

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

BADJI MOKHTAR-ANNABA UNIVERSITY
UNIVERSITE BADJI MOKHTAR-ANNABA



جامعة باجي مختار - عنابة

ANNEE 2019

FACULTE DES SCIENCES DE L'INGENIORAT
DEPARTEMENT DE GÉNIE DES PROCÉDÉS

Spécialité : Génie des procédés de l'environnement

MEMOIRE

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de Master

**LAVAGE DES GAZ PAR ABSORPTION AU NIVEAU DE
L'UNITE FOUR DU COMPLEXE SIDER EL HADJAR**

Présenté par :
Bouchenak Lyes

Directeur de Mémoire : **DERRADJI Ahmed** Professeur Université Badji Mokhtar , Annaba

Devant le jury

Examinatrice : ZOUGAR Saida

MCA Université Badji Mokhtar , Annaba

Examinatrice : GHODBANE Ilhem

MCB Université Badji Mokhtar , Annaba

SOMMAIRE

REMERCIEMENTS.....	I
DEDICACES.....	II
RESUME.....	III
LISTE DES FIGURES.....	VI
LISTE DES TABLEAUX.....	V
INTRODUCTION GENERALE.....	1

CHAPITRE I : PRESENTATION DE L'ENTREPRISE

I.1-Introduction	3
I.2-Historique de l'entreprise.....	4
I.3-Situation géographique du complexe	6
I.4-Organigramme de l'entreprise.....	6
I.5-Processus de la production	7
I.6- Généralités sur les unités.....	8
I.6.1. Production de matière première.....	8
I.6.2. Le haut fourneau	8
I.6.3. Les aciéries	9
I.6.4. Les laminoirs.....	10
I.6.5. La centrale à oxygène	12
I.7- Division fluide	13
I.7.1. Organisation de la division fluide	13
I.7.2. Production de l'eau industrielle	14
I.7.3. Production de l'eau déminéralisée	17

CHAPITRE II : PRESENTATION DU HAUT FOURNEAU

II.1- Introduction.....	20
II.2- Fours à coke	20
II.3- La tour d'extinction.....	21
II.4- L'installation du traitement du gaz	21

II.5- Le Haut Fourneau	21
II.5.1. Généralités.....	21
II.5.2. Zones principales.....	22
II.5.3. Description du haut fourneau	24
II.5.4. Besoins en vent du haut fourneau.....	26
II.5.5. Nécessité de l'épuration.....	26
II.5.5.1 : Epuration sèche.....	27
II.5.5.2 : Epuration humide.....	28

CHAPITRE III : ABSORPTION ET PRODUITS D'ABSORPTION

III.1- Introduction	30
III.2- Généralités sur l'absorption.....	30
III.3- Les termes du phénomène d'absorption.....	31
III.4- Les types d'absorption.....	31
III.5- Les absorbeurs.....	32
III.6- But et performances des absorbeurs.....	33
III.7-Types d'absorbeurs.....	33
III.7.1. Colonnes à plateaux.....	33
III.7.1.1 : Les plateaux à courants croisés.....	34
III.7.1.2 : Les plateaux à contre-courant.....	36
III.7.1.1 : Domaine d'application.....	37
III.7.1.2 : Avantages et inconvénients des colonnes à plateaux.....	37
III.7.2. Colonnes à garnissage.....	38
III.7.3. Colonne à bulle.....	39
III.8- Différents types de solvants.....	39
III.8.1. Critères de sélection d'un solvant chimique.....	40
III.9- Évolution de la solubilité en CO ₂ dissous.....	41

CHAPITRE IV : PRESENTATION DU PROCEDE ETUDIE ET DES RESULTATS OBTENUS

IV.1- Introduction	43
IV.2- Exposé du problème.....	43
IV.3- Données relatives au procédé étudié (colonne d'absorption à garnissage)	43
IV.3.1. Détermination de l'équation de la droite opératoire.....	45
IV.3.2. Détermination des rapports molaires.....	46
IV.3.3. Détermination du débit de solvant minimum.....	47
IV.3.4. Détermination du débit réel de solvant pur	47
IV.3.5. Calcul du débit réel du solvant H ₂ O à 34%.....	48
IV.4- Gain d'énergie mécanique-pompe.....	49
IV.4.1. Généralités sur les pompes	49
IV.4.2. Calcul des pertes de charges.....	52
IV.4.2.1: Section 1: Conduite de 0,35 m de diamètre.....	53
IV.4.2.2: Section 2 : Conduite de 0,24 m de diamètre (sortie de pompe)	55
CONCLUSION GENERALE.....	58
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	
ANNEXE 01	

Remerciements

Avant tous, je remercie dieu le tous puissant qui m'a donné la force pour mener à terme ce travail.

Je tiens à adresser mes sincères remerciements au président du jury ainsi qu'aux membres du jury ayant accepté d'évaluer ce travail.

*Je remercie beaucoup mon encadreur Mr **DARRADJI Ahmed Fawzi** professeur au département de Génies des procédés pour ses conseils et sa disponibilité, et l'aide précieuse qu'il m'a consacré pour l'élaboration de ce travail avec autant de patience et gentillesse, et sans qui ce travail n'aurait pas vu le jour.*

*J'adresse mes remerciement, ma gratitude et ma profonde reconnaissance envers le responsable de l'unité (four), **Youcef Neche** pour sa confiance et sont temps précieux.*

Je remercie également le chef production d'EL HADJAR de m'avoir accepté dans son unité et de m'avoir permis d'accéder à toutes les installations , ainsi qu'à l'ensemble du personnel du service de formation.

Je n'oublie pas tous mes cher amis que j'ai croisés lors de cette aventure et avec qui j'ai partagé de bon moment , autour d'un café ou d'un repas.

Dédicace

*Le plus grand merci revient à Dieu qui est le seul guide dans notre vie. Je dédie ce modeste travail , Aux êtres les plus chers de ma vie, ma mère et mon père, Aucune dédicace ne saurait exprimer tout l'amour et L'admiration que j'éprouve pour eux ;
Acceptez cette modeste reconnaissance, des sacrifices et du soutien que Vous m'avez toujours apporté au cours de mes études.*

A mon cher frère

A mes chères sœurs

A tous mes camarades du département pour leur amitié et sympathie

A tous ceux qui m'on aidé

A tous ceux qui m'on aimé

Résumé

L'objectif de ce travail est de prendre connaissance des différentes techniques de dépollution des gaz, parmi ces différentes techniques : l'absorption qui s'avère être une technique très efficace, elle est appelée aussi lavage des gaz, parmi ces gaz nous avons le gaz CO₂ qui est un gaz très toxique qui fait partie des gaz à effet de serre responsable du réchauffement climatique.

On abordera aussi le traitement du gaz CO₂ ainsi que le lavage suivi de la purification dans le four par voie humide et par voie sèche sont présentés dans ce mémoire.

Mots clés : polluant, absorption.

Abstract

The objective of this work was to become acquainted with the various techniques for the depollution of gases, among these different techniques: the absorption which proves to be a very efficient technique, it is also called gas scrubbing, among it is gas we have CO₂ gas, which is a very toxic gas that is one of the greenhouse gases responsible for global warming. It will also address the treatment of CO₂ gas and the washing followed by the purification in the oven by wet and dry are present in this memory.

Key words: pollutant, absorption.

ملخص

كان الهدف من هذا العمل هو التعرف على التقنيات المختلفة لإزالة الغازات ، من بين هذه التقنيات المختلفة: الامتصاص الذي يثبت أنه أسلوب فعال للغاية ، ويسمى أيضًا تنقية الغاز ، ومن بينها الغاز لدينا غاز ثاني أكسيد الكربون ، وهو غاز سام للغاية وهو أحد غازات الدفيئة المسؤولة عن الاحتباس الحراري. كما سيتناول معالجة غاز ثاني أكسيد الكربون والغسيل الذي يتبعه التنقية في الفرن بالرطوبة والجافة الموجودة في هذه الذاكرة

الكلمات المفتاحية : ملوث, امتصاص

Actuellement, la principale source d'énergie alternative avec moins d'impact environnemental est celle obtenue à partir du gaz naturel. Il est considéré comme la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et le charbon.

Le gaz naturel présent dans les gisements contient un certain nombre de contaminant, à savoir, le CO₂, le H₂S, le CO et les mercaptans (gaz acide), qui constituent un grand risque environnemental majeur pour l'atmosphère et les équipements des procédés gaziers.

Le gaz naturel est acheminé aux consommateurs par voie classique (transport par canalisation - gazoduc). Cependant, l'augmentation de la distance de transport par canalisation peut rendre cette alternative non économique. Le transport liquide (gaz naturel liquéfié (GNL)) est la voie la plus avantageuse. Le gaz subit plusieurs modes de transformation à des températures très basses, et rend le givrage du CO₂ possible dans les équipements énergétiques et les installations industrielles, ce qui baisse l'efficacité des installations. De plus sa présence conduit à la corrosion des équipements. Par conséquent, il est important d'éliminer les traces du CO₂ avant de procéder à la liquéfaction du gaz naturel.

Ce présent travail a pour objectif d'étudier l'élimination du CO₂ par absorption en utilisant plusieurs solvants dans le but de baisser la quantité de CO₂ dans un premier temps les procédés de séparation sont détaillés, notamment, l'absorption chimique et physiques. Les solvants mise en jeu sont présentés.

A la fin du dernier chapitre une présentation de la cokerie et le haut fourneau est faite, qui sont indispensables dans l'épuration du gaz et la réduction de la teneur du CO₂ en éliminant 85% des poussières.

I.1. Introduction

SIDER EL HADJAR est le seul producteur offrant et développant une gamme complète de produits et services acier, des produits de base aux produits à valeur ajoutée, des produits longs aux produits plats, des produits standards aux produits spécialisés, et de l'acier au carbone à l'acier inoxydable et alliages.

Le complexe sidérurgique d'EL HADJAR est constitué d'un ensemble d'atelier ayant pour objectif la production de l'acier et sa transformation. C'est un ensemble qui se voit intégrer de par sa taille et son long processus de fabrication. Le complexe a été inauguré en juin 1969.

En effet, le complexe sidérurgique s'étend sur plus de 800 Hectares c'est à constater aussi que les activités sont extrêmement étendues, devant encourir à tous les corps de métier existant dans le pays et faisant appels à des équipements aussi nombreux que variés.

La fonte est la matière première qui se trouve au niveau du « haut fourneau n°02 », en option la fonte et l'acier qui par la suite sont transformés en produit demi finis dans différents ateliers sou secteur ; l'aciérie à oxygène « ACO1/ACO2 », le laminoir à chaud et à froid « LAC/LAF », les tubes soudés « TUS », à tube sans soudure « TSS », le laminoir à fil et rond « LFR », le laminoir rond à béton « LRB » [1].

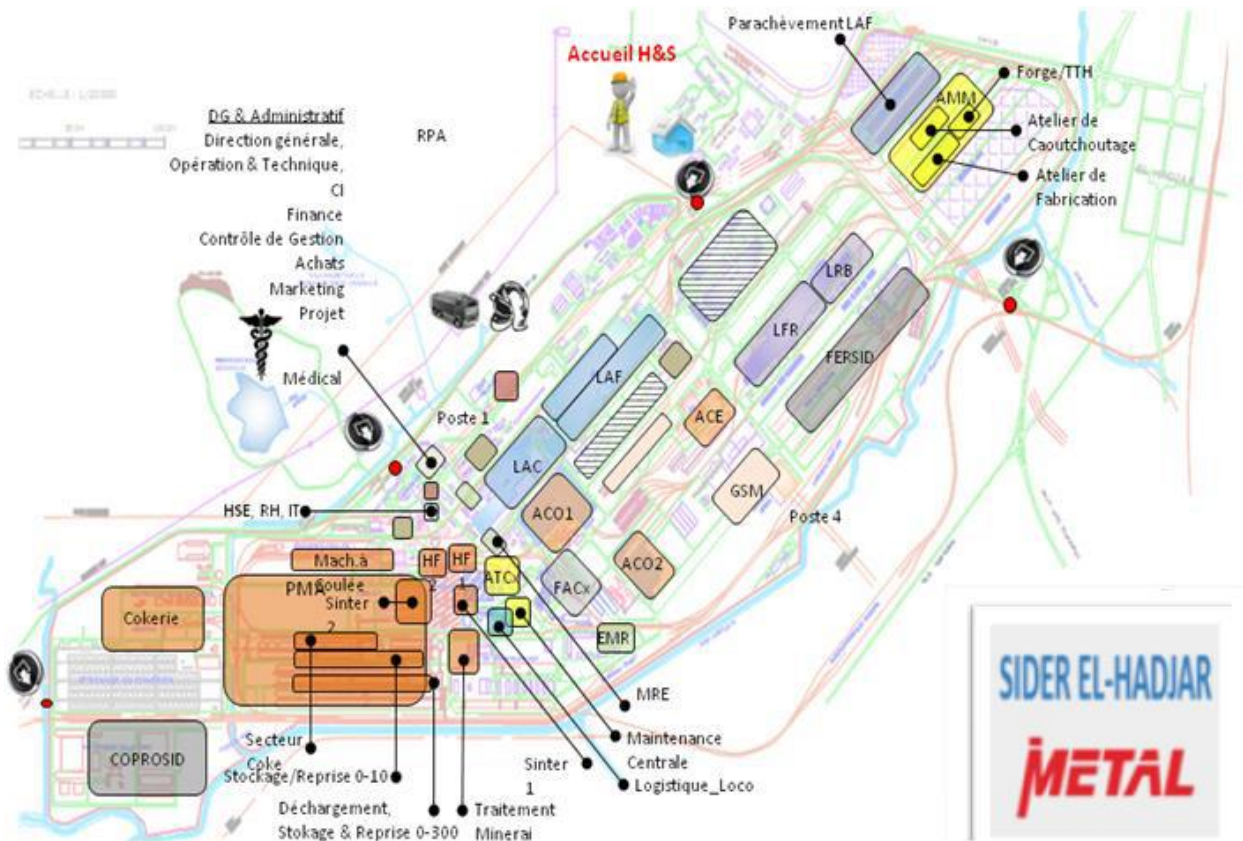
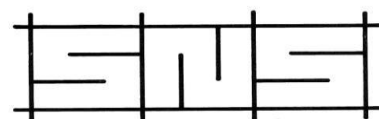


Figure I.1 Organisation de SIDER EL-HADJAR

I.2. Historique de l'entreprise

Le complexe sidérurgique d'El HADJAR situé à Annaba est le plus grand complexe industriel en Afrique. Il joue un rôle primordial pour l'économie algérienne.

- L'entreprise nationale de sidérurgie a été créée par la société française SBS en 1959 suite à la mise en application du plan de Constantine 1950.
- Après l'indépendance en 1964 celle-ci devient SNS et ceci dans le cadre de la récupération des richesses du pays. Le SNS a bénéficié des différents plans de développement pour s'étendre aux fils des



nécessités et devient enfin « Entreprise nationale de sidérurgie »

- L'ensemble a développé en 1969 un point Sidérurgique à El-HADJAR pouvant répondre à une gamme de produits très variés et enfin devenir « SIDER » De 1977 à 1980 c'est l'extension du complexe, et la création d'autre secteur : ACO2, HF2, PMA, Cokerie et Centrale thermique.



- Le 18 octobre 2001, un contrat de partenariat a été signé entre SIDER représenté par holding SIDMME et ISAPAT (groupe LNM).



- Le 01/01/2005 l'entreprise ISPAT fusionne avec le groupe LNM pour engendrer une nouvelle entreprise qui sera classée leader mondial dans l'industrie devient MITTAL STEEL ANNABA.



- En 2007 le groupe s'est constitué en plus de MITTAL d'une entreprise internationale Française dite ARCELOR. En 2013 le groupe SIDER détient 51% des actions.



- Mars 2016 METAL l'Algérie a récupéré les parts du partenaire étranger et devient propriétaire à 100%.



- En 2017 le nom de l'entreprise devenu SIDER EL-HADJAR.[1]



I.3. Situation géographique du complexe

Le complexe sidérurgique d'EL-HADJAR est situé à l'Est du pays dans la zone industrielle d'ANNABA. Il est implanté à 15Km au sud de la ville et occupe une superficie plus de 800 hectares. La superficie se repartie approximativement en trois zones :

- Les ateliers de la production « 300 hectares ».
- Les zones de stockage « 300 hectares ».
- Les surfaces des services « 200 hectares » [1].

I.4. Organigramme de l'entreprise

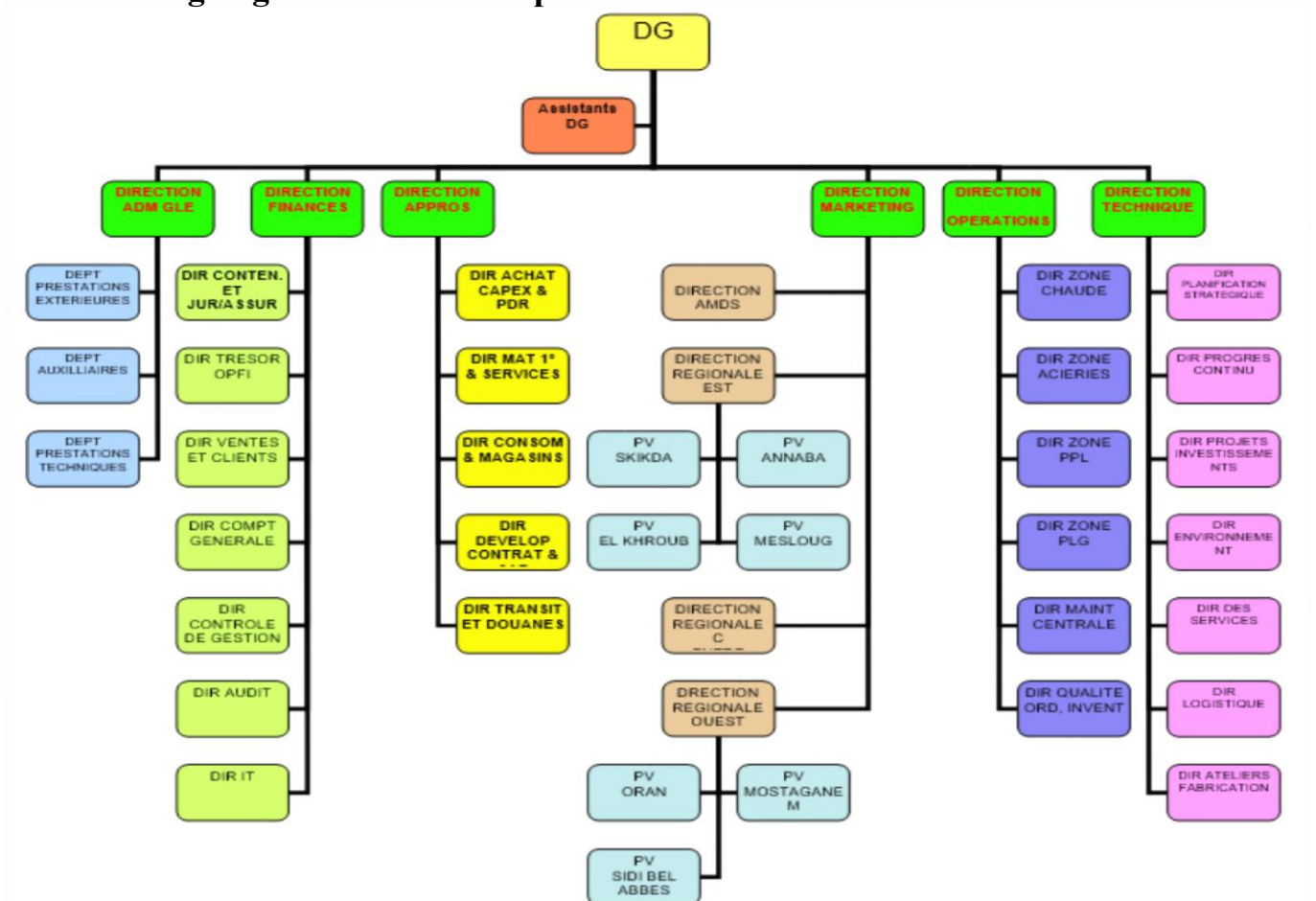


Figure I.2L'organigramme de l'entreprise

I.5.Processus de la production

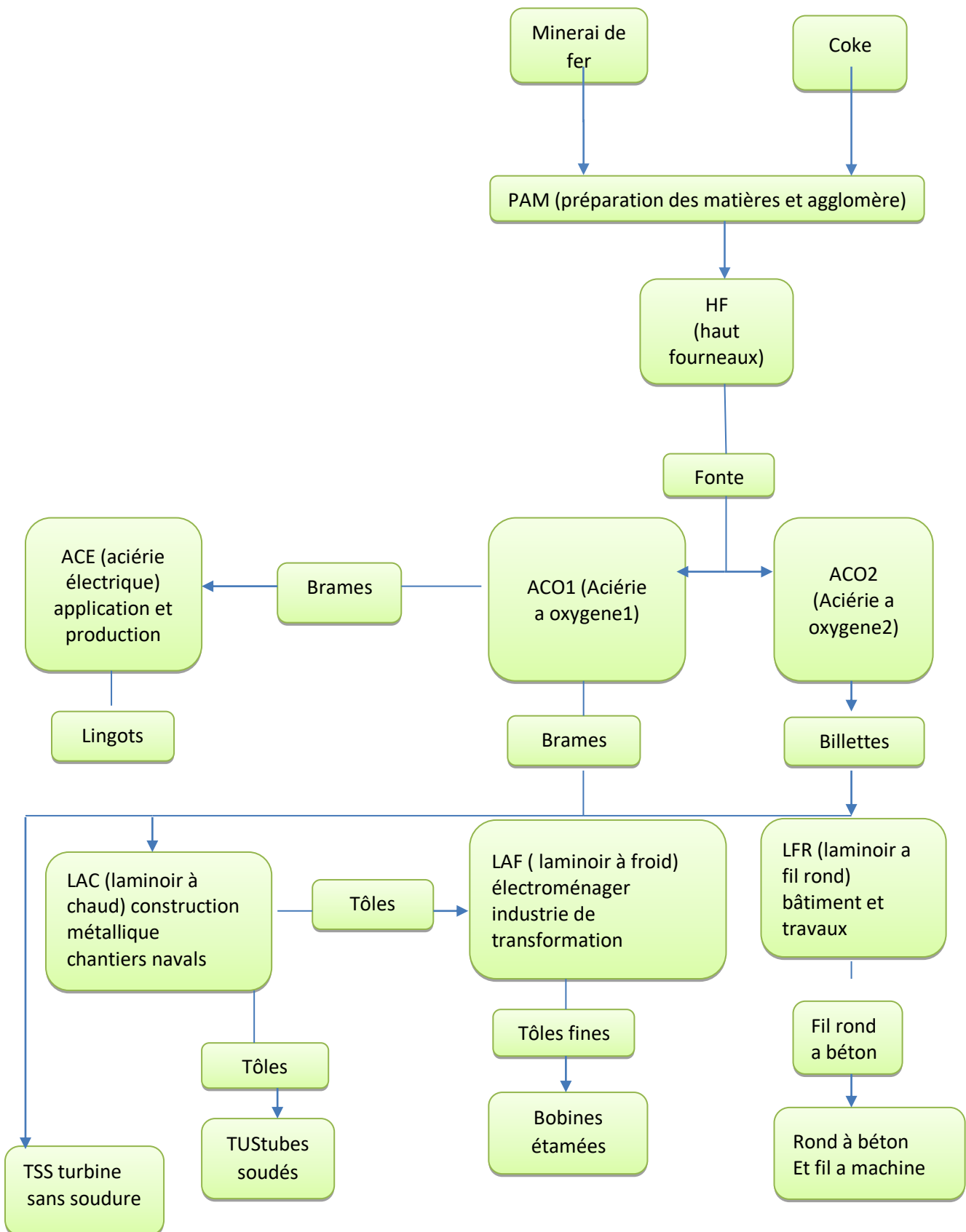


Figure I.3 Processus de la production de SIDER EL-HADJAR

I.6. Généralité sur les unités

SIDER EL-HADJAR est une entreprise qui comprend tous les ateliers intervenant dans le processus de production de l'acier, les installations intervenant dans ce processus sont :

I.6.1. La PMA : Préparation de Matière première et Agglomération

A partir du minerai fourni par les mines d'Ouenza et de Boukhadra, l'atelier de préparation matières première broie le minerai, le met en tas pour alimenter les agglomérations. Une cuisson sur la chaîne est faite pour produire de l'aggloméré qui alimentera le haut fourneau.

I.6.2.L'HF : le Haut Fourneau (production de la fonte)

A partir des matières premières (aggloméré et coke) fournies par la PMA, les hauts fourneaux produisent de la fonte liquide destinée aux aciéries à oxygène. Le laitier qui est un produit fatal, il sert pour les cimenteries et les travaux publics.

1. Le HF1 a été mis en service en 1969 et rénové en 1992. Sa capacité est de 570 KT/an.
2. Le HF2 a été mis en service en 1980 et rénové en 1998. Sa capacité est de 1 400 KT/an.

Les HFx sont composées essentiellement de :

- ◆ Atelier de stockage et criblage des matières premières.
- ◆ Planchers de coulées.
- ◆ Atelier de traitement gaz.
- ◆ Stations de pompage.
- ◆ Atelier de soufflage vent.
- ◆ Station de traitement des eaux et boues.
- ◆ Machines à coulées en gueuses.
- ◆ Ateliers réfractaires.

I.6.3 Les aciéries (ACO1, ACO2 et ACE)

a- Aciérie à Oxygène N°1 (Brames)

Construite en 1972, l'aciérie à oxygène n°1 (ACO1) transforme la fonte liquide provenant du haut fourneau, en acier à l'aide d'oxygène. L'acier est transformé sous forme de produit appelé brame qui sera acheminé vers le laminoir à chaud pour être transformé en bobines.

La capacité maximale de l'ACO1 est de 1 037 KT/an de brames conformes.

Les principales installations de l'ACO1 sont :

- Une zone d'élaboration de l'acier liquide dotée de trois convertisseurs d'une capacité de 90T chacun.
- Deux stations de traitement pochent.
- Une installation de dépoussiérage.
- Deux machines à couler continue pour la production de brames de largeur 750à1300mm et de 220mm d'épaisseur.
- Une installation de manutention et de traitement des brames.

b- Aciérie à Oxygène N°2 (Billetes)

L'aciérie à oxygène N°2 (ACO2) a été mise en service en mai 1981. Elle transforme la fonte liquide, acheminée du haut fourneau, en acier à l'aide d'oxygène. L'acier liquide est ensuite transformé sous forme de produit appelé billette qui sera laminé par la suite au niveau des laminoirs à fil et rond. La capacité maximale de l'ACO2 est de 1 030 KT/ an de billetes conformes.

Elle est composée de :

- Une zone d'élaboration de l'acier liquide dotée de trois convertisseurs LD d'une capacité de 60 tonnes chacun.
- Une zone de coulée billetes dotées de trois machines à couler continue courbes à quatre lignes de section 130x130mm.

c- Aciérie Electrique (Billetes et Lingots)

L'aciérie électrique (ACE) a été construite en 1975 pour alimenter principalement la tuyauterie sans soudure en lingots. Elle produit également des billetes pour le LFR et

le LRB.

L'ACE utilise la ferraille pour être fondue dans un four EBT, mais également l'acier traité par l'ACO1 pour être coulé. La capacité de l'ACE est de 400 000 tonnes par an.

Les principales installations sont :

- Four EBT avec panneaux refroidis d'une capacité de 80 tonnes.
- Transformateur 60 MVA.
- Four poche de 80 tonnes.
- Coulée continue radiale à quatre lignes.
- Coulée en source pour lingots.

Caractéristiques des produits :

- Lingots : diamètre 270-345-410-500 mm destinés à la fabrication des tubes.
- Billettes : sections 100x100 mm, 120x120 mm, 130x130 mm, 160x160 mm
Longueur 6 à 12 m.

I.6.4. Les laminoirs : transformer l'acier en divers produits sidérurgiques (tôles, bobines)

a- Laminoir à Chaud (LAC)

Mis en service en 1972, le LAC transforme les brames produites par l'aciérie à oxygène n°1, en bobines. Sa capacité annuelle est de 1,6 Mt ; la largeur des bobines varie entre 650 et 1350 mm et l'épaisseur entre 1,5 et 15mm, d'un effectif de 220 personnes.

Le LAC est composé essentiellement de :

- Deux fours poussant de 240 T/h chacun.
- Une cage brise oxyde.
- Une cage quarto réversible.
- Un train finisseur à six cages.
- Trois bobineuses dont une réhabilitée en 2002.

La production du LAC est destinée à 50% à l'alimentation du laminoir à froid, le reste sert à l'industrie de transformation (tubes, tôles noires, bouteilles à gaz...). En 2002, la partie électrique du LAC a été complètement réhabilitée en passant au niveau 2 d'automatisation pour un montant de 70 M\$.

b- Galvanisation à Chaud (RPA)

Mis en service en 1980, la ligne de galvanisation à chaud dépose une couche de revêtement de zinc sur les bandes d'acier doux laminés à froid après avoir subi un traitement thermique dans un four à tunnel. D'un effectif de 210 personnes, la galvanisation et les trois lignes de parachèvement sont composées de :

- Sections entrées, processus et sortie.
- Un four tunnel qui se compose d'une partie de préchauffage à feu direct d'une longueur de 22m et une autre partie de traitement thermique d'une longueur de 110 m.
- Un bain de galvanisation chauffé par induction.
- Une section de refroidissement à air et à eau.
- Une section de planage sous traction.
- Une section de traitement chimique de passivation type aspersion.

La production du galvanisé à chaud est destinée principalement à l'industrie du bâtiment et l'industrie électroménager.

La gamme produite a les caractéristiques suivantes :

- Epaisseur : 0,25 à 2mm.
- Largeur ; 600 à 135mm
- Revêtement en zinc : couche entre 100 et 600 g/m² double face.

c- Laminoir à fils et ronds (LFR)

A partir des billettes fournies par l'aciérie à oxygène n°2 ou par l'aciérie électrique, le LFR produit du rond à béton lisse et du fil machine de diamètre 6 à 12mm, en couronnes. Sa capacité est de 220KT/an.

Le rond lisse est destiné à renforcer les constructions en béton et à constituer les armatures passives pour les constructions en béton précontraint.

Le fil machine est utilisé pour la confection du treillis soudé, la fabrication de clous, vis, câbles, fils, baguettes à souder...

Le LFR est composé de :

- Un four à longerons mobiles de 150 T/h.
- Un train de laminage de 24 cages.

En octobre 2010, le LFR est certifié ISO 9001 versions 2008. Il emploie 220 personnes.

d- Laminoir rond à béton (LRB)

A partir des billettes fournies par l'aciérie à oxygène n°2 ou par l'aciérie électrique, le LRB produit du rond à béton nervuré d'une capacité de 400KT/an.

Le rond à béton nervuré de diamètre 10 à 32mm présenté en fardeaux est destiné à renforcer les constructions en béton (bâtiments et travaux publics) et à constituer les armatures passives pour les constructions en béton précontraint.

Le LRB est composé de :

- Un four à longerons mobiles de 80 T/h.
- Un train de laminage de 16 cages.
- Une ligne de refroidissement.

En octobre 2010, le LRB est certifié ISO 9001 version 2008. Il emploie 150 personnes.

I.6.5. La centrale à oxygène CO_x

Produire les gaz industriels comme oxygène pour soufflage et technique, azote, argon et acétylène à partir d'une opération de distillation et approvisionner sans arrêt pour les différents ateliers et installations du complexe. [2]

La centrale à oxygène (COX) est située en plein cœur du complexe d'El-Hadjar, à proximité des hauts fourneaux et des unités utilisant les gaz d'acétylène pour la soudure ainsi qu'au voisinage des aciéries ou réactions d'oxydation de l'acier.

La centrale à oxygène joue un rôle très important dans la production de l'acier
En effet :

- Le gaz oxygène est utilisé dans l'affinage de la fonte pour la transformer en acier.

- Ainsi que pour l'activation du minerai dans les hauts fourneaux et l'oxycoupage.
- Le gaz azote quant à lui est utilisé pour la galvanisation des tôles.
- Le gaz argon sert également à améliorer la qualité de l'acier et pour produire des matériaux en inox et en aluminium [1].

Pendant la période de mon stage j'ai visité le haut fourneau.

I.7 Division fluide

La division fluide s'occupe principalement de la distribution des différents fluides à travers le complexe et d'assurer la protection à partir d'un réseau de conduite (les racks) tout diamètre confondu qui s'étend à plus de 25 Km [2].

Ce service assure la production de plusieurs fluides :

- ✓ La distribution et la protection de l'eau industrielle.
- ✓ La distribution et la protection de l'air service.
- ✓ La distribution et la protection de la vapeur saturée.
- ✓ La distribution et la protection du gaz naturel.
- ✓ La distribution et la protection de l'eau potable.

I.7.1 Organisation de la division fluide

Cet organigramme **Figure I.3** montre la planification et l'organisation des différents équipements de la division fluide[3].

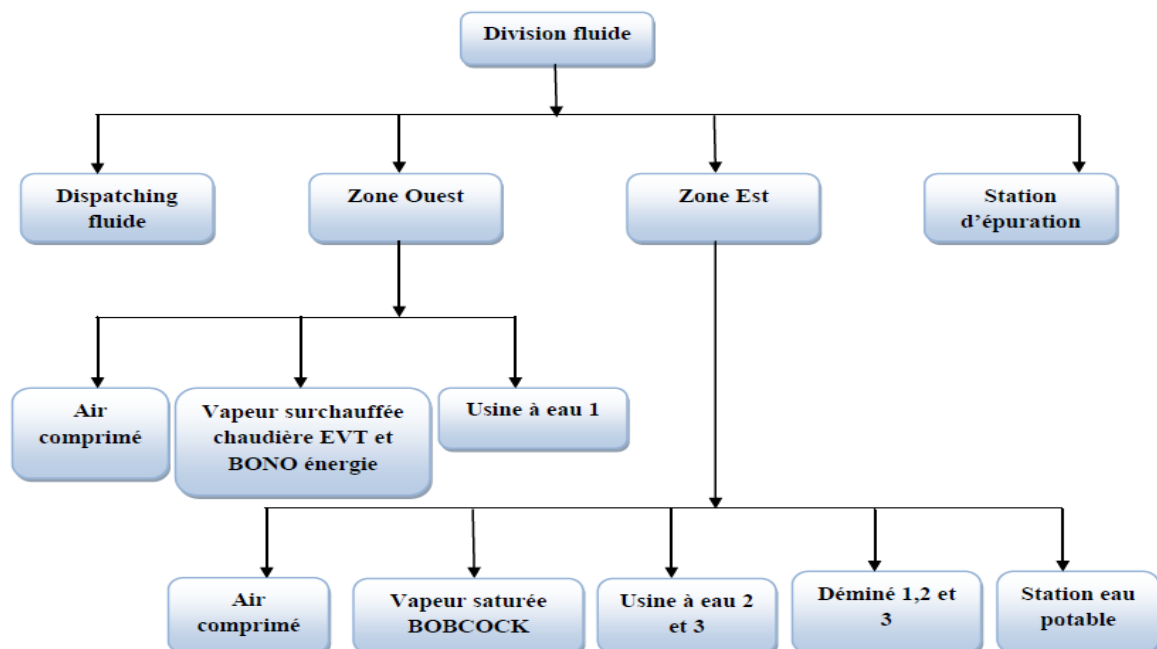


Figure I.4 Organisation de la division fluide

I.7.2. Production de l'eau industrielle

Le processus de convection de l'eau brute en eau industrielle est comme suit :

➤ ***Eau brute***

Le réseau d'eau qui alimente l'usine provient du barrage de CHAFIA à travers la station de pompage qui se trouve à SIDI AMAR, cette dernière alimente l'usine gravitaire avec des conduites de 1050mm et une pression de 4 bars et un débit de 2000m³/ h.

➤ ***Arrivée d'eau***

L'eau arrive dans cette conduite provenant de la réserve privée du complexe qu'on a vu précédemment. La pression dans l'arrivée est régulée dans la *salle de pompage EB*.

L'eau qui arrive dans cette conduite arrive avec une grande pression donc elle se dirige directement dans un bassin amortissant appelé aussi *le brise charge*. Le rôle de ce dernier est de casser les grandes charges d'eau qui arrive du barrage et essayer de les freiner, et aussi l'injection des produits chimiques comme lait de chaux Ca (OH)₂ chlorure ferrique (FeCl₃), polymère (Sp6).

➤ ***Coagulation et floculation***

L'eau brute contient des particules extrêmement fines. Ces particules peuvent rester en suspension dans l'eau durant de très longues périodes ; c'est la raison pour laquelle il est nécessaire d'ajouter à l'eau traitée un électrolyte permettant de neutraliser les charges négatives qui sont à l'origine du maintien des suspensions stables. On utilise généralement des sels d'un métal trivalent ; Fe³⁺ ou Al³⁺. La coagulation se déroule en deux étapes successives :

- Décharger les colloïdes généralement électronégatifs présents dans l'eau.
- Favoriser l'agglomération des particules en floes plus volumineux et accélérer leurs chutes [4].

✓ **Les coagulants :**

Sont des produits liquides utilisés principalement pour le traitement des eaux de circulation. L'ajout d'un réactif coagulant à une eau brute permet de déstabiliser les particules colloïdales en suspension dans l'eau, à l'aide de produits chimiques comme le chlorure ferrique (FeCl₃).

✓ **Les flocculants :**

Sont des produits liquides qui permettent de faciliter le contact entre les particules préalablement déstabilisées, déchargées par la coagulation. L'agitation du fluide provoque l'agglomération des pigments comme le polymère (Sp6).

➤ **Décarbonatation à la chaux :**

La décarbonatation à la chaux est un traitement de précipitation qui a pour effet de réduire la dureté temporaire d'une eau qui est due à la présence des bicarbonates de calcium Ca(HCO₃)₂ et de magnésium Mg(HCO₃)₂[5].

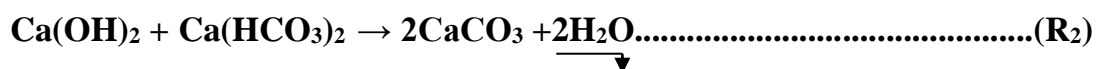
La chaux employée sous forme de lait de chaux Ca(OH)₂ précipite les bicarbonates de calcium et de magnésium sous forme de cristaux (petits grains fins).

Les réactions de décarbonatation sont les suivantes :

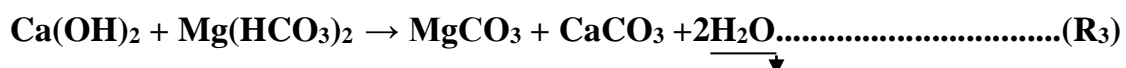
*En premier temps, l'eau contient du CO₂ ; celui-ci réagit le premier sur la chaux pour former de l'hydrogencarbonate de calcium :



* Par conséquent, une augmentation du TAC et de TCa²⁺ favorise la précipitation du CaCO₃, selon la réaction :



*Si TCa²⁺ < TAC, on obtient la réaction suivante :



*Un excès de chaux conduira à la réaction :



Il suffit de retirer les petits grains contenus dans l'eau pour avoir une eau partiellement épurée[6].

Après avoir été stagné l'eau passe dans le décanteur à travers une conduite souterraine pour purifier l'eau des particules, dans le but d'avoir une eau industrielle de très bonne qualité.

➤ *Décantation*

La décantation est une opération de séparation mécanique, par différence de gravité de phases non-miscibles dont l'une au moins est liquide. On peut séparer les phases liquides, une phase solide en suspension dans une phase liquide.

Donc, on utilise ce bassin circulaire qu'on appelle le décanteur qui possède un bras pivotant, et ayant un fond conique comme on peut la voir sur la figure I.8. Le bras rotatif est muni d'un racleur qui pousse la boue dans le cône positionné au fond c'est là où se passe la floculation ou on sépare l'eau traitée de la boue qui s'échappe d'une autre conduite.

Après avoir été traitée l'eau déborde dans ce canal qui va suivre un autre traitement pour être mieux filtrée et de bonne qualité possible.

➤ *Filtration par sable*

La filtration lente est une méthode d'épuration biologique qui consiste à faire passer l'eau a traité à travers un lit de matériau filtrant à une vitesse de 0,1 à 0,2m/h. Le matériau filtrant le plus approprié est le sable. Au cours de ce passage, la qualité de l'eau s'améliore considérablement par la diminution du nombre de micro-organismes (bactéries, virus, kystes), par l'élimination de matières en suspension et colloïdales et par des changements dans sa composition chimique. A la surface du lit se forme une mince couche appelée « membrane biologique ». Cette mince couche superficielle est essentielle, car c'est là que le processus d'épuration se déroule.

Donc, l'eau qui déborde du décanteur et se dirige vers les bassins. Au fond du bassin se trouve des filtres et au-dessus du sable où va se faire la filtration de l'eau. On obtient à la fin une eau industrielle [5].

Après la filtration au sable, l'eau filtrée se dirige vers la salle de traitement des eaux. Cette salle contient des bâches à eau souterraine ou l'eau industrielle est stockée puis sort des bassins à sable.

Il y'a différentes pompes chacune a un rôle bien précis, dont, on cite les pompes de lavage qui servent à laver les filtres.

Dans le schéma ci-dessous on résume les procédés de traitement :

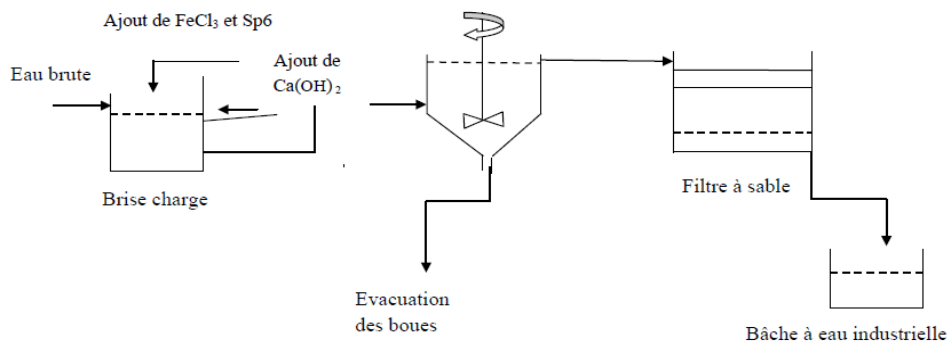


Schéma 1.5 Principe de la production de l'eau industrielle au niveau de l'usine à eau.

• Utilisation de l'eau industrielle

L'eau industrielle est utilisée essentiellement pour le refroidissement de certains mécanismes où la température est moins importante, à titre d'exemple on cite :

- Le refroidissement des machines à coulée continue et des billettes.
- Le refroidissement, l'épuration des gaz (CO, CO₂) et les poussières (calamines et graphites) des convertisseurs ;
- Le refroidissement des échangeurs, des paliers presse-étoupes des pompes, des moteurs et divers[7].

I.7.3. Production de l'eau déminéralisée

La présence d'une forte concentration en minéraux dans une eau conduira dans certaines conditions à des phénomènes de précipitation et donc à l'apparition de dépôt. En particulier, pour éviter la formation de tartre, le constructeur procède alors aux traitements de déminéralisation à l'aide d'une filtration par **Osmose Inverse** ; qu'est un système de filtration à haute pression qui ne laisse passer que les molécules d'eau. Ce système ingénieux va nous permettre de gagner beaucoup de temps et déminéraliser beaucoup plus l'eau qui va être de meilleure qualité. Mais il faut un

prétraitement avant la déminéralisation par le système ultrafiltration pour élimination : des microorganismes, turbidité.

- **Utilisation de l'eau déminéralisée**

L'eau déminéralisée est destinée spécialement pour l'alimentation de la chaudière pour le refroidissement si la température est assez élevée pour éviter le phénomène d'entartrage et de corrosion, à titre d'exemple : Les lances, les puits de lance, les goulottes d'addition et les lingotières.

Elle est aussi utilisée pour le refroidissement des systèmes de captation des gaz et des poussières des convertisseurs (jupe, hotte mobile, hotte fixe)[5].

II.1. Introduction

Une **cokerie** est une usine réalisant la synthèse de coke et de gaz manufacturé à partir de charbon par un procédé de distillation à sec.

Les composants volatils du charbon pyrolyse, libérés par chauffage à une température comprise entre 900 °C et 1 400 °C sont généralement aspirés et récupérés ; mais il existe aussi des cokeries où les composants libérés sont brûlés : on parle dans ce cas de procédé de récupération de chaleur . Il se forme alors à la surface du coke obtenu une couche de cendres.

Le dégazage du charbon confère au coke une porosité très recherchée. Les gaz sont décomposé par condensation fractionnée en goudrons d'hydrocarbure, acide, ammoniac, naphtalène, benzol et gaz de coke : ces produits sont ensuite purifiés dans d'autres réacteurs chimiques.



Figure II.1-Schema d'une cokerie.

II.2. Fours à coke

Il s'agit de batteries à cellules, chaque batterie comprend 20 à 40 cellules. Les cellules sont des tranches parallélépipédiques verticales d'épaisseur horizontale faible devant les deux autres dimensions, chauffées par combustion de gaz de cokerie (principalement CO et H₂) et/ou de gaz du gueulard provenant du haut fourneau suivant la disponibilité de l'usine. Ces cellules sont connectées à un réseau de tuyauteries destiné à recueillir les gaz émis par la cokéfaction. L'énergie thermique des

fumées à leur sortie est récupérée en les faisant passer dans des régénérateurs. L'énergie récupérée permet le préchauffage de l'air et du gaz combustible nécessaires à la combustion. Après chargement des batteries, les portes sont hermétiquement fermées, puis la charge est progressivement chauffée par passage de fumées chaudes dans les carneaux qui enveloppent chaque cellule. La durée du processus est de 15 à 20 heures (voire 24 heures) suivant la largeur des cellules et la quantité de coke produite.

II.3. La tour d'extinction

Le refroidissement est fait par arrosage avec de l'eau dans la tour d'extinction humide. Le coke incandescent à 1000°C, est chargé dans des wagons à coke et amené sous la tour d'extinction humide où il subit une aspersion par quelques tonnes d'eau. Le coke est alors "éteint", une partie de l'eau se vaporise et va s'échapper par la tour. Après égouttage, le coke est déversé sur le quai à coke puis criblé.

II.4. L'installation de traitement du gaz

A la sortie du four, le gaz est chargé en goudrons, huiles légères, ammoniac, naphthalène, sulfure d'hydrogène et acide cyanhydrique. Pour pouvoir l'utiliser comme combustible, le gaz doit subir une étape importante d'épuration. Il subit un traitement spécial en passant successivement dans différentes tours pour séparer les goudrons et les suspensions par une solution aqueuse.

II.5. Le haut fourneau

II.5.1. Généralité

Le haut fourneau est considéré comme l'un des réacteurs industriels les plus complexes. Sa principale fonction est la production de la fonte, alliage de fer saturé en carbone. Ses dimensions varient entre 1 et 14 m de diamètre au creuset et peuvent atteindre jusqu'à 90 m de hauteur, en fonction de la production recherchée qui peut aller jusqu'à 9000 tonnes par jour pour les fourneaux les plus productifs. On compte à peu près 1500 hauts fourneaux dans le monde.

La **figure II.2** montre une vue réelle d'un haut fourneau et un schéma des différentes parties qui le composent. [6]



Figure II.2- Photo panoramique d'une coulée au haut fourneau

II.5.2. Zones principales

On identifie cinq zones principales dans le haut fourneau :

- **Le gueulard :**

Partie haute du four, par où sont chargés les solides et évacués les gaz.

- **La cuve :** Partie qui a la forme d'un cône évasé vers le bas. Cette forme géométrique favorise l'écoulement de la charge solide et dans une certaine mesure contribue à la réduction de la charge (en faisant converger les gaz, lors de leur ascension, sur un volume rétrécissant) dès son introduction dans le fourneau.

- **Le ventre:** Partie intermédiaire entre la cuve et les étalages. L'état des matières (solides ou liquides) et les phénomènes physicochimiques diffèrent grandement à ce niveau selon la position radiale.

- **Les étalages :** Région où les oxydes de fer non encore complètement réduits entrent en fusion (représentée par la zone de fusion dans le schéma). Contrairement à la cuve, cette zone a la forme d'un tronc de cône inversé. Cette forme favorise la régularisation de la descente de la charge et son acheminement vers la zone des tuyères

et aussi la distribution du gaz vers la partie supérieure en améliorant l'efficacité de réduction.

- **Le creuset** : Zone où s'accumulent les liquides (fonte et laitier) avant d'être extraits (trou de coulée). La charge minérale et le coke sont introduits via un système de distribution qui permet une alternance des couches. Cette répartition est nécessaire pour assurer une bonne marche du haut fourneau. D'une part, elle assure une bonne perméabilité permettant aux gaz de circuler même en présence de liquides. D'autre part, elle assure grâce au coke le maintien des conditions réductrices dans le lit. Lorsque le monoxyde de carbone réagit avec les oxydes de fer d'une couche, le CO_2 produit réagit à son tour avec le carbone du coke situé dans la couche supérieure dans le domaine de températures supérieures à 1000°C , pour régénérer du monoxyde de carbone, par la réaction de Boudouard qui réduit ensuite la charge de la couche supérieure.

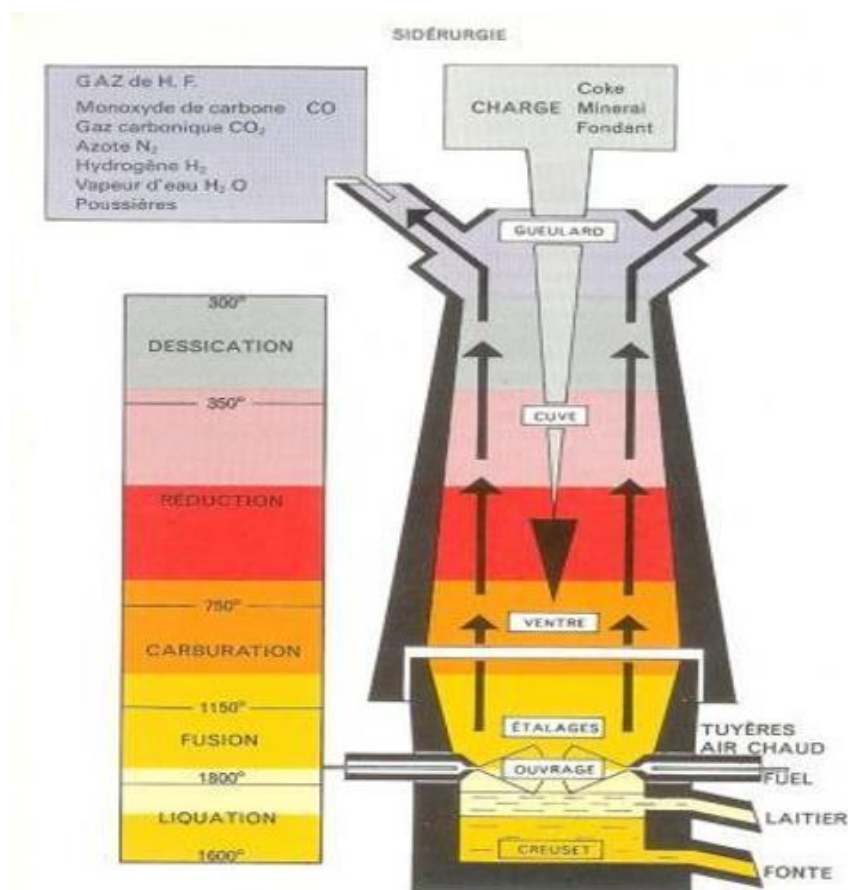


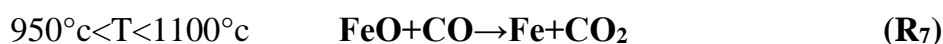
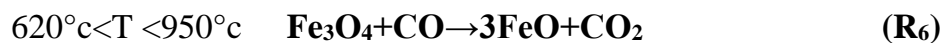
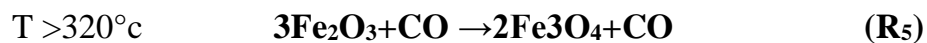
Figure II.3- Schéma d'ensemble d'un haut fourneau

II.5.3. Description physico-chimique du haut fourneau

Dans ce qui suit, on ne donnera qu'une description brève des réactions les plus importantes. Pour une description plus exhaustive, mentionnant notamment l'ensemble des réactions chimiques. Au cours de sa descente la charge de ferrifère est réduite par le gaz réducteur chaud issu de la combustion du coke au niveau des tuyères. A son introduction, le minerai de fer ou l'aggloméré (minerai prétraité à l'agglomération) est composé principalement d'hématite, mais aussi parfois de magnétite et de wüstite, en plus des impuretés de la gangue. En reprenant la même division des zones du haut fourneau que sur la **Figure II.3**, on peut passer en revue les principales réactions chimiques selon les zones.

La zone sèche (ou cuve) est le siège de la réduction des oxydes de fer par CO et accessoirement H₂, Au niveau de la partie supérieure de cette zone, l'hématite est réduite en magnétite qui est ensuite réduite en wüstite.[7]

Compte-tenu du profil de température dans le haut fourneau, ces réactions interviennent successivement dans des zones de température croissante :



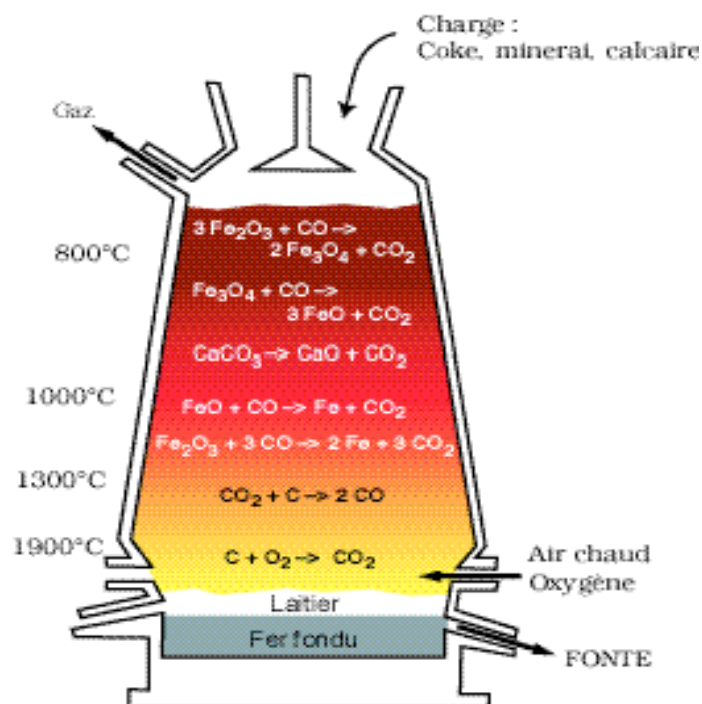
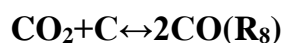


Figure II.4- Schéma récapitulatif des réactions d'oxydation

Pour simplifier, nous avons considéré ici la wüstite sous la forme FeO, en réalité il s'agit d'un oxyde non stœchiométrique Fe_{0.947}. Dans la partie supérieure de la cuve, aux températures inférieures à 950°C, où il n'y a pas de régénération de CO₂, la réduction se fait par un gaz CO/CO₂, dont le pouvoir réducteur diminue au fur et à mesure que le gaz s'élève dans la cuve. La réduction de FeO se poursuit jusqu'à l'équilibre avec le gaz à une température d'environ 950°C. La zone dans laquelle il n'y a plus de réduction de FeO est appelée zone de réserve chimique. Elle est contenue dans une zone plus large définie par une température constante (950°C), appelée zone de réserve thermique. Au niveau de la partie inférieure de la zone sèche, en plus de la réduction de la wüstite en fer, se produit la régénération du gaz réducteur selon la réaction de Boudouard (R₈).



C'est une réaction réversible, qui a lieu dans le sens direct aux hautes températures, très endothermique qui détermine et limite la température de la zone de réserve thermique.

II.5.4. Besoins en vent du haut fourneau

Le vent humide soufflé aux tuyères est intégralement utilisé pour brûler le carbone du coke et des combustibles auxiliaires éventuellement injectés et produire le gaz primaire composé de CO, N₂, H₂ et l'énergie thermique nécessaire aux diverses réactions, à l'échauffement et à la fusion de la charge.

Le coke brûle dans la cavité, située face à la tuyère en produisant un gaz à une température de l'ordre de 2 000 à 2 200 °C, dite température adiabatique de flamme (**TAF**), qui est un des paramètres importants de la marche du haut fourneau. La **TAF** étant fonction de la quantité d'énergie thermique libérée dans la cavité, la température du vent est donc le principal moyen de réglage de cette température.

Dans la marche avec injection de combustible auxiliaire aux tuyères, il faut compenser l'effet refroidissant de l'injection (*chaleur de cracking*), d'où l'intérêt des hautes températures (1 250 à 1 350 °C).

Le débit du vent dépend de la production et de la mise au mille de combustibles. En fait, c'est le débit de vent qui est fixé et la production dépend du réglage du haut fourneau.

L'apport thermique du vent représente environ 8 % du bilan thermique global. Cette énergie provenant principalement de la combustion du gaz de haut fourneau est la moins chère de toutes [8].

II.5.5. Nécessité de l'épuration

Les poussières sont plus ou moins entraînées par le gaz selon leur densité, leur granulométrie et la vitesse du gaz. L'envol varie donc selon les conditions de marche du haut fourneau et la qualité des matières.

Il se situe habituellement dans la fourchette de 8 à 15 kg de poussières par tonne de fonte, ce qui correspond, à peu près, à une concentration de 5 à 10 g/Nm³ de gaz (volume mesuré dans les conditions normales de température, 0°C, et de pression, 1,013 x 10⁵ Pa).

Le gaz, qui contient du monoxyde de carbone et de l'hydrogène, a un pouvoir calorifique faible ($3\,000\text{ kJ/Nm}^3$) mais représente une fraction significative (30%) du bilan thermique de l'appareil. Ce gaz est donc récupéré pour être valorisé comme combustible, ce qui suppose une propreté suffisante pour le consommateur. On demande donc habituellement en sortie d'épuration une teneur en poussières au plus égale à 10 mg/Nm^3 et le plus souvent inférieure à 5 mg/Nm^3 .

II.5.5.1- Epuration sèche

Amené au pied du haut fourneau par de grosses conduites, le gaz subit une première étape d'épuration dans des séparateurs statiques. En effet, la pression, la température et la teneur en poussières du gaz pouvant fluctuer très rapidement, des technologies simples et robustes sont nécessaires : les pots à poussière et les cyclones sont utilisés. Ces derniers peuvent retirer jusqu'à 85% des poussières.

Les équipements sont directement connectés au gueulard. Ils est donc protégés des surpressions catastrophiques (généralement dues à des instabilités qui, en sur chauffant le gaz, le dilatent) par des soupapes de sécurité situées au plus haut du haut fourneau. [9].

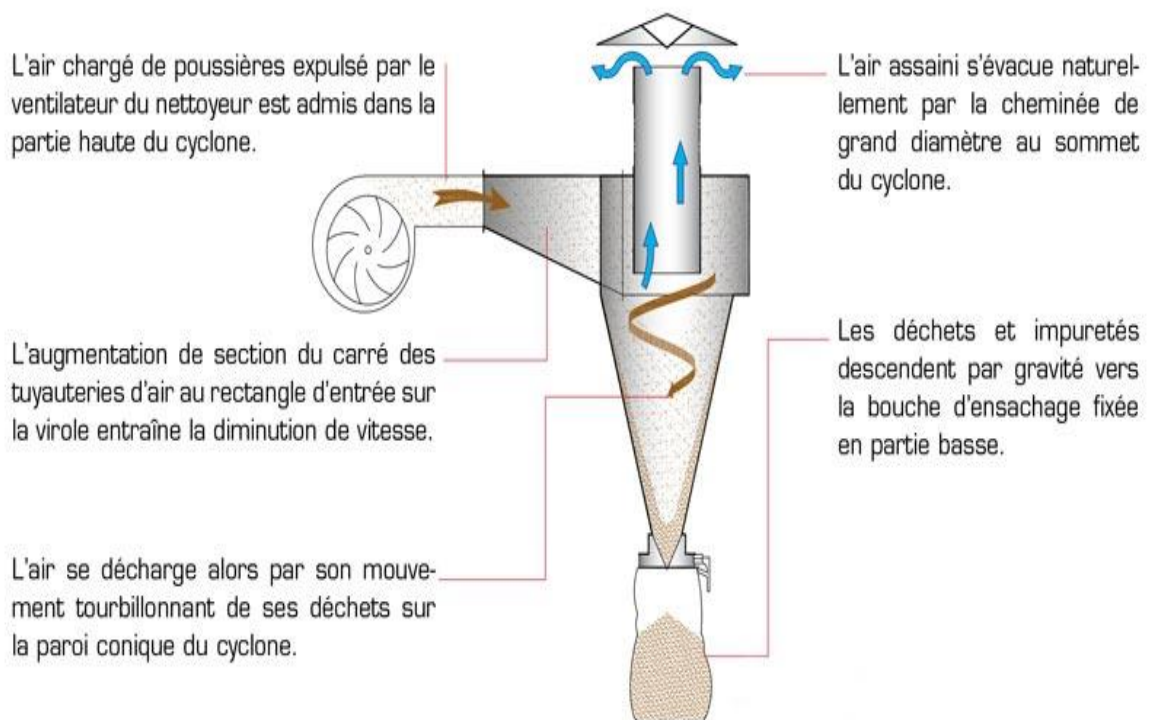


Figure II.5- pot a poussière

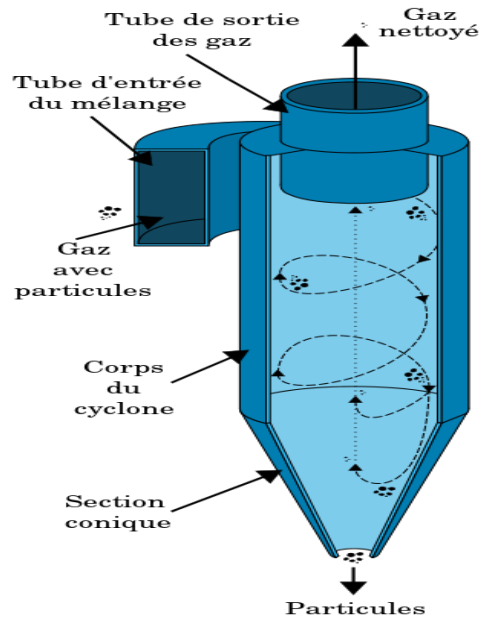


Figure II.6- Schéma simplifié d'un cyclone

II.5.5.2- Epuration humide ou secondaire

Le gaz semi-épuré est ensuite traité dans l'épuration secondaire qui cumule 3 rôles :

- ✓ Nettoyer le gaz jusqu'à ce qu'il contienne moins de 10 mg/Nm^3 de poussière, de manière que sa combustion n'encrasse pas les appareils (notamment les cowpers) qui l'utilisent ;
- ✓ Réguler la pression au gueulard (de 0,25 à 2,5 bar), en ouvrant plus ou moins un obturateur de régulation (tube Venturi réglable, vanne ou soupape).
- ✓ Refroidir le gaz, surtout en cas de montée inopinée de sa température.

Ces trois fonctions peuvent être réalisées simultanément dans un laveur humide, dispositif pulvérisant de l'eau au moment où le gaz est décomprimé. Cette technologie s'est généralisée avec les hauts fourneaux travaillant à haute pression de gueulard.

Lorsque le gaz passe par une étape d'épuration humide, il est non seulement saturé en vapeur d'eau mais contient aussi des gouttelettes que les dévésiculateurs installés en sortie d'épuration humide maintiennent sous 5 g/Nm . [10]

III.1. Introduction

Les processus de séparations jouent un rôle important dans la plupart des procédés de fabrication de produits chimiques. Les jets de réacteurs chimiques contiennent souvent un certain nombre de composants; certains de ces composants doivent être séparés des autres composants pour la vente comme un produit final, ou pour une utilisation dans un autre processus de fabrication. Un exemple courant d'un processus de séparation est l'absorption des gaz, ce qui est normalement utilisé pour supprimer un élément dilué dans un mélange gazeux. Les techniques d'absorption sont appliquées depuis très longtemps dans de nombreux procédés industriels : séparation ou purification de gaz, traitement des liquides, réactions gaz- liquide et fabrications chimiques diverses.

III.2. Généralités sur l'absorption

L'absorption est une opération unitaire de génie des procédés caractérisée par un transfert de matière d'une phase à une autre. Parfois ce transfert de matière est accompagné d'un transfert de chaleur. L'absorption met en jeu des échanges de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide de nature chimique différente, (un ou plusieurs constituants de la phase gazeuse passent en phase liquide). Cette opération est principalement utilisée pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant présent dans un mélange gazeux.

Cette opération présente certaines analogies, en ce qui concerne la nature des processus et de l'appareillage utilisé, avec d'autres opérations de transfert de matière telles que les extractions et la distillation. Les opérations ont pour caractéristique commune que le transfert du soluté d'une phase à l'autre a lieu par des phénomènes de diffusion exigeant un bon contact entre les phases. Dans l'absorption, les gaz diffusent principalement dans le sens gaz-liquide et très peu dans le sens inverse.

L'absorption est uniquement physique lorsque le soluté ne réagit pas avec des constituants de la phase liquide. Afin d'augmenter le transfert du composé de la phase gazeuse vers la phase liquide, une réaction chimique phase liquide peut également être mise en œuvre.

Le but du procédé d'absorption est de transférer le soluté contenu dans un gaz vers un

solvant liquide. Il s'agit, soit de purifier un gaz de certains constituants indésirables, soit de récupérer un gaz désiré du mélange.

Le contact est réalisé dans une colonne à plateaux ou à garnissage, appelé absorbeur. Le solvant pauvre est introduit en tête de colonne et descend à contre courant du gaz riche qui remonte la colonne [11].

III.3. Les termes de phénomène d'absorption

Les termes de phénomène d'absorption sont:

- **Le soluté ou absorbat** : est le gaz (ou la vapeur) contenu dans le gaz porteur, que l'on doit extraire par dissolution dans le liquide.
- **Le diluant ou inerte** : est le gaz (ou vapeur) mélangé au soluté. Il est souvent insoluble ou peu soluble dans le solvant.
- **Gaz riche** : le mélange gazeux entrant gaz vecteur –soluté.
- **Gaz pauvre(épuisé)**:le gaz sortant, dépourvu plus ou moins complètement du soluté.
- **L'absorbant ou solvant** : est le liquide destiné à dissoudre le soluté.
- **La solution riche** : est le liquide obtenu par dissolution du soluté dans le solvant [12].

III.4. Les types d'absorption

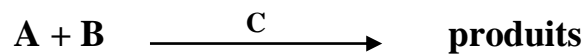
On peut définir deux types d'absorption " physique et chimique" :

❖ L'absorption chimique

Elle correspond à la dissolution d'un soluté dans un liquide avec formation d'un composé chimique plus ou moins stable.

Généralement les procédés industriels d'épuration d'effluents liquide et gazeux, mettent souvent en œuvre une réaction chimique en phase liquide. Si on considère un système gaz- liquide contenant un gaz absorbé A qui réagit de façon réversible ou irréversible avec un réactif B dissous dans le liquide. Le composé A est transféré de la

phase gaz vers la phase liquide où il se dissout et réagit avec B, en présence du catalyseur C.



❖ L'absorption physique

Lors de l'absorption gaz-liquide sans réaction chimique, le soluté est transféré à travers l'interface de la phase gazeuse vers la phase liquide, puis dissolution dans la phase liquide, sans donner lieu à une réaction chimique. Dans ce type d'opération le constituant absorbé ne réagit pas avec le solvant. La concentration à l'équilibre du constituant absorbé dépend fortement de la pression partielle dans la phase gazeuse [12].

III.5. Les absorbeurs

Selon le système considéré, notamment en fonction des vitesses caractéristiques de transfert, de transport ou de réaction, l'absorbeur devra être choisi soit en fonction de ses performances du point de vue transfert de matière soit en fonction du volume de liquide mis en jeu. En conséquence, les absorbeurs utilisés dans l'industrie ont des formes très diverses:

- réacteurs tubulaires à bulles, à gouttes, à film tombant, à garnissage, à plateaux.
- réacteurs à cuve agitée mécaniquement.
- réacteurs du type jets ou venturis.

Les différents types d'absorbeurs gaz-liquide utilisés industriellement sont classés en fonction de la rétention en liquide (volume du liquide par unité de volume de l'absorbeur):

- **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.

L'absorption est réalisée dans ces absorbeurs, le plus souvent, à contre courant (étages multiples ou à contact continu), par introduction du gaz à la base et du solvant à la

partie supérieure, le gaz diluant étant recueilli en tête tandis que la solution est soutirée à la partie inférieure[13].

III.6. But et performances des absorbeurs

Les absorbeurs ont tous pour but de réaliser le meilleur échange de matière entre une phase liquide et une phase gazeuse en contact. Ils doivent donc être équipés de dispositifs internes qui, d'une part, favorisent la dispersion de la phase gazeuse dans la phase liquide, plus particulièrement provoquent la plus grande surface d'aire interracciale, et d'autre part, permettent la séparation de la phase gazeuse et de la phase liquide.

Les performances globales des absorbeurs, rendement et sélectivité, dépendent des phénomènes mis en jeu, à savoir :

- les équilibres thermodynamiques à l'interface (solubilités).
- les lois de transport dans les phases (diffusivités).
- les lois de transfert au voisinage des interfaces (coefficients de transfert, aires interfaciales).
- Les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres de réactions) [6].

III.7.Types d'absorbeurs

Il existe plusieurs types de contacteur gaz-liquide. Les absorbeurs les plus couramment utilisés sont les colonnes à bulles, les colonnes à garnissage, fonctionnant à contre-courant et les colonnes à plateaux [9].

III.7.1.Colonnes à plateaux

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

Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la

dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette Phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

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

Le passage du gaz se fait de plateau à plateau par des orifices dont la taille et la forme peuvent être très variables. Le liquide passe le plus souvent de plateau à un plateau par des conduites de descente à déversoirs (down-corners) situées le long de la paroi de la colonne, parfois aussi au centre pour des colonnes de très grand diamètre.

Les plateaux peuvent être classés en deux grandes catégories :

- les plateaux à courants croisés (**Figure III.1**).
- les plateaux à contre-courant.

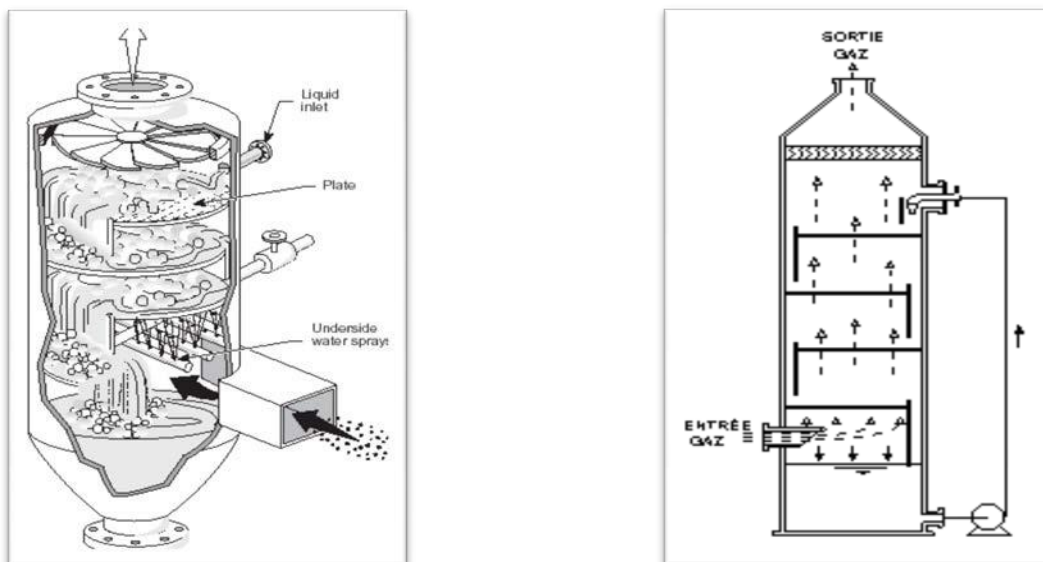


Figure III.1- Colonnes à plateaux

III.7.1.1- Les plateaux à courants croisés

a) Principe de fonctionnement

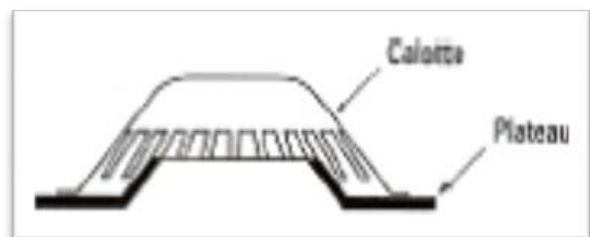
Dans les colonnes à plateaux à courants croisés, la phase gazeuse ascendante traverse le liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Un barrage de sortie maintient sur le plateau une couche de liquide, qui s'écoule par gravité d'un plateau à l'autre, par une conduite.

La perte de charge sur un plateau est le résultat de :

- la perte de charge du gaz au travers des trous du plateau
- la hauteur de liquide sur le plateau
- l'aération du liquide.

b) Différents types de plateaux à courants croisés

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



- Plateaux à calottes

Figure III.2- Plateaux à calottes

- Plateaux perforés



Figure III.3- Plateaux perforés

- Plateaux à tunnels.

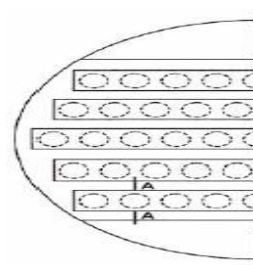
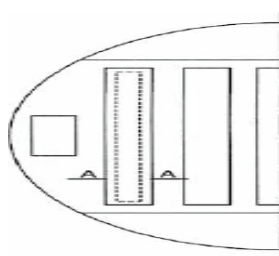
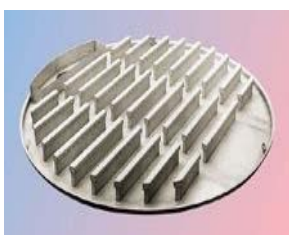


Figure III.4- Plateaux à tunnels**c) avantages et inconvénients des plateaux a courants croises**

Les plateaux à courants croisés sont plus souvent utilisés que les plateaux à contrecourant, car l'efficacité de transfert de la matière est meilleure et ils ont une plus grande échelle de fonctionnement. Ils peuvent fonctionner avec des débits de liquide très faibles.

Un des inconvénients de ce type de colonnes est la réduction de la surface de contact, de la surface d'échange entre les deux phases qui est due à la présence des trop-pleins. Les trop-pleins doivent en effet être suffisamment grand pour assurer un bon écoulement du liquide des plateaux supérieurs aux plateaux inférieurs. De plus, du gaz peut passer par ce trop plein.

III.7.1.2- Les plateaux à contre-courant**a) Description**

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

- zone implantée d'orifices pour permettre l'écoulement du gaz et du liquide;
- zone périphérique.

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

Les colonnes à contre-courant sont généralement équipées de plateaux :

- Perforés sans déversoir.
- Turbo grid.

b) Types de plateaux à contre-courant**• Plateaux perforés sans déversoir**

Dans le cas des plateaux perforés sans déversoirs, les trous sont plus grands que dans les plateaux avec déversoir, car le liquide passe par les mêmes orifices que le gaz.

• Plateaux Turbo grid

Ce type de plateau a été inventé par Shell. Son principe, est le suivant : des barreaux égaux, parallèles et équidistants, de section rectangulaire forment un plancher ajouré horizontal.

Ce plateau a le gros avantage de pouvoir être construit en matériau quelconque. Il ne peut fonctionner que dans une zone étroite des débits. son fonctionnement est semblable à celui des plateaux perforés sans déversoir.

c) Avantages/inconvénients des plateaux à contre-courant

Les avantages des plateaux à contre-courant sont leur faible coût, leur simplicité et leur résistance à l'encrassement. La faible rétention du liquide est également un avantage pour les opérations discontinues. Leur principal inconvénient est leur manque de souplesse. [10].

III.7.1.3- Domaine d'application

Les colonnes à plateau sont utilisées pour :

- des opérations de distillation
- des opérations d'absorption sans réaction chimique ou impliquant des réactions chimiques ayant une vitesse moyenne.[10]

III.7.1.4-Avantages et inconvénients des colonnes à plateaux

Chaque plateau peut être muni d'un serpentin et d'un échangeur de chaleur qui permet de récupérer les calories dégagées pendant l'absorption

- Elle offre une assez grande efficacité d'absorption (la rétention du liquide est moyenne mais la surface de contact entre les deux phases est importante.
- Elles sont plus économiques par rapport à la colonne à garnissage pour les processus nécessitant un débit de liquide important.
- Si des particules solides sont présentes dans le liquide, il sera préférable de choisir des colonnes à plateaux et particulièrement les plateaux perforés qui sont plus facile à entretenir.
- Généralement, les colonnes à plateaux sont conseillées pour les absorptions au cours desquelles le transfert de la matière est limité par la résistance de la phase

liquide;

- Pour les systèmes corrosifs, la construction de plateaux fera appel à des métaux résistants à la corrosion, généralement coûteux. [10].

III.7.2. Colonnes à garnissage

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

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

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (zone de mouillage) (**Figure II.4**).

Au fil des années, les types de garnissages proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on en trouve une grande variété. On distingue trois grandes classes :

- Les garnissages disposés en vrac .
- Les garnissages ordonnés ou structurés.
- Les garnissages superposés (**Figure II.5**) [7].

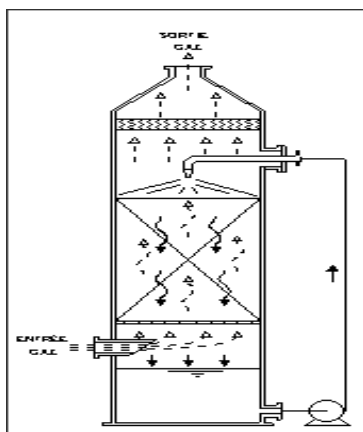


Figure III.5- Colonne à garnissage

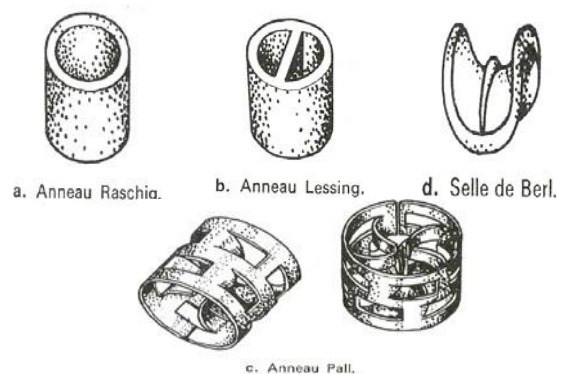


Figure III.6- Garnissages disposés en vrac

III.7.3.Colonne à bulle

Il s'agit d'appareillages remplis de liquide alimentés par du gaz au niveau de la partie basse. Le gaz est dispersé à l'état de bulles et engendre une agitation plus ou moins importante de la phase liquide. D'une manière générale, le rapport hauteur diamètre est supérieur à 1. Les injections du gaz se font par des tubes perforés, par des plateaux perforés et plus rarement par des plaques frittées. Les vitesses superficielles sont variables, mais s'échelonnent normalement entre 1 et 30 cm/s. [7]

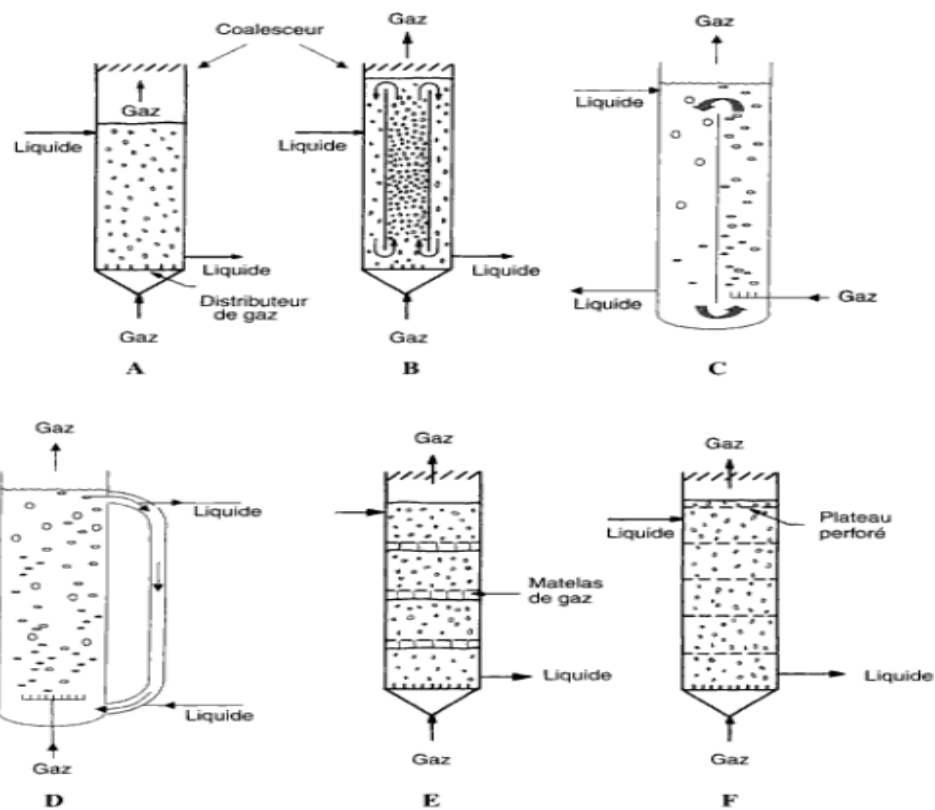


Figure III.7-Colonnes à bulle

III.8. Différents types de solvants

Du point de vue action sur le soluté, on distingue trois grandes familles de solvants :

➤ Solvants chimiques

Ces solvants réagissent chimiquement avec le soluté par des réactions équilibrées. Ces réactions d'absorption sont favorisées par une forte pression et une basse température, le solvant pouvant ensuite être régénéré en inversant ces conditions. Parmi les solvants

chimiques les plus répandus il faut citer :

- Les solutions aqueuses d'amine.
- Les solutions de carbonate de potassium.
- L'eau.

➤ **Solvants physiques**

Ces solvants permettent l'absorption par dissolution des solutés, sans réaction chimique. Ceci est basé sur la différence de solubilité des solutés qui leurs confère une propriété d'absorption sélective. Ils sont en général employés pour le traitement des gaz de synthèse, mais peu, voire pas du tout, appliqués en raffinerie.

➤ **Solvants mixtes**

Ces solvants sont des mélanges d'un solvant physique et d'un solvant chimique. Le plus connu est le « sulfinol » développé par **SHELL**, qui est un mélange de sulfolane et d'une éthanol-amine (MDEA). L'utilisation des solvants mixtes en raffinerie reste limitée [11].

II.8.1.Critères de sélection d'un solvant chimique

Le but recherché est d'éliminer le CO₂ de gaz naturel, plusieurs choix sont possibles.

Dans ce cas, quelques caractéristiques du solvant sont à prendre en considération :

- le pouvoir solvant ou la solubilité de gaz, afin de disposer d'un taux d'absorption élevé, et ainsi d'utiliser une plus petite quantité de solvant.
- la volatilité, car une pression de vapeur basse est souhaitée pour éviter la perte de solvant avec le gaz saturé.
- la viscosité, puisqu'un solvant moins visqueux est préféré dans le but d'éviter l'engorgement et la chute de pression dans le dispositif de pompage.
- la corrosivité, afin d'éviter des matériaux très chers.
- La régénérabilité et la possibilité de récupération.
- le solvant ne doit pas présenter de risque pour la santé et la sécurité
- être peu cher ou régénérable à faible coût[12].

II.9. Évolution de la solubilité en CO₂ dissous

La solubilité est la concentration massique maximale en CO₂ dissous.

La solubilité en CO₂ dissous sous forme de gaz dans l'eau dépend de la pression et de la température selon la loi de Henry.

Tableau III.1. Evolution de la solubilité en fonction de la température

Température (°C)	Solubilité (g/L)
0	3,346
10	2,318
20	1,688
30	1,257
40	0,973
50	0,761
60	0,576

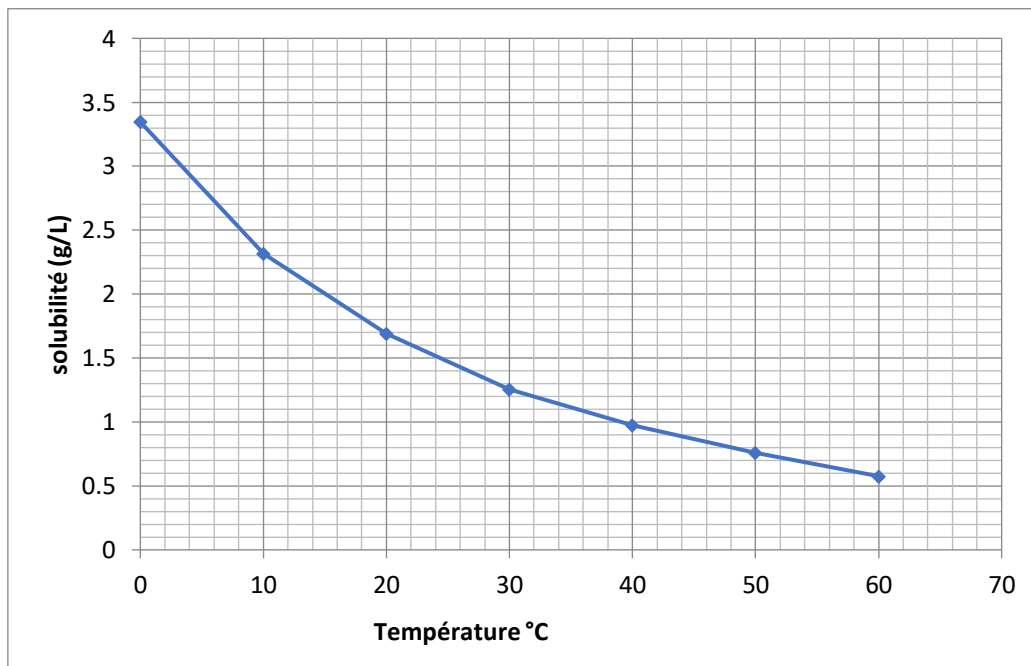


Figure III.8- solubilité du gaz en fonction de la température.

La dissolution du gaz CO_2 dans la solution aqueuse (H_2O) dépend de la température, plus la température est élevée plus la solubilité du gaz diminuera.

IV.1. Introduction

L'absorption est une opération unitaire du génie des procédés caractérisée par le transfert de matière d'une phase à une autre. L'absorption est réalisée dans divers types de réacteur (colonnes à garnissage, à plateaux, à bulles...). Dans ce chapitre on étudie un problème d'absorption du CO_2 par une solution aqueuse qui est H_2O dans une colonne à garnissage et on présente les résultats obtenus.

IV.2. Exposé du problème

On considère un gaz provenant d'une chambre de combustion contenant du gaz de CO_2 . On veut éliminer la majeure partie du gaz CO_2 par un lavage à contre courant dans une colonne à garnissage. Le solvant utilisé est une solution aqueuse H_2O . L'opération a lieu à 40°C , sous la pression atmosphérique. Sachant que la colonne est garnie d'anneau Rashing. On souhaite déterminer le débit réel du solvant pur et le débit massique total.

IV.3. Données relatives au procédé étudié (colonne d'absorption à garnissage)

➤ **Cas de la solution aqueuse H_2O**

Toutes les données nécessaires pour calculer le débit de solution nécessaire à l'absorption de CO_2 sont regroupées dans le **tableaux IV.1**

Tableau IV.1. Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la solution aqueuse H₂O.

Constituants du gaz	Composition l'entrée (%molaire)	Designe	Composition la sortie (%molaire)	Désigne
H ₂	1	60.84	1	73.49
N ₂	3	18.92	3	25.23
CH ₄	2	0.24	2	0.39
CO	5	0.50	5	0.07
CO ₂	15	19.5	13(ppm)	<0.02

Il n'existe pas un débit-mètre pour mesurer le débit de la solution aqueuse a l'entrée de l'absorbeur, alors il faut faire un calcul du débit réel de la solution, donc il faut déterminer l'équation de la droite opératoire ; le débit molaire de la solution ;le débit réel de la solution ; le débit massique de la solution totale a l'entrée de l'absorbeur.

***Données d'équilibre**

L'absorption se fait de manière isobare à une pression de 26,4 bars (eff)

- Débit du gaz total à l'entrée : **5582,282Kmol/h**
- Débit du gaz total à la sortie : **4367,1575Kmol/h.**

Pour calculer le rapport molaire de CO₂ on utilise la loi de **DALTON** :

$$P_{CO2} = y_{CO2} \times P_T \dots\dots\dots(1)$$

y_{CO2} est la fraction molaire du CO₂ dans le gaz de process.

P_{CO2} est la pression partielle du CO₂ dans le gaz de process.

P_T est la pression totale du gaz

Le rapport molaire Y est donné par la relation :

$$Y = \frac{y}{1-y} \dots\dots\dots(2)$$

On aura : $Y = \frac{P_{CO2}}{P_T - P_{CO2}}$

IV.3.1. Détermination de l'équation de la droite opératoire

➤ Bilan de matière au niveau de la colonne d'absorption

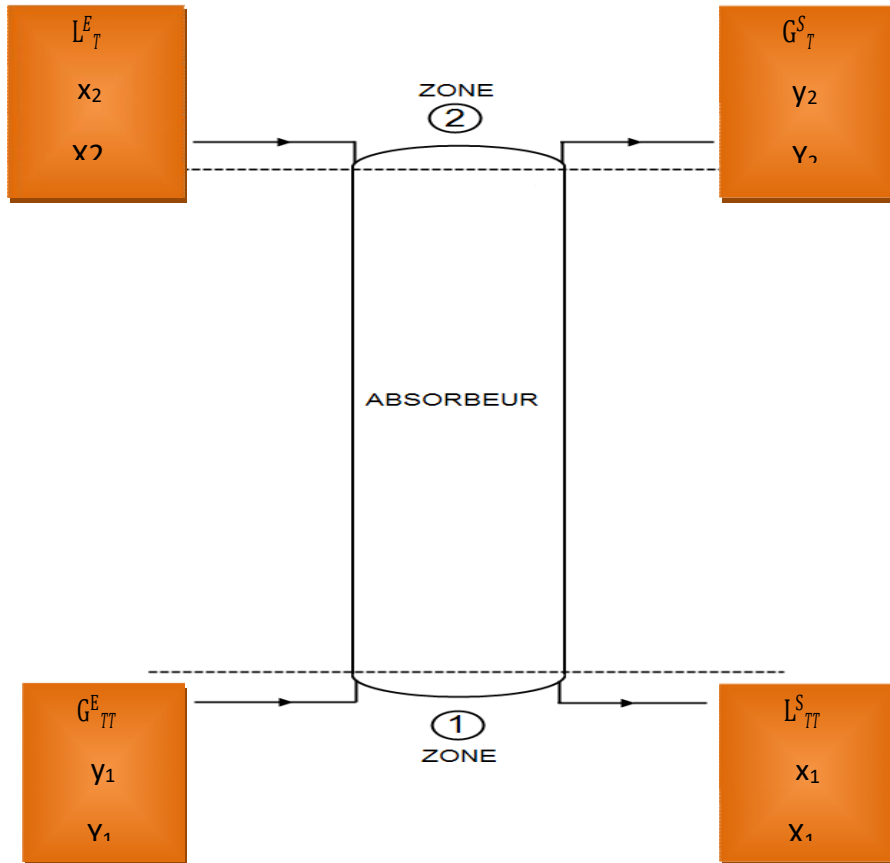


Figure IV.1- Schéma simplifié de l'absorbeur

(Quantité du soluté entrant) = (Quantité du soluté sortant).....(4)

Ce bilan peut être global ou partiel (relatif à un constituant) ; on a donc :

➤ Bilanglobal :

$$G_T^E + L_T^E = G_T^S + L_T^S(5)$$

G_T^E : est le débit molaire total du gaz à l'entrée de la colonne.

G_T^S : est le débit molaire total du gaz à la sortie de la colonne.

L_T^E : est le débit molaire total du liquide à l'entrée de la colonne.

L_T^S : est le débit molaire total du liquide à la sortie de la colonne.

Dans ce cas G_T et L_T peuvent être exprimés en unités de masse par unité de temps ou bien en unité de nombre de moles par unité de temps.

Le bilan partiel pour le soluté CO_2 s'écrit comme suit :

$$G^E_T y_1 + L^E_T x_2 = G^S_T y_2 + L^S_T x_1 \dots \dots \dots (6)$$

y_1 : est la fraction molaire de CO_2 dans le gaz de process à l'entrée.

y_2 : est la fraction molaire de CO_2 dans le gaz de process à la sortie.

x_1 : est la fraction molaire de CO_2 dans le liquide à la sortie.

x_2 : est la fraction molaire de CO_2 dans le liquide à l'entrée.

Si on appelle G_V , le débit molaire du gaz vecteur et L_S le débit molaire du solvant , on aura :

$$G_V = G^E_T (1 - y_1) = G^S_T (1 - y_2)$$

Ce qui donnera :

$$G_V y_1 + L_S x_2 = G_V y_2 + L_S x_1$$

Ainsi on obtient l'équation de la droite opératoire ; elle est donnée par la relation suivante:

$$\frac{L_S}{G_V} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} \dots \dots \dots (7)$$

IV.3.2.Détermination des rapports molaires:

➤ **Rapport molaire Y_1 :**

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} \rightarrow Y_1 = \frac{\frac{15}{100}}{1 - \frac{15}{100}} = 0.1764 \rightarrow$$

$Y_1 = 0.1764$

➤ **Rapport molaire Y_2 :**

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} \rightarrow Y_2 = \frac{0.013/100}{1 - 0.013/100} = 0.00007 \rightarrow$$

$Y_2 = 0.000013$

IV.3.3. Détermination du débit de solvant minimum, L_{Smin}

Pour la détermination du débit de solvant L_{Smin} , on trace une droite qui passe par les points (X_2, Y_2) et (Y_1, X_1^*) où :

- ✓ X_1^* est le point d'intersection de la droite $f(X) = Y_1$ avec la courbe d'équilibre ($H_2O - CO_2$).
- ✓ $X_2 = 0,34$ (rapport molaire du CO_2 dans le solvant recirculé). D'après la (Figure IV.2) on trouve : $X_1^* = 0,76$

Le débit de solvant minimum L_{Smin} peut donc être calculé par :

$$L_{Smin} = G_V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$$

En sachant que :

$$G_V = G_T^E (1 - y_1) = 5582.282 (1 - 0.1764)$$

En aura :

$$G_V = 4597.567455 \text{ kmol/h}$$

Donc L_{Smin} sera :

$$L_{Smin} = 1930.21207 \text{ kmol/h}$$

IV.3.4. Détermination du débit réel de solvant pur L_S

Le débit réel de solvant L_S peut être calculé en utilisant la relation suivante :

$$1.3 L_{Smin} < L_S < 1.5 L_{Smin}$$

On prend : $L_S = 1,4 L_{Smin} \rightarrow L_S = 1.4 (1930.21207) \rightarrow$

$$L_S = 2702.296898 \text{ kmol/h}$$

Connaissant L_S et G_V on pourra alors déterminer le rapport molaire de soluté à la sortie de la colonne :

$$\frac{L_S}{G_V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \rightarrow \bar{(X_1 - X_2)} = (y_1 - y_2) \frac{G_V}{L_S} \rightarrow X_1 = (y_1 - y_2) \frac{G_V}{L_S} + X_2$$

$$X_2 = (0.1764 - 0.000013) \frac{4597,567455}{2702,296898} + 0.34 \text{ on trouve :}$$

$$X_1 = 0.64$$

La droite opératoire passe donc par les points (X_2, Y_2) et (X_1, Y_1)

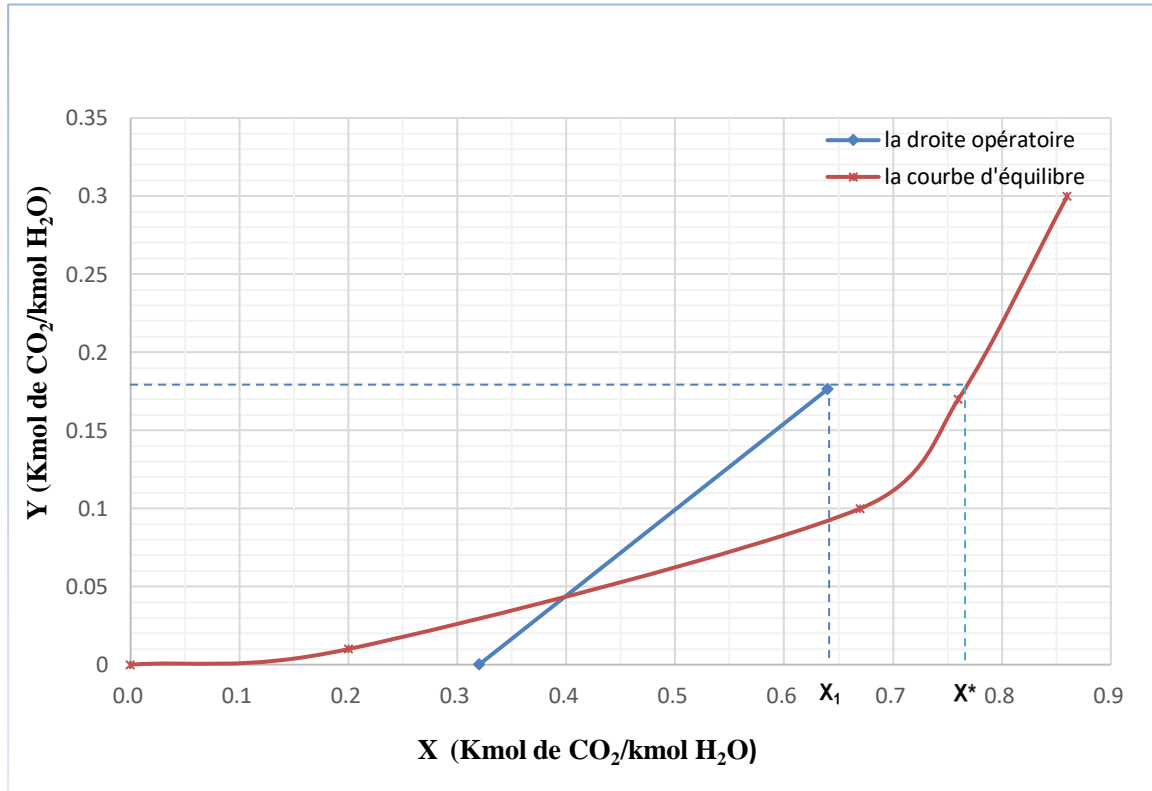


Figure IV.2. courbe d'équilibre et droite opératoire du système H₂O à 34% CO₂

IV.3.5. Calcul du débit réel de la solution H₂O à 34%

$$L_M = \frac{L_S M}{0.34}$$

L_{SM} est le débit massique réel du solvant.

L_M est le débit massique de la solution aqueuse H₂O à 34% (sans soluté).

On a donc :

$$L_{SM} = L_S * M_{H_2O}$$

Où M_{H_2O} est masse molaire de la H₂O, soit $M_{H_2O} = 18 \text{ Kg/Kmol}$

Avec ces valeurs, on trouve :

$$L_{SM} = 2702,296898 * 18 \rightarrow L_{SM} = 495435.5825 \text{ Kg/h}$$

$$\Rightarrow L_M = 143062,7769 \text{ Kg/h}$$

Le débit de solvant total est égal au débit de la solution et celui du soluté entrant, soit :

$$L_{MCO_2}^E = L_S * X_2 * M_{CO_2} \text{ (où } M_{CO_2} = 44 \text{ Kg/Kmol)}$$

$$L_{MCO_2}^E = 2702,296898 * 0.34 * 44$$

$$L_{MCO_2}^E = 40426,36159 \text{ kg/h}$$

Enfin , le débit massique total du liquide à l'entrée de l'absorbeur est :

$$L_{MT}^E = L_{MCO_2}^E + L_M$$

$$L_{MT}^E = 40426,36159 + 143062,7769$$

$$L_{MT}^E = 183489,1385 \text{ kg/h}$$

IV.4. Gain d'énergie mécanique- Pompes et Turbines

IV.4.1. Généralités sur les pompes :

Pour faire circuler des fluides il est possible d'utiliser la gravité, un monte-jus, .. Si les débits doivent être élevés, et/ou réguliers, ou les pressions importantes, il est indispensable d'utiliser les pompes.

a) Définition

Une pompe est une machine hydraulique qui aspire et refoule un liquide (l'eau, l'huile, l'essence, les liquides alimentaires etc....) d'un point à un endroit voulu. La pompe est destinée à élever la charge du liquide pompé.

b) Classification des pompes

Il existe deux grands types de pompes :

- ✓ Les turbopompes, qui agissent sur l'énergie cinétique.

✓ Les pompes volumétriques qui agissent sur l'énergie de pression.

Il existe une troisième catégorie de moins en moins utilisée :

✓ Les pompes à capacité qui agissent sur l'énergie d'altitude.

Pour les turbopompes, on utilise essentiellement les pompes centrifuges qui sont aujourd'hui les pompes les plus utilisées. Elles peuvent être radiales, axiales ou mixtes. Les turbopompes sont actuellement parmi les plus employées des pompes. Les principales raisons de ce choix sont les suivantes;

Ces appareils étant rotatifs et ne comportant aucune liaison articulée, leur entraînement par un moteur électrique ou à combustion interne, ne présente aucune difficulté. L'encombrement de la turbopompe est environ huit fois moindre que celui des pompes volumétriques, et peut être encore réduit en adoptant une disposition à axe vertical. Ce moindre encombrement et un poids plus faible permettent de réaliser d'appréciables économies sur les bâtiments abritant les installations. De plus, les frais d'entretien d'une turbopompe sont peu élevés.

on distingue dans la catégorie des turbopompes, les trois principaux types suivants :

- Les pompes centrifuges
- Les pompes hélices ou radiales.
- Les pompes hélico-centrifuges ou semi-axiales.

c) Puissance et rendement des pompes

Pour une pompe, on distingue généralement la puissance hydraulique (P_h) et la puissance absorbée par la pompe (N_p). La puissance hydraulique représente la puissance effectivement reçue par le fluide lors de son passage dans la pompe. Elle est tout simplement le produit du débit volumique et du gain de pression, ou encore si on souhaite l'exprimer par rapport à la charge, H , reçue par le fluide, on retrouve la relation :

$$P_h = HMT \cdot g \cdot Q \cdot \rho \dots \dots \dots (8)$$

La puissance est exprimée en watts (W) mais il est d'usage de l'exprimer en kilowatts (kW).

La puissance absorbée N_P représente la puissance mécanique disponible sur l'arbre de la pompe dont une partie va être transmise à l'intérieur de la pompe en puissance hydraulique décrite précédemment.

Le rendement de la pompe, varie avec le débit de fluide et il est souvent important de le connaître. On définit donc le rendement de la pompe, comme étant le rapport de la puissance effectivement reçue par le fluide sur la puissance mécanique disponible sur l'arbre de la pompe tel que:

$$\eta = p_h / N_P \dots \dots \dots (9)$$

d) Puissance mécanique des pompes

De façon générale la puissance mécanique d'une pompe est donnée par la relation suivante :

$$N_P = \frac{Q_p \cdot \rho \cdot G \cdot H \cdot Mt}{\eta} \dots \dots \dots (10)$$

Q_p : Débit pratique (m³/h).

η : Rendement total (<1).

HMT: La hauteur manométrique totale d'une pompe est la différence de pression du fluide entre l'entrée de la pompe (aspiration) et la sortie de la pompe (refoulement).

$$HMT = P_1 + P_2 / \rho \cdot g + (H_1 + H_2) + V_1^2 + V_2^2 / 2g + (\Delta H_{asp} + \Delta H_{ref}) \dots \dots (11)$$

P_1 : Pression d'aspiration .

P_2 : Pression de refoulement .

H_1 : hauteur d'aspiration .

H_2 : hauteur de refoulement .

V_1 : Vitesse de fluide dans la zone d'aspiration .

V_2 : Vitesse de fluide dans la zone de refoulement

$(\Delta H_{asp} + \Delta H_{ref})$: pertes de charge totales.

➤ Cas de la solution aqueuse H₂O :

Tableau IV.2. Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par les deux pompes.

Paramètre	symbole	Valeur (unité)
Pression d'aspiration	P ₁	1(bar)
Pression de refoulement	P ₂	27 (bar)
Masse volumique de la solution H ₂ O	ρ	997 (kg/m ³)
Viscosité dynamique	μ	0.653*10 ⁻³ (pas)
Hauteur d'aspiration	H ₁	0(m)
Hauteur de refoulement	H ₂	21,026(m)
Perte de charge d'aspiration	H _p	0(m)
Débit massique à l'entrée de l'absorbeur	Q	183489,1385(kg/h)

IV.4.2. Calcul des pertes de charges :

Avant l'entrée dans l'absorbeur , 1% du débit de refoulement de la pompe passe au niveau du filtre . le débit massique total sera donc :

$$Q_m = \frac{Q}{99\%} \text{ d'où : } \quad Q_m = \frac{183489,1385}{99}$$

$$Q_m = 1853,42561 \text{ kg/h}$$

IV.4.2.1- Section 1: Conduite de 0,35 m de diamètre

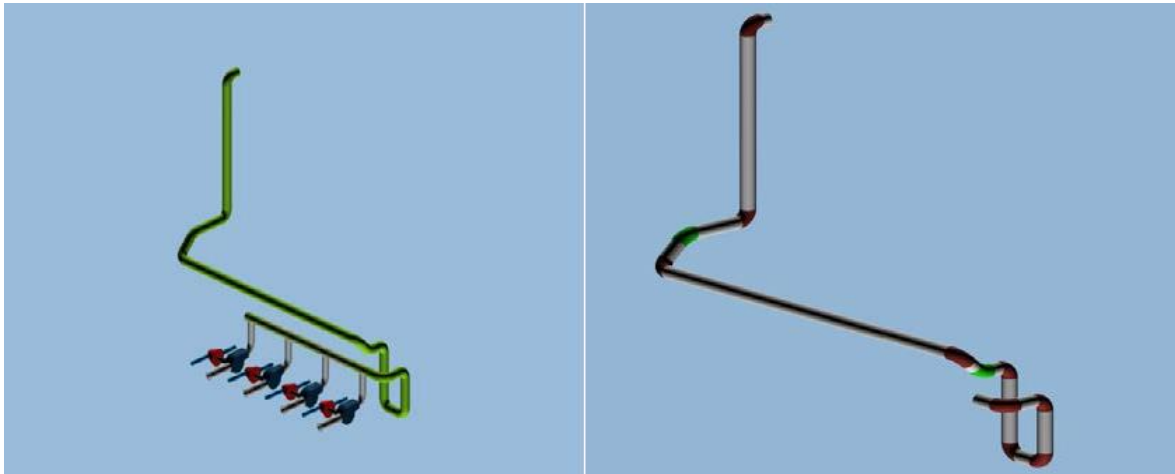


Figure IV.5- Conduite amenant le liquide jusqu'à l'entrée de L'absorbeur. les pompes

➤ Détermination du régime d'écoulement :

Le nombre de Reynolds est: $Re = \rho v d / \mu$

μ : Viscosité dynamique (Pa.s)

ρ : Masse volumique (kg/m³)

D : Diamètre de la conduite(m)

V : Vitesse du fluide calculée à partir de la relation :

et : $V = 4 Q_v / \pi D^2$

Puisque $Q_m = 1853,42561 \text{ kg/h}$ (débit massique du refoulement de la pompe)

Alors : $Q_v = Q_m / \rho_{H_2O}$

La température de H₂O est de 40°C ;

Donc : $\rho_{H_2O} = 997 \text{ kg/m}^3$ et $\mu_{H_2O} = 0.653 \cdot 10^{-3} \text{ pas}$

d'où :

$Q_v = 1,86 \text{ m}^3/\text{h}$ ce qui donne $V = 19,34 \text{ m/s}$

Dans ces conditions $Re = 10,33 \times 10^3$ ce qui correspond à un régime turbulent. Pour la perte de charge linéaire il faut tout d'abord déterminer le coefficient λ

La rugosité absolue du matériau (acier commercial) étant $\epsilon = 0,007 \text{ cm}$

Donc : $\frac{\varepsilon}{D} = 0.02$;

D'après le diagramme MOODY (Voir Annexe A2), on trouve

$$\lambda = 0,006$$

➤ **Pertes de charge linéaires** : le diamètre de la conduite est le même. La longueur de la conduite dans cette section est $L = 54,83\text{m}$

$$h_{\text{lin}} = \lambda L / D * V^2 / 2g$$

Ce qui donne : $\Delta h_{\text{lin}} = 1,72 \text{ m}$

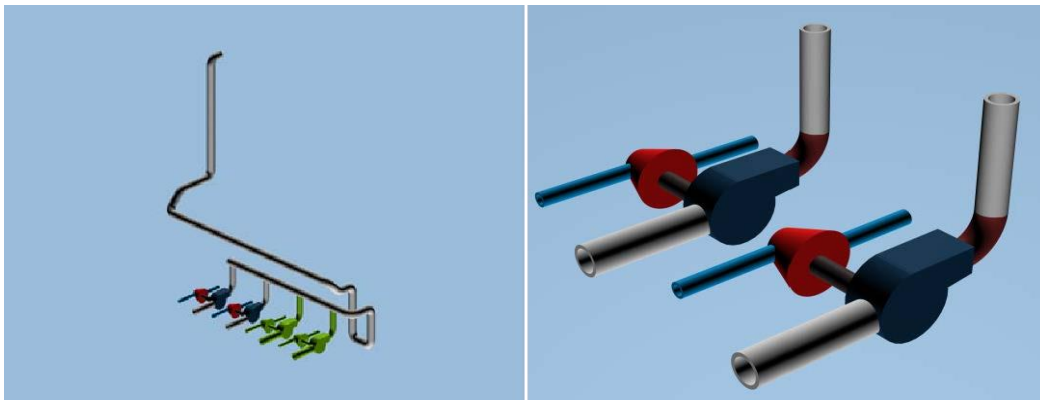
➤ **Pertes de charge singulières** :

ilya4 coudes 90° et 2 coudes 45°

- Pour le coude 90° , $R_c = 0,6 \Rightarrow k_{c90^\circ} = 0,29$
- Pour le coude 45° , $R_c = 0,5 \Rightarrow k_{c45^\circ} = 0,17$
- Pour la vanne ouverte, $\alpha = 0 \Rightarrow k_{\text{vanne}} \approx 0$

$$\Delta h_{\text{sing}} = (k_{\text{vanne}} + 4k_{c90^\circ} + 2k_{c45^\circ}) \Rightarrow \Delta h_{\text{sing}} = 1,45 \text{ m}$$

IV.4.2.2- Section 2 : Conduite de 0,24 m de diamètre (de la sortie de la pompe)



FigureIV.5- Conduite de la sortie de la pompe

➤ **Calcul de nombre Reynolds:**

$$Q_v = 1,86 \text{ m}^3/\text{h} \text{ (débit volumique de refoulement des pompes)}$$

Pour une seule pompe, $Q_{v1} = 6,65 \text{ m}^3/\text{h}$, ce qui nous permet d'avoir les valeurs suivantes :

$$\checkmark V = 14,70 \text{ m/s}$$

$$\checkmark Re = 5,3865 \cdot 10^3 \text{ (régime turbulent).}$$

$$\text{Donc : } \frac{\varepsilon}{D} = 0,0024 \quad \rightarrow \lambda_t = 0,032$$

➤ **Pertes de chargelinéaires**

La longueur de la conduite dans cette section est $L = 2\text{m}$

$$\text{On trouve : } \Delta H_{lin} = 0,278 \text{ m}$$

❖ **Pertes de charge singulières** : il yaun seul coude 90° et une vanneouverte

- Pour le coude 90° , $R_c = 0,5 \Rightarrow k_{c90^\circ} = 0,28$
- Pour la vanne, $\alpha = 0 \Rightarrow k_{vanne} = 0$

$$\Delta H_{sing} = 0,302\text{m}$$

❖ **Pour la perte de charge total :**

$$\Delta H_{tot} = (\Delta H_{lin} + \Delta H_{sin}) + (\Delta H_{lin} + \Delta H_{sin})2$$

Alors les pertes de charge totales correspondant aux pertes de charge dans la section de refoulement auront pour valeur $\Delta H_{tot} = 3,75\text{m}$

➤ **Calcul de la puissance hydraulique donnée à la pompe par laturbine**

D'après la relation (11) la hauteur manométrique totale développée par les deux pompes est :

$$\text{HMT} = 32,669 \text{ m}$$

➤ **La puissance donnée par les deux pompes :**

D'après l'équation (1) en aura :

$$P_h = HMT \cdot g \cdot Q \cdot \rho \text{ donc : } P_h = 5,9764 \cdot 10^4 \text{ kW}$$

Conclusion générales

Ce mémoire est le résultat des travaux effectués durant notre période de stage pratique au sein du complexe D'EL HADJAR SIDER – Annaba . Notre travail a consisté en une analyse de voir le fonctionnement du haut fourneau et la réduction des émission gazeuses telle que CO₂ qui est un gaz a effet de serre ; et cette réduction et du à la technique d'absorption.

D'abord, nous avons présenté le complexe D'EL HADJAR – Annaba ainsi qu'une description détaillées de l'absorption et les différentes types de laveurs et les paramètres qui favorise ce phénomène.

Ensuite, nous avons présenter l'utilité du haut fourneau qui grâce avec l'augmentation de la température de flamme qui peut atteindre jusqu'à 2000°C les molécule du gaz vont se dissoudre.

Le choix d'un solvant chimique qui est une solution aqueuse H₂O, ce choix et du a deux aspect qui sont dont indispensable :

- l'aspect environnemental.
- l'aspect expérimental.

La solubilité du gaz dans la solution aqueuse et très faible cela et du a une très bonne absorption du gaz par la solution aqueuse.

Enfin, d'après les calculs, grâce au choix d'une pompe hydraulique et en augmentant le débit de circulation la dissolution du gaz sera complète.

Liste des figures

Fig I.1	Organisation de SIDER EL-HADJAR	4
Fig I.2	L'organigramme de l'entreprise.	6
Fig I.3	Processus de la production de SIDER EL-HADJAR	7
Fig I.4	Organisation de la division fluide	13
Fig II.1	Schema d'une cokerie.	20
Fig II.2	Photo panoramique d'une coulée au haut fourneau	22
Fig II.3	Schéma d'ensemble d'un haut fourneau	23
Fig II.4	Schéma récapitulatif des réactions d'oxydation	25
Fig II.5	pot a poussière	27
Fig II.6	Schéma simplifier d'un cyclone	28
Fig III.1	Colonnes à plateaux	34
Fig III.2	Plateaux à calottes	35
Fig III.3	Plateaux perforés	35
Fig III.4	Plateaux à tunnels	35
Fig III.5	Colonne à garnissage	38
Fig III.6	Garnissages disposés en vrac	38
Fig III.7	Colonnes à bulle	39
Fig III.8	Solubilité du gaz en fonction de la température.	41
Fig IV.1	Schéma simplifié de l'absorbeur	45
Fig IV.2	Courbe d'équilibre et droite opératoire du système H ₂ O à 34% CO ₂	48
Fig IV.3	Conduite amenant le liquide depuis les pompes jusqu'à l'entrée de L'absorbeur.	52
Fig IV.4	Conduite de l'absorbeur	52
Fig IV.5	Conduite de la sortie de la pompe	54

Liste des tableaux

Tab III.1	Evolution de la solubilité en fonction de la température	41
Tab IV.1	Pourcentage des constituants de gaz sec de process à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur pour la solution aqueuse H ₂ O.	44
Tab IV.2	Valeurs des paramètres entrant dans le calcul de la pression totale développée par les deux pompes.	52

[1] TAHAR AHLAM, Etude et l'optimisation de la maintenance de la COX du complexe SIDER EL HADJAR, Mémoire master, UNIVERSITE BADJI MOKHTAR ANNABA, 2017.

[2] Document technique d'usine a eau (fluide) : historique du complexe sidérurgique El Hadjar.

[3] Document technique (zone fluide) : paramètres physicochimiques des eaux brutes et industrielles.

[4] Traité l'environnement. Technique de l'ingénieur. Volume G1210.

[5] Z. Bouzelifa et S. Medjani., Analyse et contrôle de la qualité de l'eau adoucie de refroidissement de l'ACO1 (Mittal Steel) ». Mémoire de fin d'études. Département génie des procédés, Université Badji Mokhtar-Annaba, 2005.

[1] Sylve TISSOT, Annick PICHARD, “ Seuil de Toxicité Aiguë Hydrogène Sulfuré (H₂SO₄) “, Direction des Risques chimiques (DRC), unité d'Expertise Toxicologique de substances chimiques (ETSC), janvier 2000.

[2] WWW.INERSI.com

[3] Robert H.Perry, don W. green “Perry's chemical engineers,' handbook“; 8ème edition, ED. MCGRAW-HILL, New-york.1984.

[4] Cicile J.C, Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Techniques de l'Ingénieur, J 2 623

[5] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'ingénieur, J 2 622

Leprince P, 1998. Le raffinage de pétrole. Troisième procédé de transformation Edition Technip, France

[6] F.Allali, A.Hlaimia ,1991. Optimisation de la colonne ; Mémoire de fin d'études, Université d'Annaba, Algérie

- [7] Ronze Didier, 2008. Introduction au génie des procédés. Edition Lavoisier, Paris, France.
- [8] Terrence L. Donaldson and Yen N. Nguyen . 1980. Carbon Dioxide Reaction Kinetics and Transport in Aqueous Amine Membranes
- [9] journal of Chemical and Engineering Data, 2006. Vol. 51, No. 3, 2006
- [1] J.M. Smith, H.C. Van Ness, 1987. Chemical engineering series. Edition Mc Graw Hill New York, United States of America
- [2] Arthur Kohl , Richard Nielsen, 1997. Gas purification 5^{eme} edition Gulf Publishing Company Houston, Texas, United States of America
- [3] P. Wuithier , 1972. Raffinage et génie chimique Tome I (Lavages des gaz par des solutions d'amines), Edition Technip; France
- [4] [14] Alexandre J, "Le laitier de haut fourneau", Paris Edition: Centre technique et de promotion des laitiers, (1988), 340 p.
- [5] [15] Melek A., "Caractérisation physico-chimique du laitier de haut fourneau", Journées techniques sur la valorisation des laitiers de haut fourneau et des co-produits sidérurgiques, 29-30 novembre, Annaba, (1998).
- [6] [16] Technique de l'ingénieur , trait 2 génies des procédés , épuration du gaz de haut fourneau M7422 page 53.
- [7] [17] Technique de l'ingénieur, trait 2 génies des procédés, épuration du gaz de haut fourneau M7422 page 54 .
- [8] [18] Technique de l'ingénieur, trait 2 génies des procédés , épuration du gaz de haut fourneau M7422 page 55.
- [9] [19] P. Whittier ; Raffinage et génie chimique, tome 2, 1972

Références bibliographique

- [1] TAHAR AHLAM, Etude et l'optimisation de la maintenance de la COX du complexe SIDER EL HADJAR, Mémoire master, UNIVERSITE BADJI MOKHTAR ANNABA, 2017.
- [2] Document technique d'usine a eau (fluide) : historique du complexe sidérurgique El Hadjar.
- [3] Document technique (zone fluide) : paramètres physicochimiques des eaux brutes et industrielles.
- [4] Traité l'environnement. Technique de l'ingénieur. Volume G1210.
- [5] Z. Bouzelifa et S. Medjani., Analyse et contrôle de la qualité de l'eau adoucie de refroidissement de l'ACO1 (Mittal Steel) ». Mémoire de fin d'études. Département génie des procédés, Université Badji Mokhtar-Annaba, 2005.
- [6] KEZZOULA CHAHRA (2018), Suivi de la qualité des eaux de la zone EST du complexe SIDERURGIQUE D'EL HADJAR. Mémoire de master génie de l'environnement, Département de génie des procédés. Université Badji Mokhtar Annaba.
- [7] ZEGOULA WASSIMA (2013) caractérisation de la pollution des rejets liquides et atmosphériques issus de l'unité NPK , Ferial-Annaba –procédé d'amélioration de lavage des gaz.
- [8] ZEGOULA WASSIMA (2013) caractérisation de la pollution des rejets liquides et atmosphériques issus de l'unité NPK , Ferial-Annaba –procédé d'amélioration de lavage des gaz.
- [9] KHEBBECHE Hicham et HAFIAN Sadok (2013) modelisation et simulation d'une unité d'absorption des gaz acides (CO₂) par solvants chimique alkanolamine.

Références bibliographique

- [10] HARICHA Wafa (2016) calcul d'une colonne d'absorption à garnissage par la méthode des hauteurs et unités de transfert, département génies des procédés, université Mohamed khider –Biskra.
- [11] BENAYDA Hamza et HAFIAN Sadok (2011), la technique du lavage du gaz dans le projet d'adaptation et la ligne E03, université Mohamed Boudiaf d'Oran.
- [12] KHEBBECHE Hicham et HAFIAN Sadok (2013) modélisation et simulation d'une unité d'absorption des gaz acides (CO₂) par solvants chimiques alkanolamine.
- [13] BENAYDA Hamza et HAFIAN Sadok (2011), la technique du lavage du gaz dans le projet d'adaptation et la ligne E03, universités Mohamed Boudiaf d'Oran.
- [14] Alexandre J, "Le laitier de haut fourneau", Paris Edition: Centre technique et de promotion des laitiers, (1988), 340 p.
- [15] Melek A., "Caractérisation physico-chimique du laitier de haut fourneau", Journées techniques sur la valorisation des laitiers de haut fourneau et des co-produits sidérurgiques, 29-30 novembre, Annaba, (1998).
- [16] Technique de l'ingénieur, trait 2 génies des procédés, épuration du gaz de haut fourneau M7422 page 53.
- [17] Technique de l'ingénieur, trait 2 génies des procédés, épuration du gaz de haut fourneau M7422 page 54.
- [18] Technique de l'ingénieur, trait 2 génies des procédés, épuration du gaz de haut fourneau M7422 page 55.
- [19] P. Whittier ; Raffinage et génie chimique, tome 2, 1972

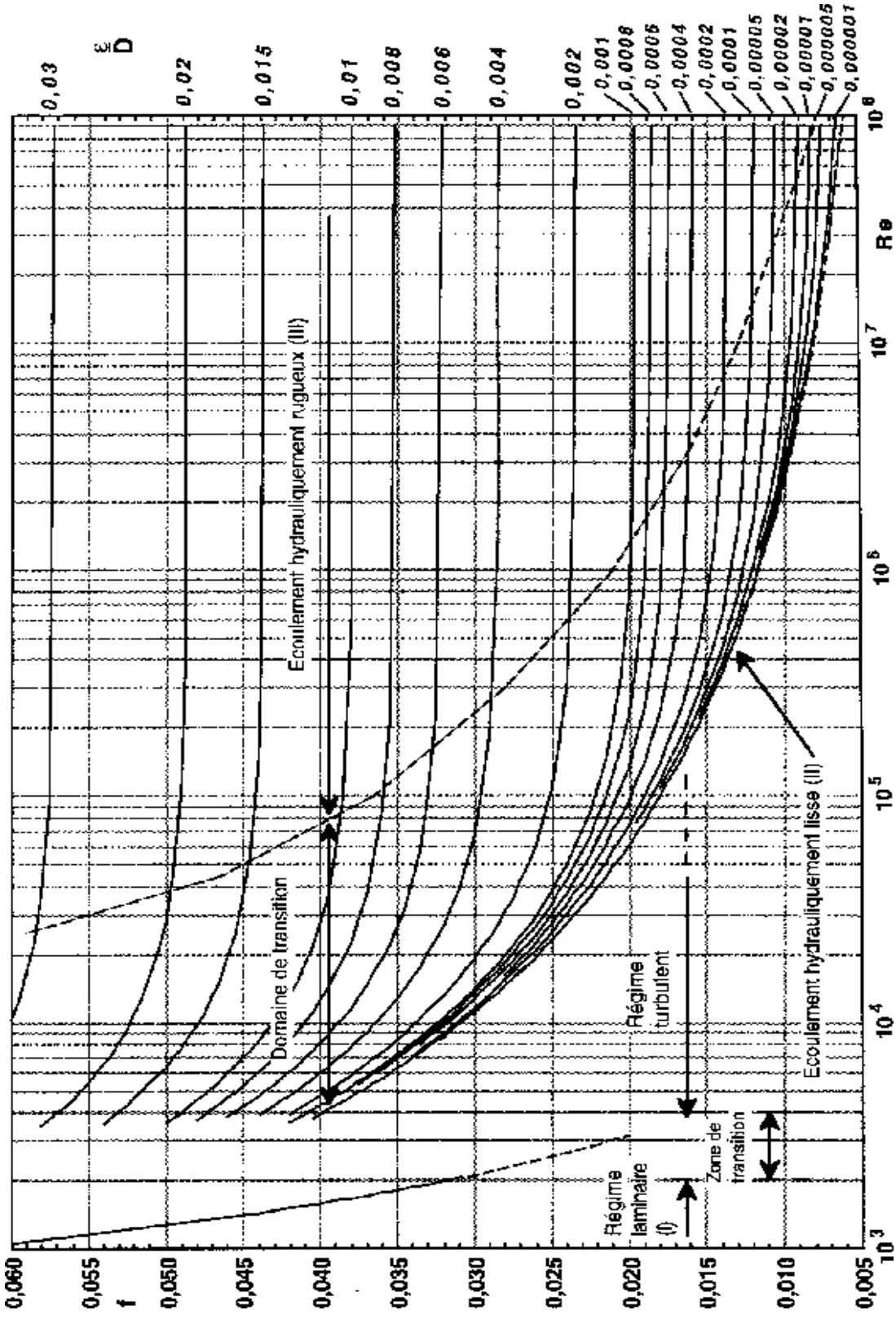


Figure .A. Diagramme de Moody