



وزارة التعليم العالي و البحث العلمي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم -
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES

N° d'ordre : M2.... / GP/2020

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Thème

Valorisation des vapeurs rejetées au niveau du dégazeur

V701 du complexe CP1/z

Présenté par :

- 1. LAGRAA Fatima Zohra**
- 2. LOUZ Amel**

Soutenu le 28/06/ 2020 devant le jury composé de :

Président :	BAGHDED Aouatef	MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Z.MOHAMED SEGHIER	MCB	Université de Mostaganem
Encadrant :	MEROUANI Djilali Redha	Pr	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2019/2020

REMERCIEMENTS

Ce projet n'aurait pas abouti sans la bénédiction du Bon Dieu, Qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce travail et Qui a entendu nos prières.

Nous, **LOUZ Amel** et **LAGRAA Fatima Zohra**, nous tenons à remercier toutes les personnes qui ont contribué de manière directe ou indirecte à l'aboutissement de ce travail.

Nous remercions également et profondément notre encadreur **Mr. MEROUANI** qui n'a jamais cessé de nous conseiller, orienter et nous encourager.

Merci pour sa disponibilité et sa coopération remarquable.

Nous tenons à gratifier aussi les membres de jury **Mme. A.BAGHDED** et **Mme. Z.MOHAMED SEGHIER** pour l'intérêt qu'elles ont porté à notre recherche en acceptant d'examiner notre travail.

Nous adressons nos remerciements à tous les enseignants pour leurs efforts tout au long de nos années d'études.

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à :

A la mémoire de ma chère maman Marzouk Zaza

Je ne saurais exprimer mon grand chagrin en ton absence.
J'aurais aimé que vous soyez à mes côtés ce jour, que ce travail soit une prière pour
Le repos de ton âme.

A ma grand-mère

Aucune dédicace ne serait exprimer mon grand respect, et ma
reconnaissance pour les sacrifices que vous avez consentis pour mon
éducation. J'implore dieu le tout puissant de vous accorder bonne santé et longue vie.

A mon cher oncle Abdelkader

Mon conseiller, et ami fidèle, qui m'a assisté dans les moments
Difficiles et m'a pris doucement par la main pour traverser ensemble des
Épreuves pénibles

Je suis très reconnaissante, et je ne vous remercierai jamais assez
Pour votre amabilité, votre générosité, votre aide précieuse.

A ma tante bien aimée Fatima

Je ne trouverai jamais l'expression forte pour vous exprimer mon affection.
Trouver ici l'assurance de mon profond respect et de mon fidèle
Attachement.

A mes chères et adorables sœurs

En témoignage de mon affection fraternelle, de ma profonde tendresse et reconnaissance, je vous
souhaite une vie pleine de bonheur et de succès et que Dieu, le tout puissant, vous protège et
garde.

A ma meilleure amie Fatima, ma confidente

En souvenir de notre sincère et profonde amitié et des moments agréables que nous avons passés
ensemble. Veuillez trouver dans ce travail l'expression de mon respect le plus profond et mon
affection le plus sincère.

Ce travail est évidemment dédié à toutes les personnes qui me sont chères.

Dédicaces

Je dédie ce précieux travail aux êtres les plus chers au monde, à qui je témoigne mon amour et mon affection pour leur encouragement, leur compréhension et leur patience, qui m'ont su me comprendre et m'ont poussé à apprendre, c'est de vous dont je parle très chers parents.

A mon mari Kacem, à qui je dois une grande part de la réussite de mon projet grâce à son soutien et sa compréhension et à qui je souhaite tout le bonheur du monde, je remercie également toute sa famille.

A mon fils Mohamed, aucune dédicace ne saurait exprimer tout l'amour que j'ai pour toi, toi joie et ta gaieté me comble de bonheur, que dieu, le tout puissant, te protège.

A mes sœurs Ikrame et Achwak.

A mes frères Aoued et Abdallah.

A mes grands-parents, à mes oncles et tantes.

A toute ma famille.

A mes ami(e)s, à qui je souhaite le succès, en les remerciant pour l'amitié qui nous a toujours unis.

A tous ceux qui me sont chers.

Et pour finir, à ma chère amie Amel, avec qui j'ai partagé des moments spéciaux et à qui je souhaite la réussite et le bonheur
Ainsi qu'à toute sa famille.

LAGRAA Fatima Zohra

SOMMAIRE

Nomenclature	1
Introduction générale	2
Chapitre I : Synthèse Bibliographique[Présentation du complexe CP1/Z]	5
I-1- Introduction	6
I- 2-Présentation Du Complexe	6
I-2 -1-Historique	6
I-2-2-Les phases de la réalisation et de mise en exploitation	7
I-3- L'activité Du Complexe	7
I-4- Généralités sur le méthanol	8
I-4- 1-propriétés physico-chimiques	8
I-4- 2-Utilisations du méthanol.....	9
I-4- 3-Effets du méthanol sur la santé	10
Chapitre II : Partie Pratique [Calcul d'échangeur Tube - Calandre]	11
II-1- Introduction	12
II-2- Différents Procèdes De Méthanol	12
II-2-1- ProcédésI.C.I	12
II-2-2- Procédé Lurgi	13
II-2-3- Procédé MGC.....	13
II-3- La Production De méthanol	13
II-3- 1- <i>Description du process</i>	14
II-3- 1-1-Section100 : <i>Arrivée et distribution du gaz naturel</i> :	14
II-3- 1-2-Section200 : reforming catalytique	15
II-3- 1-3-Section 300: Refroidissement du gaz fabriqué et élimination de l'eau:.....	16
II-3- 1-4-Section 400 : Compression du gaz de synthèse.....	17
II-3- 1-5-Section 500 : synthèse de méthanol	18
II-3- 1-6-Section600 : Distillation du méthanol brut.....	19
II-3- 1-7-Section700 : Système de vapeur.....	21
Conclusion	38
Références bibliographiques	39
annexes	40

Nomenclature

λ : conductivité thermique en	[W / (m °C)]
P : densité de la source	[Kg/m ³]
ρ : masse volumique	[Kg/m ³]
C : chaleur massique	[KJ/(Kg °C)]
φ : la densité de flux thermique	[w/m ²]
grad T : le gradient de température	/
Φ : le flux de chaleur	[W]
e : épaisseur de la paroi	[m]
r ₁ et r ₂ : rayon intérieur et extérieur	[m]
μ : viscosité dynamique du fluide	[Kg/m s]
Nu : nombre de Nusselt	/
Pr : nombre de Prandtl	/
m : débit massique	[Kg/s]
μ : viscosité dynamique	[N . s / m ²]ou [pascal . s]
ν : viscosité cinématique	[m ² /s]
D : diamètre	[m]
V: vitesse en amont	[m/s]
a : section de passage	[m ²]
B : espacement entre chicanes transversales	[m]
C _p : chaleur spécifique	[Kcal/Kg °C]
ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne	[°C]
F _c : Facteur correctif de la ΔTLM	/
T _{ec} , T _{sc} : Température de fluide chaude d'entrée et de sortie dans la calandre	[°C]
t _{ef} , t _{ec} : Température de fluide froide d'entrée et de sortie dans les tubes	[°C]
t _t : température de tube	[°C]
T _c , t _c : Température calorifique des deux fluide chaude et froide	[°C]

Introduction générale

Introduction générale

le gaz et le pétrole sont des sources d'énergie et des matières premières indispensables pour l'économie et le développement de n'importe quel pays .Ce qui les mènent à porter une grande attention sur l'industrie des hydrocarbures dans leurs programmes d'industrialisation Dans ce contexte, l'Algérie a commencée par la construction des raffineries, des usines de gaz naturel liquéfié (GNL) et des complexes pétrochimiques afin d'épuiser de ces deux sources, le maximum des produits de consommation directe.

La pétrochimie est la science qui s'intéresse à l'utilisation des composés chimiques de base issus du pétrole pour fabriquer d'autre composés synthétiques qui peuvent exister ou non dans la nature. Ces fabrications sont, en général, basées sur des réactions chimiques appropriées en présence ou non d'un catalyseur.

Le gaz naturel peut également fournir des matières premières, du méthane et du l'éthane pour la pétrochimie. Les différentes transformations de ces produits en d'autres composés organiques dont les termes ultimes de transformations sont : des matières plastiques, des solvants, des résines, des fibres synthétiques, des détergents, des plastifiants, des élastomères, des adhésifs, du polyester, du nylon, des médicaments, des cosmétiques, des engrais et des alcools.

Parmi ces alcools, nous avons le méthanol ou l'alcool méthylique, premier de la série, a connu et connaît toujours de nombreux développement .La découverte de 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 dans la zone industrielle d'ARZEW à partir du gaz de synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CO}_2$) obtenu à partir du vapocraquage du méthane CH_4 .

Notre étude est localisée sur la production industrielle du méthanol, nous nous sommes intéressés au cheminement du gaz de synthèse dans le circuit de production ou un problème de perte de chaleur au niveau dégazeur V701 qui sert à éliminer l'oxygène dans l'eau nous été confié. Notre travail est de proposer des solutions, afin de remédier à ce problème, suivis

Introduction générale

d'une étude de faisabilité par le calcul thermique et dimensionnement pour une des solutions proposées. Pour mener à bien cette étude, nous avons structuré le travail comme suit :

Une présentation générale du complexe CP1/Z suivi d'une brève généralité sur le méthanol, sur ces propriétés physiques et ces utilisations, illustrées dans le premier chapitre ajouté aune description du procédé de fabrication du méthanol au niveau du complexe.

Dans le second chapitre nous donnons une brève définition du dégazeur ainsi que l'étude de problème de perte de chaleur du dégazeur V701, qui provoque des défiances au niveau de fonctionnement du reste des équipements de la chaudière.

Le calcul de dimensionnement de l'échangeur intermédiaire proposé dans notre étude, de type faisceau-calandre, sera présenté ; et enfin, nous terminerons avec une conclusion et des recommandations.

Chapitre I

Synthèse bibliographique

I-1- INTRODUCTION:

Récemment, l'industrie pétrochimique a suscité beaucoup d'intérêt par le législateur algérien vu la disponibilité du pétrole et le gaz naturel, matières premières de choix qui peuvent donner une large variété de produits de synthèse dans divers domaines.

Le méthanol est l'un des produits phare de la pétrochimie, il est synthétisé à partir de méthane CH_4 et la vapeur d'eau pour obtenir le gaz synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2$), Ce dernier destiné pour la fabrication du méthanol vers la production du formaldéhyde, ensuite les matières plastiques à l'aide de différents procédés et opérations de transformation tel le cas du complexe CP1/Z unité de l'ENIP.

I-2-PRÉSENTATION DU COMPLEXE [1] :

I-2-1- Historique :

L'Entreprise Nationale de la Pétrochimie par abréviation ENIP, a été créé par le décret N°84-257 du 1^{er} septembre 1984 après la restructuration de la l'Entreprise Nationale SONATRACH.

Il a été érigé en société par action le 18 Avril 1998 avec un capital social de 3 Milliards DA, dont le siège qu'est situé à SKIKDA.L'ENIP est chargée dans le cadre du plan national du développement économique et social à la prise en charge de toutes les opérations de transformations chimiques des hydrocarbures ainsi que leur dérivés pour la production des produits pétrochimiques de base et des produits finis destinés au marché national et à l'exportation spécialement :

- Les matières de bases pour les industries chimiques et pharmaceutiques.
- Les matières thermoplastiques et thermodurcissables.

L'ENIP dispose de deux complexes pétrochimiques en exploitation, le complexe Ethylène et dérivés « CP1K » à SKIKDA et le complexe Méthanol et Dérivés « CP1Z », à ARZEW et d'une Direction qui s'occupe de la Commercialisation et Distribution « COD » à ALGER. Dans le cadre de la politique d'industrialisation du pays, et du développement de l'économie nationale par la création d'une industrie pétrochimique diversifiée, la société nationale SONATRACH et la société italienne SIR donnant naissance en 1969 à la société mixte ALMER, dont le premier projet sera le complexe Méthanol et Résines Synthétiques. Le 10 septembre 1970, ALMER signe un contrat avec la société HUMPHREYS et GLASEGOW pour la construction de l'unité

Méthanol, contrat qui entrera en vigueur en février 1971. En novembre 1971, la société ALMER est dissoute.

La SONATRACH poursuit la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne ITALCONSULT. Le premier en 1972 pour construction des utilités et le second contrat en 1973, pour celle des unités de production de résine.

I-2-2-Les phases de la réalisation et de mise en exploitation :

1969 : Naissance de la société ALMER (60%SH, 40%SIR).

1970 : ALMER confie la construction de l'unité méthanol à HUMPHREYS & GLASGOW ce contrat est résilié en février 1971.

1971 : La SONATRACH prend en charge entièrement la poursuite de la réalisation projet.

1972 : contrat avec signature d'un Italconsult pour la réalisation des utilités, il entre en vigueur en 1972

1973 : Signature d'un contrat avec le même constructeur pour la réalisation unité résine.

1975 : Mise en service des utilités.

1976 : Entrée en exploitation de l'unité Méthanol.

1978 : Début d'exploitation des unités Résine.

La restructuration et la déconcentration de la SH donne naissance à l'ENIP (Entreprise des Industries Pétrochimiques) par le décret N°84 du 01/09/1984.

I-3-L'activité du complexe :

Le complexe Méthanol et Résines Synthétiques occupant une superficie de 27 Hectares sur le plateau du Mahgoun dominant la baie d'ARZEW, le CP1/Z est situé à 2 Km de la ville du nord de la Raffinerie, Il est desservi par la route nationale ORAN – ARZEW – MOSTAGANEM. L'entreprise ENIP est chargée de la gestion, de l'exploitation et du développement des industries pétrochimiques ainsi que la commercialisation des produits découlant de cette industrie notamment Les matières de base pour l'industrie chimique, pharmaceutique et les matières thermoplastiques.

Le CP1/Z, est constitué d'un ensemble d'unités destinées à la fabrication des produits thermodurcissables à base d'Urée – Formol, de phénol et de Mélatamine /Formol, et de Méthanol.

Il se compose de deux laboratoires, l'un de recherche et de développement de Résines, et l'autre de contrôle. Le complexe est composé des unités de production suivantes :

- Unité Méthanol : capacité de 100 000 Tonnes / an de Méthanol.
- Unité Formaldéhyde Formulée : capacité de 20 000 Tonnes / an.
- Unité Résines phénoliques liquides de capacité de 6000 Tonnes / an.
- Unité Résines phénoliques en poudre à mouler : capacité de 2500 Tonnes / an.
- Unité Résines uréiques liquides : capacité de 6000 Tonnes / an.
- Unité Résines uréique atomisées 3000 Tonnes / an.
- Unité Résines en poudre à mouler : capacité de 2500 Tonnes / an.
- Unité Résine Mélaminiques 1 000 Tonnes/an
- Unité pour la production des eaux déminéralisées, air comprimé, vapeur, et de l'azote.

I-4- Généralités sur le méthanol :

Le méthanol est présent naturellement dans le corps humain, les animaux, les plantes et les aliments. Il est produit par fermentation, dégradation de composés organiques (feuille) et via les métabolismes. La source principale de méthanol pour l'homme provient de notre alimentation lors de la consommation de fruits et légumes frais, des jus de fruits, de boissons fermentées et d'aliments allégés contenant de l'aspartame. Industriellement, le méthanol est produit à partir de méthane CH_4 et la vapeur d'eau pour obtenir le gaz synthèse ($\text{CO} + \text{H}_2$).

Le méthanol a connu un essor extraordinaire depuis 1988 à 1989 provoqué par l'accroissement spectaculaire de la consommation de la MTBE (méthyl tert-butyl éther), appliqué dans la reformulation des essences, imposée par l'agence américaine de protection de l'environnement des essences EPA. Le méthanol dont le cours s'était effondré à 60\$/tonne en 1986, a atteint le cout très élevés de 250\$/tonne en 1988. Or le prix du méthanol est monté à 500\$/tonne dans les premiers mois en 1995, pour revenir à 220\$/tonne au milieu de la même année. En mars 2020 le méthanol s'est écoulé à 400 \$/tonne dans le marché américain.

I-4-1-propriétés physico-chimiques ;

Le méthanol est un hydrocarbure de carbone, d'hydrogène et d'oxygène. Sa formule chimique est CH_3OH (souvent abrégé en MeOH). Il est également connu sous le nom d'alcool méthylique, carbinol, alcool de bois, de naphte de bois ou d'esprit de bois. C'est le plus simple des alcools. C'est un liquide léger, incolore, possède une odeur agréable caractéristique un peu écœurante, plus douce et sucrée que celle de l'éthanol. Neutre, polaire, inflammable, stable dans les conditions normales de température et de pression, volatile (tension de vapeur est 3.8 kPa à 20°C). 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. Le méthanol est produit avec une pureté supérieure ou égale à 99,85%, sa masse volumique à 25°C est de 0,7867, sa masse moléculaire est égale à 32,042g/mole et sa température d'ébullition est de 64,5°C, température de fusion -97,68°C, conductivité thermique 190,16W/m k à 25°C. Le méthanol est très toxique : 25 à 100 cm³ de méthanol ingéré par l'homme peuvent provoquer la mort.

1-4-2- Utilisations du méthanol [2] :

Le principal emploi du méthanol dans le monde est lié à la fabrication du formaldéhyde, lui-même matière première pour la fabrication de l'acide acétique, et la fabrication de MTBE (indice d'octane de base pour plusieurs produits chimiques). Il est aussi utilisé comme solvant, combustible, intermédiaire chimique, produit pharmaceutique. Il est utilisé de plus en plus dans le traitement des eaux usées et dans la production du biodiesel. Le méthanol intervient dans la production de toute une gamme de produits intermédiaire qui, serviront à créer d'autres dérivés chimiques. Ces dérivés sont utilisés dans un éventail de produits dont le contreplaqué, les panneaux de particules, les mousses, les résines et les plastiques. L'industrie des combustibles, avec principalement la production du méthyltertiobutyléther (MTBE), lequel est mélangé à l'essence pour produit le volume des émissions nocives des véhicule automobile, constitués l'autre grand volet de la demande de méthanol est utilisé comme combustible des piles à combustible. Le méthanol est largement considéré comme un des combustibles les plus prometteurs pour les applications dans les piles à combustibles mises au point actuellement pour les téléphones cellulaires, les ordinateurs portables et les moyens de transport sur court distance comme les scooters de proximité. Le méthanol est utilisé également dans les applications suivantes :

- cristallisation, précipitation et nettoyage des sels d'halogénures de métaux alcalins ;
- précipitation des résines de polystyrène et de chloroprène ;
- nettoyage et séchage des fractions de charbon pulvérisé ;
- décapage des peintures ;
- nettoyage en surface des métaux ; des résines échangeuses d'ions ;
- suppression de l'humidité et des résines du bois ;
- agent d'extraction dans les industries pétrolières, chimique et agro-alimentaire ;
- Dégivreur et Antigél pour la déshydratation des pipelines.

Effets du méthanol sur la santé [3] :

L'ingestion de méthanol, même en petite quantité peut provoquer : nausée, maux de tête, trouble de la vue ou cécité, douleurs abdominales, éventuellement la mort. L'inhalation peut provoquer : trouble digestifs, trouble de conscience, somnolence. Une exposition répétée par inhalation de méthanol peut provoquer : l'empoisonnement systématique, des troubles cérébraux et des troubles de la vue.

Chapitre II

Partie Pratique

I-1-INTRODUCTION :

La synthèse du méthanol se fait par la réaction de l'hydrogène sur le monoxyde de carbone et le dioxyde carbonique. Ces gaz peuvent être obtenus par le reforming à la vapeur du gaz naturel. Le principe du reforming consiste à mélanger le gaz naturel d'alimentation désulfuré et chaud avec de la vapeur et en 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 du gaz carbonique.

Ce gaz est connu sous le nom de gaz de synthèse est refroidi, et comprimé jusqu'à la pression requise pour la synthèse du méthanol, et ensuite on fait circuler le gaz de synthèse du méthanol, et ensuite on fait circuler le gaz de synthèse dans la boucle de synthèse du méthanol puis refroidi afin de condenser le méthanol brut formé. Ce dernier est purifié par distillation afin d'enlever l'eau et les impuretés qui se forment comme sous-produit de la réaction de synthèse.

II-2- DIFFERENTS PROCÉDES DE METHANOL [4] :

La synthèse du méthanol est faite par réaction de l'hydrogène avec l'oxyde de carbone et le dioxyde de carbone. Ces gaz peuvent être obtenus par le reforming à vapeur du gaz naturel ou par oxydation partielle des hydrocarbures lourds tels que : le fuel-oil lourd les résidus de distillation. Trois types principaux de procédés sont utilisés pour la synthèse de méthanol et la différence entre les trois procédés réside dans les conditions opératoires de la matière du catalyseur.

1. Le procédé HP à (300 bars) abandonné à cause des coûts de compression.
2. Le procédé MP à (100 bars). Le catalyseur est à base de cuivre, zinc et alumine.
3. Le procédé BP à (50 bars) est le procédé le plus utilisé à base de cuivre, zinc et alumine.

Les procédés dits de basse pression de I C I (grande Bretagne), de Lurgi (Allemagne) et de M G C (Japon) sont les plus utilisés. Ces trois procédés utilisent des catalyseurs à base de cuivre. La différence qui existe entre eux se situe dans la composition du catalyseur, soit l'exothermicité de la réaction soit par injection directe de gaz frais dans les lits catalytiques soit par une circulation d'eau.

II-2-1-Procédés I.C.I :

Il opère 70 bars vers $250 \div 270^{\circ}\text{C}$ dans un réacteur adiabatique avec refroidissement par injection de gaz de synthèse froid entre les couches de catalyseur (3 ou 4) le diamètre du réacteur est de 4,5 m pour 500T/J à 7m pour un échange 1500T/J. Il augmente avec l'augmentation de la charge, les pertes de charges sont faibles, les parois du réacteur sont en acier faiblement allié au

carbone ou ces dérivées. 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.

II-2-2-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 entrent 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, tubes de 12m long. La pression de vapeur est en marche normale de 40 bars. De point de vue énergétique, un réacteur de Lurgi est optimisé pour la production de vapeur et s'intègre bien avec celles des fours de reforming. Le rapport vapeur/carbone est faible (2,5 à 2,6).

II-2-3-Procédé MGC:

Dès 1970, à partir du gaz naturel, Mitsubitchi Gaz Chemical a également développé un procédé de synthèse du méthanol basse pression. Le catalyseur de même type ; est composé essentiellement de cuivre avec du zinc et de chrome en plus faible quantité. Le réacteur est de type tubulaire aux lits multiples. La chaleur produite au cours de la réaction peut être éliminé soit par injection des gaz froids directement entre le lit catalytique soit par circulation d'eau bouillante dans un réseau de tubes situés également entre les lits catalytiques pour produire de la vapeur.

II-3-LA PRODUCTION DE METHANOL

Actuellement, la plus grande partie du méthanol provient de la synthèse directe. De tous les procédés industriels, l'hydrogénation de l'oxyde de carbone est devenue le moyen de choix de production de méthanol :



Le procès de synthèse du méthanol est similaire à celui d'obtention de l'ammoniac ; on la réalise à une température élevé sous haute pression. Par suite de faibles rendements en alcool méthylique à l'équilibre le mélange gazeux initial doit être recyclé à plusieurs reprises.

L'entreprise CP1Z à une capacité de production de 300 tonnes métrique par jour sans apport d'anhydride de carbone CO₂, et avec un rapport de CO₂ ils attendent 340T/J.

Pour la production du méthanol, 7 sections sont mis en service :

- Détente et distribution du gaz (section 100).

- Reforming catalytique avec vapeur (section 200).
- Refroidissement gaz de synthèse et séparation d'eau (section 300).
- Compression du gaz de synthèse (section 400).
- Synthèse du méthanol brut (section 500)
- Distillation et pré stockage du méthanol (section 600).
- Système vapeur (section70).

II-3-1-Description du process :

La synthèse du méthanol dans cette unité passe par sept sections successives : 100 - 700.

II-3-1-1-Section100 :Arrivée et distribution du gaz naturel :

D'abord le gaz qui vient de HASSI R'MEL passant par RTO avec une pression de 30bars et la température ambiante pénètre dans un séparateur V106 pour séparer toutes traces d'hydrocarbure liquide.Le gaz naturel sortant du V106 est réparti et utilisé comme suit :

- Gaz combustible pour le four de reforming.
- Gaz d'alimentation de procédé est réduit en en pression de 27,5 bars et s'écoule vers un préchauffeur dans la zone de convection du four F204 ou il atteint une température de 400°C .
- Gaz combustible pour les bruleurs auxiliaires.
- Gaz des pilotes et de BLINKTING.

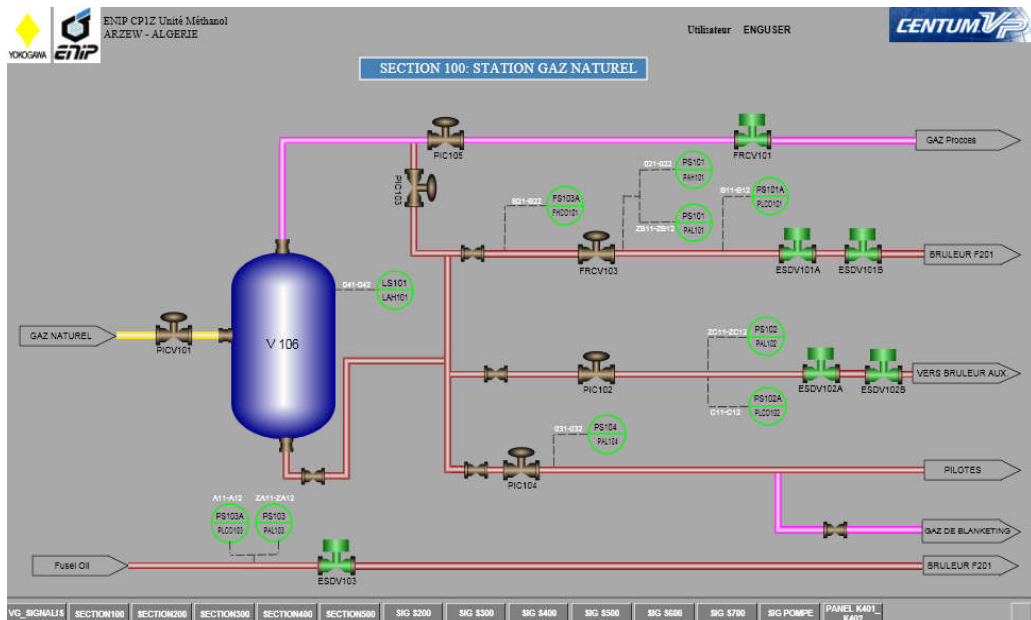
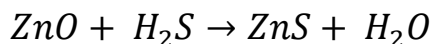


Figure I : section 100 distribution de gaz

Le gaz de processus doit passer par un désulfuré au réacteur V105 à base de Nickel :



II-3-1-2-Section 200 : reforming catalytique :

Le gaz désulfuré sortant du V501 est mélangé à la vapeur surchauffée qui vient de la canalisation de vapeur de 30 bars. Le rapport molaire (vapeur/gaz) a une valeur normale de (3/1). La vapeur surchauffée est mélangée avec le gaz désulfuré alimente ensuite le four à 360°C. Ce mélange passe à l'intérieur de 168 tubes verticaux où la réaction se déroule sur un catalyseur à base de Nickel NIO.60 brûleurs sont installés verticalement dans le four pour fournir la chaleur nécessaire pour la réaction endothermique. Le gaz fabriqué sort du four à 20 bars et une température de 850°C en fonction de l'âge de catalyseur il composé principalement de : l'hydrogène, le monoxyde de carbone, (CO₂), du méthane et de la vapeur d'eau.

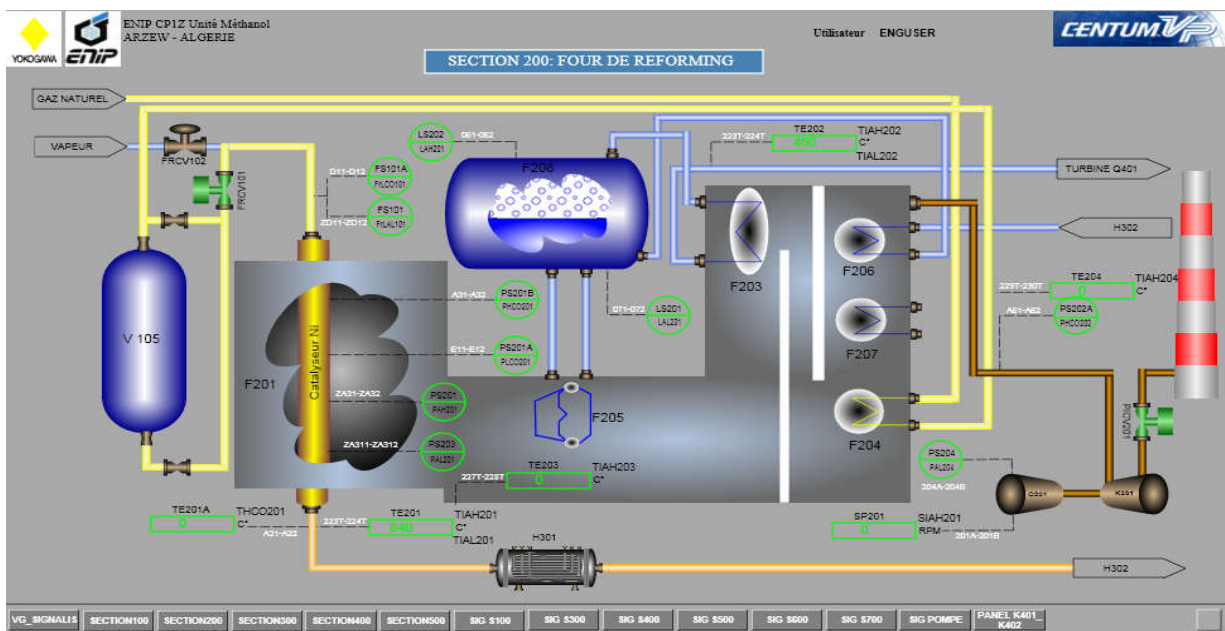
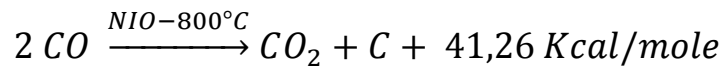
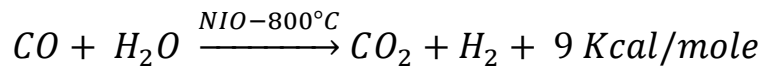
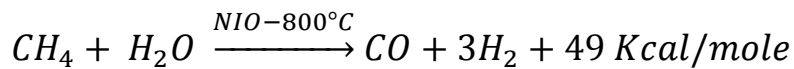


Figure 2 : schéma du Four de reforming (section 200)

II-3-1-3-Section 300 : Refroidissement du gaz fabriqué et élimination de l'eau:

Le gaz chaud sortant du four est refroidi à environ 375°C dans une chaudière H301 par échange de chaleur avec l'eau bouillante à environ 301°C. Le gaz sortant de H301 est ensuite refroidi à 157°C dans un réchauffeur d'eau d'alimentation de la chaudière H302. Le gaz sort de H302 avec l'eau condensée et entre dans un séparateur V303 pour éliminer l'eau. Le gaz saturé sec s'écoule ensuite vers le rebouilleur H610 de la colonne de distillation V601 est encore refroidi à environ 142°C avec plus de condensation de l'eau. La chaleur est échangée avec une solution de méthanol bouillant à la base de la tour V601. Le gaz sortant de H610 contient de l'eau ce dernier est séparé du gaz au niveau du séparateur V605. Le gaz saturé sec à 142°C s'écoule vers un dégazeur réchauffeur d'eau d'alimentation H303 où il est refroidi à 126°C. Le gaz sortant de H303 est monté au-dessus du réfrigérant final H304 ; le mélange (gaz/eau) s'écoule vers le bas de H304 où la chaleur est échangée par l'eau de refroidissement réduisant la température du gaz à 40°C.

Le gaz de synthèse froid sort de H304 avec l'eau condensée pénètre dans le 3^{ème} et le dernier séparateur V302, l'eau est séparée puis renvoyée à l'unité de récupération des condensats. Le gaz sortant du dernier séparateur est sec avec de température 40°C et pression à 17,5 bars s'écoule vers le compresseur K410.

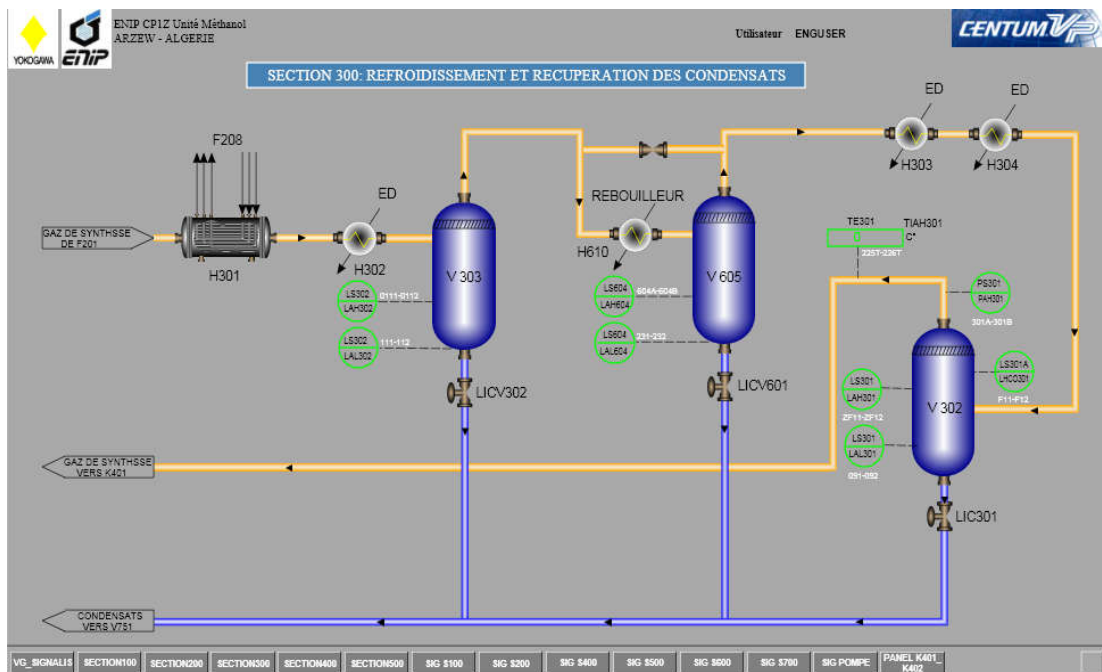


Figure 3 : Schéma de refroidissement et récupération des condensats (la section 300)

II-3-1-4-Section 400 : Compression du gaz de synthèse :

Le gaz de synthèse final est comprimé d'une pression de 17.5 bars à 50 bars dans un compresseur centrifuge K401 à deux corps HP et BP. Ce compresseur est entraîné directement par une turbine (Q 401) à vapeur HP=80bars. Le gaz sortant du compresseur K401 est mélangé avec le gaz de purge. Sortant du séparateur (V502) de méthanol brut, à une température T=40°C. Le mélange passe dans une recirculation (K402) où il est comprimé à une pression de 52 bars et une température T=77°C. Ce compresseur est entraîné par une turbine (Q402) MP= 25 bars

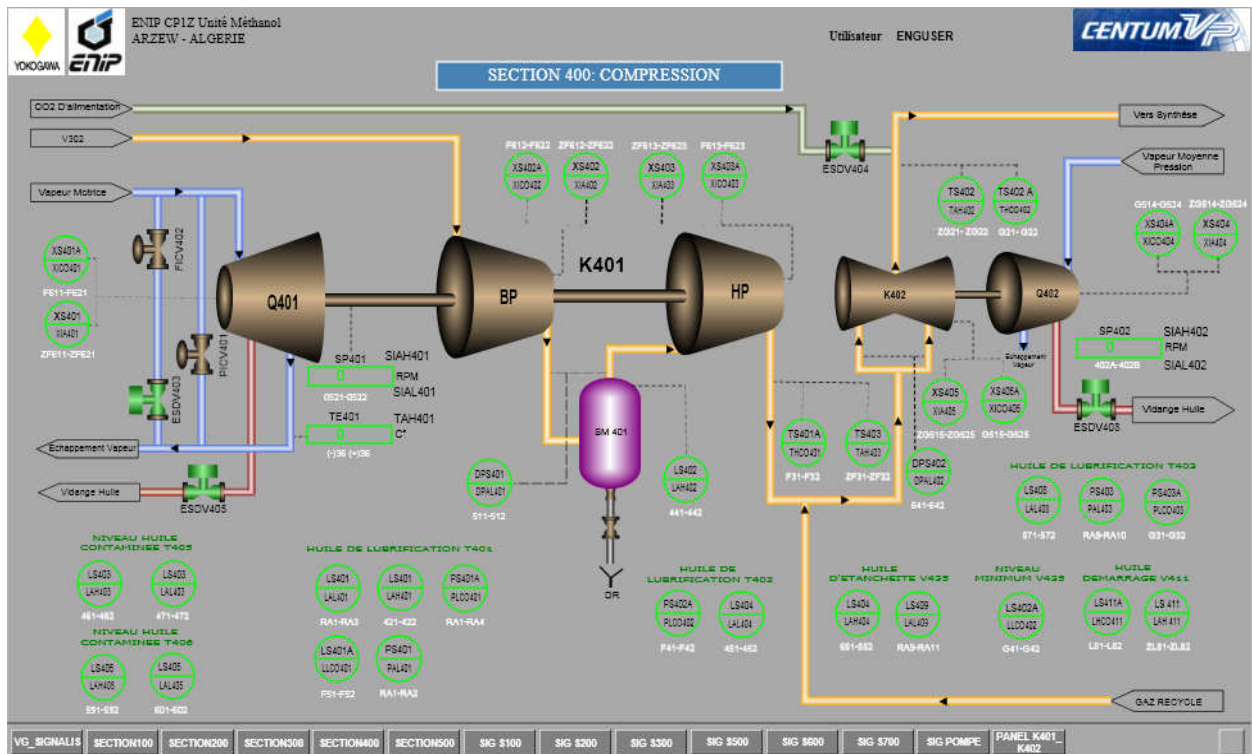
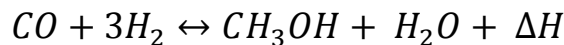


Figure : 4 schémas de compression (la section 400)

II-3-1-5-Section 500 : synthèse de méthanol :

La boucle de synthèse est la section où une partie de gaz de synthèse est converti en méthanol. Le gaz de synthèse sortant du compresseur K402 à 52 bars et 77°C s'écoule vers l'échangeur H501 où il est réchauffé jusqu'à 245°C par le gaz sortant de réacteur V501 à une température de 270°C ce dernier est refroidi jusqu'à une température de 146°C. Le gaz préchauffé pénètre dans le réacteur V501 à une pression de 52 bars. Le V501 est un récipient cylindrique vertical contenant 4 lits rempli de catalyseur à base de cuivre où se passe la réaction de synthèse de méthanol :



La température du catalyseur dans toutes les parties du réacteur est environ 210°C. Le gaz chaud sortant du réacteur s'écoule vers le coté tube de l'échangeur H501 pour chauffer l'alimentation du réacteur il est refroidi à une température de 146°C. Le gaz s'écoule ensuite vers le condenseur de méthanol H502 où il est refroidi à 40°C par échange de chaleur avec l'eau de refroidissement. Une grande partie du méthanol est condensée en liquide. Le mélange (gaz/méthanol liquide) s'écoule vers le séparateur de méthanol V502 où le liquide est séparé du gaz qui n'a pas réagi, une quantité de gaz est envoyée vers le recycleur K402 et une autre envoyée vers le K401 sous forme de gaz d'étanchéité, et autre se mélange avec le gaz de procédé et la quantité restante (gaz de purge) se mélange avec le gaz combustible dans le four. 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 un bac de pré stockage T651.

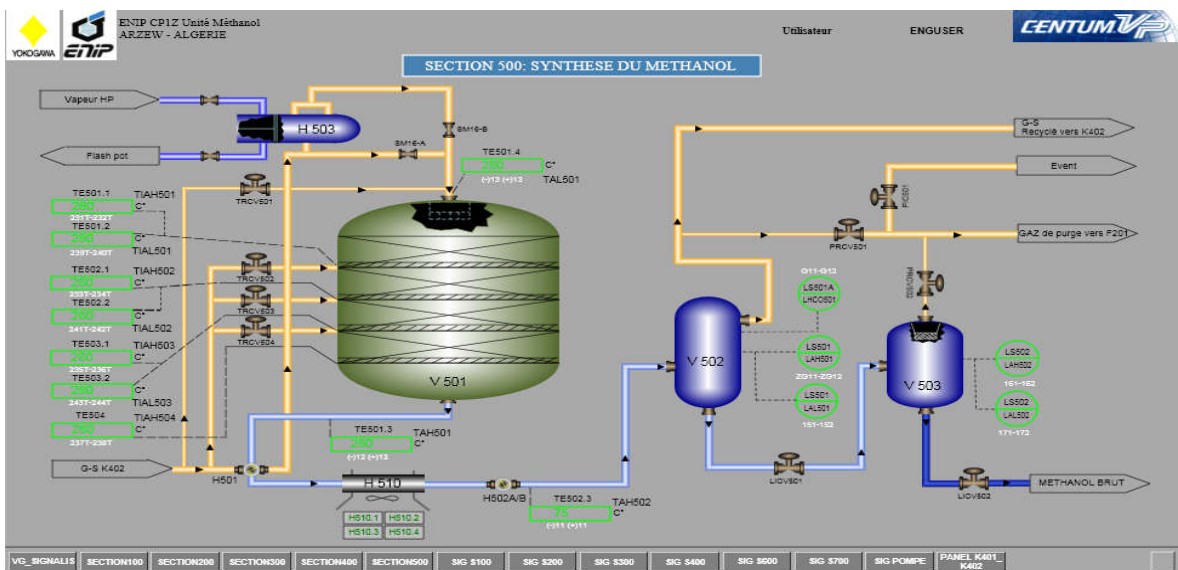


Figure5 : schéma de synthèse du méthanol (Section 500)

II-3-1-6-Section 600 : Distillation du méthanol brut :

La distillation du méthanol se passe dans deux colonnes

6-6-1^{ère} Colonne (Elimination des produits légers :(V601) C'est une colonne sert à enlever les gaz résiduaire dissous dans le méthanol($\text{CO}.\text{CO}_2.\text{H}_2.\text{CH}_4$). 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, la distillation s'effectue toujours dans une colonne munie d'un condenseur en tête de colonne d'une source chaude au fond de la colonne appelée rebouilleur. La V601 munie des 48 plateaux du type clapets fixe assurent la circulation permanente et à contre-courant des deux phases (vapeur/liquide), les pressions normales utiles au sommet et au fond sont de l'ordre de 1.46 et 1.88 bar respectivement. Les points d'admission de l'alimentation sont pourvus aux plateaux 40, 36, 32 dépend de la concentration relative des produits légers dans l'alimentation. A l'aide de H602 on enlève au sommet de la colonne une quantité de chaleur, la vapeur provenant du plateau supérieur se condensera partiellement, une partie de distillat obtenu reviendra en tête de la colonne en qualité de reflux froid, ce dernier permet d'ajuster la température de 74°C en tête de colonne. Via le rebouilleur H610 on apporte au fond de la colonne une quantité de chaleur et le liquide provenant du plateau inférieur se vaporisera partiellement et reviendra dans la colonne de qualité de reflux chaud, ce dernier permet d'assurer la température 95°C au fond de la colonne. Le résidu quitte l'appareillage et il serait pompé par la pompe P604 vers la deuxième colonne V602.

6-6-2. II^{ème} colonne (Elimination des produits lourds) : (V602) C'est une colonne sert à séparer l'eau mélangé avec le méthanol pour obtenir un méthanol raffiné. Elle contient 63 plateaux de type clapets fixe pour but d'avoir un méthanol raffiné, et les plateaux N° 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. Une partie de distillat obtenu reviendra en tête de la colonne en qualité de reflux froid, ce dernier permet d'ajuster la température de 60°C en tête de la colonne. A l'aide d'un rebouilleur H606, on apporte au fond de la colonne une quantité de chaleur, une partie de résidu se vaporisera et reviendra dans la colonne pour assurer la température du 119°C au fond de la colonne. Le méthanol final est retiré de la tour aux plateaux N°59 et 55 pour diverses raisons, les produits légers ne sont pas éliminés d'une manière efficace dans la colonne de séparation des produits légers V601, et que leur concentration sur le plateau 59 est excessive. Le produit est refroidi jusqu'à environ 50°C dans un réfrigérant H607 et passe aux réservoirs du méthanol raffiné T652A/B .

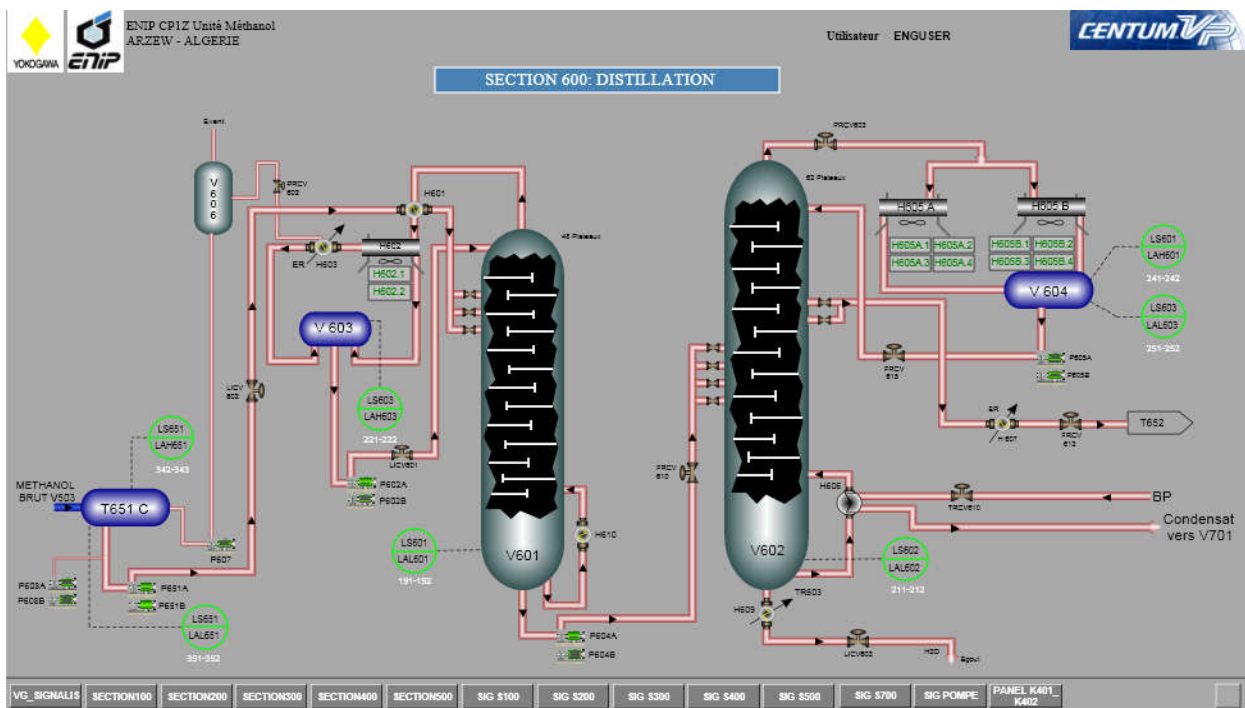


Figure 6 : schéma de distillation (Section 600)

II-3-1-7Section 700 : Système de vapeur :

Le système de 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 F208, 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 sont à BP3,5 bars, MP 30 bars, et HP 80 bars.

Dans le but de contribuer à la diminution des pertes de vapeur libérée vers atmosphère au niveau du dégazeur V701, une installation d'un nouvel échangeur au refoulement de la pompe P751A/B est une solution envisageable pour la réduction de la quantité d'eau déminéralisée consommée dans l'unité méthanol et favoriser le bon fonctionnement des équipements dans la section de production de vapeur. Pour cela, nous allons procéder à dimensionner l'échangeur H701 que nous avons proposé en utilisant la norme TEMA qui spécifie les caractéristiques mécaniques et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement. Le dimensionnement du nouvel échangeur par la méthode de KERN consiste en premier lieu d'estimer le coefficient de transfert thermique sale U_s afin de calculer la surface d'échange. Une autre estimation est nécessaire pour les dimensions des tubes et de la calandre pour évaluer les propriétés dynamiques des fluides (eau déminéralisée et eau de refroidissement), le coefficient de transfert propre U_p doit respecter la relation suivante : U_p est supérieur à U_s pour donner une résistance d'encrassement admissible. Si la résistance d'encrassement n'est pas admissible on ré-estime U_s jusqu'à une valeur adéquate. Les propriétés thermiques de l'eau de refroidissement et l'eau déminéralisée sont données à la température calorique.

Tableau.1 Données nécessaires pour le calcul d'un échangeur

Spécifications du Fluide		Calandre	Tube
		Eau de refroidissement	Eau déminée
Débit massique (Kg/h)	F	-	30 000
Température d'entrée (°C)	Te	30	85
Température de sortie (°C)	Ts	38	40
Perte de charge admissible P (bar)	P	1	1
Densité (kg/m ³)	d	1002	984,4
Viscosité dynamique (kg/m.s)	μ	0,000 753 1	0,000 4996
μ (kg/m.h)		2,71116	0,499 6
Capacité calorifique (kcal/kg°C)	Cp	1,03	1,033
Cp (j/kg°C)		4,313	4,324
Conductivité thermique (W/m.°C)	λ	0,622	0,648 7
λ (kcal/h.m.°C)		0,534 82	0,557 78

Bilan thermique

À partir des données de tableau ci-dessus, nous calculons la quantité de chaleur absorbée par l'eau de refroidissement :

$$Q = Ft \cdot C_p \cdot \Delta T = F_c \cdot \hat{C}_p \cdot \Delta t$$

$$Q = Ft \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = 30\,000 \cdot 1,033 \cdot (85 - 40) .$$

$$Q = 1\,395\,138,6 \text{ kcal/h}$$

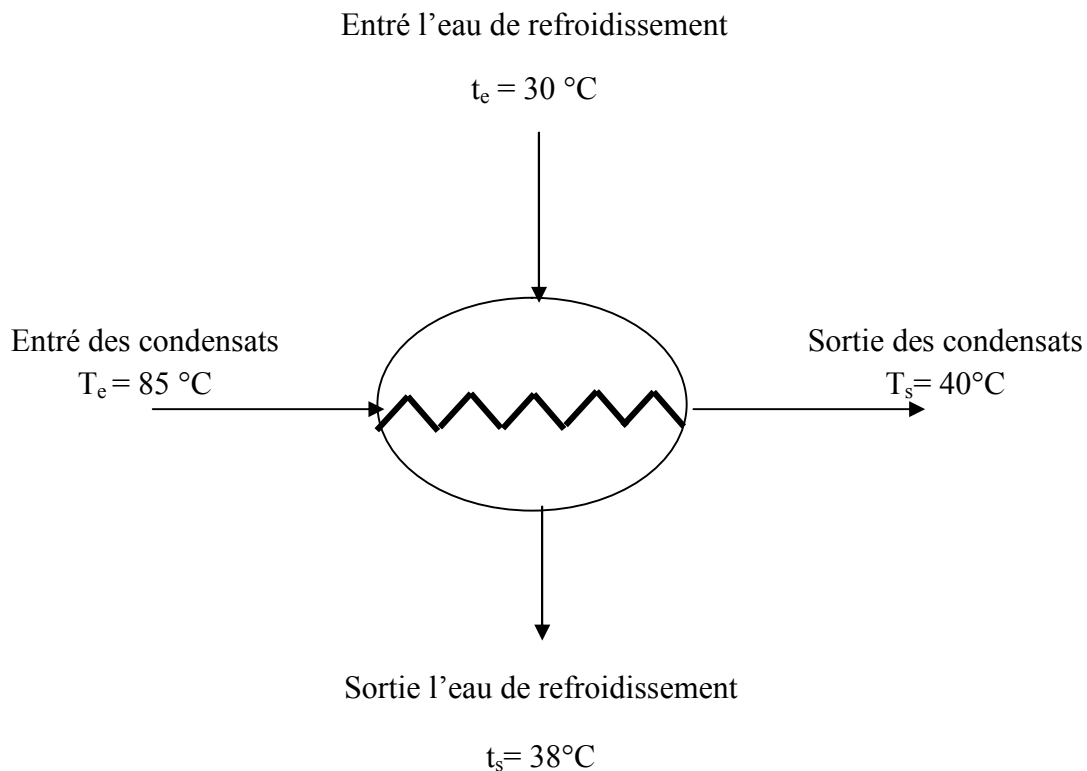
Calcul de débit d'eau de refroidissement

$$F_c = \frac{Q}{\hat{C}_p \Delta t} = \frac{1\,395\,138,6}{1,03 \times 8} = 169\,180,3 \text{ kg/h}$$

$$F_c = 169,180 \text{ tonne/h.}$$

Calcul thermique

Calcul de la différence de température logarithmique ΔT_{LM} :



$$\Delta T_a = T_e - t_s = 85 - 38 = 47 \text{ °C}$$

$$\Delta T_b = T_s - t_e = 40 - 30 = 10 \text{ °C}$$

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}} = \frac{47 - 10}{\ln \frac{47}{10}} = 23,9 \text{ °C.}$$

($t_e=30$ et $t_s=38$)

Calculons F : facteur de correction déterminé graphiquement à partir de R et E (voir Annexe 1).

Avec le rapport calorique : $R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} = \frac{85 - 40}{38 - 30} = 5,625$

Le rendement thermique de l'échangeur : $E = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} = \frac{38 - 30}{85 - 30} = 0,14$

$$E = 0,14 ; R = 5,625 \rightarrow F_C = 0,94$$

$$\Delta TLM_{\text{Corrigée}} = \Delta TLM \times F$$

$$\Delta TLM_{\text{Corrigée}} = 23,9 \times 0,94$$

$$\Delta TLM_{\text{Corrigée}} = 22,47 \text{ °C}$$

Estimation de la surface d'échange sale \hat{A}_s

Selon la nature des fluides mis en service le coefficient de transfert global choisi :

$U'_s = 2\,290 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$, selon (Annexe 2).

$$\hat{A}_s = \frac{Q}{U'_s \Delta TLM_{\text{corrigée}}} \Leftrightarrow \hat{A}_s = \frac{1\,395\,138,6}{2290 \times 22,47}$$

$$\hat{A}_s = 27,11 \text{ m}^2$$

Choix de la géométrie de l'échangeur

Les longueurs des tubes normalisées les plus utilisées industriellement sont en ft : 8-12-16-20.

Nous proposons 14ft donc **L = 3,657m** (1ft = 30,48). 14

Les caractéristiques choisies avec calibre BWG de 12 avec une disposition des tubes carré sont présentées dans le tableau suivant selon (Annexe .3, .4)

Tableau.2 Tableau Des Caractéristiques Du Tube

Caractéristique	Unité (m)
Diamètre extérieur d_o	0,01905
Diamètre intérieur d_i	0,01351
Epaisseur e	0,00277
Pas P = 1''	0,0254
Diamètre équivalent d_e	0,02409

Calcul surface d'échange d'un tube a_o

$$a_0 = \pi * d_0 * l = \pi * 0,0254 * 3,657 = 0,218 75$$

a₀ = 0,218 75 m²

Estimation de nombre théorique des tubes N'_t

$$\hat{N}_t = \frac{\hat{A}_s}{a_0 \times n_c} = \frac{27,11}{0,008 \times 1} = 124 \text{ tubes}$$

D'après le code TEMA, pour les échangeurs a faisceau tubulaire et calendre (Annexe B.5) :

N_t = 124 tubes → pas = 0,03175 → nombre de passe coté tube égale à 2 → D_c = 0,387 m.

Détermination du nouveau coefficient de transfert sale U_s et l'aire d'échange A_s

Détermination de U_s

$$U_s = \frac{U'_{s} \times N/t}{Nt} = \frac{2290 \times 124}{124} = 2290.$$

$U_s = 2290 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$
--

$$A_s = \frac{Q_{abs}}{U_s \times \Delta T_{LM \text{ corrigé}}} = \frac{1\,394\,138,6}{2290 \times 22,47} = 27,11$$

$A_s = 27,11 \text{ m}^2$

Température calorique

Les températures caloriques T_c et t_c sont définis comme des températures moyennes pour lesquelles le coefficient U est calculé et considéré comme un coefficient moyen associable à la DTLM. Elles serviront au calcul des caractéristiques des fluides :

$$\left\{ \begin{array}{l} T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \\ t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) \end{array} \right.$$

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta T_2}{\Delta T_1 - \Delta T_2} = \frac{22,11 - 10}{47 - 10} = 0, T_c = 40 + 0,291 * (85 - 40) = 55,16$$

$$t_c = 32 + 0,291 * (38 - 32) = 32,7$$

$T_c = 55,16 \text{ °C}$
--

$t_c = 32,7 \text{ °C}$

Calcul de coefficient d'échange de film interne h_{i0} et externe h_0 Coté tube

1. Calcul de section par passe

$$a_t = \frac{Nt}{nt} * \frac{\pi * d_i^2}{4} = \frac{124}{2} * \frac{\pi * 0,01351^2}{4} = 0,00888$$

$a_t = 0,008888 \text{ m}^2$
--

2. Calcul de la vitesse massique

$$G_t = \frac{F_c}{a_t} = \frac{30\,000}{3600 \times 0,00888} = 938,094 \quad F_c \neq 30\,000$$

$$G_t = 938,094 \text{ kg/s.m}^2$$

3. Calcul du nombre de Reynolds

$$Re_t = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu} = \frac{938,094 \cdot 0,01351}{0,000\,499\,6} = 25\,367,61$$

$$Re_t = 25\,367,61$$

$Re_t > 2000$ donc le régime est turbulent.

4. Coefficient de friction f_t

$$f_t = 0,0028 + 0,25 (Re)^{-0,32}$$

$$f_t = 0,0028 + 0,25 (25\,367,61)^{-0,32}$$

$$f_t = 0,012$$

5. Détermination de j_h

$$J_h = 0,027 \times Re^{0,8} = \left(\frac{h_i d_i}{\lambda}\right) \left(\frac{C_p \mu}{\lambda}\right)^{-(1/3)} \phi_t^{-1}$$

$$J_h = 0,027 \times Re^{0,8} = 0,027 \times (25\,367,61)^{0,8}$$

$$J_h = 90,11$$

6. Calcul de nombre PRANDTL Pr

$$(Pr)^{1/3} = \left(\frac{C_p \mu}{\lambda}\right)^{1/3} = \left(\frac{1,033 \times 1,798\,56}{0,557\,78}\right)^{1/3}$$

$$(Pr)^{1/3} = 1,493$$

7. Coefficient d'échange de film interne h_{i0}

$$\frac{h_i}{\phi_t} = j_h \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{C_p * \mu}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = \frac{0,55778}{0,01351} * 90,11 * 1,493$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 5557,05 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t} \right) \frac{d_i}{d_o} = 5557,05 * \frac{0,01351}{0,0254}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 3940,984 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

Coté calandre

8. Calcul de l'espacement entre chicane « B »

$$B = 0,25 \frac{\pi(D_C^2 - N_t d_0^2)}{4 * D_c * \left(1 - \frac{d_0}{P}\right)}$$

$$B = 0,25 \frac{3,14(0,387^2 - 142 * 0,01905^2)}{4 * 0,387 * \left(1 - \frac{0,01905}{0,0254}\right)}$$

$$B = 0,21\text{m}$$

9. Nombre de chicane

$$N_{c+1} = \frac{L}{B}$$

$$N_c = \frac{3,657}{2 * 0,27} - 1$$

$$N_c = 7$$

10. Calcul de section par passe a_{CT}

$$a_{CT} = \sqrt{2} \frac{D_c}{P} * (P - d_0) * B$$

$$a_{CT} = \sqrt{2} \frac{0,387}{0,0254} * (0,0254 - 0,01905) * 0,21$$

$$a_{CT} = 0,028\text{m}^2$$

11. Calcul de la vitesse transversale de fluide chaud

$$G_{CT} = \frac{F \dot{E}R}{a_{CT}} = \frac{196\,180,3849}{3600 \cdot 0,028} = 1\,678,376 \text{ kg/s.m}^2 = 6\,042\,156,603 \text{ kh/h.m}^2$$

$$G_{CT} = 1\,678,376 \text{ kg/s.m}^2$$

12. Calcul de la vitesse linéaire \dot{W}

$$\dot{W} = \frac{G_{CT}}{\rho} = \frac{1\,678,376}{1002}$$

$$\dot{W} = 1,675 \text{ m/s}$$

13. Calcul de diamètre équivalent d_e

Kern tient compte de la géométrie du faisceau et définit un diamètre équivalent en fonction de la disposition des tube en appelant « P » le pas des tubes, on a : Pour un échangeur a faisceau et calandre, le diamètre équivalent d_e est donné par la formule suivante :

Pas carré :
$$d_e = \frac{4 \times P^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

Pas triangulaire :
$$d_e = \frac{3,464 \times P^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

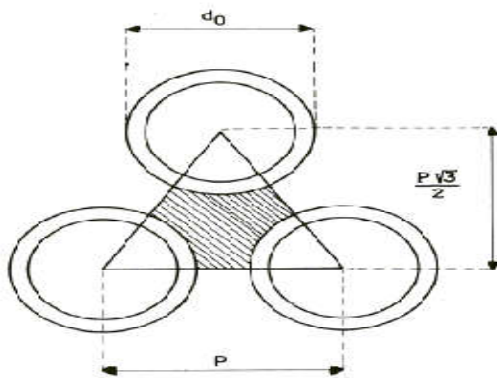


Figure 7: Pas triangulaire

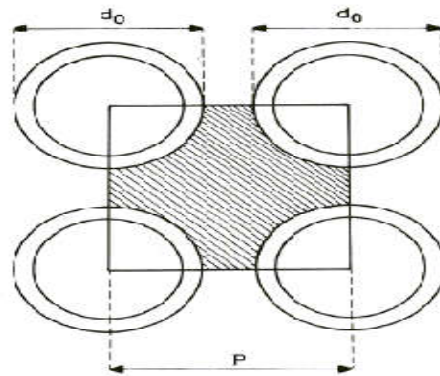


Figure8: Pas carré normal

Pour un échangeur à faisceau et calandre et pour un pas triangulaire le diamètre équivalent (d_e) est donné par la formule suivante :

$$d_e = \frac{4 \times P^2}{\pi d_0} - d_0$$

$$d_e = \frac{4 \times 0,0254^2}{3,14 \times 0,01905} - 0,01905$$

$$d_e = 0,02409 \text{ m}$$

14. Calcul du nombre de Reynolds

$$Re_C = \frac{d_e \times G_{CT}}{\mu'} = \frac{0,02409 \times 1\,678,376}{0,000\,753\,1}$$

$$Re_C = 53\,692,57$$

$Re_C > 2000$ donc le régime est turbulent.

15. Calcul de coefficient de friction f_{CT}

$$f_{CT} = 1,5 \left[\frac{d_0}{(P - d_0) \times Re_{CT}} \right]^{0,2} = 1,5 \left[\frac{0,01905}{(0,0254 - 0,01905) \times 53\,692,57} \right]^{0,2}$$

$$f_{CT} = 0,211$$

16. Détermination de J_h

$$J_h = 0,36 (Re_C)^{0,55}$$

$$J_h = 0,36 (53\,692,57)^{0,55}$$

$$J_h = 143,798$$

17. Calcul nombre Prandtl

$$P^{1/3} = \left(\frac{C_p \dot{m}}{\lambda} \right)^{1/3} \quad P^{1/3} = \left(\frac{1,031 \times 2,711\,16}{0,534\,82} \right)^{1/3}$$

$$P^{1/3} = 1,735$$

Détermination de film interne ho

$$\left(\frac{h_0}{\phi_c}\right) = 0,36 \left(\frac{\lambda}{d_e}\right) \left(\frac{d_e G_{CT}}{\dot{\mu}}\right)^{0,55} \left(\frac{C_p \dot{\mu}}{\lambda}\right)^{1/3}$$

$$\left(\frac{h_0}{\phi_c}\right) = \left(\frac{0,534\ 82}{0,024\ 09}\right) * 143,798 * 1,735$$

$$\left(\frac{h_0}{\phi_c}\right) = 5\ 539,396\ \text{kcal/hm}^2\text{°C}$$

Calcul de la température des tubes

La résistance due à la paroi du tube étant négligeable, cela signifie que la température est la même sur les parois intérieure et extérieure. Le calcul de cette température est nécessaire pour estimer le terme correctif $(\mu/\mu_t)^{0,14}$ noté Φ_t coté tube, et Φ_c coté calandre.

$$t_t = T_c - \frac{\frac{h_{io}}{\phi_t}}{\frac{h_o}{\phi_c} + \frac{h_{io}}{\phi_t}} (T_c - t_c)$$

$$t_t = 55,16 - \left[\frac{3\ 940,984}{5\ 539,396 + 3\ 940,984} x (55,16 - 32,7) \right]$$

$$t_t = 45,82\text{°C}$$

Calcul de ϕ_t et ϕ_c

Parmi les propriétés de l'eau à la température des tubes à « $t_t = 44,4\text{°C}$ »

$$\mu_c = \mu_t = 2,10672\ \text{kg/m.h}$$

Coté tube

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14} = \left(\frac{1,798\ 56}{2,106\ 72}\right)^{0,14}$$

$$\phi_t = 0,978$$

Coté calandre

$$\phi_c = \left(\frac{\dot{\mu}}{\mu_c} \right)^{0,14} = \left(\frac{2,711\ 16}{2,106\ 72} \right)^{0,14}$$

$$\phi_c = 1,035$$

Calcul de h_i et h_o

$$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t} \right) \times \phi_t = 3\ 940,984 * 0,978 h_{i0} = 3\ 854,688\ \text{kcal/hm}^2\text{°C}$$

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\phi_c} \right) \times \phi_c = 5\ 539,396 * 1,035 h_o = 5\ 738,511\ \text{kcal/hm}^2\text{°C}$$

Calcul du coefficient de transfert propre U_p

$$R_s = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{i0}} + R_{s0} + R_{s10} = \frac{1}{U_s}$$

U_s est le coefficient de transfert sale relatif à l'élément de tube, lorsque cet élément est neuf les résistances R_{s10} et R_{s0} sont nulles et le coefficient de transfert propre U_p est défini selon la relation suivante :

$$U_p = \frac{h_{i0} * h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{3\ 854,688 * 5\ 738,511}{3\ 854,688 + 5\ 738,511}$$

$$U_p = 2\ 305,81\ \text{kcal/hm}^2\text{°C}$$

Calcul de la résistance d'encrassement

Résistance d'encrassement calculée

$$R_s \text{ calculé} = \frac{U_p - U_s}{U_p * U_s} = \frac{2\ 305,81 - 2\ 290}{2\ 305,81 * 2\ 290}$$

$$R_s \text{ calculé} = 2,99 \cdot 10^{-6} \text{h.m}^2\text{°C/Kcal}$$

A partir de l'Annexe 7 : La Résistance d'encrassement admissible

$$R_{s,i}(\text{résistance d'encrassement interne}) = 0,000\ 2\ \text{h.m}^2\text{°C/Kcal}$$

$$R_{s0}(\text{résistance d'encrassement externe}) = 0,000\ 26\ \text{h.m}^2\text{°C/Kcal}$$

$$R_s = R_{s0} + R_{s,i} * \frac{d_o}{d_i} = 0,000\ 26 + 0,000\ 2 * \frac{0,01905}{0,01351}$$

$$R_{s,\text{admissible}} = 0,000\ 53\ \text{h.m}^2\text{°C/Kcal}$$

Calcul des pertes de charge

Côté tube

$$\Delta P_t = \frac{n_c * n_t * G_t^2}{1.271 * 10^{15} * d} \left[\frac{f_t * l}{d_i * \varnothing_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = \frac{1 * 2 * (3\,377\,141,133)^2}{1,271 * 10^{15} * 0,984} \left[\frac{0,012 * 3,657/2}{0,01351 * 0,978} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 0,066\text{bar}$$

Côté calandre

$$\Delta P_c = \frac{n_c * f_{CT} * G_{CT}^2 * (N_c + 1) * D_c}{1.271 * 10^{15} * d' * d_e * \varnothing_c}$$

Où : n_c : le nombre de chicane $N_c = 8$

$$\Delta P_c = \frac{1 * 0,211 * (6\,046\,156,603)^2 * 9 * 0,439}{1,271 * 10^{15} * 1,002 * 0,02409 * 1,035}$$

$$\Delta P_c = 0,737\text{bar}$$

D'après le calcul de la surface d'échange, les dimensions constructives de l'échangeur à installer sont déterminées et les résultats de calculs sont illustrés dans le tableau suivant :

Tableau.3 les dimensions constructives de l'échangeur H701

Dimensions de l'échangeur	Valeurs
Nombre des tubes (m)	124
Diamètre extérieur (m)	0,01905
Diamètre intérieur (m)	0,01351
Épaisseur (m)	0,00277
Longueur (m)	3,657
Pas (m)	0,0254
Espacement entre chicane (m)	0,21
Surface (m ²)	27,11
Diamètre de calandre (m)	0,387

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

Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté, non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de cout et de rentabilité pour fabriquer le produit. A ce titre, la simulation peut être une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes, surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composants, complexité des interactions, etc...).

Il existe sur le marché un très grand nombre de simulateur de procédés chimiques dont les plus répandus au niveau mondial sont : Aspen, Proll et Hysys. En ce qui nous concerne, nous avons utilisé pour la présente étude le simulateur Hysys.

Afin de vérifier l'efficacité de la solution proposée et évaluer les gains souhaités, nous avons simulé via le logiciel HYSYS l'unité en question.

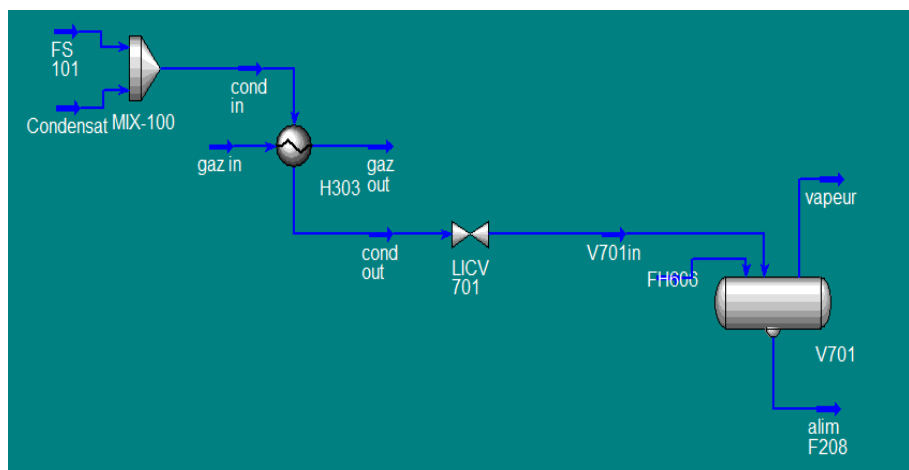


Figure : Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel

Nous comptant introduire un échangeur en aval du dégazeur V701 noté H701.

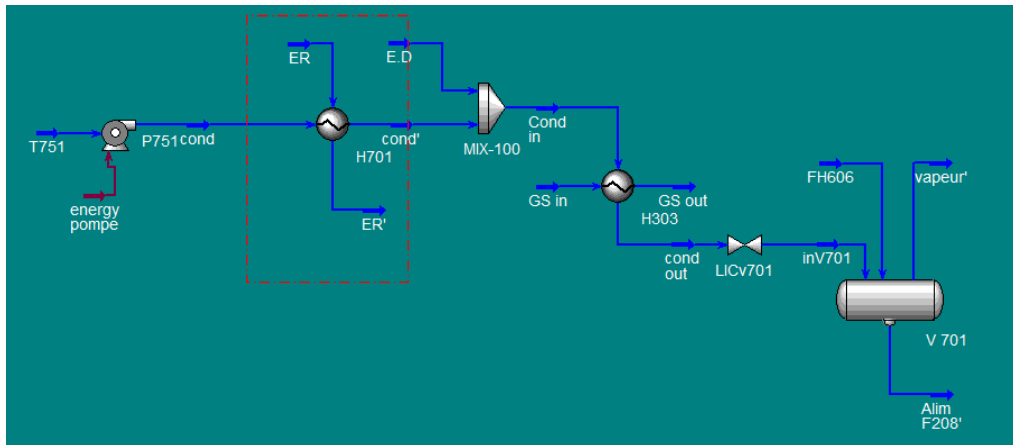
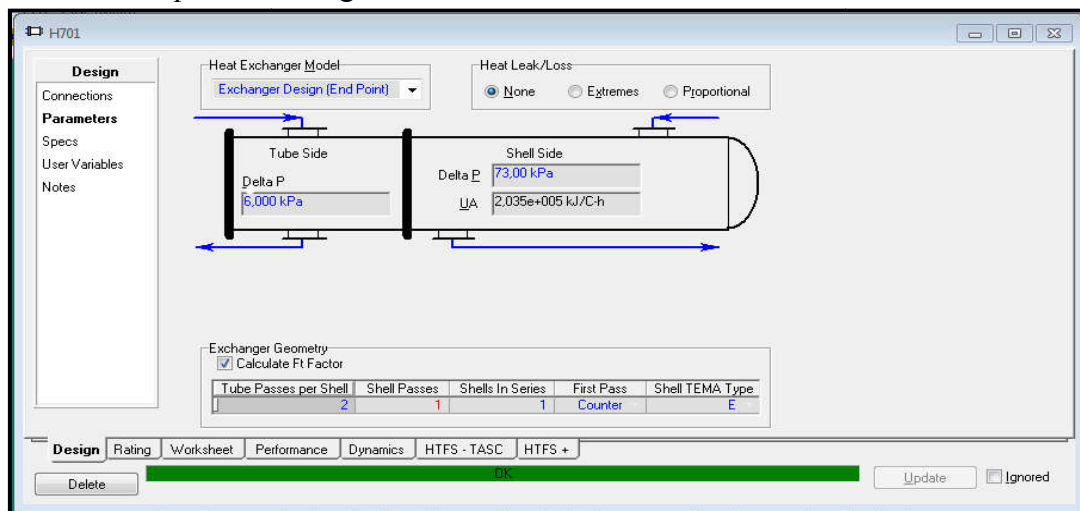


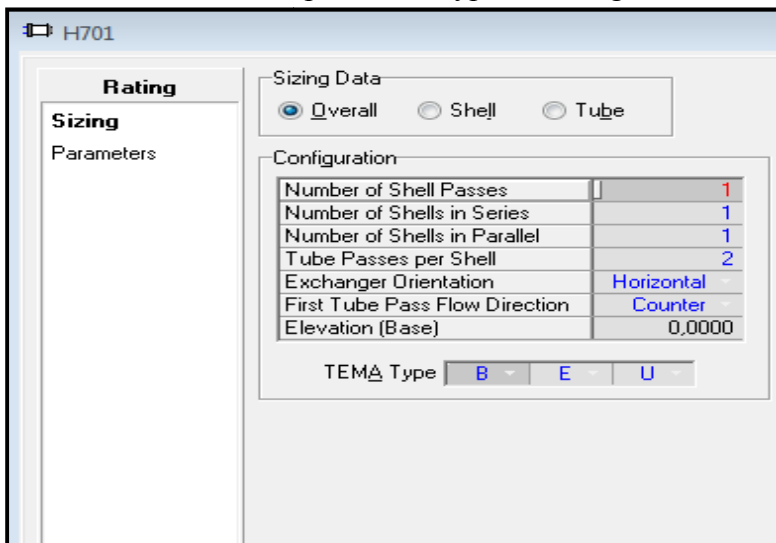
Figure Simulation de l'échangeur H701 dans la section 700

Les paramètres d'échangeur introduits sont présentés dans les captures d'écran suivantes :

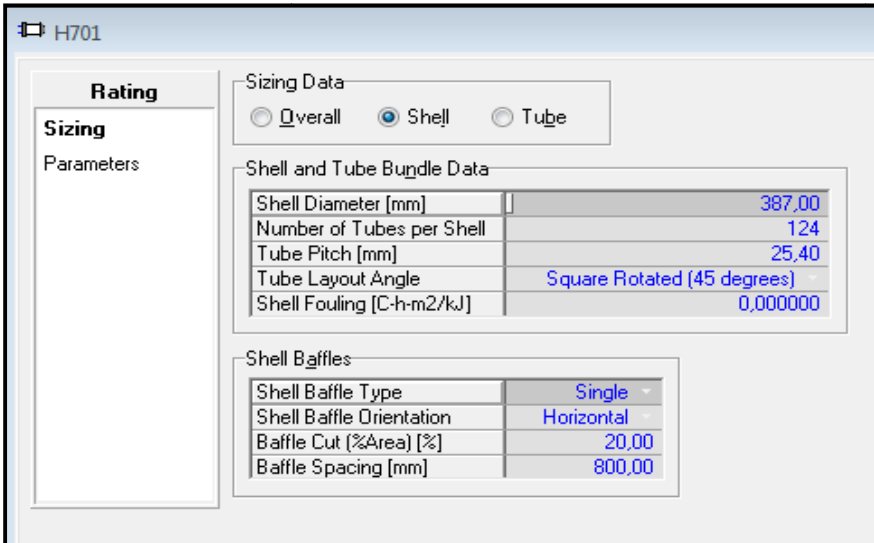
1. Insertion de la perte de charge des fluides



2. Mention du nombre de passe et le type d'échangeur



3. Insertion des dimensions de H701 coté calandre



Sizing Data

Overall Shell Tube

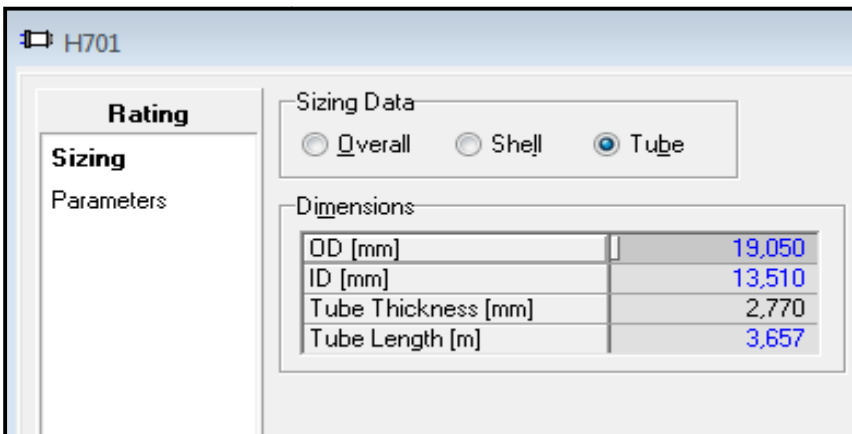
Shell and Tube Bundle Data

Shell Diameter [mm]	387,00
Number of Tubes per Shell	124
Tube Pitch [mm]	25,40
Tube Layout Angle	Square Rotated (45 degrees)
Shell Fouling [C-h-m2/kJ]	0,000000

Shell Baffles

Shell Baffle Type	Single
Shell Baffle Orientation	Horizontal
Baffle Cut (%Area) [%]	20,00
Baffle Spacing [mm]	800,00

4. Insertion des dimensions de H701 coté tube



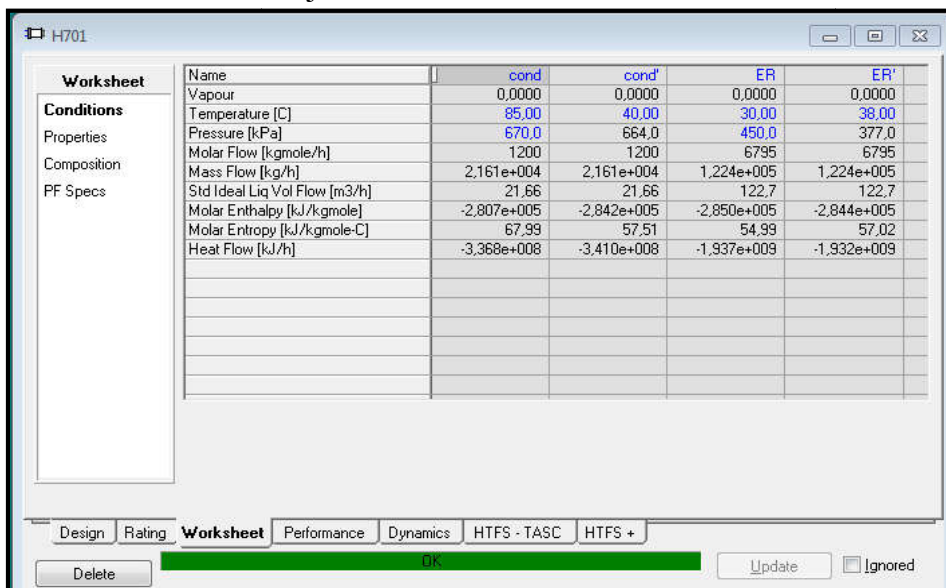
Sizing Data

Overall Shell Tube

Dimensions

OD [mm]	19,050
ID [mm]	13,510
Tube Thickness [mm]	2,770
Tube Length [m]	3,657

5. Conditions fluides mis en jeu



	cond	cond'	ER	ER'
Name	Vapour			
Temperature [C]	85,00	40,00	30,00	38,00
Pressure [kPa]	670,0	664,0	450,0	377,0
Molar Flow [kgmole/h]	1200	1200	6795	6795
Mass Flow [kg/h]	2,161e+004	2,161e+004	1,224e+005	1,224e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	21,66	21,66	122,7	122,7
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,807e+005	-2,842e+005	-2,850e+005	-2,844e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	67,99	57,51	54,99	57,02
Heat Flow [kJ/h]	-3,368e+008	-3,410e+008	-1,937e+009	-1,932e+009

Le calcul dimensionnel de l'échangeur installé, disposé entre le refoulement de la pompe et l'échangeur H303 est jugé très satisfaisant d'une part parce que le coefficient d'échange est assez important permettant un meilleur transfert de chaleur entre les deux fluides assuré par la surface totale d'échange (nombre de tubes) et d'autre part les pertes de charge qui sont jugées minimales.

Conclusion générale

Conclusion

Le travail élaboré durant notre mémoire de fin d'études master mise en occurrence un sérieux problème énergétique, économique et environnemental à savoir le rejet d'excès de vapeurs industrielles dans l'atmosphère au niveau du complexe CP1/Z.

Notre solution et après une étude générale sur le process de synthèse du méthanol, consiste à installer un échangeur de chaleur de type faisceaux calandre au refoulement de la pompe P751A/B dans la section 700 afin de récupérer l'excès des vapeurs rejetées par le dégazeur V701.

Le calcul dimensionnel d'un nouvel échangeur en utilisant la méthode de KERN a permis d'évaluer la surface et le coefficient de transfert global d'échange thermique, ainsi les pertes de charge.

Les résultats de la simulation HYSYS obtenus recommandent vivement l'installation d'un échangeur pour une meilleur exploitation de l'eau déminéralisée au sein du complexe CP1Z et de ce fait minimiser les pertes en vapeur pour un gain énergétique et environnemental.

Références bibliographiques

Références bibliographiques

[1] Service de formation de CP1/Z

[2] Environmental and Technical Information for Problem Spills: Methanol, Environnement Canada, (Janvier 1985)

[3] PERRY J.H AND PERRY C.P «Methanol, Bridge to a renewable Energie Future » 1990

[4] Service de production de méthanol CP1/Z

ANNEXES

Annexe B: Différentes Dimensions des Tubes d'Echangeur de Chaleur



Indicateur	Facteur
FR 703	2
FR 704	3
FRC 101	1 700
FR 102	4 200
FRC 406	125
FI 605	2 000
FRrC 701/B	8 000

Type	AEM	AES	AKT	BEM	BES	BEU	BKT	BKM	BKU	AEU
F ₁	0,92	1,00	1,25	0,9	0,95	0,85	1,2	1,05	1,03	0,9

Annexe B.9 : Tableau de variation de F₂ avec la longueur des tubes

Longueur des tubes (ft)	10	16	20	24
F ₂	1,2	1,05	1,00	0,95

Annexe B.10 : Tableau de variation de F₃ avec la disposition des tubes

Disposition des tubes		
F ₃	1,1	1,00

ANNEXES

Annexe B.11 : Tableau de variation de F_4 avec les matériaux des tubes et calandre

Matériaux		F_4
calandre	Tube	
Acier au carbone	Acier au carbone	1,0
Acier au carbone	Laiton amirauté	1,7
Acier au carbone	Bronze aluminium	1,8
Acier au carbone	5% chrome	1,6
Acier au carbone	Inox 304	2,4
Acier au carbone	Inox 316	2,7
0,5 % molybdène	0,5% molybdène	1,3
1,25 % chrome	1,25% chrome	1,6
5 % chrome	5% chrome	1,9
Inox 304	Inox 304	2,8
Inox 316	Inox 316	3,3
Cladded Monel	Monel	06
20 % Cr – 25 % Ni	20 % Cr – 25 % Ni	07

Resume

Our study was carried out at the CP1 / Z complex, particularly in the methanol production section.

We have detected a problem with the 700 unit (steam system); it is a serious energy, economic and environmental problem.

Analysis of the problem shows that the loss of steam at the V701 degasser causes challenges in the functioning of the rest of the boiler equipment.

Our solution and after a general study on the methanol synthesis process, consists in installing a heat exchanger of the calender beam type at the outlet of the P751A / B pump in section 700 in order to recover the excess of vapors released by the degasser V701.

The dimensional calculation of a new exchanger using the KERN method made it possible to assess the surface area and the overall heat transfer coefficient, as well as the charge losses.

The results of the HYSYS simulation obtained strongly recommend the installation of an exchanger for better exploitation of demineralized water within the CP1Z complex and thereby minimizing the steam losses for an energy and environmental gain.