

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

BADJIMOKHTAR-ANNABAUNIVERSITY
UNIVERSITE BADJI MOKHTAR-ANNABA



جامعة باجي مختار – عنابة

Faculté des Sciences de l'Ingénierat
Département de Génie des Procédés

Année 2019

Spécialité: Génie des Procédés

MEMOIRE

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de **Master**

Amélioration du rendement de récupération de l'ammoniac au niveau de la section RDC

Unité : Nitrate d'Ammonium

FERTIAL-ANNABA

Présenté par:

OUKIL Anfal

Directeur de memoire: SAMAR Mohamed El Hadi Professeur Université Badji Mokhtar- Annaba

Devant le jury :

Président : KHERRAT Rochdi Professeur Université Badji Mokhtar-Annaba

Examineurs: LACHGAR Mohamed Saddek MAA Université Badji Mokhtar-Annaba

SAOUDI Fethi MAA Université Badji Mokhtar-Annaba

Résumé

L'objectif de ce travail consiste essentiellement à récupérer l'ammoniac existant dans l'eau de refroidissement rejetée, au niveau de l'unité de nitrates d'ammonium à FERTIAL-ANNABA. Afin d'améliorer le rendement de récupération de l'ammoniac contenue dans les condensats de la section RDC, nous avons essayé de proposer des solutions, dans l'objet de récupérer le maximum d'ammoniac par différents techniques de récupération.

Mot clé : Nitrate d'ammonium, Ammoniac, Evaporation, Condensation, colonne de stripping, Echangeur de chaleur.

Abstract

The objective of this study is mainly to retrieve the ammonia existing in the discharged cooling water, at the level of ammonium nitrate unity of FERTIAL-ANNABA, in order to improve the performance of condensate retrieval section (CR). To reach the objective of this study, we have proposed solutions aiming to retrieve the maximum of ammonia through respectful processes.

Key words: Ammonium Nitrate, Ammonia, Evaporation, Condensation, Stripping Column, Heat Exchanger.

ملخص

يهدف هذا العمل بشكل أساسي إلى استعادة الأمونيا الموجودة في مياه التبريد التي ستوجه إلى الصرف التابعة لوحدة إنتاج نترات الأمونيوم بمركب فرتيال-عنابة ، لذلك ، حاولنا اقتراح حلول ، من أجل تحسين مردود قسم استرداد المكثفات ، بهدف استعادة الحد الأقصى من الأمونيا من خلال عمليات مختلفة.

الكلمات المفتاحية: نترات الامنيوم، الامونيا، تبخر ، تكيف ، برج التجريد ، مبادل حراري.

Remerciement

Au nom de DIEU le clément le miséricordieux qui m'a donnée le courage de faire cette recherche.

Je tiens aussi à exprimer ma fervente gratitude à toute personne ayant contribué de près ou de loin à ce modeste travail :

A mon directeur Pr SAMAR M^e d'El Hadi dont la présence indéniable et le soutien moral me furent d'une aide précieuse.

A mon maitre de stage HANNACHI Kheireddine qui m'a accueilli à bras ouverts et guidé tout au long de ma période de stage.

A toute l'équipe FERTIAL dont la gentillesse et la disponibilité me vont droit au cœur en particulier Mr ACHAICHIA Foued.

Aux membres de Jury qui vont prendre le temps de lire, évaluer et juger de la validité de ce projet.

A toute l'équipe professorale de département génie des procédés de l'université BADJI Mokhtar dont le sérieux et la ténacité m'on appris à faire face à toutes les situations délicates que j'au pu ou pourrais rencontrer.

Enfin, je tiens à remercier toutes les autres personnes que je n'ai pas pu citer en ces quelques lignes et qui m'ont soutenue pour l'élaboration de ce mémoire.

*A toute ma famille, mes amis, tous ceux qui m'ont aidé
de près ou de loin, j'exprime ma gratitude...*

OUKIL Anfal

Table des matières

LISTE DES FIGURES	I
LISTE DES TABLEAUX.....	II
Introduction générale.....	1
Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium.....	4
I.1. Généralités	5
I.1.1. Propriétés physiques et chimiques	5
I.1.2. Données thermodynamiques	7
I.2. Procèdes de fabrication.....	8
I.2.1. Généralités	8
A. Neutralisation de l'ammoniac par l'acide nitrique	8
B. Evaporation des solutions neutralisées	10
C. Granulation du nitrate d'ammonium	10
I.2.2. Description des procédés ^[3]	10
I.2.2.1. Procédés Uhde, SBA	10
I.2.2.2. Procédé UCB.....	12
I.2.2.3. Procédé Stamicarbon.....	13
I.2.2.4. Procédé NSM / Norsk Hydro Pressure.....	14
I.2.2.5. Procédé Stengel	15
I.2.2.6. Procédé AZF Atofina	15
I.2.2.7. Procédé fauser	16
I.3. Utilisations du nitrates d'ammonium	17
Chapitre II : Procède de fabrication de nitrate d'ammonium au niveau de FERTIAL, ANNABA.....	18
Introduction	19
II.1. Présentation de FERTIAL, ANNABA	19
II.2. Procède de fabrication de nitrate d'ammonium, FERTIAL ,ANNABA	23
II.1.1. Généralités ^[7]	24
II.2.1. Description du procédé de production du nitrate d'ammonium ^[7]	26
II.2. 1. Stockage	26
II.2. 2. Evaporation de l'ammoniac	26
II.2. 3. Neutralisation	27

II.2. 4.	Granulation.....	30
II.2. 5.	Section désorption.....	30
II.2. 6.	Section RDC.....	31
II.3	Conclusion.....	31
Chapitre III :	Section récupération des condensats (RDC).....	32
Introduction	33
III.1.	Evaporation.....	33
III.5.1.	Définition et applications.....	33
III.5.2.	Simple effet et multiple effets de l'évaporation ^[10]	34
III.2.	Présentation de la section RDC ^[11]	36
III.2.1.	Principe de l'évaporation multiple effet.....	36
III.2.2.	Description du procédé.....	38
III.2.2.1.	Bac des condensats acides.....	38
III.2.2.2.	Deuxième effet.....	39
III.2.2.3.	Premier effet.....	40
III.3.	Problématique.....	41
III.4.	Solutions proposées.....	41
-	Solution 01 :.....	41
-	Solution 02 :.....	41
-	Solution 03 :.....	41
-	Solution 04 :.....	41
III.5.	Etude de cas.....	42
III.5.1.	Réduction de l'ammoniac par échange d'ions.....	42
III.5.2.	Elimination de l'azote ammoniacal par un procédé membranaire.....	43
III.5.3.	Traitement physique de l'ammoniac par stripping.....	44
A.	Stripping à l'air.....	45
B.	Stripping à la vapeur.....	45
III.5.4.	Diminution de la charge d'ammoniac par condensation.....	46
Choix de l'échangeur	46
III.6.	Conclusion.....	48
Chapitre IV :	Traitement physique de l'ammoniac par stripping.....	49
Introduction	50
IV.1.	Généralités ^[22]	50

IV.2.	Solubilité à l'équilibre des gaz dans les liquides ^[22]	50
IV.3.	Contacteurs gaz – liquide ^[1]	50
IV.4.	Etude d'une colonne à garnissages ^[1]	51
IV.4. 1.	Divers types de garnissage	52
IV.4. 2.	Calcul du point de fonctionnement de la colonne	53
IV.4.2.1	Notion d'unité de transfert.....	54
A.	Calcul du nombre d'unité de transfert d'une séparation.....	57
B.	Calcul du nombre d'unités de transfert globales	57
IV.4.2.2	Calcul de la hauteur d'une unité de transfert.....	58
IV.5.	Dimensionnement de la colonne de stripping a garnissage ^[24]	61
IV.5.1.	Tracé de la droite opératoire.....	63
IV.5.2.	Tracé de la courbe d'équilibre.....	64
IV.5.3.	Calcul de la hauteur de garnissage	65
IV.5.4.	Calcul du diamètre de la colonne	65
IV.5.5.	Détermination de la perte de charge.....	68
IV.5.6.	Transfert de masse dans la colonne garnie.....	68
IV.5.6.1.	Phase liquide.....	68
IV.5.6.2.	Phase gazeuse	70
-	Calcul du NUT _G	74
IV.5.7.	Rendement de l'opération de stripping	75
IV.6.	Calcul de la puissance de la pompe ^[27]	76
1.	Calcul de la perte de charge dans le circuit	76
a.	Calcul des pertes de charge linéaire	76
	Conclusion.....	80
	Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur.....	81
V.1.	PRINCIPE DE CALCUL THERMIQUE D'UN ECHANGEUR ^[21]	82
V.1.1	METHODES DE CALCUL DES ECHANGEURS	82
V.1.1.1	Les méthodes analytiques.....	82
A.	Méthode du DTLM.....	82
B.	Méthode des NUT	83
V.1.1.2	La méthode numérique.....	83
A.	Méthode des volumes finis	83
B.	Méthode du diagramme enthalpie - température.....	84

V.2. Calcul d'un échangeur faisceau-calandre ^[28]	84
1. Section refroidissement	88
2. Section condensation	93
3. Section sous refroidissement	97
Calcul du débit de vapeur condensée	102
V.3. Conclusion	103
Conclusion générale	104
Références bibliographique	III
Annexes	vi

LISTE DES FIGURES

Figure I-01: Diagramme de phase $\text{NH}_4\text{NO}_3/\text{H}_2\text{O}$	6
Figure I-02: schéma simplifié du procédé de neutralisation avant la mise en forme	9
Figure I-03: Schéma simplifiée du procédé Uhde.....	11
Figure I-04: schéma simplifie du procédé UCB.....	12
Figure I-05: schéma de procédé Stamicarbon	13
Figure I-06: schéma de procédé NSM.....	14
Figure I-07 : Schéma de procédé AZF Atofina.....	16
Figure II-01: Situation géographique de l'entreprise (Fertial-Annaba).	20
Figure II-02 : Diagramme de fabrication de nitrate d'ammonium.....	23
Figure II-03: Diagramme de production de nitrate d'ammonium.....	25
Figure II-04 : schéma de neutralisation	27
Figure II-05 : Procédé de Neutralisation	29
Figure III-06: Schéma d'évaporation à triple effets	35
Figure III-07: Equipement de la section RDC	36
Figure III-08: schéma de principe de l'évaporation	37
Figure III-09: le 1 ^{er} et le 2 ^{eme} effet de la section évaporation.....	38
Figure III-10: Schéma de principe d'un évaporateur à film tombant.....	39
Figure III-11: Principe d'échange ionique	43
Figure III-12: Elimination de l'azote ammoniacal par procédé membranaire.	44
Figure III-13: Effet de température et de pH sur le stripping.....	46
Figure IV-01 Différents types de contacteurs gaz-liquide	51
Figure IV-02 : Colonnes à garnissage	52
Figure IV-03 : Différents types de garnissage en vrac.....	52
Figure IV-04 : Colonne d'absorption	55
Figure IV-05 : Calcul du nombre d'unités de transfert par intégration graphique.....	57
Figure IV-06 : Variations des concentrations dans les films gaz-liquide ^[23]	58
Figure IV-07 : courbe d'équilibre et droite opératoire pour l'absorption et la désorption.....	60
Figure 0-08 Schéma de la colonne de stripping.....	61
Figure 0-09 : Tracé de la courbe d'équilibre et la droite opératoire.....	64
Figure IV-10 : Schéma de la solution proposée.	79
Figure V-01 : Echangeur de chaleur faisceau-calandre.....	87

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I-01: les principales caractéristiques du nitrate d'ammonium.....	5
Tableau I-02: composition du NH_4NO_3	5
Tableau I-03: Température d'ébullition en fonction de la concentration de la solution de nitrate d'ammonium	6
Tableau I-04: Données thermodynamiques de décomposition	7
Tableau I-05 : Chaleurs spécifiques de solutions aqueuses de nitrate d'ammonium.....	8
Tableau II-01 : production des différents produits fabriqués	21
Tableau III-01: Avantages et inconvénient de la clinoptilolite.	43
Tableau III-02: Avantages et Inconvénients des procédés membranaires ^[16]	44
Tableau III-03: Avantages et inconvénients des échangeurs de chaleur.....	47
Tableau V-01: caractéristiques des fluides.....	84
Tableau V-02: Propriétés des fluides	86
Tableau V-03: Paramètres des tubes et calandre.....	88

Introduction générale

Introduction générale

La nature des rejets, principalement issus d'unités industrielles, est devenue une préoccupation majeure des pouvoirs publics et des organisations internationales concernées par la protection de l'environnement.

Cela a stimulé et encouragé la mise au point de techniques de dépollution nouvelles ou l'amélioration de celles déjà existantes, conçues pour pouvoir respecter les normes internationales en matière de concentration d'espèces polluantes présentes dans ces rejets. ^[1]

De nombreux processus de traitement de l'ammoniac peuvent être réalisés et testés à différents niveaux. Les efforts de recherche pour maîtriser ces techniques se poursuivent dans divers secteurs publics et privés. Il existe cinq voies majeurs pour traiter l'ammoniac NH_3 : le traitement par échange d'ions, le traitement par procédés membranaires, le traitement physique, le traitement par oxydation chimique et le traitement biologique.

La région d'Annaba contient plusieurs pôles industriels, parmi eux, le complexe FERTIAL qui a un poids économique important au niveau national et continental ; conçu pour la production des engrais phosphatés et azoté. Il présente une source économique importante pour une utilisation dans plusieurs domaines scientifiques et industriels. En effet, l'unité de production de nitrate d'ammonium est l'une des unités de ce complexe et elle représente l'un des problèmes majeurs de l'industrie dont elle contient un système de récupération des condensats issue de la réaction entre l'acide nitrique et l'ammoniac. Le système crée par KREBS pour la récupération des condensats n'était pas suffisant pour traiter les condensats contaminés ce qui a créé un problème de rejet polluée au niveau de l'unité.

Dans ce contexte une section de récupération des condensats est créée en 2011 afin de recycler, réutiliser le débit de condensat rejeté vers la mer. Cette dernière a créé aussi un problème de rejet.

L'objectif de cette étude consiste à résoudre le problème de l'unité nitrate d'ammonium au niveau de FERTIAL, ANNABA, afin d'améliorer le rendement de la section RDC, nous tenterons, à travers un développement théorique et une étude pratique de montrer l'intérêt de traitement des condensats et la récupération de l'ammoniac.

Introduction générale

Le présent travail, rentre dans un cadre environnemental, où on doit traiter les condensats pour la préservation des ressources naturelles dans un premier temps et l'amélioration, l'optimisation du rendement de l'unité sur le plan technique et économique en deuxième temps.

Ce mémoire présente le résultat de notre travail de recherche. Il s'articulera autour de cinq chapitres répartis comme suit :

Le premier chapitre mettra l'accent sur les fondements des nitrates d'ammonium ;

Le deuxième chapitre sera consacré au procédé de fabrication de nitrate d'ammonium au niveau de FERTIAL, ANNABA ;

Le troisième chapitre traitera la problématique et les différentes solutions proposées ;

Le quatrième chapitre sera consacré au traitement physique de l'ammoniac.

Quant au cinquième et dernier chapitre, il sera consacré pour les différents calculs de la deuxième solution proposée.

Notre travail s'achèvera par une conclusion générale qui résume les points essentiels de cette étude.

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

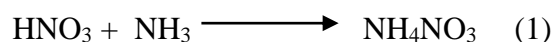
Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

I.1. Généralités

I.1.1. Propriétés physiques et chimiques

Le nitrate d'ammonium NH_4NO_3 est un composé synthétique qui n'existe pas à l'état naturel. Il a été élaboré par Hans Glauber pour la 1^{ère} fois en 1659. Il l'avait surnommé « nitrumflammans ». Il est principalement utilisé comme engrais azoté sous le nom d'ammonitrate, mais il est également doté d'un grand pouvoir oxydant et entre dans la composition de certains explosifs. [2]

Le nitrate d'ammonium est un sel de l'acide nitrique (HNO_3) et de l'ammoniac (NH_3) selon la réaction



Les principales caractéristiques du nitrate d'ammonium [3]

Tableau I-01: les principales caractéristiques du nitrate d'ammonium

Formule chimique	NH_4NO_3
Masse molaire	80.05g/mol
Densité d_4^{20}	1.725
Chaleur spécifique	1.70 J/g.k
Point de fusion	196.6 – 170.0 °C
pH d'une solution à 0.1M dans l'eau	5.43

Tableau I-02: composition du NH_4NO_3

Atome	Pourcentage massique
H	5.04
N	35.00
O	59.96

Le nitrate d'ammonium est instable au-dessus de 170°C et à 300°C il se décompose parfois d'une façon explosive en dégageant beaucoup de gaz et de chaleur.

La température d'ébullition du nitrate d'ammonium varie en fonction de la concentration

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

Tableau I-03: Température d'ébullition en fonction de la concentration de la solution de nitrate d'ammonium

% NA	10	20	30	40	50	60	70	80	85	90	95	96
T (°C)	101	102.5	104	107.5	109.5	113.5	119.5	128.5	136	147	170	180

A l'état solide il se présente sous plusieurs formes allotropiques:

Forme I - cubique, au-dessus de 125°C

Forme II - quadratique, entre 84°C et 125°C

Forme III - monoclinique, entre 32°C et 85°C

Forme IV - orthorhombique, entre -16°C et 32°C

Forme V - quadratique, au-dessous de -16°C

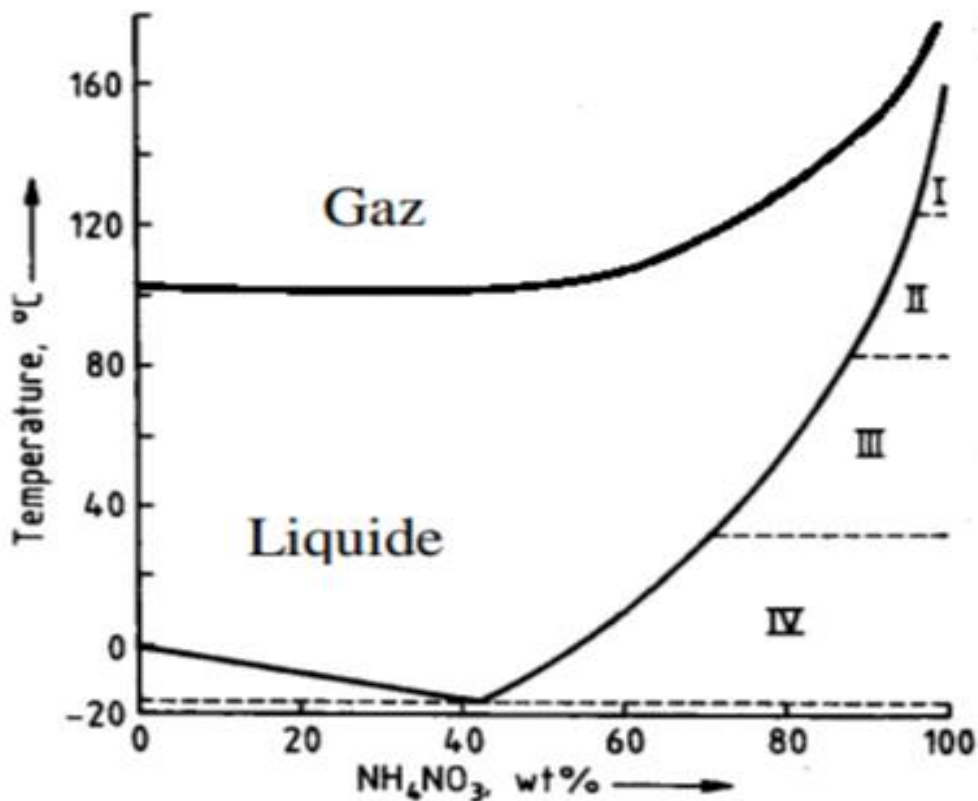


Figure I-01: Diagramme de phase NH₄NO₃/H₂O

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

I.1 Données thermodynamiques

- Enthalpie de formation du nitrate d'ammonium ^[2]

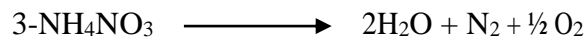


- Enthalpie de réaction du nitrate d'ammonium ^[2]



Ces réactions sont utilisées dans les procédés de fabrication du nitrate d'ammonium.

- Enthalpie de décomposition du nitrate d'ammonium ^[2]



$$\Delta H_{\text{d}}^\circ = 2\Delta H_{\text{f}}^\circ (\text{H}_2\text{O}) + \Delta H_{\text{f}}^\circ (\text{NH}_4\text{NO}_3) = -118.04 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$$

- Données thermodynamiques de décomposition thermique

Stable à température et pression ordinaires, le nitrate d'ammonium pur se décompose de façon complexe selon des réactions accompagnant différents effets thermodynamiques. ^[3]

Tableau I-04: Données thermodynamiques de décomposition

Réaction	Température (°C)	Chaleur de Réaction (J.g ⁻¹)	Volume de gaz libéré (cm ³ .g ⁻¹)	Température de Fin de réaction (°C)
$\text{NH}_4\text{NO}_3 \rightarrow \text{NH}_3 + \text{HNO}_3$	170-180	2144	560	Endothermique
$\text{NH}_4\text{NO}_3 \rightarrow \text{N}_2\text{O} + 2\text{H}_2\text{O}$	210-260	-525	840	497
$\text{NH}_4\text{NO}_3 \rightarrow \text{N}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 1/2\text{O}_2$	300	-1465	918	1287

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

- Chaleurs spécifiques de solutions aqueuses de nitrate d'ammonium

Tableau I-05 : Chaleurs spécifiques de solutions aqueuses de nitrate d'ammonium

%NH ₄ NO ₃	Chaleur spécifique Cp(J.mol ⁻¹ .K ⁻¹)	Chaleur spécifique Cp (J.g ⁻¹ .K ⁻¹)
2.9	320.8	4.038
9.1	309.6	3.870
15.1	294.4	3.678
28.6	241.6	3.021
47.1	233.6	2.916
64	204.0	2.552

I.2 Procèdes de fabrication

I.2.1. Généralités

La production du nitrate d'ammonium est basée principalement sur l'ammoniac et l'acide nitrique. La réaction du nitrate de calcium avec l'ammoniac et le dioxyde de carbone et aussi utilisée pour produire le nitrate d'ammonium. ^[3]

La fabrication s'opère suivant plusieurs procédés, chaque industrie a ses particularités sachant que les procédés semblent simple au départ, ils différents dans les détails. En générale trois grandes étapes ressortent:

- la neutralisation de l'ammoniac par l'acide nitrique,
- l'évaporation des solutions neutralisées,
- la granulation du nitrate d'ammonium.

Dans certains procédés la deuxième et la troisième étape peuvent être combinées. ^[4]

A. Neutralisation de l'ammoniac par l'acide nitrique

La neutralisation a lieu dans des réacteurs en acier inoxydable ou la majorité des procédés fonctionnent en continue. Les nouveaux systèmes utilisent un contrôle automatique du pH, un programmateur et deux (02) vannes automatiques réglant la proportion théorique d'ammoniac et d'acide nitrique entrant dans le réacteur. Généralement, un léger excès du composant le moins volatil des deux réactifs, l'acide nitrique est maintenu pendant la neutralisation. Plus la

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

température dans le réacteur est élevée, plus il est nécessaire de maintenir une valeur constante du pH. [4]

La réaction entre l'acide nitrique (à 45% - 65% en poids) et l'ammoniac est extrêmement exothermique. Elle est accompagnée par un dégagement d'énergie (100 à 115 J/mol). La température de la solution neutralisée peut être contrôlée par l'addition régulée de matières. En effet, dans la plupart des procédés, cette chaleur est utilisée pour l'évaporation partielle ou totale de l'eau. Pour des raisons de sécurité, la quantité de nitrate d'ammonium à température élevée doit être réduite au maximum.

Au cours de la neutralisation, les composés doivent être mélangés rapidement et en totalité dans le réacteur pour éviter les pertes d'azote.

La vapeur est ensuite séparée de la solution de nitrate d'ammonium par un cyclone. Une fraction de la phase liquide est soutirée, le reste est recyclé sur la colonne de neutralisation par simple entrainement ou par une pompe. La présence de cette dernière dans ce genre de circuit pose plusieurs risques (fuites, réduction du coefficient d'utilisation du matériel...).

Des solutions de nitrate d'ammonium à 95% - 97% peuvent être obtenues selon la pression et la concentration de l'acide nitrique. [5]

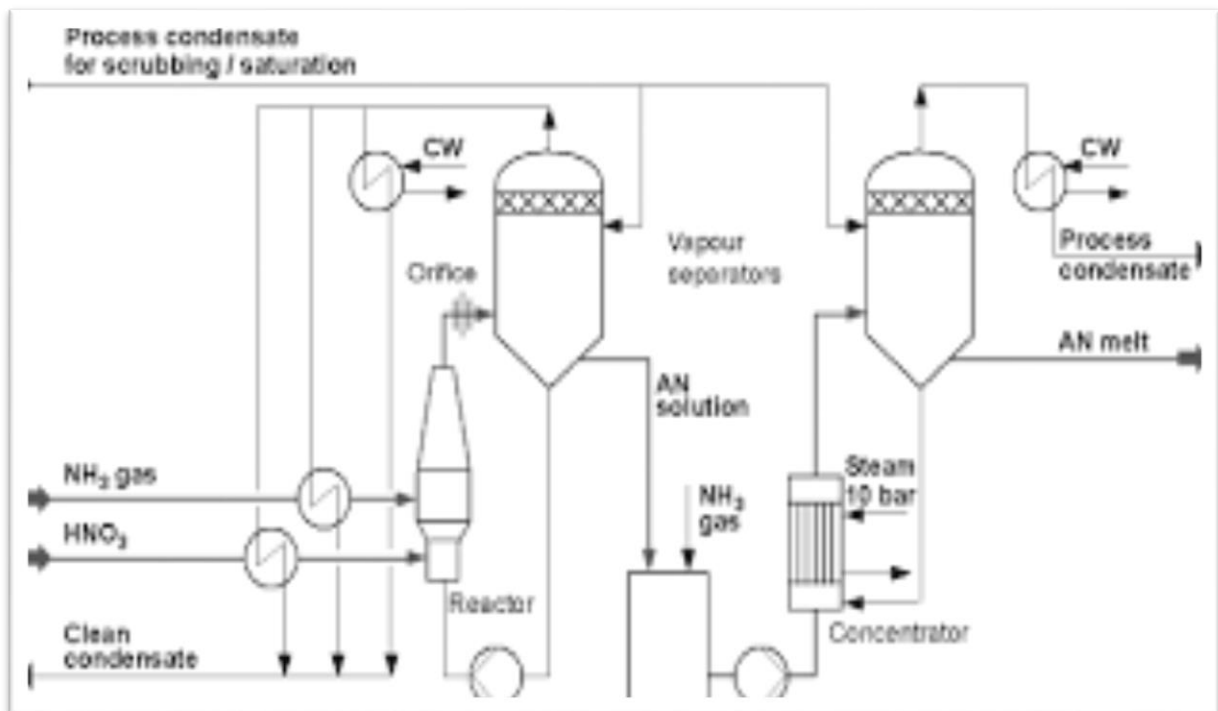


Figure I-02: schéma simplifié du procédé de neutralisation avant la mise en forme

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

B. Evaporation des solutions neutralisées

La solution de nitrate d'ammonium récupérée subit une évaporation jusqu'à une concentration élevée, suivie d'un refroidissement conséquent avant la mise en forme du produit. D'autres procédés réalisent l'évaporation à un faible degré de concentration et complètent la séparation du nitrate d'ammonium solide par cristallisation ou, plus fréquemment, par évaporation continue. [3]

Un procédé d'évaporation sous vide très efficace est appliqué à plusieurs industries. Ces unités modernes sont thermiquement efficaces et peuvent être contrôlées avec plusieurs précisions. La partie de l'unité où la solution est concentrée à plus de 99% en poids, est conçue pour retenir seulement de petites quantités de solutions concentrées pour des questions de sécurité. Des précautions sont nécessaires pour éviter la contamination de la solution par des matières organiques ou tout autre déchet sensibilisant. [5]

C. Granulation du nitrate d'ammonium

La granulation, le contrôle de la taille des particules et des propriétés du produit fini, c'est la dernière étape de la production de nitrate d'ammonium. Cette dernière est souvent la suite de la procédure de l'évaporation. Le nitrate d'ammonium est un important constituant des fertilisants. Il doit être produit en grande quantité et répond à l'exigence du consommateur. [3]

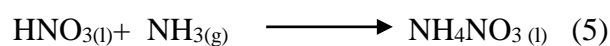
Le nitrate d'ammonium étant hautement hygroscopique (ayant une grande affinité pour l'eau), il est nécessaire que le solide produit soit protégé de l'humidité et traité pour minimiser le mottage. On ajoute des additifs pour stabiliser le grain et améliorer les propriétés de stockage. [5]

I.2.2 Description des procédés [3]

Il existe une multitude de procédé : à pression réduite, à pression normale, sous pression ou encore avec préchauffage des réactifs. Les principaux sont décrits brièvement.

I.2.2.1. Procédés Uhde, SBA

Ce procédé est mis en œuvre dans plus de 40 usines (Etats-Unis, Europe.....). Il a pour but d'assurer une fiabilité et une sécurité maximale pendant la procédure de fabrication. Le fonctionnement de ce procédé s'effectue à pression normale et basse température, selon la réaction exothermique suivante :



Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

La réaction est basée sur une solution de nitrate d'ammonium qui a déjà été formée et qui circule dans le réacteur par circulation naturelle ou forcée. La chaleur de réaction est stockée dans la réaction circulante et peut être utilisée de différentes façons. Les températures sont constamment maintenues dans des limites assurant la sécurité et limitant la corrosion à un niveau acceptable.

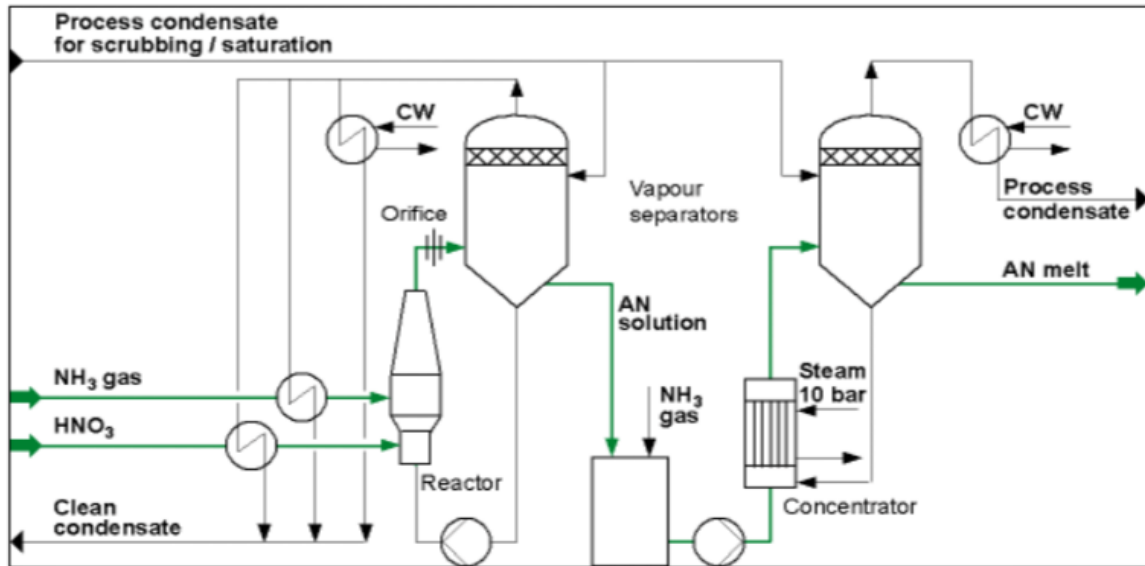


Figure I-03: Schéma simplifiée du procédé Uhde

Les coûts d'investissement de ce procédé sont limités. Une légère pression appliquée sur le réacteur seulement pour éviter l'ébullition des nitrates d'ammonium dans le mélangeur et dans le réacteur pour éviter les pertes d'ammoniac.

La solution de nitrate d'ammonium récupérée à la sortie du réacteur est acheminée vers l'évaporateur flash ou une partie de l'eau est évaporée sous vide. L'acide nitrique concentré à 58% en poids est préchauffé et fournit une solution de nitrate d'ammonium pouvant atteindre 95% en poids, mais pour des raisons de sécurité et de contrôle; la solution est limitée à la concentration de 92% en poids.

Pour arriver à la teneur adéquate en nitrate d'ammonium pour les étapes qui suivent tel que la granulation ou le prilling, il est obligé de passer par une reconcentration sous vide de la solution chauffée par de la vapeur. Krupp uhed applique de préférence un système d'évaporation de type siphon thermique.

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

Les vapeurs de ce procédé sont employées pour le préchauffage de l'alimentation, l'excédent est condensé. Néanmoins la chaleur est utilisée moins efficacement si la réaction était utilisée sous pression.

I.2.2.2. Procédé UCB

Dans ce procédé un échangeur de chaleur est intégré dans le réacteur sous pression

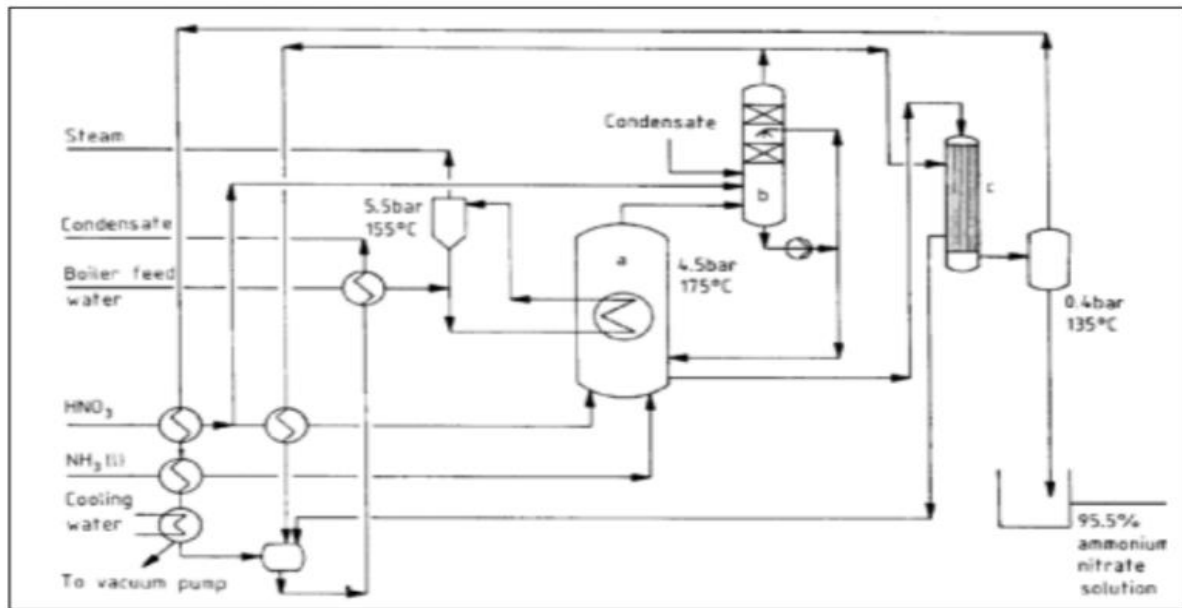


Figure I-04: schéma simplifié du procédé UCB

a : réacteur ; b : épureur/séparateur ; c : évaporateur à film tombant

L'ammoniac et l'acide nitrique sont préchauffés et vaporisés à la base du réacteur. Les conditions adaptées pour ce procédé sont : pression de 4.5 bars, température entre 175°C et 180°C, et un pH acide (3 à 5). Le pH est conservé dans cette gamme en contrôlant les quantités relatives de réactifs. L'échangeur de chaleur refroidit le milieu réactionnel. Dans ces conditions, la réaction est stable dans le temps. La solution de nitrate d'ammonium à 75%-80% quittant le réacteur et concentrée jusqu'à 95% par évaporation.

La chaleur de la réaction génère :

- Une vapeur provenant de l'évaporation de l'eau qui était contenue dans l'acide nitrique est utilisée pour préchauffer l'alimentation en eau et en acide et pour l'évaporation.
- Une vapeur pure à une pression de 5.5 bars dans l'échangeur de chaleur peut être utilisée pour d'autres applications.

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

Le pH 3 à 5 réduit les pertes d'azote dans la vapeur. Les conditions de travail sont choisies de sorte que l'excès de vapeur ne s'accumule pas.

I.2.2.3. Procédé Stamicarbon

Il s'agit d'un autre procédé de production sous pression. La réaction de neutralisation se déroule dans un réacteur à boucle qui débouche sur un séparateur. La réaction circule sans pompe grâce à la chaleur dégagée. L'acide nitrique (60% en poids), l'ammoniac préchauffé et une faible quantité de l'acide sulfurique sont introduits tout en bas de la boucle. La réaction a lieu sous 4 bars de pression, 178°C de température. La solution de nitrate d'ammonium récupérée est à une teneur de 78% en poids. La vapeur dégagée en haut du séparateur passe à travers un cyclone est principalement utilisée pour concentrer jusqu' à 95% en poids la solution de nitrate d'ammonium dans un évaporateur sous vide. L'excès de vapeur condensée et l'ammoniaque sont recyclés vers le réacteur.

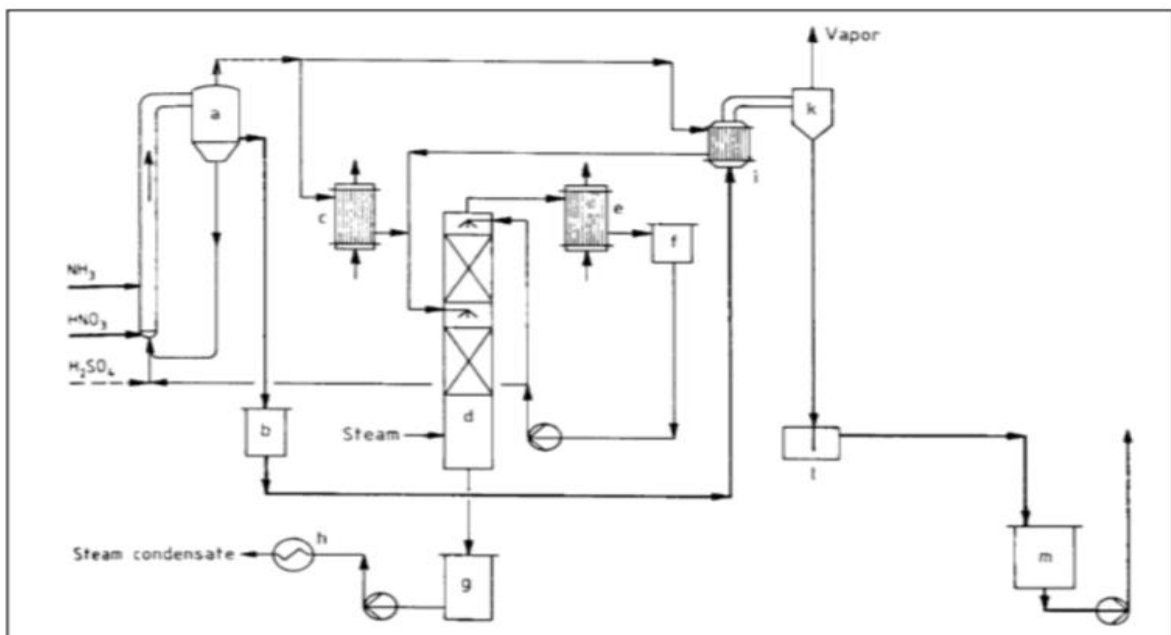


Figure I-05: schéma de procédé Stamicarbon

a : réacteur ; b : réservoir ; c : condenseur de surplus de vapeur ; d : épurateur d'ammoniac ;

e : condenseur ; f : réservoir ; g : réservoir de condensat ; h : réfrigérant ; i : évaporateur

k : séparateur ; l : garde hydraulique ; m : réservoir de la solution nitrate d'ammonium 95%

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

Dans un autre évaporateur la teneur en nitrate d'ammonium peut atteindre 98% à 99% en poids. La température de la solution de nitrate d'ammonium est maintenue en dessous de 180°C pendant la réaction et l'évaporation.

I.2.2.4. Procédé NSM / Norsk Hydro Pressure

Le procédé Norsk Hydro (utilisé au Canada, en Europe) est basé sur la réaction entre l'ammoniac et l'acide nitrique préchauffé. Les conditions adaptées pour ce procédé sont la pression entre 4 et 5 bars, et la gamme de température entre 178°C et 180°C. Ce sont des conditions correspondant à une solution de nitrate d'ammonium de 70% à 80% en poids.

La circulation forcée et un siphon thermique permettent la circulation de la solution à travers le réacteur. Une partie de la chaleur de réaction dégagée est utilisée pour vaporiser l'eau dans le réacteur. Une autre partie est utilisée pour générer une vapeur pure dans le bouilleur extérieur. Elle sert à concentrer la solution de nitrate d'ammonium jusqu'à 95% en poids. Les pertes d'ammoniac sont réduites grâce au lavage des vapeurs du procédé par de l'acide nitrique, qui est additionné à la solution de nitrate d'ammonium circulante. Les teneurs à 99,5% sont obtenues avec un évaporateur spécial sous vide.

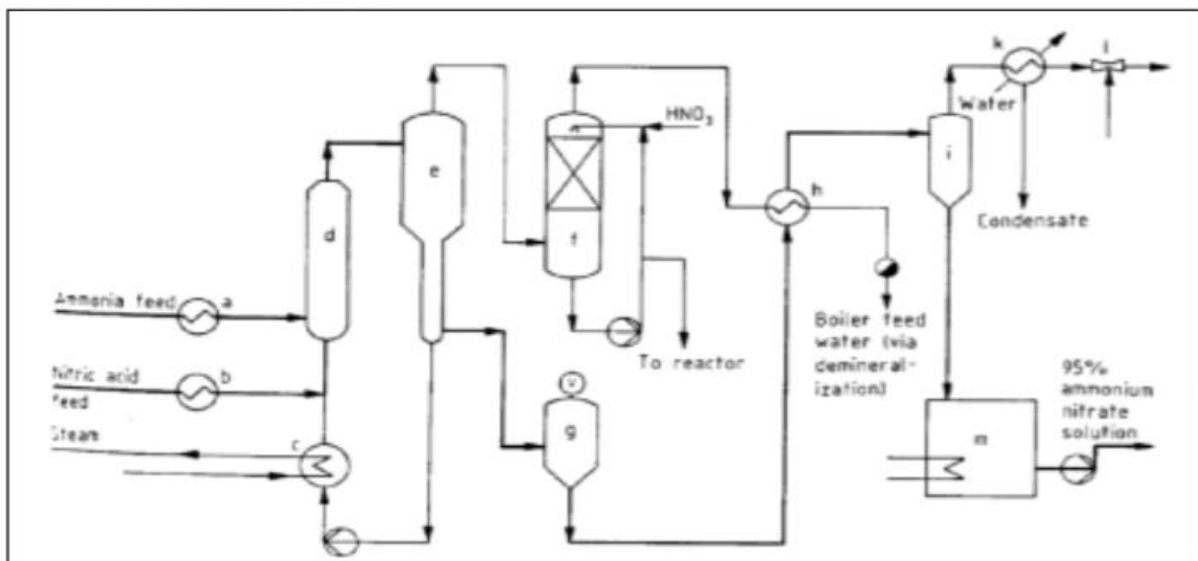


Figure I-06: schéma de procédé NSM

- a : surchauffeur de l'ammoniac ; b : préchauffeur de l'acide nitrique ; c : chaudière ;
d : réacteur ; e : réacteur- séparateur ; f : épurateur ; g : évaporateur flash ; h : évaporateur
i : séparateur ; k : condenseur ; l : expulsion ; m : réservoir

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

I.2.2.5. Procédé Stengel

Ce procédé possède plusieurs avantages, il nécessite moins d'équipements et permet la réalisation d'économies lors de l'évaporation grâce au préchauffage des réactifs avant l'étape de neutralisation. L'ammoniac chauffé et l'acide nitrique (à 58%) préchauffé sont alimentés en continu dans un réacteur tubulaire vertical ($P=3,5$ bars, $T=240^{\circ}\text{C}$), où se forme le nitrate d'ammonium ainsi que la vapeur d'eau. Ce mélange traverse un cyclone qui sépare la matière fondue, contenant seulement 0,1 à 0,2% d'eau en bas du séparateur. Dans le procédé Stengel, le nitrate d'ammonium fondu se solidifiait en coulant le long d'un tapis roulant réfrigéré. La feuille du composé solide ainsi formée est brisée en petits cubes.

La taille et les caractéristiques des particules peuvent aussi être obtenues par prilling. Le procédé Stengel a été exploité dans deux usines aux Etats-Unis.

I.2.2.6. Procédé AZF Atofina

Le procédé de neutralisation développé notamment sur le site d'AZF à Toulouse est sensiblement identique aux autres procédés. Le temps de séjour de la solution dans le réacteur est faible, il n'excède pas une minute et demie. La solution issue du saturateur est sous une pression de 3 bars. Elle est détendue à l'aide d'une vanne automatique dans un échangeur de chaleur travaillant sous vide.

Le vide est assuré par des éjecteurs d'eau, cette eau circule dans un circuit fermé car son rejet dans la nature pourrait être polluant. Les condensats provenant de la vapeur souillée condensée dans l'échangeur évaporateur, sont recyclés vers l'atelier d'acide nitrique où ils servent à l'absorption des oxydes d'azote. Une partie de la vapeur générée par le neutraliseur sert à chauffer les doubles enveloppes des collecteurs de transfert de la solution de nitrate d'ammonium concentrée.

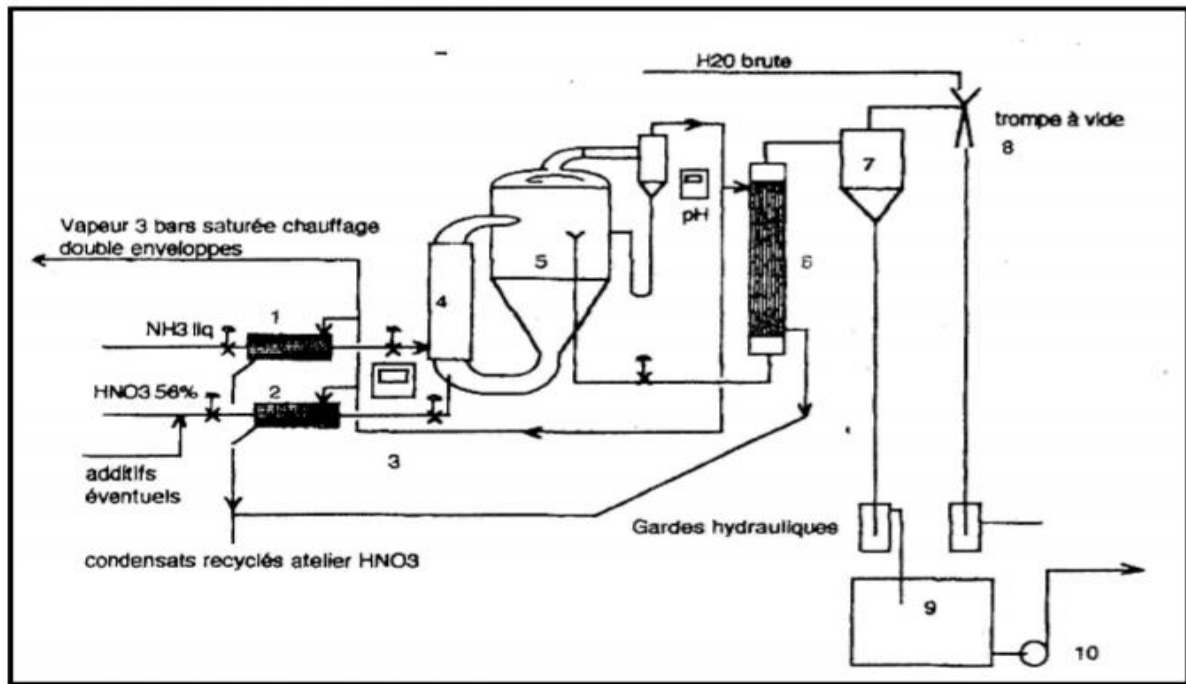


Figure I-07 : Schéma de procédé AZF Atofina

- 1 : préparation NH_3 ; 2 : préchauffage HNO_3 ; 3 : proportionomètre ; 4 : réacteur ;
5 : séparateur ; 6 : concentrateur ; 7 : séparateur sous vide ; 8 : éjecteur trompe à vide ;
9 : bac de pied sol de NH_4NO_3 ; 10 : pompe vers la 2^{ème} concentration

La solution concentrée sous vide atteint une teneur de 96% en poids. Elle est partagée en deux:

- une partie va à la concentration finale avant le prilling,
- la deuxième au grossissement des grains.

I.2.2.7. Procédé fauser

Le procédé fauser est une technologie pionnière dans la consommation de la chaleur engendrée dans la réaction de neutralisation. Il a été d'une importance considérable en dehors des Etats-Unis.

La neutralisation se déroule dans une chambre fermée à une pression supérieure à la pression atmosphérique afin d'éviter les pertes de matière. L'acide nitrique et l'ammoniac sont introduit en continu à l'intérieur d'une chambre contenant une liqueur neutralisée dans laquelle la réaction a lieu avec un dégagement de chaleur continue.

Chapitre I : Généralités sur les nitrates d'ammonium

La chambre est gardée sous une pression (de quelques atmosphères) qui est à tout instant considérablement plus grande que la tension de vapeur de la solution de nitrate d'ammonium. Les réactifs entrent par le bas de la chambre et la solution chaude de nitrate d'ammonium est déchargée continuellement au sommet, dans un récipient externe à pression atmosphérique. La chaleur de la solution et son contact avec le récipient interne entraînent l'ébullition et la concentration de la solution neutralisée. La solution hautement concentrée peut alors être retirée.

La vapeur provenant de la concentration du récipient externe est utilisée pour préchauffer les réactifs avant la réaction. La suppression des dernières fractions d'eau du nitrate d'ammonium est alors effectuée.

Dans tous ces procédés, le maintien du pH à la valeur désirée est très important. Lorsque les températures de réaction sont inférieures à 170°C, le pH est maintenu entre 2,4 et 4 pour minimiser les pertes d'azote. Aux faibles pressions, un pH plus élevé entre 4,6 et 5,4 est nécessaire compte tenu des températures plus élevées et du plus grand danger de décomposition.

I.3 Utilisations du nitrates d'ammonium

Les nitrate d'ammonium sont largement utilisés dans différents secteurs on note :

- Production des explosifs,
- Production des engrais,
- Production des produits pharmaceutiques,
- Production des cosmétiques.

**Chapitre II : Procède de fabrication
de nitrate d'ammonium au niveau de
FERTIAL, ANNABA**

Introduction

Dans ce chapitre tout d'abord on va présenter l'entreprise FERTIAL, puis on va définir le procédé de fabrication de nitrate d'ammonium avec les différentes étapes de production.

II.1 Présentation de FERTIAL, ANNABA

II.1.1. Historique

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

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

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

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

II.1.2. Situation géographique (Voir figure II-01)

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 d'Annaba au Sud.



Figure 0-01: Situation géographique de l'entreprise (Ferial-Annaba).

II.1.3. Présentation du complexe ASMIDAL

Le complexe comporte les filiales suivantes :

a. FERTIAL

Divisée en 02 plateformes (direction EST - ANNABA et direction OUESTARZEW).

La plate-forme EST -Annaba produit des engrais phosphatés et azotés. Elle comprend deux zones :

- **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**.
- **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 :

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

5. Installation de manutention et de stockage.

b. KIMIAL (STPP)

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

c. SOMIAS

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

d. ASFERTRADE

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

II.1.4. Production de l'entreprise

Les différents produits fabriqués sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau II-01 : production des différents produits fabriqués

Unités	Capacité (tonnes /an)
Engrais phosphatés (NPK - TSP)	550 000
Super simple phosphate SSP	40 000
Ammoniac NH ₃	330000
Acide nitrique NHO ₃	264 000
Nitrate d'ammonium NH ₄ NO ₃	330 000

II.1.5. 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.

II.1.6. Objectifs de l'entreprise

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

- Promouvoir et développer l'industrie des engrais.

Chapitre II : Procède de fabrication de nitrate d'ammonium au niveau de FERTIAL, ANNABA

- Exploiter, gérer et rentabiliser les moyens humains, matériels et financiers, dont elle dispose en vue de :
 - Satisfaire le marché en matière d'engrais pour l'amélioration du rendement de l'agriculture.
 - Développer la coopération dans le cadre de la diversification des partenaires afin de mieux assurer la continuité de la production.

II.2 Procède de fabrication de nitrate d'ammonium, FERTIAL ,ANNABA

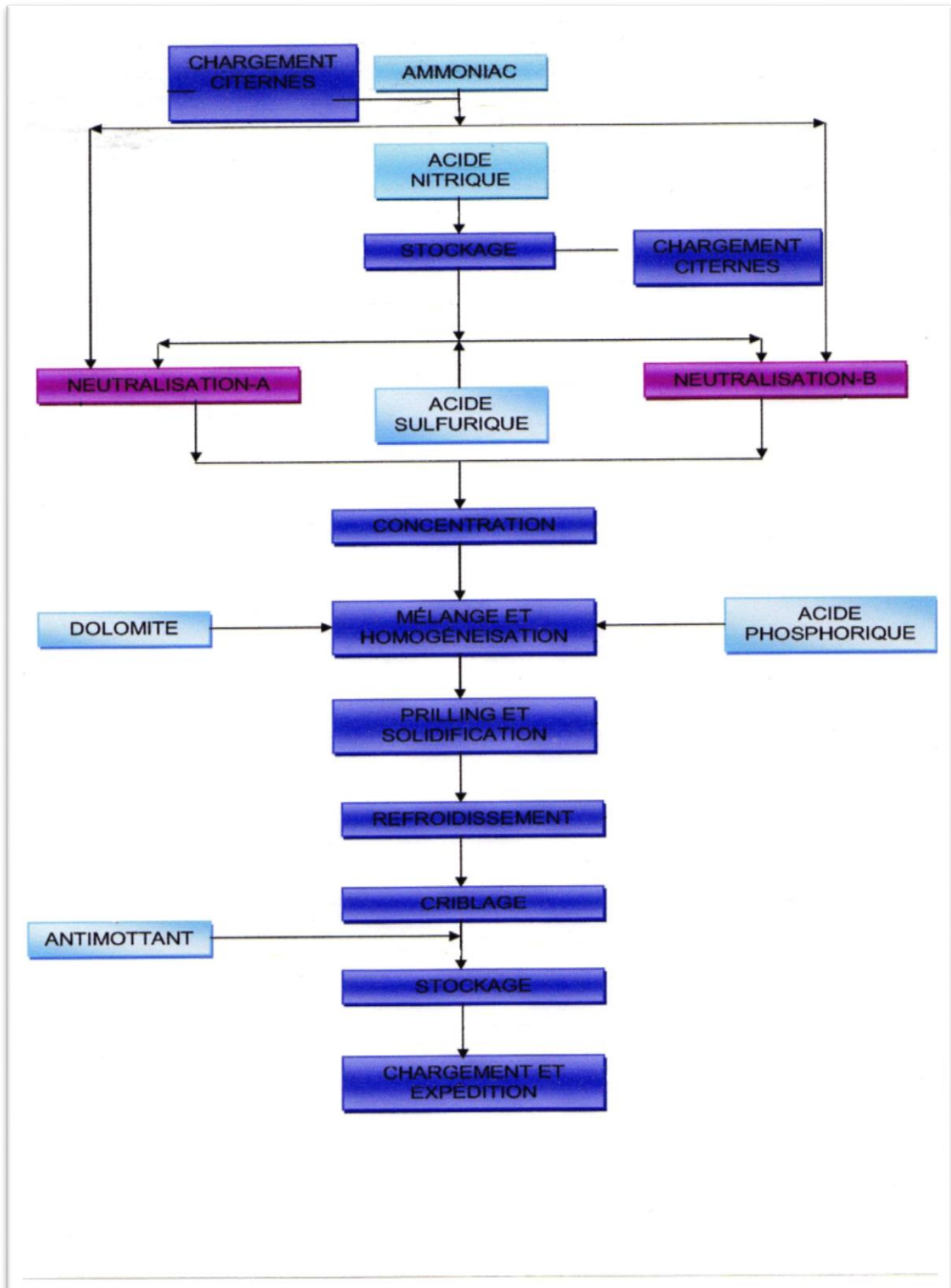


Figure II-02 : Diagramme de fabrication de nitrate d'ammonium

II.1.1 Généralités ^[7]

L'unité de nitrate d'ammonium de FERTAIL à ANNABA ALGERIE, a été conçue suivant le procédé de STAMICARBON bv, filiale de DSM (HOLLANDE).

La fabrication de nitrate d'ammonium est une source économique importante dans l'industrie nationale. En effet, il constitue l'élément principal pour la fabrication des engrais.

La capacité de l'unité est de 1000 tonnes par jour de nitrate d'ammonium. L'unité est calculée pour produire en deux (02) lignes, chacune ayant une capacité de 500 tonnes par jour, et chaque ligne comporte six (06) sections :

- Section de Stockage ;
- Section d'évaporation d'ammoniac ;
- Section de Neutralisation ;
- Section de Granulation ;
- Section de Désorption ;
- Section RDC.

La première section représente le stockage des matières premières qui entre en jeux lors de procédé de fabrication de nitrate d'ammonium ;

La deuxième section entre dans le cadre de la préparation d'une des matières premières (ammoniac) ;

La troisième section est l'étape proprement dite de la production de nitrate d'ammonium ;

La quatrième permet la mise en forme des produits et l'obtention des cristaux ;

Les deux dernières sections représentent la procédure de récupération des matières premières et de produit existant dans la vapeur dégagée, la section Désorption et la section RDC marchent en alternance.

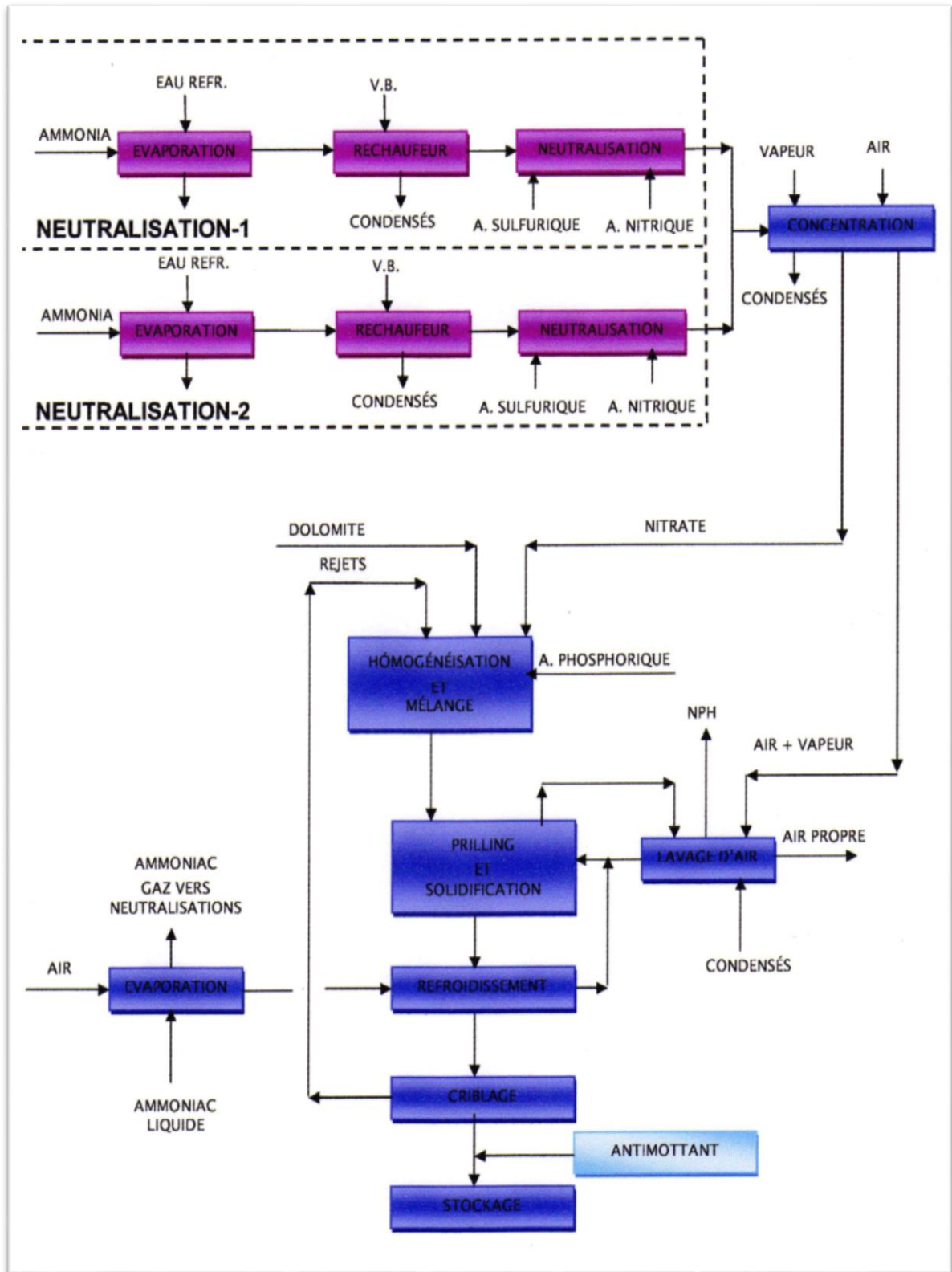


Figure II-03: Diagramme de production de nitrate d'ammonium

II.2.1 Description du procédé de production du nitrate d'ammonium ^[7]

II.2. 1. Stockage

II.2.1.1 Stockage d'acide nitrique

Le stockage d'acide nitrique comprend 3 bacs (NV 4000 a, b, c).

Le tirage de l'acide nitrique se fait par les pompes (NP 4001 a) pour la ligne L1 (NP 4001 b) pour la ligne L2 ; la pompe (NP 4001 C) étant en réserve des précédentes et assurant également la recirculation.

Chaque bac équipé d'un indicateur de niveau, d'une alarme de niveau bas et d'une alarme niveau haut.

Un contacteur bas débit HNO₃ temporisé à 3 minutes, arrête la pompe alimentaire correspondante.

II.2.1.2 stockage d'ammoniac

L'ammoniac est stocké sous forme liquide, est un stockage réfrigéré. Il comprend notamment :

- 1 sphère de stockage,
- 3 pompes de reprise d'ammoniac,
- 1 groupe de réfrigération,
- Instrumentation et asservissements nécessaires aux fonctionnements de l'ensemble

II.2. 2. Evaporation de l'ammoniac

L'ammoniac liquide venant de la batterie est envoyé à l'évaporateur d'ammoniac (LH 1507), au niveau de cet appareil se fait l'évaporation de la quantité nécessaire de l'ammoniac pour alimenter le réacteur de neutralisation (LR 1511).

L'ammoniac liquide contenant environ 0.5% en poids de H₂O et 10 ppm d'huile maximum, est fourni à une pression de 12 bars effectifs et une température de 0°C environ, via à un filtre à ammoniac liquide.

L'ammoniac liquide est évaporé dans l'évaporateur d'ammoniac à une pression de 6bars effectifs et une température d'environ 17°C.

La chaleur d'évaporation est fournie par l'eau de refroidissement.

Le gaz ammoniac venant de l'évaporateur passe par un surchauffeur où il est largement surchauffé de 17°C à environ 30°C, par échange de chaleur avec la vapeur basse pression.

Un évaporateur auxiliaire d'ammoniac (LH1508) a été installé pour réduire la concentration en eau dans l'évaporateur d'ammoniac.

Le mélange évaporé ammoniac-eau, est à une température d'environ 90°C, est renvoyé au collecteur principal d'ammoniac gazeux et mélangé avec le flux principal.

Toutes les huiles s'accumuleront dans le bas de l'évaporateur auxiliaire et devront être purgées.

II.2. 3. Neutralisation

La neutralisation s'effectue dans un réacteur de neutralisation (LR1511), constitué par un tube en U et un séparateur.

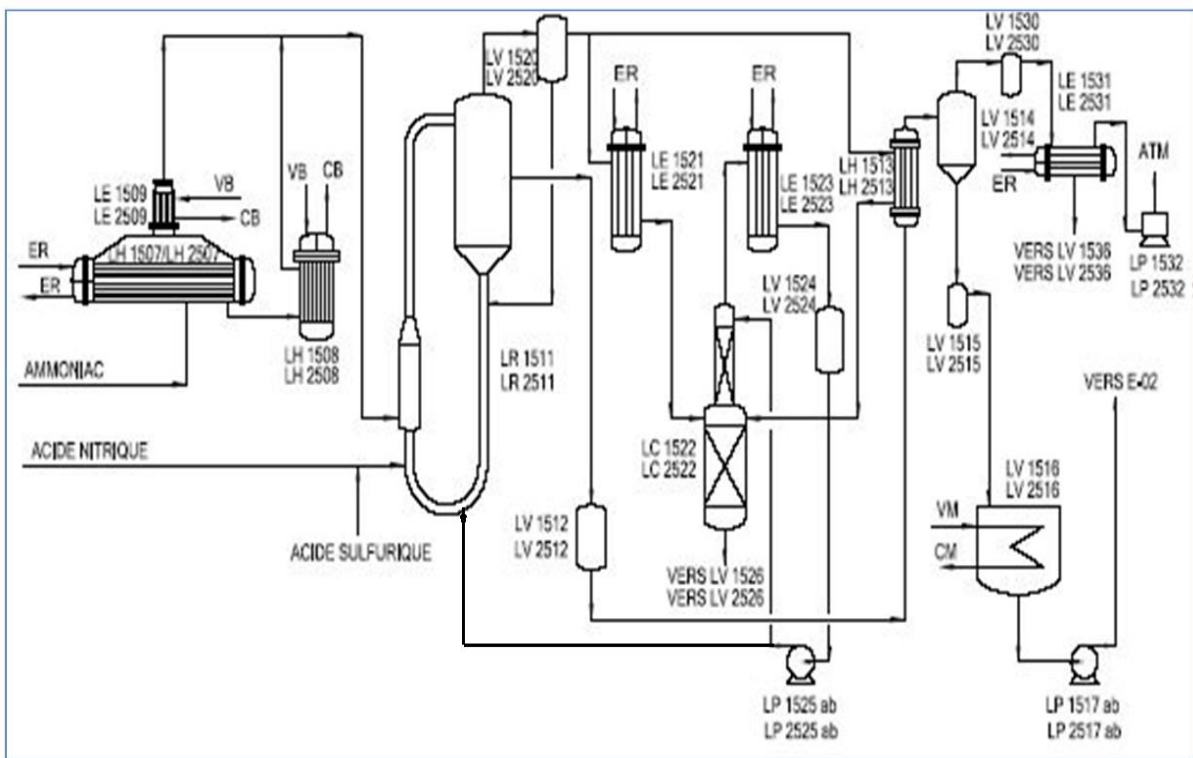


Figure II-04 : schéma de neutralisation

L'acide nitrique (57% en poids) avec un peu d'acide sulfurique et l'ammoniac gazeux, sont envoyés dans une solution de nitrate d'ammonium circulant dans le tube en U.

Chapitre II : Procède de fabrication de nitrate d'ammonium au niveau de FERTIAL, ANNABA

L'ammoniac gazeux est alimenté par un distributeur placé au bas du tube de mélange, l'acide nitrique est alimenté juste sous le tube de mélange.

L'ammoniaque recyclée venant du système de récupération d'ammoniac et la solution de nitrate d'ammonium venant du bac de dissolution (LV1615), sont injectées dans le tube de retour.

La réaction de l'ammoniac et de l'acide nitrique s'effectue dans le tube de mélange, provoquant la circulation de la solution de nitrate d'ammonium. Le réacteur de neutralisation travaille à une température d'environ 180°C et une pression de 3 bars effectifs.

La chaleur libérée par la réaction dans le réacteur est suffisante pour accroître la concentration de la solution de nitrate d'ammonium formée à environ 77%, par évaporation de l'eau.

Après la réaction, la solution atteint le sommet du tube de mélange et s'écoule dans le séparateur, où la vapeur (surchauffée) et la solution de nitrate d'ammonium sont séparées.

La vapeur quitte le sommet du séparateur et va vers le dévésiculeur LV 1520, pour saturer la vapeur et avoir la meilleure efficacité possible au dévésiculeur. Du condensât pollué est envoyé dans la vapeur avant le dévésiculeur.

La température de la vapeur décroît de 180° 0 à environ 145° C.

Les gouttelettes de liquide contenues dans la vapeur sont récupérées sur le dévésiculeur de type lamellaire, et envoyées dans le tube de retour du neutraliseur.

Une partie de la vapeur produite est utilisée pour chauffer l'évaporateur du 1er étage, (LH 1513), et l'autre partie est envoyée vers la colonne de désorption ou vers la section RDC pour récupérer les condensats de la vapeur.

Une partie de la solution de nitrate d'ammonium s'écoule du séparateur, du neutraliseur, vers un bac intermédiaire (LV 1512 (5m³)). L'autre partie de la solution continue à circuler dans le neutraliseur. Entre le neutraliseur et le réservoir intermédiaire, il y a une ligne d'équilibrage.

La pression de service de ce réservoir est aussi de 3 bars effectifs. Du bac intermédiaire (LV 1512), la solution de nitrate d'ammonium est envoyée à l'évaporateur du premier étage (LH 1513), par différence de pression.

II.2. 4. Granulation

La solution d'ammonitrate à 95% venant de la section évaporation premier étage sera dirigée vers le bac de stockage de nitrate d'ammonium (LV-1516/LV-2516) d'où elle sera envoyée au concentrateur (E-02), où l'ammonitrate se concentrera jusqu'à 99,8 %.

Après son passage par le concentrateur, le Nitrate fondu est vidé par gravité dans le bac (l'homogénéisateur) (LV-1575). L'homogénéisateur (LV-1575) est le bac dans lequel les éléments suivants sont mélangés :

- La matière de charge (dolomite) ;
- Le rejet du crible ;
- Acide phosphorique ;
- Le nitrate à 99.8%.

L'agitateur (LA-1576) assure une agitation efficace de façon à ce qu'il permet la fusion complète du rejet et une dispersion homogène de la matière de charge insoluble dans le nitrate.

Le mélange homogénéisé dans le (LV-1575) s'écoule par gravité vers quatre buses où il se transforme en gouttelettes.

Les buses comportent une plaque perforée, dont les trous sont continuellement nettoyés au moyen d'une brosse, qui tourne à une vitesse fixe.

Durant la chute dans la tour de granulation, les gouttes sont refroidies par un courant d'air ascendant introduit à la base de la tour par un ventilateur (K-17).

Les grains sont repris au-dessous de la tour par la bande (LT-1566)

II.2. 5. Section désorption

La section de désorption représente l'ancien procédé de récupération des condensats.

La vapeur quittant le réacteur de neutralisation est condensée dans l'évaporateur du 1^{er} étage (LH1513) et dans l'évaporateur de surplus (LE1521).

Le réacteur est à un pH compris entre 4.7 et 5.2. La vapeur dégagée contient une certaine quantité d'ammoniac. La colonne de stripping (LC1522) a été installée pour récupérer l'ammoniac des condensats.

Chapitre II : Procède de fabrication de nitrate d'ammonium au niveau de FERTIAL, ANNABA

La colonne est équipée avec deux compartiments remplis d'anneaux Rasching.

Tous les condensats contaminés sont envoyés à la colonne de stripping et reçus sur le plateau distributeur placé au-dessus du compartiment inférieur, après détente, les vapeurs montent au travers du compartiment supérieurs, et vont vers le condenseur de reflux, (LE1523) ou elles sont condensées par de l'eau de refroidissement.

Les condensats quittant ce condenseur, une solution à 20% de NH_3 , se collectent dans le réservoir de reflux et sont renvoyés à travers la colonne de désorption au neutraliseur, par la pompe (LP1525 a, b).

II.2. 6. Section RDC

La section RDC est le nouveau procédé de récupération des condensats.

Avec le principe de l'évaporation à double effet, la vapeur contaminée (eau, ammoniac et nitrate d'ammonium) provenant du réacteur (LR1511) et les condensats pollués (eau, ammoniac et nitrate d'ammonium) provenant du (LH1513), sont envoyés vers l'unité RDC pour produire à partir des condensats pollués des condensats propres. L'unité RDC produit des condensats propres et renvoie une solution concentrée à 25% en nitrate d'ammonium vers le réacteur de neutralisation.

Le procédé est très dépendant de la quantité de vapeur disponible pour alimenter les évaporateurs et pour assurer l'évaporation.

II.3 Conclusion

Le procédé de fabrication de nitrate d'ammonium utilisé à FERTIAL est conçu pour la production de 1000t/j de nitrate d'ammonium, en partant de matières premières qui comprennent l'ammoniac (NH_3) et l'acide nitrique (HNO_3). Ceci s'accomplit par le procédé de STAMICARBON.

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

Introduction

Au départ, ce chapitre sera consacré au procédé d'évaporation.

Ensuite, nous allons étudier la section RDC, à savoir, son objectif, son principe de fonctionnement ainsi que le problème rencontré dans cette section dont nous essaierons de proposer différentes solutions possibles pour le résoudre.

III.1. Evaporation

III.5.1. Définition et applications

Le changement d'état d'un corps (matière), qui passe de la phase liquide à la phase gazeuse (vapeur) définit l'évaporation.

Généralement, on utilise le terme vaporisation quand le but de l'opération est la récupération du solvant et le terme évaporation quand il s'agit de séparer un solide ou d'élever sa concentration.

Il existe deux utilisations principales de l'évaporation. La première a pour objet la séparation d'une phase vapeur et d'une phase liquide (récupération ou élimination d'un solvant). La vaporisation du solvant provoque la concentration de la phase liquide résiduelle, mais en évitant la précipitation du ou des solutés présents dans la solution. Enfin d'opération, on récupère ce que l'on appelle le concentrât.

La deuxième utilisation est l'élévation de la concentration d'un solide en solution. L'enrichissement de la phase liquide peut dépasser la limite de saturation et l'apparition d'une phase solide cristallisée est la conséquence de l'évaporation. Dans le cas des mélanges de soluté, la précipitation peut être sélective.

Le solvant vaporisé est le plus souvent de l'eau, ce qui explique que, par la suite, on parlera généralement d'eau évaporée (vapeur de vaporisation).

Elle est utilisée dans ^[8]:

- La concentration du chlore obtenu par électrolyse;
- La fabrication des engrais (nitrates) ;
- L'élimination de l'eau dans la production de fibres artificielles;
- La concentration des jus de fruits et du lait;

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

- Le dessalement de l'eau de mer ou des eaux saumâtres, ainsi que la production d'eau pure;
- La cristallisation du sucre;
- La fabrication de la pâte à papier;
- La dépollution des eaux résiduaires;
- La concentration des acides : sulfuriques, phosphorique, etc.;
- La concentration des bioproduits;
- L'industrie de l'alumine et l'hydrométallurgie.

Facteurs principaux influençant l'évaporation ^[9]

- La concentration ;
- La solubilité ;
- Sensibilité à la température ;
- La viscosité ;
- Ecart de température.

III.5.2. Simple effet et multiple effets de l'évaporation ^[10]

L'évaporateur classique est chauffé par de la vapeur qui se condense sur une surface d'échange et celle-ci transmet son enthalpie de vaporisation à la solution en ébullition qui se trouve de l'autre côté de la surface d'échange. La solution émet à son tour de la vapeur qui peut :

- soit être condensée dans un condenseur (**simple effet**) ;
- soit être utilisée au chauffage d'un autre évaporateur identique au premier et fonctionnant à une température inférieure (**multiple effets**).

On peut ainsi associer en série un nombre théoriquement illimité d'évaporateurs pour former un multiple effet.

Pratiquement, le nombre d'effets est limité par la pression de la vapeur initiale de chauffage, par des problèmes de construction et par la température d'ébullition de la solution sous la pression choisie.

Le nom de multiple effet a été donné à ce type d'appareils parce que la vapeur initiale accomplit plusieurs fois son effet.

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

De la définition du multiple effet, il résulte que :

- le seul circuit de vapeur permet de connaître le nombre d'effets d'un évaporateur ;
- les différents effets sont habituellement numérotés dans le sens du circuit de la vapeur, compte non tenu du mode de circulation adopté pour le liquide. Sur les figures, le premier effet est toujours représenté à gauche (figureIII-01).

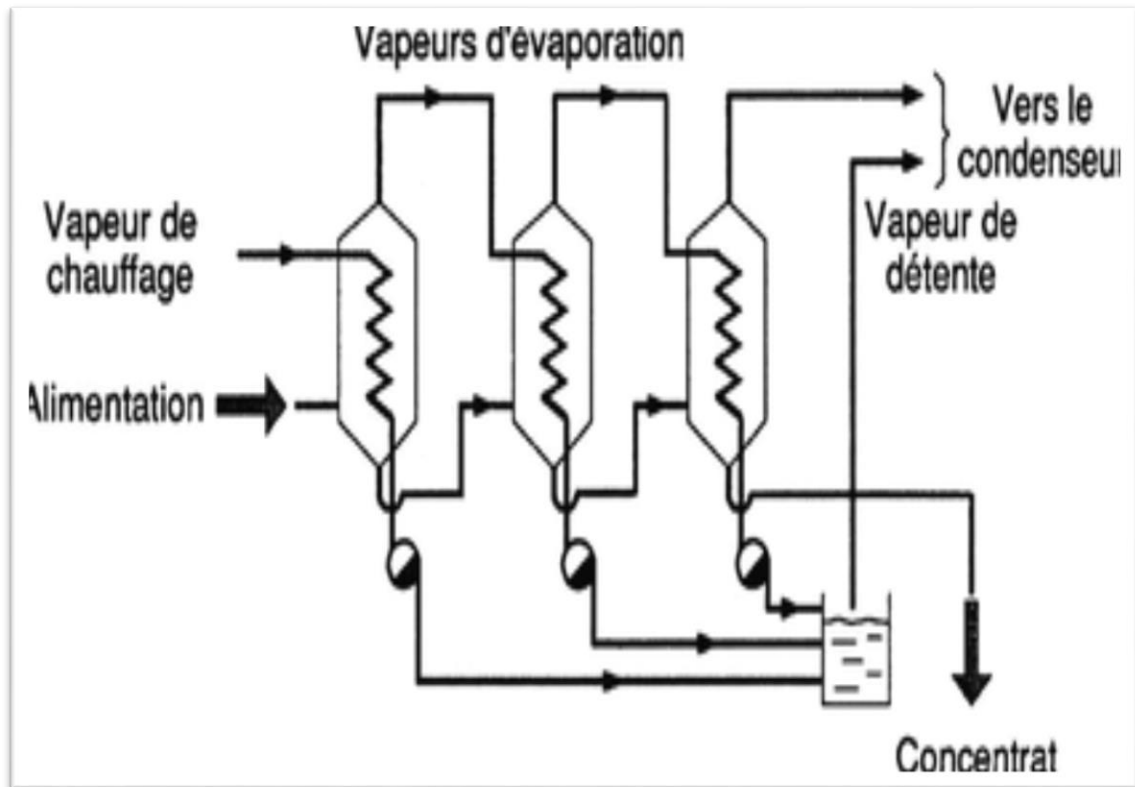


Figure III-01: Schéma d'évaporation à triple effets

III.2. Présentation de la section RDC ^[11]

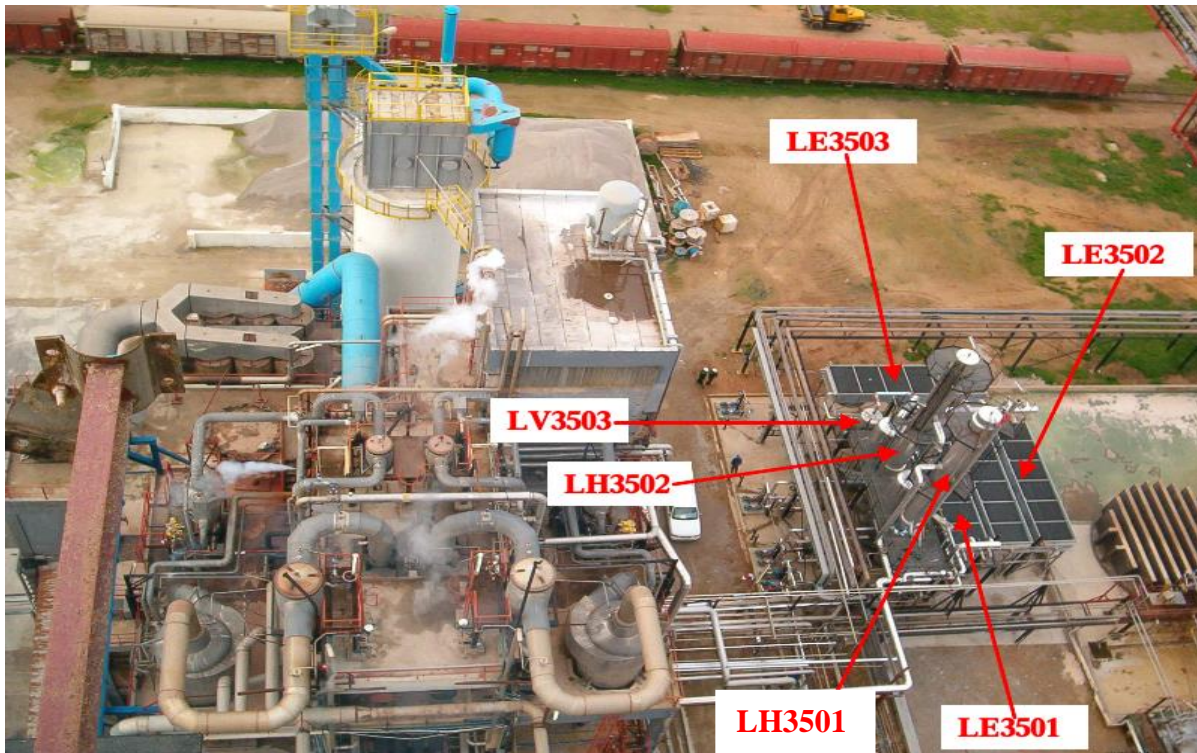


Figure III-02: Equipement de la section RDC

Ce procédé est utilisé pour l'épuration des condensats de l'atelier de synthèse du nitrate d'ammonium.

Ces condensats proviennent de la condensation des vapeurs produites lors de la réaction de l'acide nitrique et de l'ammoniac dans les deux réacteurs existant. L'effluent en provenance de l'atelier de traitement des condensats contiendra au maximums 40ppm de nitrate d'ammonium soit l'équivalent de 14ppm d'azote.

Ce procédé est basé sur une ré-évaporation des condensats dans 2 évaporateurs fonctionnant en double effet et présente un très faible coût opératoire.

III.2.1. Principe de l'évaporation multiple effet

L'objectif de l'évaporation est de concentrer une solution composée d'un soluté non volatil et d'un solvant volatil. Basant sur l'objectif de l'évaporation, la section RDC est construite dans le but de récupérer une solution à 25% de nitrate d'ammonium en neutralisant tout l'ammoniac dissout dans l'eau.

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

Le principe de l'évaporation multiple effet est appliqué tel que la vapeur produite dans les réacteurs de neutralisation de nitrate d'ammonium contient des vésicules de nitrate d'ammonium ainsi que de l'ammoniac sous forme de gaz.

Cette vapeur est en partie condensée dans la section de concentration primaire et est collectée sous forme de condensat alcalin. La partie qui n'est pas condensée sert de source d'énergie thermique dans l'atelier d'épuration des condensats, et est aussi collectée sous forme de condensat alcalin.

Les condensats alcalins sont neutralisés avec de l'acide nitrique afin de convertir l'ammoniac dissous en nitrate d'ammonium non volatile. Les condensats sont alors évaporés dans des évaporateurs à flot tombant, les buées produites sont exemptes de contaminant alors que la phase liquide se concentre progressivement en sels dissous. Les buées produites dans le premier effet servent de source de chaleur pour l'évaporation des condensats dans le second effet, (voir Figure III-03).

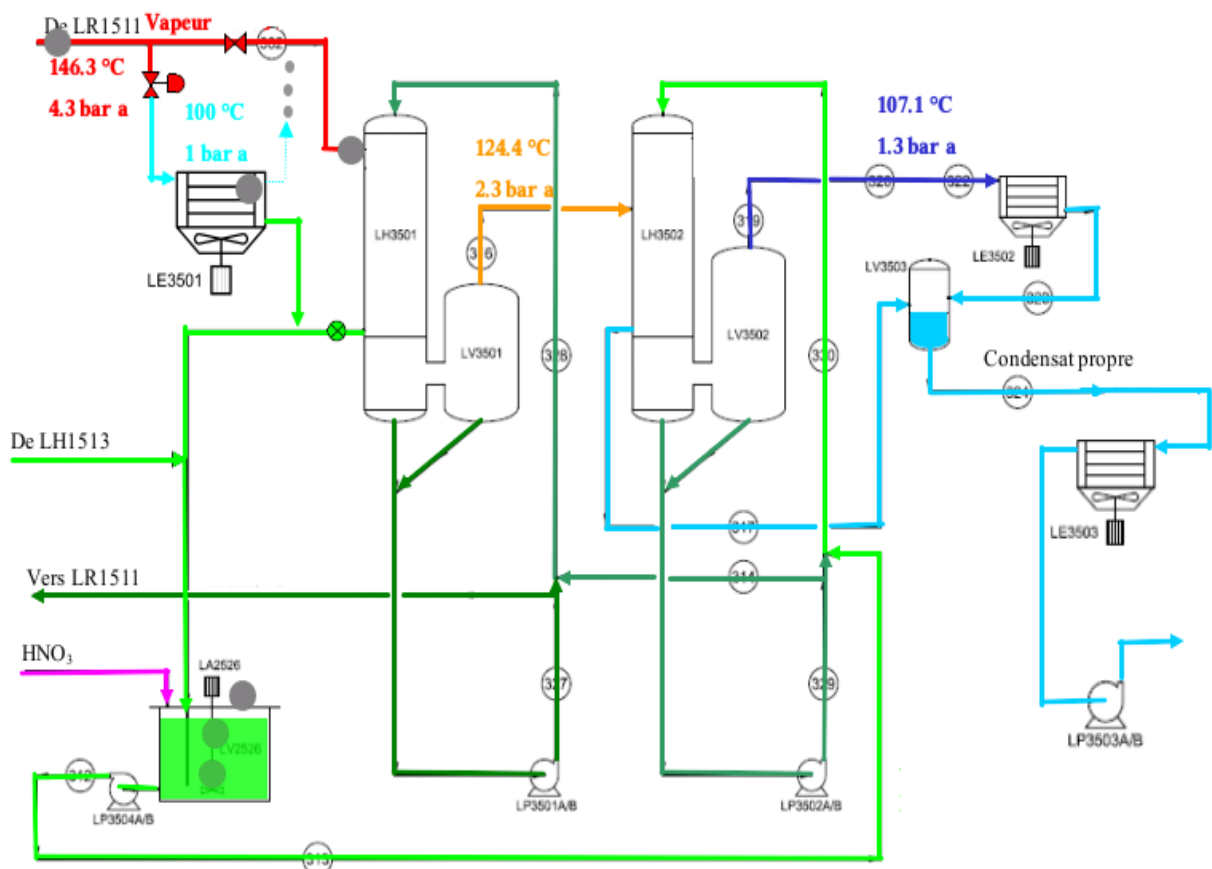


Figure III-03: schéma de principe de l'évaporation de la section RDC.

III.2.2. Description du procédé

La vapeur produite au niveau des réacteurs d'un débit de 16170kg/h dont 6840kg/h destinées pour la 1^{er} concentration de la solution de nitrate d'ammonium jusqu'à 95% dans les évaporateurs (LH1513/LH2513) est le reste est envoyé vers la section RDC.

La vapeur envoyée vers la section RDC arrive dans la calandre de 1^{er} effet. Elle se condense en cédant sa chaleur et s'écoule sous forme de condensat ammoniacal vers le bac (LV2526).

La vapeur en cédant sa chaleur, à fournit l'énergie nécessaire à l'évaporation d'une partie de l'eau contenue dans la solution qui circule dans le tubes. Les buées produites sortent par le haut du séparateur du 1^{er} effet vers la calandre du 2^{eme} effet.



Figure III-04: le 1^{er} et le 2^{eme} effet de la section évaporation

III.2.2.1. Bac des condensats acides

Les buées sous pression, produites dans les réacteurs (LR1511 et LR2511) sont, après désurchauffe sont essentiellement utilisées pour alimenter les évaporateurs (LH1513/LH2513) de la première concentration et dans l'atelier de traitement des condensats où elles cèdent leur énergie en se condensant.

Tous les condensats sont collectés dans le bac (LV2526). Ils sont neutralisés par un ajout d'acide nitrique afin de capturer l'ammoniac dissout. L'intérieur du bac est maintenu sous forte agitation par l'agitateur (LA2526) afin d'assurer son homogénéité et un pH optimal.

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

L'essentiel des condensats acides est alors envoyé vers l'évaporateur du deuxième effet (LH3502) via les pompes (LP3504 A/B).

III.2.2.2. Deuxième effet

III.2.2.2. 1. Evaporateur LH3502

Les condensats acides se mélangent avec les condensats qui re-circulent depuis le bas de l'évaporateur (LH3502) afin d'assurer un « mouillage » optimal des tubes de l'évaporateur. Les évaporateurs sont de type « flot tombant » avec un coefficient de transfert thermique élevé. Les condensats s'écoulent à l'intérieur des tubes, où ils sont chauffés par les buées provenant du premier effet, se condensent du côté calandre de l'échangeur.

La chaleur transmise génère une évaporation d'une partie des condensats à l'intérieur des tubes et la buée générée est séparée des condensats bouillants dans la chambre inférieure de l'évaporateur. Le liquide « bouillant pré-concentré » est re-circulé vers les tubes via les pompes (LP3502 A/B), alors que la buée s'écoule horizontalement vers le séparateur (LV3502). Une partie du condensat « Pré-concentré » contenant environ 6% de nitrate d'ammonium est envoyé vers le premier effet de traitement.

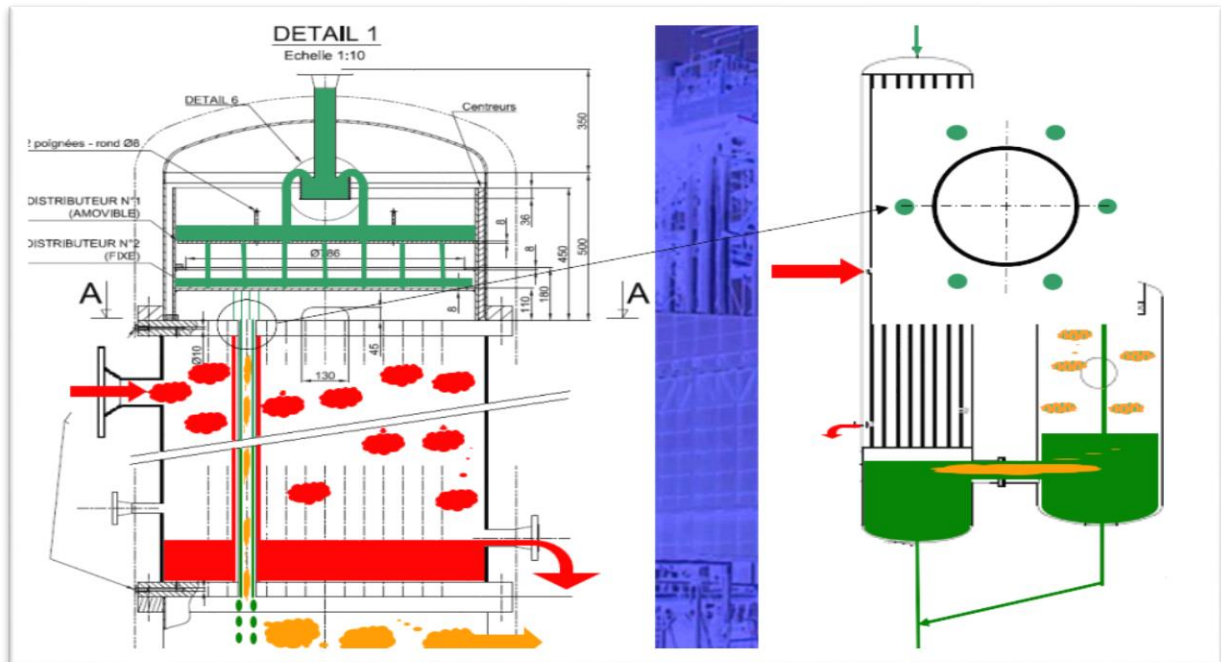


Figure III-5: Schéma de principe d'un évaporateur à film tombant

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

III.2.2.2. 2. Séparateur LV3502

Dans le séparateur (LV3502) les gouttelettes de condensats « pré concentrés » entraînées par la buée sont capturées puis collectées dans le fond de l'équipement avant d'être retournées vers l'aspiration de la pompe de re-circulation de l'évaporateur (LH3502).

La buée passe alors à travers un séparateur de type matelas tricoté, situé dans la partie haute du séparateur afin d'enlever les gouttelettes qui auraient pu être entraînées par la vapeur ascendante.

III.2.2.2. 3. Condenseur LE3502 - Refroidisseur LE3503

La buée provenant du séparateur (LV3502) est mélangée avec la buée de flash des condensats collectés dans la calandre de l'évaporateur (LH3502), est envoyée au condenseur (LE3502). Le condenseur (LE3502) est un aérocondenseur, refroidi à l'aide de ventilateurs à vitesse variable permettant d'ajuster la pression de travail à 1.3 bars absolus.

L'ensemble des condensats propres est collecté dans le ballon de flash (LV3503) avant de s'écouler vers le refroidisseur (LE3503) où il est refroidi jusqu' à 40°C. Les condensats propres sont envoyés vers la batterie via les pompes (LP3503A/B). Ils sont aussi utilisés comme source d'eau froide pour les équipements mécaniques des sections L1 et L2. Enfin ils permettent de faire l'appoint d'eau vers les ateliers d'acide nitrique.

III.2.2. 3. Premier effet

Les condensats « pré concentrés » venant du deuxième effet se mélangent avec les condensats qui re-circulent depuis le bas de l'évaporateur (LH3501). Cet évaporateur fonctionne sur le même principe que l'évaporateur LH3502. La vapeur se condensant du côté calandre provient des réacteurs (LH1521 et LH2521). Une partie du condensat « concentré » contenant environ 25% de nitrate d'ammonium est envoyé vers l'atelier de synthèse de nitrate d'ammonium pour y être recyclé.

Les buées générées par l'évaporateur (LH3501), sont débarrassées de leurs entraînements dans le séparateur (LH33501), servent de vapeur de chauffe au deuxième effet.

III.3. Problématique

La vapeur produite lors de la réaction entre l'acide nitrique et l'ammoniac gazeux est une vapeur riche en matière première et de produits. C'est un mélange entre la vapeur d'eau, l'ammoniac gazeux et le nitrate d'ammonium. Dans le but de récupérer ces matières et profiter de la chaleur véhiculée par cette vapeur riche, la section de récupération des condensats (RDC) est installée au niveau de l'unité de production de nitrate d'ammonium a FERTIAL, Annaba, dont l'objectif est de récupérer une solution de 25% de nitrate d'ammonium.

Le problème qui se pose c'est que la vapeur produite est très chargée en ammoniac et cette section installée « RDC » ne fonctionne pas comme il faut. Elle n'arrive pas à gérer la charge d'ammoniac existant dans la vapeur, ce qui rend la section RDC sous dimensionnée.

- Comment peut-on résoudre ce problème ?
- Quelles sont les différents procédés (solutions) qui nous permettent d'assurer un meilleur rendement de la section RDC et gérer à bien la charge d'ammoniac existante réellement dans la vapeur?

III.4. Solutions proposées

Pour résoudre le problème de la section RDC on propose :

- **Solution 01 :**

Réduction de l'ammoniac par échange d'ions.

- **Solution 02 :**

Élimination de l'azote ammoniacal par un procédé membranaire.

- **Solution 03 :**

Traitement physique de la charge vapeur par stripping de l'ammoniac, (installation d'une colonne de stripping).

- **Solution 04 :**

Diminution de la charge de l'ammoniac dans la vapeur par condensation, (installation d'un condenseur).

III.5. Etude de cas

Pour résoudre le problème de la section RDC on a proposé quatre solutions :

- Réduction de l'ammoniac par échange d'ions en utilisant la clinoptilolite, comme résine.
- Elimination de l'azote ammoniacal par un procédé membranaire ;
- Traitement physique de l'ammoniac par stripping ;
- Diminution de la charge de l'ammoniac dans la vapeur par condensation.

III.5.1. Réduction de l'ammoniac par échange d'ions

L'échange d'ions est un procédé physico-chimique qui consiste à échanger les ions (cations ou anions) dans le milieu à traiter avec des ions sorbés sur la phase solide de résines naturelles ou synthétiques. L'échange de cations permet d'éliminer l'ammoniac présent dans le milieu. ^[12]

Les zéolites naturelles, comme la clinoptilolite, la bentonite, la sépiolite et la mordénite ainsi que de résines synthétiques sont souvent utilisées pour retirer les ions ammonium.

L'efficacité avec laquelle l'ammonium est éliminé dépend des facteurs suivants tels que :

- Le pH ;
- le prétraitement des zéolites naturelles ;
- la taille des particules du milieu ;
- La concentration d'ammonium dans l'influent et la présence de cations concurrents comme le calcium, le magnésium et le potassium. ^[13]

L'échange d'ions ne donne pas toujours le même pourcentage d'élimination des contaminants (par exemple, l'ion ammonium) dans le temps, parce que les contaminants échapperont à l'échange lorsque la résine aura atteint sa capacité. Lorsque la résine atteint sa capacité, les concentrations de contaminants augmentent, et la résine doit être régénérée. ^[14]

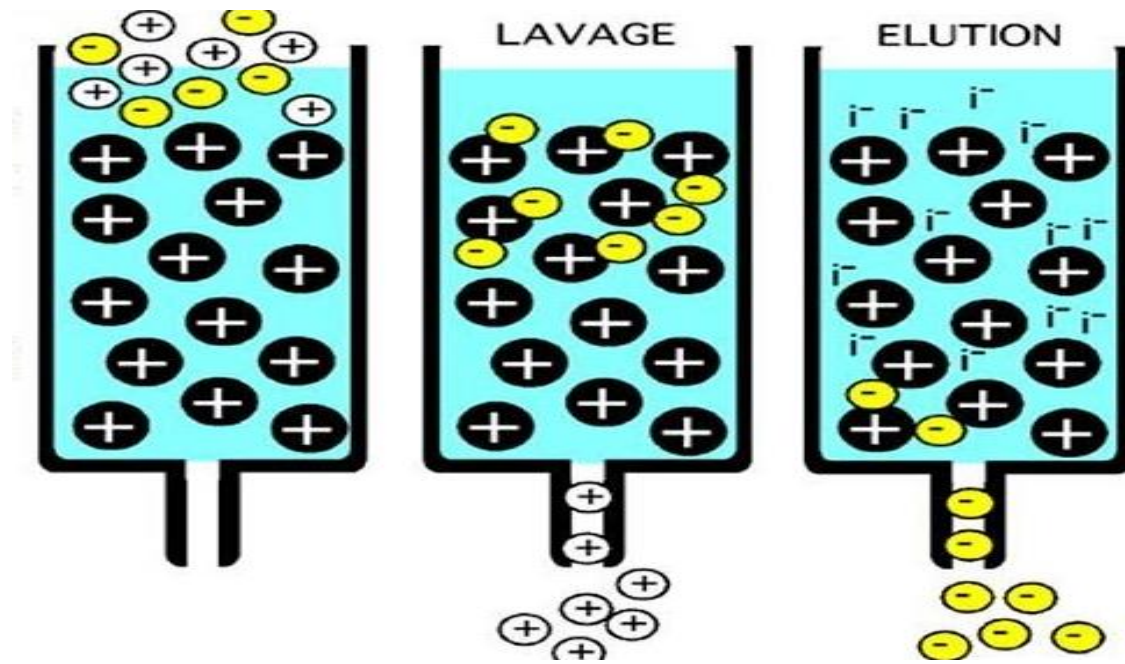


Figure III-6: Principe d'échange ionique

La clinoptilolite est la zéolite naturelle la plus abondante, mais son traitement est très coûteux ce qui la rend rare. Il a été démontré qu'elle est très sélective pour les ions ammonium. Des études ont révélé que le prétraitement de la clinoptilolite accroissait la capacité d'échange d'ion de cette zéolite ainsi que l'efficacité avec laquelle elle éliminait l'ammonium présent dans les solutions aqueuses. ^[13]

Tableau III-01: Avantages et inconvénient de la clinoptilolite.

Avantages	Inconvénients
<ul style="list-style-type: none"> - Zéolite naturel ; - Très sélective pour les ions ammonium; - Grande capacité d'échange ; 	<ul style="list-style-type: none"> - La mise en œuvre coûteuse - Rare - Prétraitement des zéolites

III.5.2. Elimination de l'azote ammoniacal par un procédé membranaire

Les contacteurs à membranes fonctionnent par une conversion préalable d'azote ammoniacal en ammoniac par élévation du pH et le transfert de NH_3 à travers une membrane vers une eau acide circulant à contre-courant qui le retransforme en retour en azote ammoniacal. ^[14]

Les processus d'échange d'ions par membranes hydrophobes ont été utilisés pour convertir l'ammoniac de l'eau en azote ammoniacal en présence d'acide sulfurique diluée comme

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

solution de décapage. Cette méthode est plus efficace à un pH élevé ($\text{pH} > 10$) où l'ammoniac non ionisé est majoritaire. Ainsi, le pH de l'eau est souvent ajusté en utilisant des solutions alcalines pour améliorer l'efficacité de l'élimination de l'ammoniac et, finalement, réajusté à la neutralité après l'élimination de l'ammoniac. [15]

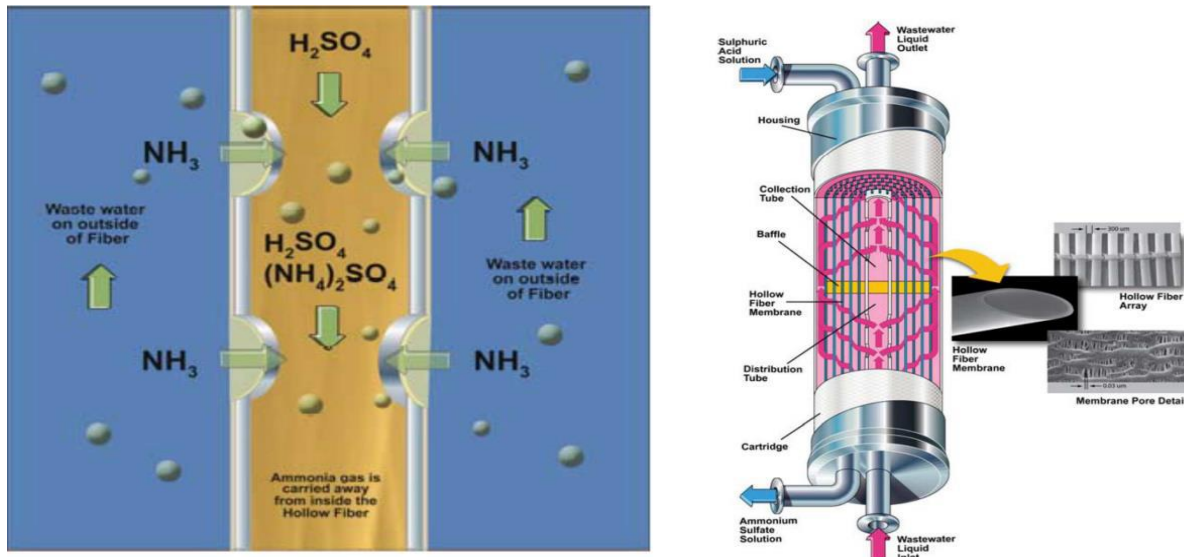


Figure III-7: Elimination de l'azote ammoniacal par procédé membranaire.

Tableau III-02: Avantages et Inconvénients des procédés membranaires [16]

Avantages	Inconvénients
<ul style="list-style-type: none"> - Efficacité élevée - Rendement supérieur à 90% 	<ul style="list-style-type: none"> - Nécessite des équipements et des produits chimiques supplémentaires - Coût d'exploitation élevée - Risque élevée de colmatage - Coût de traitement à l'acide très élevée

III.5.3. Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Le stripping permet la séparation d'un soluté. Cette technologie est souvent utilisée en complément d'une unité d'évaporation pour séparer un soluté des condensats produits. [17]

Les applications les plus courantes étant la séparation d'ammoniac ou d'un alcool à partir d'une phase aqueuse (condensat) afin d'améliorer sa qualité. [12]

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

Ils existent deux types de stripping, à savoir :

A. Stripping à l'air

Le « stripping » d'azote ammoniacal dans l'eau se base sur la conversion de l'ammoniac non ionisée NH_3 à l'aide de colonnes à garnissage. Ceci implique le barbotage de l'air plus ou moins chauffé (30 – 60°C) dans un effluent aqueux riche en ammoniac, ce qui produit un dégagement de NH_3 sous forme de gaz devant être récupéré dans une autre colonne par absorption par une solution aqueuse (neutre ou légèrement acide) pour éviter des émanations dans l'atmosphère. Ce phénomène est contrôlé par plusieurs facteurs physicochimiques et hydrodynamiques tels que ^[18] :

- Des pH alcalins ($\text{pH} \geq 11$) sont nécessaires pour faciliter la formation de l'ammoniac.
- La présence d'une agitation mécanique par le barbotage de l'air pour favoriser l'évacuation de NH_3 de la solution aqueuse.

B. Stripping à la vapeur

Le stripping consiste à provoquer l'entraînement de gaz ou de matières volatiles dissoutes dans l'eau, au moyen d'un courant de vapeur, de gaz traversant le liquide à contre-courant.

Le principe consiste à injecter de la vapeur sous pression afin de mettre en vapeur des composés volatils. Le stripping désigne le mécanisme de transfert d'un polluant d'une phase liquide vers une phase gazeuse. ^[14]

Ce phénomène est contrôlé par ^[17] :

- Des pH alcalins ($\text{pH} \geq 11$);
- Hautes températures.

Ce type de procédé présente l'inconvénient suivant : pour travailler à des pH inférieurs à 8 il faut être à haute température, (voir figure III.08.)

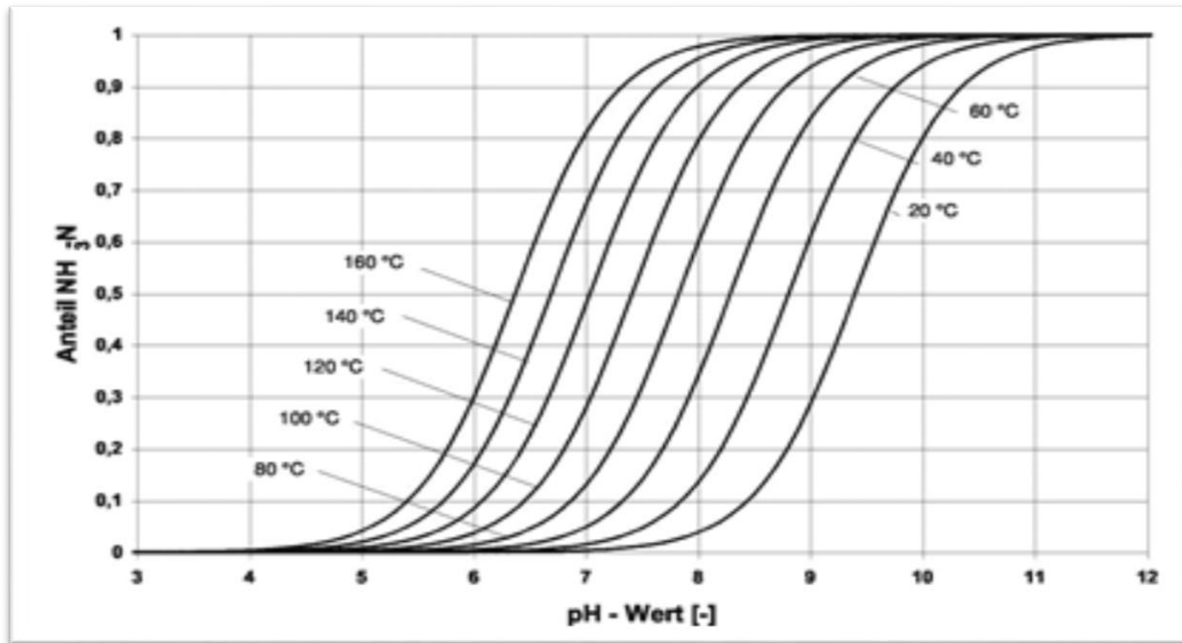


Figure III-8: Effet de température et de pH sur le stripping.

III.5.4. Diminution de la charge d'ammoniac par condensation

Pour résoudre le problème de la section RDC on a proposé aussi une solution qui consiste à condenser une partie de la vapeur d'eau qui n'alimente pas le 1^{er} effet et en se basant sur la grande affinité de l'ammoniac pour l'eau, le maximum d'ammoniac se trouvant dans cette vapeur va se solubiliser. La quantité d'ammoniaque récupérée va être recyclée vers le réacteur de neutralisation.

Choix de l'échangeur

Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée dépend de nombreux paramètres : les propriétés physiques des fluides, leur agressivité, les températures, ainsi que les pressions de service. Les contraintes d'encombrement et de maintenance doivent aussi être prises en compte, ainsi que les considérations économiques. ^[19]

Tout d'abord, les échangeurs tubulaires, tube calandre et à plaques sont choisis pour des raisons technologiques, et quelques autres types d'échangeurs sont choisis en fonction de la nature de la paroi. ^[20]

Les avantages et les inconvénients des échangeurs cités au part avant sont classés dans le tableau suivant :

Chapitre III : Section récupération des condensats (RDC)

Tableau III-03: Avantages et inconvénients des échangeurs de chaleur [21]

		Avantages	Inconvénients
Echangeurs tubulaires		<ul style="list-style-type: none"> - Résiste aux fortes pressions ; - Economique ; - Accepte de grand écart de température. 	<ul style="list-style-type: none"> - Encombrent ; - Difficulté de nettoyage ; - Sensible aux vibrations.
Echangeurs à plaques		<ul style="list-style-type: none"> - Compact ; - Modulable ; - Prix compétitifs ; - Peu de perte thermique ; - Très bon coefficients de transferts. 	<ul style="list-style-type: none"> - Faible écart de température envisageable ; - Perte de charge importante ; - Pression de travail limitée.
Echangeurs Tube-Calandre		<ul style="list-style-type: none"> - Résiste aux fortes pressions ; - Pour l'ensemble des puissances ; - Economique ; - Accepte des grands écarts de température ; - Peut être utilisé en condensation partielle. 	<ul style="list-style-type: none"> - Contraintes sur les tubes ; - Difficulté de nettoyages (multitubes) ; - Sensible aux vibrations.
Les Aéroréfrigérants	à air induit	<ul style="list-style-type: none"> - bonne distribution de l'air ; - Le niveau de bruit au sol et plus faible ; - bonne protection du faisceau ; - moins de risques de recirculation d'air (vitesse de sortie de l'air plus grande). 	<ul style="list-style-type: none"> - exposition totale des tubes au soleil et à la pluie.
	A air forcé	<ul style="list-style-type: none"> - puissance consommée plus faible ; - bonne accessibilité du faisceau ; - moins de vibrations ; - maintenance plus facile. 	<ul style="list-style-type: none"> - distribution pauvre d'air ; - le niveau de bruit au sol est plus grand, -nettoyage des faisceaux difficile et se fait sous démontage.

III.6. Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté la section RDC mise en place pour la récupération des condensats issus du procédé de fabrication de nitrate d'ammonium.

Il en ressort que quatre (04) procédés sont possibles pour régler le problème de la section RDC notant :

1. L'échange d'ion avec la cliloptilolite est l'une des méthodes très efficace pour la récupération de l'ammoniac, mais la rareté de la cliloptilolite, le prétraitement des zéolites, et le coût de la mise en œuvre sont les obstacles de cette technique.
2. Les techniques membranaires sont également utilisées pour traiter l'azote ammoniacal, leurs performances sont efficaces (Rendement supérieur à 90%) alors que cette technique représente un ensemble d'inconvénients qui les rendent inefficaces.

En raison du nombre d'inconvénients de ces méthodes, nous proposons comme solutions :,

3. Le traitement physique de l'ammoniac par stripping. Il est l'un des processus le plus ancien. Il s'agit d'une technique rentable et contrôlée par des facteurs physiques et chimiques (pH alcalin, températures élevées et une agitation mécanique).
4. La récupération de l'ammoniac par condensation est la solution alternative qu'on a aussi proposée pour résoudre le problème. C'est une technique basée sur la grande affinité de l'ammoniac pour l'eau.

L'application des deux dernières solutions permettent d'améliorer jusqu'à 90% le rendement de récupération de l'ammoniac au niveau de la section RDC.

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Introduction

Ce chapitre sera consacré pour l'étude de traitement physique de l'ammoniac par stripping dont on va dimensionner une colonne de stripping à garnissage.

On va ensuite dimensionner la pompe responsable de la circulation des fluides entre le bac LV2526 et la colonne de stripping.

IV.1. Généralités ^[22]

Absorption de gaz : Il s'agit d'une opération de transfert de masse dans laquelle un ou plusieurs solutés de gaz sont éliminés par dissolution dans un liquide. Le gaz inerte dans le mélange gazeux est appelé "gaz porteur" ou inerte. Un contact intime entre le gaz dissous et le liquide absorbant est obtenu dans un équipement d'absorption approprié, à savoir une tour à plateaux, une colonne à garnissage, une tour de pulvérisation, etc. Exemple : Dans le processus d'absorption de l'ammoniac à partir du mélange air-ammoniac par l'eau, l'air est le gaz vecteur, l'ammoniac est le «soluté» et l'eau est l'absorbant. L'opération de désorption est l'opération inverse.

Deux types d'opérations d'absorption existent ; Physique et chimique. L'absorption physique se base sur la solubilité des constituants à transférer, d'une part sa solubilité dans le mélange gazeux initial, d'autre part dans le liquide où il va être transféré, par contre l'absorption chimique se base sur la réaction chimique entre le soluté et le solvant.

IV.2. Solubilité à l'équilibre des gaz dans les liquides ^[22]

Pour la détermination de la force motrice dans toute opération de transfert de masse, la solubilité d'une espèce dans un solvant, c'est-à-dire la distribution d'équilibre entre les phases est importante. Avec l'augmentation de la température, la solubilité d'un gaz dans un liquide diminue. Par conséquent, l'absorption est effectuée à une température basse. Au contraire, la désorption se fait à une température supérieure.

IV.3. Contacteurs gaz – liquide ^[1]

Une opération d'absorption gaz-liquide industrielle est, en général, effectuée en continu dans une colonne verticale où les fluides circulent à contre-courant. On trouvera sur la figure IV-01 une représentation schématique des principaux types de contacteurs gaz-liquide.

Ces derniers sont classés, de façon classique, en fonction de la rétention en liquide ϵ_L (volume de liquide par unité de volume de réacteur) :

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

- Forte rétention : colonne à bulles, cuve agitée, jet immergé ;
- Rétention moyenne : colonnes à plateau et à garnissage ;
- Faible rétention : colonnes à film et à pulvérisation, venturi, éjecteur.

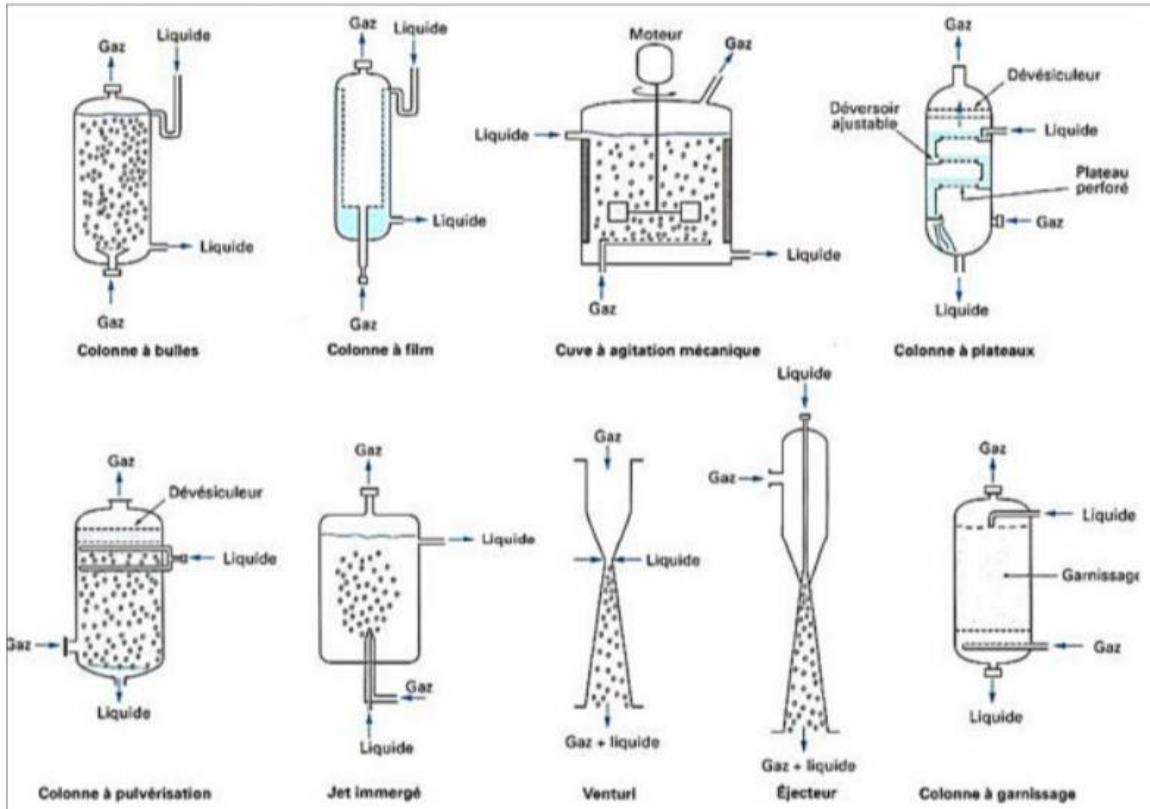


Figure 6-01 Différents types de contacteurs gaz-liquide

IV.4. Étude d'une colonne à garnissages ^[1]

La colonne à garnissage est sans doute la plus simple et la plus traditionnelle des contacteurs gaz-liquide. En principe, il s'agit d'une colonne munie d'un plateau support, et remplie de garnissage de types très divers. Ces garnissages sont mis en place d'une manière aléatoire le plus fréquemment (figure IV-02), parfois d'une manière ordonnée comme pour les gros anneaux Raschig ou Pall. Le liquide ruisselle par gravité le long de ce garnissage après avoir été distribué au moyen de rampes d'arrosage (pulvérisateur) situé au sommet de la colonne. Le gaz circule généralement à contre-courant du liquide, quoique des réalisations à co-courant ou à courants croisés soient utilisées

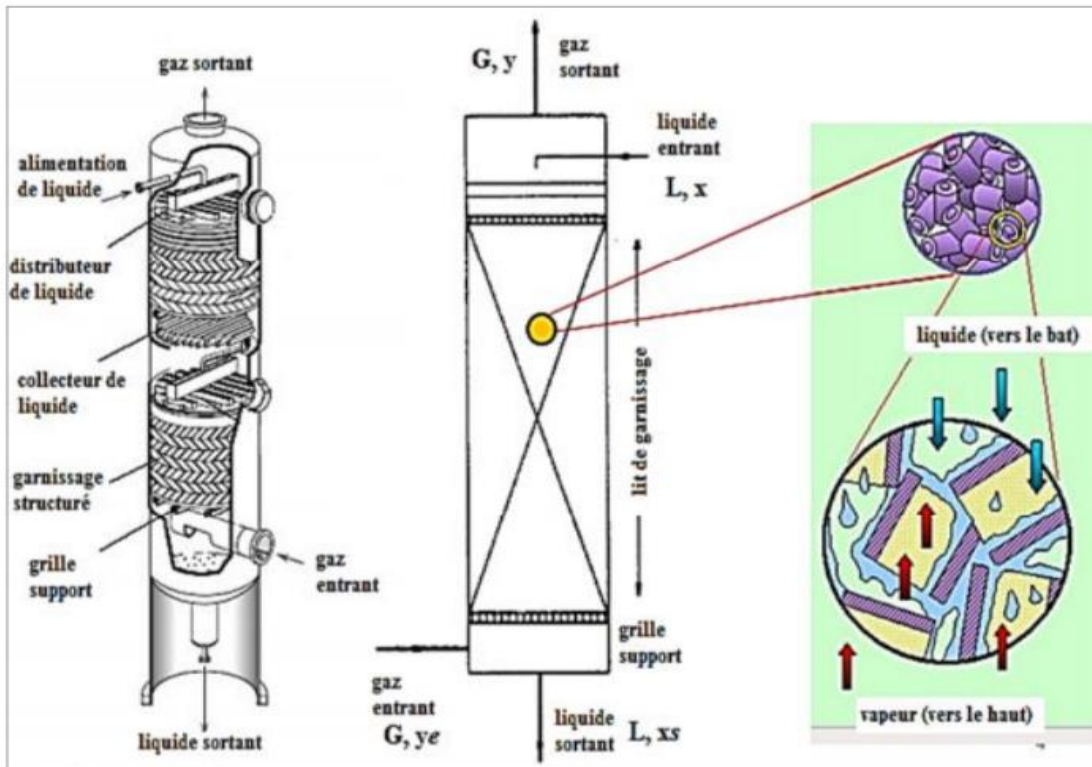


Figure 6-02 : Colonnes à garnissage

IV.4.1. Divers types de garnissage

Au fil des années, les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on en trouve une grande variété.

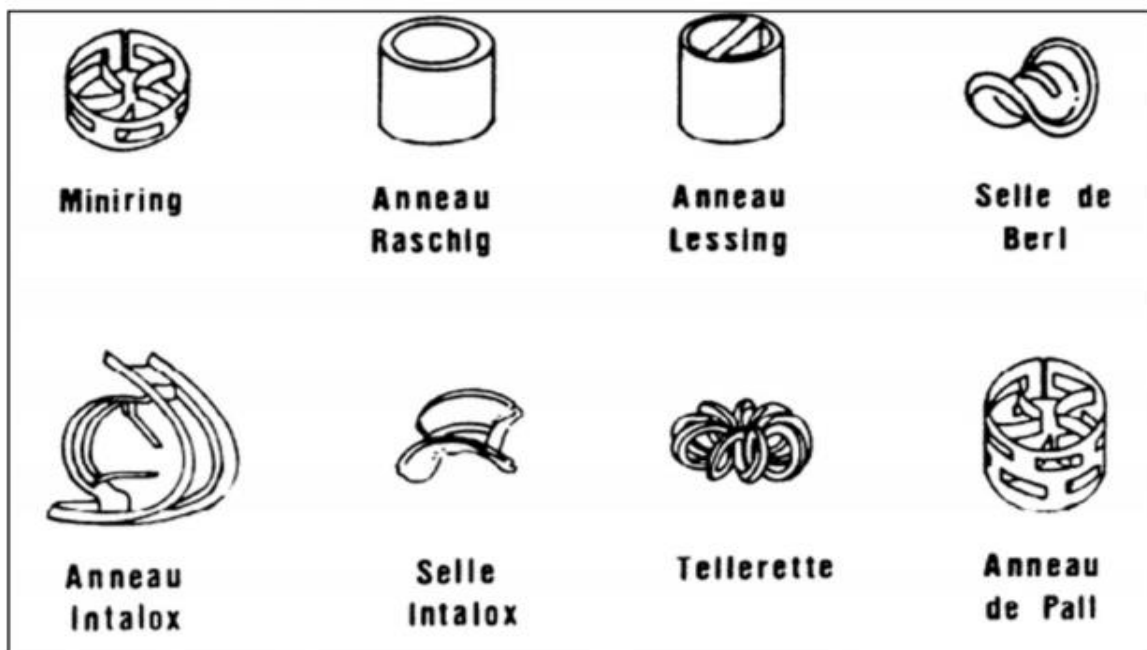


Figure 6-03 : Différents types de garnissage en vrac

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Le choix du type de garnissage dépend d'un grand nombre de facteurs dont les principaux sont :

- Le prix du matériau;
- La résistance à la corrosion : elle impose souvent le choix d'éléments en verre, en inox, en graphite, en céramique ou parfois en métaux précieux;
- La surface spécifique : une grande surface accélère les échanges. Les pertes de charge sont généralement élevées lorsque la surface spécifique est grande;

Les dimensions des éléments jouent un rôle important. On choisira toujours des éléments de dimension uniforme pour éviter qu'ils ne s'emboîtent les uns dans les autres lorsqu'ils sont chargés en vrac.

On distingue trois grandes classes :

- Les garnissages disposés en vrac ;
- Les garnissages ordonnés ou structurés ;
- Les grilles superposées.

Les colonnes à garnissage régulier sont intéressantes lorsque :

- Il y a beaucoup d'étages théoriques;
- Le taux d'arrosage (débit liquide par unité de section) est faible;
- Une très faible perte de charge est requise;
- Il y a de fortes variations dans la charge gazeuse.

Les colonnes à garnissage régulier coûtent très cher, et ne sont donc pas utilisées dans les autres cas.

Les colonnes à garnissage en vrac présentent le grand avantage de coûter moins cher (figure IV-03). Elles sont donc utilisées toutes les fois que les exigences requises pour les autres types d'appareils n'existent pas.

IV.4. 2. Calcul du point de fonctionnement de la colonne

Le dimensionnement d'une colonne de séparation est un problème délicat en raison de l'importance de l'investissement qu'un tel appareil représente. D'une manière générale on commence par déterminer le diamètre puis la hauteur de la colonne. Le calcul du diamètre s'effectue à partir de la valeur du débit souhaité pour l'installation. Nous avons vu

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

précédemment que pour un garnissage donné il existe une relation entre les débits maximum pouvant circuler dans la colonne sans engorgement.

Les corrélations publiées dans la littérature sous forme d'abaques permettent d'estimer la vitesse du gaz à l'engorgement pour une colonne donnée. Les règles de l'art communément adoptées font que l'on retient comme valeur de fonctionnement une vitesse de gaz de l'ordre de 50% à 80% de la vitesse à l'engorgement.

Connaissant le débit et la vitesse du gaz il est alors aisé d'en déduire le diamètre de la colonne. Le calcul de la hauteur de cette dernière est plus complexe et fait appel aux notions de plateau théorique ou d'unité de transfert.

IV.4.2.1 Notion d'unité de transfert

Pour décrire le fonctionnement de la colonne nous allons faire les hypothèses simplificatrices suivantes :

- Les solubilités du diluant dans le solvant et du solvant dans le diluant sont négligeables et seul le soluté (NH_3) est transféré d'une phase à l'autre ;
- Les régimes permanents d'écoulement et de transfert de matière établis ;
- L'opération de transfert est isotherme ;
- Les solutions sont très diluées et donc la masse volumique de chaque phase peut être considérée comme constante.
- Le flux molaire du soluté Φ entre les deux phases se traduit par une variation continue des fractions molaires en soluté (x, y) dans chaque phase tout au long de la colonne. On considérera néanmoins que l'on est en présence de phases suffisamment diluées et nous admettrons que les débits molaires restent constants tout au long de la colonne.

$$L_0 = L_s = \text{cst} = L \quad (\text{IV-01})$$

$$G_0 = G_s = \text{cst} = G \quad (\text{IV-02})$$

Entre le bas de la colonne et une section quelconque à la cote Z l'équation de bilan sur le soluté s'écrit :

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

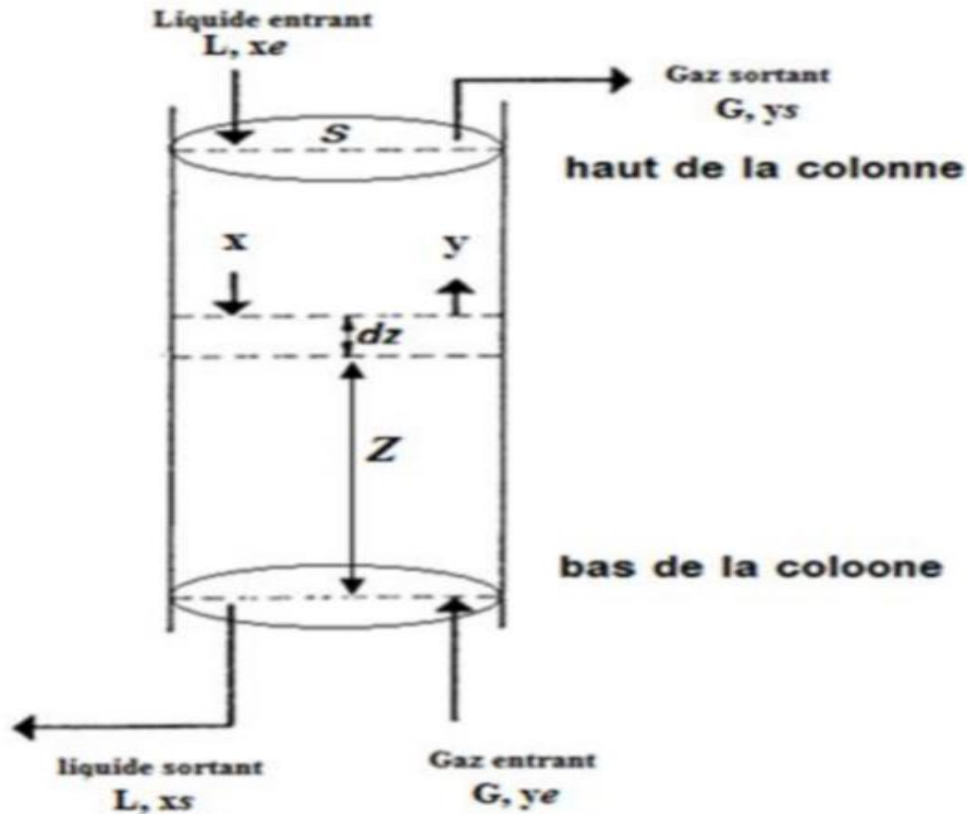


Figure 6-04 : Colonne d'absorption

$$G. y_e + L. x = G. y + L. x_s \quad (\text{IV-03})$$

$$\frac{L}{G} = \frac{Y_e - Y}{X_s - X} \quad (\text{IV-04})$$

Ce bilan partiel en soluté de la colonne de la cote Z jusqu'au bas de la colonne nous donne l'équation de la droite opératoire dans laquelle G et L représentent respectivement le débit du gaz et du liquide (molaire ou massique), x et x_s les titres en soluté de la phase liquide à la cote Z et en bas de la colonne, enfin y et y_e sont les titres en soluté de la phase gazeuse aux mêmes endroits.

Le bilan en soluté sur un élément de colonne d'épaisseur dz peut s'obtenir en dérivant l'expression précédente :

$$G. dy = L. dx = dN \quad (\text{IV-05})$$

Où :

dN : représente le flux de soluté transféré d'une phase à l'autre dans la tranche de volume ;

$S.dz$, S : représentant l'aire de la section droite de la colonne. On aurait pu aussi obtenir ces équations en écrivant explicitement le bilan des flux entrants et sortants de cet élément de volume.

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

On écrit alors que le flux dN de soluté est proportionnel à la surface d'échange A entre les phases (en $m^2.m^{-3}$) et à une différence de titre, qui est la force motrice du transfert; le coefficient de proportionnalité est un coefficient de transfert, k qui est une mesure de la facilité avec laquelle le transfert a lieu. Ainsi, si on raisonne sur la phase gazeuse :

$$\text{En Absorption : } dN = k_G(A. S. dz)(y - y_i) \quad (\text{IV-06})$$

$$\text{En Désorption : } dN = k_G(A.S.dz)(y_i - y)$$

Et sur la phase liquide

$$\text{En Absorption : } dN = k_L(A. S. dz)(x_i - x) \quad (\text{IV-07})$$

$$\text{En Désorption : } dN = k_L(A.S.dz)(x - x_i)$$

$(y - y_i)$ et $(x_i - x)$ les forces motrices dans chacune des 2 phases. Les produits $k_G(A. S. dz)$ et $k_L(A. S. dz)$ sont les conductances de transfert dans les 2 phases.

Mais généralement on ne connaît pas les compositions à l'interface x_i et y_i . On raisonne donc sur l'ensemble des 2 phases, en phase gazeuse :

$$\text{En Absorption : } dN = K_G(A. S. dz)(y - y^*) \quad (\text{IV-08})$$

$$\text{En Désorption : } dN = K_G A. S. dz)(y^* - y) \quad (\text{IV-09})$$

En phase liquide :

$$\text{En absorption : } dN = K_L(A.S.dz)(x^* - x)$$

$$\text{En Désorption : } dN = K_L(A.S.dz)(x - x^*)$$

Où x^* est la fraction massique d'une phase liquide qui serait en équilibre avec la phase gazeuse de composition y ; de même y^* représente le titre d'une phase gazeuse qui serait en équilibre avec le liquide de composition x . Les différences $(y - y^*)$ et $(x^* - x)$ représentent les écarts par rapport à l'équilibre thermodynamique évalués sur l'ensemble des 2 phases.

Donc le transfert du soluté n'est en fait qu'une affaire de sens. La désorption est le phénomène inverse de l'absorption.

En remplaçant dans l'équation (IV-07) dN par son expression tirée de (IV-08) et (IV-09), et en séparant les variables on obtient :

$$dz = \frac{G}{ASKG} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{ASKL} \frac{dx}{x^* - x} \quad (\text{IV-10})$$

Si les termes $\frac{G}{ASKG}$ et $\frac{L}{ASKL}$ varient peu, on peut écrire, en intégrant

$$Z = \frac{G}{ASKG} \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{ASKL} \int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} \quad (\text{IV-11})$$

Les titres x_e , y_e , x_s et y_s sont les titres à l'entrée et à la sortie de cette portion de colonne. On définit pour chaque phase une hauteur d'unité de transfert (HUT) et un nombre d'unités de transfert (NUT) par :

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$HUT_G = \frac{G}{ASKG} \quad \text{et} \quad HUT_L = \frac{L}{ASKl} \quad (IV-12)$$

$$NUT_G = \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y-y^*} \quad \text{et} \quad NUT_L = \int_{x_e}^{x_s} \frac{dx}{x^*-x} \quad (IV-13)$$

Et l'on peut exprimer la hauteur totale de la colonne, Z, sous la forme :

Z = (hauteur d'une unité de transfert) × (nombre d'unité de transfert)

$$Z = HUT_G \times NUT_G = HUT_L \times NUT_L \quad (IV-14)$$

A. Calcul du nombre d'unité de transfert d'une séparation

La notion d'unité de transfert permet de caractériser un appareil donné; la hauteur de l'unité de transfert est d'autant plus grande que l'opération est plus difficile, c'est à dire que le coefficient de transfert ou l'aire d'échange sont plus petits.

Le calcul du nombre d'unités de transfert (NUT) peut se faire par intégration graphique la figure IV-05 montre la construction des courbes $1/(y - y^*)$ et $1/(x^* - x)$ à partir de la courbe de partage et de la droite opératoire. La mesure des aires comprises sous les courbes entre les bornes d'intégration fournit les valeurs des nombres d'unités de transfert.

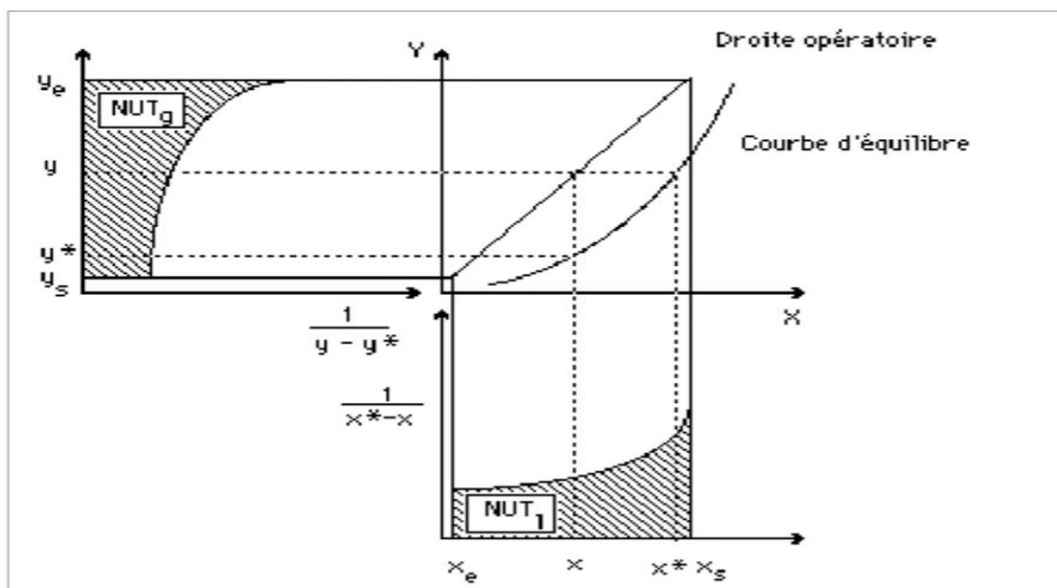


Figure 6-05 : Calcul du nombre d'unités de transfert par intégration graphique ^[23]

B. Calcul du nombre d'unités de transfert globales

Nous nous plaçons dans le cas pour lequel on peut considérer G et A. S. K_G constants sur la hauteur d'une colonne. L'équation (IV-11) simplifiée donne :

$$\frac{ZASKG}{G} = \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y-y^*} \quad (IV-15)$$

Le terme de droite a été appelé par chilton et colburn « nombre d'unité de transfert globales en phase gazeuse », par la définition :

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$NUT_{OG} = \int_{y_s}^{y_e} \frac{dy}{y - y^*} \quad (IV-16)$$

Ce nombre mesure la difficulté d'une séparation.

IV.4.2.2 Calcul de la hauteur d'une unité de transfert

Le calcul de la HUT (Hauteur d'une Unité de Transfert) passe par la connaissance de l'aire d'échange A et des coefficients d'échange K_G et K_L .

Nous avons vu lors de l'étude hydrodynamique que l'aire d'échange dépend du régime d'écoulement des deux phases, elle est généralement fournie par le fabricant du garnissage sous forme de corrélation. Une seconde difficulté réside dans l'estimation des coefficients de transfert. Nous allons donc maintenant nous intéresser aux mécanismes de transfert de matière entre phases. On peut schématiquement distinguer trois étapes dans le processus de transfert du soluté entre phases :

- Transfert du soluté au sein d'une phase vers l'interface ;
- Franchissement de l'interface ;
- Transfert du soluté depuis l'interface au cœur de la seconde phase.

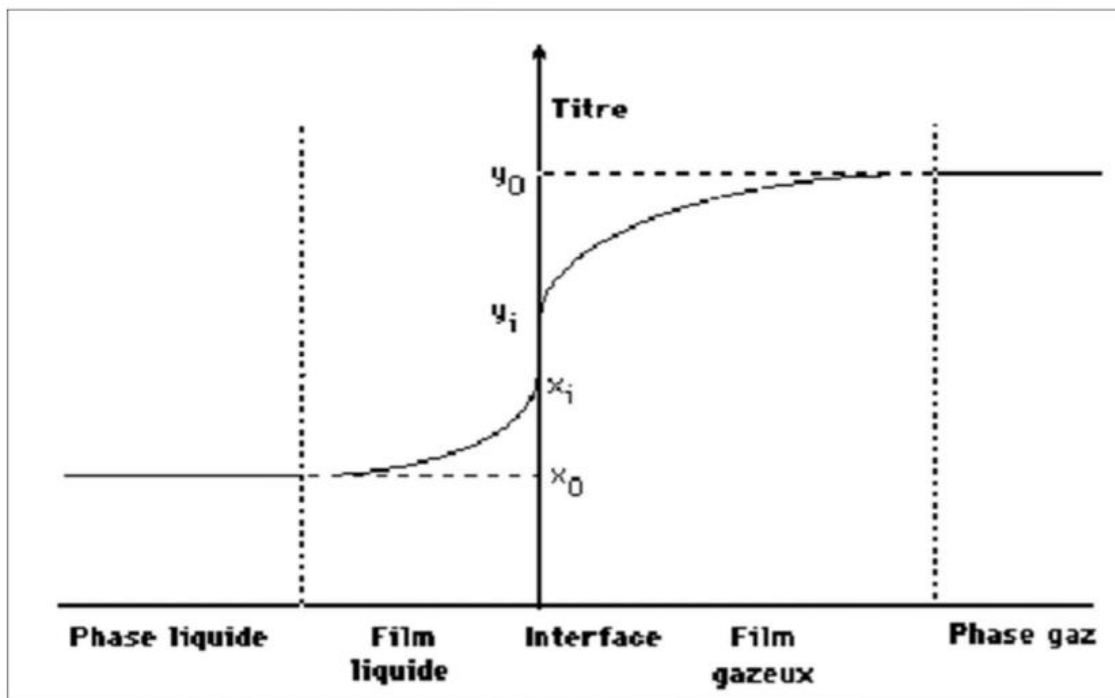


Figure 6-06 : Variations des concentrations dans les films gaz-liquide ^[23]

Dans ce qui suit, nous supposons que les deux phases sont à l'équilibre à l'interface : les concentrations locales sont les concentrations d'équilibre et il n'y aura pas de résistance interfaciale au transfert. Le problème se réduit à l'étude du processus de transfert de soluté au sein

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

d'une phase limitée par une interface. La densité de flux du soluté à travers l'interface peut se mettre sous la forme suivante ; Eq.(IV-17)ou Eq. (IV-18) :

$$n = k_L(x_i - x) = k_G(y - y_i) \text{ ou } k_L(x - x_i) = k_G(y_i - y) \quad (\text{IV-17})$$

$$n = K_L(x^* - x) = K_G(y - y^*) \text{ ou } K_L(x - x^*) = K_G(y^* - y) \quad (\text{IV-18})$$

Avec les conventions suivantes : x et y représentent les titres en soluté dans les phases liquides et gaz respectivement, et l'indice i indique l'interface. Ces relations permettent de tirer l'expression de K_G et K_L en fonction de k_G , k_L et de la pente locale de la courbe d'équilibre ; Eq (IV-19)

$$K = \frac{y_i - y^*}{x_i - x} \quad (\text{IV-19})$$

Il suffit pour cela d'utiliser la loi d'additivité des résistances en série, par exemple

$$(y - y') = (y - y_i) + (y_i - y') = (y - y_i) + K(x_i - x) \quad (\text{IV-20})$$

Soit, à l'aide de l'Eq. (IV-17)et(IV-18) :

$$\frac{n}{k_G} = \frac{n}{k_G} + \frac{n}{k_L} \rightarrow \frac{1}{k_G} = \frac{1}{k_G} + k \frac{1}{k_L} \quad (\text{IV-21})$$

Ou en termes de hauteur d'unité de transfert :

$$\text{HUT}_{OG} = \text{HUT}_G + K \frac{L}{G} \text{HUT}_L \quad (\text{IV-22})$$

$$\text{HUT}_L = \frac{L}{ASKL} \quad (\text{IV-23})$$

$$\text{HUT}_G = \frac{L}{ASKG} \quad (\text{IV-24})$$

$$\frac{1}{KL} = \frac{1}{KL} + k \frac{1}{KG} \quad (\text{IV-25})$$

$$\text{HUT}_{OL} = \text{HUT}_L + K \frac{L}{G} \text{HUT}_G \quad (\text{IV-26})$$

La démonstration effectuée ci-dessus suppose qu'il n'y ait pas de réaction chimique du soluté en phase liquide.

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

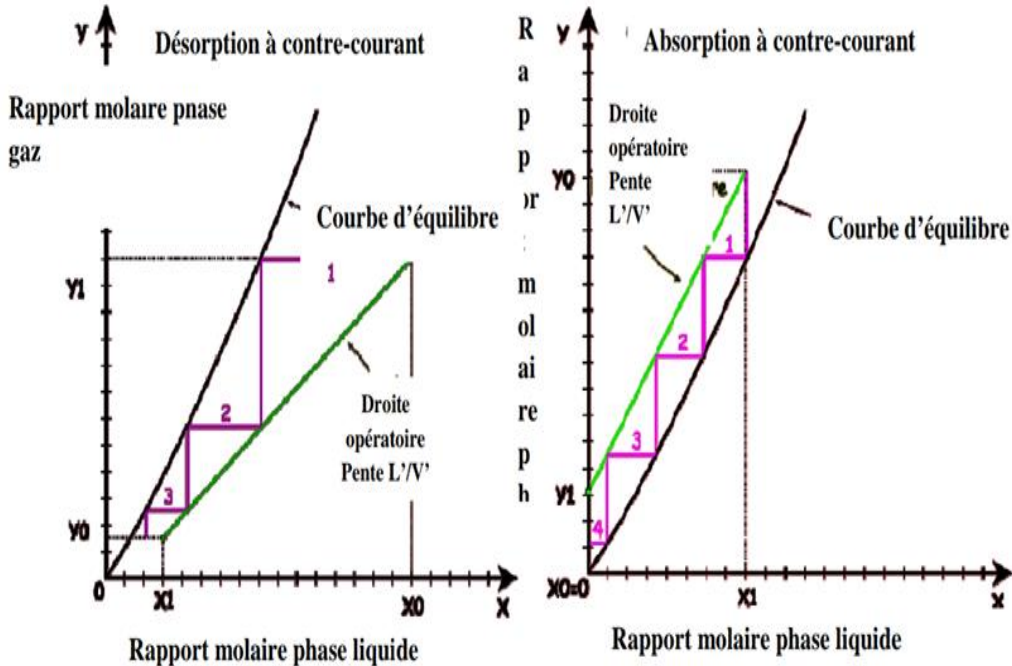


Figure 6-07 : courbe d'équilibre et droite opératoire pour l'absorption et la désorption

IV.5. Dimensionnement de la colonne de stripping a garnissage ^[24]

Pour déterminer les fractions massiques des constituants dans les différents effluents de la colonne de stripping ainsi que les débits, nous établissons un bilan de matière global et partiel sur le soluté NH_3 au niveau du stripeur.

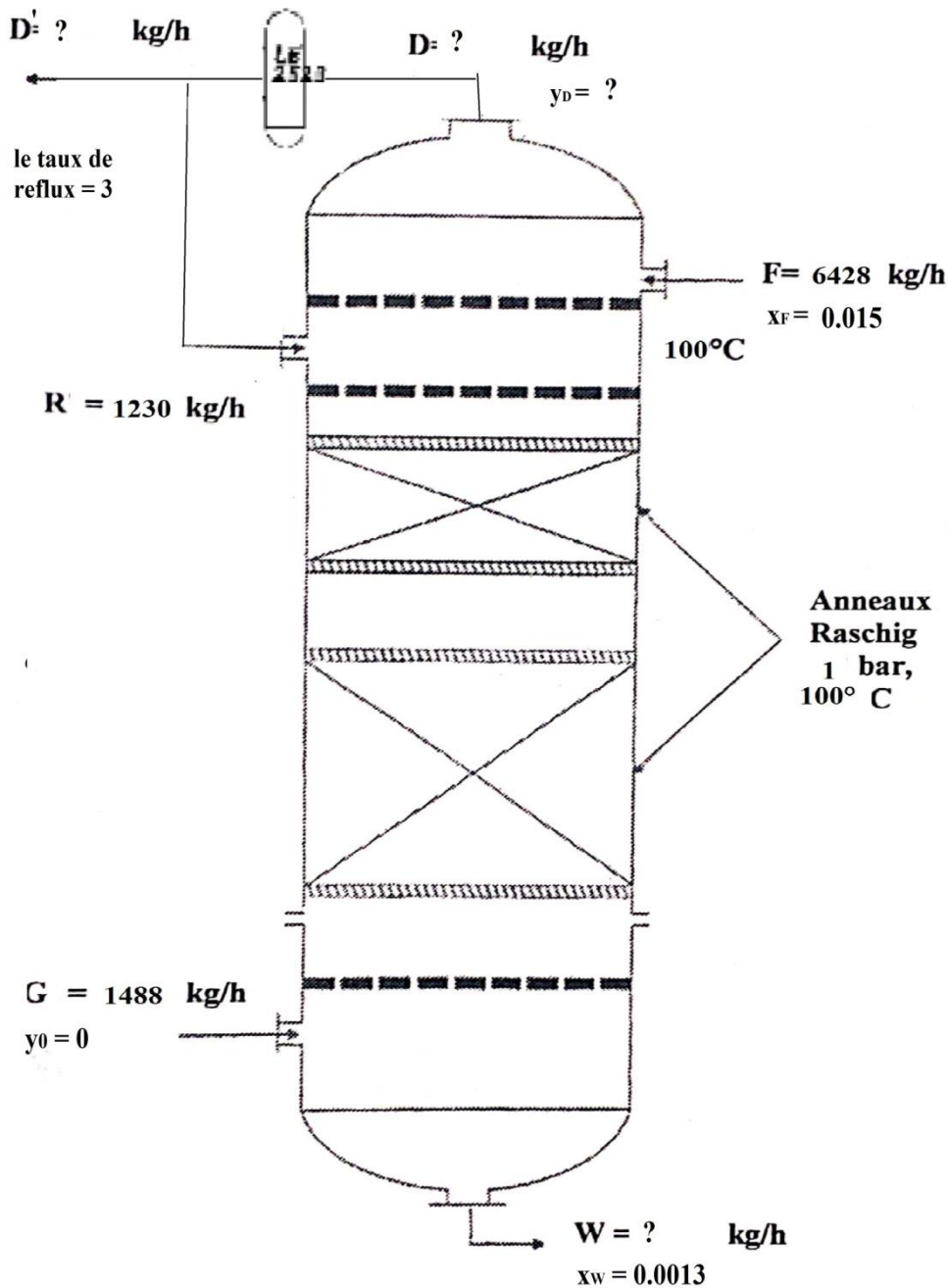


Figure 5-08 Schéma de la colonne de stripping.

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

- Bilan de matière global

$$F + G = D' + W \quad (\text{IV-27})$$

F : débit d'alimentation [Kg/h] ;

G : débit de la vapeur a l'entrée de la colonne de stripping [Kg/h] ;

D : débit de vapeur riche en soluté [Kg/h] ;

W : débit de l'eau traité [Kg/h] ;

- Bilan de matière sur la section de rectification

$$D = R + D' \quad (\text{IV-28})$$

R = débit de reflux [Kg/h] ;

D' = débit de la vapeur riche en NH₃ destiné vers le réacteur [Kg/h] ;

- Le taux de reflux $\frac{R}{D'} = 3$ (donnée design) On déduit :

$$D' = R/3 \text{ avec } R = 1230 \text{ Kg/h}$$

On obtient débit de la vapeur riche en NH₃ destiné vers le réacteur :

$$D' = 410 \text{ Kg/h}$$

On aura donc le débit de la vapeur après stripping $D = 1640 \text{ Kg/h}$;

De l'équation (IV-27), on trouve W le débit de l'eau traité obtenu:

$$W = F + G - D' \rightarrow W = 6428 + 1488 - 410$$

$$W = 7506 \text{ Kg/h}$$

- Bilan partiel sur le soluté NH₃ :

$$F x_f = D' y_D + W x_w - G y_0$$

Dont : x_f = la fraction de l'ammoniac dans l'alimentation ;

y_D = la fraction de l'ammoniac dans la vapeur après l'opération de stripping ;

x_w = la fraction de l'ammoniac dans l'eau traitée.

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Nous considérons que la vapeur entre pure : $y_0 = 0$

Donc la fraction de l'ammoniac dans la vapeur après stripping est :

$$y_D = \frac{F x_f - W x_w}{D'} \rightarrow y_D = \frac{6428 \cdot 0.015 - 7506 \cdot 0.0013}{410}$$

$$y_D = 0.21$$

Tableau IV-01 : Données de la colonne de stripping

Eléments	Xf	Fi (Kg/h)	Xw	Wi (Kg/h)	yD	Di' (Kg/h)
NH ₃	0.015	96.42	0.0013	9.76	0.21	86.1
H ₂ O	0.985	6331.58	0.9987	7496.24	0.79	323.9

Pour pouvoir dimensionner la colonne de stripping, nous utilisons les résultats du tableau précédent. Pour cela nous déterminons la courbe d'équilibre eau – ammoniac à la pression et la température données, ensuite la droite opératoire.

Vu que l'ammoniac est en faible quantité dans l'alimentation et dans le résidu d'où :

$$X_F = x_F \text{ et } X_W = x_W$$

Dont X_F : rapport massique de l'ammoniac dans l'alimentation

X_W : rapport massique de l'ammoniac dans l'eau traitée

$$X_F = 0.015$$

$$X_W = 0.0013$$

Le rapport massique de l'ammoniac dans la vapeur après le stripping est :

$$Y_D = \frac{y_D}{1 - y_D} = 0.27$$

IV.5.1. Tracé de la droite opératoire

La droite est tracée par les points du sommet et du bas de la colonne respectivement

$(X_F, Y_D) = (0.015, 0.27)$ et $(X_W, Y_0) = (0.0013, 0)$.

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

IV.5.2. Tracé de la courbe d'équilibre

Le stripping est effectué à une pression de 1 bar et une température de service de 100°C

D'après la loi de Dalton on a:

$$Y = \frac{\frac{p^S}{pt} \left(\frac{X}{1+X} \right)}{1 - \frac{p^S}{p} \cdot \frac{X}{1+X}}$$

Tableau IV-02 : Données de la courbe d'équilibre

X	Y
0	0
0,0005	0,033
0,001	0,066
0,0015	0,099
0,002	0,132
0,0025	0,165
0,003	0,198
0,0035	0,231
0,004	0,263
0,0045	0,296

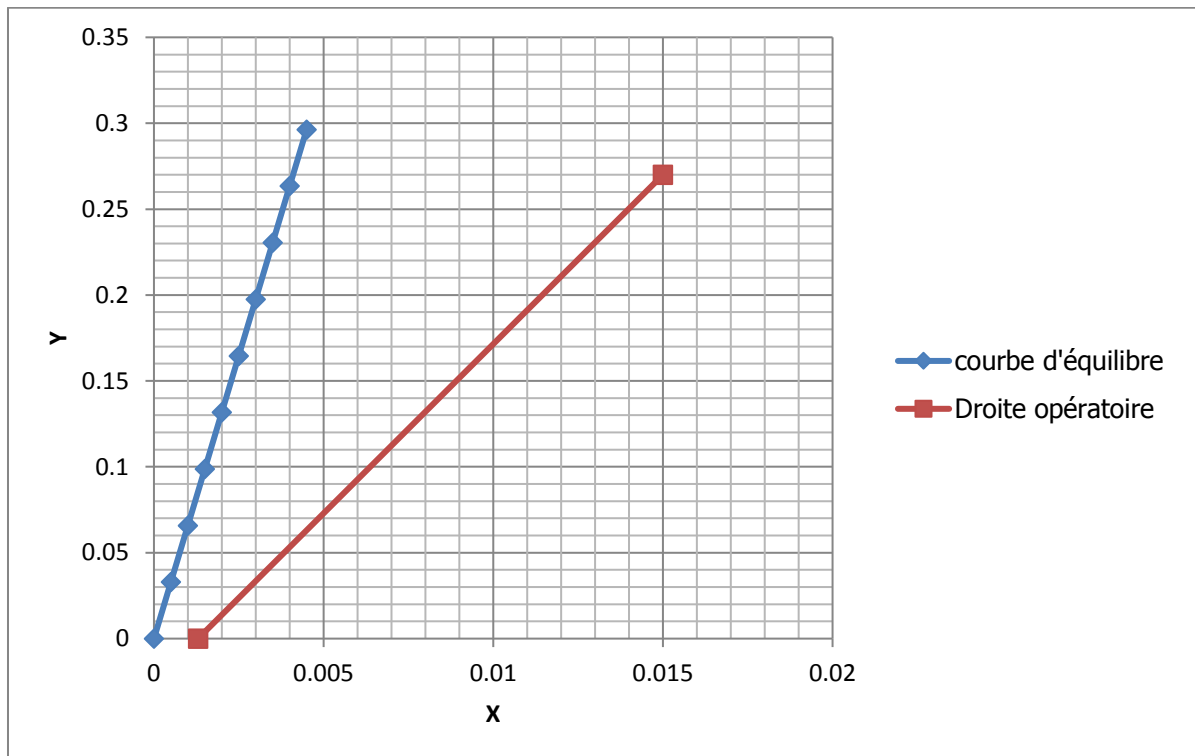


Figure 5-09 : Tracé de la courbe d'équilibre et la droite opératoire

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

IV.5.3. Calcul de la hauteur de garnissage

Dans un mélange binaire, on interprète le flux de matière par la relation suivante :

$$N_A = G dy / aSdz = K_G (Y^* - Y)$$

D'où

$$(aSdz) N_A = G dy = K_G (Y^* - Y) aSdz$$

Avec :

N_A et N_B : flux de matière de soluté transféré [mol/m² .s] ;

K_G : coefficient global de transfert [m/s] ;

a : l'aire de la section droite [m²/m³] ;

Y^* : composition du constituant à l'équilibre ;

Y : composition du constituant dans la phase gazeuse.

$$Z = \int dz = (G/a K_G) \int \frac{dY}{Y^* - Y} \quad (IV-29)$$

IV.5.4. Calcul du diamètre de la colonne

Pour pouvoir déterminer le diamètre de la colonne, il faut d'abord calculer la vitesse à l'engorgement avec la corrélation empirique proposée par « LOBO ET COLL ».

$$Y_F = \frac{G f^2 F_p \left(\frac{\nu_L}{\nu_E}\right)}{g \rho_G \rho_L} \quad (IV-30)$$

F_p : facteur de garnissage [m²/m³];

G_F : vitesse massique du gaz par unité de section [Kg/m²s];

ν_L : viscosité cinématique du liquide [m²/s] ;

ν_E : viscosité cinématique de l'eau à 20°C ;

g : accélération de la pesanteur ;

ρ_G : masse volumique de gaz [Kg/m³] ;

ρ_L : masse volumique de liquide [Kg/m³] ;

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Fp est choisi en fonction de diamètre de garnissage ; d = 0.0254 m est du type anneaux Rasching : donc $F_p = 510 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (annexe 01)

On a : $v_L = \mu_L / \rho_L$

Avec :

La viscosité dynamique du liquide est: $\mu_L = 1,6 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/m.s}$;^[25]

La masse volumique du liquide : $\rho_L = 958,2 \text{ Kg/m}^3$

On aura :

$$v_L = \frac{1,6 \cdot 10^{-4}}{958,2} = 1,66 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

Ainsi que $v_E = 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$

$$g = 9.81 \text{ m/s}^2$$

Pour un calcul plus précis, SAWITOWSKI a proposé, l'approximation suivante :

$$Y_F = \exp (-4 \cdot X^{0.25}) \quad (\text{IV-31})$$

Avec

$$X = (L/G)(\rho_G/\rho_L)^{1/2} \quad (\text{IV-32})$$

$$\rho_G = 1.11 \text{ Kg/m}^3$$

$$G = 1488 \text{ Kg/h}$$

A partir du bilan partiel nous tirons le débit de l'eau dans l'alimentation L :

$$L = F (1 - x_{\text{FNH}_3})$$

$$L = 6428(1 - 0.012)$$

$$L = 6350.86 \text{ Kg/h}$$

En substituant dans l'équation (IV-32)

$$X = \frac{6350.86}{1488} \sqrt{\left(\frac{1.11}{958.2}\right)}$$

$$X = 0.15$$

En remplaçant dans l'expression (IV-31)

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$Y_F = \exp(-4 \cdot 0.15^{0.25})$$

$$Y_F = 0.083$$

A partir de la relation (IV-30), on déduit la vitesse massique du gaz par unité de section G_F :

$$G_F = \left[\frac{Yf \cdot g \cdot \rho G \cdot \rho L}{Fp \left(\frac{vL}{ve} \right)} \right]^{0.5}$$

$$G_F = \left[\frac{0.15 \cdot 9.81 \cdot 1.1 \cdot 958.2}{510 \left(\frac{1.6 \cdot 10^{-7}}{10^{-3}} \right)^{0.2}} \right]^{0.5}$$

$$G_F = 4.18 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Comme les colonnes à garnissage industrielles sont généralement dimensionnées pour fonctionner entre 60 à 70% du débit gazeux à l'engorgement.^[26], dans notre cas la colonne travaille à 70% de la vitesse de l'engorgement.

$$G_{EF} = 0.7 G_F \quad (\text{IV-33})$$

G_{EF} : vitesse de gaz à l'engorgement [$\text{Kg/m}^2\text{s}$]

$$G_{EF} = 0.7 \cdot 4.18$$

$$G_{EF} = 2.93 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Pour calculer le diamètre, on détermine la section droite S par l'équation :

$$S = G/G_{EF}$$

Dont G est Le débit de vapeur à l'entrée de la colonne en [Kg/s] ;

$$S = 0.41/2.93$$

$$S = 0.14 \text{ m}^2$$

Sachant que la section est cylindrique et définie comme étant $S = \frac{\pi D_c^2}{4}$

On déduit le diamètre de la colonne D_c :

$$D_c = \left[\frac{4S}{\pi} \right]^{0.5}$$

$$D_c = 0.42 \text{ m}$$

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

IV.5.5. Détermination de la perte de charge

La perte de pression d'un gaz ($\Delta P/Z$) s'écoulant à travers un garnissage est tirée de la corrélation graphique de perte de pression.

Le point (X, Y_F) ;

Donc ($\Delta P/Z$) = 1225 Pa/m (annexe 02)

IV.5.6. Transfert de masse dans la colonne garnie

IV.5.6.1. Phase liquide

Pour le calcul de la hauteur d'une unité de transfert HUT_L , on détermine le coefficient de transfert dans la phase liquide par la formule de « ONDA ET COLL ».

$$K_L \left[\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right]^{1/3} = 0.021(ad)^{-0.49} R_{EL}^{0.49} S_{CL}^{-0.5} \quad (IV-34)$$

K_L : coefficient global de transfert de la phase liquide [m/s];

a : surface volumique du garnissage [m^2/m^3] ;

d : diamètre du garnissage [m] ;

R_{EL} : nombre de Reynolds dans la phase liquide ;

S_{CL} : nombre de Schmidt dans la phase liquide ;

Avec :

Le nombre de Reynolds : $R_{EL} = d L / \mu_L$

Le nombre de Schmidt : $S_{CL} = \mu_L / \rho_L D_L$

Où D_L : coefficient de diffusion de la phase liquide [m^2/s] ;

On a:

$$L = 6350.86 \text{ Kg/h} = 1.76 \text{ Kg/s}$$

$$L/S = 12.57 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$a = 190 \text{ m}^2/\text{m}^3 \text{ (annexe 01)}$$

$$R_{EL} = 0.0254 * 12.57 / 1.6 * 10^{-4}$$

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$R_{EL} = 1995.71$$

$$R_{EL}^{0.49} = 41.40$$

Pour obtenir le nombre de Schmidt, nous cherchons le coefficient de diffusion de NH_3 , dans l'eau à $T=100^\circ C$ et $P= 1$ bar par la formule suivante

$$D_{NH_3-H_2O} = D_{NH_3-H_2O}[T_2/T_1]^{3/2} [P_1/P_2]$$

$$D_{NH_3-H_2O} = 1.7 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \text{ à } 25^\circ C \text{ et } 1 \text{ atm}$$

$$1 \text{ bar} = 1 \text{ atm}$$

$$T_1 = 25 + 273 = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = 100 + 273 = 373 \text{ K}$$

$$\text{On obtient } D_{NH_3-H_2O} = 1.75 \cdot 10^{-5} (373/298)^{3/2} (1/1)$$

$$D_{NH_3-H_2O} = 2,45 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{Donc le nombre de Schmidt est: } S_{CL} = \mu_L / \rho_L D_L$$

$$S_{CL} = 68.14$$

$$S_{CL} = 0.12$$

On calcul $(ad)^{-0.49}$ dont:

a: surface volumique du garnissage [m^2/m^3];

d : diamètre du garnissage [m];

On obtient

$$(ad)^{-0.49} = (190 \cdot 0.0254)^{-0.49} = 0.462$$

Donc:

$$K_L \left[\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right]^{1/3} = 0.021 (ad)^{-0.49} R_{EL}^{0.49} S_{CL}^{-0.5}$$

$$K_L = 0.021 \cdot 190 \cdot 0.462 \cdot 15.8 \cdot 0.12 / (958.2 / 1.60 \cdot 10^{-4} \cdot 9.81)^{1/3}$$

$$K_L = 0.099 \text{ m/s}$$

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Donc:

$$HUT_L = L/K_L a \rho_L \quad (IV-35)$$

L: debit de liquide [Kg/s] ;

K_L : coefficient de transfert de la phase liquide [m/s] ;

a : surface volumique du garnissage [m^2/m^3] ;

ρ : masse volumique du liquide [Kg/m^3] ;

$$HUT_L = 1.76/0.099*190*958.2$$

$$HUT_L = 0.00097 \text{ m}$$

IV.5.6.2. Phase gazeuse

Pour la hauteur de l'unité de transfert HUT_G , on détermine le transfert en phase gazeuse avec un garnissage de dimension nominal supérieur à 0.0127m ; « ONDA et COLL » recommande la relation suivante :

$$Sh_G = 5.23(ad)^{-1.7} R_{EG}^{0.7} S_{CG}^{1/3} \quad (IV-36)$$

Sh_G : nombre de Sherwood;

R_{EG} : nombre de Reynolds dans la phase gazeuse;

S_{CG} : nombre de Schmidt dans la phase gazeuse;

a: surface volumique du garnissage [m^2/m^3] ;

d : diamètre du garnissage [m] ;

- Calcul de nombre de Sherwood Sh_G : $Sh_G = R_{TKG}.d/D_G$

R: constante des gaz parfait [J/mol.K];

T: température [K];

K_G : coefficient global de transfert de la phase gazeuse [m/s];

D_G : coefficient de diffusion de la phase gazeuse [m^2/s] ;

d: diamètre de garnissage [m].

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

On a :

Le nombre de Reynolds: $R_{EG} = d G/\mu_G$

$$\mu_G = 1.34 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$\rho_G = 1.2 \text{ Kg/m}^3$$

$$R = 8.31 \text{ J/mol.K}$$

$$T = 145^\circ\text{C}$$

$$G = 1488 \text{ Kg/h} = 0.41 \text{ Kg/s}$$

La section droite S est. : $S = 0.14 \text{ m}$

$$G/S = 2.93 \text{ Kg/m}^2.\text{s}$$

- Calcul du nombre de Reynolds :

$$R_{EG} = 0.0254 \cdot 0.41 / 1.34 \cdot 10^{-5}$$

$$R_{EG} = 5553.88$$

$$R_{EG}^{0.7} = 418.03$$

- Calcul du nombre de Schmidt :

Pour connaître le nombre Sc_G , il faut calculer le coefficient de diffusion D_G par la corrélation empirique de Fuller

$$D_G = 1.43 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1.75} / P [\sum V_A^{1/3} + \sum V_B^{1/3}]^2 (1/M_A + 1/M_B)^{0.5} \quad (\text{IV-37})$$

Tel que : D_G : coefficient de diffusion de la phase gazeuse [m^2/s] ;

V_A : volume de diffusion atomique de NH_3 [$\text{Cm}^3/\text{atome.g}$] ;

V_B : volume de diffusion atomique de l'eau [$\text{Cm}^3/\text{atome.g}$] ;

M_A : masse molaire de l'ammoniac [Kg/Kmol] ;

M_B : masse molaire de l'eau [Kg/Kmol] ;

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Avec :

$$\sum VA^{\frac{1}{3}} = v_N + 3v_H = 4.54 + 3 \cdot 2.31 = 11.47 \text{ cm}^3/\text{atome.g}$$

$$\sum VB^{\frac{1}{3}} = 2v_H + v_O = 2 \cdot 2.31 + 6.11 = 10.73 \text{ cm}^3/\text{atome.g}$$

D'où: v_N : volume de diffusion atomique de l'azote [$\text{cm}^3/\text{atome.g}$];

v_O : volume de diffusion atomique de l'oxygène [$\text{cm}^3/\text{atome.g}$];

v_H : volume de diffusion atomique de l'hydrogène [$\text{cm}^3/\text{atome.g}$];

$$M_A = 17 \text{ Kg/Kmol}$$

$$M_B = 18 \text{ Kg/Kmol}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 145^\circ\text{C}$$

Donc on a :

$$D_G = 1.43 \cdot 10^{-7} (145)^{1.75} / [11.47^{1/3} + 10.73^{1/3}]^2 (1/17 + 1/18)^{0.5}$$

$$D_G = 1.28 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

- Calcul de nombre de Schmidt S_{CG} :

$$S_{CG} = \mu_G / \rho_G \cdot D_G$$

$$S_{CG} = 1.34 \cdot 10^{-5} / 1.2 \cdot 1.28 \cdot 10^{-4}$$

$$S_{CG} = 0.087$$

- Calcul de $(ad)^{-1.7}$

$$\text{On a : } (ad) = 190 \cdot 0.0254 = 4.83$$

$$(ad)^{-1.7} = 0.069$$

Nous remplaçons dans l'équation (IV-38) et on calcul le nombre de Schmidt Sh_G :

$$Sh_G = 5.23 (ad)^{-1.7} Re_G^{0.7} S_{CG}^{1/3}$$

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$Sh_G = 5.23 * 0.069 * 105.53 * 0.44$$

$$Sh_G = 66.37$$

On tire K_G à partir du nombre de Schmidt, on trouve

$$K_G = Sh_G * D_G / dRT$$

$$K_G = 9.6 * 10^{-5} \text{ mol/J.s}$$

La hauteur de transfert en phase gazeuse HUT_G est obtenue par la formule suivante :

$$HUT_G = G / \rho_G * R * T * K_G * a_e$$

- Calcul de la surface volumique effective du garnissage a_e :

La surface volumique effective utilisée pour le transfert peut être assimilée à une surface volumique mouillée :

$$a_w / a = 1 - \exp[-1.45(\gamma_C/\gamma)^{0.75}(\text{ad})^{-0.35} \cdot (\text{Gal})^{0.05}(\text{W}_{ER})^{0.2}] \quad (\text{IV-38})$$

Dont : a : surface volumique du garnissage [m^2/m^3] ;

a_w : surface volumique mouillée du garnissage [m^2/m^3] ;

Gal : nombre de Galilée;

W_{ER} : nombre de Weber;

γ_C : tension superficielle caractéristique [Kg/s^2] ;

γ : tension superficielle de l'eau [Kg/s^2].

Avec :

$$\gamma = 52.93 * 10^{-3} \text{ Kg/s}^2 \text{ (annexe 03)}$$

$\gamma_C = 0.061 \text{ Kg/s}^2$ dépend du matériaux de garnissage, dans notre cas c'est la céramique (annexe 04)

On a :

$$\text{Gal} = g \cdot d^3 \cdot \rho_L^2 / \mu_L^2 \quad (\text{IV-39})$$

$$\text{W}_{ER} = d_L^2 / \rho_L \cdot \gamma \quad (\text{IV-40})$$

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$L = 1.76 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

On obtient:

- Calcul du nombre de Galilée G_{al} :

$$G_{al} = 9.81(0.0254)^3(1.76)^2/(1.64*10^{-4})^2$$

$$G_{al} = 18514.32$$

- Calcul du nombre de Weber W_{ER} :

$$W_{ER} = 0.0254*(1.76)^2/958.2*52.93*10^{-3}$$

$$W_{ER} = 1.55*10^{-3}$$

On remplace dans (IV-40)

$$a_w/a = 1 - \exp[-1.45(0.061/52.93*10^{-3})^{0.75} \cdot (0.0254*190)^{-0.35} \cdot (18514.32)^{0.05} \cdot (1.55*10^{-3})^{0.2}]$$

$$a_w/a = 0.34$$

Donc:

$$a_w = 0.34*190$$

$$a_w = 64.6 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

d'où :

$$HUT_G = G/\rho_G*R*T*K_G*a_e$$

$$HUT_G = 0.41/1.2*8.31*418*2.43*10^{-5}*64.6$$

$$HUT_G = 0.015\text{m}$$

- **Calcul du NUT_G**

Le nombre d'unité de transfert NUT_G dans la phase gazeuse est défini par le terme intégral de l'équation suivante :

$$NUT_G = \int \frac{dy}{y^*-y} \quad (\text{IV-41})$$

On calcule l'aire se trouvant sous la courbe $1/Y^*-Y$ en fonction de Y en utilisant la méthode des trapèzes (voir tableau IV-03).

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Tableau IV-03 : solution numérique

Y	Y*	Y*-Y	1/(Y*-Y)
0	0,007	0,007	142,86
0,033	0,041	0,0076	130,57
0,067	0,074	0,0083	120,23
0,099	0,108	0,0089	111,41
0,131	0,141	0,0096	103,79
0,165	0,175	0,0103	97,153
0,19	0,201	0,0108	92,59
0,21	0,221	0,0112	89,29
0,23	0,242	0,0116	86,21
0,25	0,262	0,012	83,33
0,27	0,282	0,0124	80,65

En appliquant la méthode des trapèzes on trouve :

$$S_T = \sum Si = 25.04 \text{ m}^2$$

De là on peut calculer la hauteur de garnissage

$$Z = NUT_G \cdot HUT_G$$

$$Z = 25.04 \cdot 0.063$$

$$Z = 1.5 \text{ m}$$

La hauteur totale de garnissage Z est de : Z= 1.5 m

Cette hauteur de garnissage est tout à fait acceptable.

Cette dernière reste toujours une valeur théorique si on prend en considération 0.5 mètre avant le garnissage et 0.5 mètre après le garnissage on trouve que la hauteur de la colonne sera de 2.5 m

IV.5.7. Rendement de l'opération de stripping

$$\eta = \frac{D \cdot y_D}{F \cdot X_f}$$

$$\eta = 89 \%$$

IV.6. Calcul de la puissance de la pompe ^[27]

$$P_u = \Delta H * \rho_1 * g * Q_1 \quad (IV-42)$$

Avec :

- P_u : la puissance de la pompe [J/m^3]
- ΔH : les pertes de charge totales dans les conduites [m]
- g : est la gravité [$m.s^{-2}$]
- Q_1 : le débit volumique du fluide 1 [m^3/s]
- ρ_1 : la masse volumique du fluide 1 [kg/m^3]

1. Calcul de la perte de charge dans le circuit

$$\Delta H_{totale} = \Delta H_{régulière} + \Delta H_{singulier} \quad (IV-43)$$

Avec :

- Si $3000 < Re < 10^5$

$$\Delta H_{régulière} = \alpha * L/D * 1/2g * U_m^2$$

- Si $Re \geq 10^5$

$$\Delta H_{régulière} = \alpha_t * L/D * 1/2g * U_m^2$$

$$\Delta H_{singulier} = \sum_{i=1}^n k_i * U_m^2 / 2g$$

On a :

α : le coefficient de perte de charge ;

α_t : le coefficient de perte de charge en régime transitoire (adimensionnel) ;

L : la longueur de la conduite [m] ;

D : le diamètre de la conduite [m].

- Calcul des pertes de charge linéaire
 - Tout d'abord il faut calculer le régime

$$Re = \rho * U_m * D / \mu \quad (IV-44)$$

- Calcul du diamètre de la conduite

$$Q_1 = S * U_m$$

$$S = \Pi * D^2 / 4$$

Et $U_m = 4$ m/s (vitesse design)

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$D'ou : D = \sqrt{\frac{4*Q1}{\pi*Um}}$$

AN :

$$D = 24 \text{ mm}$$

Donc de (IV-44) on trouve :

$$Re = 958.2 * 4 * 0.024 / 1.6 * 10^{-4}$$

$$Re = 582\ 878.06$$

$$Re > 10^5$$

- Les pertes de charge linéaire seront :

$$\Delta H_{\text{régulière}} = \alpha t * L/D * 1/2g * Um^2$$

Avec :

$$\alpha t = 0.76 \sqrt{\frac{\epsilon}{D}}$$

$$\alpha t = \begin{cases} - \epsilon/D = 0,024/24 = 1 * 10^{-3} \\ - Re = 582\ 878.06 \end{cases}$$

Diagramme de Moody (annexe 05).

$$\alpha t = 0.025$$

$$\Delta H_{\text{régulière}} = 0.25 * 25/0.024 * \frac{4^2}{2*9.81}$$

$$\Delta H_{\text{régulière}} = 38.23 \text{ m}$$

- Calcul des pertes de charge singulières

$$\Delta H_{\text{singulier}} = \sum_{i=1}^n k_i * \frac{Um^2}{2g}$$

Les singularités du circuit :

- 7 coudes à 90°
- 1 vanne pneumatique grande ouverte

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

$$\Delta H_{\text{sing}} = (7k_{\text{coudes}} + 1k_{\text{vanne}}) * \frac{Um^2}{2g}$$

$$k_{\text{coudes}} = 1,3(1 - \cos 90^\circ) = 1,3$$

$$k_{\text{vannes}} = 0 \text{ (vanne grande ouverte)}$$

$$\Delta H_{\text{singulier}} = (7 * 1,3) * \frac{4^2}{2 * 9,81}$$

$$\Delta H_{\text{singulier}} = 7.42 \text{ m}$$

Donc :

$$\Leftrightarrow \Delta H_{\text{Tot}} = \Delta H_{\text{sing}} + \Delta H_{\text{rég}}$$

$$\Delta H_{\text{Tot}} = 45.65 \text{ m}$$

D'où :

$$P_u = \Delta H * \rho_1 * g * Q_1$$

$$P_u = 45.65 * 958.2 * 9.81 * 3.7 * 10^{-3}$$

$$P_u = 1599.24 \text{ J/m}^3$$

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

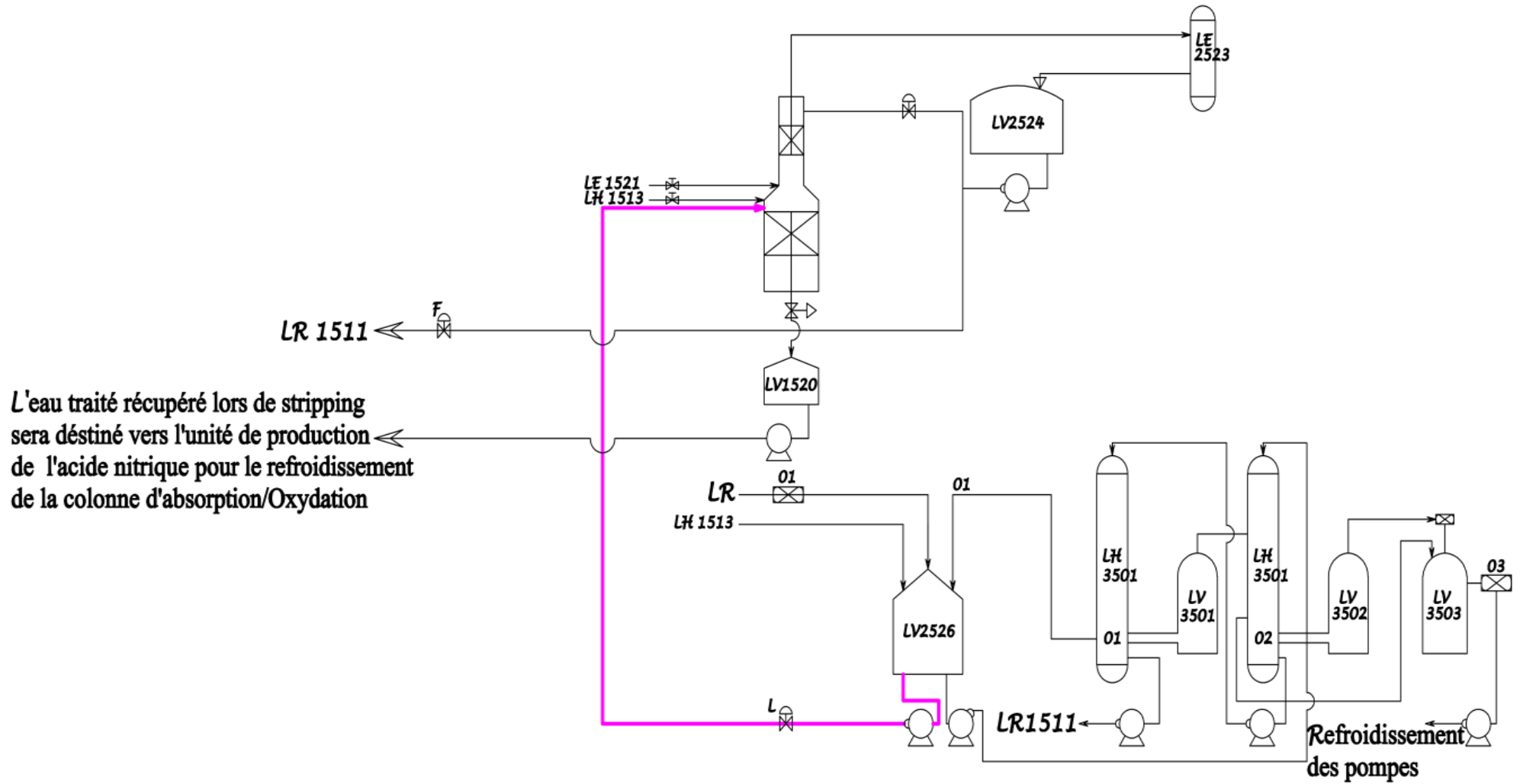


Figure 6-10 : Schéma de la solution proposée.

Chapitre IV : Traitement physique de l'ammoniac par stripping

Conclusion

Au terme d'analyse de ce chapitre, il ressort qu'un traitement physique de l'ammoniac par stripping est suffisant pour régler le problème de la section RDC. Cela nécessite une hauteur de garnissage de 1.5 m, et pour assurer un écoulement de fluide entre la section RDC et la colonne de stripping, il est nécessaire de disposer d'une pompe centrifuge

Ainsi, le flux d'ammoniac récupéré doit être recyclé dans le réacteur de neutralisation, et un flux d'eau contenant des traces d'ammoniac sera réservé pour répondre aux besoins en eau de l'unité et le reste sera envoyé à l'unité de production d'acide nitrique pour refroidir la colonne d'absorption/oxydation.

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

Introduction

Dans ce chapitre nous allons présenter les méthodes de dimensionnement des échangeurs de chaleurs. Nous avons choisi de dimensionner un échangeur de chaleur faisceau-calandre.

V.1. Principe de calcul thermique d'un échangeur ^[21]

Dans son principe, le calcul thermique d'un échangeur est précisé par :

- Les données nécessaires: données géométriques, de fonctionnement et propriétés physiques des fluides ;
- La phase thermique: comprenant des calculs géométriques (sections de passage des fluides, diamètres hydrauliques, etc.), puis des calculs de transfert de chaleur et de pertes de pression, nécessitant tous les deux l'appel à des corrélations adéquates ;
- Les résultats: sous forme succincte (puissance thermique échangée et pertes de pression) ou sous forme plus détaillée (valeurs locales des coefficients d'échange, nombres adimensionnels caractéristiques, etc.).

V.1.1 Méthodes de calcul des échangeurs

Il existe deux grandes méthodes de calcul qui sont :

- Les méthodes analytiques ;
- Les méthodes numériques.

V.1.1.1 Les méthodes analytiques

Elles sont basées sur une approche intégrale, les principales hypothèses qui caractérisent cette méthode sont:

- Pour permettre une intégration analytique des équations, elles supposent un coefficient d'échange constant le long de l'échangeur ;
- Les corrélations sont obtenues à partir de résultats globaux sur des appareils standards.

Deux types de calcul thermique sont envisageables pour la caractérisation des échangeurs:

A. Méthode du DTLM

C'est la méthode de différence de température logarithmique moyenne où le calcul suit les étapes suivantes:

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Détermination de la température moyenne à partir des températures d'entrée et de sortie des deux fluides ;
- Calcul de ΔT_m et du coefficient de correction F ;
- Calcul de la puissance échangée ;
- Recherche de la surface d'échange.

B. Méthode des NUT

C'est la méthode des nombre d'unités de transfert où le calcul suit les étapes suivantes:

- Estimation des températures de sortie des deux fluides ;
- Calcul du coefficient d'échange global U ;
- Détermination des NUT et de l'efficacité E ;
- Calcul des températures de sortie ;
- Itération.

V.1.1.2 La méthode numérique

C'est la méthode la plus utilisée pour le calcul thermique d'échangeurs. Elle offre une estimation rapide des performances thermiques de l'appareil, les principales hypothèses qui caractérisent cette méthode sont:

- Le régime est supposé permanent, sans variation importante de débit ou de température de l'un des fluides, ou sans répercussion de ces variations sur la stabilité du régime permanent que l'on désire établir ;
- L'alimentation de l'échangeur est supposée parfaite, c'est-à-dire qu'une particule entrant dans l'échangeur a une chance égale de passer dans les différents canaux.

Ces méthodes sont avant tout des méthodes de calcul thermique, le calcul hydraulique de l'appareil se résume uniquement à un calcul des pertes de pression de chacun des circuits, en supposant connues les configurations d'écoulement des fluides.

Deux types de calcul thermique sont envisageables pour la caractérisation des échangeurs:

A. Méthode des volumes finis

C'est une méthode de simulation, son calcul repose sur les principes suivants:

- on décompose l'échangeur en un certain nombre de volumes de control.
- On effectue sur chaque volume un bilan énergétique en supposant que la température du fluide est constante.

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

B. Méthode du diagramme enthalpie - température

Le principe de cette méthode est de vérifier les performances d'un échangeur, les principales étapes de cette méthode sont les suivants:

- Construction du graphe température-enthalpie.
- Evaluation des coefficients d'échange thermique en fonction de la géométrie et des conditions locales de l'écoulement.
- Calcul de la surface nécessaire pour l'échange.
- Obtention du critère de dimensionnement thermique et la comparaison entre la surface réelle de l'échangeur et la surface nécessaire.

V.2. Calcul d'un échangeur faisceau-calandre ^[28]

Tous les paramètres physico-chimiques que nous avons utilisés dans nos calculs sont recueillies du « Hand Book » ^[29] :

Tableau V-01: caractéristiques des fluides

	Vapeur Procédé(Calandre)	Eau déminée(Tube)
T (°C)	T ₁ =145 T ₂ =100	t ₁ =24 t ₂ =38
Q _m (Kg/h)	16170	45326
ρ (Kg/m ³)	235.6	944,76
C _p (Kj/KgK)	H ₂ O = 2.221 NH ₃ = 9.3334	4.178
μ (Pa.s)	1.5 * 10 ⁻⁵	7.81* 10 ⁻⁴
λ (Kcal/hm ² °C)	0.23	0.5347

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

a. Bilan thermique

$$\emptyset = Q_m * C_p * \Delta T = Q_m * (H_e - H_s)$$

Q_m : débit massique [Kg/h] ;

C_p : Chaleur spécifique [KJ/Kg°C] ;

ΔT : différence de température [°C] ;

H_e : enthalpie a l'entrée [Kcal/hm²°C]

H_s : enthalpie a la sortie [Kcal/hm²°C]

$$Q_{m1} * C_{p1} * \Delta T_1 = Q_{m2} * C_{p2} * \Delta t_2$$

Q_{m1} : débit massique de fluide 1 (la vapeur) [Kg/h] ;

C_{p1} : chaleur spécifique de fluide 1 [Kj/Kg°C] ;

ΔT_1 : différence de température de fluide chaud [°C] ;

Q_{m2} : débit massique de fluide 2 (eau de refroidissement) [Kg/h] ;

C_{p2} : chaleur spécifique de fluide 2 [Kj/Kg°C] ;

Δt_2 : différence de température de fluide froid [°C].

$$Q_{H_2Ov} * (H_e - H_s) + Q_{NH_3} * (H_e - H_s) = Q_{H_2OL} * C_{p_{H_2OL}} * (t_1 - t_2)$$

$$\emptyset = 12936 * 2,221 (145 - 120) + 12137,5 * 2114,5 + 3234 * 9,3334 (145 - 120)$$

$$\emptyset = 2651265,54 \text{ KJ/h}$$

- On calcul le débit de l'eau de refroidissement Q_{m2} :

$$\emptyset = Q_m * C_p * \Delta T \implies Q_{m2} = \frac{\emptyset}{C_{p2} * \Delta t_2} \quad (V-01)$$

$$Q_{m2} = (2651265,54 / (4,178(38-24)))$$

$$Q_{m2} = 45326 \text{ Kg/h}$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

b. Bilan par section

Tableau V-02: Propriétés des fluides

Côté Calandre						
	145°C		120°C		100°C	
	Vap H ₂ O	NH ₃	Vap H ₂ O	NH ₃	Vap H ₂ O	NH ₃
Viscosité μ (Pa.s)	$2,4 \cdot 10^{-5}$	$1,4 \cdot 10^{-5}$	$2,3 \cdot 10^{-5}$	$1,35 \cdot 10^{-5}$	$2,2 \cdot 10^{-5}$	$1,28 \cdot 10^{-5}$
Conductivité λ (W/m ² °C)	0.055	0.0375	0.0525	0.065	0.05	0.0320

Caractéristiques de la vapeur ^[30]

Caractéristiques de l'ammoniac ^[31]

$$\text{Section refroidissement : } \dot{Q}_1 = Q_{m_v} \cdot C_p \cdot (T_e - T^c) = Q_m \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot (t_s - t_2) \quad (\text{V-02})$$

$$\text{Section condensation de vapeur : } \dot{Q}_2 = Q_{m_v} \cdot C_p \cdot T^c = Q_{m_{H_2O}} \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot (t_2 - t_1) \quad (\text{V-03})$$

$$\text{Section sous refroidissement : } \dot{Q}_3 = Q_{m_v} \cdot C_p \cdot (T^c - T_s) = Q_m \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot (t_1 - t_e) \quad (\text{V-04})$$

- On calcul les températures de sortie de chaque section :

De (V-02) on trouve : $\dot{Q}_1 = 1657942.44 \text{ KJ/h}$

$$\Rightarrow t_2 = \frac{\dot{Q}}{Q_m \cdot C_{p_{H_2O}}} - t_s \rightarrow t_2 = 29,25 \text{ °C}$$

De (V-04) on trouve : $\dot{Q}_3 = 992339.96 \text{ KJ/h}$

$t_1 = 29 \text{ °C}$

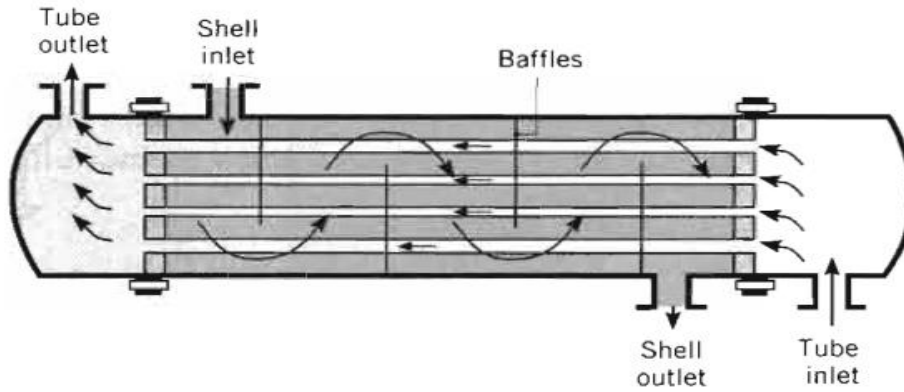


Figure 2-01 : Echangeur de chaleur faisceau-calandre

c. Calcul de la moyenne logarithmique de la différence de température (DTLM)

- Calcul de différence de température ΔT :

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 145 - 38 = 107 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 120 - 29.25 = 90,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Calcul de la moyenne logarithmique de la différence de température DTLM :

$$DTLM_1 = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (\text{V-05})$$

$$DTLM_1 = 98,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

a. Nombre de passe n_c

$$R_1 = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{V-06})$$

$$R_1 = \frac{145 - 120}{36 - 24} = 2,85$$

$$E_1 = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{V-07})$$

$$E_1 = \frac{37 - 24}{145 - 24} = 0,077$$

⇒ Le facteur de correction F :

$$F_1 = 1 \text{ (1 passe côté calandre, 2 passes ou plus côté tubes)} \quad (\text{voir annexe 06})$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

$$R_3 = 4$$

$$E_3 = 0,05$$

$$F_3 = 1 \text{ (1 passe côté calandre, 2 passes ou plus côté tubes)}$$

b. Choix de l'appareil

1. Section refroidissement

- Estimation du coefficient de transfert sale U_s' (annexe 07)

$$U_{s1}' = 2000 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

U_s' : coefficient de transfert sale estimé [kcal/hm²°C].

- Estimation de la surface d'échange :

$$A_1 = \frac{q}{U_{s1}' F D T L M} \quad (\text{V-08})$$

$$A_1 = 9,11 \text{ m}^2$$

Tableau V-03: Paramètres des tubes et calandre

Paramètres	Indice	
Longueur des tubes	L	1m
Diamètre intérieur	d _i	0,015m
Diamètre extérieur	d _o	0,02m
Espacement entre chicanes	B	0,3

- Surface d'échange d'un tube a est :

$$a = \pi d_0 l \quad (\text{V-09})$$

$$a = 3,14 * 0,02 * 1$$

$$a = 0,062\text{m}^2$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Calcul de nombre des tubes $N't$:

$$N't = \frac{A}{anc} \quad (\text{V-10})$$

$$N't = \frac{9.11}{0.062 \cdot 1}$$

$$N't = 146 \text{ tubes}$$

- Estimation de nombre de tube N_t : (annexe 08)

$$N_t = 166 \text{ tubes}$$

c. Détermination du coefficient d'échange de chaleur

$$U_s = U_s' (N't / N_t) \quad (\text{V-11})$$

$$U_s = 1771 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

U_s : coefficient de transfert sale [kcal/hm²°C].

D'après les résultats on remarque que la valeur du coefficient de transfert sale calculé est proche à celle du coefficient de transfert sale estimé.

d. Température calorique

$F_c = 0,5$ (les écarts de températures sont faibles)

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$T_c = 120 + 0,5(145 - 120)$$

$$T_c = 132,5^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$t_c = 24 + 0,5(36 - 24)$$

$$t_c = 33,6^\circ\text{C}$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

e. Calcul du coefficient de transfert propre U_p

- Faisceau
- Section par passe at :

$$at = \frac{Nt \pi di^2}{4} \quad (V-12)$$

$$at = \frac{166 \pi (0.015)^2}{4} \rightarrow at = 0,015 \text{ m}^2$$

- Vitesse massique G_t :

$$G_t = \frac{M}{at} \quad (V-13)$$

M : débit total côté tube [Kg/h] ;

at : Section de passage [m^2] ;

$$G_t = 3021733,3 \text{ kg/h.m}^2$$

- Nombre de Reynolds Re_t :

$$Re_t = \frac{di G_t}{\mu} \quad (V-14)$$

$$Re_t = 16141,74$$

- Détermination de facteur J_h :

$$J_h = \left(\frac{hi di}{\lambda}\right) \left(\frac{cp \mu}{\lambda}\right)^{-1/2} \Phi_t^{-1} \quad (V-15)$$

$$Re = 16141,74 > 10000$$

$$\Rightarrow J_h = 0.027(Re)^{0.8} \quad (V-15)$$

$$\Rightarrow J_h = 62,77$$

- Détermination $\frac{hi}{\Phi_t}$:

$$\frac{hi}{\Phi_t} = J_h \frac{\lambda}{di} \left(\frac{cp \mu}{\lambda}\right)^{1/3} \quad (V-16)$$

$$\frac{hi}{\Phi_t} = 4837.29 \text{ kcal/hm}^2\text{°C}$$

$$\frac{hi0}{\Phi_t} = \left(\frac{hi}{\Phi_t}\right) \frac{di}{d0} \quad (V-17)$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

$$\frac{hi_0}{\Phi_t} = 3869.83 \text{ kcal/hm}^2\text{°C}$$

- Détermination de μ_t à t_t

$$\Phi_t = (\mu/\mu_t)^{0.14}$$

$$\Phi_t = 1,004$$

- Calcul de coefficient de transfert h_{i0} :

$$h_{i0} = (h_{i0}/\Phi) * \Phi$$

$$h_{i0} = 3885.31 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

- **Calandre**
- Section par calandre a_{CT} (annexe 09) :

$$a_{CT} = \frac{Dc}{p} (p - d_0) B \quad (V-18)$$

$$a_{CT} = 0,059 \text{ m}^2$$

- Vitesse massique G_{CT} :

$$G_{CT} = \frac{M'}{a_{CT}}$$

M : débit total côté calandre [Kg/h] ;

a_c : Section de passage [m^2] ;

$$G_{CT} = 269712,37 \text{ kg/h.m}^2$$

- Nombre de Reynolds Re_{CT} :

$$Re_{CT} = \frac{De G_{CT}}{\mu'}$$

- Calcul de diamètre équivalent D_e :

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi d_0} - d_0$$

$$D_e = 0,044 \text{ m}$$

$$Re_{CT} = 219765,33$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

$$Re_{CT} > 2100$$

- Détermination de facteur J'_h :

$$\Leftrightarrow J'_h = 0.36 (Re_{CT})^{0.55}$$

$$J'_h = 312,16$$

- Détermination de $\frac{h_0}{\Phi_c}$:

$$\frac{h_0}{\Phi_c} = J'_h \frac{\lambda'}{De} \left(\frac{cp' \mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_0}{\Phi_c} = 3428.47 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Détermination de μ_t a t_t

$$\Phi_c = (\mu' / \mu_t')^{0.14}$$

$$\Phi_c = 1,008$$

- Calcul de coefficient de transfert h_o :

$$h_o = (h_0 / \Phi_c) * \Phi_c$$

$$h_o = 3455.9 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (V-19)$$

$$U_p = 1829.023 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

D'après les calculs on constate que le coefficient de transfert propre calculé est supérieur au coefficient de transfert sale.

- Calcul de la résistance d'encrassement :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p * U_s} \quad (V-20)$$

$$R_s = 1,79 \cdot 10^{-5} \text{ hm}^2\text{ } ^\circ\text{C/kcal}$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Perte de charge côté tube :

Le facteur de friction f_t est : $f_t = 0,02$

$$\Delta P_t = \frac{nc.nt.Gt^2}{1.271.10^{15}.d} \left[\frac{f_t.l}{di\Phi_t} + 2 \right] \quad (V-21)$$

$$\Delta P_t = 0,066 \text{ Kg/cm}^2$$

- Perte de charge côté calandre

$$\Delta P_c = \frac{nc.fc.GcT^2(Nc+1)Dc}{1.271.10^{15}.d'De\Phi_c} \quad (V-22)$$

$$\Delta P_c = 3,64 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/cm}^2$$

Les pertes de charge calculées sont inférieures des pertes de charge Admissibles qui sont de l'ordre de 1 Kg/cm².

2. Section condensation

- **Calcul de la moyenne logarithmique de la différence de température (DTLM)**

- Calcul de la différence de température ΔT :

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 90,75^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 91^\circ\text{C}$$

- Calcul de la moyenne logarithmique de la différence de température DTLM :

$$DTLM_1 = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (V-05)$$

$$DTLM_2 = 90,97^\circ\text{C}$$

- Calcul du coefficient de transfert sale U_s :

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{hi} \frac{do}{di} + \frac{et}{\lambda t} + \frac{1}{hc} + R_s \quad (V-23)$$

On a :

Le coefficient de transfert hi : $hi = 12461.75 \text{ kcal/h.m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ (annexe 10) ;

Le coefficient de film à la condensation hc : $hc = 6000 \text{ kcal/h.m}^2\text{ }^\circ\text{C}$ (annexe 11) ;

La résistance due au tube e_t/λ_t : $e_t/\lambda_t = 0.0008 \text{ hm}^\circ\text{C/kcal}$;

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

R_s : La résistance d'encrassement [$\text{hm}^2\text{C}/\text{kcal}$] ;

Estimation de $R_s = 2 \cdot 10^{-4} \text{ hm}^2\text{C}/\text{kcal}$ (annexe 12)

On obtient: $U_s = 2111.22 \text{ kcal}/\text{h.m}^2\text{C}$

- **Température calorique**

$F_c = 0,5$ (les écarts de températures sont faibles)

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$T_c = 120 + 0,5(120 - 120)$$

$$T_c = 120\text{C}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$t_c = 29 + 0,5(29.25 - 29)$$

$$t_c = 29.13^\circ\text{C}$$

- Calcul de la surface d'échange A :

$$Q = U_s A_2 \text{DTLM} \quad (\text{V-24})$$

$$A_2 = \frac{Q}{U_s \text{DTLM}} \quad (\text{V-25})$$

$$A_2 = 11,32 \text{ m}^2$$

- Calcul de la chaleur sensible du condensat q :

$$q = \frac{M}{2} c_l (T_v - T_1) \quad (\text{V-26})$$

q : la chaleur sensible du condensat ;

c_l : chaleur spécifique moyenne du condensat égale à $4.1 \text{ Kj}/\text{Kg}^\circ\text{C}$ [30];

T_v : température de la vapeur, T_1 : température du condensat [$^\circ\text{C}$];

$$q = 828712,5 \text{ Kj}/\text{h}$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Calcul du nombre de tubes N_t :

$$N_t = N't \left(1 - \frac{q}{Q}\right) \quad (V-27)$$

Q : quantité de chaleur totale [Kj/h]

$$N't = 188 * 0,76$$

$$N't = 143$$

- Calcul du coefficient de transfert propre U_p :

$$U_p = \frac{hc*hi}{hc+hi} \quad (V-28)$$

$$U_p = 4050,02 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

D'après les calculs on constate que le coefficient de transfert propre calculé est supérieur au coefficient de transfert sale.

- Vérification de R_s :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p * U_s}$$

$$R_s = 2,26 \cdot 10^{-4} \text{ hm}^2\text{°C/kcal}$$

D'après les résultats on remarque que la valeur de la résistance d'encrassement calculée égale à la valeur de la résistance d'encrassement estimée.

- **Faisceau**

- Section par passe at :

$$at = \frac{N_t \pi d_i^2}{n_t \cdot 4}$$

$$at = 0,016 \text{ m}^2$$

- Vitesse massique G_t :

$$G_t = \frac{M}{at}$$

$$G_t = 2832875 \text{ kg/h.m}^2$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Nombre de Reynolds Re_t :

$$Re_t = \frac{diGt}{\mu}$$

$$Re_t = 13115,16$$

- **Calandre**
- Calcul de la section par calandre a_{CT} :

$$a_{CT} = \frac{Dc}{p} (p - d_0) B$$

$$a_{CT} = 0,049 \text{ m}^2$$

- Vitesse massique G_{CT} :

$$G_{CT} = \frac{M'}{a_{CT}}$$

$$G_{CT} = 330000 \text{ kg/h.m}^2$$

- Nombre de Reynolds Re_{CT} :

$$Re_{CT} = \frac{DeG_{CT}}{\mu'}$$

- Calcul du diamètre équivalent D_e :

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi d_0} - d_0$$

$$D_e = 0,045 \text{ m}$$

On obtient le nombre de Reynolds Re_{CT} : $Re_{CT} = 315957,45$

- Perte de charge côté tube ΔP_t :

Le coefficient de friction f_t est. de : $f_t = 0,018$

$$\Delta P_t = \frac{nt.Gt^2}{1.271.10^{15}.d} \left[\frac{f_t.l}{di} + 2 \right] \quad (V-29)$$

$$\Delta P_t = 0,02 \text{ Kg/cm}^2$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Perte de charge côté calandre ΔP_c :

Le facteur de friction f_c est. de : $f_c = 2,2$

$$\Delta P_c = \frac{f_c \cdot G_c T^2 (N_c + 1) D_c}{2.542 \cdot 10^{15} \cdot d' d e} \quad (V-30)$$

$$\Delta P_c = 3,03 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/cm}^2$$

Les pertes de charge calculées sont inférieures aux pertes de charge Admissibles qui sont de l'ordre de 1 Kg/cm².

3. Section sous refroidissement

- **Calcul de la moyenne logarithmique de la différence de température (DTLM)**

- Calcul de la différence de température ΔT :

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 91^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 76^\circ\text{C}$$

- Calcul de la moyenne logarithmique de la différence de température DTLM :

$$DTLM_1 = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (V-05)$$

$$DTLM_3 = 83,37^\circ\text{C}$$

- **Température calorique**

$F_c = 0,5$ (les écarts de températures sont faibles)

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2)$$

$$T_c = 100 + 0,5(120 - 100)$$

$$T_c = 110^\circ\text{C}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$t_c = 29.25 + 0,5(36 - 29.25)$$

$$t_c = 32,63^\circ\text{C}$$

- Estimation du coefficient de transfert sale U_s' (annexe 05)

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

$$U_{s1}' = 2000 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

- Calcul de la surface d'échange A_3 :

$$A_3 = \frac{Q}{U_{s1}' \text{FDTLM}}$$

$$A_3 = 5,95 \text{ m}^2$$

- Surface d'échange d'un tube a :

$$a = \pi d_0 l$$

$$a = 3,14 * 0,02 * 1$$

$$a = 0,062 \text{ m}^2$$

- Nombre de tubes $N't$:

$$N't = \frac{A'}{anc}$$

$$N't = \frac{5,95}{0,062 * 1}$$

$$N't = 95,96 \text{ tubes}$$

- Estimation de nombre de tube Nt :

$$Nt = 90 \text{ tubes}$$

- Détermination du coefficient d'échange de chaleur

$$U_s = U_{s1}' (N't / Nt)$$

$$U_s = 2132,44 \text{ kcal/h.m}^2\text{°C}$$

D'après les résultats on remarque que la valeur du coefficient de transfert sale calculé est très proche à celle du coefficient de transfert sale estimé.

- **Faisceau**
- Section par passe at:

$$at = \frac{Nt \pi d_i^2}{nt \cdot 4}$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

$$at = 7,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

- Vitesse massique G_t :

$$G_t = \frac{M}{at}$$

$$G_t = 5701383,65 \text{ kg/h.m}^2$$

- Nombre de Reynolds Re_t :

$$Re_t = \frac{di G_t}{\mu}$$

$$Re_t = 30455,96$$

- Détermination du facteur J_h :

$$J_h = \left(\frac{hi di}{\lambda}\right) \left(\frac{cp \mu}{\lambda}\right)^{-1/2} \Phi_t^{-1}$$

$$Re = 30455,96 > 10000$$

$$\Rightarrow J_h = 0.027 (Re)^{0.8}$$

$$\Rightarrow J_h = 104,30$$

- Détermination de $\frac{hi}{\Phi_t}$:

$$\frac{hi}{\Phi_t} = J_h \frac{\lambda}{di} \left(\frac{cp \mu}{\lambda}\right)^{1/3}$$

$$\frac{hi}{\Phi_t} = 8106.11 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\frac{hi0}{\Phi_t} = \left(\frac{hi}{\Phi_t}\right) \frac{di}{d0}$$

$$\frac{hi0}{\Phi_t} = 6484.89 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Détermination de μ_t à t_t

$$\Phi_t = (\mu/\mu_t)^{0.14}$$

$$\Phi_t = 1,004$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Calcul de h_{io} :

$$h_{io} = (h_{io}/\Phi) * \Phi$$

$$h_{io} = 6510.83 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- **Calandre**
- Section par calandre a_{CT} (annexe 09) :

$$a_{CT} = \frac{Dc}{p} (p - d_0) B$$

$$a_{CT} = 0,021 \text{ m}^2$$

- Vitesse massique G_{CT} :

$$G_{CT} = \frac{M'}{a_{CT}}$$

$$G_{CT} = 770000 \text{ kg/h.m}^2$$

- Nombre de Reynolds Re_{CT} :

$$Re_{CT} = \frac{De G_{CT}}{\mu'}$$

- Calcul du diamètre équivalent D_e :

$$D_e = \frac{4P^2}{\pi d_0} - d_0$$

$$D_e = 0,044 \text{ m}$$

$$Re_{CT} = 627410,67 > 2100$$

- Détermination du facteur J_h' :

$$\Rightarrow J_h' = 0.36 (Re_{CT})^{0.55}$$

$$J_h' = 555,85$$

- Détermination de $\frac{h_0}{\Phi_c}$:

$$\frac{h_0}{\Phi_c} = J_h' \frac{\lambda'}{De} \left(\frac{cp'\mu'}{\lambda'} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_0}{\Phi_c} = 3216.44 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

- Détermination de μ_t à t_t

$$\Phi_c = (\mu' / \mu_t')^{0.14}$$

$$\Phi_c = 1,008$$

- Détermination de h_i :

$$h_o = (h_o / \Phi_c) * \Phi_c$$

$$h_o = 3242.17 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Coefficient de transfert propre :

$$U_p = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_p = 2164.38 \text{ kcal/h.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

D'après les calculs on constate que le coefficient de transfert propre calculé est supérieur au coefficient de transfert sale.

- Calcule de la résistance d'encrassement R_s :

$$R_s = \frac{U_p - U_s}{U_p * U_s}$$

$$R_s = 6,92 \cdot 10^{-6} \text{ hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C/kcal}$$

- Perte de charge côté tube :

Le facteur de friction f_t est : $f_t = 0,02$

$$\Delta P_t = \frac{nc \cdot nt \cdot Gt^2}{1.271 \cdot 10^{15} \cdot d} \left[\frac{ft \cdot l}{di \Phi_t} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 3,1 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/cm}^2$$

- Perte de charge côté calandre

Le facteur de friction f_t est de: $f_t = 2.2$

$$\Delta P_c = \frac{nc \cdot fc \cdot Gc T^2 (Nc + 1) Dc}{1.271 \cdot 10^{15} \cdot d' De \Phi_c}$$

$$\Delta P_c = 2,19 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/cm}^2$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

Les pertes de charge calculées sont inférieures aux pertes de charge Admissibles qui sont de l'ordre de 1 Kg/cm².

- Surface d'échange totale

$$A = \sum A' = A'_{1} + A'_{2} + A'_{3}$$

$$A = 26,38 \text{ m}^2$$

- Perte de charge totale

$$\Delta P_t = \sum \Delta P_t = \Delta P_{t1} + \Delta P_{t2} + \Delta P_{t3}$$

$$\Delta P_t = 0,0891 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_c = \sum \Delta P_c = \Delta P_{c1} + \Delta P_{c2} + \Delta P_{c3}$$

$$\Delta P_c = 8,86 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/cm}^2$$

Les pertes de charge calculées sont inférieures aux pertes de charge Admissibles qui sont de l'ordre de 1 Kg/cm².

Calcul du débit de vapeur condensée

La vapeur produite lors de la réaction entre l'acide nitrique et l'ammoniac est de 16170 kg/h et la quantité de vapeur nécessaire pour l'alimentation de l'évaporateur du 1^{er} effet est de 9500kg/h, en assurant ce débit on recommande une condensation partielle de 41% de la vapeur produite lors de réaction entre HNO₃ et NH₃. Les 41% seront égale à un débit de vapeur condensée de :

$$16170 - 9500 = 6670 \text{ kg/h}$$

En se basant sur la grande affinité de l'ammoniac pour l'eau on a :

La solubilité de l'ammoniac dans l'eau est de 25mol/L

$$S = 25 \text{ mol/L} \cdot M_{\text{NH}_3}$$

$$S = 425 \text{ g/L}$$

$$S = \frac{425 \text{ g NH}_3}{1000 \text{ g d'eau}}$$

Chapitre V : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

La solubilité de l'ammoniac dans l'eau restant :

$$S = \frac{25}{\frac{1000-425}{18}}$$

$$S = \frac{25}{25+31.94}$$

La solubilité de l'ammoniac dans l'eau est de

$$S = 44 \%$$

- **Quantité d'ammoniac récupérée**

$$Q_{mNH_3} = 6670 * 0.44$$

$$Q_{mNH_3} = 2934.8 \text{ Kg/h}$$

V.3. Conclusion

D'après les résultats obtenus nous pouvons assurer la résolution du problème de la section RDC par condensation à l'aide d'un échangeur de chaleur faisceau - calandre avec une condensation partielle de la vapeur d'eau contenant de l'ammoniac à un pourcentage égale à 41%, soit un débit de 6670kg/h, pour cela il faut une surface d'échange de 26.38 m². Ainsi, le débit d'ammoniac récupéré sera égal à 2934.8 Kg/h.

Conclusion générale

Conclusion générale

Notre travail consiste à étudier un problème industriel et environnemental. Il consiste à résoudre le problème de la section de récupération de l'ammoniac contenue dans les eaux de condensats de l'unité de fabrication de nitrate d'ammonium.

Pour résoudre le problème de cette étude, nous avons proposé quatre solutions :

- le traitement par échange d'ions ;
- le traitement par procédés membranaires ;
- le traitement physique par stripping ;
- la récupération de l'ammoniac par condensation par un échangeur faisceau-calandre.

A travers un développement théorique et une étude pratique je suis arrivée à sélectionner deux méthodes qui au point de vue pratique et économique paraissent plus abordable. C'est le traitement physique par stripping, soit la récupération de l'ammoniac par condensation. Les résultats obtenus sont les suivants :

La première solution repose sur une combinaison des deux sections de récupération, l'ancien procédé de récupération des condensats créé par KREBS et de la section RDC.

Il ressort que pour atteindre l'objectif de la récupération (c'est-à-dire de passer de 1500 ppm d'ammoniac à 40 ppm) il faudrait d'après les calculs, un stripper de 1,5m de hauteur de garnissage. Pour cela, il nous a fallu installer une pompe centrifuge pour assurer la circulation des fluides entre les deux sections. De même que pour avoir un bon rendement de stripping de la colonne il est nécessaire de transformer tous l'ammonium en ammoniac en augmentant le pH des condensats à de pH alcalins ($\text{pH} > 11$) et une température égale à 100°C .

Quant à la deuxième solution consiste à récupérer l'ammoniac par condensation dans un échangeur faisceau calandre. Cette solution nous permet de réduire à 91% la charge d'ammoniac existante dans la vapeur avant l'entrée dans la section RDC. L'échangeur proposé est à régime d'écoulement à contre-courant contenant trois (03) sections. La surface d'échange globale est de $26,5\text{m}^2$.

Les caractéristiques de l'échangeur, obtenues, à partir de la méthode de calcul utilisée sont satisfaisantes et répondent largement aux besoins du design et du fonctionnement puisqu'elles évoquent des pertes de charges dans les normes.

Les suggestions que nous établies nous mènent à des résultats plausibles et en accord avec les débits et charges utilisés.

Conclusion générale

La réalisation de l'une de deux solutions proposées assure la récupération de 1000Kg/h d'ammoniac.

En conséquent, nos propositions s'avèrent intéressantes, non seulement parce qu'elles permettront dorénavant à l'unité une autosuffisance en eau et de réduire les pertes.

Nous espérons que les remarques et les recommandations issues de cette étude seront prises en compte et contribueront à l'amélioration du procédé de fabrication de nitrate d'ammonium.

RECOMMANDATIONS

Afin d'assurer un meilleur contrôle et une bonne maîtrise du procédé de fabrication des nitrates d'ammonium, nous proposons quelques recommandations qui sont vitales et qui concernent surtout l'instrumentation qui paraît presque inexistante dans cette unité. Donc on premier lieu il faut :

- Installer des débitmètres à la sortie du réacteur de neutralisation, à l'entrée de la section RDC et la colonne de stripping;
- Des indicateurs de pression, de niveau et de température à l'entrée et la sortie de chaque équipement;
- Des pH-mètres à l'entrée de chaque équipement;
- Un système de régulation adapté pour régler les débits.

Nous estimons qu'à l'avenir et toujours pour une industrie économique et non polluante que d'autres études poursuivent et prennent en considération notre travail en apportant d'autres solutions plus pertinentes.

Références bibliographique

Références bibliographique

- [1] HARRICHA Wafaa. (2016). *Calcul de d'une colonne de d'absorption a garnissage par la méthode des hauteurs et unités de transfert*. Mémoire de master, Université Mohamed Khider – Biskra, Biskra.
- [2] société chimique de France. (2017). *Nitrate d'ammonium*. Consulté le 28/02/2019 de <http://www.societechimiquedefrance.fr/nitrate-d-ammonium-473.html?fbclid=IwAR0o9IgfEY8MF1AKdpbyY65hZUNvyuxG1iP1182J3zykedsEOEdFub-2a8k&lang=fr>.
- [3] BRUSSET Isabelle et al. (2002). *Le nitrate d'ammonium description, production, utilisations et précautions d'usage*. Mémoire de master, Institut National Polytechnique de Toulouse, Toulouse.
- [4] CAGNINA Stefania. (2014). *Compréhension des mécanismes d'incompatibilité chimique du nitrate d'ammonium par modélisation moléculaire*. Thèse de doctorat, Université Pierre et Marie Curie Paris, Paris.
- [5] CONSTANTIN Hervé.(1995). *La biodénitrification d'un effluent industriel fortement chargé : études cinétiques, conception d'un réacteur a lit fluidise, et modélisation*. Thèse de doctorat. Institut National Polytechnique de Lorraine, Lorraine.
- [6] RAWA Abdallah.(2014). *Développement d'un procédé intégré pour la dégradation des nitrates – Couplage d'un procédé électrochimique et d'un procédé biologique*. Thèse de doctorat, Université de Rennes 1, Rennes.
- [7] KREBS. (1985). *Manuel opératoire de Nitrate d'ammonium*.
- [8] KOLLER Emilian.(2009). *Aide-mémoire-génie chimique*. Paris : DUNOD, 3eme édition.
- [9] Warren L. McCabe, Julian. C Smith, Peter Harriott.(1993). *Unit operation of chemical engineering*. New York: McGRAW-HILL INTERNATIONAL EDITIONS, 5^{ème} édition .
- [10] Technique de l'ingénieur. *Opérations unitaires, Génie de la réaction chimique* Ti452, 2^{nde} édition.
- [11] CEAMAG.(2011). *Manuel opératoire de la section RDC*.

Références bibliographique

- [12] GOUVERNEMENT DE CANADA.(2016). *Recommandations pour la qualité de l'eau potable au Canada : document technique – l'ammoniac*. Consulté le 16/04/2019 de <https://www.canada.ca/fr/sante-canada/services/publications/vie-saine/recommandations-pour-qualite-eau-potable-canada-document-technique-ammoniac/page-8-recommandations-pour-qualite-eau-potable-canada-document-technique-ammoniac.html> .
- [13] DITS Anred. (1998). *Echange d'ions*. Consulté le 16/04/2019 de https://www.emse.fr/~brodhag/TRAITEME/fich8_3.htm .
- [14] SUEZ. *Principaux types d'échangeurs d'ions*. Consulté le 16/04/2019 de <https://www.suezwaterhandbook.fr/eau-et-generalites/processus-elementaires-du-genie-physico-chimique-en-traitement-de-l-eau/echange-d-ions/principaux-types-d-echangeurs-d-ions>.
- [15] SUEZ. *Élimination de l'ammonium*. Consulté le 18/04/2019 de <https://www.suezwaterhandbook.fr/procedes-et-technologies/traitement-des-eaux-potables/traitements-specifiques/elimination-de-l-ammonium>.
- [16] AMOR Makram. (2018). *Étude de l'électro-conversion d'azote ammoniacal par voie électrochimique*. Mémoire de l'obtention de la maîtrise en génie de l'environnement M. Sc. A, Ecole de Technologie Supérieure Université du Québec, Montréal.
- [17] RYSKIE Sébastien.(2017). *Traitement de l'azote ammoniacal dans les effluents miniers contaminés au moyen de procédés d'oxydation avancée*. Mémoire de l'obtention du diplôme de maîtrise ès sciences appliquées, École Polytechnique de Montréal Université du Québec, Montréal.
- [18] EAU DE PARIS. (2006). *Traitement de potabilisation des eaux de surfaces, éliminations des ions d'ammonium*. Consulté le 17/04/2019 de http://step.ipgp.fr/images/e/ea/ELIMINATION_DES_IONS_AMMONIUM.pdf .
- [19] CHEMINE.(2009). *Echangeur de chaleur*. Consulté le 18/04/2019 de http://www.corbelet.com/echangeur_de_chaleur.php .
- [20] Guide des technologies de procédé.(2013). *Echangeurs a tubes et calandre*. Consulté le 20/04/2019 de <http://processs.free.fr/Pages/VersionMobile.php?page=4526> .

Références bibliographique

- [21] OULARBI Mouhamed Said.(2017). *Recyclage des eaux de chemisage de la section Reforming de l'unité ammoniac «FERTIAL » : Dimensionnement d'un échangeur à plaques, calcul de la puissance d'une pompe et évaluation technico-économique*. Mémoire de master, Université Badji Mokhtar Annaba, Annaba.
- [22] WAUQUIER. J.-P.(1998). *Le raffinage du pétrole Tome II*. Paris : TECHNIP.
- [23] LAOUEDJ Nadjia. (2017). *Cours opérations unitaires*. Faculté de Chimie, Université des Sciences et de la technologie Mohamed Boudiaf.
- [24] DJAFFALI Khaled.(2004). *Mise au point d'un procédé de stripping pour le traitement et le recyclage des condensats de séparateur 102-F de l'unité de production d'ammoniac (FERTIAL-ANNABA)*. Mémoire en vue de l'obtention d'un diplôme d'ingénieur d'état, Université Badji Mokhtar Annaba, Annaba.
- [25]CENTRE TECHNIQUE DES INDUSTRIES AERAULIQUES ET THERMIQUES. *Propriétés physiques de quelque fluide utilisé dans les échangeurs de chaleurs*.
- [26] KREBS-ENGINEERING.(1985). *Spécification des appareils*.
- [27] BEN HAMOUDA Riadh.(2008). *Notion de Mécanique Des Fluides*. Centre de publication Universitaire, Tunisie.
- [28] WUITHIER. P.(1972). *Raffinage et génie chimique, tome 2*. Paris: TECHNIP
- [29] PERRY et al.(1997). *Perry's chemical enginners'handbook*. U.S.A: Copyright
- [30] GAZECHIM FROID. *Table Thermodynamique R 717 (NH3)*. Consulté le 20/04/2019 de <https://www.gazechim-froid.fr/site/wp-content/uploads/2014/12/Table-Thermodynamique-R717.pdf>.
- [31] THERMEXCEL. *Caractéristiques physique de la vapeur saturée de 0 a 30 bar*. Consulté le 20/04/2019 de https://www.thermexcel.com/french/tables/vap_eau.htm.

Annexes

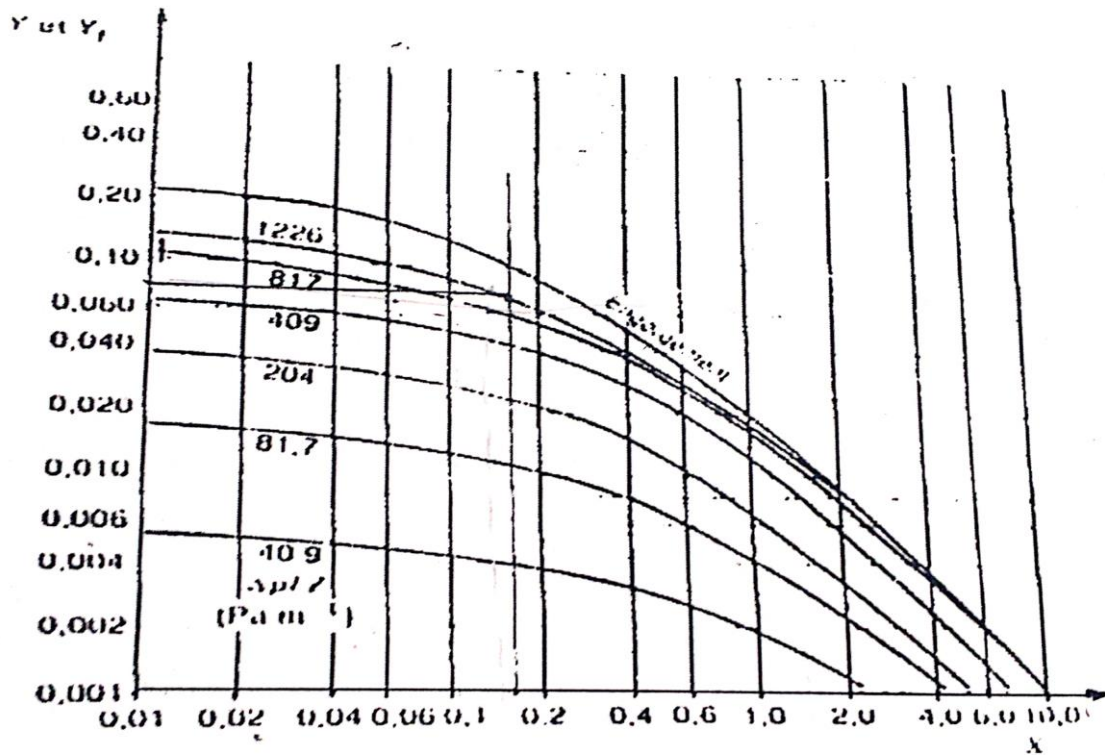
Annexes

Annexe 01 : Caractéristiques des garnissages en vrac .

Tableau II ₂ - Caractéristiques des garnissages en vrac.											
d (m)	0,00838	0,0127	0,0189	0,0191	0,0254	0,0381	0,0508	0,0762	0,0889	0,1018	
d (in)	1/4	1/2	5/8	3/4	1	1 1/2	2	3	3 1/2	4	
Anneaux Raschig											
Céramiques	a (m)	0,0016	0,0024	0,0024	0,0032	0,0048	0,0064	0,0095	0,0095
	a (m ² /m ³)	740	170	240	190	170	92	62	48
	F (m ² /m ³)	5250	2700	840	510	310	215	120
	ϵ	0,62	0,64	0,72	0,74	0,68	0,74	0,75	0,80
	N (m ⁻³)	3,02 * 10 ⁸	378000	109000	47300	13500	5800	1700	700
	ρ (kg.m ⁻³)	980	890	800	870	740	660	590	580
Acier	a (m)	0,0018	0,0016	0,0016	0,0016	0,0016
	a (m ² /m ³)	245	185	130	95	66
	F (m ² /m ³)	730	450	270	187	105
	ϵ	0,80	0,86	0,90	0,92	0,95
	N (m ⁻³)	111000	46300	14300	5900	1800
	ρ (kg.m ⁻³)	1500	1140	785	590	400
Anneaux Pall											
Céramiques	a (m)	0,0031	0,0048	0,0051	0,0076
	a (m ² /m ³)	220	154	125	75
	F (m ² /m ³)	278	158	112	58
	ϵ	0,73	0,76	0,78	0,80
	N (m ⁻³)	47700	13500	5800	1500
	ρ (kg.m ⁻³)	840	575	545	400
Acier	a (m ² /m ³)	341	205	130	115	92
	F (m ² /m ³)	730	157	92	66	53
	ϵ	0,92	0,94	0,95	0,96	0,97
	N (m ⁻³)	210000	49600	13000	6040	1170
	ρ (kg.m ⁻³)	592	480	415	385	270
	Plastiques	a (m ² /m ³)	340	205	130	100	85
F (m ² /m ³)		310	170	105	82	52
ϵ	0,87	0,90	0,91	0,92	0,92
N (m ⁻³)		214000	50100	13600	6360	1170
ρ (kg.m ⁻³)		116	89	76	72	68
Selles de Berl											
Céramiques	a (m ² /m ³)	900	465	285	250	150	105
	F (m ² /m ³)	2950	790	555	360	215	150
	ϵ	0,80	0,62	0,66	0,68	0,71	0,72
	N (m ⁻³)	3780000	550000	176500	77000	22800	8800
	ρ (kg.m ⁻³)	900	865	785	720	640	625
	Selles Intalox										
Céramiques	a (m ² /m ³)	984	625	335	255	195	118	92
	F (m ² /m ³)	2380	660	475	320	170	130	70
	ϵ	0,75	0,78	0,73	0,77	0,80	0,79	0,80
	N (m ⁻³)	4150000	730000	199000	84000	25000	9400	1870
	ρ (kg.m ⁻³)	865	720	705	675	670	760	590
	d (m)	0,00838	0,0127	0,0159	0,0191	0,0254	0,0381	0,0508	0,0762	0,0889	0,1018
d (in)	1/4	1/2	5/8	3/4	1	1 1/2	2	3	3 1/2	4	
a	surface volumique d'un garnissage en vrac					N nombre d'éléments par unité de volume.					
ϵ	épaisseur de paroi des anneaux					λ fraction de vide volumique					
F	facteur de garnissage.					ρ masse volumique apparente du garnissage (3,4).					

Annexes

Annexe 02 : corrélation graphique des pertes de charges.



$$X = (u/G) \sqrt{\rho G / \rho_i}$$

$$Y_f = \frac{G^2 F (v_i / v_{iv})^{0.2}}{g \rho G \rho_i}$$

Annexe 03 : Tension superficielle de l'eau.

Tableau II. - Tension superficielle de l'eau

II.A - Tension superficielle de l'eau et constante de Laplace.

t °C	σ 10^{-3} N.m^{-1}	a 10^{-3} m	t °C	σ 10^{-3} N.m^{-1}	a 10^{-3} m	t °C	σ 10^{-3} N.m^{-1}	a 10^{-3} m
0,01	75,84	2,778	130	52,93	2,405	260	23,67	1,712
10	74,23	2,752	140	50,85	2,369	270	21,30	1,715
20	72,75	2,770	150	48,74	2,332	280	18,94	1,643
30	71,20	2,710	160	46,58	2,292	290	16,61	1,566
40	69,60	2,675	170	44,40	2,252	300	14,30	1,482
50	67,94	2,648	180	42,19	2,209	310	12,04	1,392
60	66,24	2,621	190	39,95	2,164	320	9,81	1,292
70	64,47	2,594	200	37,69	2,118	330	7,66	1,181
80	62,67	2,565	210	35,41	2,068	340	5,59	1,053
90	60,82	2,535	220	33,10	2,017	350	3,65	0,900
100	58,91	2,505	230	30,77	1,963	360	1,90	0,705
110	56,96	2,473	240	28,42	1,906	370	0,45	0,399
120	54,96	2,439	250	26,06	1,846	374	0,00	0,(4)

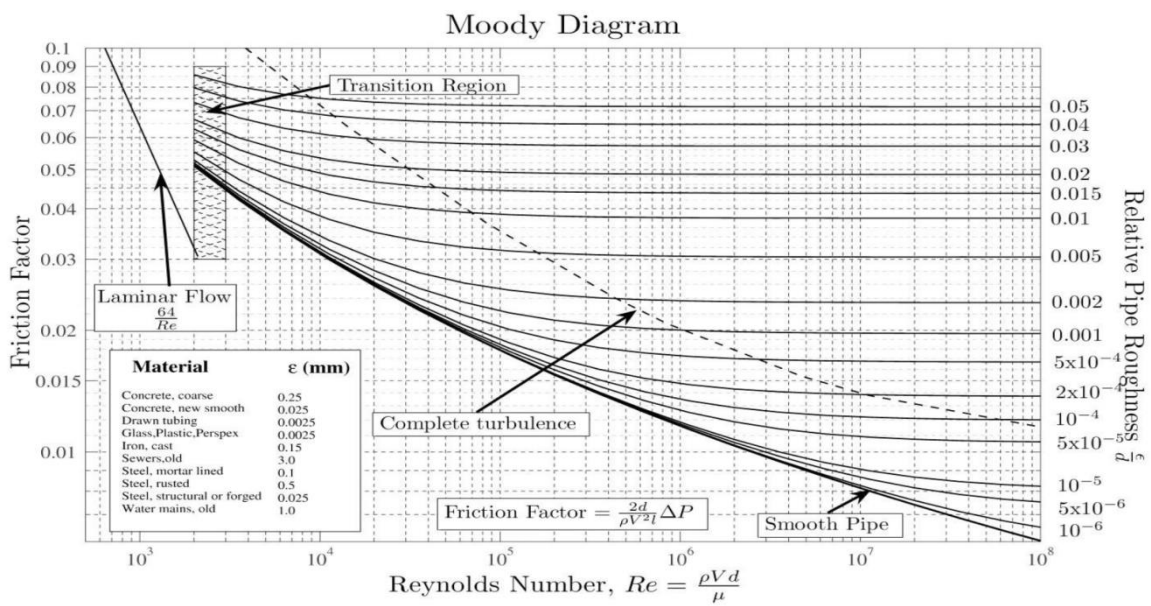
Annexes

Annexe 04 : valeur caractéristique de la tension superficielle dépendant du matériau de garnissage.

γ_c ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-2}$ ou $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$) valeur caractéristique de la tension superficielle dépendant du matériau de garnissage:

Matériau	γ_c $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$
Acier	0,075
Verru	0,073
Céramique	0,061
Carbone	0,056
Polychlorure de vinyle	0,040
Polypropylène	0,033
Paraffine	0,020

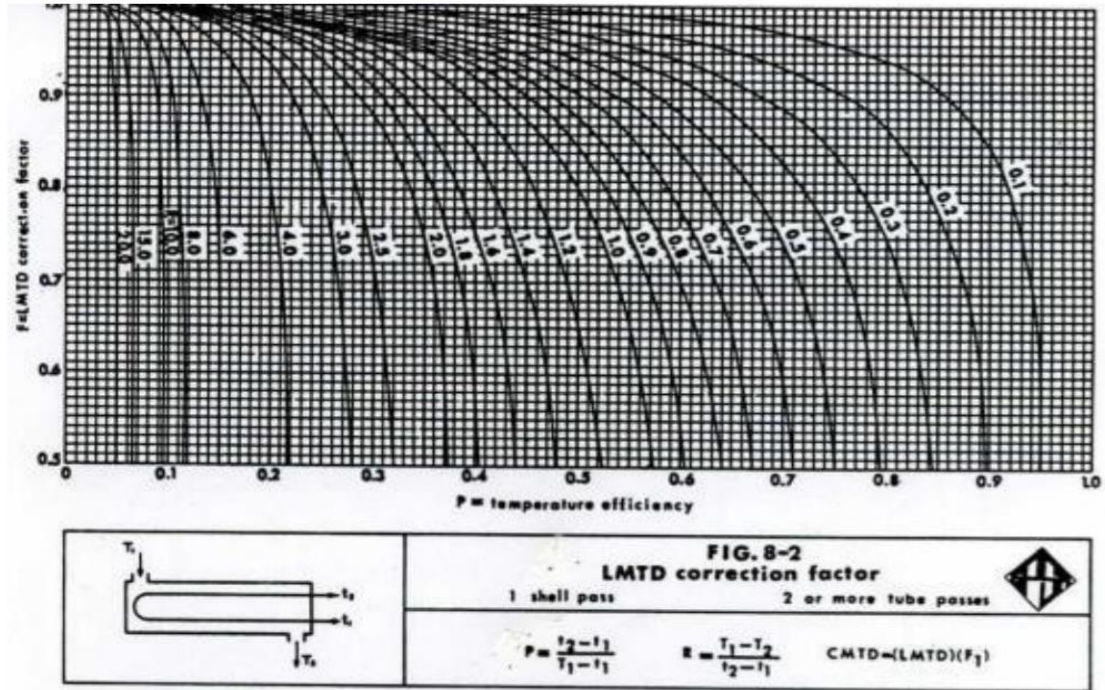
Annexe 05 : Diagramme de Moody.



Annexes

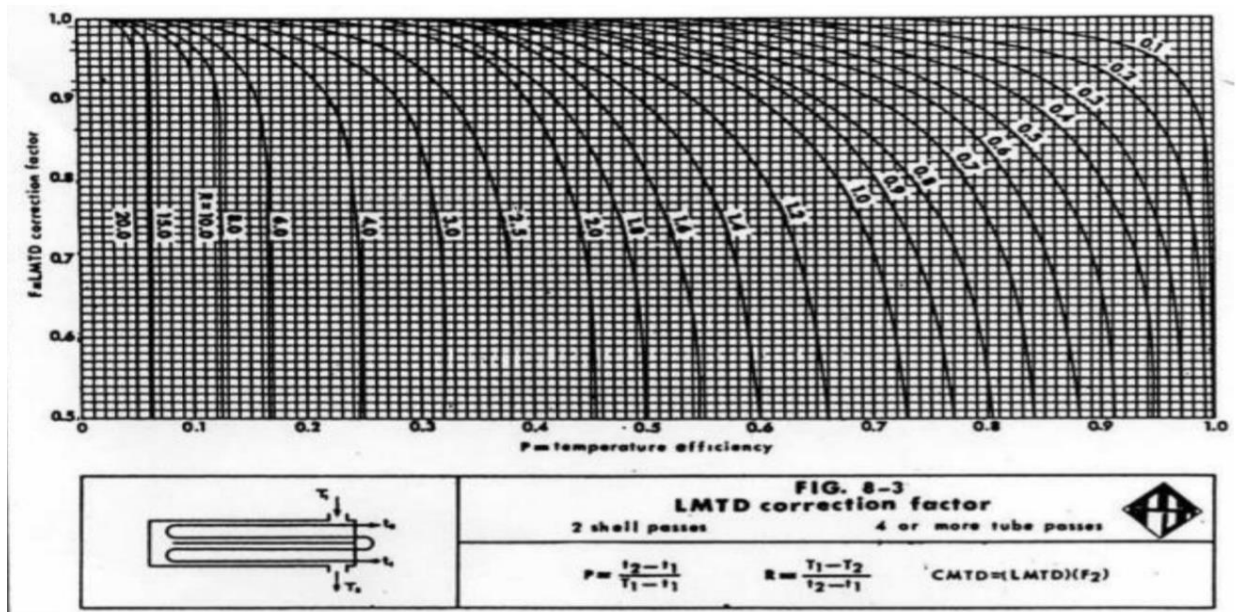
Annexe 06 : Facteur de correction F.

a

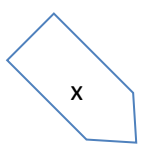


Facteur de correction F pour 1 passe coté calandre

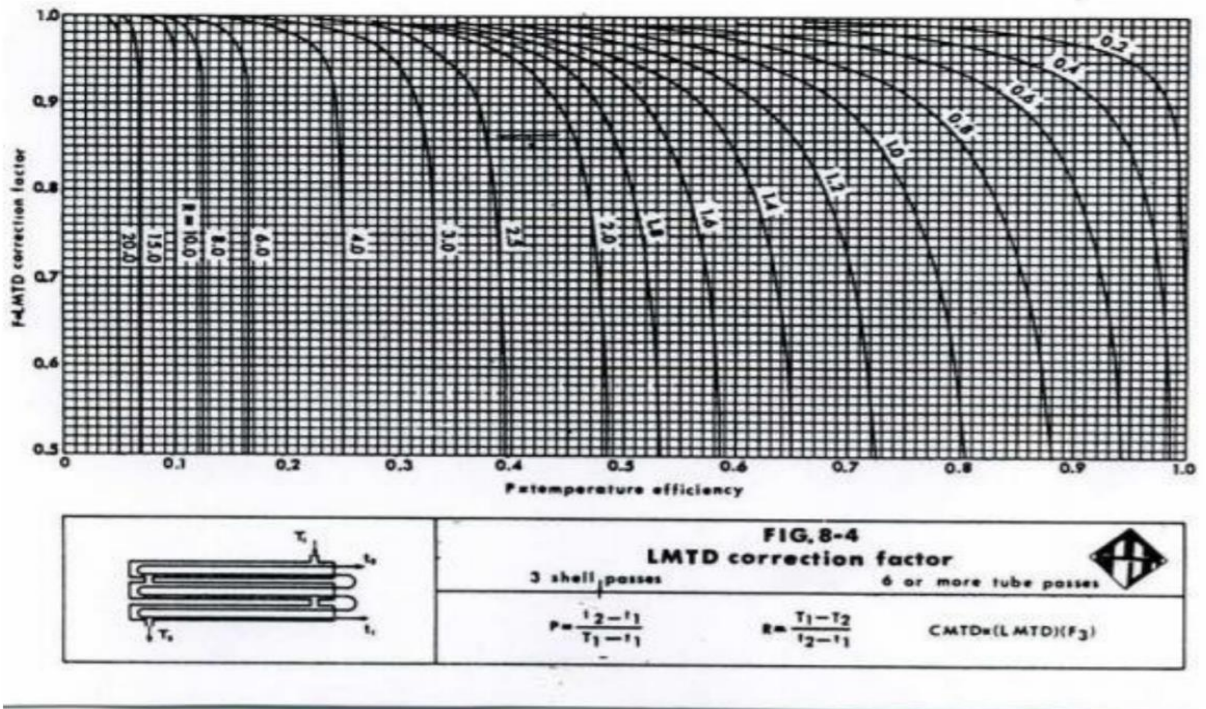
B



Facteur de correction F pour 2 passes cotés calandre

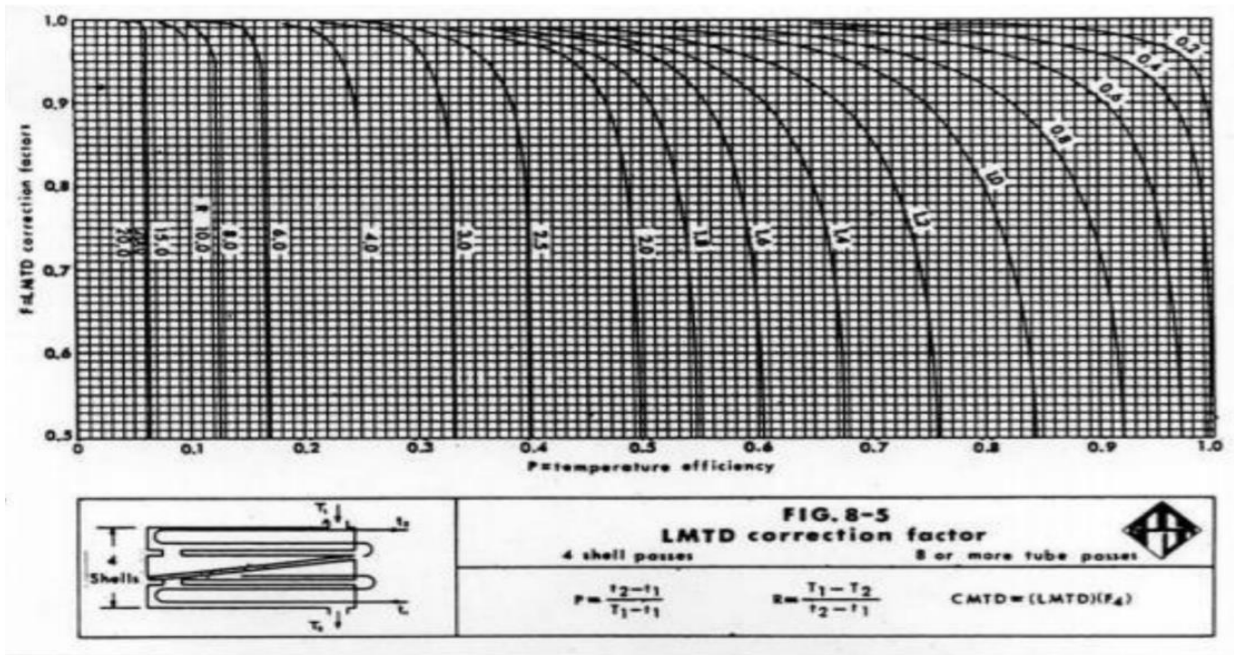


C



Facteur de correction F pour 3 passes coté calandre

D



Facteur de correction F pour 4 passes cotés calandre

Annexes

Annexe 07 : Estimation de coefficient de transfert sale Us.

TABLEAU V.1.8
COEFFICIENTS DE TRANSFERT SALE U_s⁽³⁾

ÉCHANGEURS		U _s	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽²⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽²⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽²⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniacque et solutions aqueuses	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers	Eau	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens	Eau	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds	Eau	25 - 730	5 - 75
Gaz	Eau	10 - 250	2 - 50
Eau	Saumure	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers	Saumure	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau	Eau, méthanol, ammoniacque	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu < 2 \text{ cPo}$	1 000 - 3 400	200 - 700
	Solutions aqueuses : $\mu > 2 \text{ cPo}$	500 - 2 500	100 - 500
	Hydrocarbures légers	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau	Hydrocarbures moyens	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau	Gaz	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gaz	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hydrocarbures lourds	30 - 300	6 - 60

Annexe 08 : Disposition des tubes.

TABLEAU V.1.4
DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r				* nombre de passes : n _r			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14			12	10		
10	25,4	52	40	36		32	26	24		24	22	16	16
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	30	30	22	22
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	40	37	35	31
17 1/4	43,9	124	116	108	108	76	68	68	64	53	51	48	44
19 1/4	48,9	166	158	150	142	112	96	90	82	73	71	64	56
21 1/4	54,0	220	204	192	188	132	128	122	116	90	86	82	78
23 1/4	59,1	270	246	240	234	166	158	152	148	112	106	102	96
25	63,5	324	308	302	292	208	192	184	184	135	127	123	115
27	68,6	384	370	356	346	252	238	226	222	160	151	146	140
29	73,7	460	432	420	408	288	278	268	260	188	178	174	166
31	78,8	526	480	468	456	328	300	294	286	220	209	202	193
33	83,8	640	600	580	560	398	380	368	358	252	244	238	226
35	88,9	718	688	676	648	460	432	420	414	287	275	268	258
37	94,0	824	780	766	748	518	488	484	472	322	311	304	293
39	99,0	914	886	866	838	574	562	544	532	362	348	342	336
		1024	982	968	948	644	624	612	600				

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r				nombre de passes : n _r			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	108	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	566	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	988	970	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

Annexes

Annexe 09 : Air de passage a_{cT}

TABLEAU V.1.6

	PAS NORMAL CARRÉ OU TRIANGULAIRE (fig. V.1.4a et c)	PAS TRIANGULAIRE RENVERSÉ (fig. V.1.4b)	PAS CARRÉ RENVERSÉ (fig. V.1.4d)
Espacement entre tubes perpendiculairement au courant	P	$P\sqrt{3}$	$P\sqrt{2}$
Distance minimale de passage	$P - d_o$	$2(P - d_o)$	$2(P - d_o)$
Aire de passage : $a_{cT} = \alpha B D_c \frac{P - d_o}{P}$	$\frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\frac{2}{\sqrt{3}} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$	$\sqrt{2} \frac{D_c}{P} (P - d_o) B$

Annexe 10 : Coefficient de transfert de l'eau à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes.

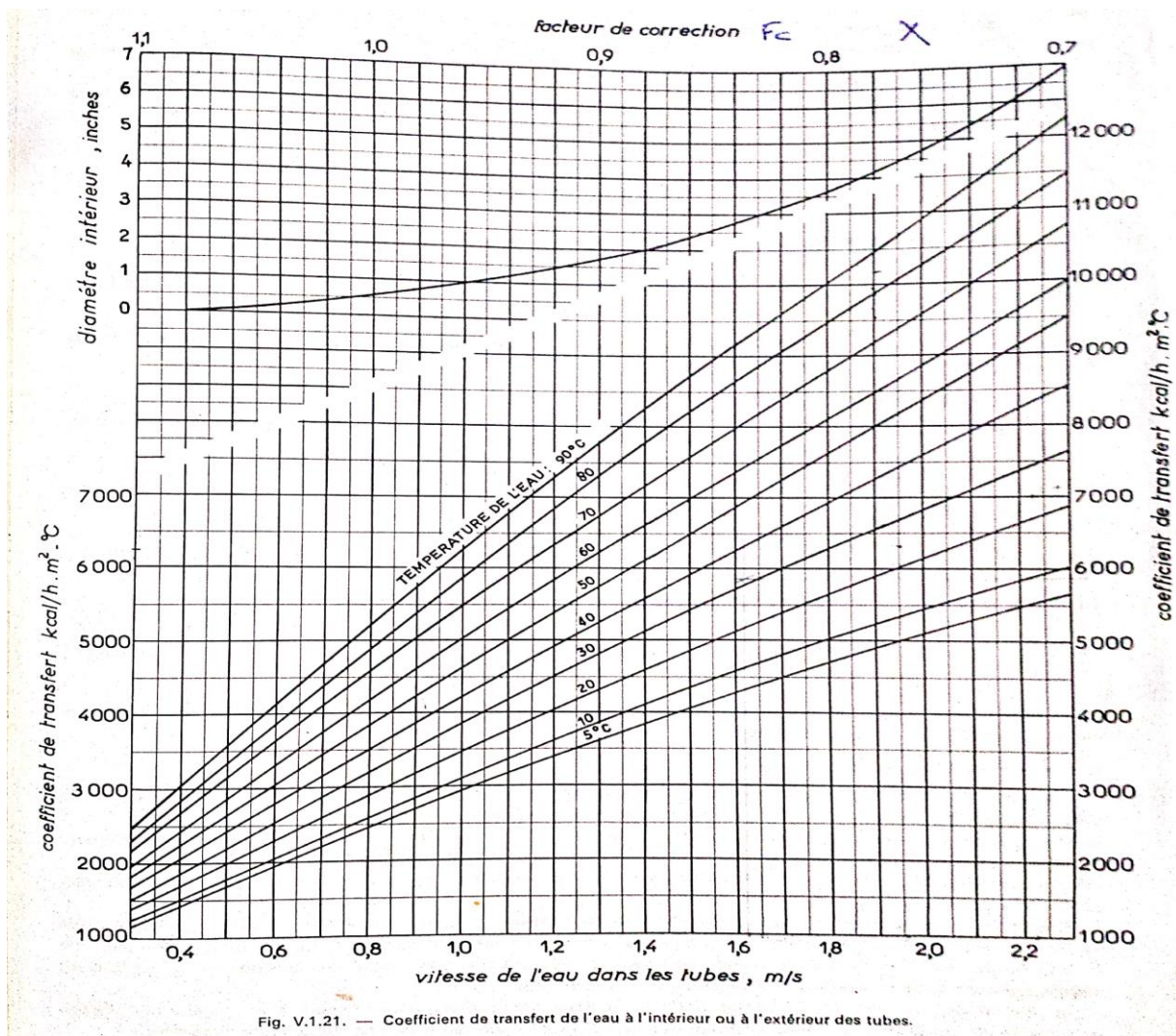


Fig. V.1.21. — Coefficient de transfert de l'eau à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes.

Annexe 11 : Coefficient de film de condensation à l'extérieur des tubes.

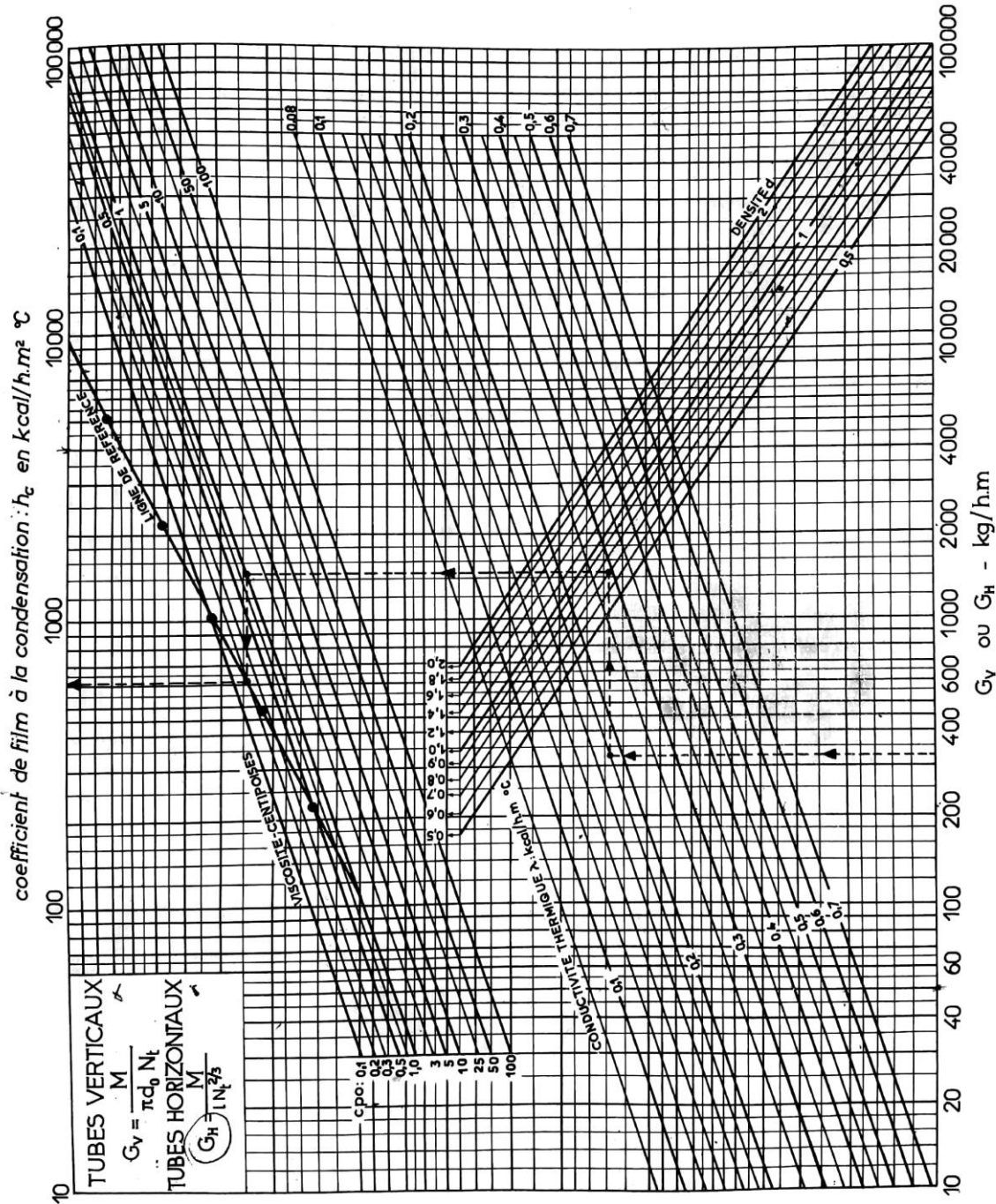


Fig. V.1.40. — Coefficient de film de condensation à l'extérieur des tubes.

Annexes

Annexe 12 : Résistance d'encrassement.

TABLEAU V.1.7
RÉSISTANCES D'ENCRASSEMENT : $10^4 R_s$ (R_s en $\text{h.m}^2.\text{°C/kcal}$)

PÉTROLE BRUT												
Température (°C) ..	0 — 100			100 — 150			150 — 200			200		
Vitesse (m/s)	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2	< 0,6	0,6 à 1,2	> 1,2
Sec	6	4	4	6	4	4	8	6	4	10	8	6
Humide	6	4	4	10	8	8	12	10	8	14	12	10

EAUX				
TEMPÉRATURE DU FLUIDE CHAUD	Inférieure à 120°C		120 — 200°C	
TEMPÉRATURE DE L'EAU	Inférieure à 50°C		Supérieure à 50°C	
VITESSE DE L'EAU	< 1 m/s	> 1 m/s	< 1 m/s	> 1 m/s
Eau de mer	1	1	2	2
Eau douce de ville ou de puits	2	2	4	4
Eaux de rivière propre	4	2	6	4
Eaux de rivière très sale	15	10	20	15
Eau traitée pour chaudière	2	1	2	2

Annexes

Annexe 13 : Analyses des condensats pollués

- Analyses du 28/01/2019

Echantillon reçu a 04h30					
Eléments	Buée (AT 3505)	Entrée RDC (LV 2526)	Propre RDC (LV3503)	Concent RDC (LV 3501)	Norme
NH ₃ (ppm)	Néant	Néant	Néant	Néant	636
NH ₄ NO ₃ (ppm)	21800	153600	15800	21300	475
pH	2.00	2.31	2.3	1.68	
Cond (ms/cm)	14.4	10.98	7.2	58.6	

Echantillon reçu a 12h00					
Eléments	Buée (AT 3505)	Entrée RDC (LV 2526)	Propre RDC (LV3503)	Concent RDC (LV 3501)	Norme
NH ₃ (ppm)	2716	Néant	Néant	Néant	636
NH ₄ NO ₃ (ppm)	18177	88111	162	14310	475
pH	7.83	0.82	1.28	0.63	
Cond (ms/cm)	3.13	54.4.	28.7	>200	

Echantillon reçu a 22h00					
Eléments	Buée (AT 3505)	Entrée RDC (LV 2526)	Propre RDC (LV3503)	Concent RDC (LV 3501)	Norme
NH ₃ (ppm)	773	Néant	Néant	Néant	636
NH ₄ NO ₃ (ppm)	17226	23490	1160	140890	475
pH	8.73	1.93	2.43	0.97	
Cond (ms/cm)	1.34	42.2	24	>200	

Annexes

- Analyses du 12/03/2019

Echantillon reçu a 06h00					
Eléments	Buée (AT 3505)	Entrée RDC (LV 2526)	Propre RDC (LV3503)	Concent RDC (LV 3501)	Norme
NH ₃ (ppm)	3754	4096	1536	Néant	636
NH ₄ NO ₃ (ppm)	4118	2876	30	10366	475
pH	9.7	9.98	10.6	7.9	
Cond (ms/cm)	5.10	2.4	0.37	1.9	

Echantillon reçu a 14h00					
Eléments	Buée (AT 3505)	Entrée RDC (LV 2526)	Propre RDC (LV3503)	Concent RDC (LV 3501)	Norme
NH ₃ (ppm)	3163	4116	1757	351	636
NH ₄ NO ₃ (ppm)	3944	2811	162	14310	475
pH	9.8	9.3	11.1	7.7	
Cond (ms/cm)	5.8	4.32	0.37	13.41	

Echantillon reçu a 22h00					
Eléments	Buée (AT 3505)	Entrée RDC (LV 2526)	Propre RDC (LV3503)	Concent RDC (LV 3501)	Norme
NH ₃ (ppm)	Néant	1152	2048	102	636
NH ₄ NO ₃ (ppm)	13166	4176	149	20184	475
pH	1.68	9.15	10.72	7.47	
Cond (ms/cm)	14.00	4.1	2.4	1.9	