

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

UNIVERSITÉ BADJI MOKHTAR - ANNABA
BADJI MOKHTAR – ANNABA UNIVERSITY



جامعة باجي مختار
عنابة

Faculté : Science de l'ingénierat
Département : Génie des procédés
Domaine : Science et technologie
Filière : Industrie pétrochimique
Spécialité : Génie pétrochimique

Mémoire

Présenté en vue de l'obtention du Diplôme de Master

Thème :

**DIMENSIONNEMENT D'UN ECHANGEUR A PLAQUE A
L'UNITE D'ACIDE NITRIQUE « FERTIAL »**

Présenté par : AMMARI Rayane
GUEDRI Abdelkarim

Encadrant : MENADJLIA Leila MAITRE DE CONFERENCES B UBM-ANNABA

Jury de Soutenance :

ZABAT NACERA	PROFESSEUR	UBM-ANNABA	Président
MENADJLIA LEILA	MAITRE DE CONFERENCES B	UBM-ANNABA	Encadrant
GHODBANE ILHEM	MAITRE DE CONFERENCES B	UBM-ANNABA	Examineur

Année Universitaire : 2020/2021

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à ceux qui sont la source de mon inspiration et mon courage.

A ma très chère mère, pour tous ses sacrifices, son amour, sa tendresse, son soutien et ses prières tout au long de mes études, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie, puisse Dieu, tout puissant vous combler de santé, de bonheur et vous procurer une longue vie.

A mon très cher père, pour ses encouragements, son soutien, et surtout pour son sacrifice afin que rien n'entrave le déroulement de mes études, j'implore Dieu, tout puissant, de vous accorder une bonne santé, une longue vie et beaucoup de bonheur.

A mes chers frères 'ISHAK' et 'SELOUMA' pour leurs encouragements permanents, et leur soutien moral, que Dieu vous protège, vous accorde santé, succès et plein de bonheur dans votre vie.

A ma chère grand-mère 'Meriem', la personne la plus affectueuse dans ce monde, qui a toujours souhaité que je réussisse dans mes études, c'est vrai qu'elle n'est pas avec nous mais, elle reste toujours présente dans nos cœurs (رحمك الله)

Ammari Rayane

Dédicaces

Avec l'aide d'Allah le tout puissant qui m'a éclairé les chemins du savoir, nous avons pu réaliser ce modeste travail que je dédie

A Mes très chers parents, avec tout mon amour, ma tendresse et mon estime, je n'arriverai jamais à leurs rendre ce qu'ils ont fait pour moi. Que Dieu vous protège.

A ma sœur et mon frère pour leur soutien et leur amour que dieu les protèges.

Et aussi a tous mes oncles et tantes pour leurs conseils et d'avoir toujours été présents à chaque minute pour moi.

A toutes mes amies pour leurs encouragements et aussi a toute la famille Guedri et Kherfi.

Je dédie ce travail aussi à la mémoire de mon grand-père et de ma grand-mère.

Guedri Abdelkarim

Remerciement

Nous remercions tout d'abord Dieu pour ses bienfaits inestimables, de m'avoir illuminé le chemin vers le savoir et la science et de m'avoir permis de terminer mes études ainsi que ce projet dans de bonnes conditions.

Nous remercions très vivement mon encadreur Dr. Menadjlia Leila. Je vous exprime mes vives reconnaissances et immense gratitude pour vos conseils précieux et clairs lors de l'élaboration de ce travail. J'admire sincèrement votre dévouement et votre sens de la recherche.

Nous voudrions aussi exprimer nos remerciements à nos professeurs du département de génie des procédés qui ont contribué à notre formation et spécialement, Mr. Lachger Mohamed Saddek.

Nos profonds remerciements et nos gratitudes vont aussi aux membres du jury, pour leur accord de juger notre travail.

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

Nos derniers remerciements, vont aux tous qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail

Résumé

L'acide nitrique est fabriqué à partir un lavage de dioxyde d'azote par l'eau, il existe plusieurs paramètres qui influent sur l'absorption de dioxyde d'azote, parmi ces paramètres la température du solvant, si cette température est supérieure à celle du design c.-à-d. elle causera une mauvaise absorption.

Dans ce travail nous allons dimensionner un échangeur à plaques et joints pour abaisser la température du solvant afin d'améliorer l'absorption et limiter les émissions de NO₂ dans l'environnement.

Mots clés : acide nitrique, échangeur de chaleur, dimensionnement.

Abstract

Nitric acid is made from a washing of nitrogen dioxide by water, there are several parameters influencing the absorption of NO₂, among these parameters the temperature of the solvent, if this temperature is higher than that of the design it will cause poor absorption.

In this work we will size a plate and gasket heat exchanger to lower the temperature of the solvent in order to improve absorption and limit NO₂ emissions to the environment.

Keywords: nitric acid, heat exchanger, sizing.

ملخص

يصنع حمض النيتريك من غسل ثاني أكسيد النيتروجين بالماء، وهناك العديد من العوامل التي تؤثر على امتصاص ثاني أكسيد النيتروجين، ومن بين هذه العوامل درجة حرارة المذيب، إذا كانت درجة الحرارة أعلى من درجة حرارة التصميم، فسوف يتسبب ذلك في امتصاص سيئ.

في هذا العمل، سنقوم بتغيير حجم المبادل الحراري للوحة والحشية لخفض درجة حرارة المذيب من أجل تحسين الامتصاص والحد من انبعاثات أكسيد النيتروجين في البيئة.
الكلمات المفتاحية: حامض النيتريك، مبادل حراري، تحجيم.

Liste des tableaux

Tableau I-1 : production des différents produits fabriqués	7
Tableau I-2 : : Caractéristique de catalyseur Pt – Rh.	11
Tableau II-1: Comparaison entre un échangeur à plaques et un échangeur tubulaire [9] :	39
Tableau III-1 : Données opératoires donné par la feuille de marche :	54
Tableau.III-2 : composition des gaz entrant dans le convertisseur	57
Tableau III-3 : composition du gaz sortant de la chaudière de récupération	60
Tableau III-4 : Composition du condensat	64
Tableau III-5 : Composition du mélange gazeux sortant du condenseur	64
Tableau III-6 : Composition des gaz dans l’air secondaire	67
Tableau III-7 : Composition des gaz entrant dans la zone d’oxydation	67
Tableau III-8 : Composition des gaz sortant de la zone d’oxydation.....	68
Tableau III-9 : Composition des gaz sortants de la colonne d’absorption	73
Tableau IV-1 : les différents échangeurs d'Alpha Laval	83
Tableau IV-2 :: Valeurs des C_p des gaz entrant dans la colonne à une température de 328 K.....	86
Tableau IV-3 : Différence entre les enthalpies à 40°C et 29°C	88

Liste des figures

Figure I-1 : Situation géographique de l'entreprise (Fertial-Annaba).....	4
Figure I-2 : Schéma du procédé de fabrication d'acide nitrique	9
Figure I-3 : Le réacteur de conversion.....	12
Figure I-4 : Groupe de génération de vapeur	15
Figure II-1 : Schéma du transfert de chaleur par conduction.....	22
Figure II-2 : Schéma du transfert de chaleur convectif	23
Figure II-3 : Schéma du transfert de chaleur radiatif	24
Figure II-4 : Schéma de principe d'un échangeur tubulaire	29
Figure II-5 : Schéma d'un échangeur à plaques.....	31
Figure II-6 : Une plaque d'un échangeur.....	31
Figure II-7 : Principe de fonctionnement d'un échangeur à plaques	32
Figure II-8 : Echangeur à plaques brasées (document ALFA LAVAL).	33
Figure II-9 : Schéma d'un échangeur à bloc complexe.....	35
Figure II-10 : Schéma d'un échangeur à spirale	35
Figure II-11 : Colonne de Bouhy	36
Figure II-12 : Échangeur eau/air d'automobile.	37
Figure II-13 : Représente un Tour aéroréfrigérante	38
Figure II-14 : Schéma d'un échangeur thermique rotatif régénératif	39
Figure II-15 : Distribution des températures dans le cas des deux échangeurs	43
Figure III-1 : Bilan de matière global sur la zone d'absorption.....	70
Figure IV-1 : Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur	80
Figure IV-2 : Schéma du procédé modifié (ajout de l'échangeur à plaques)	84
Figure IV-3 : Bilan enthalpique de la colonne d'absorption NC2050	85

Table de matières

Introduction générale

I. Présentation de l'entreprise « FERTIAL »

I.1	Historique.....	3
I.2	Situation géographique	3
I.3	Objectifs de l'entreprise.....	4
I.4	Présentation du complexe ASMIDAL.....	5
I.4.1	FERTIAL	5
I.4.2	KIMIAL (STPP).....	6
I.4.3	SOMIAS :.....	6
I.4.4	ASFERTRADE	6
I.5	Production de l'entreprise :.....	6
I.6	Exportation.....	7
I.7	Description du procédé de fabrication d'acide nitrique	7
I.7.1	Généralités.....	7
I.7.2	Description du procédé de production d'acide nitrique :.....	8

II. Généralités sur les échangeurs de chaleur

II.1	Le transfert thermique	21
II.1.1	La conduction :.....	22
II.1.2	La convection :.....	22
II.1.3	Le rayonnement :.....	24
II.2	Définition d'un échangeur thermique :.....	24
II.3	Principal but et fonctions d'un échangeur thermique.....	25
II.4	Critères de classement des échangeurs :.....	26
II.4.1	Type de contact :.....	26

II.4.2	Classement suivant les types d'échange :	27
II.4.3	Classement suivant la disposition des écoulements :	27
II.4.4	Classement fonctionnel :	27
II.4.5	Classement suivant la compacité de l'échangeur :	28
II.4.6	Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange :	28
II.5	Différents types d'échangeurs de chaleur :	28
II.5.1	Echangeurs tubulaires :	28
II.5.2	Echangeurs à plaques :	29
II.5.3	Échangeur à bloc :	34
II.5.4	Echangeur à spirales :	35
II.5.5	Colonne de Bouhy :	35
II.5.6	Un échangeur à ailettes :	36
II.5.7	Tour aéroréfrigérante :	37
II.5.8	Échangeurs de chaleur régénératifs rotatifs :	38
II.6	Comparaison entre un à plaques et un échangeur tubulaire :	39
II.7	Dimensionnement de l'échangeur de chaleur :	41
II.7.1	Coefficient d'échange de chaleur :	41
II.7.2	Flux de chaleur transféré entre deux fluides :	41
II.7.3	Détermination du coefficient thermique de convection K :	42
II.7.4	Notion de résistance thermique :	42
II.7.5	Efficacité d'un échangeur de chaleur :	46
II.7.6	Nombre d'unité de transfert NUT :	47
II.7.7	Pertes de charges :	48
II.7.8	L'encrassement des échangeurs :	48
II.8	Conclusion :	49

III. Bilan de matière globale de l'atelier d'acide nitrique	50
III.1 Section de conversion	54
III.1.1 Gaz entrant dans le convertisseur	55
III.1.2 Gaz sortant du convertisseur	57
III.2 Section de refroidissement des gaz nitreux	61
III.2.1 Les débits à la sortie de la section de refroidissement	61
III.2.2 Quantité d'O ₂ qui sort du refroidisseur	62
III.3 Colonne d'absorption :	65
III.3.1 Zone d'oxydation	65
III.3.2 Zone d'absorption	69
III.4 Comparaison des débits entrants et sortant de l'unité d'acide nitrique avec de design :	74
IV. Dimensionnement de l'échangeur de chaleur	75
IV.1 Dimensionnement d'échangeur à plaques :	
IV.1.1 Calcul de débit de l'eau de mer à l'entrée de l'échangeur :	78
IV.1.2 Calcul de la ΔTLM :	79
IV.1.3 Estimation des pertes de charge :	79
IV.1.4 Calcul des coefficients d'échange h_c et h_f	80
IV.1.5 Calcul du coefficient d'échange global (K)	81
IV.1.6 Calcul de la surface d'échange	82
IV.2 Influence de la température du solvant sur l'absorption	85
IV.2.1 Bilan enthalpique de la colonne d'absorption	85
IV.2.2 Calcul des enthalpies des gaz entrant dans la colonne :	85
IV.2.3 Calcul de l'enthalpie de l'eau de procédé (solvant) à une température de 40°C (la marche actuelle) :	86
IV.2.4 Calcul de l'enthalpie de l'eau de procédé (solvant) à une température de 29°C	87

IV.2.5	Calcul de l'enthalpie de l'acide nitrique à 57%	87
IV.2.6	Calcul des enthalpies des gaz sortant de la colonne pour une température d'eau de procédés de 40 :	87
IV.2.7	Calcul des enthalpies des gaz sortant de la colonne pour une température d'eau de procédés de 29°C	87
IV.3	Conclusion	88
V.	Conclusion générale :	89
VI.	Références bibliographique :	90
VII.	Les annexes :	92

Introduction générale

Introduction générale

Au cours de la décennie écoulée, l'industrie chimique a porté une attention vigilante à la gestion de l'énergie et en particulier de l'énergie thermique.

Les équipements statiques jouent un rôle très important dans différents domaines industriels, car ils assurent l'outil de production. Parmi ces équipements, les échangeurs de chaleurs de différents types. Ces derniers sont généralement installés dans les circuits de production ou dans les autres circuits d'utilités [1].

L'échangeur de chaleur est un équipement qui permet d'assurer un transfert de chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid sans contact direct entre les deux. Le même fluide peut conserver son état physique liquide ou gazeux, ou se présenter successivement sous les deux phases : c'est le cas des condenseurs, évaporateur, bouilleurs, ou des tours le refroidissement.

L'étude d'un échangeur de chaleur permet de dimensionner un appareil fournissant un service thermique donné (traduit en général par une puissance d'échange) avec une surface d'échange et une géométrie optimums. En fait, il s'agit de mettre à la disposition de l'utilisateur un échangeur qui soit le plus économique possible [2].

C'est durant la période du stage effectué au sein du « Fertial » à Annaba, dans l'atelier de la production de l'acide nitrique que ce thème a été abordé avec comme objectif un dimensionnement d'un nouvel échangeur à plaques utilisé pour refroidir l'eau de procédé afin d'améliorer l'absorption des NO₂ et minimiser leurs émissions dans l'environnement.

Ce mémoire est structuré sous forme de quatre chapitres, Le premier chapitre est consacré à la présentation de l'entreprise « Fertial » suivi du procédé de la fabrication de l'acide nitrique, le deuxième chapitre comporte des généralités sur les échangeurs de chaleur, le 3ème chapitre présente le calcul des bilans de matières à partir du réacteur de conversion jusqu'à la sortie de la colonne d'absorption avec l'étude de la problématique. Le quatrième chapitre comporte le dimensionnement du nouvel échangeur de chaleur à plaque et finalement, ce mémoire se termine par une conclusion générale qui résume les principaux résultats obtenus.

I. Présentation de l'entreprise « FERTIAL »

I.1 Historique

C'est en 1967 que fut décidée par Sonatrach la construction d'un complexe d'engrais phosphatés à Annaba. Les unités de production d'acide sulfurique et phosphorique et d'une gamme d'engrais sont entrées en production en 1972, ainsi que certaines utilités industrielles venant en appui.

Ce complexe a connu une extension en 1982 avec l'installation d'unités d'acide nitrique, de nitrate d'ammonium et de tripolyphosphate de soude (STTP). En 1975, fut créé le complexe d'engrais azotés avec la participation de Creusot-Loire industrie et Krebs (France) et Kellogg (USA) entré en production en 1984. S'agissant de l'unité d'ammoniac Kellogg, celle-ci est entrée en production en 1987.

Avec la restructuration des entreprises publiques en 1984, toutes les unités de ce complexe sont entrées en portefeuille sous la nouvelle entité Asmidal qui deviendra société par actions en 1996.

De son côté, l'usine d'Arzew, ou le complexe d'engrais Azoté/Arzew (CEA/Z), a été installée dans les années 1960 à l'intérieur de la zone industrielle d'Arzew et dépendait à l'époque de l'entreprise nationale d'hydrocarbures Sonatrach. En septembre 1984, l'usine d'Arzew fut intégrée à celle d'Annaba pour donner naissance au Complexe Asmidal, suite à la promulgation du décret 84-258 du 01 septembre 1984 qui a consacré aussi la restructuration de Sonatrach. En 1996, le complexe Asmidal a été érigé en société par actions (SPA). Et depuis, l'usine d'Arzew a évolué en tant que filiale du Groupe algérien Asmidal par la résolution de l'assemblée générale extraordinaire signée le 31 janvier 2001.

Avec les réformes économiques engagées par le Gouvernement algérien, un accord de partenariat a été conclu entre Asmidal et le groupe espagnol Villar Mir. Ainsi est né Fertial qui regroupe les unités d'Annaba et d'Arzew.

I.2 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 méditerranée au Nord, la route nationale n°44 et la plaine de Annaba au Sud.



Figure 0-1 : Situation géographique de l'entreprise (Fertial-Annaba) [3].

Le choix de ce lieu d'implantation a été basé sur des considérations technico économiques telles que :

- Proximité des installations portuaires,
- Proximité des centrales électriques d'Annaba et El Hadjar,
- Existence de la voie ferrée,
- Disponibilité des voies routières rapides.
- Proximité des sources d'eau (eau de mer et de barrage)

I.3 Objectifs de l'entreprise

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

- Convertir le marché national
- La conservation de l'espace vert
- La réduction de la pollution industrielle ISO 14001
- Promouvoir et développer l'industrie des engrais,
- Exploiter, gérer et rentabiliser les humains et matériels et financiers et l'exportation
- Développer la coopération dans le cadre de la politique nationale en la matière

- La satisfaction des clients avec la bonne qualité des produits ISO 9001
- Et en premier lieu la sécurité des personnes SAFETY FIRST OSHAS 18001

I.4 Présentation du complexe ASMIDAL

Le complexe emploie actuellement près de 500 personnes repartis sur l'ensemble de ses six (06) directions et la Coordination de la sécurité

- Direction Générale
- Direction Production
- Direction Technique
- Direction de Maintenance
- Direction Relation Humaines
- Direction Financière

Le complexe comporte les filiales suivantes :

I.4.1 FERTIAL

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

a) Zone sud : (Engrais phosphatés)

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

Elle comprend :

- 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). L'unité ammoniacque est entrée en production en 1987.

Elle comprend :

- Centrale utilité I, II : alimentation du complexe en eau vapeur, gaz naturel.
- Unité d'ammoniac NH_3 : sa capacité de production est de 100 tonnes /jour.
- Unité d'acide nitrique HNO_3 : sa capacité de production est de 800 tonnes /jour.
- Unité de nitrate d'ammonium NH_4NO_3 : sa capacité de production est de 1000 tonnes /jour.
- Installation de manutention et de stockage.

1.4.2 KIMIAL (STPP)

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

1.4.3 SOMIAS :

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

1.4.4 ASFERTRADE

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

1.5 Production de l'entreprise :

Les différents produits fabriqués sont regroupés dans le tableau n°1.

Tableau I-1 : production des différents produits fabriqués

Unités	Capacité (tonnes /an)
Engrais phosphatés (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 ₄ NO ₃	330 000

I.6 Exportation

- NH₃ : exporté vers l'Espagne, France, Italie, Grèce, Belgique, Cuba, grand 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.

I.7 Description du procédé de fabrication d'acide nitrique

I.7.1 Généralités

La formation d'acide nitrique est une source économique importante pour l'industrie nationale. En effet ; il constitue l'élément principal pour la fabrication des engrais (nitrate d'ammonium, NPK, ...etc.).

L'unité de l'acide nitrique telle qu'elle est conçue actuellement, assure la production de 800 t/j d'acide nitrique par les deux lignes. Elle comporte cinq sections :

- Section de filtration et compression de l'air.
- Section d'évaporation de l'ammoniaque et mélange avec l'air.

- Section de conversion de l'ammoniac.
- Section d'oxydation-absorption-blanchiment.
- 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.

1.7.2 Description du procédé de production d'acide nitrique :

Le procédé de fabrication de l'acide nitrique comporte cinq sections :

- Section de filtration et compression de l'air.
- Section d'évaporation de l'ammoniac et mélange avec l'air.
- Section de conversion de l'ammoniac.
- Colonne d'absorption qui comporte 3 section : section d'oxydation-absorption-blanchiment.
- Section de réduction des gaz de queue.

Le procédé de fabrication d'acide nitrique est présenté dans la figure suivantes :

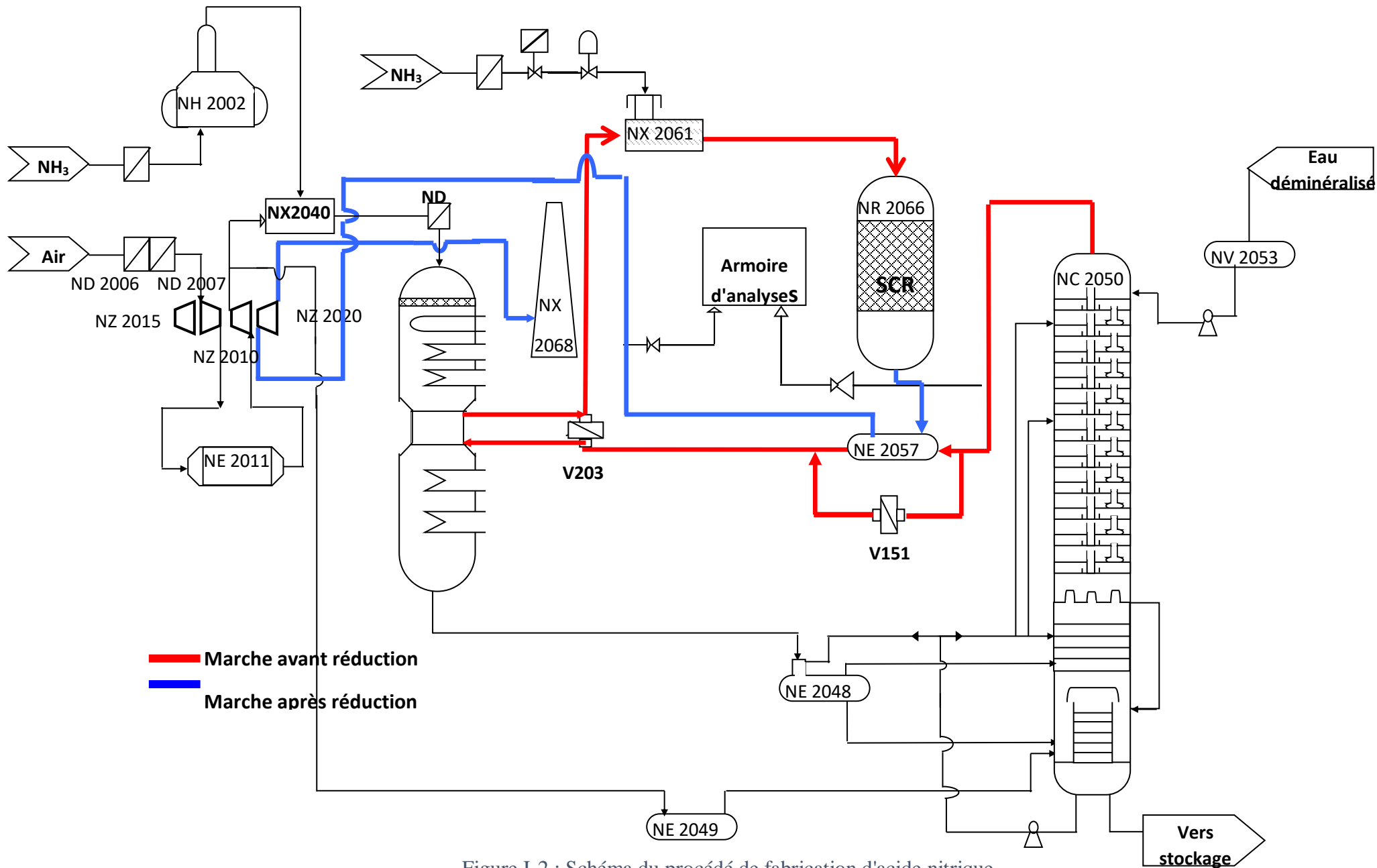


Figure I-2 : Schéma du procédé de fabrication d'acide nitrique

I.7.2.1 Filtration et compression 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 μ puis un filtre finisseur (ND 2007) à poches qui retient au moins 80 % des particules supérieures à 1 μ .

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

Dans le réfrigérant intermédiaire (NE 2011) ; l'air 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 et une température de 210°C.

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

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

I.7.2.2 Evaporation de l'ammoniaque et mélange air / ammoniaque :

L'ammoniaque 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'ammoniaque traverse un filtre (NF 2001 a/b) pour éliminer l'huile et les particules solides, puis un évaporateur (NH 2002) où elle est évaporée au moyen d'eau déjà réchauffée (la pression d'ammoniaque liquide doit être de 09 bars minimum). Le surchauffeur (NE 2004) placé en amont de l'évaporateur réchauffe l'ammoniac jusqu' à 35°C afin d'éviter l'entraînement des gouttelettes d'ammoniac et d'eau. L'ammoniac gazeux est envoyé ensuite vers le mélangeur (NX 2040).

De l'évaporateur au mélangeur ; il y a deux vannes :

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

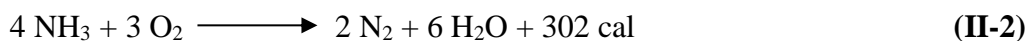
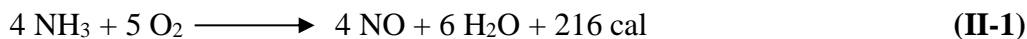
I.7.2.3 Filtration du mélange (NH₃-Air) et conversion de l'ammoniac :

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

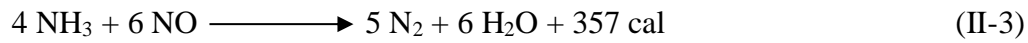
Tableau I-2 : Caractéristique de catalyseur Pt – Rh.

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 régir 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 :

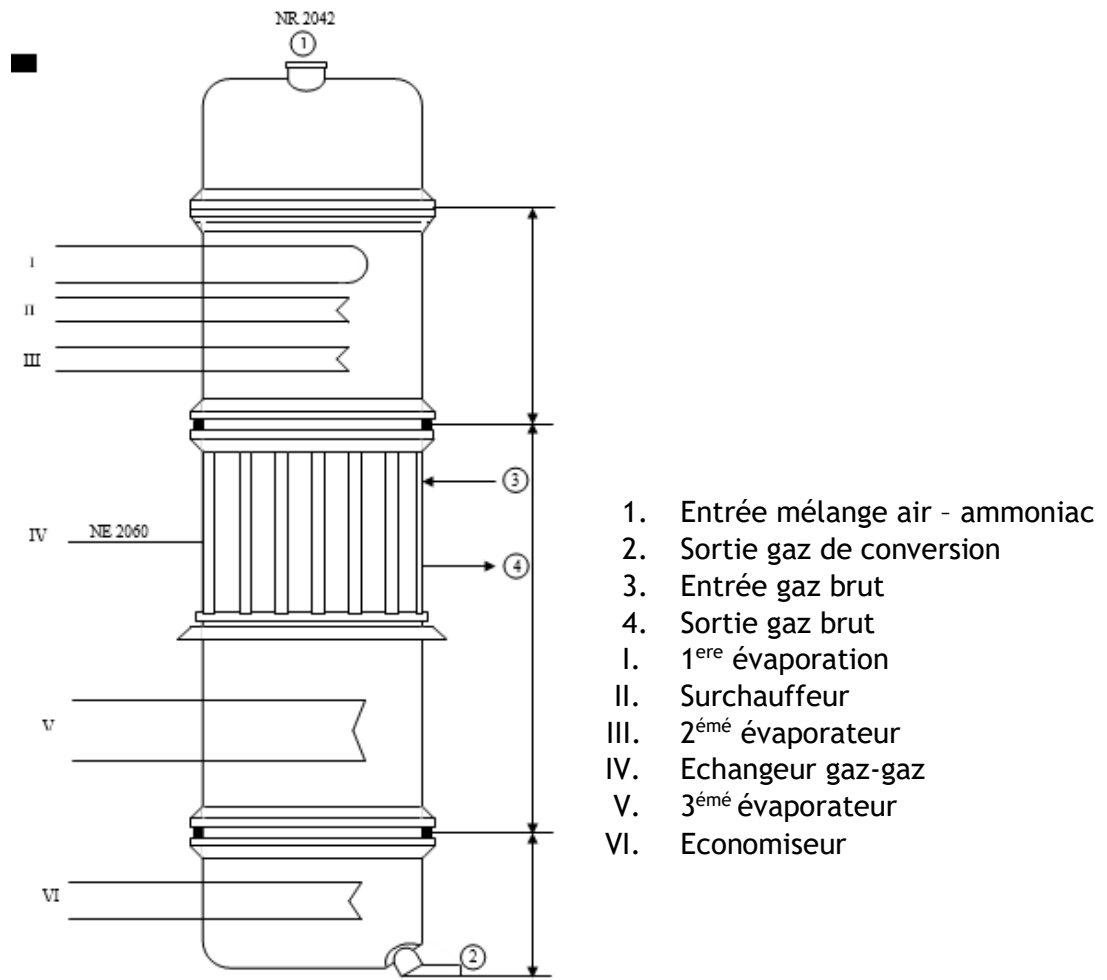
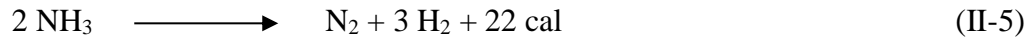
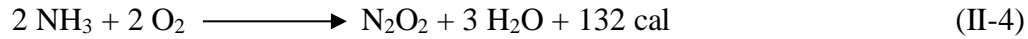


Figure I-3 : Le réacteur de conversion.

I.7.2.4 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 qui sont :

- **NB 2045 A** : Il est composé du premier évaporateur, du surchauffeur et du deuxième évaporateur.
- **NB 2045 B** : Il est composé de l'échangeur gaz-gaz NE 2060 qui sert pour réchauffer les gaz de queue et le troisième évaporateur.
- **NB 2046** : Il est composé de l'économiseur.

Il se compose aussi de :

- 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)

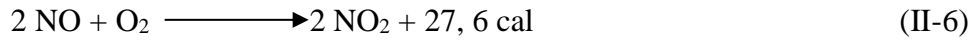
L'eau de chaudière nécessaire pour la génération de la vapeur (figure I.4) est une eau déminéralisée fournie par une centrale utilité CUII et stocké dans un bac de stockage NV 6016 de capacité de 500 m³. Puis pompée vers la bêche à condensas NV 1101 ; depuis cette bêche., l'eau est envoyée par des pompes vers la bêche alimentaire NV 2070 où elle est préalablement chauffée par de la vapeur basse pression jusqu'à 120 C°, via des pompes alimentaires l'eau de chaudière est envoyé à une pression d'environ 52 bars vers l'économiseur où en quittant l'économiseur vers le ballon de vapeur NV 2075 les gaz issus de la conversion et par un transfert de chaleur augmente sa température à environ 255 C°.

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

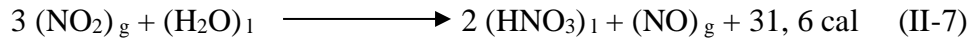
La surchauffeur de vapeur étant une chaudière à circulation forcée transforme la vapeur saturée quittant le ballon de vapeur à une pression de 42 bars par le sommet en une vapeur surchauffée à 500C°.

A la sortie de la surchauffeur la vapeur passe par une boucle de régulation de température et de pression où elle est envoyée vers la turbine à vapeur à une température de 430 C° et une pression de 40 bars (Voir Figure I.2).

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



Les gaz nitreux quittant la chaudière de récupération à une température d'environ 200°C arrivent au refroidisseur de gaz (NE 2048) qui les ramène à 55°C par échange avec l'eau de refroidissement. En conséquence de ce refroidissement ; la plus grande partie de la vapeur d'eau contenue dans les gaz de conversion se condense et se combine avec le NO₂ déjà formé pour produire de l'acide nitrique faible dans le fond du refroidisseur NE 2048 dont la concentration est de (35 ÷ 39) % suivant la réaction :



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

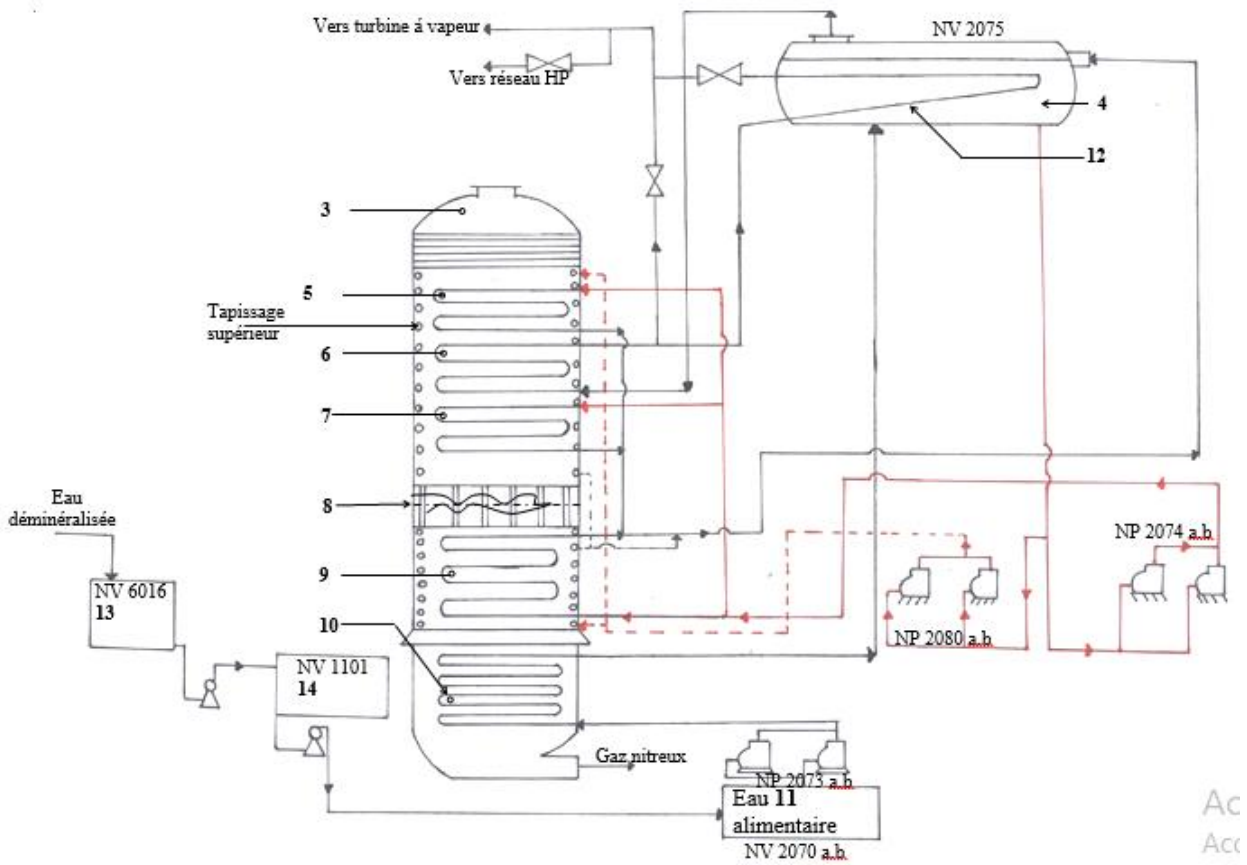


Figure I-4 :: Groupe de génération de vapeur

Avec :

- 1- Mélangeur air – ammoniac
- 2- Filtre a cartouche
- 3- Convertisseur
- 4- Ballon á vapeur
- 5- 1^{ère} évaporation
- 6- Surchauffeur
- 7- 2eme évaporateur
- 8- Echangeur gaz – gaz

9- 3eme évaporateur

10- Economiseur

11- Bâche á eau alimentaire

12- Désurchauffe ballon de vapeur

13- Bac de stockage eau déminéralisée

14- Bâche á condensas

I.7.2.5 Colonne d'absorption (oxydation – absorption et 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 la colonne à plateaux perforés où chacun de ces plateaux comporte 54500 trous de 03 mm de diamètre.

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

- Le fond de la colonne qui comporte deux parties :

A/ La section de blanchiment (05 plateaux perforés de 500 mm de diamètre).

b/ La zone de décantation de l'acide faible.

- La section d'oxydation (04 plateaux).
- La section d'absorption (20 plateaux).

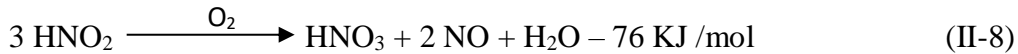
Les deux dernières sections sont équipées de plateaux perforés, elles sont délimitées par le plateau de soutirage où l'acide brut est dirigé vers la zone de blanchiment.

L'eau nécessaire pour l'absorption des gaz et la formation de l'acide provient de la bâche à eau de procédé (NV 2053) où elle est pompée jusqu'au sommet de la colonne.

La teneur des NOx décroît au fur et à mesure de leur montée dans la colonne, alors que la concentration en acide augmente au fur et à mesure de sa descente.

L'absorption des gaz est favorisée à une basse température (environ 28 C°) et à une ΔP (Pression différentielle entre le haut et le bas de la colonne) élevée.

L'acide nitrique brut contient encore des gaz dissout sous forme d'HNO₂ qui lui donne une couleur rouge jaunâtre. L'acide nitreux ainsi est donc blanchi suivant la réaction :



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

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

I.7.2.6 Réduction des gaz de queue :

Les gaz de queue quittant le sommet de la colonne d'absorption à une teneur d'environ 3300 ppm, une température de 40°C et une pression comprise entre (6,1÷6,5) bars, sont réduit par l'intermédiaire d'un catalyseur à fonction catalytique sélective à base d'un mélange d'oxyde de vanadium, titane et de tungstène.

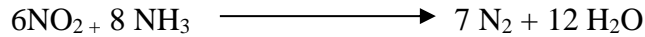
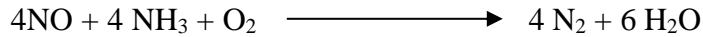
Afin de garantir l'obtention d'un niveau de température à l'entrée du réacteur de réduction d'environ (260÷270) °C ; les gaz de queue dits gaz brut sont préchauffés à cet effet en deux étapes :

- Par l'intermédiaire du pré chauffeur (NE 2057) qui amène leur température de 40 C° à environ 115°C en jouant sur le clapet de dérivation V151 d'une part, d'autre part à l'aide de l'échangeur thermique (NE 2060) (existant dans le réacteur de conversion) qui augmente leur température de 115 C° jusqu'à la température voulue en jouant cette fois sur le clapet de dérivation V203.

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

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

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



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

Dans le procédé de réduction une nouvelle partie est additionnée ; c'est le système de lavage de la turbine de détente (voir figure I.1) ; pour éliminer les traces (dépôts) de nitrites d'ammonium qui peuvent se former lors de la détente dans les ailettes de la turbine de gaz ; ainsi pour sa protection.

I.7.2.7 Armoire d'analyse :

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

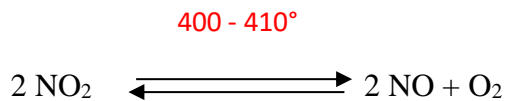
Il y a deux prélèvements de gaz : l'un à la sortie du pré chauffeur (NE 2060) vers le réacteur de réduction et c'est le gaz brut, le second à l'entrée de l'échangeur (NE 2057) et c'est le gaz purifié ou réduit.

Le système est contrôlé par un "DCS" (Digital control System) qui affiche en continu les résultats d'analyse en temps réel et stock toutes les variations des paramètres de marche et les différentes informations telles que les alarmes, les anomalies sur le procédé de réduction et les causes de l'arrêt de l'armoire d'analyse pendant toute une année et même plus.

Selon l'analyse voulue avant ou après réduction en cliquant dans l'armoire d'analyse au niveau du DCS sur l'un des clapets 33Y3 ou 33Y5 les gaz sont acheminés dans des gaines de prise d'échantillon où ils sont détendus à une pression d'environ 1,2 bars et chauffés à une température

d'environ 122 C°, ils sont ensuite refroidis par de l'air dans un refroidisseur ventilé où la vapeur d'eau condensée est pompée hors l'armoire par les pompes P251 aussitôt; les gaz sont filtrés dans un premier lieu dans un filtre acide puis dans un filtre de fines avant d'être dirigés vers le convertisseur.

L'analyseur ne contrôle que les concentrations de NO, O₂ et NH₃ ; c'est pour cela que le constructeur a mis en place un convertisseur de NO₂ constitué d'une chambre de préchauffage à (400 – 410) °C pour convertir les NO₂ en NO suivant la réaction endothermique :



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

II. Généralités sur les échangeurs de chaleur

Introduction

Dans les sociétés industrielles, l'échangeur de chaleur est un élément essentiel de toute politique de maîtrise de l'énergie. Une grande part (90 %) de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique de ces procédés. On les utilise principalement dans les secteurs de l'industrie (chimie, pétrochimie, sidérurgie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique, marine), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.). Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée dépend de nombreux paramètres : domaine de température et de pression des fluides, propriétés physiques et agressivité de ces fluides, maintenance et encombrement. Il est évident que le fait de disposer d'un échangeur bien adapté, bien dimensionné, bien réalisé et bien utilisé permet un gain de rendement et d'énergie consommée des procédés [4].

II.1 Le transfert thermique

L'énergie thermique est l'énergie cinétique d'agitation microscopique d'un objet, qui est due à une agitation désordonnée de ses molécules et de ses atomes. Les transferts d'énergie thermique entre corps sont appelés transferts thermiques. Ils jouent un rôle essentiel en thermodynamique. Deux corps ayant la même température sont dits en équilibre thermique. Si leur température est différente, le corps le plus chaud cède de l'énergie au corps le plus froid : il y a alors transfert de chaleur [5].

Il existe trois modes de transfert d'énergie thermique : la conduction, la convection et le rayonnement thermique. La conduction se produit lorsque les flux de chaleur passent d'un corps à un autre, par contact. On parle de convection lorsqu'un corps qui se déplace emmène avec lui, la chaleur qu'il contient. Ce mode de transfert implique un déplacement de matière dans le milieu. La matière est alors « advectée » par au moins un fluide. Enfin, le rayonnement – ou radiation – correspond à l'ensemble des corps qui émettent de la lumière et sont eux-mêmes chauffés par la lumière qu'ils absorbent. C'est le cas des rayons du soleil [5].

II.1.1 La conduction :

C'est le transfert de chaleur au sein d'un milieu opaque, sans déplacement de matière, sous l'influence d'une différence de température. La propagation de la chaleur par conduction à l'intérieur d'un corps s'effectue selon deux mécanismes distincts : une transmission par les vibrations des atomes ou molécules et une transmission par les électrons libres [2].

La théorie de la conduction repose sur l'hypothèse de Fourier : la densité de flux est proportionnelle au gradient de température [2] :

$$\vec{\varphi} = -\lambda \cdot S \vec{\text{grad}}(T)$$

Ou sous forme algébrique :

$$\varphi = -\lambda \cdot S \frac{\partial T}{\partial x}$$

Avec :

φ : Flux de chaleur transmis par conduction [W/ m²]

λ : Conductivité thermique du milieu [W m⁻¹ °C⁻¹]

x : Variable d'espace dans la direction du flux [m]

S : Aire de la section de passage du flux de chaleur [m²]

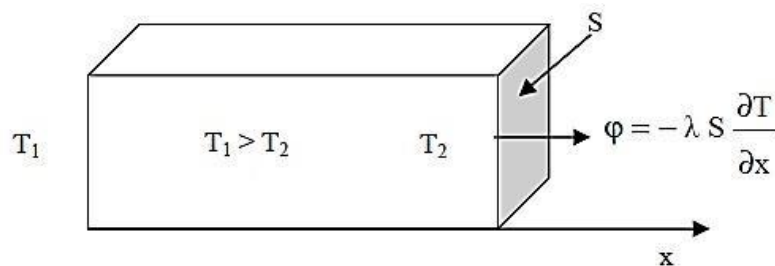


Figure II-1: Schéma du transfert de chaleur par conduction [2]

II.1.2 La convection :

Ce transfert d'énergie s'accompagne de **mouvement de molécules dans un liquide ou un gaz**. La convection naturelle ou libre évoque un échange de chaleur responsable du mouvement. C'est le

transfert thermique qui provoque le mouvement. Un radiateur électrique sans ventilateur ni soufflerie va naturellement par exemple diffuser de l'air chaud. On parle au contraire de convection forcée lorsqu'un système mécanique entraîne les molécules vers le système chauffant. Le mouvement facilite alors le transfert thermique, comme lorsque l'on souffle sur un liquide chaud dans sa tasse. C'est ce même principe qui s'observe dans les radiateurs à circulation d'eau ou d'air. [5]

Ce mécanisme de transfert est régi par la loi de Newton [2]:

$$\phi = h S (T_p - T_\infty)$$

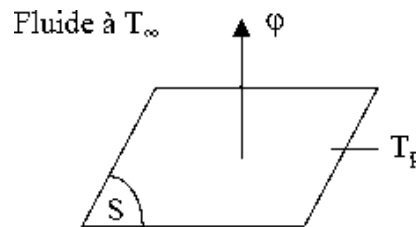


Figure II-2: Schéma du transfert de chaleur convectif [2]

Avec :

Φ : Flux de chaleur transmis par convection [W/ m^2]

h : Coefficient de transfert de chaleur par convection ($W m^{-2} \text{ } ^\circ C^{-1}$)

T_p : Température de surface du solide [$^\circ C$]

T_∞ : Température du fluide loin de la surface du solide [$^\circ C$]

S : Aire de la surface de contact solide/fluide [m^2]

➤ On distingue deux types de convection [2] :

Convection naturelle : Dans laquelle le mouvement du fluide est créé par des différences de densité et de température.

Convection forcée : Où le mouvement du fluide est provoqué par des actions mécaniques extérieures (pompe, ventilateur...).

II.1.3 Le rayonnement :

C'est un transfert d'énergie électromagnétique entre deux surfaces. Dans les problèmes de conduction, on prend en compte le rayonnement entre un solide et le milieu environnant et dans ce cas nous avons la relation [2] :

$$\varphi = \sigma \varepsilon_p S (T_p^4 - T_\infty^4)$$

Avec :

φ : Flux de chaleur transmis par convection [W/ m²]

h : Coefficient de transfert de chaleur par convection (W m⁻² °C⁻¹)

T_p : Température de surface du solide [°C]

T_∞ : Température du fluide loin de la surface du solide [°C]

S : Aire de la surface de contact solide/fluide [m²]

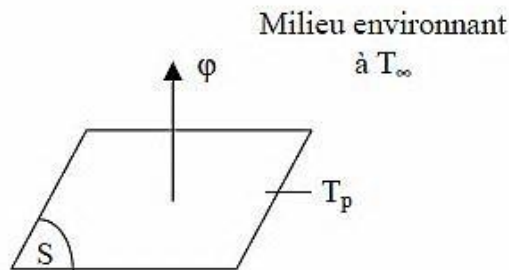


Figure II-3: Schéma du transfert de chaleur radiatif [2]

II.2 Définition d'un échangeur thermique :

Les échangeurs thermiques sont des appareils qui permettent d'échanger de la chaleur entre deux fluides sans produire par eux-mêmes ni chaleur ni froid. Le principe mis en œuvre est simple, puisqu'il s'agit de mettre en contact un fluide chaud et un fluide froid afin qu'ils se trouvent à la même température. Au cours du processus, un des fluides pourra changer de phase (condensation, évaporation). Ils peuvent être intégrés dans des équipements destinés aussi bien au refroidissement qu'au réchauffement. Utilisés depuis plus d'un siècle dans l'industrie agro-alimentaire, les échangeurs

thermiques ont maintenant de nombreuses applications, majoritairement dans l'industrie, mais également dans l'habitat (notamment le conditionnement d'air, la réfrigération et le chauffage urbain) ou dans les transports (conditionnement d'air, réfrigération et refroidissement des moteurs). Il existe une grande variété de produits de tailles et de performances différentes qui se différencient principalement par leurs fonctions, leurs conditions d'utilisation, les technologies ou les matériaux employés, ainsi que par leurs prix [6].

II.3 Principal but et fonctions d'un échangeur thermique

La fonction principale de l'échangeur thermique est de transférer de l'énergie thermique d'un fluide vers un autre à des niveaux de températures distincts. Les fonctionnalités des échangeurs thermiques sont extrêmement diverses et variées : les principales en sont les suivantes [7]_:

- Préchauffeur ou refroidisseur d'un liquide ou d'un gaz (air par exemple) pour lesquels de très nombreux exemples pourraient être rappelés et qui se caractérise par une fonction simple : le contrôle de la température du fluide en un point particulier du procédé.
- Récupérateur thermique qui permet d'introduire la récente notion de valorisation de l'énergie thermique d'un procédé. La fonction de cet échangeur est alors d'assurer le transfert d'une capacité thermique maximale afin de permettre une valorisation maximale du rejet thermique sur des critères énergétiques et économiques.
- Réfrigérants (et aéro-réfrigérant lorsque le vecteur de refroidissement est l'air, réfrigérant sur eau) qui assure la dissipation de l'énergie thermique non valorisable d'un procédé vers le milieu extérieur – fonction essentielle dans de nombreux process.
- Capteurs ou émetteurs thermiques dont les équipements ont pour fonction, respectivement, d'associer réception d'énergie thermique et transmission vers l'usage. Les exemples les plus courants sont les capteurs solaires thermiques ainsi que les radiateurs domestiques qui assurent le confort thermique dans un bâtiment.
- Des humidificateurs ou condenseurs partiels qui assurent la condensation d'une vapeur en mélange avec un gaz incondensable pour obtenir, en fin d'opération, un gaz appauvri en vapeur : l'exemple rencontré fréquemment est le déshumidificateur d'air humide qui permet d'assurer un contrôle de l'humidité de l'air en sortie de centrale de traitement d'air (CTA). D'autres exemples industriels peuvent être cités comme la captation de vapeurs

organiques dans les Cryo-condenseurs ou les condenseurs de buées fréquemment rencontrés dans les installations de génie chimique.

- Évaporateurs qui assurent l'évaporation complète ou partielle d'un liquide dans différents procédés notamment de production d'énergie mécanique (cycle moteur de Rankine, de Hirn) et de production frigorifique : cycle à compression (PAC), réfrigérateur. Condenseurs qui assurent la condensation complète ou partielle d'un gaz (vapeur) là encore par exemple pour la production d'énergie mécanique et frigorifique ;
- Équipements qui permettent la congélation et la fusion d'une phase liquide ou vapeur grâce à une paroi refroidie en dessous du point triple du fluide. Ces dispositifs sont utilisés pour assurer la séparation de plusieurs corps, assurer le stockage d'énergie thermique (stockage de glace ou stockage par MCP), produire une phase solide pour divers usages.
- Le caloduc (*Heat Pipe*), véritable système thermique diphasique, qui permet notamment d'assurer la dissipation de la chaleur générée par les éléments électroniques (Microprocesseur ou électronique embarquée), la récupération d'énergie, le maintien en température stable et uniforme.

On notera qu'un même échangeur peut assurer plusieurs fonctions dans des domaines applicatifs variés [7].

II.4 Critères de classement des échangeurs :

Il existe plusieurs critères de classement des différents types d'échangeurs. Énumérons les principaux classements suivants [8] :

II.4.1 Type de contact :

-Échangeurs à contact direct : Le type le plus simple comprend un récipient ou canalisation dans lequel les deux fluides sont directement mélangés et atteignent la même température finale.

-Échangeurs à contact indirect : les deux fluides s'écoulent dans des espaces séparés par une paroi [8].

II.4.2 Classement suivant les types d'échange :

- Échangeur sans changement de phase : Les échangeurs de chaleur sans changement de phase correspondent aux échangeurs dans lesquels l'un des fluides se refroidit pour réchauffer le deuxième fluide sans qu'il y ait changement de phase. Les températures des fluides sont donc variables, tout le long de l'échangeur.

- Échangeur avec changement de phase : Les échanges avec changement de phase sont caractérisés par trois cas différents :

L'un des fluides se condense alors que l'autre se vaporise : ces échangeurs sont rencontrés dans les machines frigorifiques.

Le fluide secondaire se vaporise en recevant de la chaleur du fluide primaire, lequel ne subit pas de changement d'état. Ils sont appelés évaporateurs.

Le fluide primaire se condense en cédant sa chaleur latente au fluide secondaire plus froid, lequel ne subit pas de transformation d'état [8].

II.4.3 Classement suivant la disposition des écoulements :

Dans les échangeurs à fluide séparés, les modes de circulation des fluides peuvent se ranger en deux catégories :

-Même sens « co-courants ».

-Sens contraire « contre-courant ».

-Ou bien les vecteurs vitesses sont perpendiculaire l'un à l'autre ; il s'agit cette fois de « courant croisés » [8].

II.4.4 Classement fonctionnel :

Le passage des fluides dans l'échangeur peut s'effectuer avec ou sans changement de phase ; suivant le cas, on dit que l'on a un écoulement monophasique ou diphasique. On rencontre alors les différents cas suivants :

-Les deux fluides ont un écoulement monophasique ;

-Un seul fluide a un écoulement avec changement de phase, cas des évaporateurs ou des condenseurs [8] ;

II.4.5 Classement suivant la compacité de l'échangeur :

La compacité est définie par le rapport de l'aire de la surface d'échange au volume de l'échangeur. Un échangeur est considéré comme compact si sa compacité est supérieure à $700 \text{ m}^2/\text{m}^3$; cette valeur est susceptible de varier de 500 à $800 \text{ m}^2/\text{m}^3$ [8].

II.4.6 Classement suivant la nature du matériau de la paroi d'échange

On retiendra deux types de paroi :

-Les échangeurs métalliques en acier, cuivre, aluminium ou matériaux spéciaux : superalliages, métaux ou alliages réfractaires ;

-Les échangeurs non métalliques en plastique, céramique, graphite, verre, etc.

II.5 Différents types d'échangeurs de chaleur :

II.5.1 Echangeurs tubulaires

Ces échangeurs sont utilisés depuis de nombreuses années dans les sous-stations de chauffage urbain (eau surchauffée ou vapeur), pour la production d'eau chaude sanitaire et pour de nombreuses applications industrielles nécessitant des pressions élevées ; ils sont toutefois de plus en plus concurrencés par les échangeurs à plaques décrits dans le paragraphe suivant [9].

Leur schéma de principe est décrit par la figure II.4 : ils sont constitués soit d'un tube unique (serpentin), soit d'un faisceau de tubes branchés en parallèle enfermés dans une enveloppe appelée calandre (coque).

Des chicanes sont placées dans la calandre (coque) pour augmenter la turbulence et l'efficacité de l'échange.

Les tubes sont en général métalliques (acier, cuivre, inox, etc.) et le fluide chaud ou agressif passe en général dans les tubes afin de minimiser les pertes de chaleur [9].

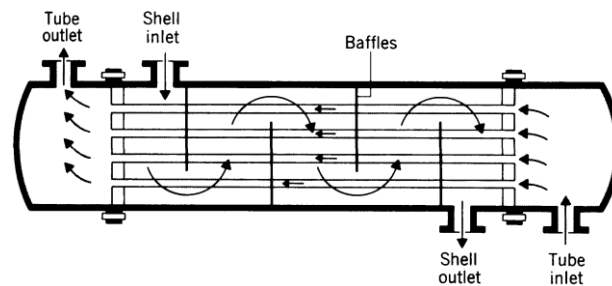


Figure II-4: Schéma de principe d'un échangeur tubulaire [9]

Les échangeurs tubulaires utilisant des tubes comme constituant principal de la paroi d'échange sont largement répandus. On distingue 3 catégories :

- L'échangeur monotube : un tube ayant généralement la forme d'un serpentín est placé à l'intérieur d'un réservoir ;
- L'échangeur coaxial (ou « tube-in-tube ») : deux tubes sont imbriqués l'un dans l'autre. En général, le fluide chaud ou à haute pression s'écoule dans le tube intérieur ;
- L'échangeur multitubulaire, qui peut exister sous trois formes :
 - Échangeur à tubes séparés : à l'intérieur d'un gros tube sont placés plusieurs petits tubes, maintenus écartés par des entretoises ;
 - Échangeur à tubes ailetés (batteries à ailettes) : il est constitué d'un faisceau de tubes, répartis en nappes, dans lesquels circule un fluide ayant un bon coefficient d'échange (liquide ou fluide frigorigène). Le fluide extérieur étant un gaz, on met des ailettes sur la face externe des tubes pour en améliorer l'échange ;
 - Échangeur à tubes et calandre : ils sont constitués d'un faisceau de tubes placé dans une enveloppe (calandre). Les tubes sont maintenus par des plaques (perforées) qui servent également de chicanes pour l'écoulement du fluide circulant côté calandre [10].

II.5.2 Échangeurs à plaques

L'échangeur à plaques est un type d'échangeur de chaleur qui connaît un usage croissant dans l'industrie. Il se compose de la plupart de plaques disposées en forme de millefeuilles et scindées les unes des autres d'un petit espace (quelques millimètres) où circulent les fluides. Le périmètre des

plaques est bordé d'un joint qui permet par compression de la structure d'éviter les fuites.

Les plaques ne sont pas plates, mais possèdent une surface ondulée selon un schéma bien précis pour créer un flux turbulent synonyme d'un meilleur transfert de chaleur, mais permet aussi de canaliser les fluides se déplaçant à la surface vers les coins de la plaque. Le fluide se déplace, par exemple, du coin inférieur gauche vers le coin supérieur droit de la plaque, où un orifice lié à un tuyau lui sert à passer de l'autre côté de la plaque et de sauter une couche du millefeuille (un espace entre 2 plaques) avant de s'écouler à nouveau le long de la plaque suivante. Ainsi chaque fluide ne circule parallèlement à une plaque que l'ensemble des 2 espaces.

Les avantages de ce type d'échangeur est sa simplicité qui est fait un échangeur peu coûteux et aisément adaptable par ajout/retrait de plaques afin d'augmenter/diminuer la surface d'échange suivant les besoins (Attention : la surface ne peut être augmentée de manière illimitée à cause de la perte de charge). La surface avec l'extérieur est réduite au minimum, ce qui sert à limiter les pertes thermiques et l'étroitesse de l'espace où circulent les fluides mais aussi le profil des plaques assure un flux turbulent qui permet un excellent transfert de chaleur [11].

Cependant ces derniers paramètres entraînent une importante perte de charge qui limite le nombre de passage des fluides entre les plaques. Cette perte de charge ne peut être compensée par une pression d'entrée des fluides élevée (<2.5 MPa) car une trop grande pression causerait des fuites au travers des joints positionnés entre les plaques. La différence de températures entre les 2 fluides ne doit pas être trop grande aussi pour éviter une déformation des plaques par dilatation/contraction de ces dernières qui empêcherait les joints entre les plaques d'être idéalement étanches.

La turbulence sert à diminuer l'encrassement de la surface d'échange de 10-25% comparé à un échangeur à faisceau tubulaire. Comparativement à un échangeur à faisceau tubulaire la surface d'échange est inférieure de 50% pour le même transfert de chaleur [11].

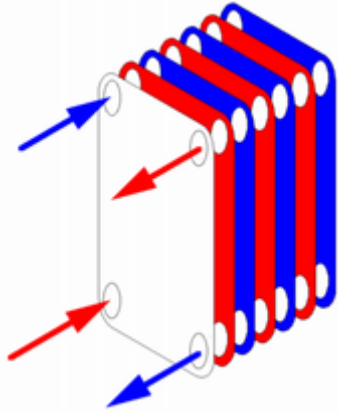


Figure II-5 :Schéma d'un échangeur à plaques

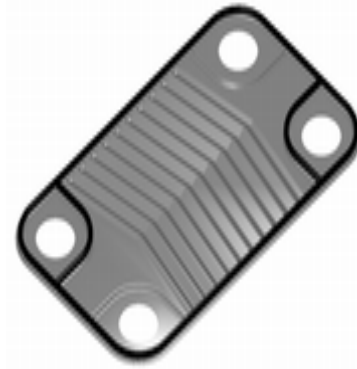


Figure II-6: Une plaque d'un échangeur

II.5.2.1 Structure d'un échangeur à plaques.

Les échangeurs à plaques sont composés de plusieurs plaques. Elles sont conçues en aluminium, en acier inoxydable ou en matériaux synthétiques. Les plaques sont généralement de formes nervurées ou cannelés (chevrons). Elles sont assemblées par soudage, brasure ou elles peuvent être également comprimées les unes aux autres dans un bâti avec des joints.

Les plaques sont en général assez fines (entre 0,1mm et 0,8mm) et très peu espacées (entre 5 et 10mm).

Entre chaque plaque, des canaux permettent la circulation parallèle de deux fluides, l'un chaud qui est refroidi et l'autre froid qui est réchauffé.

Ainsi, dans un échangeur à plaques un fluide circule dans les conduits pairs, pendant que l'autre circule dans les conduits impairs. Le transfert d'énergie calorifique se fait sur toute la surface des plaques (zone de transfert thermique).

La fabrication en chevron ou canaux des plaques permet de créer une zone de turbulence à l'intérieur de l'échangeur, ce qui facilite les échanges thermiques et améliore la conductivité [12].

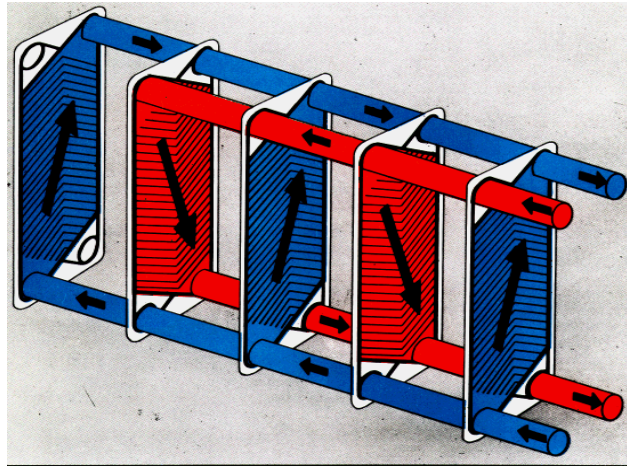


Figure II-7 : Principe de fonctionnement d'un échangeur à plaques

II.5.2.2 Types d'échangeur a plaque.

- **Les échangeurs à plaques et joints :**

L'appellation « échangeurs à plaques et joints » est plus précise et permet d'éviter la confusion avec les échangeurs à plaques soudées ou à plaques brasées qui seront décrits par la suite.

Dans un échangeur à plaques et joints, la surface d'échange est composée de série de plaques métalliques, équipées de joints, serrées les unes contre les autres à l'aide de tirants entre deux flasques, l'un fixe, l'autre mobile. Un rail fixé sur le flasque fixe et sur un pied supporte l'ensemble de plaques et permet le déplacement de celles-ci pour les manutentions (montage, nettoyage, etc.).

Les plaques définissent un ensemble de canaux dans lesquels circulent respectivement chacun des fluides.

Les échangeurs à plaques et joints sont surtout utilisés pour les transferts de chaleur entre fluides monophasiques, mais en plus d'applications existent en double phase, condensation ou évaporation [13].

- **Les échangeurs à plaques serties :**

Ces échangeurs sont constitués par de tôles planes parallèles entres lesquelles sont disposées des ailettes. Ces échangeurs sont en général fabriqués en tôlerie légère (acier galvanisé, inoxydable,

aluminium, ...). Les fluides empruntent un canal sur deux et la circulation est soit à contre-courant, soit à courant croisés. Les ailettes sont de types très variés. Ces échangeurs sont en général utilisés en récupération sur l'air [13].

- **Les échangeurs à plaques soudées :**

Ces échangeurs sont en général fabriqués à l'aide de matériaux plus nobles, tels que l'acier inoxydable, le titane, le nickel, l'inconel, etc. On distingue l'échangeur lamellaire : c'est une variante de l'échangeur à tubes et calandre, dans lequel le faisceau est constitué de « tubes aplatis » ou lamelles.

Ces lamelles sont réalisées à l'aide de deux plaques formées et soudées ensemble et constituant un canal dans lequel circule l'un des fluides [13].

- **Echangeurs à plaques brasées :**

Ces échangeurs sont réalisés en aluminium ou en acier inoxydable. Ils sont constitués par un empilage de tôles gaufrées (ondes) séparées par des tôles planes. Ces ondes, grâce à leur configuration particulière, peuvent représenter une surface allant jusqu'à 90 % de la surface totale [13].

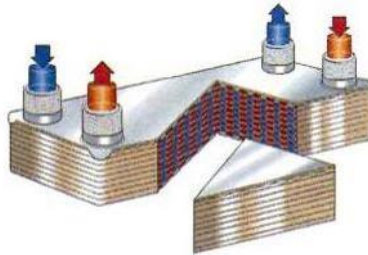


Figure II-8: Echangeur à plaques brasées (document ALFA LAVAL).

Les fluides circulent dans des passages définis par deux tôles planes consécutives et fermées latéralement par des barres (figure).

Ils sont particulièrement utilisés dans le domaine de la cryogénie où leur efficacité est élevée avec des niveaux de températures compris entre -269 et + 65 °C et des niveaux de pression pouvant

atteindre 75 bars. Pour certaines applications spécifiques touchant au domaine de l'aéronautique, des échangeurs en acier inoxydable sont également utilisés [13].

II.5.2.3 Nettoyage des échangeurs à plaques

→ Nettoyage chimique (nettoyage sans démontage) : on utilise de l'acide sulfurique concentré à 10 %, que l'on laisse agir pendant une heure au minimum. Puis il faudra rincer l'échangeur abondamment.

→ Nettoyage mécanique (avec démontage des plaques) : desserrer les boulons qui maintiennent les plaques, enlever les tirants et le bâti. Démontez les plaques une à une en repérant leurs positions, ou nettoyez à la brosse ou sous pression ou changez avec précaution chaque plaque avant remontage de l'ensemble [12].

II.5.3 Échangeur à bloc

L'échangeur à bloc (figure II.9) est un type d'échangeur de chaleur réservé à des applications particulières. Il consiste en un bloc d'une matière thermiquement conductrice percé de multiples canaux dans lesquels circulent les 2 fluides. Le bloc est le plus souvent composé de graphite additionné parfois de polymères pour améliorer les propriétés mécaniques de l'échangeur. Le bloc est placé dans une structure qui assure la distribution des liquides dans les canaux. Le bloc peut avoir différentes formes : cylindrique ou cubique. Il peut encore être composé d'un seul bloc ou de plusieurs parties empilées de manière à permettre les fluides de passer d'une partie à l'autre. L'intérêt de ce type d'échangeur de chaleur est principalement sa résistance chimique aux liquides corrosifs ainsi que sa capacité modulaire : le bloc peut facilement être remplacé en cas de fuites. Le fait que le rapport volume libre pour passage des fluides/volume du bloc est très petit crée une grande inertie dans les cas de changements de température : le bloc agit comme un réservoir et peut lisser les différences de température.

Les blocs sont cependant fragiles tant aux chocs qu'aux grands écarts de température (problème de dilatation non-uniforme pouvant conduire à des fissurations du bloc). Le prix est relativement élevé par rapport aux autres types d'échangeurs et le transfert de chaleur est en général moyen : l'épaisseur de la paroi d'échange est plus grande que pour une surface d'échange en métal pour cause de fragilité, ce qui augmente la résistance au transfert [14].



Figure II-9 :Schéma d'un échangeur à bloc complexe [11]

II.5.4 Echangeur à spirales :

Un échangeur à spirales consiste en 2 plaques de métal enroulées de manière hélicoïdale pour former une paire de canaux en spirale. Le diamètre de l'échangeur est assez grand avec une surface d'échange maximale d'environ 185 m² pour un diamètre de 1.5 m, ce qui le place dans la catégorie des échangeurs non-compacts. L'échange de chaleur n'est pas aussi bon que celui de l'échangeur à plaques, car la surface d'échange ne possède pas en règle générale de profil, mais pour une même capacité d'échange, un échangeur spiral nécessite 20% de moins de surface d'échange qu'un échangeur à faisceau tubulaire [11].

Utilisable pour les liquides visqueux ou pour les mélanges liquide-solide et possède une capacité autonettoyante lui donnant la possibilité un encrassement réduit comparé à l'échangeur à faisceau tubulaire. Ne peut travailler qu'avec des différences de températures et de pression limitées [11].

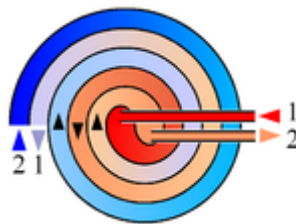


Figure II-10 :Schéma d'un échangeur à spirale [11]

II.5.5 Colonne de Bouhy

Excellente alternative aux échangeurs à plaques dans les sécheurs d'air comprimé, la colonne de Bouhy (figure II.11) est en fait un échangeur à tête d'épingle auquel a été ajouté un séparateur air/eau centrifuge dans la partie inférieure. Le dispositif dispose de deux échangeurs coaxiaux, le premier servant à amener l'air en dessous de son point de rosée, le second servant à la fois à ramener

l'air à une température convenant à son utilisation et surtout à augmenter l'efficacité du refroidissement. Ce type d'échangeur se caractérise par une très faible perte en charge [14]

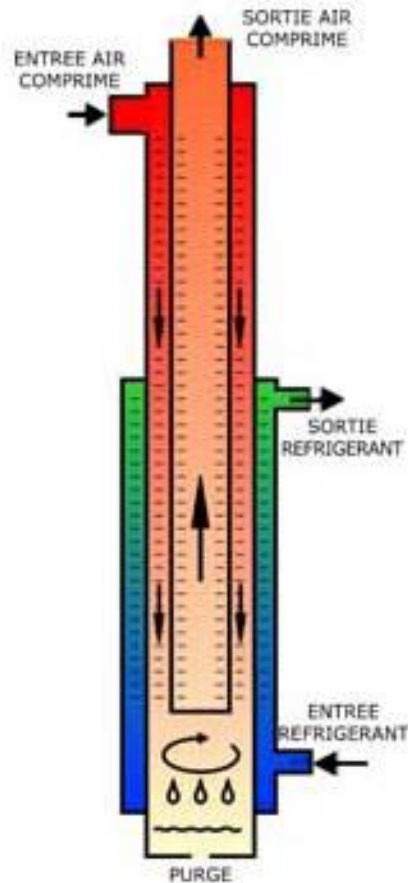


Figure II-11 :Colonne de Bouhy [11]

II.5.6 Un échangeur à ailettes

Un échangeur à ailettes est un échangeur assez simple : il consiste en un conduit cylindrique ou rectangulaire sur lequel sont fixées des lames métalliques de différentes formes. Le fluide de refroidissement est généralement l'air ambiant. La chaleur est transférée du fluide chaud circulant dans le conduit principal aux lames métalliques par conduction thermique ; ces lames se refroidissent au contact de l'air. Ce type d'échangeur est utilisé pour le chauffage dans les bâtiments : de l'eau est chauffée dans l'installation de chauffage et circule dans des radiateurs qui sont des échangeurs à ailettes. On utilise aussi ce type d'installation pour refroidir les moteurs de voiture ou encore les moteurs en tout genre. Dans ce dernier cas, la chaleur due aux frottements ainsi qu'à l'induction

magnétique (cas d'un moteur électrique) est directement transférée à la protection extérieure du moteur qui possède des ailettes fixées à sa surface. Le transfert thermique est limité surtout du côté du fluide de refroidissement par manque d'un dispositif de circulation : l'air circule essentiellement par convection naturelle autour de l'échangeur. Cette limitation peut cependant être supprimée par ajout d'un dispositif de ventilation. Cet échangeur est particulièrement simple et peut prendre des formes spécifiques, ce qui le rend intéressant dans l'électronique [11].



Figure II-12 : Échangeur eau/air d'automobile.

II.5.7 Tour aéroréfrigérante

Les tours aéroréfrigérantes ou TAR (figure II.13), aussi appelées tours de refroidissement, sont utilisées pour refroidir un liquide, généralement de l'eau, à l'aide d'un gaz, généralement l'air ambiant. Il s'agit d'un cas particulier d'un échangeur de chaleur où le transfert thermique s'effectue par contact direct ou indirect entre les flux. Les tours de refroidissement sont des équipements courants, présents dans des installations de climatisation, ou dans des procédés industriels et énergétiques (centrales électriques, installations de combustion, sucreries, chimie...) [14]

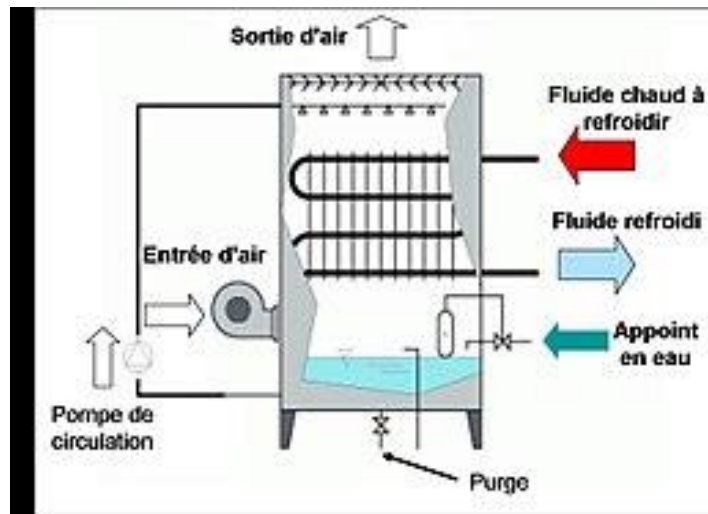


Figure II-13 :Représente un Tour aéroréfrigérante

II.5.8 Échangeurs de chaleur régénératifs rotatifs

Dans un échangeur thermique rotatif (figure II.14), la chaleur est transférée d'un gaz chaud à un gaz froid à travers un cylindre rotatif de feuilles de métal densément assemblées, appelées des lamelles. Ces lamelles sont assemblées dans des conteneurs et tournent lentement dans un flux gazeux et dans l'autre. Un gaz chaud s'écoule sur la surface des lamelles métalliques, élevant leur température. Lorsque le rotor tourne, à environ 1 tr/min., les lamelles chauffées se déplacent dans le flux de gaz froid, accroissant sa température [15].

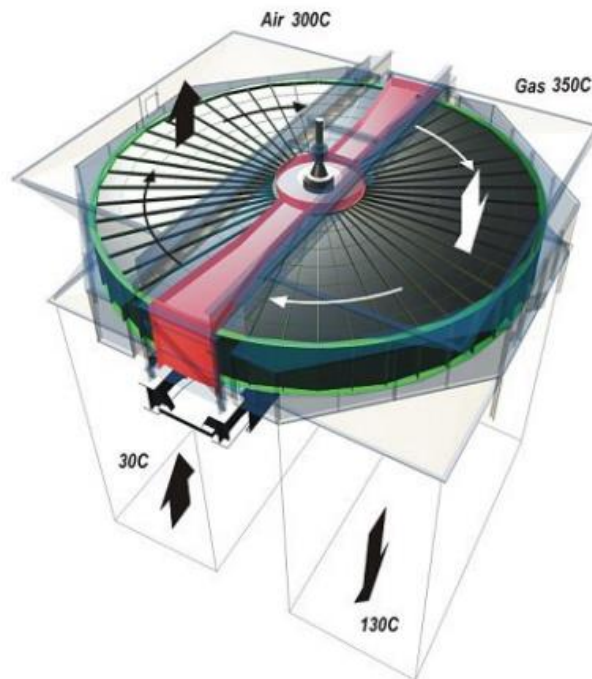


Figure II-14 : Schéma d'un échangeur thermique rotatif régénératif [15]

Il faut noter qu'il existe beaucoup d'autres types d'échangeurs de chaleur comme les échangeurs de chaleur avec changement de phase (les condenseurs, les évaporateurs par exemple), les échangeurs à tubes ailetés, dans le cas d'échangeurs gaz-liquide et liquide-gaz utilisés dans la récupération thermique sur les fumées ou les gaz chauds ou dans les différents systèmes thermodynamiques tels que pompes à chaleur ou groupes de réfrigération ; en génie climatique, ces échangeurs sont appelés batteries à ailettes. On peut citer aussi l'exemple de l'échangeur à lit fluidisé utilisé pour le chauffage ou le refroidissement de matériaux solides granulaires ou pulvérulents intervient dans de nombreux procédés industriels tel que : la fabrication du ciment, du verre, des engrais, grillage des minéraux, etc. les milieux granulaires sont aussi de plus en plus utilisés comme des auxiliaires de transfert de chaleur dans les opérations de récupération de chaleur gaz-gaz ou gaz-liquide [13].

II.6 Comparaison entre un à plaques et un échangeur tubulaire

Tableau II-1: Comparaison entre un échangeur à plaques et un échangeur tubulaire [9] :

Caractéristiques	Echangeur à plaque traditionnel	Echangeur tubulaire
Croisement de température ³	Possible	Impossible
Approche de température	1°C	5°C
Raccordements	Dans un même plan	Sur plusieurs plans
Rapport des coefficients de transmission thermique	3 à 5	1
Rapport des poids	1	3 à 10
Volume de rétention	Faible	Elevé
Rapport d'encombrement	1	2 à 5
Soudures	Aucune	Appareil soudé
Résistance aux vibrations	Bonne résistance	Sensible
Détection des fuites	Aisée (par l'extérieur)	Difficile
Temps nécessaire à l'ouverture	15 min avec outil pneumatique	60 à 90 minutes
Réparation	Joins et plaques remplaçables	Implique le remplacement des tubes
Modification	Simple par ajout ou retrait de plaques	Impossible

II.7 Dimensionnement de l'échangeur de chaleur :

Dans l'étude d'un échangeur de chaleur on cherche souvent à obtenir une puissance thermique d'échange donnée, avec la plus faible surface d'échange et le moins de pertes de charges possible, autrement dit au meilleur coût d'investissement. Lors des études générales relatives à des installations des échangeurs de chaleur apparaît souvent la nécessité d'évaluer [13].

- Les coefficients d'échange thermique.
- Les surfaces d'échanges.
- Les pertes de pressions.
- Les écarts de températures entre les fluides caloporteurs.

II.7.1 Coefficient d'échange de chaleur :

Le coefficient d'échange de chaleur h est une caractéristique de l'échange global entre deux fluides ou deux surfaces isothermes de température T_1 et T_2 tel que $T_1 > T_2$. Dans cette définition générale on ne fait toujours pas référence à un type de transfert particulier. L'intérêt de ce coefficient est de pouvoir s'appliquer à plusieurs processus différents de transfert entre les deux surfaces (Conduction, convection ou Rayonnement).

$$\Phi = K.S (T_1 - T_2) \quad (1)$$

Où K s'exprime en $W.m^{-2}.K^{-1}$, et il dépend : De la nature du fluide.

- Du régime d'écoulement du fluide décrit par le nombre de Reynolds.
- De la forme et de la rugosité de la surface de la conduite.

Le coefficient d'échange de chaleur K peut être calculé à partir du nombre de Nusselt qui sera défini ultérieurement [13].

II.7.2 Flux de chaleur transféré entre deux fluides :

Le flux de chaleur transféré entre deux fluides peut être déterminé par l'expression suivante [13] :

$$\Phi = m_1 \cdot C_{p1} \cdot (T_{1c} - T_{1f}) \quad (2)$$

$$\Phi = m_2 \cdot C_{p2} \cdot (T_{2c} - T_{2f}) \quad (3)$$

L'égalité entre les expressions 2 et 3, permet de calculer la température de sortie du fluide froid [3] :

$$T_{1c} = \frac{\Phi}{m_1 C_{p1}}$$

II.7.3 Détermination du coefficient thermique de convection K :

Le problème de la convection est en fait de déterminer en fonction des conditions d'écoulement du fluide, des caractéristiques géométriques des parois et des éventuels changements d'état du fluide.

La détermination du coefficient h par expérience est difficile à réaliser à cause du très grand nombre d'expériences nécessaires. L'analyse dimensionnelle permet de simplifier notablement ce problème. On définit donc trois nombres sans dimension :

- Le nombre de Nusselt donné sous la forme : $Nu = \frac{h \cdot D}{\lambda}$
- le nombre de Reynolds donné sous la forme : $Re = \frac{\rho D U}{\mu}$
- le nombre de Prandtl donné sous la forme : $Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda}$

Les nombres de Nusselt, Prandtl et Reynolds caractérisent respectivement l'échange thermique, les propriétés thermiques du liquide et le régime d'écoulement du liquide.

L'expérience est alors utilisée pour déterminer la fonction F , c'est-à-dire une corrélation mathématique liant ces nombres. Cette relation est bien entendu empirique et on détermine les paramètres des nombres à une température moyenne entre l'entrée et la sortie des géométries considérées [13].

II.7.4 Notion de résistance thermique :

Il est possible d'exprimer le flux de chaleur à l'aide de la notion de résistance thermique. Si on considère l'échange entre deux fluides séparés par une paroi plane schématisée ci-dessous :

$$\Phi = \frac{T_1 - T_2}{R}$$

Où les températures sont exprimées en Kelvins ou en degrés Celsius ($T_1 > T_2$). R est la résistance thermique au transfert entre les deux surfaces : elle s'exprime en KW^{-1} et caractérise la difficulté pour réaliser un transfert de chaleur.

Tout comme pour un courant électrique traversant deux résistances en série, la résistance globale équivalente $1/H$ est égale à la somme des deux résistances $1/h_1$ et $1/h_2$ [13] :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{h_1} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_2}$$

- **Notion de la différence de température moyenne logarithmique :**

Les températures des fluides, dans un échangeur de chaleur, ne sont pas en générale constantes, mais elles varient d'un point à un autre à mesure que la chaleur s'écoule du fluide le plus chaud vers le fluide le plus froid [13].

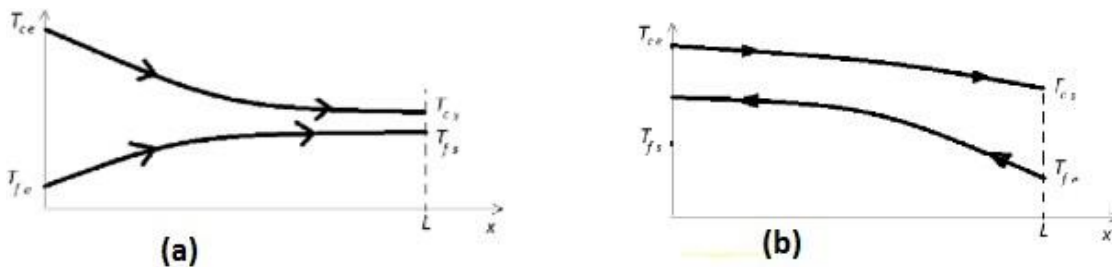


Figure II-15 :: Distribution des températures dans le cas des deux échangeurs

(a) : échangeur à Co- courant

(b) : échangeur à contre-courant

Dans les deux figures, il n'y a pas de changement de phase. La représentation (a) montre que, quel que soit la longueur de l'échangeur la température finale du fluide le plus froid ne peut jamais être supérieure à la température de sortie du fluide le plus chaud. Il s'agit d'une disposition géométrique à co-courant.

Pour un échangeur de chaleur à contre-courant figure (b), par contre, la température du fluide le plus froid peut dépasser la température de sortie du fluide le plus chaud, car il existe un gradient de

température favorable tout au long de la traversée de l'échangeur. Un avantage supplémentaire de la disposition à contre-courant est que, pour un flux de chaleur donné, on a besoin d'une surface d'échange plus petite que dans le cas d'un écoulement parallèle [13].

Si on considère le cas des échangeurs à courants parallèles ou contre-courant, et si on suppose que l'échangeur est sans pertes, le flux de chaleur $d\Phi$ transmis du fluide chaud au fluide froid à travers un élément de surface d'échange dA s'écrit :

Le flux perdu par le fluide chaud ($dT_c < 0$) égal au flux gagné par le fluide froid ($dT_f > 0$).

$$d\Phi = -m_c \cdot C_{pc} \cdot dT_c = m_f \cdot C_{pf} \cdot dT_f \quad (a)$$

- m_c, m_f : les débits massiques des deux fluides (kg/s)
- C_{pc}, C_{pf} : les chaleurs massiques à pression constante (kJ/kg. °C)

La relation déjà indiquée [13] :

$$d\Phi = h \cdot dS \cdot (T_c - T_f)$$

De (a) on tire

$$dT_c = \frac{-d\Phi}{m_c \cdot C_p} \quad \text{et} \quad dT_f = \frac{-d\Phi}{m_f \cdot C_p}$$

$$D'où \quad dT_c - dT_f = d(T_c - T_f) = -d\Phi \frac{1}{m_c \cdot C_{pc} - m_f \cdot C_{pf}}$$

On remplace $d\Phi$ par l'expression (b)

$$\frac{d(T_c - T_f)}{T_c - T_f} = -h \cdot dS \cdot \left(\frac{1}{m_c \cdot C_{pc}} + \frac{1}{m_f \cdot C_{pf}} \right)$$

Si on admet que le coefficient d'échange local h reste constant tout le long de l'échangeur, on peut intégrer l'expression précédente le long de la surface d'échange, pour obtenir, en introduisant les conditions aux extrémités T_{ce}, T_{fe} et T_{cs}, T_{fs} [13] :

$$\ln \left(\frac{T_{cs} - T_{fs}}{T_{ce} - T_{fe}} \right) = -h \cdot dS \cdot \left(\frac{1}{m_c \cdot C_{pc}} + \frac{1}{m_f \cdot C_{pf}} \right)$$

Mais on peut également exprimer le flux total échangé en fonction des températures d'entrée et de sortie du fluide (bilan enthalpique global) :

$$\Phi = m_c \cdot C_{pc} \cdot (T_{ce} - T_{cs}) = m_f \cdot C_{pf} \cdot (T_{fs} - T_{fe}) \quad (e)$$

En remplaçant dans (d) les expressions de $m_c \cdot C_{pc}$ et $m_c \cdot C_{pf}$ tirées de l'expression (e), on obtient

$$\Phi = h \cdot S \cdot \frac{(T_{Cs} - T_{Fs}) - (T_{Ce} - T_{Fe})}{\ln\left(\frac{T_{Cs} - T_{Fs}}{T_{Ce} - T_{Fe}}\right)}$$

Le terme : $\frac{(T_{Cs} - T_{Fs}) - (T_{Ce} - T_{Fe})}{\ln\left(\frac{T_{Cs} - T_{Fs}}{T_{Ce} - T_{Fe}}\right)}$ désigne ce qu'on appelle la moyenne logarithmique de la différence

de température logarithmique moyenne notée DTLM [13].

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T a - \Delta T b}{Ln \frac{\Delta T a}{\Delta T b}}$$

- Echangeur à co-courant :

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

- Echangeur à contre-courant :

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

Les hypothèses suivantes sont très importantes pour les applications des formules précédentes.

En effet, il est supposé que :

- Le coefficient d'échange h est constant le long de l'échangeur.
- Les débits des deux fluides sont constants.
- Les chaleurs massiques correspondantes sont constante
- Il n'y a pas de changement de phase dans l'échange.
- Les fuites thermiques sont négligeables.
- Les surfaces d'échanges sont égales dans les passages [13].

II.7.5 Efficacité d'un échangeur de chaleur :

Dans l'étude thermique des différents types d'échangeurs de chaleur, on a souvent recours à l'équation de type :

$$\Phi = H. S. DTLM$$

Cette formule est commode lorsque toutes les températures finales nécessaires pour le calcul de la température moyenne appropriée sont connues, c'est pour quoi cette formule est très utilisée pour le calcul d'échangeurs devant fonctionner dans des conditions bien déterminées.

Pour obtenir une équation donnant le flux de chaleur et qui ne comprend aucune température de sortie, on introduit l'efficacité de l'échangeur notée E.

L'efficacité d'un échangeur de chaleur est définie comme étant le rapport du flux de chaleur réel d'un échangeur donné au flux maximum d'échange de chaleur possible. Ce dernier serait obtenu dans un échangeur de chaleur fonctionnant à contrecourant ayant une surface d'échange infinie [13].

Suivant la grandeur relative des capacités calorifiques horaires, l'efficacité est donnée par la formule :

$$E = \frac{\Phi_{réel}}{\Phi_{max}}$$

Plus encore, l'efficacité s'exprime aussi sous la forme :

Avec : $\Phi_{max} = (m. Cp)_{min.} (T_{ce} - T_{fe})$

$$E = \frac{m1.Cp1.(Tce-Tcs)}{(mC)_{min.}(Tce-Tfe)} = \frac{m2.Cp2.(Tfs-Tfe)}{(mC)_{min.}(Tce-Tfe)}$$

L'expression du flux d'échange dans ce cas est donnée par :

$$\Phi_{réel} = (mCp)_{min.} (T_{ce} - T_{fe})$$

II.7.6 Nombre d'unité de transfert NUT :

Le groupement sans dimension HA/C_{\min} représente ce qu'on appelle le nombre d'unité de transfert noté NUT.

Le nombre d'unité de transfert NUT pour un problème posé où l'on connaît les différentes températures aux bornes de l'échangeur caractérise le service thermique demandé. Pour une circulation à simple passe, ce nombre est défini par [13] :

$$NUT = \frac{H.S}{(mC)_{\min}} = \frac{1}{Req \cdot (mC)_{\min}}$$

- L'échangeur de chaleur a un nombre d'unité de transfert trop petit ($NUT < 1$), l'échangeur est peu efficace, quel que soit le sens de circulation et le rapport C_{\min}/C_{\max} (le rapport de débits de capacité calorifique du fluide caloporteur/ celle du produit).
- Si le nombre d'unité de transfert est assez grand ($NUT =$ de 5 à 10), l'échange de chaleur est très efficace.

Les relations suivantes donnent la relation reliant l'efficacité d'échange au nombre d'unité de transfert pour deux modes de fonctionnement différents des échangeurs.

Soit :

$$R_f = \frac{(m.Cp)_{\min}}{(m.Cp)_{\max}} : \text{Le rapport des capacités thermiques « fluides/produit »}$$

Pour un fonctionnement à contre-courant [13] :

$$E = \frac{1 - e^{-(1-R_f)NUT}}{1 - R_f e^{-(1-R_f)NUT}}$$

Pour un fonctionnement à co-courant

$$E = \frac{1 - e^{-(1-R_f)NUT}}{1 + R_f}$$

- Si $R_f = 1$ alors la relation devient [3] : $E = NUT / (1 + NUT)$
- Si $R_f > 1$ alors la formule devient [3] : $E = R_f$

II.7.7 Pertes de charges :

La perte de charge totale qui apparaît lors de l'écoulement d'un fluide à travers un échangeur à plaques et joints se décompose en deux parties : pertes de charge dans les plaques et pertes de charge dans les tubulures d'alimentation. En général on considère que les dimensions des tubulures sont suffisamment importantes pour que les pertes de charges y soient négligeables devant celles des plaques. La perte de charge d'un fluide en écoulement isotherme dans une plaque (ΔP) entre les collecteurs d'entrée et de sortie, dépend de nombreux paramètres tels que la densité, la viscosité, la vitesse du fluide, ainsi que la géométrie des plaques [13].

En considérant le diamètre hydraulique moyen (D_h) comme dimension caractéristique du canal et (L) la longueur de la plaque, la perte de pression peut s'écrire comme suit :

$$\Delta P = \Delta P_{\text{collecteur}} + 4.f \cdot \frac{\rho \cdot U^2 \cdot L}{2 \cdot D_h}$$

Cette relation a été vérifiée expérimentalement dans des nombreuses configurations.

Le coefficient de frottement (f) s'exprime d'une manière générale comme suite :

$$f = \frac{K}{Re^x}$$

K et x dépendent du régime d'écoulement et de la géométrie de la plaque. L'exposant x du nombre de Reynolds varie de 0,1 à 0,4.

- Pour un régime turbulent : $f = 1,22/Re^{0,252}$

- Pour un régime laminaire : $f = 38/Re$

II.7.8 L'encrassement des échangeurs :

Le calcul des échangeurs de chaleur dans les conditions réelles de fonctionnement ne peut souvent être estimé par l'étude thermique seule. Durant le fonctionnement, avec la plupart des liquides et quelque gaz, un film sale s'amorce graduellement sur la surface d'échange, son effet est d'augmenter la résistance thermique des plaques.

Ces facteurs d'encrassement sont appliqués comme l'indique l'équation suivante reliant le coefficient d'échange de chaleur global aux coefficients d'échange h_1 et h_2 de chaque côté d'une

plaque, aux résistances d'encrassement R_1 et R_2 et à la résistance thermique de la paroi e/λ qui est en général négligeable [13].

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

II.8 Conclusion

Les échangeurs de chaleurs sont utilisés principalement dans les secteurs de l'industrie (Chimie, pétrochimie, sidérurgie, agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.). Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée, dépend de nombreux paramètres : domaine de température et de pression des fluides, propriétés physiques et agressivité de ces fluides, maintenance et encombrement. Il est évident que le fait de disposer d'un échangeur bien adapté, bien dimensionné. Bien réalisé et bien utilisée permet un gain de rendement et d'énergie des procédés [14].

III. Bilan de matière globale de l'atelier d'acide nitrique

Nomenclature

Ψ_M : l'humidité molale, Kmol d'H₂O/Kmol d'air sec.

P_{H_2O} : pression de vapeur d'eau ; mmHg.

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

P_t : pression totale de l'air, mmHg.

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

n_{H_2O} : nombre de moles de H₂O.

M_{H_2O} : Le débit molaire de l'eau, Kmoles/h.

m_{air} : la masse d'air primaire, Nm³/h

Ψ_A : Humidité absolue.

$G_{air\ sec}$: 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.

m_{H_2O} : la masse d'eau contenue dans l'air primaire, Kg/h.

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

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

G_{O_2} : Débit d'oxygène

G_{N_2} : Débit d'azote

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

G_{NH_3} : Débit de l'ammoniac

$G_{O_2}^{(S)}$: Quantité d'oxygène sortant de la conversion :

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

$G_{O_2}^{(1)}$: Débit molaire d'oxygène consommé par la réaction (1), Kmoles /h.

$G_{O_2}^{(2)}$: Débit molaire d'oxygène consommé par la réaction (2), Kmoles /h.

$G_{H_2O}^{(S)}$: Quantité de vapeur sortie conversion

$G_{H_2O}^{(i)}$: Débit molaire d'eau initiale, Kmoles/h.

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

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

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

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

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

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

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

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

$G_{O_2}^{(S')}$: Quantité d'oxygène sortie chaudière de récupération

$G_{O_2}^{(C)}$: débit molaire d'oxygène consommé lors de la réaction (3), Kmoles/h.

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

$G_{NO}^{(S)}$: débit molaire de NO sortant de la chaudière, Kmoles/h.

G_{HNO_3} : Quantité d'acide formée dans le refroidisseur

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

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

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

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

$G_{\text{O}_2}^{(S)}$: débit molaire d'O₂ qui entre au refroidisseur, Kmoles/h.

$G_{\text{O}_2}^{(C)}$: débit molaire d'O₂ consommé dans la réaction (5), Kmoles/h.

$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(S)}$: débit molaire de vapeur d'eau qui entre au refroidisseur, Kmoles/h.

$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(4)}$: quantité d'eau nécessaire pour la formation de l'acide faible, Kmoles/h

$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(\text{cond})}$: débit molaire d'eau condensée, Kmoles/h.

α_{Cond} : le taux de condensation.

$G_{\text{H}_2\text{O}}^{(D)}$: Débit molaire d'eau de dilution, Kmoles/h.

$G_{\text{O}_2}^{13\%}$: Quantité d'oxygène contenue dans l'air secondaire, Kg/h.

$G_{\text{O}_2}^{87\%}$: Quantité d'oxygène contenue dans l'air primaire, Kg/h.

$G_{\text{N}_2}^{13\%}$: Quantité d'azote contenue dans l'air secondaire, Kg/h.

$G_{\text{N}_2}^{87\%}$: Quantité d'azote contenue dans l'air primaire, Kg/h.

$G_{\text{H}_2\text{O}}^{13\%}$: Quantité de vapeur contenue dans l'air secondaire, Kg/h.

$G_{\text{H}_2\text{O}}^{87\%}$: Quantité de vapeur contenue dans l'air primaire, Kg/h.

$G_{\text{NO}_2}^{(S)}$: Débit molaire de NO₂ qui entre dans la zone d'oxydation, Kmoles/h.

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

$G_{\text{O}_2}^{(R)}$: Débit molaire d'O₂ qui réagit dans la réaction (6), Kmoles/h.

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

Introduction :

A « Ferial » Annaba l'acide nitrique dilué à 57% est fabriqué à partir l'absorption du dioxyde d'azote NO_2 par de l'eau, une mauvaise absorption conduit à une augmentation de la quantité de dioxyde d'azote dans les fumées, il s'agit d'un gaz brun-rouge toxique suffocant à l'odeur âcre et piquante caractéristique. Il constitue le polluant majeur de l'atmosphère terrestre et il a un impact négatif et destructeur aussi bien sur la santé humaine que sur l'environnement c'est un gaz irritant, qui pénètre dans les ramifications les plus fines des voies respiratoires.

Dans ce chapitre nous allons calculer les débits entrants et sortants de l'unité d'acide nitrique de l'entrée de la section de conversion jusqu'à la sortie de la colonne d'absorption.

Le but est de calculer la quantité des NO_2 qui sort de la colonne d'absorption avec le gaz de queue et la comparée avec celle fixée par le design.

III.1 Section de conversion

Toutes ces données opératoires de ce bilan de matière sont prises directement de la feuille de marche d'unité d'acide nitrique du 01-04-2021.

Tableau III-1 : Données opératoires donné par la feuille de marche :

Données opératoires	
Débit d'air primaire	56544 Nm^3/h
Température d'air à l'aspiration	22°C
Tension de vapeur d'eau à 22°C	20,02 mmHg
Débit d'ammoniac	6462 Nm^3/h
Température de conversion	846°C
Taux de conversion	$\alpha_1 = 96\%$, $\alpha_2 = 4\%$
Taux d'oxydation de NO en NO_2	$\alpha_3 = 45\%$

III.1.1 Gaz entrant dans le convertisseur

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

D'abord on calcule l'humidité molale Ψ_M [16]

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

$$\Psi_M = \frac{20,02}{760 - 20,02}$$

$$\Psi_M = 0,027 \text{ K mol d'H}_2\text{O/K mole d'air}$$

Et on a :

$$M_{H_2O} = \frac{\Psi_M * \frac{m_{air}}{22,4}}{(1 + \Psi_M)}$$

$$M_{H_2O} = \frac{0,027 * \frac{56544}{22,4}}{(1 + 0,027)}$$

$$M_{H_2O} = 66,36 \text{ Kmoles/h}$$

III.1.1.2 Débit d'air sec

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

$$\Psi_A = \frac{m_{H_2O}}{m_{air\ sec}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{air\ sec}} * \frac{M_{H_2O}}{M_{air\ sec}}$$

- $m_{H_2O} = ?$

On a:

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

$$G_{H_2O} = 66,89 \times 18$$

$$G_{H_2O} = 1204,02 \text{ Kg/h}$$

$$m_{H_2O} = \Psi_A \cdot m_{air\ sec} = \frac{\Psi_A \cdot m_{air}}{(1 + \Psi_A)} \quad \Rightarrow \quad m_{air} = \frac{m_{H_2O} (1 + \Psi_A)}{\Psi_A}$$

- $\Psi_A = ?$

On a :
$$\Psi_A = \frac{m_{H_2O}}{m_{air\ sec}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{air\ sec}} * \frac{M_{H_2O}}{M_{air\ sec}}$$

Donc :

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

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

$$\Psi_A = 0,027 * \frac{18}{29}$$

$$\Psi_A = 0,017 \text{ Kg d'H}_2\text{O/Kg d'air sec}$$

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

$$m_{air} = \frac{1204,02 (1 + 0,017)}{0,017}$$

$$m_{air} = 72028,72 \text{ Kg/h}$$

$$G_{air\ sec} = G_{air} - G_{H_2O} \quad \text{avec } (G_{air} = m_{air})$$

$$G_{air\ sec} = 72028,72 - 1204,02$$

$$G_{air\ sec} = 70824.7 \text{ Kg/h}$$

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

III.1.1.3 Débit d'oxygène

$$G_{O_2} = G_{air\ sec} * 0,21$$

$$G_{O_2} = 70824.7 * 0,21$$

$$G_{O_2} = 14873.1 \text{ Kg/h}$$

III.1.1.4 Débit d'azote

$$G_{N_2} = G_{\text{air sec}} * 0,78$$

$$G_{N_2} = 70824.1 * 0,78$$

$$G_{N_2} = 55243.26 \text{ Kg/h}$$

III.1.1.5 Débit de l'ammoniac

- Le gaz entrant dans le convertisseur est composé d'air (O₂, N₂, Humidité) et d'ammoniac, le débit de NH₃ introduit au niveau du mélangeur (Air/ NH₃) est :

$$G_{NH_3} = \frac{6462 * 17}{22,4} = 4904,20 \text{ Kg/h}$$

$$G_{NH_3} = 4904,20 / 17$$

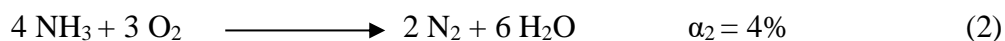
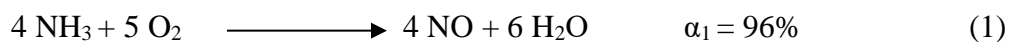
$$G_{NH_3} = 288,48 \text{ Kmoles/h}$$

Tableau.III-2 : composition des gaz entrant dans le convertisseur

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	massique	Kmoles/h	molaire
O ₂	14873.1	19,51	464.78	16,64
N ₂	55243.26	72.47	1972.97	70,64
H ₂ O	1204.02	1,58	66,89	2,39
NH ₃	4904,20	6,43	288,48	10,33
TOTAL	76224.58	100	2793.12	100

III.1.2 Gaz sortant du convertisseur

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



III.1.2.1 Quantité de NO formée lors de la réaction (1)

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

$$G_{NO} = 288,48 * 0,96$$

$$G_{NO} = 276,94 \text{ Kmoles/h}$$

III.1.2.2 Quantité d'oxygène sortant de la conversion :

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

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

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

$$G_{O_2}^{(1)} = 5/4 * 288,48 * 0,96$$

$$G_{O_2}^{(1)} = 346,18 \text{ Kmoles/h}$$

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

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

$$G_{O_2}^{(2)} = 3/4 * 288,48 * 0,04$$

$$G_{O_2}^{(2)} = 8,65 \text{ Kmoles/h}$$

- Quantité totale d'oxygène consommée

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

$$G_{O_2}^{(T)} = 346,18 + 8,65$$

$$G_{O_2}^{(T)} = 354,83 \text{ Kmoles/h}$$

- Quantité d'oxygène sortie de la conversion

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

$$G_{O_2}^{(S)} = 109,95 \text{ Kmoles/h}$$

III.1.2.3 Quantité de vapeur sortie conversion

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

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

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

$$G_{H_2O}^{(S)} = 66,89 + 6/4 * 288,48$$

$$G_{H_2O}^{(S)} = 499,61 \text{ Kmoles/h}$$

III.1.2.4 Quantité de N₂ sortie convertisseur

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

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

$$G_{N_2}^{(S)} = 1972,97 + 2/4 * 288,48 * 0,04$$

$$G_{N_2}^{(S)} = 1978,74 \text{ Kmoles/h}$$

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



III.1.2.5 Quantité de NO₂ produite

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

$$G_{NO_2} = 276,94 * 0,45$$

$$G_{NO_2} = 124,62 \text{ Kmoles/h}$$

III.1.2.6 Quantité de NO sortie chaudière de récupération

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

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

$$G_{NO}^{(S)} = 276.94 (1 - 0,45)$$

$$G_{NO}^{(S)} = 152,32 \text{ Kmoles/h}$$

III.1.2.7 Quantité d'oxygène sortie chaudière de récupération

$$G_{O_2}^{(S')} = G_{O_2}^{(S)} - G_{O_2}^{(C)}$$

$$G_{O_2}^{(S')} = G_{O_2}^{(S)} - 1/2 G_{NO} * \alpha_3$$

$$G_{O_2}^{(S')} = 109.95 - 1/2 * 276.94 * 0,45$$

$$G_{O_2}^{(S')} = 47,64 \text{ Kmoles/h}$$

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

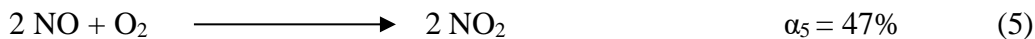
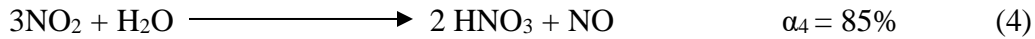
Tableau III-3 : composition du gaz sortant de la chaudière de récupération et entrant au refroidisseur

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	Massique	Kmoles/h	molaire
O ₂	1524,48	2,00	47,64	1,70
N ₂	55404,72	72,69	1978,74	70,59
H ₂ O	8992,98	11,80	499,61	17,82
NO	4569,6	5,99	152,32	5,43
NO ₂	5732,52	7,52	124,62	4,45
TOTAL	76224,3	100	2802.93	100

III.2 Section de refroidissement des gaz nitreux

Le refroidisseur NE1048 a pour but de condenser la vapeur d'eau en présence des NO₂ formés pour produire de l'acide faible à 35%, les NO_x entrent dans le refroidisseur à une température de 210°C et sortent à une température de 55°C.

Le taux de condensation atteint 97%.



Cette réaction se fait à 47% à ce niveau.

III.2.1 Les débits à la sortie de la section de refroidissement

III.2.1.1 Quantité d'NO₂ formée lors de la réaction (5)

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

$$G'_{\text{NO}_2} = 152,32 * 0,47$$

$$G'_{\text{NO}_2} = 71,59 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.1.2 Quantité d'acide formée dans le refroidisseur

Le taux de formation de l'acide est de **85%**

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

$$G_{\text{HNO}_3} = 2/3 * 124,62 * 0,85$$

$$G_{\text{HNO}_3} = 70,61 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.1.3 Quantité de NO₂ qui sort du refroidisseur

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

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

$$G_{\text{NO}_2}^{(S)} = 71,59 + 124,62 * (1 - 0,85)$$

$$G_{\text{NO}_2}^{(S)} = 90,28 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.1.4 Quantité d'NO qui sort du refroidisseur

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

$$G^{(R)}_{NO} = ?$$



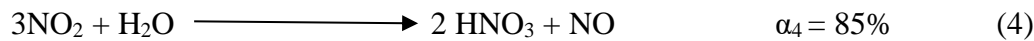
D'après la réaction (5) on a :

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

$$G_{NO}^{(R)} = 152,32 (1 - 0,47)$$

$$G_{NO}^{(R)} = 80,73 \text{ Kmoles/h}$$

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



D'après la réaction (4) on a :

$$G'_{NO} = 1/3 G_{NO_2} * \alpha_4$$

$$G'_{NO} = 1/3 * 124,62 * 0,85$$

$$G'_{NO} = 35,31 \text{ Kmoles/h}$$

Donc: $G_{NO}^{(S)} = G'_{NO} + G_{NO}^{(R)}$

$$G_{NO}^{(S)} = 35,31 + 80,73$$

$$G_{NO}^{(S)} = 116,04 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.2 Quantité d'O₂ qui sort du refroidisseur

$$G_{O_2}^{(S)} = G_{O_2}^{(S')} - G_{O_2}^{(C')}$$

$$G^{(C')}_{O_2} = ?$$

D'après la réaction (5) on a :

$$G_{O_2}^{(C')} = 1/2 * G_{O_2}^{(S)} * \alpha_5$$

$$G_{O_2}^{(C')} = 1/2 * 152.32 * 0,47$$

$$G_{O_2}^{(C')} = 35,79 \text{ Kmoles/h}$$

Donc : $G_{O_2}^{(S)} = G_{O_2}^{(S')} - G_{O_2}^{(C')}$

$$G_{O_2}^{(S)} = 47,64 - 35,79$$

$$G_{O_2}^{(S)} = 11,85 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.2.1 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%.

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

$$G_{H_2O}^{(S')} = 499.61 (1 - 0.97)$$

$$G_{H_2O}^{(S')} = 14,99 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.2.2 Quantité d'eau consommée pour la formation de l'acide faible



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

$$G_{H_2O}^{(4)} = 1/3 * 124,62 * 0.85$$

$$G_{H_2O}^{(4)} = 35,31 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.2.2.1 Quantité de vapeur d'eau condensée

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

$$G_{H_2O}^{(\text{cond})} = 499,61 * 0,97$$

$$G_{H_2O}^{(\text{cond})} = 484,62 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.2.2 Quantité d'eau nécessaire pour la dilution de l'acide nitrique

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

$$G_{H_2O}^{(D)} = 499,61 - 14,99 - 35,31$$

$$G_{H_2O}^{(D)} = 449,31 \text{ Kmoles/h}$$

III.2.2.3 Concentration de l'acide formé dans le refroidisseur

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

$$C_{HNO_3} = \frac{70,61 * 63 * 100}{(70,61 * 63) + (449,31 * 18)}$$

$$C_{HNO_3} = 35,49 \%$$

Tableau III-4 : Composition du condensat

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	Massique	Kmoles/h	molaire
H ₂ O	8087,58	64,51	449,31	86,42
HNO ₃	4448,43	35,49	70,61	13,58
TOTAL	12536,01	100	519,92	100

Tableau III-5 : Composition du mélange gazeux sortant du condenseur

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	Massique	Kmoles/h	molaire
O ₂	379,2	0,59	11,85	0,54
N ₂	55384	86,99	1978	89,46
H ₂ O	269,82	0,42	14,99	0,68

NO	3481,2	5,47	116,04	5,24
NO ₂	4152,88	6,52	90,28	4,08
TOTAL	63667,13	100	2211,16	100

III.3 Colonne d'absorption :

III.3.1 Zone d'oxydation

Les gaz sortant du refroidisseur sont dirigés vers la colonne d'absorption également dans la zone d'oxydation et se mélange avec l'air secondaire qui représente **13%** du débit d'air total refoulé du compresseur d'air venant de la zone de blanchissement pour convertir le NO en NO₂ suivant cette réaction :



Cette réaction se fait à **98%**.

III.3.1.1 L'air secondaire

- Quantité d'O₂ dans l'air secondaire

13% en volume d'air sortant du compresseur à **216°C** passe par un refroidisseur dit secondaire utilisant l'eau de refroidissement pour abaisser la température jusqu'à **80°C**.

Cet air est utilisé au blanchiment de l'acide sous la zone d'oxydation puis à l'oxydation du monoxyde d'azote **NO**.

$$G_{O_2}^{13\%} = \frac{G_{O_2}^{87\%} * 13}{87}$$

$$G_{O_2}^{13\%} = \frac{14873.1 * 13}{87}$$

$$G_{O_2}^{13\%} = 2222,42 \text{ Kg/h}$$

- Quantité d'N₂ dans l'air secondaire

$$G_{N_2}^{13\%} = \frac{G_{N_2}^{87\%} * 13}{87}$$

$$G_{N_2}^{13\%} = \frac{55243.26 * 13}{87}$$

$$G_{N_2}^{13\%} = 8254,74 \text{ Kg/h}$$

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

$$G_{H_2O}^{13\%} = \frac{G_{H_2O}^{87\%} * 13}{87}$$

$$G_{H_2O}^{13\%} = \frac{1204.02 * 13}{87}$$

$$G_{H_2O}^{13\%} = 179,91 \text{ Kg/h}$$

III.3.1.2 Gaz entrant dans la zone d'oxydation

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

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

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

$$G_{O_2}^{(T)} = 2222,42 + 379,2$$

$$G_{O_2}^{(T)} = 2601,62 \text{ Kg/h}$$

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

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

$$G_{N_2}^{(T)} = 8254,74 + 55384$$

$$G_{N_2}^{(T)} = 63638,74 \text{ Kg/h}$$

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

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

$$G_{H_2O}^{(T)} = 179,91 + 269,82$$

$$G_{H_2O}^{(T)} = 449,73 \text{ Kg/h}$$

Tableau III-6 : Composition des gaz dans l'air secondaire

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	massique	Kmoles/h	molaire
O ₂	2222,42	20,85	69,45	18,56
N ₂	8254,74	77,46	294,81	78,77
H ₂ O	179,91	1,69	9,99	2,67
TOTAL	10656,89	100	374,25	100

Tableau III-7 : Composition des gaz entrant dans la zone d'oxydation

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	massique	Kmoles/h	Molaire
O ₂	2601,62	3,50	81,30	3,14
N ₂	63638,74	85,62	2272,81	87,91
H ₂ O	449,73	0,61	24,98	0,97
NO	3481,2	4,68	116,04	4,49
NO ₂	4152,88	5,59	90,28	3,49
TOTAL	74324,17	100	2585,41	100

III.3.1.3 Quantité de NO₂ formée lors de la réaction d'oxydation (6)

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



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

$$G'_{NO_2} = 116,04 * 0,98$$

$$G'_{NO_2} = 113,72 \text{ Kmoles/h}$$

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

- **Quantité de NO₂ qui sort de la zone d'oxydation**

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

$$G_{NO_2}^{(S)} = 113,72 + 90,28$$

$$G_{NO_2}^{(S)} = 204 \text{ Kmoles/h}$$

- **Quantité de monoxyde d'azote NO qui sort de la zone d'oxydation**

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

Avec :

$G_{O_2}^{(S)}$: Débit molaire d'O₂ qui sort de la zone d'oxydation, Kmoles/h.

$$G_{NO}^{(S)} = G_{NO}^{(S)} (1 - 0,98)$$

$$G_{NO}^{(S)} = 116,04 * (1 - 0,98)$$

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

- **Quantité d'O₂ qui sort de la zone d'oxydation**

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

$$G_{O_2}^{(S)} = G_{O_2} - 1/2 * G_{NO}^{(S)} * X$$

$$G_{O_2}^{(S)} = 81,30 - 1/2 * 116,04 * 0,98$$

$$G_{O_2}^{(S)} = 24,44 \text{ Kmoles/h}$$

Tableau III-8 : Composition des gaz sortant de la zone d'oxydation et entrant dans la zone d'absorption

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	massique	Kmoles/h	molaire
O ₂	782,08	1,05	24,44	0,97
N ₂	63638,68	85,62	2272,81	89,88
H ₂ O	449,64	0,60	24,98	0,99
NO	69,6	0,094	2,32	0,09
NO ₂	9384	12,63	204	8,07
TOTAL	74324	100	2528,55	100

III.3.2 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 à l'aide des 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 : $G^{(E)}_{H_2O} = 6423,3 \text{ Kg/h}$.
- Débit d'acide dilué : $G^{35,51\%}_{HNO_3} = (8087,58 + 4448,43) = 12527,01 \text{ Kg/h}$.
- Débit d'acide produit à 57 % : $G^{57\%}_{HNO_3} = 30555,56 \text{ Kg/h}$.
- Débit des gaz totaux entrant dans la zone d'absorption : $G^{(E)}_{gaz} = 74342 \text{ Kg/h}$

III.3.2.1 Bilan matière global de la zone d'absorption

Ce qui entre = ce qui sort

(Gaz nitreux) +(HNO₃ à 35,51%)+(eau de procédé) = (gaz de queue) +(HNO₃ à 57%)

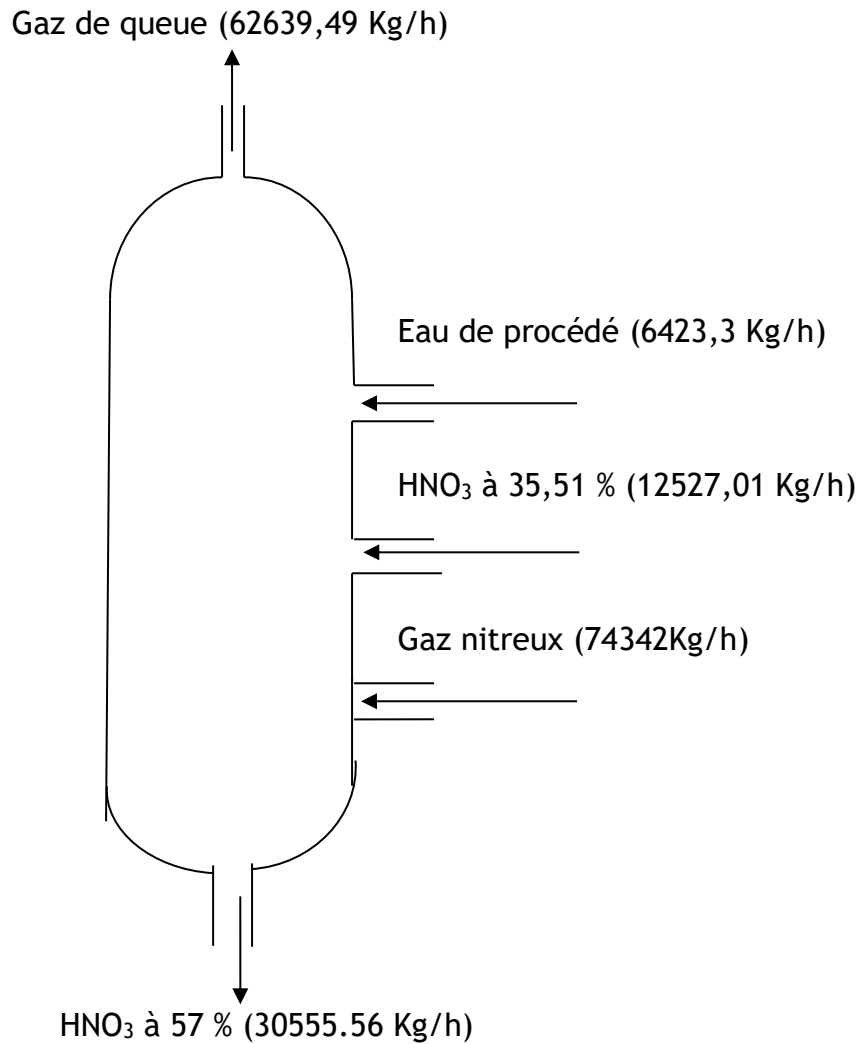


Figure III-1 : Bilan de matière global sur la zone d'absorption.

$$G_{\text{gaz}}^{(E)} + G_{\text{HNO}_3}^{35,51\%} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{(E)} = G_{\text{gaz}}^{(S)} + G_{\text{HNO}_3}^{57\%}$$

III.3.2.2 Débit des gaz sortant de colonne

- Débit de gaz de queue (sortant)

$$G_{\text{gaz}}^{(S)} = G_{\text{gaz}}^{(E)} + G_{\text{HNO}_3}^{35,51\%} + G_{\text{H}_2\text{O}}^{(E)} - G_{\text{HNO}_3}^{57\%}$$

$$G_{\text{gaz}}^{(S)} = 74342 + 12527,01 + 6423,3 - 30555,56$$

$G_{\text{gaz}}^{(S)} = 62736,75 \text{ Kg/h}$

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

- L'azote et la 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 de 2,6 % en volume (par analyse) (feuille d'analyse).
- La densité du gaz de queue est de 4,18 Kg/Nm³.

• **Débit d'oxygène sortant de la colonne**

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

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

$$Q_{\text{gaz}}^{(S)} = \frac{62736,75}{1,20}$$

$$Q_{\text{gaz}}^{(S)} = 52280,62 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\implies Q_{O_2}^{(S)} = 0,026 * 52280,62 = 1359,3 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$G_{O_2}^{(S)} = 1930.2 \text{ Kg/h}$$

(La densité de l'oxygène est de 1,42). [1]

• **Détermination de la quantité des NO_x sortant de la colonne**

$$G_{NO_x}^{(S)} (\text{Kg/h}) = \frac{G_{NO_x}^{(S)} (\text{ppm}) * G_{\text{Gaz}}^{(S)}}{10^6}$$

Avec :

$$G_{NO_x}^{(S)} = 2800 \text{ ppm (Fiche de contrôle)}$$

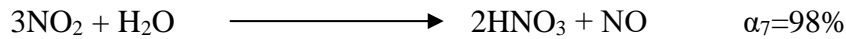
$$G_{NO_x}^{(S)} = \frac{2800 * 62736,75}{10^6}$$

$$G_{NO_x}^{(S)} = 175,66 \text{ Kg/h}$$

- **Quantité de NO₂ sortie de la colonne**

a) Quantité de NO₂ ayant réagi dans la colonne

On a la réaction :



$$G_{NO_2}^{(\text{réagie})} = G_{HNO_3}^{(\text{prod})} * 3/2$$

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

$$G_{HNO_3}^{(\text{prod})} = G_{HNO_3}^{(\text{tot})} - G_{HNO_3}^{(35,51\%)}$$

$$G_{HNO_3}^{(\text{tot})} = G_{HNO_3}^{(57\%)} * 0,57$$

$$G_{HNO_3}^{(\text{tot})} = 30555,56 * 0,57$$

$$G_{HNO_3}^{(\text{tot})} = 17416,67 \text{ Kg/h}$$

$$G_{HNO_3}^{(\text{prod})} = 17416,67 - 12527,01$$

$$G_{HNO_3}^{(\text{prod})} = 4889,66 \text{ Kg/h}$$

$$=77,61 \text{ Kmol/h}$$

Donc :

$$G_{NO_2}^{(\text{réagie})} = 77,61 * \frac{3}{2}$$

$$G_{NO_2}^{(\text{réagie})} = 116,42 \text{ Kmoles/h}$$

b) Quantité des NO₂ n'ayant pas réagi

$$G_{NO_2}^{(\text{non réagie})} = G_{NO_2}^{(\text{réagie})} * 0,02$$

$$G_{NO_2}^{(\text{non réagie})} = 116,42 * 0,02$$

$$G_{NO_2}^{(\text{non réagie})} = 2,33 \text{ Kmoles/h}$$

$$G_{NO_2}^{(\text{non réagie})} = 107,18 \text{ Kg/h}$$

• **Quantité de NO sortie colonne**

$$G_{NO_x}^{(S)} = G_{NO}^{(S)} + G_{NO_2}^{(S)}$$

$$G_{NO}^{(SC)} = G_{NO_x}^{(SC)} - G_{NO_2}^{(SC)}$$

$$G_{NO}^{(SC)} = 175,66 - 107,18$$

$$G_{NO}^{(SC)} = 68,48 \text{ Kg/h}$$

Tableau III-9 : Composition des gaz sortants de la colonne d'absorption

Constituants	Débit massique	%	Débit molaire	%
	Kg/h	massique	Kmoles/h	molaire
O ₂	1930,2	2,91	60,33	2,55
N ₂	63638,68	96,14	2272,81	96,20
H ₂ O	449,64	0,68	24,98	1,06
NO	68,48	0,10	2,27	0,096
NO ₂	107,18	0,17	2,33	0,098
TOTAL	66194,18	100	2362,72	100

III.4 Comparaison des débits entrants et sortant de l'unité d'acide nitrique avec de design :

D'après les bilans de matière on a observé dans la colonne d'absorption que le débit de NO_2 à la sortie de la colonne est de 107.18 Kg/h qui est très supérieur à celui fixé par le design 29.266Kg/h donc il y'a une grande émission des NO_2 dans l'environnement, ce qui nous amène à chercher les causes de cette mauvaise absorption. Il s'avère que la température de l'eau du procédé entre dans la colonne d'absorption a une température de 40°C au lieu de 29°C (fixée par le design).

Le refroidissement de l'eau de procédé s'impose pour améliorer l'absorption de NO_2 et minimiser les émissions des gaz. Ce refroidissement implique le dimensionnement d'un échangeur de chaleur. L'échangeur proposé est un échangeur à plaque car il est compact, facile à démonter, modulaire et résiste aux vibrations que l'échangeur tubulaire.

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

IV. Dimensionnement de l'échangeur de chaleur

Nomenclature

P : La puissance d'un échangeur.

K : le coefficient de transmission thermique surfacique moyen.

S : la surface d'échange.

ΔT_{LM} : représente l'écart de température moyen entre les deux fluides.

Q : le débit massique (kg/h).

C_p : la chaleur spécifique (J/kg. K).

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

T_{Cs} : température de fluide chaud à la sortie de l'échangeur.

T_{Fs} : température de fluide froid à la sortie de l'échangeur.

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

ΔP : la perte de charge en kPa.

ΔP_1 : Pertes de charge coté eau de procédé.

ΔP_2 : Pertes de charge coté eau de mer.

ρ : la masse volumique en kg/m³.

μ_1 : viscosité dynamique en cp.

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

H_2 : enthalpie du solvant eau de procédé.

H_3 : enthalpie d'acide nitrique à 57%.

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

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

$C_{p_{moyGv}}$: capacité calorifique du gaz vecteur à 55°C, (cal/mol. K).

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

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

G_2 : Débit de solvant entrée colonne

G_3 : débit de l'acide nitrique produit

T_0 : Température de référence (0°C).

T_1 : Température du gaz à l'entrée de la colonne

T_2 : Température du solvant entrant dans la colonne

T_3 : Température de l'acide nitrique produit

$C_{\text{pH}_2\text{O}}$: Chaleur spécifique de l'eau à 28°C

C_{pHNO_3} : Chaleur spécifique de l'acide nitrique à 57%

Introduction

La quantité du dioxyde d'azote dans les fumées (107.18 kg/h) est supérieure à celle fixée par le design (29.266 kg/h), la cause de cette mauvaise absorption est que la température de l'absorbant est de 40°C au lieu de 29°C. Un dimensionnement d'un échangeur à plaque est proposé pour refroidir l'eau de procédé par l'eau de mer afin d'améliorer l'absorption des NO₂ et donc réduire la teneur en dioxyde de l'azote rejetés à l'atmosphère sans affecter la colonne d'absorption.

Dans l'étude d'un échangeur de chaleur on cherche souvent à obtenir une puissance thermique d'échange donnée, avec la plus faible surface d'échange et le moins de pertes de charges possible, autrement dit au meilleur coût d'investissement. Lors des études générales relatives à des installations des échangeurs de chaleur apparaît souvent la nécessité d'évaluer :

- Les coefficients d'échange thermique.
- Les surfaces d'échanges.
- Les pertes de pressions.
- Les écarts de températures entre les fluides caloporteurs.

IV.1 Dimensionnement d'échangeur à plaques :

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

	Eau de procédé	Eau de mer
T_{entrée} (°C)	40	22 (donné)
T_{sortie} (°C)	29 (désiré)	28 (proposé)
Q (Kg/h)	6423.3	?
C_p (KJ/Kg.k)	4.18	3.93
λ (W/Mk)	0.643	0.596
μ (Pa/s)	0.54.10 ⁻³	1.07*10 ⁻³

IV.1.1 Calcul de débit de l'eau de mer à l'entrée de l'échangeur :

Le débit est calculé à partir de l'équation suivante [18]:

$$P = K S \Delta TLM = Q_c \cdot C_{p_c}(T_{ce}-T_{cs}) = Q_f \cdot C_{p_f}(T_{fs}-T_{fe})$$

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

$$6423.3 \cdot 4,18 \cdot (40-29) = Q_f \cdot 3,93(28-22)$$

$$Q_f = 12525,16 \text{ Kg/h}$$

IV.1.2 Calcul de la ΔTLM :

pour un échangeur à plaque à contre- courant la ΔTLM est donnée par la formule suivante [18]

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

$$\Delta TLM = \frac{(40-28)-(29-22)}{\ln\left(\frac{40-28}{29-22}\right)}$$

$$\Delta TLM = 9,28^\circ C$$

IV.1.3 Estimation des pertes de charge :

Les pertes de charge peuvent s'écrire de la manière suivante [9] :

$$\Delta P_1 = \Delta P_2 (Q_c/Q_f)^2$$

Avec :

$$\Delta P_2 = 100 \text{ Kpa coté eau de mer (plus fort débit).}$$

- Débit volumique de l'eau de mer

$$Q_f = Q_f / \rho_f$$

$$Q_f = 12525,16 / 1029$$

$$Q_f = 12,17 \text{ m}^3/\text{h}$$

- Débit volumique de l'eau de procédé

$$Q_c = Q_c / \rho_c$$

$$Q_c = 6423.3 / 988,2$$

$$Q_c = 6.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Donc :

$$\Delta P_1 = 100 \left(\frac{6.5}{12,17} \right)^2$$

$$\Delta P_1 = 28,5 \text{ KPa}$$

IV.1.4 Calcul des coefficients d'échange h_c et h_f

L'échange de chaleur entre les deux fluides suit trois étapes :

- Transfert de chaleur par convection du fluide chaude vers la paroi ;
- Transfert de chaleur par conduction à travers la paroi ;
- Transfert de chaleur par convection de la paroi vers le fluide froid [19]

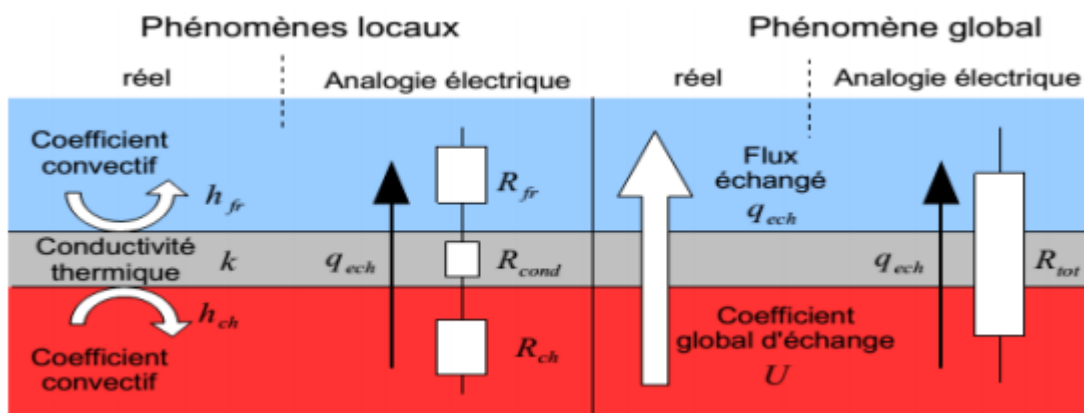


Figure IV-1 : Principe de fonctionnement d'un échangeur de chaleur: exemple simplifié, analogie électrique et notations principales[19]

h_c et h_f se calculent à partir de la formule suivante [9] :

Côté eau chaude	Côté eau froide
$\frac{h_f}{\lambda_2} Pr_2^{-1/3} = 234 \left(\frac{\rho_2 \Delta P_2}{\mu_2^2} \right)^{0,3275}$	$\frac{h_f}{\lambda_2} Pr_2^{-1/3} = 234 \left(\frac{\rho_2 \Delta P_2}{\mu_2^2} \right)^{0,3275}$
Avec :	Avec :
$Pr_1 = \frac{\mu_1 C p_1}{\lambda_1}$	$Pr_2 = \frac{\mu_2 C p_2}{\lambda_2}$
$Pr_1 = \frac{0,54 * 4,18}{0,643}$	$Pr_2 = \frac{1,07 * 3,93}{0,5966}$
$Pr_2 = 3,51$	$Pr_2 = 7,05$
Donc :	Donc :
$\frac{h_c}{0,643} (3,51)^{-1/3} = 234 \left(\frac{988,2 * 50,7}{(0,547)^2} \right)^{0,3275}$	$\frac{h_f}{0,5966} (7,05)^{-1/3} = 234 \left(\frac{1029 * 100}{(1,07)^2} \right)^{0,3275}$
$h_c = 9729,43 \text{ W/m}^2\text{K}$	$h_f = 11218,85 \text{ W/m}^2\text{K}$

IV.1.5 Calcul du coefficient d'échange global (K)

K peut s'écrire de la manière suivante :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{h_c} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_f} + R_{ec} + R_{ef} \quad [18]$$

On prendra : $e/\lambda = 3 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$ pour une plaque en inox (valeur moyenne).

$$R_{ec} = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W} \quad (\text{Voir Annexe 1})$$

$$R_{ef} = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W} \quad (\text{Voir Annexe 1})$$

Donc :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{11749,4} + \frac{1}{11218,85} + 3 \cdot 10^{-5} + 5 \cdot 10^{-5} + 2,5 \cdot 10^{-5}$$

$$K = 3367,94 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

IV.1.6 Calcul de la surface d'échange

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

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

Donc :

$$S = \frac{6423,3 * 4,18 * (40 - 29)}{3367,94 * 9,28}$$

$$S = 9,45 \text{ m}^2$$

Après avoir calculer la surface d'échange. On a choisi ensuite le type de plaques en respectant les valeurs limites de débits et de NUT indiqués dans le tableau suivant [16] :

Tableau IV-1 : les différents échangeurs d'Alpha Laval

Type	Diamètre raccords (mm)	Débit maxi eau (m ³ /h)	Nombre d'unités de transfert mini/maxi	Surface d'échange d'une plaque (1cotés) (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
A15-B	150	400	1.2/5.5	0.75	430
AM10	100	160	0.3/1	0.43	260
A10-B	100	160	1/2.8	0.24	100

Pour calculer le nombre de plaques, il faut ensuite déterminer le type d'échangeur correspondant aux valeurs maxi de débit (12.172 m³/h) et de NUT.

$$NUT = KS/C_{\min} = 3367,94 * 3600 * 9.45 / (6423.3 * 4180) = 4.26$$

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

Pour l'échangeur A15-B il faut $9.45/0,75 = 12.6$ soit 13 plaques de surface d'échange auxquelles il faut rajouter les 2 plaques terminales ; la solution est donc : échangeur type A15-B à 15 plaques.

Et pour l'échangeur AX35 il faut $9.45/2.7 = 3.5$ soit 4 plaques de surface d'échange auxquelles il faut rajouter les 2 plaques terminales ; la solution est donc : échangeur type AX35 à 6 plaques.

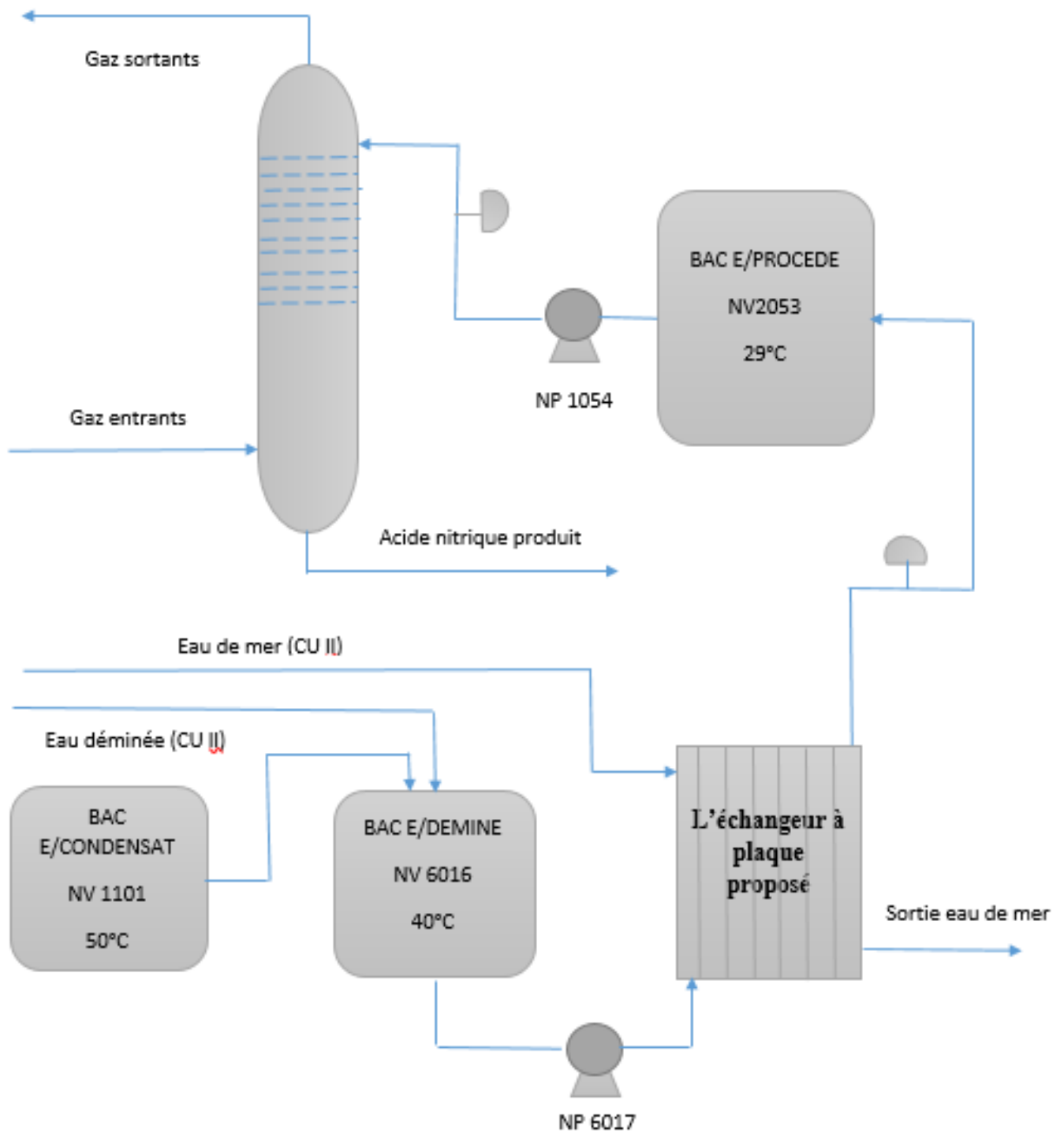


Figure IV-2 : Schéma du procédé modifié (ajout de l'échangeur à plaques)

IV.2 Influence de la température du solvant sur l'absorption

IV.2.1 Bilan enthalpique de la colonne d'absorption

$$H_1 + H_2 = H_3 + H_4$$

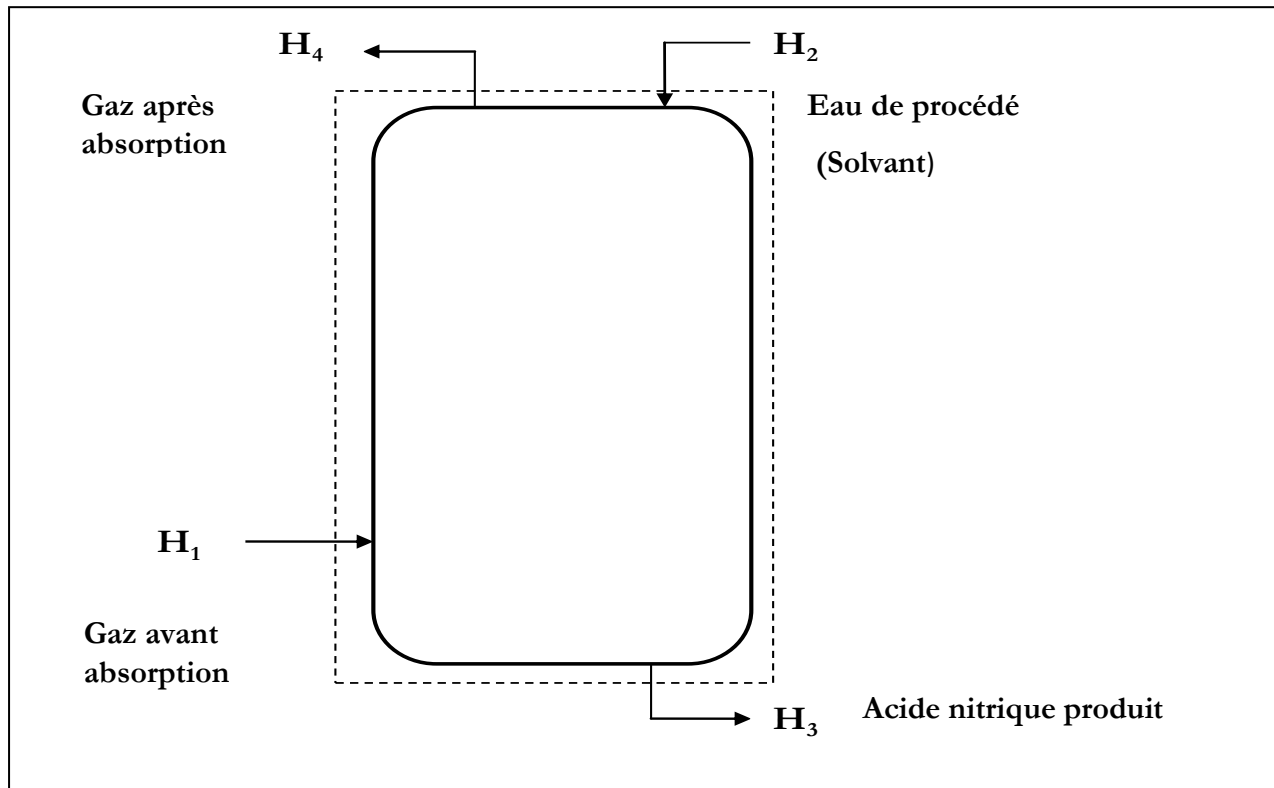


Figure IV-3 :Bilan enthalpique de la colonne d'absorption NC2050

IV.2.2 Calcul des enthalpies des gaz entrant dans la colonne :

La formule de l'enthalpie des gaz à l'entrée de la colonne d'absorption est la suivante [20] :

$$H_1 = (G_1 - G_{NO_2}) \times C_{p_{moyGv}}(T_1 - T_0) + G_{NO_2} \times C_{p_{NO_2}}(T_1 - T_0) + \lambda_{NO_2}$$

Avec :

G_1 : débit des gaz entrant dans la colonne.

G_{NO_2} : débit du gaz NO_2 entrant dans la colonne.

$\lambda_{NO_2} = 9715,34 \text{ cal/kg de } NO_2$, (Voir annexe n°2).

T_1 : Température du gaz à l'entrée de la colonne = 63°C.

T_0 : Température de référence = 0°C.

On sait que la chaleur spécifique de gaz est : $C_{p_i} = f(t) = a + b t + c t^2$ [21].

Et $C_{p_{moy}} = \sum C_{p_i} \cdot X_i$.

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

Tableau IV-2 :: Valeurs des C_{p_i} des gaz entrant dans la colonne à une température de 328 K

Constituants	NO	NO ₂	O ₂	H ₂ O	N ₂
C_p (cal/mol.K)	7,20	9,43	7,11	8,10	6,51
X_i (%)	4.63	3.42	3.34	0.96	87,65

$$C_{p_{moyGv}} = (7,2 \times 0,0463) + (9,43 \times 0,0342) + (7,11 \times 0,0334) + (8,1 \times 0,0096) + (6,51 \times 0,8765)$$

$$C_{p_{moyGv}} = 6,677 \text{ cal/mol. K}$$

Donc :

$$H_1 = (2585,41 - 90,28) \times 10^3 \times 6,677 \times (328-273) + 90,28 \times 10^3 \times 9,43 \times (328-273) + (9715,34 \times 4152,88)$$

$$H_1 = 1 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

IV.2.3 Calcul de l'enthalpie de l'eau de procédé (solvant) à une température de 40°C (la marche actuelle) :

La formule de l'enthalpie du solvant est la suivante [20] :

$$H_2 = G_2 \times C_{p_2} (T_2 - T_0)$$

Avec :

G_2 : débit de solvant entrée colonne

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

$C_{p_{H_2O}}$ à 40°C = 0,802 Kcal/Kg

$$H_2 = 6423,3 \times 0,802 \times 10^3 \times (313-273)$$

$$H_2 = 2,06 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

IV.2.4 Calcul de l'enthalpie de l'eau de procédé (solvant) à une température de 29°C

La formule de l'enthalpie du solvant est la suivante [20] :

$$H'_2 = G_2 \times C_{p2}(T_2 - T_0)$$

Avec : C_{pH_2O} à 29°C = 0,788 Kcal/Kg.K.

$$H'_2 = 6423.3 \times 0.788 \times 10^3 \times (302 - 273)$$

$$H'_2 = 1.47 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

IV.2.5 Calcul de l'enthalpie de l'acide nitrique à 57%

La formule de l'enthalpie de l'acide nitrique est la suivante [20] :

$$H_3 = G_3 \times C_{p3}(T_3 - T_0)$$

Avec :

G_3 : débit de l'acide nitrique produit = 29040 Kg/h = 460,10 kmol/h.

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

C_{pHNO_3} à 57% et 44°C = 26,26 cal/mol.K. (voir annexe n°4)

$$H_3 = 485 \times 10^3 \times 26.26 \times (317 - 273)$$

$$H_3 = 5.6 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

IV.2.6 Calcul des enthalpies des gaz sortant de la colonne pour une température d'eau de procédés de 40 :

On a:

$$H_4 = H_1 + H_2 - H_3$$

$$H_4 = 1,0 \times 10^6 + 2.06 \times 10^5 - 5.6 \times 10^5$$

$$H_4 = 6.46 \times 10^5 \text{ Kcal/h}$$

IV.2.7 Calcul des enthalpies des gaz sortant de la colonne pour une température d'eau de procédés de 29°C :

$$H'_4 = H_1 + H'_2 - H_3$$

$$H'_4 = 1,0 \times 10^6 + 1.47 \times 10^5 - 5.6 \times 10^5$$

$$H'_4 = 5.87 \times 10^5 \text{ Kcal/h}$$

Tableau IV-3 : Différence entre les enthalpies à 40°C et 29°C

Température	40°C	29°C
Enthalpie des gaz sortant de la colonne	$6.46 \times 10^5 \text{ Kcal/h}$	$5.87 \times 10^5 \text{ Kcal/h}$

IV.3 Conclusion

A partir du calcul du bilan enthalpique de la colonne d'absorption pour différentes températures de l'eau de procédé (solvant) entrant au sommet de la colonne d'absorption, nous avons remarqué que l'enthalpie des gaz sortant de la colonne pour une température de solvant de 40 °C (la marche actuelle) est supérieure à l'enthalpie des gaz sortant de la colonne pour une température de solvant de 29 °C, ce qui traduit une amélioration de l'absorption des gaz NO_x c.-à-d. une meilleure solubilité des gaz dans le solvant.

V. Conclusion générale :

Le stage pratique que nous avons effectué au sein de l'entreprise « Fertial » dans l'unité d'acide nitrique a été bénéfique vue qu'il nous a permis de vérifier pratiquement certaines connaissances théoriques acquises lors de notre formation, et nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement de plusieurs machines.

Au cours de ce stage, nous avons trouvé plusieurs problèmes, Le problème qui nous a intéressé est que le débit de NO_2 à la sortie de la colonne d'absorption (107.18 Kg/h) est très supérieur à celui fixé par le design (29 Kg/h) c.-à-d. il y'a une mauvaise absorption de NO_2 par l'eau de procédé, et la cause de cette mauvaise absorption est que la température du solvant est élevée (40°C) au lieu de 29°C, pour résoudre ce problème il faut donc refroidir l'eau de procédé en utilisant un échangeur de chaleur.

L'échangeur de chaleur est un équipement qui permet d'assurer un transfert de chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid sans contact direct entre les deux.

L'échangeur proposé est un échangeur à plaques et joints Alfa-Laval où l'eau de procédé est refroidie par l'eau de mer. Après le dimensionnement nous avons obtenu deux types d'échangeurs : A15-B et AX35 avec des surfaces acceptables.

Et après le calcul des enthalpies nous avons trouvé que l'enthalpie des gaz sortant de la colonne diminue avec la diminution de la température, donc l'absorption de NO_2 est améliorée.

VI. Références bibliographique :

- [1] BOUDAOU Sabrina Amina, EL HACI Aicha. Etude d'un échangeur à plaques. [Mémoire de master]. Université Abdel Hamid Ben Badis – Mostaganem. Département Génie Mécanique. Spécialité : Energétique. Année Universitaire : 2018 / 2019.
- [2] Hannachi Kheireddine. Etude et simulation de la de récupération des condensats pollues à base d'une série d'échangeur de chaleur [Mémoire de Master]. Annaba : Université Badji Mokhtar Annaba. Faculté des sciences de l'ingéniorat. Département de génie mécanique.2016/2017.
- [3] <https://www.liberte-algerie.com/actualite/lunite-fertial-dannaba-baisse-le-rideau-244700>
- [4] <https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/energies-th4/echangeurs-de-chaleur-42376210/echangeurs-de-chaleur-be9516/>
- [5] <https://www.legarrec.com/entreprise/transfert-thermique-definition/>
- [6] MARIE-HELENE MATHONIERE, MARIE-DOMINIQUE HAGELSTEEN, avis no 99- A-02 du conseil de concurrence relatif à l'acquisition de société Vicarb par la société Alfa Laval Holding AB, janvier 1999.
- [7] <https://www.encyclopedie-energie.org/les-echangeurs-de-chaleur/>
- [8] Taourit FARIDA. Etude du comportement dynamique et thermique de deux écoulement du fluide dans un échangeur de chaleur (comparaison entre le cas simple et le cas avec ailettes) [Mémoire de Master]. Tlemcen : Université Abou Bakr Belkaid-Tlemcen.Faculté de technologie Département de génie mécanique. 2012-2013.
- [9] <http://www.infoenergie.eu/riv+ener/source-energie/Echangeurs.pdf>
- [10] <http://www.recuperation-chaleur.fr/echangeurs-tubulaires>
- [11] http://www.corbelet.com/echangeur_de_chaleur.php
- [12] <https://www.abcclim.net/echangeur-a-plaques.html>

- [13] Hani Mohamed.Kadri Tania. Dimensionnement d'un échangeur à plaques et joints de la section de production de la margarine du complexe agro-alimentaire CEVITAL de Bejaia. [Mémoire de Master]. Bejaia : Université A MIRA BEJAIA Faculté de technologie. Département de Génie des procédés. Génie chimique.2016-2017.
- [14] DEZIRI NADJEM EDDINE. Simulation d'une d'un échangeur de chaleur à faisceau et calandre. [Mémoire de master]. Université Badji Mokhtar Annaba. Département de génie mécanique. Spécialité : énergétique et environnement. 2016/2017.
- [15] Jean-Sébastien SAVARD. Hussein IBRAHIM. Adrian ILINCA Etude et conception d'un échangeur thermique pour un système hybride de type Éolien-Diesel-stockage d'air comprimé (JEDSAC). Rapport interne Laboratoire de Recherche en Énergie Éolienne. LREE-04 – Octobre 2008
- [16] <https://www.coursehero.com/file/p1ao35a/Molal-Saturation-Molal-Humidity-i-i-m-m-T-i-T-i-p-n-S-h-P-p-n-n-Moles-of/>
- [17] <https://energieplus-lesite.be/theories/enveloppe9/proprietes-materiaux/grandeurs-hygrometriques/>
- [18] <https://www.barriquand.com/dimensionner-echangeur-thermique-mode-emploi/>
- [19] REZZIG Amina. Etude énergétique comparative d'un échangeur de chaleur de tubes à ailettes annulaires. [Mémoire de Master]. Université Mohamed Boudiaf - M'SILA. Option Physique Energétique et Energies Renouvelables. 2017/2018
- [20] <https://shareok.org/bitstream/handle/11244/26226/Thesis-1968O97s.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- [21] P. Wuithier ; Raffinage et genie chimique, tome1.2ème Edition1972.

VII. Les annexes :

Annexe n°1 : résistance d'encrassement

eau de mer à $T < 50^{\circ}\text{C}$	$10^{-4} \text{ m}^2.\text{KW}^{-1}$
eau de mer à $T > 50^{\circ}\text{C}$	$2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2.\text{KW}^{-1}$
eau de ville à $T < 50^{\circ}\text{C}$	$2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2.\text{KW}^{-1}$
eau de ville à $T > 50^{\circ}\text{C}$	$3,5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2.\text{KW}^{-1}$

Dans les échangeurs à plaques, les résistances sont en moyenne quatre fois plus faibles.

Annexe n,°2

Substance	$\lambda=f(t)$ (cal/kg de NO_2)	λ à 273K (cal/kg de NO_2)
NO_2	$14744 - 22,07(T)+13,37 \cdot 10^{-3}(T^2)$	9715,34

Annexe n°3 : capacité calorifique des gaz.

Substance	$\text{Cp}=f(t)$ (cal/mol.K)	Rangé de T(K) mol	Cp à 328 K (cal/mol.K)	Cp à 308 K (cal/mol.K)
O_2	$7,16+1 \cdot 10^{-3}T-0,4 \cdot 105/T^2$	298-3000	7,11	7,04
N_2	$6,33+0,9 \cdot 10^{-3}T-0,12 \cdot 10^5/T^2$	298-3000	6,62	6,48
NO	$7,03+0,92 \cdot 10^{-3}T-0,14 \cdot 105/T^2$	298-2000	7,33	7,16
NO_2	$10,26+2,04 \cdot 10^{-3}T-1,61 \cdot 105/T^2$	298-2000	9,43	9,19
H_2O_g	$7,3+2,46 \cdot 10^{-3}T$	298-2750	8,10	8,06
H_2O_L	$12,65+11,38 \cdot 10^{-3}T-1,73 \cdot 10^5/T^2$	273-373	14,77	14,33

Annexe n°4 : capacité calorifique d'acide nitrique à 57%.

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