

N° Ordre...../Faculté/UMBB/2022

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

République Algérienne Démocratique et Populaire

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministère de l'Enseignement supérieur et de la Recherche scientifique

جامعة امحمد بوقرة بومرداس

Université M'hamed Bougara Boumerdès

كلية المحروقات و الكيمياء بومرداس

Faculté Des Hydrocarbures Et De La Chimie



## Mémoire de fin d'étude en vue d'obtention du diplôme de Master

Réalisé par :

**HAOUAS Omar**

**RAHIM Ahmed Imad**

**Filière :** Génie des procédés chimiques et pharmaceutiques

**Option :** Technologie de la pétrochimie

---

# DIMINUTION DES PERTES DE VAPEUR AU NIVEAU DU DEGAZEUR V701 PAR REFROIDISSEMENT D'EAU D'ALIMENTATION

---

Encadré par : *Mr O. KADDOUR*

Devant le jury :

Année Universitaire : 2021-2022

# **Remerciements**

*Avant toute chose nous remercions Dieu le tout puissant de nous avoir aidés et éclairés le chemin pour la réalisation de ce modeste travail.*

*Nous exprimons nos plus sincères remerciements à notre encadreur*

**Mr O. KADDOUR**

*Nous tenons aussi à exprimer également toutes nos gratitude à tous les enseignants qui nous fait profiter de leur savoir tout Long de nos études.*

*Nous remercions infiniment l'ensemble du personnel du complexe CP1/Z, en particulier :*

*Mr le chef service de méthanol Tekouk*

*Mr le chef service d'utilité Ben Djabbour*

*Nous adressons nos sincères remerciements au personnel des équipes de service quart pour leurs conseils, orientation et leur disponibilité pour dépasser cette épreuve spécialement **Kacem**.*

*Nous remercions également toutes les personnes ayant participé d'une façon ou d'une autre, de loin ou de près à achever ce modeste mémoire.*

## ***Dédicaces***

*En premier lieu, je remercie Dieu tout puissant de m'avoir donné la force et le courage d'écrire ce mémoire.*

*Je dédie ce modeste travail :*

*A ma très chère mère, ma raison de vivre, celle qui m'a soutenue jusqu' à la fin, avec son grand amour et son aide inestimable.*

*A mon cher et meilleur papa du monde qui a consacré tous les moyens pour y arriver, il sera inchallah heureux et fier de ce modeste travail.*

**« Que dieu vous Protège »**

*A la mémoire de ma grand-mère, que le bon dieu l'accueille dans son vaste paradis.*

*A ma sœur Amina, son mari Khaled et leurs enfants*

*A mes frères Abdelkader, Maamar, Mohamed*

*A mon binôme Imad et sa famille*

*A toute ma famille, cet ensemble de personnes qui forment comme une forteresse au fond de nous et où l'on peut se réfugier à tout moment.*

*A mes amis Abdelillah, Abdelkader, Boualam, Yazid, Midou, Akram, Zinou.*

*A tous le groupe MAPC 17*

*A ceux qui me sont chers et à tous ceux qui m'aiment.*

***Omar***

## ***Dédicaces***

*Tout d'abord, nous remercions Dieu le tout puissant de nous avoir donné la santé et la volonté d'entamer et de terminer ce mémoire*

*Je dédie ce modeste travail :*

*A l'être le plus cher de ma vie ; ma mère.*

*A celui qui m'a fait de moi un homme ; mon père*

*A mes sœurs (Hadia, Amira et Nesrine ) qui m'ont soutenu et encouragé durant ces années d'études*

*A la petite Taline wejdene*

*A tous les membres de ma famille et toute personne qui porte le nom RAHIM*

*A mon binôme Omar et sa famille*

*A tout le groupe MAPC 17 et surtout Zinou et Akram*

*A toute la promo H17 et particulièrement Abdou,kader,midou,mouad et rafik*

*A mes amis d'enfance Aymen,sidahmed, hossam, yahia, abdelhak yasser*

***Imad***

## **Résumé**

L'Algérie étant un pays dont la rente principale repose sur l'industrie pétrolière et gazière, il est toujours doté des techniques de raffinage et de pétrochimie.

Le complexe CP1/Z conçu dans le but de produire du méthanol raffiné répondant aux normes et exigences mondiales. Le méthanol raffiné est synthétisé à partir des matières premières à savoir le gaz naturel et la vapeur d'eau.

Les échangeurs de chaleurs mis en disposition occupent la plus grande importance dans la maîtrise d'énergie thermique afin d'exploiter ces matières premières en bonne issue. Ne disposant pas d'une autonomie en eau déminée, le complexe CP1/Z a fait de la réduction des pertes en vapeur vers atmosphère au niveau du dégazeur V701 suite à la haute température d'eau d'alimentation, une préoccupation majeure pour des considérations essentiellement économique et surtout pour préserver cette richesse naturelle.

Dans le cadre d'une bonne exploitation d'eau déminée, une installation d'un nouvel échangeur est nécessairement recommandée pour réduire la température d'eau d'alimentation du dégazeur. Il a pour but de minimiser les pertes des vapeurs qui mènent à diminuer la consommation en eau d'appoint.

## **Abstract**

Since Algeria is a country whose main income is based on the oil and gas industry, it still has refining and petrochemical techniques.

The CP1/Z complex designed to produce refined methanol that meets global standards and requirements. Refined methanol is synthesized from raw materials, namely natural gas and water vapour.

The heat exchangers made available occupy the greatest importance in the control of thermal energy in order to exploit these raw materials in good outcome. As it does not have a demined water autonomy, the CP1/Z complex has made the reduction of vapor losses into the atmosphere at the level of the V701 degasser following the high temperature of the supply water, a major concern for considerations essentially economic and above all to preserve this natural wealth.

As part of a good operation of demined water, the installation of a new exchanger is necessarily recommended to reduce the temperature of the water supply to the degasser. Its purpose is to minimize the losses of vapors which lead to a reduction in the consumption of extra water.

## المخلص

نظرًا لأن الجزائر بلد يعتمد دخله الرئيسي على صناعة النفط والغاز ، فلا يزال لديها تقنيات التكرير والبتروكيماويات تم تصميم مجمع CP1 / Z لإنتاج الميثانول المكرر الذي يلبي المعايير والمتطلبات العالمية. يتم تصنيع الميثانول المكرر من المواد الخام مثل الغاز الطبيعي وبخار الماء.

تحتل المبادلات الحرارية التي يتم توفيرها أهمية قصوى في التحكم في الطاقة الحرارية من أجل استغلال هذه المواد الخام في نتائج جيدة. نظرًا لأنه لا يتمتع باستقلالية عن المياه المزالة ، فإن مجمع CP1 / Z قد عمل على تقليل خسائر البخار في الغلاف الجوي عند مستوى مزيل الغاز V701 بعد ارتفاع درجة حرارة مياه الإمداد ، وهو مصدر قلق كبير لاعتبارات اقتصادية بشكل أساسي وما فوق كل ذلك للحفاظ على هذه الثروة الطبيعية.

كجزء من التشغيل الجيد للمياه المطهرة ، يوصى بالضرورة بتركيب مبادل جديد لتقليل درجة حرارة مصدر المياه إلى مزيل الغازات. والغرض منه هو تقليل فقد الأبخرة التي تؤدي إلى تقليل استهلاك ماء المضاف.

## Table des matières

### Liste des abréviations

### Liste des tableaux

### Liste des figures

Introduction générale.....	1
----------------------------	---

## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

I.1 Historique.....	3
I.2 Situation géographique du complexe CP1/Z .....	3
I.3 Missions principales du complexe CP1/Z.....	4
I.4 Activités du complexe CP1/Z .....	4
I.4.1 Département production .....	4
1.4.1.1 Unité méthanol.....	4
1.4.1.2 Unité formaldéhyde.....	4
1.4.1.3 Unité résines.....	4
1.4.1.4 Unité utilités .....	5
I.4.2 Département de maintenance .....	5
I.4.3 Département de sécurité .....	5
I.4.4 Département technique.....	5
I.4.5 Département finances .....	6
I.5 Procédé de fabrication du méthanol .....	7
I.5.1 Généralités.....	7
I.5.1 Désulfuration de la charge d'alimentation (Section 100).....	8
I.5.2 Four de Steam reforming (Section 200).....	10
I.5.2.1 Mélange vapeur d'eau / gaz naturel .....	10
I.5.2.2 Four de reforming .....	10
I.5.3 Refroidissement du gaz de synthèse (Section 300) .....	12
I.5.4 Compression du gaz de synthèse (Section 400) .....	13
I.5.5 La boucle de synthèse (Section 500).....	14
I.5.6 Détente et stockage du méthanol brut .....	16
I.5.7 Distillation du méthanol brut (Section 600).....	17
I.5.7.1 Elimination des produits légers .....	17
I.5.7.2 Gaz de stripping .....	18

I.5.7.3 L'élimination des produits lourds.....	18
I.5.8 Section 700 Système de vapeur.....	19
I.5.8.1 Récupération de l'eau condensée des différents séparateurs V303, V605, V302 .	19
I.5.8.2 Production de vapeur en utilisant cette eau récupérée.....	20

## **Partie théorique:**

### **Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse**

II.1 Introduction .....	22
II.2 Le gaz de synthèse et ses matières premières .....	22
II.3 Généralités sur les procédés de production du syngaz .....	22
II.3.1 Généralités et historique sur les procédés de conversion des hydrocarbures .....	22
II.3.2 L'oxydation partielle (POX) .....	23
II.3.3 Reformage à sec (Dry Reforming, DR) .....	24
II.3.4 Vaporeformage (steam reforming, SR).....	25
II.3.5 Steam reforming du méthane .....	25
II.3.6 Reformage autotherme.....	27
II.4 Comparaison entre les différents types de procédés de conversion du méthane .....	28
II.5 Aspects thermodynamiques .....	30
II.6 Les catalyseurs utilisés dans le vaporeformage.....	30
II.6.1 Différents types de catalyseurs de vaporeformage .....	31
II.7 Poisons des catalyseurs .....	32
II.8 Vitesse et cinétique de la réaction de reformage .....	33
II.8.1 Mécanisme de la réaction.....	34
II.8.2 Influence des paramètres opératoires sur la réaction de vaporeformage .....	35
II.9 L'utilisation du gaz de synthèse .....	35
II.9.1 L'industrie chimique.....	35
II.9.2 Production de chaleur en substitution de combustibles fossiles .....	38
II.9.3 La cogénération : production d'électricité + chaleur.....	39

### **Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs**

III.1. Les échangeurs .....	41
III.1.1. Classification des échangeurs de chaleur .....	41
III.1.1.1. Selon les procédés de transfert.....	41
III.1.1.2. Selon la Compacité .....	41
III.1.1.3. Selon le sens d'écoulement des fluides.....	41

III.1.2. Critère de choix d'un échangeur.....	42
II.1.3 Types d'échangeurs .....	42
III.1.4 Echangeurs tubulaires.....	42
III.1.5 Rôle des divers constituants d'un échangeur .....	44
III.1.5.1 Boîtes d'échangeurs.....	44
III.1.5.2 Calandre .....	44
III.1.5.3 Plaques tubulaires .....	45
III.1.5.4 Faisceau tubulaire .....	45
II.1.5.5 Chicanes .....	46
III.1.6 Désignations TEMA.....	47
III.1.6.1.Echangeur de tubes à tubes fixes (L, M et N):.....	47
III.1.6.2 Echangeur en U.....	48
III.1.6.3 Échangeur de tête flottante (en-têtes arrière de type P, S, T et W):.....	48
III.2 Dégazeur thermique .....	50
III.2.1 Principe de fonctionnement .....	50
III.2.2 Différents types de dégazeur .....	50
III.2.2.1 Dégazeur à plateaux .....	50
III.2.2.2 Dégazeurs à pulvérisation .....	51
III.2.3 Eléments du dégazeur thermique.....	51
Conclusion.....	53

## **Partie calcul :**

### **Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701**

IV.1 Introduction .....	54
IV.2 Bilan de consommation d'eau déminée dans l'unité de méthanol .....	54
IV.3 Bilan de matière du four F201 .....	55
IV.3.1 Calcul de débit massique de gaz process ( $F_{GN}$ ).....	56
IV.3.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène ( $F_{H_2}$ ) .....	58
IV.3.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse sèche .....	60
IV.2.4 Calcul de débit massique des condensats .....	60
IV.4 Calcul des pertes dans le dégazeur V701 .....	61
Conclusion .....	62

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

V.1 Méthode de Kern .....	63
V.2 Données de départ .....	63
V.3 Bilan thermique .....	64
V.4 Calcul thermique .....	65
V.5 Estimation de la surface d'échange sale $\dot{A}_s$ .....	66
V.6 Choix de la géométrie de l'échangeur .....	66
V.6.1 Caractéristiques du tube.....	66
V.6.2 Choix de diamètre extérieur $d_0$ et intérieur $d_i$ des tubes ainsi que le pas $P$ et l'espacement entre chicane $B$ .....	66
V.6.3 Calcul surface d'échange d'un tube $a_0$ .....	67
V.6.4 Estimation de nombre théorique des tubes $N'_t$ .....	67
V.7 Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre).....	67
V.8 Détermination du nouveau coefficient de transfert sale $U_s$ et l'aire d'échange $A_s$ .....	67
V.8.1 Détermination $U_s$ .....	67
V.8.2 Détermination de la nouvelle surface d'échange $A_s$ .....	68
V.8.3 Température calorique .....	68
V.9 Calcul de coefficient d'échange de film interne $h_{i0}$ et externe $h_0$ :.....	68
V.9.1 Coté tube.....	68
V.9.1.1 Calcul de section par passe .....	68
V.9.1.2 Calcul de la vitesse massique.....	68
V.9.1.3 Calcul du nombre de Reynolds .....	69
V.9.1.4 Détermination de $j_h$ .....	69
V.9.1.5 Coefficient de friction $f_t$ .....	69
V.9.1.6 Calcul de nombre PRANDTL $Pr$ .....	69
V.9.1.7 Coefficient d'échange de film interne $h_{i0}$ .....	69
V.9.2 Coté calandre .....	70
V.9.2.1 Calcul de l'espacement entre chicane « B ».....	70
V.9.2.2 Calcul de section par passe $a_{CT}$ .....	70
V.9.2.3 Calcul de la vitesse transversale de fluide chaud.....	70
V.9.2.3 Calcul de diamètre équivalent de .....	70
V.9.2.4 Calcul du nombre de Reynolds .....	71
V.9.2.5 Calcul de nombre PRANDTL $Pr$ .....	71

V.9.2.6 Détermination de coefficient d'échange de film externe $h_0$ .....	72
V.10 Calcul de la température des tubes .....	72
V.11 Calcul de $\phi_t$ et $\phi_c$ .....	72
V.12 Calcul de $h_i$ et $h_0$ .....	73
V.13 Calcul du coefficient de transfert propre $U_p$ .....	73
V.14 Calcul de la résistance d'encrassement .....	73
V.15 Calcul des pertes de charge .....	74
a- Côté tube .....	74
b- Côté calandre .....	74
V.16 Résultats de Simulation par Hysys .....	76
V.16.1 Introduction .....	76
V.16.2 Présentation du simulateur HYSYS .....	76
V.16.3 Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel .....	77
V.16.4 Simulation de l'échangeur H-700 dans la section 700 .....	78
V.16.5 Estimation du coût des pertes de vapeur .....	83
V.16.5.1 Perte de production avant la modification .....	83
V.16.5.2 Gain de consommation après la modification .....	84
<b>Conclusion générale</b> .....	<b>85</b>

**Références bibliographiques.**

**Listes des Annexes.**

## Liste des abréviations

MeOH: méthanol

TEMA: Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association

BWG: Birmingham Wire Gage

PFD: Process Diagram Flowsheet

ATR : Autothermal reforming (reformage autotherme)

FS101 : débit massique d'eau déminée assurée par service utilité [kg/h]

FR 703 : débit massique de vapeur à haute pression assurée par service utilité [kg/h]

FR 704 : débit massique de vapeur à basse pression envoyée vers service utilité [kg/h]

Fcons : débit massique d'eau déminée consommée dans l'unité Méthanol [kg/h]

FRC 101 : débit volumique de gaz process qui alimente le four [Nm<sup>3</sup>/h]

FRC 406 : débit volumique de gaz d'hydrogène vers le four. [Nm<sup>3</sup>/h]

FR 102 : débit massique de la vapeur d'eau à moyenne pression qui alimente le four [kg/h]

F<sub>GS</sub> : débit volumique de gaz de synthèse de K401. [m<sup>3</sup>/h]

Fcond : débit massique des condensats T751.

FI 605 : débit massique de la vapeur d'eau à basse pression qui alimente H606. [kg/h]

FRrC 701/B : débit massique d'eau déminée qui alimente F208. [kg/h]

F<sub>SM</sub> : débit massique de la désurchauffe de HP, MP et BP. [kg/h]

F<sub>perte</sub> : débit massique des pertes de vapeur d'eau. [kg/h]

$\lambda$ : conductivité thermique en [W/ (m.°C)]

d : densité de la source. [Kg/m<sup>3</sup>]

$\rho$  : masse volumique. [Kg/m<sup>3</sup>]

Q: quantité de chaleur. [Kcal/(h)]

$\Phi$  : Le flux de chaleur [W]

e : épaisseur de la paroi [m]

R<sub>th</sub> : Résistance thermique [°C/W]

Pr : Nombre de Prandtl.

A<sub>s</sub> : Surface totale sale [m<sup>2</sup>]

a: Section de passage [m<sup>2</sup>]

B : Espacement entre chicanes transversales	[m]
$C_p$ : Chaleur spécifique	[Kcal/Kg.°C]
$d_0, d_i$ : Diamètre extérieur et intérieur du	[m]
$d_e$ : Diamètre équivalent	[m]
$\Delta TLM$ : différence de température logarithmique moyenne	[°C]
$F_c$ : Facteur correctif de la $\Delta TLM$	
$T_e, T_s$ : Température de fluide chaud d'entrée et de sortie dans le tube	[°C]
$t_e, t_s$ : Température de fluide froid d'entrée et de sortie dans la calandre	[°C]
$t_t$ : température de tube	[°C]
$T_c, t_c$ : Température calorifique des deux fluide chaud et froid	[°C]
$G_t, G_{CT}$ : Vitesse massique (tube, calandre)	[Kg/m <sup>2</sup> s]
$h_0, h_i$ : Coefficient du film externe et interne	[Kcal/hm <sup>2</sup> °C]
$h_{i0}$ : Coefficient du film interne rapporté à la surface externe	[Kcal/hm <sup>2</sup> °C]
$J_h$ : Coefficient de transfert	
L : longueur de tube	[m]
$N_c$ : nombre de chicane transversale	
$N_t$ : Nombre de tube	
$n_c$ : nombre de passe coté calandre	
$\Delta P_t, \Delta P_c$ : perte de charge coté calandre et coté tube	[Kg/cm <sup>2</sup> ]
Re : Nombre de REYNOLDS	
$R_s$ : résistance d'encrassement	[hm <sup>2</sup> °C/Kcal]
$U_p$ : Coefficient d'échange propre	[hm <sup>2</sup> °C/Kcal]
$U_s$ : Coefficient d'échange sale	[hm <sup>2</sup> °C/Kcal]
W : Vitesse de circulation d'eau dans les tubes	[m/s]
$\Phi$ : terme correctif de viscosité	
$\lambda$ : Conductivité thermique	[Kcal/hm°°C]
$\mu$ : Viscosité dynamique	[Kg/m.s]

### Indice

$i_{,0}$ : Intérieur et extérieur
$e$ : Equivalent
$c$ : Calandre
$t$ : tube
$p$ : propre

s : sale ou encrassement

T : Transversale

cons : consommation

cond : condensats

GS : gaz de synthèse

GN : gaz naturel

## Liste des tableaux

Tableau I. 1: Propriétés du méthanol .....	7
Tableau II. 1: Compositions optimales du gaz de synthèse selon le procédé envisagé. ....	28
Tableau II. 2: Comparaison des technologies de génération de syngaz à partir du gaz naturel.. .....	29
Tableau IV. 1: Calcul de débit massique de gaz naturel de process $F_{GN}$ .....	57
Tableau IV. 2: Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène $F_{H_2}$ .....	59
Tableau IV. 3: Calcul de débit massique du gaz de synthèse.....	60
Tableau IV. 4 Bilan de matière du dégazeur V701 .....	61
Tableau V. 1: Données nécessaires pour le calcul d'un échangeur.....	64
Tableau V. 2: Tableau Des Caractéristiques Du Tube .....	67
Tableau V. 3: les dimensions constructives de l'échangeur H-700 .....	75
Tableau V. 4 : Conditions des fluides dans l'échangeur H-303 à l'état actuel .....	78
Tableau V. 5: Conditions des fluides dans l'échangeur H-700.....	82
Tableau V. 6 : Conditions des fluides dans l'échangeur H-303 après l'installation d'un nouvel échangeur.....	83
Tableau V. 7: La différence de la sortie de vapeur avant et après l'installation de l'échangeur .....	83
Tableau V. 8: Quantité de vapeur dégagée vers atmosphère .....	83
Tableau V. 9: Débit de vapeur économisé .....	84

## Liste des figures

Figure I. 1 : Situation géographique du complexe CP1/Z.....	3
Figure I. 2: Organigramme du Complexe CP1/Z.....	6
Figure I. 3: Forme géométrique de la molécule du méthanol .....	7
Figure I. 4: schéma de la section 100 .....	10
Figure I. 5: schéma de la section 200 .....	11
Figure I. 6: schéma de la section 300 .....	13
Figure I. 7: schéma de la section 400 .....	14
Figure I. 8: schéma de la section 500 .....	16
Figure I. 9: Section 600 Distillation du méthanol brut.....	19
Figure I. 10: Section 700 (récupération de l'eau).....	21
Figure II. 1: Design du réacteur pour POX .....	24
Figure II. 2: Schéma d'un réacteur ATR.....	28
Figure II. 3: Phénomène d'adsorption sur le catalyseur du nickel. ....	34
Figure II. 4: Conversion du méthane à l'équilibre thermodynamique en fonction de la température et du rapport S/C. ....	35
Figure II. 5: L'utilisation du syngas dans l'industrie chimique. [5].....	37
Figure II. 6: Principe de la combustion directe du syngas .....	38
Figure II. 7: Principe de cogénération par gazéification .....	39
Figure III. 1: Echangeurs tubulaires .....	43
Figure III. 2: La calandre.....	44
Figure III. 3: Plaque tubulaire .....	45
Figure III. 4: Faisceau tubulaire .....	46
Figure III. 5: Chicane transversales et longitudinales.....	46
Figure III. 6: Échangeur de tubes à tubes fixes (L, M et N).....	48
Figure III. 7: Echangeur en U.....	48
Figure III. 8: Echangeur de tête flottante (en-têtes arrière de type P, S, T et W).....	49
Figure III. 9: Dégazeur thermique.....	53
Figure IV. 1: Schéma montre la consommation de l'unité méthanol en eau déminée.....	54
Figure IV. 2: Schéma montre la consommation du gaz naturel et de la vapeur dans le four...	55
Figure V. 1: Pas triangulaire.....	71
Figure V. 2: Pas carré.....	71
Figure V. 3: Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel .....	77
Figure V. 4: La sortie de vapeur au niveau V701 vers évent par simulation Hysys .....	78
Figure V. 5: Simulation par Hysys de l'échangeur H-700 dans la section 700 .....	78

Figure V. 6: Insertion de la perte de charge des fluides .....	79
Figure V. 7: Mention du nombre de passe et le type d'échangeur .....	79
Figure V. 8: Insertion des dimensions de H-700 coté calandre .....	80
Figure V. 9: Insertion des dimensions de H-700 coté tube .....	80
Figure V. 10: Conditions des fluides mis en jeu .....	81
Figure V. 11: la diminution des pertes de vapeur au niveau V701 vers évent par simulation Hysys .....	81

## Introduction générale

Le gaz naturel est un combustible fossile constitué d'un mélange d'hydrocarbures qui se trouvent naturellement dans la roche poreuse sous forme gazeuse, il se compose principalement de méthane, il est considéré comme une source d'énergie de premier plan dans le monde et est également utilisé comme matière première avec la vapeur d'eau pour la production de méthanol.

L'extraction du gaz naturel nécessite le développement de procédés efficaces de production, de transport, de conversion et de stockage.

La synthèse du méthanol exige l'installation des différents équipements industriels tels que les échangeurs qui sont les plus utilisés. Ils sont très importants dans l'industrie en générale, ils permettent d'augmenter ou de réduire la température très efficacement selon le besoin et les conditions du procédé par échange thermique entre les fluides mis en jeu. Ils ont un rôle économique surtout, ils servent à récupérer de l'énergie thermique (chaleur) afin de minimiser les pertes en matière première ou semi-fini.

Dans notre unité méthanol, l'échangeur de chaleur est un dispositif essentiel de maîtrise de l'énergie. Une grande part de l'énergie thermique (90%) utilisée dans le procédé est récupérée dans la section 700, afin de produire de la vapeur d'eau comme force motrice nécessaire pour le fonctionnement des turbines.

Dans le cadre de notre projet de fin de formation, le complexe CP1/Z nous a assigné un travail dans le but de réduire les pertes de vapeur évacuée vers évent au niveau du dégazeur V701,

Notre travail est réparti comme suit :

- Le Chapitre I comporte une brève présentation du complexe CP1Z d'Arzew, une description des différentes sections de production de l'unité méthanol.
- Une partie théorique qui comporte deux chapitres, le premier concerne les procédés de production du gaz de synthèse existant et le développement du procédé de steam reforming du méthane et le deuxième généralité sur les Dégazeurs et les Echangeurs de Chaleur.

- Une partie de calcul est consacrée aux différents bilans de consommation d'eau dans l'unité méthanol et un calcul dimensionnel d'un nouvel échangeur. Simulation du projet par le logiciel Hysys dont le but d'assurer la fiabilité des calculs, et l'ensemble des résultats obtenus par la simulation ainsi une étude technico-économique sont regroupés dans le dernier chapitre. À la fin on termine par une conclusion qui résume nos résultats.

## **Problématique**

L'unité est conçue pour récupérer un maximum d'énergie de chauffage et de refroidissement. La récupération de chaleur chaude permet la production de vapeur d'eau, qui est le cœur de l'équipement et subit un prétraitement physique ou un dégazage.

Le problème majeur rencontré se résume dans le haut débit de vapeur évacué vers évent au niveau du dégazeur V701 suite à la haute température d'eau venante de l'échangeur H303 ainsi les condensats venants du rebouilleur H606.

Les condensats des trois séparateurs sont récupérés dans le bac de stockage T751 à une température d'environ 77°C puis ils sont mélangés avec de l'eau d'appoint fournie par le service utilité à une température de 35°C. L'eau se dirige vers H303 pour refroidir le gaz de synthèse de 142°C jusqu'à une température de 125°C. L'eau absorbe une quantité de chaleur et atteint une température de 118°C. Elle coule ensuite à la tête du dégazeur pour être en contact à contre-courant avec la vapeur venante de H606 à une température de 117°C, à ce point l'O<sub>2</sub> et CO<sub>2</sub> dissous sont enlevés. La haute température des fluides présents dans le dégazeur entraîne la perte d'une grande quantité de vapeur évacuée vers atmosphère.

Pour cela, nous avons procédé à faire des calculs de conception d'un nouveau échangeur au refoulement de la pompe P751 et avant l'échangeur H303 pour diminuer la température des condensats afin de réduire les pertes de vapeur au niveau du dégazeur.

# **Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z**

# Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

---

## I.1 Historique [1]

Dans le cadre de la politique d'industrialisation du pays et du développement de l'économie nationale, la société nationale Sonatrach et la société italienne SIR donnèrent naissance en 1969 à la société mixte ALMER (Algérie Méthanol Et Résines) dont le premier projet sera le complexe méthanol et résines synthétiques d'Arzew.

L'objectif de ce complexe est la production du méthanol et de résines synthétiques. Le 10 septembre 1970, Almer signe un contrat avec la société Humphrey's & Glasgow pour la construction de l'unité méthanol, contrat qui rentrera en vigueur en février 1971.

En novembre 1971, la société Almer fut dissoute. Sonatrach poursuivit la réalisation du projet en signant deux contrats avec la société italienne Italconsult: Le premier en 1972 pour la construction des utilités, et le second contrat en 1973 pour celle des unités de production des résines.

Le démarrage des utilités a eu lieu en 1975, celui du méthanol en 1976 et des Résines synthétiques en 1977. Le 24 février 1978, eut lieu l'inauguration du complexe par le président défunt Houari Boumediene.

## I.2 Situation géographique du complexe CP1/Z : [1]

Le CP1/Z occupe une superficie de 27 hectares sur le plateau de Mahgoun dominant la baie d'Arzew à 2Km de la ville situé au nord de la raffinerie.



Figure I. 1 : Situation géographique du complexe CP1/Z.

### I.3 Missions principales du complexe CP1/Z :

Le complexe a pour mission la prise en charge de toutes les opérations de transformation chimiques des hydrocarbures liquides ou gazeux ainsi que de leurs dérivés pour la production de produits pétrochimiques de base et des produits finis destinés au marché national et à l'exportation, notamment les matières premières pour l'industrie chimique et pharmaceutique telles que :

- Les matières thermoplastiques/thermodurcissables.
- Les élastomères.
- Les fibres synthétiques.

### I.4 Activités du complexe CP1/Z : [1]

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 méthanol.

Le complexe CP1/Z est constitué par les départements suivants :

#### I.4.1 Département production :

##### 1.4.1.1 Unité méthanol :

L'unité de méthanol occupe une superficie de 2700m<sup>2</sup> (45\*60m). L'engineering et la fourniture des équipements ont été faits par la société anglaise de Humphrey et Glasgow.

##### 1.4.1.2 Unité formaldéhyde :

L'aldéhyde formique est un produit de la grande industrie chimique qu'on prépare par oxydation ménagée de l'alcool méthylique, il est le plus souvent employé à 36% connu sous le nom de formol.

##### 1.4.1.3 Unité résines :

Les résines sont des polymères, ce sont des macromolécules réticulées, la récitation construit une tridimensionnelle rigide de sorte que de tels polymères se présentent comme des matériaux totalement insolubles.

# Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

---

## **I.4.1.4 Unité utilités :**

Cette unité traite tous les fluides dont les autres unités de production ont besoin à savoir :

- ❖ Air comprimé qui est utilisé par les instruments de régulation.
- ❖ Azote pour inerte les installations.
- ❖ Electricité.
- ❖ Vapeur HP-MP-BP.
- ❖ Gaz naturel.
- ❖ Eau de refroidissement.
- ❖ Eau déminéralisée.

## **I.4.2 Département de maintenance :**

L'ensemble des actions permettant de maintenir ou de rétablir un bien dans un état spécifié ou on mesure d'assurer un service déterminé.

## **I.4.3 Département de sécurité :**

La sécurité est un ensemble des règles et des moyens techniques et également un état d'esprit dont la finalité est de créer certaines conditions de travail éliminant les accidents et les avaries.

## **I.4.4 Département technique :**

Le département technique comprend :

- Service inspection.
- Service laboratoire.
- Service engineering.
- Service développement.

Le laboratoire représente le fruit de l'efficacité de n'importe quel complexe du fait qu'il est le jugement de la qualité des produits traités durant le processus.

## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

Il veille au bon déroulement des unités de traitement de matière première et analyse des produits finis pour être commercialiser soit à l'intérieur qu'à l'extérieur du pays.

### I.4.5 Département finances :

Ce département a pour fonction le suivi des opérations financières et juridique du complexe, il comprend trois (03) services.

- Service comptabilité générale.
- Service information de gestion.
- Service trésorerie.

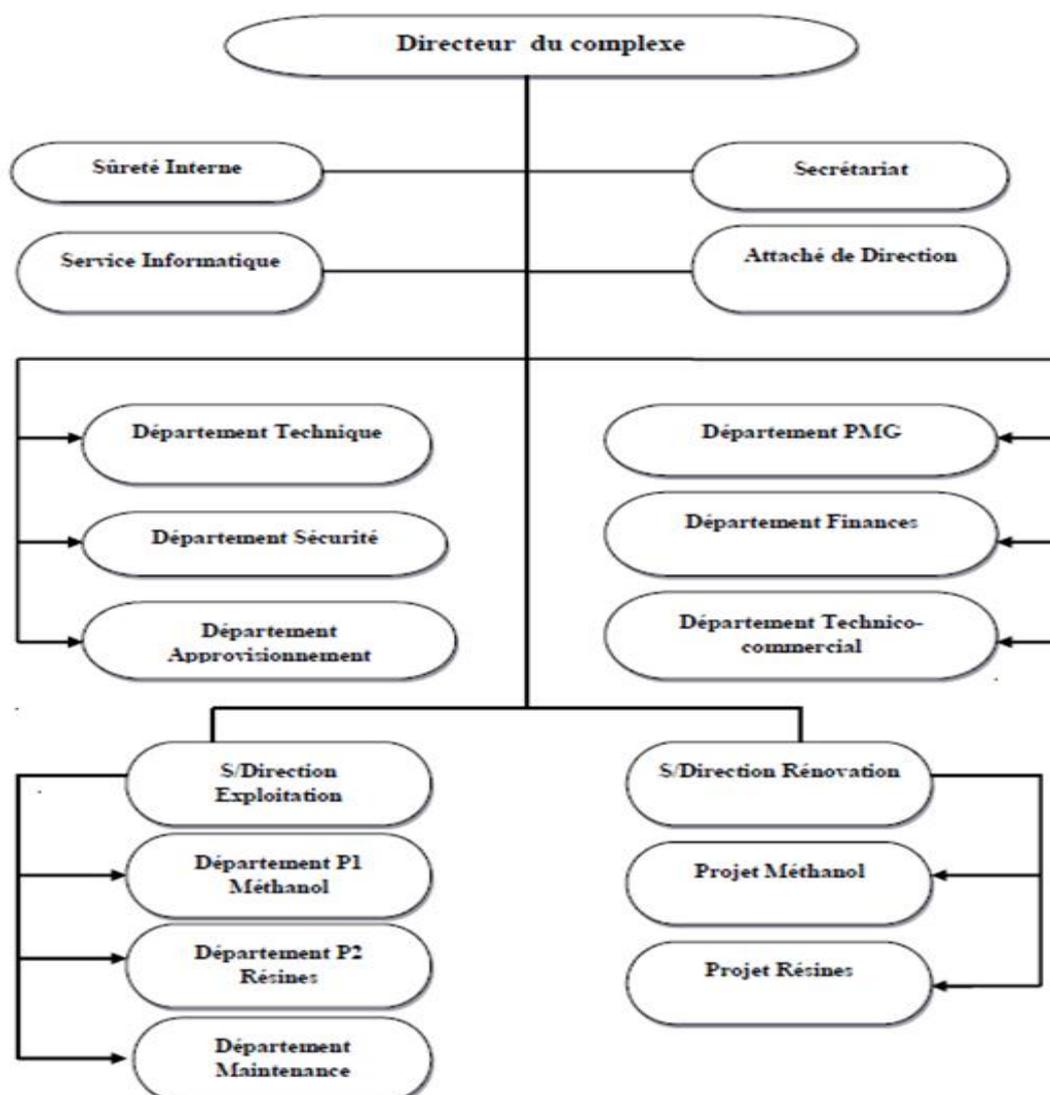


Figure I. 2: Organigramme du Complexe CP1/Z

### I.5 Procédé de fabrication du méthanol : [2]

#### I.5.1 Généralités :

Méthanol également connu sous le nom d'alcool méthylique, Longtemps désigné alcool de bois, de naphta de bois ou l'esprit de bois, est à température ambiante un liquide clair, incolore, inflammable et toxique avec une odeur caractéristique un peu écœurante, extrêmement fluide. Il est devenu un des produits chimiques les plus importants. C'est un composé chimique de formule : CH<sub>3</sub>OH



Figure I. 3: Forme géométrique de la molécule du méthanol

Tableau I. 1: Propriétés du méthanol

Propriété	Valeur
Aspect	Clair et incolore
Tension de vapeur	3.8 K Pa à 25°C
Température d'ébullition	64.5°C
Température de fusion	97.8°C
Densité	0.7924 à 20°C
Chaleur de vaporisation	263 K Pa/Kg

Le méthanol trouve une large utilisation en qualité de solvant, de semi-produit pour la fabrication de matière indispensable à la synthèse organique (formaldéhyde, diméthyle téréphtalate, méthyl amine, méthacrylate de méthyle, CH<sub>3</sub>COOH,... etc.). Environ 35% du méthanol est converti en formaldéhyde, 13% en méthyl tertibutyléther « MTBE », 10% en acide acétique.

## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

---

On fait la synthèse du méthanol par réaction d'hydrogène sur l'oxyde de carbone (CO) et l'acide carbonique. Ces gaz appelé également « gaz de synthèse » peut être obtenu par le Reforming à la vapeur du gaz naturel.

Le procédé de steam reforming consiste à mélanger le gaz naturel d'alimentation désulfuré et chaud avec de la vapeur d'eau, puis à faire réagir le mélange au-dessus d'un catalyseur approprié dans le four de reforming pour produire de l'hydrogène, de l'oxyde de carbone et du gaz carbonique.

Le gaz, connu sous le nom de gaz de synthèse, est refroidi et comprimé jusqu'à la pression requise pour la synthèse du méthanol, avant de le faire réagir au-dessus du catalyseur chaud de synthèse et enfin de condenser le méthanol brut ainsi produit.

Le méthanol brut est purifié par distillation afin d'enlever l'eau et les impuretés (produits légers) qui se forment comme sous-produits de synthèse.

La production du méthanol à partir du gaz de synthèse passe par plusieurs étapes successives :

- La désulfuration de la charge d'alimentation (gaz naturel).
- Le steam reforming du gaz naturel avec production de H<sub>2</sub> et CO.
- Le refroidissement du gaz de synthèse ; La compression du gaz de synthèse.
- La boucle de synthèse.
- La détente et stockage du méthanol brut.
- La distillation du méthanol brut.
- Production de la vapeur d'eau par récupération d'énergie.

### I.5.1 Désulfuration de la charge d'alimentation (Section 100): [2]

Le gaz, provenant du gazoduc, s'écoule vers le séparateur V106 à une pression de 32 atm où tous les hydrocarbures liquides seront éliminés. Le gaz naturel quittant le séparateur V106 est utilisé comme :

- Gaz combustible dans le four de reforming.
- Gaz d'alimentation du procédé. Le gaz de combustion est détendu à une pression de 8 bars par la vanne PICV103.

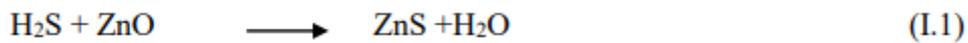
## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

---

Le gaz, alimentant le procédé, est détendu à une pression de 27atm par la vanne PICV105, puis il passe dans le réchauffeur de gaz naturel F204 situé dans la zone convection du four de reforming où il atteint une température de 400°C.

Le gaz naturel contient des traces de soufre qui constitue un poison pour le catalyseur du four de reforming ; de ce fait, la désulfuration du gaz naturel est impérative pour diminuer la teneur en soufre qui ne doit pas dépasser 0,5 ppm en volume.

Pour cela, on fait passer le gaz naturel au-dessus d'un adsorbent à base d'oxyde de zinc (ZnO) à environ 400°C. L'oxyde de zinc adsorbe le soufre présent dans le gaz naturel pour former le sulfure de zinc, garantissant ainsi la limite admissible du soufre dans le gaz naturel d'alimentation. La réaction dans le désulfureur V105 s'écrit comme suit :



Notons que dans le cas d'une présence de H<sub>2</sub>S au niveau du four de reforming on assisterait alors à la réaction d'empoisonnement du catalyseur à base de nickel par H<sub>2</sub>S dans le four de reforming selon la réaction :



La figure suivante représente le schéma de la section 100 :

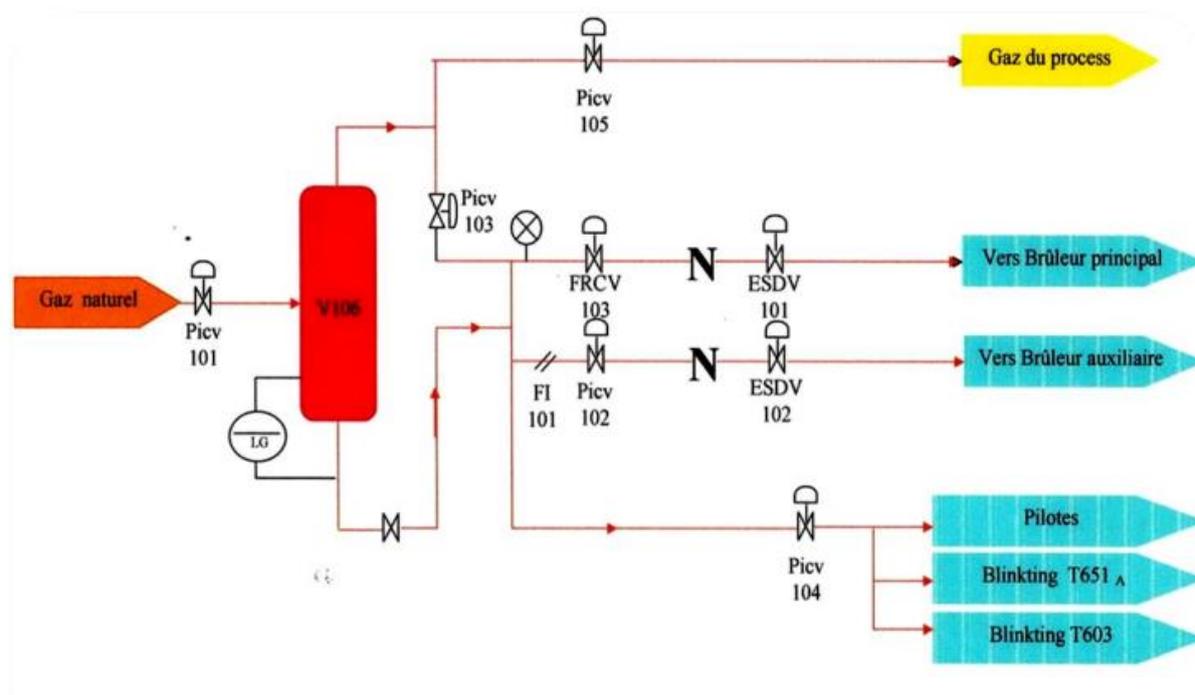


Figure I. 4: schéma de la section 100

### I.5.2 Four de Steam reforming (Section 200): [2]

#### I.5.2.1 Mélange vapeur d'eau / gaz naturel :

A la sortie du désulfureur, le gaz naturel désulfuré est mélangé à la vapeur d'eau de procédé surchauffée venant de la canalisation de vapeur à 28 bars. Le débit de gaz naturel est contrôlé par le régulateur de débit FRC101, et le débit de vapeur est contrôlé indépendamment par le FRC102.

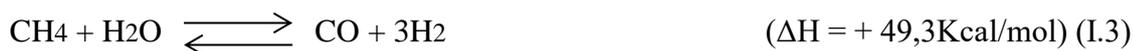
Le rapport molaire normal vapeur / carbone est de 3/1. Compte tenu du risque de voir ce rapport trop baisser, ces deux débits sont surveillés étroitement. Un système de drainage approprié est prévu dans la zone des vannes de vapeur afin d'éliminer toute présence de condensat qui pourrait se former durant l'arrêt de l'unité. Le mélange de vapeur et de gaz naturel s'écoule ensuite vers le collecteur d'entrée du four de reforming à une température d'environ 360°C et une pression d'environ 22,8 bars.

#### I.5.2.2 Four de reforming :

Le gaz naturel désulfuré mélangé à la vapeur d'eau surchauffée alimente donc le four de reforming à 360°C et passe à l'intérieur des tubes où la réaction a lieu au-dessus d'un catalyseur à base de nickel. Le catalyseur de reforming est tassé dans 168 tubes verticaux et la

## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

chaleur nécessaire à la réaction (endothermique) est absorbée par le gaz par l'intermédiaire des parois des tubes. Le produit obtenu à la sortie du four de reforming à 850°C et 20 atm est un gaz de synthèse composé principalement d'hydrogène (H<sub>2</sub>), d'oxyde de carbone (CO), d'anhydride carbonique (CO<sub>2</sub>), de méthane et de la vapeur d'eau. Les réactions qui ont lieu dans le four de reforming sont les suivantes :



La figure suivante représente le schéma de la section 200 :

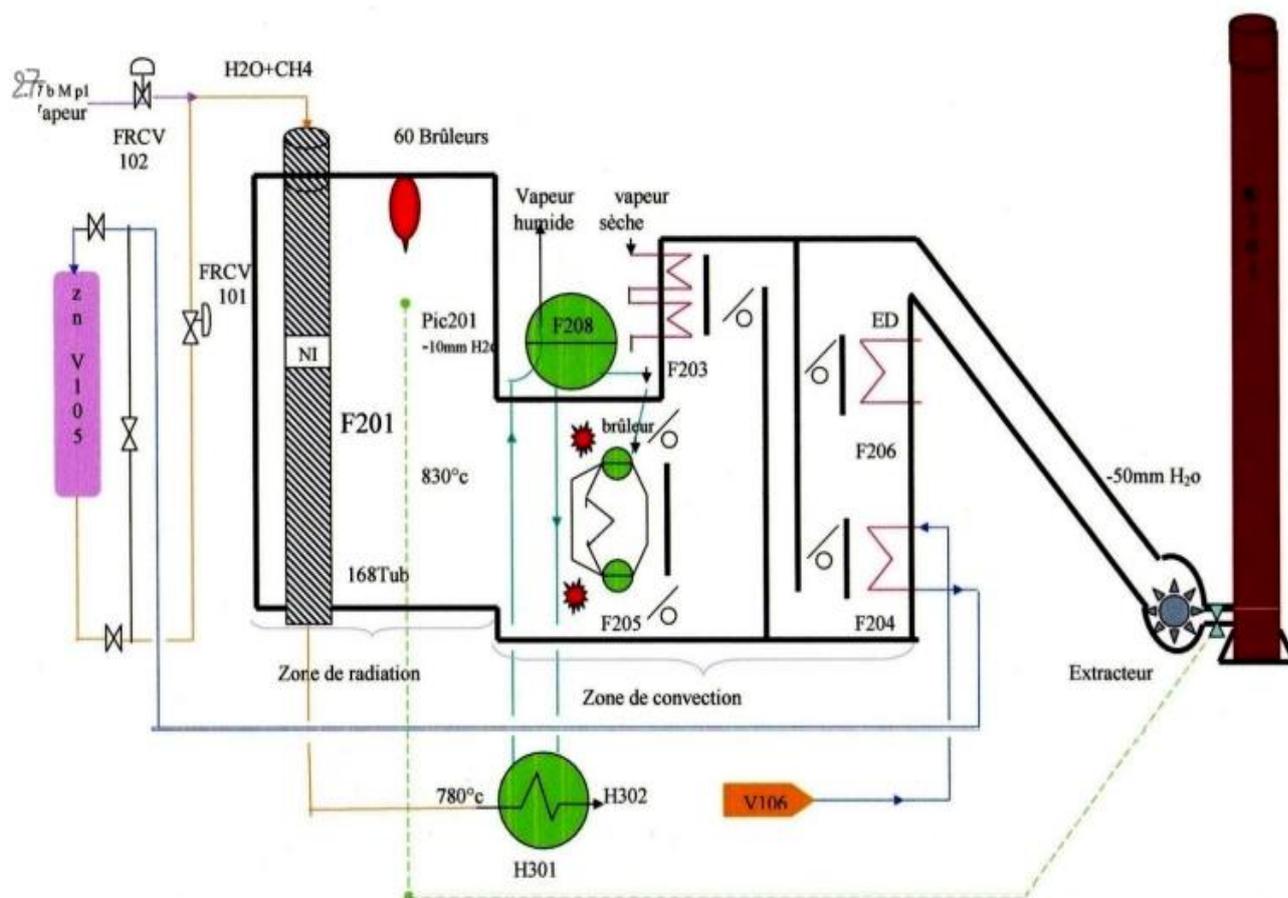


Figure I. 5: schéma de la section 200

### I.5.3 Refroidissement du gaz de synthèse (Section 300): [2]

Le gaz de synthèse chaud sortant du four de reforming à une température de 850°C et à une pression de 20 atm. est d'abord refroidi dans une chaudière de récupération H301 à une température d'environ 375°C par échange de chaleur avec de l'eau bouillante portée à une température de 301°C.

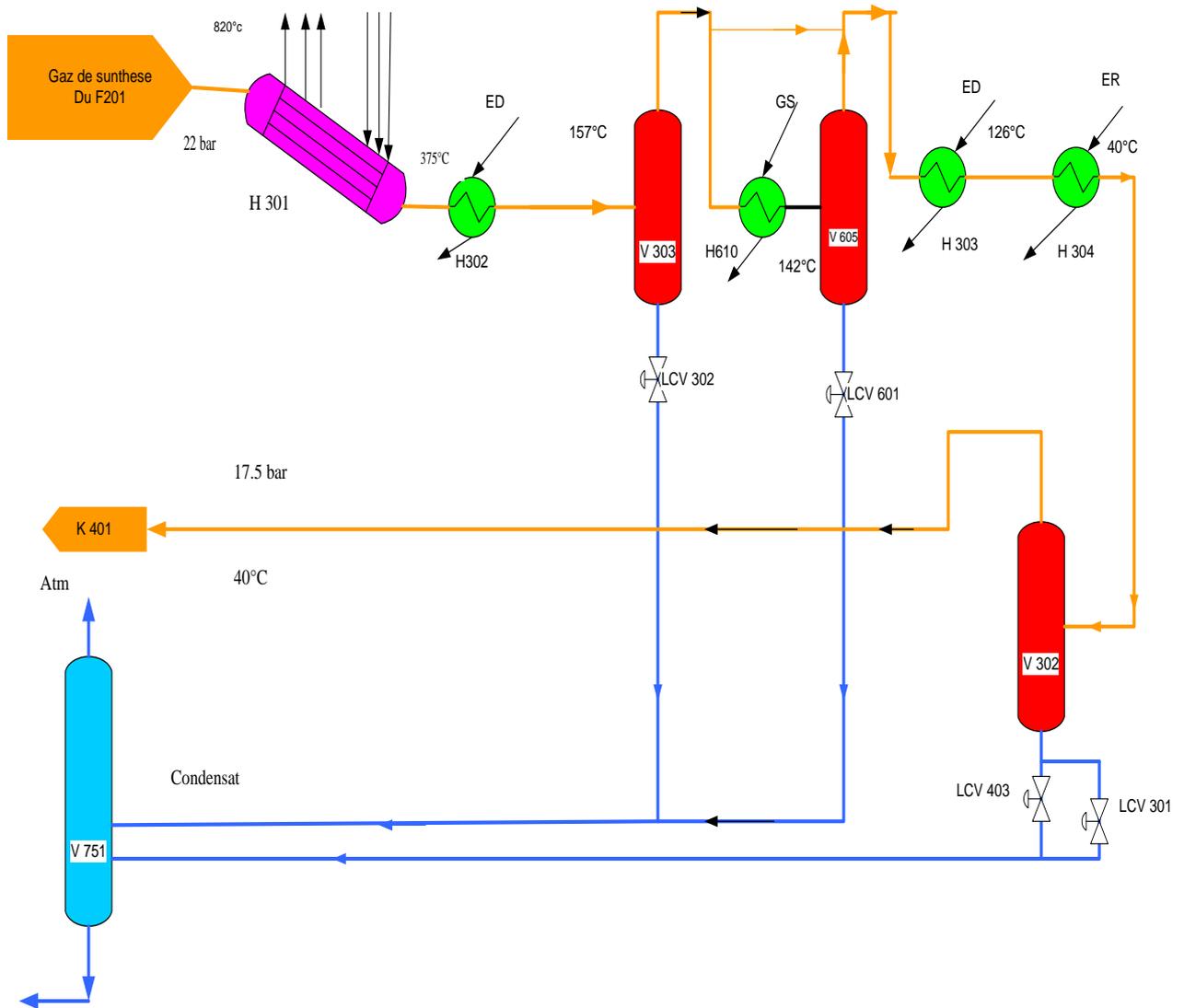
Le gaz de synthèse sortant de H301 est ensuite refroidi à environ 157°C dans un réchauffeur d'eau d'alimentation chaudière H302 ; le gaz sortant de cette dernière avec de l'eau condensée entre dans le séparateur V303 où l'eau est envoyée vers l'unité de récupération des condensats de procédé. Le gaz saturé s'écoule vers le rebouilleur H610 de l'unité de distillation de méthanol V601 où le gaz est refroidi à environ 142°C avec condensation de l'eau.

Le gaz de synthèse sortant du rebouilleur H610, contient encore de l'eau qui est séparée du gaz dans un deuxième séparateur V605 et renvoyé vers l'unité de récupération des condensats, le gaz s'écoule ensuite vers un réchauffeur d'eau d'alimentation H303 où il est refroidi à environ 126°C.

Le réchauffeur H303 est monté au-dessus du réfrigérant final H304, le gaz de synthèse s'écoule vers le bas du réfrigérant H304 où la chaleur est échangée avec de l'eau de refroidissement, réduisant la température du gaz à environ 40°C.

Le gaz de synthèse refroidi sort de l'échangeur H304 avec de l'eau condensée et pénètre dans un troisième séparateur V302 où l'eau est éliminée et renvoyée vers l'unité de récupération des condensats.

La figure suivante représente le schéma de la section 300 :



**Figure I. 6: schéma de la section 300**

### I.5.4 Compression du gaz de synthèse (Section 400): [2]

Le gaz de synthèse est comprimé d'une pression de 17,5 atm à la pression de la boucle de synthèse qui est de l'ordre de 51,8 atm dans un compresseur de synthèse centrifuge K401 à deux étages.

Le gaz sortant de K401 est mélangé avec du gaz sortant du séparateur de méthanol V502 à une température égale à 40°C. Le mélange gazeux passe ensuite dans un compresseur K402 où il est comprimé à une pression égale à 53.7 atm et une température égale à 70°C.

La figure suivante représente le schéma de la section 400 :

# Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

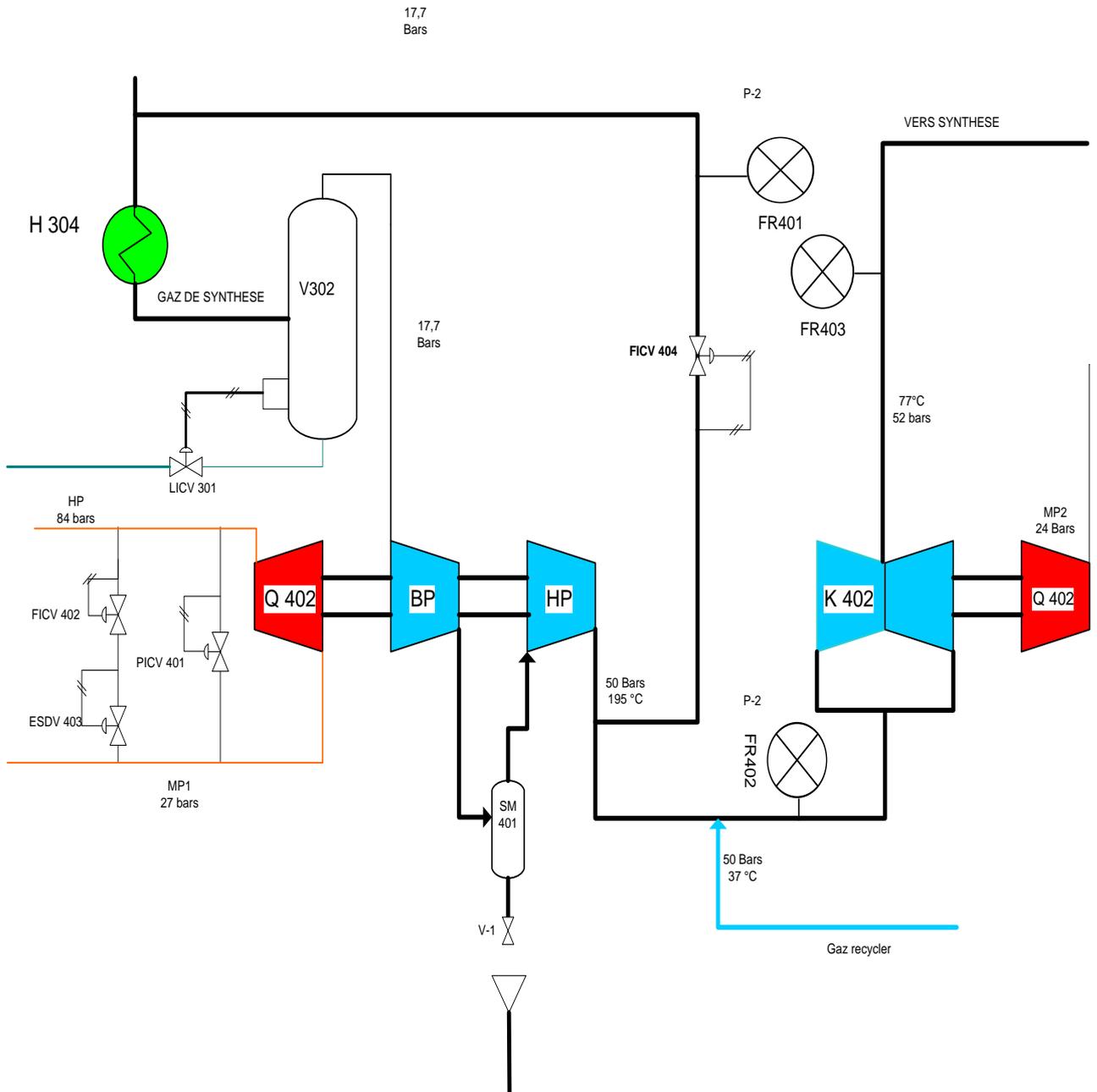


Figure I. 7: schéma de la section 400

## I.5.5 La boucle de synthèse (Section 500): [2]

La boucle de synthèse est la section de l'unité où une partie du gaz de synthèse est convertie en méthanol.

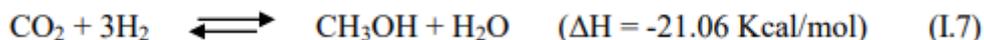
Le gaz sortant du compresseur K402 s'écoule vers l'échangeur H501 où il est réchauffé jusqu'à 245°C par le gaz sortant du convertisseur V501 à une température de 270°C. Celui-ci

## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

---

est refroidi alors jusqu'à une température de 146°C. Le gaz préchauffé pénètre dans le convertisseur V501 à une pression de 52,7 atm.

Le V501 est un ballon cylindrique vertical contenant 4 lits de catalyseur à base de cuivre où se passent les réactions de synthèse du méthanol :



La température du catalyseur dans toutes les parties du convertisseur est supérieure à 210°C. Le gaz chaud sortant de la base de ce convertisseur V501 s'écoule ensuite vers le côté tubes de l'échangeur H501 où il préchauffe l'alimentation du convertisseur tout en étant lui-même refroidi à une température d'environ 146°C.

Le gaz s'écoule ensuite vers l'aéro réfrigérant H510 et il refroidi jusque 62°C. Le gaz s'écoule ensuite vers le condenseur de méthanol H502 où il est refroidi à environ 40°C par échange de chaleur avec de l'eau de refroidissement.

A ce niveau, la plus grande partie du méthanol est condensée sous forme liquide. Le mélange constitué de gaz et du méthanol liquide s'écoule ensuite vers le séparateur de méthanol V502 où le liquide est séparé du gaz. Le gaz recyclé sec s'écoule pour se joindre au gaz de synthèse produit pénétrant dans la boucle complétant ainsi le circuit.

La figure suivante représente le schéma de la section 500 :

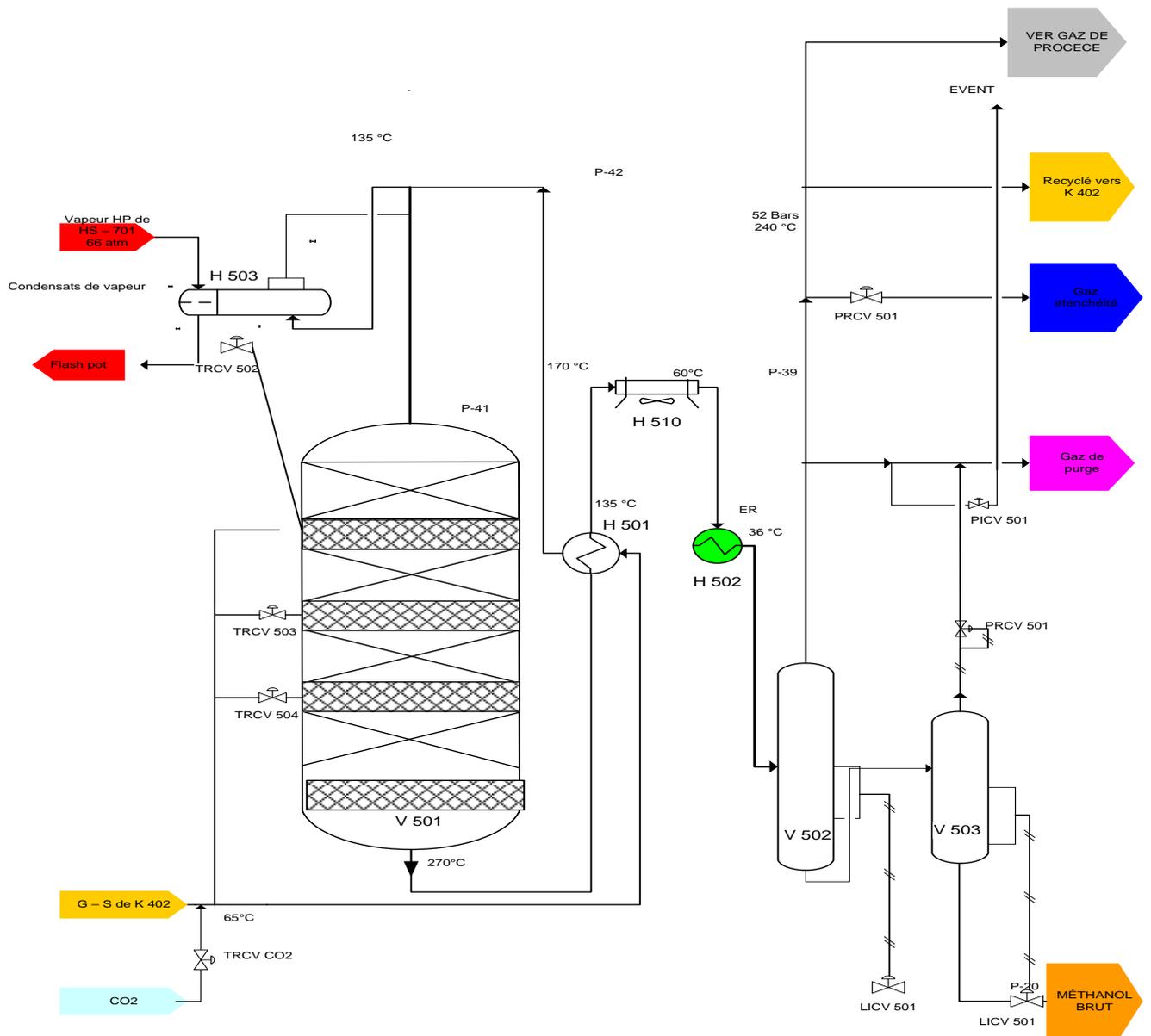


Figure I. 8: schéma de la section 500

## I.5.6 Détente et stockage du méthanol brut :

La pression du méthanol brut condensé à 40°C dans le séparateur de méthanol V502 est réduite à 4,5 atm. Dans le ballon de flash du méthanol V503 la plupart du gaz dissous se sépare du liquide et il est éliminé à la partie supérieure du ballon puis renvoyé au collecteur du gaz combustible pour être brûlé dans le four de reforming; le méthanol brut est stocké dans le réservoir T651.

### **I.5.7 Distillation du méthanol brut (Section 600): [2]**

La distillation permet de séparer les constituants ayant des compositions différentes dans un mélange vaporisable. On peut effectuer la distillation en réduisant la pression à température constante. Sinon distillé en général à pression constante et en augmentant la température de haut en bas.

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. Elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants.

Elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. Cette propriété est valable en tout point de l'appareillage; seule la pression varie légèrement entre le sommet et le fond, par suite des pertes de charge dans les étages (plateaux) de contact.

Pour le procédé de fabrication du méthanol, il y a deux colonnes de distillation : la première destinée à éliminer les produits légers et la deuxième à éliminer les produits lourds.

#### **I.5.7.1 Elimination des produits légers :**

Le méthanol brut est pompé du réservoir de méthanol brut par la pompe P651 au sommet de la colonne de séparation des produits légers V601 ; cette tour contient quarante-huit plateaux du type tamis avec des points de prélèvement et des puits thermométriques placés à intervalles réguliers.

Le courant d'alimentation est contrôlé et il est préchauffé de 53 à 78°C dans l'échangeur produit d'alimentation / produit de tête H601 par condensation d'une partie de la vapeur des produits de tête de la tour V601.

La vapeur de tête ne contient qu'une proportion d'eau relativement peu élevée. Par conséquent, la température de la vapeur correspond pratiquement à la température d'équilibre du méthanol à la pression au sommet de V601 (1,6 bars) soit 74°C. La majeure partie de la vapeur est condensée successivement dans l'échangeur H601 et dans l'aérocondenseur H602.

## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

---

Les condensats produits dans chacune des unités sont purgés séparément dans le ballon de reflux V603, la vapeur non condensée est sous-refroidie à environ 36°C dans l'aérocondenseur final H603 refroidi à l'eau et enfin purgée dans le ballon de reflux V603.

### **I.5.7.2 Gaz de stripping :**

Durant la plus grande partie de la vie utile du catalyseur de gaz de synthèse du méthanol, la concentration des produits légers dans le méthanol brut est faible, et les gaz permanents dissous dans le liquide sont suffisants pour purger les produits légers du système. Vers la fin de la vie utile du catalyseur, une quantité plus élevée de produits légers est produite, et du gaz de stripping supplémentaire pourrait être nécessaire pour l'élimination efficace des produits légers.

### **I.5.7.3 L'élimination des produits lourds :**

Les produits lourds sont soutirés de la tour de séparation des produits légers et sont admis dans la tour de séparation des produits lourds (V602) par la pompe alimentaire de la tour de séparation des produits lourds (P604). Les pressions du sommet et du fond de la tour doivent être respectivement de 1,53 et 1,95 bars durant le fonctionnement.

La vapeur de méthanol est soutirée du sommet de la tour à environ 75°C, condensée dans le condenseur de tête H605, refroidi à l'air d'où le condensat formé est récupéré dans le ballon de reflux V604 le méthanol final est soutiré de la tour, et refroidi jusqu'à 50°C environ dans un réfrigérant de méthanol final H607, puis par de l'eau, avant d'être envoyé vers le réservoir de méthanol raffiné T652 A et B ayant chacun une capacité de stockage d'environ 12 heures, les alcools lourds ont tendance à se concentrer au fond de la tour de séparation des produits lourds.

L'eau est récupérée au fond de la colonne tandis que le méthanol produit (purifié) est obtenu avec une pureté au minimum de 99, 85% est soutiré en tête de colonne. Les alcools lourds sont soutirés au voisinage du fond de colonne.

La figure suivante représente le schéma de la section 600 :

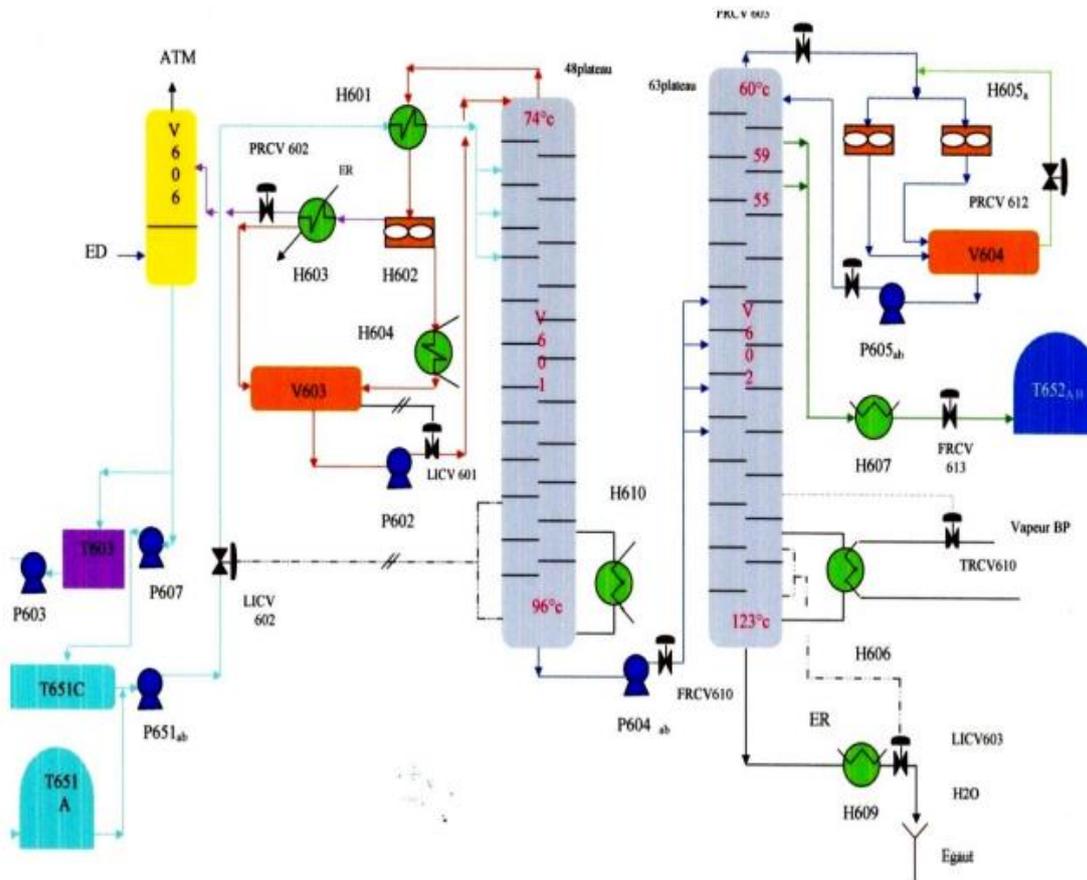


Figure I. 9: Section 600 Distillation du méthanol brut

## I.5.8 Section 700 Système de vapeur : [2]

La production de vapeur permet de faire fonctionner les machines les plus importantes au moyen de turbines à vapeur, il existe 3 niveaux de pression de vapeur dans l'unité :

- La vapeur HP (haute pression) de 88 Kg/cm<sup>2</sup>.
- La vapeur MP (moyenne pression) de 24 - 30 Kg/cm<sup>2</sup>.
- La vapeur BP (basse pression) de 4.2 Kg/cm<sup>2</sup>.

L'unité est conçue de façon que la plupart de la chaleur soit récupéré en un système économique d'énergie, le circuit de vapeur peut être divisé en deux parties :

### I.5.8.1 Récupération de l'eau condensée des différents séparateurs V303, V605, V302 :

L'eau évacuée par les différents séparateurs est récupéré dans le dégazeur V751 afin d'éliminer les gaz non dissout dans l'eau, le gaz sort de la partie supérieur du dégazeur et l'eau est récupéré du fond du dégazeur.

## Chapitre I : Présentation du complexe CP1Z

---

L'eau est stockée dans le bac T751, elle est aspirée par la pompe P 751 passant par la vanne LICV 702 puis envoyée vers l'échangeur H303 afin d'être chauffée. Cette eau chauffée entre dans le dégazeur V701 en traversant la vanne de régulation de niveau LICV 701.

La turbopompe P 701 A/B/C aspire l'eau à partir du dégazeur et l'envoie vers l'échangeur H302 pour qu'elle soit chauffée par le gaz de synthèse en passant à travers la vanne régulatrice de débit FRCV 701.

L'eau est préchauffée dans l'échangeur F206 à l'aide des fumés du four F 201 ensuite s'écoule vers le ballon F 208.

### **I.5.8.2 Production de vapeur en utilisant cette eau récupérée :**

L'eau qui s'écoule du ballon F 208 est chauffée dans l'échangeur H 301 ainsi que dans la chaudière F 205 pour produire de la vapeur d'une haute pression HP. Cette dernière est surchauffée dans l'échangeur F 203A/B, ensuite elle est envoyée vers la turbine Q 401 pour faire tourner le compresseur et au même temps se détendre en vapeur MP 1. La vapeur MP1 rejoint le réseau de la vapeur venant de l'utilité après la vanne HICV 701:

- Une partie est mélangée avec le gaz de procédé dans le four ;
- Une autre partie alimente la turbine de la pompe P701 ;
- Cette vapeur MP 1 est détendue par la vanne PRCV 701 pour avoir la vapeur MP2.

La vapeur MP2 est utilisée pour faire tourner :

- La turbine de l'extracteur Q 201 ;
- La turbine de la recirculation Q 402 ;
- Les 4 turbines des pompes d'huile (les auxiliaires) :Q421, Q422, Q431, Q432.

La vapeur MP2 est détendue en BP par la vanne PRCV 703 pour être utilisée dans le rebouilleur de la deuxième colonne V602.

Le circuit restant de la vapeur BP est considéré comme collecteur des différentes détentés de vapeur après utilisation, ensuite elle est envoyée vers l'utilité.

La figure suivante représente le schéma de la section 700 :

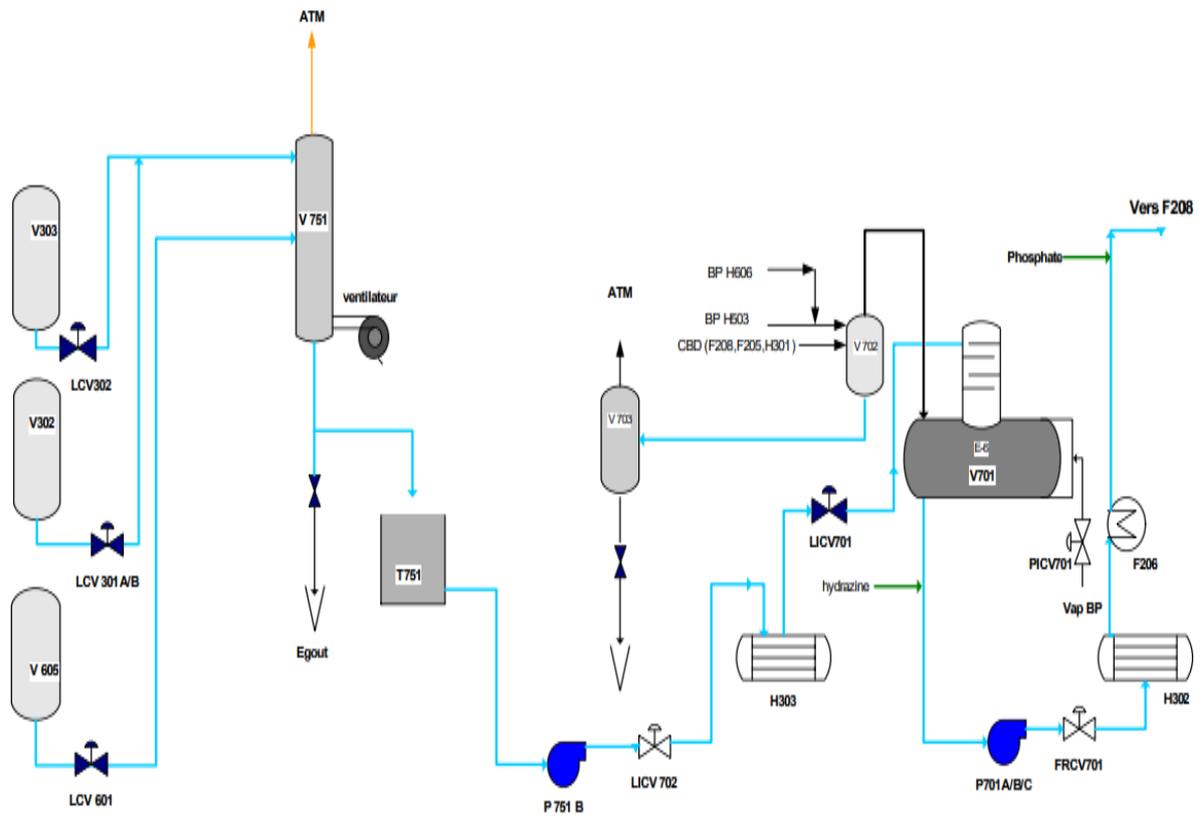


Figure I. 10: Section 700 (récupération de l'eau)

# **Partie théorique**

# **Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse**

### II.1 Introduction :

Le terme gaz de synthèse, souvent dénommé « Syngaz » est utilisé pour désigner des mélanges gazeux susceptibles de se combiner pour réaliser la synthèse de différents composés organiques. On trouve dans le gaz de synthèse, deux ou plusieurs, combiné ou non, des quatre éléments les plus répandus dans la nature : le carbone, l'oxygène, l'hydrogène et l'azote. L'oxygène est toujours combiné au carbone sous forme de monoxyde ou de dioxyde de carbone. Le gaz de synthèse ( $\text{CO}+\text{H}_2$ ) trouve de nombreuses applications dans les industries chimiques : synthèse de méthanol, d'ammoniac et de fibre textiles. Sa transformation en carburant liquide est conduite par Fischer-Tropsch, du nom des deux chimistes allemands ayant obtenu du carburant à partir de charbon en 1923. [3]

Il est important de noter que le syngaz présente un pouvoir calorifique non nul. Il s'agit donc bien ici de procédés de conversion de combustible hydrocarbure, dont ne font pas partie les procédés de combustion, ou le produit formé a un pouvoir calorifique nul. [4]

### II.2 Le gaz de synthèse et ses matières premières : [5]

Le terme gaz de synthèse désigne le produit issu des procédés de gazéification. Sa composition varie sensiblement suivant le type de matière première utilisée et le procédé de gazéification choisi.

Le gaz de synthèse peut être produit à partir de différentes sources, telles que la biomasse, le charbon, les huiles lourdes ou résidus lourds ainsi que le gaz naturel (méthane). Dans la suite, l'attention sera essentiellement portée sur le méthane. Le paragraphe précédent montre bien que le gaz de synthèse est le pivot pour la synthèse de composés chimiques intéressants.

### II.3 Généralités sur les procédés de production du syngaz :

#### II.3.1 Généralités et historique sur les procédés de conversion des hydrocarbures :

Le procédé de reformage des hydrocarbures est apparu au début du XX<sup>ème</sup> siècle à l'occasion des études et recherches conduites par le Dr F. Bergius, puis il est développé en Allemagne à l'IG Farben pour la fabrication des carburants de synthèse. En 1930, la Standard Oil company de New Jersey réalisa les premières unités industrielles de reformage d'hydrocarbures. D'autres réalisations suivirent rapidement, en Angleterre et en Allemagne principalement. A

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

partir de 1970, le gaz naturel, de plus en plus abondant et moins onéreux, remplaça progressivement le naphta comme source d'alimentation.

La principale raison de cette évolution est le cout de la matière première, la simplification du reformage et les meilleures performances énergétiques. Alors la taille de la section de reformage est l'élément limitant l'augmentation des capacités unitaires.

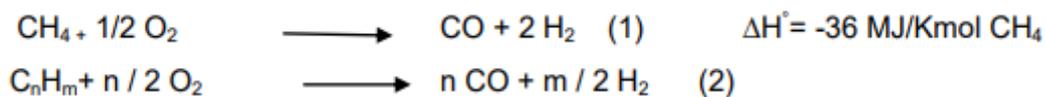
Le choix d'un procédé de production de « syngaz » est fonction du rapport H<sub>2</sub>/CO souhaité en sortie de réacteur, de la pureté des produits, de la capacité de l'installation, de la disponibilité de la matière de base ou de la ressource, les procédés thermo-catalytiques de production de l'hydrogène principal constituant de syngaz sont les plus répandus. [6,7]

Diverses voies de production de gaz de synthèse sont industriellement utilisées dont:[8 ,9]

- L'oxydation partielle (POX)
- Le reformage à sec (DR)
- Le steam reforming(SMR)
- Le reformage autotherme (ATR)

### II.3.2 L'oxydation partielle (POX) :

C'est une autre méthode valable commercialement pour extraire l'hydrogène des hydrocarbures. Ici, le méthane (ou d'autres charges d'hydrocarbures) est oxydé pour produire le monoxyde de carbone et l'hydrogène selon la réaction.



La réaction est exothermique, nécessite pas d'échange de chaleur et catalyseur à cause de la température élevée et elle n'utilise pas la vapeur d'eau surchauffé, il est réalisé dans un réacteur plus petit, ce qui engendre un moindre cout en équipement, la réaction étant environ deux fois plus rapide que celle de vaporeformage. [10]

Cependant, le rendement en hydrogène par atome de carbone, est inférieur. Cette réaction est réalisée en présence ou non de catalyseur, mais a quelque tendance à être limitée par un transfert de masse à cause des températures élevées [9, 10, 11].

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

---

La présence d'un catalyseur abaisse la température de la réaction, et promeut la sélectivité en CO et H<sub>2</sub>, alors que les réactions de phase gaz conduisent plutôt au CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>O. [12]

On conclut que l'oxydation partielle consiste à transformer une partie des hydrocarbures en oxyde de carbone qui est utilisé ultérieurement pour la décomposition de l'eau. Elle se distingue essentiellement du steam reforming par le fait qu'elle constitue une solution élégante d'apport de calorie. [13]

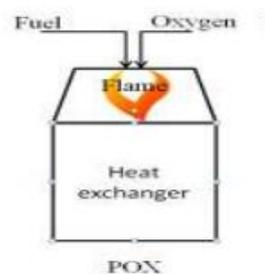


Figure II. 1: Design du réacteur pour POX

### II.3.3 Reformage à sec (Dry Reforming, DR) :

Le reformage à sec (DR) consiste en une réaction entre l'hydrocarbure et le CO<sub>2</sub> pour former le gaz de synthèse : l'H<sub>2</sub> et CO (3). Cette réaction, très endothermique, présente un intérêt industriel, en particulier quand le méthane est utilisé comme hydrocarbure, pour la synthèse de méthanol, dans les procédés de carbonylation, Fischer-Tropsch, etc [14]. La réaction de DR est influencée par la réaction inverse de water gaz shift qui peut avoir lieu simultanément ce qui conduit à un rapport global H<sub>2</sub>/CO plus petit.



Une étude réalisée par Ross [14], sur le DR du CH<sub>4</sub>, Montre que thermodynamiquement il est possible de réaliser cette réaction à basse température (<400°C), en dépit de la faible conversion du méthane pour des rapports CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> bas. Le reformage à sec est favorisé à hautes températures et à basses pressions, en présentant la particularité d'être plus endothermique et de favoriser le dépôt de carbone [15]. La réaction de reformage sec du méthane (DRM) se présente comme une alternative, du fait qu'elles utilisent deux gaz à effets

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

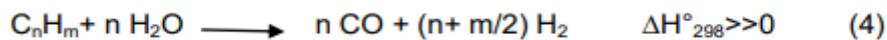
---

indésirables (réchauffement climatiques). D'autres parts, le reformage sec est capable de produire l'hydrogène avec un faible rapport H<sub>2</sub>/CO sous certaines conditions. Par conséquent, le procédé du reformage sec aura une signification importante de point de vue industriel et environnemental, particulièrement sur les catalyseurs à base de nickel du au faible cout et à la disponibilité des réactifs.

### II.3.4 Vaporeformage (steam reforming, SR) :

Le vaporeformage est le procédé le plus répandu dans la production d'hydrogène et de syngaz. Le premier brevet faisant référence à la réaction, en présence d'un catalyseur à base de nickel, date de 1912 et la première unité industrielle a été mise en place au début des années 1930 à Baton Rouge en Louisiane (USA). La production d'hydrogène par vaporeformage est probablement la méthode la plus répandue dans les procédés chimiques industriels. [16]

Le vaporeformage d'un hydrocarbure s'écrit sous la forme :



Ce type de procédé, qui opère en présence de catalyseur, permet de traiter des charges allant du méthane jusqu'à des coupes de point final 200°C, ces derniers étant actuellement peu utilisées. Elle fait réagir des hydrocarbures et de l'eau à température élevée et pression modérée à fin de rompre les liaisons C-C et C-H des réactifs et de produire un gaz de synthèse riche en hydrogène.

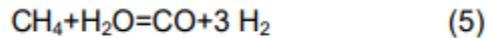
### II.3.5 Steam reforming du méthane :

Au cours du vaporeformage, le méthane réagit avec de la vapeur d'eau (comme principale agent d'oxydation), avec un temps de contact de plusieurs secondes, sur un catalyseur, suivant la réaction (5), pour former l'hydrogène et le monoxyde de carbone. La réaction conduite dans les conditions stœchiométriques à un rapport H<sub>2</sub> /CO égale à 3. La technologie SMR est la plus utilisée pour la production de syngaz.

La réaction est très endothermique, le procédé est donc énergivore. Afin d'abaisser la température à laquelle la réaction se produit, des catalyseurs à base de nickel (Ni) sont

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

couramment utilisés. Au cours de la réaction le méthane réagit avec l'eau comme principal agent d'oxydation [17], elle peut alors avoir lieu à partir de 600°, sous 25-30atm.



Le gaz naturel étant une matière première qui contient des éléments soufrés, du méthane et d'autres hydrocarbures gazeux (éthane, propane, butane) en faibles quantités. Le soufre est un poison pour les catalyseurs utilisés, le GN est tout d'abord admis dans une unité de désulfuration. Les catalyseurs utilisés pour la désulfuration sont majoritairement à base d'oxyde de zinc ZnO.

Le soufre est piégé par réaction avec l'oxyde de zinc pour former un sulfure de zinc (ZnS). La réaction se fait dans un réacteur à haute température entre 840° et 950°C et à pression élevée (entre 20 et 40 bar). Malgré la loi de le Chatelier qui nous indique qu'une haute pression est défavorable à la production de dihydrogène, celle-ci est nécessaire pour faire passer de gros débits de gaz à travers les canalisations.

### Les réactions principales :

Le SR repose essentiellement sur l'oxydation ménagée du méthane ou d'autres hydrocarbures : [28]



### Les réactions de SMR:



Les conditions de température et de pression sont donc choisies de façon à minimiser la formation de carbone solide compte tenu de ses différentes réactions. C'est pour cela qu'on choisit un rapport molaire entre la vapeur et le méthane (S/C) compris entre 1,5 et 3. L'eau en

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

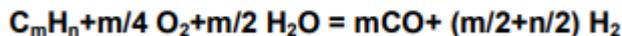
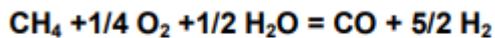
---

excès permet d'éviter la formation de carbone et de consommer ce qui s'est formé selon la 3<sup>ème</sup> réaction. Trop d'eau en excès serait trop coûteux.

### II.3.6 Reformage autotherme :

Le reformage autotherme du méthane est une combinaison des deux procédures : vaporeformage SMR et l'oxydation partielle POX. Ainsi, dans le vaporeformage il y a un contact entre un gaz riche en oxygène qui est la vapeur en présence d'un catalyseur. Ici, ce procédé catalytique de reformage du méthane fait intervenir trois réactifs (CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O et O<sub>2</sub>). Le reformage autotherme est conçu pour conserver de l'énergie, par ce que l'énergie requise est générée par l'oxydation du méthane. Puisque le procédé consomme l'énergie thermique produite, il est appelé auto-thermique.

Comme les procédés déjà cités son but est de produire le gaz de synthèse. La valeur de rapport H<sub>2</sub>/CO du syngaz obtenu est en fonction des fractions de gaz réactif introduit dans le réacteur, donc sa valeur est de 2 à 1. [18]



Le gaz naturel et le dioxygène sont préchauffés et mélangés à la vapeur d'eau. Les deux flux gazeux résultants (CH<sub>4</sub>+H<sub>2</sub>O et O<sub>2</sub>+H<sub>2</sub>O) sont injectés de manière séparée par le haut de la chambre et parviennent dans la zone supérieure du réacteur où le méthane réagit majoritairement avec O<sub>2</sub> via des réactions d'oxydation partielle.

Lorsque tout le dioxygène a été consommé les réactions de reformage du méthane en présence d'eau deviennent majoritaires. La réaction de water-gas shift (WGS) a lieu également, ainsi que des réactions de pyrolyse mettant en jeu des hydrocarbonés plus lourds.

Dans la partie inférieure du réacteur, ces réactions sont favorisées par la présence d'un lit catalytique au nickel, afin d'obtenir en sortie de réacteur des propriétés proches de l'équilibre thermodynamique. La partie supérieure du lit catalytique étant soumise à des températures de gaz très élevées, comprises entre 1400 K et 1700 K. [19]

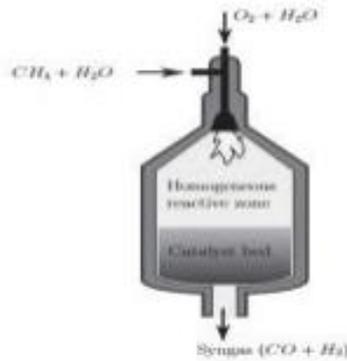
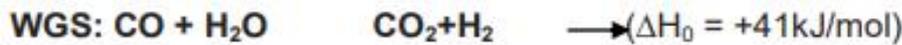


Figure II. 2: Schéma d'un réacteur ATR

### II.4 Comparaison entre les différents types de procédés de conversion du méthane : [20]

Globalement, nonobstant les différents types de procédés, le reformage du méthane est une opération très importante dans la matrice mondiale d'énergie. D'après les types de reforming vu auparavant, il s'est avéré que le procédé principal est celui de steam reforming, par ce qu'il possède la meilleure valeur de rapport  $\text{H}_2/\text{CO}$ , le gaz obtenu est l'idéal pour le développement de plusieurs procédés catalytiques. Mais ce procédé est considéré comme étant couteux, les autres types sont conçu alors comme des alternatives pour réaliser le reformage du méthane et ils ont été développé pour conserver l'énergie thermique, le choix doit donc tenir compte de la viabilité économiques et l'application de syngaz produit.

Tableau II. 1: Compositions optimales du gaz de synthèse selon le procédé envisagé. [20]

Procédé	Composé optimale	Co-réactif
Ammoniac	$\text{H}_2/\text{N}_2=3$	
Méthanol	$(\text{H}_2-\text{CO}_2) / (\text{CO}+\text{CO}_2)=2$	
DME (Di-Méthyl-Ether)	$(\text{H}_2-\text{CO}_2)/ (\text{CO}+\text{CO}_2)=2$	
Fischer – Tropsh (haute T)	$(\text{H}_2-\text{CO}_2)/ (\text{CO}+\text{CO}_2)=2$	
Fischer – Tropsh (basse T)	$\text{H}_2/\text{CO} \approx 2$	
Acide acétique	CO	Méthanol
Alcools	$\text{H}_2/\text{CO}=1$	Oléfines
Hydrogène industriel	99,99 $\text{H}_2$	
Hydrogène pour piles à combustibles type PEMFC	<50ppm CO	
Gaz réducteur (ex : minerai de fer)	$(\text{H}_2\text{O}+\text{CO}_2)/(\text{H}_2+\text{CO}+\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O})<0,05$	

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

**Le steam reforming est la technologie la prédominante parce que :**

- Haute production d'hydrogène.
- Hautement mature et éprouvé.
- Fiable.
- Facile à opérer.
- Flexibilité liée au choix de la matière première et dans l'intégration de la chaleur.
- Améliore la fiabilité du streaming.
- Adaptation de l'exportation de la vapeur suivant la demande précise.
- Stable, rapide et une capacité efficace qui varie selon la demande et l'utilisation du syngaz. [20]

**Tableau II. 2: Comparaison des technologies de génération de syngaz à partir du gaz naturel [21]**

La technologie	Avantages	Désavantages
SMR	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Expérience industrielle étendu.</li> <li>-Sans apport d'oxygène.</li> <li>-La température de process est moindre.</li> <li>-Nécessite le meilleur rapport CO/H<sub>2</sub> selon l'utilisation de ce dernier.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Le rapport CO/H<sub>2</sub> généralement supérieur à CO/H<sub>2</sub> nécessaire quand le CO est nécessaire dans l'utilisation.</li> <li>-Plus grande émission d'air.</li> </ul>
ATR	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Un rapport CO/H<sub>2</sub> favorable.</li> <li>-Une température de process inférieur à celle de POX.</li> <li>-Ecoulement faible du méthane.</li> <li>-La composition du syngaz en gaz naturel peut être optimisée par l'ajustement de la température de sortie de reformeur.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Une expérience commerciale limitée.</li> <li>-Nécessite l'apport d'oxygène.</li> </ul>
POX	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Ne nécessite pas une désulfuration de la charge.</li> <li>-Absence de catalyseur qui permet la formation de carbone et, donc, opération sans vapeur, qui diminue significativement le contenu en CO<sub>2</sub> dans le syngaz.</li> <li>-Ecoulement faible en méthane.</li> <li>-Un rapport H<sub>2</sub>/CO bas qui est considéré comme un avantages pour les applications qui nécessite un rapport &lt; 2.0.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Nécessite l'apport d'oxygène.</li> <li>-Le bas rapport de CO/H<sub>2</sub> est un désavantages pour les applications qui nécessitent un rapport &gt; 2.0.</li> <li>-Haute température de process.</li> </ul>

### II.5 Aspects thermodynamiques : [22]

La réaction de vaporeformage est une réaction très endothermique. Elle nécessite des conditions de températures assez élevées ( $T > 800^{\circ}\text{C}$ ) afin d'ajuster  $\text{H}_2$ , par rapport à  $\text{CO}$  et  $\text{CO}_2$ . Des pressions de travail assez fortes (10-40 bar) sont également employées industriellement. L'utilisation d'un catalyseur approprié pourra en particulier réduire la température de fonctionnement du procédé. Ce dernier contrôlera les mécanismes réactionnels et jouera donc un rôle dans l'équilibre entre les réactions de vaporeformage. Mais un catalyseur ne permettra en aucun cas de modifier la thermodynamique d'une réaction, son effet n'apparaît qu'au niveau de la cinétique de celle-ci.

Quel que soit l'hydrocarbure considéré, une augmentation de la température s'accompagne d'une diminution de  $\Delta G$  (énergie libre de Gibbs) de réaction. L'équilibre thermodynamique est donc de plus en plus déplacé vers les produits.

### II.6 Les catalyseurs utilisés dans le vaporeformage : [23]

Dans la problématique des réactions catalysées, et en particulier dans celle(s) concernant le reformage du méthane, un choix judicieux de la nature du catalyseur et de son support est primordial. Le catalyseur est, par définition, une entité qui permet d'accélérer une réaction; il participe à celle-ci, mais ne fait partie ni des produits, ni des réactifs, et n'apparaît donc pas dans son équation-bilan.

Dans le steam reforming du méthane, le catalyseur permet de diminuer la température de la réaction, et ainsi d'éviter le domaine de température favorable à des réactions parasites. Lorsqu'un catalyseur est utilisé pour cette réaction, le support doit présenter une surface spécifique permettant de bien disperser les particules de la phase active pour réagir avec le méthane.

De plus, comme on le verra dans ce chapitre, le choix de la combinaison catalyseur – support dans la catalyse joue également un rôle extrêmement important dans la nature des produits carbonés obtenus en fin de réaction.

Bien que la plupart des métaux du groupe **VIII B (Ni, Ru, Rh, Pd, Pt, Ir...)** soient actifs pour la réaction de steam reforming du méthane, les catalyseurs les plus couramment utilisés font intervenir le nickel, dopé avec d'autres métaux ou oxydes. En effet, malgré le fait que les

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

---

métaux nobles soient en général plus résistants à la formation de carbone, le nickel, d'un point de vue économique, représente le meilleur compromis coût/efficacité et reste communément employé dans les catalyseurs industriels.

Des travaux de Trimm et Onsan (2001) et de Rezaei et coll (2006). Ont permis de classer les métaux couramment utilisés dans la littérature selon leur activité en steam reforming du méthane.

Ils trouvent alors par ordre d'activité décroissante: **Ru  $\approx$  Rh > Ni > Ir > Pt  $\approx$  Pd  $\gg$  Co  $\approx$  Fe**

La nature du support peut également jouer un rôle important sur l'activité du catalyseur, il est important de mentionner que le choix du support est essentiel. La gamme de températures employées fait que ce dernier doit être thermiquement stable mais également de faible acidité pour éviter le frittage et le dépôt de carbone qui entraîne une désactivation du catalyseur. En outre, il doit posséder une bonne résistance mécanique à cause de chocs thermiques fréquents.

### II.6.1 Différents types de catalyseurs de vaporeformage : [23]

L'élément essentiel des catalyseurs de la réaction de reformage est le nickel, que ce soit pour le reformage du méthane ou celui des hydrocarbures lourds. La nature du support varie selon ces deux types de reformage.

Les catalyseurs de reformage de méthane ou de gaz naturel sont constitués d'oxyde de nickel déposé sur des supports réfractaires, qui sont soit un mélange d'aluminate et de silicate de calcium, soit des aluminates de calcium, soit des oxydes de magnésium et(ou) d'aluminium.

L'évolution des conditions du reformage sous pression a conduit à éliminer les catalyseurs à base de silice au profit des catalyseurs réfractaires dits catalyseurs céramiques, très résistants, qui présentent des durées de vie importantes (de 8 à 10 ans).

Cependant, leur surface de catalyse est relativement faible. Ils sont, par exemple, utilisés dans les réacteurs auto thermiques de reformage secondaire, où l'on rencontre des températures très élevées. (Jusqu'à 1000 °C). De nombreux adjuvants ont été utilisés pour améliorer la structure du support du catalyseur, tels que les oxydes d'uranium, de titane et de zirconium.

Les catalyseurs utilisés pour le reformage des hydrocarbures plus lourds présentent des critères particuliers. En effet, les oxydes à caractère acide sont catalyseurs des réactions de

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

---

craquage des hydrocarbures; afin d'éviter ces réactions, il convient d'incorporer au catalyseur des substances alcalines par différents moyens.

L'adjonction d'oxyde de magnésium à l'alumine confère au support du catalyseur un caractère légèrement basique.

L'adjonction de métaux alcalins tels que le potassium et le sodium a longtemps été utilisée. Cependant, la volatilité de ces produits provoque leur perte continue et leur migration dans l'unité est particulièrement préjudiciable pour les chaudières de récupération situées en aval des fours de reformage. De ce fait, ils ne sont plus guère utilisés.

Différents types de catalyseurs sont actuellement disponibles sur le marché :

- Les catalyseurs pour le reformage de gaz naturel, ayant des teneurs en nickel de 10 à 16 % en masse, avec support réfractaire à base d'alumine ou d'aluminate de calcium et parfois de magnésie.
- Les catalyseurs résistants aux hautes températures pour le reformage de méthane et particulièrement le reformage secondaire contenant 3 à 6 % de nickel sur des supports très réfractaires à base d'alumine.
- Les catalyseurs de reformage des produits plus lourds (naphta), contenant de fortes teneurs en nickel (20 à 25 %) sur support à base d'alumine et de magnésie, qui sont utilisés aussi en usage mixte gaz/naphta.

Les catalyseurs de reformage sont généralement présentés sous forme d'anneaux cylindriques (types anneaux Raschig ou anneaux pleins cannelés) de 16 mm de diamètre et 16 mm de hauteur environ. De nouvelles formes d'anneaux cylindriques cloisonnés ont été développées, offrant une plus grande surface spécifique et une perte de charge plus faible. Ils sont généralement fournis à l'état oxydé. Cependant, on trouve aussi des catalyseurs préreduits, dont l'utilisation permet de diminuer la durée des premières mises en service des installations.

### II.7 Poisons des catalyseurs : [23]

Le poison principal des catalyseurs de reformage est le soufre qui réagit directement avec le nickel selon la réaction totale :



## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

---

Moins d'un atome de soufre pour 1000 atomes de nickel est suffisant pour empoisonner sérieusement le catalyseur, ce qui se traduira par un changement du profil des températures dans le sens de l'accroissement des températures, particulièrement dans la partie du lit catalytique au contact du gaz entrant, qui est la plus exposée à l'empoisonnement. Une autre conséquence directe sera l'augmentation sensible de la teneur en méthane non converti. Il est donc absolument nécessaire de désulfurer soigneusement la charge d'hydrocarbure alimentant le four de reformage.

D'autres éléments sont aussi des poisons du catalyseur. Les uns, volatils, créent un empoisonnement temporaire : se sont par exemple le chlore souvent présent dans la vapeur d'eau (problème de la pureté de l'eau de chaudière) et le brome (additif de certains hydrocarbures).

Ces poisons peuvent, après un certain temps de fonctionnement, être désorbés et migrer dans l'installation où ils seront alors très nuisibles pour d'autres catalyseurs et pour les matériaux (aciers inoxydables).

Les autres, non volatils, constituent des poisons permanents conduisant à la détérioration définitive du catalyseur : ce sont des composés tels que l'arsenic pouvant provenir d'installation de décarbonatation, le plomb et le vanadium provenant d'additifs des hydrocarbures.

Enfin, un poison temporaire mais fréquent est le dépôt de carbone qui résulte du craquage des hydrocarbures et obstrue la surface du catalyseur. Pour restaurer l'activité du catalyseur, il faut brûler ce carbone par un traitement à la vapeur d'eau et à l'air.

Une surveillance particulière de la température (qui ne doit pas dépasser 950 °C) est nécessaire pendant cette opération pour ne pas détériorer le catalyseur.

### **II.8 Vitesse et cinétique de la réaction de reformage : [24]**

La cinétique de la réaction de reformage du méthane sur des catalyseurs à base de nickel est largement étudiée dans la littérature. La majorité des auteurs s'accorde que la réaction est de premier ordre et directement proportionnelle à la pression partielle de méthane mais les énergies d'activation estimées varient considérablement (20 à 160 kJ/mol).

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

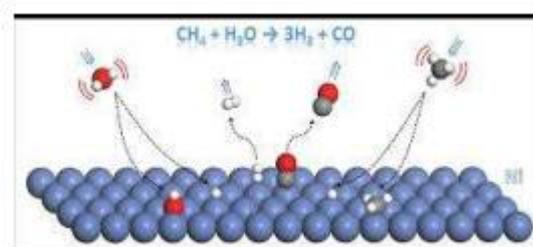
Ces différences pourraient être expliquées par les limitations des transferts de chaleur et/ou de matière au sein du catalyseur .L'effet des limitations diffusionnelles a été étudié par (Bodrov et al, 1964 et 1967) qui ont montré que la vitesse de réaction du méthane sur un catalyseur conventionnel Ni/alumine dépend seulement de la pression partielle en CH<sub>4</sub>, alors que sur une feuille en nickel (où on a moins de restriction par la diffusion), la vitesse de réaction dépend de la pression partielle en H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub> et en CO.

### II.8.1 Mécanisme de la réaction :

Il n'existe pas d'accord général sur le mécanisme de la réaction de reformage. Les étapes les plus importantes sont :

- La décomposition du méthane à la surface du métal en fragments d'hydrocarbure et en atomes de carbone
- L'adsorption dissociative de H<sub>2</sub>O en H et OH,
- OH ou O se combine avec le C pour former du CO.

La cinétique de la réaction SMR a fait l'objet de plusieurs études expérimentales et publications dans la littérature.



**Figure II. 3: Phénomène d'adsorption sur le catalyseur du nickel.**

Les études cinétiques du reformage du méthane montrent l'impact considérable des conditions opératoires (température de réduction du catalyseur, composition et forme du catalyseur, ratio S/C utilisé...) sur la loi cinétique et des effets de limitations par les transferts de chaleur ou de matière. Le vrai mécanisme de la réaction SMR n'est toujours pas connu.

Actuellement, le modèle cinétique de Xu et Froment est le plus utilisé pour simuler les reformeurs industriels.

### II.8.2 Influence des paramètres opératoires sur la réaction de vaporeformage :

La conversion du méthane augmente lorsqu'on augmente la température quelle que soit la pression ou le rapport S/C. Elle augmente également lorsqu'on augmente le rapport S/C ou lorsqu'on diminue la pression. Les exigences sur la composition du « syngas » varient en fonction de son utilisation. Le changement de deux paramètres opératoires (la température et le rapport S/C) permet d'obtenir le ratio H<sub>2</sub>/CO désiré. [16]

En effet, pour le même rapport S/C, l'augmentation de la pression défavorise la réaction de reformage et augmente le rapport CO/H<sub>2</sub>O.

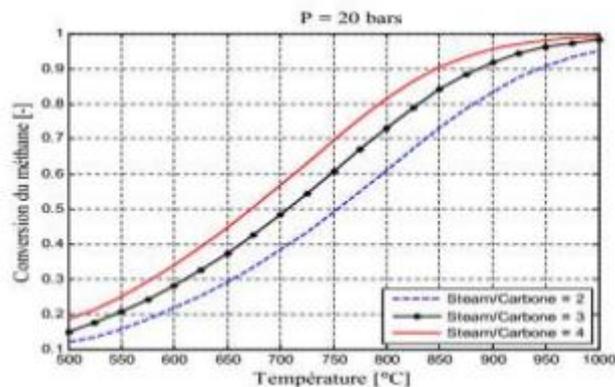


Figure II. 4: Conversion du méthane à l'équilibre thermodynamique en fonction de la température et du rapport S/C.

### II.9 L'utilisation du gaz de synthèse :

Aperçu général des applications de la gazéification Depuis son apparition à l'échelle industrielle au début du XIXe siècle, le champ d'applications de la gazéification s'est considérablement élargi. Ces applications peuvent être regroupées en trois grandes catégories :

#### II.9.1 L'industrie chimique : [25]

Actuellement la plus grande consommatrice de syngas, et la tendance devrait se poursuivre dans les années à venir. Plusieurs produits chimiques dont la synthèse dépend du syngas.

Cette filière d'utilisation du syngas est souvent appelée CTC (Coal to Chemicals) ou GTC (Gas to Chemicals), suivant l'origine du gaz de synthèse Cinq produits sont identifiés par

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

---

Higman et van der Burgt comme étant particulièrement représentatifs de l'industrie chimique **(le méthanol, l'ammoniaque, l'hydrogène, le CO, les oxo-alcools)**

La composition du gaz de synthèse utilisé pour chacune de ces applications peut fortement varier, et les procédés de gazéification sont généralement dépendants du produit que l'on veut produire à partir du syngas.

Parmi les dérivés du gaz de synthèse, l'hydrogène représente un cas particulier. Cet hydrogène peut être produit au sein du complexe (typiquement à la raffinerie) au sein duquel il est consommé ; on parle dans ce cas de gaz « captif ». Il peut être également produit et vendu par une tierce société au consommateur final. On parle dans ce cas d'hydrogène « marchand ».

Les consommateurs principaux d'hydrogène sont les raffineries avec près de 50 % du marché, suivies par les unités de production d'ammoniac (près de 40 %), les unités de production de méthanol (dans ces derniers cas le chiffre prend en compte la fraction d'hydrogène contenue dans le gaz de synthèse), la chimie et la métallurgie.

L'ammoniac sert essentiellement de base à la production d'urée et d'engrais. À noter qu'une part importante des besoins en hydrogène des raffineries est assurée par le coproduit des unités de reformage catalytique d'essence.

Ce type d'unités augmente l'indice d'octane des essences en transformant les naphènes ou cyclo paraffines en composés aromatiques de même nombre d'atomes de carbone avec rejet simultané de 3 moles d'hydrogène.

Quant à la production d'ammoniac, sa croissance devrait être plus faible notamment en raison des modérations dans l'usage d'engrais azotés posant des problèmes de pollution par les nitrates en Europe de l'Ouest, tout en restant cependant tirée par les besoins croissants en engrais des pays tels que l'Inde.

En intégrant les coûts d'utilités (positifs et négatifs en raison de la coproduction de vapeur), le prix de revient de l'hydrogène est d'environ 1700 €/t avec comme hypothèses : 12 % de retour sur investissement et une durée d'amortissement de 15 ans. Dans ces coûts ne sont pas inclus les coûts de captage du CO<sub>2</sub> émis, sachant qu'environ 7 à 10 kg de CO<sub>2</sub>/kg H<sub>2</sub> sont produits.

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

### Exemple

À titre d'illustration, une unité de production d'hydrogène à partir du gaz naturel type d'une capacité de 100000 Nm<sup>3</sup> /h avec purification de l'hydrogène par PSA (pureté 99,9 % en volume, taux de récupération d'environ 90 %) représente un investissement d'environ 120 M€. Si la charge est du GPL ou du naphta, l'investissement est accru de + 5% et + 7% respectivement. [26]

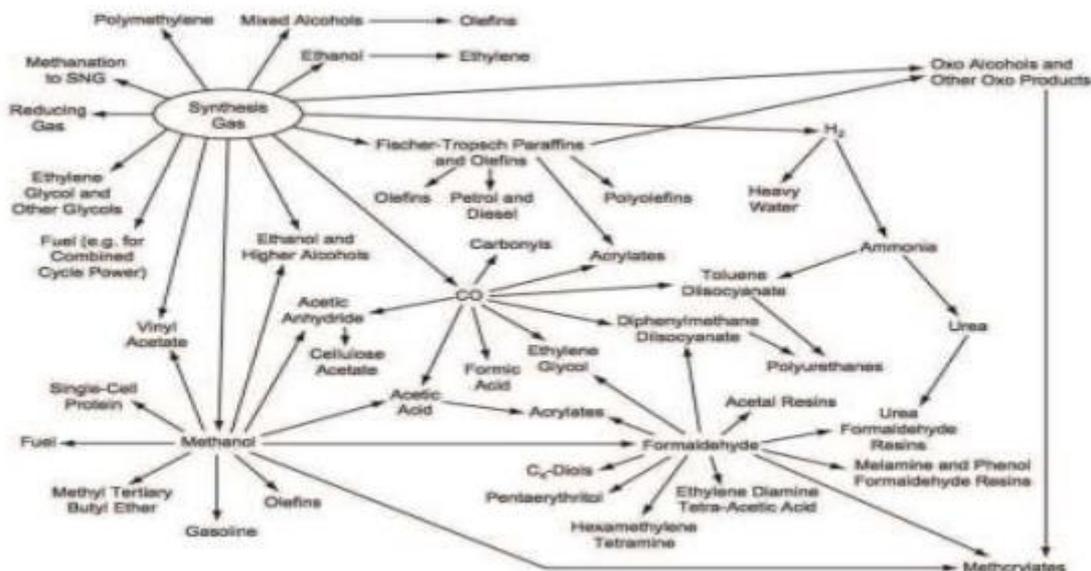


Figure II. 5: L'utilisation du syngas dans l'industrie chimique. [5]

Pour la production de méthanol, nous nous intéressons à la production de syngas riche en CO. Le méthanol est un intermédiaire très important de l'industrie chimique, qui est utilisé pour la production d'un grand nombre de composés, tels que le formaldéhyde (34% de l'utilisation du méthanol, d'après Higman et van der Burgt ou le méthyl tert-butyl éther (MTBE, 28%). [25]

Le méthanol peut également permettre la production à grande échelle de di-méthyl-éther (DME), un composé chimique utilisé par exemple comme gaz propulseur dans les aérosols, qui pourrait devenir un substitut efficace au gasoil comme carburant des moteurs diesels, en raison de ses performances supérieures et de ses propriétés particulièrement attractives pour la protection de l'environnement. [27]

## Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse

### II.9.2 Production de chaleur en substitution de combustibles fossiles : [28]

La combustion directe du syngas est certainement la plus simple à mettre en œuvre. Comme l'illustre la figure ci-dessous il s'agit d'alimenter un brûleur spécifique avec le syngas produit. Ce brûleur peut remplacer celui d'une chambre de combustion existante et ainsi permettre une substitution du combustible fossile initial (gaz naturel, fioul).

Il est généralement configuré en mode "dual fuel" c'est à dire qu'il peut fonctionner en

- 100 % syngas,
- 100 % gaz naturel ou fioul,
- mélange

Cela permet une modularité et d'adapter le besoin en fonction de la maintenance ou de la conjoncture.

Cette application trouve sa place principalement dans l'industrie pour des besoins existants de séchage, de production de vapeur, de cuisson, etc, où la consommation d'énergie fossile devient problématique sur les plans économique et environnemental. Comparée à la combustion directe de la biomasse, cette solution offre plus de modularité tout en limitant les modifications des installations existantes.

Selon l'application, il peut ne pas être nécessaire d'épurer le syngas ce qui offre l'avantage de limiter les coûts d'investissements et d'exploitation.

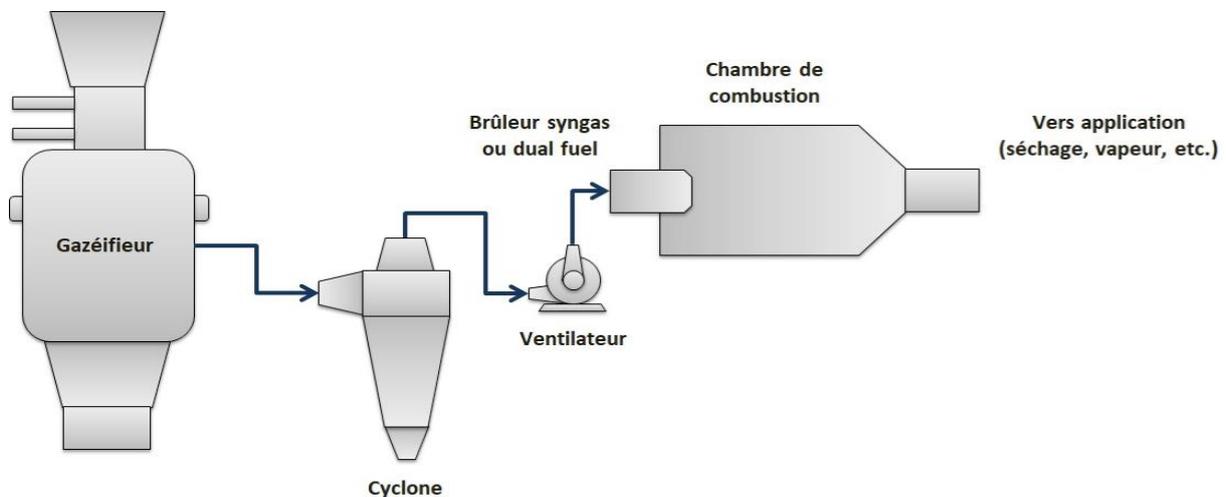


Figure II. 6: Principe de la combustion directe du syngas

### II.9.3 La cogénération : production d'électricité + chaleur [57]

La cogénération consiste à valoriser le syngas dans un moteur à combustion interne couplé à un alternateur, pour la production d'électricité et de chaleur. Il s'agit de loin de l'application la plus développée actuellement notamment en Allemagne, Italie, Autriche où les tarifs de rachat de l'électricité sont favorables.

Pour cette application le syngas doit être refroidi et épuré des particules et goudrons afin de protéger la durée de vie du moteur.

Comme l'illustre la figure ci-dessous, la cogénération par gazéification (< 5 MWe) permet de produire 20 à 25% d'électricité à partir de l'énergie contenue initialement dans la biomasse. La quantité de chaleur récupérable généralement sous forme d'eau chaude est comprise entre 40 et 55%.

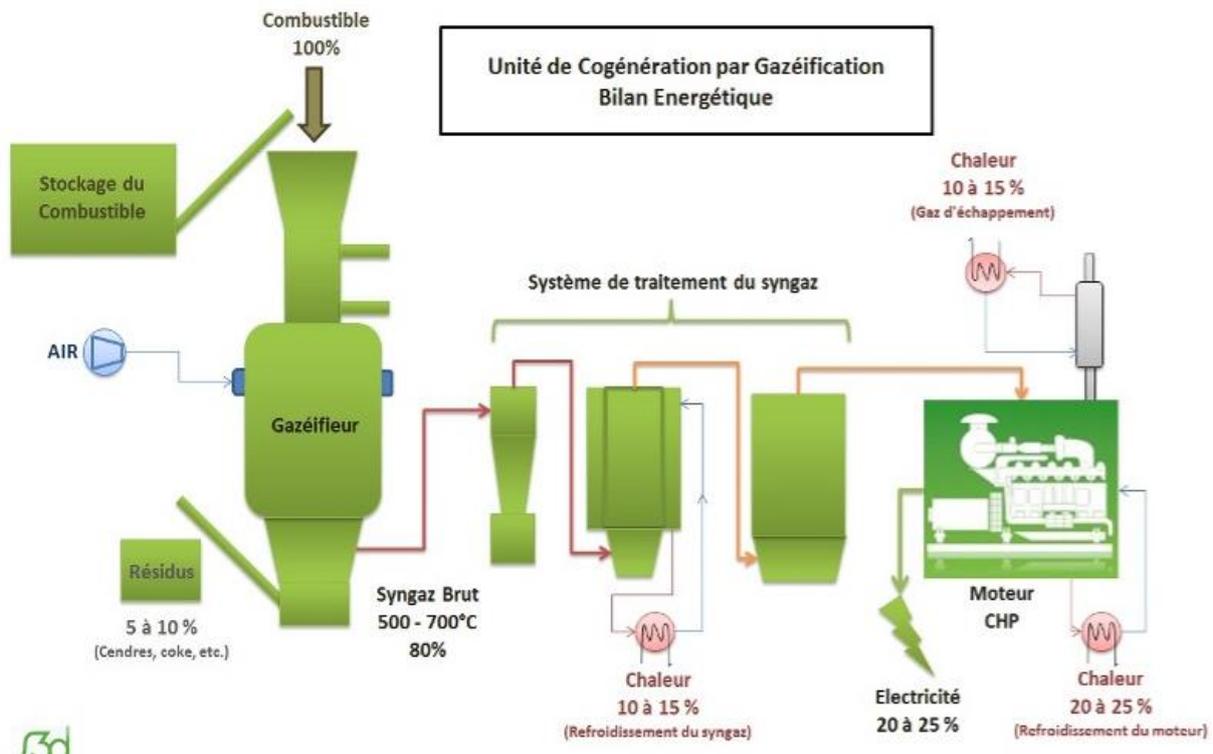


Figure II. 7: Principe de cogénération par gazéification

En remplacement des moteurs à gaz, la recherche s'intéresse à la valorisation du gaz de synthèse en pile à combustible haute température de type SOFC (Solid Oxyde Fuel Cell). Il s'agit ici non plus d'une combustion du gaz mais d'une réaction électrochimique à travers un système anode/électrolyte/cathode pour produire de l'électricité.

## **Chapitre II : Procédé de production du gaz de synthèse**

---

Les piles SOFC ont des rendements électriques supérieurs (50 à 60%) comparé au moteur à gaz (35-40%) et ne rejettent que de la vapeur d'eau et du dioxyde de carbone. Ces procédés sont encore au stade de la recherche à travers notamment le projet BioCellus (2004-2008) mené par L'université Technique de Munich et 16 autres partenaires à travers l'Europe ou encore le projet ValorPac (2012-2015) coordonné par l'IMN (Institut des Matériaux de Nantes) en partenariat avec Fiaxell, SAS Syngas et S3D.

# **Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs**

## **Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs**

---

### **III.1. Les échangeurs : [29]**

Un échangeur de chaleur, comme son nom l'indique, est un appareil destiné à transmettre la chaleur d'un fluide à un autre. Dans les échangeurs les plus courants, les deux fluides sont séparés par une paroi à travers de laquelle les échangeurs se font par conduction, la transmission de chaleur fluide-paroi relevant essentiellement de la convection L'échangeur de chaleurs assuré des fonctions différentes :

- La fonction réfrigération
- La fonction réchauffage
- Fonction de condensation
- Fonction vaporisation

#### **III.1.1. Classification des échangeurs de chaleur :**

Il existe plusieurs critères de classification des différents types d'échangeurs. Enumérons les principaux.

##### **III.1.1.1. Selon les procédés de transfert :**

- Un échangeur à contact direct : dans cet échangeur, le transfert de chaleur se fait entre deux (ou plusieurs) fluides non séparés.
- Un échangeur à contact indirect : dans cet échangeur, le transfert de chaleur se fait à travers une surface solide séparant les fluides.

**III.1.1.2. Selon la Compacité :** La compacité d'un échangeur peut être caractérisée par le rapport de surface d'échange sur le volume de l'échangeur.

**III.1.1.3. Selon le sens d'écoulement des fluides :** Les sens d'écoulement des deux fluides permettent de distinguer trois types d'échangeurs.

→ **Echangeur à courants parallèles :** les deux fluides sont disposés parallèlement et vont dans le même sens.

→ **Echangeur à contre-courants :** les deux fluides sont disposés parallèlement et vont dans les sens opposés.

→ **Echangeur à courants croisés :** les deux fluides sont positionnés perpendiculairement.

## **Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs**

---

### **III.1.2. Critère de choix d'un échangeur :**

Les éléments de choix sont basés essentiellement sur les considérations suivantes.

- La puissance thermique
- Condition de fonctionnement
- Niveau thermique des parois
- Les pertes de pression
- Conditions de maintenance
- Le prix de l'échangeur

### **II.1.3 Types d'échangeurs: [30]**

- Echangeur à plaque
- Echangeurs à chaleur spiralés.
- Echangeurs à tube et ailettes.
- Aérothermes industriels (aéro-réfrigérants).
- Echangeurs thermiques à surfaces raclée.
- Echangeurs rotatifs.
- Echangeurs à blocs.
- Echangeurs compact.
- Echangeurs à changement de phase.

### **III.1.4 Echangeurs tubulaires: [31]**

Les échangeurs tubulaires peuvent être utilisés pour effectuer des transferts de chaleur entre Deux fluides ne subissant pas de changement de phase, mais aussi pour condenser une vapeur ou évaporer un liquide.

Le modèle le plus simple se compose d'un tube ou d'une conduite placée concentriquement à l'intérieur d'un autre tube qui tient alors lieu d'enveloppe. Comme les deux fluides ne traversent l'échangeur qu'une seule fois ce système est appelé "échangeur de chaleur à un seul passage". Si les deux fluides s'écoulent dans la même direction, l'échangeur est du type à

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

"écoulement parallèle" ou à "co-courant". Si les deux fluides se déplacent en sens contraire, l'échangeur est du type à "contre-courant".

Ce modèle peut être développé en remplaçant le tube central unique par un faisceau de tube parallèle placé dans une enveloppe encore appelée "calandre". On peut utiliser d'autres types de circulation des fluides; lorsque le fluide s'écoule dans l'espace enveloppe perpendiculairement aux tubes, l'échangeur est dit à "courant croisés". Afin d'augmenter la surface effective d'échange par unité de la longueur de l'appareil, on prévoit parfois de faire traverser l'échangeur plusieurs fois par le fluide circulant dans le tube et éventuellement par celui s'écoulant dans l'enveloppe. Ce type d'échangeur est appelé "échangeur multi-passes". L'écoulement du fluide dans l'enveloppe est alors déterminé par des chicanes longitudinales. Ces échangeurs sont caractérisés par deux chiffres. Le premier indique le nombre de passage du fluide circulant dans l'enveloppe, c'est-à-dire le nombre de parcours qu'il effectue entre les deux extrémités de l'appareil second correspond au nombre de passages du fluide dans les tubes.

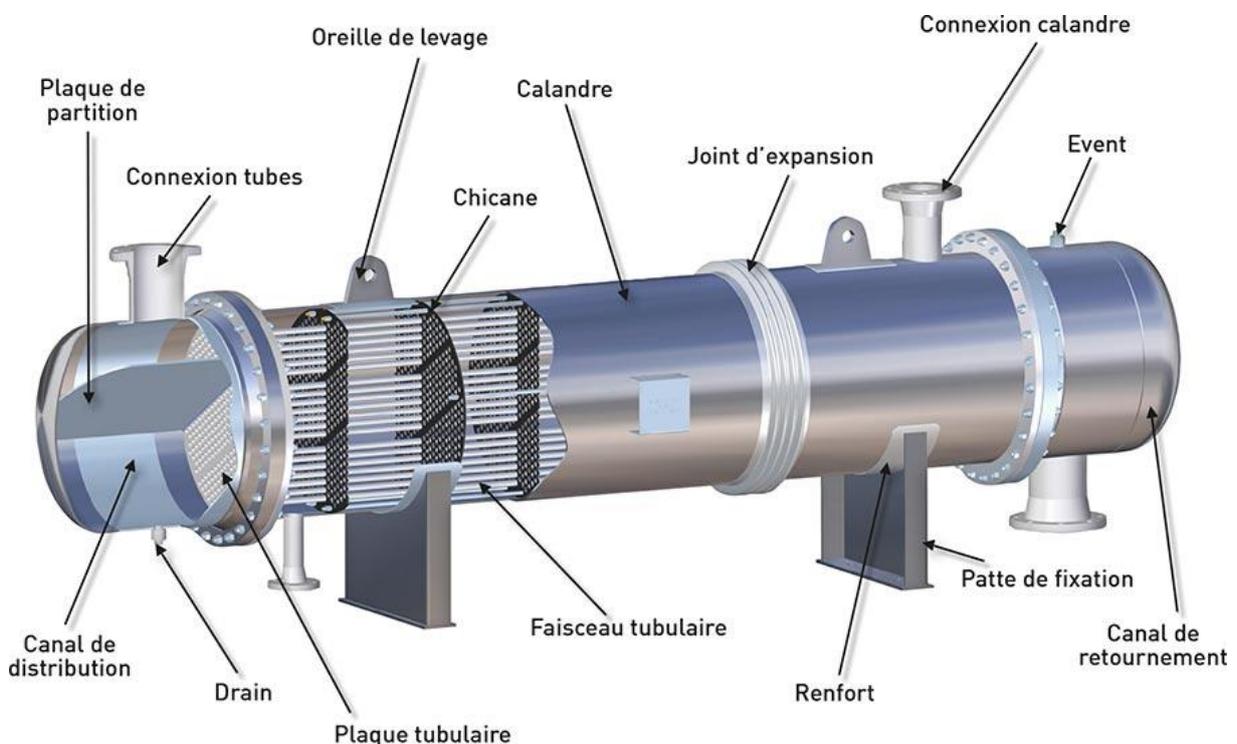


Figure III. 1: Echangeurs tubulaires

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

---

On peut citer les avantages et inconvénients des échangeurs tubulaires : [32]

### Les avantages :

- Faciliter le démontage et l'entretien de l'échangeur.
- Possibilité de fonctionner à contre-courant, ce qui permet d'obtenir de bons rendements.
- Convenance aux produits impropres, agressifs ou incrustants.
- Fonctionnement à des températures et à des pressions élevées.

### Inconvénients :

- Risque de fuites aux raccords.
- Flexion du tube intérieur si la longueur est importante.
- Comparativement aux autres types d'échangeurs, la surface d'échange est faible par rapport au volume global de l'appareil en raison du rayon minimal des coudes reliant les longueurs droites des tubes.

### III.1.5 Rôle des divers constituants d'un échangeur: [31]

**III.1.5.1 Boîtes d'échangeurs:** C'est l'organe qui distribue ou recueille le fluide aux extrémités des tubes sauf pour les tubes en U. Il y a deux boîtes aux deux extrémités de l'échangeur. La disposition des boîtes dépend non seulement du type choisi mais aussi du nombre de passes. La liaison cloison-plaque tubulaire est en général assurée par un joint. Les boîtes sont le plus souvent réalisées avec un matériau peu différent de celui des tubes.

### III.1.5.2 Calandre:

C'est l'enveloppe entourant le faisceau tubulaire. Il semble que la limite technologique pour des calandres se trouve aux alentours d'un diamètre de 2mètres.

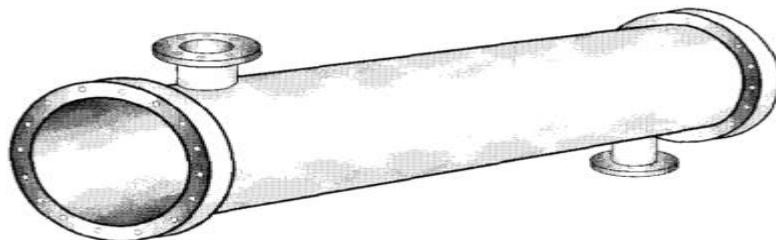


Figure III. 2: La calandre

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

---

### III.1.5.3 Plaques tubulaires :

Ce sont des plaques percées supportant les tubes à leurs extrémités. Leur épaisseur, varie de 5 à 10cm, est calculée en fonction de la différence de pression entre le fluide dans la calandre et le fluide dans les boîtes d'une part, les contraintes dues aux différences de dilatation entre les tubes et la calandre d'autre part.

Les plaques tubulaires peuvent être en acier ordinaire, en acier spécial massif. Les tubes peuvent être fixés à la plaque tubulaire par dudgeonnage ou par soudure, quelque fois aussi par dudgeonnage allié à une soudure qui sert alors simplement à assurer l'étanchéité.

Les plaques tubulaires sont des parties délicates des échangeurs. Les interstices entre tubes et plaques, sont des liens privilégiés de corrosion. Par ailleurs, les dilatations différentielles excessives peuvent faire franchir les dudgeonnages ou les soudures.



Figure III. 3: Plaque tubulaire

### III.1.5.4 Faisceau tubulaire :

Ce sont des tubes normalisés particuliers dont le diamètre annoncé, en pouces, correspond exactement au diamètre extérieur à la différence des tubes utilisés en tuyauterie.

La disposition géométrique des tubes dépend du pas choisi, il existe deux catégories de pas:

- Pas triangulaire;

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

- Pas carré.

La disposition en pas cassé offre une plus grande facilité de nettoyage (toute la surface extérieure des tubes est accessible par le jet d'eau sous pression ou par instrument de nettoyage). La disposition en pas triangulaire est plus compacte donc plus économique. [6]



Figure III. 4: Faisceau tubulaire

### II.1.5.5 Chicanes :

Les chicanes peuvent avoir deux rôles:

- Augmenter le temps de séjour du fluide ainsi que la vitesse du fluide (turbulence).
- Augmenter la rigidité du faisceau, pour éviter des phénomènes de vibration.
- Dans le cas d'un transfert de chaleur sans changement de phase, il est intéressant d'augmenter la vitesse du fluide pour améliorer le coefficient d'échange. La vitesse sera d'autant plus élevée que les chicanes seront plus rapprochées et qu'elles auront un pourcentage d'ouverture facile ; Là encore un équilibre devra être trouvé pour avoir simultanément un coefficient global d'échange et pertes de charges acceptables.
- Par ailleurs, les chicanes sont nécessaires pour augmenter la rigidité du faisceau.



Figure III. 5: Chicanes transversales et longitudinales

## **Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs**

---

### **III.1.6 Désignations TEMA :[33]**

La popularité des échangeurs de calandre et de tubes a entraîné la mise au point d'une nomenclature standard pour leur désignation et leur utilisation par l'Association Tubular Exchanger Manufacturers (TEMA). TEMA est une association professionnelle de constructeurs d'échangeurs de ce type, qui se sont réunis pour définir des normes de conception et de construction. Cette nomenclature est définie en termes de lettres et de diagrammes. La première lettre décrit le type d'en-tête avant, la deuxième lettre, le type de coque et la troisième lettre, le type d'en-tête arrière.

Essentiellement, il existe trois combinaisons principales

- Echangeurs de tubes tubulaires fixes
- Echangeurs à tubes en U
- Echangeurs à tête flottante

#### **III.1.6.1.Echangeur de tubes à tubes fixes (L, M et N):**

Dans un échangeur tubulaire fixe, la plaque tubulaire est soudée à la coque. Il en résulte une construction simple et économique et les alésages de tubes peuvent être nettoyés mécaniquement ou chimiquement. Cependant, les surfaces extérieures des tubes sont inaccessibles sauf pour le nettoyage chimique. Si de grandes différences de température existent entre les matériaux de la coque et du tube, il peut être nécessaire d'incorporer un soufflet d'expansion dans la coque, afin d'éliminer les contraintes excessives causées par l'expansion. De tels soufflets sont souvent une source de faiblesse et d'échec de fonctionnement. Dans les cas où les conséquences de l'échec sont particulièrement graves, les unités U-Tube ou en tête flottant sont normalement utilisées. C'est le moins cher de toutes les conceptions du faisceau amovible, mais est généralement légèrement plus coûteux qu'une conception fixe de la plaque tubulaire à de faibles pressions.

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

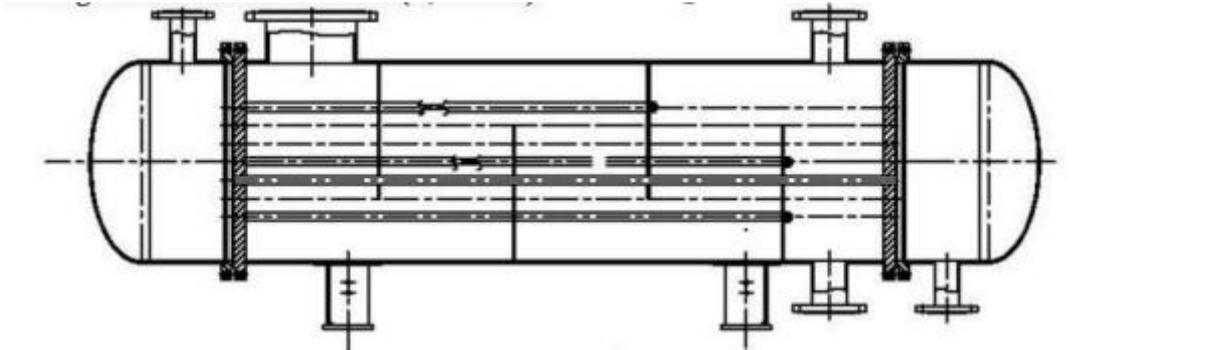


Figure III. 6: Échangeur de tubes à tubes fixes (L, M et N)

### III.1.6.2 Echangeur en U

Dans un échangeur U-Tube, l'un des types d'en-tête avant peut être utilisé et l'en-tête arrière est normalement un type M. Les tubes en U permettent une expansion thermique illimitée, le faisceau de tubes peut être retiré pour le nettoyage et des dégagements de petits faisceaux peuvent être réalisés. Toutefois, étant donné que le nettoyage interne des tubes par des moyens mécaniques est difficile, il est normal d'utiliser uniquement ce type où les fluides du côté du tube sont propres.

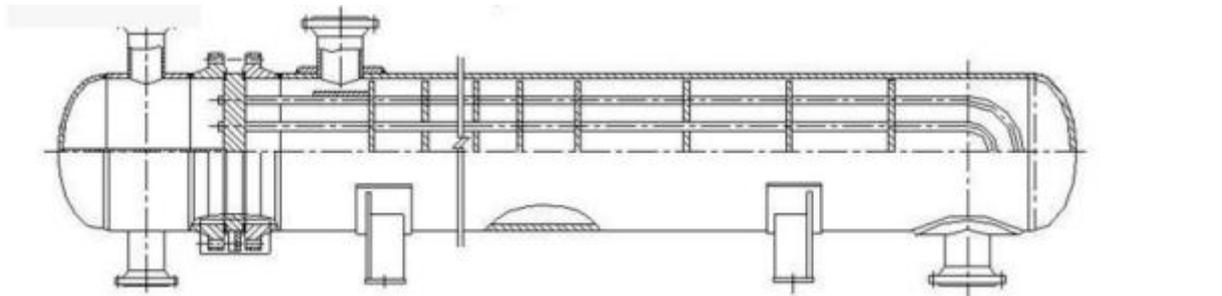


Figure III. 7: Echangeur en U

### III.1.6.3 Échangeur de tête flottante (en-têtes arrière de type P, S, T et W):

Dans ce type d'échangeur, la plaque tubulaire à l'extrémité de l'en-tête arrière n'est pas soudée à la coque mais autorisée à se déplacer ou à flotter. La plaque tubulaire à l'en-tête avant (extrémité de l'entrée du fluide côté tube) a un diamètre supérieur à celui de la coque et est scellée d'une manière similaire à celle utilisée dans la conception de la plaque tubulaire fixe. La plaque tubulaire à l'extrémité arrière de l'enveloppe est légèrement plus petite que la coquille, ce qui permet de tirer le faisceau dans la coque. L'utilisation d'une tête flottante

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

---

signifie que la dilatation thermique peut être autorisée et le faisceau de tubes peut être retiré pour le nettoyage.

Il existe plusieurs types d'en-tête arrière qui peuvent être utilisés, mais le SType tête flottante est le plus populaire. Un échangeur de tête flottant convient aux tâches rigoureuses associées à des températures et des pressions élevées, mais est plus coûteux (généralement d'ordre de 25% pour la construction en acier au carbone) que l'échangeur de tubes à tubes fixe équivalent [9].

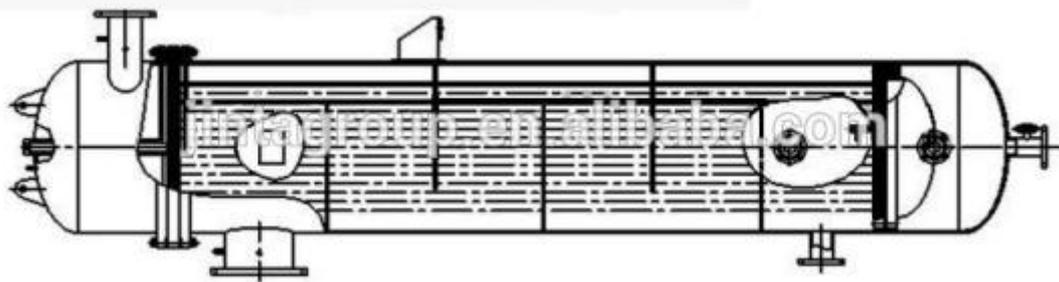


Figure III. 8: Echangeur de tête flottante (en-têtes arrière de type P, S, T et W)

## **Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs**

---

### **III.2 Dégazeur thermique :**

#### **III.2.1 Principe de fonctionnement: [34]**

Le rôle du dégazeur est d'enlever l'oxygène dissous dans l'eau. Cette étape est indispensable pour la protection des ballons de chaudière ; la présence d'oxygène dissous étant source de corrosion. L'élévation de température de l'eau (soit aux alentours de 105 °C) est obtenue par cette injection de vapeur sous une pression de 0,1bar.

L'eau d'alimentation du dégazeur coule à travers la tête pour entrer en contact à contre-courant avec la vapeur qui permet de porter cette eau à une température d'ébullition et éliminer les gaz dissous afin d'obtenir une eau traitée prête à être exploitée.

L'eau dégazée est reprise par une pompe alimentaire afin d'alimenter le ballon supérieur de la chaudière.

Avant d'atteindre ce ballon, l'eau passe dans un économiseur pour récupérer une partie de l'énergie thermique des fumées. Les régulations assurent un niveau constant jusqu'au ballon supérieur. La température de l'eau dans la chaudière est élevée jusqu'à 300 °C. Les ballons supérieurs des chaudières sont purgés automatiquement lorsque la conductivité de l'eau devient trop élevée (risque d'encrassement).

#### **III.2.2 Différents types de dégazeur: [35]**

##### **III.2.2.1 Dégazeur à plateaux:**

Une cuve est surmontée d'un dôme vertical contenant des plateaux perforés. L'eau d'alimentation pénètre dans la section de dégazage verticale au-dessus des plateaux perforés et s'écoule vers le bas à travers les perforations.

La vapeur basse pression pénètre sous les plateaux perforés et remonte à travers les perforations. La vapeur d'eau entraîne le gaz dissous dans l'eau d'alimentation et sort par l'évent au sommet du dôme. L'eau dégazée s'écoule dans le bas de la cuve avant d'être pompée vers le système de chaudière de production de vapeur. La vapeur de chauffage à basse pression pénètre dans le récipient horizontal à travers un tube d'aspersion dans le fond de la cuve.

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

---

### III.2.2.2 Dégazeurs à pulvérisation :

C'est une cuve généralement horizontale ayant une section préchauffage et une section de purge d'air. Les deux sections sont séparées par une chicane. La vapeur d'eau basse pression pénètre dans le récipient à travers un barboteur dans le fond de la cuve.

L'eau d'alimentation de chaudière est pulvérisée dans la section, ou elle est préchauffée par la vapeur qui s'élève de l'injecteur. La buse permet la pulvérisation d'eau d'alimentation et la section de préchauffage permet de chauffer l'eau d'alimentation de la chaudière à sa température de saturation afin de faciliter l'élimination des gaz dissous.

L'eau d'alimentation préchauffée s'écoule ensuite dans la section de désaération, ou elle est purgée de son air par la vapeur qui monte à partir du système de dispositif de pulvérisation. Les gaz extraits sortent par l'évent en partie supérieure de la cuve. L'eau d'alimentation désaérée est pompée à partir du fond de la cuve vers le système de chaudière de production de vapeur.

### III.2.3 Eléments du dégazeur thermique : [36]

La bache alimentaire doit constituer une réserve d'eau suffisante pour prévenir l'interruption de l'approvisionnement d'eau de la chaîne de traitement. Elle doit également être de capacité suffisante pour s'adapter à tout afflux de retour de condensat qui peut être perdu par débordement au travers du trop-plein.

Les bâches alimentaires sont cylindriques horizontales en acier au carbone ou acier inoxydable, elles sont protégées par une peinture antirouille ou même calorifugées par une laine de roche d'épaisseur 100mm recouverte d'une tôle.

- **Soupape** : organe de sécurité, il permet d'éviter les surpressions Son dimensionnement est fonction du débit de la ligne de réchauffage et de l'excès d'énergie des condensats, il se trouve à la partie supérieur de la bache.
- **Trop plein** : Il permet le débordement de l'eau de la bache à l'égout en cas de défaillance de la régulation de niveau.
- **Vidange** : Il permet de vider l'eau de la bache à l'égout afin de permettre les opérations de maintenance.

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

---

- **Départ pompe** : Il permet le gavage des pompes alimentaires de la chaudière.
- **Dôme de dégazage** : Il permet de réduire et de garantir la teneur en oxygène de l'eau de chaudière. Il est constitué d'une colonne équipée d'un garnissage structuré, d'un distributeur de liquide, d'une injection vapeur, d'un piquage de retour condensat.
- **Trou d'homme** : Il permet l'accès dans l'enveloppe afin d'effectuer des opérations de maintenance ou d'inspection.
- **Dosage chimique** : Il permet l'injection des produits de traitement en dessous le plan d'eau d'alimentation. Le tube est conçu avec de l'acier au carbone ou en PVC.
- **Injection de vapeur** : Une ligne complétée de buses permet le réchauffage de l'eau par injection de vapeur. Elle se trouve à niveau supérieur ou latéral sous l'alimentation d'eau.
- **Prise d'échantillon** : Il permet de prélever des échantillons d'eau de la bache pour les analyser.
- **Régulation de niveau Sonde de niveau** : Elle permet de mesurer le niveau d'eau réel dans la bache ;
- **Indicateur de niveau** : Il permet de visualiser (et/ou mesurer) le niveau d'eau réel dans la bache.
- **Thermomètre** : Il permet de visualiser la température de la bache.
- **Capteur de température** : Il permet de mesurer la température dans la bache dans le cas d'une régulation proportionnelle.
- **Pressostat** : Organe de sécurité. Il permet de mesurer la pression dans la bache.
- **Manomètre** : Il permet de visualiser la pression dans la bache.
- **Capteur de pression** : Il permet de mesurer la pression dans la bache.
- **Déverse** : Elle assure l'évacuation de la vapeur provenant de la rampe d'injection vers atmosphère.

## Chapitre III: Généralités sur les échangeurs de Chaleur et les dégazeurs

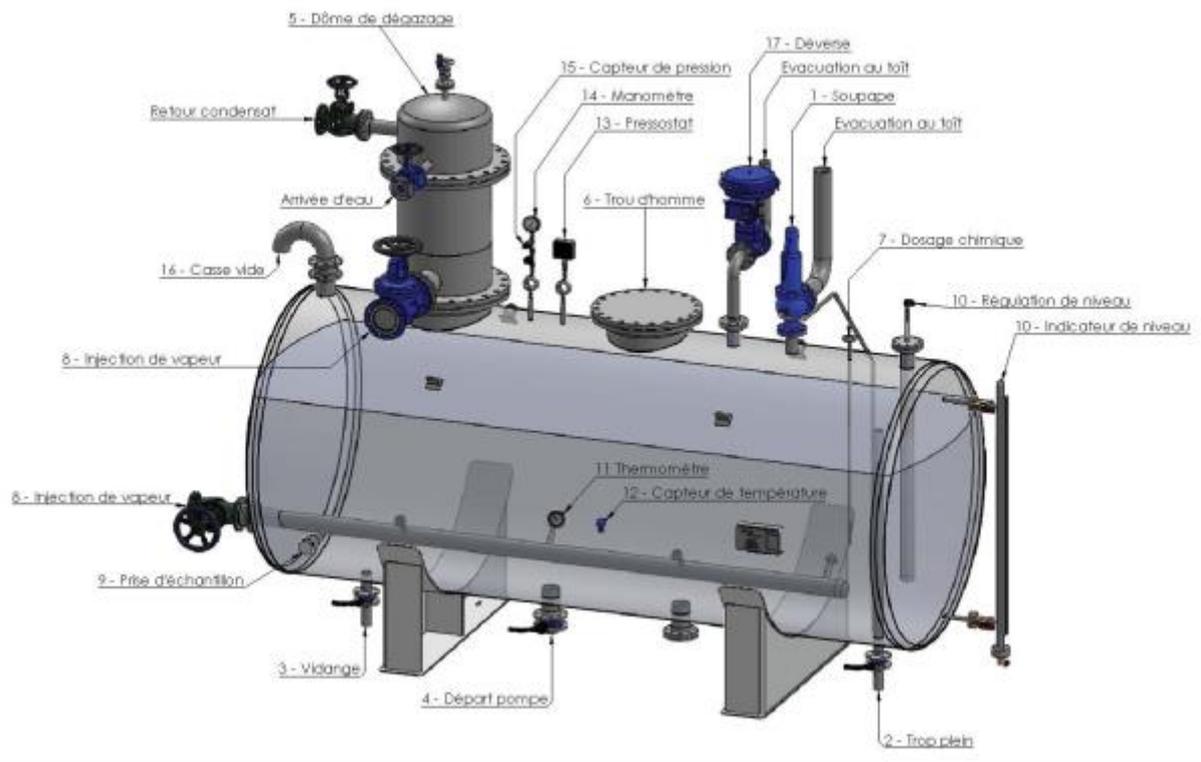


Figure III. 9: Dégazeur thermique

### Conclusion :

Nous avons vu dans ce chapitre, l'importance considérable du dégazeur en matière de qualité d'eau d'alimentation d'une chaudière, afin de préserver la métallurgie des équipements industriels installés, contre la corrosion. Dans la plus part des procédés adoptés industriellement, l'eau dégazée est utilisée pour la production de la vapeur indispensable dans le fonctionnement des turbines. Parmi les équipements les plus utilisés dans l'industrie en général sont les échangeurs de chaleur. Les échangeurs de chaleurs sont utilisés principalement dans les secteurs de l'industrie (chimie, pétrochimie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.). Afin de choisir un échangeur de chaleur pour une application donnée, il faut vérifier plusieurs paramètres : les propriétés physiques des fluides utilisés, leur agressivité, les températures ainsi que les pressions de service. Les contraintes d'encombrement et de maintenance doivent aussi être prises en compte, ainsi que les considérations économiques.

# **Partie calcul**

**Chapitre IV : Etude des Pertes de  
Vapeur au Niveau du Dégazeur V701**

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

### IV.1 Introduction :

Dans ce chapitre nous allons établir des bilans de consommation d'eau déminée dans l'unité de méthanol ainsi que les bilans de matière du four F201 et du dégazeur V701 pour quantifier les pertes de vapeur libérée vers atmosphère.

### IV.2 Bilan de consommation d'eau déminée dans l'unité de méthanol :

L'unité méthanol est alimentée avec de l'eau déminée à 30°C et pressions de 7bars, aussi avec de la vapeur à 450°C et 50bars dont la consommation est schématisée dans la figure IV.1.

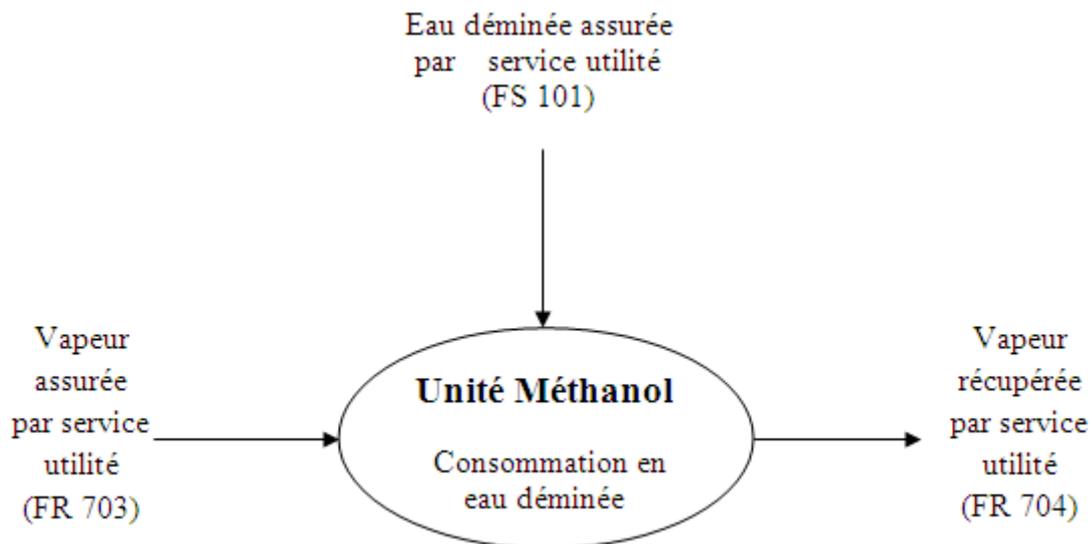


Figure IV. 1: Schéma montre la consommation de l'unité méthanol en eau déminée

$$\text{FS 101} + \text{FR703} = \text{Fcons} + \text{FR 704}$$

$$\text{FS 101} + \text{FR703} = \text{Fcons} + \text{FR 704}$$

$$\text{FS101} = 30 \text{ tonne/h}$$

$$\text{FR703} = 7 \text{ tonne/h}$$

$$\text{FR704} = 14,02 \text{ tonne/h}$$

$$\text{Fcons} = \text{FS 101} + \text{FR 703} - \text{FR 704}$$

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

---

$$F_{\text{cons}} = 30 + 7 - 14,02$$

$$F_{\text{cons}} = 22,98 \text{ tonnes/h}$$

### IV.3 Bilan de matière du four F201 :

La production de méthanol à partir de méthane  $\text{CH}_4$  et de la vapeur d'eau pour obtenir le gaz de synthèse mélangé avec de la vapeur qui va être éliminée et récupérée dans un bac T 751 à l'état liquide, cette eau est appelée condensat.

$$F_{\text{RC 101}} + F_{\text{R 102}} + F_{\text{RC 406}} = F_{\text{GS}} + F_{\text{Fond}}$$

$$F_{\text{RC 101}} = 11\,270 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

$$F_{\text{RC 406}} = 425 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

$$F_{\text{R 102}} = 35,5 \text{ tonne/h}.$$

$$F_{\text{GS}} = 3\,382 \text{ m}^3/\text{h}.$$

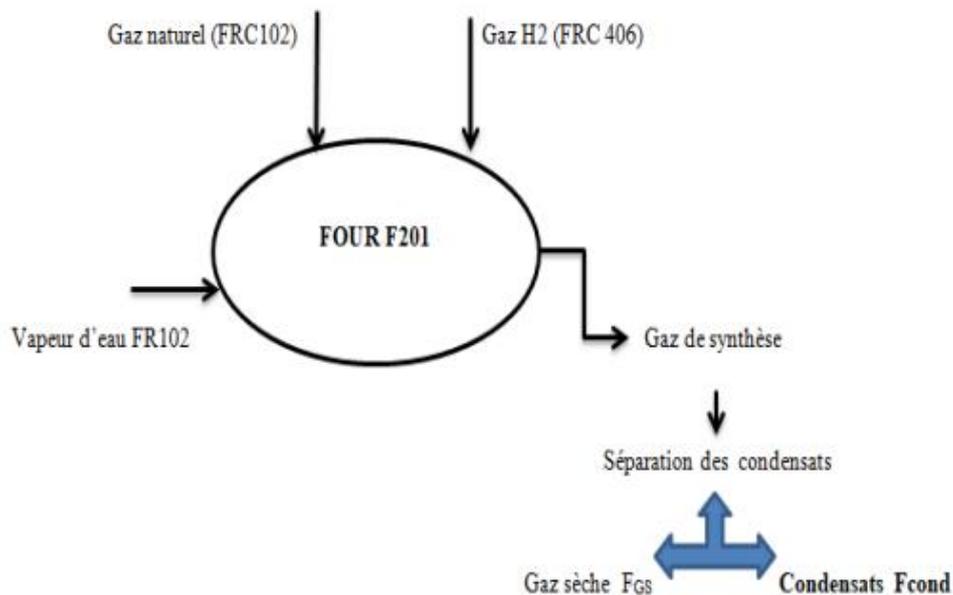


Figure IV. 2: Schéma montre la consommation du gaz naturel et de la vapeur dans le four

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

---

### IV.3.1 Calcul de débit massique de gaz process ( $F_{GN}$ ):

Selon la loi des gaz parfait  $PV = nRT$  :

Conditions opératoires actuelles : Pression :  $P' = 20 \text{ bars} = 19,74 \text{ atm}$

Température :  $T' = 430^\circ\text{C} = 703 \text{ K}$

Débit gaz associé :  $FRC'101 = ?$  (à déterminer)

Conditions normales : Pression :  $P = 1 \text{ atm}$

Température  $T = 0^\circ\text{C} = 273 \text{ K}$

Débit massique du gaz  $FRC 101 = 11 270 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$\left(\frac{P' * FRC'101}{T'}\right) = \left(\frac{P * FRC101}{T}\right)$$

$$FRC'101 = \left(\frac{P * FRC101}{T}\right) * \left(\frac{T'}{P'}\right)$$

$$FRC'101 = \left(\frac{1 * 11270}{273}\right) * \left(\frac{703}{19,74}\right)$$

$$\mathbf{FRC'101 = 1 470,17 \text{ m}^3/\text{h}}$$

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

Tableau suivant représente la composition de gaz naturel avec le débit de chaque constituant.

Le débit de gaz naturel d'alimentation est :  $F_{GN} = 9,507 \text{ tonne/h}$

**Tableau IV. 1: Calcul de débit massique de gaz naturel de process  $F_{GN}$**

Constituant i	Fraction volumique $y_i$	$\rho_i$ à 430°C et 20bar kg/m <sup>3</sup>	$V_i = V * y_i$ m <sup>3</sup> /h
N <sub>2</sub>	0,0583	9,518	85,710911
CH <sub>4</sub>	0,8344	5,47	1226,709848
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0704	10,33	103,499968
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,021	15,31	30,87357
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,003 3	20,42	4,851561
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0054	20,5	7,938918
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0012	25,92	1,764204
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0012	25,96	1,764204
C <sub>6+</sub>	0,0008	31,83	1,176136
CO <sub>2</sub>	0,0021	15,05	3,087357
He	0,0019	1,368	2,793323
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>1 470,17</b>
	<b><math>m_i = v_i * \rho_i</math> (kg)</b>	<b>Mi masse molaire (Kg/kmole)</b>	<b><math>n_i = m_i/M_i</math> (kmole)</b>
	815,796450898	28,01	29,12518568
	6 710,10286856	16,04	417,3355903092
	1 069,15466944	30,07	35,5555260871
	472,6743567	44,1	10,718239381
	99,06887562	58,12	1,7045573919
	162,747819	58,12	2,8002033551
	45,72816768	72,15	0,6337930378
	45,79873584	72,15	0,6347711135
	37,43640888	86,18	0,4343978751
	45,46472285	44,01	1,0330543706
	3,821265864	4	0,95536466
<b>Total</b>	<b>9 507,794341332</b>		<b>501,9306350632</b>

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

---

### IV.3.2 Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène ( $F_{H_2}$ ) :

Conditions opératoires actuelles : Pression :  $P' = 17 \text{ bars} = 16,78 \text{ atm}$

Température :  $T' = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Débit gaz associé :  $FRC'406 = ?$  (à déterminer)

Conditions normales : Pression :  $P = 1 \text{ atm}$

Température  $T = 0^\circ\text{C} = 273 \text{ K}$

Débit massique du gaz FRC 406 =  $425 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$$\left(\frac{P' * FRC'406}{T'}\right) = \left(\frac{P * FRC406}{T}\right)$$

$$FRC'406 = \left(\frac{P * FRC406}{T}\right) * \left(\frac{T'}{P'}\right)$$

$$FRC'101 = \left(\frac{1 * 425}{273}\right) * \left(\frac{303}{16,78}\right)$$

$$\mathbf{FRC'406 = 28,11 \text{ m}^3/\text{h}}$$

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

---

Tableau suivant représente la composition de gaz d'hydrogène avec le débit de chaque constituant calculé.

Débit massique du gaz d'hydrogène vers le four est :  $F_{H_2} = 0,191$  tonne/h

**Tableau IV. 2: Calcul de débit massique de gaz d'hydrogène  $F_{H_2}$**

Constituants	$Y_i$	$\rho_i$ à 30 °C et 17 bars (kg/m <sup>3</sup> )	$V_i = V * y_i$ (m <sup>3</sup> /h)
N <sub>2</sub>	0,015	19	0,42165
CO	0,121	19	3,40131
CH <sub>4</sub>	0,036	11,21	1,01196
CO <sub>2</sub>	0,086	32,71	2,41746
H <sub>2</sub>	0,742	1,352	20,85762
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>28,11</b>
	<b><math>m_i = V_i * \rho_i</math> (kg/h)</b>	<b>Mi masse Molaire (Kg/kmole)</b>	<b><math>n_i = m_i / M_i</math> (kmole)</b>
	8,01135	28,02	0,2859154176
	64,62489	28,01	2,3072077829
	11,3440716	16,04	1,707236384
	79,0751166	44,01	1,7967533879
	28,19950224	2,02	13,9601496238
<b>Total</b>	<b>191,25493044</b>		<b>19,0572625962</b>

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

### IV.3.3 Calcul de débit massique du gaz de synthèse sèche :

Conditions opératoires actuelles : Pression :  $P' = 17 \text{ bars} = 16,78 \text{ atm}$

Température :  $T' = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Débit gaz associé :  $F_{GS} = 3\,382 \text{ m}^3/\text{h}$

Tableau suivant représente la composition de gaz d'hydrogène avec le débit de chaque constituant calculé.

Débit massique du gaz de synthèse sèche est  $F_{GS} = 23,010 \text{ tonne/h}$

**Tableau IV. 3: Calcul de débit massique du gaz de synthèse**

Constituants	Yi	$\rho_i$ à 30 °C et 17 bars (kg/m <sup>3</sup> )	$V_i = V * y_i$ (m <sup>3</sup> /h)
N <sub>2</sub>	0,015	19	50,73
CO	0,121	19	409,222
CH <sub>4</sub>	0,036	11,21	121,752
CO <sub>2</sub>	0,086	32,71	290,852
H <sub>2</sub>	0,742	1,352	2509,444
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>3 382</b>
	<b><math>m_i = V_i * \rho_i</math> kg/h</b>	<b>Mi masse Molaire Kg/kmole</b>	<b><math>n_i = m_i / M_i</math> (kmole)</b>
	963,87	28,02	34,3993576017
	7775,218	28,01	277,5872188504
	1364,83992	16,04	85,0897705736
	9513,76892	44,01	216,1728907067
	3392,76288	2,02	1679,5855841584
<b>Total</b>	<b>23 010,45972</b>		<b>2 292,8348218908</b>

### IV.2.4 Calcul de débit massique des condensats :

$$FRC\ 101 + FR\ 102 + FRC\ 406 = F_{GS} + \text{Fond}$$

$$F_{\text{cond}} = F_{GN} + F_{H_2} + FR\ 102 - F_{GS}$$

$$F_{\text{cond}} = 9\,507,79441332 + 191,25493044 + 35\,500 - 23\,010,45972$$

$$F_{\text{cond}} = 22\,188,58962376 \text{ kg/h}$$

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

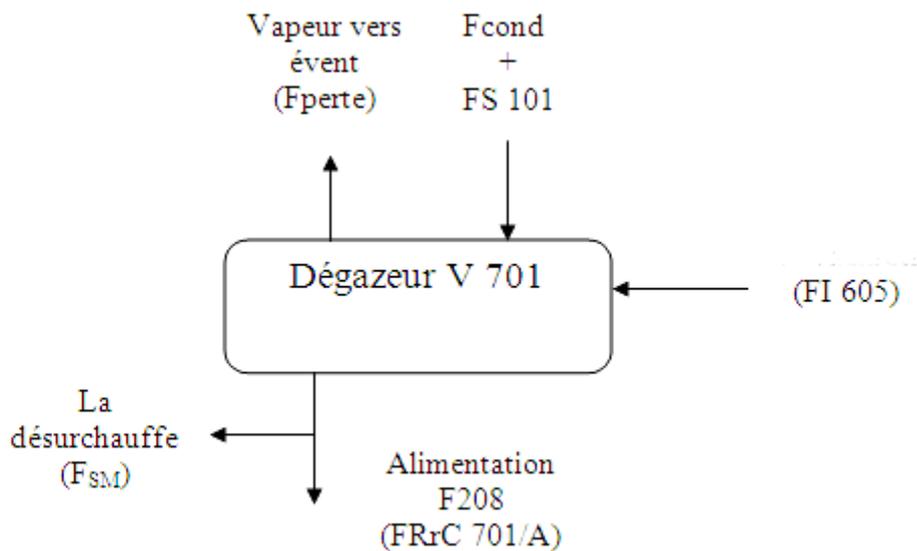
---

$F_{cond} = 22,188 \text{ tonne/h}$

### IV.4 Calcul des pertes dans le dégazeur V701 :

L'eau venante de H303 coule à la tête du dégazeur pour être en contact à contre-courant avec la vapeur venante de H606 (rebouilleur de la 2eme colonne) afin d'éliminer les gaz dissous.

L'eau dégazée est aspirée par l'une des trois pompes P701 A/B/C pour alimenter la chaudière F 208.



**Tableau IV. 4 Bilan de matière du dégazeur V701**

#### Bilan de matière :

$$FI\ 605 + FS\ 101 + Fond = FRrC\ 701/B + F_{SM} + F_{vapeur}$$

$$F_{cond} = 22,188 \text{ tonne/h.}$$

$$FS\ 101 = 30 \text{ tonne/h.}$$

$$FI\ 605 = 19660 \text{ kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad FI\ 605 = 19,66 \text{ tonne/h.}$$

$$FRrC\ 701/B = 61\ 072 \text{ kg/h} \quad \Leftrightarrow \quad FRrC\ 701/B = 61,072 \text{ tonne/h.}$$

$$F_{SM} = 2,78 \text{ tonne/h.}$$

## Chapitre IV : Etude des Pertes de Vapeur au Niveau du Dégazeur V701

---

$$F_{\text{vapeur}} = FI_{605} + FS_{101} + F_{\text{cond}} - FRrC_{701/B} - F_{SM}$$

$$F_{\text{vapeur}} = 19,66 + 30 + 22,188 - (61,072 + 2,78)$$

$$F_{\text{vapeur}} = 7,996 \text{ tonne/h}$$

$$F_{\text{admissible}} = 2 \text{ tonne/h}$$

$$F_{\text{perte}} = 5,996 \text{ tonne/h}$$

### Conclusion :

La haute température des fluides présents dans le dégazeur entraîne la perte d'une grande quantité de vapeur évacuée vers atmosphère qui atteint les **7 tonne/h**.

Bien que le principe de dégazage soit maintenu pour avoir une bonne qualité d'eau, il est nécessaire de respecter aussi le débit de vapeur libérée qui ne doit pas dépasser **2tonne/h**.

**Chapitre V : Calcul de  
Dimensionnement et simulation d'un  
nouveau Echangeur H700**

## **Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700**

---

### **V.1 Méthode de Kern :**

La méthode de KERN est très utilisée pour le dimensionnement des échangeurs thermiques du fait de sa simplicité et la rapidité de sa mise en œuvre. Elle donne des résultats satisfaisants dans la plupart des cas. Elle exige, cependant, une spécification préliminaire du type d'échangeur incluant la suggestion d'une géométrie interne.

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 (condensat 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 réestime  $U_s$  jusqu'à une valeur adéquate. [37]

### **V.2 Données de départ :**

Les propriétés thermiques de l'eau de refroidissement et condensats sont données à la température calorique.

Les données de départ sont regroupées dans le tableau suivant :

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

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

Spécifications	Calandre	Tube
Fluide	Eau de refroidissement	condensats
Débit massique (Kg/h) <span style="float: right;">F</span>	A déterminer	22188
Température d'entrée (°C) <span style="float: right;">T</span>	26	77
Température de sortie (°C) <span style="float: right;">T</span>	34	38
Perte de charge admissible (bar) <span style="float: right;">P</span>	0,5	0,5
Densité <span style="float: right;">d</span> (kg/m <sup>3</sup> )	995,71	973,46
Viscosité dynamique (kg/m.s) <span style="float: right;">μ</span>	0,000798	0,000369
(kg/m.h) <span style="float: right;">μ</span>	3,1356	1,3284
Capacité calorifique (kcal/kg°C) <span style="float: right;">Cp</span>	0,998	1,002
(j/kg°C) <span style="float: right;">Cp</span>	4,179	4,194
Conductivité thermique (W/m.°C) <span style="float: right;">λ</span>	0,607	0,650
(kcal/h.m.°C) <span style="float: right;">λ</span>	0,52192	0,55889

### V.3 Bilan thermique :

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

$$Q = F_{\text{cond}} \cdot C_p \cdot \Delta T = FER \cdot \hat{C}_p \cdot \Delta t$$

$$Q = F_{\text{cond}} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = 22\,188 \cdot 1,002 \cdot (77 - 38)$$

$$Q = 867062,664 \text{ kcal/h}$$

**Calcul de débit d'eau de refroidissement :**

$$FER = \frac{Q}{C_p \Delta t} = \frac{867062,664}{0,998 \times 8} = 108600,03 \text{ kg/h}$$

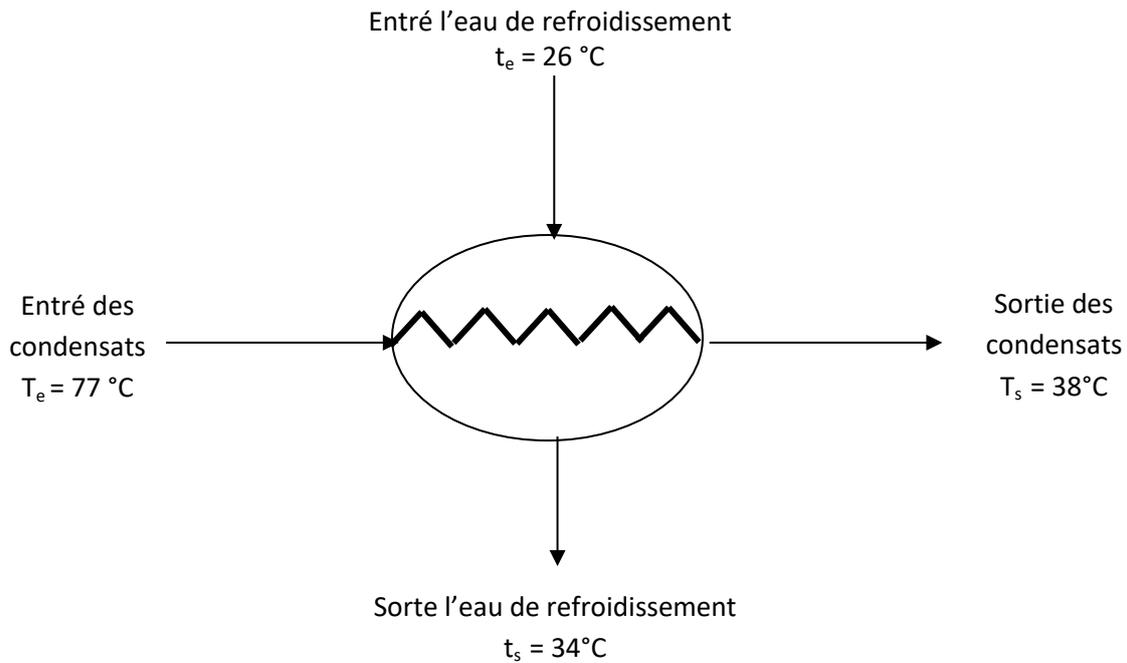
## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

$F_{ER} = 108,6$  tonne/h.

### V.4 Calcul thermique :

Calcul de la différence de température logarithmique  $\Delta TLM$  :



$$\Delta T_a = T_e - t_s = 77 - 34 = 43 \text{ °C}$$

$$\Delta T_b = T_s - t_e = 38 - 26 = 12 \text{ °C}$$

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}} = \frac{43 - 12}{\ln \frac{43}{12}} = 24,28 \text{ °C.}$$

Où **Fc**: facteur de correction déterminé graphiquement à partir de R et E (voir Annexe B).

Avec le rapport calorique :  $R = \frac{T_e - T_s}{t_s - t_e} = \frac{77 - 38}{34 - 26} = 4,875$

Le rendement thermique de l'échangeur :  $E = \frac{t_s - t_e}{T_e - t_e} = \frac{34 - 26}{77 - 26} = 0,15$

$$\left. \begin{array}{l} E = 0,15 \\ R = 4,875 \end{array} \right\} \Rightarrow \mathbf{F_C = 0,94}$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

Dans le cas général on utilise la moyenne logarithmique de la différence de température globale à laquelle, on applique le facteur de correction «  $F_C$  » c'est ainsi pour obtenir la température moyenne; dans n'importe quel cas, on multiplie la moyenne logarithmique de température global calculée pour un système à contre-courant par le facteur de correction approprié :

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

$$\Delta TLM_{\text{Corrigée}} = 24,28 \times 0,94$$

$$\Delta TLM_{\text{Corrigée}} = 22,82 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### V.5 Estimation de la surface d'échange sale $\hat{A}_s$ :

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

$U's = 1400 \text{ kcal/h.m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$ , selon (Annexe C).

$$\hat{A}_s = \frac{Q}{\hat{U}_s \Delta TLM_{\text{corrigée}}} \quad \Leftrightarrow \quad \hat{A}_s = \frac{867062,664}{1400 * 22,82}$$

$$\hat{A}_s = 27,14 \text{ m}^2$$

### V.6 Choix de la géométrie de l'échangeur :

#### V.6.1 Caractéristiques du tube :

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

On propose 12ft donc  $L = 3,657\text{m}$  (1ft = 30,48).

#### V.6.2 Choix de diamètre extérieur $d_0$ et intérieur $d_i$ des tubes ainsi que le pas $P$ et l'espacement entre chicane $B$ :

La disposition des tubes des échangeurs utilisés dans l'industrie de raffinage est en carré (pas carré), c'est-à-dire les axes des tubes sont situés aux sommets d'un carré.

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

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

**Tableau V. 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

### V.6.3 Calcul surface d'échange d'un tube $a_o$ :

$$a_o = \pi * d_o * l = \pi * 0,01905 * 3,657 = 0,21875$$

$$a_o = 0,21875 \text{ m}^2$$

### V.6.4 Estimation de nombre théorique des tubes $N'_t$ :

$$\hat{N}_t = \frac{\hat{A}_s}{a_o \times n_c} = \frac{27,14}{0,21875 \times 1} = 124 \text{ tubes} \quad Fc > 0,75 \quad n_c = 1$$

D'après le code TEMA, pour les échangeurs à faisceau tubulaire et calandre, le nombre de tube le plus proche de  $\hat{N}_t = 124$  tubes estimé est  $N_t = 124$  tubes avec un pas de 0.0254 et un nombre de passe coté tube égale à 2 qui correspond à :  $D_c = 0,387 \text{ m}$ . (Annexe G).

### V.7 Choix de l'emplacement des fluides à l'intérieur du faisceau (coté tubes) et à l'extérieur du faisceau (coté calandre) :

Comme l'eau de refroidissement a un débit supérieur à celui des condensats, et il est plus visqueux il passe côté calandre. De plus les condensats sont plus corrosifs et salissants donc ils passent côté tube. [9].

### V.8 Détermination du nouveau coefficient de transfert sale $U_s$ et l'aire d'échange $A_s$ :

#### V.8.1 Détermination $U_s$ :

$$U_s = \frac{U_{ts} \times N_t}{N_t} = \frac{1400 \times 124}{124} = 1400 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

### V.8.2 Détermination de la nouvelle surface d'échange $A_s$ :

$$A_s = \frac{Q_{abs}}{U_s * \Delta TLM_{corrigé}} = \frac{1\,394\,138,6}{2290 * 22,47} = 27,14 \text{ m}^2$$

### V.8.3 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  $\Delta TLM$ . Elles serviront au calcul des caractéristiques des fluides :

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

$$F_c = \frac{\Delta TLM - \Delta T_2}{\Delta T_1 - \Delta T_2} = \frac{24,28 - 12}{43 - 12} = 0,39$$

$$T_c = 38 + 0,39(77 - 38) = 53,21 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_c = 26 + 0,39(34 - 26) = 29,12 \text{ }^\circ\text{C}$$

## V.9 Calcul de coefficient d'échange de film interne $h_{i0}$ et externe $h_0$ :

### V.9.1 Coté tube:

#### V.9.1.1 Calcul de section par passe:

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} * \frac{\pi * d_i^2}{4} = \frac{124}{2} * \frac{\pi * 0,01351^2}{4} = 0,008888 \text{ m}^2$$

Avec :  $n_t$  : Nombre de passe côté tubes.

$N_t$  : Nombre de tubes

$d_i$  : Diamètre intérieur de tubes (m).

#### V.9.1.2 Calcul de la vitesse massique :

$$G_t = \frac{F_{cond}}{a_t} = \frac{22188}{0,008888} = 2496399,64 \text{ kg/h.m}^2$$

$$G_t = 693,44 \text{ kg/s. m}^2$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

### V.9.1.3 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_t = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu} = \frac{2496933,64 \cdot 0,01351}{1,3284} = 25\,388,70$$

$Re_t > 2000$  donc le régime est turbulent.

### V.9.1.4 Détermination de $j_h$ :

$$J_h = 0,027 \times Re^{0,8}$$

$$J_h = 0,027 \times (25\,388,70)^{0,8}$$

$$J_h = 90,17$$

### V.9.1.5 Coefficient de friction $f_t$ :

D'après (l'annexe J)  $J_h = 90,17$  donc :  $f_t = 0.017$

### V.9.1.6 Calcul de nombre PRANDTL $Pr$ :

$$Pr = \left( \frac{C_p \mu}{\lambda} \right) = \left( \frac{1,002 \times 1,3284}{0,55889} \right) = 2,3816$$

### V.9.1.7 Coefficient d'échange de film interne $h_{i0}$ :

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

$$\frac{h_i}{\varnothing_t} = \frac{0,55889}{0,01351} * 90,17 * (2,3816)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\varnothing_t} = 4981,45 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\frac{h_{i0}}{\varnothing_t} = \left( \frac{h_i}{\varnothing_t} \right) \frac{d_i}{d_o} = 4981,45 * \frac{0,01351}{0,01905}$$

$$\frac{h_{i0}}{\varnothing_t} = 3532,77 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

### V.9.2 Coté calandre :

#### V.9.2.1 Calcul de l'espacement entre chicane « B »:

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

$$B = 0,25 \pi \frac{(0,387^2 - 124 \times 0,01905^2)}{4 \times 0,387 \times \left(1 - \frac{0,01905}{0,0254}\right)}$$

$$B = 0,213 \text{ m}$$

#### V.9.2.2 Calcul de section par passe a<sub>CT</sub>:

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

$$a_{CT} = \sqrt{2} \frac{0,387}{0,0254} \times (0,0254 - 0,01905) \times 0,213$$

$$a_{CT} = 0,02914 \text{ m}^2$$

#### V.9.2.3 Calcul de la vitesse transversale de fluide chaud :

$$G_{CT} = \frac{F \dot{E}R}{a_{CT}} = \frac{108600,03}{0,02914} = 3726836,99 \text{ kg/h.m}^2$$

$$G_{CT} = 1035,23 \text{ kg/s.m}^2$$

#### V.9.2.3 Calcul de diamètre équivalent de :

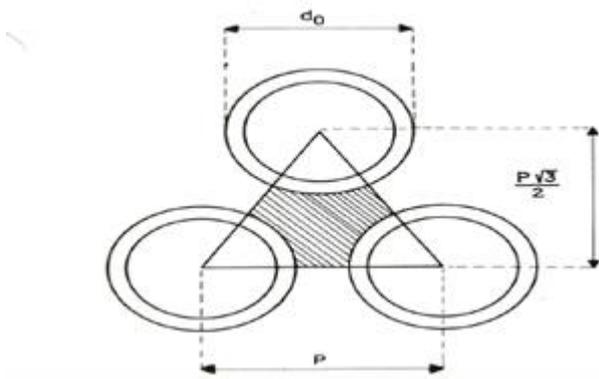
Keren tient compte de la géométrie du faisceau et définit un diamètre équivalent en fonction de la disposition des tube en appelant « P » le pas des tubes, on a : pour un échangeur a faisceau et calandre, le diamètre équivalent D<sub>e</sub> est donné par la formule suivante :

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

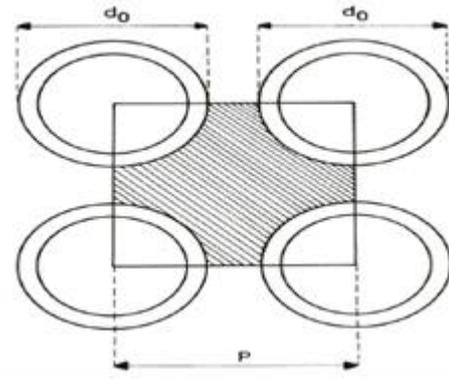
$$\text{Pas triangulaire : } D_e = \frac{3,464 \times P^2}{\pi \times d_0} - d_0$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---



**Figure V. 1: Pas triangulaire**



**Figure V. 2: Pas carré**

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

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

$$D_e = \frac{4 \times 0,0254^2}{3,14 \times 0,01905} - 0,01905 \quad \Leftrightarrow \quad D_e = 0,02409\text{m}$$

### V.9.2.4 Calcul du nombre de Reynolds :

$$Re_c = \frac{d_e * G_{cT}}{\mu'} = \frac{0,02409 * 3726836,99}{3,1356}$$

$$Rec = 28632,32$$

$Re_c > 2\ 000$  donc le régime est turbulent.  $J_h' = 0,027(Rec)^{0,8}$

$$J_h' = 0,027 \times (28632,32)^{0,8} = 99,28$$

D'après (l'annexe K) :  $J_h' = 99,28$  donc :  $fc = 0.14$

### V.9.2.5 Calcul de nombre PRANDTL Pr:

$$Pr = \left( \frac{C_p' * \mu'}{\lambda'} \right) = \left( \frac{0,998 * 3,1356}{0,52192} \right) = 5,995$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

### V.9.2.6 Détermination de coefficient d'échange de film externe $h_0$ :

$$\frac{h_0}{\varnothing_t} = j_h' \frac{\lambda'}{De} \left( \frac{Cp' * \mu'}{\lambda'} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_0}{\varnothing_t} = \frac{0,52192}{0,02409} * 99,28 * (5,995)^{1/3}$$

$$\frac{h_0}{\varnothing_t} = 3907,437 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

### V.10 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  $\Phi_t$  coté tube, et  $\Phi_c$  coté calandre.

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

$$t_t = 53,21 - \left[ \frac{3532,77}{3907,437 + 3532,77} \times (53,21 - 29,12) \right]$$

$$t_t = 41,77 \text{ °C}$$

### V.11 Calcul de $\phi_t$ et $\phi_c$ :

Parmi les propriétés de l'eau à la température des tubes à  $t_t = 41,77\text{°C}$

$$\mu_c = \mu_t = 0,000641 \text{ kg/m.s}$$

$$\phi_t = \left( \frac{\mu}{\mu_t} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,000369}{0,000641} \right)^{0,14}$$

$$\phi_t = 0,925$$

$$\phi_c = \left( \frac{\mu}{\mu_c} \right)^{0,14} = \left( \frac{0,000871}{0,000641} \right)^{0,14}$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

$$\phi_c = 1,044$$

### V.12 Calcul de $h_i$ et $h_o$ :

$$h_{i0} = \left(\frac{h_{i0}}{\phi_t}\right) \times \phi_t = 3532,77 * 0,925 \quad h_{i0} = 3267,81 \text{ kcal/hm}^2\text{°C}$$

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\phi_c}\right) \times \phi_c = 3907,437 * 1,044 \quad h_o = 4079,36 \text{ kcal/hm}^2\text{°C}$$

### V.13 Calcul du coefficient de transfert propre $U_p$ :

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

$U_s$  est le coefficient de transfert sale relatif à l'élément de tube, lorsque cet élément est neuf les résistances  $R_{s_{i0}}$  et  $R_{s0}$  sont nulles et le coefficient de transfert propre  $U_p$  est défini selon la relation suivante :

$$U_p = \frac{h_{i0} * h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{3267,81 * 4079,36}{3267,81 + 4079,36}$$

$$U_p = 1814,47 \text{ kcal/hm}^2\text{°C}$$

### V.14 Calcul de la résistance d'encrassement

#### a- Résistance d'encrassement calculée

$$R_{s \text{ calculé}} = \frac{U_p - U_s}{U_p * U_s} = \frac{1814,47 - 1400}{1814,47 * 1400}$$

$$R_{s \text{ calculé}} = 1,6 \cdot 10^{-4} \text{ h.m}^2\text{°C/Kcal}$$

#### b- Résistance d'encrassement admissible

A partir de l'Annexe I :

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

$$R_{s_0} \text{ (résistance d'encrassement externe)} = 0,000 26 \text{ h.m}^2\text{°C/Kcal}$$

$$R_s = R_{s_0} + R_{s_i} * \frac{d_o}{d_i} = 0,000 26 + 0,000 2 * \frac{0,01905}{0,01351}$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

$$RS_{\text{admissible}} = 5,3.10^{-4} \text{ h.m}^2.\text{°C/Kcal}$$

### V.15 Calcul des pertes de charge :

a- Côté tube :

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

$$\Delta P_t = \frac{1 * 2 * (693,44)^2}{996,86} \left[ \frac{0,017 * 3,657}{0,01351 * 0,925} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 6728,93 \text{ Pa} = 0,0672893 \text{ bar}$$

b- Côté calandre :

$$\Delta P_C = \frac{n_C * f_{CT} * G_{CT}^2 * (N_C + 1) * D_C}{d' * d_e * \varnothing_C}$$

Où :  $N_C$  : le nombre de chicane  $N_C = L/B = 3,657/0.213 = 17$

$$\Delta P_C = \frac{1 * 0,14 * (1035,23)^2 * 18 * 0,387}{973,46 * 0,02409 * 1,044}$$

$$\Delta P_C = 42690,36 \text{ Pa} = 0,4269 \text{ bar}$$

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

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 V. 3: les dimensions constructives de l'échangeur H-700**

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)	0,213
Surface (m <sup>2</sup> )	27,14
Diamètre de calandre (m)	0,387
Coefficient d'échange de film interne $h_{i0}$ (kcal/hm <sup>2</sup> °C)	3267,81
Coefficient d'échange de film externe $h_0$ (kcal/hm <sup>2</sup> °C)	4079,36
Coefficient de transfert propre $U_p$ (kcal/hm <sup>2</sup> °C)	1814,47
Résistance d'encrassement (h.m <sup>2</sup> .°C/Kcal)	$1,6 \cdot 10^{-4}$
Pertes de charge Côté tube (bar)	0,0672893
Pertes de charge Côté calandre (bar)	0,4269

## **Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700**

---

### **V.16 Résultats de Simulation par Hysys :**

#### **V.16.1 Introduction :**

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 coût 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 simulateurs de procédés chimiques dont les plus répandus au niveau mondial sont : Aspen, ProII et Hysys. En ce qui nous concerne, nous avons utilisé pour la présente étude le simulateur Hysys. [38]

#### **V.16.2 Présentation du simulateur HYSYS : [38]**

Le simulateur Hysys est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires (ballons, compresseurs, colonnes de distillation, échangeurs de chaleur, etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations.

Donc, le logiciel n'est rien d'autre qu'un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinage et de la pétrochimie, le logiciel HYSYS peut être utilisé pour :

- les activités d'engineering ;
- L'établissement des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel ;
- Le dimensionnement des équipements ;
- Le réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation ;

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

- La détermination des performances des équipements.

Pour que le simulateur puisse résoudre le schéma de procédé et/ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé l'utilisateur doit au préalable :

- ✓ Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange ;
- ✓ Un modèle thermodynamique convenable ;
- ✓ Etablir le diagramme de simulation de la section d'étude ;
- ✓ Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

Les modèles thermodynamiques sont utilisées pour la détermination des propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des constituants des mélanges. La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique. Parmi les modèles thermodynamiques existant dans la bases de donnée du simulateur, il y lieu de citer ceux des :

- ✓ Equation d'état telles que : Peng Robinson (PR), Sove Redlich Kwong (SRK), etc ;
- ✓ Equation de coefficients d'activités telles que : UNIQUAC, UNIFAC, NRTL, etc.

### V.16.3 Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel :

Les résultats de la simulation effectuée sont exposés dans les figures suivantes en représentant l'état tel qu'il existe dans le cas réel.

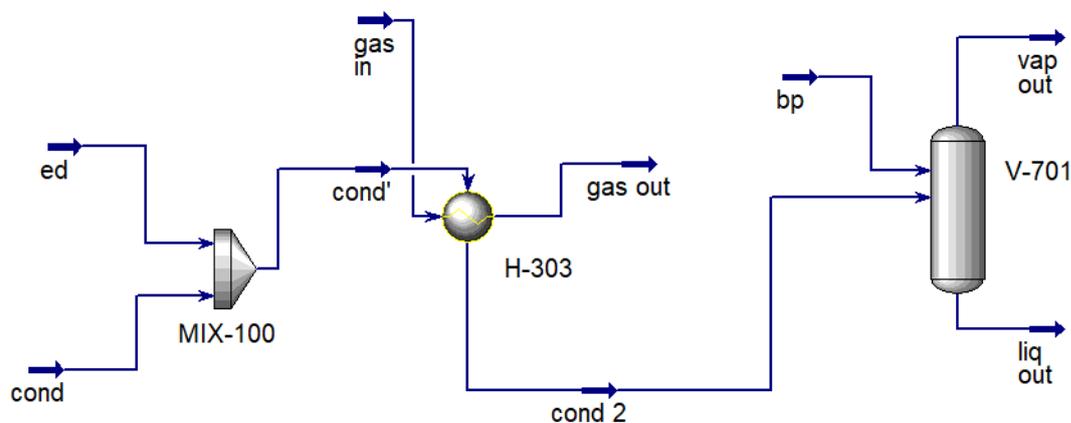
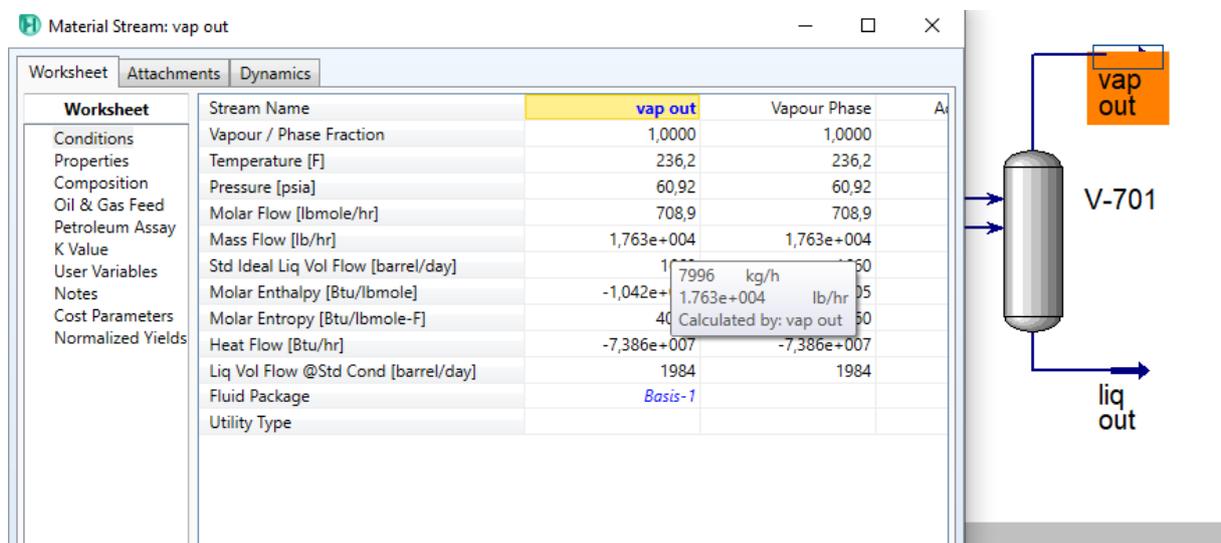


Figure V. 3: Simulation une partie de la section 700 à l'état actuel

# Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

**Tableau V. 4 : Conditions des fluides dans l'échangeur H-303 à l'état actuel**

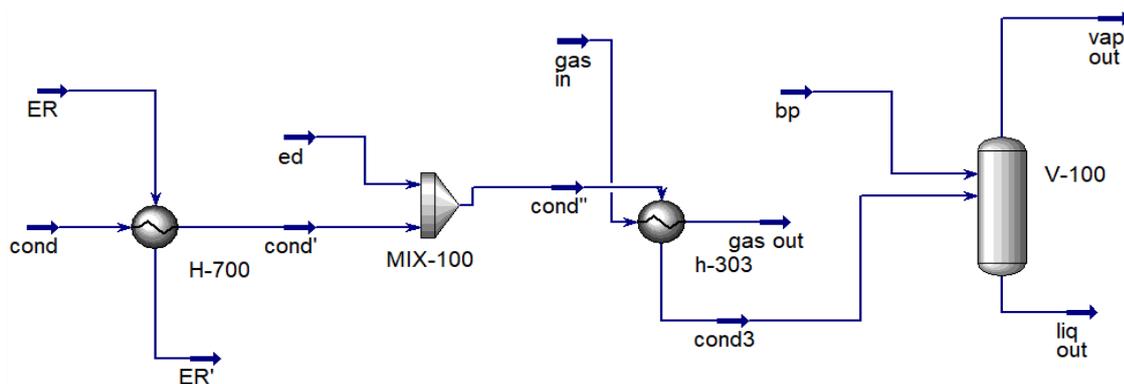
Conditions des fluides mis en jeu	Entré	Sortie
Température de gaz de synthèse (°C)	142	120
Température de mélange l'eau déminée + condensat (°C)	52,84	118
Pression de de gaz de synthèse (kPa)	1700	1650
Pression de mélange (kPa)	670	665



**Figure V. 4: La sortie de vapeur au niveau V701 vers évent par simulation Hysys**

## V.16.4 Simulation de l'échangeur H-700 dans la section 700 :

Les résultats de la simulation de l'échangeur H701 sont présentés dans les figures suivantes :



**Figure V. 5: Simulation par Hysys de l'échangeur H-700 dans la section 700**

# Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

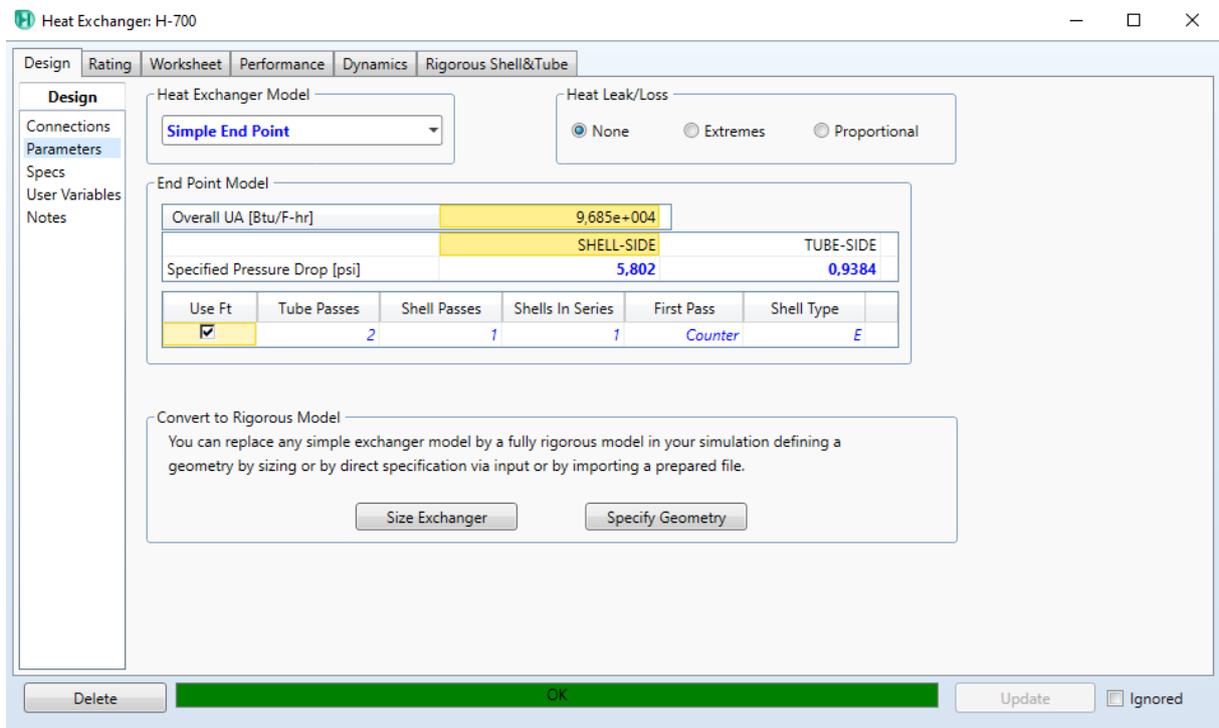


Figure V. 6: Insertion de la perte de charge des fluides

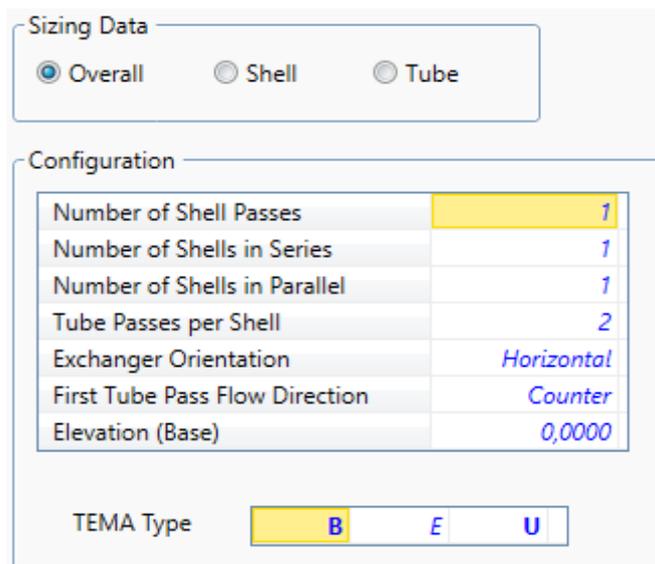


Figure V. 7: Mention du nombre de passe et le type d'échangeur

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

L'échangeur que nous avons choisi est un échangeur de type BEU, ce type d'échangeur est le plus répandu dans l'industrie pétrolière et gazière. Le principe du faisceau logé à l'intérieur d'une calandre a été retenu également dans la construction des condenseurs et rebouilleurs.

L'échangeur est constitué par un faisceau de tubes montés sur une plaque tubulaire et portant un certain nombre de chicanes.

A l'extrémité, une boîte de distribution est fixée pour assurer la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes.

The screenshot shows a software interface for configuring a heat exchanger. It is divided into three main sections:

- Sizing Data:** Contains three radio buttons: Overall, Shell (selected), and Tube.
- Shell and Tube Bundle Data:** A table with the following values:

Shell Diameter [in]	15,24
Number of Tubes per Shell	124
Tube Pitch [in]	1,000
Tube Layout Angle	Square Rotated (45 degrees)
Shell Fouling [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,000000
- Shell Baffles:** A table with the following values:

Shell Baffle Type	Single
Shell Baffle Orientation	Horizontal
Baffle Cut (%Height) [%]	20,00
Baffle Spacing [in]	8,27

Figure V. 8: Insertion des dimensions de H-700 coté calandre

The screenshot shows a software interface for configuring a heat exchanger, specifically the 'Rating' tab for 'Heat Exchanger: H-700'. The interface includes several tabs: Design, Rating (selected), Worksheet, Performance, Dynamics, and Rigorous Shell&T. The 'Rating' section is further divided into 'Sizing Data' and 'Dimensions'.

- Sizing Data:** Contains three radio buttons: Overall, Shell, and Tube (selected).
- Dimensions:** A table with the following values:

OD [in]	0,750
ID [in]	0,532
Tube Thickness [in]	0,109
Tube Length [ft]	11,998

Figure V. 9: Insertion des dimensions de H-700 coté tube

# Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

Heat Exchanger: H-700

Design Rating Worksheet Performance Dynamics Rigorous Shell&Tube

Worksheet	Name	cond	cond'	ER	ER'
Conditions	Vapour	0,0873	0,0824	0,0000	0,0000
Properties	Temperature [F]	170,6	100,4	78,80	93,96
Composition	Pressure [psia]	97,18	96,24	65,27	59,47
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	2813	2813	1,329e+004	1,329e+004
	Mass Flow [lb/hr]	4,892e+004	4,892e+004	2,394e+005	2,394e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	3715	3715	1,643e+004	1,643e+004
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,134e+005	-1,147e+005	-1,230e+005	-1,227e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	17,24	15,01	12,89	13,40
	Heat Flow [Btu/hr]	-3,191e+008	-3,228e+008	-1,635e+009	-1,631e+009

Delete OK Update Ignored

Figure V. 10: Conditions des fluides mis en jeu

Material Stream: vap out

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	vap out	Vapour Phase	Aqueous Phas
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000	0,000
Properties	Temperature [F]	164,9	164,9	164,
Composition	Pressure [psia]	60,92	60,92	60,9
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	301,8	301,8	0,000
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	4834	4834	0,000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	719,0	719,0	0,000
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-5,411e+00	2193 kg/h	4 -1,214e+00
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	34,9	4834 lb/hr	8 15,6
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,633e+00	Calculated by: vap out	7 0,000
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	4,879e+005	4,879e+005	0,000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

OK

Delete Define from Stream... View Assay

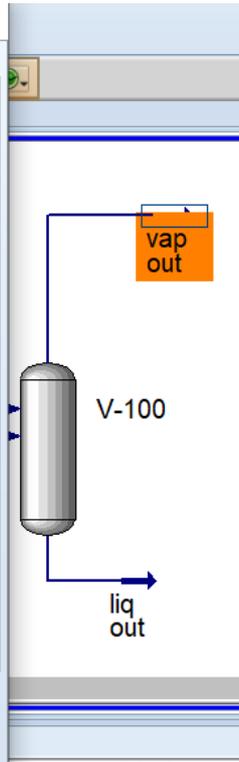


Figure V. 11: la diminution des pertes de vapeur au niveau V701 vers évent par simulation Hysys

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

### Interprétation des résultats :

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.

A noter que les dimensions de cet échangeur correspondent parfaitement à l'espace limitée dans la section 700 entre le refoulement de la pompe P751 et l'appoint d'eau déminée.

Nous avons une perte de **5.996 tonne/h** au niveau du dégazeur V701 à une température de 77°C de condensat à la sortie de T751, cette quantité décroît avec la diminution de la température ou le débit massique atteint **2.193 tonne/h** à 38°C.

Les résultats de calcul dénotent la possibilité de diminuer la température de condensat à l'entrée du dégazeur V701 favorisant la diminution des pertes des vapeurs libérées vers atmosphère.

Les résultats de la simulation de l'échangeur H700 sont présentés dans le tableau suivant :

**Tableau V. 5 : Conditions des fluides dans l'échangeur H-700**

Conditions des fluides mis en jeu	Entré	Sortie
Température de condensat (°C)	77	38
Température de l'eau de refroidissement (°C)	26	34
Pression de condensat (kPa)	670	663,5
Pression de l'eau de refroidissement (kPa)	450	410

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

Les résultats de la simulation de l'échangeur H-303 après l'installation d'un nouvel échangeur sont présentés dans le tableau suivant :

**Tableau V. 6 : Conditions des fluides dans l'échangeur H-303 après l'installation d'un nouvel échangeur**

Conditions des fluides mis en jeu	entré	Sortie
Température de gaz de synthèse (°C)	142	83,01
Température de mélange l'eau déminée + condensat (°C)	38	55
Pression de de gaz de synthèse (kPa)	1700	1650
Pression de mélange (kPa)	663,5	613,5

**Tableau V. 7: La différence de la sortie de vapeur avant et après l'installation de l'échangeur**

Conditions	La sortie de vapeur à l'état actuel	La sortie de vapeur après l'installation de l'échangeur
Températures (°C)	113,4	73,81
Pression (kPa)	450	420
Débit massique (kg/h)	7996	2173

### V.16.5 Estimation du coût des pertes de vapeur :

Pour mettre en valeur cette étude, il est intéressant de la finaliser par un calcul économique en traduisant les gains qui doivent bénéficier l'unité de fabrication du méthanol par la mise en exploitation des résultats précédents.

#### V.16.5.1 Perte de production avant la modification :

L'unité de méthanol est prévue pour fonctionner 365 jrs/an, elle est destinée à assurer une charge de 300 tonne/jrs de méthanol raffiné.

**Tableau V. 8: Quantité de vapeur dégagée vers atmosphère**

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Perte de vapeur	5.996	143.90	4317.12	51805.44

## Chapitre V : Calcul de Dimensionnement et simulation d'un nouveau Echangeur H700

---

### V.16.5.2 Gain de consommation après la modification :

Après la modification le gain en vapeurs d'eau atteint 3.8 tonne/h. tableau suivant présente les résultats du calcul effectué :

**Tableau V. 9: Débit de vapeur économisé**

Unité	Tonne/h	Tonne/jr	Tonne/mois	Tonne/an
Gain	3.803	91.272	2738.16	32857.92
Perte de vapeur	2.193	52.632	1578.96	18947.52

## Conclusion générale

Le développement des procédés de transformation du gaz naturel en matières premières de l'industrie pétrochimique on fait l'objet de nombreux travaux de recherche ces dernières années. Sauf que les résultats obtenus sont encore insuffisants pour la transformation directe du méthane en méthanol et formaldéhyde.

Aujourd'hui la seule voie intéressante et économique pour la valorisation du méthane est la production du gaz de synthèse ( $H_2+CO$ ) selon les différents procédés existants.

Ce travail élaboré durant notre stage de mise en situation professionnelle au sein du complexe CP1/Z, nous a été très bénéfique, car il nous a permis d'apprendre énormément sur la production du méthanol et les équipements qui font parties de son processus de synthèse et en particulier les échanges de chaleur.

Notre étude réalisée sur cet appareil a apporté à nos connaissances des idées très claire sur la technologie des échangeurs de chaleur en général, mais surtout sur celle des échangeurs à faisceau et calandre et ainsi bien comprendre leur fonctionnement et leurs utilités dans le domaine de la production du méthanol. 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 déminée consommée dans l'unité méthanol et favoriser le bon fonctionnement des équipements dans la section de production de vapeur.

Le calcul dimensionnel d'un nouvel échangeur a permis d'évaluer la surface et le coefficient de transfert global d'échange thermique, ainsi les pertes de charge. Les résultats de conception obtenus sont vivement recommandés à une installation d'un échangeur pour une meilleur exploitation de l'eau déminée au sein du complexe CP1Z et de ce fait minimiser les pertes en vapeur.

## Références bibliographiques

- [1] Documentation complexe d'Arzew.
- [2] Hymphreys and Glasgow, Manuel d'exploitation Vol 1 : « unité de méthanol » Octobre 1971.
- [3] Jean. Caudal, Simulation numérique du reformage autothermique du méthane .Autre, Ecole centrale .paris, 2013. Français < NNT : 2013tcapoo20.
- [4] Jones, G., et al., first principales calculations and experimental insight into methane steam reforming over transition metal catalysis journal of catalysis, 2008.259.
- [5] K.Otsuka, T.komatsu,K.jimo,y.wagamiet Z .morikawa, proc.9thint.congcatal,eds.M.j.philips and M.teman;chemical institute of canada, ottawa, (1988).
- [6] Giroudière F . Technique de l'ingénieur j5 480 v 2.production du gaz de synthèse par vaporeformage .
- [7] rostrup-nielsen Jr steam reforming of hydrocarbons. A historical perspective .naturel gas conversion VII.volume 147.(2004), 121-126.
- [8] J.P.Mazaud production du gaz de synthèse. Technique de l'ingénieur J5 480.
- [9] Mitchell,W, April 2, 1996 “ developpement of a partical oxidation reformer for liquids fuel” society of automotive engineers, proceedings, fuel cells for transportation TOPTEC, Arlington, VA.
- [10] Cross .J., W.L.Mitchell, P.chintawar, M.hagan, C .Thompcon, and D. Swavely, 2000, “PEMfuel cell power technologie”, 2000 fuell seminar obstracts, October 30-november 2, 2000, Portland, Or, 260-263.
- [11] K.Liu , G.D .Deluga, A .BitschLarsen.L.D.Schmidt, and L.Zhang. Hydrogen and syngaz production and purification technologies: hydrocarbon processing for H2 production ( Eds, K. Liu, C .song.vsubramani, wiley, New-york(2010).
- [12] Fox, Joseph M; catalysis reviens : science and engineering, 35(1993)305-325.
- [13] Xu, Xiaoding and moiljin,J,A; Energy &fuels, 10(1996)305-325.

[14]: Ross, Julian RH,; Juutilainen, S., and Krause, A.O.I., catalytic today, 115(2006)217-221.

[15] Laéda soute Neiva and luciana gama federal university of compina graude, paraibo, brazil, national agency of petroleum, naturel gaz and biofuels (ANP/PRH-25)  
www.intechopen.com .

[16] Mamadou Mbodji. Conception et dimensionnement des réacteurs – échangeurs microstructurés pour la production de gaz de synthèse par vaporeformage du méthane. Université de lorraine. Laboratoire réactions et génie des procédés, Cnrs 20 octobre 2013.

[17] A.chauval .GLEFEBVRE L.CASTEX « chapitre I: l'hydrogene, procédés de pétrochimie », caractéristiques techniques et économiques tome I Editions technip 1985.

[18] Laéda soute Neiva and luciana gama federal university of compina graude, paraibo, brazil, national agency of petroleum, naturel gaz and biofuels (ANP/PRH-25)  
www.intechopen.com .

[19] Wilhelm, D.J., Simbeck, D.R., KARP , et dxxenson, R.L. syngaz production for gaz to liquids applications : technologies, issues and outlook. Fuell processing technology.juin 2001.

[20] Matthieu Fleyes conversion catalytique du méthane en gaz de sunthèse par oxydation partielle, institut national polytechnique de lorraie E.N.S.S.E Nancy 17 octobre 2006.

[21] Zhaix., DingS.,Liuz.,Jin Y ., International journal of hydrogen energy 36 (2011) 482-489.

[22] Abdelmajid Rakib. Valorisation du méthane en hydrogène par reformage catalytique. Autre université de littoral coté d'opale, 2012. Français. .< tel 00828240.

[23] K.LIU C.SONG V.SUBRAMANI « Hydrogen and syngas Production and purification technologies » Editions John Wiley & sons -2010-

[24]: Bodrov I.M., Apelbaum L.O., Temkin M. Kinetics for reaction methane with steam on a nickel surface. Kinet. Catal. 5 (1964) 614-622.

[25] : Higman, C., et VAN DER BURGT , M gasification. Crulf professional publishing, 2nd édition .2008 (p 3, 5, 7, 8, 9, 14, 15, 42).

[26] Fabrice GIROUDIÈRE, André LE GALL, « Technique d'Ingénieur », 2012

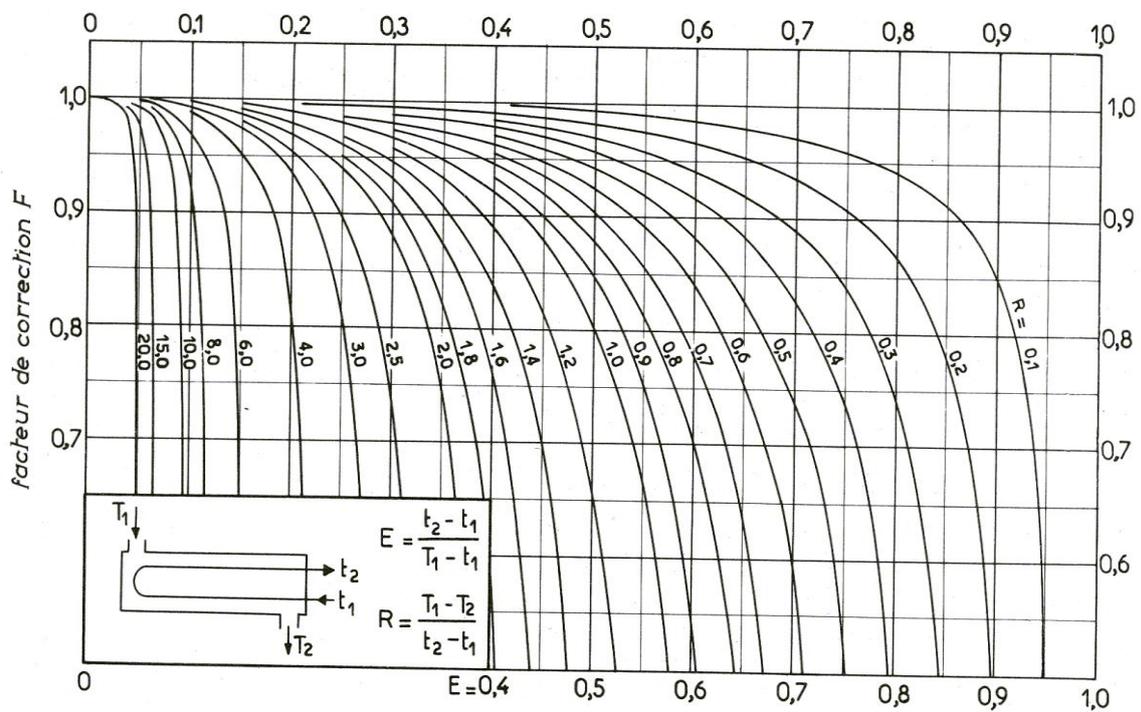
- [27] : Total., energies complémentaires .2012.url
- [28] <https://www.gazeification.info/valorisaion-du-syngas>
- [29] : André BONTEMPS, Techniques de l'ingénieur « échangeurs de chaleur ».
- [30] M. Bennajah. Chaouni, 'Echangeurs de Chaleur', Paris, édition Technipe, 2014.
- [31] M. A. Masri, 'Equipements d'Echange Thermique', 'Echangeur faisceau-Calandre', IAP, 1010.
- [32] P.Trambouze- Le raffinage de pétrole, Matériel et Equipment, Tome IV- Edition TECHIPParis –France- 1999.
- [33] Article "shell and tube heat exchangers, Borgan, R.J" le 8 février 2011:  
<http://www.thermopedia.com>.
- [34] Manuelle opératoire de l'unité Méthanol. Humphrey et Glasgow, Ltd. Octobre 1973.
- [35] 'Les Traitement des Eaux dans l'Industrie Pétrolière', Publication de l'institut français du pétrole, édition Technipe 21-22 Mars, 1972.
- [36]'Spirax Savco' Ti-R01-523 AB indice 1.
- [37] P.WUITHIER, 'Le Pétrole, Raffinage et Génie Chimique', Tome 2, Paris, édition Technipe, 1972.
- [38] Wilcox, William R. "HYSYS and UniSim". Archived from the original on 2018-03-26. Retrieved 10 December 2016.

## Annexe

### Annexe A : Tableau des données du dpt unité méthanol

Les débits	Les valeurs
FR 703	7000 kg/h
FR 704	14020 kg/h
FRC 101	11270 Nm <sup>3</sup> /h
FR 101	35500 kg/h
FRC 406	425 Nm <sup>3</sup> /h
FI 605	19660 kg/h
FRrC 701/B	61072 kg/h
FS 701	30000 kg/h

### Annexe B : Détermination du facteur de correction Fc à partir E et R



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.

**Annexe C : Coefficient de transfert sale Us.**

ÉCHANGEURS		U <sub>s</sub>	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	BTU/hr. ft <sup>2</sup> .°F
Eau .....	Eau .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses .....	Solutions aqueuses .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures légers .....	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures moyens .....	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds <sup>(2)</sup> .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds .....	Hydrocarbures légers .....	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40

**Annexe D : Matériaux utilisés selon la norme TEMA**

Matériaux	Utilisation
Acier au carbone	Fluides moyennement corrosifs
Alliages ferritiques C-Mo et Cr-Mo	Services hydrogène avec température élevée, hydrocarbure sulfuré au-dessus de 300°C
Alliages ferritiques au Cr	Tubes pour services modérément corrosifs, calandres ou boîtes de distribution en contact avec des hydrocarbures sulfurés corrosifs
Aciers austénitiques Ni-Cr	Services devant résister à la corrosion en général
Aluminium	Services cryogéniques; rarement pour services moyennement corrosifs

## Annexe F : Caractéristiques des tubes d'échangeurs.

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm <sup>2</sup> )	SURFACE (m <sup>2</sup> /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694			
	18	1,24	1,021	0,819			
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434			
	14	2,10	1,483	1,727			
	16	1,65	1,575	1,948			
	18	1,24	1,656	2,154			
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098			
	14	2,10	2,118	3,523			
	16	1,65	2,210	3,836			
	18	1,24	2,291	4,122			
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375			
	14	2,10	2,743	5,909			
	16	1,65	2,845	6,357			
	18	1,24	2,921	6,701			
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300			
	14	2,10	3,378	8,962			
	16	1,65	3,480	9,512			
	18	1,24	3,556	9,931			

## Annexe G : Disposition des tubes en carré.

D <sub>c</sub> calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

## Annexe H : Caractéristique des tubes selon le pas utilisé

DIAM. EXT. DU TUBE (in)	NATURE DU TUBE	ÉPAISSEUR BWG	ÉTAT DU FLUIDE	PAS UTILISÉ (*)
3/4"	Acier	14	propre	triangulaire P = 15/16"
	Non ferreux ou allié	16	sale	carré P = 1"
1"	Acier	12	propre	triangulaire P = 1" 1/4
	Non ferreux ou allié	14	sale	carré P = 1" 1/4

(\*) Le pas est la distance centre à centre de deux tubes voisins.

## Annexe I : Résistances d'encrassement Rs en hm<sup>2</sup> °C/kcal

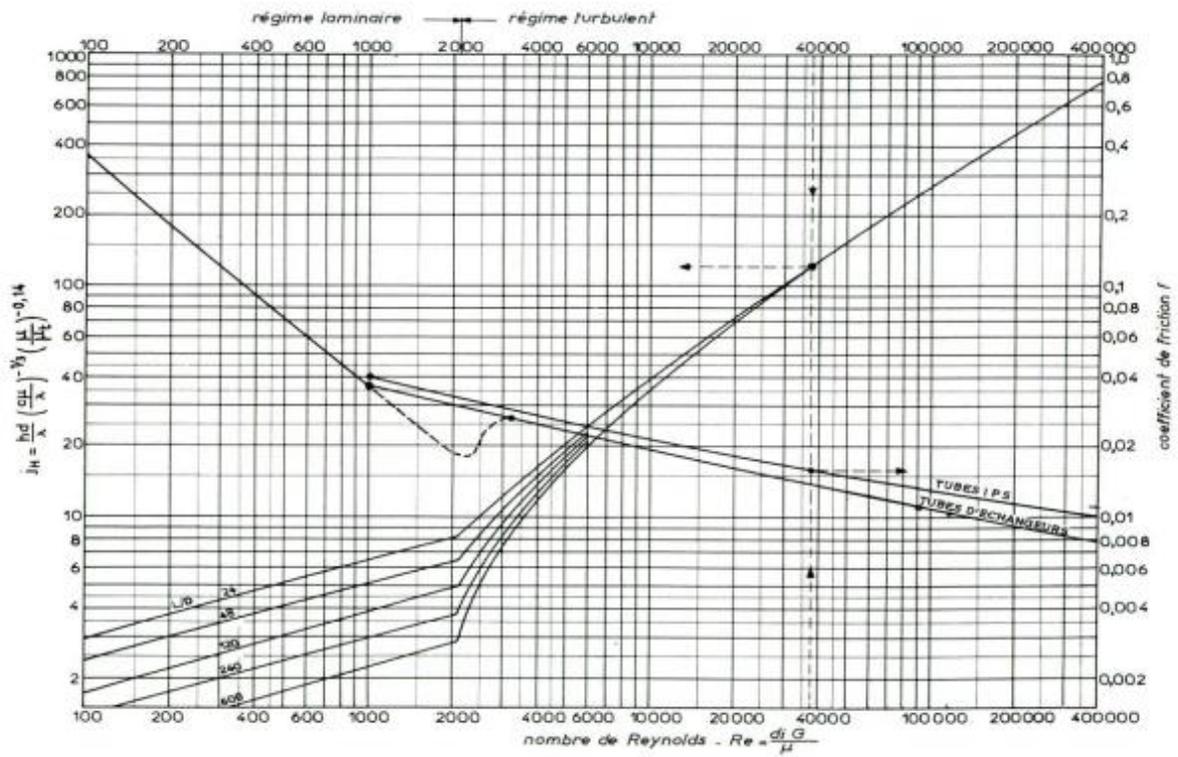
RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : 10<sup>4</sup> R<sub>f</sub> (R<sub>f</sub> en h.m<sup>2</sup>.°C/kcal)

PÉTROLE BRUT												
Température (°C) ..	0 — 100			100 — 150			150 — 200			200		
	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2
Sèche .....	6	4	4	6	4	4	8	6	4	10	8	6
Humide .....	6	4	4	10	8	8	12	10	8	14	12	10

EAUX				
TEMPÉRATURE DU FLUIDE CHAUD	Inférieure à 120°C		120 — 200°C	
TEMPÉRATURE DE L'EAU	Inférieure à 50°C		Supérieure à 50°C	
VITESSE DE L'EAU	< 1 m/s	> 1 m/s	< 1 m/s	> 1 m/s
Eau de mer .....	1	1	2	2
Eau douce de ville ou de puits .....	2	2	4	4
Eaux de rivière propre .....	4	2	6	4
Eaux de rivière très sale .....	15	10	20	15
Eau traitée pour chaudière .....	2	1	2	2

**Annexe J :** Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes



**Annexe K :** Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds modifié, à l'extérieur des tubes.

