

~~M/24-946~~
71540.822



Université 8Mai 1945 – Guelma
Faculté des Sciences et de la Technologie
Département de Génie des procédés

Mémoire de Projet de Fin d'Etudes

2^{ème} Année Master

**Etude de dimensionnement d'un échangeur de chaleur à plaques
en vue de la réduction des émissions de NO_x au niveau de l'unité
d'acide nitrique (FERTIAL/Annaba)**

Filière : Génie des procédés
Option : Matériaux et Génie des Procédés : Génie Chimique

Présenté par:

ALI ISSA Mahamadou Laouali

Sous la direction de :

Dr. LAHIOUEL Yasmina

Juin 2015

25/3191

Remerciements

Louange à Allah le tout puissant de m' avoir donné la santé, la force et la possibilité de continuer mes études et de réaliser ce modeste travail.

Je tiens à exprimer ma gratitude à Dr *Lahiouel Yasmîna* pour l' effort

fourni, les

conseils prodigués, sa patience et sa persévérance.

Je la remercie aussi de m' avoir suivi, guidé et de m' avoir fait soutenir ce

modeste travail.

J' adresse mes vifs remerciements également aux membres de jury pour

l' honneur qu' ils m' ont fait d' avoir accepté d' examiner et d' évaluer ce

travail.

Je tiens à exprimer en particulier ma profonde reconnaissance et mes

hommages à Mr *Maïfia Hamdane* chef section unité acide

nitrique du complexe pétrochimique FERTIAL/Annaba.

Sans oublier ma gratitude à tous les personnels de l' unité acide

nitrique de FERTIAL/Annaba pour l' aide qu' ils m' ont apporté.

Mes sincères remerciements vont à tous les enseignants du Département de

Génie des Procédés de l' Université de Guelma.

Enfin je souhaite adresser mes remerciements les plus sincères aux

personnes qui de près ou de loin m' ont apportées leur aide et leur

contribution dans l' élaboration de ce mémoire.

Ali Issa

Dédicace

En premier lieu, Louange à Dieu le Miséricordieux qui m'a éclairé la
voix de la science et de la connaissance.
Je dédie ce travail, fruit de recherche et d'études:

A mes parents

A mes frères et sœurs

A mes amis

A mon humble cousin

A la communauté estudiantine nigérienne et étrangère de Guelma

A tous ceux qui me sont chers

Ali Issa

Sommaire

<i>Introduction générale</i>	1
------------------------------------	---

Partie technologique

<i>Présentation du complexe</i>	5
---------------------------------------	---

I-1. Historique :	5
-------------------------	---

I-2. Les actionnaires de FERTIAL :	5
--	---

I-3. Situation géographique :	5
-------------------------------------	---

I-4. Présentation du complexe ASMIDAL :	6
---	---

I-4-1. Fertial :	6
------------------------	---

I-4-2. Kimial (STPP) :	7
------------------------------	---

I-4-3. Somias :	7
-----------------------	---

I-4-4. Asfertrade :	7
---------------------------	---

I-5. Organisation :	7
---------------------------	---

I-6. Système technologique :	7
------------------------------------	---

I-7. Activité du complexe :	7
-----------------------------------	---

I-8. Objectifs du complexe :	8
------------------------------------	---

I-9. Production de l'entreprise :	8
---	---

I-10. L'exportation des produits :	8
--	---

I-11. Les unités du complexe :	9
--------------------------------------	---

<i>Chapitre I Procédé de fabrication d'acide nitrique</i>	11
---	----

I-1. Généralités :	11
--------------------------	----

I-2. Description du procédé de production d'acide nitrique (figure I.6):	11
--	----

I-2-1. Filtration et compression de l'air :	11
---	----

I-2-1-1. Filtration de l'air :	11
--------------------------------------	----

I-2-1-2. Compression de l'air :	12
---------------------------------------	----

I-2-2. Evaporation de l'ammoniac et filtration du mélange air/ammoniac :	13
--	----

I-2-2-1. Evaporation de l'ammoniac :	13
--	----

I-2-2. Filtration du mélange air/ammoniac :.....	14
I-2-3. Conversion d'ammoniac :.....	14
I-2-4. Chaudière de récupération (Groupe de génération de vapeur) :.....	17
I-2-4. Oxydation–Absorption–Blanchiment :.....	19
I-2-5. Réduction des oxydes d'azote :.....	20

Partie théorique

<i>Chapitre II La pollution atmosphérique par les NO_x</i>	26
II-1. Introduction :.....	26
II-2. Définition :.....	26
II-3. Sources de pollution de l'air :.....	26
II-4 Généralités sur les oxydes d'azote NO et NO ₂ :.....	27
II-4-1. Oxyde nitrique NO :.....	27
II-4-2. Le peroxyde d'azote NO ₂ :.....	27
II-5. Effets du NO _x :.....	28
II-5-1. Effets combinés des NO _x avec certains éléments de l'atmosphère :.....	28
II-5-1-1. L'ozone :.....	28
II-5-1-2. Pluies acides :.....	29
II-5-1-2-1. Sur les végétaux :.....	29
II-5-1-2-2. Sur les animaux :.....	30
II-6. Solutions :.....	30
II-6-1. Techniques d'élimination des NO _x dans les gaz de queue :.....	30
II-6-1-1. L'absorption secondaire ou double absorption :.....	30
II-6-1-2. L'Adsorption :.....	30
II-6-1-3. La réduction catalytique :.....	31
II-6-1-3-a. La réduction catalytique non sélective (NSCR) :.....	31
II-6-1-3-b. La réduction catalytique sélective (SCR) :.....	31
II-6-1-4. L'absorption chimique :.....	31

II-7. Conclusion :	32
<i>Chapitre III Généralités</i>	34
III-1. Généralité sur l'absorption :	34
III-1-1. Le phénomène d'absorption :	34
III-1-2. Principe :	34
III-1-2-1. La température :	35
III-1-2-2. La pression :	35
III-1-2-3. La surface de contact :	35
III-1-2-4. Le temps de contact :	35
III-1-2-5. La réaction chimique :	35
III-1-3. Liquide de lavage (solvant) :	36
III-1-3-1. Caractéristiques du solvant :	36
III-1-3-2. Régénération du solvant :	36
III-1-4. Le phénomène d'absorption :	36
III-1-4-1. Hypothèses :	36
III-1-4-2. Equilibre gaz/liquide :	37
III-1-5. L'installation :	38
III-1-5-1. But et performance des absorbeurs :	38
III-1-5-2. Les types d'absorbeurs :	39
III-1-5-2-1. Les colonnes à plateaux :	39
III-1-5-2-1-1. Différents types de plateaux :	40
III-1-5-2-1-1-1. Les plateaux à courants croisés :	40
III-1-5-2-1-1-2. Les plateaux à contre-courant :	43
III-1-5-2-2. Les colonnes à garnissage :	43
III-1-5-2-3. Les colonnes à pulvérisation :	44
III-1-6. Choix d'un contacteur :	45
III-2. Généralité sur les échangeurs de chaleur :	45
III-2-1. Différents modes de transfert de chaleur :	46

III-2-1-1. La conduction :	46
III-2-1-2. La convection :	47
III-2-1-3. Le rayonnement :	47
III-2-2. Principe de fonctionnement des échangeurs :	48
III-2-3. Critère de classement des échangeurs :	49
III-2-3-1. Classification des échangeurs selon les procédés de transfert :	49
III-2-3-2. Classification des échangeurs selon la compacité :	49
III-2-3-3. Classification des échangeurs selon le sens d'écoulement des fluides :	49
III-2-3-4. Classification des échangeurs selon la surface d'échange :	50
III-2-3-4-1. Les échangeurs à surface plane :	50
III-2-3-4-2. Les échangeurs à surface tubulaire :	51

Partie calcul

<i>Problématique</i>	54
<i>Chapitre IV Bilan matière globale de l'unité d'acide nitrique</i>	56
IV-1. Bilan matière :	56
IV-1-1. Section de conversion :	56
IV-1-1-1. Gaz entrant dans le convertisseur :	56
IV-1-1-2. Gaz sortant du convertisseur :	59
IV-1-2. Section de refroidissement des gaz nitreux :	63
IV-1-3. Zone d'oxydation :	67
IV-1-3-1. Quantité d'oxygène dans l'air secondaire :	68
IV-1-3-2. Quantité de N ₂ dans l'air secondaire :	68
IV-1-3-3. Quantité de vapeur d'eau contenue dans l'air secondaire :	68
IV-1-3-4. Gaz entrant dans la zone d'oxydation :	69
IV-1-3-5. Quantité de NO ₂ formée lors de la réaction d'oxydation (IV-6) :	70
IV-1-3-6. Quantité de NO ₂ qui sort de la zone d'oxydation :	70
IV-1-3-7. Quantité de monoxyde d'azote NO qui sort de la zone d'oxydation :	71
IV-1-3-8. Quantité d'O ₂ qui sort de la zone d'oxydation :	71

IV-1-4. Gaz sortant de la zone d'oxydation et entrant dans la zone d'absorption :.....	71
IV-1-4-1. Zone d'absorption :	71
IV-1-4-2. Bilan matière global de la zone d'absorption :.....	72
IV-1-4-3. Quantité de NO ₂ sortant de la colonne :	74
IV-1-4-4. Quantité de NO sortie de la colonne:	74
IV-2. Conclusion :	76
<i>Chapitre V Dimensionnement d'un échangeur à plaques.....</i>	<i>78</i>
V-1. Proposition et modification :	78
V-2. Méthode de dimensionnement :	79
V-2-1. Calcul de la température de l'eau de mer à la sortie de l'échangeur :	80
V-2-2. Calcul de DTLM :	81
V-2-3. Estimation des pertes de charge :	81
V-2-3-1. Calcul des débits volumiques :	81
V-2-4. Calcul des coefficients d'échange h_c et h_f :	82
V-2-5. Calcul du coefficient d'échange global (K) :	83
V-2-6. Calcul de la surface d'échange :	84
<i>Conclusion générale.....</i>	<i>88</i>
<i>Référence bibliographique.....</i>	<i>89</i>

Liste des figures :

<i>Figure I : Situation géographique du complexe (Fertial-Annaba).....</i>	<i>6</i>
<i>Figure I.1 : Photographie du compresseur de l'air atmosphérique.....</i>	<i>13</i>
<i>Figure I.2 : Photographie de l'évaporateur.....</i>	<i>14</i>
<i>Figure I.3 : Réacteur d'oxydation.....</i>	<i>16</i>
<i>Figure I.4 : Groupe de génération de vapeur.....</i>	<i>18</i>
<i>Figure I.5 : Photographie de la colonne d'oxydo-absorption.....</i>	<i>20</i>
<i>Figure I.6 : Schéma du procédé de fabrication d'acide nitrique NHO_3.....</i>	<i>22</i>
<i>Figure II.1 : Le cycle de l'azote.....</i>	<i>29</i>
<i>Figure III.1 : Colonne à plateaux perforés.....</i>	<i>40</i>
<i>Figure III.2 : Plateau à calottes.....</i>	<i>41</i>
<i>Figure III.3 : Plateau perforé.....</i>	<i>41</i>
<i>Figure III.4 : Plateaux à soupapes.....</i>	<i>42</i>
<i>Figure III.5 : Plateaux à tunnels.....</i>	<i>42</i>
<i>Figure III.6 : Plateaux à fentes.....</i>	<i>43</i>
<i>Figure III.7 : Colonne à garnissage (éléments internes).....</i>	<i>44</i>
<i>Figure III.8 : Colonne à pulvérisation (ou atomisation).....</i>	<i>45</i>
<i>Figure III.9 : Transfert de chaleur par conduction.....</i>	<i>46</i>
<i>Figure III.10 : Transfert de chaleur par convection.....</i>	<i>47</i>
<i>Figure III.11 : La répartition de l'énergie rayonnée.....</i>	<i>48</i>
<i>Figure III.12 : Mode de circulation dans les échangeurs.....</i>	<i>49</i>
<i>Figure III.13 : Echangeur à plaques.....</i>	<i>50</i>
<i>Figure III.14 : Echangeur à spirale [16].....</i>	<i>51</i>
<i>Figure III.15 : Echangeur tubulaire [13].....</i>	<i>51</i>
<i>Figure V.1 : Section d'oxydation – absorption – blanchiment et réduction des gaz de queue modifié.....</i>	<i>86</i>

Liste des tableaux :

<i>Tableau I.1 : Production des différents produits fabriqués.....</i>	<i>8</i>
<i>Tableau I.2 : Caractéristique de catalyseur Pt-Rh.....</i>	<i>14</i>
<i>Tableau II.1 : Problèmes et risques provoqués par les principaux polluants [2].....</i>	<i>27</i>
<i>Tableau IV.1 : Composition des gaz entrant dans le convertisseur</i>	<i>59</i>
<i>Tableau IV.2 : composition du gaz de la chaudière de récupération et du gaz entrant au refroidisseur</i>	<i>63</i>
<i>Tableau IV.3 : Composition de condensat</i>	<i>67</i>
<i>Tableau IV.4 : Composition du mélange gazeux sortant du condenseur</i>	<i>67</i>
<i>Tableau IV.5 : Composition des gaz dans l'air secondaire</i>	<i>70</i>
<i>Tableau IV.6 : Composition des gaz entrant dans la zone d'oxydation</i>	<i>70</i>
<i>Tableau IV.7 : Composition des gaz sortant de la zone d'oxydation et entrant dans la zone d'absorption</i>	<i>71</i>
<i>Tableau V.1 : Résistances d'encrassement.....</i>	<i>84</i>
<i>Tableau V.2 : Caractéristiques des différents modèles d'échangeurs à plaques</i>	<i>85</i>

Acronymes et abréviations :

A : Surface d'échange (m^2)

abs : Absolu

C : Molarité du soluté dans la phase liquide

Cal : Calorie

CFC : Chlorofluorocarbone

C_{HNO_3} : La concentration de l'acide formé dans le refroidisseur

G_{air} : Débit d'air primaire, Nm^3/h

$G_{air\ sec}$: Débit d'air sec, Kg/h

G_{air} : Débit d'air primaire, Kg/h

G_{H_2O} : Débit d'eau contenu dans l'air primaire, Kg/h

G_{NH_3} : Débit molaire initiale d'ammoniac, $Kmoles/h$

G_{NO} : Débit molaire de NO produit, $Kmoles/h$

$G_{O_2}^{(S)}$: Débit molaire d'oxygène sortant de la conversion, $Kmoles/h$

$G_{O_2}^{(i)}$: Débit molaire d'oxygène, $Kmoles/h$

$G_{O_2}^{(1)}$: Débit molaire d'oxygène consommé par la réaction (IV-1)

$G_{O_2}^{(2)}$: Débit molaire d'oxygène consommé par la réaction (IV-2)

$G_{O_2}^{(T)}$: Débit molaire total d'oxygène consommé, $Kmoles/h$

$G_{H_2O}^{(1)}$: Débit molaire d'eau de réaction (IV-1), $Kmoles/h$

$G_{H_2O}^{(2)}$: Débit molaire d'eau de réaction (IV-2), $Kmoles/h$

$G_{N_2}^{(S)}$: Débit molaire d'azote sortie convertisseur, $Kmoles/h$

G_{H_2O} : Débit d'eau contenue dans l'air primaire, Kg/h

$G_{air\ sec}$: Débit de l'air sec, Kg/h

$G_{N_2}^{(i)}$: Débit molaire initial d'azote, Kmoles/h

$G_{N_2}^{(2)}$: Débit molaire d'azote produit lors de la réaction (IV-2), Kmoles/h

G_{NO_2} : Débit molaire de NO₂ produit lors de la réaction (IV-3).

G_{NO} : Débit molaire de NO produit lors de la réaction (IV-1).

$G_{NO}^{(S)}$: Débit molaire de NO sortie chaudière de récupération.

$G_{NO}^{(3)}$: Débit molaire de NO consommé lors de la réaction (IV-3)

$G_{O_2}^{(S')}$: Débit molaire d'oxygène sortie chaudière de récupération, Kmoles/h

$G_{O_2}^{(C)}$: Débit molaire d'oxygène consommé lors de la réaction (IV-3)

G'_{NO_2} : Débit molaire de NO₂ produit par la réaction (IV-5), Kmoles/h

$G_{NO}^{(S)}$: Débit molaire sortant de la chaudière et entrant dans le refroidisseur.

G_{HNO_3} : Débit molaire d'acide produit, Kmoles/h

G_{NO_2} : Débit molaire d'NO₂ sortant de la chaudière et entrant dans le refroidisseur.

$G_{NO_2}^{(S)}$: Débit molaire d'NO₂ qui sort du refroidisseur, Kmoles/h

$G_{NO_2}^{(R)}$: Débit molaire d'NO₂ qui n'a pas réagi, Kmoles/h

$G_{NO}^{(S)}$: Débit molaire de NO qui sort du refroidisseur, 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

$G_{O_2}^{(S)}$: Débit molaire d'O₂ qui sort du refroidisseur, Kmoles/h

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

$G_{O_2}^{(C')}$: Débit molaire d'O₂ consommée dans la réaction (IV-5), Kmoles/h

$G_{H_2O}^{(S')}$: Débit molaire de vapeur d'eau qui sort du refroidisseur, Kmoles/h

$G_{H_2O}^{(S)}$: Débit molaire de vapeur d'eau qui entre au refroidisseur, Kmoles/h

$G_{H_2O}^{(4)}$: Quantité d'eau nécessaire pour la formation de l'acide faible, Kmoles/h

$G_{H_2O}^{(cond)}$: Débit molaire condensée, Kmoles/h

$G_{H_2O}^{(S)}$: Débit molaire d'eau qui entre dans le refroidisseur, Kmoles/h

$G_{H_2O}^{(D)}$: Débit molaire de dilution, Kmoles/h

$G_{O_2}^{13\%}$: Quantité d'oxygène contenue dans l'air secondaire, Kg/h

$G_{O_2}^{87\%}$: Quantité d'oxygène contenue dans l'air primaire, Kg/h

$G_{N_2}^{13\%}$: Quantité d'azote contenue dans l'air secondaire, Kg/h

$G_{N_2}^{87\%}$: Quantité d'azote contenue dans l'air primaire, Kg/h

$G_{H_2O}^{13\%}$: Quantité de vapeur contenue dans l'air secondaire, Kg/h

$G_{H_2O}^{87\%}$: Quantité de vapeur contenue dans l'air primaire, Kg/h

$G_{O_2}^{(T)}$: Débit massique total d'oxygène entrant dans la zone d'oxydation, Kg/h

$G_{O_2}^{(S)}$: Débit massique d'oxygène sortant du refroidisseur Kg/h

$G_{N_2}^{(T)}$: Débit total d'azote entrant dans la zone d'oxydation, Kg/h

$G_{N_2}^{(S)}$: Débit d'azote sortant du refroidisseur, Kg/h

$G_{H_2O}^{(S)}$: Débit de vapeur sortant du refroidisseur, Kg/h

G'_{NO_2} : Le débit molaire de dioxyde d'azote formé lors de la réaction (IV-6), Kmoles/h

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

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

$G_{NO}^{(S')}$: Débit molaire de NO qui sort de la zone d'oxydation, Kmoles/h

$G_{NO}^{(S)}$: Débit molaire de NO qui entre dans la zone d'oxydation, Kmoles/h

G_{O_2} : Débit molaire d'O₂ qui sort de la zone d'oxydation, Kmoles/h

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

$G_{gaz}^{(S)}$: Débit massique de gaz de queue (sortant), Kmoles/h

$G_{NOX}^{(S)}$: Quantité des NO_x sortant de la colonne (avant réduction)

HCN : Cyanure d'hydrogène

H_C : Constante de HENRY en atm/molarité

H_X : Constante de HENRY en atm/titre molaire

h : Coefficient d'échange de chaleur (cal/m².h.°C)

$h\nu$: Radiation

M_{H_2O} : La masse molaire de l'eau, Kg/Kmoles

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

P : Pression partielle du soluté dans la phase gazeuse (atm)

P_T : Pression totale du système

P^0 : Pression saturé du soluté à la même température

P_{H_2O} : Pression de vapeur d'eau à 25°C=23.77mmHG (voir annexe n°2)

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

P_t : Pression totale de l'air, mmHG

ppm : Partie par million

ΔP_1 : Les pertes de charge coté eau de procédé

ΔP_2 : Les pertes de charge coté eau de mer

ΔP : La perte de charge en KP

$Q_{\text{eau de procédé}}$: Débit volumique de l'eau de procédé

$Q_{\text{eau de mer}}$: Débit volumique de l'eau de mer

Q : Quantité de chaleur transmise (cal/h)

Q : Energie rayonnée

$Q_{O_2}^{(S)}$: Débit volumique d'oxygène sortant, Nm³/h

$Q_{\text{gaz}}^{(S)}$: Débit volumique du gaz de quercu (sortant), Nm³/h

S : Surface émissive

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_{fe} : Température de fluide froid à l'entrée de l'échangeur

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

dt/dx : Gradient de température

Δt : Différence de température entre le fluide et la paroi (°C)

UV : Ultraviolet

Vol : Volume

X : Titre molaire du soluté dans la phase liquide

y : Titre molaire du soluté dans la phase gazeuse

λ : Conductivité thermique (cal/m.h.°C)

ε : Émissivité ($\varepsilon = 1$ pour un corps noir)

σ : Constante de Boltzmann numériquement égale à $5,57.10^{-8} \text{ W/m}^2.\text{K}^4$ ou $4,96.10^{-8} \text{ Kcal/h.m}^2.\text{K}^4$

α_5 : Le taux d'oxydation de NO en NO₂

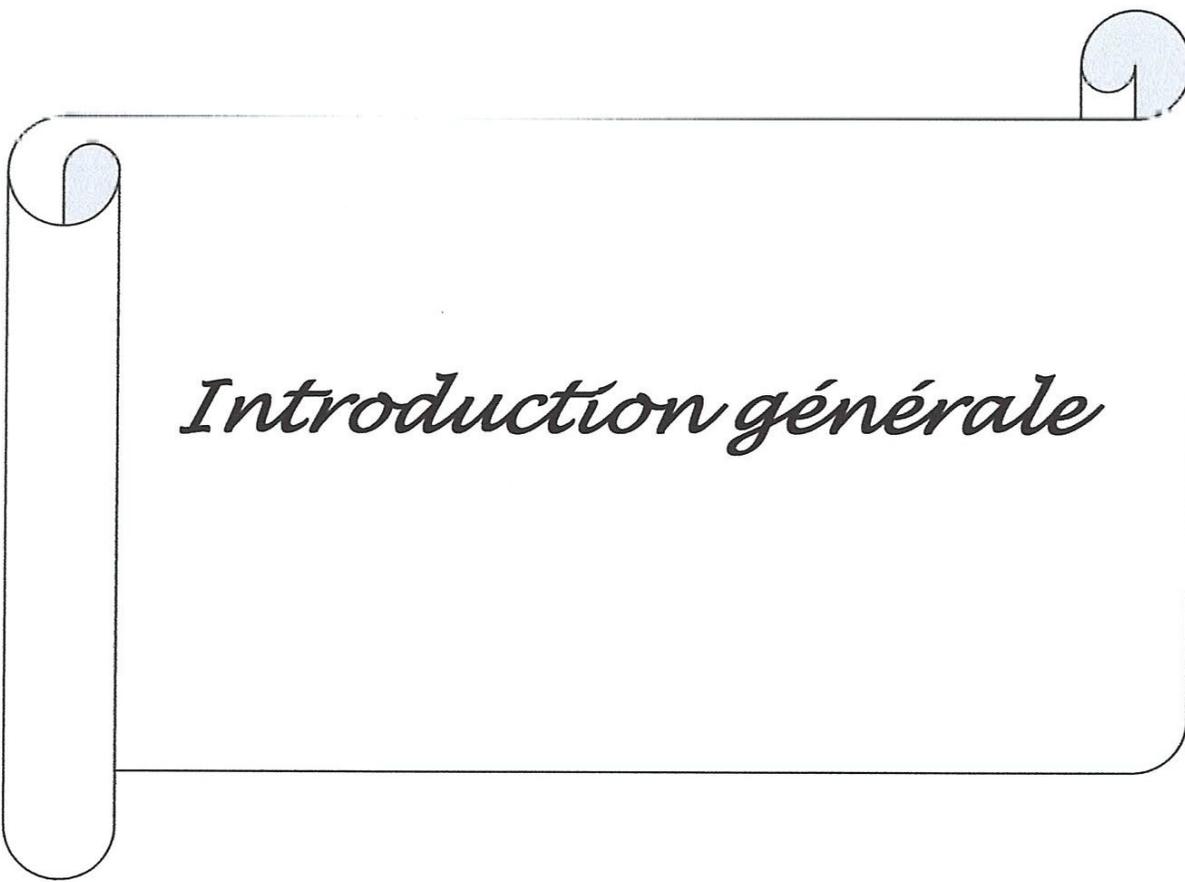
α_{cond} : Le taux de condensation

ρ : La masse volumique en Kg/m^3

μ : viscosité dynamique en Cp

Ψ_m : L'humidité modale Kmoles d'H₂O/Kmoles d'air sec

Ψ_A : L'humidité absolue



Introduction générale

Introduction générale

Dans le cadre de mon projet de fin d'études j'ai été affecté à l'unité d'acide nitrique du complexe FERTIAL. Ce complexe combien important est en mesure de fabriquer les différents engrais nécessaires à l'agriculture.

La fabrication de l'acide nitrique est l'un des procédés industriels les plus importants, il est utilisé dans la production d'engrais artificiels, d'explosifs et de fibres synthétiques, presque la totalité de la production mondiale d'acide nitrique est fabriquée par le procédé d'oxydation catalytique d'ammoniac en oxyde d'azote, suivi par une oxydation ultérieure en dioxyde d'azote, qui est ensuite absorbée par l'eau pour former l'acide nitrique.

C'est pour cette raison que le complexe ASMIDAL compte parmi les industries les plus importantes en Algérie.

Les procédés utilisant des réactions catalytiques sont très répandus dans l'industrie de pétrochimie. Souvent la synthèse des produits se déroule dans des réacteurs.

D'une manière générale dans toutes les unités industrielles, le réacteur ne représente pas la plus grosse part de l'investissement du procédé industriel.

Une amélioration du rendement au niveau de la colonne se traduit donc par un abaissement des coûts d'investissement et de production. En ce sens, la colonne est considérée comme l'élément clé du procédé et peut influencer les performances du procédé.

Le personnel de la production de cette unité est impliqué quotidiennement dans les problèmes de production, ce qui entraîne une diminution de la rentabilité. Ce personnel se trouve confronté à des problèmes pouvant surgir lors de l'exploitation et auxquels ils ne peuvent trouver de solutions. Ces problèmes rencontrés sont de plusieurs types par exemple thermiques ou chimiques.

Un mauvais fonctionnement d'une telle section de l'unité, peut provenir de plusieurs sources, entre autre une mauvaise absorption ce qui entraîne l'émission des oxydes d'azotes. Ces derniers, font partie des gaz responsables de la pollution de l'air. Pour atténuer cette situation il est nécessaire de réduire les émissions de ces gaz.

Dans la région d'Annaba, l'une des principales sources d'émission des NO_x est l'unité de fabrication d'acide nitrique (HNO₃) de FERTIAL, qui dégage d'importantes quantités de

NO_x . Lorsque l'on sait l'importance de l'acide nitrique dans l'élaboration des mélanges de fertilisation, on comprend la nécessité de sa fabrication. Toutefois, il est indispensable de réduire la teneur des NO_x à des normes écologiques admissibles pour l'environnement.

Pour cerner ce problème je me suis intéressé à l'étude de la colonne d'absorption. J'ai constaté une mauvaise absorption des gaz nitreux qui sortent à une teneur très élevée (plus de 2674 ppm), largement supérieure à celle fixée par le design (1600 ppm).

Afin de mieux situer les failles au niveau de cette section (absorption) et de contribuer à minimiser les rejets des gaz nitreux (NO_x), je me suis intéressé à proposer l'installation d'un échangeur de chaleur afin de réduire la température à une valeur admissible et proche de celle fixée par le design. Pour ce faire je me suis penché sur le dimensionnement de l'échangeur de chaleur afin de vérifier la conformité des paramètres qui gouvernent cette opération.

Ainsi, j'ai structuré mon travail en trois parties :

- Une partie technologique décrivant la présentation du complexe où le travail a été effectué et le procédé de fabrication d'acide nitrique.
- Une autre partie concernant l'étude des pollutions atmosphériques et donnant des généralités.
- Et enfin, une dernière partie qui traite les bilans matières globaux de l'unité d'acide nitrique et le dimensionnement d'un échangeur à plaques. Cette partie constitue une base de données nécessaires pour l'exécution des calculs concernant mon projet.



Partie technologique



*Présentation du
complexe*

Présentation du complexe

1. Historique :

Le complexe des engrais phosphatés et azotés d'ANNABA a été construit dans les années soixante-dix par la société SONATRACH dans le but de satisfaire les besoins du pays en fertilisants et éventuellement exporté 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 des engrais et phytosanitaires.

En 1991, l'EPE ASMIDAL a retenu dans son plan de restructuration de la filiation des deux plates-formes de production des engrais d'ANNABA et d'ARZEW. C'est ainsi qu'en 2000 les filiales d'Arzew et d'Annaba ont vu le jour.

Au mois de janvier 2005 et dans le cadre de l'ouverture du capital des filiales et suite à l'intérêt de groupe VILLAR MIL (Espagne) pour une prise de participation dans le groupe ASMIDAL, les patrimoines des plateformes de production ont été regroupés dans la filiale FERTIAL.

Le 04 août 2005, ASMIDAL et le groupe VILLAR MIR ont conclu un accord portant prise de participation de ce dernier dans FERTIAL par voie d'augmentation du capital à hauteur de 160 millions de dollars US, le ramenant ainsi à 17,7 milliard de dinars algériens.

2. Les actionnaires de FERTIAL :

a. Group VILLAR MIR à 66% :

Group VILLAR MIR est un groupe espagnol industriel, privé diversifié et présent dans plusieurs secteurs actifs. Son chiffre d'affaire en 2005 est de 3450 millions d'euros. Dans le secteur des engrais, il dispose à travers sa filiale FERTIBERIA, d'une capacité de production d'engrais de 5,6 millions tonnes.

b. Groupe ASMIDAL à 34% :

Pionnier en Algérie dans la production et la commercialisation des engrais et d'ammoniac.

3. Situation géographique :

L'usine est située à 04 km à l'est de la ville d'Annaba, elle est limitée par : l'Oued Seybouse et la cité Sidi Salem à l'Est, la cité Seybouse à l'Ouest, la mer méditerranéenne au nord, la route nationale n°44 et la plaine de Annaba au sud (figure 1).



Figure 1 : Situation géographique du complexe (Fertial/Annaba)

4. Présentation du complexe ASMIDAL :

Le complexe comporte les filiales suivantes :

4-1. Fertial :

Divisée en deux plates-formes (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 :

Atelier simple super phosphaté (SSP).

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), pour l'unité d'ammoniac en 1987.

Elle comprend :

1. Centre 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 1000 tonnes/jour,
5. Installation de manutention et de stockage.

4-2. Kimial (STPP) :

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

4-3. Somias :

Elle s'occupe de la maintenance industrielle, réparation de tous types d'équipements industriels et prise en charge de tous travaux de maintenance.

4-4. Asfertrade :

Elle est chargée de la distribution des tous types d'engrais produits et commercialisés par le groupe ASMIDAI sur le marché nationale.

5. Organisation :

La société des fertilisants d'Algérie par abréviation « FERTIAL » est une société par action. Elle est chargée de la production, de la commercialisation et du développement des engrais, ammoniac et divers. Son siège social est à Annaba et son potentiel de production est localisé à Annaba et à Arzew.

6. Système technologique :

Les unités de production utilisent différentes technologies de pointe d'origine européenne et américaine (Exemple : unité d'Ammoniaque procédé américain KELLOGG).

7. Activité du complexe :

Liste des produits fabriqués par l'entreprise :

- Production de Nitrate d'Ammonium (NH_4NO_3) : deux lignes de 500 tonnes/jour chacune,
- Production de l'Acide Nitrique (HNO_3) : deux lignes de 400 tonnes/jour chacune,
- Production des engrais phosphatés : 1000 tonnes/jour ,
 - NPK 15 15 15 S,
 - NPK 15 15 15 C,
 - PK 04 20 25,

- TSP 0 46 0.
- SSP (Super Simple Phosphate) : capacité de 1200 tonnes/jour,
- UAN (Urée Acide Nitrique) : capacité de 600 tonnes/jour,
- Des engrais azotés :
 - UAN 32%,
 - Urée 46% (importée),
 - Sulfate d'ammonium (importée).

Une partie du nitrate et d'ammonium est autoconsommée par l'entreprise elle-même pour la production d'engrais.

8. Objectifs du complexe :

Dans le cadre national du développement économique et sociale du pays, l'entreprise est chargée de :

- Promouvoir et développer l'industrie des engrais et produits phytosanitaires,
- Exploiter, gérer et rentabiliser les moyens humains, matériels et financiers dont elle dispose en vue de :
 - Satisfaire les besoins du marché national et international en matière d'engrais pour l'amélioration du rendement de l'agriculture,
 - Favoriser l'épanouissement de l'esprit d'imagination et l'initiative et faire appel aux moyens locaux,
 - Développer la coopération dans le cadre de la diversification des partenaires afin de mieux assurer la continuité de la production.

9. Production de l'entreprise :

Tableau 1 : Production des différents produits fabriqués

Unités	Capacité (tonne/an)
Engrais phosphate (NPK-TSP)	550 000
Super simple phosphate (SSP)	40 000
Ammoniac NH_3	330 000
Acide nitrique NHO_3	264 000
Nitrate d'ammonium NH_4NO_3	330 000

10. L'exportation des produits :

NH_3 est exporté vers les pays suivants : Espagne, France, Italie, Grèce, Belgique, Cuba, Grande Bretagne, Turquie et Maroc.

UAN (urée acide nitrique) : France, Espagne et USA.

Nitrate : Tunisie et Maroc.

SSP (simple super phosphate) : Maroc, Grèce, France, Italie et Brésil.

11. Les unités du complexe :

- Unité d'Acide Nitrique,
- Unité de Nitrate d'Ammonium,
- Unité de dessalement de l'eau de mer,
- Unité de SSP destiné pour la fabrication des deux types d'engrais,
- Unité NPK,
- Unité d'Ammoniac...etc.

Chapitre I Procédé de fabrication d'acide nitrique

I-1. Généralités :

La production 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...).

La capacité nominale de l'installation est de 800 tonnes/jour (comptées en 100%) d'acide nitrique à 57% poids. Elle est composée de deux lignes de production d'une capacité unitaire de 400 tonnes/jour. Elle comprend cinq sections :

1. Section de filtration et compression de l'air.
2. Section d'évaporation de l'ammoniac 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-2. Description du procédé de production d'acide nitrique (figure I.6):

I-2-1. Filtration et compression de l'air :

I-2-1-1. Filtration de l'air :

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 micron puis un filtre finisseur (ND 2007) à poches qui retient au moins 80 % des particules supérieures à 01 micron.

I-2-1-2. Compression de l'air :

L'air aspiré de l'atmosphère au travers des filtres est comprimé par un compresseur di-étagé (NZ 2010) à refroidissement intermédiaire. La pression au 1^{er} étage s'élève à environ 3,4 bars abs et une température de 165°C pour une température de 25°C à l'aspiration.

Dans le réfrigérant intermédiaire (NE 2011) l'air du 1^{er} étage est refroidi à 85°C par l'eau de refroidissement. Au 2^{ème} étage du compresseur la pression finale s'élève à 7,95 bars abs, la température atteignant alors 210°C. A la sortie du compresseur le débit d'air est partagé en deux. Environ 13% de cet air est utilisé au blanchiment de l'acide brut et comme air secondaire pour l'oxydation du NO en NO₂. Ce flux est auparavant refroidi à environ 80°C dans le refroidisseur d'air secondaire (NE 2049). L'air secondaire passe alors dans la zone de blanchiment qui est installée en fond de la colonne d'absorption (NC 2050).

A la sortie de cette zone de blanchiment l'air pénètre dans la zone d'oxydation de la colonne. Le débit d'air secondaire est contrôlé de manière que la teneur en oxygène résiduel des gaz de queue s'élève à 2,5 % vol. Les 87 % restant de l'air de refoulement du compresseur sont utilisés à la conversion de l'ammoniac.

Afin d'éviter le pompage du compresseur d'air, une vanne de mise à l'atmosphère s'ouvre automatiquement lorsque la limite de pompage est atteinte.

Quand le système est dépressurisé après un arrêt accidentel ou un arrêt normal, cette vanne doit être ouverte et l'air est aspiré à l'aide d'un ventilateur de balayage situé sur la ligne de gaz nitreux entre la chaudière et le refroidisseur de gaz.

Le compresseur d'air est entraîné par une turbine à vapeur (NZ 2015) et une turbine de détente des gaz de queue (NZ 2020) (figure I.1).

La turbine à vapeur est alimentée en vapeur surchauffée à une pression de 42 bars abs et à une température 430°C.

Un groupe de condensation opérant sous vide condense la vapeur consommée par la turbine. Le condensat est retourné à une bache à condensats et utilisé ultérieurement comme eau alimentaire pour les chaudières.

Au réacteur de réduction de NO_x, la turbine de détente est alimentée par les gaz de queue provenant de la colonne d'oxydation absorption (NC 2050), après leur passage, la pression

d'alimentation de la turbine est d'environ 6,75 bars abs, la température s'élève à environ 180 °C. La turbine détend les gaz à environ 1,06 bars abs, et 45°C.

Une vanne à fermeture rapide est installée sur la tuyauterie d'alimentation de la turbine et se ferme en cas de déclenchement du groupe. Dans ce cas une vanne de by-pass s'ouvre afin de dépressuriser le système.

A la sortie de la turbine les gaz de queue sont libérés à l'atmosphère par une cheminée accrochée le long de la colonne d'oxydation.

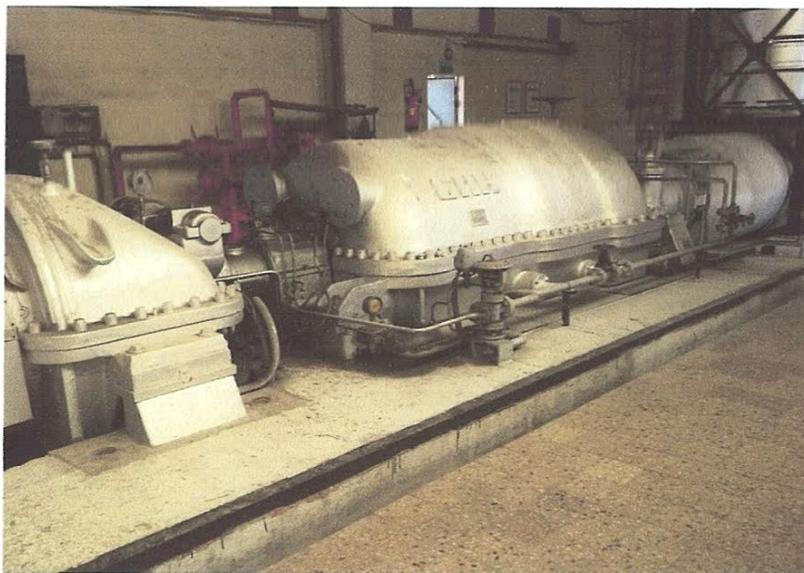


Figure I.1 : Photographie du compresseur de l'air atmosphérique

I-2-2. Evaporation de l'ammoniac et filtration du mélange air/ammoniac :

I-2-2-1. Evaporation de l'ammoniac :

L'ammoniac liquide est stockée dans une sphère de stockage de capacité de 1000 tonnes à une température de (-2 à 6°C); elle contient environ 0,5 % d'eau et 5 ppm d'huile. Via des pompes l'ammoniac 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'ammoniac 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 (figure I.2).

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 air/ammoniac 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 air/ammoniac explosif.



Figure I.2 : Photographie de l'évaporateur

I-2-2-2. Filtration du mélange air/ammoniac :

Avant le catalyseur de platine, le mélange gazeux ayant une température d'environ 195°C et une pression entre (6,4 à 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.

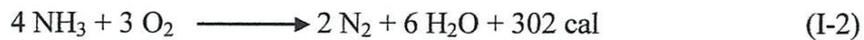
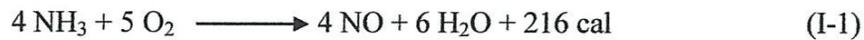
I-2-3. Conversion d'ammoniac :

La conversion de l'ammoniac a lieu dans un réacteur de conversion (NR 2042) en présence d'un catalyseur contenant 11 toiles de platine-rhodium dont les caractéristiques sont les suivantes :

Tableau I.2 : 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

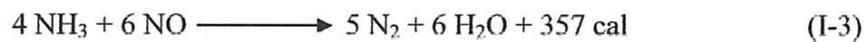
La conversion d'ammoniac amène à la formation d'oxyde d'azote (NO) et l'azote (N₂) suivant les réactions globales suivantes :



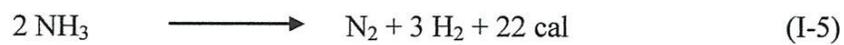
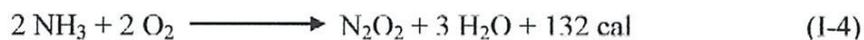
La première réaction s'effectue à 96 %, tandis que la deuxième s'effectue à 4 %.

La température de conversion se situe entre (800-915°C).

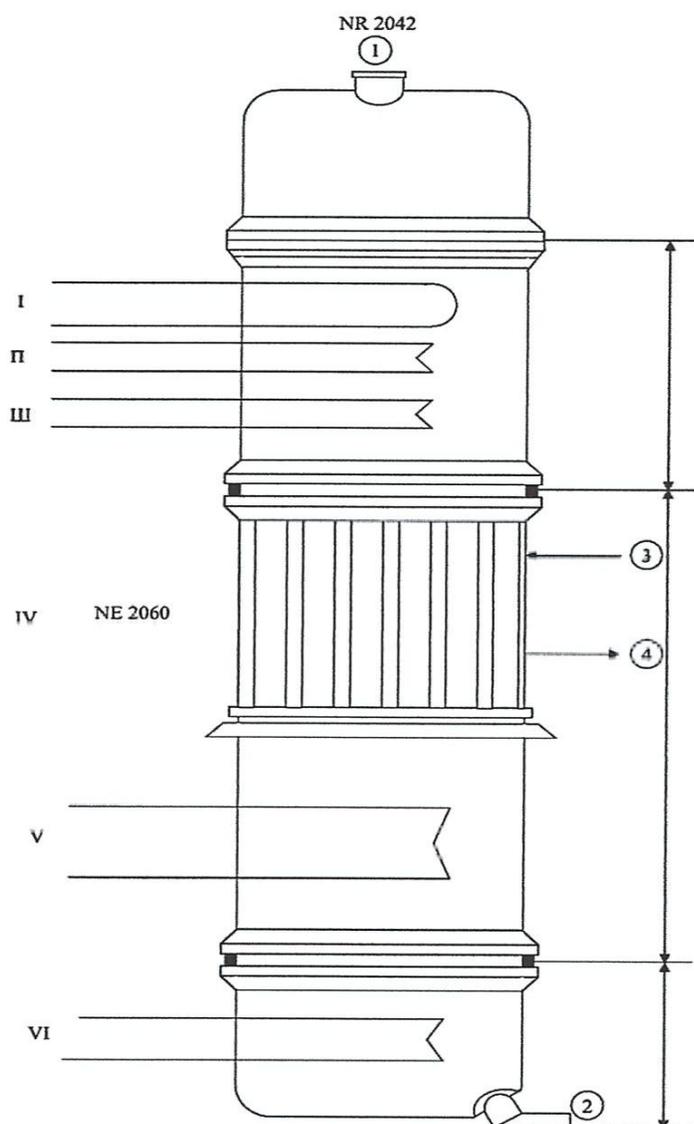
L'ammoniac non converti ayant traversé les toiles peut réagir en phase gazeuse avec l'oxyde d'azote (NO) suivant la réaction :



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



L'utilisation comme catalyseur des toiles de (Pt-Rh) permet de réduire la formation de l'azote suivant les deux dernières réactions (figure I.3).



1. Entrée mélangeur air/ammoniac
2. Sortie gaz de conversion
3. Entrée gaz brut
4. Sortie gaz brut
- I. 1^{er} Evaporateur
- II. Surchauffeur
- III. 2^{ème} Evaporateur
- IV. Echangeur gaz/gaz
- V. 3^{ème} Evaporateur
- VI. Economiseur

Figure I.3 : Réacteur d'oxydation

I-2-4. 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 appelé: chaudière de récupération existant dans le réacteur.

Le réacteur de conversion le NR 2042 est composé de trois modules (figure I.4) :

- ✓ NB 2045 A : Il est composé du 1^{er} évaporateur, du surchauffeur et du 2^{ème} évaporateur.
- ✓ NB 2045 B : Il est composé de l'échangeur gaz-gaz (NE 2060) qui sert à réchauffer les gaz de queue et le 3^{ème} 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 m³. Puis pompée vers la bache à condensas (NV 1101) ; depuis cette bache l'eau est envoyée par des pompes vers la bache 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 elle quitte 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.

Le 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 du 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 :

I-2-4. Oxydation–Absorption–Blanchiment :

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 de la colonne à plateaux perforés où chacun de ces plateaux comporte 54500 trous de 03 mm de diamètre (figure I.5).

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 bêche 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 37°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. Il est ainsi donc blanchi suivant la réaction :



Les gaz nitreux sont éliminés en utilisant l'air secondaire.

Depuis la zone de blanchiment ; l'acide nitrique (produit fini) est envoyé vers les réservoirs de stockage par une pression du système.



Figure I.5 : Photographie de la colonne d'oxydo-absorption

I-2-5. Réduction des oxydes d'azote :

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 à 6,5 bars), sont réduits 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 à 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.

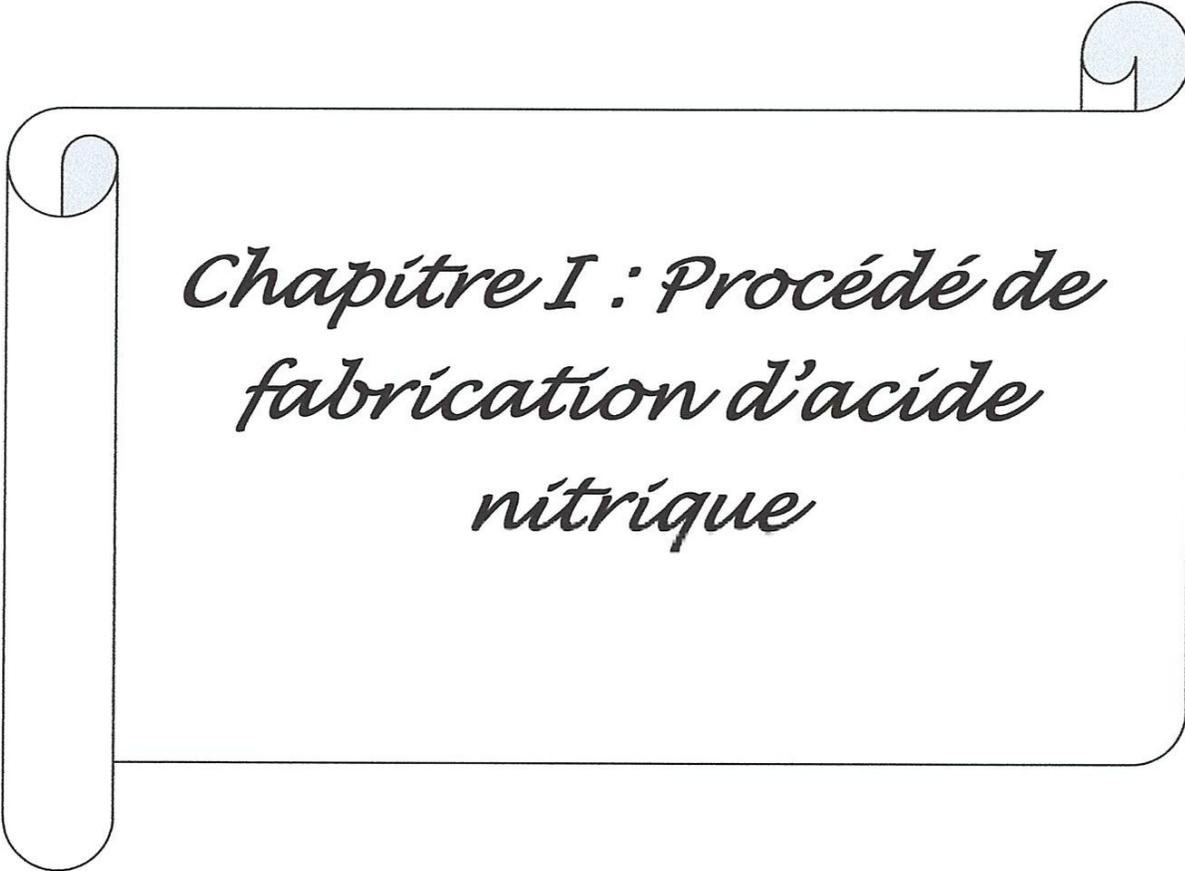
Après le préchauffage ces gaz brut sont mélangés avec de l'ammoniac (fournie par l'évaporateur/surchauffeur à une pression de 9 bars et une température de 35°C), ce mélange spécial est acheminé à travers un mélangeur (NX 2061) vers les lits du catalyseur sous une forme homogénéisée adéquate où la température 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 :



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 et une pression de 7,4 bars. Ces gaz purifiés sont ensuite acheminés vers la turbine de détente (NZ 2020) où ils seront détendus à une pression de (1,1 à 1,3 bars) abs et une température de (85 à 90°C), après détente les gaz sont envoyés vers l'atmosphère par la cheminée d'évacuation (NX 2068) avec un taux de gaz NO_x inférieur ou égal à 150 ppm.



*Chapitre I : Procédé de
fabrication d'acide
nitrique*

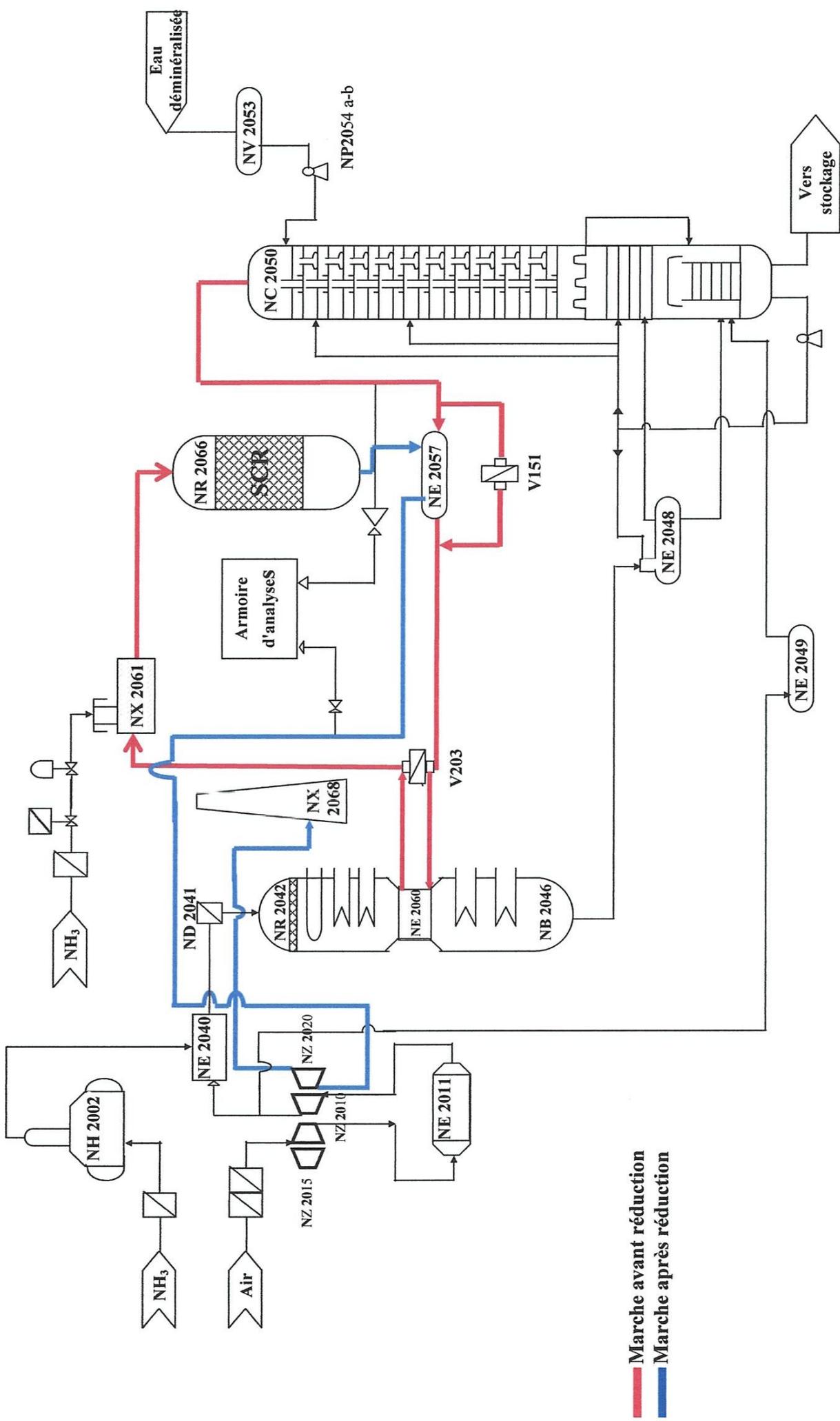
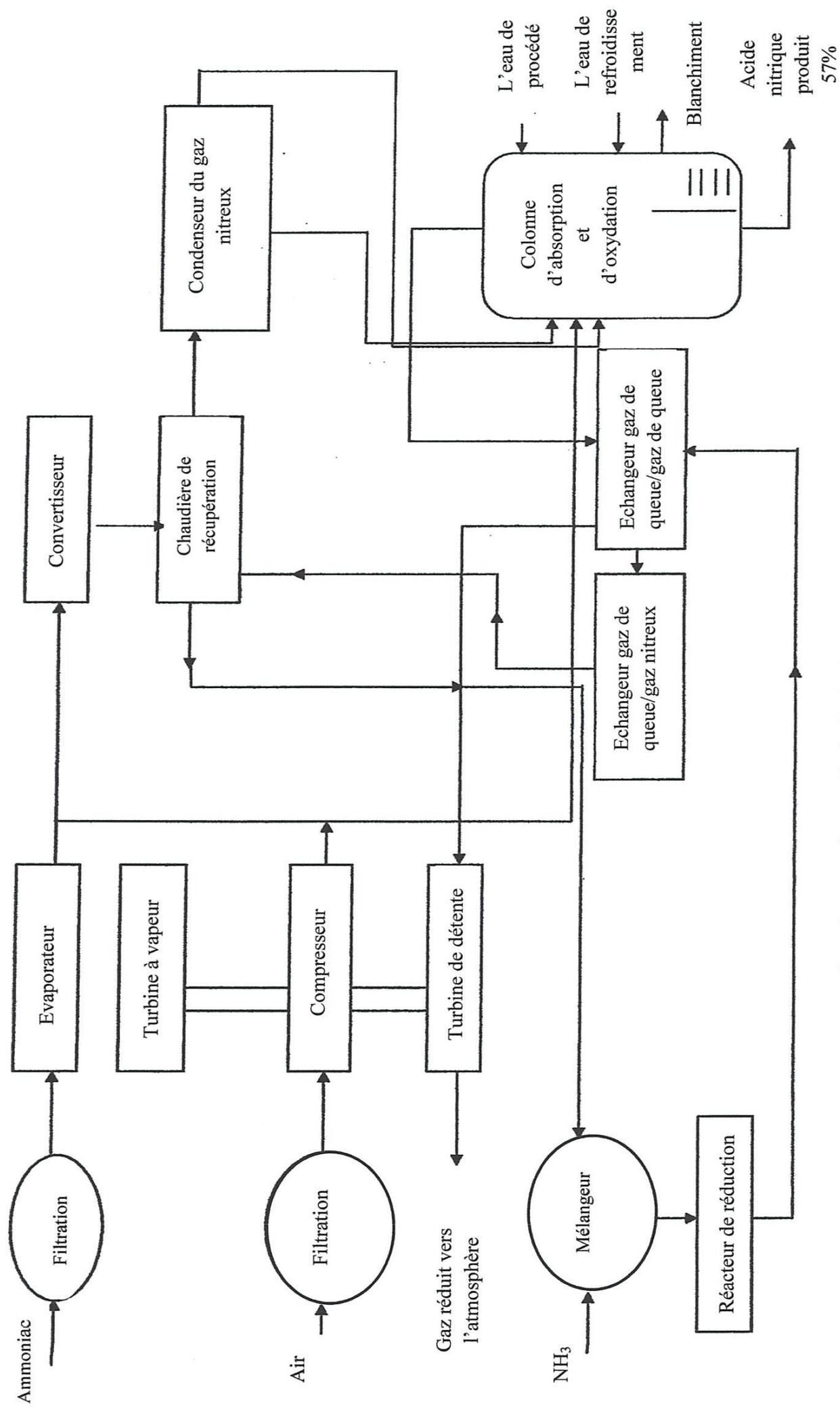


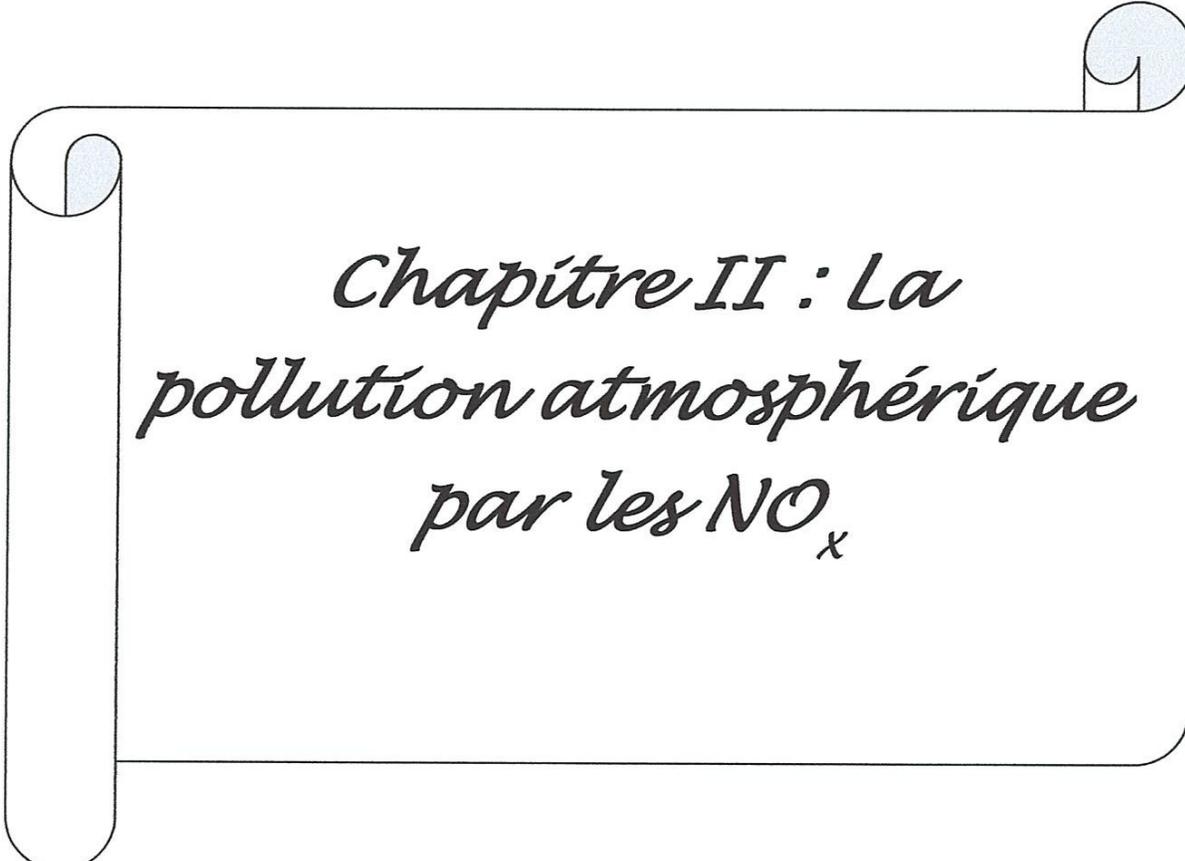
Figure I.6 : Schéma du procédé de fabrication d'acide nitrique HNO_3



Organigramme du procédé de fabrication de l'acide nitrique



Partie théorique



*Chapitre II : La
pollution atmosphérique
par les NO_x*

Chapitre II La pollution atmosphérique par les NO_x

II-1. Introduction :

L'air est le premier élément nécessaire à la vie. Nous consommons en moyenne une quantité de 14 kg d'air chaque jour, pour 1,5 kg de nourriture et 2 kg d'eau. A cause de l'importance de l'air ; la pollution de celui-ci est devenue un problème inquiétant dans les deux dernières décennies. L'homme est ainsi confronté au défi de son progrès technique, et il est appelé à trouver des solutions aux problèmes qu'il a lui-même engendrés [2].

II-2. Définition :

La pollution de l'air a été définie de diverses façons. Dans un sens, elle consiste en l'addition à notre atmosphère ; de toutes choses qui peuvent avoir un effet néfaste pour la vie sur notre planète. La chose en question peut être un hydrocarbure gazeux toxique ayant une action à long terme sur l'organisme, ou un irritant particulaire dont les effets seront néfastes sur celui-ci. Cela peut-être une radiation qui risque de provoquer des dommages insoupçonnables aux cellules des plantes et des animaux. Le conseil européen réunit le 14-09-1967 lui donne la définition suivante : « il y'a pollution de l'air lorsque la présence d'une substance étrangère ou une variation importante dans la proportion de ses constituants est susceptibles de provoquer un effet nuisible, compte tenu des connaissances scientifiques du moment » [3].

D'après la loi sur l'air du 30 décembre 1996, la pollution de l'air peut être définie comme l'introduction, par les activités humaines, dans l'atmosphère et les espaces clos, des substances présentant des risques pour la santé et les écosystèmes, d'influencer le climat et de provoquer des nuisances olfactives [2].

II-3. Sources de pollution de l'air :

On peut considérer comme principales sources de pollution les divers moyens de transport, le chauffage domestique, la fabrication de l'électricité, l'incinération des ordures et les émissions des usines. Les principales sources industrielles de pollution ont été classées par types d'industrie : raffinage, fonderie de métaux non ferreux : aluminium, cuivre, plomb, zinc etc..., fonderies métaux ferreux, cartonneries et papeteries, usines d'engrais phosphatés. Les espèces polluantes sont généralement des gaz et des poussières qui provoquent divers problèmes dans l'atmosphère (tableau II.1). Parmi ces gaz on trouve les NO_x [4,5].

Tableau II.3 : Problèmes et risques provoqués par les principaux polluants [2]

Principaux polluants	Problèmes de pollution atmosphérique	Principaux risques
SO ₂ , NO _x , COV, poussières	Pollution urbaines et industrielles	Santé, matériaux
NO _x , SO ₂	Pluies acides et pollution photochimique	Dommmages sur l'écosystème
CFC, CO ₂ , NO _x , CH ₄ , N ₂ O	Amincissement de la couche d'ozone, effet de la serre	Dommmages sur l'écosystème

II-4. Généralités sur les oxydes d'azote NO et NO₂ :

Seuls deux oxydes d'azote jouent un rôle important dans la pollution atmosphérique : l'oxyde nitrique NO et le peroxyde NO₂. Quoique leur réactivité soit différente, il est fréquent de raisonner sur leur somme, en équivalent en NO₂, qu'on caractérise par le terme NO_x. Le concept de NO_x comprend tous les oxydes d'azote connus : NO, NO₂, N₂O₃, N₂O₄, N₂O. Toutefois le NO reste le produit majoritaire (90 à 95%) [6].

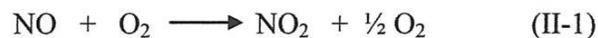
II-4-1. Oxyde nitrique NO :

C'est un gaz incolore, généralement soluble dans l'eau. Il se forme à la haute température dans le phénomène de combustion, en particulier par combinaison, dans la flamme entre l'azote et l'oxygène. L'oxyde nitrique NO se transforme lentement dans l'atmosphère en peroxyde d'azote NO₂. 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 [7].

II-4-2. Le peroxyde d'azote NO₂ :

Gaz brun-orange à l'odeur caractéristique, puissant oxyde et corrosif, il est irritant et très toxique notamment par action directe sur les poumons. Dans les installations de combustion, il n'est pas produit directement, mais résulte de l'oxydation lente de NO dans l'atmosphère, comme on l'a indiqué précédemment.

Il apparaît, d'autre part, dans certaines conditions climatiques par réaction de NO avec l'ozone, accompagné d'une émission lumineuse qui est utilisée pour la mesure de NO et NO₂ dans l'air :



Sous l'action de la lumière, NO₂ peut donner de nouveau NO par photolyse (cycle des oxydes d'azote)



II-5. Effets du NO_x:

II-5-1. Effets combinés des NO_x avec certains 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-5-1-1. L'ozone :

C'est un constituant de l'atmosphère. Sa concentration dans l'air s'élève avec l'altitude. Il se forme dans les atmosphères polluées par réaction photochimiques faisant intervenir des polluants primaires notamment les NO_x.



A ce niveau, c'est un polluant redoutable constituant l'un des éléments du smog photochimique.

Les effets des smogs oxydants se traduisent par l'irritation des muqueuses oculaires, nasales, troubles de la vue, maux de gorge, bronchite, phénomènes allergiques. La production de l'ozone est fonction du rapport NO₂/NO₃ qui dépend lui-même de la présence des composés organiques qui forment dans l'atmosphère des espèces qui oxydent l'oxyde nitrique (NO).

Le rôle des oxydes d'azote comme précurseur d'ozone a été démontré et il s'agit en fait d'une pollution provenant principalement de réactions chimiques atmosphériques et non d'émissions directes à partir des sources de pollution [8].

II-5-1-2. Pluies acides :

Les oxydes d'azote émis dans l'atmosphère sont chimiquement transformés en nitrate. Cette transformation a lieu sous l'effet de la lumière du soleil et est déterminée par l'abondance de l'oxygène et de l'eau. Les gouttelettes d'eau qui constituent les nuages captent sans cesse ces particules d'acide nitrique à côté d'autres particules déterminant ainsi l'acidification des précipitations, responsable du phénomène « de dépérissement des forêts » et « de l'acidification des lacs ». Selon la figure (II-1) on peut suivre le cycle des oxydes d'azote qui se déroule jusqu'à sa formation dans l'atmosphère [8].

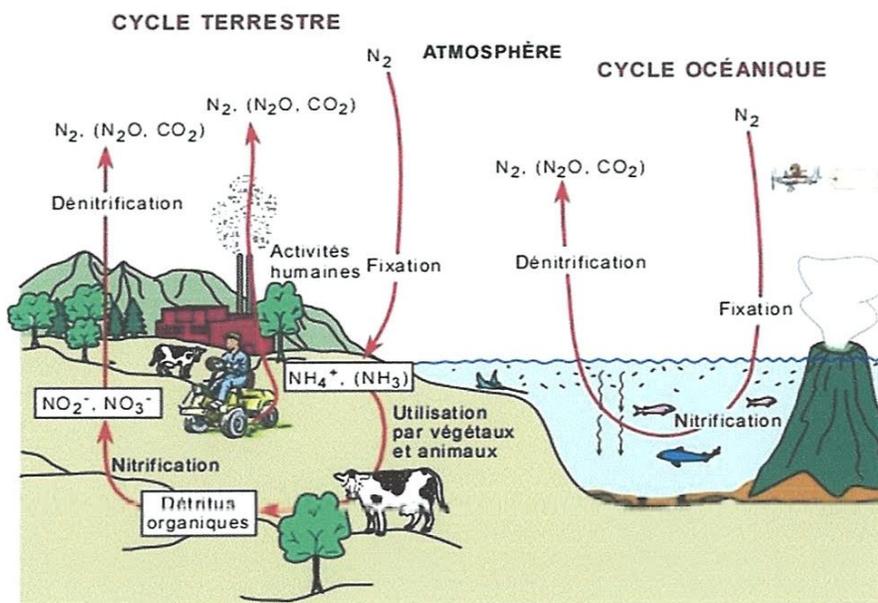


Figure II.8 : Le cycle de l'azote

II-5-1-2-1. Sur les végétaux :

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 dureté d'exposition
- Les conditions atmosphériques (humidité, lumière)
- Le stade d'évolution du végétal.

II-5-1-2-2. 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-6. Solutions :

Il y a une nécessité absolue de réduire à la source les émissions de particules, pour diminuer l'exposition des personnes, les sources d'émission primaire de particules devront être ciblées. Dans notre cas, nous avons ciblé l'unité de fabrication d'acide nitrique. On peut diminuer ces émissions d'une part dans la section d'oxydations absorption blanchiment ou on peut augmenter l'efficacité de l'absorption et l'oxydation pour assurer le minimum des NO_x dans les gaz de queue dans la zone de réduction. Pour cela il y a plusieurs techniques.

II-6-1. Techniques d'élimination des NO_x dans les gaz de queue :

Ils existent de nombreuses techniques de réductions des NO_x. Elles peuvent être classées en quatre grands groupes :

II-6-1-1. L'absorption secondaire ou double absorption :

Cela consiste à envisager une absorption des gaz de queue dans une autre tour sous pression élevée (8 à 10 bars). 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 et le nombre de plateaux de la colonne. Plus ce dernier est 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 le gaz de queue, mais aussi à l'amélioration du rendement de la production de l'acide nitrique.

II-6-1-2. L'Adsorption :

Il s'agit de fixer les oxydes d'azote NO_x sur les 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 atteindre un abattement de NO_x supérieur à 95%. L'adsorption peut être régénérée par traitement thermique, ou bien par l'application d'une dépression. Ce procédé discontinu basé sur l'adsorption/désorption reste coûteux, 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 NO₂ pour qu'il s'adsorbe à la surface. Par ailleurs, l'atmosphère acide détériore la qualité des tamis moléculaires.

II-6-1-3. 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 (NH₃, hydrocarbures) en présence d'un catalyseur à base de métaux de transition déposé sur un support minéral (Al₂O₃, SiO₂. 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 manière générale, on peut distinguer deux procédés catalytiques différents :

II-6-1-3-a. La réduction catalytique non sélective (NSCR) :

Cette technique est basée sur le fait que les composés organiques et le CO présents, ou injectés dans les effluents gazeux agissent sur les NO_x pour les transformer en composés non polluants N₂ et H₂O. Cependant il peut en résulter d'autres polluants tels que le CO, CO₂, HCN etc.... De plus, elle est inadaptée aux effluents gazeux riches en oxygène. Car cet excès d'oxygène transforme CO en CO₂ et oxyde les hydrocarbures d'où l'élimination des réducteurs des NO_x.

II-6-1-3-b. La réduction catalytique sélective (SCR) :

Cela consiste en l'utilisation d'un réducteur qui agit préférentiellement sur les NO_x. Le réducteur conventionnel est l'ammoniac gazeux NH₃.

En effet, les NO_x sont éliminés par l'injection d'une quantité d'NH₃, avec une stœchiométrie NH₃/NO₂ égale ou légèrement supérieur à l'unité, dans le mélange gazeux, en présence d'un catalyseur à base de vanadium, de tungstène, de chrome ou le 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 joue un rôle de filtre pour les particules solides

II-6-1-4. L'absorption chimique :

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

II-7. Conclusion :

La pollution de l'air est un phénomène préoccupant dans notre époque. Les espèces qui provoquent ce phénomène sont généralement des gaz et des poussières, parmi ces espèces on trouve les NO_x. Ces derniers ont des effets néfastes sur l'environnement et la santé humaine. Pour éviter ces effets il faut réduire ces teneurs dans l'atmosphère, pour cela, la meilleure est la réduction au niveau de la source d'émission.



Chapitre III :
Généralités

Chapitre III Généralités

III-1. Généralité sur l'absorption :

Dans l'industrie chimique et pétrochimique, la séparation d'un ou de plusieurs constituant d'un mélange plus ou moins complexe est un procédé très important. Les opérations prédominantes dans ce domaine sont : la distillation, l'extraction, l'adsorption et l'absorption sur laquelle notre travail sera basé. Ces différentes méthodes de séparation sont envisageables, le choix se fait sur la base d'une comparaison économique des procédés. Il est donc nécessaire pour chaque voie envisagée, de choisir les conditions opératoires pour connaître les consommations possibles (électricité, vapeur, eau de refroidissement etc...) et prédimensionner les principaux appareils pour évaluer le cout de l'installation. Les techniques d'absorption sont appliquées depuis très longtemps dans de nombreux procédés industriels: traitement des liquides, réaction gaz/liquide, fabrications chimiques diverses. Elle est aussi très largement utilisée pour l'épuration de gaz effluent chargés de polluants atmosphériques.

III-1-1. 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 nature chimique 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].

III-1-2. 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'accroître 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].

III-1-2-1. La température :

La solubilité augmente quand la température diminue. Il y a donc tout intérêt de 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. 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].

III-1-2-2. 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 générale la pression à laquelle les gaz arrivent 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.

III-1-2-3. 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 interfaciale (ou aire spécifique).

III-1-2-4. Le temps de contact :

Le temps de contact doit être suffisant pour permettre le transfert du polluant de la phase gazeuse vers la phase liquide. Il est directement fonction du rendement d'épuration recherché et il conditionne en partie le dimensionnement de l'absorbeur.

III-1-2-5. 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.

III-1-3. Liquide de lavage (solvant) :

Le principal critère de choix est la solubilité des polluants dans le liquide. L'eau est le liquide de lavage le plus couramment utilisé. Cependant, pour les produits peu ou non solubles dans l'eau, pour le lavage on utilise des huiles organiques. Lorsqu'on doit traiter un mélange de composés organiques volatils (C.O.V), le choix du liquide sera fait en fonction de l'objectif recherché : niveau de rendement global, rendement élevé sur espèce particulière, piégeage sélectif d'un composé... [3].

III-1-3-1. Caractéristiques du solvant :

Le liquide d'absorption doit répondre à un certain nombre de caractéristiques. D'une façon générale, les solvants utilisés en absorption doivent être dans la mesure du possible, thermiquement stable, peu cher, non corrosif, sélectif et facilement séparable des constituants entraînés.

Il doit avoir une faible pression de vapeur à la température de travail pour limiter les pertes par évaporation. Il aura également une viscosité la plus faible possible et sera de préférence non toxique, ininflammable et de faible cout. Il devra enfin posséder un pouvoir mouillant élevé pour bien se disperser sur les garnissages des colonnes de lavage [3,4].

III-1-3-2. Régénération du solvant :

Lorsqu'on utilise une huile organique, ce liquide est généralement assez couteux et il est alors nécessaire de le déconcentrer en continu pour pouvoir le réinjecter de nouveau dans le processus. Pour l'eau, les contraintes environnementales imposent également de diminuer la consommation et les rejets et il est donc nécessaire de procéder à un recyclage du liquide utilisé [3].

III-1-4. Le phénomène d'absorption :**III-1-4-1. Hypothèses :**

Pour présenter les calculs relatifs à l'absorption, nous ferons les hypothèses suivantes :

- Le solvant liquide est totalement non volatil,
- Les constituants gazeux autres que les solutés échangés sont incondensables et insolubles dans le liquide, l'ensemble de ces constituants sera appelé diluant ou gaz vecteur (l'air est un bon exemple).
- L'opération est isotherme, comme l'absorption s'accompagne généralement de phénomène thermique, cette hypothèse n'est justifiée en toute rigueur que dans le cas

de l'absorption de plusieurs constituants en traces ou lorsque les chaleurs de solution sont faible devant la capacité calorifique du solvant (cas fréquent avec l'eau).

III-1-4-2. Equilibre gaz/liquide :

L'étude théorique des équilibres gaz/liquide de mélanges particuliers, nécessite l'application des lois de DALTON, HENRY et de RAOULT, elles relient les pressions partielles du système gaz/liquide à la teneur du gaz dans le solvant ou à sa pression maximale de vapeur.

▪ Loi de Henry :

Elle s'applique à des solutions très diluées de gaz dans un liquide et à faibles pressions partielles de gaz, en particulier aux solutés de gaz permanents, dans l'eau, on peut l'exprimer de la manière suivante :

A l'équilibre, la pression partielle d'un gaz au-dessus d'un liquide dans lequel le gaz est soluble est proportionnelle à la teneur du gaz dans le liquide.

Dans ces conditions, la variation de la pression partielle en fonction de la teneur en soluté dans le solvant est une droite. Dans l'absorption, on utilise plutôt les concentrations et les titres molaires, de sorte que l'expression générale de la loi de Henry est :

$$P = H_c * C \quad \text{ou} \quad p = H_X * X$$

D'autre part, la formule de Henry se transforme en tenant compte de la formule de Dalton, valable avec les gaz parfaits :

$$P = y * P_T$$

En égalant les deux expressions de la pression partielle on a :

$$y = H_X * \frac{X}{P_T}$$

Avec : $m = \frac{H_X}{P_T}$

On obtient :

$$y = m * X$$

Le coefficient m joue le même rôle que le coefficient de partage dans l'extraction liquide-liquide. Cette formule est utilisée parfois pour tracer la courbe de distribution exprimée en titre molaires : droite passant par l'origine des axes de coordonnées.

▪ **Loi de Raoult :**

C'est une loi limite valable pour les mélanges parfaits (ou idéaux), c'est-à-dire constitués de corps de structures voisines.

A température constante, pour un gaz en équilibre avec une solution idéale, la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse est égale au produit de la pression maximale de vapeur en soluté par son titre molaire dans la solution.

Formule de Raoult :

$$P = X * P^{\circ}$$

Cette formule se transforme en tenant compte de la formule de Dalton :

$$y = \frac{P^{\circ}}{P_T} * X$$

Cette dernière formule, qui donne une relation entre le titre molaire du soluté dans la phase gazeuse et le titre molaire de ce même constituant dans la phase liquide, permet de tracer la courbe de distribution, laquelle est une droite de coefficient angulaire $\frac{P^{\circ}}{P_T}$ passant l'origine [5].

III-1-5. L'installation :

L'application du principe d'absorption repose sur la mise en contact de la phase gazeuse et de la phase liquide dans un contacteur gaz/liquide. Cette mise en contact sera d'autant plus efficace que la surface d'échange sera importante.

III-1-5-1. But et performance des absorbeurs :

Les absorbeurs ont tous pour but de réaliser le meilleur échange de matière entre une phase liquide et une phase gazeuse en contact. Ils doivent donc être équipés de dispositifs internes qui, d'une part favorisent la dispersion de la phase gazeuse dans la phase liquide et plus particulièrement, provoquer la plus grande surface interfaciale, d'une autre part, permettre la séparation de la phase gazeuse et de la phase liquide en contact afin d'en faciliter l'écoulement global. Les performances globales de l'absorbeur, rendement et sélectivité, dépendent des phénomènes mis en jeu, à savoir :

- Les équilibres thermodynamiques à l'interface (solubilité),
- Les lois de transport dans les phases (diffusivité),
- Les lois de transfert au voisinage des interfaces (coefficients de transfert, aire interfaciale),
- Les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres de réaction).

III-1-5-2. Les types d'absorbeurs :

Il existe plusieurs types de contacteur gaz/liquide, les contacteurs les plus couramment utilisés sont les colonnes à plateaux, les colonnes à garnissage et les colonnes à pulvérisation.

Dans ce présent travail, le type de colonne considéré est celui à plateaux et par conséquent, il est peut être utile de le décrire plus en détail [3].

III-1-5-2-1. Les colonnes à plateaux :

Ce type d'absorbeur ne fonctionne qu'à contre-courant, le liquide s'écoule par gravité sur les plateaux en formant une couche liquide à travers laquelle les bulles de gaz se dispersent.

Les colonnes à plateaux ont à l'origine été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeur. Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés pour l'absorption, mais en fait, tous les types de plateaux peuvent être utilisés.

Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas [3,6,7].

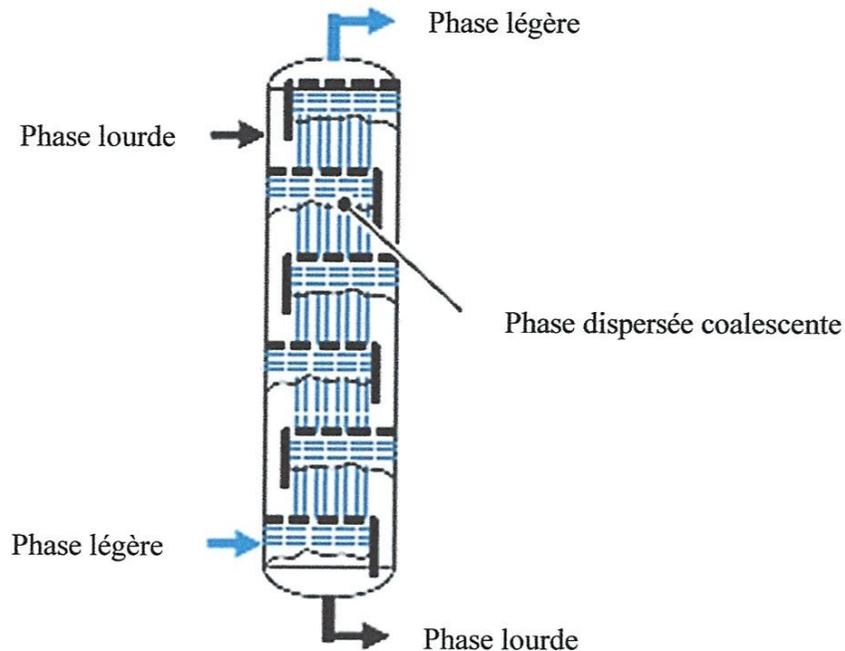


Figure III.9 : Colonne à plateaux perforés

III-5-2-1-1. Différents types de plateaux :

III-5-2-1-1-1. Les plateaux à courants croisés :

Il existe différents types de plateaux qui varient selon les producteurs. Le choix du plateau dépend principalement du débit du liquide, de la souplesse d'utilisation souhaitée et du coût de l'installation.

Les principaux types de plateaux sont : les plateaux perforés, à calottes, à soupapes, à tunnels et à fentes [6].

a. Plateaux à calottes :

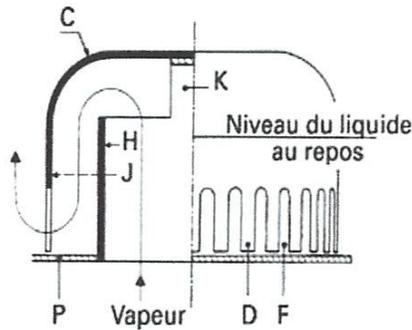
Les calottes sont des éléments de révolution (rarement hexagonale ou carré) placés de façon verticale sur le plateau.

Pour augmenter la surface de contact entre les phases, les sorties de la calotte sont en forme de «dents».

Les plateaux à calottes rectangulaires (calottes KSG de Montz) sont munis de fentes au sommet et à la base, chaque calotte est placée perpendiculairement à ces voisines [6,7].



a) Plateau à calottes



b) Calottes cylindrique

C calotte
D dent
F fente
H cheminée
J jupe
K pontet
P plateau

Figure III.10 : Plateau à calottes

b. Plateaux perforés :

La surface de ces plateaux est perforée de nombreux petits trous. L'épaisseur d'un plateau dépend de la résistance mécanique nécessaire au bon fonctionnement de la colonne (masse du liquide, force de gravité).

Les contacteurs des plateaux perforés en générale, mais plus particulièrement ceux où le liquide est dirigé vers les déversoirs par les jets de gaz, présentent l'avantage d'avoir de faibles pertes de charges et surtout de permettre un temps de séjour du liquide court. Cependant, les plateaux perforés présentent un certain nombre d'inconvénients tels que le manque de souplesse, la sensibilité aux défauts de moussage [6,7,12].

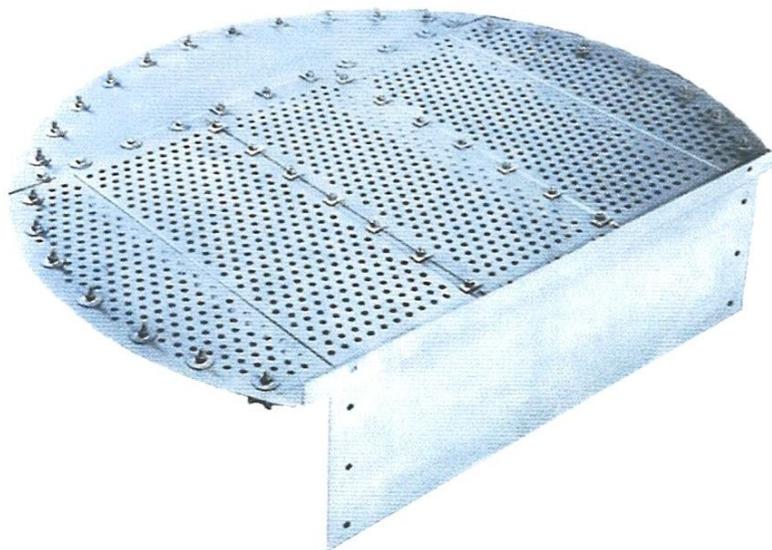
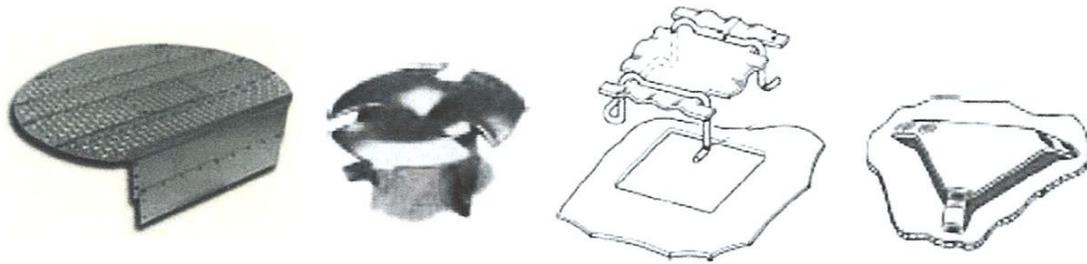


Figure III.11 : Plateau perforé

c. Plateaux à soupapes :

Selon les constructeurs, il existe plusieurs types de plateaux à soupapes [6]:

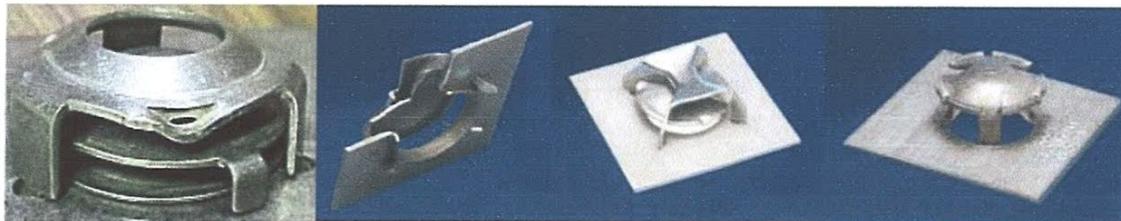


Plateau de Koch-Glisch

Soupape MREL Norton

Soupape Speichim RGF

Clapet type S de Koch



Soupape A-1

Clapet type T_0

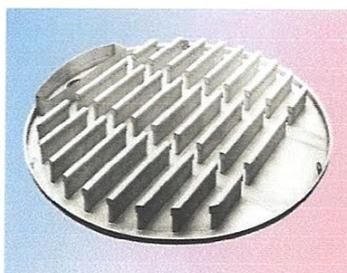
Clapet type T

Clapet fixe Ballast type V-4

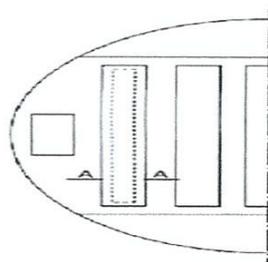
*Figure III.12 : Plateaux à soupapes***d. Plateaux à tunnels :**

On peut distinguer deux types de plateaux à tunnels :

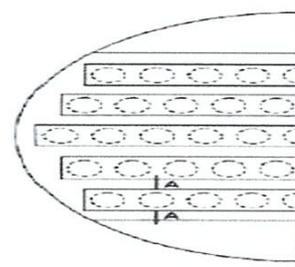
- Plateaux où le liquide circule perpendiculairement aux tunnels. La phase gaz arrive par les nombreuses cheminées circulaires comprenant un espace pour le passage du liquide, le tunnel est surélevé par rapport au plateau.
- Plateaux où le liquide circule parallèlement aux tunnels. Dans ce cas les cheminées sont longues et rectangulaires. Elles ne gênent pas l'écoulement du liquide [6].



Plateau



Tunnels longitudinaux



Tunnels transversaux

Figure III.13 : Plateaux à tunnels

e. Plateaux à fentes :

Ils dérivent des plateaux perforés. Une petite plaque est positionnée au-dessus de chaque orifice. Cette construction permet d'augmenter le taux de mélange entre les phases : un écoulement plus turbulent et la composition horizontale du mouvement de la phase gaz assurent un meilleur contact avec le liquide [7].

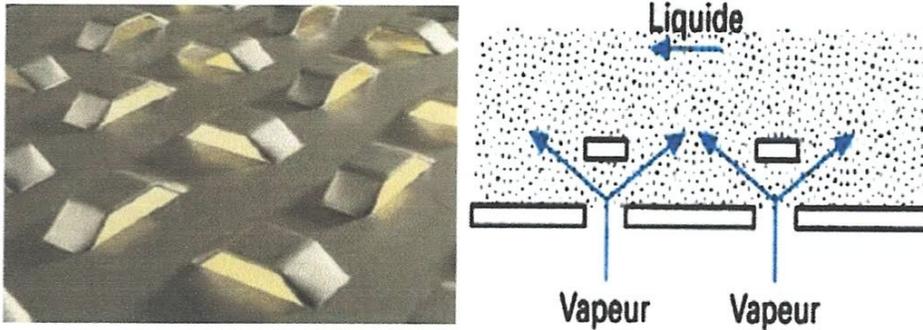


Figure III.14 : Plateaux à fentes

III-1-5-1-1-2. Les plateaux à contre-courant :

Les plateaux à contre-courant ne sont composés que de deux zones :

- Zone implantée d'orifices pour permettre l'écoulement du gaz et du liquide,
- Zone périphérique.

Les plateaux à contre-courant sont caractérisés par l'absence de trop-plein. Les organes de barbotage, constitués exclusivement par des trous et des fentes permettant à la fois l'ascension de la phase gaz et la descente du liquide.

III-1-5-2-2. Les colonnes à garnissage :

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. La colonne contient également :

- Dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz,
- Dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculeur,
- Parfois un redistributeur.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (zone de mouillage).

Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet :

- D'augmenter la surface de contact entre les deux phases,
- D'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact,
- De créer un régime turbulent de la phase gaz [7].

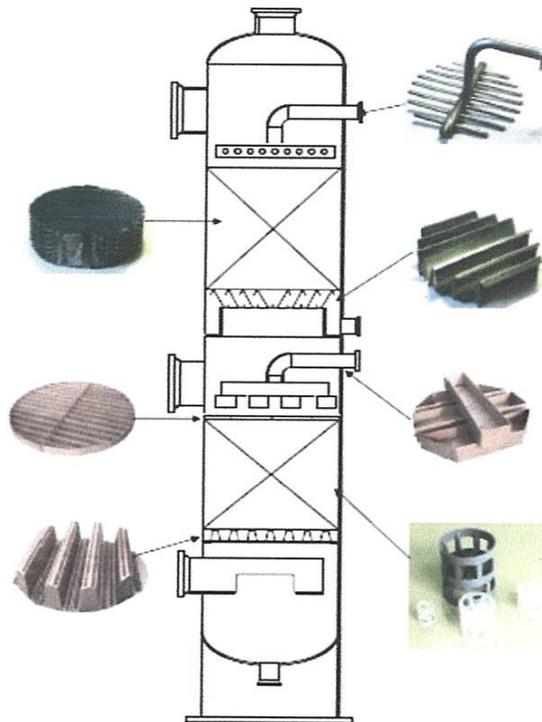


Figure III.15 : Colonne à garnissage (éléments internes)

III-1-5-2-3. Les colonnes à pulvérisation :

Le liquide est ici pulvérisé, sous forme de gouttelettes, en tête d'une colonne vide dans laquelle circule à contre-courant le gaz à traiter. Ce procédé est utilisé lorsque la résistance au transfert est entièrement dans le film gazeux (composés très solubles en phase liquide) [3].

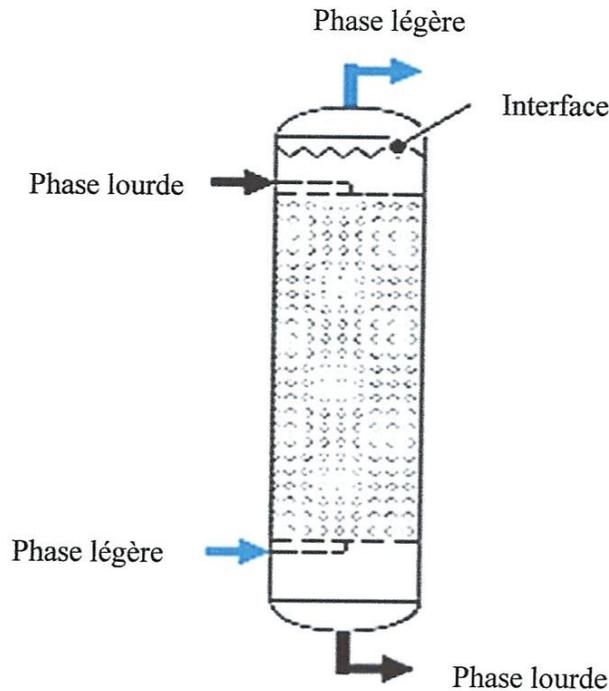


Figure III.15 : Colonne à pulvérisation (ou atomisation)

III-1-6. Choix d'un contacteur :

Le choix d'un type d'absorbeur dépend d'un grand nombre de critères et en particulier du régime d'absorption. Par exemple, les colonnes à pulvérisation et les laveurs venturi ne seront utilisables que pour l'absorption avec réaction chimique très rapide. Pour l'absorption en régime physique, les colonnes à garnissage ou à plateaux seront plus adaptées [3].

III-2. Généralités sur 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 de quelque centimètre 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.

III-2-1. 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 :

- Par conduction,
- Par convection,
- Par rayonnement.

III-2-1-1. La conduction :

Le phénomène de conduction pure est présent essentiellement dans les solides. La propagation de la chaleur par conduction à l'intérieur d'un corps se fait par deux mécanismes (transmission par les vibrations des atomes ou molécules et transmission par les électrons libres). L'importance relative de chacun des deux mécanismes est à transformation de la chaleur. Le transfert de chaleur par conduction caractérise tous les transferts de chaleur qui s'effectuent dans les parois séparant deux corps à deux températures différentes.

Le mode de propagation de transfert par conduction à l'intérieur des solides, ou des fluides au repos se fait de la manière suivante : les atomes se transmettent la chaleur de proche en proche [13].

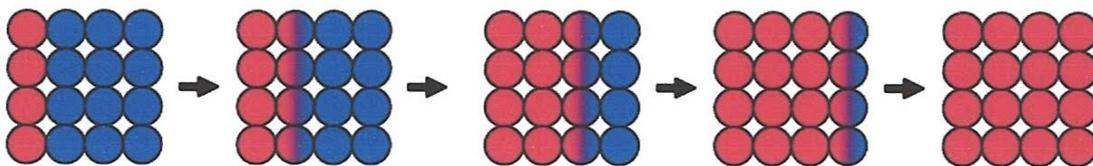


Figure III-17 : Transfert de chaleur par conduction

La loi qui régit le transfert de chaleur par conduction est celle de FOURIER, en géométrie monodimensionnelle on aura l'expression suivante :

$$\frac{dQ}{dA} = -\lambda \left(\frac{dt}{dX} \right)$$

III-2-1-2. La convection :

La convection caractérise la propagation de la chaleur dans un fluide en mouvement. La transmission de chaleur s'effectue par l'action combinée de la conduction au sein du fluide et du mouvement du fluide. La conduction intervient donc dans la convection mais le mouvement du fluide entraîne des lois différentes d'un phénomène de conduction sans déplacement de matière.

On parlera de convection forcée quand le mouvement du fluide s'effectue grâce à des forces externes (pompes, ventilateur, agitateur) et de convection naturelle, quand le mouvement s'effectue sous l'influence des différences de densité dues à des différences de température au sein du fluide.

Dans le cas du transfert par convection le mode de propagation de la chaleur à travers des liquides et des gaz s'effectue selon le mode suivant : Les molécules sont en mouvement. Les molécules chaudes se mélangent avec les molécules froides et leurs transmettent de la chaleur [13].

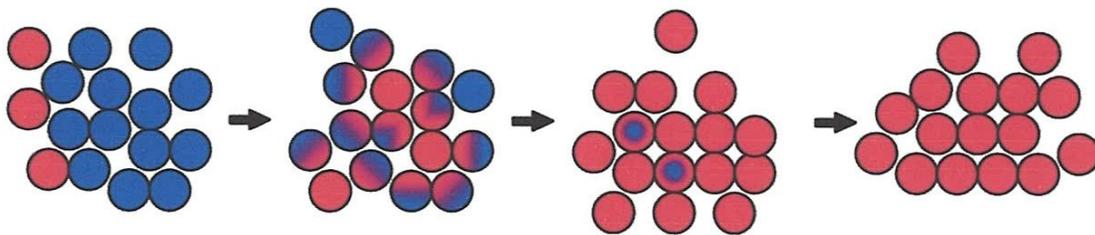


Figure III.18 : Transfert de chaleur par convection

La loi qui régit la convection est celle de NEWTON :

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

III-2-1-3. Le rayonnement :

Un point matériel chauffé émet un rayonnement électromagnétique dans toutes les directions situées d'un même côté du plan tangent au point matériel.

Lorsque ce rayonnement frappe un corps quelconque, une partie peut être réfléchiée, une autre transmise à travers le corps (dit diathermique si tout est transmis), et le reste est quantitativement absorbé sous forme de chaleur.

Si on place dans une enceinte deux corps capables d'émettre un rayonnement thermique, il existe entre ces deux corps à températures différentes un échange de chaleur dû à l'absorption et à l'émission de ces rayonnements thermiques.

Cet échange de chaleur est désigné habituellement sous le nom de rayonnement. Les transferts par rayonnement se poursuivent même lorsque l'équilibre thermique est atteint, mais le débit net de chaleur échangé est nul. Ce type de transport de chaleur est analogue à la propagation de la lumière, et il ne nécessite aucun support matériel, contrairement aux écoulements. Les gaz, les liquides et les solides sont capables d'émettre et d'absorber les rayonnements thermiques [14].

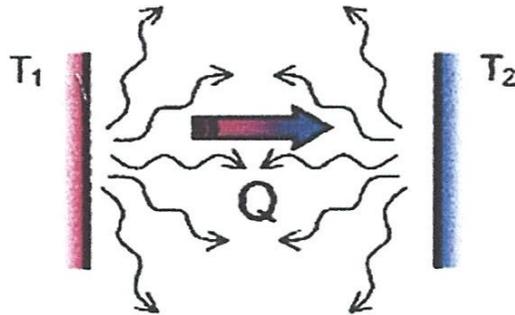


Figure III.19 : La répartition de l'énergie rayonnée

La formule de base du rayonnement thermique est celle de STEPHAN BOLTZMANN [15]:

$$Q = S * \epsilon * \sigma * T^4$$

III-2-2. Principe de fonctionnement des échangeurs :

Le principe le plus répandu consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduites 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 (le fluide chaud se refroidit et par conséquent le fluide froid se réchauffe).

Le principal problème réside en la définition d'une surface d'échange suffisante entre les deux fluides pour transférer la quantité de chaleur nécessaire.

III-2-3. Critère de classement des échangeurs :

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

III-2-3-1. Classification des échangeurs selon les procédés de transfert :

Les échangeurs de chaleur peuvent être classés comme suit :

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

III-2-3-2. Classification des échangeurs selon la compacité :

La compacité d'un échangeur peut être caractérisée par le rapport de l'aire de la surface d'échange au volume de l'échangeur.

On peut distinguer deux types :

- Echangeur non compact (compacité $< 700\text{m}^2/\text{m}^3$),
- Echangeur compact (compacité $> 700\text{m}^2/\text{m}^3$) [16].

III-2-3-3. Classification des échangeurs selon le sens d'écoulement des fluides :

Les sens d'écoulement des deux fluides permettent de distinguer trois types d'échangeur :

- Echangeur à courant parallèle :

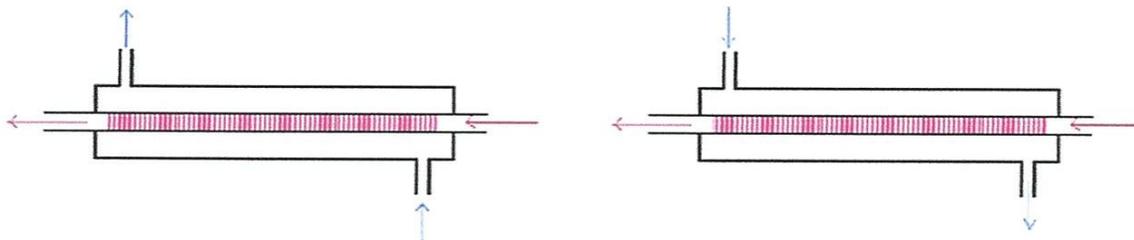
Les deux fluides sont dispersés parallèlement et vont dans le même sens.

- Echangeur à contre-courant :

Les deux fluides sont disposés parallèlement et circulent dans le sens opposé.

- Echangeur à courants croisés :

Les deux fluides sont positionnés perpendiculairement.



Circulation à co-courant

Circulation à contre-courant

Figure III.20 : Mode de circulation dans les échangeurs

III-2-3-4. Classification des échangeurs selon la surface d'échange :

III-2-3-4-1. Les échangeurs à surface plane :

a. Les échangeurs à plaques :

Un échangeur à plaques est constitué d'un ensemble de plaques métalliques embouties, à travers lesquelles s'effectue le transfert de chaleur entre deux fluides. Les plaques sont positionnées dans un bâti comprenant une partie fixe et une partie mobile, le raccordement des fluides s'effectue généralement sur le bâti fixe de l'échangeur.

Un joint par plaque assure l'étanchéité de l'échangeur ainsi que la répartition des fluides dans les canaux formés par deux plaques [13].

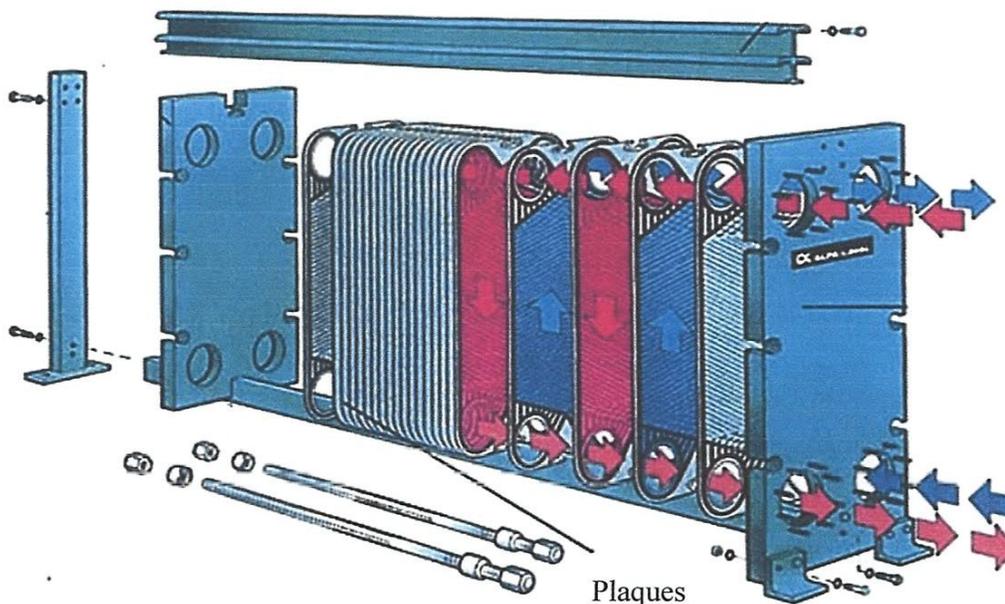


Figure III.21 : Echangeur à plaques

b. Les échangeurs à spirales :

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.

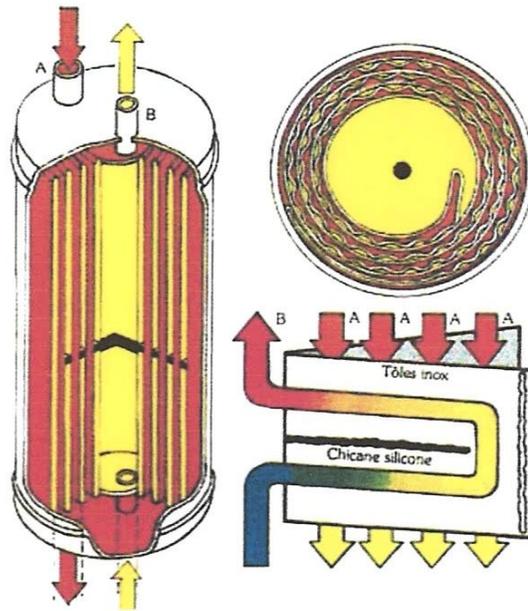


Figure III.22 : Echangeur à spirale [16]

III-2-3-4-2. Les échangeurs à surface tubulaire :

Ces échangeurs sont les plus répandus dans l'industrie chimique, malgré leurs performances moyennes (surface et encombrement supérieurs aux échangeurs à plaques). Ils ont une plage d'utilisation supérieure (en température et en pression), une meilleure tenue mécanique et sont plus faciles à entretenir.

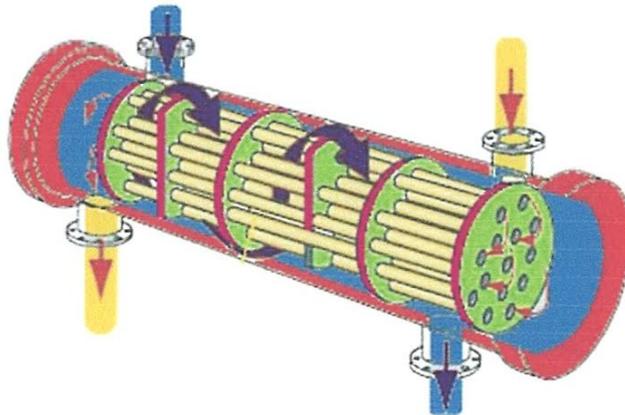
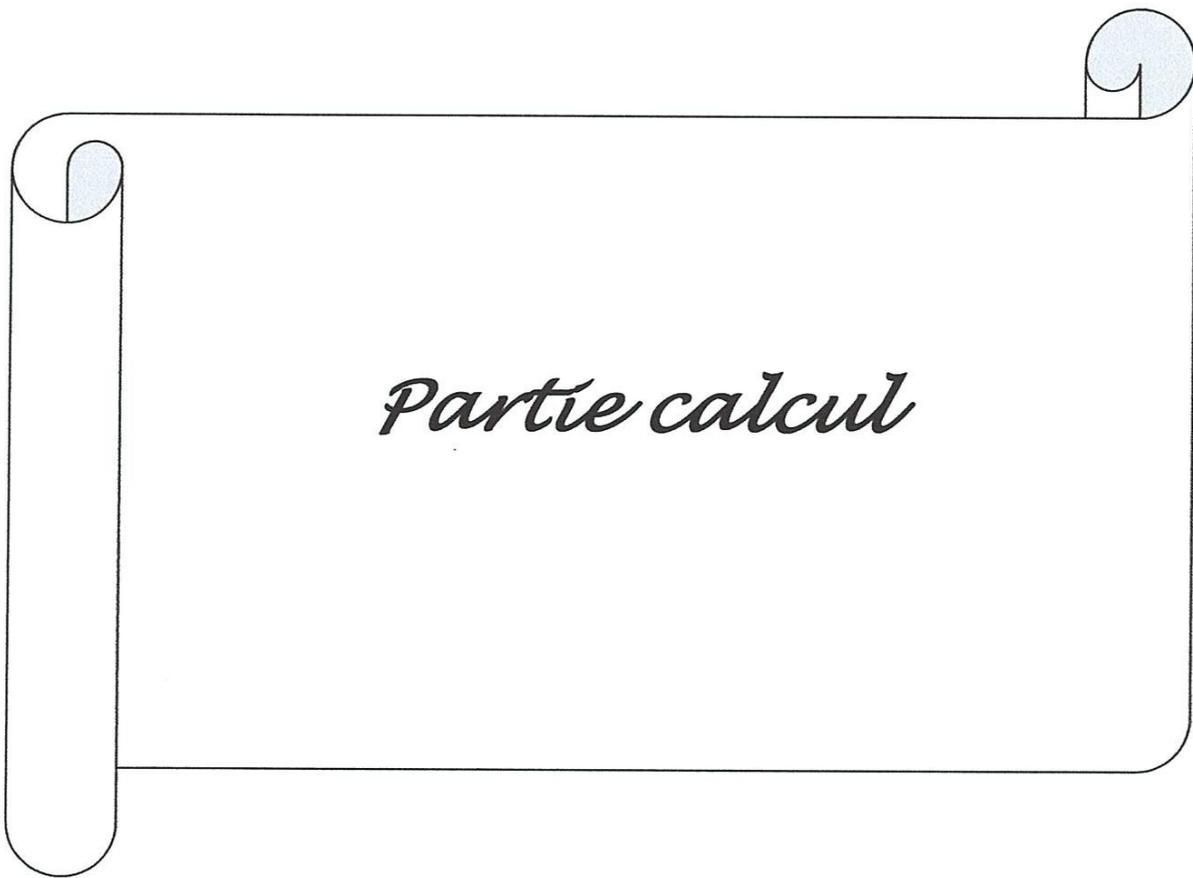
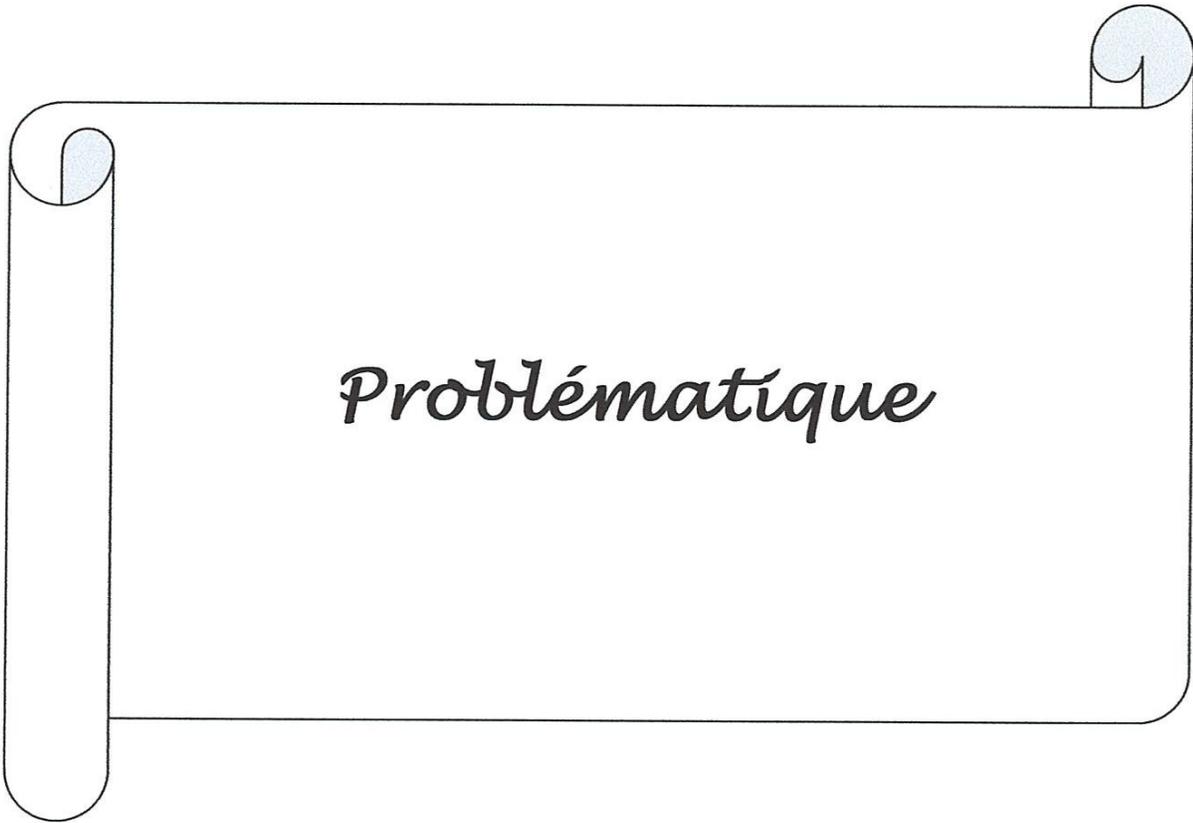


Figure III.23 : Echangeur tubulaire [13]



Partie calcul



Problématique

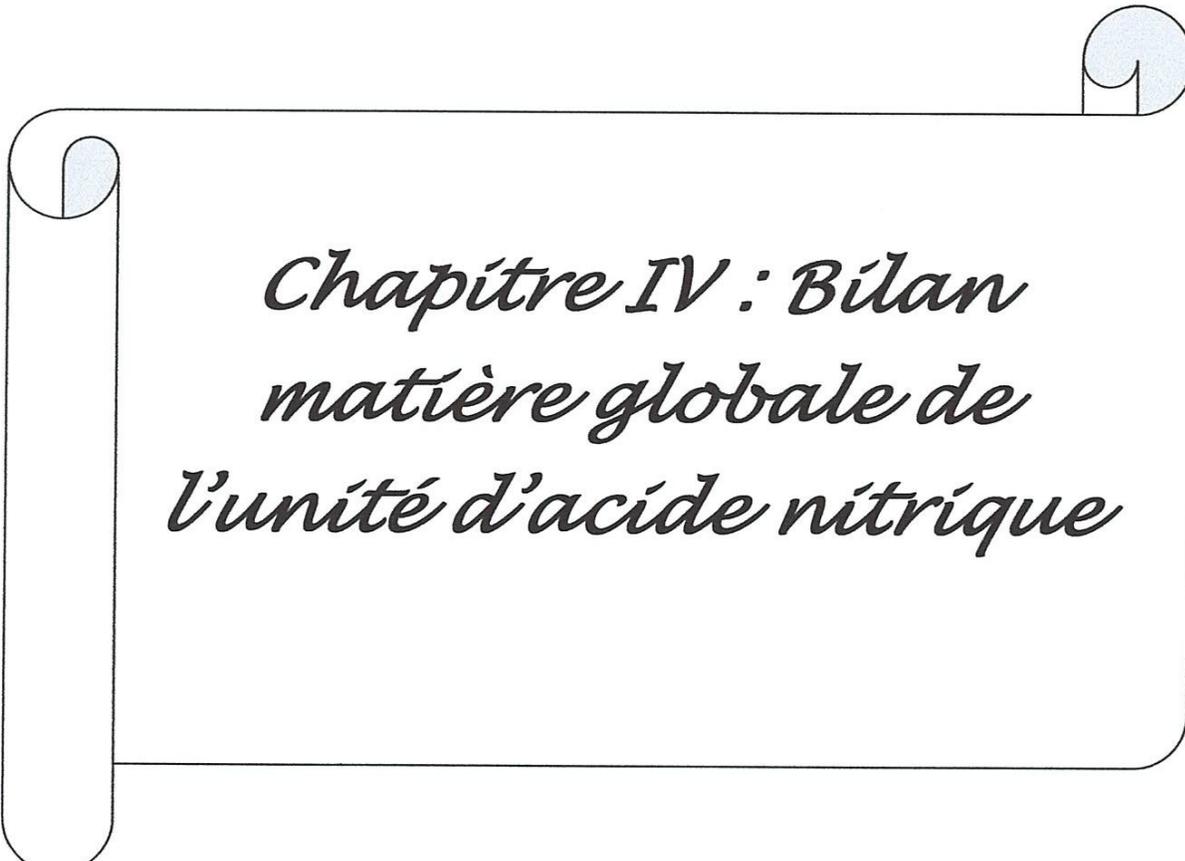
Problématique

Dans le cadre de la préparation du mémoire pour l'obtention du diplôme de master en génie chimique, je me suis intéressé au problème généré par les rejets dans l'atmosphère, des NO_x issus de l'unité de fabrication d'acide nitrique, au niveau du complexe FERTIAL. Les quantités de ces polluants rejetés dépassent largement les normes (en moyenne 355 ppm au lieu de 200 ppm). A cet effet, je suis penché sur l'étude de la colonne d'absorption.

D'après le design, la concentration en NO_x à la sortie de la colonne doit être 1600 ppm. Ces gaz sont ensuite appelés à être réduits, par NH_3 en présence d'un catalyseur à base de pentoxyde de vanadium, jusqu'à une teneur de 200 ppm (norme admise). Cependant, l'analyse des feuilles de marche, disponibles au niveau de l'unité, fait ressortir une teneur en NO_x moyenne de 2674 ppm à la sortie de la colonne d'absorption.

Il est par conséquent évident que le réacteur de réduction ne peut assurer convenablement cette tâche, compte tenue de la quantité de NO_x admise à l'entrée. Au lieu d'avoir une concentration de 200 ppm à la sortie du réacteur de réduction, la concentration moyenne rejetée est de 355 ppm.

Il est clair que le problème se situe déjà au niveau de la colonne d'absorption. Est-elle sous dimensionnée ? Les paramètres de marche (charge, température, pression) ne sont-ils pas respectés ? La démarche à adapter s'articulera autour de ces questions.



*Chapitre IV : Bilan
matière globale de
l'unité d'acide nitrique*

Chapitre IV Bilan matière globale de l'unité d'acide nitrique

IV-1. Bilan matière :

Afin d'accéder aux différentes concentrations en NO_x au niveau des différentes sections, un bilan de matière est nécessaire. Toutes les données opératoires de ce bilan sont prises directement de la feuille de marche.

IV-1-1. Section de conversion :

Données opératoires :

Débit d'air primaire.....	56959 Nm^3/h
Température d'air à l'aspiration.....	25°C
Tension de vapeur d'eau à 25°C.....	23,77 mm hg
Débit d'ammoniac.....	6310 Nm^3/h
Température de conversion.....	880°C
Taux de conversion.....	$\alpha_1=96\%$, $\alpha_2=4\%$
Taux d'oxydation de NO en NO_2	$\alpha_3=45\%$

IV-1-1-1. Gaz entrant dans le convertisseur :

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

Le débit d'eau est calculé d'après l'équation suivante :

$$\Psi_M = \frac{n_{\text{H}_2\text{O}}}{n_{\text{air sec}}} = \frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{air sec}}} = \frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_t - P_{\text{H}_2\text{O}}}$$

AN :

$$\Psi_M = \frac{23,77}{760 - 23,77} = 0,032$$

$$\Psi_M = 0,032 \text{ Kmoles d'H}_2\text{O/Kmoles d'air sec}$$

Et on a :

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\Psi_M * \frac{G_{\text{air}}}{22,4}}{(1 + \Psi_M)}$$

AN :

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{0,032 * \frac{56959}{22,4}}{(1 + 0,032)} = 78,84$$

$$G_{H_2O} = 78,84 \text{ Kmoles/h}$$

$$\implies G_{H_2O} = 78,84 * 18 = 1419,12 \text{ Kg/h}$$

$$G_{H_2O} = 1419,12 \text{ Kg/h}$$

b. Débit d'air sec :

Le débit d'air sec est la différence entre le débit d'air primaire et le débit d'eau contenu dans l'air primaire.

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

$$\blacksquare G_{\text{air}} = ?$$

$$\Psi_A = \frac{G_{H_2O}}{G_{\text{air sec}}}$$

$$\left. \begin{array}{l} G_{H_2O} = \Psi_A * G_{\text{air sec}} \\ G_{\text{air sec}} = G_{\text{air}} - G_{H_2O} \end{array} \right\} \implies G_{H_2O} = \frac{\Psi_A * G_{\text{air}}}{(1 + \Psi_A)}$$

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

$$\blacksquare \Psi_A = ?$$

On a :

$$\Psi_A = \frac{G_{H_2O}}{G_{\text{air sec}}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{\text{air sec}}} = \frac{M_{H_2O}}{M_{\text{air sec}}}$$

Donc :

$$\Psi_A = \Psi_M * \frac{M_{H_2O}}{M_{\text{air sec}}}$$

AN :

$$\Psi_A = 0,032 * \frac{18}{19} = 0,0198$$

$$\Psi_A = 0,0198 \text{ Kg} * \frac{\text{d'H}_2\text{O}}{\text{Kg}} * \text{d'air sec}$$

$$\blacksquare G_{\text{air}} = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}} * (1 + \Psi_A)}{\Psi_A}$$

AN :

$$G_{\text{air}} = \frac{1419,12 * (1 + 0,0198)}{0,0198} = 73091,84$$

$$G_{\text{air}} = 73091,84 \text{ Kg/h}$$

$$\blacksquare G_{\text{air sec}} = G_{\text{air}} - G_{\text{H}_2\text{O}}$$

On a :

AN :

$$G_{\text{air sec}} = 73091,84 - 1419,12 = 71642,82$$

$$G_{\text{air sec}} = 71642,82 \text{ Kg/h}$$

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

c. Débit d'oxygène :

$$G_{\text{O}_2} = G_{\text{air sec}} * 0,21$$

AN :

$$G_{\text{O}_2} = 71642,82 * 0,21 = 15044,99$$

$$G_{\text{O}_2} = 15044,99 \text{ Kg/h}$$

d. Débit d'azote :

$$G_{\text{N}_2} = G_{\text{air sec}} * 0,78$$

AN :

$$G_{\text{N}_2} = 71642,82 * 0,78 = 55881,39$$

$$G_{N_2} = 55881,39 \text{ Kg/h}$$

Le gaz entrant dans le convertisseur est composé d'air (O_2 , N_2 , Humidité) et d'ammoniac, ce dernier (NH_3) et directement introduit au niveau du mélangeur (Air/ NH_3) avec un débit de 4098,21 Kg/h.

Donc :

$$G_{NH_3} = 4098,21/17 = 241,07 \text{ Kmoles/h}$$

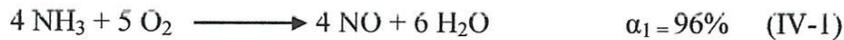
$$G_{NH_3} = 241,07 \text{ Kmoles/h}$$

Tableau IV.4 : Composition des gaz entrant dans le convertisseur

Constituants	Débit massique Kg/h	% Massique	Débit molaire Kmoles/h	% Molaire
O_2	15044,99	19,68	470,15	16,87
N_2	55881,39	73,10	1995,76	71,63
H_2O	1419,12	1,85	78,84	2,83
NH_3	4098,21	5,37	241,07	8,67
Total	76443,71	100	2785,82	100

IV-1-1-2. Gaz sortant du convertisseur :

La conversion de l'ammoniac se fait par les réactions (IV-1) et (IV-2) suivantes :



a. Quantité de NO formée lors de la réaction (IV-1) :

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

AN :

$$G_{NO} = 241,07 * 0,96 = 231,43$$

$$G_{NO} = 231,43 \text{ Kmoles/h}$$

b. 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 (IV-1) :

$$G_{O_2}^{(1)} = 5/4 * G_{NH_3} * \alpha_1$$

AN :

$$G_{O_2}^{(1)} = 5/4 * 241,07 * 0,96 = 289,28$$

$$G_{O_2}^{(1)} = 289,28 \text{ Kmoles/h}$$

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

$$G_{O_2}^{(2)} = 3/4 * G_{NH_3} * \alpha_2$$

AN :

$$G_{O_2}^{(2)} = 3/4 * 241,07 * 0,04 = 7,23$$

$$G_{O_2}^{(2)} = 7,23 \text{ Kmoles/h}$$

- Quantité total d'oxygène consommée :

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

AN :

$$G_{O_2}^{(T)} = 289,28 + 7,23 = 296,51$$

$$G_{O_2}^{(T)} = 296,51 \text{ Kmoles/h}$$

- Quantité d'oxygène sortie de la conversion :

On a :

$$G_{O_2}^{(S)} = G_{O_2}^{(i)} - G_{O_2}^{(T)} \quad \Longrightarrow \quad G_{O_2}^{(S)} = G_{O_2}^{(i)} - (G_{O_2}^{(1)} + G_{O_2}^{(2)})$$

$$G_{O_2}^{(S)} = 470,15 - (289,28 + 7,23) = 173,64$$

$$G_{O_2}^{(S)} = 173,64 \text{ Kmoles/h}$$

c. Quantité de vapeur sortie de la conversion :

$$G_{H_2O}^{(S)} = G_{H_2O}^{(i)} + (G_{H_2O}^{(1)} + G_{H_2O}^{(2)})$$

Donc :

$$G_{H_2O}^{(S)} = G_{H_2O}^{(i)} + 6/4 * G_{NH_3} * \alpha_1 + 6/4 * G_{NH_3} * \alpha_2$$

$$\implies G_{H_2O}^{(S)} = G_{H_2O}^{(i)} + 6/4 * G_{NH_3}$$

AN :

$$G_{H_2O}^{(S)} = 78,84 + 6/4 * 241,07 = 439,99$$

$$G_{H_2O}^{(S)} = 439,99 \text{ Kmoles/h}$$

d. Quantité de N₂ sortie convertisseur :

$$G_{N_2}^{(S)} = G_{N_2}^{(i)} + G_{N_2}^{(2)}$$

Donc :

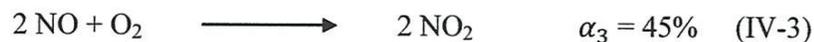
$$G_{N_2}^{(S)} = G_{N_2}^{(i)} + 2/4 * G_{NH_3} * \alpha_2$$

AN :

$$G_{N_2}^{(S)} = 1995,75 + 1/2 * 241,07 * 0,04 = 2000,57$$

$$G_{N_2}^{(S)} = 2000,57 \text{ Kmoles/h}$$

A la sortie de l'échangeur gaz nitreux/gaz de queue, on a une réaction d'oxydation de NO en NO₂ selon la réaction (IV-3) :



1. Quantité de NO₂ produite :

$$G_{\text{NO}_2} = G_{\text{NO}} * \alpha_2$$

AN :

$$G_{\text{NO}_2} = 231,43 * 0,45 = 104,14 \text{ Kmoles/h}$$

$$G_{\text{NO}_2} = 104,14 \text{ Kmoles/h}$$

2. Quantité de NO sortie chaudière de récupération :

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = G_{\text{NO}} - G_{\text{NO}}^{(3)}$$

Donc :

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = G_{\text{NO}}(1 - \alpha_1)$$

AN :

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = 231,4(1 - 0,45) = 127,29$$

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = 127,29 \text{ Kmoles/h}$$

3. Quantité d'oxygène sortie chaudière de récupération :

$$G_{\text{O}_2}^{(S')} = G_{\text{O}_2}^{(S)} - G_{\text{O}_2}^{(C)}$$

Donc :

$$G_{\text{O}_2}^{(S')} = G_{\text{O}_2}^{(S)} - 1/2 * G_{\text{NO}} * \alpha_3$$

AN :

$$G_{\text{O}_2}^{(S')} = 173,64 - 1/2 * 231,43 * 0,45 = 121,6$$

$$G_{\text{O}_2}^{(S')} = 121,6 \text{ Kmoles/h}$$

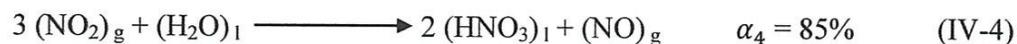
Donc à la sortie du convertisseur, le gaz sera composé comme suit :

Tableau IV.5 : composition du gaz de la chaudière de récupération et du gaz entrant au refroidisseur

Constituants	Débit massique Kg/h	% Massique	Débit molaire Kmoles/h	% Massique
O ₂	3891,2	5,09	121,6	4,35
N ₂	56015,96	73,28	2000,57	71,61
H ₂ O	7919,82	10,36	439,99	15,74
NO	3818,7	4,99	127,29	4,55
NO ₂	4790,44	6,28	104,14	3,75
Total	76436,12	100	2793,59	100

IV-1-2. Section de refroidissement des gaz nitreux :

Les gaz nitreux quittent la chaudière de récupération à une température de 210°C arrivent au refroidisseur qui les ramène à 55°C. Le refroidisseur (NE2048) a pour but de condenser la vapeur d'eau en présence des NO₂ formés pour produire un acide faible. Le taux de condensation atteint 97%, une production d'acide faible de 35% à 37% est assurée suite à la réaction :



Et puisque la réaction d'oxydation de NO en NO₂ est favorisée par la basse température, donc cette réaction se poursuit dans le refroidisseur selon la réaction :



Cette réaction se fait à 47% à ce niveau.

a. Quantité de NO₂ formée lors de la réaction (IV-5) :

$$G'_{\text{NO}_2} = G_{\text{NO}}^{(S)} * \alpha_5$$

AN :

$$G'_{\text{NO}_2} = 127,29 * 0,47 = 59,83$$

$$G'_{\text{NO}_2} = 59,83 \text{ Kmoles/h}$$

b. Quantité d'acide formée dans le refroidisseur :

Le taux de formation de d'acide est 85% :

$$G_{\text{HNO}_3} = 2/3 * G_{\text{NO}_2} * \alpha_4$$

AN :

$$G_{\text{HNO}_3} = 2/3 * 104,14 * 0,85 = 59,01$$

$$G_{\text{HNO}_3} = 59,01 \text{ Kmoles/h}$$

c. Quantité de NO_2 qui sort du refroidisseur :

$$G_{\text{NO}_2}^{(S)} = G'_{\text{NO}_2} + G_{\text{NO}_2}^{(R)}$$

Avec :

$$G_{\text{NO}_2}^{(S)} = G'_{\text{NO}_2} + G_{\text{NO}_2}(1 - \alpha_4)$$

AN :

$$G_{\text{NO}_2}^{(S)} = 59,83 + 104,14 * (1 - 0,85) = 75,45$$

$$G_{\text{NO}_2}^{(S)} = 75,45 \text{ Kmoles/h}$$

d. Quantité de NO qui sort de refroidisseur :

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = G'_{\text{NO}} + G_{\text{NO}}^{(R)}$$

$$G_{\text{NO}}^{(R)} = ?$$

D'après la réaction (IV-5) on a :

$$G_{\text{NO}}^{(R)} = G_{\text{NO}}^{(S)}(1 - \alpha_5)$$

AN :

$$G_{\text{NO}}^{(R)} = 127,29(1 - 0,47) = 67,46$$

$$G_{\text{NO}}^{(R)} = 67,46 \text{ Kmoles/h}$$

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

D'après la réaction (IV-4) on a :

$$G'_{\text{NO}} = 1/3 G_{\text{NO}_2} * \alpha_4$$

AN :

$$G'_{\text{NO}} = 1/3 * 104,14 * 0,85 = 29,51$$

$$G'_{\text{NO}} = 29,51 \text{ Kmoles/h}$$

Donc :

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = G'_{\text{NO}} + G_{\text{NO}}^{(R)}$$

AN :

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = 29,51 + 67,46 = 96,97$$

$$G_{\text{NO}}^{(S)} = 96,97 \text{ Kmoles/h}$$

e. Quantité d'oxygène O_2 qui sort de refroidisseur :

$$G_{\text{O}_2}^{(S)} = G_{\text{O}_2}^{(S')} - G_{\text{O}_2}^{(C')}$$

$$G_{\text{O}_2}^{(C')} = ?$$

$$G_{\text{O}_2}^{(C')} = 1/2 G_{\text{NO}}^{(S)} * \alpha_5$$

D'après la réaction (IV-5) on a :

AN :

$$G_{\text{O}_2}^{(C')} = 1/2 * 127,29 * 0,47 = 29,91$$

$$G_{\text{O}_2}^{(C')} = 29,91 \text{ Kmoles/h}$$

Donc :

$$G_{\text{O}_2}^{(S)} = G_{\text{O}_2}^{(S')} - G_{\text{O}_2}^{(C')}$$

AN :

$$G_{\text{O}_2}^{(S)} = 121,6 - 29,91 = 91,69$$

$$G_{O_2}^{(S)} = 91,69 \text{ Kmoles/h}$$

f. Quantité de vapeur d'eau qui sort du refroidisseur (non condensée) :

La condensation de vapeur d'eau dans le refroidisseur de gaz se fait à 97%.

$$G_{H_2O}^{(S')} = G_{H_2O}^{(S)} (1 - 0,97)$$

AN :

$$G_{H_2O}^{(S')} = 439,99(1-0,97) = 13,19$$

$$G_{H_2O}^{(S')} = 13,19 \text{ Kmoles/h}$$

g. Quantité d'eau dépensé pour la formation de l'acide faible :

D'après la réaction (IV-4) on a :

$$G_{H_2O}^{(4)} = 1/3 * G_{NO_2} * \alpha_4$$

AN :

$$G_{H_2O}^{(4)} = 1/3 * 104,14 * 0,85 = 29,51$$

$$G_{H_2O}^{(4)} = 29,51 \text{ Kmoles/h}$$

h. Quantité de vapeur d'eau condensée :

$$G_{H_2O}^{(cond)} = G_{H_2O}^{(S)} * \alpha_{cond}$$

AN :

$$G_{H_2O}^{(cond)} = 439,99 * 0,97 = 426,79$$

$$G_{H_2O}^{(cond)} = 426,79 \text{ Kmoles/h}$$

i. 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 :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(D)} = 439,99 - 13,19 - 29,51 = 397,29$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(D)} = 397,29 \text{ Kmoles/h}$$

j. Concentration de l'acide formé dans le refroidisseur :C_{HNO₃} : La concentration de l'acide formé dans le refroidisseur

$$C_{\text{HNO}_3} = \frac{G_{\text{HNO}_3} * M_{\text{HNO}_3} * 100}{(G_{\text{HNO}_3} * M_{\text{HNO}_3}) + (G_{\text{H}_2\text{O}}^{(D)} * M_{\text{H}_2\text{O}})}$$

AN :

$$C_{\text{HNO}_3} = \frac{59,01 * 63 * 100}{(59,01 * 63) + (397,29 * 18)} = 34,20\%$$

$$C_{\text{HNO}_3} = 34,20\%$$

Tableau IV.6 : Composition de condensat

Constituants	Débit massique kg/h	% Massique	Débit molaire kmoles/h	% Molaire
H ₂ O	7151,22	65,80	397,29	87,06
HNO ₃	3717,63	34,20	59,01	12,94
Total	10868,85	100	456,3	100

Tableau IV.7 : Composition du mélange gazeux sortant du condenseur

Constituants	Débit massique Kg/h	% Massique	Débit molaire Kmoles/h	% Massique
O ₂	2934,08	4,47	91,69	4,02
N ₂	56015,96	85,43	2000,57	87,82
H ₂ O	237,42	0,36	13,19	0,57
NO	2909,1	4,43	96,97	4,25
NO ₂	3470,7	5,31	75,45	3,34
Total	65567,26	100	2277,87	100

IV-1-3. 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 :



Cette réaction se fait à 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-1-3-1. Quantité d'oxygène dans l'air secondaire :

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

$$G_{\text{O}_2}^{(13\%)} = \frac{G_{\text{O}_2}^{(87\%)} * 13}{87}$$

AN :

$$G_{\text{O}_2}^{(13\%)} = \frac{15044,99 * 13}{87} = 2248,10$$

$$G_{\text{O}_2}^{(13\%)} = 2248,10 \text{ Kg/h}$$

IV-1-3-2. Quantité de N2 dans l'air secondaire :

$$G_{\text{N}_2}^{(13\%)} = \frac{G_{\text{N}_2}^{(87\%)} * 13}{87}$$

AN :

$$G_{\text{N}_2}^{(13\%)} = \frac{55881,39 * 13}{87} = 8350,09$$

$$G_{\text{N}_2}^{(13\%)} = 8350,09 \text{ Kg/h}$$

IV-1-3-3. Quantité de vapeur d'eau contenue dans l'air secondaire :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(13\%)} = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}^{(87\%)} * 13}{87}$$

AN :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(13\%)} = \frac{1419,12 * 13}{87} = 212,05$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(13\%)} = 212,05 \text{ Kg/h}$$

IV-1-3-4. 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 blanchement (air secondaire).

a. Débit total d'oxygène entrant dans la zone d'oxydation :

$$G_{\text{O}_2}^{(\text{T})} = G_{\text{O}_2}^{13\%} + G_{\text{O}_2}^{(\text{S})}$$

AN :

$$G_{\text{O}_2}^{(\text{T})} = 2248,10 + 2934,08 = 5182,18$$

$$G_{\text{O}_2}^{(\text{T})} = 5182,18 \text{ Kg/h}$$

b. Débit total d'azote entrant dans la zone d'oxydation :

$$G_{\text{N}_2}^{(\text{T})} = G_{\text{N}_2}^{13\%} + G_{\text{N}_2}^{(\text{S})}$$

AN :

$$G_{\text{N}_2}^{(\text{T})} = 8350,09 + 560615,96 = 64366,05$$

$$G_{\text{N}_2}^{(\text{T})} = 64366,05 \text{ Kg/h}$$

c. Débit total de vapeur d'eau entrant dans la zone d'oxydation :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(\text{T})} = G_{\text{H}_2\text{O}}^{13\%} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{(\text{S})}$$

AN :

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(\text{T})} = 212,05 + 237,42 = 449,47$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(T)} = 449,47 \text{ Kg/h}$$

Tableau IV.8 : Composition des gaz dans l'air secondaire

Constituants	Débit massique Kg/h	% Massique	Débit molaire Kmoles/h	% Molaire
O ₂	2248,10	20,79	70,25	18,47
N ₂	8350,09	77,24	298,21	78,42
H ₂ O	212,05	1,97	11,78	3,11
Total	10810,24	100	380,24	100

Tableau IV.9 : Composition des gaz entrant dans la zone d'oxydation

Constituants	Débit massique Kg/h	% Massique	Débit molaire Kmoles/h	% Molaire
O ₂	5182,18	6,78	161,94	6,09
N ₂	64366,05	84,27	2298,78	86,48
H ₂ O	449,47	0,58	24,97	0,93
NO	2909,1	3,80	96,97	3,64
NO ₂	3470,7	4,57	75,45	2,86
Total	76377,5	100	2658,11	100

IV-1-3-5. Quantité de NO₂ formée lors de la réaction d'oxydation (IV-6) :

X = 98% l'avancement de la réaction d'oxydation (IV-6)



$$G'_{\text{NO}_2} = G_{\text{NO}}^{(S)} * X$$

AN :

$$G'_{\text{NO}_2} = 96,97 * 0,98 = 95,03$$

$$G'_{\text{NO}_2} = 95,03 \text{ Kmoles/h}$$

IV-1-3-6. Quantité de NO₂ qui sort de la zone d'oxydation :

$$G_{\text{NO}_2}^{(S')} = G'_{\text{NO}_2} + G_{\text{NO}_2}^{(S)}$$

AN :

$$G_{\text{NO}_2}^{(S')} = 95,03 + 75,45 = 170,48$$

$$G_{\text{NO}_2}^{(S')} = 170,48 \text{ Kmoles/h}$$

IV-1-3-7. Quantité de monoxyde d'azote NO qui sort de la zone d'oxydation :

$$G_{\text{NO}}^{(S')} = G_{\text{NO}}^{(S)} + G'_{\text{NO}_2} \quad \longrightarrow \quad G_{\text{NO}}^{(S')} = G_{\text{NO}}^{(S)}(1 - 0,98)$$

AN :

$$G_{\text{NO}}^{(S')} = 96,97 - 95,03 = 1,94$$

$$G_{\text{NO}}^{(S')} = 1,94 \text{ Kmoles/h}$$

IV-1-3-8. Quantité d'O₂ qui sort de la zone d'oxydation :

$$G_{\text{O}_2}^{(S)} = G_{\text{O}_2} - G_{\text{O}_2}^{(R)}$$

AN :

$$G_{\text{O}_2}^{(S)} = 161,94 - \frac{1}{2} * 96,97 * 0,98 = 114,43$$

$$G_{\text{O}_2}^{(S)} = 114,43 \text{ kmoles/h}$$

IV-1-4. Gaz sortant de la zone d'oxydation et entrant dans la zone d'absorption :

Tableau IV.10 : Composition des gaz sortant de la zone d'oxydation et entrant dans la zone d'absorption

Constituants	Débit massique Kg/h	% Massique	Débit molaire Kmoles/h	% Molaire
O ₂	3661,76	4,79	114,43	4,38
N ₂	64366,05	84,27	2298,78	88,05
H ₂ O	449,47	0,58	24,97	0,95
NO	58,2	0,10	1,94	0,09
NO ₂	7842,08	10,26	170,48	6,53
Total	76377,56	100	2610,6	100

IV-1-4-1. Zone d'absorption :

Le dioxyde d'azote NO₂ sortant de la zone d'oxydation sera absorbé en contact avec l'eau de procédé à contre-courant sur les plateaux de la colonne d'absorption, d'où la production de l'acide nitrique HNO₃.

Les débits réels utilisés et produits dans cette zone sont :

- Débit d'eau de procédé : $G_{H_2O}^{(E)} = 20382,93 \text{ Kg/h}$,
- Débit d'acide dilué à 34,20% : $G_{HNO_3}^{34,20\%} = (7151,22 + 3717,63) = 10868,85 \text{ Kg/h}$,
- Débit d'acide produit à 57% : $G_{HNO_3}^{57\%} = 27651,63 \text{ Kg/h}$,
- Débit des gaz totaux entrant dans la zone d'absorption : $G_{gaz}^{(E)} = 76377,56 \text{ Kg/h}$.

IV-1-4-2. Bilan matière global de la zone d'absorption :

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

(Gaz nitreux) + (HNO₃ à 34,71%) + (eau de procédé) = (Gaz de queue) + (HNO₃ à 57%)

$$G_{gaz}^{(E)} + G_{HNO_3}^{34,20\%} + G_{H_2O}^{(E)} = G_{gaz}^{(S)} + G_{HNO_3}^{57\%}$$

a. Débit de gaz de queue (sortant) :

$$G_{gaz}^{(S)} = G_{HNO_3}^{34,20\%} + G_{H_2O}^{(E)} + G_{gaz}^{(E)} - G_{HNO_3}^{57\%}$$

AN :

$$G_{gaz}^{(S)} = 20382,93 + 10868,85 + 76377,56 - 27651,63 = 79977,71$$

$$G_{gaz}^{(S)} = 79977,71 \text{ Kg/h}$$

Le gaz de queue sortant de la colonne est composé de (O₂, N₂, H₂O, NOX (NO, NO₂)).

- L'azote et vapeur d'eau ne réagissent pas dans la colonne, leurs débits restent constants,
- 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 $M = 28,76 \text{ g/mol}$.

b. Débit d'oxygène sortant de la colonne :

$$Q_{O_2}^{(S)} = 0,026 * Q_{gaz}^{(S)}$$

$$Q_{gaz}^{(S)} = \frac{Q_{gaz}^{(S)}}{\text{densité}}$$

AN :

$$Q_{\text{gaz}}^{(S)} = 2780,86 \text{ Kmoles/h}$$

$$\triangleright Q_{\text{gaz}}^{(S)} = 22,4 * 2780,86 = 62291,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$Q_{\text{gaz}}^{(S)} = 6229,4 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\triangleright Q_{\text{O}_2}^{(SC)} = 0,026 * 6229,4 = 1619,57 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$G_{\text{O}_2}^{(SC)} = Q_{\text{O}_2}^{(SC)} * (\text{la densité d'oxygène est de } 1,42 \text{ Kg/h})$$

AN :

$$G_{\text{O}_2}^{(SC)} = 1619,57 * 1,42 = 2299,78$$

$$G_{\text{O}_2}^{(SC)} = 2299,78 \text{ Kg/h}$$

c. Détermination de la quantité des NO_x sortant de la colonne :

$$G_{\text{NO}_x}^{(S)} = G_{\text{NO}}^{(S)} + G_{\text{NO}_2}^{(S)}$$

Nous avons :

$$G_{\text{NO}_x}^{(S)} = 2674 \text{ ppm (Fiche de contrôle)}$$

$G_{\text{NO}_x}^{(S)}$: Quantité des NO_x sortant de la colonne (avant réduction)

Teneur NO_x en Kg/h :

$$G_{\text{NO}_x}^{(S)} (\text{Kg/h}) = \frac{G_{\text{NO}_x}^{(S)} (\text{ppm}) * G_{\text{gaz}}^{(S)}}{10^6}$$

AN :

$$G_{\text{NO}_x}^{(S)} = \frac{2674 * 79977,7}{10^6} = 213,86$$

$$G_{\text{NO}_x}^{(S)} = 213,86 \text{ Kg/h}$$

IV-1-4-3. Quantité de NO₂ sortant de la colonne :**a. Quantité de NO₂ ayant réagi dans la colonne :**

On a la réaction suivante :



$$G_{\text{NO}_2}^{(\text{réagie})} = G_{\text{HNO}_3}^{(\text{prod})} * 3/2$$

$$G_{\text{HNO}_3}^{(\text{prod})} = G_{\text{HNO}_3}^{(\text{tot})} - G_{\text{HNO}_3}^{(34,20\%)}$$

$$G_{\text{HNO}_3}^{(\text{tot})} = G_{\text{HNO}_3}^{(57\%)} * 0,57 = 27651,63 * 0,57 = 15761,42$$

$$G_{\text{HNO}_3}^{(\text{tot})} = 15761,42 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{HNO}_3}^{(\text{prod})} = 15761,42 - 10868,85 = 4892,57$$

$$G_{\text{HNO}_3}^{(\text{prod})} = 4892,57 \text{ Kg/h}$$

$$\triangleright G_{\text{HNO}_3}^{(\text{prod})} = 77,65 \text{ Kmoles/h}$$

$$\triangleright G_{\text{NO}_2}^{(\text{réagie})} = 77,65 * \frac{3}{2} = 116,48 \text{ Kmoles/h}$$

b. Quantité de NO₂ non réagie :

$$G_{\text{NO}_2}^{(\text{non réagie})} = G_{\text{NO}_2}^{(\text{réagie})} * 0,02$$

AN :

$$G_{\text{NO}_2}^{(\text{non réagie})} = 116,48 * 0,02 = 2,32$$

$$G_{\text{NO}_2}^{(\text{non réagie})} = 2,32 \text{ Kmoles/h}$$

$$G_{\text{NO}_2}^{(\text{non réagie})} = 107,17 \text{ Kg/h}$$

IV-1-4-4. Quantité de NO sortie de la colonne:

$$G_{\text{NO}}^{(\text{SC})} = G_{\text{NOX}}^{(\text{SC})} - G_{\text{NO}_2}^{(\text{SC})}$$

AN :

$$G_{\text{NO}}^{(\text{SC})} = 213,86 - 107,17 = 104,69$$

$$G_{\text{NO}}^{(\text{SC})} = 106,69 \text{ Kg/h}$$

IV-2. Conclusion :

Après avoir établi le bilan matière de l'unité acide nitrique, on remarque qu'il y a une mauvaise absorption de NO_x , puisque le débit des NO_2 qui sort en tête de la colonne d'absorption (107,17 Kg/h) est très supérieur à celui fixé par le design, qui est de 29 Kg/h.

Pour cela on s'est intéressé à trouver une solution adéquate à ce problème afin de réduire la quantité des NO_x sortie colonne à une teneur égale à 1600 ppm.

Les études précédentes ont montré que le redimensionnement de la colonne d'absorption (ajouter des plateaux) n'a pas résolu le problème. Pour réaliser cette proposition il faudra augmenter la hauteur de la colonne. Même si la colonne d'absorption serait sous dimensionnée, une marche à faible cadence devrait conduire à une bonne absorption. Or, il n'a jamais été le cas, donc le problème de la mauvaise absorption s'est toujours posé.

A cet effet on va chercher la solution la plus efficace, en vérifiant les paramètres de marche (pression et température) :

- **Pression :** d'après les feuilles de marche de l'unité d'acide nitrique, la pression des constituants qui se trouvent dans la colonne est comme suit :

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 7,2 \text{ bar}$$

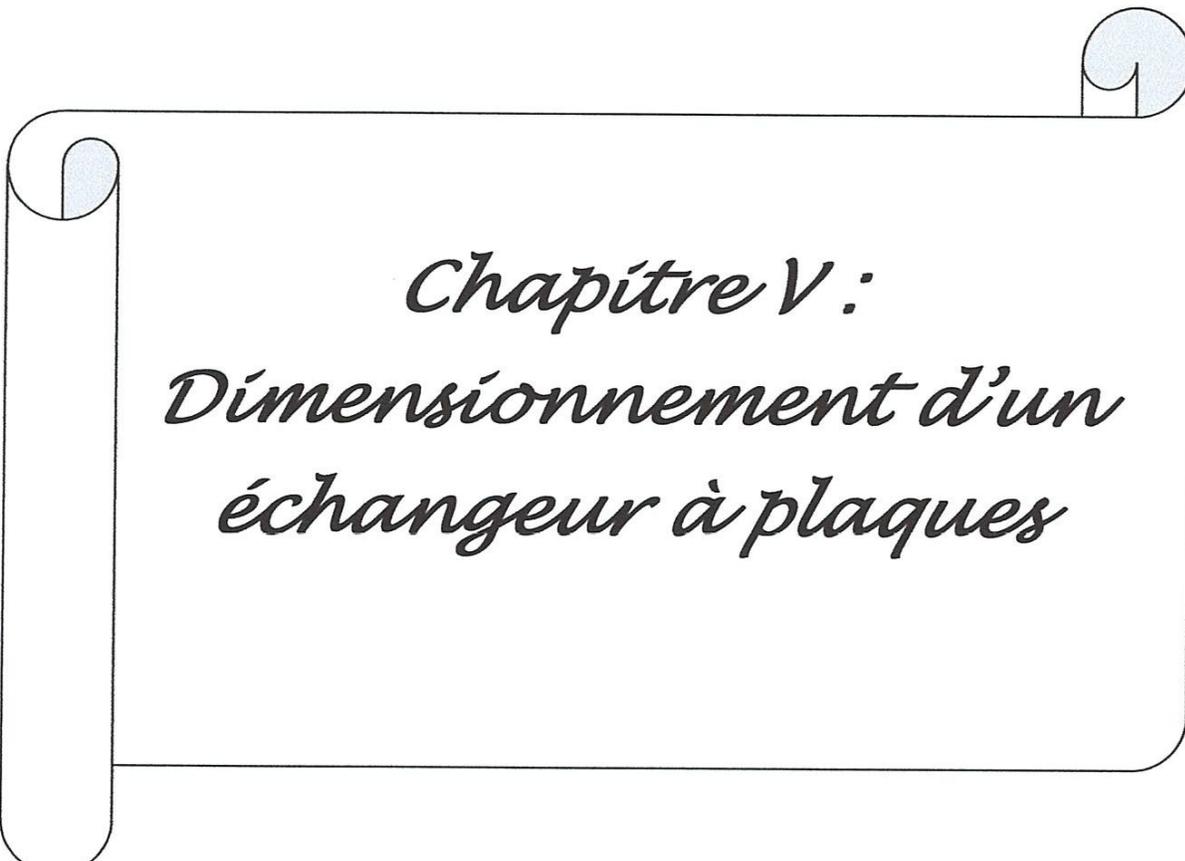
$$P_{\text{gaz}} = (6,4 \text{ à } 6,5) \text{ bar}$$

$$P_{\text{acide}} = 10 \text{ bar}$$

Ces valeurs de marche sont proches des valeurs fixées par le design.

- **Température :** l'eau nécessaire pour l'absorption des gaz et la formation de l'acide provient de la bache à eau du procédé à une température de 57°C . Cette valeur est très supérieure à celle fixée par le design (37°C). Or l'absorption des gaz est favorisée par une baisse de la température.

Donc on s'est intéressé à refroidir l'eau du procédé, pour mieux absorber les NO_x . Pour cela on va dimensionner un échangeur de chaleur afin de refroidir l'eau du procédé, avec l'eau de mer.



Chapitre V :
Dimensionnement d'un
échangeur à plaques

Chapitre V Dimensionnement d'un échangeur à plaques

V-1. Proposition et modification :

Pour refroidir l'eau de procédé qui entre en tête de la colonne d'absorption à 57°C par l'eau de mer, les échangeurs à plaques sont les outils adéquats.

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 couts d'installation,
- Un démontage propre, facile et rapide,
- De hauts niveaux de performance avec de faibles volumes de rétention,
- Un design modulaire et flexible,
- Modification simple (ajout ou retrait des plaques).

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

V-2. Méthode de dimensionnement :

On veut dimensionner un échangeur à plaque avec les données suivantes :

➤ Fluide chaud eau de procédé à 57°C :

- Masse volumique : $\rho_c = 984,66 \text{ Kg/m}^3$
- Chaleur spécifique : $C_{p_c} = 4183 \text{ J/Kg.K}$
- Viscosité dynamique : $\mu_c = 0,489 \cdot 10^{-3} \text{ Pas}$
- Conductivité thermique : $\lambda_c = 0,643 \text{ W/m.K}$
- Débit massique : $Q_c = 15936,3 \text{ Kg/h}$

➤ Fluide froid eau de mer à 30°C :

- Masse volumique : $\rho_f = 1030,100 \text{ Kg/m}^3$
- Chaleur spécifique : $C_{p_f} = 3960,2 \text{ J/Kg.K}$
- Viscosité dynamique : $\mu_f = 0,858 \cdot 10^{-3} \text{ Pas}$
- Conductivité thermique : $\lambda_f = 0,6184 \text{ W/m.K}$
- Débit massique : $Q_f = 47811,7 \text{ Kg/h}$

Fluide chaud : Eau de procédé 57°C/37°C

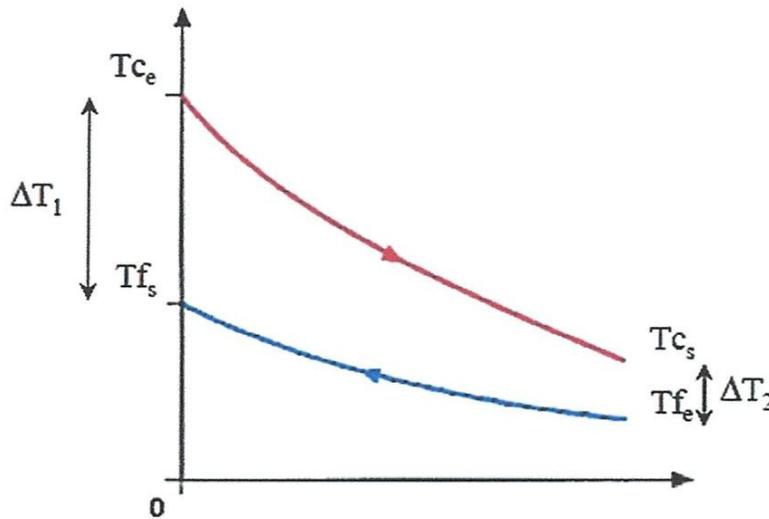
Fluide froid : Eau de mer 30°C/ ?°C

V-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 de l'échangeur est calculée à partir de l'équation suivante :

$$P = KS\Delta T_m = Q_c C_{p_c}(T_{ce} - T_{cs}) = Q_f C_{p_f}(T_{fs} - T_{fe})$$

P : La puissance d'un échangeur, K : est le coefficient de transmission thermique surfacique moyen, S : la surface d'échange et ΔT_m : représente l'écart de température moyen entre les deux fluides, Q : représente le débit massique (Kg/K) et C_p : la chaleur spécifique (J/Kg.K), les indice f et c sont relatifs aux fluides froid et chaud et les indices s et e à l'entrée et à la sortie de l'échangeur.



On a :

$$Q_c C_{p_c}(T_{ce} - T_{cs}) = Q_f C_{p_f}(T_{fs} - T_{fe})$$

$$T_{fs} = T_{fe} + \frac{Q_c C_{p_c}(T_{ce} - T_{cs})}{Q_f C_{p_f}}$$

AN :

$$T_{fs} = 30 + \frac{15936,3 \cdot 4183 \cdot (57 - 37)}{47811,7 \cdot 3960,2} = 37,04$$

$$T_{fs} = 37,04^\circ\text{C}$$

V-2-2. Calcul de DTLM :

L'écart logarithmique moyen entre les deux fluides peut s'écrire sous la forme suivante :

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

Avec :

$$\Delta T_1 = (T_{Ce} - T_{fs}) \text{ et } \Delta T_2 = (T_{Cs} - T_{fe})$$

AN :

$$\Delta T_m = \frac{(57-37,04)-(37-30)}{\ln\left(\frac{19,96}{7}\right)} = 12,46$$

$$\Delta T_m = 12,46 \text{ K}$$

V-2-3. Estimation des pertes de charge :

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

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

On va prendre « $\Delta P_2 = 100 \text{ K}_{\text{pa}}$ » coté l'eau de mer (plus grand débit) et on va estimer les pertes de charge coté eau de procédé.

V-2-3-1. Calcul des débits volumiques :**a. Débit volumique de l'eau de mer :**

$$Q_{\text{eau de mer}} = Q_f / \rho_f$$

AN :

$$Q_{\text{eau de mer}} = 47811,7 / 1025,956 = 46,60$$

$$Q_{\text{eau de mer}} = 46,60 \text{ m}^3/\text{h}$$

b. Débit volumique de l'eau de procédé :

$$Q_{\text{eau de procédé}} = Q_c / \rho_c$$

AN :

$$Q_{\text{eau de procédé}} = 15936,3 / 984,66 = 16,18$$

$$Q_{\text{eau de procédé}} = 16,18 \text{ m}^3/\text{h}$$

Donc les pertes de charge cotée eau de procédé est :

$$\Delta P_1 = 100 \left(\frac{16,18}{46,60} \right)^2$$

$$\Delta P_1 = 12,05 \text{ KPa}$$

V-2-4. Calcul des coefficients d'échange h_c et h_f :

h_c et h_f se calculent à partir de la formule suivante :

$$\frac{h}{\lambda} P_r^{-\frac{1}{3}} = 234 \left(\frac{\rho \Delta P}{\mu^2} \right)^{0,3275}$$

μ : Viscosité dynamique en cP (rappel : $1 \text{Ns/m}^2 = 10^3$ centipoise)

a) $h_c = ?$

$$\frac{h_c}{\lambda_c} P_{rc}^{-\frac{1}{3}} = 234 \left(\frac{\rho_c \Delta P_1}{\mu_c^2} \right)^{0,3275}$$

▪ Calcul de nombre de Prandtl (Pr_c) :

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

$$Pr_c = \frac{\mu_c C_{p_c}}{\lambda_c}$$

AN :

$$Pr_c = \frac{0,489 \cdot 10^{-3} \cdot 4183}{0,643} = 3,18$$

$$Pr_c = 3,18$$

$$\implies \frac{h_c}{0,643} (3,18)^{-\frac{1}{3}} = 234 \left(\frac{984,66 \cdot 12,05}{(0,489)^2} \right)^{0,3275}$$

$$h_c = 7630,82 \text{ W/m}^2\text{K}$$

b) $h_f = ?$

$$\frac{h_f}{\lambda_f} P_{rf}^{-\frac{1}{3}} = 234 \left(\frac{\rho_f \Delta P_2}{\mu_f^2} \right)^{0,3275}$$

▪ **Calcul de nombre de Prandtl (Pr_c) :**

Il se calcul sous la forme de l'équation suivante :

$$P_{rf} = \frac{\mu_f C p_f}{\lambda_f}$$

AN :

$$P_{rf} = \frac{0,858 \cdot 10^{-3} \cdot 3960,2}{0,6184} = 5,49$$

$$P_{rf} = 5,49$$

$$\implies \frac{h_f}{0,643} (5,49)^{-\frac{1}{3}} = 234 \left(\frac{1030,1 \cdot 100}{(0,858)^2} \right)^{0,3275}$$

$$h_f = 12367,12 \text{ W/m}^2\text{K}$$

V-2-5. Calcul du coefficient d'échange global (K) :

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

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

On prendra $e/\lambda = 3 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2\text{K/W}$ pour une plaque en inox (valeur moyenne).

R_{ec} et R_{ef} sont les résistances thermiques d'encrassement dont les valeurs typiques sont données dans le tableau V.1.

Tableau V.11 : Résistances d'encrassement

Fluides	Valeurs moyennes ¹ de R_e (m^2K/W)
Eau de mer $T < 50^\circ C$	10^{-4}
Eau de mer $T > 50^\circ C$	2.10^{-4}
Eau de rivière « sale »	10 à 20.10^{-4}
Eau industrielle	2.10^{-4}
Vapeur non grasses	10^{-4}
Air industriel	4.10^{-4}
Liquide réfrigérant	4 à 6.10^{-4}
Gas-oil	2.10^{-4}

¹Dans le cas d'échangeurs à plaques, les valeurs recommandées sont beaucoup plus faibles (environ 10 fois).

Donc $R_{ec} = 2.10^{-5} m^2K/W$ et $R_{ef} = 10^{-5} m^2K/W$

AN :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{7630,82} + \frac{1}{12367,12} + 3.10^{-5} + 10^{-5} + 2.10^{-5}$$

$$\implies K = 3679,17 W/m^2K$$

V-2-6. Calcul de la surface d'échange :

$$KS\Delta T_m = Q_c C_{p_c}(T_{ce} - T_{cs})$$

$$S = \frac{Q_c C_{p_c}(T_{ce} - T_{cs})}{K\Delta T_m}$$

AN :

$$S = \frac{(15936,3/3600) * 4183 * (57-30)}{3679,17 * 12,46} = 8,07$$

$$S = 8,07 m^2$$

Pour calculer le nombre des plaques, il faut ensuite déterminer le type d'échangeur correspondant à la valeur maximale de débit ($46,60 m^3/h$) et de NUT (nombre d'unité de transfert).

On a :

$$NUT = KS/C_{\min}$$

Avec :

$$C_{\min} = \text{Min} (Q_c C_{p_c}, Q_f C_f)$$

AN :

$$NUT = \frac{3679,17 * 8,07}{(15936,3/3600) * 4183} = 1,60$$

$$NUT = 1,60$$

Tableau V.12 : Caractéristiques des différents modèles d'échangeurs à plaques

Type	Diamètre raccordements (mm)	Débit maximal eau (m ³ /h)	Nombre d'unités de transfert mini/maxi	Surface d'échange d'une plaque (1 coté) (m ²)	Surface maxi de l'échangeur (m ²)
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
AK20	200	750	0,3/0,8	0,50	230
Λ15-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

D'après le tableau caractéristique des différents modèles d'échangeur à plaques, le modèle d'échangeur qui correspond est de type A20-B. Il peut ainsi convenir et comme chaque plaque fait (1,07 m²) il faut 8,07m²/1,07m² = 7,54 soit 8 plaques de surface d'échange auxquelles il faut rajouter les deux plaques terminales, donc l'échangeur est de type (A20-B/10 plaques).

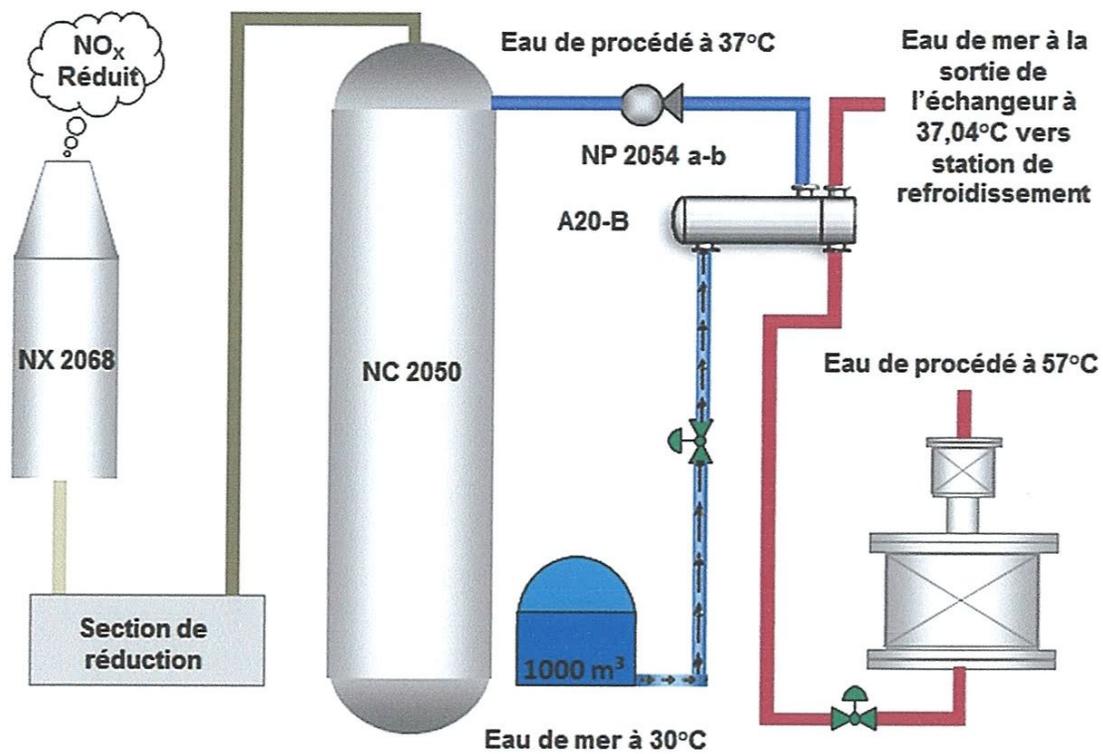
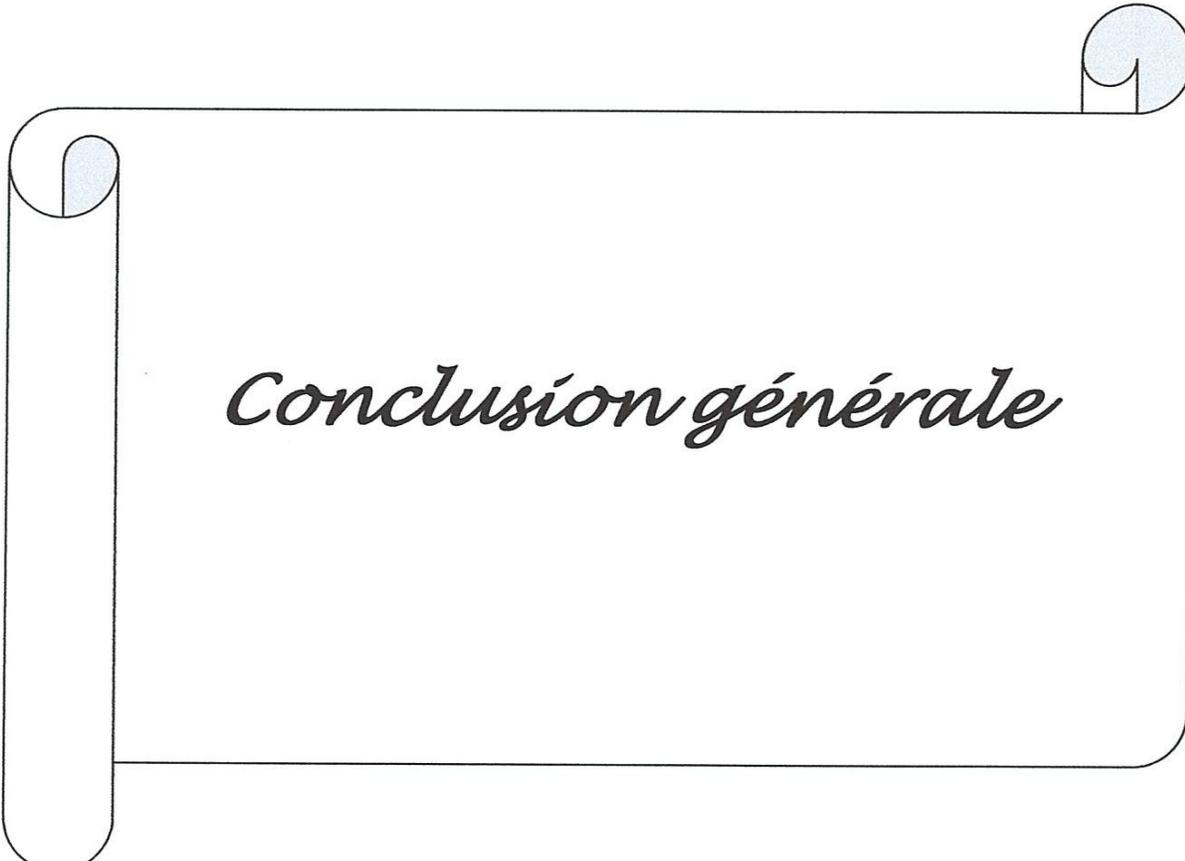


Figure V.1 : Section d'oxydation – absorption – blanchiment et réduction des gaz de queue modifié



Conclusion générale

Conclusion générale

La pollution atmosphérique par les NO_x pose un sérieux problème pour la santé de l'homme (asthme, allergie, etc.), sur les végétaux (pluies acides) et pour les animaux. Ces gaz sont envoyés dans l'atmosphère à des teneurs supérieures à la norme (200 ppm) au niveau de l'unité acide nitrique (FERTIAL). Donc pour remédier à ce problème c'est-à-dire avoir une teneur en NO_x sortie tête de la colonne de 1600 ppm, il a fallu refaire tous les bilans au niveau de chaque équipement jusqu'à la colonne; les calculs (dimensionnement d'un échangeur à plaques) ont montré qu'il faudrait un échangeur à 10 plaques.

A partir de là, j'ai proposé une solution qui consiste à installer un échangeur à plaques pour diminuer la température de l'eau du procédé et la faire passer de 57°C jusqu'à 37°C pour améliorer l'absorption des gaz nitreux au niveau de la colonne d'absorption c'est-à-dire diminuer la quantité de NO_x échappés vers l'atmosphère et augmenter le rendement de la production d'acide nitrique HNO_3 .

Il est important de souligner que cette étude a été bénéfique pour moi tant sur le plan théorique que le plan pratique.

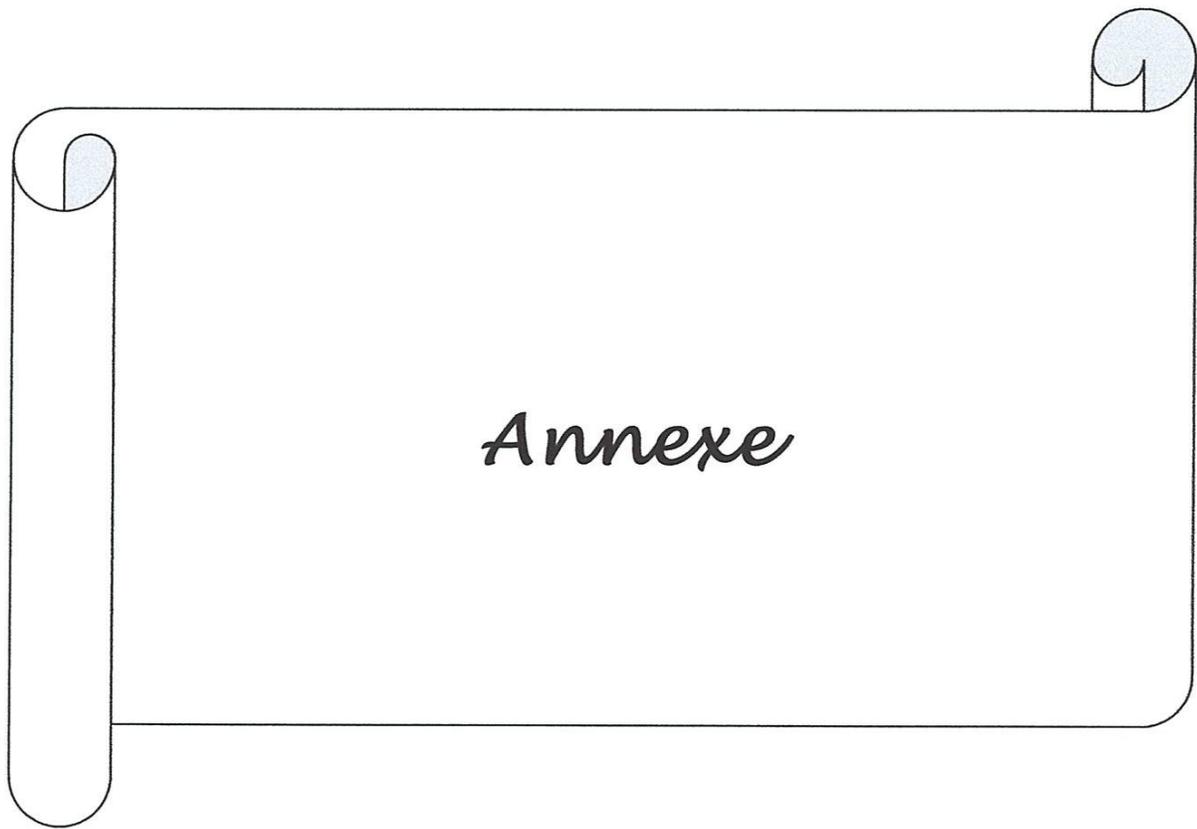
Théoriquement, cette étude m'a permis d'approfondir mes connaissances, surtout dans le domaine de la transmission de chaleur et d'absorption. Ceci a été réalisé par une recherche bibliographique approfondie qui a été riche de renseignements pour l'analyse thermique de la colonne.

Sur le plan pratique, j'ai confronté mes connaissances théoriques sur une unité de production en marche.

Et enfin, je peux dire que, vu les résultats satisfaisants trouvés, cette étude peut être exploitée comme une base de données pour l'amélioration de l'installation ainsi que pour compléter d'autres analyses dans la même installation.

Référence bibliographique

- [1] : Manuel Opération « PROCEDES STAMICARBON » de l'unité d'acide nitrique N1-N2.
- [2] : Technique de l'ingénieur « Environnement », G 1500 V2, Edition 2001.
- [3] : François Ramade « Eléments d'écologie », Edition 1982.
- [4] : J.Zeldovich. Acta physicochimica, URSS, Edition 1946.
- [5] : H.Wise, M, Frech. Journal of Chem.Phys, Edition 1952.
- [6] : F.Kaufman, J.R. Kelso. 7th Symposium on combustion, Edition 1959.
- [7] : H.K.Newhall. S.M. Chahed, 13th Symposium on combustion, Edition 1971.
- [8] : E.Freedaman, J.W. Daiber. Journal of Chem. Phys.
- [9] : Bouzizi. I. Mémoire de fin d'études. Université d'ANNABA, Institut de chimie.
- [10] : C.Roizard, G Wild, J-C. Charpentier Absorption avec réaction chimique. Les techniques de l'ingénieur, J1079.
- [11] : Technique de l'ingénieur, J2610-8. Jean-Charles CICILE.
- [12] : A.Abidi. Thèse de Magister. Université d'ANNABA, institut de chimie (1996).
- [13] : Total, « les équipements (les échangeurs de chaleur) », support de formation cours EXP-PR-EQ120 Révision 0.1.
- [14] : Hassi R'Mel, « Echangeurs de chaleur, Faisceaux et calendre », Algerian Petroleum Institute IAP spa 2009.
- [15] : M.Silini et A.Menilidjel, « Echangeurs de Chaleur », Centre des Technique Appliquées de SKIKDA 2006.
- [16] : Technique de l'ingénieur, « Description des échangeurs », B2341-2.



Annexe

*Annexe n°1 : Repère des principaux équipements de l'unité d'acide
nitrique*

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.

COLONNE :

- **NC 2050** : Colonne d'oxydation-absorption.

POMPES, COMPRESSEURS ET TURBINES :

- **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.

BACHES, CAPACITES ET SEPARATEURS :

- **NV 2016** : Bâche à huile,
-

- **NV 2053** : Bâche à eau de procédé,
- **NV 2070** : Bâche alimentaire,
- **NV 2075** : Ballon de vapeur.

FILTRES + EQUIPEMENTS SPECIAUX :

- **NF 2001 a/b** : Filtre ammoniacque 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.
-

Annexe n°2 : Tension de vapeur d'eau

Température (°C)	Pression de vapeur d'eau (mbar)
-60	0,001
-40	0,13
-20	1,03
-10	2,6
0	6,10
5	8,72
10	12,3
15	17,0
20	23,4
25	31,7
30	42,4
40	73,8
50	123
60	199
100	1013

*Annexe n°3 : Rejets atmosphériques au niveau de l'unité acide
nitrique*

Date	Rejet des NO _x avant réduction (ppm)	Rejet des NO _x après réduction (ppm)
06/03/2015	3080	410
07/03/2015	2554	350
08/03/2015	2629	372
09/03/2015	2576	340
10/03/2015	2811	353
11/03/2015	2656	343
12/03/2015	2636	374
13/03/2015	2797	368
14/03/2015	2494	332
15/03/2015	2768	350
16/02/2015	2416	312
Norme	1600	200

