



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

People's Democratic Republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
Abdel Hamid Ibn Badis University - Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق



Department of Process Engineering

N° d'ordre : M...../IP/2021

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDES
DE MASTER ACADEMIQUE**

Filière : Industries pétrochimiques

Option : Génie pétrochimique

Thème

**Récupération et transformation des vapeurs du dégazeur V701 du
complexe méthanol**

Présenté par

1-DJELLAD Mohamed Cherif

2- HATTOU Mohamed

Soutenu le 12/07/ 2021 devant le jury composé de :

| | | | |
|---------------------|-------------------------------|------------|---------------------------------|
| Président : | BESTANI Benaouda | Pr | Université de Mostaganem |
| Examineurs : | MEKHATRIA Djilali | MCB | Université de Mostaganem |
| | TOUMI Imane | MCB | |
| | SOLTANE Khadidja | MAA | |
| Encadrant : | MEROUANI Djilali Redha | Pr | Université de Mostaganem |

Année Universitaire 2020/2021



Remerciements



Nous remercions notre dieu qui nous a donné la force et la patience pour terminer ce travail.

*Nous remercions profondément notre encadreur **Mr MEROUANI DR**, Professeur à l'université de Mostaganem, Pour ses précieux conseils et son aide durant toute la période du travail. Nous voudrions également lui témoigner notre gratitude pour sa patience et son soutien qui nous a été précieux afin de mener notre travail à bon port.*

*Nous tenons à remercier Mr **BESTANI B**, Professeur à l'université de Mostaganem, d'avoir accepté de présider le jury.*

*Que Mesdames, **TOUMI I, & SOLTANE K**, respectivement Maitre de conférences et Maitre assistante à l'université de Mostaganem, ainsi que Mr **MEKHATRIA D**, trouvent ici l'expression de nos sincères remerciements, pour avoir accepté d'examiner ce mémoire.*

Nous présentons toutes nos expressions de remerciement et notre profonde gratitude à tout l'ensemble du personnel de la faculté des sciences et technologie Mostaganem

Un grand merci à tous ceux qui nous ont soutenus durant nos études.



Et Merci

| | |
|--|----|
| Les échangeurs de chaleurs..... | 1 |
| I-1 Notion sur les échangeurs..... | 1 |
| I-1-1 Fonctionnement général d'un échangeur thermique | 1 |
| I-1-2 Classification des échangeurs | 2 |
| I-2 les échangeurs tubulaires | |
| [5]..... | 2 |
| I-2-1 Principe des échangeurs | |
| tubulaires | 2 |
| I-2-2 Les types des échangeurs faisceau calandre | 3 |
| I-2-2-1 Les échangeurs type KETTLE (AKT)..... | 3 |
| I-2-2-2 Les échangeurs à tête flottante..... | 4 |
| I-2-2-3 Les échangeurs à tubes en "U"..... | 5 |
| I-2-3 Critères et exigences de sélection..... | 6 |
| Chapitre II | |
| I. 1-INTRODUCTION | 8 |
| II. 2- DIFFERENTS PROCEDES DE METHANOL..... | 8 |
| II.2-1-Procédés I.C.I | 8 |
| II. 2-2-Procédé Lurgi | 9 |
| II. 2-3-Procédé MGC..... | 9 |
| II. 3-LA PRODUCTION DE METHANOL..... | 9 |
| II. 3-1-Description du process | 10 |
| II. 3-1-1-Section 100 :Arrivée et distribution du gaz naturel | 10 |
| II. 3-1-2-Section 200 : reforming catalytique | 10 |
| II. 3-1-3-Section 300 : Refroidissement du gaz fabriqué et élimination de l'eau..... | 11 |
| II. 3-1-4-Section 400 : Compression du gaz de synthèse | 12 |
| II. 3-1-5-Section 500 : synthèse de méthanol | 13 |
| II.3-1-6-Section 600 : Distillation du méthanol brut | 14 |
| II.3-1-7Section 700 : Système de vapeur..... | 15 |
| Conclusion..... | 30 |



Introduction générale

Dans les complexes industriels, les échangeurs de chaleur sont des éléments essentiels de toute politique de maîtrise de l'énergie. Une grande part (90 %) de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique de ces procédés. On les utilise principalement dans les secteurs de l'industrie (Raffinage, pétrochimie, sidérurgie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique, marine), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.).

La définition la plus générale que nous puissions donner d'un **échangeur thermique** est celle d'un appareil permettant de transférer la chaleur d'une source à un puits. La source et le puits peuvent être constitués d'un écoulement fluide. Les fluides échangent de la chaleur avec une paroi d'échange qui peut être la paroi séparant les fluides ou la surface du solide en contact avec le fluide. Il existe aussi des échangeurs à contact direct entre les fluides.

Deux grandes classes peuvent être distinguées :

- les récupérateurs. Par ce terme, nous désignons les échangeurs dans lesquels la chaleur est instantanément transmise d'un fluide chaud à un fluide froid. On néglige donc l'inertie thermique des parois d'échanges ;
- les **régénérateurs**. Ce sont les échangeurs dans lesquels on utilise l'inertie thermique pour stocker la chaleur avant qu'elle soit transférée au milieu froid. Ce stockage peut être réalisé en utilisant la chaleur sensible d'un milieu, sa chaleur latente ou encore une réaction thermo-chimique réversible.

Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée dépend de nombreux paramètres : domaine de température et de pression des fluides, propriétés physiques et agressivité de ces fluides, maintenance et encombrement. Il est évident que le fait de disposer d'un échangeur bien adapté, bien dimensionné, bien réalisé et bien utilisé permet un gain de rendement et d'énergie consommée des procédés

Les principes pour dimensionner un échangeur de chaleur et pour évaluer les performances d'un échangeur existant. Deux démarches sont décrites, une démarche analytique et une démarche numérique. Dans la démarche analytique, les deux principales méthodes sont proposées : la méthode dite du DTML (Différence de

GENERALITE SUR LES ECHANGEURS DE CHALEUR

Température Moyenne Logarithmique) mieux adaptée au dimensionnement et la méthode de l'efficacité – NUT (Nombre d'Unités de Transfert) mieux adaptée à l'évaluation. Pour la démarche numérique, après quelques éléments sur les principes de base des méthodes numériques, l'accent est mis sur des exemples d'utilisations montrant l'aide apportée pour la mise en évidence des problèmes de dimensionnement et de conception (distribution, géométries internes, intensification des transferts de chaleur,...)

Dans ce contexte, nous nous sommes intéressés au dimensionnement d'un échangeur de chaleur tube calandre dans le circuit de production du méthanol afin de récupérer et valoriser les vapeurs d'eau rejetées par le dégazeur V701 de la section 700 du complexe pétrochimique CP1/z d'Arzew. Pour cela notre mémoire s'articule sur deux chapitres, le premier est un abrégé et rappel sur les échangeurs de chaleur suivi d'un second chapitre comprenant une problématique des rejets permanents des vapeurs dans l'atmosphère suivi d'une solution et le calcul du dimensionnement d'un échangeur de chaleur tube calandre par la méthode de KERN et une partie de simulation HYSYS.

Chapitre I



Les échangeurs de chaleurs

Dans l'industrie, le transfert de chaleur entre un fluide chaud et un fluide froid est réalisé de façon à que ses deux derniers ne soit pas en contact directe. Cette opération est généralement effectuée dans des appareils où les deux fluides circulent de part et d'autre des parois solides appelés échangeurs de chaleur.

Au cours du quart de siècle passé, l'importance des échangeurs de chaleur a énormément augmenté du point de vue de la conservation de l'énergie, la conversion, la récupération et la mise en œuvre réussie des nouvelles sources d'énergie. Son importance est également en augmentation du point de vue des préoccupations environnementales telles que la pollution thermique.

Pour l'industrie pétrolière, les échangeurs de chaleur constituent un composant essentiel, surtout pour le traitement du pétrole brut ou la distillation atmosphérique de ce dernier constitue l'unité cœur d'une raffinerie du pétrole.

I-5 Notion sur les échangeurs :

I-5-1 Fonctionnement général d'un échangeur thermique :

Il existe de nombreuses technologies d'échangeurs de chaleur, mais tous fonctionnent suivant les mêmes processus physiques d'échanges, c'est-à-dire :

- la conduction qui représente les échanges à travers les parois (le plus souvent métalliques),
- la convection qui représente les échanges entre les fluides et les parois,
- le rayonnement qui représente les échanges radiatifs entre les fluides et les parois (principalement infra rouge) bien que ce dernier soit souvent négligeable (car pris en compte uniquement pour un fonctionnement à haute température).

On distingue également trois modes d'écoulement différents :

- à co-courants, à contre-courants et à courants croisés

Le mode de circulation influe également sur la qualité et l'efficacité du transfert. Un échangeur dit anti-méthodique (ou à co-courants) signifie que l'entrée des deux fluides (chaud et froid) se situe du même côté de l'échangeur. La configuration dite méthodique est celle où les fluides circulent à contre-courants. On l'appelle méthodique car c'est cette configuration qui permet d'obtenir les meilleures performances d'échangeurs. En effet, pour une circulation à co-courant des fluides, la température de sortie du fluide chaud ne pourra pas être plus basse que la température de sortie du fluide froid tandis qu'à contre-courant, il est possible d'abaisser la température du fluide chaud à une valeur qui tendra vers la température d'entrée du fluide froid.

I-5-2 Classification des échangeurs [3,4] :

Les échangeurs de chaleur peuvent être classés de multiple façons selon :



- a) leurs procédés de transfert thermique
- b) le type de transmission de chaleur
- c) le type de construction
- d) nombre de fluide
- e) le mode de transfert
- f) la nature de matériau de la paroi d'échange

I-6 les échangeurs tubulaires [5]:

I-6-1 Principe des échangeurs tubulaires :

L'un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires. Ce faisceau est logé dans une calandre munie de tubulures d'entrées et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau. Ce fluide suit un trajet imposé entre les chicanes. Celles-ci ont pour rôle entre autres de supporter les tubes du faisceau afin d'éviter leurs déformation.

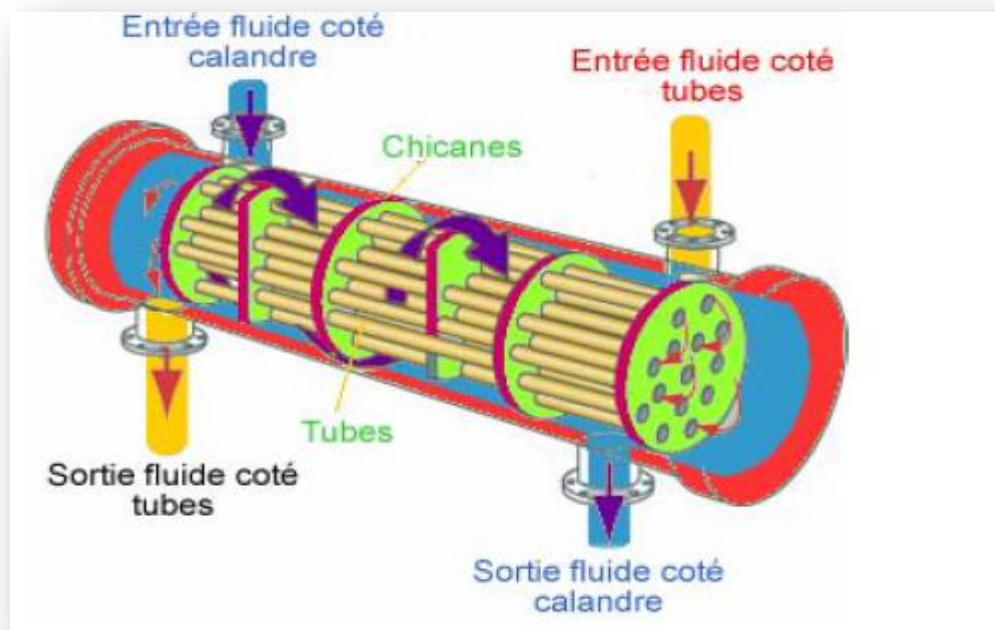
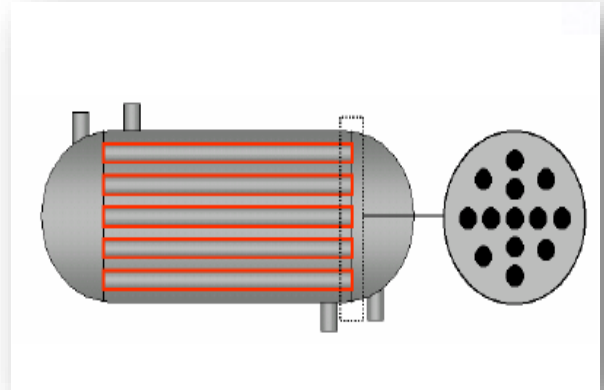


Figure I-3: Principe de l'échangeur tubulaire

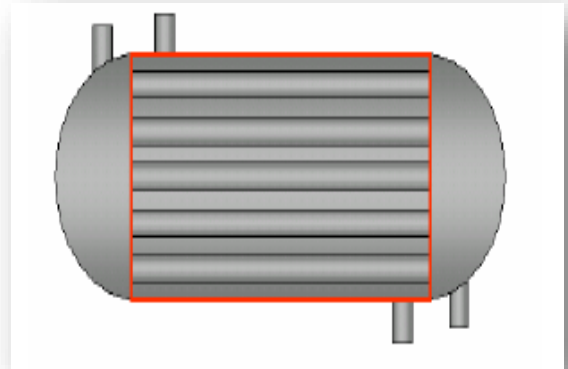
Les échangeurs tubulaires sont constitués : d'un faisceau tubulaire, d'une calandre de boites de distribution et de retour



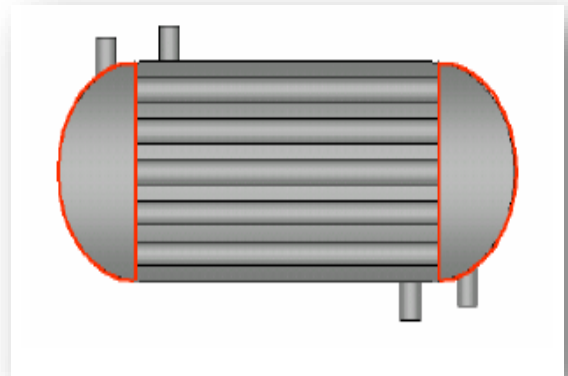
Le **faisceau tubulaire** est composé de deux à plusieurs centaines de tubes soudés ou dudgeonnés à leur extrémité sur une plaque



La **calandre** est un tube cylindrique de gros diamètre dans laquelle est placé le faisceau tubulaire.



Les **boîtes de distribution et de retour** sont fixées aux extrémités et servent de collecteur pour le fluide circulant dans les tubes.



I-6-2 Les types des échangeurs faisceau calandre :

I-6-2-1 Les échangeurs type KETTLE (AKT) :

Cet appareil, est utilisé quand il s'agit de vaporiser partiellement ou totalement un liquide et, est conçu pour assurer la séparation des deux phases. Le liquide à vaporiser vient baigner le



faisceau tubulaire à l'intérieur duquel circule le fluide chaud. Un déversoir maintient le niveau liquide juste au-dessus du faisceau, sauf dans le cas des générateurs de vapeur. La calandre est d'un diamètre nettement supérieur à celui du faisceau, ce qui aménage une zone de désengagement de la vapeur et permet d'éviter les entraînements de liquide. La vapeur produite sort par la ou les tubulures situées sur la partie supérieure de la calandre.

Le liquide non vaporisé passe au-dessus du barrage et il est soutiré de l'appareil généralement sous contrôle de niveau.

Ici, le faisceau (à deux passes) est du type en U mais on utilise également des fonds flottants. Ce type d'appareil tolère des taux de vaporisation élevés. Mais le temps de séjour du liquide y est relativement grand, ce qui favorise l'encrassement.

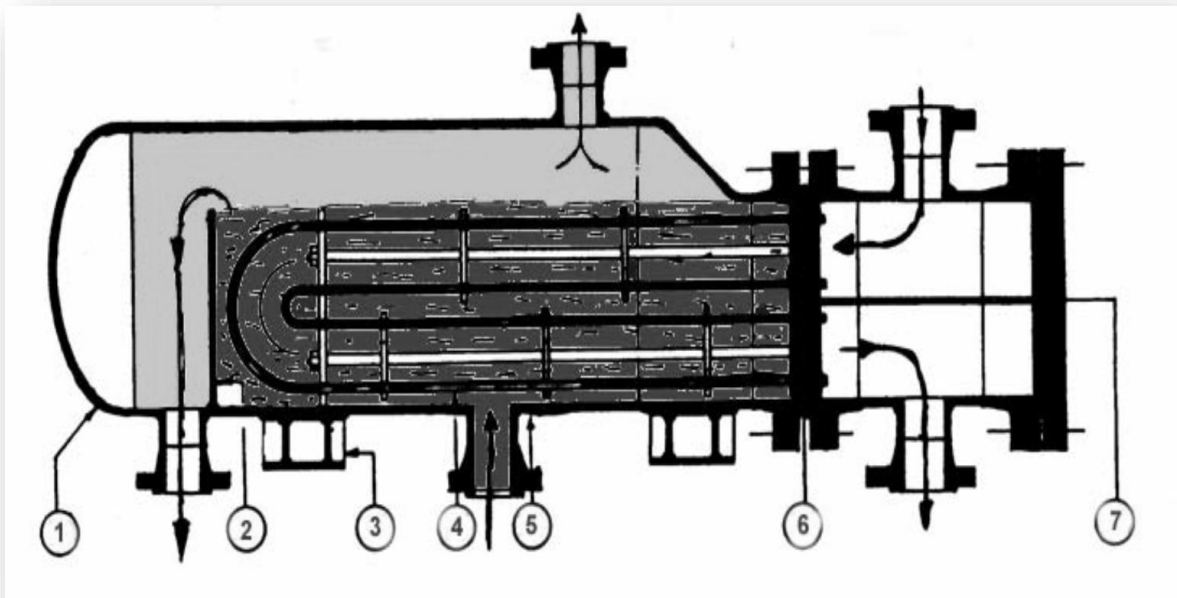


Figure I-4: Échangeur type Kettle

- | | |
|--------------------------|-------------------|
| 1. fond calandre | 5. Calandre |
| 2. déversoir | 6. Plaque fixe |
| 3. support de l'appareil | 7. Plaque partage |
| 4. tube en U de faisceau | |

I-6-2-2 Les échangeurs à tête flottante :

L'une des plaques tubulaires est fixe, bloquée entre les brides de la calandre et de la boîte de distribution. La seconde plaque, d'un diamètre inférieur, porte la boîte de retour et peut coulisser librement à l'intérieur du capot qui ferme la calandre.



Ces appareils, permettant l'expansion thermique du faisceau ainsi que son nettoyage mécanique, constituent la presque totalité des échangeurs utilisés avec les tubes en U.

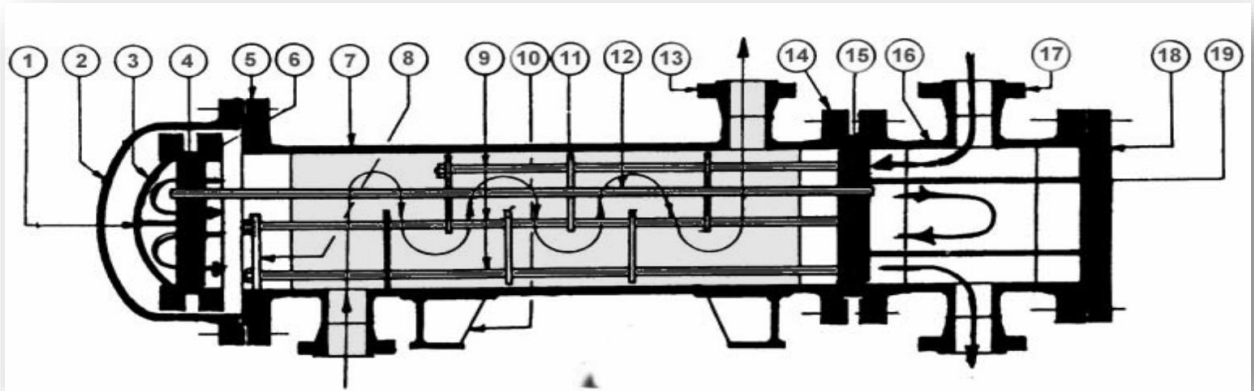


Figure I-5: Échangeur à tête flottante

- | | |
|---|-------------------------------------|
| 1. cloison de couvercle de tête flottante | 11. Chicane |
| 2. couvercle calandre | 12. Tube de faisceau |
| 3. couvercle tête flottante | 13. Piquage sur calandre |
| 4. plaque flottante | 14. Bride calandre |
| 5. bride calandre | 15. Plaque fixe |
| 6. contre bride de tête flottante | 16. Boite distribution |
| 7. calandre | 17. Piquage sur boite distribution |
| 8. plaque support | 18. Couvercle de boite distribution |
| 9. entretoises et tirants | 19. Plaque partage sur boite |
| 10. support de l'appareil | |

I-6-2-3 Les échangeurs à tubes en "U" :

L'utilisation des tubes en forme d'épingles à cheveux supprime une plaque tubulaire, tout en conservant les propriétés d'expansion de la tête flottante. Le nombre de tubes est plus faible que dans les autres appareils par suite du diamètre minimal de cintrage des tubes. Ces faisceaux seront utilisés à chaque fois que le fluide coté tube est propre exemple : Eau douce, Gaz, Gazole.

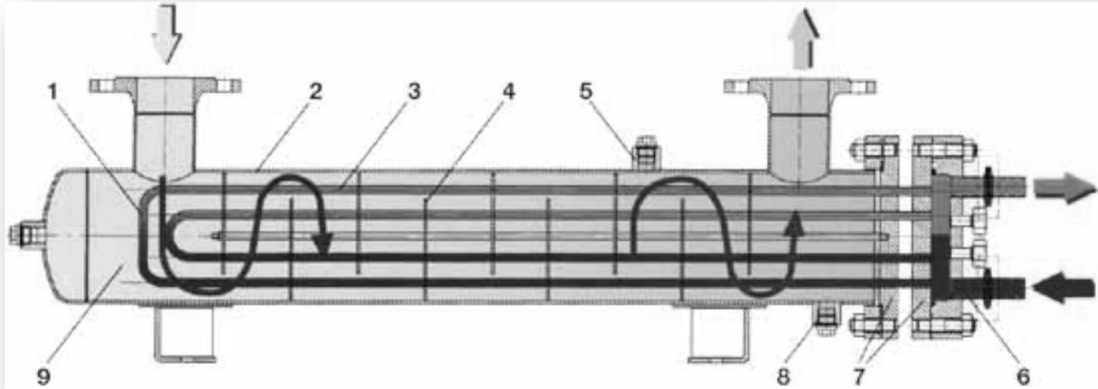


Figure I-6: Les échangeurs à tubes en "U"

- | | |
|-----------------------|--------------------------|
| 1. Faisceau tubulaire | 6. Intérieur boîte à eau |
| 2. Enveloppe | 7. Plaque tubulaire |
| 3. Intérieur tube | 8. Raccord vidange |
| 4. Chicane | 9. Intérieur enveloppe |
| 5. Raccord évent | |

I-6-3 Critères et exigences de sélection

Les critères de sélection sont nombreux, mais les critères principaux sont la nature du fluide à traiter, les pressions et les températures de fonctionnement, et les coûts.

Les fluides impliqués dans le transfert de chaleur peuvent être caractérisés par la température, la pression, la phase, les propriétés physiques, la toxicité, corrosivité, et leurs tendances à l'encrassement. Tous ces éléments doivent être considérés lors de l'évaluation du type de l'échangeur à utiliser.

Les échangeurs de chaleur doivent remplir les conditions suivantes [6] :

1. Grande efficacité thermique
2. Perte de charge aussi faible que possible
3. Fiabilité et espérance de vie
4. Produit de haute qualité et un fonctionnement sûr
5. Compatibilité des matériaux avec les fluides de fonctionnement
6. Format pratique, facile pour l'installation, l'utilisation fiable
7. Facilité d'entretien et de réparation
8. Léger mais robuste dans la construction pour résister aux pressions opérationnelles
9. Simplicité de fabrication
10. Faible coût





II.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 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 connue sous le nom de gaz de synthèse est refroidis, et comprime 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- Différents procédés de synthèse du méthanol :

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) abandonne à cause des couts de compression.
2. Le procédé MP à (100 bars). Le catalyseur est à 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'exotherimicité de la réaction sont par injection directe de gaz frais dans les lits catalytiques sont 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 (3ou 4) le diamètre du réacteur et 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 :

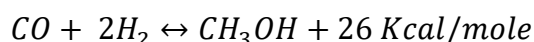
Ce procédé est plus récent que le procédé I.C.I les conditions de fonctionnement sont identiques à celles du procédé I.C.I le procédé opère entre 240 et 265°C sous 40 à 55 bars dans un réacteur isotherme tubulaire. L'eau entre dans les tubes de réaction se vaporise et élimine la chaleur dégagée par la synthèse. Les gaz de synthèse sont préchauffés avant d'entrer dans les tubes du réacteur remplis de catalyseur, 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 éliminée 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 méthanol

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 processus de synthèse du méthanol est similaire à celui d'obtention de l'ammoniac ; on la réalise à une température élevée 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 a 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 (section 70).

II-3-1-Description du process :

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

II-3-1-1-Section 100 : 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.

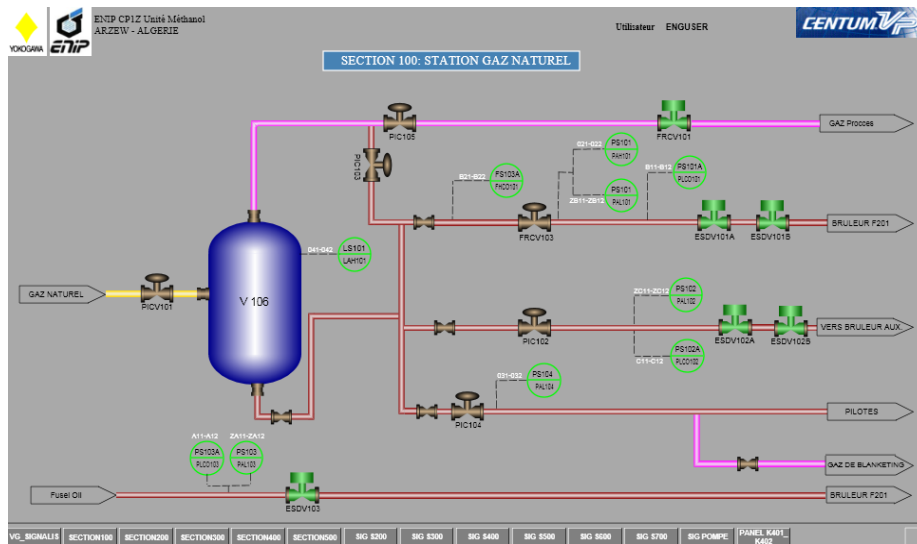
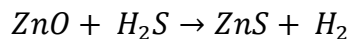


Figure I : section 100 distribution de gaz

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 surchauffé 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.

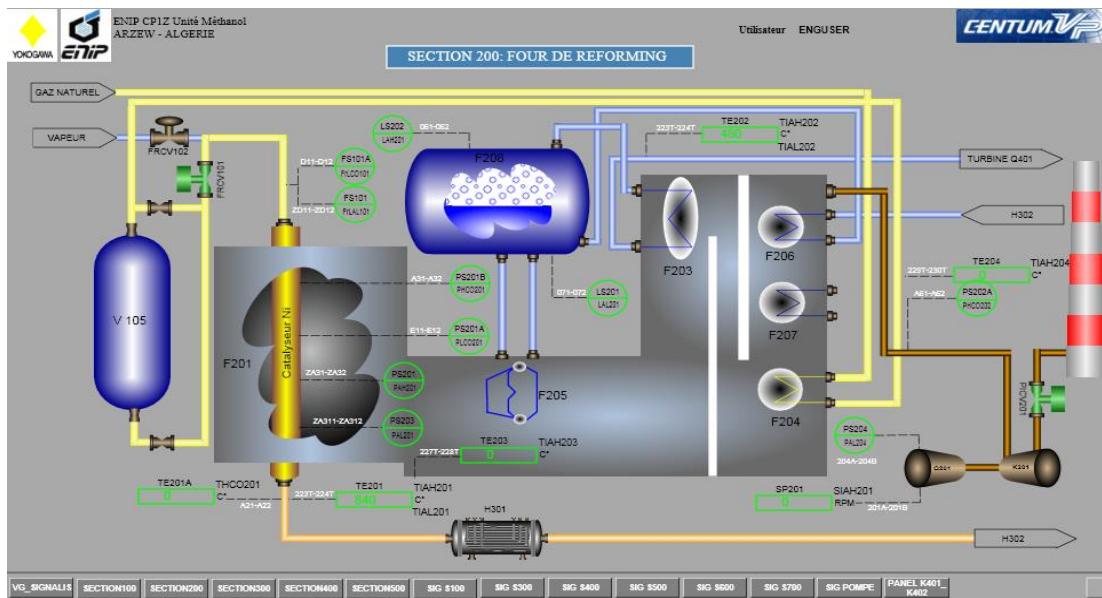
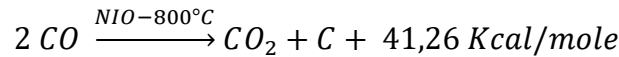
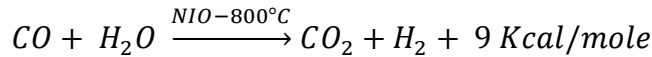
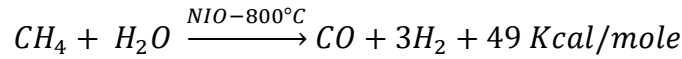


Figure 2 : schéma du Four de reforming (section 200)

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.

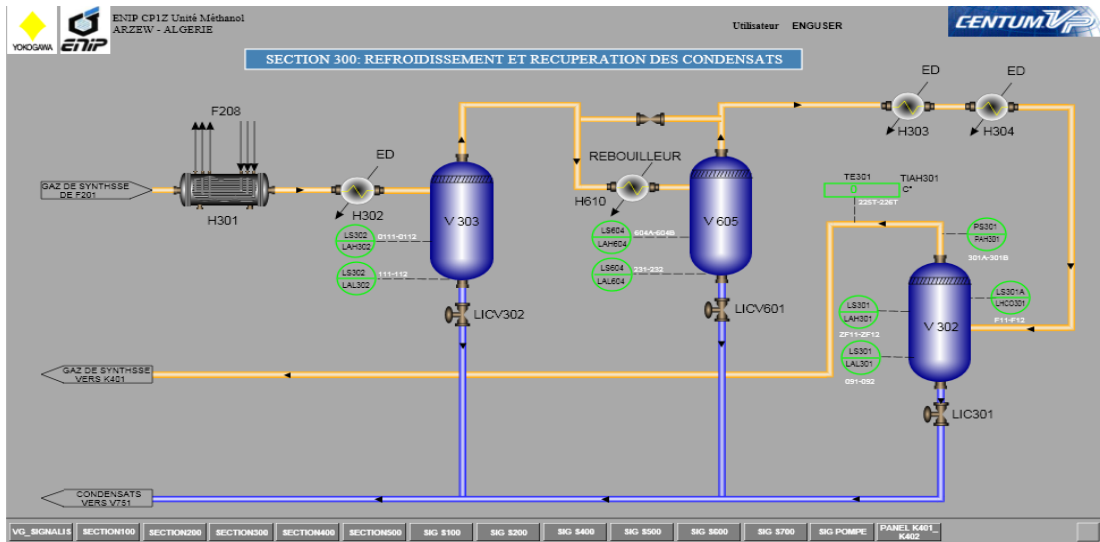


Figure 3 : Schéma de refroidissement et récupération des condensats (la section 300)

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

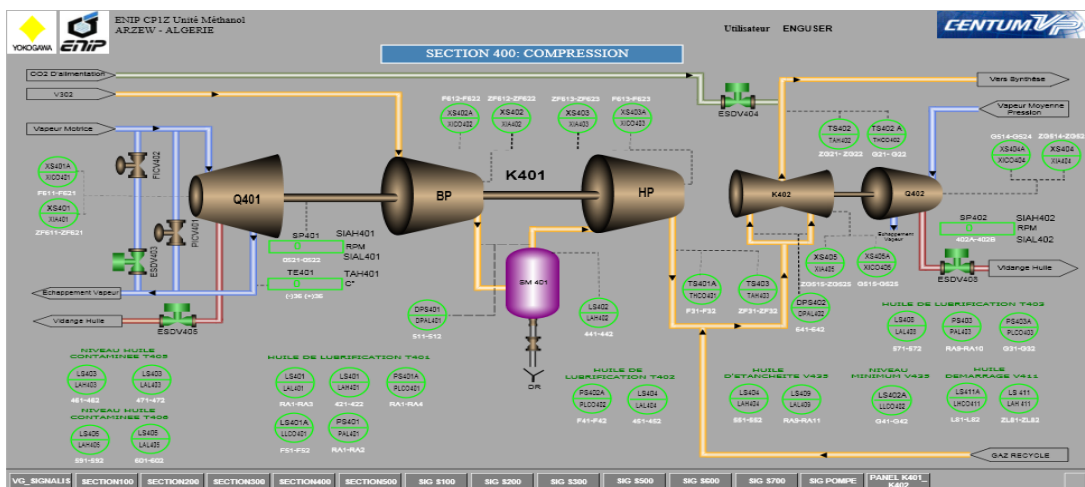


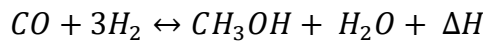
Figure : 4 schémas de compression (la section 400)



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 côté 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.

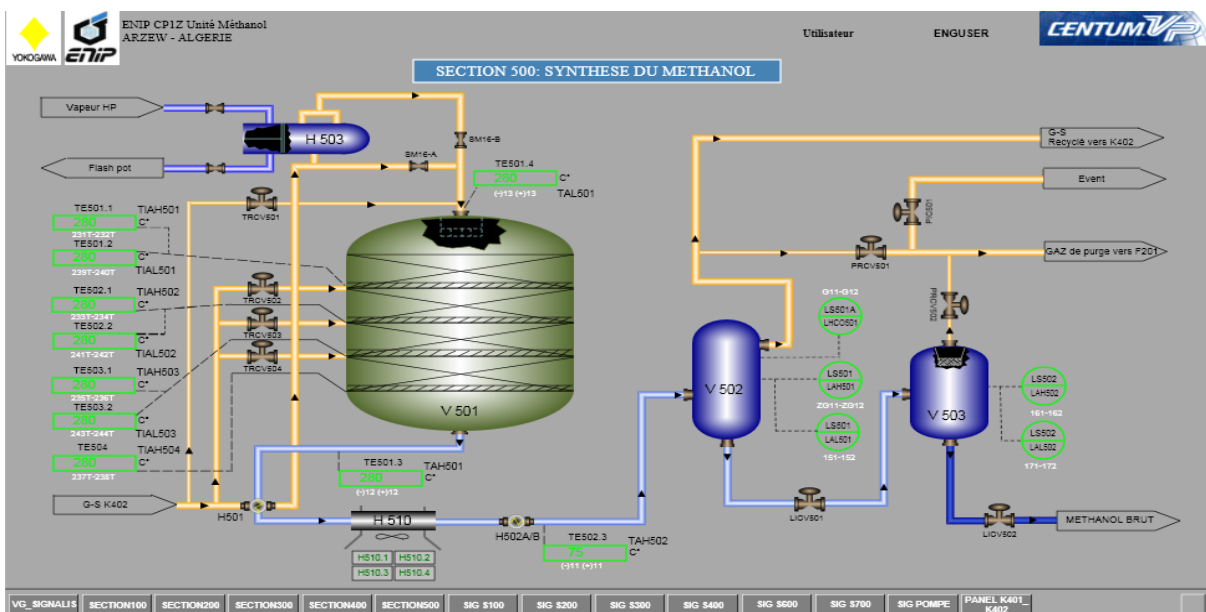


Figure5 : schéma de synthèse du méthanol (Section 500)



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

La distillation du méthanol se passe dans deux colonnes

6-6-1. 1^{ère} Colonne (Elimination des produits légers :(V601) C'est une colonne sert à enlever les gaz résiduaire dissous dans le méthanol(CO , CO_2 , H_2 , 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. 2^{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 .

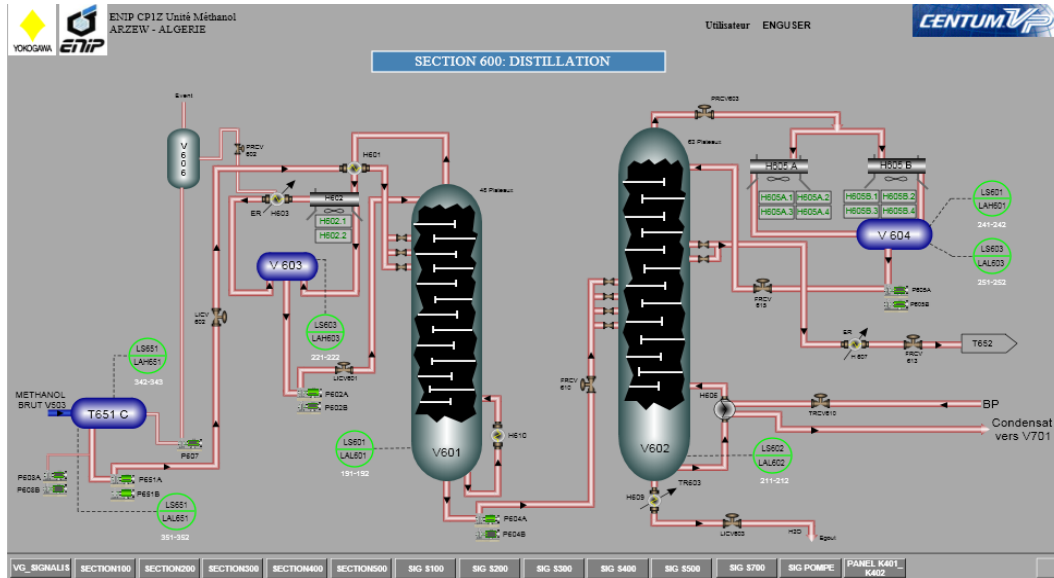


Figure 6 : schéma de distillation (Section 600)

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 calorifique.

Tableau Error! No text of specified style in document..1Donnees nécessaires pour le calcul d'un échangeur

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

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

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

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

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

Calcul de débit d'eau de refroidissement

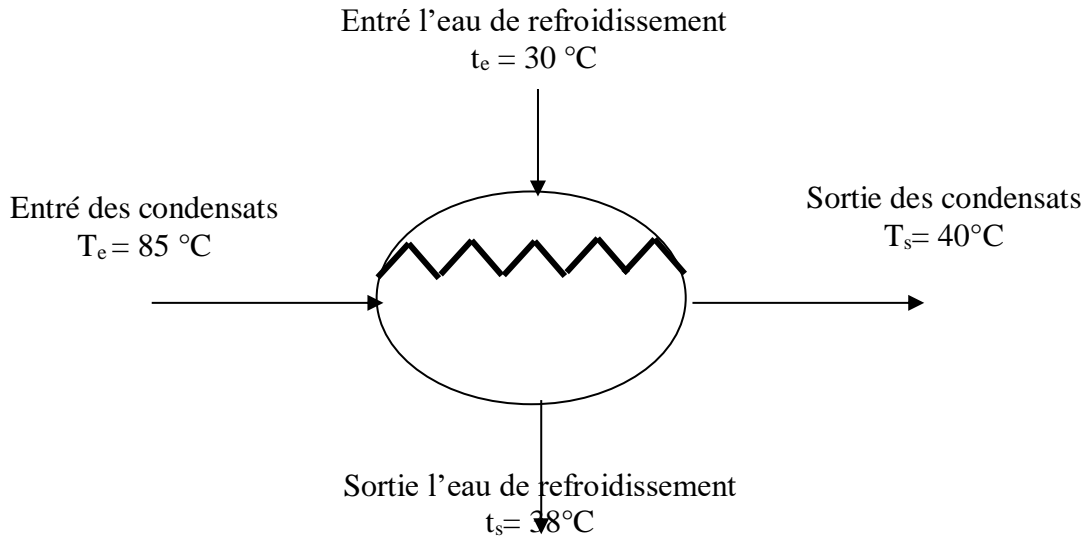
$$F_c = \frac{Q}{\hat{C}_p \Delta t} = \frac{1\,395\,138,6}{1,03 \times 8} = 169\,180,3 \text{ kg/h}$$

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



Calcul thermique

Calcul de la différence de température logarithmique ΔTLM :



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

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

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

($t_e=30$ et $t_s=38$ est ce que c'est logique)

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).

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

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



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).

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 Error! No text of specified style in document..2 Tableau Des Caractéristiques Du Tube

| Caractéristique | Unité (m) |
|-------------------------------|-----------|
| Diamètre extérieur do | 0,01905 |
| Diamètre intérieur di | 0,01351 |
| Epaisseur e | 0,00277 |
| Pas P = 1'' | 0,0254 |
| Diamètre équivalent de | 0,02409 |

Calcul surface d'échange d'un tube a0

$$a_0 = \pi * d_0 * l = \pi * 0,01905 * 3,657 = 0,21875$$

| |
|--|
| a₀ = 0,21875 m² |
|--|

Estimation de nombre théorique des tubes N_t

$$\dot{N}_t = \frac{A_s}{a_0 \times n_c} = \frac{27,11}{0,008 \times 1} = 124 \text{ tubes (c'est quoi le } n_c)$$

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

$$U_s = \frac{U_r \times N_r t}{N_t} = \frac{2290 \times 124}{124} = 2290. \quad (\text{formule a vérifier})$$

| |
|--|
| U_s = 2290 kcal/h.m²°C |
|--|

La valeur de U_s est un peut grande pour un échangeur neuf !!!!



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

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

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 :

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

$$F_c = \frac{DTLM - \Delta T_2}{\Delta T_1 - \Delta T_2} = \frac{22,11 - 10}{47 - 10} = 0,33 \quad (\text{Vous êtes sur que c'est le } F_c \text{ par ce que le } F_c \text{ c'est le débit})$$

$$T_c = 40 + 0,291 \cdot (85 - 40) = 55,16$$

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

$$T_c = 55,16 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_c = 32,7 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

1. Calcul de section par passe

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

$$a_t = 0,00888 \text{ m}^2$$

2. Calcul de la vitesse massique

$$G_t = \frac{F_c}{a_t} = \frac{30\,000}{3600 \cdot 0,00888} = 938,094 \quad F_c \neq 30\,000 \text{ } F_c \text{ est un débit ou facteur}$$

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

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

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

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

$$\boxed{f_t = 0,012}$$



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}

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

$$\frac{h_i}{\phi_t} = \frac{0,557\,78}{0,01351} * 90,11 * 1,493$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 5\,557,05 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = \left(\frac{h_i}{\phi_t}\right) \frac{d_i}{d_o} = 5\,557,05 * \frac{0,01351}{0,0254}$$

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 3\,940,984 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Coté calandre

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

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

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

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

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}

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

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



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

11. Calcul de la vitesse transversale de fluide chaud

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

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

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

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

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

13. Calcul de diamètre équivalent d_e

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

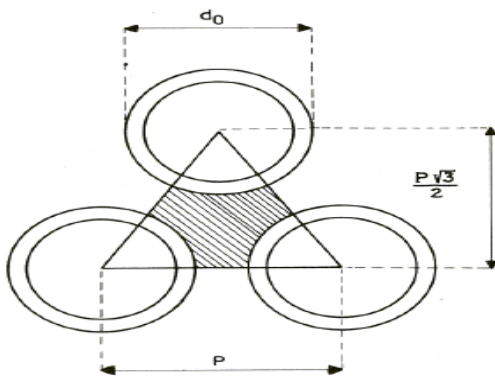


Figure 7: Pas triangulaire

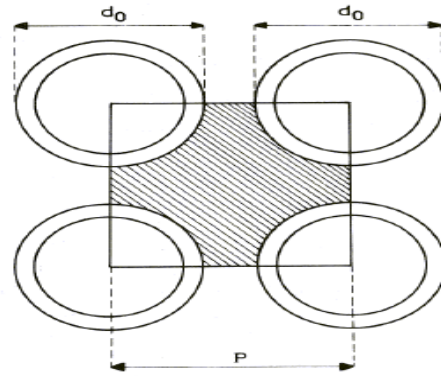


Figure 8: Pas carré normal

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

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

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

$$d_e = 0,02409m$$

14. Calcul du nombre de Reynolds



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

$$Rec = 53\,692,57$$

$Re_c > 2000$ donc le régime est turbulent.

15. Calcul de coefficient de friction f_{ct}

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

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

16. Détermination de Jh

$$Jh = 0,36 (Rec)^{0,55}$$

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

$$Jh = 143,798$$

17. Calcul nombre Prandtl

$$P^{1/3} = \left(\frac{C_p \dot{m}}{\lambda} \right)^{1/3} \quad \text{prandtl c'est Pr}$$

$$P^{1/3} = \left(\frac{1,031 * 2,711\,16}{0,534\,82} \right)^{1/3}$$

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

Détermination de film interne h_0

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

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

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

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.

$$t_t = T_C - \frac{\frac{h_{i0}}{\phi_t}}{\frac{h_o}{\phi_c} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} (T_C - t_c)$$

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

$$t_t = 45,82^\circ\text{C}$$

Calcul de ϕ_t et ϕ_c

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

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

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

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

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

Calcul du coefficient de transfert propre U_p

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

U_s est le coefficient de transfert sale relatif à l'élément de tube, lorsque cet élément est neuf les résistances R_{sio} 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



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

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

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

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

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

$$R_s = R_{so} + R_{si} * \frac{d_o}{d_i} = 0,000\,26 + 0,000\,2 * \frac{0,01905}{0,01351}$$

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

Calcul des pertes de charge

Côté tube

$$\Delta P_t = \frac{n_c * n_t * G_t^2}{1,271 * 10^{15} * d} \left[\frac{f_t * l}{d_i * \emptyset_t} + 2 \right]$$

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

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

Côté calandre

$$\Delta P_c = \frac{n_c * f_{CT} * G_{CT}^2 * (N_c + 1) * D_c}{1,271 * 10^{15} * d' * d_e * \emptyset_c}$$

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 Error! No text of specified style in document..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 |

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.

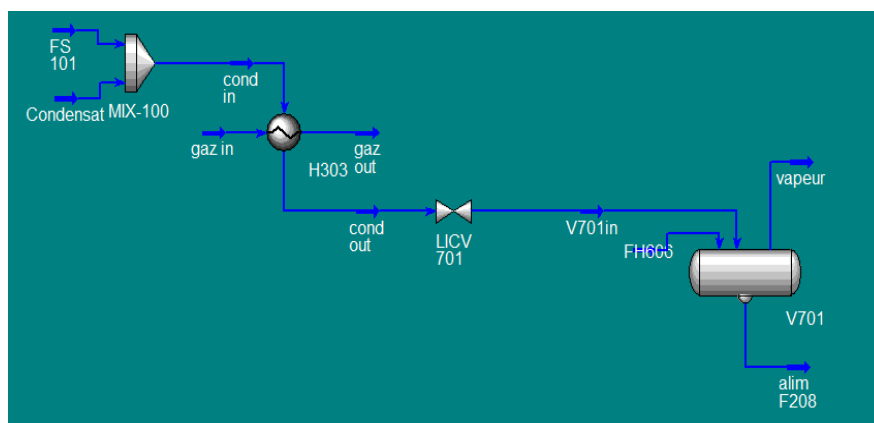


Figure : Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel

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

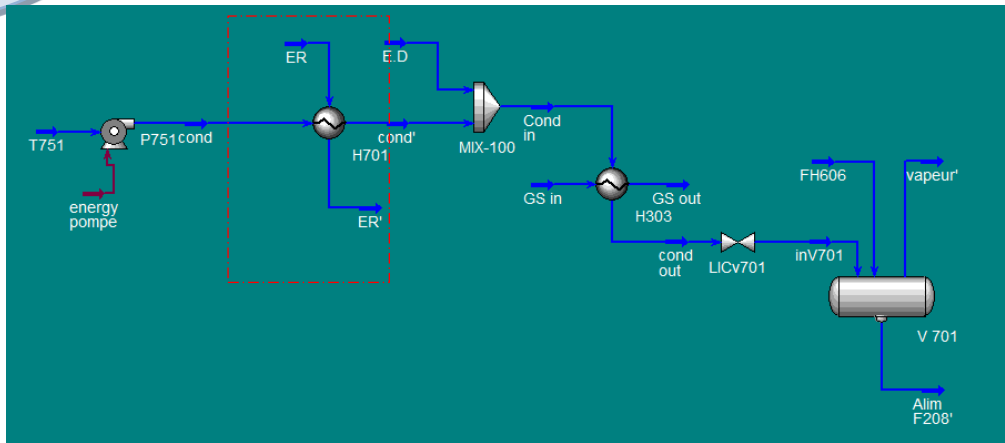
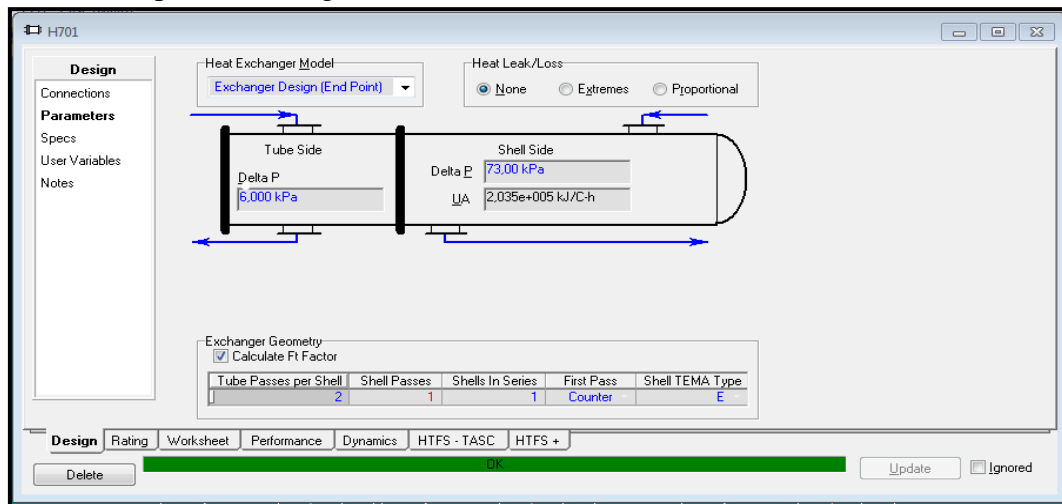


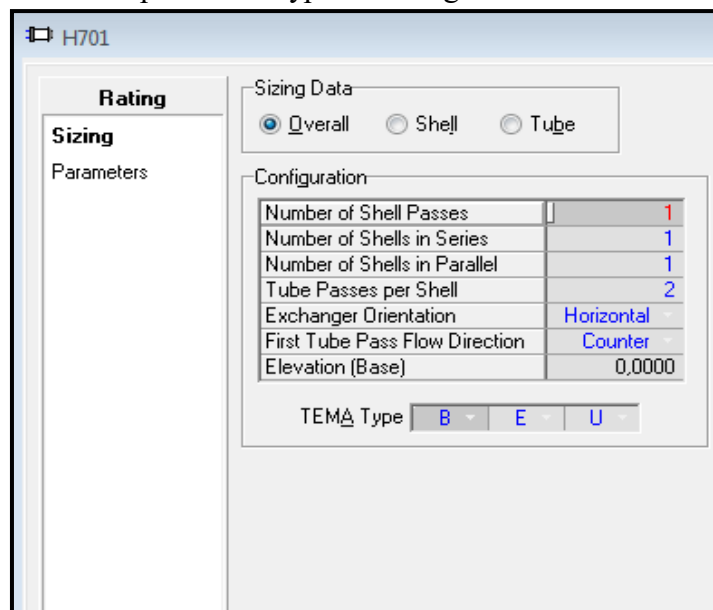
Figure Simulation de l'échangeur H701 dans la section 700

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



H701

Rating

Sizing
Parameters

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

H701

Rating

Sizing
Parameters

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 des fluides mis en jeu

H701

Worksheet

| Name | cond | cond' | ER | ER' |
|-------------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| Vapour | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| 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 |
| | | | | |
| | | | | |
| | | | | |
| | | | | |

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics HTFS - TASC HTFS +

Delete OK Update Ignored



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.



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

- [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] www.methanex.com
- [5] Service de production de méthanol CP1/Z