



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

People's Democratic Republic of Algeria

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministry of Higher Education and Scientific Research

جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم

Abdelhamid Ibn Badis University - Mostaganem

كلية العلوم والتكنولوجيا

Faculty of Sciences and Technology

قسم هندسة الطرائق

Department of Process Engineering



Department of Process Engineering

The Date

Ref :...../U.M/F.S.T/2023

قسم هندسة الطرائق

التاريخ :

رقم : / ج. م. ك. ع. ت. // 2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries pétrochimiques

Option : Génie Pétrochimique

Thème

**Récupération des condensats acide issus de la section de
décarbonatation par installation d'une section de traitement**

Présenté par

FAKRET Mohamed Zakaria

BENNACER Aoued

Soutenu le 26/06/2023 devant le jury composé de :

Président :	M ^{me} MEZOUAGH Amina	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	M ^{me} FARES Zineb	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	M ^{me} MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2022/2023

Remerciement

Nous remercions tout d'abord le bon dieu pour son aide tout au long de nos étude et de nous avoir permis de réaliser ce travail .

*Nous tenons à remercier Madame **MOHAMED SEGHIR Zahira** ; notre encadreur qui nous a orienté dans notre travail et mis tous les moyens pour arriver à ce but*

*Nous exprimons également nos remerciements à Mme **MEZOUAGH amina** d'avoir accepter de présider notre soutenance.*

*Nous exprimons également nos remerciements à Madame **FARES Zineb** d'avoir accepter d'examiner mon travail de mémoire.*

Enfinement tous nos remerciements vont à nos proches toujours présent pour nous, sans oublier nos amis Pour leurs amabilité et entière disposition.

Sommaire

Introduction générale	1
Chapitre I : Présentation du complexe FERTIAL	3
I.1 Introduction.....	4
I.2 Situation géographique du complexe.....	4
I.3 Activités.....	6
I.4 Organisation travail/sécurité au niveau du complexe FERTIAL.....	7
I.4.1. Direction production.....	7
I.4.2. Direction maintenance.....	7
I.4.3. Direction technique.....	7
I.4.4. Direction manutention.....	7
I.4.5. Direction administration.....	7
I.4.6. Direction ressources humaines.....	7
I.4.7. Département sécurité.....	8
Chapitre II :Présentation de l'unité d'ammoniac	9
II.1 Introduction.....	10
II.2 Généralité sur l'Ammoniac.....	10
II.2.1 Historique des conditions de synthèse de l'Ammoniac.....	10
II.2.2 Propriétés physiques.....	10
II.2.3 Propriétés chimiques.....	11
II.3 Objectif du procédé Kellogg.....	11
II.4 Diagramme de fabrication et de contrôle.....	12
II.5 Synoptique générale.....	13
II.6 Procès de fabrication d'ammoniac.....	14
II.6.1 Description générale d'unité.....	14
II.6.2 Description de l'unité par section.....	16
II.6.2.1 Section de reforming.....	16
II.6.2.2 Section de décarbonatation (élimination de CO ₂).....	21
II.6.2.3 Opération de méthanisation.....	23
II.6.2.4 Section de compression de gaz de synthèse.....	25
II.6.2.5 Section de synthèse et réfrigération d'ammoniac.....	26
Chapitre III : Récupération du condensat acide de le séparateur 102F	35
III. Description du système stripping à l'unité NH ₃ -II.....	36
III.1 Historique.....	36
III.2 Description du système stripping.....	36
III.3 Les analyses effectuées au niveau de laboratoire.....	38
III.4 Suivie d'analyse des condensats traités par le stripping.....	39
III.5 Les résultats d'analyses effectués sur les condensats de procédés traités pendant 10 jours par le système de stripping à l'entrée et la sortie.....	41
III.6 Comparaison des résultats obtenus.....	47
III.7 Conclusion.....	48
Conclusion Générale	49
Références bibliographiques.....	50

Liste des figures

Figure I.1: Complexe FERTIAL d'Arzew	5
Figure II.1: Schéma de fabrication et de contrôle.....	12
Figure II.2: Schéma présentant la Synoptique générale... ..	13
Figure II.3: Schéma présentant l'opération de désulfuration... ..	17
Figure II.4: schéma présentant l'opération de reforming de gaz avec la vapeur	19
Figure II.5: Schéma présentant l'opération de conversion de CO... ..	21
Figure II.6: schéma présentant la section de décarbonatation... ..	22
Figure II.7: Schéma présentant le circuit de régénération de la solution MDEA	23
Figure II.8: Schéma présentant la section méthanisation... ..	24
Figure II.9: Schéma présentant la section de compression de gaz de synthèse	26
Figure II.10: Schéma présentant la section de synthèse et réfrigération d'ammoniac	27
Figure II.11: Schéma présentant la synthèse d'ammoniac	28
Figure II.12: Schéma présentant l'opération du Récupération de gaz de purge	30
Figure II.13: Schéma présentant l'opération du Réfrigération d'ammoniac	31
Figure II.14: Schéma présentant la section de décarbonatation	34
Figure III.1: Schéma présentant récupération des condensats (stripping)	37
Figure III.2 :Les valeurs de PH- mètres à la sortie de système stripping 1103-E	41
Figure III.3: Les valeurs de conductivité à la sortie de système stripping	42
Figure III.4: Les valeurs de TA à la sortie de système stripping	43
Figure III.5: Les valeurs de TAC à la sortie de système stripping	44
Figure III.6: Les valeurs de CO2 à la sortie de système stripping	45
Figure III.7: Les valeurs de NH4+ à la sortie de système stripping	46
Figure III.8: Histogramme de comparaison entre les valeurs des analyses (entré/sortie) stripping.....	47

Liste des tableaux

Tableau III.1: valeur du paramétré du design assurant le bon fonctionnement du système	39
Tableau III.2: Les analyses à l'entrée du stripping (E 1103)	40
Tableau III.3: Les analyses à la sortie du stripping (E 1103)	40
Tableau III.4: Comparaison entre les valeurs des résultats moyennes à l'entrée et sortie de stripping.....	47

Abréviations

FERTIAL : Les fertilisants d'Algérie.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

MDEA : Methyl Diethanol Amine.

PPM : Partie par million.

CO2 : Le dioxyde de carbone.

LTS : Section de shift à basse température.

PH : Potentiel hydrogène.

101-C, 102-C , 1144C A/B/C/D, 109C et 106-C : Echangeurs.

LCV429 et FCV409 : vannes.

102F, 118F : Séparateur.

101-U : Dégazeur.

101E : Une colonne d'absorption.

103-J : Compresseur.

Résumé :

Cette étude a pour objective de Récupérer les condensats acide issus de la section de décarbonation par installation d'une section de traitement en essayant de protéger l'environnement de la pollution. Dans ce contexte nous avons fait une étude qui vérifie l'efficacité du stripping et cela en faisant des analyses physico-chimique au niveau des point d'entrée et de la sortie du stripping et en comparant les résultats avec la norme.

FERTIAL sans avoir accès au stripping a permis le rejet vers la mer de l'eau qui contient des substances polluées appelées (condensats acide) constitué de : l'ammoniac, méthanol, le carbone. Cela cause une perte d'eau pure qu'on peut le récupérer facilement et en même temps une pollution au milieu aquatique, surtout l'ammoniac considérée comme extrêmement dangereux et toxique pour ce milieu. Après l'introduction du système de stripping, nous avons pu avoir un avantage environnementale (le respect de l'écosystème) et économique (un grand gain en énergie).

Mots clé :

Condensat acide – Stripping – Décarbonation – Séparateur 102F

Abstract :

The objective of this study is to recover the acid condensates from the decarbonation section by installing a treatment section while trying to protect the environment from pollution. In this context we have carried out a study which verifies the effectiveness of stripping and this by carrying out physico-chemical analyzes at the level of the entry and exit points of the stripping and by comparing the results with the standard.

FERTIAL without having access to stripping allowed the rejection towards the sea of water which contains polluted substances called (acid condensates) consisting of: ammonia, methanol, carbon. This causes a loss of pure water that can be easily recovered and at the same time pollution of the aquatic environment, especially ammonia considered extremely dangerous and toxic for this environment. After the introduction of the stripping system, we were able to have an environmental advantage (respect for the ecosystem) and an economic advantage (a great gain in energy).

Keywords:

Acid condensates – Stripping – Decarbonation – Separator 102F

ملخص:

الهدف من هذه الدراسة هو استعادة المكثفات الحمضية من قسم إزالة الكربون عن طريق تركيب قسم معالجة مع محاولة حماية البيئة من التلوث. في هذا السياق قمنا بإجراء دراسة للتحقق من فعالية التجريد وذلك بإجراء تحليلات فيزيائية كيميائية على مستوى نقاط الدخول والخروج للتعريية ومقارنة النتائج بالمعيار .

يسمح فرتيال دون الوصول إلى التجريد بالرفض باتجاه البحر من الماء الذي يحتوي على مواد ملوثة تسمى (المكثفات الحمضية) تتكون من: الأمونيا والميثانول والكربون. يؤدي هذا إلى فقدان المياه النقية التي يمكن استعادتها بسهولة وفي نفس الوقت تلوث البيئة المائية ، وخاصة الأمونيا التي تعتبر خطيرة للغاية وسامة لهذه البيئة. بعد إدخال نظام التجريد ، تمكنا من (الحصول على ميزة بيئية (احترام النظام البيئي) وميزة اقتصادية (مكسب كبير في الطاقة).

الكلمات المفتاحية:

مكثفات الحمض - التقشير - إزالة الكربونات - الفاصل 102

Introduction générale

Il serait plus judicieux d'exposer notre travail en commençant par rappeler l'importance vitale et économique de l'eau.

C'est un élément précieux de première nécessité dont la composition pourra varier avec les différents besoins de l'homme. C'est un excellent solvant des substances organiques, minérales et des gaz. On peut noter également qu'il sert à refroidir par échange thermique ou évaporation : il est vecteur de produits solubles, de substances en suspension, utilisé aussi comme élément de circulation intégré dans la fabrication, il est de nature et de concentration variables suivant les régions en fonction des terrains traversés.

Vu la modernisation et l'évolution de l'industrie de nos jours, cet élément est de plus en plus consommé pour satisfaire aux besoins thermiques et électriques.

Donc on a tendance à bien l'utiliser et surtout à l'économiser. Pourtant, les sens propres de ces termes s'échappent quand on observe ce qui se passe réellement dans les industries ; des quantités énormes, traduites par des chiffres « choquants », montent le degré de négligence envers cet élément si Précieux. Cela est constaté ainsi par le rejet industriel vers la mer ou vers d'autres destinations.

Dans la plupart du temps ces rejets ne répondent à aucune conformité avec les normes mondiales.

Pour la protection de l'environnement ce dernier prend une place grandissante dans notre société ; il est devenu d'ailleurs au cœur des Préoccupations humaines, si l'on en croit les résultats d'une enquête publiée par « environnement magazine » [1] et qui place l'environnement en deuxième position derrière la sécurité des biens et des personnes, les dépenses de la France en matière de production de l'environnement continuent de progresser au rythme de 3 à 4% par ans, à un taux voisin de celui du PIB (produit intérieure-Brut).

Introduction

C'est pour cela et pour un environnement meilleur, moins pollué, avec moins de risques affectent la santé de l'homme et de tout autre espèce vivante, qui subit les effets médiocres de la pollution, on a prévu de procéder au traitement des condensats plus particulièrement sortants au séparateur (102F) du process de production de l'ammoniac installé au complexe de fabrication des engrais chimiques (ASMIDAL-FERTIAL), situé à proximité de la ville de Oran.

D'énormes quantités d'élément essentiel sont rejetées vers les égouts, en direction des eaux de mer. Ces rejets ont une tendance néfaste et parfois dangereuse notamment avec le cumul des autres rejets des condensats des autres installations de toutes les unités du complexe.

C'est dans cette voie et à partir d'idées proposées sur site qu'il nous a semblé intéressant de recycler ces condensats, bien entendu après traitement approprié.

A cet égard, notre travail s'est inscrit dans l'objectivité de traiter les condensats dans le but de récupérer l'eau de qualité conforme à son utilité: comme vapeur de process.

Pour ce faire notre travail s'est départagé notamment en deux parties: la première partie, qui nous semble essentielle, exposée l'étude bibliographique plus une problématique qui nous a permis de choisir la technique de traitement des condensats en question. La deuxième partie, qui constitue la partie la plus immense et volumineuse de ce mémoire, est consacrée au traitement choisi.

Chapitre I :

Présentation du complexe

FERTIAL

I.1 Introduction :

La société « **FERTIAL** » [2], plus connue sous le nom de la « Société des fertilisants d'Algérie », une filiale d'ASMIDAL spécialisée dans la production d'engrais azotés et phosphatés et située à Annaba. Cette entreprise née de la restructuration d'ASMIDAL (ASMIDAL étant issue de la restructuration de Sonatrach) a été rachetée par le groupe espagnol Villar Mir à hauteur de 66% (équivalent de 123 millions d'euros) alors que les 34% restants sont toujours détenus par ASMIDAL. L'usine Alzofert (située à Arzew a également connu le même sort puisqu'elle a été regroupée dans la filiale Fertial ou, en d'autres termes absorbée par **FERTIAL**. Somias, une autre filiale d'ASMIDAL qui a, à sa charge, le volet maintenance a été cédé pour sa part au groupe tunisien Alkilama pour un taux de 55%. C'est le cas pour STTP, chargée de la production et reprise par WOODGROUP à hauteur de 55%.

L'entreprise exporte l'ammoniac vers l'Espagne, la France, l'Italie, la Grèce, la Belgique, Cuba, la Grande-Bretagne, le Maroc et la Turquie et de manière générale, Fertial accorde aujourd'hui une grande importance au développement de l'agriculture en Algérie.

I.2 Situation géographique de l'entreprise:

L'usine FERTIAL [2] est située à 45 Kms au nord Est de la ville d'Oran, elle s'étend sur une superficie de 60 hectares au sein de la zone industrielle d'Arzew, implantée en bordure de la mer et distante de 03 Kms au Nord Est de la ville d'Arzew et à 04 Kms au Nord-Ouest de la ville de Béthioua.

Elle est limitrophe de l'usine GNL1 à l'est, de l'usine GPL2 à l'ouest, et de l'Institut Algérien de Pétrole (IAP) au sud.



Figure I.1: Complexe FERTIAL d'Arzew.

I.3 Activités :

Le complexe FERTIAL d'Arzew [2] est spécialisé dans la fabrication **d'ammoniac, d'acide nitrique et des engrais azotés**, a été conçu pour atteindre aux objectifs suivants :

- Valoriser les hydrocarbures par un traitement local ;
- Satisfaire la demande nationale en matière d'engrais azotés ;
- Dégager le surplus pour l'exportation des engrais et de l'ammoniac.

La plateforme industrielle utilise comme matière première le Gaz naturel provenant par pipeline des gisements de HASSI R'MEL, et pour réaliser ces objectifs le complexe FERTIAL dispose principalement de :

- ❖ Deux unités de productions d'ammoniac avec une capacité de production de 1000T/J pour chacune, suivant deux procédés différents **CHEMICO** et **KELLOGG** ;
- ❖ Trois unités de productions d'acide nitrique avec une capacité de production de 400T/J pour chacune, fonctionnant selon le procédé **CHEMICO**.
- ❖ Trois unités de fabrication de nitrate d'ammonium d'une capacité de 500T/J pour chacune, fonctionnant selon le procédé **CHEMICO** ;
- ❖ Deux unités de stockage d'ammoniac a -33°C de capacité de 20000 Tonnes pour chacune ;
- ❖ Deux unités (hangar) de stockage et de conditionnement de nitrate d'ammonium (les engrais) de capacité de 20000 tonnes et 30000 tonnes. Ainsi qu'en équipement :
- ❖ Deux pompes d'eau de mer ;
- ❖ Trois unités de traitement de l'eau de mer pour la production d'eau dessillée et déminéralisée appelées utilités ;
- ❖ Un centre enfûteur d'ammoniac ;
- ❖ Un groupe turbo alternateur pour la production de l'énergie électrique;
- ❖ Un laboratoire d'analyse physico-chimique ;
- ❖ Des ateliers de maintenance ;
- ❖ Deux magasins généraux pour pièces de rechange ;
- ❖ Un magasin de produits chimiques ;

- ❖ Un parc de stockage.

I.4 Organisation travail/sécurité au niveau du complexe FERTIAL :

L'usine FERTIAL d'Arzew comporte six directions et un département de sécurité répartis comme suit :

I.4.1. Direction production :

Cette direction a pour rôle de diriger l'exploitation des installations du complexe et d'en assurer le bon fonctionnement en conformité avec les procédures de marche et du programme établis.

I.4.2 Direction maintenance :

Celle-ci est responsable des interventions de réparation de tous les équipements et /ou appareils en panne dans le complexe. Il dispose des services pour assurer les différentes prestations sollicitées.

I.4.3 Direction technique

Elle est appelée à faire le suivi des équipements et leur contrôle, à contrôler la qualité des matières premières, produits intermédiaires, produits finis (analyse laboratoire), à faire le suivi des travaux neufs et modifications (Engineering), le contrôle process des unités.

I.4.4 Direction manutention

Cette direction est chargée de l'expédition des produits finis (ensachage, le transport maritime : port, etc

I.4.5 Direction administration :

La direction ADM est chargé de la gestion administrative du personnel (paie, assurance, congé).

I.4.6 Direction ressources humaines :

Il gère les ressources humaines du complexe avec ses services en prenant en charge la courbe de carrière des agents, il est responsable de la formation, des relations extérieures, de la documentation, des sports et loisirs.

I.4.7 Département sécurité :

La sécurité est instituée en département et composée de 03 services :

- Le service prévention ;
- Le service intervention ;
- Le service surveillance

Chapitre II:

Présentation de l'unité d'ammoniac

II.1 Introduction :

Les deux unités d'ammoniac construites à des périodes différentes fonctionnent selon deux procédés différents « Chemico » et « Kellogg » [3]. Pour notre part, nous nous sommes attelés à l'étude de l'unité la plus récente, en l'occurrence l'unité Kellogg encore appelée NH_3 .

II.2 Généralité sur l'Ammoniac :

II.2.1 Historique des conditions de synthèse de l'Ammoniac :

Dans le passé, la technologie mise en œuvre pour la fabrication de l'Ammoniac variait assez largement ; la seule caractéristique commune à tous les procédés était la synthèse catalytique de l'Ammoniac sous haute pression.

Mis en évidence par Priestley en 1774, sa formule a été établie par Berthollet en 1785. En 1914, Haber et Bosch ont commencé à fabriquer l'Ammoniac à partir de l'azote atmosphérique et l'hydrogène moléculaire, la réaction exothermique se déroulait à des températures et pressions élevées sur catalyseur à base de fer.

Quatre ans plus tard, ce procédé a été perfectionné et exigeait une pression de 1000 bars et une température de 600°C .

Le choix de la pression de synthèse dépend de certain nombre de facteurs tels que : le type de catalyseur, la méthode de récupération du produit, la pureté de gaz de synthèse produit, et la technique de recyclage des gaz ; c'est ainsi que des unités ont opéré jusque vers 1965 à des niveaux de pression supérieurs à 300-350 bars, voire de 150 bars.

II.2.2 Propriétés physiques :

L'Ammoniac est un gaz incolore, doté d'une forte odeur caractéristique. Il est nettement moins dense que l'air ; un litre pèse moins de 0,6 gr dans les conditions ordinaires. L'Ammoniac est facile à liquéfier ; à 20°C , il suffit de le comprimer à 9 ATM. Sous la pression atmosphérique normale, l'Ammoniaque liquide bout à -34°C . Commercialement, l'Ammoniac est vendu à l'état liquide dans des récipients en acier où la pression est de quelques atmosphériques.

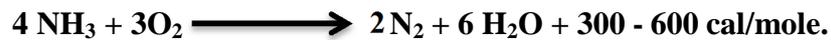
L'Ammoniac est un gaz soluble dans l'eau ; à la température ordinaire, 1 litre d'eau en dissout environ 800 litre.

La solution commerciale, appelée ammoniaque, est un liquide incolore, un peu moins dense dans l'eau, de même odeur que le gaz ammoniac ; elle contient par litre environ 250 litre de gaz NH_3 .

II.2.3 Propriétés chimiques :

A la température ordinaire, le gaz ammoniac est un composé stable. Sa dissociation en hydrogène et azote ne commence que vers 450-500°C ; en présence de certains métaux comme le fer, le nickel, l'osmium, le zinc et l'uranium, cette décomposition commence dès la température de 300°C et elle est presque complète vers 500-600°C.

Le gaz ammoniac brûle à l'air au contact d'une flamme en donnant principalement de l'azote et de l'eau.



L'Ammoniac réagit sur de nombreux oxydes et peroxydes : le peroxyde de chlore à froid, l'anhydride iodique à chaud, les perchlorates qui, vers 250°C donnent lieu à une réaction violente. A -80°C, le peroxyde d'azote solide et l'ammoniac liquide réagissent avec explosion.

II.3 Objectif du procédé Kellogg :

L'installation est calculée pour la production de 1000 tonnes par journée de production d'ammoniac liquide, en partant des matières premières préliminaires qui comprennent le gaz naturel, la vapeur de l'eau et l'air. Ceci s'accomplit par la méthode de reforming « Kellogg » [3] à haute pression.

II.4 Diagramme de fabrication et de contrôle :

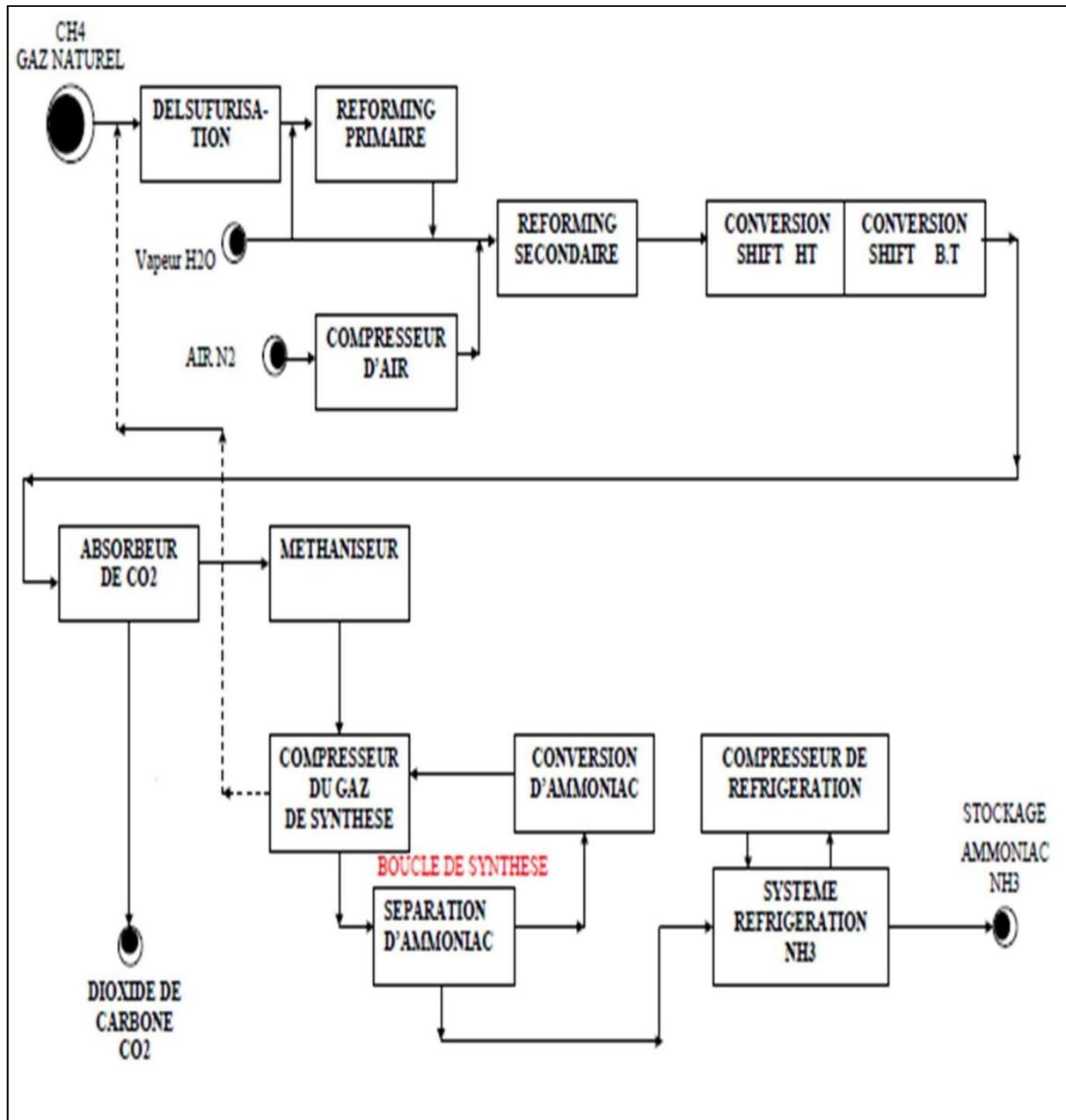


Figure II.1 : Schéma de fabrication et de contrôle.

II.5 Synoptique générale :

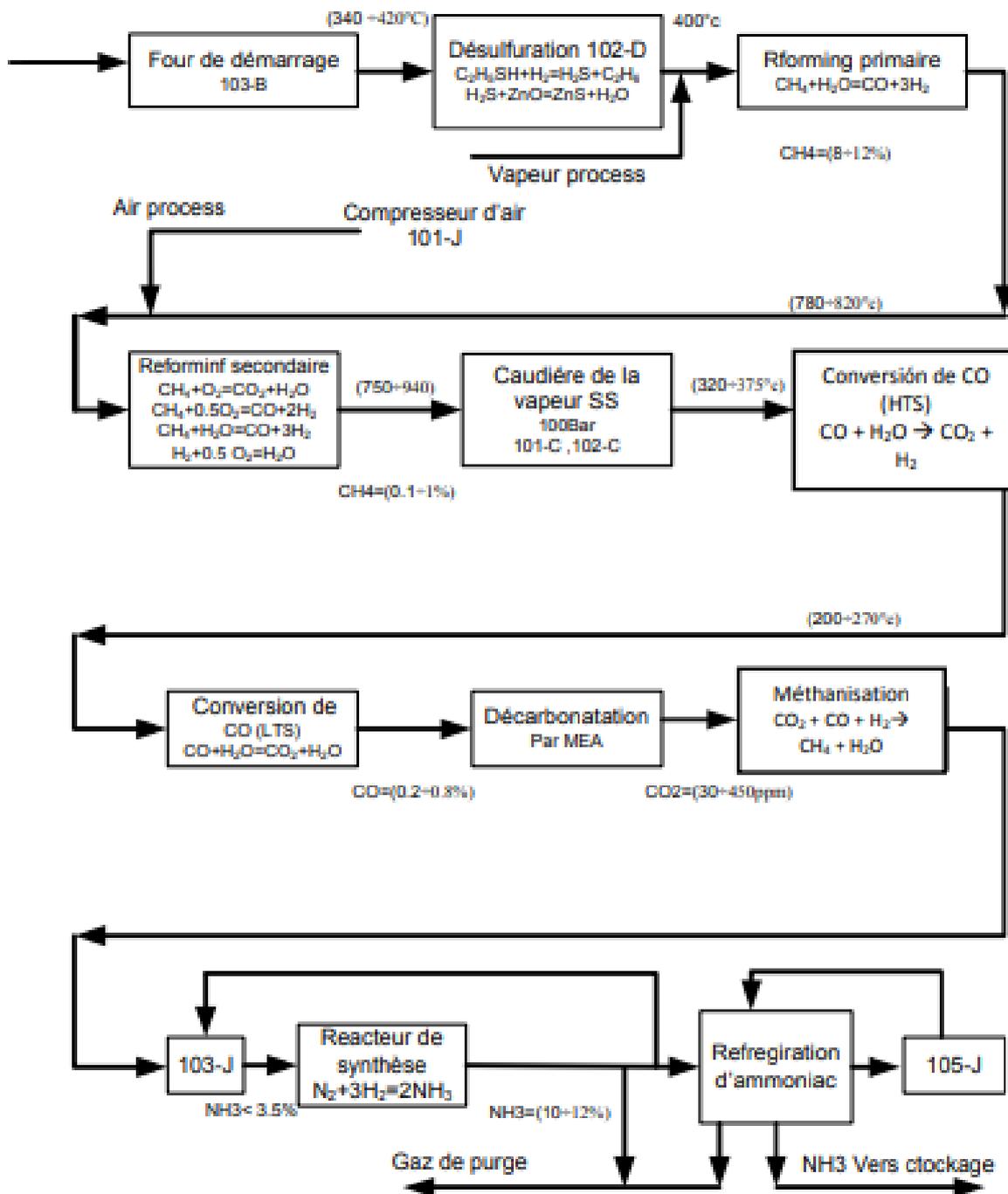


Figure II.2: Schéma présentant la Synoptique générale.

II.6 Procès de fabrication d'ammoniac :

II.6.1 Description générale de l'unité :

Le processus d'ammoniac est un ensemble de sections :

1. Section de reforming

- Opération de désulfuration
- Opération de reforming de gaz avec de la vapeur
- Opération de conversion de CO
- Opération de méthanisation

2. Section de décarbonatation (d'élimination de CO₂)

3. Section de compression de gaz de synthèse

4. Section de synthèse et réfrigération d'ammoniac

- Opération de récupération de gaz de purge

L'unité est conçue pour produire jusqu'à 1000 Tn/jour d'ammoniac anhydre par un processus de reforming catalytique de gaz naturel avec de la vapeur, procédé de KELLOGG [3].

Le gaz naturel d'alimentation est désulfuré avant de l'introduire au reforming, pour éliminer des éventuelles traces de soufre.

Le reforming catalytique du gaz avec vapeur est effectué dans deux étapes, où ses hydrocarbures (CH₄) sont transformés principalement en H₂, CO et CO₂, et reste un résiduel de méthane entre 8 et 12%. Dans la seconde étape de reforming on ajoute l'air à ce courant de gaz pour obtenir N₂ afin d'avoir un rapport H₂/N₂ adéquat dans le gaz de synthèse.

Le CO est éliminée du gaz en passant par la Conversion de CO dans deux étapes, la première à haute température et la seconde à basse température, en réduisant la teneur en CO à des valeurs inférieures à 0,5 %.

Le CO₂ et la vapeur d'eau sont éliminés du gaz processus dans la décarbonatation, le CO₂ par absorption avec la solution à MDEA, en réduisant sa teneur à des valeurs inférieures à 500ppm tandis que la vapeur d'eau est éliminée par condensation et séparation. Une partie du CO₂ éliminé du gaz est récupérée pour l'exporter à des unités avoisinantes pour la production du méthanol.

Le (CO et CO₂) résiduels sont transformés en méthane (CH₄) en passant par la Méthanisation catalytique avec H₂, en obtenant le gaz de synthèse purifié, ce gaz est comprimé, à partir d'une pression approximativement 25 bar jusqu'à environ (110 à 140 bar),

et envoyé vers la boucle de synthèse.

Dans un convertisseur catalytique approximativement à 137 bar et 440° C, on obtient du gaz ammoniac, qui par réfrigération, condensation et séparation, en envoyant à l'unité de stockage cryogénique de 20.000 T. de capacité, où il est distribué aux consommateurs internes et à l'expédition.

Pour éviter l'accumulation des gaz inertes tel que le méthane et l'argon dans la boucle de synthèse on extrait les gaz de purge, par refroidissement dans une première phase l'ammoniac est éliminé est postérieurement récupérée et envoyé vers stockage, Le reste de gaz qui contient environ 5% d'ammoniac maximal est envoyé vers le four pour l'utiliser comme fuel gaz.

II.6.2 Description de l'unité par section :

II.6.2.1 Section de reforming :

a. Opération de désulfuration :

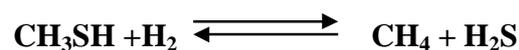
Le gaz naturel d'alimentation de l'unité d'ammoniac, peut contenir des composés de soufre qui agissent comme polluants pour le nickel et le cuivre, métaux lesquels se basent les catalyseurs. Pour assurer une durée raisonnable et prolongée de ces catalyseurs, il est nécessaire que la teneur en soufre dans le gaz d'alimentation soit inférieur 0.5 ppm.

Pour obtenir ces conditions le gaz naturel est désulfuré, consistant une hydrogénation des composés de soufre non réactifs et, postérieurement, à une adsorption du sulfure d'hydrogène formé avec oxyde de zinc. L'hydrogénation est effectuée à une température approximative 400°C et en présence d'un catalyseur de cobalt – molybdène.

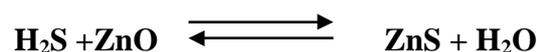
Le gaz naturel à environ (45 bar et 25° C) est divisé en deux courants : une comme alimentation au procès et l'autre que préalable réduction de pression approximativement à 1.8 bar, est utilisé comme gaz combustible avec les gaz de purge.

Le courant utilisé comme gaz procès, est préchauffé dans la partie convection basse température du four ; postérieurement le FR-122 mesure le débit nécessaire pour le gaz procès, en réchauffant jusqu'à approximativement 400° C dans le préchauffeur de désulfuration 103-B, en ayant préalablement ajouté le gaz d'hydrogénation nécessaire (200-1300 Nm³/h). Ce mélange de gaz réchauffés à 400° C passe au réacteur de désulfuration 102-D, composé d'un lit de catalyseur de cobalt - molybdène et un lit d'oxyde de zinc.

- Le premier lit transforme les composés de soufre en H₂S et sont adsorbés dans le second lit par l'oxyde de zinc pour avoir le ZnS selon les réactions suivantes :



- Deuxième lit: Ce lit est formé d'un catalyseur à base d'oxyde de zinc (ZnO) qui joue le rôle de l'adsorbeur du composé sulfureux.



Dans cette opération, la teneur en soufre est réduite de 1 ppm à 0,25 ppm. À la sortie de la désulfuration le gaz contient moins de 0.50 ppm de soufre, et il est disponible pour l'alimentation du reforming.

Pour le chauffage du gaz dans le 103-B, on utilise le gaz de combustion.

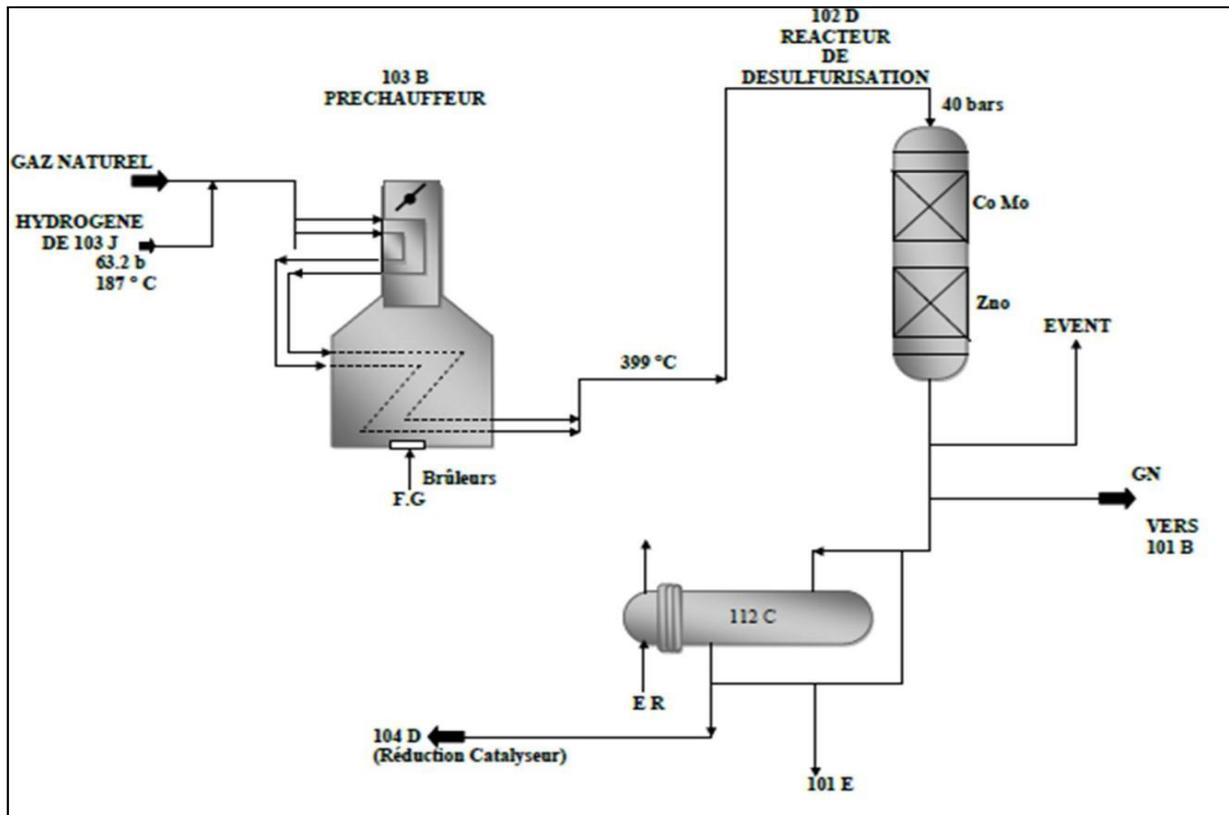


Figure II.3: schéma présentant l'opération de désulfuration.

b. Opération de reforming de gaz avec la vapeur :

Le procès de reforming à la vapeur est effectué dans deux étapes. Le gaz naturel d'alimentation au procès, avec le gaz d'hydrogénation de désulfuration sont contrôlé par la FIC-104 et sont mélangé avec la vapeur d'eau d'une pression d'environ 39 bar, laquelle est contrôlé par FIC-105 et pour l'injecter au reforming primaire. Le rapport vapeur/carbone, normal pour les conditions de travail est environ 3,3/1.

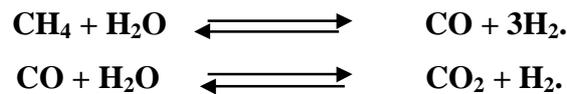
La distribution de l'alimentation de reforming primaire est effectuée dans 378 tubes catalytiques, disposés verticalement et distribués dans 9 files de 42 tubes chacune.

Les tubes contiennent du catalyseur composé principalement d'oxyde de nickel. Les tubes porte-catalyseurs se trouvent dans le dénommé four de reforming, lequel a ses parois couvertes de réfractaire et d'isolant.

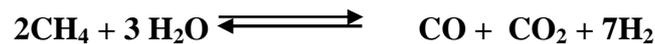
La chaleur nécessaire pour les réactions endothermiques qui ont lieu est fournie par 200 brûleurs distribués dans 10 rangés qui utilisent comme combustible le gaz naturel de combustion, en étant réglé la température de sortie de reforming primaire avec la température TI-101-31.

Les fumées de la combustion sortent par la partie latérale inférieure et passent au canal de fumées, où sa chaleur est cédée pour réchauffer le mélange gaz/vapeur (la ligne mixte), l'air de procès, réchauffer la vapeur de haute pression 100 bar), préchauffé l'eau d'alimentation des chaudières, réchauffer de même le gaz de combustion de four de reforming.

Les réactions qui se produisent dans des conditions normales d'opération peuvent être simplifiées dans la suivante :



Réaction globale:



Le pourcentage de CH_4 est contrôlé par le service laboratoire avec une fréquence d'une fois par 6 heures, dont la valeur normale 8 -12 %.

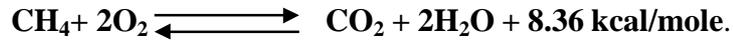
Le reforming secondaire reçoit le gaz effluent du primaire, plus d'air de procès pour apporter le N_2 nécessaire pour fournir le rapport H_2/N_2 requise pour la synthèse de l'ammoniac.

L'air passe pour être réchauffé dans un serpentin installé dans la partie convection du four de reforming primaire d'où sort approximativement à quelque 590 °C et passe à un brûleur installé dans la partie supérieure de reforming secondaire où il se mélange avec l'effluent de reforming primaire, en ayant lieu dans cette zone la première réaction, fortement exothermique, celle de l'oxygène de l'air avec l'hydrogène du gaz.

D'ici coulent les gaz à travers le lit de catalyseur de nickel, en présence duquel, ont lieu des réactions de reforming comme :

Les réactions sont endothermiques ; le résultat net de ces réactions est une température maximale dans la zone de combustion, devant le catalyseur, pour réduire ensuite la longueur de la masse de catalyseur, au fur et à mesure qu'ont lieu les réactions de reforming.

* Premier lit:



* Deuxième lit:



La température du gaz à la sortie est généralement entre 950°C et 1.100° C, suivant l'activité du catalyseur. Cette activité est contrôlée au moyen d'analyse de CH₄ à la sortie du 103-D par le service laboratoire, dont la valeur normale est de (0.2 - 0,6 %).

Le gaz procès qui sort du reforming secondaire dirigé vers les chaudières de récupération de chaleur 101-C et 102-C génératrices de vapeur 100 bar, pour sortir avec une température de (315 - 380°C), ce qui est nécessaire pour passer à la suivante opération, celle de conversion de CO en CO₂, Cette température est contrôlée par le contrôleur TRC à 102.

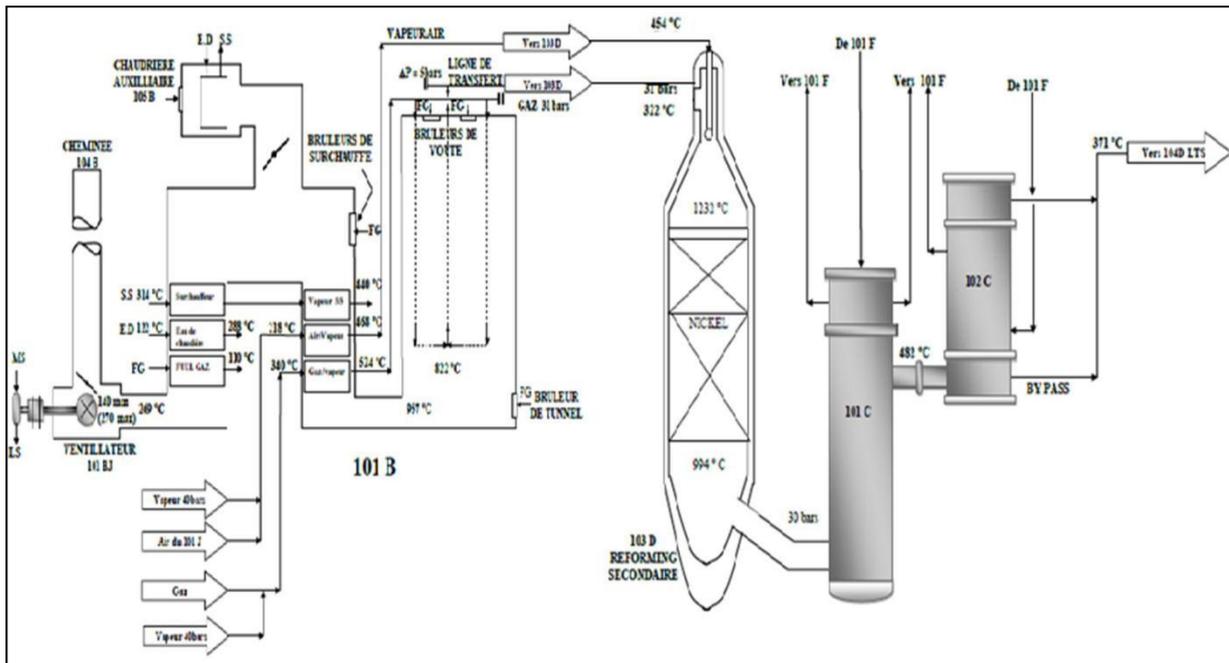


Figure II.4: Schéma présentant l'opération de reforming de gaz avec la vapeur.

c. Opération de conversion de CO :

Dans cette section on mène la conversion de la plus grande quantité du CO contenu dans le gaz, qui en présence d'un catalyseur, réagit avec la vapeur d'eau, pour être transformé en H₂ et CO₂, En réduisant la teneur en CO jusqu'à (0,16 - 0,50 %), selon la réaction :



La réaction est exothermique, c'est pourquoi la température du gaz à la sortie est supérieure à celle de l'entrée. Pour des raisons d'équilibre chimique, la réaction de conversion est effectuée en deux étapes, conversion de CO haute température et conversion de CO à basse température.

Le gaz procès sortie reforming, refroidie à 315 - 380° C, entre au réacteur de conversion de CO à haute température qui contient un lit de catalyseur de chrome, fer et cuivre et sort à une température entre 330-400° C.

Le CO dans le gaz sortie de ce réacteur est analysée par le laboratoire, dont les valeurs sont de 2.5 à 4.5 %.

Le gaz procès plus la vapeur qui n'a pas réagi doivent être refroidis jusqu'à 190 - 230°C avant d'entrer dans le réacteur de conversion de CO en CO₂ à basse température.

Ce courant de gaz se refroidie en passant par deux échangeurs ; dans le premier nous produisons une partie de la vapeur saturée de 100 bar et dans le deuxième nous réchauffons le gaz à l'entrée de Méthanisation. Le contrôle de température à l'entrée au convertisseur de CO de basse température est effectué le contrôleur TRCV103.

La teneur en CO dans le gaz à la sortie de ce réacteur est analysée par laboratoire dont les valeurs normales (0,1 - 0,7 %).

Le gaz et la vapeur qui n'ont pas réagi sortent du réacteur à une température de 210 -240C°.

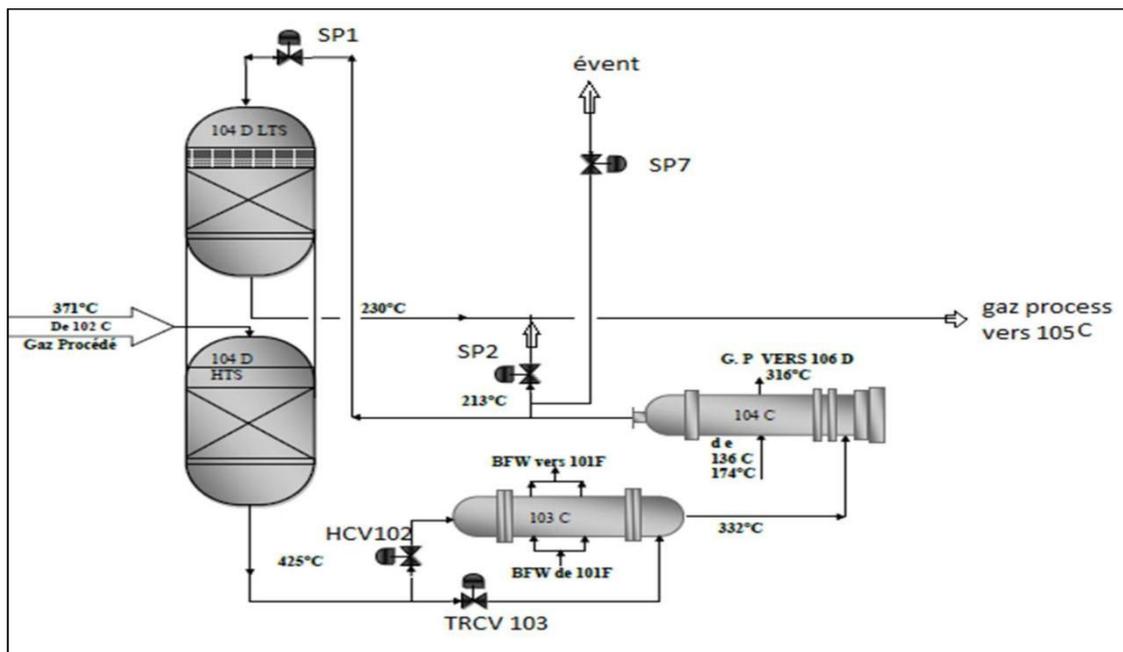


Figure II.5: Schéma présentant l'opération de conversion de CO

II.6.2.2 Section de décarbonatation (élimination de CO₂) :

Description du Procès :

Le gaz procès qui sort de la conversion passe ensuite vers la section de décarbonatation où il est nécessaire d'éliminer le CO₂ par une solution aqueuse appelée l'MDEA, en absorbant le CO₂ dans une colonne d'absorption 101E.

a. Circuit d'absorption de CO₂ :

Le gaz de procès est amené à la température de saturation 177° C par injection des condensats de 102-F, Ensuite le gaz passe à travers deux rebouilleurs reliés en parallèle 105-C.A/B, où il cède une partie de sa chaleur pour chauffer la solution MDEA située dans le fonds des colonnes de régénération.

Ici le gaz de procès se refroidi jusqu'à une température approximativement 127° C, en passant, ensuite, par l'échangeur 106-C où il est refroidi jusqu'à 80° C en chauffant de l'eau déminéralisé consommée par l'unité, ce courant de gaz passe à travers un ballon séparateur 102F avant d'entrer dans l'absorbeur, pour séparer les condensats du gaz procès.

Le gaz passe ensuite du bas vers le haut d'une colonne de vingt plateaux appelée absorbeur

(101E), à contre-courant avec la solution MDEA de lavage, le gaz qui sort par le haut de la colonne entre dans un ballon séparateur 118F, d'où tout liquide entraîné est séparé, le gaz passe en suite dans le méthaniseur, dont la teneur en CO₂ dans le gaz à la sortie de l'absorbeur est contrôlée par le service laboratoire, dont la valeur normale est inférieure à 500ppm.

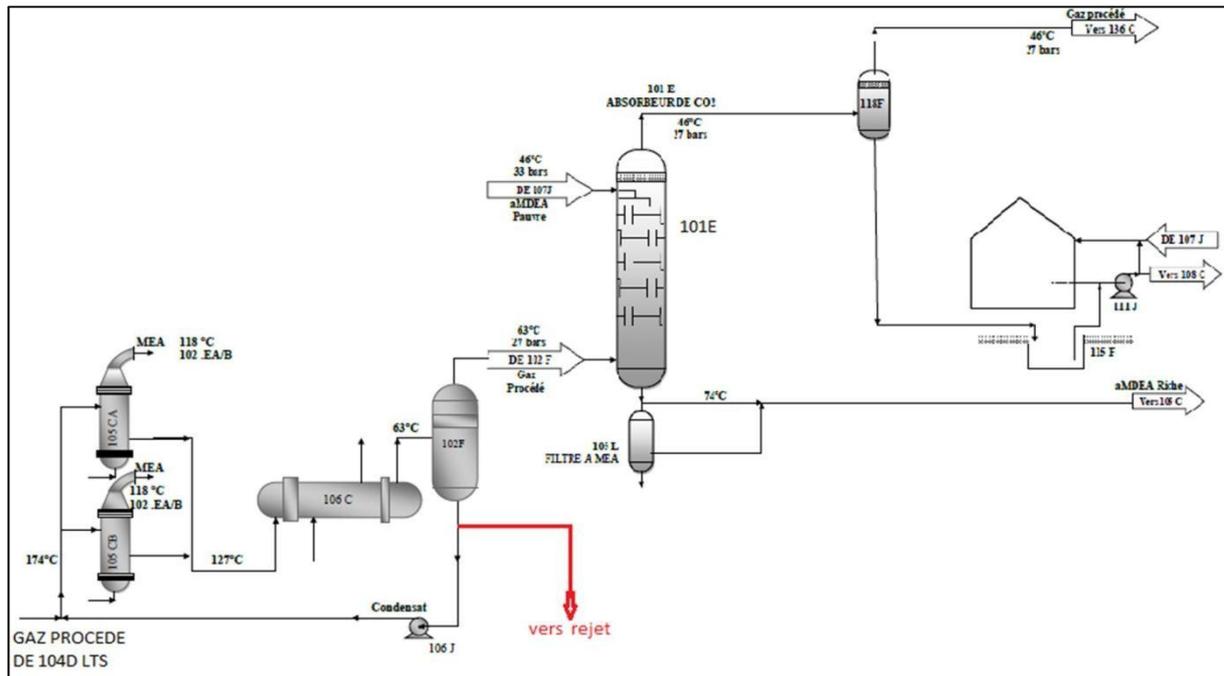


Figure II.6: Schéma présentant la section de décarbonatation.

b. Circuit de régénération de la solution MDEA :

La solution MDEA sort du fond de l'absorbeur (solution riche en CO₂) à une température d'environ 112° C pour aller aux strippers de CO₂ (deux colonnes de régénération (102-E, A/B). D'où le CO₂ est extrait de la MDEA qui est récupéré pour être utilisé à nouveau.

Le produit récupère de la chaleur dans les échangeurs 109C, du MDEA pauvre qui sort des strippers pour s'écouler par le côté tubes de deux paires d'échangeurs en parallèle, la MDEA riche entre dans les strippers par le distributeur placé au-dessus de 17 plateaux, le débit vers 102E /A est réglé par la FIC-106 et vers 102E/B par FIC-107.

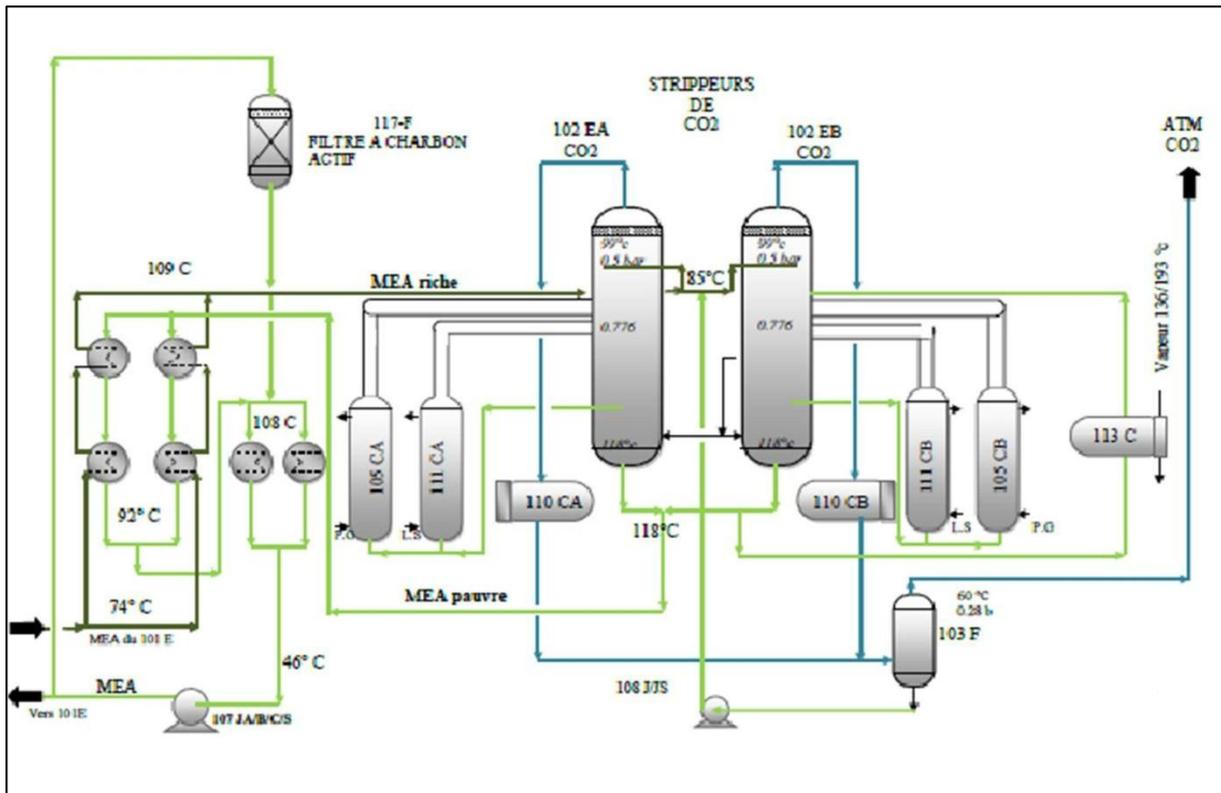
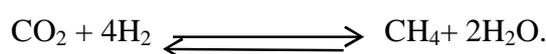
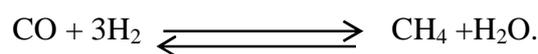


Figure II.7: Schéma présentant le circuit de régénération de la solution MDEA (Élimination de CO₂).

II.6.2.3 Opération de méthanisation :

La teneur en (CO+CO₂) dans le gaz obtenus après la conversion à basse température et l'élimination de CO₂ ne satisfait pas les exigences techniques requises pour le catalyseur de synthèse d'ammoniac.

À la sortie de la station d'élimination de CO₂, le gaz contient moins de 500 ppm de CO₂ et pas plus de 0.7% de CO, lesquels sont éliminés au moyen d'hydrogénation en méthane. Les réactions sont exothermiques et développés comme suite :



Le catalyseur est composé d'oxyde de nickel. La température de service de ce réacteur est de (260 - 360° C).

Le gaz de procès de la section d'élimination de CO_2 a une température de 70-80° C, et Comme L'hydrogénation et la conversion en méthane du CO et du CO_2 contenu dans le gaz, s'effectue seulement à des températures supérieures à 260°C dans le réacteur de Méthanisation, le gaz passe par l'échangeur 136-C (inter étage 103J) puis par le 104-C, le contrôle de la température à environ (260 à 360°c) à l'entrée du méthaniseur se fait par la TRC-104, le gaz de procédé entre par le haut du méthaniseur et traverse le lit catalytique à base de nickel où tous oxydes carboniques se transforme en méthane et eau.

Le gaz qui sort du méthaniseur est alors progressivement refroidi par l'eau d'alimentation de chaudière dans 114-C, par l'eau déminéralisée dans 115-C et enfin par l'eau de refroidissent de 2003F dans 142-C, pour entrer dans le ballon séparateur 104F à l'aspiration du compresseur de synthèse, à environ une température de (35°C, 50°C). La teneur en ($\text{CO}+\text{CO}_2$) dans le gaz de sortie du méthaniseur est analysée par le laboratoire, étant les valeurs normales inférieure à 15 ppm.

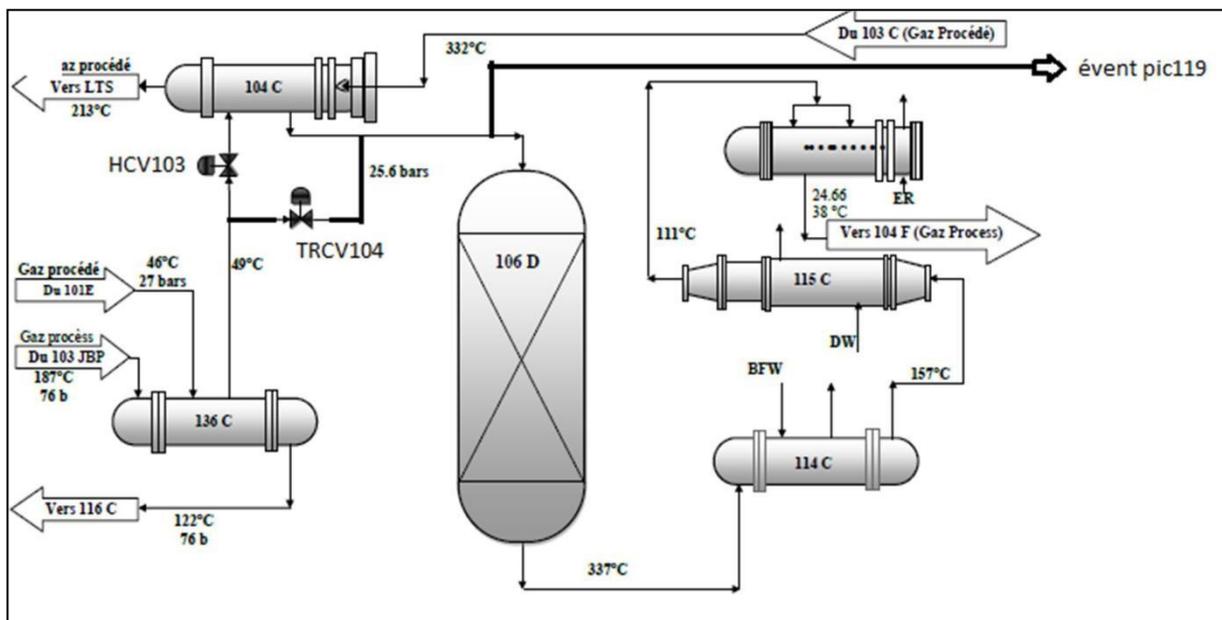


Figure II.8 : Schéma présentant la section méthanisation

II.6.2.4 Section de compression de gaz de synthèse :

Le gaz de synthèse déjà purifié à travers la Méthanisation, est comprimé à partir d'une pression d'environ (24 à 26 bar), jusqu'à une pression de synthèse (110 à 140bar). L'eau séparée du gaz de synthèse dans le 104-F est envoyée à l'égout, la pression de service du 104F normalement de l'ordre de (24 à 26bar), elle est contrôlée par le régulateur PRC à 120 qui règle l'arrivée de vapeur dans la turbine 103-JBT, contrôlant ainsi la vitesse du compresseur de synthèse 103-J.

Le compresseur de synthèse 103-J est composé de deux étages, haute et basse pression montée sur la même ligne d'arbre et entraînés par les turbines haute et basse pression (103-JAT et 103JBT) sur le même arbre.

La vapeur SS à 100 bars consommée par la turbine de contrepression (103JAT) est de l'ordre de (260 T/h), elle est surchauffée approximativement jusqu'à environ 450° C et s'échappe de cette dernière à environ 340°C et 40 bar.

La turbine à condensation consomme environ 10 T/h de la vapeur échappée et envoyée ensuite vers le dégazeur après condensation.

Le gaz de synthèse venant de 104-F entre dans le corps basse pression et est comprimé jusqu'à (62 à 67bar) un léger débit de ce gaz est injectée en amont du préchauffeur de désulfuration pour l'hydrogénation.

La chaleur créée par la compression est absorbée en faisant passer le gaz par l'échangeur 136-C refroidi par le gaz qui sort de l'absorbeur, puis par le réfrigérant intermédiaire 116-C refroidi à l'eau de la boucle de refroidissement, et finalement par le refroidisseur intermédiaire du compresseur de gaz de synthèse 129-C avec de l'ammoniac.

Une déviation est prévue pour 136-C avec vannes papillon reliées pour la continuité de la circulation.

A partir de la sortie 129-C le gaz va au séparateur 105-F .A ce point la température normale doit être de l'ordre de (6 à 11°c) ; étant donné que l'eau est contenue dans le gaz, des mesures doivent être prises pour éviter que la température du fluide atteigne 0°c. Le liquide entraîné est séparé dans 105-F pour aller à l'égout.

Le gaz sort de 105-F, passe par un tamis contre entrainement et est aspiré au deuxième étage. Le débit est mesuré par FIC-112 qui régule la vanne de contrôle dans la ligne de recyclage vers l'aspiration du premier étage prévue pour éviter de surcharger le compresseur

lorsqu'il fonctionne à de faibles débits.

En plus de gaz venant du séparateur de premier étage, un gaz de recyclage à (100 à 125 bar).et environ 45°C venant de la boucle de synthèse, entre le deuxième étage par l'aspiration à la dernière roue .cette circulation représente environ 85% de refoulement final du compresseur.

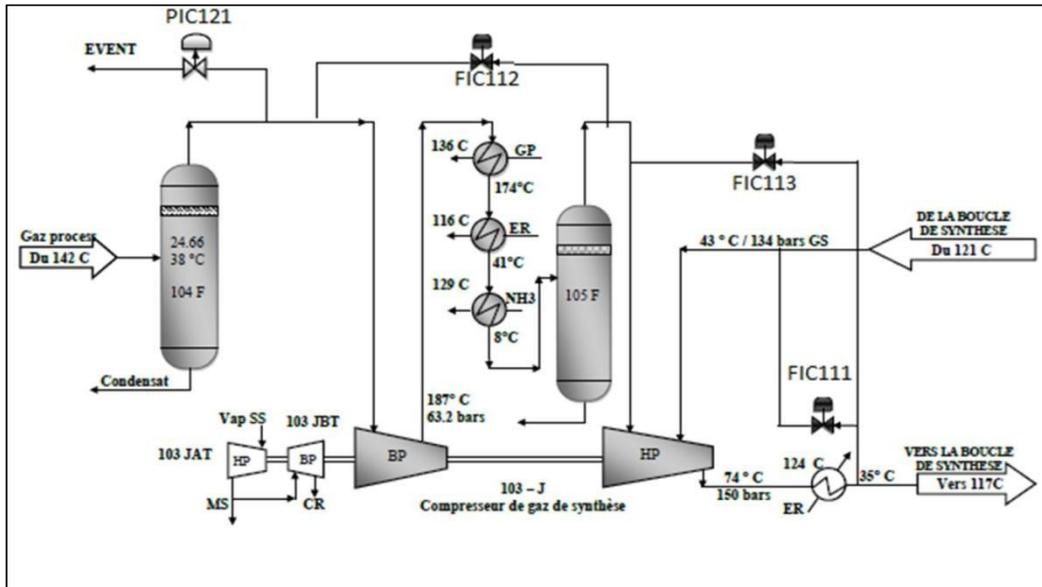


Figure II.9: Schéma présentant la section de compression de gaz de synthèse

II.6.2.5 Section de synthèse et réfrigération d'ammoniac :

a. Synthèse d'ammoniac :

Le gaz refoulé de 103-J à environ (110 -138bar) et 70°C est refroidi à l'eau dans le 124-C jusqu'à (35 à 45°C). Le collecteur principal de refoulement du compresseur se divise en deux circuits de refroidissement, un circuit à débit régulé par HCV-104 est pour une circulation par 120-C où le gaz est refroidi à environ (-4 à -9°C) par échange de chaleur avec le gaz qui sort de séparateur 106-F à environ (-17 à -23°C).

L'autre circuit passe successivement par 117-C où le gaz est refroidi jusqu'à 19°C par de l'ammoniac à environ (11 à 17°C), et par 118-C où ce gaz est refroidi jusqu'à environ (1 à -3°C) avec de l'ammoniac à -7°C.

Les deux circuits se rejoignent et le gaz est soumis à un dernier refroidissement dans le 119-C par échange avec l'ammoniac à environ (-26 à -33°C).

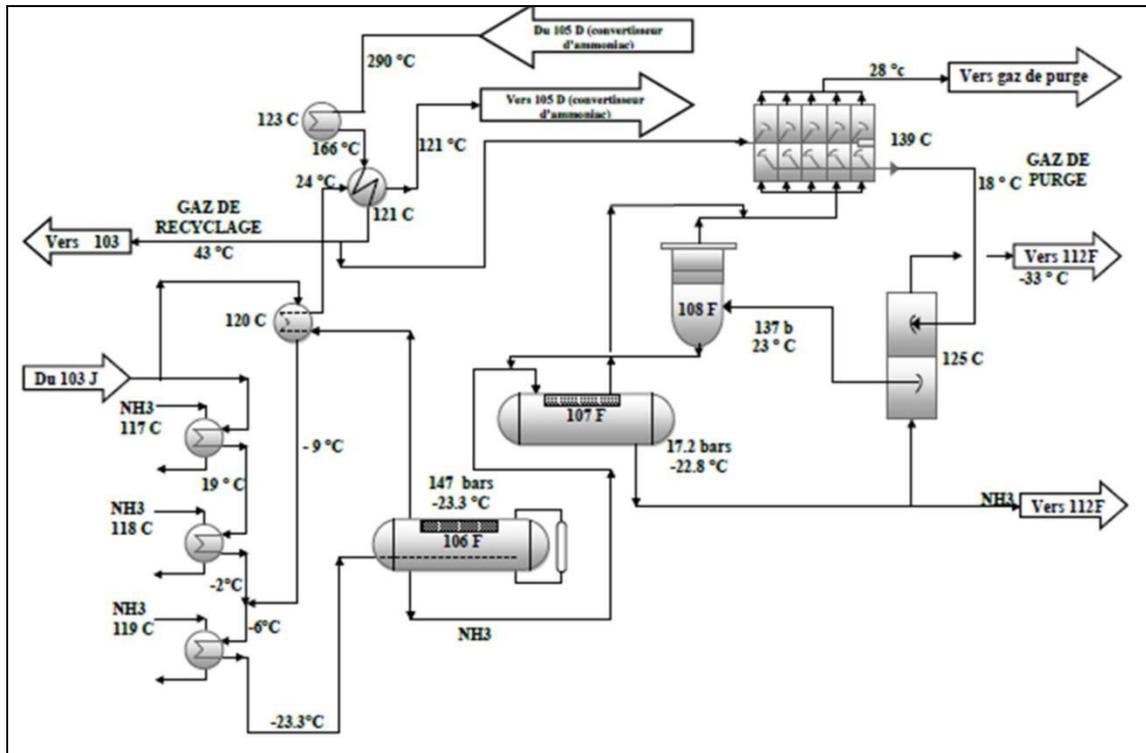
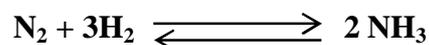


Figure II.10 : Schéma présentant la section de synthèse et réfrigération d'ammoniac

L'ammoniac liquide condensé par refroidissement est séparé dans 106-F, le gaz qui sort de 106-F avec sa teneur en ammoniac faible environ 2 à 3% est chauffé jusqu'à 24°C par l'ammoniac d'alimentation de séparateur, dans 120C, ensuite à environ 144°C avec le gaz de sortie de convertisseur dans 121C, à ce point une analyse du gaz est effectuée par le service laboratoire avec une fréquence d'une fois par 6 heures.

Le gaz de synthèse passe ensuite au convertisseur d'ammoniac 105-D où se passe la formation d'ammoniac selon la réaction suivante :



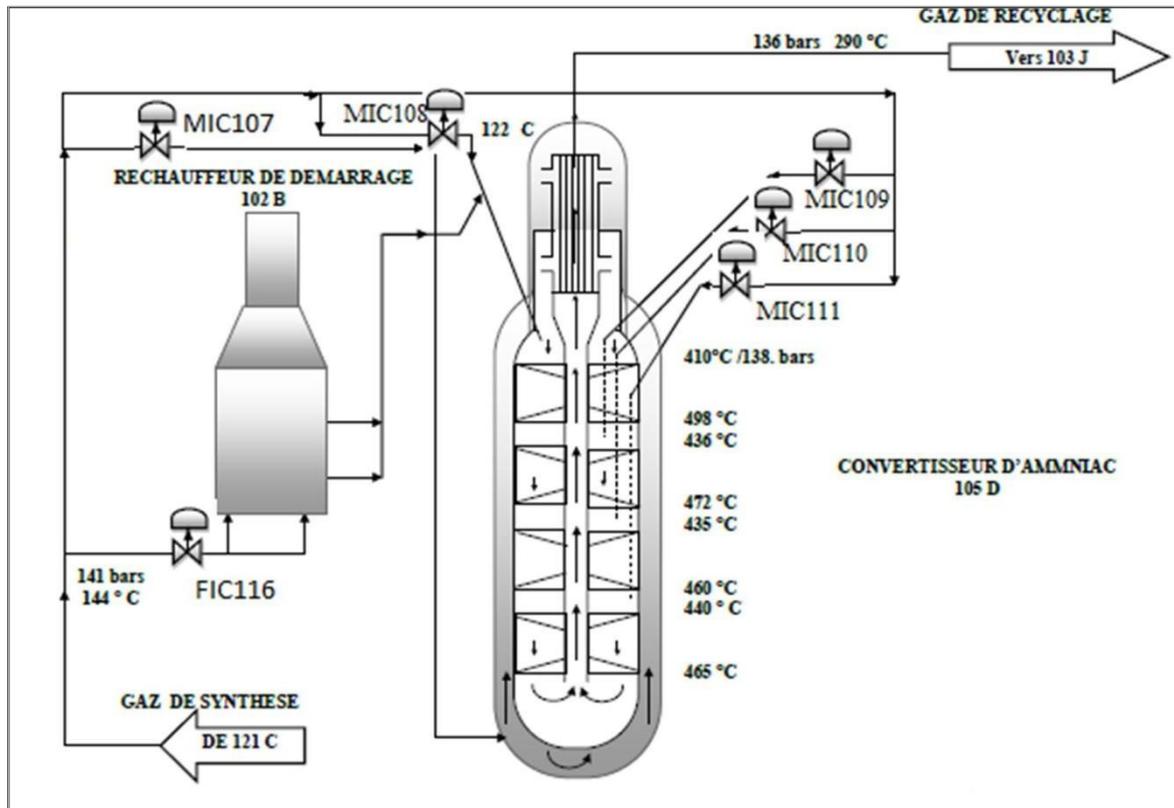


Figure II.11: Schéma présentant la synthèse d'ammoniac.

Le débit étant contrôlé par la MIC-107, le gaz d'alimentation entre par le fond du convertisseur, remonte par l'espace annulaire entre l'enveloppe (ou panier) du catalyseur et l'enveloppe extérieure de l'appareil, le gaz passe ensuite par la coté calandre de l'échangeur

122-C, récupère la chaleur de sortie du convertisseur, et redescend par les quatre lits catalytique à base de fer.

Des mesures sont prises pour injecter un gaz froid à 144°C et refroidir les espaces entre les lits afin de maintenir le catalyseur à une température optimum pour un rendement maximum de cet appareil, ces injections sont actionnées à partir de la salle de contrôle pour contrôler la température de sortie de chaque lit catalytique .Le gaz sort du convertisseur en passant par les tubes de l'échangeur 122-C.

Le gaz chaud qui sort du convertisseur à environ (270° à 290°C) et contient un taux d'ammoniac d'environ (10 à 12%), est refroidi par l'eau d'alimentation de chaudière jusqu'à environ 175°C dans le 123-C, ensuite par le gaz d'alimentation au convertisseur jusqu'à

environ 50°C dans le 121-C. le gaz de sortie va ensuite à la roue de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 103-J.

Le débit étant contrôlé par la MIC-107, le gaz d'alimentation entre par le fond du convertisseur, remonte par l'espace annulaire entre l'enveloppe (ou panier) du catalyseur et l'enveloppe extérieur de l'appareil, le gaz passe ensuite par le côté calandre de l'échangeur 122-C, récupère la chaleur de sortie du convertisseur, et redescend par les quatre lits catalytique à base de fer.

Des mesures sont prises pour injecter un gaz froid à 144°C et refroidir les espaces entre les lits afin de maintenir le catalyseur à une température optimum pour un rendement maximum de cet appareil, ces injections sont actionnées à partir de la salle de contrôle pour contrôler la température de sortie de chaque lit catalytique .Le gaz sort du convertisseur en passant par les tubes de l'échangeur 122-C.

Le gaz chaud qui sort du convertisseur à environ (270° à 290°c) et contient un taux d'ammoniac d'environ (10 à 12%), est refroidi par l'eau d'alimentation de chaudière jusqu'à environ 175°C dans le 123-C, ensuite par le gaz d'alimentation au convertisseur jusqu'à environ 50°C dans le 121-C. le gaz de sortie va ensuite à la roue de recyclage du compresseur de gaz de synthèse 103-J.

b. Récupération de gaz de purge

Une partie du gaz qui va à la roue de recyclage est injectée au système de gaz combustible, pour limiter la concentration des produits inertes d'argon et de méthane dans la boucle de synthèse. Ces gaz inertes réduisent la pression effective du produit de synthèse.

Ce gaz est repris à la sortie de 121-C par le séparateur de purge 108-F, refroidi préalablement à environ 18°C dans 139-C, par le gaz provenant de 108-F, ensuite jusqu'à environ (-17 à -24°C) dans 125-C, refroidi par l'ammoniac venant de 107-F et allant vers 112F

.l'ammoniac se condense dans 108-F et est dirigée vers 107-F puis vers 112-F.

Le gaz relativement libéré d'ammoniac sort de 108-F par le tamis contre entraînements, il est contrôler par la FIC a 117 à partir de la salle de contrôle, ce gaz se combine avec le gaz de sortie 107-F, chauffé à environ 21°C dans le 139-C par le gaz d'alimentation de 108-F, il est ensuite dirigé vers le système de gaz de combustion.

Ce gaz de purge, avec celui du ballon de réfrigérant 109-F, se combine au gaz en aval de la canalisation du serpentin de préchauffage dans 101-B pour éviter la formation de carbonate d'ammonium ($\text{CO}_2 (\text{NH}_3)_2$) ce qui boucherait les brûleurs et les lignes de gaz combustible.

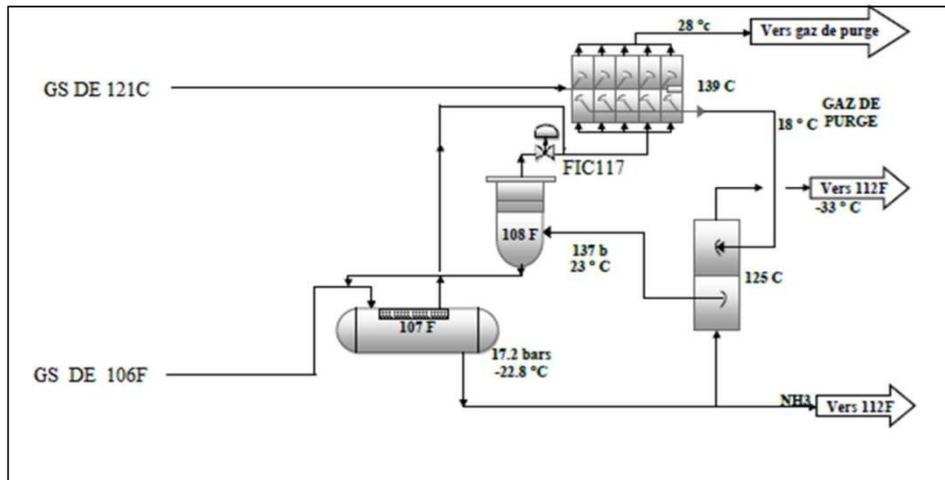


Figure II.12: Schéma présentant l'opération du Récupération de gaz de purge.

c. Réfrigération d'ammoniac

L'ammoniac liquide dans 107-F est détendu sous le contrôle de LIC-125 et va au ballon de détente 112-F. Un circuit séparé du produit et contrôlé par la FIC-124, venant de 107-F, va au ballon 112-F, il passe à travers le refroidisseur de gaz de purge 125-C.

Le système de réfrigération d'ammoniac à trois étages sert à refroidir les condensats d'ammoniac dans la boucle de synthèse, de récupérer l'ammoniac des gaz libres, et procure le refroidissement inter étage du compresseur de gaz de synthèse. Les trois étages de refroidissement sont d'environ (17 à 12°C), (-2 à -7°C) et (-25 à -33°C).

Le transfert au stockage ou à d'autre unité consommatrice du produit ammoniac liquide anhydre, s'effectue à partir de la réfrigération.

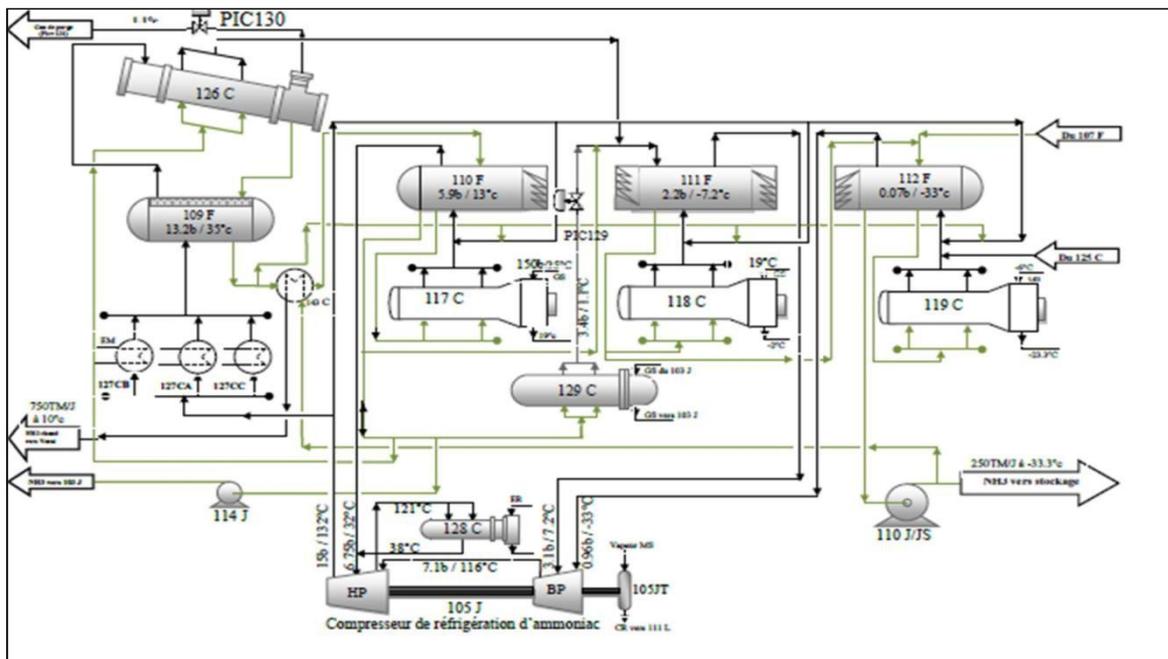


Figure II.13: Schéma présentant l'opération du Réfrigération d'ammoniac.

Les vapeurs ammoniacales et une faible quantité de gaz inertes qui sont le résultat de la détente d'ammoniac liquide venant de 107-F à environ (16 bar et -18°C) pour aller dans le 112-F à environ (0 bar et -31°C) sont extraites de l'étage basse pression du compresseur de réfrigération 105-J. des vapeurs supplémentaires sont libérées dans 112-F par le refroidissement de gaz de synthèse dans 119-C qui élimine la chaleur du gaz de synthèse.

Les vapeurs d'ammoniac du ballon de détente 2ème étage de réfrigération 111-F, entrent également dans l'étage basse pression du compresseur 105-J, au niveau de la cinquième de six roues.

Ces vapeurs sont produites dans le refroidisseur de gaz de synthèse 118-C, dans le refroidisseur de gaz de flash 126-C et finalement par détente du ballon de premier étage 110F, en passant par 129-C, le refroidisseur intermédiaire du compresseur 103-J. la pression dans ce circuit est contrôlée par PIC à 129, à environ 3.5 bar et à 1°C .

Le circuit de sortie de l'étage basse pression de 105-J à environ 2 bars et 75°C va à l'entrée de la chambre à haute pression.

Ce deuxième étage est en deux sections, l'ammoniac comprimée sortant après la deuxième roue et passant par 128-C où elle est refroidie à l'eau douce. Le circuit passe à

nouveau par la troisième roue avec les vapeurs d'ammoniac de 110-F, le ballon de détente premier étage de réfrigération à environ 6 bar et 35°C, ces vapeurs sont produites du refroidissement de gaz de synthèse dans 117-C, et des vapeurs de détente du liquide sortant du ballon de réfrigérant 109-F à environ (12.5 – 15.5bar) et (32°C – 45°C).

Le refoulement final du compresseur de réfrigération 105-J à environ (13 à 15.5bar), et (117 à 130°C) passe par trois condenseurs de réfrigération à l'eau de mer 127CA/CB/CC en parallèle, ensuite au réservoir de réfrigérant 109-F.

Une faible quantité de gaz inertes, plus des vapeurs ammoniacales, sont extraites sous contrôle de PIC à 130 et sont refroidies dans 126-C pour extraire le maximum d'ammoniac condensée avant que le gaz soit dirigé vers le système de gaz combustible.

Les pressions dans la boucle du réfrigérant dépendent de la vitesse du compresseur 105-J. l'instrument PRC a 128, enregistre la pression à 112-F, normalement de l'ordre de 0 bar et régule la vapeur de la turbine qui entraîne 105-J.

Tous les autres ballons sont munis d'indicateur de pression pour les pressions dominantes de chaque étage réfrigérant dans le système.

Position de problème

Le gaz procès qui sort de la conversion passe ensuite vers la section de décarbonation où il est nécessaire d'éliminer le CO₂ par une solution aqueuse appelée l'MDEA, en absorbant le CO₂ dans une colonne d'absorption **101E**. [4]

Le gaz procès passe à travers un ballon séparateur **102F** avant d'entrer dans l'absorbeur, pour séparer les condensats du gaz procès.

Au fond du **102F**, L'eau qui sort est divisée en trois partis ;une partie est recyclée par la pompe juste à sortie du gaz de procédé de la section **LTS** pour le refroidir, la deuxième partie est dirigée vers les deux régénérateur **102E A/B** de MDEA pour ajuster les niveau et la troisième partie qui est la plus importante, **est envoyer vers l'égout**.

D'énormes quantités de condensats sortant du séparateur (**102F**) sont rejetées vers les égouts, en direction de mer, ces condensats de procédé contient (**1500mg/l NH₃, 850 mg/l CO₂ et 650 mg/l CH₃OH**) dans le débit et de **53474 Kg/h**

C'est pour cela et pour un environnement meilleur, moins polluée, on a prévu de procéder au traitement des condensats c'est-à-dire de recycler ces condensats après traitement approprié.

A l'issu de notre travail nous avons essayé de régler ce problème environnementale par élimination des polluants, en plus envisager une possibilité d'une régénération logique de l'eau rejeté par le stripping.

Dans ce contexte nous avons fait une étude qui vérifie l'efficacité du stripping et cela en faisant des analyses physico-chimique au niveau des point d'entrée et de la sortie du stripping et en comparant les résultats avec la norme, nous avons fait une étude économique qui prouve l'évidence de la récupération d'une quantité d'eau recyclée et la reproduction de l'eau déminée et ainsi gagner en énergie.

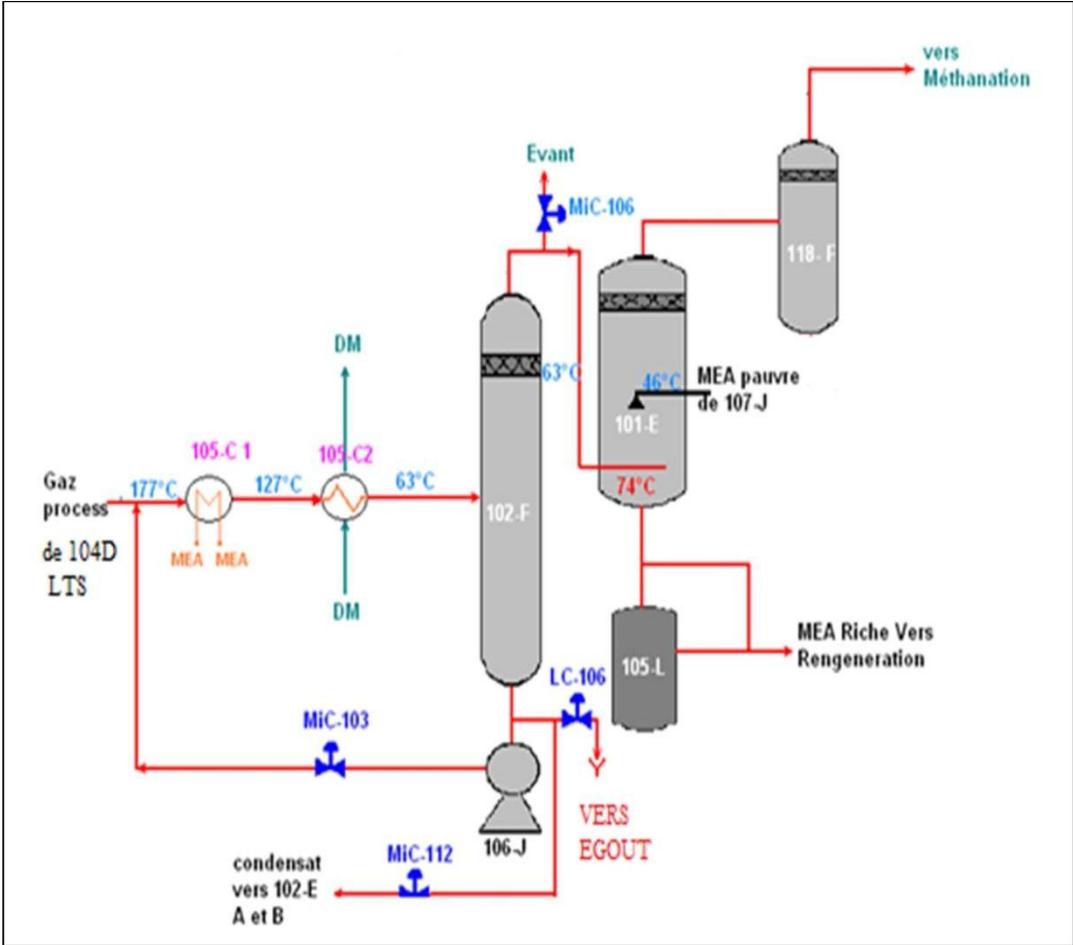


Figure II.14: Schéma présentant la section de décarbonation

Chapitre III :
Récupération
du condensat acide dans le
séparateur 102F

III. Description du système stripping à l'unité NH₃-II :

III.1 Historique :

La forte augmentation de la consommation d'eau, et le manque de production réel en eau des unités de complexe **FERTIAL** a été à la source d'un manque de synthétiser des produits finis en composé azoté du complexe ; d'où la raison de penser à récupérer les condensats des procédés de l'unité, misent à l'égout.

En Novembre 2010 le système de stripping a été mis en service. [5]

III.2 Description du système stripping :

Les condensats en provenance du pot séparateur **102-F** contient environ **1500 mg/l** d'ammoniac, **850 mg/l** de dioxyde de carbone et **650 mg/l** de méthanol.

Avant leur exportation vers le dégazeur **101-U**, ils sont strippés par un contact à contre-courant avec de la vapeur moyenne pression dans la colonne **1103-E**. Les condensats récupérés ont une teneur en ammoniac inférieur à **10 mg/l**, une teneur en dioxyde de carbone dissous de **10 mg/l** en dioxyde de carbone et une teneur en méthanol inférieure à **20 mg/l**.

Les **53 474 Kg/h** de condensats procédés en provenance de **102-F** à **78°C** passent respectivement à travers la pompe **1117j** et sa vanne de régulation de niveau associée **LCV106.2** avant de rentrer dans l'échangeur **1144C A/B/C/D** coté tubes.

La pompe **1117j** est fournie avec une pompe de secours (**1117jS**) qui devra être pour une mise en service en cas de montée en niveau dans le pot séparateur **102F**. Elle est fournie avec les mêmes éléments que la pompe principale à savoir des vannes d'isolement, un clapet de non-retour et un manomètre.

Les condensats provenant de **102-F** sont préchauffés dans l'échangeur **1144C A/B/C/D** coté tubes, puis introduits en tête de colonne au moyen d'un distributeur de liquide.

La température d'entrée des condensats dans la colonne est de **239°C**.

La colonne de stripping des condensats a un diamètre interne de 1110 mm. Elle est composée de 2 lits de 5 m³ chacun avec un distributeur de liquide en tête de colonne et un re-

distributeur de liquide au-dessus du deuxième lit. Les 2 lits de garnissage sont soutenus par une grille de support.

La tête de colonne est équipée d'un matelas dévésiculateur afin d'éliminer les gouttes de liquide entraînées par la vapeur moyenne pression en tête de colonne avant son introduction dans le four de reforming **101-B**.

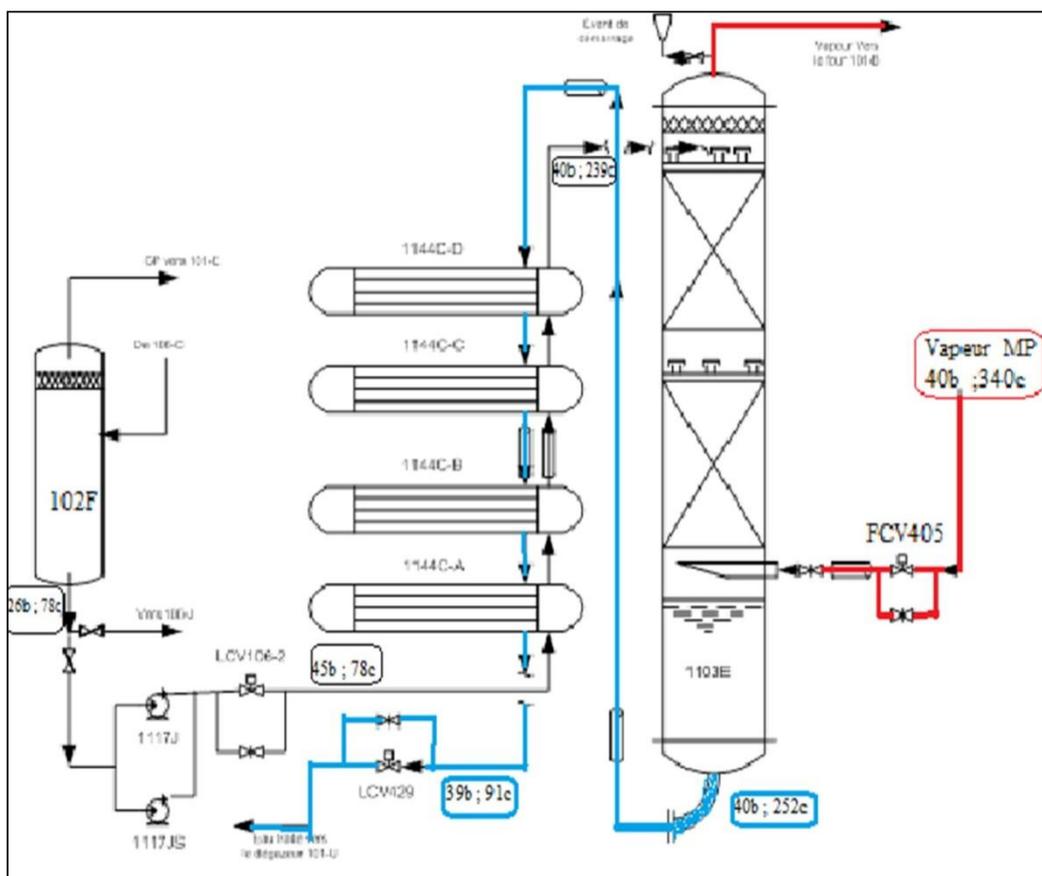


Figure III.1: Schéma présentant la récupération des condensats (stripping)[5].

Le niveau de liquide en pied de colonne de stripping est contrôlé par **LIC429** agissant sur **LCV429** installée sur la ligne de sortie des condensats strippés. La vanne de contrôle **LCV429** se ferme par absence d'air instrument.

Les condensats strippés sortent de la colonne de stripping à 252°C, puis passent à travers l'échangeur de chaleur **1144C A/B/C/D** coté calandre ou ils sont refroidis à 91°C.

La vapeur MP à 340°C introduits dans la colonne de stripping est contrôlée par la vanne **FCV409**.

La vapeur saturée et de gaz strippés sortent en tête de la colonne pour être mélangés à la vapeur procédé avant son injection dans le four de reformage **101-B**.

La qualité du stripping peut être suivie à partir de la conductivité des condensats vers le dégazeur. [5]

III.3 Les analyses effectuées au niveau de laboratoire [6] :

- ✚ Détermination de la conductivité
- ✚ Titre alcalimétrique simple (TA)
- ✚ Titre alcalimétrique complet (TAC)
- ✚ Détermination de PH
- ✚ Dosage des ions d'ammoniac $[\text{NH}_4^+]$
- ✚ Spectrophotomètre

III.4 Suivi d'analyse des condensats traités par le stripping :

Résultats et discussions :

Les tableaux ci-dessous représentent la valeur du désigne des paramètres du fonctionnement du système et les résultats d'analyses effectués sur les condensats de procédés traités pendant 10 jours par le système de stripping à l'entrée et le sortie.

En comparants les résultats d'analyses effectués sur les condensats pollués, on trouve une composition chimique semblable de ces condensats. La seule différence qui pouvait exister entre ces deux points réside dans le changement du paramètre de température.

Tableau III.1 : Valeur du paramétré du design assurant le bon fonctionnement du système.

	Entrée Stripping	Sortie Stripping
Température	239	252
PH	7,5 - 9,5	8,4 - 8,8
Conductivité	≥ 10	10 - 20
CO ₂	900	0,8 - 4,8
TA	-	0,2 - 0,6
TAC	-	0,2– 1,2
NH ₄ ⁺	1588	10,58

Tableau III.2 : Les analyses à l'entrée du stripping (E 1103).

Source	Entrée Stripping					
date	Conductivité	pH	TA	TAC	CO ₂	NH ₄ ⁺
1 ^{er} jour	4300	7.2	0	0.2	0.88	0.13
2 ^{ème} jour	4300	7.1	0	0.35	1.54	0.16
3 ^{ème} jour	4532	7.3	0	0.35	1.54	0.16
4 ^{ème} jour	4532	7	0	0.20	0.88	0.16
5 ^{ème} jour	4100	7.1	0	0.10	0.44	0.13
6 ^{ème} jour	4350	7.3	0	0.20	0.88	0.18
7 ^{ème} jour	4300	7	0	0.05	0.22	0.14
8 ^{ème} jour	4500	7	0	0.10	0.44	0.13
9 ^{ème} jour	4380	7.2	0	0.10	0.44	0.14
10 ^{ème} jour	3850	7.2	0	0.05	0.44	0.09
Moyenne	4314.4	7.14	0	0.17	0.77	0.142

Tableau III.3 : Les analyses à la sortie du stripping (E 1103).

Source	Sortie Stripping					
date	Conductivité	pH	TA	TAC	CO ₂	NH ₄ ⁺
1 ^{er} jour	12.76	7.6	0	0.2	0.88	0.09
2 ^{ème} jour	12.76	7.6	0	0.39	1.72	0.12
3 ^{ème} jour	9.80	7.4	0	0.32	1.41	0.21
4 ^{ème} jour	8.50	7.4	0	0.4	1.76	0.32
5 ^{ème} jour	9.80	7.2	0	0.58	2.55	0.20
6 ^{ème} jour	10.80	7.3	0	0.28	1.23	0.15
7 ^{ème} jour	11.7	7.4	0	0.33	1.45	0.15
8 ^{ème} jour	10.9	7.4	0	0.42	1,85	0.13
9 ^{ème} jour	11.5	7.4	0	0.22	0.97	0.10
10 ^{ème} jour	10.9	7.1	0	0.29	1,28	0.10
Moyenne	10.94	7.38	0	0.34	1,51	0,15

III.5 Les Résultats d'analyses effectués sur les condensats de procédés traités pendant 10 jours par le système de stripping à la sortie :

III.5.1 PH:

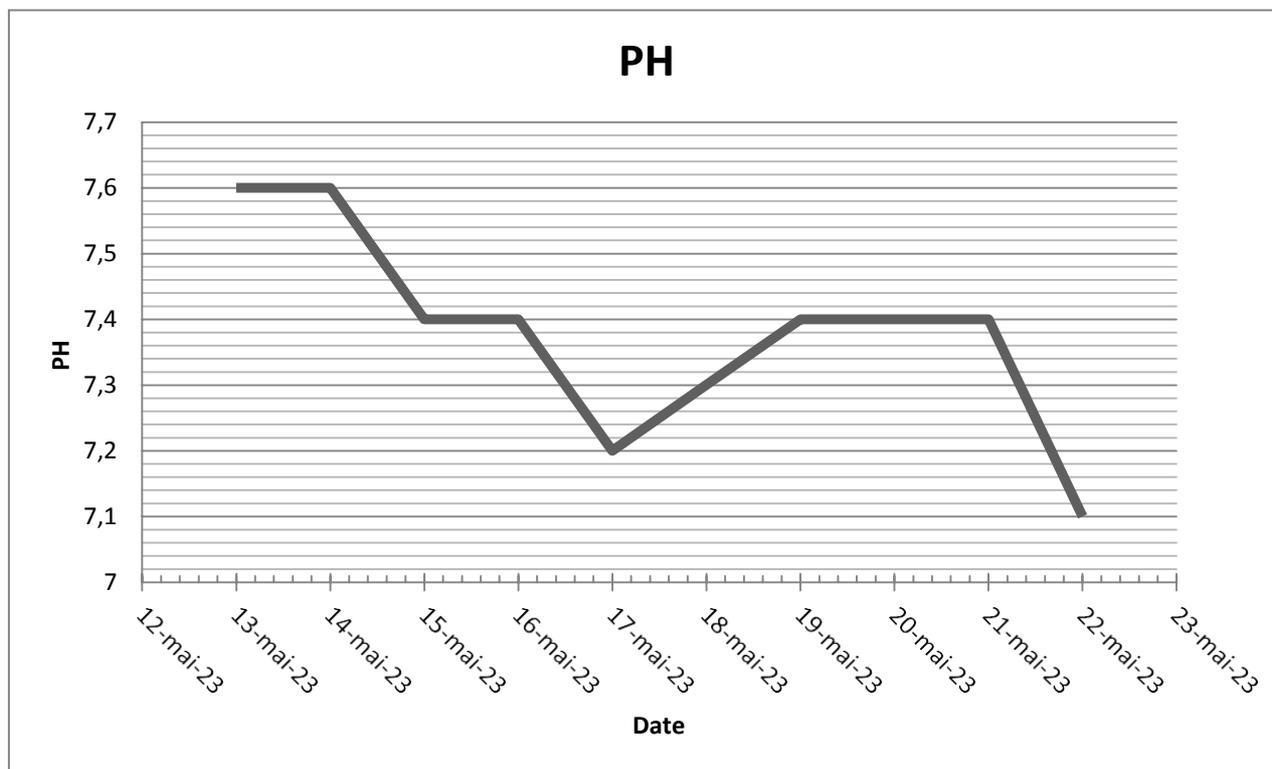


Figure III.2 : Les valeurs de PH- mètres à la sortie de système stripping 1103-E

La valeur du PH des condensats pollués à l'entrée de stripping était (7-7,3) répond à la norme du design (7,4 – 7,6), et à la sortie de la colonne de stripping augmente à 7,6 ce qui implique le bon fonctionnement de système stripping et là l'absence de CO₂.

On remarque que pour le 5^{ème} et le 10^{ème} jour la valeur moyenne du PH-mètre = 7 reste inférieur à la valeur du design (7,4-7,6), par contre les autres date du 1^{er} jour jusqu'à 4^{ème} jour et 6^{ème} jour jusqu'à 9^{ème} jour une augmentation significative des valeurs de PH-mètre ce qui démontre l'efficacité de système stripping.

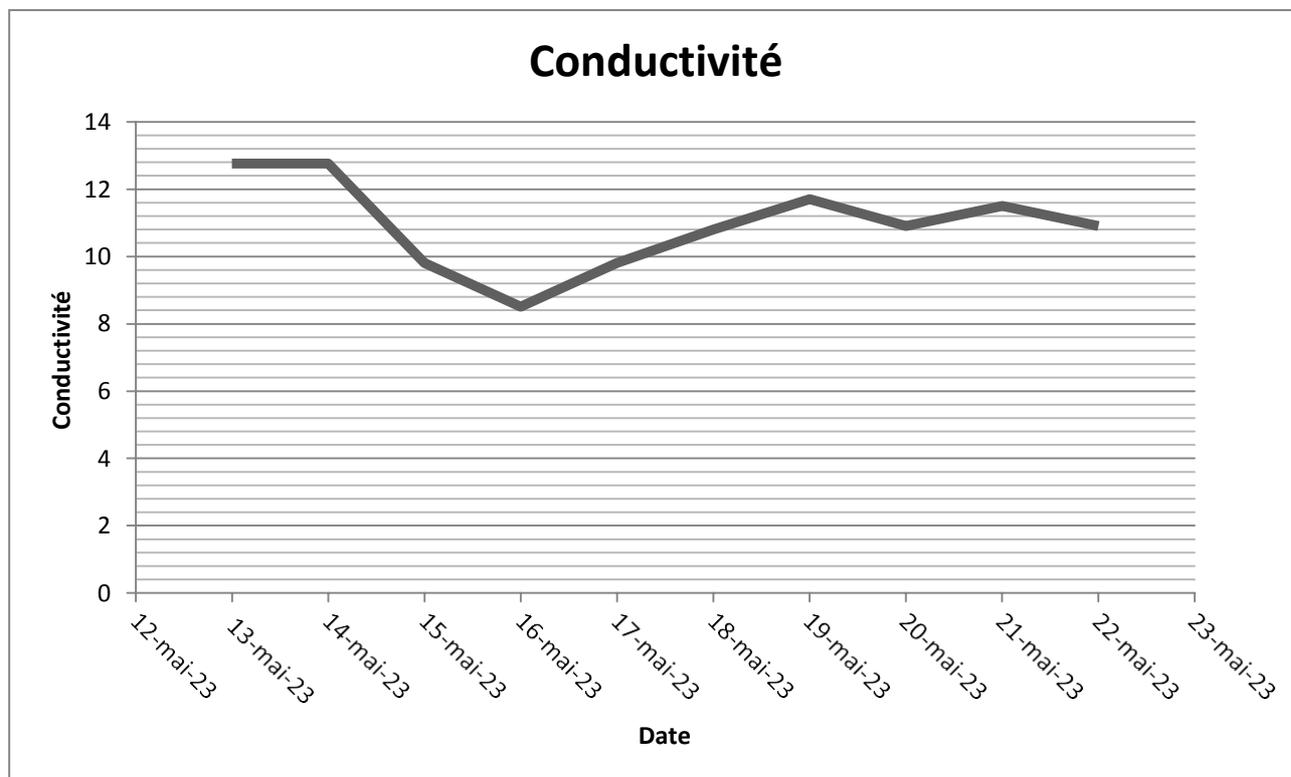
III.5.2 Conductivité :

Figure III.3: Les valeurs de conductivité à la sortie de système stripping.

La valeur élevée de la conductivité des condensats à traiter de stripping de 4000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ indique la présence des ions NH_4^+ et à la sortie de la colonne de stripping elle se réduit jusqu'à 12.76 $\mu\text{S}/\text{Cm}$ ce qui confirme une bonne purification des condensats selon le design (10-20) $\mu\text{S}/\text{cm}$.

La valeur moyenne de la conductivité de 10,56 $\mu\text{s}/\text{cm}$ est inférieure au design (10_20) $\mu\text{s}/\text{cm}$

On remarque pour la date de 1^{er} jour et 2^{ème} jour une augmentation de la conductivité ce qui répond aux design.

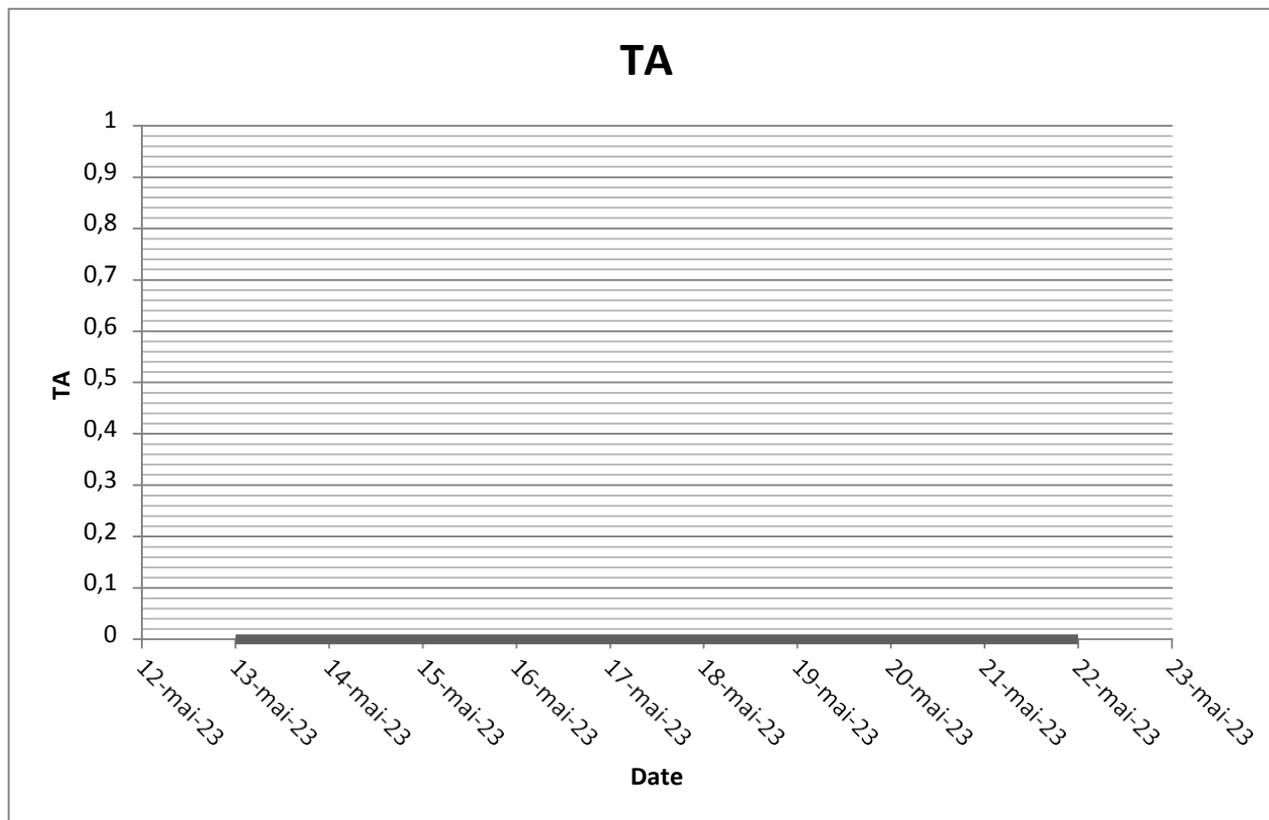
III.5.3 Titre alcalimétrique TA :

Figure III.4: Les valeurs de TA à la sortie de système stripping.

La valeur de titre alcalimétrique (TA) à l'entrée de la colonne de stripping étaient nulles reflètent l'absence des ions (OH^-) et (CO_3^{-2}) .

Les valeurs de TA nulles ce montre une absence des ions OH^- et CO_3^{-2} pour les dates de 5^{ème}, 7^{ème}, et 8^{ème} jour.

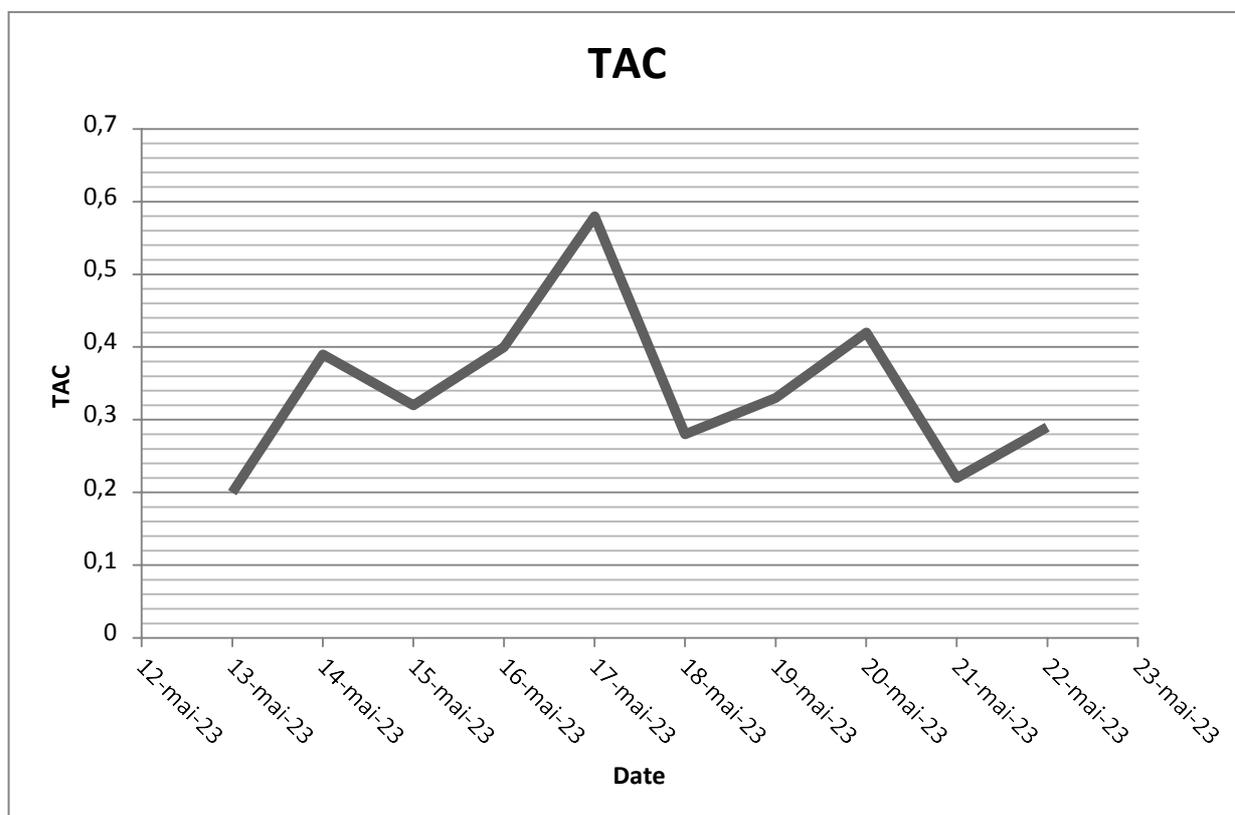
III.5.4 Titre alcalimétrique complet TAC :

Figure III.5: Les valeurs de TAC à la sortie de système stripping.

La valeur de titre alcalimétrique complet (TAC) à l'entrée de stripping était 0,58°F illustre la présence des anions HCO_3^- et par conséquent la présence des CO_2 dissous. Elle se diminue progressivement à la colonne stripping jusqu'à 0,40°F, ce qui répond à l'exigence du design (0,2-1,20) °F.

On Remarque que la valeur de TAC diminue progressivement ce qui répond aux exigences du design (0,2-1,2) Ce qui justifie le bon stripping des condensats.

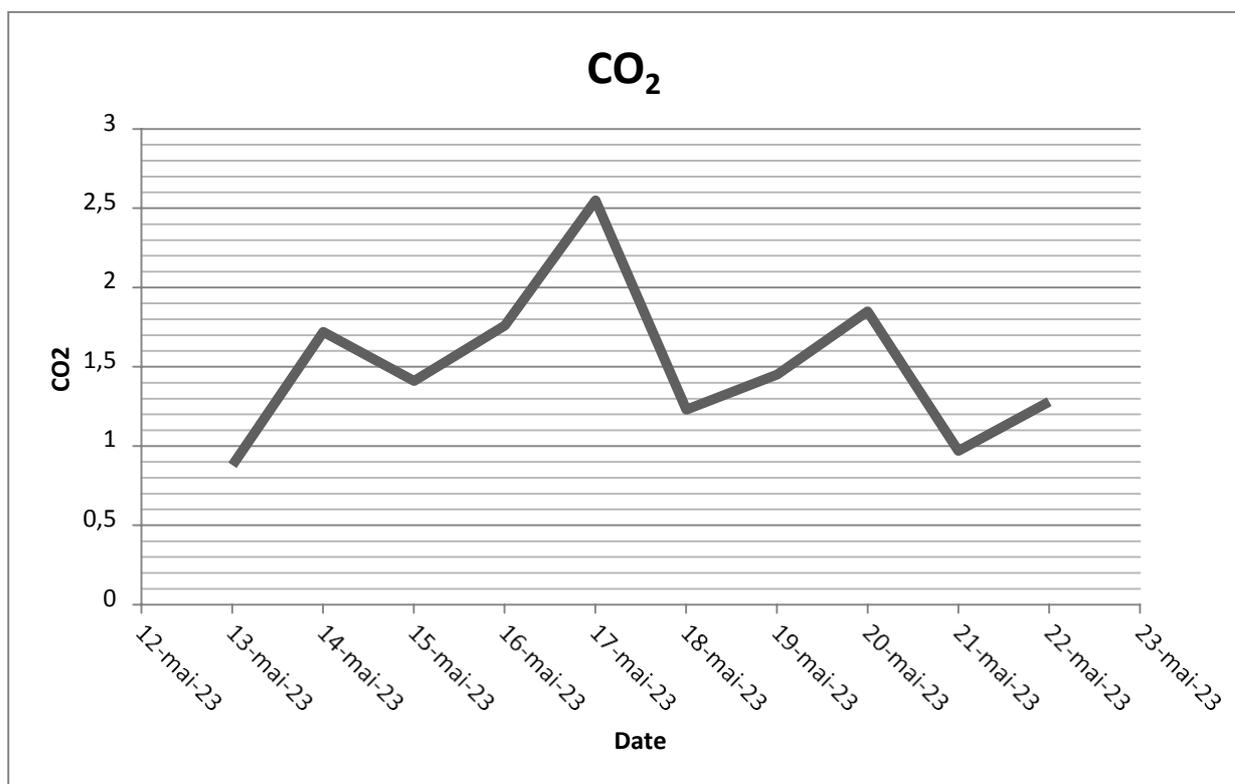
III.5.5 Le titre de CO₂:

Figure III.6: Les valeurs de CO₂ à la sortie de système stripping.

Les valeurs de CO₂ étaient en moyenne de 1,28 mg/l répondent à celles du design (0,8-4,8).

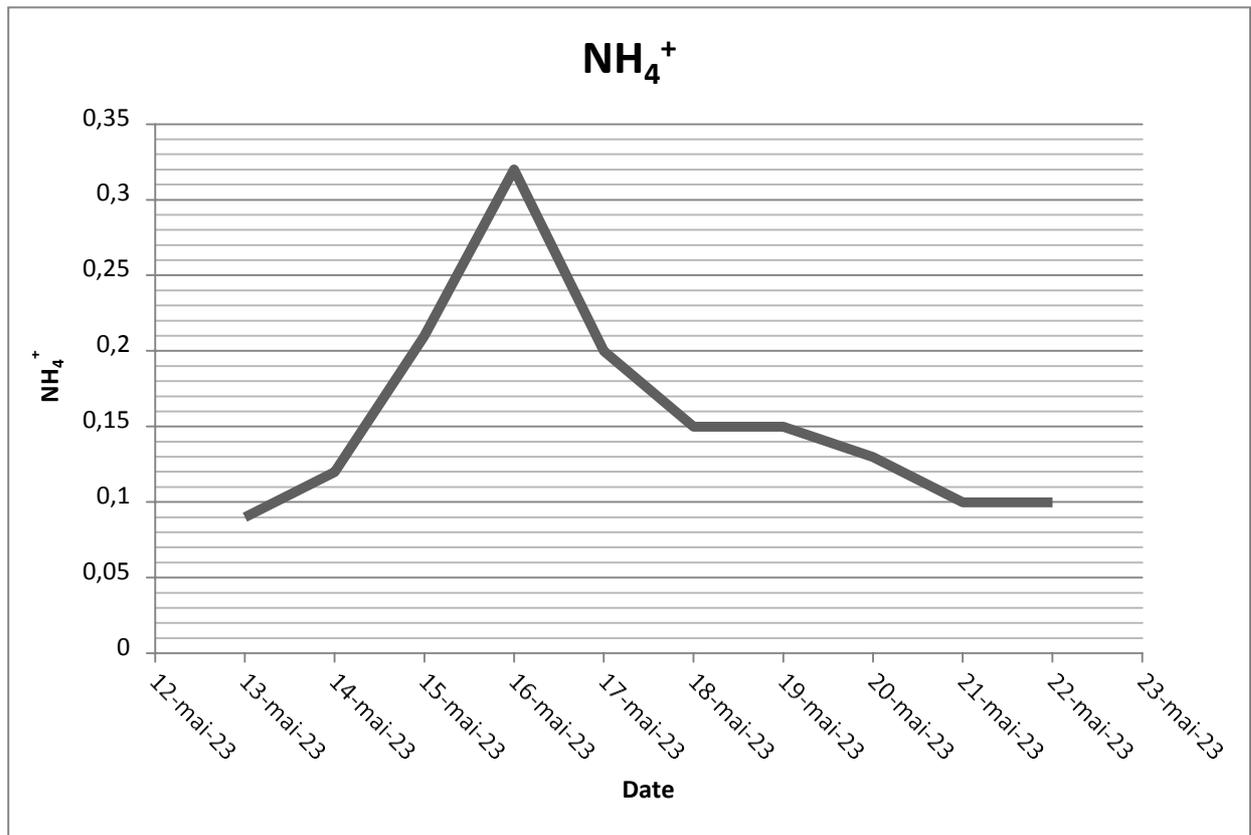
III.5.6 Le titre de NH_4^+ :

Figure III.7: Les valeurs de NH_4^+ à la sortie de système stripping.

Elle se réduit à 0.1 mg/l la sortie de la colonne du stripping ce qui prouve un bon stripping des condensats.

III.6 Comparaison des résultats obtenus :

Tableau III.4: Comparaison entre les valeurs des résultats moyennes à l'entrée et sortie de Stripping.

Résultats Moyenne	Entrée Stripping	Sortie Stripping
Conductivité	4314.4	10,94
PH	7,14	7,38
TA	0	0
TAC	0.17	0.34
CO2	0.77	1.51
NH ₄ ⁺	0.142	0.15

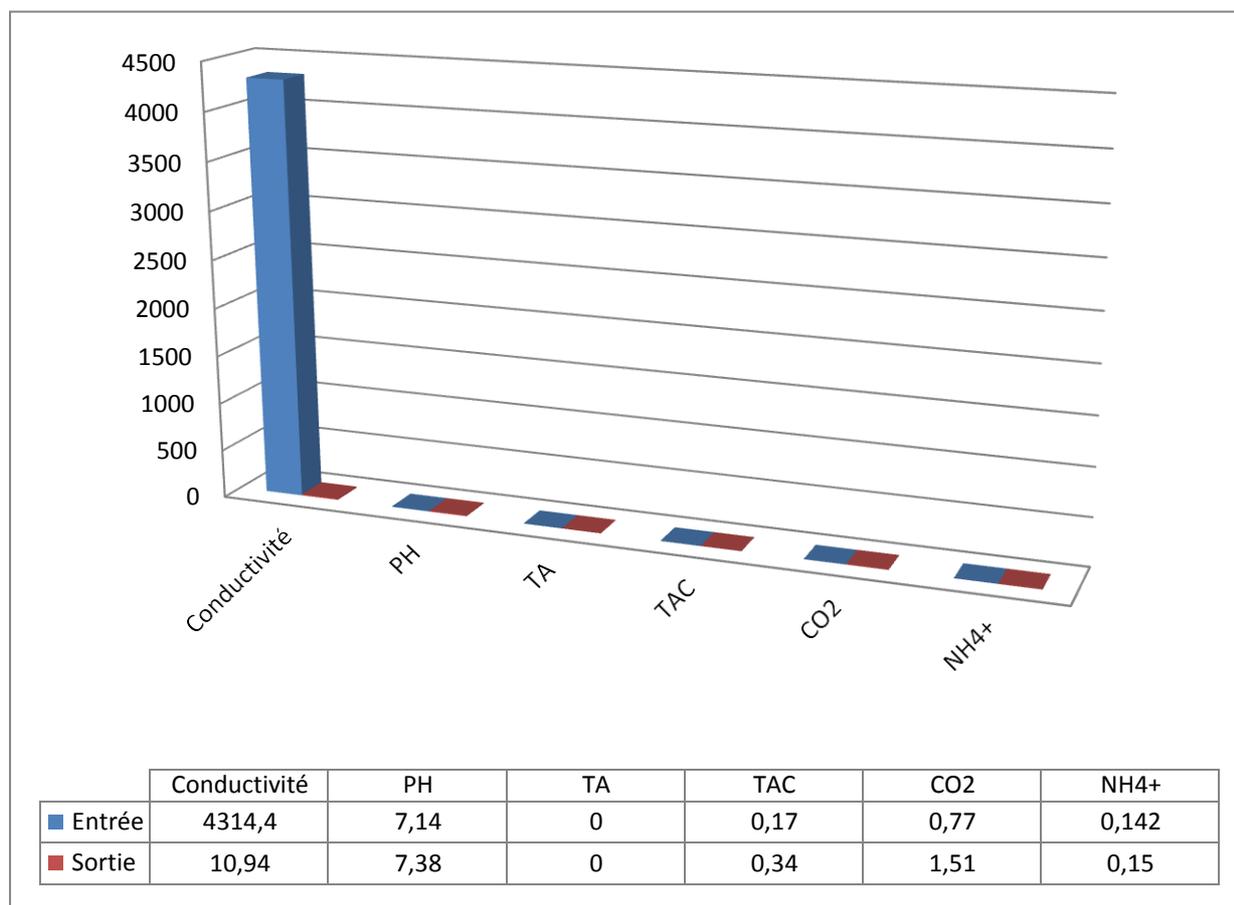


Figure III.8: Histogramme de comparaison entre les valeurs des analyses (entré/sortie) stripping.

Cette figure montre l'Histogramme de comparaison entre les valeurs des analyses (entré/sortie) stripping, il indique une diminution significative pour les analyses de (conductivité, CO₂, TA, TAC, NH₄⁺).

Cependant pour le cas du pH et TA ils répondent au design pH (7,4-7,6), et (TA=0).

III.7 Conclusion :

Pour plus de sécurité environnementale et dans le but de la purification du condensat récupéré, nous avons entamé une étude d'estimation pour valoriser l'unité d'ammoniac et obtenir un gain en énergie estimée à 46 tonne/jour d'eau récupérer sous forme d'eau propre ,l'équivalent d'une demi quantité d'eau dessalée conçu à produire de la vapeur destinée à la production d'ammoniac pour une seul unité d'ammoniac.

Conclusion générale

Notre travail réalisé dans ce mémoire a pour but de Récupérer les condensats acide issus de la section de décarbonatation par installation d'une section de traitement en essayant de protéger l'environnement de la pollution de l'eau rejeté en récupérant ce dernier grâce au stripping.

Avant, FERTIAL sans avoir accès au stripping a permis le rejet vers la mer de l'eau qui contient des substances polluées appelées (condensats acide) constitué de : l'ammoniac, méthanol et de carbone. Cela cause une perte d'eau pure qu'on peut la récupérer facilement et en même temps une pollution au milieu aquatique, surtout l'ammoniac considérée comme extrêmement dangereux et toxique pour ce milieu. Après l'introduction du système de stripping, nous avons pu avoir un avantage environnementale (le respect de l'écosystème) et économique (un grand gain en énergie).

Dans ce contexte nous avons fait une étude qui vérifie l'efficacité du stripping et cela en faisant des analyses physico-chimique au niveau des point d'entrée et de la sortie du stripping et en comparant les résultats avec la norme.

Nous estimons qu'à l'avenir et toujours pour une industrie économique et plus développée, que d'autres études prennent en considération notre travail et le poursuivront en cherchant, et dans la même voie, tout ce que la science offre de plus avancée et vraiment approfondie.

Références bibliographiques

- [1] Info – chimie magazine, N° 434, (décembre 2001 – janvier 2002).
- [2] Manuel organisation de Fertial (partie présentation de complexe).
- [3] Manuel process de Fertial (partie unité Kellogg).
- [4] Manuel opératoire du complexe FERTIAL (section décarbonatation).
- [5] Manuel opératoire du complexe FERTIAL (description du système stripping).
- [6] Manuel opératoire du laboratoire, complexe FERTIAL