الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

UNIVERSITE BADJI MOKHTAR - ANNABA
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY

جامعة باجي مختار – عنابـــة

Faculté : SCIENCE DE L'INGENIORAT

Département : GENIE DES PROCEDES

Domaine : SCIENCE ET TECHNOLOGIE

Filière : GENIE DES PROCEDES

Spécialité : GENIE CHIMIQUE

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème:

Etude de l'amélioration de l'absorption des NO_x dans la colonne NC2050 de l'unité Acide Nitrique (FERTIAL-ANNABA)

Présenté par : NECIRA Rayene

KRIM Hayette

Encadrant : DERRADJI Ahmed.F Professeur *UBM-ANNABA*

Jury de Soutenance :

KHERRAT	Professeur	Université	Président
DERRADJI	Professeur	Université	Encadrant
SAMMAR	Professeur	Université	Examinateur

Année Universitaire : 2022/2023

Dédicaces

Le voyage n'était pas court, il ne devrait pas l'être, le rêve n'était pas proche, ni la route facile, mais je l'ai fait

Je dédie mon diplôme à ma précieuse qui est restée éveillée, élevée et enseignée, elle était avec moi dans toutes mes situations, circonstances et pressions... Je vous ai toujours promis le succès, me voici aujourd'hui en train de remplir ma promesse et de vous la dédier ma chère mère

À mes deux sœurs qui m'ont soutenu et m'ont tenu par la main quand la vie s'est arrêtée,

A mon ami, mon soutien, mon premier et dernier refuge, mon frère

À l'énergie positive et aux câlins chaleureux, mes petits, Yahia, Omayma, Assem et Nour Al-Yaqin, mes neveux

Aux compagnons de la première et de la dernière, à ceux qui ont été avec moi toutes ces années, doux et amers, mes amis

A la fin

Comme il a été dit, un rêve, puis c'est devenu une possibilité, puis c'est devenu une réalité, pas un fantasme, et Hamdou l alah pour c'est parfait

Necira Rayene

Dédicaces

Tout d’abord, je tiens à remercier Allah

A mes chers parents, pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur tendresse, leur soutien et leurs prières tout au long de mes études,

A toute ma famille pour leur soutien tout au long de mon parcours universitaire,

A tous ceux qui m’ont aidé de près ou de loin,

J’exprime ma gratitude

Krim Hayette

Remerciement

Nous remercions tout d’abord Allah pour ses bienfaits inestimables, de nous avoir illuminé le chemin vers le savoir et la science et de nous avoir permis de terminer nos études ainsi que ce projet dans de bonnes conditions.

Nous remercions vivement notre encadreur Pr. Derradji Ahmed .F. Je vous exprime mes vives reconnaissances et immense gratitude pour vos conseils précieux et clairs lors de l'élaboration de ce travail. J’admire sincèrement votre dévouement et votre sens de la recherche.

Nos profonds remerciements et notre gratitude vont aussi aux Professeur SAMMAR Med El-Hadi et Professeur KHERRAT Rochedi membres du jury, pour leur accord de juger notre travail.

Nous remercions aussi tout le personnel de FERTIAL, et spécialement, Mr.Bellal Khaled et Mr. Aoun Sofiane.

Nos derniers remerciements, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l’aboutissement de ce travail

Résumé :

L'objectif de ce travail consiste essentiellement à améliorer l'absorption du dioxyde d'azote, il existe plusieurs paramètres qui influent sur cette opération unitaire, notamment la température du solvant.

Dans ce travail nous allons dimensionner un échangeur à plaques pour abaisser la température du solvant afin d'améliorer l'absorption et limiter les émissions de NO_2 dans l'environnement.

Mots clés : acide nitrique, échangeur de chaleur, dimensionnement, absorption, dioxyde d'azote

Abstract :

The objective of this study is mainly to improve the absorption of nitrogen dioxide, there are several parameters influencing this unit operation, among these parameters the temperature of the solvent.

In this work we will design a plate heat exchanger to lower the temperature of the solvent in order to improve absorption and limit NO_2 emissions in the environment.

Keywords: nitric acid, heat exchanger, sizing, absorption, nitrogen dioxide

ملخص :

الهدف من هذا العمل تحسين امتصاص ثاني أوكسيد النيتروجين، توجد عوامل كثيرة تؤثر على هذه العملية، من ضمن هاته العوامل درجة حرارة المذيب.

من خلال هذا العمل ، سوف نقومبتغييرحجمالمبادلالحراريلخفضدرجةحرارةالمذيبمنأجلتحسينالامتصاصوالحدمنانبعاثات ثاني أكسيد النيتروجين في البيئة.

الكلمات المفتاحية :حمض النيتريك، مبادل حراري، تحجيم، امتصاص، ثاني أوكسيد النيتروجين

Liste des tableaux :

Tableau IV.1: Composition des gaz entrants dans le convertisseur..... 32

Tableau IV.2: Composition du gaz de la chaudiére de récupération et du gaz entrant au refroidissement..... 34

Tableau IV.3: Composition de condensat..... 38

Tableau IV.4: Composition du mélange gazeux sortant du condenseur..... 38

Tableau IV .5: Composition des gaz dans l'air secondaire..... 40

Tableau IV.6:Composition des gaz entrant dans la zone d'oxydation..... 40

Tableau IV.7: composition des gaz sortant de la zone d'oxydation et entrant dans la zone d'absorption..... 41

Tableau IV.8: Composition des gaz sortant de la colonne d'absorption..... 45

Tableau IV.9: Les différents échangeurs d'Alpha Laval..... 51

Tableau IV.10: Valeurs des CPi des gaz entrant dans la colonne..... 55

Liste des figures :

Figure .I 1: Schéma du production de fabrication d'acide nitrique 50

Figure . I 2 : Section de filtration et compression de l'air
……...**Erreur ! Signet non défini.**

Figure. I 3 : Filtration et évaporation de l'ammoniaque 7

Figure. I 4.a: Schéma du réacteur catalytique de conversion..... 9

Figure .I 4 .b : Photographie du réacteur catalytique d'oxydation de l'ammoniac
..... 10

Figure.I 5.a : Photographie colonne d'oxydation - absorption 13

Figure.I 5.b : Schéma de la colonne d'absorption 13

Figure.I 6 : Groupe de génération de vapeur..... 14

Figure III 1 : échangeur à tube et calandre..... 23

Figure III 2 : échangeur à plaque 24

Figure III 3 : Vue échangeur à plaques et joints 24

Figure III 4 : Photographie d'échangeur à plaque 25

Figure III 5 : Photographie de filtre à plaque..... 26

Figure III 6 : échangeur à spirales..... 26

Figure IV 1 : Bilan de matiére global sur la zone d'absorption .... **Erreur ! Signet non défini.**42

Figure IV 2 : Schéma de la proposition 52

Figure IV 3 : Bilan enthalpie de la colonne d'absorption NC2050 ……53

Table de matières :

Introduction générale 1

Chapitre I : Présentation de l'entreprise et description du procédé

I.1.Introduction 2

I.2. Présentation de l'entreprise 2

I.2.1. Historique 2

I.2.2 Présentation du complexe ASMIDAL 2

I.2.1.FERTIAL 2

I.2.2.KIMIAL 3

I.2.3.SOMIAS 3

I.2.4.ASFERTRADE 3

I.3.L'importance de l'acide nitrique 3

I.4. Description du procédé de production d'acide nitrique 4

I.4.1.Filtration et compression de l'air 4

I.4.2.Evaporation de l'ammoniaque et mélange air / ammoniac 7

I.4.3.Filtation du mélange (air-NH_3) et conversion de l'ammoniac 8

I.4.4.Chodiere de récupération 11

I.4.5.Oxydation, Absorption et Blanchiment 12

I.4.6. Réduction des gaz de queue 14

I.5.Armoire d'analyse 15

Chapitre II : Généralités sur les NO_X et sur l'absorption

II.1.Généralités sur les oxydes d'azote 16

II.1.1. Le dioxyde d'azote NO_2 16

II.1.2.Oxyde nitrique NO 16

II.2. Impact des NO_x 16

II.2.1.Impacts combinés du NO_x avec certain éléments de l'atmosphère 16

II.2.2.1.L'zone 16

II.2.2.2.Pluies acides 17

II.2.2.Impact sur végétaux 17

II.2.3.Impact sur les animaux 18

II.3.Technique d'élimination des NO_x dans les gaz de queue 18

II.3.1.L'adsorption 18
II.3.2.L'absorption secondaire ou double absorption 18
II.3.3.La réduction catalytique 18
II.3.3.a. La réduction catalytique non sélective (NSCR) 18
II.3.3.b.La réduction catalytique sélective (SCR) 18
II.3.4.L'absorption chimique 19
II.4.Le phénomène d'absorption 19
II.5.Principe 19
II.6.La température 19
II.6.1. La pression 20
II.6.2.La surface de contact 20
II.6.3.Le temps de contact 20
II.6.4.La réaction chimique 20
II.6.5.Les échangeurs de chaleur 20
II.7. Différents mode de transfert de chaleur 20
Chapitre III : Généralités sur l'échangeur de chaleur
III.1. Introduction 21
III.2.Principe générale 21
III.3.Critée de classement d'échangeur 22
III.3.1.Classement suivant le mode de transfert d'échangeur 22
III.3.2.Classement suivant le procédé de transfert 22
III.3.3.Classement suivant la compacité de l'échangeur 22
III.3.4. Classement suivant la nature de matériau de la paroi d'échangeur 22
III.3.5.Classement suivant la surface d'échangeur 23
III.3.5.1. Les échangeur à surface plan 23
III.3.5.a. Les échangeur à plaque 23
III.3.5.b. Les échangeur à spirales 25
III.3.5.2. Les échangeurs à surface tubulaire 26
III.4. Problématique 26
Chapitre IV : Résultats et discutions
IV. Bilan matières globale de l'atelier d'acide nitrique 28
IV.1.Section de conversion 28

IV.1.1. Gaz entrant dans le convertisseur 28
IV.1.2. Gaz sortant du convertisseur 31
IV.2. Section de refroidissement des gaz nitreux 33
IV.2.1.Les débits à la sortie de la section de refroidissement 34
IV.2.2.Quantité d'oxygène O_2 qui sort du refroidissement 35
IV.3.Colonne d'absorption 37
IV.3.1.Zone d'oxydation 37
IV.3.1.1.Quantité d'oxygène dans l'air secondaire 37
IV.3.1.2.Gaz entrant dans la zone d'oxydation 38
IV.3.1.3.Quantité de NO_2 formé lors de la réaction d'oxydation 39
IV.3.1.4.Les gaz sortant de la zone d'oxydation 39
IV.3.2.Zone d'absorption 40
IV.3.2.1.Bilan matières globale de la zone d'absorption 40
IV.3.2.2.Débit de gaz sortant colonne 41
IV.4.Conclusion 44
IV.5.Dimensionnement d'un échangeur à plaques 45
IV.5.1.Proposition et modification 45
IV.5.2.Dimensionnement de l'échangeur à plaque 45
IV.5.2.1.Calcul de la température de l'eau de mer à la sortie de l'échangeur 45
IV.5.2.2.Calcul de DTLM 46
IV.5.2.3.Estimation des pertes de charge 47
IV.5.2.4.Calcul des coefficients d'échange h_e et h_s 48
IV.5.2.5.Calcul de coefficients d'échange global (K) 49
IV.5.2.6.Calcul la surface d'échange 50
IV.6.Bilan enthalpie de la colonne d'absorption 53
IV.6.1.Influence de la température du solvant sur l'absorption 53
IV.6.2.Bilan enthalpie 54
IV.6.2.1.Calcul des enthalpies des gaz entrant dans la colonne 54
IV.6.2.2.Calcul de l'enthalpie de l'eau de procédés à différentes température (42°C et 28°C) 55
IV.6.2.3.Calcul de l'enthalpie de l'acide nitrique à 57% 56
IV.6.2.4.Calcul de l'enthalpie des gaz sortant de la colonne 57

IV.7.Conclusion 57
Conclusion générale 58

Introduction générale

Introduction générale

La pollution atmosphérique est la concurrence de fortes émissions de polluants et de conditions météorologiques particulières. Parmi ses polluants, les oxydes d'azote (NO_x) sont les plus dangereux pour la santé publique. L'exposition répétée ou prolongée à ces particules entraîne chaque année des maladies respiratoires et cardio-vasculaires, des cancers ainsi que des morts prématurées chez les personnes exposées.

Les oxydes d'azote (les NO_x) représentent l'un des rejets atmosphériques les plus toxiques. Il est donc obligatoire, dans le cadre de la protection de l'environnement, de mettre en place les dispositifs nécessaires afin de minimiser autant que possible leurs émissions dans l'atmosphère.

Le sujet de notre mémoire de Master est de traiter la réduction de ces polluants. Dans ce cadre nous avons effectué un stage de 10 jours au sein de l'unité d'acide nitrique de FERTIAL. Les problématiques auxquelles nous allons nous intéresser sont :

- Les rejets des NO_x provoqués par la fabrication de l'acide nitrique.
- Comment trouver un bon compromis pour une réduction optimale de ces taux de rejets ?

Pour cela, nous allons dans le premier chapitre, effectuer des recherches bibliographiques pour mieux comprendre l'importance de l'acide nitrique, son procédé de fabrication ainsi que la méthode de réduction des gaz de queue provenant de sa production.

Nous allons dans le deuxième chapitre aborder les caractéristiques des NO_x, leurs effets (sur la santé, l'environnement et le changement climatique), leurs principales sources et leurs émissions, ainsi que les enjeux futurs qui sont considérés pour les réduire.

Le troisième chapitre comporte des généralités sur les échangeurs de chaleur, le quatrième chapitre présente le calcul des bilans de matières à partir du réacteur de conversion jusqu'à la sortie de la colonne d'absorption avec l'étude de la problématique. Le dimensionnement du nouvel échangeur de chaleur à plaque est exposé. Ce mémoire se termine par une conclusion générale qui résume les principaux résultats obtenus.

Chapitre I :
Présentation de l'entreprise et description du procédé

I.1. Introduction :

L'acide nitrique est l'un des acides minéraux les plus courants dans l'industrie chimique. Il est produit par l'oxydation à température élevée de l'ammoniac avec de l'oxygène, catalysée par contact avec du rhodium/platine produisant de l'acide nitrique aqueux avec concentration allant jusqu'à 68% en poids. La majeure partie de cet acide nitrique est utilisée pour la production de fertilisants. D'autres procédés tels que la production d'explosifs, de pigments, de propergol ou de polyuréthanes nécessitent de l'acide nitrique concentration plus élevée. Pour la concentration, on doit considérer que l'acide nitrique et l'eau forment un azéotrope 60% en poids d'acide nitrique [1]

I.2 Présentation de l'entreprise *:*

I.2.1. Historique :

Le complexe d'engrais phosphatés et azotés d'Annaba a été construit en 1972 par la société SONATRACH dans le but de satisfaire les besoins du pays en fertilisants et éventuellement exportes les exporter les excédents.

En 1985 suite à la restructuration de SONATRACH ? ASMIDAL a été créée pour prendre en charge la production, la commercialisation et le développement des activités en engrais.

En 1997 L'E.P.E ASMIDAL a retenu dans son plan de restructuration la filialisation des deux plateformes de production d'Annaba et d'Arzew, c'est ainsi qu'en l'an 2000 les filiales ALZOFERT (Arzew) et FERTIAL (Annaba) ont vu le jour.

Le 04/08/2005, ASMIDAL et le Groupe Vilar Mir (Espagnol) ont conclu un accord de partenariat pour les deux plates –formes (Arzew) et (Annaba) réservant une majorité de 66% à la partie espagnole.

I.2.2. Présentation du complexe ASMIDAL :

Le complexe comporte les filiales suivantes :

I.2.2.1. FERTIAL

Divisée en 02 plates forme (direction EST - ANNABA et direction OUEST-ARZEW).La plate-forme EST -Annaba produit des engrais phosphatés et azotés. Elle comprend deux zones :

A)- zone sud : (Engrais phosphatés)

Lancée le 03/03/1969 en coopération avec la société française ***Krebs***, elle est entrée en production le 15/05/1972.

Elle comprend :

1. Atelier simple super phosphaté ***SSP.***
2. Atelier des engrais ***NPK.***

B)-Zone nord :(Engrais azotés)

Créée en 1975 en coopération avec la société ***Creusot Loire Kellogg*** et ***Krebs,*** elle est entrée en production en 1982 (unité acide nitrique et nitrate d'ammonium).

L'unité ammoniaque est entrée en production en 1987.

Elle comprend :

1. Centrale utilité I, II : alimentation du complexe en eau vapeur, gaz naturel.

2. Unité d'ammoniac NH_3 : sa capacité de production est de 100 tonnes /jour.
3. Unité d'acide nitrique HNO_3 : sa capacité de production est de 800 tonnes /jour.
4. Unité de nitrate d'ammonium NH_4NO_3 : sa capacité de production est de 1000 tonnes /jour.
5. Installation de manutention et de stockage.

I.2.2.2.KIMIAL (STPP)

Production de tripoly-phosphate de sodium avec une capacité de 120 tonnes/jour.

I.2.2.3. SOMIAS :

Somias s'occupe maintenance industrielle-réparation de tous types d'équipements industriels et de tous travaux de Maintenance.

I.2.2.4. ASFERTRADE

Elle est chargée de la distribution de tous types d'engrais produits et commercialisés par le groupe ASMIDAL sur le marché national

I.3. L'importance de l'acide nitrique :

L'acide nitrique teint une place de premier plan dans l'industrie des engrais (nitrate d'ammonium en particulier), son rôle demeure considérable dans le domaine des explosifs (poudre noir, T.N.T, mélinite) et ses implications en industrie organique sont multiples (parfums artificiels, industrie de l'aniline, etc.)[2]

L'acide nitrique est extrêmement utile pour les traitements passivant et de décapage de l'acier inoxydable disponible sur le marché car l'utilisation des moins oxydants favorisent la formation de la couche passive.

L'acide nitrique est utilisé généralement sous forme de solution aqueuse, dans :

- La fabrication d'engrais
- L'industrie des explosifs
- Certains procédés d'oxydation
- Certains procédés de nitration
- La fabrication de produits pharmaceutiques
- La fabrication de produits photographiques
- L'industrie des produits textiles
- La fabrication de colorant
- La préparation des nitrates organiques et sels métalliques
- Les réactifs analytiques [3]

I.4.Description de procède de production d'acide nitrique : (Figure I.1)

La formation d'acide nitrique est une source économique importante pour l'industrie nationale.

En effet, il constitue l'élément principal pour la fabrication des engrais (nitrate d'ammonium, NPK ... etc.).

L'unité d'acide nitrique telle quelle est conçue actuellement, pour assurer la production de 800 t/j d'acide nitrique en deux lignes.

Elle comprend cinq sections :

1. Section de filtration et compression de l'air.
2. Section d'évaporation de l'ammoniaque et mélange avec l'air.
3. Section de conversion de l'ammoniac.
4. Section d'oxydation – absorption - blanchiment.
5. Section de réduction des gaz de queue.

Les deux premières sections entrent dans le cadre de la préparation des matières premières : l'air et l'ammoniac.

La troisième et la quatrième section représentent les étapes proprement dites de la fabrication de l'acide nitrique.

Quant à la section de réduction, elle permettra de réduire et surveiller l'émission des gaz nitreux vers l'atmosphère.

I.4.1. Filtration et compression de l'air (Figure I.2) :

L'air requis pour la conversion de l'ammoniac et pour l'oxydation de NO est aspiré de l'atmosphère à une température de 25°C par un compresseur (NZ 2010). Avant le compresseur ; l'air traverse un pré filtre (ND 2006) à déroulement automatique qui retient toutes les particules supérieures à 03 µ puis un filtre finisseur (ND 2007) à poches qui retient au moins 80 % des particules supérieures à 1 µ.

Ensuite ; l'air est comprimé par un compresseur bi étagé (NZ 2010) à refroidissement intermédiaire. La pression du 1er étage croit jusqu'à 3,4 bars et 165°C.

Dans le réfrigérant intermédiaire (NE 2011) ; l'air 1er étage est refroidi à 85°C par l'eau de refroidissement. Au 2ème étage du compresseur ; la pression finale s'élève à 7,95 bars et une température de 210°C.

Ce compresseur est entraîné par une turbine à vapeur (NZ 2015) et une turbine de détente des gaz de queue (NZ 2020). A la sortie du compresseur ; le débit d'air est partagé en deux parties :

- L'air primaire : représentant 87 % en volume du débit total qui est utilisé à la conversion d'ammoniac.
- L'air secondaire : représentant 13 % en volume du débit total qui est utilisé pour blanchir l'acide brut puis il sera additionné au gaz nitreux de la colonne oxydation – absorption (NC 2050).

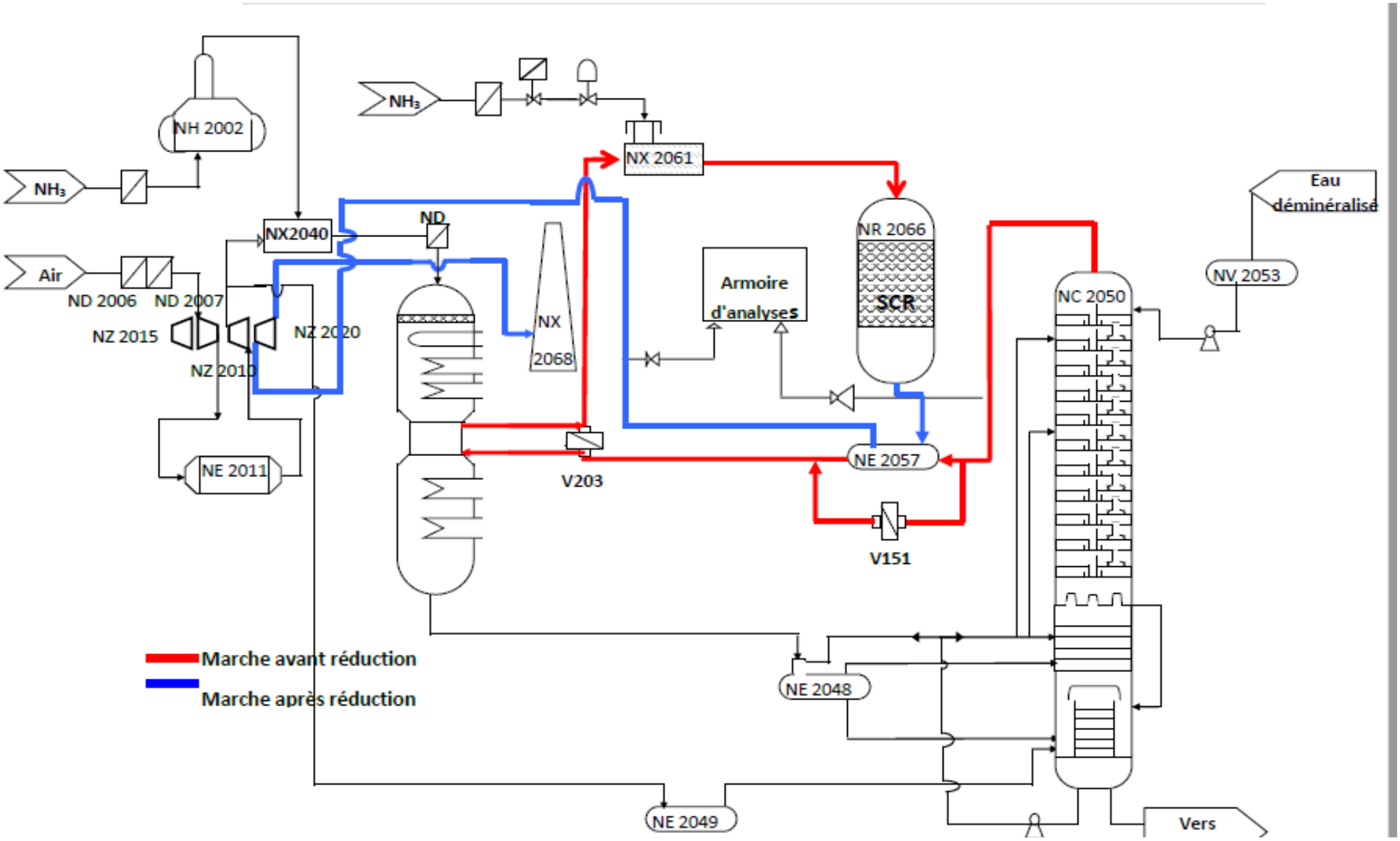


Figure . I 1: Schéma de production de la fabrication d'acide nitrique

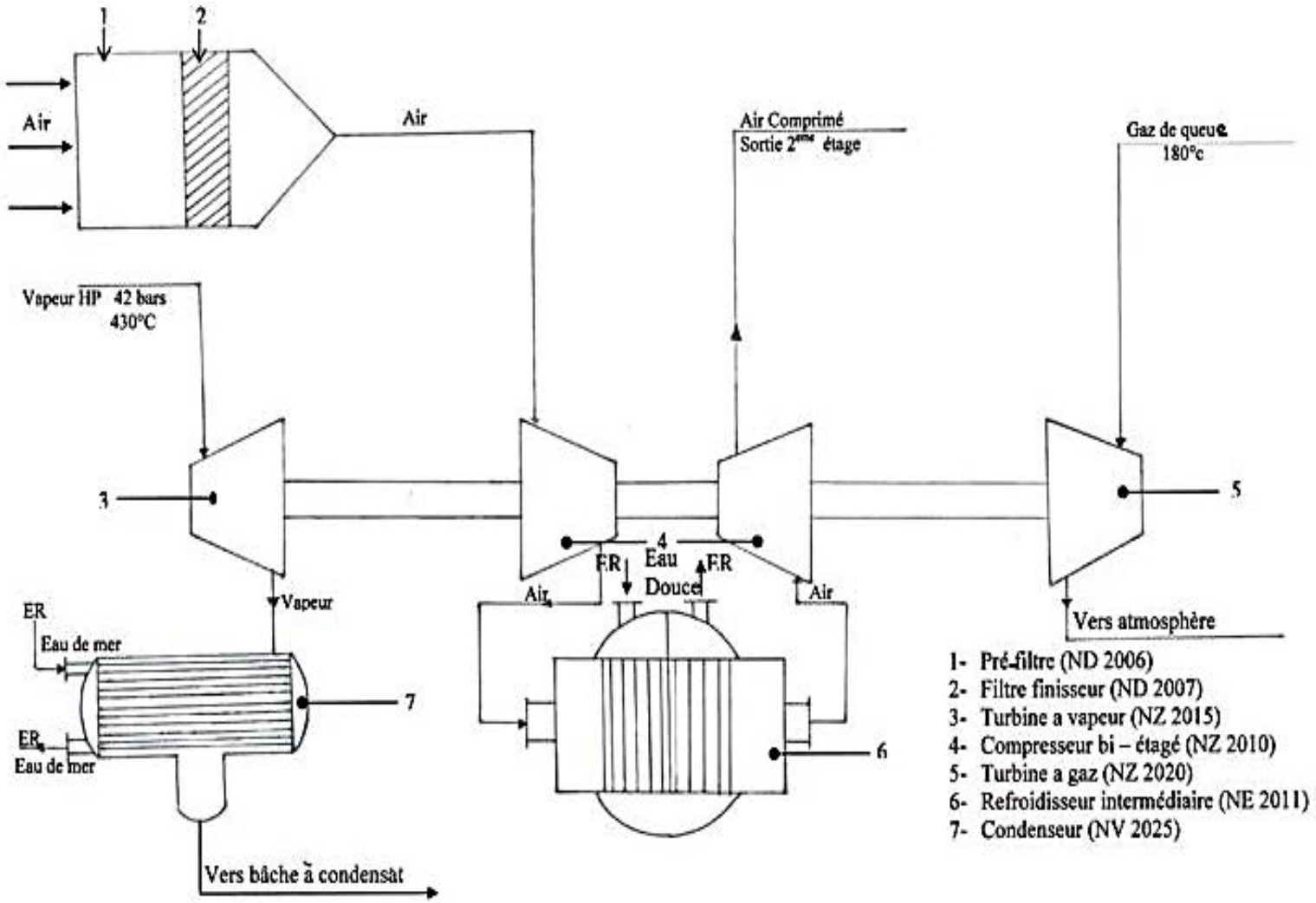


Figure . I 2 : Section de filtration et compression de l'air

I.4.2. Evaporation de l'ammoniaque et mélange air / ammoniac (FigurI.3) :

L'ammoniaque liquide est stockée dans une sphère de stockage de capacité de 1000 tonnes à une température de (-2 ÷ 6) C° ; elle contient environ 0.5 % d'eau et 5 ppm d'huile. Via des pompes l'ammoniaque traverse un filtre (NF 2001 a/b) pour éliminer l'huile et les particules solides, puis un évaporateur (NH 2002) où elle est évaporée au moyen d'eau déjà réchauffée (la pression d'ammoniaque liquide doit être de 09 bars minimum). Le surchauffeur (NE 2004) placé en amont de l'évaporateur réchauffe l'ammoniac jusqu' à 35°C afin d'éviter l'entraînement des gouttelettes d'ammoniac et d'eau.
L'ammoniac gazeux est envoyé ensuite vers le mélangeur (NX 2040).
De l'évaporateur au mélangeur ; il y a deux vannes :

- Une vanne de contrôle de débit ; réglant la quantité d'ammoniac envoyée au mélangeur en fonction du débit d'air (pour un rapport ammoniac / air compris entre 9,6 et 11,4).
- Une vanne de sécurité ; qui est utilisée pour couper l'alimentation d'ammoniac si ce rapport devient trop élevé afin d'éviter un mélange ammoniac/air explosif.

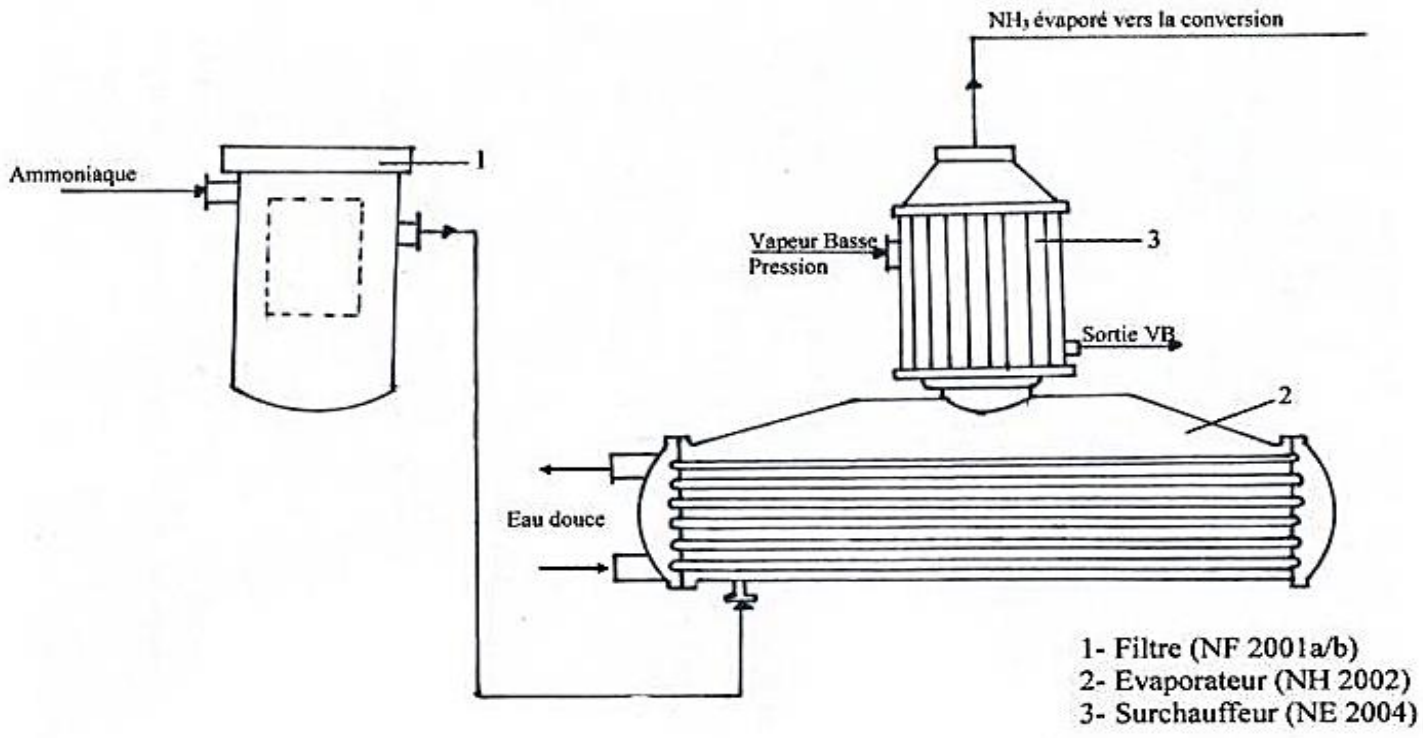


Figure. I 1 : Filtration et évaporation de l'ammoniaque

I.4.3.Filtration du mélange (NH_3–Air) et conversion de l'ammoniac (figureI.4.a.b) :

Le mélange gazeux ayant une température d'environ 195C° et une pression entre (6,4÷7) bars est de nouveau filtré dans un filtre à 9 cartouches (ND 2041) principalement pour retenir les particules de rouilles qui peuvent se former dans les conduites. La conversion de l'ammoniac a lieu dans le réacteur de conversion NR 2042 en présence d'un catalyseur de platine-Rhodium dont les caractéristiques sont les suivantes :

Tableau .I.1: Caractéristique de catalyseur Pt-Rh

Composition de l'alliage	90 % de Pt et 10 % de Rh
Diamètre des toiles	Total 2170 mm
Diamètre du fil	0,076 mm
Mailles	1024 cm^2
Poids d'une toile	2110 g environ

La conversion d'ammoniac amène à la formation d'oxyde d'azote (NO) et l'azote (N_2) suivant les réactions globales suivantes :

$$4\ NH_3 + 5\ O_2 \longrightarrow 4\ NO + 6\ H_2O + 216\ Cal \qquad \textbf{(II-1)}$$

$$4\ NH_3 + 3\ O_2 \longrightarrow 2\ N_2 + 6\ H_2O + 302\ Cal \qquad \textbf{(II-2)}$$

- La première réaction s'effectue à 96 %, tandis que la deuxième s'effectue à 4 %.
- La température de conversion se situe entre (800 – 915) C°.
- L'ammoniac non converti ayant traversé les toiles peut réagir en phase gazeuse avec l'oxyde d'azote (NO) suivant la réaction :

$$4\ NH_3 + 6\ NO \longrightarrow 5\ N_2 + 6\ H_2O + 357\ Cal \qquad \textbf{(II-3)}$$

- Les réactions suivantes peuvent se produire à température plus basse que 800°C :

$$2\ NH_3 + 2\ O_2 \longrightarrow N_2O_2 + 3\ H_2O + 132\ Cal \qquad \textbf{(II-4)}$$

$$2\ NH_3 \longrightarrow N_2 + 3\ H_2 + 22\ cal \qquad \textbf{(II-5)}$$

- L'utilisation comme catalyseur des toiles de (Pt – Rh) permet de réduire la formation de l'azote suivant les deux dernières réactions.

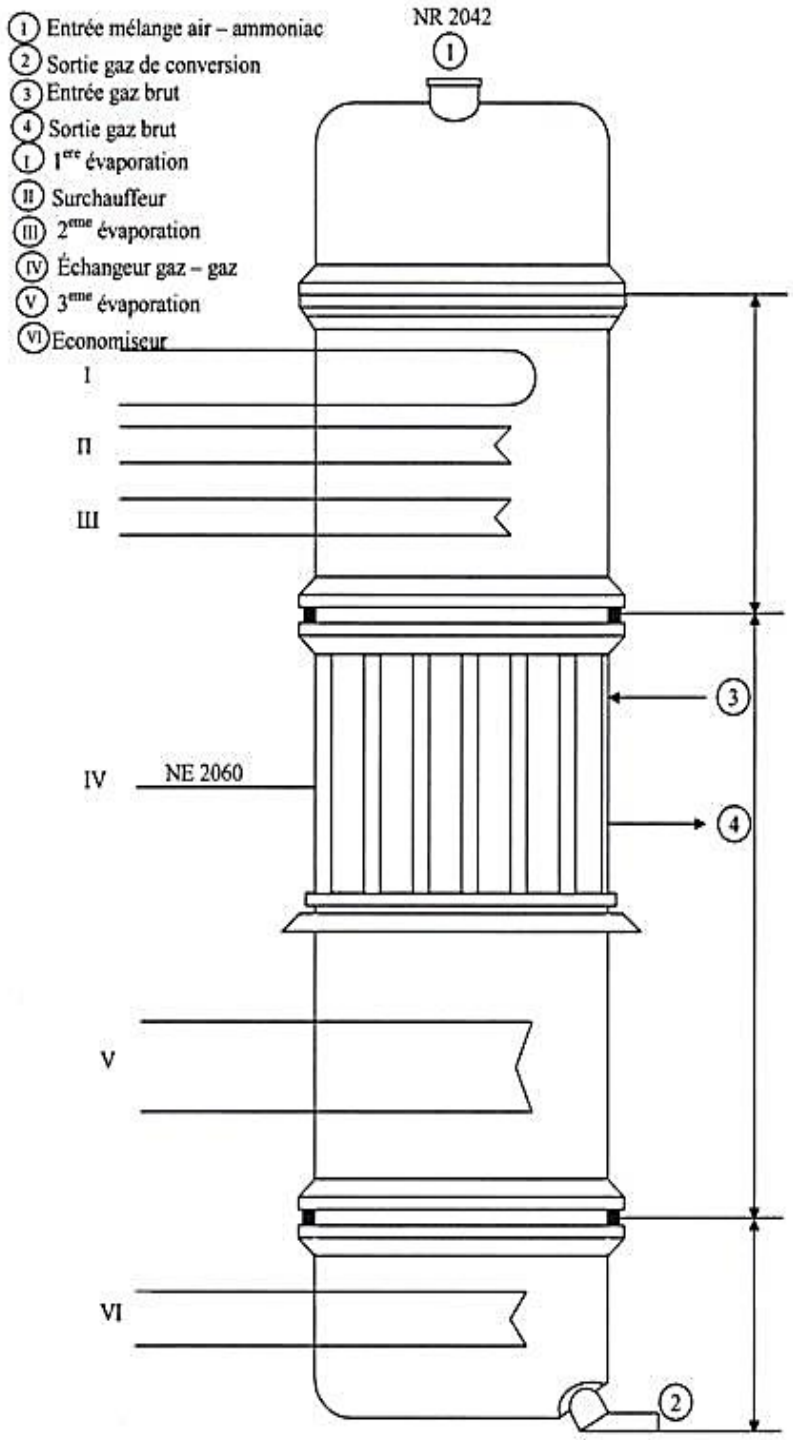


Figure. I 2.a: Schéma du réacteur catalytique de conversion

Figure .I 4.b : Photographie du réacteur catalytique d'oxydation de l'ammoniac

I.4.4.Chaudière de récupération (Groupe de génération de vapeur) :

La chaleur de la réaction dégagée lors de la conversion de l'ammoniac dans le NR 2042 est utilisée pour la génération de la vapeur dans un groupe de génération de vapeur appelée : chaudière de récupération existant dans le réacteur.

Le réacteur de conversion le ***NR 2042*** est composé de trois modules :

- ***NB 2045 A*** **:** Il est composé du 1 ^{er} évaporateur, de la surchauffeur et du 2^{ième} évaporateur.
- ***NB 2045 B*** **:** Il est composé de l'échangeur gaz-gaz NE 2060 qui sert pour réchauffer les gaz de queue et le 3^{ième} évaporateur.
- ***NB 2046*** **:** Il est composé de l'économiseur.

Ainsi que :

- Des tubes écrans (Tapissage inférieur et supérieur).
- Un ballon de vapeur (NV 2075)
- Des pompes alimentaires (NP 2073 a/b)
- Des pompes de circulation eau de chaudière (NP 2074 a/b)

L'eau de chaudière nécessaire pour la génération de la vapeur. Est une eau déminéralisée fournie par une centrale utilité CUII et stocké dans un bac de stockage NV 6016 de capacité de 500 m^3. Puis pompée vers la bâche à condensas NV 1101 ; depuis cette bâche. l'eau est envoyée par des pompes vers la bâche alimentaire NV 2070 où elle est préalablement chauffée par de la vapeur basse pression jusqu'à 120 C°, via des pompes alimentaires l'eau de chaudière est envoyé à une pression d'environ 52 bars vers l'économiseur où en quittant l'économiseur vers le ballon de vapeur NV 2075 les gaz issus de la conversion et par un transfert de chaleur augmente sa température à environ 255 C°.

Du ballon de vapeur et par les pompes de circulation eau de chaudière l'eau est envoyée vers les trois évaporateurs où à la sortie vers le ballon de vapeur et par un transfert de chaleur elle devient de la vapeur saturée.

La surchauffeur de vapeur étant une chaudière à circulation forcée transforme la vapeur saturée quittant le ballon de vapeur à une pression de 42 bars par le sommet en une vapeur surchauffée à 500 C°.

A la sortie de la surchauffeur la vapeur passe par une boucle de régulation de température et de pression où elle est envoyée vers la turbine à vapeur à une température de 430 C° et une pression de 40 bars.

Dans le réacteur de conversion s'effectue aussi en phase gazeuse la réaction suivante :

$$2\ NO + O_2 \longrightarrow 2\ NO_2 + 27,6\ Cal \qquad \textbf{(II-6)}$$

Les gaz nitreux quittant la chaudière de récupération à une température d'environ 200°C arrivent au refroidisseur de gaz (NE 2048) qui les ramène à 55°C par échange avec l'eau de refroidissement. En conséquence de ce refroidissement ; la plus grande partie de la vapeur d'eau contenue dans les gaz de conversion se condense et se combine avec le NO_2 déjà formé pour produire de l'acide nitrique faible dans le fond du refroidisseur NE 2048 dont la concentration est de (35 ÷ 39) % suivant la réaction :

$$3\,(NO_2)_g + (H_2O)_l \longrightarrow 2\,(HNO_3)_l + (NO)_g + 31,6\ Cal \quad \textbf{(II-7)}$$

L'acide faible ainsi formé quitte le refroidisseur vers le fond de la colonne d'absorption NC 2050 puis via des pompes il concentré dans les plateaux 4,11 ou 18 dans la zone absorption de cette dernière.

I.4.5.Oxydation – absorption et blanchiment : (Figure I.5.a.b)

En quittant le refroidisseur de gaz, les gaz sont envoyés vers la colonne d'oxydation – absorption (NC 2050), où ils se mélangent avec l'air secondaire: refroidi auparavant jusqu'à 80°C dans le refroidisseur d'air secondaire NE 2049 par de l'eau de refroidissement avant de traverser de bas en haut la colonne à plateaux perforés où chacun de ces plateaux comporte 54500 trous de 03 mm de diamètre.

Vu de bas en haut, la colonne comporte trois sections :

- Le fond de la colonne qui comporte deux parties :
  A/ La section de blanchiment (05 plateaux perforés de 500 mm de diamètre).
  B/ La zone de décantation de l'acide faible.
- La section d'oxydation (04 plateaux).
- La section d'absorption (20 plateaux).

Les deux dernières sections sont équipées de plateaux perforés, elles sont délimitées par le plateau de soutirage où l'acide brut est dirigé vers la zone de blanchiment.
L'eau nécessaire pour l'absorption des gaz et la formation de l'acide provient de la bâche à eau de procédé (NV 2053) où elle est pompée jusqu'au sommet de la colonne.

La teneur des NO_x décroît au fur et à mesure de leur montée dans la colonne, alors que la concentration en acide augmente au fur et à mesure de sa descente.
L'absorption des gaz est favorisée à une basse température (environ 28 C°) et à une ΔP (Pression différentielle entre le haut et le bas de la colonne) élevée.
L'acide nitrique brut contient encore des gaz dissout sous forme d'HNO_2 qui lui donne une couleur rouge jaunâtre. L'acide nitreux ainsi est donc blanchi suivant la réaction :

$$3\ HNO_2 \xrightarrow{O_2} HNO_3 + 2\ NO + H_2O - 76\ KJ/mol \quad \textbf{(II-8)}$$

Les gaz nitreux sont éliminés en utilisant l'air secondaire.
Depuis la zone de blanchiment ; l'acide nitrique est envoyé vers les réservoirs de stockage par la pression du système.

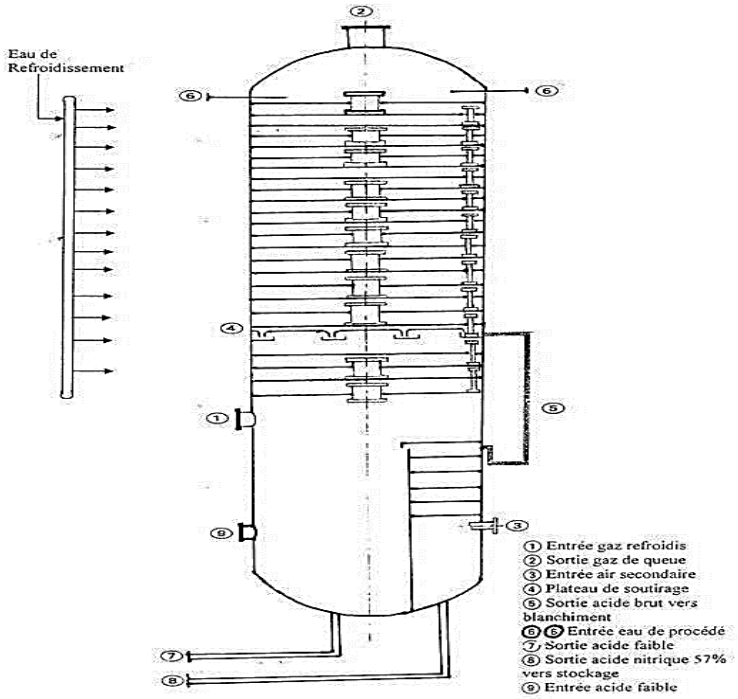


Figure I 5.a : Schéma de la colonne d'absorption

Figure I 5.b : Photographie colonne d'oxydation - absorption

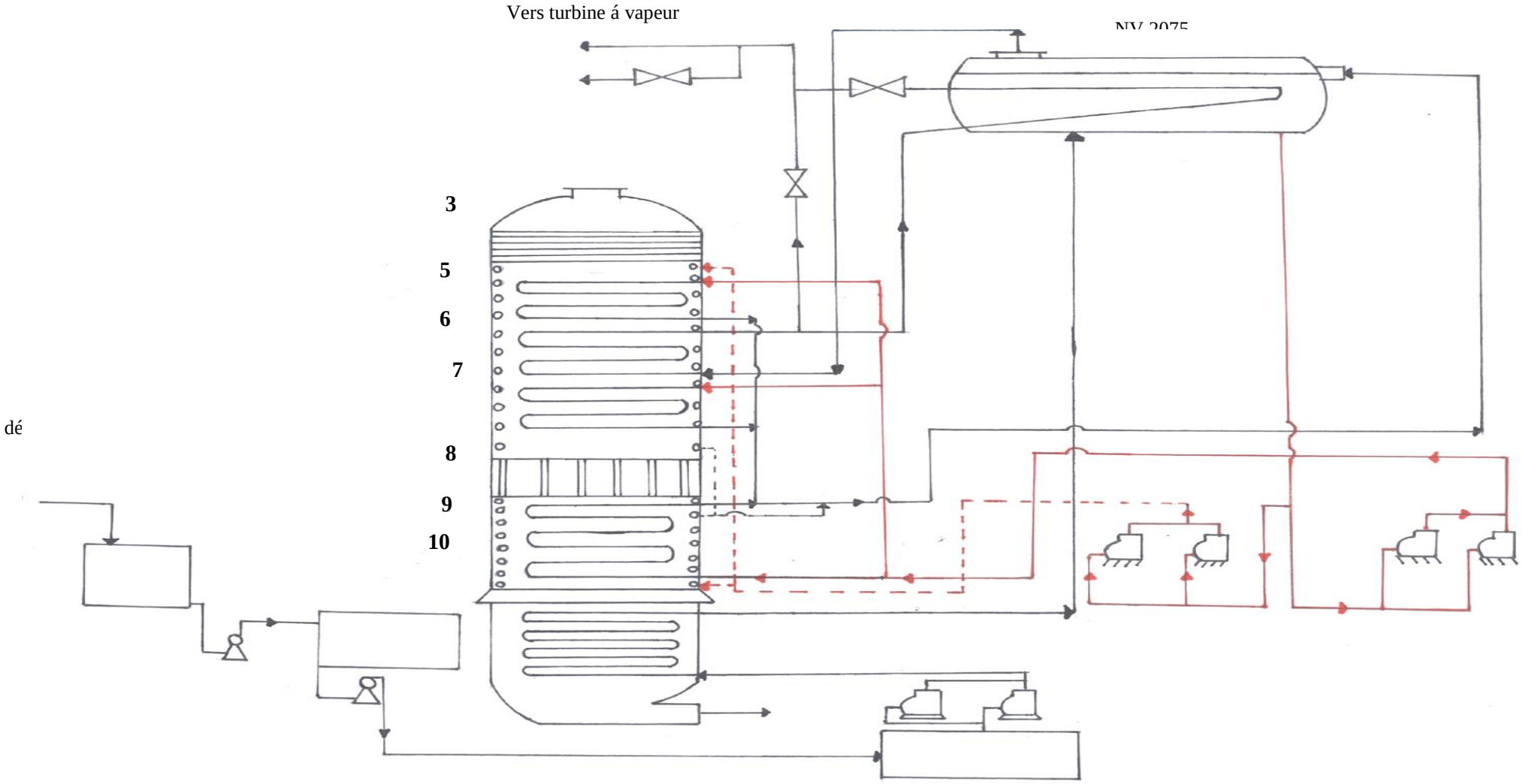


Figure.I.6: Groupe de génération de vapeur

10- Economiseur
11- Bâche á eau alimentaire
12- Désurchauffe ballon de vapeur
13- Bac de stockage eau déminéralisée
14- Bâche á condensas

I.4.6.Réduction des gaz de queue :

Les gaz de queue quittant le sommet de la colonne d'absorption à une teneur d'environ 3300 ppm, une température de 40°C et une pression comprise entre (6,1÷6,5) bars, sont réduit par l'intermédiaire d'un catalyseur à fonction catalytique sélective à base d'un mélange d'oxyde de vanadium, titane et de tungstène.
Afin de garantir l'obtention d'un niveau de température à l'entrée du réacteur de réduction d'environ (260÷270) °C ; les gaz de queue dits gaz brut sont préchauffés à cet effet en deux étapes :
-/ Par l'intermédiaire du pré chauffeur (NE 2057) qui amène leur température de 40 C° à environ 115°C en jouant sur le clapet de dérivation V151 d'une part.
-/ D'autre part à l'aide de l'échangeur thermique (NE 2060) (existant dans le réacteur de conversion) qui augmente leur température de 115 C° jusqu'à la température voulue en jouant cette fois sur le clapet de dérivation V203.

Après le préchauffage ; ces gaz brut sont mélangés avec de l'ammoniac (Fournie par l'évaporateur/surchauffeur à une pression de 9 bars et une température de 35°C), ce mélange spécial est acheminé à travers un mélangeur NX 2061 (voir figure 4) vers le plateau du catalyseur sous une forme homogénéisée adéquate où la température doit être réglée à 260°C.

Le réacteur de réduction (NR 2066) est du type tubulaire à lit fixe constitué d'un mélange d'oxyde de vanadium – titane – tungstène.

Les réactions de réduction étant exothermiques ; se déroulent comme suit :

$$4NO + 4\,NH_3 + O_2 \longrightarrow 4\,N_2 + 6\,H_2O \qquad \textbf{(III-1)}$$

$$6NO_2 + 8\,NH_3 \longrightarrow 7\,N_2 + 12\,H_2O \qquad \textbf{(III-2)}$$

Les gaz de queue épurés grâce au catalyseur quittent le réacteur NR 2066 à une température d'environ 300°C pour s'acheminer vers l'échangeur thermique (NE 2057), qui permet de réduire leur température jusqu'à 230°C. Ces gaz purifiés sont ensuite acheminés vers la turbine de détente (NZ 2020) où ils seront détendus à une pression de (1,1 – 1,3) bar abs et une température de (85 – 90°C), après détente les gaz sont envoyés vers l'atmosphère par la cheminée d'évacuation (NX 2068) avec un taux de gaz N_{OX} inférieur ou égal à 150 ppm.

Dans le procédé de réduction une nouvelle partie est additionnée ; c'est le système de lavage de la turbine de détente ; pour éliminer les traces (dépôts) de nitrites d'ammonium qui peuvent se former lors de la détente dans les ailettes de la turbine de gaz ; ainsi pour sa protection.

I.5. Armoire d'analyse :

Le nouveau système de réduction est équipé d'une armoire d'analyse où un analyseur de NO a été prévu fonctionnant avec une analyse infrarouge basée sur un simple principe de comparaison entre l'échantillon et le gaz d'étalonnage (NO_x pur). L'analyse des gaz de queue se fait en continue dans cette armoire tant que le processus est opérationnel.

Il y a deux prélèvements de gaz : l'un à la sortie du pré chauffeur (NE 2060) vers le réacteur de réduction et c'est le gaz brut, le second à l'entrée de l'échangeur (NE 2057) et c'est le gaz purifié ou réduit.

Le système est contrôlé par un "DCS" (Digital control System) qui affiche en continu les résultats d'analyse en temps réel et stock toutes les variations des paramètres de marche et les différentes informations telles que les alarmes, les anomalies sur le procédé de réduction et les causes de l'arrêt de l'armoire d'analyse pendant toute une année et même plus.
Selon l'analyse voulue avant ou après réduction en cliquant dans l'armoire d'analyse au niveau du DCS sur l'un des clapets 33Y3 ou 33Y5 les gaz sont acheminés dans des gaines de prise d'échantillon où ils sont détendus à une pression d'environ 1,2 bars et chauffés à une température d'environ 122 C°,

Ils sont ensuite refroidis par de l'air dans un refroidisseur ventilé où la vapeur d'eau condensée est pompée hors l'armoire par les pompes P251 aussi tôt ; les gaz sont filtrés dans un premier lieu dans un filtre acide puis dans un filtre de fines avant d'être dirigés vers le convertisseur.

L'analyseur ne contrôle que les concentrations de NO, O_2 et NH_3 ; c'est pour cela que le constructeur a mis en place un convertisseur de NO_2 constitué d'une chambre de préchauffage à (400 – 410)°C pour convertir les NO_2 en NO suivant la réaction endothermique :

$$2NO_2 \underset{}{\overset{400 - 410°}{\rightleftharpoons}} 2\,NO + O_2 \qquad \textbf{(III-5)}$$

Après le convertisseur les gaz sont dirigés vers l'analyseur qui déterminera la teneur de chaque constituant et en fonction de la teneur en NO ce dernier agira directement sur la vanne de contrôle de débit d'ammoniac pour ne laisser échapper vers l'atmosphère qu'une quantité de NO inférieur ou égal à 150 ppm (300 mg).

Chapitre II :

Généralités sur les NO_x et l'absorption

Chapitre II : Généralités sur les NO_x et l'absorption

II.1.Généralités sur les oxydes d'azote NO et NO_2

Seuls deux oxydes d'azote jouent un rôle important dans la pollution atmosphérique : l'oxyde nitrique NO et le peroxyde NO_2 quoique leur réactivité soit différente ; il est fréquent de raisonner sur leur somme ; en équivalent en NO_2 ; qu'on caractérise par le terme NO_x. Le concept de NO_X comprend tous les oxydes d'azote connus : NO, NO_2, N_2O_3 ; N_2O_4, N_2O_5 ; N_2O. Toutefois le NO reste le produit majoritaire (90-95 %) [4]

II.1.1.Le dioxyde d'azote (NO_2)

C'est un composé chimique faisant partie d'un groupe de gaz hautement réactifs, appelés oxydes d'azote (NO_x), comme le monoxyde d'azote (NO). Ils constituent les polluants majeurs de l'atmosphère terrestre.

Le dioxyde d'azote est facilement reconnaissable. On le reconnaît par sa couleur brun-rouge et par son odeur âcre et piquante caractéristique. On retrouve cette odeur dans les rues polluées par la circulation automobile [5]

II.1.2.Oxyde nitrique NO

C'est un gaz incolore généralement soluble dans l'eau. Il se forme à haute température dans les phénomènes de combustion ; en particulier par combinaison dans la flamme entre l'azote et l'oxygéné. L'oxyde nitrique NO se transforme lentement dans l'atmosphère en peroxyde d'azote NO_2, il est assez stable à haute température. De plus il se forme des quantités importantes dans la nature par l'intermédiaire d'un certain nombre de processus biologiques [6]

II.2.Impact des NO_x

II.2.1.Impacts combinés du NO_x avec certain éléments de l'atmosphère :

Les oxydes d'azote peuvent se combiner avec certains polluants pour donner d'autres composés dont l'effet peut être plus nocif que celui des NO_X isolés. Parmi les composés qui se forment suite à ces combinaisons, on peut citer :

- l'ozone
- Les pluies acides

II.2.1.1. L'ozone

Les oxydes d'azote et les composés organiques volatils (COV) réagissent dans la troposphère, sous l'effet du rayonnement solaire, pour former des polluants photochimiques. Le principal polluant photochimique est l'ozone. Sa présence s'accompagne d'autres espèces aux propriétés acides ou oxydantes telles que des aldéhydes, des composés organiques nitrés, de l'acide nitrique, de l'eau oxygénée. L'ozone et les polluants photochimiques sont également des espèces phyto-toxiques. L'ozone peut perturber la photosynthèse, altérer la résistance des végétaux, diminuer leur productivité, provoquer des lésions visibles (le tabac Bel W3 est parfois utilisé comme bio-indicateur d'ozone). L'ozone contribue également avec les dépôts acides et d'autres facteurs défavorables (sécheresses,

pauvreté des sols, etc...) aux troubles forestiers observés en Europe en Amérique du Nord. [7]

L'ozone est un polluant gazeux agressif qui atteint les muqueuses respiratoires (pénétration jusqu'aux voies respiratoires les plus fines) et le système visuel. Cet oxydant provoque également un abaissement du seuil de sensibilité aux allergènes auxquels l'asthmatique est déjà sensibilisé. Bien que les individus présentent une réaction hétérogène à l'ozone, selon leur sensibilité et état de santé, les personnes à risque sont les enfants, les personnes souffrant d'insuffisance respiratoire et cardiaque, les personnes âgées, les sportif sen action, les femmes enceintes.

II.2.1.2. Pluies acides

Les pluies acides" est un terme utilisé pour décrire toute forme de précipitation acide (pluies, neige, grêles, brouillard). Le dioxyde de soufre et les oxydes d'azote sont les principales causes des pluies acides. Ces polluants s'oxydent dans l'air pour former de l'acide sulfurique et de l'acide nitrique, ou des sels. On les retrouve dans les nuages et les précipitations parfois à des milliers de kilomètres de leur point d'émission, (pollution transfrontière à longue distance). Ceci concoure à des dépôts acides et à l'acidification accrue des pluies par rapport à celles résultant de la seule présence de gaz carbonique dans l'air (qui fait que le pH "naturel" d'une pluie est toujours acide, de l'ordre de 5,6). D'autres polluants peuvent contribuer aux pluies acides, notamment l'acide chlorhydrique émis par incinération de certains déchets plastiques, ou l'ammoniac des activités agricoles. Les pluies acides modifient les équilibres chimiques des milieux récepteurs, en particulier lorsque ceux-ci sont déjà naturellement acides (pas d'effet tampon). Ceci peut se répercuter par des atteintes sur la faune et la flore aquatique, des carences nutritives engendrant des chutes de rendement et des lésions visibles chez les végétaux, ainsi que des jaunissements et la défoliation des arbres. [7]

II.2.2.Impact Sur les végétaux [8]

Les dégâts causés à la végétation par la pollution atmosphérique ont été mis en évidence depuis plus d'un siècle. Cependant les oxydes d'azote pénètrent avec l'air pendant le cycle normal de respiration de la plante. La feuille est le premier indicateur des effets nocifs. La phyto-toxicité des NO_x dépend de plusieurs facteurs :

- La nature du végétal.
- La durée d'exposition.
- Les conditions atmosphériques (humidité, lumière).
- Le stade d'évolution du végétal.
- Les principales actions sur les végétaux sont l'arrêt du processus de photosynthèse et par conséquent réduisent la production de nourriture

II.2.3. Impact sur les animaux

On peut résumer les effets des NO_x sur les animaux comme suit :

- L'altération morphologique, fonctionnelle et biochimique du poumon.
- Des effets négatifs sur la croissance et le poids corporel.
- Des effets négatifs immunologiques, hématologiques, des effets sur la reproduction et le système nerveux.
- Des modifications du comportement.

II.3. Techniques d'élimination des NO_x dans les gaz de queue [4]

Ils existent de nombreuses techniques de réduction des NO_x. Elles peuvent être classées en quatre grandes groupes.

II.3.1.L'adsorption

II s'agit de fixer les oxydes d'azote NO_x sur des matériaux solides gel de Silice, charbon actif, tamis moléculaire. Ces solides ont une grande capacité d'adsorption pour les NO_x. En effet, avec les tamis moléculaires, on peut 16 atteindre un abattement des NO_x supérieur à 95%. L'adsorbant peut être régénéré par traitement thermique, ou bien par l'application d'une dépression. Ce procédé discontinu basé sur l'adsorption / désorption reste coûteux et non efficace, car peu adapté aux unités industrielles, de plus l'élimination des NO_x, n'est que différée, D'un autre, côté, cette technique exige un mélange gazeux sec avant l'adsorption et le NO doit être oxydé en NO_2 pour qu'il s'adsorbe à la surface. Par ailleurs l'atmosphère acide détériore la qualité des tamis moléculaires

II.3.2.L'absorbation secondaire ou double absorption :

Cela consiste à envisager une absorption des gaz de queue dans une autre tour sous pression élevée (8 à 10 bar). Cette technique permet d'atteindre des teneurs en NO_x dans les gaz de queue de l'ordre de 200 ppm .Les deux facteurs déterminants sont la pression totale et le nombre de plateaux de la colonne. Plus ce dernier et élevé, plus l'absorption est bonne. On a essayé également de faire varier la pression, en appliquant une basse pression dans le convertisseur d'ammoniac et une pression élevée dans la colonne d'absorption. Avec cette technique, on arrive non seulement à l'abattement des NO_x dans les gaz de queue, mais aussi à l'amélioration du rendement de production de l'acide nitrique

II.3.3.La réduction catalytique :

Cette technique est très utilisée. Elle a connu un grand développement ces dix dernières années. Cela consiste à faire réagir les NO_x avec un agent réducteur (NH_3 hydrocarbures) en présence d'un catalyseur à base de métaux de transition déposé sur un support minéral (AI_2O_3 , SiO_2 , etc. ….). De nombreuses procédures ont été mises au point en tenant compte de la nature du métal et du réducteur dans des conditions opératoires données. De maniérées générales, on peut distinguer deux procédés catalytiques différents :

II.3.3.a.La réduction catalytique non sélective (NSCR) :

Cette technique est basée sur le fait que les composés organiques et le CO présentes, ou injectés dans les effluents gazeux agissent sur les NO_x pour les transformer en composés non polluants N_2 et H_2O. Cependant il peut en résulter d'autres polluants tels que le CO, CO_2, HCN etc. …. De plus, elle est inadaptée aux effluents gazeux riches en oxygène .Car cet excès d'oxygène transforme CO en CO_2 et oxyde les hydrocarbures d'où l'élimination des réducteurs NO_x

II.3.3.b.La réduction catalytique sélective (SCR) :

Cela consiste en l'utilisation d'un réducteur qui préférentiellement sur les NO_x. Le réducteur conventionnel est l'ammoniac gazeux NH_3.

En effet, les NO_x sont éliminés par l'injection de NH_3, avec un stœchiométrie NH_3/NO_2 Egale ou légèrement supérieure à l'unité ; dans le mélange gazeux, en présence d'un catalyseur à base de vanadium, de tungstène, de chrome ou de fer. La phase métallique est supportée par un matériau qui est en général en céramique se présentant sous forme de nids d'abeille pour limiter les pertes de charge et jouer un rôle de filtre pour les particules solides.

II.3.4. L'absorption chimique :

En général , il s'agit d'un lavage des gaz de queue par un solution aqueuse alcaline contenant des carbonates de calcium , de potassium ou de magnésium , obtient de l'hydroxyde de calcium . Cette méthode peut engendrer des difficultés majeures par les solutions résultantes, qui sont riches en nitrates surtout en nitrites. L'ammoniac gazeux a été également utilisé à l'acide d'un système de barbotage. Cependant, les conditions opératoires présentent des risques importants, notamment par l'apparition du nitrite d'ammonium.

II.4. Le phénomène d'absorption :

L'absorption est une opération unitaire de génie des procédés caractérisée par des transferts de matière d'une phase à une autre. Parfois ces transferts de matière sont accompagnés de transfert de chaleur. L'absorption met en jeu des échanges de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide de natures chimiques différentes. Un ou plusieurs constituants de la phase gazeuse passent en solution. Cette opération est principalement utilisée pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant présent dans un mélange gazeux. L'absorption est uniquement physique lorsque le soluté ne réagit pas avec au moins un des constituants de la phase liquide. Cette opération consiste à faire circuler à contre-courant dans une colonne, le gaz à purifier et une solution liquide dite solvant dans laquelle, s'effectue la dissolution d'une certaine substance [9]

II.5.Principe :

L'absorption correspond au lavage du gaz par une solution liquide, souvent aqueuse. Le choix du liquide de lavage conditionnera la quantité de matière transférable de la phase gazeuse vers la phase liquide. En effet, si le composé à transférer ne subit aucune modification, le processus est une simple absorption physique basée sur la solubilité du composé dans la phase liquide. Toutefois, l'équilibre pourra être totalement déplacé si l'on ajoute au liquide considéré des réactifs chimiques qui détruisent le polluant. Le transfert des polluants sera lié à la fois aux mécanismes diffusionnels et aux mécanismes réactionnels. Pour la cinétique du transfert, c'est le mécanisme le plus lent (ici le mécanisme diffusionnel) qui est déterminant. Afin d'accroitre le rendement de l'opération, il sera possible d'agir sur les paramètres qui régissent la diffusion, comme la température, la pression, la surface de contact gaz / liquide ou le temps de contact. Dans le cas d'un lavage avec réaction chimique, plus la réaction chimique sera rapide, plus le transfert sera accéléré [10]

II.6.La température :

La solubilité augmente quand la température diminue. Il y a donc tout intérêt à travailler à température aussi basse que possible. Il faut de plus, tenir compte du fait que l'absorption est un phénomène exothermique et que la chaleur produite devra être dissipée [10]. De plus la

solubilité du gaz est d'autant plus grande que la température du solvant est plus faible. En conséquence, dans les installations de traitement de gaz comprenant une colonne d'absorption et une colonne de régénération, on refroidit toujours le solvant régénéré par échange thermique avec la solution qui sort en fond de l'absorbeur. Le refroidissement du solvant régénéré est poursuivi dans un autre échangeur par de l'eau de refroidissement [11]

II.6.1.la pression

La solubilité des gaz augmente quand leur pression partielle augmente. On a donc toujours intérêt à faire fonctionner les colonnes d'absorption à la pression la plus haute possible. Ce sera en général la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible. Il est rarement économique de comprimer les gaz avant de les introduire dans la colonne d'absorption, sauf s'ils sont très riches en composés absorbables ou si une compression est nécessaire pour alimenter l'unité située en aval. [11]

II.6.2 .La surface de contact

En augmentant la surface de contact entre le gaz et le liquide, on augmente les possibilités d'échange entre les deux phases. Pour un contacteur gaz / liquide, il sera donc important d'avoir une grande aire interraciale (ou aire spécifique). [10]

II.6.3 .Le temps de contact

Le temps de contact doit être suffisant pour permettre le transfert du polluant de la phase gaz vers la phase liquide II est directement fonction du rendement d'épuration recherche et il conditionne en partie le dimensionnement de l'absorbeur [10]

II.6.4.La réaction chimique

L'adjonction d'un réactif dans la solution de lavage et pour éliminer le polluant de la phase liquide et donc augmenter le transfert vers cette phase. [10]

II.6.5. Les échangeurs de chaleur :

Dans les installations industrielles, il est souvent nécessaire d'apporter une quantité de chaleur importante à une partie du système. Dans la majorité des cas, la chaleur est transmise à travers un échangeur de chaleur Un échangeur de chaleur, comme son nom l'indique, est un appareil destiné à transmettre la chaleur d'un fluide à un autre Dans les échangeurs les plus courants, les deux fluides sont séparés par une paroi à travers laquelle, les échanges se font par conduction. La transmission de chaleur fluide – paroi relève essentiellement de la convection Il existe de nombreux modèles de tels appareils , allant du simple tuyau placé à l'intérieur d'un autre tuyau de quelques centimètres carrés de surface d'échange de chaleur , à des condenseurs et des évaporateurs de plusieurs milliers de centimètres carrés de surface d'échange de chaleur . Entre ces extrêmes, se trouvent de nombreux échangeurs à tube et enveloppe de type courant. Ces appareils sont très utilisés, car on peut les construire avec des grandes surfaces d'échange de chaleur dans un volume relativement petit, ils peuvent être fabriqués avec des alliages résistant à la corrosion et sont employés pour chauffer, refroidir, évaporer ou condenser toute sorte de fluide.

II.7.Différents modes de transfert de chaleur : Le transfert de chaleur entre deux corps isolés et à températures différentes peut se faire de trois façons différentes [4] :

- ➤ Par conduction.
- ➤ Par convection.
- ➤ Par rayonnement.

Chapitre III :

Généralités sur l'échangeur de chaleur

III.1.Introduction : [12]

Comme étudié précédemment L'échange de chaleur qui se produit entre 2 corps qui sont à des températures différentes peut se faire selon 3 modes :

- CONDUCTION :

La chaleur se propage de proche en proche à travers la matière sans qu'il n'ait de transfert de cette dernière. La conduction assure Un bon transfert de chaleur à travers les solides.

La loi qui régit le transfert de chaleur par conduction est celle de FOURIER. En géométrie monodimensionnelle.

$$dQ/\ dA = -\lambda.\ (dt\ /\ dx).$$

- CONVECTION :

Dans un fluide les différences de température produisent des différences de densité pouvant amener à des mouvements de la matière dits mouvements de convection. La loi qui régit la convection est celle de NEWTON :

$$Q = h.\ \Delta t.\ A$$

- RAYONNEMENT : Les corps émettent de l'énergie par leur surface sous forme des radiations. C'est un moyen qui n'a pas besoin de support matériel, on le rencontre donc dans le vide. Tous les corps transparents permettent à la chaleur de se propager ainsi.

$$Q_T = Q_A + Q_R + Q_{Tr}$$

La formule de base du rayonnement thermique est celle de STEPHAN BOLTZMANN.

$$Q = \alpha_N.\ S.\ A.\ T^4$$

Dans les installations industrielles, il est souvent nécessaire d'apporter une quantité de chaleur importante à une partie du système. Dans la majorité des cas, la chaleur est transmise à travers un échangeur de chaleur. On estime à 90% la part des transferts d'énergie réalisée par les échangeurs de chaleur dans l'industrie.

III.2.Principe général :

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleur. On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi d'où le nom de l'appareil.

Le principal problème consiste à définir une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur nécessaire dans une configuration donnée. On vient de le dire, la quantité de chaleur transférée dépend de la surface d'échange entre les deux fluides mais aussi de nombreux autres paramètres ce qui rend une étude précise de ces appareils assez complexe. [13]

Les flux de chaleurs transférées vont aussi dépendre :

- des températures d'entrée et des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivité thermique) des fluides
- des coefficients d'échange par convection.

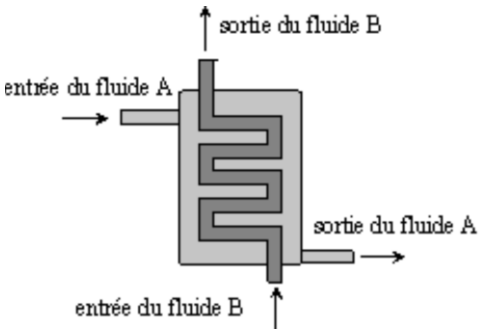


Figure III 1 : échangeur à tube et calandre

III.3.Critère de classement des échangeurs : [14]

Il existe plusieurs critères de classement de différents types d'échangeurs dont les principaux sont :

III.3.1.Classement suivant le mode de transfert de chaleur :

Les trois modes de transfert de chaleur (conduction, convection, rayonnement) sont couplés dans la plupart des applications (chambre de combustion, récupération sur les fumées, etc.) ; il y a souvent un mode de transfert prédominant. Pour tout échangeur avec transfert de chaleur à travers une paroi, la conduction intervient.

III.3.2.Classement suivant le procédé de transfert de chaleur :

Suivant qu'il y a ou non stockage de chaleur, on définit un fonctionnement en récupérateur ou en régénérateur de chaleur :

- transfert sans stockage, donc en récupérateur, avec 2 ou n passages et un écoulement en général continu ;
- transfert avec stockage, donc en régénérateur, avec un seul passage et un écoulement intermittent, la matrice de stockage étant statique ou dynamique.

III.3.3.Classement suivant la compacité de l'échangeur :

La compacité est définie par le rapport de l'air de la surface d'échange au volume de l'échangeur. R.K. Shah propose qu'un échangeur soit considéré comme compact si sa compacité est supérieure à $700m^2/m^3$; cette valeur est susceptible de varier de 500à $800m^2/m^3$.

III.3.4.Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange :

On retiendra deux types de parois :

- les échangeurs métalliques en acier, cuivre, aluminium ou matériaux spéciaux : superalliages, métaux ou alliages réfractaires ;
- les échangeurs non métalliques en plastique, céramique, graphite, verre, etc.

III.3.5.Classement suivant la surface d'échange

III.3.5.1. Les échangeurs à surface plane

III.3.5.1.a. Les échangeurs à plaques : [15]

Les échangeurs à plaques sont constitués de plaques formées dont les alvéoles constituent les chemins empruntés par les fluides. Les plaques sont assemblées de façon que le fluide puisse circuler entre elles. La distribution des fluides entre les plaques est assurée par un jeu de joints de telle sorte que chacun des deux fluides soit envoyé alternativement entre deux espaces inter plaques successifs.
Les fluides peuvent ainsi échanger de la chaleur à travers les plaques. La figure III.2 illustre le fonctionnement d'un tel échangeur. L'avantage principal de ce type d'échangeur est la compacité. En effet, on voit bien que ce dispositif permet une grande surface d'échange dans un volume limité, ce qui est particulièrement utile lorsque des puissances importantes

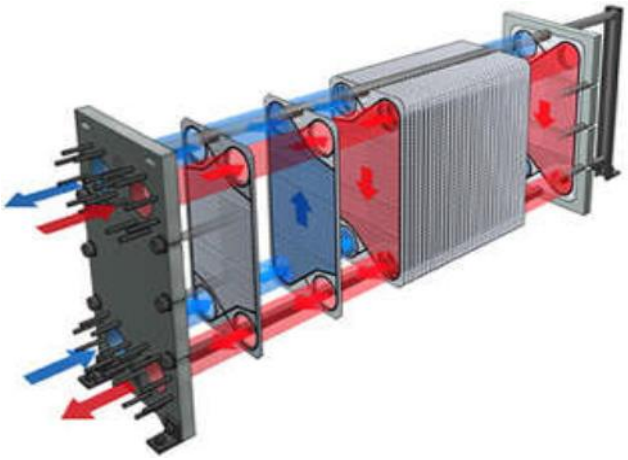


Figure III 2 : échangeur à plaque

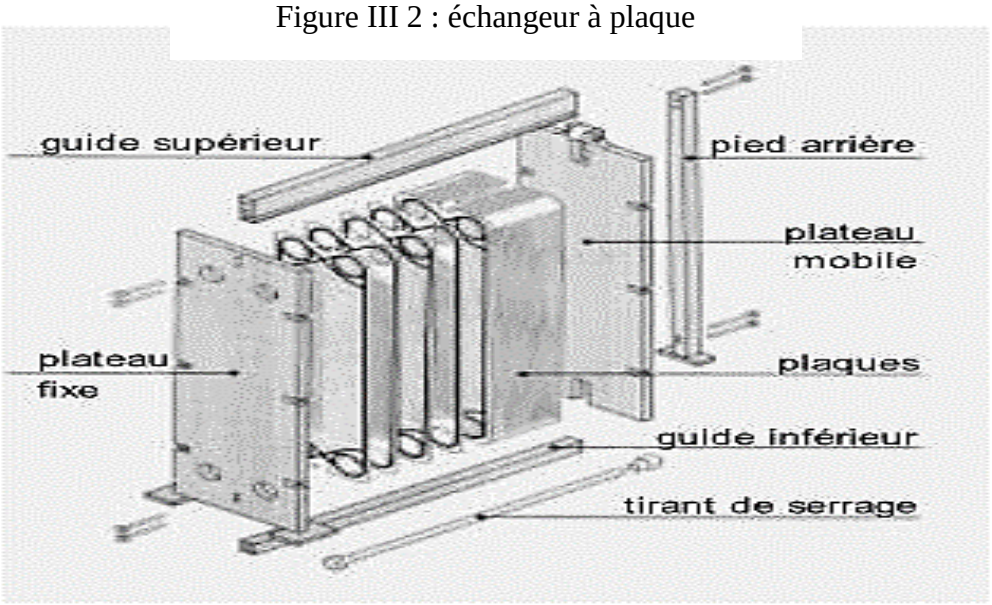


Figure III 3 : Vue échangeur à plaques et joints

Figure III 4 : Photographie d'échangeur à plaque

Figure III 5 : Photographie de filtre à plaque

III.3.5.1.b.Les échangeurs à spirales [16]

Ils sont très compacts et présentent des coefficients d'échange plus élevés que ceux des échangeurs tubulaires. Ils sont mieux adaptés aux liquides chargés et visqueux à la grande section de passage.

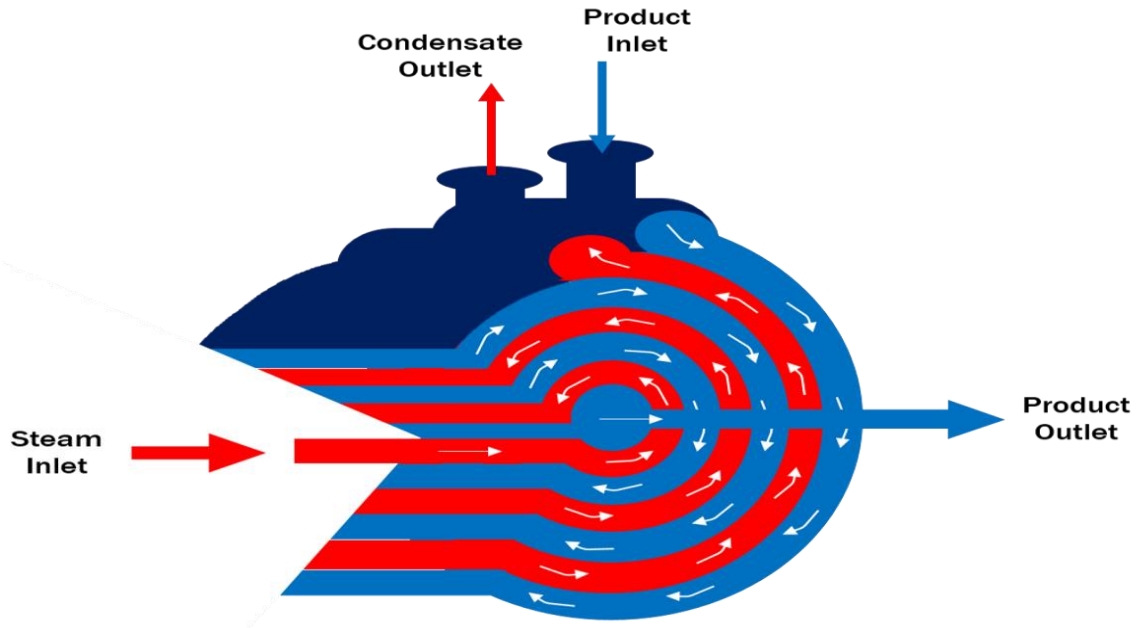


Figure III 6 : échangeur à spirales

III.3.5.2.Les échangeurs à surface tubulaire :

L'échangeur tubulaire, ou échangeur multitubulaire, est un type d'échangeur thermique se composant d'un faisceau de tubes disposé à l'intérieur d'une enveloppe nommée "calandre".
Dans le secteur industriel, il représente plus de 60% des installations dédiées à l'échange de chaleur.

III.4.Problématique

Le problème rencontré au niveau de l'unité acide nitrique est la mauvaise absorption des gaz NO_X au niveau de la colonne d'absorption NC2050, et ceci est dû à la température de l'eau de procédé (solvant) 42 °C.

Cette mauvaise absorption provoque :

- Diminution de la production d'acide nitrique à 57%, de 400 t/j jusqu'à 340 t/j.
- Perte de130 kg/h d'ammoniac pour la réduction du NO_X dans la section réduction, (design 100kg/h et la marche actuelle plus de 230 kg/h).
- Suivant le design pour produire une tonne d'acide il faut 290,7 kg de NH_3 (section conversion air/ammoniac) et pour la marche actuelle pour produire 1 tonne d'acide il faut 320k de NH_3, (Perte de 29.3 kg d'ammoniac par tonne).
- Les quantités des polluants NO_X rejeté vers l'atmosphère dépassant largement les normes 200 ppm (la marche actuelle 350 ppm), et les quantités des NO_X sortie colonne d'absorption dépasse 1600 ppm (la marche actuelle dépasse 2600 ppm).

Donc afin de résoudre ce problème qui touche la production, l'environnement, la quantité d'acide produite et la perte d'ammoniac, on s'est intéressé sur la question afin de trouver une solution adéquate à ce problème.

Plusieurs solutions ont été proposées auparavant comme la double absorption, c'est-à-dire deux colonnes d'absorption, redimensionnement de la colonne, réalisé l'oxydation du NO en NO_2 en plaçant un réacteur à l'extérieur et la zone de blanchiment sera remplacée par des plateaux d'absorption afin d'augmenter l'efficacité d'absorption. La solution qu'ona proposée est de refroidir le solvant afin d'améliorer l'absorption du NO_2 en plaçant un échangeur à plaque pour refroidir le solvant car comme mentionné au chapitre II.6, la solubilité des gaz augmente avec la diminution de la température. Le choix de l'échangeur à plaques est mieux adapté car celle-ci est moins encombrante, occupe moins de place, facile à nettoyer et possède le meilleur rapport de compacité (m^2 de surface/m^3 volume de l'échange).

Pour cela on a établi un bilan complet de l'unité afin d'obtenir les différentes informations (débit, température), après cela on adimensionné l'échangeur à plaques afin d'obtenir la température voulue du solvant, ensuite on a fait un bilan enthalpie au niveau de la colonne pour déterminer la température du gaz sortant après absorption afin de pouvoir le comparer avec la température du gaz dans les conditions de fonctionnement actuelles.

Chapitre IV :

Résultats et discussions

IV. Bilan matières globale de l’atelier d’acide nitrique

Nomenclature :

Ψ_M : L'humidité molale, Kmol d'H_2O/Kmol d'air sec.

P_{H2O} : Pression de vapeur d'eau ; mmHg.

$P_{air\ sec}$: Pression d'air sec, mmHg.

P_t : Pression totale de l'air, mmHg.

$n_{air\ sec}$: Nombre de moles d'air sec.

n_{H2O} : Nombre de moles de H_2O.

M_{H2O} : Le débit molaire de l'eau, Kmoles/h.

m_{air}: La masse d'air primaire, Nm^3/h

Ψ_A: Humidité absolue.

$G_{air\ sec}$: Débit d'air sec, Kg/h.

G_{air}: Débit d'air primaire, Kg/h.

G_{H2O} : Débit d'eau contenu dans l'air primaire, Kg/h.

m_{H2O}: La masse d'eau contenue dans l'air primaire, Kg/h.

$m_{air\ sec}$: La masse d'air sec, Kg/h.

$M_{air\ sec}$: La masse molaire de l'air sec, Kmoles/h.

G_{O2}: Débit d'oxygène

G_{N2}: Débit d'azote

G_{NO} : Débit molaire de NO produit lors de la réaction (1), Kmoles/h.

G_{NH3} : Débit de l'ammoniac

$G_{o2}^{(S)}$: Quantité d'oxygène sortant de la conversion :

$G_{o2}^{(i)}$: Débit molaire initial d'oxygène, Kmoles /h.

$G_{o2}^{(1)}$: Débit molaire d'oxygène consommé par la réaction (1), Kmoles /h.

$G_{o2}^{(2)}$: Débit molaire d'oxygène consommé par la réaction (2), Kmoles /h.

$G_{H2O}^{(s)}$: Quantité de vapeur sortie conversion

$G_{H2O}^{(i)}$: Débit molaire d'eau initiale, Kmoles/h.

$G_{H2O}^{(1)}$: Débit molaire d'eau de réaction (1), Kmoles/h

$G_{H2O}^{(2)}$: Débit molaire d'eau de réaction (2), Kmoles/h.

$G_{N2}^{(s)}$: Quantité de N_2 sortie convertisseur

$G_{N2}^{(i)}$: Débit molaire initial d'azote, Kmoles/h

Nomenclature

$G_{N2}^{(2)}$: Débit molaire d'azote produit lors de la réaction (2), Kmoles/h

G_{No2} : Quantité de NO_2 produite dans le réacteur de conversion

$G_{No}^{(s)}$: Quantité de NO sortie chaudière de récupération

$G_{No}^{(3)}$: Débit molaire de NO consommé lors de la réaction (3), Kmoles/h.

$G_{o2}^{(s\prime)}$: Quantité d'oxygène sortie chaudière de récupération

$G_{o2}^{(C)}$: Débit molaire d'oxygène consommé lors de la réaction (3), Kmoles/h.

G'_{NO2} : Quantité d'NO_2 formée lors de la réaction (5)

$G_{No}^{(s)}$: Débit molaire de NO sortant de la chaudière, Kmoles/h.

G_{HNO3} : Quantité d'acide formée dans le refroidisseur

$G_{No2}^{(S)}$: Quantité de NO_2 qui sort du refroidisseur

$G_{No2}^{(R)}$: Débit molaire d'NO_2 qui n'a pas réagi, Kmoles/h.

G'_{No} : Débit molaire de NO formé lors de la réaction (4), Kmoles/h.

$G_{No}^{(R)}$: Débit molaire de NO qui n'a pas réagi réaction (5), Kmoles/h

$G_{O2}^{(S\prime)}$: Débit molaire d'O_2 qui entre au refroidisseur, Kmoles/h.

$G_{o2}^{(C\prime)}$: Débit molaire d'O_2 consommé dans la réaction (5), Kmoles/h.

$G_{H2O}^{(s)}$: Débit molaire de vapeur d'eau qui entre au refroidisseur, Kmoles/h.

$G_{H2O}^{(4)}$: Quantité d'eau nécessaire pour la formation de l'acide faible, Kmoles/h

$G_{H2O}^{(cond)}$: Débit molaire d'eau condensée, Kmoles/h.

$\propto \mathrm{Cond}$: Le taux de condensation.

$G_{H2O}^{(D)}$: Débit molaire d'eau de dilution, Kmoles/h.

$G_{o2}^{13\%}$: Quantité d'oxygène contenue dans l'air secondaire, Kg/h.

$G_{o2}^{87\%}$: Quantité d'oxygène contenue dans l'air primaire, Kg/h

$G_{N2}^{13\%}$: Quantité d'azote contenue dans l'air secondaire, Kg/h.

$G_{N2}^{87\%}$: Quantité d'azote contenue dans l'air primaire, Kg

$G_{H2O}^{13\%}$: Quantité de vapeur contenue dans l'air secondaire, Kg/h.

$G_{H2O}^{87\%}$: Quantité de vapeur contenue dans l'air primaire, Kg/h.

$G_{NO2}^{(s)}$: Débit molaire de NO_2 qui entre dans la zone d'oxydation, Kmoles/h

G_{O2} : Débit molaire d'O_2 qui entre dans la zone d'oxydation, Kmoles/h.

Nomenclature

$G_{O2}^{(R)}$: Débit molaire d'O_2 qui réagit dans la réaction (6), Kmoles/h.

$Q_{gaz}^{(s)}$: Débit volumique du gaz de queue (sortant), Nm^3/h

IV. Bilan matières globale de l'atelier d'acide nitrique

Afin d'accéder aux différentes concentrations en NO_X au niveau des différentes sections un bilan de matière est nécessaire où toutes les données opératoires de ce bilan sont prises directement de la feuille de marche 05/03/2023.

IV.1.Section de conversion :

Données opératoires :

Débit d'air primaire……58610 Nm³/h

Température d'air à l'aspiration……..22°C

Tension de vapeur d'eau à 22 °C……..……20.02mm hg

Débit d'ammoniaque…….....6847 Nm³/h

Température de conversion……870°C

Taux de conversion…….……..…….…$\alpha_1 = 96\%$; $\alpha_2 = 4\%$

Taux d'oxydation de NO en NO_2……..……$\alpha_3 = 45\%$

IV.1.1.Gaz entrant dans le convertisseur :

IV.1.1.1.Quantité de vapeur d'eau dans l'air primaire :

$$\Psi_M = \frac{n_{H_2O}}{n_{air\ sec}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{air\ sec}} = \frac{P_{H_2O}}{P_t - P_{H_2O}}$$

AN :$\Psi_M = \frac{20.02}{760-20.02}$ =0.027 Kmole d'H_2O/Kmole d'air sec

$$\boldsymbol{\Psi_M = 0.027\ \text{Kmole d'}H_2O\text{/Kmole d'air sec}}$$

Et on a :$G_{H_2O} = \Psi_M \cdot \frac{\frac{G_{air}}{22.4}}{(1+\Psi_M)}$

AN : $G_{H_2O} = \frac{0.027+\frac{58610}{22.4}}{(1+0.027)}$ $\qquad \boldsymbol{G_{H_2O} = 68.78\ Kmole/h}$

Pour un débit massique : on a $M_{H_2O} = 18Kg/mole$

Donc :$G_{H_2O} = 68.78 \times 18$

$$\boldsymbol{G_{H_2O} = 1238.04\ Kg/h}$$

IV.1.1.2.Débit d'air sec :

Le débit d'air sec et la différence entre le débit d'air primaire et le débit d'eau contenant de l'air primaire

$$G_{air\,sec} = G_{air} - G_{H_2O}$$

G_{air} =? $\quad \Psi_A = \frac{G_{H_2O}}{G_{air\,sec}}$

$$G_{H_2O} = \Psi_A \cdot G_{air\,sec}$$

$$G_{air\,sec} = G_{air} - G_{H_2O}$$

On a :

$$G_{H_2O} = \frac{\Psi_A \cdot G_{air}}{1 + \Psi_A}$$

$$G_{air} = \frac{G_{H_2O}(1 + \Psi_A)}{\Psi_A}$$

L'humidité absolue est donnée par la formule suivante [17] :

Ψ_A =?

On a : $\Psi_A = \frac{G_{H_2O}}{G_{air\,sec}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{air\,sec}} = \frac{M_{H_2O}}{M_{air\,sec}}$

$$\Psi_A = \Psi_M \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{air\,sec}}$$

Avec : $M_{air\,sec} = 28..9645\ mole/g \cong 29\ mole/g$

AN :$\Psi_A = 0.027 \cdot \frac{18}{29}$ $\qquad$ $\boldsymbol{\Psi_A = 0.0167\ Kg\ H_2O/Kg\ air\ sec}$

$$G_{air} = \frac{G_{H_2O}(1 + \Psi_A)}{\Psi_A}$$

AN :$G_{air} = \frac{1238.04(1+0.0167)}{0.0167}$ $\qquad$ $\boldsymbol{G_{air} = 75372.17\ Kg/h}$

$$G_{air\ sec} = G_{air} - G_{H_2O}$$

AN : $G_{air\ sec} = 7532.17 - 1238.04$ $\boldsymbol{G_{air\ sec} = 74134.13\ Kg/h}$

- L'air contient 21% d'oxygène 78% d'azote en poids.

Donc :

IV.1.1.3.Débit d'oxygène :

$$G_{O_2} = G_{air\ sec} \cdot 0.21$$

AN : $G_{O_2} = 74134.13 \cdot 0.21$ $G_{O_2} = 15568.16\ Kg/h$

IV.1.1.4.Débit d'azote :

$$G_{N_2} = G_{air\ sec} \cdot 0.78$$

AN : $G_{N_2} = 74134.13 \cdot 0.78$ $G_{N_2} = 57824.6\ Kg/h$

- Le gaz entrant dans le convertisseur et composé d'air ($O_2, N_2,$ humidité) et d'ammoniaque, ce dernier (NH_3) et directement introduit au niveau du mélangeur (Air/NH_3) avec un débit de =4098,21 kg/h

Donc :

Débit NH_3 : $G_{NH_3} = 4098.21\ Kg/h$ (Débit massique)

Pour un débit molaire : $G_{NH_3} = \frac{40988.21}{17}$

$$\boldsymbol{G_{NH_3} = 241.07\ Kmole/h}$$

Tableau IV.1: Composition des gaz entrants dans le convertisseur

Constituants	Débit massique Kg/h	% massique	Débit molaire $Kmole/h$	%molaire	Masse molaire $Kg/mole$
O_2	15568.16	19.77	486.50	17.00	32
N_2	57824.62	73.44	2065.16	72.17	28
H_2O	1238.04	1.57	68.78	2.40	18
NH_3	4098.21	5.20	241.07	8.42	17
Total	78129.03	99.98 ≅ 100	2861.51	99.99 ≅ 100	/

Avec :

- $\%Massique = \frac{Débit\ massique}{Débit\ Total} \times 100$
- $Débit\ Molaire = \frac{Débit\ massique}{Masse\ molaire}$
- $\%Molaire = \frac{Débit\ molaire}{Débit\ Total} \times 100$

IV.1.2.Gaz sortant du convertisseur :

La conversion de l'ammoniac se fait par les réactions suivantes :

$$4NH_3 + 5O_2 \rightarrow 4NO + 6H_2O \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots ①\alpha_1 = 96\%$$

$$4NH_3 + 3O_2 \rightarrow 2N_2 + 6H_2O \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots ②\alpha_2 = 4\%$$

IV.1.2.1.Quantité de NO formée lors de la réaction….①:

$$G_{NO} = G_{NH_3} \cdot \alpha_1$$

AN : $G_{NO} = 241.07 \cdot 0.96$ $\qquad G_{NO} = 231.42\ Kmole/h$

IV.1.2.2.Quantité d'oxygène sortant de la conversion

$$G_{O_2}^{(s)} = G_{O_2}^{(i)} - (G_{O_2}^{(1)} + G_{O_2}^{(2)})$$

- **Quantité d'oxygène consommée par la réaction(1) :**

$$\boldsymbol{G_{O_2}^{(1)} = \frac{5}{4} \cdot G_{NH_3} \cdot \alpha_1}$$

AN :

$$G_{O_2}^{(1)} = \frac{5}{4} \cdot 241.07(0.96) \qquad \boldsymbol{G_{O_2}^{(1)} = 289.28\ Kmole/h}$$

- **Quantité d'oxygène consommée par la réaction(2) :**

$$\boldsymbol{G_{O_2}^{(2)} = \frac{3}{4} \cdot G_{NH_3} \cdot \alpha_2}$$

AN :$G_{O_2}^{(T)} = \frac{3}{4}(241.07)(0.04) \qquad \boldsymbol{G_{O_2}^{(2)} = 7.23\ Kmole/h}$

- **Quantité totale d'oxygène consommée** :

$$\boldsymbol{G_{O_2}^{(T)} = G_{O_2}^{(1)} + G_{O_2}^{(2)}}$$

AN : $G_{O_2}^{(T)} = 289.28 + 7.23 \qquad \boldsymbol{G_{O_2}^{(T)} = 296.51\ Kmole/h}$

- **Quantité d'oxygène sortie de la conversion :**

AN :$G_{O_2}^{(s)} = 486.50 - 296.51$

$$\boldsymbol{G_{O_2}^{(s)} = 189.99\ Kmole/h}$$

IV.1.2.3.Quantité de vapeur sortie de la conversion :

$$G_{H_2O}^{(s)} = G_{H_2O}^{(i)} + \frac{6}{4} G_{NH_3} \alpha_1$$

AN :$G_{H_2O}^{(s)} = 68.78 + \frac{6}{4}(241.07)(0.96) \boldsymbol{G_{H_2O}^{(s)} = 415.92\ Kmole/h}$

IV.1.2.4.Quantité de N_2sortie convertisseur :

$$G_{N_2}^{(s)} = G_{N_2}^{(i)} + \frac{2}{4} G_{NH_3} \alpha_2$$

AN : $G_{N_2}^{(s)} = 2065.16 + \frac{1}{2}(241.07) \cdot 0.04 \qquad \boldsymbol{G_{N_2}^{(s)} = 2069.98\ Kmole/h}$

A la sortie de l'échangeur gaz nitreux /gaz de queue, on a une réaction d'oxydation de NO en NO_2selon la réaction (3) :

$$\boldsymbol{2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2 \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (3) \quad \alpha_3 = 45\%}$$

IV.1.2.5.Quantité de NO_2produite :

$$G_{NO_2} = G_{NO} \cdot \alpha_3$$

AN :$G_{NO_2} = 231.42 \cdot 0.45$ $\boldsymbol{G_{NO_2} = 104.13\ Kmole/h}$

IV.1.2.6.Quantité de NO sortie chaudière de récupération :

$$\mathbf{G_{NO}^{(s)} = G_{NO}(1 - \alpha_3)}$$

AN : $G_{NO}^{(s)} = 231.42(1 - 0.45)\boldsymbol{G_{NO}^{(s)} = 127.28\ Kmole/h}$

IV.1.2.7.Quantité d'oxygène sortie chaudière de récupération :

$$G_{O_2}^{(s)} = G_{O_2}^{(s)} - \frac{1}{2} \cdot G_{NO} \cdot \alpha_3$$

AN : $G_{O_2}^{(s)} = 189.99 - \frac{1}{2}(231.42)0.45$ $\boldsymbol{G_{O_2}^{s'} = 137.92\ Kmole/h}$

Donc à la sortie du convertisseur, le gaz sera composé comme suit :

Tableau IV.2: Composition du gaz de la chaudière de récupération et du gaz entrant au refroidissement

Constituants	débit massique	% massique	Débit molaire $Kmole/h$	%Molaire	Masse molaire $Kg/mole$
O_2	4413.44	5.62	137.92	4.83	32
N_2	57959.44	73.86	2069.98	72.40	28
H_2O	7486.56	9.54	415.92	14.56	18
NO	3818.4	4.86	127.28	4.45	30
NO_2	4789.98	6.10	104.13	3.64	46
Total	78467.82	99.98 ≅ 100	2855.23	99.97 ≅ 100	/

IV.2.Section de refroidissement des gaz nitreux :

Le gaz nitreux quitte la chaudière de récupération à une température de 210 °C arrivant au refroidisseur qui le ramène à 55 °C. Ce refroidissement (NE 2048) a pour but de condenser la vapeur d'eau en présence de NO_2 formé pour produire un acide faible le taux de condensation atteint 97%, une production d'acide faible de 35% à 37% est assurée à la suite de la réaction suivante :

$$\boldsymbol{3(NO_2)g + (H_2O)l \rightarrow 2(HNO_3)L + (NO)g \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (4) \quad \alpha_4 = 85\%}$$

Et puisque la réaction d'oxydation de NO enNO_2 et favorisé par la basse température donc cette réaction se poursuit dans le refroidissement selon la réaction :

$\boldsymbol{2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2}$**……..(5)** $\boldsymbol{\alpha_5 = 47\%}$

IV.2.1.Les débits à la sortie de la section de refroidissement :

IV.2.1.1.Quantité de NO_2formée lors de la réaction(5) :

$$\boldsymbol{G'_{NO_2} = G^{(s)}_{NO} \cdot \alpha_5}$$

AN :$G'_{NO_2} = 127.28 \times 0.47$ $\boldsymbol{G'_{NO_2} = 59.8\, Kmole/h}$

IV.2.1.2.Quantité d'acide formé dans le refroidisseur :

Le taux de formation de l'acide et 85% :

Donc : $\boldsymbol{G_{HNO_3} = \frac{2}{3} G_{NO_2} \cdot \alpha_4}$

AN :$G_{HNO_3} = \frac{2}{3}(104.13)0.85$ $\boldsymbol{G_{HNO_3} = 59\, Kmol/h}$

IV.2.1.3.Quantité de NO_2qui sort du Refroidissement :

$$\boldsymbol{G^{(s)}_{NO_2} = G'_{NO_2} + G_{NO_2}(1 - \alpha_4)}$$

AN : $G^{(s)}_{NO_2} = 59.82 + 104.13(1 - 0.85\ )$ $\boldsymbol{G^{(s)}_{NO_2} = 75.43\, Kmole/h}$

IV.2.1.4.Quantité de NO_2 qui sort du refroidissement :

$$\boldsymbol{G'^{(s)}_{NO} = G'_{NO} + G'^{(s)}_{NO}}$$

$\boldsymbol{2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2}$**…… (5)**$\boldsymbol{\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \alpha_5 = 47\%}$

$$G^{(R)}_{NO} = G^{(s)}_{NO}(1 - \alpha_5)$$

AN :$G^{(R)}_{NO} = 127.28(1 - 0.47)$ $\boldsymbol{G^{(R)}_{NO} = 29.50\, Kmole/h}$

$$G'_{NO} = ?$$

On a :

$$\boldsymbol{3(NO_2)g + (H_2O)L \rightarrow 2(HNO_3)L + (NO)g \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \alpha_4 = 85\%}$$

$$\boldsymbol{G'_{NO} = \frac{1}{3} G_{NO_2}, \alpha_4}$$

AN :$G'_{NO} = \frac{1}{3}(104.13) \cdot 0.85$ $\boldsymbol{G'_{NO}}$ **=29.50** $\boldsymbol{Kmole/h}$

$$G_{NO}^{(s)} = G'_{NO} + G_{NO}^{(R)}$$

AN : $G_{NO}^{(s)} = 29.50 + 67.45$ $\boldsymbol{G_{NO}^{(s)} = 96.95\, Kmole/h}$

IV.2.2.Quantité d'oxygène O_2qui sort du refroidissement :

$$\boldsymbol{G_{O_2}^{(s)} = G_{O_2}^{(s')} - G_{O_2}^{(c')}}$$

$$G_{O_2}^{(c')} = ?$$

D'après la réaction (5) on a :

$G_{O_2}^{(c')} = \frac{1}{2} G_{NO}^{(s)} \cdot \alpha_5$

$G_{O_2}^{(c')} = \frac{1}{2}(127.28)0.47$ $\boldsymbol{G_{O_2}^{(c')} = 29.91\, Kmole/h}$

Donc :$G_{O_2}^{(s)} = G_{O_2}^{(s')} - G_{O_2}^{(c')}$

AN :$G_{O_2}^{(s)} = 137.92 - 29.91$ $\boldsymbol{G_{O_2}^{(s)} = 108\, Kmole/h}$

IV.2.2.1.Quantité de vapeur d'eau qui sort du refroidisseur (non condensé) :

La condensation de vapeur d'eau dans le refroidisseur de gaz ce fait a 97%.

Donc : $G_{H_2O}^{(s')} = G_{H_2O}^{(s)}(1 - \alpha)$

AN : $G_{H_2O}^{(s')} = 415.92(1 - 0.97)\boldsymbol{G_{H_2O}^{(s')} = 12.47\, Kmol/h}$

IV.2.2.2.Quantité d'eau dépensée pour la formation de l'acide faible :

D'après la réaction (4) :

On a : $G_{H_2O}^{(4)} = \frac{1}{3} G_{NO_2} \cdot \alpha_4$

AN : $G_{H_2O}^{(4)} = \frac{1}{3}(104.13) \cdot 0.85$ $\boldsymbol{G_{H_2O}^{(4)} = 29.50\, Kmole/h}$

a) **Quantité de vapeur d'eau condensée :**

$$G_{H_2O}^{(cond)} = G_{H_2O}^{(s)} \cdot \alpha_{cond}$$

AN : $G_{H_2O}^{(cond)} = 415.92(0.97)$ $\quad\quad$ $\boldsymbol{G_{H_2O}^{(cond)} = 403.44\, Kmole/h}$

b) **Quantité d'eau nécessaire pour la dilution de l'acide nitrique :**

$$G_{H_2O}^{(D)} = G_{H_2O}^{(s)} - G_{H_2O}^{(s)} - G_{H_2O}^{(4)}$$

AN : $G_{H_2O}^{(D)} = 415.92 - 12.47 - 29.50$ $\quad\quad$ $\boldsymbol{G_{H_2O}^{(D)} = 373.95\, Kmole/h}$

c) **Concentration de l'acide formé dans le refroidisseur :**

G_{HNO_3} =La concentration de l'acide formé dans le refroidissement

$$\boldsymbol{C_{HNO_3} = \frac{G_{HNO_3} \cdot M_{HNO_3} \cdot 100}{(G_{HNO_3} \cdot M_{HNO_3}) + (G_{H_2O}^{(D)} \cdot M_{H_2O})}}$$

AN : $C_{HNO_3} = \frac{59(63)\times 100}{(59\times 63)+(373.95\cdot 18)}$

avec : $M_{HNO_3} = 63\, Kg/mol$

$$M_{H_2O} = 181\, Kg/mole$$

$\boldsymbol{C_{HNO_3} = 35.57\%}$ $\quad\quad$ $\boldsymbol{C_{HNO_3} = 0.3557}$

Tableau IV.3: Composition de condensat

Constituants	Débit massique Kg/h	%Massique	Débit molaire $Kmole/h$	% molaire	Masse molaire $Kg/mole$
H_2O	6731.1	64.42	373.95	86.37	18
HNO_3	3717	35.57	59	13.62	63
Total	10448.1	99.99 ≅ 100	432.95	99.99 ≅ 100	/

Tableau IV.4: Composition du mélange gazeux sortant du condenseur

Constituants	débit massiqueKg/h	%massique	Débit massique$Kmole/h$	%molaire	Masse molaire $Kg/mole$
O_2	3456	5.08	108	4.57	32
N_2	57959.44	85.21	2069.98	87.60	28
H_2O	224.46	0.33	12.47	0.52	18
NO	2908.5	4.27	96.95	4.10	30
NO_2	3469.78	5.10	75.43	3.19	46
Total	68018.18	99.99 ≅ 100	2362.83	99.98 ≅ 100	/

IV.3. colonne d'absorption :

IV.3.1. Zone d'oxydation :

Les gaz sortant du refroidisseur entrant dans la colonne avant la zone d'absorption. Ces gaz passent par la zone d'oxydation où une réaction se réalise :

$$2NO + O_2 \leftrightarrow 2NO_2 \text{.....(6)} \qquad \alpha_6 = 98\%$$

Donc les gaz entrant dans la zone d'oxydation sont la somme des gaz sortants du refroidisseur et l'air secondaire venant de la zone de blanchiment.

L'air secondaire servant pour l'oxydation, représente 13% du débit d'air total refoulé du compresseur d'air . L'oxygène utilisé dans cette zone est la somme de l'oxygène de l'air secondaire venant de la zone de blanchiment.

IV.3.1.1.Quantité d'oxygène dans l'air secondaire :

13% en volume d'air sortant du compresseur à 210 °C passe par un refroidissement dit : **air secondaire** utilisant l'eau de refroidisseur pour abaisser la température jusqu'à 47 °C

$$G_{O_2}^{(13\%)} = \frac{G_{O_2}^{(87\%)} \cdot 13}{87}$$

AN : $G_{O_2}^{(13\%)} = \frac{15568.16 \times 13}{87}$ $\qquad G_{o_2}^{(13\%)} = 2326.27\ Kg/h$

- **Quantité de N_2 dans l'aire secondaire :**

$$G_{N_2}^{(13\%)} = \frac{G_{N_2}^{(87\%)} \cdot 13}{87}$$

AN : $G_{N_2}^{(13\%)} = \frac{57824.62 \times 13}{87}$ $\boldsymbol{G_{N_2}^{(13\%)} = 8640.46\ Kg/h}$

- **Quantité de vapeur d'eau contenue dans l'air secondaire :**

$$G_{H_2O}^{(13\%)} = \frac{G_{H_2O}^{(87\%)} \times 13}{87}$$

AN : $G_{H_2O}^{(13\%)} = \frac{1238.04}{87}$ $\boldsymbol{G_{H_2O}^{(13\%)} = 184.99\ Kg/h}$

IV3.1.2.Gaz entrant dans la zone d'oxydation :

Les gaz entrant dans la zone d'oxydation sont la somme des gaz sortant du refroidisseur et les gaz venant de blanchiment (air secondaire) :

- **Débit total d'oxygène entrant dans la zone d'oxydation :**

$$G_{O_2}^{(T)} = G_{O_2}^{(13\%)} + G_{O_2}^{(s)}$$

AN : $G_{O_2}^{(T)} = 2326.27 + 34.56$ $\boldsymbol{G_{O_2}^{(T)} = 5782.27\ Kg/h}$

- **Débit total d'azote entrant dans la zone d'oxydation :**

$$G_{N_2}^{(T)} = G_{N_2}^{(13\%)} + G_{N_2}^{(s)}$$

AN : $G_{N_2}^{(T)} = 8640.46 + 57959.44$ $\boldsymbol{G_{N_2}^{(T)} = 66599.9\ Kg/h}$

- **Débit total de vapeur d'eau entrant dans la zone d'oxydation :**

$$G_{H_2O}^{(T)} = G_{H_2O}^{(13\%)} + G_{H_2O}^{(s)}$$

AN : $G_{H_2O}^{(T)} = 184.99 + 224.46$ $\boldsymbol{G_{H_2O}^{(T)} = 409.45\ Kg/h}$

Tableau IV.5: Composition des gaz dans l'air secondaire

Constituants	débit massique Kg/h	% massique	Débit molaire $Kmole/h$	%molaire	Masse molaire $Kg/mole$
O_2	2326.27	20.86	72.69	18.56	32
N_2	8640.46	77.48	308.58	78.81	28
H_2O	184.99	1.65	10.27	2.62	18
Total	11151.72	99.99 ≅ 100	391.54	99.99 ≅ 100	/

Tableau IV.6: Composition des gaz entrant dans la zone d'oxydation

Constituants	débit massique Kg/h	% massique	Débit massique $Kmole/h$	% molaire	Masse molaire $Kg/mole$
O_2	5782.27	7.30	108.69	6.56	32
N_2	66599.9	84.12	2378.56	86.35	28
H_2O	409.45	0.51	22.74	0.82	18
NO	2908.5	3.67	96.95	3.51	30
NO_2	3469.78	4.38	75.43	2.73	46
Total	79169.9	99.98 ≅ 100	2754.37	99.97 ≅ 100	/

IV.3.1.3.Quantité de NO_2formé lors de la réaction d'oxydation :

α=98% l'avancement de la réaction d'oxydation

$$2NO + O_2 \leftrightarrow 2NO_2 \text{ .....(6)} \qquad \alpha_6 = 98\%$$

$$G_{NO_2} = G_{NO} \cdot \alpha_6$$

AN : $G'_{NO_2} = 96.95 \times 0.98$ $\qquad G'_{NO_2} = 95.01\ Kmole/h$

IV.3.1.4.Les gaz sortant de la zone d'oxydation :

a) Quantité de NO_2qui sort de la zone d'oxydation :

$$G_{NO_2}^{(s')} = G'_{NO_2} + G_{NO_2}^{(s)}$$

AN : $G_{NO_2}^{(s')} = 95.01 + 75.43$ $\qquad G_{NO_2}^{(s')} = 170.44\ Kmole/h$

b) Quantité de monoxyde d'azote NO qui sort de la zone d'oxydation :

$$G_{NO}^{(s')} = G_{NO}^{(s)} - G'_{NO_2}$$

AN : $G_{NO}^{(s')} = 96.97 - 95.03$ $\qquad G_{NO}^{(s')} = 1.94 Kmole/h$

c) Quantité d'O_2 qui sort de la zone d'oxydation :

D'après la réaction :

$$\boldsymbol{2NO + O_2 \leftrightarrow 2NO_2} \text{ .....(6)} \qquad \boldsymbol{\alpha_6 = 98\%}$$

$$G_{O_2}^{(s)} = G_{O_2} - G_{O_2}^{R}$$

$$G_{O_2}^{R} = \frac{1}{2} G_{NO} \cdot \alpha_6$$

$$G_{O_2}^{(s)} = G_{O_2} - \frac{1}{2} G_{NO} \cdot \alpha_6$$

AN : $G_{O_2}^{(s)} = 180.69 - \frac{1}{2}(96.95)(0.98) \boldsymbol{G_{O_2}^{(s)} = 133.18\, Kmole/h}$

Tableau IV.7: composition des gaz sortant de la zone d'oxydation et entrant dans la zone d'absorption

Constituants	débit massique Kg/h	% massique	Débit massique $Kmole/h$	% molaire	Masse molaire $Kg/mole$
O_2	4261.76	5.38	133.18	4.92	32
N_2	66599.68	84.12	2378.56	87.87	28
H_2O	403.2	0.50	22.74	0.84	18
NO	58.2	0.07	1.94	0.070	30
NO_2	7840.24	9.90	170.44	6.29	46
Total	79163.08	99.97 ≅ 100	2706.86	99.99 ≅ 100	/

IV.3.2. Zone d'absorption :

Le dioxyde d'azote NO_2 sortons de la zone d'oxydation sera absorbé en contact avec l'eau de procéder à contre-courant sur les plateaux de la colonne d'absorption d'où la production de l'acide nitrique $\boldsymbol{HNO_3}$.

Les débits réels utilisés et produits dans cette zone sont :

Débit d'eau de procédé : $\boldsymbol{G_{H_2O}^{(E)} = 5000\, Kg/h}$

Débit d'acide dilué à 35,57%(composition de condensation) :

$$G_{HNO_3}^{35.57\%} = (6731.1 + 3717) \boldsymbol{G_{HNO_3}^{35.57\%} = 10448.1\, Kg/h}$$

Débit d'acide produit à 57% : $\boldsymbol{G_{HNO_3}^{57\%} = 29012\, Kg/h}$

Débit des gaz totaux entrant dans la zone d'absorption $\boldsymbol{G_{gaz}^{(t)} = 78428.4\, Kg/h}$

IV.3.2.1.Bilan matières globales de la zone d'absorption :

Il n'y a pas d'accumulation dans la colonne **(ce qui entre = ce qui sort)**

$$(\boldsymbol{gaz\ nitreux}) + (\boldsymbol{HNO_3}\text{ à }\boldsymbol{35.57\%}) + (\boldsymbol{eau\ de\ procédé}) = (\boldsymbol{gaz\ de\ queue}) + (\boldsymbol{HNO_3}\text{à }\boldsymbol{57\%})$$

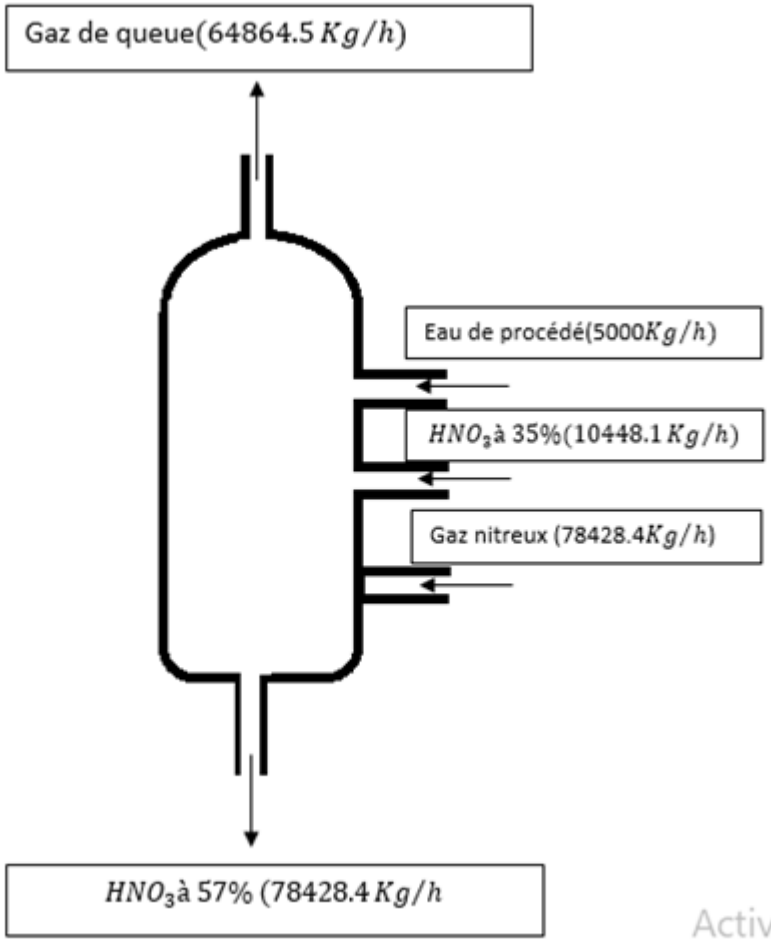
Donc :$\boldsymbol{G_{gaz}^{(E)} + G_{HNO_3}^{(35.57\%\%)} + G_{H_2O}^{(E)} = G_{gaz}^{(s)} + G_{HNO_3}^{57\%}}$

IV.3.2.2.Débit de gaz sortant colonne :

- **Débit de gaz de queue (sortant)** :

$$\boldsymbol{G_{gaz}^{(s)} = G_{HNO_3}^{(35.57\%)} + G_{H_2O}^{(E)} + G_{gaz}^{(E)} - G_{HNO_3}^{57\%}}$$

AN :$G_{gaz}^{(s)} = 10448.1 + 5000 + 784288.4 - 29012$ $\boldsymbol{G_{gaz}^{(s)} = 64864.5\ Kg/h}$



Activer Wind
Accédez aux par

Figure IV 1 : Bilan de matière globale sur la zone d'absorption

LE gaz de queue sortant de la colonne est composé de ($O_2, N_2, H_2O, NO_X(NO, NO_2)$

- L'azote et vapeur d'eau ne réagissent pas dans la colonne leur débit reste constant.
- Le pourcentage d'oxygène dans le gaz sortant de la colonne est 2,6% en volume (feuille d'analyse).
- La masse molaire de gaz de queue est $M = 28.76\ g/mole$

- **Débit d'oxygène sortant de la colonne :**

$$Q_{O_2}^{(s)} = 0.026 \cdot Q_{gaz}^{(s)} Q_{gaz}^{(s)} = \frac{G_{gaz}^{(s)}}{densité}$$

AN : $Q_{gaz}^{(s)} = \frac{64864.5}{1.20}$ $\boldsymbol{Q_{gaz}^{(s)} = 54053.75\, Nm^3/h}$

$$Q_{O_2}^{(s)} = 0.026 \cdot 54053.75 \qquad \boldsymbol{Q_{O_2}^{(s)} = 1405.39\, Nm^3/h}$$

On : $G_{O_2}^{(s)} = d_{O_2} \cdot Q_{O_2}^{(s)}$ avec : $d_{O_2} = 1.42$

An : $G_{O_2}^{(s)} = 1.42 \times 1405.39$ $\boldsymbol{G_{O_2}^{(s)} = 1995.65\, Kg/h}$

- **Détermination de la quantité des NO_x sortant de la colonne** :

$$G_{NO_X}^{(s)}(Kg/h) = \frac{G_{NO_X}^{(s)} \times (ppm) \cdot G_{gaz}^{(s)}}{10^6}$$

Avec : $G_{NO_X}^{(s)} = 2575ppm\ (fiche\ de\ controle)$

AN : $G_{NO_X}^{(s)}(Kg/h) = \frac{2575 \cdot 64864.5}{106}$ $\boldsymbol{G_{NO_X}^{(s)} = 167.02\, Kg/h}$

- **Quantité de NO_2 sortie de la colonne :**

a) Quantité de NO_2 ayant réagi dans la colonne :

On a la réaction :

$$\boldsymbol{3NO_2 + H_2O \rightarrow 2HNO_{O_3} + NO} \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \boldsymbol{\alpha_7 = 98\%}$$

$$\boldsymbol{G_{NO_2}^{(réage)} = G_{HNO_3}^{(prod)} \cdot \frac{3}{2}}$$

$$G_{HNO_3}^{(prod)} = ?$$

$$G_{HNO_3}^{(prod)} = G_{HNO_3}^{(Tot)} - G_{HNO_3}^{(35.57)}$$

$$G_{HNO_3}^{(Tot)} = G_{HNO_3}^{(57\%)} \cdot 0.57$$

AN :$G_{HNO_3}^{(Tot)} = 29012 \cdot 0.57$ $\boldsymbol{G_{HNO_3}^{(Tot)} = 16536.84\, Kg/h}$

Donc : $G_{HNO_3}^{(prod)} = 16536.84 - 10448.1$

$$\boldsymbol{G_{HNO_3}^{(prod)} = 6088.74\, Kg/h = 96.64\, Kmole/h}$$

Donc : $G_{NO_2}^{(réagie)} = 96.64 \cdot \frac{3}{2}$ $\boldsymbol{G_{NO_2}^{(réagie)} = 144.96\, Kmole/h}$

b) Quantité des NO_2 n'ayant pas réagi :

$$G_{NO_2}^{(non\ reagie)} = G_{NO_2}^{(reagie)} \cdot 0.02$$

AN : $G_{NO_2}^{(Non\ réagie)} = 144.96 \cdot 0.02$ $\boldsymbol{G_{NO_2}^{(réagie)} = 2.89\, Kmole/h}$

$$\boldsymbol{G_{NO_2}^{(non\ reagie)} = 132.94\, Kg/h}$$

- **Quantité de NO sortie colonne :**

$$G_{NO_X}^{(sc)} = G_{NO}^{(sc)} + G_{NO_2}^{(sc)} G_{NO}^{(sc)} = G_{NO_x}^{(sc)} - G_{NO_2}^{(sc)}$$

AN :$G_{NO}^{(sc)} = 167.02 - 13.94$ $\boldsymbol{G_{NO}^{(sc)} = 34.08\, Kg/h}$

Tableau IV.8: Composition des gaz sortant de la colonne d'absorption

Constituants	**débit massique** Kg/h	**% massique**	**Débit massique** $Kmole/h$	**% molaire**	**Masse molaire** $Kg/mole$
O_2	1995	2.88	62.34	2.52	32
N_2	66599.68	96.29	2378.56	96.42	28
H_2O	403.2	0.58	22.74	0.908	18
NO	34.088	0.05	1.13	0.045	30
NO_2	132.94	0.19	2.33	0.094	46
Total	69164.9	99.99 ≅ 100	2466.76	99.98 ≅ 100	/

Conclusion :

D'après les bilans de matières de l'unité d'acide nitrique on remarque qu'il y a une mauvaise absorption des NO_X, puisque le débit des NO_2 qui sort en tête de la colonne d'absorption et de 132,94 kg/h, qui est supérieur à celui fixé par le design 29 kg/h (il y a une grande émission des NO_2 dans l'environnement.

À cet effet on va chercher la solution la plus efficace en vérifiant les paramètres de marche, nous avons trouvé que toutes les valeurs sont proches des valeurs fixées par le design sauf la température de l'eau de procédé qui et nécessaire pour l'absorption des gaz et la formation d'acide.

Le refroidissement de l'eau de procédé s'impose pour améliorer l'absorption de NO_2et minimiser les émissions de gaz.

Pour cela on va dimensionner un échangeur de chaleur à plaque afin de refroidir l'eau du procédé.

Le fluide utilisé pour le refroidissement et l'eau de mer qui provient de la centrale utilitaire avec une température de 22 °C.

IV. Dimensionnement d’un échangeur de chaleur

Nomenclature

P : La puissance d'un échangeur.

K : Le coefficient de transmission thermique surfacique moyen.

S : La surface d'échange.

ΔTLM : Représente l'écart de température moyen entre les deux fluides.

Q : Le débit massique (kg/h).

Cp : La chaleur spécifique (J/kg. K).

T_{Ce}: Température de fluide chaud à l'entrée de l'échangeur.

T_{CS} : Température de fluide chaud à la sortie de l'échangeur.

T_{FS} : Température de fluide froid à la sortie de l'échangeur.

T_{Fe}: Température de fluide froid à l'entrée de l'échangeur.

ΔP : La perte de charge en kPa.

ΔP_1: Pertes de charge coté eau de procédé.

ΔP_2: Pertes de charge coté eau de mer.

Qeau de procédé : débit volumique de l'eau de procédé.

Qeau de procédé : débit volumique de l'eau de mer.

ρ : La masse volumique en kg/m_3.

μ_1: Viscosité dynamique en cp.

H_1 : Enthalpie des gaz entrant dans la colonne d'absorption.

H_2 : Enthalpie du solvant eau de procédé.=40C°

H_2' : Enthalpie du solvant eau de procédé=28C°

H_3 : Enthalpie d'acide nitrique à 57%.

H_4 : Enthalpie des gaz sortant de la colonne d'absorption.

λ_{NO2} : Chaleur latente de vaporisation du NO_2 à 0°C

Cp_{moy}: Capacité calorifique du gaz vecteur à 55°C, (cal/mol. K).

G_{NO2} : Débit du gaz NO_2 entrant dans la colonne. (moles/h)

G_1 : Débit des gaz entrant dans la colonne. (moles/h)

G_2 : Débit de solvant entrée colonne

G_3 : Débit de l'acide nitrique produit

T_0 : Température de référence (0°C).

T_1 : Température du gaz à l'entrée de la colonne=55C°

T_2 : Température du solvant entrant dans la colonne=42C°

T_2' : Température du solvant entrant dans colonne = 28°C.

Nomenclature

T_3 : Température de l'acide nitrique produit

Cp_{H2O} : Chaleur spécifique de l'eau à 42°C

$Cp_{H2O'}$: Chaleur spécifique de l'eau à 28°C

Cp_{HNO3} : Chaleur spécifique de l'acide nitrique à 57%

IV.5.Dimensionnement d'un échangeur à plaques

IV.5.1. Proposition et modification

La proposition est d'installer un échangeur à plaques pour refroidir l'eau de procédé qui entrant au sommet de la colonne d'absorption à la température 28°C au lieu de 42°C.

Le choix d'un échangeur à plaques est motivé par les considérations suivantes :

- Une haute efficacité thermique pour un transfert de chaleur optimal.
- Un design compact avec des surfaces d'échange thermique optimales.
- De faibles coûts d'installation.
- Un démontage facile et rapide.
- De hauts niveaux de performances avec de faibles volumes de rétention.
- Un design modulaire et flexible.
- Modification simple (ajout ou retrait des plaques).

Cette modification nous permettra de récupérés une partie des NO_X sous forme d'acide nitrique et par la même occasion réduire la teneur des NO_X rejetés a l'atmosphère sans changement notable à la conception de la colonne.

IV.5.2.Dimensionnement de l'échangeur à plaques

- **Fluide(1)** eau de procédé à 42°C.
  - Masse volumique : ρ_1 =988,2 Kg/m3.
  - Viscosité : μ_1 = 547,8.10-3 Pa.s.
  - Chaleur spécifique : Cp_1 = 4,18 Kj/Kg.K.
  - Conductivité thermique : λ_1 =0,643 (W/m.K).
  - Débit massique : Q_1 = 5435,10 Kg/h.
- **Fluide(2)** eau de mer à 20°C.
  - Masse volumique ρ_2 =1029 Kg/m3.
  - Viscosité : μ_2 = 1,07.10-3 Pa.s.
  - Chaleur spécifique : Cp_2 = 3,93 Kj/Kg.K.
  - Conductivité thermique : λ_2 =0,596 (W/m.K).
  - Débit massique : Q_2 = 9261 Kg/h.

Fluide(1) : eau de procédé : 42°/28°C.

Fluide(2) : eau de mer : 20°/ ?.

IV.5.2.1.Calcul de la température de l'eau de mer à la sortie de l'échangeur

La température de l'eau de mer à la sortie est calculée à partir de l'équation suivante :

$$\mathbf{P = K\,S\,\Delta TLM = Q_c * Cp_c(T_{ce}-T_{cs}) = Q_f * Cp_f\,(T_{fs}-T_{fe})}$$

Donc :

Q_c*** Cp$_c$ (T$_{ce}$-T$_{cs}$) =** Q_f*** Cp$_f$ (T$_{fs}$-T$_{fe}$)**

5435,10 *4,18(42-228) = 9261* 3,93(T_{FS} – 20)

T_{FS}= 28,73 °C

TF_S = 28,73 °C

IV.5.2.2.Calcul de la ΔTLM

L'écart logarithmique moyen entre les deux fluides peut s'écrire de la manière suivante :

$$\Delta \mathbf{TLM} = \frac{(\mathbf{T_{Ce}} - \mathbf{T_{Fs}}) - (\mathbf{T_{Cs}} - \mathbf{T_{Fe}})}{\mathbf{ln}\left(\frac{\mathbf{T_{Ce}} - \mathbf{T_{Fs}}}{(\mathbf{T_{Cs}} - \mathbf{T_{Fe}})}\right)}$$

Donc:

$$\Delta \mathrm{TLM} = \frac{(42 - 28{,}73) - (28 - 20)}{\ln\left(\frac{42-28{,}73}{28-20}\right)}$$

$$\Delta TLM = \frac{5{,}27}{0{,}506} = 10{,}41\ °C$$

$\Delta \mathbf{TLM} = \mathbf{10,41}$ °C

IV.5.2.3.Estimation des pertes de charge :

Les pertes de charge peuvent s'écrire de la manière suivante :

$$\mathbf{\Delta P_1 = \Delta P_2 (Q_{eau\ de\ procédé} / Q_{eau\ de\ mer})^2}$$

On va prendre « ΔP_2 = 100 Kpa » coté eau de mer (plus fort débit) et on va estimer les pertes de charge coté eau de procédé.

a) Débit volumique de l'eau de mer

$$Q_{\text{eaudemer}} = Q_2 / \varrho_2$$

Donc:

$Q_{\text{eau de mer}} = 9261/1029$

$$Q_{\text{eaudemer}} = 9\ m^3/h$$

b) Débit volumique de l'eau de procédé

$$Q_{\text{eaudeprocédé}} = Q_1 / \varrho_1$$

$Q_{\text{eau de procédé}} = 5435{,}10/988{,}2$

$$Q_{\text{eaudeprocédé}} = 5{,}5\ m^3/h$$

Donc :

$$\Delta P_1 = 100\left(\frac{5{,}5}{9}\right)^2$$

$$\Delta P_1 = 37{,}71 \text{ Kpa}$$

IV.5.2.4.Calcul des coefficients d'échange h_c et h_f

hc et **hf** se calculent à partir de la formule suivante :

a)h_c = ?

$$\frac{h_c}{\lambda_1} P_{r1}^{-\frac{1}{3}} = 234\left(\frac{\rho_1 \Delta P_1}{\mu_1^2}\right)^{0{,}3275}$$

- **Calcul du nombre de Prandtl (Pr_1)**

Le nombre de Prandtl est calculé à partir de l'équation suivante :

$$\mathbf{Pr_1 = \frac{\mu_1 CP_1}{\lambda}}$$

Donc :

$$\mathbf{Pr_1} = \frac{547{,}8.10^{-3}.4{,}18}{0{,}643}$$

$$\mathbf{Pr_1 = 3{,}56}$$

$$\Longrightarrow \quad \frac{h_c}{0{,}643}(3{,}56)^{-1/3} = 234\left(\frac{988{,}2x37{,}34}{(0{,}547)^2}\right)^{0{,}3275}$$

$$\mathbf{h_c = 10669{,}68 W/m^2.K}$$

b)h_f = ?

$$\mathbf{\frac{h_f}{\lambda_2} P_{r2}^{-1/3} = 234\left(\frac{\rho_2 \Delta P_2}{N_2^2}\right)^{0{,}3275}}$$

- **Calcul du nombre de Prandtl Pr_2**

$$\mathbf{Pr_2 = \frac{\mu_2 Cp_2}{\lambda_2}}$$

Donc:

$$\mathbf{Pr_2} = \frac{1{,}07.10^{-3}.3{,}93}{0{,}5966}$$

$$\mathbf{Pr_2 = 7{,}05}$$

$$\Longrightarrow \quad \frac{h_f}{0{,}5966}(7{,}05)^{-1/3} = 234\left(\frac{1029x100}{(1{,}07)^2}\right)^{0{,}3275}$$

$$\mathbf{h_f = 11230{,}02 W/m^2.K}$$

IV.5.2.5.Calcul du coefficient d'échange global (K) [18]

Si on suppose que les transferts de chaleur entre le fluide et la paroi, d'épaisseurs **e** et de conductivité thermique **λ** se font essentiellement par convection, **K** peut s'écrire de la manière suivante :

$$\frac{\mathbf{1}}{\mathbf{K}} = \frac{\mathbf{1}}{\mathbf{h_c}} + \frac{\mathbf{e}}{\boldsymbol{\lambda}} + \frac{\mathbf{1}}{\mathbf{h_f}} + \mathbf{R_{ec}} + \mathbf{R_{ef}}$$

On prendra : ${}^{e}/_{\lambda} = 3.10^{-5} m^2.K/W$ pour une plaque en inox (valeur moyenne).

"$\boldsymbol{R_{ec}}$" $\boldsymbol{et}$ "$\boldsymbol{R_{ef}}$" : sont les résistances thermique d'encrassement.

$R_{ec} = 2.10^{-5} m^2.K/W$

$R_{ef} = 10^{-5} m^2.K/W$

Donc :

$$\frac{1}{\mathrm{K}} = \frac{1}{11230{,}02} + \frac{1}{10669{,}68} + 3.10^{-5} + 10^{-5} + 2.10^{-5}$$

$$\mathbf{K = 4116{,}01\ W/m^2.K}$$

IV.5.2.6.Calcul la surface d'échange

$$\mathbf{K * S * \Delta TLM = \dot{m}_1 * Cp_1(T_{ce} - T_{cs})}$$

$$\mathrm{S} = \frac{\dot{\mathrm{m}}_{1*}\mathrm{Cp}_1(\mathrm{T_{ce}} - \mathrm{T_{cs}})}{\mathrm{K} * \Delta\mathrm{TLM}}$$

Donc :

$$\mathbf{S} = \frac{5435{,}10 * \ 4{,}18\ .14}{4116{,}01 * 10{,}41}$$

$$\mathbf{S = 7,42 m^2}$$

Après avoir calculer la surface d'échange. On a choisi ensuite le type de plaques en respectant les valeurs limites de débits et de NUT indiqués dans le tableau suivant :

Tableau IV.9: Les différents échangeurs d'Alpha Laval

Type	Diamètre raccordements (mm)	Débite maxi eau (m^3/h)	Nombre d'unités de transfert min/max	Surface d'échange d'une plaque (1cotés)(m^3)	Surface maxi de l'échangeur (m^3)
A45	450	4000	1.5/4	2.25	1600
AX35	350	2300	2/5	2.70	1900
A35	350	2300	0.6/1.8	2	1200
AX30-B	300	1700	1/4.2	1.61	1000
A20-B	200	750	1.5/4	1.07	640
AM20	200	750	0.4/1.2	0.79	400
AM20-B	200	750	0.6/2.9	0.89	540
AK2O	200	750	0.3/0.8	0.50	230
A15-B	150	400	1.2/5.5	0.75	430
AM10	100	160	0.3/1	0.43	260
A10-B	100	160	1/2.8	0.24	100

Pour calculer le nombre de plaques, il faut ensuite déterminer le type d'échangeur correspondant aux valeurs de débit maximal (12.172 m3/h) et de NUT.
NUT = KS/C min= 4116,01*3600*7,42/5435,10*4180 =4,83

Donc il est possible d'utiliser les échangeurs de type AX35 et A15-B

Pour l'échangeur AX35 il faut 4,83/2,70 = 1,78 soit 2 plaques de surface d'échange auxquelles il faut rajouter les 2 plaques terminales ; la solution est donc : échangeur type AX35 à

4 plaques.

Et pour l'échangeur A15-B il faut 4,83/0,75 = 6,54 soit 7 plaques de surface d'échange auxquelles il faut rajouter les 2 plaques terminales ; la solution est donc : échangeur type A15-B à 9 plaques.

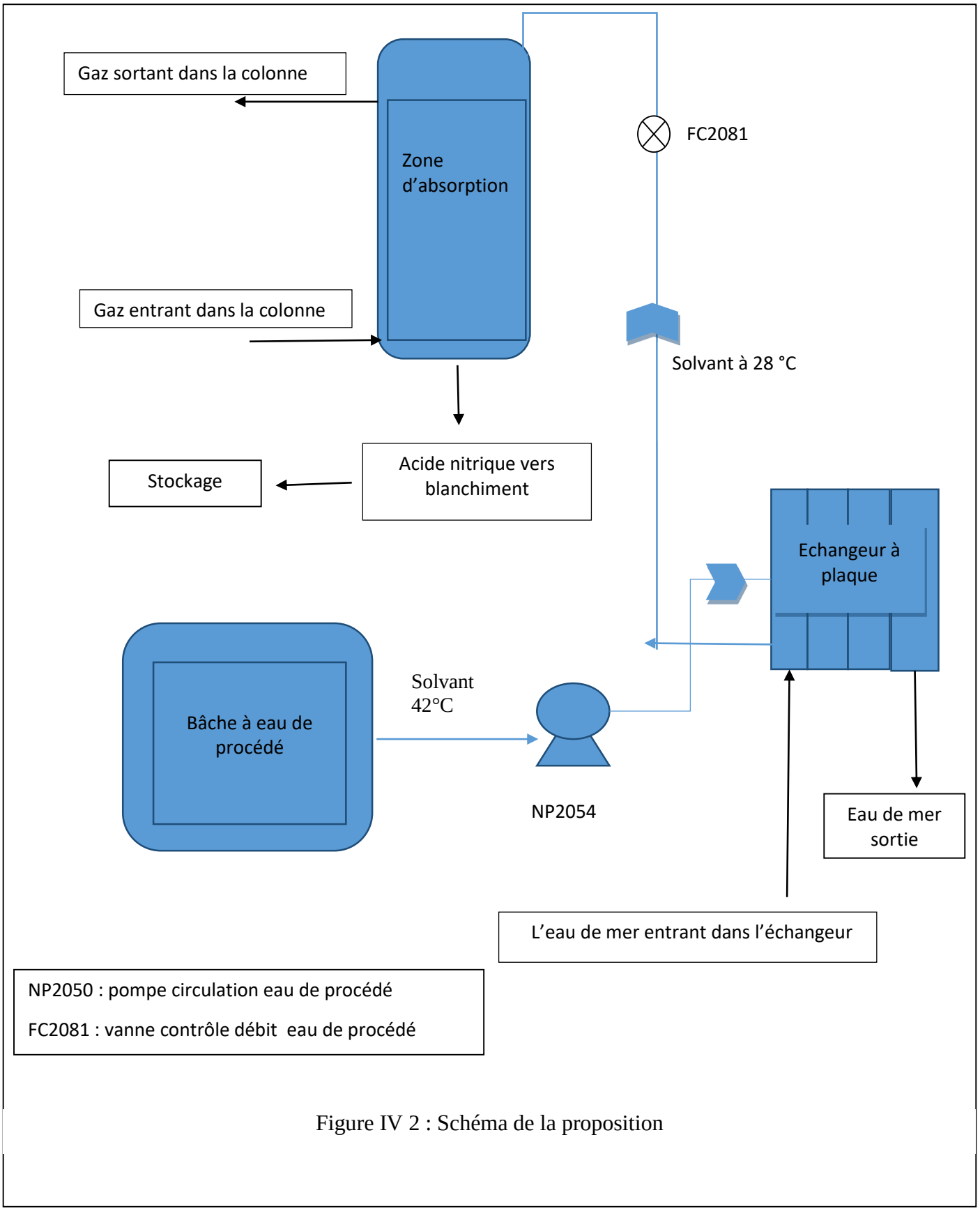


Figure IV 2 : Schéma de la proposition

IV.6.Bilan Enthalpie de la colonne d'absorption

IV.6.1.Influence de la température du solvant sur l'absorption

La solubilité d'un gaz augmente quand sa température diminue. Il y a donc tout intérét à travailler à température aussi basse que possible, de plus la solubilité du gaz est d'autant plus grande que la température du solvant est plus faible.

- Si la température du solvant diminue l'absorption augmente.
- L'absorption augmente si la pression augmente.

Donc plus la température de l'eau de procédé (l'eau refroidissement) diminue plus la température des gaz en tête de colonne est basse. Par contre la température du gaz entré colonne est fixe (donnée).

Pour vérifier cette hypothèse on doit établir un bilan enthalpie de la colonne pour différentes températures du solvant

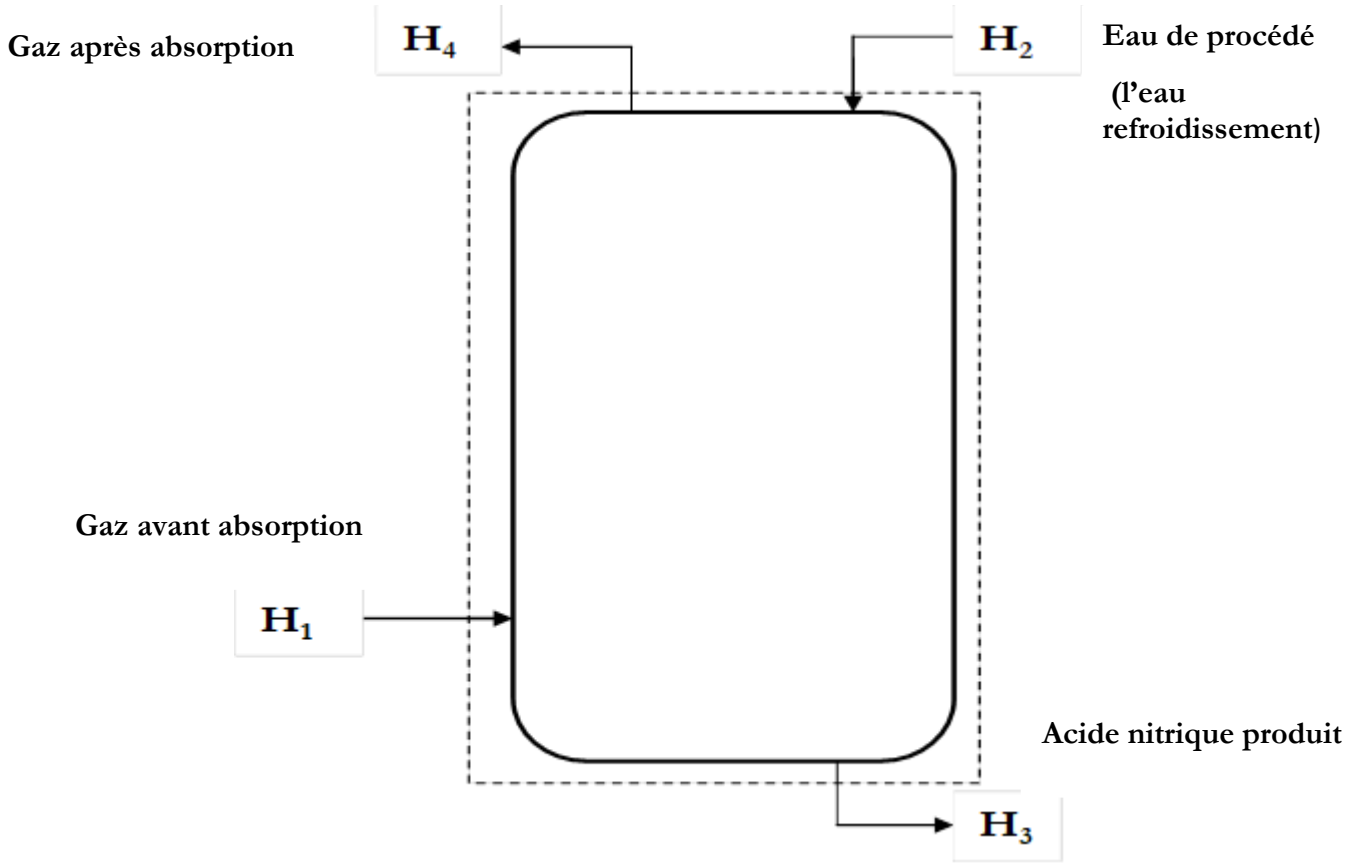


Figure IV 3 : Bilan enthalpie de la colonne d'absorption NC2050

IV.6.2. Bilan enthalpie

$$H_1+H_2=H_3+H_4$$

H_1 : enthalpie des gaz entrant dans la colonne d'absorption.

H_2 : enthalpie du solvant eau de procédé.

H_3 : enthalpie d'acide nitrique à 57%.

H_4 : enthalpie des gaz sortant de la colonne d'absorption.

IV.6.2.1.Calcul des enthalpies des gaz entrant dans la colonne

$$H_1=G_1*Cp_{moy1}(T_1-T_0)+\lambda_{NO2}*G_{NO2}$$

Avec :

G_1 : débit des gaz entrant dans la colonne.

G_{NO2} : débit du gaz **No_2** entrant dans la colonne.

λ_{NO2} : chaleur latente de vaporisation du No_2 à 0°C =9715,34 cal/mol.K, (Voir annexe n°1).

T_1 : Température du gaz à l'entrée de la colonne = 55°C.

T_0 : Température de référence = 0°C.

On sait que la chaleur spécifique de gaz est **$Cp_i= f(t) = a + b\ t + c\ t^{-2}$.** [19]

De même que :

$Cp_{moy}=\sum Cpi*Xi$.

Xi : fraction molaire.

$Cp_{moy1}= Cp_{NO}*X_{NO} + Cp_{NO2}*X_{NO2} + Cp_{O2}*X_{O2} + Cp_{H2O}*X_{H2O} + Cp_{N2}*X_{N2}$.

On a les données suivantes (Voir annexe n°3) :

Tableau IV.10: Valeurs des CPi des gaz entrant dans la colonne

Constituants	**NO**	**NO_2**	**O_2**	**H_2O**	**N_2**
Cp (cal/mole.K)	7,33	9,43	7,11	8,10	6,62
X_i %	4,63	3,42	5,55	0,94	85,46

Cp_{moy1}=7,33*4,63%+9,43*3,42%+7,11*5,55%+8,10*0,94%+6,62*85,46%.

Cp_{moy1}=6,80cal/mol.K

Cp_{moy1}=6,80cal/mol.K

Donc :

H_1=2754,3*10^3*6,80(328-273)+9715,34*170,44=1,031*10^9 cal.

H_1=1,03*10^6kcal

IV.6.2.2.Calcul de l'enthalpie de l'eau de procédé (solvant) à différentes température

a) Enthalpie du solvant à 42°C (la marche actuelle)

$H_2=G_2*Cp_2(T_2-T_0)$

Avec :

H_2 : enthalpie du solvant à 42°C.

G_2: débit de solvant entrée colonne=5000 kg/h.

T_2 : Température du solvant entrant dans la colonne = 42°C.

T_0 : Température de référence = 0°C.

Cp_{H2O} : Chaleur spécifique de l'eau à 42°C = 0,998 kcal/kg.K.

D'où :

H_2=5000*0,998*10^3(315-273)=2,09*10^8 cal

$$H_2=2,09*10^5 kcal$$

b) Enthalpie du solvant à 28°C (proposition)

$$H'_2=G_2*CP'_2(T'_2-T_0)$$

Avec :

H'_2 : enthalpie du solvant à 28°C.

T'_2 : Température du solvant entrant dans colonne = 28°C.

Cp'_{H2O} : Chaleur spécifique de l'eau à 28°C = 0,998 Kcal/Kg.K.

D'où :

$H'_2=5000*0,998*10^3(301-273)=1,39*10^8$ cal

$$H'_2=1,39*10^5 kcal$$

IV.6.2.3.Calcul de l'enthalpie de l'acide nitrique à 57%

$$H_3=G_3*Cp_3(T_3-T_0)$$

Avec :

H_3 : enthalpie de l'acide nitrique.

G_3: débit de l'acide nitrique produit=29012 Kg/h=435,18kmol/h.

T_3: Température de l'acide nitrique produit = 44°C.

T_0 : Température de référence = 0°C.

Cp_{HNO3} : Chaleur spécifique de l'acide nitrique à 57% et 44°C = 26,26 cal/mol.K.(Voir annexe n°2).

D'où :

$H_3=435,18*10^3*26,26\ (317-273)=5,02*10^8$ cal

$H_3=5,02*10^5$kcal

IV.6.2.4.Calcul de l'enthalpie des gaz sortant de la colonne

Calcul des enthalpies des gaz sortant de la colonne pour une température d'eau de procédé de 42 °C :

On :

$H_4=H_1+H_2-H_3$

$H_4=1,03*10^6+2,09*10^5-5,02*10^5=7,3*10^8$Cal

$H_4= 7,3*10^5$ kcal

Calcul des enthalpies des gaz sortant de la colonne pour une température d'eau de procédés de 28°C :

$H_{4'}=H_1+H_{2'}-H_3$

$H_{4'}=1,03*10^6+1,39*10^5-5,02*10^5 = 6,6*10^8$ Cal

$H_{4'}= 6,6*10^8$ kcal

IV.7.Conclusion

A partir du calcul du bilan enthalpique de la colonne d'absorption pour différentes températures de l'eau de procédé (eau de refroidissement) entrant au sommet de la colonne d'absorption, nous avons remarqué que l'enthalpie des gaz sortant de la colonne pour une température de solvant de 42 °C (en marche actuelle) est supérieure à l'enthalpie des gaz sortant de la colonne pour une température de solvant de 28°C, ce qui traduit une amélioration de l'absorption des gaz NO_X c.-à-d. une meilleure solubilité des gaz dans le solvant.

Conclusion générale

Conclusion générale

Notre étude a ciblé essentiellement le thème de la réduction des oxydes d'azote (NOx) dans les gaz de queue issus de la fabrication de l'acide nitrique.

On a premièrement pris connaissance du procédé de fabrication de l'acide nitrique dans l'entreprise FERTIAL avec ces cinq étapes : Filtration et compression de l'air, évaporation de l'ammoniaque et le mélange avec l'air, la conversion de l'ammoniac, l'oxydation, l'absorption et le blanchiment, puis la réduction des gaz de queue.

La fabrication de l'acide nitrique est accompagnée par le rejet des gaz NOx qui sont toxiques et nuisibles pour la santé et l'environnement.

Au cours de ce stage, nous avons trouvé que le débit de NO_2 à la sortie de la colonne d'absorption est de l'ordre de 132.94Kg/h ce qui constitue une valeur supérieure à celle fixée par le design (29 Kg/h) ceci s'explique par une mauvaise absorption de NO_2 par l'eau de procédé. La cause de cette mauvaise absorption réside dans l'élévation de la température du solvant qui est de 42°C au lieu de 28°C, pour résoudre ce problème il faut donc refroidir l'eau de procédé en utilisant un échangeur de chaleur.

Nous avons dimensionné un échangeur de chaleur (échangeur à plaques) afin de refroidir l'eau de procédé, par de l'eau de mer.

Le dimensionnement réalisé permet donc l'installation de deux types d'échangeurs (AX35, A15-B). Au vu des bilans matière et enthalpie obtenus, le problème est vraisemblablement résolu.

Références bibliographique :

[1] https://www.dedietrich.com/fr/solutions-et-produits/traitement-des-acidesmineraux/traitement-dacide-nitrique

[2] Jean ROUXEL, « Nitrique acide » ,EncyclopædiaUniversalis [en ligne], consulté le 30

avril 2019 sur : http://www.universalis.fr/encyclopedie/acide-nitrique.

[3] Kirk-OTHMER. (1991-1998). Encyclopedia of chemicaltechnology. Fourth Ed. New

York: John Wiley& Sons. [RT-423004]

[4] Besnaciamena ,Hannachiroumeissa ; La réduction des NO_X ; Mémoire ;institut national spécialisé de la formation professionnelle ; El –hadjar , annaba 2017

[5] Bouazizyoucef ;contrôle de la température des gaz sortie économiseur afin d'améliorer le rendement d'absorption ; mémoire ; Badji Mokhtar ; Annaba ; 2018

[6] A.Abidi.Thèse de magister ;université d'Annaba ;institut de chimie 1996

[7]Stéphanie Lacour, Cours de pollution atmosphérique, p 19-20.

[8]H.K.Newhall,S.M.Cahed,13thSymposium on combustion,Edition 1971.

[9]Jean-Charles ;Technique de l'ingénieur ; J 2610-8. ; Edition 2001.

[10]Stéphanie Marsteau , Nicole Pellieux ; Traitement des gaz dangereux captés sur les lieux de travail ; 1^{ére} édition ,2005.

[11]Jean-Charles CICILE ;Technique de l'ingénieur ; J 2610-10,14,16 ; Edition 2001.

[12]http://genie.industriel.iaa.free.fr

[13]https://www.researchgate.net/profile/Fateh-Mebarek-Oudina/publication/274710463_Echangeurs_de_Chaleur_Cours_Exercices_corriges/links/5abe7191a6fdcccda659ff88/Echangeurs-de-Chaleur-Cours-Exercices-corriges.pdf

[14]Younsitoufik ; Percement des tubes dans les échangeur de chaleur ; mémoire ; université ABDELHALIM IBN BADISE DE MOSTAGANEM,2012.

[15]Richard Mathieu 2 ; cours ; chapitre 3-la conduction.

[16]https://www.quiri.com/fr/echangeur-thermique/glossaire-echangeurs-thermiques/echangeur-tubulaire

[17]https://energieplus-lesite.be/theories/enveloppe9/proprietes-materiaux/grandeurshygrometriques/

[18] https://www.barriquand.com/dimensionner-echangeur-thermique-mode-emploi/

[19] P. Wuithier ; Raffinage et genie chimique, tome1.2ème Edition1972.

Les annexes :

Annexes1 :

Substance	λ=f(t) (cal/kg de NO_2)	λ à 273K (cal/kg de NO_2)
NO_2	14744 - 22,07(T)+13,37.10-3(T_2)	9715,34

Annexe n°2 : capacité calorifique d'acide nitrique à 57%.

Substance	Cp à 317 K (cal/mol.K)
HNO_3	26,26

Annexe n°3 : capacité calorifique des gaz.

Substance	Cp=f(t)(cal/mol.K)	Rangé de T(K)mol	Cp à 328 K (cal/mol.K)	Cp à 308 K (cal/mol.K)
O_2	7,16+1.10-3T-0,4.105/T_2	298-3000	7,11	7,04
N_2	6,33+0,9.10-3T-0,12.105/T_2	298-3000	6,62	6,48
NO	7,03+0,92.10-3T-0,14.105/T_2	298-2000	7,33	7,16
NO_2	0,26+2,04.10-3T-1,61.105/T_2	298-2000	9,43	9,19
H_2O_g	7,3+2,46.10-3T	298-2750	8,10	8,06
H_2O_L	12,65+11,38.10-3T-1,73.105/T_2	273-373	14,77	14,33

ECHANGEURS :

- ***NH 2002*** = Evaporateur d'ammoniac.
- ***NE 2004*** = Surchauffeur d'ammoniac.
- ***NE 2011*** = Réfrigérant intermédiaire du compresseur d'air.
- ***NB 2045 A & B*** = Chaudière de récupération.
- ***NB 2046*** = Chaudière de récupération.
- ***NE 2048*** = Refroidisseur des gaz nitreux.
- ***NE 2049*** = Refroidisseur d'air secondaire.
- ***NE 2057*** = Refroidisseur des gaz de queue épurés.
- ***NE 2060*** = Réchauffeur des gaz de queue.

REACTEURS :

- ***NR 2042*** = Convertisseur d'ammoniac (Réacteur de conversion).

- ***NR 2066*** = Réacteur de réduction.

<u>Colonne</u> :

- ***NC 2050*** = Colonne d'oxydation - absorption

<u>Pompes, compresseurs et turbines</u> :

- ***NZ 2010*** = Compresseur d'air.
- ***NZ 2015*** = Turbine de vapeur.
- ***NZ 2020*** = Turbine à gaz.
- ***NP 2033 a/b*** = Pompe d'extraction de condensât turbine .
- ***NP 2052 a/b*** = Pompe de circulation acide faible.
- ***NP 2054 a/b*** = Pompe à eau de procédé.
- ***NP 2073 a/b*** = Pompe alimentaire
- ***NP 2074 a/b*** = Pompe de circulation eau de chaudière.

<u>Bâches, capacités et séparateurs</u> :

- ***NV 2016*** = Bâche à huile.
- ***NV 2053*** = Bâche à eau de procédé.
- ***NV 2070*** = Bâche alimentaire.
- ***NV 2075*** = Ballon de vapeur.

<u>Filtres + équipements spéciaux</u> :

- ***NF 2001 a/b*** = Filtre ammoniaque liquide.
- ***NF 2040*** = Mélangeur d'air – ammoniac.
- ***ND 2041*** = Filtre à mélange air – ammoniac.
- ***NX 2061*** = Mélangeur gaz de queue – ammoniac.
- ***NX 2068*** = Cheminée de gaz de queue.
- ***ND 2006*** = Pré filtre pour l'air.
- ***ND 2007*** = Filtre finisseur pour l'air.