



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



جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem

كلية العلوم و التكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie

DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCESSES

N° d'ordre : M2/GPM/2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie des procédés des matériaux

Thème

Etude de la performance du Steam cracker F201

Présenté par

- 1- Bahri Sabria
- 2- Otmane Nour

Soutenu le 25/06/2024 devant le jury composé de :

Présidente :	BENDENIA SOUHILA	PR	Université de MOSTAGANEM
Examineur :	DIB HANAA	MCB	Université de MOSTAGANEM
Rapporteur :	FADDAL IMENE	MCA	Université de MOSTAGANEM

Année Universitaire 2023/2024



اهداء

الحمد لله حبا و شكرا و امتنانا على البدء و الختام

لم تكن الرحلة قصيرة و لا الطريق محفوفا بالتسهيلات ، لكنني فعلتها ، فالحمد لله الذي يسر البدايات و بلغنا النهايات بفضلله و كرمه

اهدي هذا النجاح لنفسي الطموحة أولا ابتدت و انتهت بنجاح ثم الى كل من سعى معي لاتمام مسيرتي الجامعية
الحمد لله

الى من جعل الله الجنة تحت اقدامها و سهلت لي الشدائد بدعائها ، الى ملائكي في الحياة الانسانية العظيمة التي طالما ساندتني و تمننت ان تقر عينيهما في يوم كهذا " امي الحبيبة رفيقة دربي "

الى العزيز الذي حملت اسمه فخرا ، الى الغالي الذي استمدت منه قوتي و اعتزازي بذاتي " ابي العزيز صديقي و حبيبي "

اهدي تخرجي الى ملهمي ناجحي : من ساندي بكل حب عند ضعفي و ازاح عن طريقي المتاعب ممهداً لي الطريق زارعا الثقة والإصرار بداخلي سندي والكتف الذي استند عليه دائما لطالما كانوا الظل لهذا النجاح " إخوتي "

و اخيراً من قال أنا لها " نالها " وأنا لها إن أبت رغماً عنها أتيت بها ، ما كنت لأفعل لولا توفيق من الله ، هاهو اليوم

العظيم هنا اليوم الذي أجريت و سنوات الدراسة الشاقة حالمة فيها حتى تواتت بمنه و كرمه لفرحة التمام ،

الحمد لله الذي به خيرا وأغرقنا سروراً وفرحاً ينسيني مشقتي



اهداء

الى سيدة حياتي سلطاني ملكتي وامي الغالية

أقف اليوم يا أمي لأعيش لحظة انتهاء مرحلة مهمة في حياتي، بذلت فيها كعهديك دائماً
كلما أوتيت من قوة لتوفري لي كل سبل الراحة التي أحتاجها

لقد تمنيت قدوم هذا اليوم يا أمي منذ سنوات طويلة، وكنتي تدعين الله لأجل
تحقيق هذه الأمنية

وها أنا ذا أقف بين يديك بعد سنوات التعب الطويلة لأهدي لك نجاحي
وشهادة تخرجي أنتِ تستحقها

لأنه لولاك لما وصلت لما أنا فيه الآن

وبعد تحقيقي لهذا النجاح أرجع بالذاكرة لأتذكر كل من قدم لي يد العون والمساعدة
للوصل إلى هذه المرحلة المهمة في حياتي

فأجد أنكِ قبل الكل تحتلين المركز الأول في التضحية، والألم والمعاناة وبذل
كل ما هو غالي

أهديك يا أمي نجاحي وأدعو الله أن يقدرني لأكون باراً بكِ ما
حييت

اطال الله عمرك واکرمك

دمت لي كل شيء

صابرية

Remerciment

Tout d'abord, nous remercions le bon Dieu le tout puissant de nous avoir donné la force et le courage de mener à bien ce travail.

Qu'il nous soit permis de remercier madame FEDAL Imane l'encadrant ;
pour sa disponibilité et ses judicieux conseils qui ont contribué à alimenter notre réflexion.

Nous adressons l'expression de notre profonde reconnaissance et notre respectueuse admiration à l'ensemble du jury, qui nous ont honoré par leur présence et d'avoir accepté de juger ce travail.

Nous tenons à témoigner notre reconnaissance à l'ensemble des enseignants de l'Université ABDEL HAMID IBN BADIS Science et technologie Mostaganem qui ont assuré nos enseignements apprentissages savoir et pour les connaissances dont ils nous ont instruits tout au long de notre cursus universitaire.

Nous remercions très vivement le personnel du département de production qui nous a accueillis au sein du complexe CP1/Z, pour leurs encouragements et leurs aides.

Resumé

Ce travail porte sur la vérification des performances du four de steam reforming de l'unité méthanol au niveau du complexe CP1Z. En établissant un calcul de vérification du rendement actuel du four, il sera montré que le rendement thermique actuel du four est inférieur au rendement du design défini par le constructeur Humphreys & Glasgow. En partie, cette diminution du rendement est due au dépôt de coke situé dans la zone de radiation contenant le catalyseur à base de nickel. La présence de coke est significative à des températures allant de 340°C à 450°C, ce qui correspond aux conditions opératoires à l'entrée de la zone réactionnelle du four. Le travail portera également sur l'amélioration de la préchauffe de la charge, composée essentiellement de vapeur d'eau et de gaz naturel, jusqu'à une température de 460°C afin d'éviter au mieux la formation des dépôts de coke et ainsi prolonger la durée de vie du catalyseur qui est actuellement renouvelé après trois années d'exploitation.

summary

The purpose of this operation is to confirm the functionality of the methanol steam reforming furnace at the CP1Z complex. By establishing a calculation to verify the current efficiency of the oven, it will be shown that the current thermal efficiency of the oven is lower

than the design efficiency defined by the manufacturer Humphreys & Glasgow. In part, this reduction in efficiency is due to the coke deposit located in the radiation zone containing the nickel-based catalyst. The presence of coke is significant at temperatures ranging from 340°C to 450°C, which corresponds to the operating conditions at the entrance to the reaction zone of the oven. work will also focus on improving the preheating of the charge, composed essentially of water vapor and natural gas, up to a temperature of 460°C in order to best avoid the formation of coke deposits and thus prolong th lifespan of the catalyst which is currently renewed after three years of operation

ملخص

يركز هذا العمل على التحقق من أداء فرن الإصلاح البخاري لوحدة الميثانول من خلال إجراء عملية حسابية للتحقق من الكفاءة الحالية للفرن CP1Z سيتم توضيح أن الكفاءة الحرارية الحالية للفرن أقل من كفاءة التصميم المحددة من قبل الشركة المصنعة Humphreys & Glasgow, يرجع الانخفاض في الإنتاج إلى رواسب فحم الكوك الموجودة في منطقة الإشعاع المحتوية على المحفز المعتمد على النيكل يكون وجود فحم الكوك ملحوظا عند درجات حرارة تتراوح بين 340 درجة مئوية إلى 450 درجة مئوية وهو ما يتوافق مع ظروف التشغيل عند مدخل منطقة التفاعل الخاصة بالفرن سيركز أيضًا على تحسين التسخين المسبق للشحنة، المكونة أساسًا من بخار الماء والغاز الطبيعي، حتى درجة حرارة 460 درجة مئوية لتجنب تكوين رواسب فحم الكوك على أفضل وجه وبالتالي إطالة عمر المحفز الذي يتم تجديده حاليًا بعد ثلاث سنوات من العملية.

Mots clés :

Dépôt de coke , Steam reforming, Four F201, Méthanol , Echangeur, Économiseur .

Table des matières

Liste des abréviations

Liste des tableaux

Liste des figures

Introduction Générale	1
I-1 Introduction :	3
I -2 Historique :	3
I - 3 Les phases de la réalisation et de mise en exploitation :	3
I.4 Situation géographique :	4
I.5 La capacité de production :	5
I-6 Organisation du complexe CP1/Z :	5
I-7 Description des départements:	7
I.7.1. Département sécurité	7
I.7 .2. Département Personnel & MoyensGénéraux PMG :	7
I.7.3. Département administration/ social (ADM/SOC):	7
I.7.4.Département développements et ressources humaine (DRH) :	7
I.7.5. Département finances et juridique (F):	8
I.7.6. Département technico-commerciale (TC) :	8
I.7.7. Département maintenance (G):	8
I.7.8. Département approvisionnement (A):	8
I.7.9. Département technique:	8
I.7.10. Département production:	8
o Service utilité:	9
o Service méthanol:	10
I-8 Activités principales du complexe CP1Z: [7]	11
I-9 Schéma d'implantation des équipements des complexes	12
I-10 Unité de Méthanol	13
I.10.1 Définition du méthanol :	13
I.10.2 Les propriétés physico-chimiques du méthanol	13
I.10.3 Utilisation du méthanol	14
I-11 Organigramme général de processus méthanol	15
I.11.1 La Section 100:distribution du gaz naturel: [9]	16

I.11.2 La section 200:reforming catalytique: ^[9]	17
I.11.3 La section 300 : refroidissement du gaz fabriqué et élimination de l'eau.....	19
I.11.4 La section 400 :Compression du gaz de synthèse : ^[9]	20
I.11.5 La section 500 : Synthèse de méthanol : ^[9]	21
I.11.6 La section 600 :Distillation du méthanol brut : ^[9]	23
I.11.6.1 La colonne V601 (élimination des produits légers)	23
I.11.6.2 La colonne V602 (Élimination des produits lourds).....	24
I.11.7 Section 700 : Section de production de la vapeur : ^[9]	25
II.1. Généralité.....	27
II.2. Types des fours de steam reforming.....	27
II.2.1 Fours à brûleurs en voûte « TOP FIRED REFORMERS » :	27
II.2.2 Fours à brûleurs multiples latéraux « SIDE FIRED REFORMERS ».....	28
II.2.3 Fours à brûleurs en sole « DOWN FIRED REFORMERS ».....	29
II.3 Tableau : Comparaison entre les fours à bruleurs en voute et latéraux	29
II.4 Caractéristiques des fours de reformage :	30
II.4.1 Les bruleurs :.....	31
II.4.2 Rendement d'un four :.....	31
II .5 Description du four de steam reforming de l'unité méthanol du CP1Z ^[13]	32
II .5.1 Système de combustion:	33
II .5.2 Systèmes de fumées :.....	33
II.6 Les Catalyseurs ^[15]	35
II.6.1 Pourquoi en utilise un catalyseur ! ^[16]	35
II.6.2. Les Propriétés ^[17]	36
II.6.3 Les catalyseurs utilisés dans le steam reforming	37
II.6.4 Poisons des catalyseurs.....	37
III.1 Généralité	39
III.2. Problème de formation de coke dans le four F201 :	39
III.3 Causes de formation de coke.....	40
III.4 Les différentes formes de coke	41
III.5 Zone du dépôt du coke Au niveau du four de steam reforming : ²⁰	41
III.6 Conséquences du cokage sur la production :.....	42
III.7 Augmentation de la température de peau des tubes²¹	43
IV.1 Introduction.....	44
IV.2 Détermination De La Chaleur Libérée Par Le Four :.....	44

IV.2.1 Détermination de la quantité de chaleur :	45
IV.2.2 Détermination de la quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz de purge :	47
IV.2.3 Détermination de la quantité de chaleur libérée par le gaz de flash Q_{GF} :	48
IV.2.4 Détermination de la quantité de chaleur libérée PAR les bruleurs auxiliaires Q_{AUX} :	49
IV.2.5 Calcul de la quantité de chaleur totale libérée par le four :	50
IV.3 Détermination du débit des fumées sortie d four :	51
IV.3.1 Composition des fumées en sortie de la zone de radiation :	51
IV.3.1.1 Combustion du gaz naturel :	51
IV.3.1.2 Combustion du gaz de purge:	52
IV.3.1.3 Combustion du gaz de flash :	53
IV.3.1.4 La composition des fumées des bruleurs auxiliaires :	56
IV.3.1.5 La compésition des fumés total (bruleures et auxiliaires):	57
IV.4 Détermination de la chaleur absorbée en zone de radiation :	58
IV.4.1 Détermination de la quantité chaleur absorbé en zone de radiation :	58
IV.4.1.1 Détermination de la quantité de chaleur absorbé par la réaction :	59
IV.4.1.2 Détermination de la quantité de chaleur sensible des produits :	63
IV.5 La quantité de chaleur absorbé par la zone de covection:	64
IV.5.1 La quantité de chaleur absorbé par le F205 chaudière à circulation naturel :	64
IV.5.2 Quantité de chaleur absorbée par le F204 Réchauffeur de GN :	65
IV.5.3 Quantité de chaleur consommée par le F206 Réchauffeur d'eau vers F208 :	65
IV.5.4 Quantité de chaleur absorbée par le F203 Surchauffeur de vapeur HP :	65
IV.6 Calcul du rendement thermique actuel du four :	66
IV.7 Comparaison des résultats obtenus avec le design :	66
V.1 Introduction :	69
V.2 Description de la modification proposée :	69
V.3 Données de l'étude :	69
V.3.1 Données du gaz procédé:	69
V.3.2 Données des fumées :	70
V.3.3 Données de l'économiseur F207 :	70
V.4 Calcul de la chaleur absorbée par l'économiseur F207 :	70
V.5 Vérification de la surface d'échange pour l'augmentation de la préchauffe de la charge Gaz-Vapeur :	72
V.5.1 Calcul de DTLM :	72
V.5.2 Détermination du coefficient global d'échange :	72

V.5.2.1 Calcul du coefficient de transfert coté gaz process h_g (fluide froid)	73
V.5.2.2 Calcul du coefficient de transfert coté fumées h_f (fluide chaud) :	74
V.5.3 Calcul de la surface d'échange requise:.....	76
Conclusion Générale.....	77

Références bibliographiques.

Liste des abréviations

η : Rendement thermique du four (en %)

μ : Viscosité dynamique (centipoise)

A : Surface d'échange (m)

ATR : Autothermal reforming (reformage autotherme)

C_p : La chaleur spécifique molaire à pression constante Kcal/ Kmol $^{\circ}$ C

D : Diamètre extérieur d'un tube mm

DR: Dry reforming (reformage à sec)

DTLMcc : Différence de température logarithmique moyenne à contre-courant

GF : Gaz de flash

GN : Gaz naturel

GP : Gaz de purge

h_f : Coefficient de transfert des gaz de combustion (coté fumées), Kcal/h.m 2 . $^{\circ}$ C

h_g : Coefficient de transfert coté gaz process, Kcal/h.m 2 . $^{\circ}$ C ;

m_{air} : Débit d'aire nécessaire a la combustion (kmol/hr)

m_{CO_2} : Débit molaire de dioxyde de carbone dans les fumées (kmol/hr) m_{GF} : Débit molaire du gaz de flash (kmol/hr)

m_{GN} : Débit molaire du gaz naturel (kmol/hr)

m_{GP} : Débit molaire du gaz de purge (kmol/hr) m_{H_2O} : Débit molaire de la vapeur d'eau dans les fumées (kmol/hr)

m_{N_2} : Débit molaire d'azote dans les fumées (kmol/hr)

m_{O_2} : Débit molaire d'oxygène dans les fumées (kmol/hr)

M_w : Masse molaire moyenne (Kg/Kmol)

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé (Kcal/Kmol)

PCI_{moy} : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz naturel (Kcal/Kmol)

POX: Partiel oxidation (oxydation partielle)

Q_1 : Quantité de chaleur des réactifs (Kcal/hr)

Q_2 : Quantité de chaleur des produits (Kcal/hr)

Q_{AUX} : Quantité de chaleur libérée par les bruleurs auxiliaires (Kcal/hr)

Q_F : Quantité de chaleur totale libérée par le four (kcal/hr)

Q_{F201} : Quantité de chaleur libérée par les bruleurs principaux (Kcal/hr)

Q_{GF} : Quantité de chaleur libérée par le gaz de flash (kcal/hr)

Q_{GN} : Quantité de chaleur libérée par le gaz naturel (kcal/hr)

Q_{GP} : Quantité de chaleur libérée par le gaz de purge (kcal/hr)

Q_R : La quantité de chaleur absorbée par la réaction (Kcal/hr)

Q_S : La quantité de chaleur sensible des produits (Kcal/hr)

Q_{ZR} : La quantité de chaleur absorbée dans la zone radiation (Kcal/hr)

SMR: Steam methane reforming (vaporeformage du methane)

SR: Steam-reforming (vaporeformage)

U_p : Coefficient global d'échange (kcal/h.m².°C)

Y_i : Fraction molaire du composé i

ΔH_f° : L'enthalpie standard de formation

Kcal/Kmol

λ : Conductivité thermique (W/m.°K) .

Liste des tableaux

Figure I:Le complexe pétrochimique CP1Z(photo prise le 02/02/2023)	4
Figure II:Position de complexe pétrochimiqueCP1Z sur la carte géographique	5
Figure III:Organigramme du complexe CP1Z.....	6
Figure IV:Schéma descriptif du complexe CP1Z	12
Figure V:modèle moléculaire du méthanol Figure VI:la formule de méthanol	13
Figure VII:Organigramme général du méthanol	15
Figure VIII:Schéma d'unité 100.....	16
Figure IX:Schéma d'unité 200.....	18
Figure X:Le four de reformage F201(photo prise le 22/03/2023).....	18
Figure XI:Schéma d'unité 300.....	20
Figure XII:Schéma d'unité 400	21
Figure XIII:Schéma d'unité 500.....	22
Figure XIV:Le reacteur de synthèse de méthanol V501(photo prise le 22/03/2023).....	23
Figure XV:Schéma d'unité 600.....	24
Figure XVI:Les deux colonnes de distillation V601,V602(photo prise le 22/03/2023).....	25
Figure XVII:Schéma d'unité 700	26
Figure XVIII:Four à chauffage par sommet.....	28
Figure XIX:Fours à brûleurs latéraux.....	28
Figure XX:Arrangement des brûleurs pour les fours en sol	29
Figure XXI:Exemple de conception 3d pour un reformeur du gaz naturel par la vapeur	30
Figure XXII:Forme de catalyseur reformage	35
Figure XXIII:Différences entre un catalyseur affecté par le coke et un catalyseur neuf	40
Figure XXIV:Effet u dépôt du carbone sur le catalyseur	40
Figure XXV: Les formes de coke sur le catalyseur	41
Figure XXVI:La zone affectée par le dépôt du coke	42
Figure XXVII:Apparition d'une zone chaude dans un tube de reforming.....	43

Liste des figures

Figure I:Le complexe pétrochimique CP1Z(photo prise le 02/02/2023)	4
Figure II:Position de complexe pétrochimiqueCP1Z sur la carte géographique	5
Figure III:Organigramme du complexe CP1Z.....	6
Figure IV:Schéma descriptif du complexe CP1Z	12
Figure V:modèle moléculaire du méthanol Figure VI:la formule de méthanol	13
Figure VII:Organigramme général du méthanol	15
Figure VIII:Schéma d'unité 100.....	16
Figure IX:Schéma d'unité 200.....	18
Figure X:Le four de reformage F201(photo prise le 22/03/2023)	18
Figure XI:Schéma d'unité 300.....	20
Figure XII:Schéma d'unité 400	21
Figure XIII:Schéma d'unité 500.....	22
Figure XIV:Le reacteur de synthèse de méthanol V501(photo prise le 22/03/2023).....	23
Figure XV:Schéma d'unité 600.....	24
Figure XVI:Les deux colonnes de distillation V601,V602(photo prise le 22/03/2023).....	25
Figure XVII:Schéma d'unité 700	26
Figure XVIII:Four à chauffage par sommet.....	28
Figure XIX:Fours à brûleurs latéraux.....	28
Figure XX:Arrangement des brûleurs pour les fours en sol	29
Figure XXI:Exemple de conception 3d pour un reformeur du gaz naturel par la vapeur	30
Figure XXII:Forme de catalyseur reformage	35
Figure XXIII:Différences entre un catalyseur affecté par le coke et un catalyseur neuf .	40
Figure XXIV:Effet u dépôt du carbone sur le catalyseur	40
Figure XXV: Les formes de coke sur le catalyseur	41
Figure XXVI:La zone affectée par le dépôt du coke	42
Figure XXVII:Apparition d'une zone chaude dans un tube de reforming.....	43

Introduction Générale

L'industrie mondiale du méthanol a subi des changements spectaculaires au cours des 15 dernières années. Ces changements ont inclus un changement dans la dominance de la demande régionale, le développement de nouvelles utilisations finales et l'émergence de nouveaux centres de production.

La demande a considérablement augmenté dans les dérivés traditionnels du méthanol, tels que le formaldéhyde et l'acide acétique, mais il y a eu également une croissance importante et progressive vers de nouvelles utilisations finales, telles que la production d'oléfines légères, ainsi qu'une demande accrue dans les applications énergétiques, telles que le DME et le mélange direct dans les essences. Vu la demande croissante en méthanol et leurs dérivés, et l'importance de valoriser le gaz naturel algérien. Le complexe CP1Z a toujours produit du méthanol commercial de qualité disponible appelée grade A depuis 1968, les spécifications mondiales actuelles exigent une très haute pureté où seules des traces d'éthanol sont admises, la qualité ainsi obtenue respecte la norme IMPCA .

Notre travail est réparti en quatre chapitres :

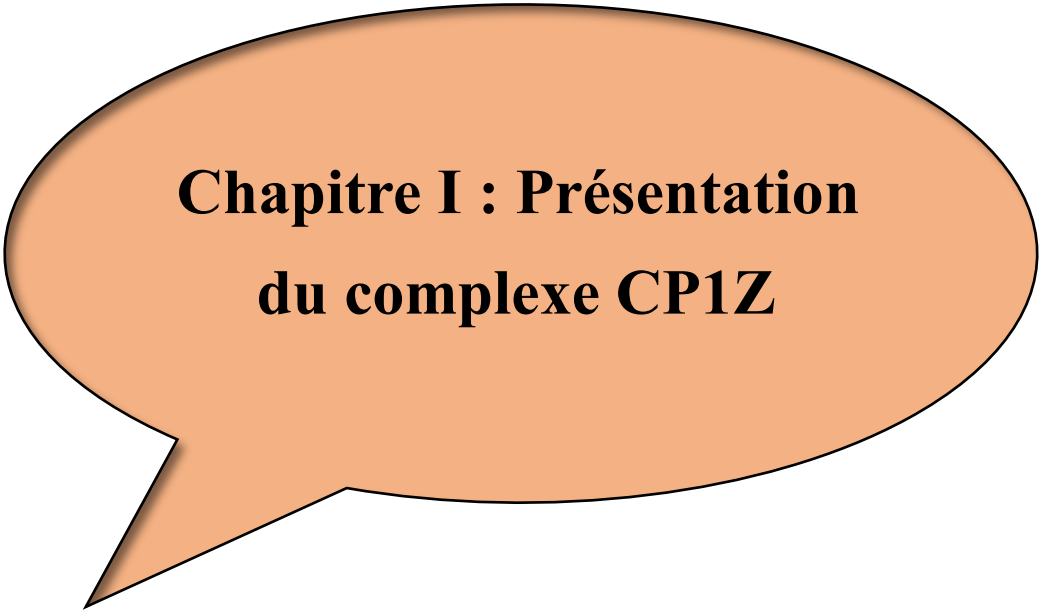
Le premier chapitre présente le complexe de production du méthanol CP1Z , et explique le procédé de fabrication du méthanol dans ces sept sections

Le deuxième chapitre explique les fours de steam reforming, leurs fonctions, leurs catégories et les catalyseurs utilisés dans ces dispositifs sont décrits. Dans ce chapitre, une description approfondie du four de reforming de l'unité Methanol F201 est également fournie.

Le troisième chapitre présente donc l'explication du phénomène de dépôt de coke et de ses conséquences sur la production ; et il est démontré qu'une diminution de la température à l'entrée est observée. La présence d'une charge dans le four contribue à encourager ce phénomène, ce qui nous introduit au chapitre final.

Le chapitre quatrième explique une analyse des performances actuelles du four F201 et une évaluation de son rendement thermique.

Le chapitre cinquième examine la possibilité d'améliorer le processus en augmentant la température de préchauffage de la pièce. Une conclusion générale récapitule les principaux résultats obtenus au cours de ce travail



**Chapitre I : Présentation
du complexe CP1Z**

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I-1 Introduction :

La société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures créée le 31 décembre 1963, est une entreprise pétrolière et gazière algérienne classée la première en Afrique. Dans ce chapitre, nous avons présenté le complexe de pétrochimie CP1Z d'Arzew, en décrivant les différents départements existants, ainsi que les étapes de production du méthanol tenant compte des différentes étapes du procédé effectués dans les sections de cette unité et ainsi que les utilités .

I -2 Historique :

Depuis plus de 50ans, **SONATRACH** joue un rôle important dans l'économie nationale en valorisant les importantes réserves en hydrocarbures de l'Algérie, elle tire sa force de sa capacité à être un groupe entièrement intégré sur toute la chaîne de valeur des hydrocarbures.

En 1969, la société nationale SONATRACH collabore avec la société italienne **SIR** pour donner naissance à la société **mixte ALMER** dont le premier projet sera le complexe méthanol et résines synthétiques.

Le 10 septembre 1970, **ALMER** signe un contrat avec les sociétés **HUPPHREYS** et **GLASGOW** pour la construction de l'unité méthanol.

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 de résines synthétique. ^[1]

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. ^[2]

I - 3 Les phases de la réalisation et de mise en exploitation :

1968 : Elaboration d'une convention entre la SONATRACH et la société italienne SIR qui donne naissance à la société mixte ALMER (Algérie Méthanol et Résines).

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

1970 : ALMER confie la construction de l'unité méthanol à HUMPHREYS & GLASGOW ce contrat n'entrera en vigueur qu'en février 1971.

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

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

1972 : La réalisation d'unité utilités.

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

1975 : Mise en service des utilités.

1976 : Entrée en exploitation de l'unité Méthanol.

1978 : Début d'exploitation des unités Résine. La restructuration et la déconcentration de la SH donne.



Figure I:Le complexe pétrochimique CP1Z(photo prise le 02/02/2023) ^[3]

I.4 Situation géographique :

Le Complexe Méthanol et résines synthétiques occupe une étendue de 27 hectares sur le plateau du **MOHGOUN** dominant la baie d'Arzew. Il est situé au nord de la Raffinerie à deux Kilomètre de la ville. Il est desservi par la route nationale **Oran-Arzew-Mostaganem** ^[4]

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z



Figure II:Position de complexe pétrochimiqueCP1Z sur la carte géographique^[5]

I.5 La capacité de production :

Le complexe CP1Z prend en charge toute opération de transformation chimique des hydrocarbures ;base et des produits finis destinés au marché national et à l'exportation. A la fin des années 90 et avant le disfonctionnement de quelques unités à cause des problèmes de commercialisation et obsolescence des produits, le complexe produisait les produits suivants :

- Le méthanol d'une capacité de 100 000 t/an.
- Le formaldéhyde et d'urée formol d'une capacité de 20 000 t/an.
- 6000 Tonnes / an de phénoliques liquides.

I-6 Organisation du complexe CP1/Z :

Le complexe se compose d'une direction , trois(03) sous-direction et onze (11)département

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

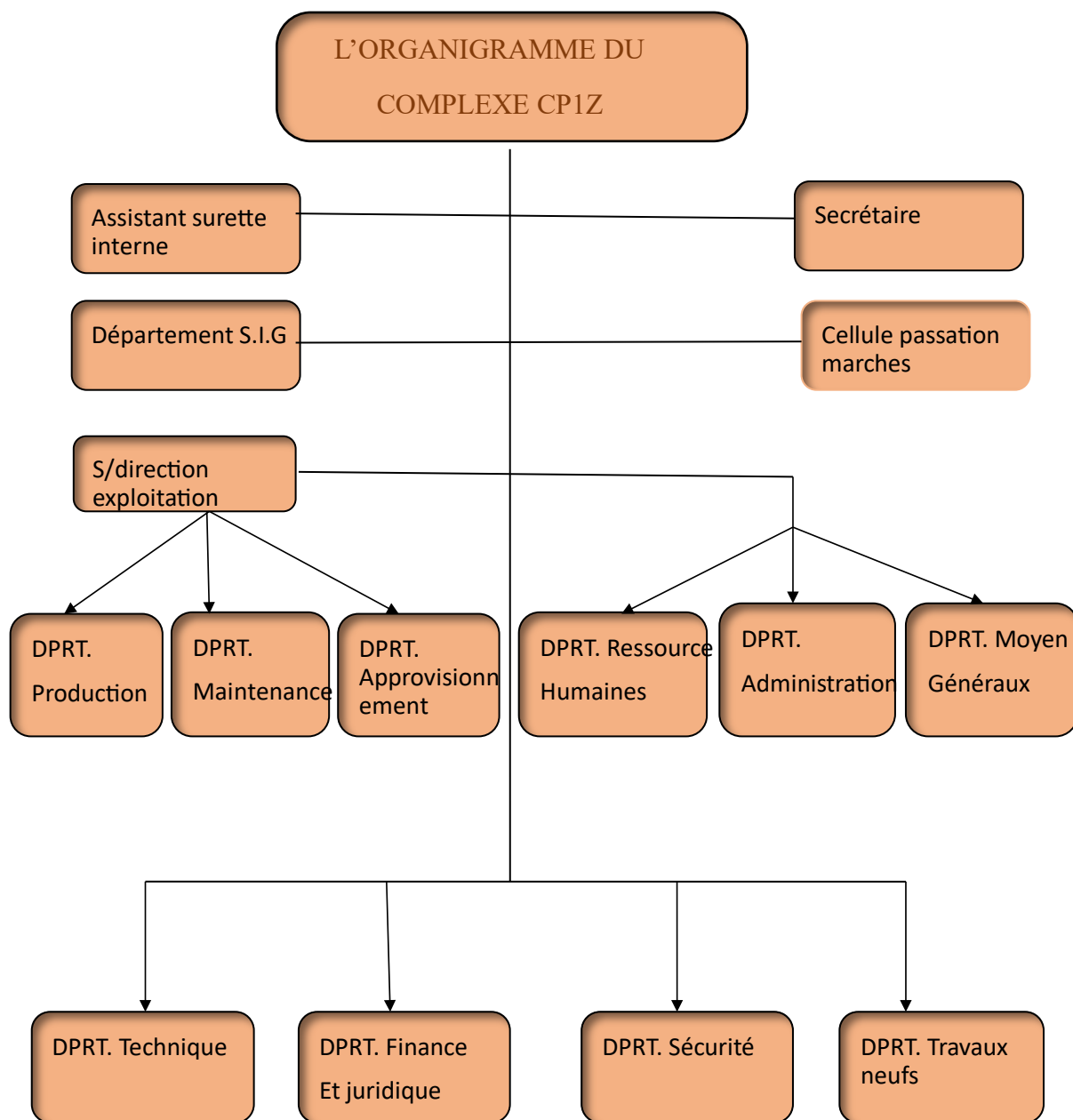


Figure III:Organigramme du complexe CP1Z[6]

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I-7 Description des départements:

I.7.1. Département sécurité:

Son but est d'assurer ou de mettre en sécurité le personnel et d'éviter tout risque d'incendie ou d'accidents qui seront la cause de danger sur la vie du personnel ou cause de dommage des installations de production.

I.7 .2. Département Personnel & MoyensGénéraux PMG :

Il assure:

- ✦ Le suivie et le pointage du personnel ;
- ✦ L'établissent des différentes decisions;
- ✦ Préparation de la paie;
- ✦ L'accueil et recrutement ;
- ✦ Il est chargé du transport personnel et de la restauration.

I.7.3. Département administration/ social (ADM/SOC):

Chargé de suivie de la gestion du personnels en matière de prestation.

I.7.4.Département développements et ressources humaine (DRH) :

Sa mission consiste à :

- La sélection et recrutement
- La planification des effectifs
- Concourir la formation et au perfectionnement du personnel d'exécution en vue d'assurer la maîtrise de technique et technologie liée à son champ d'activité.
- Suivre les carrières par le biais d'une fiche d'appréciation établie pour chaque agent.

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I.7.5. Département finances et juridique (F):

Ce département a pour fonction le suivi des opérations financières et juridiques du complexe.

I.7.6. Département technico-commerciale (TC) :

Ce département est chargé de l'élaboration des plans annuels de production en fonctions des besoins du marché national et international, de la promotion, de la vente et de la distribution des produits finis.

I.7.7. Département maintenance (G):

Le département maintenance a une importance primordiale dans le complexe Son rôle consiste à maintenir le patrimoine immobilier en bon état pour favoriser la productivité et pour écarter les mauvais rendements des installations et des pannes c'est ce qu'on appelle la prévention systématique.

I.7.8. Département approvisionnement (A):

Son role est d'assurer à tout moment la disponibilité des pièces de rechange et de tous les produits nécessaires au bon fonctionnement de l'unité.

I.7.9. Département technique:

Le département technique est un organisme qui permettent au complexe d'atteindre les objectifs de production en assurant la pérennité des unités.

I.7.10. Département production:

Ce département est relié directement à la sous direction exploitation, il se charge principalement de la production du Méthanol, englobe deux services :

- Service utilité
- Service méthanol

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

o Service utilité:

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 (MP- BP- HP).
- Gaz naturel.
- Eau de refroidissement.
- Eau déminéralisée.

Elle comprend les sections suivantes :

Unité 11

La section est constitué par deux chaudières **F1** et **F2**. La vapeur produite sert non seulement à la marche des turbines mais aussi comme vapeur de procédé

Unité 12

L'unité est conçue pour déminéraliser l'eau semi déminée qui vient de (KAHRAMA), grâce à des résines échangeuses d'ions.

Unité 13

L'eau de refroidissement est nécessaire aux différentes unités. Elle est disponible grâce à un système de refroidissement au niveau de la tour de refroidissement en utilisant les aeroréfrigérants.

Unité 14

le gaz qui provient de RTO sous une pression de **32 bar** est utilisé non seulement comme combustible mais aussi comme gaz de procédé.

Unité 15

la section est constitué par quatre compresseurs d'air leurs rôles est d'assurer la production de l'air instrument et l'air service.

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

Unité 17

On utilise l'azote pour le démarrage de l'unité de méthanol et en cas d'arrêt(pour le nettoyage de tout élément).

Unité18

L'alimentation du complexe est assurée par SONALGAZ. En cas de coupure électrique L'alimentation des équipements se fait par trois groupes électrogènes.

Unité 25

Cette section Contient 03 bacs de stockage de l'eau déminée :25 TK1, 25 TK2 et 25 TK3 pour alimenter la chaudière.



Figure 0-IV:service utilité (photo prise le 06/02/2023) ^[1]

o Service méthanol:

Il est composé de sept sections :

Section 100: distribution de gaz naturel.

Section 200 : Reforming catalytique.

Section 300 : Refroidissement du gaz de synthèse et séparation de l'eau.

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

Section 400 : Compression du gaz de synthèse.

Section 500 : synthèse du méthanol.

Section 600 : Distillation et pré stockage du méthanol.

Section 700 : Système vapeur.

I-8 Activités principales du complexe CP1Z: [7]

Le complexe CPIZ a pour activité la prise en charge de toute opération de transformation chimique des hydrocarbures liquides ou gazeux ainsi que leurs dérivés pour la production de produits pétrochimiques de base et des produits finis destiné au marché national et à l'exportation

Jusqu'à la fin des années 90 et avant l'arrêt de la production de quelques unités suite aux problèmes de commercialisation et obsolescence des produits, le complexe produisait la gamme des produits suivants :

- Méthanol, Grade A.
- Formaldéhyde 36%.
- Formurée 80 (UFC80)
- . Résines phénoliques liquides.
- Résines phénoliques en poudre à mouler.
- Résines uréiques liquides.
- Résines uréiques atomisées.
- Résines uréiques en poudre à mouler.
- Résines Mélaniques.

Mais en ce moment-là, le complexe fabrique principalement le méthanol et quelques résines «Colle à bois urée-formol»:

- ✚ Méthanol, Grade A.
- ✚ Formaldéhyde 36%.
- ✚ Formurée 80.
- ✚ Résines uréiques solides S30 et liquides L10.

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I-9 Schéma d'implantation des équipements des complexes

Le complexe CP1/Z est divisé en plusieurs unités, dont chacune a sa propre tâche à accomplir. Le schéma suivant montre la répartition des différentes unités et les lieux d'implantation des équipements.

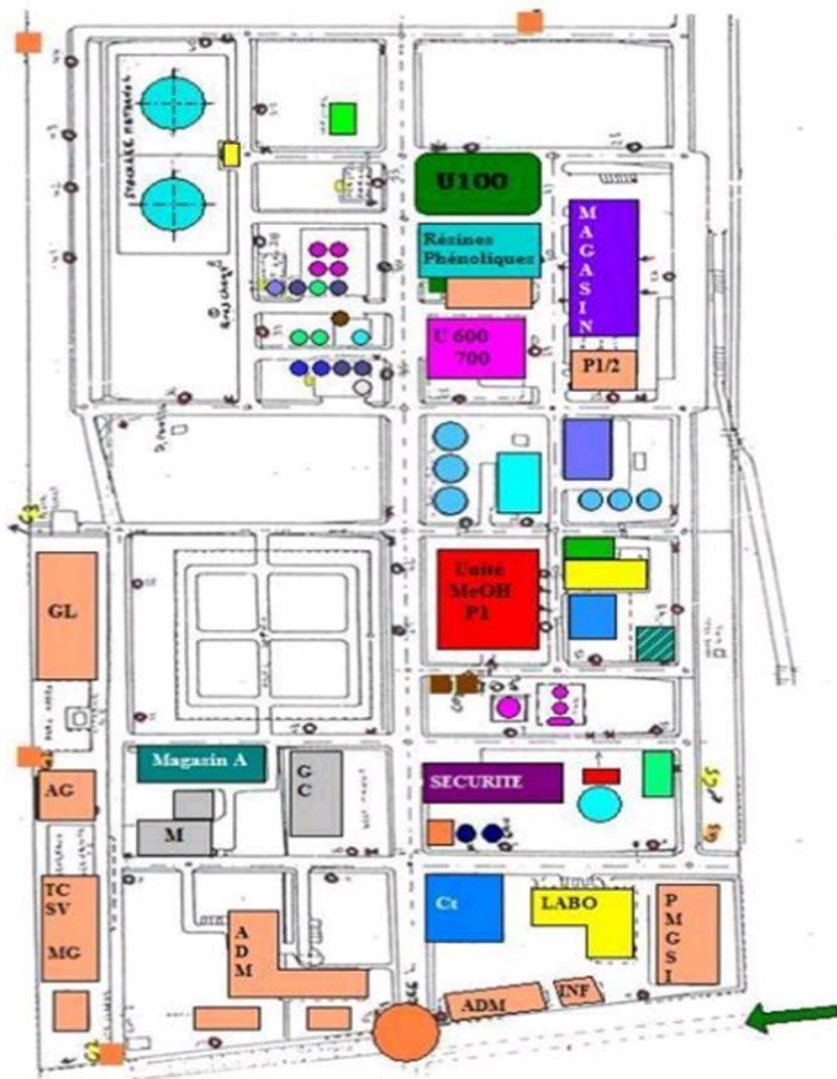


Figure IV:Schéma descriptif du complexe CP1Z^[5]

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I-10 Unité de Méthanol

I.10.1 Définition du méthanol :

Le méthanol (ou alcool méthylique, de carbinol, d'alcool de bois, de naphte de bois ou d'esprit de bois) est un composé chimique de formule : CH_3OH (souvent abrégé en MeOH). C'est le plus simple des alcools et il se présente sous la forme d'un liquide léger, volatil, incolore, inflammable, toxique avec une odeur caractéristique un peu dégoutante .

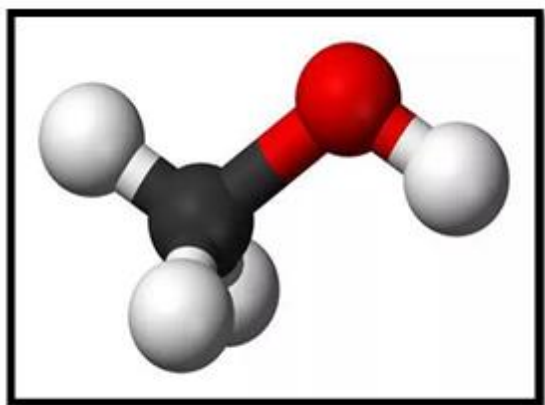


Figure V:modèle moléculaire du méthanol ^[8]

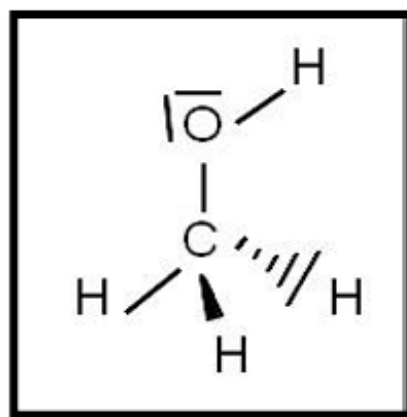


Figure VI:la formule de méthanol^[8]

I.10.2 Les propriétés physico-chimiques du méthanol

Tableau I:les propriétés physico-chimique du méthanol

Formule	CH_3OH
Etat physique	Liquide
Apparence	Incolore
Odeur	Caracteristique
Masse moléculaire	32.04 g/mole

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

Solubilité dans l'eau	Miscible
Densité	0.7924g/ml a 20°C
pH	Produit neutre
Température de fusion	T=-97.8°C
Chaleur de vaporisation	263kcal/kg

I.10.3 Utilisation du méthanol

Le méthanol est l'un des produits les plus importants de la synthèse organique. Plusieurs produits chimiques peuvent être obtenus à partir du méthanol grâce à sa réactivité élevée. Il trouve une large utilisation en qualité de solvant, de semi produit pour la fabrication de matière indispensable à la synthèse organique, il est utilisé principalement pour la production du formaldéhyde par oxydation où la consommation en méthanol atteint jusqu'à 50% de la production totale. Il est également utilisé avec plusieurs acides organiques pour produire les esters méthyliques comme le méthyle acrylate. Comme il rentre aussi dans la production du méthyl-amine, chloro-méthane, métha-crylate de méthyle et de l'acide acétique. Durant ces dernières années, le méthanol est utilisé comme matière première dans la synthèse d'additifs MTBE pour le carburant moteur .

I-11 Organigramme général de processus méthanol

La synthèse du méthanol au niveau du complexe CP1Z passe par six sections successives :
100, 200, 300, 400, 500,600 et 700

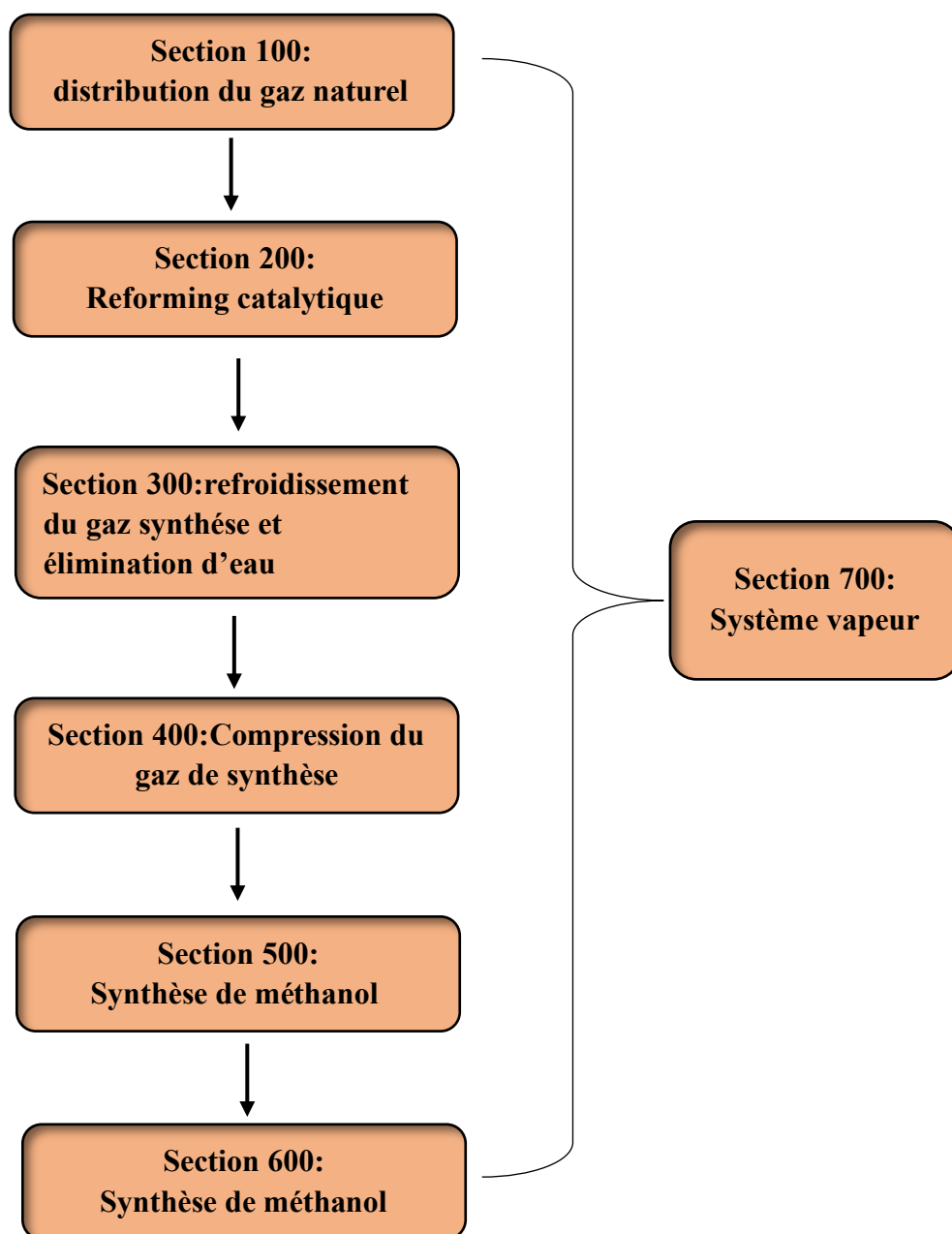


Figure VII:Organigramme général du méthanol

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I.11.1 La Section 100:distribution du gaz naturel: ^[9]

D'abord, le gaz naturel qui provient de RTO avec une pression 30 bar s'écoule vers le séparateur V106 à une pression 28 bar pour que toutes les traces des hydrocarbures liquides seront éliminées. Le gaz naturel sortant du V106 est réparti et utilisé comme :

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

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

Le catalyseur dans désulfureur est à base de zinc ou a base de nickel, la réaction de la désulfuration et la suivante :

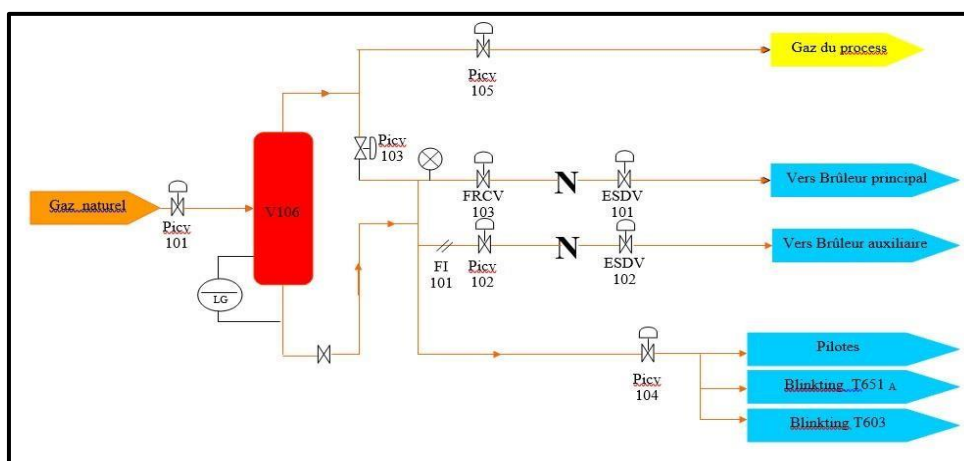
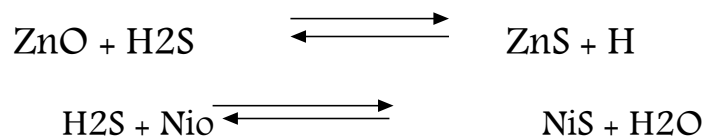


Figure VIII:Schéma d'unité 100

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I.11.2 La section 200:reforming catalytique: ^[9]

Le gaz naturel désulfuré qui sort du désulfureur (V105) est mélangé avec la vapeur surchauffée qui vient de la ligne de vapeur à une pression de 27 bars. Le rapport vapeur/gaz a une valeur normale de 3/1 (03 moles de vapeur par l'atome de carbone). Ce rapport optimal est obtenu après avoir considéré le coût relatif du produit d'alimentation du combustible et de l'eau de refroidissement.

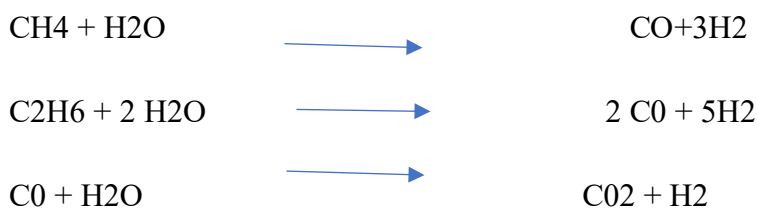
Le four de reforming est alimenté par le mélange gaz/vapeur à 360°C ce dernier passe à l'intérieur des 168 tubes verticaux où la réaction est faite au dessus d'un catalyseur à base de l'oxyde de nickel NiO. Ce catalyseur existe dans les 168 tubes.

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

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

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

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



La Figure suivante représente le schéma de la section 200 :

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

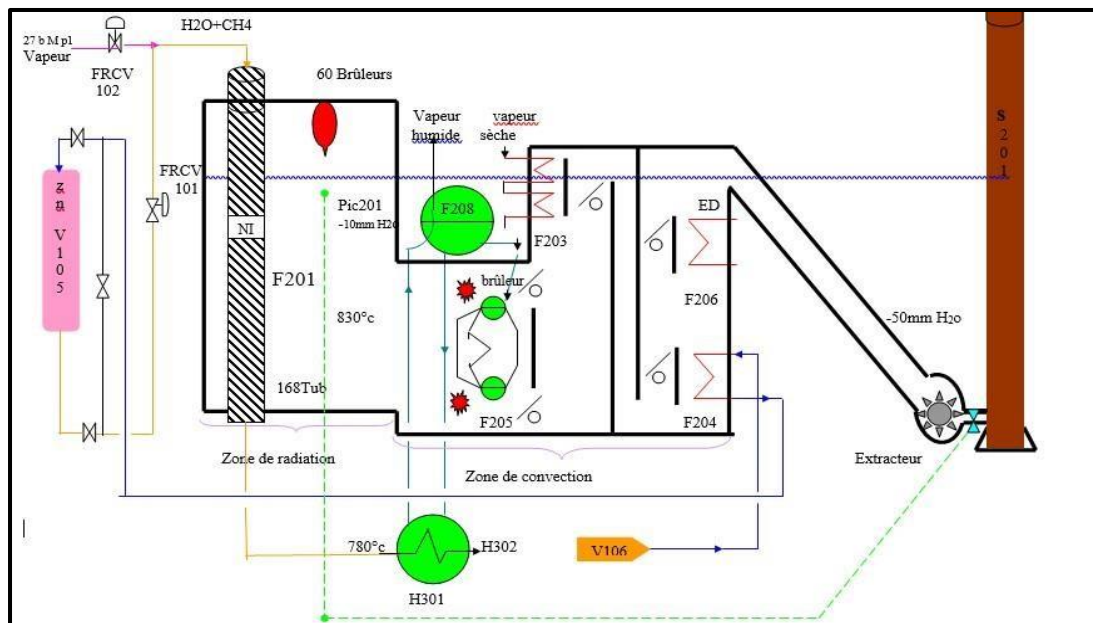


Figure IX:Schéma d'unité 200

La figure suivante représente la four F201 :



Figure X:Le four de reformage F201(photo prise le 22/03/2023) ^[1]

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

I.11.3 La section 300 : refroidissement du gaz fabriqué et élimination de l'eau : ^{l9l}

Le GS fabriqué sort du four de reforming de 850°C et à une pression de 20 ATM et envoyé à la chaudière **H301** pour le refroidir à environ 375°C grâce à l'échange de chaleur avec l'eau (à contre-courant) bouillante à environ 301°C.

La chaudière est de type à plaques tubulaires fixes, tubes à feu avec de l'eau sur le côté calandre. Le débit de l'eau est par circulation naturelle, et **H301** est par conséquent placé au-dessous et relativement près du ballon chaudière **F208**.

Le gaz sortant de **H301** est ensuite refroidi à environ 157°C dans un réchauffeur d'eau alimentation chaudière **H302**. Cet échange est un type à faisceau en U avec le gaz du côté des tubes.

Le gaz humide quitte le **H302**, et entre dans un séparateur **V303** l'eau ainsi séparée est envoyée à l'unité de récupération des condensats. Tandis que le gaz saturé sec s'écoule ensuite vers un rebouilleur **H610** de l'unité de distillation du méthanol, et le gaz est encore refroidi à température 142°C avec plus de condensation d'eau.

Ce dernier s'écoule ensuite vers un dégazeur réchauffeur d'eau d'alimentation **H303** où il est refroidi à environ 126 °C par échange de chaleur avec de l'eau froide s'écoulant vers le

dégazeur **V701**, puis à travers le réfrigérant final **H304**. Le gaz de synthèse froid sort de **H304** avec l'eau condensée, et pénètre dans le troisième et dernier séparateur **V302**, l'eau est éliminée et le gaz de synthèse final passe à la compression.

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

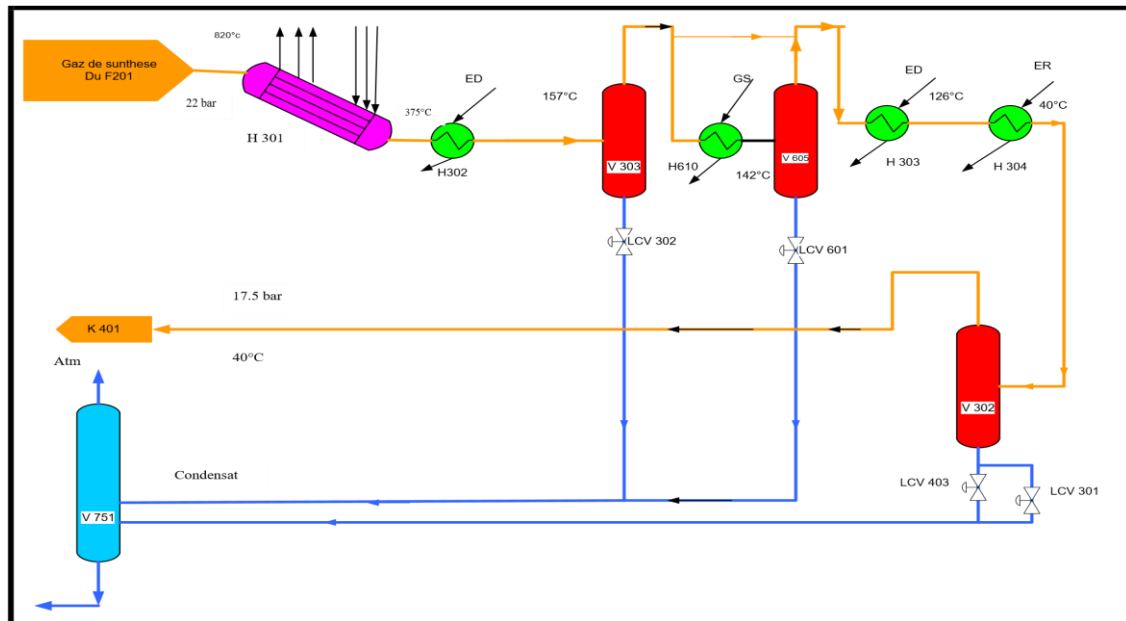


Figure XI:Schéma d'unité 300

I.11.4 La section 400 :Compression du gaz de synthèse : [9]

Le gaz de synthèse sortant du (V302) s'écoule vers le compresseur K401 à pression 17,5 bar et à température 40 °C, sera comprimé à 50 bar à deux corps BP et HP .Ce compresseur est entraîné directement par une turbineQ401 à vapeur HP = 80 bar.

Le gaz sortant de compresseur (K401) est mélangé avec le gaz de purge. Sortant du séparateur (V502) de méthanol brut, à une température T=40°C.

Le mélange passe dans une recirculation (K402) où il est comprimé à une Pression de 52 bar et une température T=77 °C

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

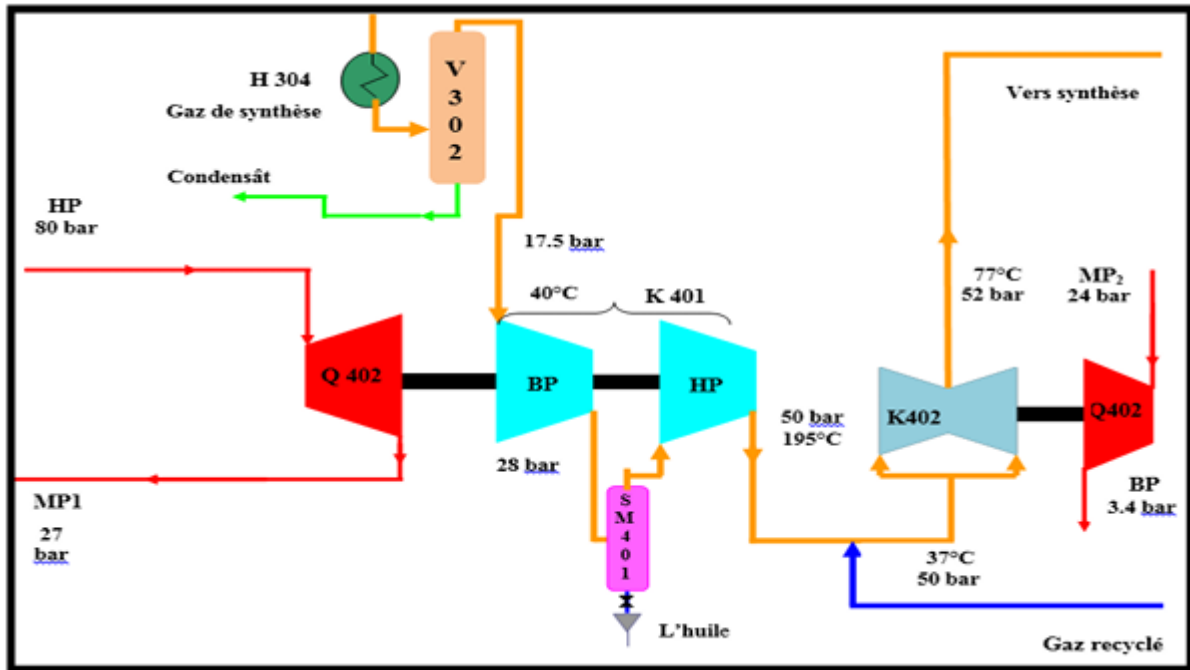


Figure XII:Schéma d'unité 400

I.11.5 La section 500 : Synthèse de méthanol : ^[9]

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

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



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

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

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

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

Le séparateur (V502) sépare le gaz qui n'a pas réagi et le méthanol converti en liquide. Une quantité du gaz envoyée vers le recycleur (K402) sous forme de gaz recyclé, une autre envoyée vers le compresseur (K401) sous forme de gaz d'étanchéité, une autre se mélange avec le gaz de procédé et la quantité restante (gaz de purge) se mélange avec le gaz combustible.

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

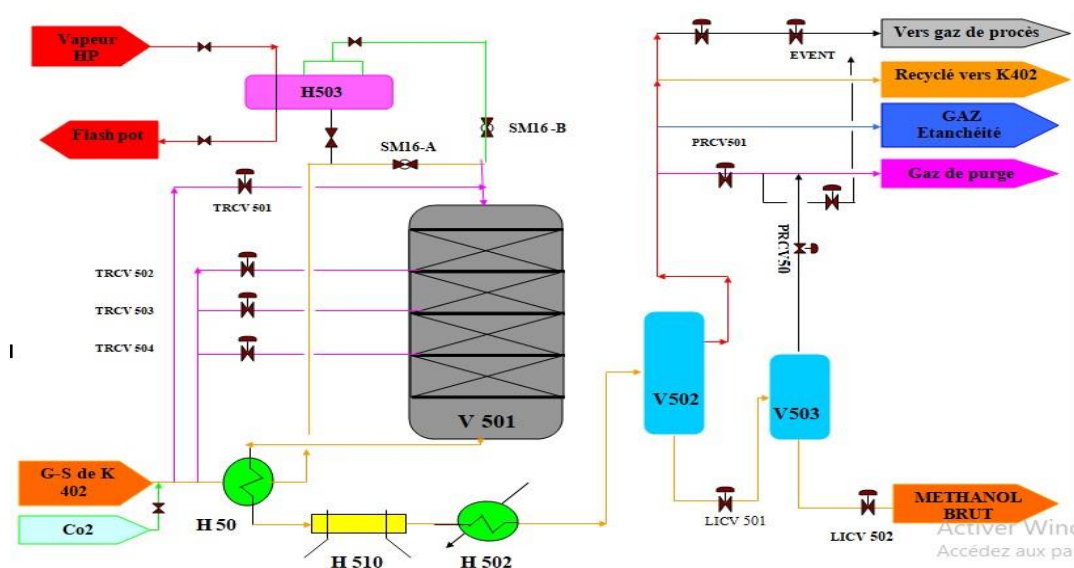


Figure XIII:Schéma d'unité 500



Figure XIV:Le reacteur de synthèse de méthanol V501(photo prise le 22/03/2023) ^[1]

I.11.6 La section 600 :Distillation du méthanol brut : ^[9]

La section de la synthèse n'est pas la partie finale pour obtenir le méthanol aux spécifications requises parce qu'il contient des quantités d'eaux et de gaz dissouts (CO₂, CO, H₂, CH₄, N₂), pour cela on doit traiter ce dernier par la distillation.

La distillation du méthanol brut se fait dans deux colonnes : V601, V602.

I.11.6.1 La colonne V601 (élimination des produits légers)

Le méthanol brut contenu dans le bac de pré stockage T651 est aspiré par la pompe P651 vers l'échangeur H601 pour être réchauffée à une température de 78°C par la vapeur sortante de la tête de la colonne, puis il s'écoule vers la colonne V601 au niveau de 32, 36, 40ème plateau.

La vapeur sortante de la tête de colonne passe par l'échangeur H601 pour être refroidie par un échange de la chaleur avec l'alimentation de la colonne, ensuite par un aérocondenseur H602 d'où on obtient un mélange liquide/gaz, et la plupart de la vapeur sera condensée.

Chapitre I:Présentation du Complexe CP1Z

Le gaz est refroidi dans l'échangeur H603 par l'eau de refroidissement pour être bien condensé, et le liquide est refroidi dans l'échangeur H602B puis s'écoule vers le ballon de reflux V603 avec le méthanol condensé de H603, pour le réinjecter dans la colonne V601 comme reflux.

Le gaz de H603 contenant le méthanol qui n'est pas condensé avec les gaz dissouts s'écoule vers le séparateur V606, ce dernier dégage les gaz vers l'atmosphère et le méthanol est récupéré dans le V601.

Cette colonne comprend 48 plateaux et un rebouilleur de fond H610 par le gaz de synthèse.

I.11.6.2 La colonne V602 (Élimination des produits lourds)

Le méthanol brut sortant de la colonne V601 est aspiré par la pompe P604 pour alimenter la colonne V602 au niveau du 14, 16, 20 plateaux. Le produit sortant de la tête de la colonne s'écoule vers les deux aérons condenseurs ; H605A et H605B pour refroidi, puis il s'écoule vers le ballon de reflux V604 et il est aspiré par la pompe P605 pour le réinjecter dans la colonne V602 comme reflux.

Le méthanol raffiné est obtenu d'après les deux plateaux étudié au niveau de l'industrie ; 55 et 59, ce dernier se dirige vers l'échangeur H607 pour être refroidi à une température de 35 °C par eau de refroidissement, puis stocké dans les bacs de stockages T652 A et B.

Le résidu de la colonne V602 (eau) est refroidi par l'échangeur H609 par eau de refroidissement, ensuite elle sort vers égouts.

Cette colonne contient 63 plateaux et un rebouilleur H606 de fond par la vapeur BP de 3,4 bars.

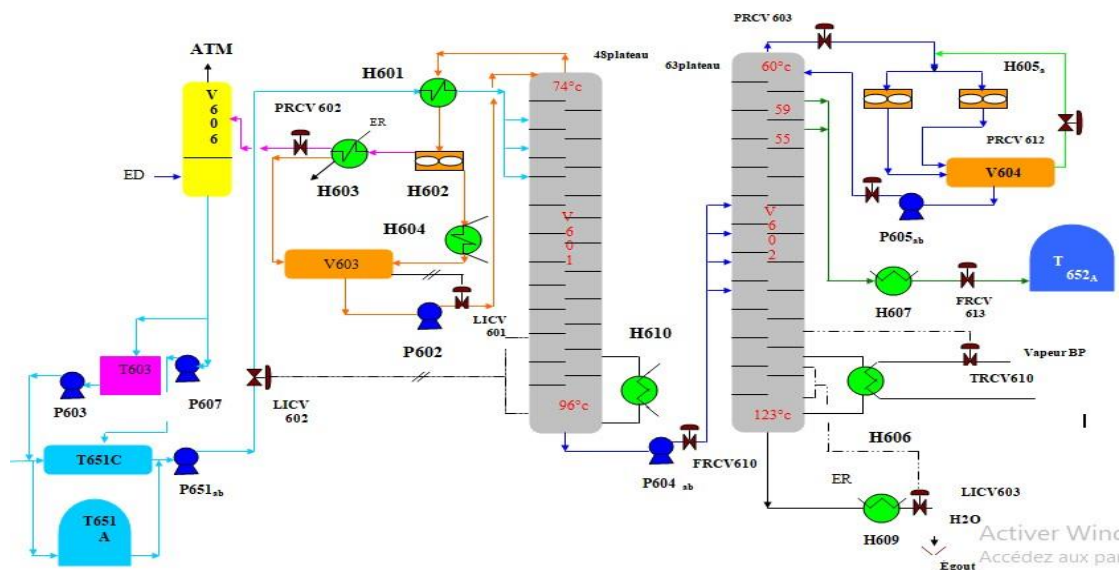


Figure XV:Schéma d'unité 600



Figure XVI:Les deux colonnes de distillation V601,V602(photo prise le 22/03/2023) ^[1]

I.11.7 Section 700 : Section de production de la vapeur : ^[9]

Le système vapeur est un système qui fournit la force motrice de l'unité en passant par les turbines économisant l'énergie électrique du compresseur, recycleur, extracteur, turbopompe, alimentation F208, turbopompes de lubrification de compresseur et son étanchéité et surtout pour fournir la vapeur de reforming.

Il y a 03 niveaux de pressions de vapeur dans l'unité :

- La vapeur HP est produite à 80 bars dans le F208 pour faire tourner la turbine qui entraîne le compresseur de gaz de synthèse ;
- La vapeur MP pour le four de reforming catalytique est de 27 bars ;
- La vapeur BP pour les rebouilleurs de l'unité de distillation est de 3 bars

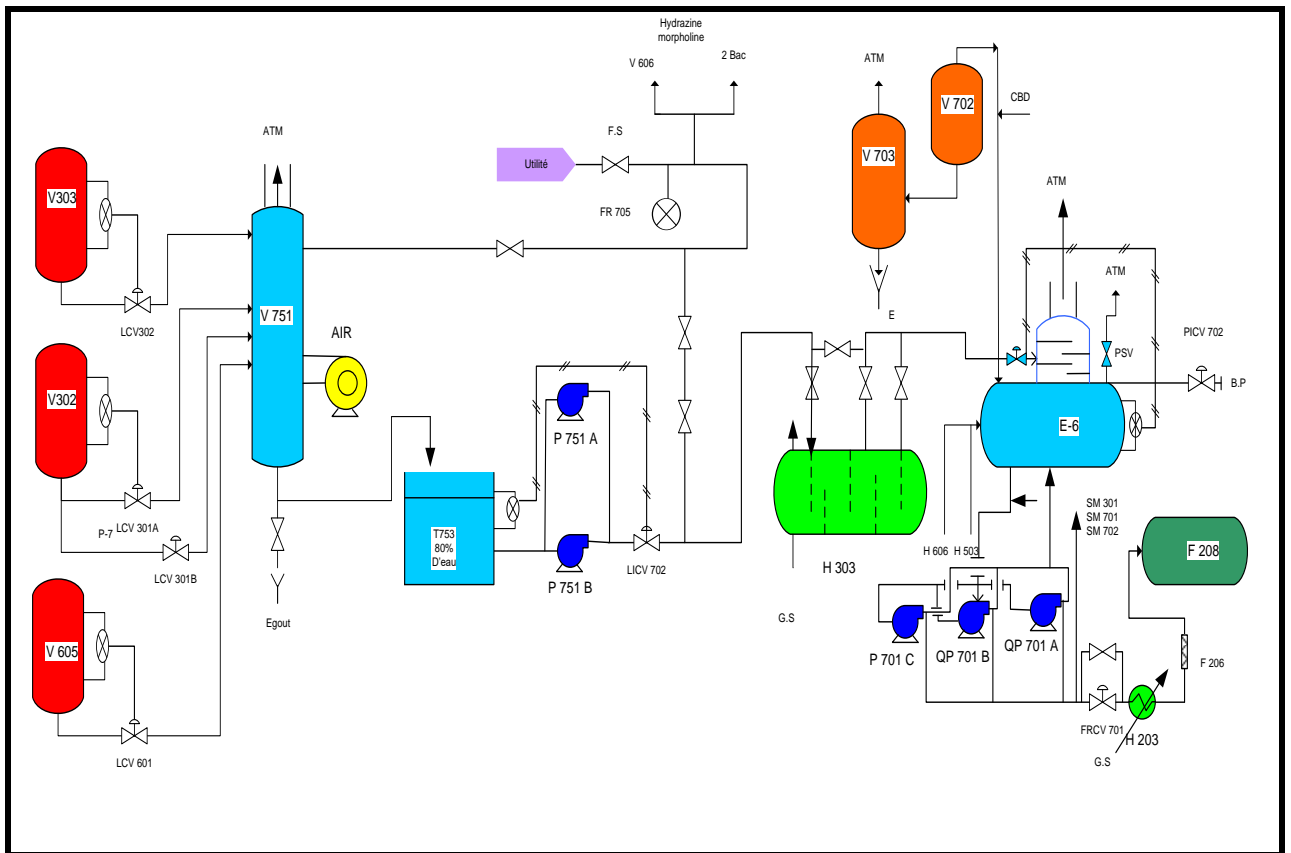
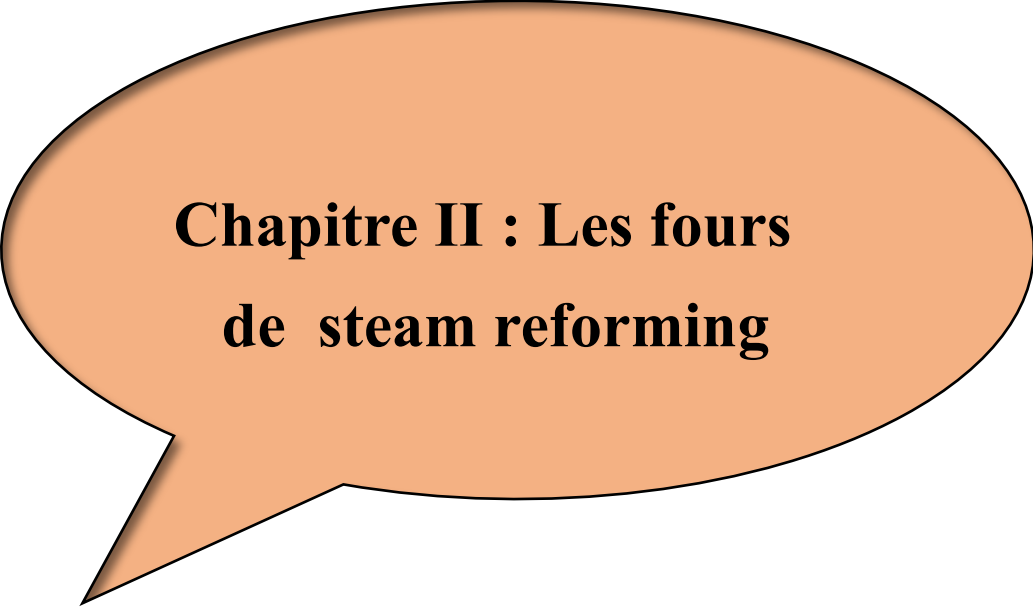


Figure XVII:Schéma d'unité 700

An orange speech bubble with a black outline and a drop shadow, containing the chapter title.

**Chapitre II : Les fours
de steam reforming**

Chapitre II: Les Fours de steam reforming

II.1. Généralité

Le four de steam reforming ou « reformer » en anglais qui est un équipement très important et complexe qui a pour but de produire le gaz de synthèse à partir d'un mélange d'une charge d'hydrocarbure et la vapeur d'eau, accomplissant le rôle d'échangeur de chaleur et de réacteur est utilisé dans plusieurs procédés chimiques, tel que le procédé de production du méthanol.

Il existe de nombreuses conceptions de fours de reformage, notamment la disposition des tubes, des brûleurs, des collecteurs et des zones de convection. Le rapport qualité- prix est toujours le critère essentiel du choix, mais le nombre des références industrielles est aussi un facteur déterminant.

II.2. Types des fours de steam reforming

Parmi les technologies de fours les plus répandues, on trouve trois grandes familles:

- ✦ Les fours à brûleurs en voûte « TOP FIRED REFORMER).
- ✦ Les fours à brûleurs multiples latéraux. « SIDE FIRED REFORMER».
- ✦ Les fours à brûleurs en sole sont moins utilisés». « DOWN FIRED REFORMER »

II.2.1 Fours à brûleurs en voûte « TOP FIRED REFORMERS » :

À l'origine, il y eut les fours de conception ICI (Imperial Chemicals Industries)

Les fours verticaux avec brûleurs en haut sont des grandes boîtes qui contiennent plusieurs rangées de tubes et des brûleurs placés dans la partie supérieure du four, la flamme résultant des brûleurs étant dirigée de haut en bas. ^[10]

Chapitre II: Les Fours de steam reforming

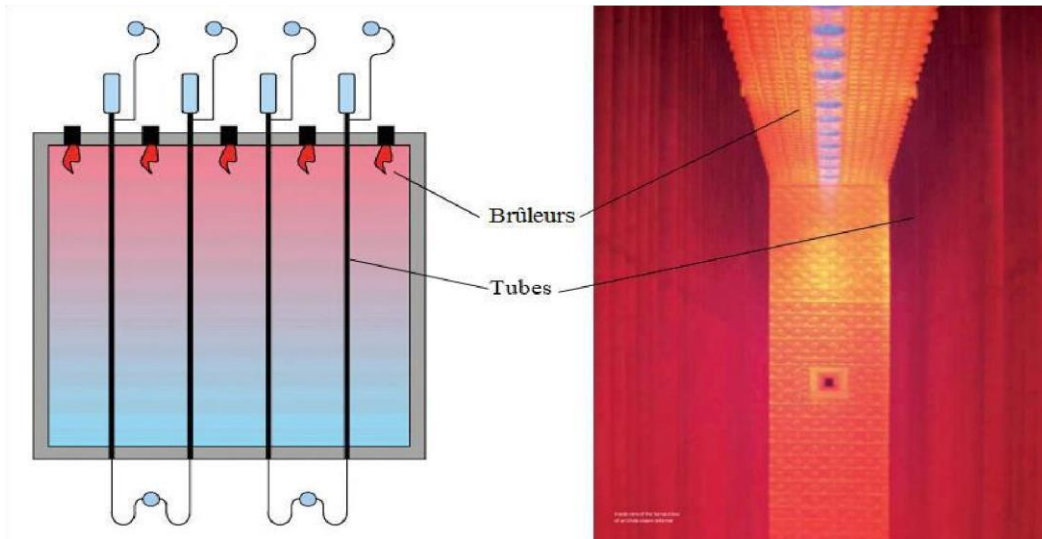


Figure XVIII: Four à chauffage par sommet^[10]

II.2.2 Fours à brûleurs multiples latéraux « SIDE FIRED REFORMERS »

Ces fours sont constitués d'une rangée de tubes ou de deux rangées de tubes disposés en quinconce entre deux murs réfractaires.

. De petits brûleurs radiants horizontaux sont répartis sur deux murs, habituellement en 5 ou 6 rangées ; chacun de ces brûleurs, couvrant environ 1 m² de surface plate, chauffe la paroi réfractaire qui irradie les tubes. ^[11]

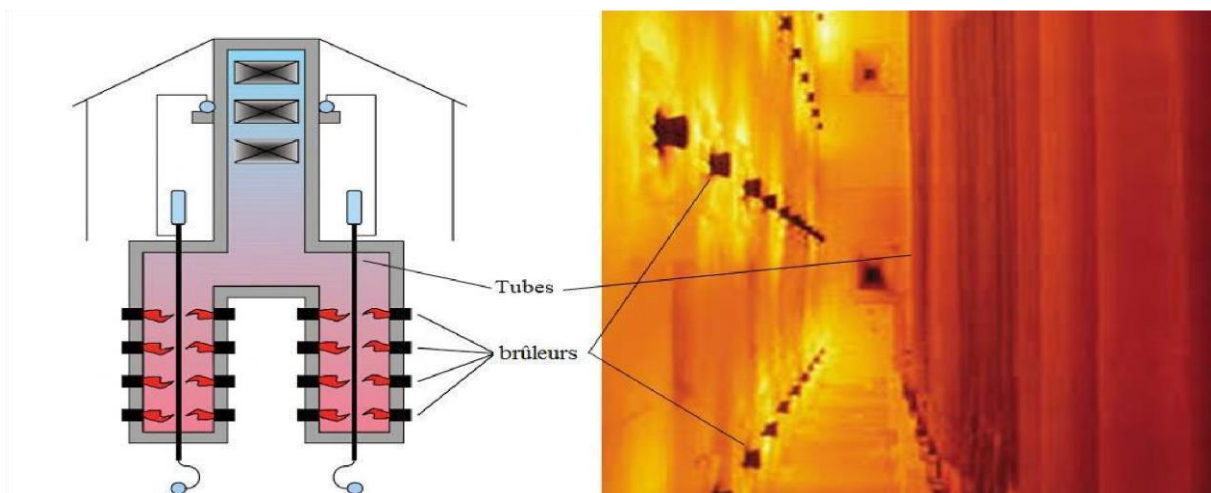


Figure XIX: Fours à brûleurs latéraux^[10]

Chapitre II: Les Fours de steam reforming

II.2.3 Fours à brûleurs en sole « DOWN FIRED REFORMERS »

Ces fours comportent des rangées de tubes disposées perpendiculairement à l'axe du four, les rangées de brûleurs étant situées de part et d'autre des rangées de tubes. Ces fours sont les moins utilisés dans l'industrie. ^[11]

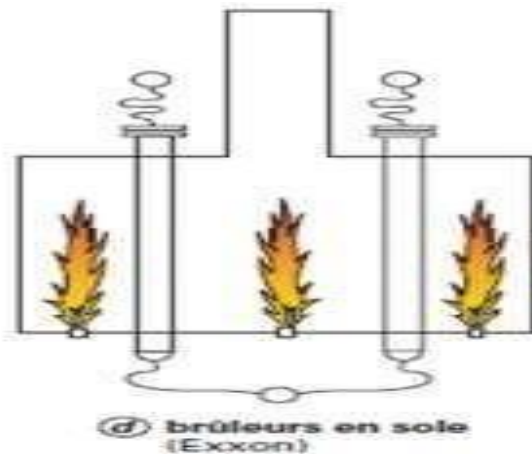


Figure XX: Arrangement des brûleurs pour les fours en sol^[11]

II.3 Tableau : Comparaison entre les fours à brûleurs en voûte et latéraux

Tableau II: Comparaison entre les fours à brûleurs en voûte et latéraux

Paramètres	Fours à brûleurs en voûte	Fours à brûleurs latéraux
Configuration de l'appareillage	Cellule unique	Multi
Surface réfractaire/perte de chaleur	Base	cellule > 1,5times
Nombre de brûleurs	Base uniforme	
Température de surface des tubes	Presque complète	3-4 times Augmente
Utilisation de matériel des tubes	Grande	Partiel
Efficacités de la radiation	Non fréquente	
Maintenance	Base	2-4% base
Investissement		Fréquente
		Plus grand de 1,2 fois

II.4 Caractéristiques des fours de reformage :

Un four est conçu et calculé pour permettre de transférer au fluide une quantité de chaleur donnée, le débit et la température d'entrée et de sortie étant fixé par le design. Donc il doit être agencé en vue de la combustion d'une quantité suffisante de combustible. Il devra comporter les brûleurs nécessaires ; ceux-ci devront pouvoir être alimenté en combustible et en air. La température des produits de la combustion est toujours très élevée. On peut, d'ailleurs, la récupérer pour préchauffer les matières premières et /ou la génération de la vapeur par une zone de convection. Les échanges thermiques à l'intérieur des reformeurs se fait principalement par le mécanisme de la radiation, de la convection et celui de la conduction. Les pertes calorifiques à travers les murs de four se font par conduction. Le réchauffage de la charge sans changement de phase est le cas des reformeurs installé dans les unités de production de très important intermédiaires pétrochimiques, ou il s'agit de porter la charge à la température nécessaire pour obtenir une réaction chimique qui se produit dans une capacité intégré dans ce dernier en présence d'un catalyseur et pour remonter la température du produit à un niveau convenable lorsque l'endothermicité de la réaction est importante. ^[12]

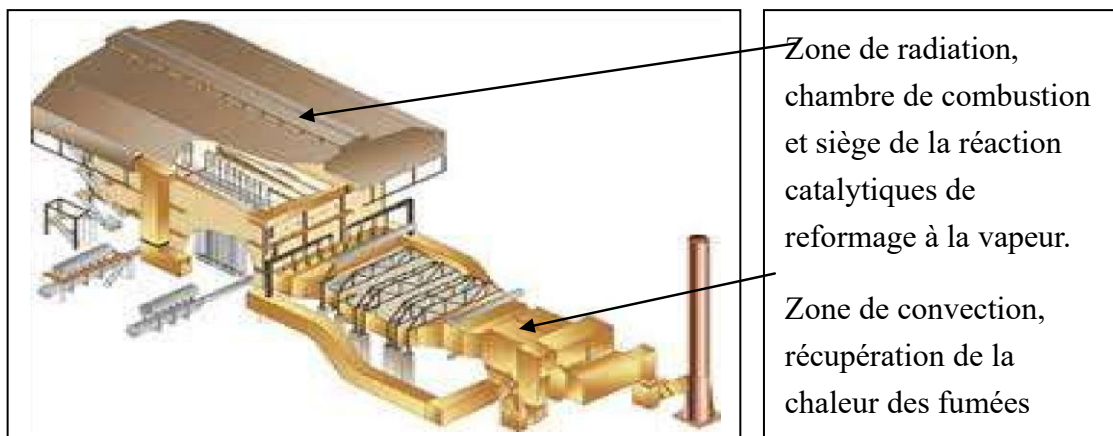


Figure XXI: Exemple de conception 3d pour un reformeur du gaz naturel par la vapeur

Chapitre II:Les Fours de steam reforming

II.4.1 Les bruleurs :

Le transfert de chaleur aux tubes se fait essentiellement par rayonnement (radiation des flammes et des parois réfractaires du four). Il existe deux types de bruleurs

1) les brûleurs radiants à flamme plate, disposés en nombre important sur les parois du four et dont les flammes chauffent le réfractaire qui irradie les tubes (brûleur latéraux) ;

2) les brûleurs à flamme longue, disposés en voûte ou sur la sole en nombre plus faible (10 fois moins), et dont la flamme irradie directement les tubes (brûleurs en terrasse, en voûte ou en sole) ;

Les brûleurs sont généralement alimentés en air de combustion préchauffé pour économiser l'énergie. Cependant, pour limiter les émissions de polluants comme les NOx qui se forment à haute température, il est nécessaire de limiter le préchauffage de l'air de combustion à 250-300°C et d'installer des brûleurs spéciaux à faible émission de NOx. A la sortie de la zone de radiation, la température des fumées est généralement supérieure à 900°C et l'énergie peut être récupérée dans la zone aval dite de convection. Cette zone du four contient des faisceaux permettant de récupérer la chaleur sensible des fumées qui sont extraites par des ventilateurs et rejetées à l'atmosphère à une température comprise entre 150 et 200°C.^[2]

II.4.2 Rendement d'un four :

L'économie d'exploitation est un facteur prépondérant dans l'étude d'un four ; aussi la notion de rendement est importante.

On définit le rendement d'un four comme le rapport entre la quantité de chaleur absorbée par la charge réchauffée, par les réactions dans le cas d'un four- réacteur comme le reformeur et celle absorbée par la zone de convection soit pour le préchauffage de la matière première, soit pour la génération de la vapeur, une partie en général très faible de la chaleur non absorbée est perdue par conduction à travers les parois du four et en cas de dissipation des fumées à température encore assez élevée.

Chapitre II: Les Fours de steam reforming

II .5 Description du four de steam reforming de l'unité méthanol du CP1Z ^[13]

Dans le four de reforming le gaz de process s'écoule au-dessus d'un catalyseur de reforming où a lieu la réaction pour former l'hydrogène, l'oxyde de carbone, l'anhydride de carbone,...

Le catalyseur est entassé dans des tubes verticaux supportés qui se trouvent dans le four où le gaz absorbe la chaleur nécessaire à la réaction par les parois des tubes. Le gaz de synthèse sort des tubes à 20 atmosphères et à une température de 850 °C selon l'état d'usure du catalyseur. Le four est une structure de type boîte rectangulaire à revêtement réfractaire qui contient 168 tubes verticaux en acier allié, disposés en 4 rangées de 42 tubes chacune. La longueur chauffée normale de chaque tube est de 10,67 m et le diamètre intérieur est de 101,6 mm. Les tubes sont fixés à leur extrémité inférieure. Ils sont suspendus, par leur extrémité supérieure, à un système de contrepoids conçu pour offrir un support presque permanent aux tubes, à toutes les températures. Le mélange gazeux alimente les tubes individuels par un système de deux collecteurs principaux, quatre collecteurs transversaux et seize sous-collecteurs. Les sous collecteurs sont reliés aux tubes de reforming par des tubes relativement flexibles, à petits alésages que l'on appelle queues de cochon et dont l'une des fonctions est d'absorber une partie de l'expansion thermique considérable qui est produit entre l'état chaud et l'état froid.

Le gaz chaud sortant par le bas des tubes de reforming s'écoule vers l'un de huit sous collecteurs par les queues de cochon similaires aux queues de cochon d'entrée. Les températures de sortie sont contrôlées par seize thermocouples répartis régulièrement parmi les tubes (TI 203 à TI 218), ainsi que par un enregistreur de températures (TR 201), des alarmes pour températures excessives ou insuffisantes (TIAL/H 201) et un rupteur de température élevée (THC0 201) monté sur le tuyau de sortie unique situé en dessous du four.

Le four est chauffé par des brûleurs au nombre de soixante situés en haut de la boîte. Les flammes étant dirigées vers le bas, le gaz de fumées descend dans la boîte du four, parallèlement aux tubes, et il est pris dans cinq tunnels horizontaux en briques parcourant toute la longueur du four. De là, il passe dans la zone de convection.

La zone de convection est la partie du four de reforming dans laquelle les fumées échangent de la chaleur avec des fluides du process avant d'être finalement refoulées dans l'atmosphère.

Chapitre II:Les Fours de steam reforming

Les fumées sortent de la boîte de four par les tunnels situés au bas de ce dernier, à une température de 987 °C et sont refroidies dans une série de cinq échangeurs de chaleur pour refroidir à une température de 335 °C. Ces échangeurs sont munis d'amortisseurs et de bypass à commande manuelle du côté fumées pour contrôler la quantité de chaleur transférée dans chaque serpentin

Ces fours comportent des rangées de tubes disposées perpendiculairement à l'axe du four, les rangées de brûleurs étant situées de part et d'autre des rangées de tubes .

II .5.1 Système de combustion:

L'unité de méthanol produit un certain nombre de produits résiduels qui sont utilisés de façon très économique comme combustibles dans le four de reforming. Ces produits sont le gaz de purge et le gaz de flash provenant de la boucle de méthanol, et les alcools résiduels provenant de section de distillation. Dans les conditions normales de fonctionnement (design), ces combustibles représentent 12 à 26% de la chaleur totale nécessaire au four, et le reste de la chaleur est fournie par le chauffage de gaz naturel supplémentaire. Les brûleurs sont du type à tirage induit montés dans la voute du four et chauffant vers le bas dans la boîte où la pression est contrôlée à - 10 mm d'eau par rapport à la pression atmosphérique. Les brûleurs sont étudiés pour recevoir la vaste gamme de mélanges de gaz prévus, Chaque brûleur possède une veilleuse alimentée par du gaz naturel provenant d'un contrôleur de pression indépendant (PC 101). ^[14]

II .5.2 Systèmes de fumées :

L'air de combustion est tiré vers les brûleurs par la différence de pression qui existe entre l'intérieur de la boîte de four et la pression atmosphérique. Cette différence de pression est maintenue par un ventilateur de fumées (K 201) qui tire les fumées de la boîte de four en passant par la zone de convection et les refoule dans la cheminée (S 201).

Le débit de l'air vers chaque brûleur est fonction de la différence de pression sur l'ensemble des brûleurs (entre atmosphère et boîte de four) et du réglage de l'amortisseur manuel. Les positions de l'amortisseur sont préréglées pour donner les caractéristiques de combustion correctes à une pression particulière de la boîte de four. La valeur de calcul de cette pression

Chapitre II: Les Fours de steam reforming

est de - 10 mm d'eau (relative à la pression atmosphérique) et elle est contrôlée automatiquement par PIC 201 qui déclenche les aubages d'entrée vers le ventilateur K201.

II.5.3 Zone de Convection :

La zone de convection est la partie du four de reforming dans laquelle les fumées échangent de la chaleur avec des fluides de procédé divers tour à tour, avant d'être finalement refoulées dans l'atmosphère. Les fumées sortent de la boîte de four par les tunnels situés au bas de ce dernier, à une température de 987°C (après avoir tenu compte de l'entrée d'air), et sont refroidies dans une série de cinq échangeurs de chaleur pour refroidir à une température de 335°C. Ces échangeurs sont munis d'amortisseurs et de by-pass à commande manuelle du côté fumées pour contrôler la quantité de chaleur transférée dans chaque serpentin^[14]

Les fumées s'écoulent au-dessus des économiseurs dans l'ordre suivant :

F 205 : Chaudière à circulation naturelle située sous un ballon vapeur F 208. L'eau qui se trouve dans les tubes est généralement en ébullition à 301°C à une pression de 85 bars. La chaudière possède aussi une capacité de réserve suffisante (en conjonction avec les brûleurs auxiliaires) pour produire les 20% supplémentaires de vapeur nécessaires à la marge de calcul du système de vapeur. L'eau qui se trouve dans les tubes est généralement en ébullition à 301°C.

F 203 : Surchauffeur de vapeur à turbine qui chauffe toute la vapeur produite dans les chaudières à une température définitive de 500°C à une pression de 85 bars. Le serpentin est divisé en deux sections F 203 A et B pour recevoir un désurchauffeur SM 301.

F 204 : Le réchauffeur de gaz naturel qui préchauffe le gaz process froid jusqu'à une température de 450°C à une pression de 24 bars. Ce gaz est ensuite dirigé vers le désulfureur.

F 207 : Surchauffeur de vapeurs importée qui chauffe la vapeur MP importée à une température de 380°C.

F 206 : Préchauffeur d'eau déminéralisée qui chauffe l'eau coulant vers le ballon vapeur F208 de 215 à 285° C à une pression de 85 bars.

Chapitre II:Les Fours de steam reforming

La zone de convection est munie de 4 brûleurs auxiliaires situés en amont de la chaudière.

II.6 Les Catalyseurs ^[15]

Un catalyseur est une substance qui augmente la vitesse d'une réaction chimique sans en modifier la composition chimique ou la quantité. Lorsque les catalyseurs interviennent dans un processus chimique, la réaction produit la même quantité de catalyseur que celle qui a été ajoutée au début de la réaction.

Les catalyseurs peuvent être classés en 3 catégories : les catalyseurs homogènes, hétérogènes, et les enzymes. Les catalyseurs homogènes sont présents dans la même phase que les réactifs, tandis que les catalyseurs hétérogènes sont dans une phase différente



Figure XXII:Forme de catalyseur reformage¹⁵

II.6.1 Pourquoi en utilise un catalyseur ! ^[16]

Permettre de piloter précisément les réactions chimiques, la catalyse peut contribuer à économiser les matières premières utilisées et à réduire les déchets produits par les réactions grâce au développement de catalyseurs de plus en plus sélectifs, mais aussi à limiter les quantités d'énergies et d'eau.

Les catalyseurs augmentent les taux des réactions chimiques, mais ne sont pas consommés dans les réactions. Ils baissent l'énergie exigée pour l'initiation des réactions. Typiquement plus qu'une réaction chimique arrive dans des réacteurs chimiques. Les catalyseurs peuvent

Chapitre II: Les Fours de steam reforming

influencer seulement la réaction désirée et augmenter ainsi la sélectivité du processus. Des réactions catalysées hétérogènes arrivent sur l'interface à gaz/solide ou liquide/solide. Ainsi les réactions chimiques réelles sont précédées par la diffusion et l'adsorption des substances régissantes à la surface et dans les pores des catalyseurs et suivies par la désorption.

La diffusion des substances peut être divisée dans la diffusion externe et interne. Dans la diffusion externe, les substances régissantes sont transportées à la surface du catalyseur. Dans la diffusion interne, les substances régissantes sont transportées dans les pores du catalyseur où l'adsorption a lieu comme les substances qui s'attachent aux sites actifs du catalyseur. La réaction chimique a lieu dans les sites actifs. Après la réaction, les produits se détachent par la désorption et se répandent par la diffusion interne et externe.

En plus d'augmenter la vitesse de réaction, le choix d'un catalyseur peut reposer sur d'autres paramètres :

- **la sélectivité** : un catalyseur sélectif va favoriser la production du produit désiré par rapport aux produits secondaires. Par exemple, quand on utilise l'argent métallique pour catalyser la réaction de formation de l'oxyde d'éthylène, à partir d'oxygène et d'éthylène, cette réaction est accompagnée par la formation plus favorable thermodynamiquement de CO_2 et H_2O . C'est pour cette raison qu'il est important de trouver un catalyseur favorisant le produit désiré.
- **La durée de vie**, une faible quantité de catalyseur doit pouvoir survivre à plusieurs cycles de réaction

II.6.2. Les Propriétés ^[17]

- Le catalyseur est utilisé en petite quantité
- Le catalyseur est spécifique à une réaction donnée. Par exemple, le cuivre est catalyseur des réactions de déshydrogénation (élimination d'une molécule de H_2) des aldéhydes et des cétones ; mais ne catalyse pas les réactions de déshydrogénation des alcanes.
- On parle d'autocatalyse lorsqu'un des produits de la réaction catalyse cette réaction.

Chapitre II: Les Fours de steam reforming

- Une même réaction chimique peut être catalysée par différents types de catalyseurs.

II.6.3 Les catalyseurs utilisés dans le steam reforming

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

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 (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 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.

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 température employée 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^[17]

II.6.4 Poisons des catalyseurs

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



Chapitre II: Les Fours de steam reforming

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 (désulfuration).

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

An orange speech bubble with a black outline, containing text. The bubble is oriented horizontally and has a tail pointing towards the bottom-left.

Chapitre III:

Le dépôt de coke

Chapitre III: Le dépôt de coke

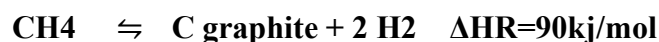
III.1 Généralité

Le dépôt de coke est un problème majeur dans les fours des procédés pétrochimiques et particulièrement les fours de steam reforming. Dans cette partie on s'intéresse à étudier les causes de ce phénomène, son développement, ses conséquences sur la production et les prévisions à faire pour minimiser ces dépôts indésirables.

III.2. Problème de formation de coke dans le four F201 :

Le coke peut être formé par craquage non-désiré (conditions opératoires sévères) d'hydrocarbures ou disproportion du monoxyde du carbone. A l'état actuel, le gaz naturel (gaz process) est admis au niveau de la section préchauffe (zone de convection F204) du four et chauffé à une température de sortie $T = 400^{\circ}\text{C}$ et 25 bar. Il est ensuite mélangé à de la vapeur d'eau qui est à 350°C et 25 bar (mélange direct).

Le mélange gaz naturel + vapeur d'eau est admis dans la section de steam reforming (F201) à une température actuelle de 360°C . Dans cette même section, la charge doit d'abord être surchauffée pour atteindre la température de réaction (850°C) pour ensuite réagir en présence du catalyseur et donner du gaz de synthèse. Les conditions d'entrée de la charge dans le four de vaporeformage impliqueraient sur le plan thermodynamique la formation inévitable du carbone. Ainsi la montée de température de 360°C jusqu'à 850°C dans la zone de radiation de four en présence du catalyseur provoque des chocs thermiques considérables. La montée en température (de $T = 340^{\circ}\text{C}$ jusqu'à 450°C) en présence du catalyseur provoque le phénomène de dépôt de carbone (cokage) qui est localisée au niveau de la section supérieure de tubes verticaux selon la réaction suivante



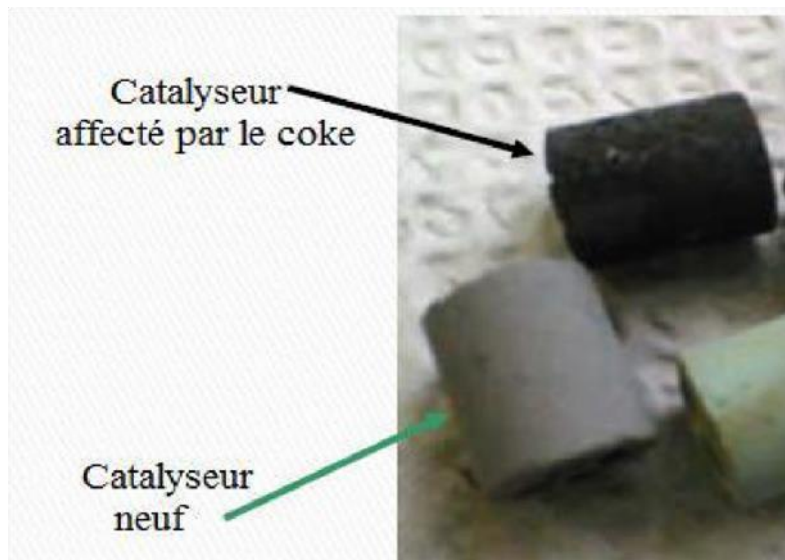


Figure XXIII: Différences entre un catalyseur affecté par le coke et un catalyseur neuf

III.3 Causes de formation de coke

La réaction de cokage est provoquée par la présence du gaz naturel à des températures situées entre 340 et 450°C (en présence du catalyseur) les moyens de lutte actuels sont l'injection d'hydrogène H₂ afin d'augmenter la pression partielle de ce dernier pour pousser la réaction dans le sens inverse de la réaction de cokage. On note aussi une basse activité du catalyseur soit par empoisonnement ou fin de durée de vie ou encore un mauvais transfert de chaleur^[17].

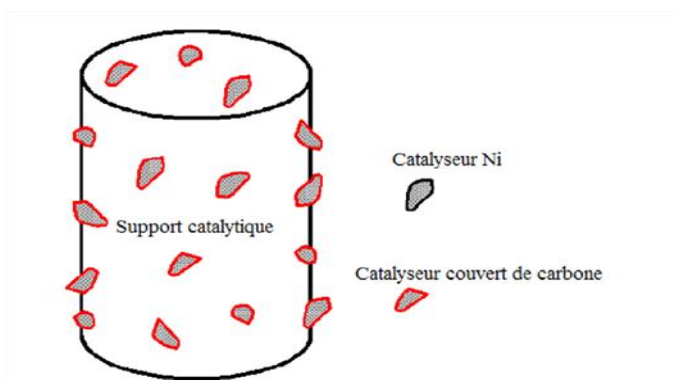


Figure XXIV: Effet u dépôt du carbone sur le catalyseur[20]

Chapitre III: Le dépôt de coke

III.4 Les différentes formes de coke

Le coke est généré lorsque des hydrocarbures se décomposent ou se condensent à la surface des catalyseurs. Le coke peut prendre différentes formes, allant des hydrocarbures à haute masse moléculaire appelés "coke polymérisé" à des carbones primaires tels que le graphite, en fonction des conditions de formation et de vieillissement.

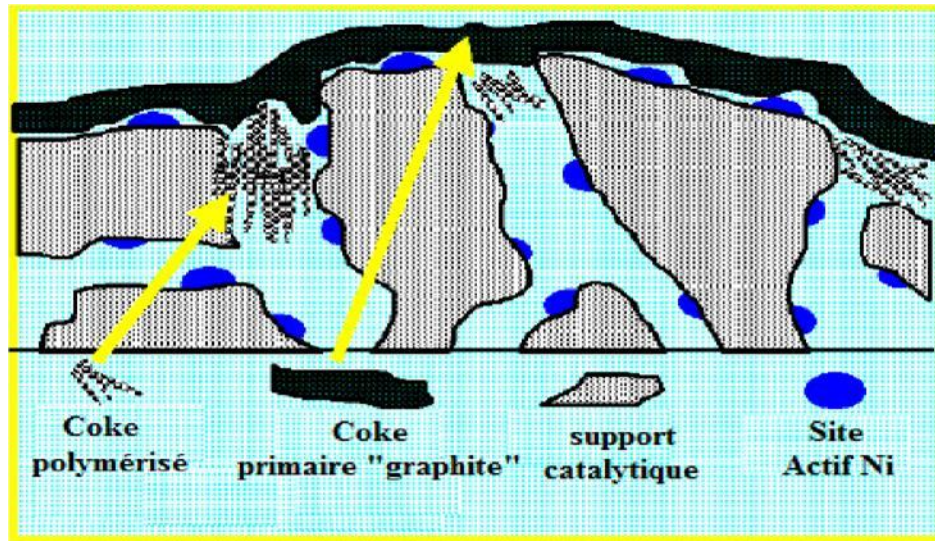


Figure XXV: Les formes de coke sur le catalyseur

III.5 Zone du dépôt du coke Au niveau du four de steam reforming :²⁰

le dépôt du carbone touche généralement 30% de la longueur du tube qui représente la partie supérieure car ce dépôt est prépondérant à des intervalles de températures situées entre 340°C et 450°C ce qui s'accorde avec les conditions opératoires à l'entrée de la zone réactionnelle du four F201

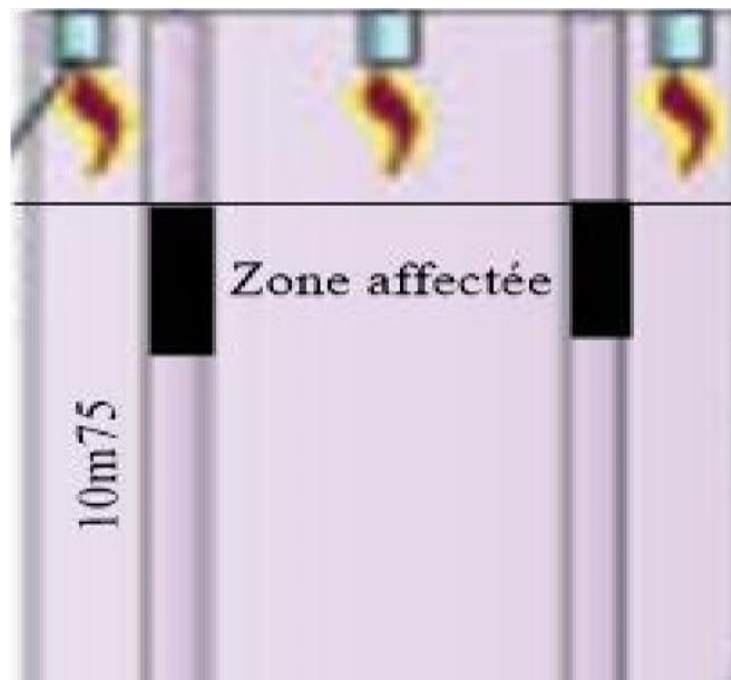


Figure XXVI: La zone affectée par le dépôt de coke²⁰

III.6 Conséquences du cokage sur la production :

L'accumulation du dépôt de coke au niveau du catalyseur n'est pas sans conséquence, en effet plusieurs anomalies dans les paramètres de production ont été recensés ; notamment :

- L'augmentation de la perte de charge (ΔP) entre l'entrée et la sortie des tubes du four F201 .
- L'augmentation de la température de peau des tubes .
- La désactivation prématurée du catalyseur
- La résistance à l'écoulement à l'intérieur des tubes.

Chapitre III: Le dépôt de coke

III.7 Augmentation de la température de peau des tubes²¹

Le dépôt de coke, connu pour sa grande résistance au transfert de chaleur, cause une surchauffe au niveau des peaux des tubes de la zone de radiation ce qui provoque l'apparition des zones chaudes (zones rouges) dans les tubes .

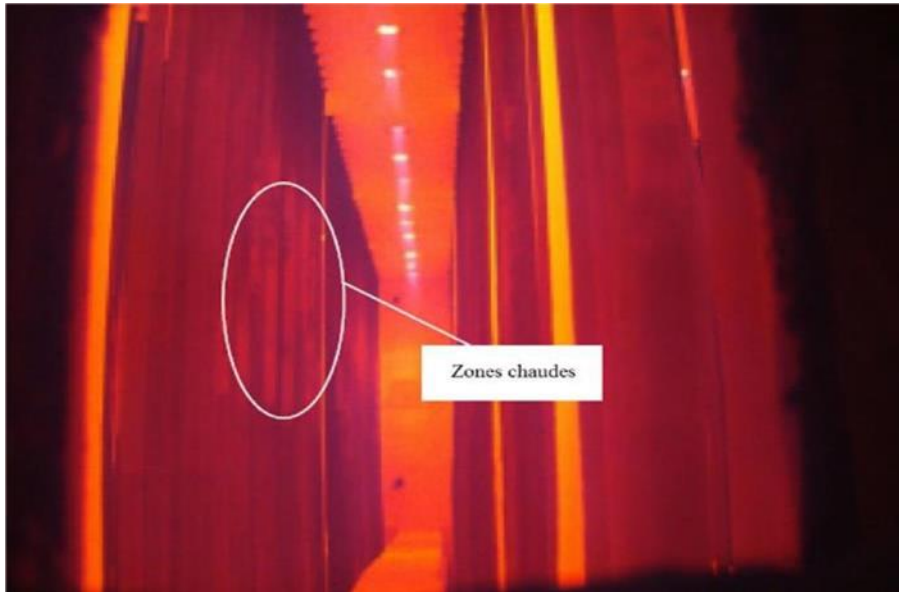


Figure XXVII:Apparition d'une zone chaude dans un tube de reforming

III.8 Prévention et réduction du dépôt de coke ²¹

Il existe plusieurs moyens pour prévenir ou minimiser la formation du carbone, on cite quelques-unes :

- Addition de promoteurs au catalyseur à base Nickel comme le potassium.
- L'utilisation d'un pré-reformeur, et la réalisation de la réaction dans des conditions oxydantes.
- L'utilisation de la vapeur en excès de stœchiométrie nécessaire.
- Alliage de Ni avec d'autres métaux de base ou de métal noble.
- Passivation de certaines des surfaces de Ni qui favorise la formation de carbone par du soufre .

PARTIE CALCUL

**Chapitre IV: Calcule de
vérification du
rendement du four de
steam reforming**

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

IV.1 Introduction

La section 200 est conçue de telle façon que la chaleur émise par les fumés de la combustion soit récupérée pour générer de la vapeur dans la zone de convection du four de reforming constitué d'une chaudière, des économiseurs et de quatre brûleurs auxiliaires. Ainsi elle récupérée aussi ans la section de refroidissement du gaz de synthèse .

Cette production de vapeur permet de faire tourner les machines les plus importantes telles que les turbines à vapeur et par conséquent d'économiser l'énergie électrique.

La quantité de la chaleur dégagée par la combustion du gaz naturel sert à :

- Elever la température de la charge du four.
- Produire de la vapeur HP.
- Surchauffer la vapeur HP au niveau de la section F205.
- Réchauffer l'eau déminéralisée au niveau de la section F206

❖ Pour calculer le rendement du four de steam reforming, on détermine :

- La quantité de la chaleur libérée par le four.
- Le débit et la composition des fumées produites.
- La quantité de chaleur absorbée en zone de radiation.
- La quantité de chaleur absorbée en zone de convection.

IV.2 Détermination De La Chaleur Libérée Par Le Four :

Le four de steam reforming est constitué de 60 brûleurs dans la zone de radiation (brûleurs principaux) dont les combustibles sont :

- Le gaz naturel (GN)
- Le gaz de purge (GP)
- Le gaz de flash (GF)

Dans la zone de convection le four a quatre brûleurs (brûleurs auxiliaires) qui sont uniquement alimentés par le gaz naturel (GN)

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

Le tableau suivant regroupe le débit et La composition de chaque combustible :

Tableau III: Débit et composition de chaque combustible

Combustibles de bruleurs principales				Combustible bruleurs auxiliaires	
Gaz naturel		Gaz de purge		Gaz naturel	
Composé	yi	Composé	yi	Composé	yi
CH4	0,837	CO	0,033	CH4	0,837
C2H6	0,037	CO2	0,054	C2H6	0,037
C3H8	0,02	CH4	0,097	C3H8	0,02
iC4H10	0,003	N2	0,04	iC4H10	0,003
nC4H10	0,004	H2	0,776	nC4H10	0,004
iC5H12	0,001	C2H6	-	iC5H12	0,001
nC5H12	0,001	C3H8	-	nC5H12	0,001
nC6H14	0,001	iC4H10	-	nC6H14	0,001
N2	0,058	nC4H10	-	N2	0,058
CO2	0,002	iC5H12	-	CO2	0,002
Débit(Nm³/hr)	2470	12090	4,13	Débit(Nm³/hr)	825

IV.2.1 Détermination de la quantité de chaleur :

libérée par la combustion du gaz naturel q_{gn} :

La chaleur libérée par la combustion du gaz naturel est calculé par la formule suivante :

$$QGN = mGN \times PCI_{moy}$$

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Avec : $PCI_{moy} = \sum y_i \times PCI_i$

PCI_{moy} : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz naturel (en kcal/kmol).

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé m_{GN} : Débit molaire du gaz naturel (en kmol/hr).

Le PCI_{moy} du gaz naturel est déterminé à partir de tableau suivant :

Tableau IV: PCI_{moy} du gaz naturel

Composé	y_i	PCI_i (kcal/kmol)	$y_i \times PCI_i$ (kcal /kmol)
CH ₄	0,837	191,760	160,502
C ₂ H ₆	0,037	341,261	24,912
C ₃ H ₈	0,02	488,527	9,771
iC ₄ H ₁₀	0,003	633,744	1,901
nC ₄ H ₁₀	0,004	635,384	2,542
iC ₅ H ₁₂	0,001	780,120	0,780
nC ₅ H ₁₂	0,001	782,040	0,782
nC ₆ H ₁₄	0,001	928,930	0,929
N ₂	0,058	0	0
CO ₂	0,002	0	0
Total	1,00		202,12

PCI_{moy} du gaz naturel: 202,12 kcal/kmol

Débit du gaz naturel est de :

$$m_{GN} = 2470 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

$$= 110.3 \text{ kmol/h}$$

D'où la quantité de la chaleur libérée lors de la combustion du gaz naturel est de :

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

$$Q_{GN} = 22293.836 \text{ kcal/hr}$$

IV.2.2 Détermination de la quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz de purge :

La quantité de la chaleur libérée par la combustion du gaz de purge est calculée par la formule suivante :

$$Q_{GP} = m_{GP} \times PCI_{moy}$$

avec :

$$PCI_{moy} = \sum PCI_i \times y_i$$

Ou :

PCI_{moy} : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz de purge (en kcal/kmol).

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé

m_{GN} : Débit molaire de gaz de purge (en kmol/hr).

Le PCI_{moy} du gaz de purge est déterminé à partir de tableau suivant :

Tableau V: PCI_{moy} du gaz de purge

Composé	y_i	PCI_i (kcal/kmol)	$y_i \times PCI_i$ (kcal /kmol)
CO	0,033	67,588	2,230
CO2	0,054	0	0
CH4	0,097	191,759	18,601 0
N2	0,040	0	44,851
H2	0,776	57,798	
Total	1,00		65,682

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

PCI_{moy} du gaz de purge : 68.047kcal/kmol

Le débit du gaz de purge est :

$$m_{GP} = 12820 \text{ Nm}^3/\text{hr} = 572.32 \text{ kmol/h}$$

D'où la quantité de la chaleur libérée par la combustion du gaz de purge est de :

$Q_{GP} = 38944.65 \text{ kcal/hr}$

IV.2.3 Détermination de la quantité de chaleur libérée par le gaz de flash Q_{GF} :

La quantité de la chaleur libérée par le gaz de flash Q_{GF} est calculée à partir de la formule suivante :

$$Q_{GF} = m_{GF} \times \text{PCI}_{\text{moy}}$$

Avec :
$$\text{PCI}_{\text{moy}} = \sum y_i \times \text{PCI}_i$$

PCI_{moy} : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz de flash (en kcal/kmol).

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé

m_{GF} : Débit molaire du gaz de flash (en kmol/hr).

Le PCI_{moy} du gaz de flash est déterminé à partir de tableau suivant

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Tableau VI:PCI_{moy} du gaz de flash

Composé	y _i	PCI _i (kcal/kmol)	y _i × PCI _i (kcal /kmol)
CO	0,031	67,588	2,095
CO ₂	0,296	0	0
CH ₄	0,153	191,759	29,339
N ₂	0,031	0	0
H ₂	0,489	57,798	28,263
Total	1,00		59,697

PCI_{moy} du gaz de flash : 7 .1633 kcal/kmol

Le débit du gaz de flash est : m_{GF} = 88 Nm³/hr =3.928 kmol/h

$$Q_{GF} = 2 .241 \text{ kcal/hr}$$

La quantité de chaleur libérée par les trois combustibles est donnée par la formule suivante :

$$Q_{F201} = Q_{GN} + Q_{GP} + Q_{GF}$$

$$Q_{F201} = 61\ 33.727 \text{ kcal/hr}$$

$$Q_{F201} = 61.3 \cdot 10^3 \text{ kcal/hr}$$

IV.2.4 Détermination de la quantité de chaleur libérée PAR les bruleurs auxiliaires

Q_{AUX} :

La quantité de chaleur libérée par la combustion du gaz naturel Q_{GN} est donnée par la formule suivante :

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

$$Q_{AUX} = m_{AUX} \times PCI_{moy}$$

Avec : $PCI_{moy} = \sum y_i \times PCI_i$

PCI_{moy} : Pouvoir calorifique inférieur moyen du gaz naturel (en kcal/kmol).

PCI_i : Pouvoir calorifique inférieur d'un composé.

m_{GP} : Débit molaire du gaz naturel vers les bruleurs auxiliaires (en kmol/hr).

PCI_{moy} du gaz naturel est : **202,12 kcal/kmol**

Le débit du gaz naturel brulé est:

$$m_{AUX} = 922 \text{ Nm}^3/\text{hr} \quad 41.16 \text{ kmol/hr}$$

$Q_{AUX} = 831.2 \text{ kcal/hr}$

IV.2.5 Calcul de la quantité de chaleur totale libérée par le four :

$$Q_F = Q_{F201} + Q_{AUX}$$

$$Q_F = 61.533 + 8319.25$$

Alors : $Q_F = 8380.25 \text{ kcal/hr}$

$$Q_F = 8.38 \cdot 10^3 \text{ kcal/hr}$$

$Q_F = 8.38 \times 10^3 \text{ kcal/hr}$
--

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

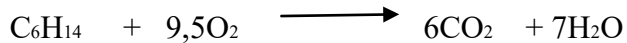
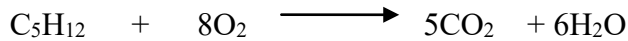
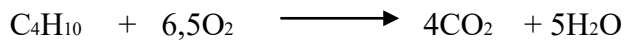
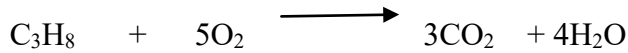
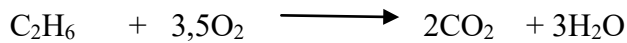
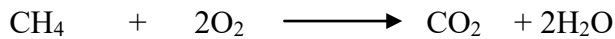
IV.3 Détermination du débit des fumées sortie d four :

IV.3.1 Composition des fumées en sortie de la zone de radiation

Pour déterminer la composition des fumées, il faudra calculer le débit d'air avec un excès de 20% qui est nécessaire a la combustion du gaz au niveau des bruleurs principaux et au niveau des bruleurs auxiliaires à fin qu'on puisse supposer que la combustion est complète.

IV.3.1.1 Combustion du gaz naturel :

La combustion du gaz naturel conduit aux réactions suivantes :



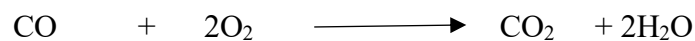
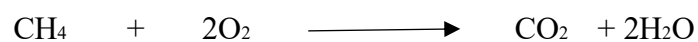
Pour un débit du gaz naturel brûlé $m_{\text{GN}} = 41.16 \text{ kmol/hr}$, les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau IV-5 :

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

Tableau VII: Débit des réactifs et des produits de combustion du gaz naturel

Composition	y _i	Débit réactifs (kmol/hr)	Débit O ₂ (kmol/hr)	Débit CO ₂ (kmol/hr)	Débit H ₂ O (kmol/hr)	Débit N ₂ (kmol/hr)
N ₂	0,058	6,397	-	-	-	6,397
CH ₄	0,837	92,321	184,642	92,321	184,642	-
C ₂ H ₆	0,073	8,052	28,182	16,104	24,156	-
C ₃ H ₈	0,02	2,206	11,03	6,618	8,824	-
C ₄ H ₁₀	0,007	0,772	5,018	3,088	3,86	-
C ₅ H ₁₂	0,002	0,221	1,768	1,105	1,326	-
C ₆ H ₁₄	0,001	0,110	1,045	0,55	0,66	-
CO ₂	0,002	0,221	-	0,221	-	-
TOTAL	1	110,3	231,955	120,007	223.465	6,397

IV.3.1.2 Combustion du gaz de purge:



Pour un débit du gaz de purge $m_{\text{GP}} = 72.32 \text{ kmol/hr}$, les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau III-6 :

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Tableau VIII:Débit des reactifs et des produits de combustion du gaz de purge

Composition	y_i	Débit réactifs (kmol/hr)	Débit O ₂ (kmol/hr)	Débit CO ₂ (kmol/hr)	Débit H ₂ O (kmol/hr)	Débit N ₂ (kmol/hr)
CO	0,033	17,811	35,622	17,811	35,622	-
CO ₂	0,054	29,145	-	29,145	-	-
CH ₄	0,097	52,353	104,706	52,353	104,706	-
N ₂	0,04	21,589	-	-	-	21,589
H ₂	0,776	418,830	209,415	-	418,830	-
Total	1	539,73	349,743	99,309	559,158	21,589

IV.3.1.3 Combustion du gaz de flash :

La combustion du gaz de flash conduit a des réactions semblables à celles du gaz de purge. Pour un débit du gaz de flash $m_{GF} = 3.928$ kmol/hr , les débit des produit de combustion sont récapitulés dans le tableau IX:

Tableau IX:Débit des reactifs et des produits de combustion du gaz de flash

Composition	y_i	Débit réactifs (kmol/hr)	Débit O ₂ (kmol/hr)	Débit CO ₂ (kmol/hr)	Débit H ₂ O (kmol/hr)	Débit N ₂ (kmol/hr)
CO	0,031	0,128	0,256	17,811	35,622	-
CO ₂	0,296	1,222	-	29,145	-	-
CH ₄	0,153	0,632	1,264	52,353	104,706	-
N ₂	0,031	0,128	-	-	-	21,589
H ₂	0,489	2,019	1,009	-	418,830	-
Total	1	4,13	2,529	99,309	559,158	21,589

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Selon les trois tableaux:

Le débit d'oxygène total mO_{2Total} est : $mO_2 GN + mO_2 GP + mO_2 GF$

$$mO_{2Total} = 84,227 \text{ kmol/hr}$$

Le debit de CO₂ total

mCO_{2Total} est: $mCO_{2Total} GN + mCO_{2Total} GP + mCO_{2Total} GF$

$$mCO_{2Total} = 221,28 \text{ kmol/hr}$$

Le débit de vapeur d'eau total est : $mH_2O_{Total} GN + mH_2O_{Total} GP + mH_2O_{Total} GF$

$$mH_2O_{Total} = 786,16 \text{ kmol/hr}$$

Le débit d'azote inerte total mN_{2Total} est :

$mN_{2Total} GN = mN_{2Total} GP + mN_{2total} GF$

$$mN_{2Total} = 28,114 \text{ kmol/hr}$$

Le débit d'oxygène nécessaire à la combustion est **84,227 kmol/hr**, donc le débit d'air sera :

La composition de l'air est de 20% en oxygène et 80% en azote.

$$m_{air} = 5 \times mO_{2Total}$$

$$m_{air} = 221,13 \text{ kmol/hr}$$

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Pour un excès d'air de 20% ; le débit d'air sera :

$$m_{\text{air}} = (0,2+1) \times 2921,135$$

$$m_{\text{air}} = 3505,362 \text{ kmol/hr}$$

Le débit d'oxygène m_{O_2} sera : $m_{\text{O}_2} = 1/5 m_{\text{air}}$

$$m_{\text{O}_2} (20\%) = 701,072 \text{ kmol/hr}$$

Le débit d'azote m_{N_2} sera : $m_{\text{N}_2} = 4/5 m_{\text{air}}$

$$m_{\text{N}_2} = 2804,2896 \text{ kmol/hr}$$

- **Oxygène en excès**

$$m_{\text{O}_2} \text{ en excès} = m_{\text{O}_2} (20\%) - m_{\text{O}_2 \text{Total}}$$

$$= 701,072 - 584,227$$

$$m_{\text{O}_2} \text{ en excès} = 116,845 \text{ kmol/hr}$$

- **Azote en excès**

$$m_{\text{N}_2} \text{ en excès} = m_{\text{N}_2} (20\%) + m_{\text{N}_2 \text{total}}$$

$$= 2804,2896 + 28,114$$

$$m_{\text{N}_2} \text{ en excès} = 2832,404 \text{ kmol/hr}$$

La composition totale des fumées est donnée par le tableau X :

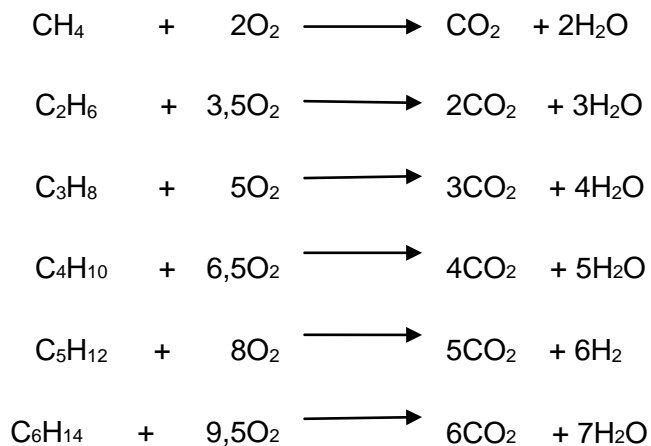
Tableau X: Compositions des fumées des bruleurs principaux

Composition	Débit (kmol/hr)	Composition %
O₂	116,845	2,95
N₂	2832,404	71,58
CO₂	221,298	5,6
H₂O	786,165	19,87
Total	3956,712	1

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

IV.3.1.4 La composition des fumées des bruleurs auxiliaires :

La combustion du gaz naturel conduit aux réactions suivantes :



Pour un débit du gaz naturel brûlé $m_{\text{GN}} = 41.16 \text{ kmol/hr}$, les débits des réactifs et des produits sont récapitulés dans le tableau XI :

Tableau XI: Les débits des réactifs et des produits des brûleurs auxiliaires

Composition	y_i	Débit réactifs (kmol/hr)	Débit O ₂ (kmol/hr)	Débit CO ₂ (kmol/hr)	Débit H ₂ O (kmol/hr)	Débit N ₂ (kmol/hr)
N ₂ CH ₄	0,058	2,136	-	-	-	2,136
C ₂ H ₆	0,837	30,827	61,654	30,817	61,654	-
C ₃ H ₈	0,073	2,688	9,408	5,376	8,064	-
C ₄ H ₁₀	0,02	0,736	3,680	2,208	2,944	-
C ₅ H ₁₂	0,007	0,259	1,683	1,036	1,295	-
C ₆ H ₁₄	0,002	0,074	0,592	0,370	0,444	-
CO ₂	0,001	0,037	0,351	0,222	0,259	-
	0,002	0,074	-	0,074	-	-
Total	1	36,83	77,368	40,103	74,660	2,136

Le débit du gaz brûlé : 41.16 kmol/hr

Le débit d'oxygène brûlé m_{O_2} : 77,368 kmol/hr

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Le débit d'air sera : $m_{\text{air}} = 5 \times m_{\text{O}_2}$

$$m_{\text{air}} = 386,840 \text{ kmol/hr}$$

Le débit des fumées pour un excès d'air de 20% sera :

$$m_{\text{air}} = (0,2+1) \times 386,840$$

$$m_{\text{air}} = 464,208 \text{ kmol/hr}$$

La composition de l'air sera :

$$m_{\text{O}_2}(20\%) = 1/5 m_{\text{air}} = 92,842 \text{ kmol/hr}$$

$$m_{\text{N}_2}(20\%) = 4/5 m_{\text{air}} = 371,366 \text{ kmol/hr}$$

$$m_{\text{O}_2}(\text{en excès}) = m_{\text{O}_2}(20\%) - m_{\text{O}_2} = 15,474 \text{ kmol/hr}$$

$$m_{\text{N}_2} \text{ en excès} = m_{\text{N}_2}(20\%) + m_{\text{N}_2}$$

$$m_{\text{N}_2} \text{ en excès} = 371,366 + 2,136 = 373,502 \text{ kmol/hr}$$

IV.3.1.5 La composition des fumées total (bruleurs et auxiliaires)

La composition des fumées totales sont récapitulés dans le tableau XII :

**Tableau XII:Composition des fumées total (brûleurs
principaux+bruleurs auxiliaires)**

Composition	Débit (Kmol/hr)	Composition %
O2	132,319	3
N2	3205,906	71,9 5,8
CO2	261,401	19,3
H2O	860,825	100
Total	4460,451	

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

IV.4 Détermination de la chaleur absorbée en zone de radiation :

Une partie de la chaleur absorbée en zone de radiation sert au chauffage de la charge jusqu'à la température de réaction, l'autre partie sera absorbée par les réactions chimiques de steam reforming qui sont endothermiques, pour effectuer un bilan de la zone de radiation nous allons procéder comme suit :

1. Détermination de la quantité de chaleur absorbée par la charge :
 - a. Calcul de la quantité de chaleur des réactifs Q_1
 - b. Calcul de la quantité de chaleur des produits de réaction Q_2
 - c. Calcul de la quantité de chaleur sensible Q_S
2. Détermination de la quantité de chaleur de la réaction :

IV.4.1 Détermination de la quantité chaleur absorbé en zone de radiation :

La quantité de chaleur absorbée dans la zone de radiation est donnée par la formule suivante :

$$Q_{ZR} = Q_R + Q_S$$

Avec :

Q_{ZR} : La quantité de chaleur absorbée dans la zone radiation (kcal/hr).

Q_R : La quantité de chaleur absorbée par la réaction (kcal/hr).

Q_S : La quantité de chaleur sensible des produits (kcal/hr).

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

IV.4.1.1 Détermination de la quantité de chaleur absorbé par la réaction :

La quantité de chaleur absorbée par la réaction est calculée à partir de la formule suivante :

$$Q_R = Q_2 - Q_1$$

Q_1 : La quantité de chaleur des réactifs (kcal/hr).

Q_2 : La quantité de chaleur des produits (kcal/hr).

IV.4.1.1.1 Détermination de la quantité de chaleur des réactifs Q_1 :

La quantité de la chaleur des réactifs est déterminée par la formule suivante :

Ou :

m GN+vapeur : Débit total de la charge composée de gaz process et de la vapeur d'eau (kmol /h)

$\Delta H_{\text{réactifs}}$: Enthalpie des réactifs

$$Q_1 = m \text{ GN+vap}$$

$$\Delta H_{\text{réactifs}} = \sum \left(\Delta H_f^\circ + \int_{298\text{K}}^{633\text{K}} C_{p_{\text{réactifs}}} dt + \int_{633\text{K}}^{1023\text{K}} C_{p_{\text{réactifs}}} \right)_i$$

C_p réactifs : La chaleur spécifique molaire à pression constante des constituants

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

$$Cp = a + bT + cT^2$$

ΔH_f° : L'enthalpie standard de formation des réactifs i: Composé

La composition de la charge de steam-reforming est représentée dans le tableau XIII :

Tableau XIII: résultats des calculs de la chaleur des réactifs

Composant		Pourcentage molaire %
Azote	N ₂	1,51
Dioxyde de carbone	CO ₂	0,052
Methane	CH ₄	21,8
Ethane	C ₂ H ₆	1,90
Propane	C ₃ H ₈	0,52
butane	C ₄ H ₁₀	0,18
n butane	C ₄ H ₁₀	0,18
i pentane	C ₅ H ₁₂	0,052
n pentane	C ₅ H ₁₂	0,052
Hexane	C ₆ H ₁₄	0,026
Vapeur d'eau	H ₂ O	73,72

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

Tableau XIV: Résultats des calculs de la chaleur des réactifs

Composant	y_i	ΔH_f° (kcal/kmol)	ΔH_{633K} (kcal/kmol)	$\Delta H = \int_{633K}^{1023K} C_p dt$ kcal/kmol	$\frac{1023k}{\Delta H}$ kcal/kmol	Y_i $\times \Delta H_{1023k}$
N2	0,015	0	-2331,96	2876,77	-5208,7	78,130
CO ₂	0,00052	-94052	-91368,38	3620,65	-87747,7	-45,63
CH ₄	0,218	-17889	-15285,61	4065,06	-11220,5	-2446,07
C ₂ H ₆	0,019	-20236	-16854,58	5912,50	-18120,7	-207,89
C ₃ H ₈	0,0052	-24820	-26085,57	7964,86	-23139,1	-942,27
iC ₄ H ₁₀	0,0018	-31452	-33455,77	10316,65	-12965,9	-41,650
iC ₅ H ₁₂	0,0018	-29812	-23683,38	10717,4	-17028,3	-23,34
nC ₅ H ₁₂	0,00052	-36920	-29777,39	12749,07	-14071,7	-8,85
C ₆ H ₁₄	0,00052	-35000	-27352,04	13280,33	-15152,5	-7,32
H ₂ O	0,00026	-39960	-30847,76	15695,17	-52397,9	-3,94
Total	0,737	-57798	-55246,31	2848,34		-38617,30
	1					-42226,13

D'après les résultats du tableau III-12, la chaleur des réactifs :

$$\Delta H \text{ réactifs} = -42266,13 \text{ kcal/kmole}$$

La quantité de chaleur des réactifs :

$$Q_1 = m_{GN+vapeur} \times \Delta H \text{ réactifs}$$

tel que : $m_{GN+Vapeur} = 21,37 \text{ kmol/hr}$

$$\Delta H \text{ réactifs} = -42266,13 \text{ kcal/kmol}$$

D'où la quantité de chaleur des réactifs est égale :

$$Q_1 = -1,08 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

IV.4.1.1.2 Détermination de la quantité de chaleur des produits Q2 :

La quantité de chaleur des produits est déterminée par la formule suivante :

$$Q_2 = m(\text{GS}) \times \Delta H_{\text{produits}}$$

Ou : m_{GS} : Débit total du gaz de synthèse à la sortie du four (kmol/h)

$\Delta H_{\text{produits}}$: Enthalpie des produits

$$\Delta H_{\text{produits}} = \sum \left(\Delta H_f^\circ + \int_{298K}^{1023K} C_{p_{\text{produits}}} dt \right)_i$$

Les résultats sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau IV-13: Résultats des calculs de la chaleur des produits

Composant	Yi	ΔH° (kcal/kmol)	$\int_{298K}^{1023K} C_{pdt}$ kcal/kmol	ΔH_{1023} (kcal/kmol)	$y_i \times \Delta H_{1023}$ (kcal/kmol)
N ₂	0,010	0	5138,83	5138,83	51,388
CO ₂ CO	0,064	-94052	6304.265	-87747,732	-5615,854
CH ₄	0,089	-26416	5120,996	-21295,004	-1895,25
H ₂	0,032	-17889	6668,451	-11220,559	-359,057
H ₂	0,478	0	5041,558	5041,558	2409,864
H ₂ O	0,327 1	-57798	5984,956	-51813,034	-16942,862
Total					-22351,771

D'après les résultats du tableau IV-13, la chaleur des produits :

$$\Delta H_{\text{produits}} = -223\,1,771 \text{ kcal/kmol}$$

Donc la quantité de chaleur des produits :

$$Q_2 = m_{\text{GS}} \times \Delta H_{\text{produits}}$$

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

Tel que : $m_{GS} = 3084,068 \text{ kmol/hr}$ et $\Delta H_{\text{produits}} = -2231,771 \text{ kcal/kmole}$

D'où la quantité de chaleur des réactifs est égale :

$$Q_2 = -68,34 \times 10^6 \text{ Kcal/hr}$$

Après avoir calculé Q_1 et Q_2 , on calcule la chaleur absorbée par la réaction à partir de la formule suivante :

$$Q_R = Q_2 - Q_1$$

$$Q_R = 22,164 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

IV.4.1.2 Détermination de la quantité de chaleur sensible des produits :

La chaleur sensible des produits est donnée par la formule suivante :

$$\Delta H_s = \int_{1023K}^{1093K} C_p dt \text{ Kcal/kmol}$$

Les résultats des calculs sont donnés dans le tableau IV-14 :

Tableau IV-14 : Résultats des calculs de la chaleur sensible

Composant	y_i	ΔH_s (Kcal/kmol)	$y_i \times \Delta H_s$ (Kcal/kmol)
N ₂ CO ₂	0,010	449,749	4,497
CO	0,064	682,62	43,687
CH ₄	0,089	519,156	46,204
H ₂	0,032	856,027	27,392
H ₂ O	0,478	494,677	236,455
Total	0,327	490,146	160,277
	1		518,513

D'après les résultats du tableau IV-14, la chaleur sensible :

$$\Delta H_s = 18,13 \text{ kcal/kmol}$$

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

Donc la quantité de la chaleur sensible est :

$$Q_s = m_{GS} \times \Delta H_s$$

Tel que : $m_{GS} = 3084,068 \text{ kmol/hr}$ et $\Delta H_s = 18,13 \text{ kcal/kmol}$ D'où la quantité de la chaleur sensible est égale à :

$$Q_s = 1, \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

La quantité de chaleur absorbée dans la zone de radiation :

$$Q_{ZR} = Q_R + Q_s$$

$$Q_{ZR} = 23,7 \times 10^6 \text{ Kcal/hr}$$

IV.5 La quantité de chaleur absorbé par la zone de convection:

IV.5.1 La quantité de chaleur absorbé par le F205 chaudière à circulation naturel :

On suppose que la quantité de chaleur nécessaire à la production de la vapeur HP est égale à la chaleur absorbée en négligeant les pertes à travers les parois

$$Q_{F205} = -m_{fumes} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{fumes}} dt$$

$$m_{fumes} = 4460,451 \text{ kmol/hr} \quad , T_2 = 1063 \text{ K}$$

$$C_{p_{fumes}} = 6,931 + 8,759 \cdot 10^{-4} T + 12,591 \cdot 10^{-7} T^2 \quad , T_1 = 1223 \text{ K}$$

$Q_{F20} = 6,84 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$
--

Chapitre IV: Calcul de vérification du rendement du four de steam reforming

IV.5.2 Quantité de chaleur absorbée par le F204 Réchauffeur de GN :

$$Q_{F204} = -m_{GN} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{GN}} dt$$

$$M_{GN} = 561,607 \text{ Kmol/hr}$$

$$T_1 = 303\text{K}$$

$$C_{p_{GN}} = 4,487 + 1,554 \cdot 10^{-2} \cdot T + 0,023 \cdot 10^{-5} \cdot T^2$$

$$T_2 = 693\text{K}$$

$$Q_{F204} = 2,6 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

IV.5.3 Quantité de chaleur consommée par le F206 Réchauffeur d'eau vers F208 :

$$m_{\text{eau}} = 66400 \text{ Kg/hr} = 2964,28 \text{ Kmol/hr}$$

$$T_1 = 376^\circ\text{K}$$

$$C_{p_{\text{eau}}} = 7,7 + 4,594 \cdot 10^{-4}T + 25,209 \cdot 10^{-7}T^2$$

$$T_2 = 569^\circ\text{K}$$

$$Q_{F206} = 3 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

IV.5.4 Quantité de chaleur absorbée par le F203 Surchauffeur de vapeur HP :

$$m_{\text{eau}} = 66400 \text{ Kg/hr} = 2964,28 \text{ Kmol/hr}$$

$$T_1 = 569^\circ\text{K}$$

$$C_{p_{\text{eau}}} = 7,7 + 4,594 \cdot 10^{-4}T + 25,209 \cdot 10^{-7}T^2$$

$$T_2 = 753^\circ\text{K}$$

$$Q_{F203} = 4,7 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Donc la quantité de la chaleur consommée par la zone de convection :

$$Q \text{ convection} = Q_{F20} + Q_{F204} + Q_{F203} + Q_{F206}$$

$$Q \text{ convection} = 20,03 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

IV.6 Calcul du rendement thermique actuel du four :

Le rendement thermique du four est déterminé à l'aide de la formule suivante :

$$\eta = (Q_{\text{radiation}} + Q_{\text{convection}}) / Q_F$$

$$Q_{\text{radiation}} = 23,75 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{\text{convection}} = 20,03 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_F = 65,43 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$\eta = 66,91\%$$

IV.7 Comparaison des résultats obtenus avec le design :

Tableau XV: Récapitulatif des chaleurs échangées par le four (cas actuel et cas design)

	Cas actuel Kcal/hr	Cas design kcal/hr
Q_F	$65,43 \times 10^6$	$71,8 \times 10^6$
Q_{abs}	$23,75 \times 10^6$	$33,81 \times 10^6$
Q_{F205}	$6,84 \times 10^6$	$7,27 \times 10^6$
	$4,97 \times 10^6$	$8,79 \times 10^6$
	$2,69 \times 10^6$	$2,66 \times 10^6$
Q_{F203}	$5,53 \times 10^6$	$2,52 \times 10^6$
Q_{F204}	Isolé	$0,31 \times 10^6$
Q_{F206}	66,91	80,85
Q_{F207}		
Rendement		

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

Commentaire:

On enregistre une baisse notable du rendement de **80.85 %** à **66.91 %** équivalente à presque **14%** de diminution .Les raisons pour cela sont multiples :

- Ancienneté de l'installation

- Les réglages des registres d'air ne sont pas respectés au niveau du four, donc :
 - Soit un excès d'air important donnant des pertes très importantes à partir des fumées.

 - Soit un excès d'air insuffisant donnant des pertes pour imbrûlés.

Résultat et discussion

En comparant les résultats trouvés avec les données du désign on conclue que :

Pour mieux contrôler cette combustion, il faut absolument analyser les fumées à la sortie de la cheminée. En comparant les résultats trouvés avec les données du désign on conclue que :

La quantité de la chaleur actuelle libérée par le four est inférieure à celle du design, dans ce cas la surconsommation du combustible n'est pas encore atteinte car le débit de ce dernier est en fonction de la charge à traiter, lorsqu'on traite des charges plus importantes on a généralement la surconsommation en combustible pour atteindre la température de la réaction et cela selon l'état d'usure de catalyseur.

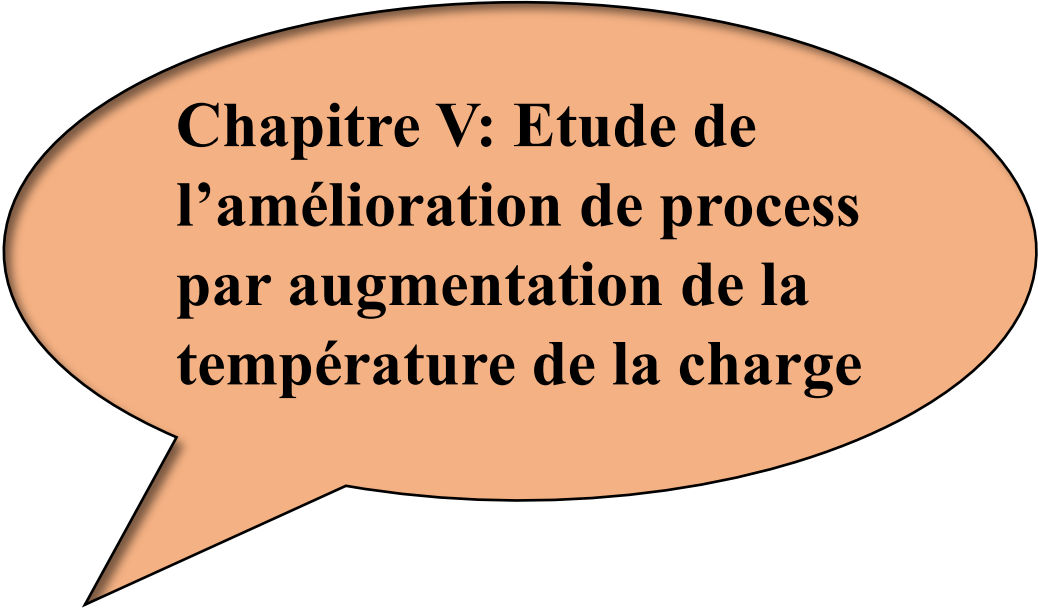
La quantité de la chaleur absorbée en zone de radiation est inférieure à celle du design, a cause de la diminution de l'activité du catalyseur au cours de temps, par conséquent la température de sortie du gaz de synthèse **70°C** inférieure à celle du design qui est de **100°C**.

La chaleur totale consommée par le circuit de génération de vapeur (**F206, F20 , F203** est inférieure à la valeur du design, cela est dû à l'isolement de

Chapitre IV: Calcule de vérification du rendement du four de steam reforming

l'économiseur **F207** et les pertes de la chaleur non absorbée par conduction à travers les parois du four et lors passage des fumées à travers les tunnels par conséquent le circuit génère de la vapeur à **81 bars** alors que dans le cas design le système est conçu pour générer de la vapeur à **2 bars**.

Le rendement global du four de steam reforming est inférieur au rendement design et cela est dû au phénomène de dépôt de carbone qui réduit l'activité du catalyseur et augmente les pertes de charge.

An orange speech bubble with a black outline, containing the chapter title. The bubble has a tail pointing towards the bottom-left.

**Chapitre V: Etude de
l'amélioration de process
par augmentation de la
température de la charge**

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

V.1 Introduction :

Ce chapitre recommande d'adapter les tubes de reforming pour minimiser le dépôt de coke sur le catalyseur. Grâce à l'incorporation d'un économiseur F207, la charge de reforming est préchauffée jusqu'à une température de 460°C avant d'être envoyée dans la zone de radiation du four de reforming à l'eau chaude. Cela permet de diminuer la production de carbone et de prolonger la vidage du catalyseur.

V.2 Description de la modification proposée :

Le gaz naturel passant initialement par l'économiseur F204 pour ensuite être mélangé avec de la vapeur d'eau pour qu'il s'écoule ensuite vers le collecteur d'entrée du four de reforming (F201) à une température d'environ 360°C sera redirigé en aval de la zone de mélange vers l'entrée de l'économiseur F207 pour subir une deuxième préchauffe jusqu'à une température de 460°C.

A la sortie de l'économiseur F207 le mélange sera directement acheminé vers le collecteur d'entrée du four de reforming (F201).

V.3 Données de l'étude :

V.3.1 Données du gaz procédé:

Les données du gaz de process sont regroupées dans le tableau suivant:

Tableau XVI:donnés du gaz process

	Entrée	Sortie
T (°C)	360	460
μ (C _P)	1,91×10⁻²	2,217×10⁻²
ρ (Kg / m ³)	8,341	7,233
C_p (kj/kmol. °C)	43,63	45,40
λ (W/m.K)	6,237×10⁻²	7,366×10⁻²
Mw (kg/kmole)	18,11	18,11
Débit (kmol/hr)	2155,357	2155,357

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

V.3.2 Données des fumées :

$$C_{p_{\text{mélange fumées}}} = 6,931 + 8,759 \cdot 10^{-4} T + 12,591 \cdot 10^{-7} T^2$$

Débit : $m_{\text{Fumées}} = 4460,451 \text{ Kmol/hr}$

Section de passage : $16,25 \text{ m}^2$

Température d'entrée : $T_1 = 500^\circ\text{C}$

V.3.3 Données de l'économiseur F207 :

Surface des tubes nus : $139,5 \text{ m}^2$

Surface d'échange disponible : 949 m^2

Nombre de tubes : 64 tubes

Nombre de passe : 32 passes

Dimension (L × l) : $8077 \times 1310 \text{ (mm)}$

Surépaisseur de corrosion : 1 mm

Diamètre extérieur : 88,9 mm (3 pouces)

Epaisseur des tubes : 7,62 mm

Press Surface des murs : 23 m^2

Pression de service : 92 bars

V.4 Calcul de la chaleur absorbée par l'économiseur F207 :

La chaleur spécifique moyenne de gaz de process est donnée par la formule suivante :

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

$$Q_{F207} = m_{(gaz+vap)} \int_{T_1}^{T_2} C_{pmoy} dT$$

$$m_{(gaz+vap)} = 2155,357 \text{ kmol/hr} \quad , T_1 = 360 \text{ °C} = 633 \text{ K}$$

$$C_p = 7,019 + 18,07 \times 10^{-4} T - 6,38 \times 10^{-7} T^2 \quad , T_2 = 460 \text{ °C} = 733 \text{ K}$$

$$Q_{F207} = 1,71 \times 10^6 \text{ Kcal/hr}$$

Détermination de la température de sortie des fumées :

On suppose que la température cédée par les fumées est égale à celle absorbé par le gaz process (gaz+ vap).

$$Q_{fumées} = Q_{F207}$$

Avec :

$$-m_{fumée} \int_{T_1}^{T_2} C_{Pfumée} dT = 1,71.10^5 \text{ kcal/hr}$$

$$m_{fumée} : \text{débit des fumées} = 4460,451 \text{ kmol/hr}$$

$$C_{Pfumées} = 6,931 + 8,759.10^{-4}T + 12,591.10^{-7}T^2$$

T_1 : température d'entrée des fumées ; $T_1 = 773 \text{ K}$

T_2 : température de sortie des fumées

Après calculs, on trouve une température de sortie coté fumées $T_2 = 725 \text{ K} (452\text{°C})$

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

V.5 Vérification de la surface d'échange pour l'augmentation de la préchauffe de la charge Gaz-Vapeur :

Connaissant la chaleur nécessaire à l'augmentation de la température de la charge (Q_{F207}),

qui est égale à :

$$Q_{F207} = A \cdot U_p \cdot DTLM$$

Tel que :

A : surface d'échange requise (m^2)

U_p : coefficient global d'échange ($kcal/h.m^2.°C$)

$DTLM$: différence de température logarithmique moyenne

V.5.1 Calcul de DTLM :

$$DTLM = \frac{\Delta T_{ch} - \Delta T_{fr}}{\ln \frac{\Delta T_{ch}}{\Delta T_{fr}}}$$

Avec:

$$\Delta T_{ch} = (T1 - t2) \quad \text{et} \quad \Delta T_{fr} = (T2 - t1)$$

Et :

$$\begin{array}{l} T1 = \\ \text{fumées. } T2 \end{array} \left. \vphantom{\begin{array}{l} T1 \\ T2 \end{array}} \right\} \begin{array}{l} 500°C \text{ Coté} \\ = 452°C \end{array}$$
$$\begin{array}{l} t1 = 360°C \\ t2 = 460°C \end{array} \left. \vphantom{\begin{array}{l} t1 \\ t2 \end{array}} \right\} \begin{array}{l} \text{Coté charge de vaporeformage.} \end{array}$$

$$DTLM = 62,4°C$$

V.5.2 Détermination du coefficient global d'échange :

Le coefficient global est calculé à l'aide de la formule suivante :

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_g} + \frac{1}{h_f} + \frac{e}{\lambda}$$

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

Tel que : h_g Coefficient de Transfert coté gaz process, Kcal/h.m².°C ;

h_f Coefficient de Transfert des gaz de combustion (coté fumées),
Kcal/h.m².°C

Pour ce faire, il nous faut calculer h_g et h_f .

V.5.2.1 Calcul du coefficient de transfert coté gaz process h_g (fluide froid)

$$h_g = 0,023 \frac{h}{D} R_e^{0,8} P_r^{0,33}$$

a)-Calcul Nombre de Reynolds :

$$R_e = \frac{G \cdot D}{\mu} = \frac{m \cdot D}{A \cdot \mu} = \frac{4 \cdot m \cdot D}{\pi \cdot \mu \cdot D^2} = \frac{4m}{\pi \cdot \mu \cdot D}$$

G : la vitesse massique.

La viscosité moyenne : $\mu_{\text{moy}} = 2,063 \cdot 10^{-2}$ cp.

La conductivité thermique moyenne : $\lambda_{\text{moy}} = 6,801 \cdot 10^{-2}$ W/m. °K.

Le débit de gaz : $Q = 38992,563$ kg/h = 10,83 kg/s.

Le débit se divise par deux sections de l'économiseur F207

$$R_e = \frac{4 \cdot 10,83}{2 \cdot \pi \cdot 2,063 \cdot 10^{-5} \cdot 73,66 \cdot 10^{-3}}$$

$$R_e = 4,53 \cdot 10^{-3}$$

b)-Calcul de Prandtl Pr :

$$P_r = c_p \times \lambda \cdot \mu$$

$$P_r = \frac{2,4 \cdot 10^3 \cdot 2,063 \cdot 10^{-5}}{6,801 \cdot 10^{-2}}$$

$$P_r = 0,728$$

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

$$h_g = 0,023 \cdot \frac{6,801 \cdot 10^{-2}}{73,66 \cdot 10^{-3}} \cdot (4,53 \cdot 10^6)^{0,8} \cdot 0,728^{0,33}$$

$$h_g = 4040,646 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 3479,97 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

V.5.2.2 Calcul du coefficient de transfert coté fumées h_f (fluide chaud) :

Le coefficient de transfert coté gaz process est calculée par la corrélation de Monrad

$$h_f = \frac{100 + E}{100} (h_c + h_{rg})$$

a) Coefficient de convection pure h_c :

$$h_c = 0,018 C_p \frac{(T^{0,3})(G_{max})^{\frac{2}{3}}}{D^{\frac{1}{3}}}$$

h_f : kcal/h.m².K ;

C_p : chaleur massique moyenne des fumées, kcal/kg. °C ;

G_{max} : vitesse massique des fumées à la section minimale de passage, kg/h.m²

T : température moyenne des fumées (°K):

D :diamètre extérieur des tubes.

$$h_c = 0,018 \cdot 0,3064 \cdot \frac{749^{0,3} \cdot (11,86 \cdot 10^3)^{2/3}}{0,0889^{1/3}}$$

$$h_c = 46,808 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{k}$$

b) Coefficient de radiation des gaz h_{rg} :

$$h_{rg} = (2,2 \cdot 10^{-2} \times T) - 8$$

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

h_{rg} : Kcal/h.m².°C

T : température moyenne des fumées (°K)

$$h_{rg} = (2,2 \cdot 10^{-2} \times 749) - 8$$

$$h_{rg} = 8,47 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$$

c) Effet de la radiation des murs :

$$E(\%) = 100 \frac{h_m \times A_m}{(h_c + h_{rg} + h_m)A_t}$$

A_m : surface des murs de la zone de convection, m²;

A_t : surface extérieure des tubes, m²

h_m : coefficient de radiation des murs : $0,195 \times 0,95 \times (T'/100)^3$ kcal/h.m².°K;

T' : température moyenne des tubes (°K)

$$E(\%) = 100 \cdot \frac{65,15,23}{(46,81 + 8,47 + 65,15) \cdot 139,5}$$

$$E(\%) = 9,16\%$$

D'où, le coefficient de transfert coté fumées h_f :

$$h_f = 60,43 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

Le calcul du coefficient global d'échange :

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{h_g} + \frac{1}{h_f} + \frac{e}{\lambda}$$

$$\frac{1}{U_p} = \frac{1}{3479,97} + \frac{1}{60,43} + \frac{7,62 \cdot 10^{-3}}{42}$$

$$U_p = 55,57 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

Chapitre V: Etude de l'amélioration de process par augmentation de la température de la charge

V.5.3 Calcul de la surface d'échange requise:

$$A = \frac{Q_{F207}}{U_p \times DTLM} \qquad A = \frac{1,71.10^6}{55,57 \cdot 62,4}$$
$$A = 493,14 m^2$$

Interprétation et recommandations :

La superficie d'échange découverte (493,14 m²) pour préchauffer la charge de gaz et de vapeur d'eau est moins grande que la superficie disponible, qui est de 949 m². Nous pouvons donc conclure que la surface de l'économiseur F207 est adéquate pour réaliser cette tâche.

Nous avons deux options pour éviter une surchauffe du gaz de processus causée par une surface excessive du serpentín de l'économiseur F207 :

Il est possible d'ouvrir partiellement le registre des fumées afin de permettre la circulation d'une partie des fumées à travers l'économiseur.

Conclusion Générale

Conclusion Générale

Dans ce modeste travail on a étudié un équipement très important dans l'industrie pétrochimique qui est bien : le four de steam reforming ,et nous avons examiné le phénomène de dépôt de carbone, qui constitue un problème majeur dans cette industrie.

D'après cette étude, nous avons suggéré une solution efficace et abordable pour diminuer le phénomène de dépôt de coke. Nous avons examiné la possibilité d'utiliser un économiseur F207 en stand-by afin d'améliorer la préchauffe de la charge de steam reforming. Les résultats de la proposition nous indiquent qu'elle est faisable et a un bon rendement.

Enfin, afin d'optimiser et d'accroître la production de méthanol, il sera possible de mettre en place une unité de pré reforming afin d'éviter une diminution prématurée de l'activité du catalyseur en réduisant au minimum la formation de dépôts de coke.

Références bibliographiques.

- [1]: O. M'rah, D. Bourouis, Synthèse et optimisation de la résine « la colle L10 » au niveau du complexe CP1Z. Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf, 2020.
- [2]: F. Nehari, L. Yazid, Etude de problème d'augmentation de la charge (gaz naturel) au niveau du CP1/Z ARZEW. Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf, 2019.
- [3]: Fellouh.,k. Allouch, Etude des pertes d'eau dans l'unité méthanol (cas du complexe CP1/Z d'Arzew).Mémoire de Master , Université des sciences et de la Technologie de Mostaganem Abdelhamid Ibn Badis 2023.
- [4]: Z. Ghaoues, A. Hamamda, Amélioration des paramètres fonctionnels du four de steam reforming (F201) pour l'obtention du gaz de synthèse au niveau du complexe pétrochimique CP1/Z D'ARZEW. Mémoire de Master, Université M'hamed Bougara - Boumardes, 2022.
- [5]: I. Benkabilia, Etude de l'influence d'injection du CO₂ dans le réacteur de synthèse de méthanol sur le rendement en méthanol Complexe (CP-1Z). Mémoire de Master, Université des Sciences et de la Technologie d'Oran Mohamed Boudiaf.
- [6] :Manuel opératoire du complexe CP1Z.
- [7] S. Taam, Récupération des vapeurs d'eau dans le complexe CP1/Z calcul et dimensionnement. Mémoire de Master, Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem, 2020.
- [8]: I. Mellah, F. Messaoudi, Diminution du dépôt de coke dans le four de steam reforming F201 de l'unité méthanol au niveau du complexe CP1/Z d'Arzew. Mémoire de Master, Université M'hamed Bougara – Boumardes, 2022.
- [9] : Hymphreys and Glasgow, Manuel d'exploitation Vol 1 : « unité de méthanol » Octobre 1971.
- [10]:H.Hartani,A.Toudjine, Diminution de dépôt de coke par augmentation de température de la charge de F201.Mémoire de Master, Université des sciences et de la Technologie de Mostaganem Abdelhamid Ibn Badis 2019
- [11]:L.Meftah,L. Zeggaoui, etude des performances du four de steamreforming f201 de la section de production du gaz de synthese au niveau du complexe petrochimique cp1/z d'arzew.Mémoire de Master, Universite M'hamed Bougara-Boumerdes 2017.
- [12] : Withier « chapitre 2 : Fours tubulaires, le pétrole, raffinage et génie chimique Tome 2 » Edition technip.1972.
- [13] : Hymphreys and Glasgow, Manuel d'exploitation Vol 2 : « Four de reforming » Octobre 1971.
- [14] Manuel d'exploitation Vol 2 : « Four de reforming » Oct 1971
- [15]: <https://www.larousse.fr/dictionnaires/francais/catalyseur/13725>
- [16]: <https://www.flexfuel-company.com/informations-techniques>

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

[18]: <https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/archives-th12/archives-operations-unitaires-genie-de-la-reaction-chimique>

[19]: A.V.KRAVTSON E.D.IVANCHINA L.V.KRUPENYA S.A.GALUSHIN « Reduction of coke formation on Pt-Re gasoline reforming catalysts ». Tomsk polytechnical university, leninskiy (Russia) 2001.

[20] BOUCHARB Abdessalam ; DJENANE Mohamed Améziane « Verification de performance de four de steam reforming F201 » Novembre 2013

[21] Benkaddour Med Rafik ; «Diminution de dépôt de coke par augmentation de température de la charge de F201» Avril 2015.

