



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
République Algérienne Démocratique et Populaire  
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي



Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

جامعة غرداية

N° d'enregistrement  
/...../...../...../.....

Université de Ghardaïa

كلية العلوم والتكنولوجيا

Faculté des Sciences et de la Technologie

قسم هندسة الطرائق

Département de Génie des Procédés

## Mémoire

Pour l'obtention du diplôme de Master

**Domaine:** Sciences et Technologie

**Filière:** Génie des Procédés

**Spécialité:** Génie Chimique.

## Thème

Etude Et Conception D'un Dispositif De  
Protection Cathodique Pour La Protection  
Interne Des Bacs De Stockage

Par

**HADJ KOUIDER Abdelouahab**

Devant le jury composé de :

Dr. BENARIMA Zine El Abidine

MCB

Univ. Ghardaïa

**Examineur**

Mr. AGGOUN Mohamed Salah

MAA

Univ. Ghardaïa

**Examineur**

Dr. RAACHE Imane

MCB

Univ. Ghardaïa

**Encadreur**

Année universitaire 2020 /2021 .

# *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail à :*

*ma très chère mère, mon cher*

*père,*

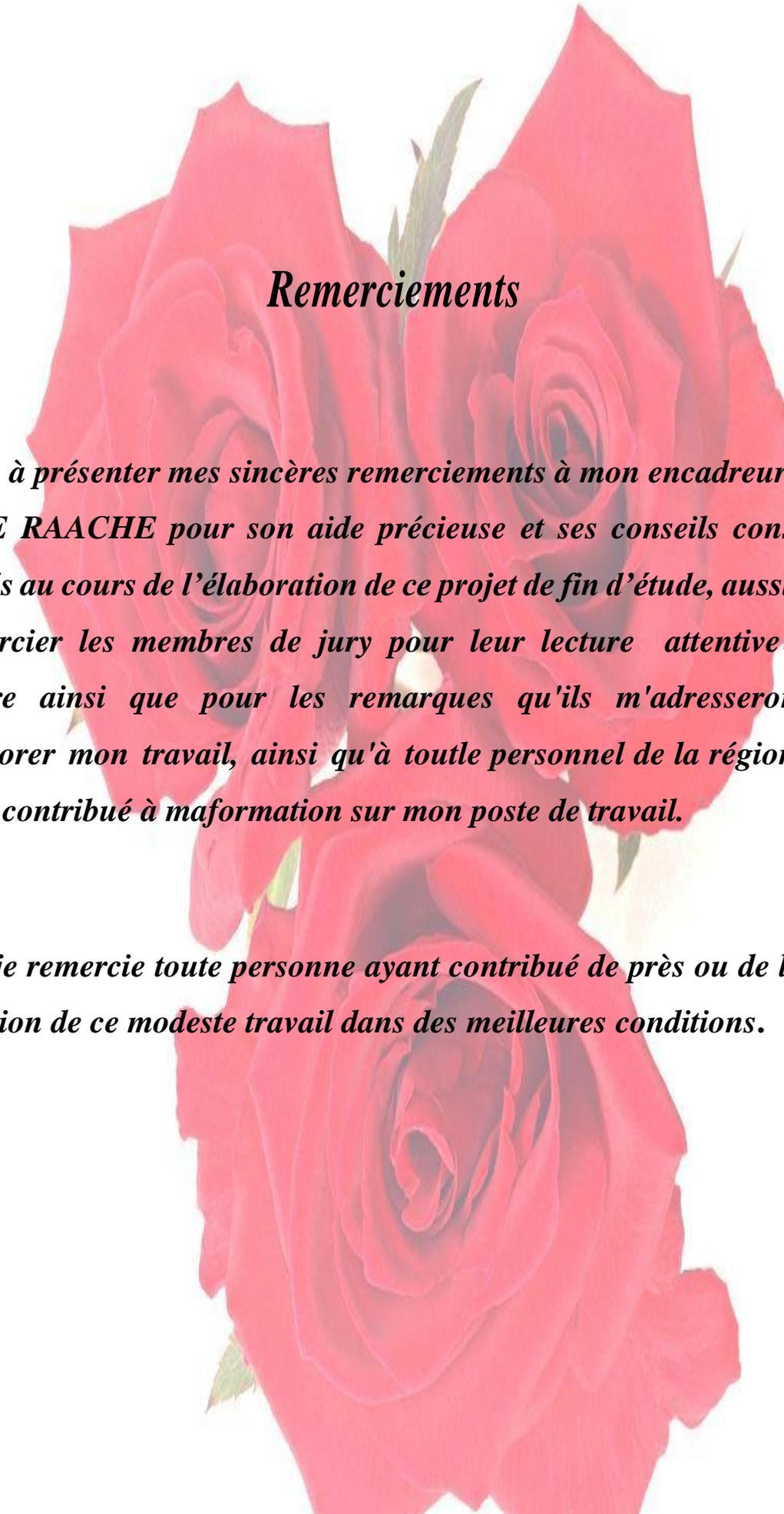
*Mes chers frères et sœurs, Ma*

*chère femme et mon cher fils*

*Toute ma famille,*

*Et à tous mes amis et mes collègues.*

*Abdelouahab*



## *Remerciements*

*Je tiens à présenter mes sincères remerciements à mon encadreur : Mme. IMANE RAACHE pour son aide précieuse et ses conseils constructifs apportés au cours de l'élaboration de ce projet de fin d'étude, aussi je tiens à remercier les membres de jury pour leur lecture attentive de mon mémoire ainsi que pour les remarques qu'ils m'adresseront afin d'améliorer mon travail, ainsi qu'à tout le personnel de la région STAH qui ont contribué à ma formation sur mon poste de travail.*

*Enfin, je remercie toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce modeste travail dans des meilleures conditions.*

# **TABLE DE MATIERES**

*Dédicace*

*Remerciement*

*Liste de figures*

*Liste de tableaux*

*Liste d'abréviation*

**Introduction générale ..... 01**

## **PARTIE THEORIQUE**

### **CHAPITRE I : LA CORROSION DANS L'INDUSTRIE PETROLIERE & METHODES DE PREVENTIONS**

I.1.	La corrosion .....	03
I.2.	Différents types de la corrosion .....	04
I.2.1.	Corrosion électrochimique .....	05
I.2.2.	Corrosion chimique .....	05
I.3.	Formes de corrosion et les facteurs d'influence .....	06
I.3.1.	Formes de corrosion .....	06
I.3.1.1.	Corrosion uniforme .....	06
I.3.1.2.	Corrosion par piqures .....	06
I.3.1.3.	Corrosion par aération différentielle (corrosion par crevasse) .....	07
I.3.1.4.	Corrosion galvanique .....	08
I.3.1.5.	Corrosion sélective .....	09
I.3.1.6.	Corrosion sous tension .....	10
I.3.1.7.	Corrosion intergranulaire .....	11
I.3.2.	Facteurs qui influent sur la corrosion .....	11
I.3.2.1.	Corrosion accompagnée d'érosion mécanique .....	11
I.3.2.2.	Présence des bactéries (Corrosion biochimique) .....	12
I.4.	Pile de corrosion et les réactions électrochimiques .....	13
I.4.1.	Equilibre d'un métal dans une solution .....	13
I.4.1.1.	Double couche à l'interface métal-solution .....	13

# ***TABLE DE MATIERES***

I.4.1.2. Potentiel du métal dans la solution (potentiel relatif ou tension relative) .....	13
I.4.1.3. Electrode de référence .....	14
I.4.1.4. Conditions pour former une pile de corrosion .....	16
I.4.1.5. Destruction de l'équilibre par réaction du milieu .....	16
I.5 Processus secondaires aux électrodes diagrammes pH – tension .....	17
I.5.1 Influence des réactions secondaires .....	17
I.5.2 Etablissement des diagrammes de Pourbaix (pH - tension) .....	18
I.6. Corrosion & Prévention dans l'amont pétrolier .....	19
I.6.1. Les enjeux de la corrosion dans la production pétrolière .....	19
I.6.2. Intégrité et "Corrosion Management » .....	20
I.6.3. Le coût de la corrosion .....	20
I.6.4. Les causes de base de la corrosion en industrie pétrolière .....	21
I.6.5. Bases de l'évaluation de la corrosion.....	22
I.6.6. Matériaux employés dans l'industrie pétrolière .....	23
I.6.6.1. Formes des CRA .....	24
I.6.6.2. Matériaux métalliques non ferreux .....	25
I.6.7. Familles principales familles de corrosion interne et moyenne de prévention dans l'industrie de l'amont pétrolier et gazier .....	26
I.6.7.1. Corrosion par CO <sub>2</sub> .....	26
I.6.7.1.1. Corrosion par CO <sub>2</sub> (Quelques paramètres).....	27
I.6.7.1.2. Produits de Corrosion par CO <sub>2</sub> et H <sub>2</sub> S.....	28
I.6.7.1.3. Méthodes de prévention de la corrosion par CO <sub>2</sub> (et H <sub>2</sub> S).....	28
I.6.7.2. Corrosion fissurante par H <sub>2</sub> S .....	28
I.6.7.2.1. Prévention des fissurations par H <sub>2</sub> S humide .....	30
I.6.7.3. Corrosion en présence de particules solides.....	30
I.6.7.3.1. Prévention contre la corrosion en présence de particules solides .....	31
I.6.7.4. Corrosion en voûte des pipelines de gaz humides acides chauds.....	31
I.6.7.4.1. Prévention de la corrosion en voûte (Top of line corrosion) .....	32
I.6.7.4.2. Réduction de la corrosion en voûte (Top of line corrosion) .....	32
I.6.7.5. Corrosion bactérienne .....	33
I.6.7.5.1. MIC (Microbiologically Induced Corrosion).....	33
I.6.7.5.2. Risques de MIC causés par des contaminations par introduction d'eau .....	34
I.6.7.5.3. La prévention de la MIC .....	34

# **TABLE DE MATIERES**

I.6.7.6. Corrosion par l'oxygène O <sub>2</sub> .....	34
I.6.7.6.1. Prévention de la corrosion par O <sub>2</sub> .....	35
I.6.8. Méthodes de prévention de la corrosion interne des différents équipements dans les installations pétrolières et gazière .....	37
I.6.8.1. Prévention de la corrosion interne des tubings de puits .....	38
I.6.8.1.1. Traitements chimiques : Inhibition .....	38
I.6.8.1.2. Revêtements internes .....	38
I.6.8.1.3. Corrosion Resisting Alloys (CRAs) en massif .....	38
I.6.8.2. Prévention de la corrosion interne des tuyauteries .....	39
I.6.8.3. Prévention de la corrosion interne des appareils à pression et réservoirs .....	39
I.6.8.4. Prévention de la corrosion interne des pipelines .....	40
I.6.8.5. Prévention de la corrosion interne des pipelines de gaz.....	40

## **CHAPITRE II : LA CORROSION INTERNE DES BACS DE STOCKAGE & MODES DE PROTECTION**

II. Corrosion interne des réservoirs de stockage.....	41
II.1. Différents éléments affectants sur la corrosion interne .....	41
II.2. Corrosion interne du fond des réservoirs de stockage.....	42
II.3. Corrosion de la face intérieure de virole .....	43
II.4. Moyens de lutte contre la corrosion humide – choix de la protection .....	46
II.4.1. Application de la protection cathodique dans l'industrie.....	46
II.4.2. Les revêtements associés à la protection cathodique .....	47
II.4.2.1. Intérêt des revêtements associés à la protection cathodique .....	47
II.4.2.2. Choix des revêtements .....	47
II.4.2.3. Effet sur la protection cathodique .....	48
II.4.3. Potentiels de protection cathodique.....	48
II.4.3.1. Principe de la protection.....	48
II.4.3.2. Influence du milieu .....	48
II.4.3.3. Contrôle des mesures de potentiel sur site .....	49
II.4.4. Densité de courant de protection cathodique .....	50
II.4.4.1. Principe de la détermination de la densité de courant pour atteindre le potentiel de la protection cathodique.....	50

# ***TABLE DE MATIERES***

II.4.5. La protection cathodique par anodes sacrificielles .....	51
II.4.5.1.Caractéristique des anodes couramment utilisées .....	52
II.4.5.1.Anodes à base de zinc .....	52
II.4.5.2.Anodes à base d'aluminium .....	54
II.4.5.3.Anodes en magnésium .....	56
II.4.5.2.Domaine d'utilisation de la protection par anodes sacrificielles .....	56
II.4.5.3.Protection cathodique par courant impose .....	59
II.4.5.3.1. Principe.....	59
II.4.5.3.2. Réalisation des soutirages .....	60
II.4.5.3.3. La densité de courant de protection.....	60
II.4.5.3.4. Les caractéristiques du générateur .....	60
II.4.5.3.5. Domaines d'application.....	61
II.4.6. Critères de choix .....	61
II.4.7. Exemple de dimensionnement d'un système de protection cathodique pour le fond interne d'un bac de stockage de pétrole brut par anodes galvaniques (sacrificielles .....	62

## **PARTIE TECHNOLOGIQUE**

### **CHAPITRE III : PRESENTATION DE LA REGION STAH &DESCRIPTION DE L'UNITE DE TRAITEMENT D'HUILE**

III.1 Présentation de la Direction Régionale Stah .....	74
III.1.1. Situation géographique et conditions climatiques.....	74
III.2 Organisation de la Direction Régionale Stah .....	75
III.2.1 Les champs de production .....	75
III.2.2 Les installations de la direction Régionale Stah.....	76
III.3. Organisation des structures de la Direction Régionale Stah .....	76
III.3.1. Division Engineering et production .....	77
III.3.2. Division Exploitation .....	77
III.3.3. Division Réalisation .....	77
III.3.4. Division Maintenance .....	78
III.3.5. Division Intendance .....	78

# ***TABLE DE MATIERES***

III.3.6. Division Personnel .....	78
III.3.7. Division Finances .....	78
III.3.8. Division Approvisionnement et Transport.....	78
III.3.9. Division Sécurité.....	78
III.4. Généralité sur l'unité de production.....	81
III.4.1. Descriptions de processe de séparation.....	82
III.4.2. Stockage et expédition .....	86
III.4.2.1. Description des opérations de remplissage et expédition .....	86
III.4.2.2. La sécurité des bacs de stockage .....	88

## **PARTIE PRATIQUE**

### **CHAPITRE IV : PARTIE CALCUL ET INTERPRETATION DES RESULTAS**

IV.1. Problématique .....	90
IV.2. Calcul et dimensionnement du système de protection cathodique par anodes sacrificielles ..	92
IV.2.1. Condition de design.....	93
IV.2.2. Type de revêtement et efficacité .....	93
IV.2.3. Facteur de sécurité.....	95
IV.2.4. Description de l'équipement & calcul de design.....	95

<b>CONCLUSION GENERALE &amp; RECOMMANDATIONS .....</b>	<b>114</b>
--	------------

<b>REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES .....</b>	<b>117</b>
--	------------

## **ANNEXES**

## **RESUME**

# ***LISTE DE FIGURES***

<b>Figure I.1</b> : Corrosion par piqures .....	07
<b>Figure I.2</b> : Corrosion par piqures .....	07
<b>Figure I.3</b> : Corrosion par aération différentiel (Corrosion par crevasse) .....	08
<b>Figure I.4</b> : Des exemples sur la corrosion par crevasse .....	08
<b>Figure I.5</b> : Corrosion galvanique .....	09
<b>Figure I.6</b> : Corrosion galvanique (rotor d'une pompe volumétrique PCP) .....	09
<b>Figure I.7</b> : Corrosion sélective (Corrosion de Canalisation en laiton).....	10
<b>Figure I.8</b> : Corrosion sous tension (Corrosion sous calorifuge d'un acier).....	10
<b>Figure I.9</b> : Corrosion accompagnée d'érosion mécanique.....	11
<b>Figure I.10</b> : Corrosion biochimique (par les bactéries sulfato-réductrices).....	12
<b>Figure I.11</b> : Equilibre d'un métal dans une solution.....	13
<b>Figure I.12</b> : Equilibre de deux métaux dans une solution.....	14
<b>Figure I.13</b> : Mesure du potentiel d'un métal dans solution avec une électrode de référence.....	14
<b>Figure I.14</b> : Électrodes de références.....	15
<b>Figure I.15</b> : Potentiels respectifs des différentes électrodes .....	16
<b>Figure I.16</b> : Diagramme de Pourbaix Fer-Eau.....	18
<b>Figure I.17</b> : Eclatement d'un gazoduc par corrosion sous contrainte externe.....	19
<b>Figure I.18</b> : Ouverture d'un fond de bac par corrosion interne.....	19
<b>Figure I.19</b> : Affaiblissement par corrosion sous protection anti-feu .....	20
<b>Figure I.20</b> : Causes et rapidité de la corrosion en production du pétrole et du gaz .....	21
<b>Figure I.21</b> : Les principes du "Corrosion Management" .....	22
<b>Figure I.22</b> : Différentes structures d'aciers inoxydables.....	24
<b>Figure I.23</b> : Principales familles d'aciers inoxydables.....	24
<b>Figure I.24</b> : Les Formes des CRA .....	25
<b>Figure I.25</b> : Matériaux non ferreux.....	26

## ***LISTE DE FIGURES***

<b>Figure I.26 :</b> Exemples de Corrosion par CO <sub>2</sub> .....	27
<b>Figure I.27 :</b> Formes de fissurations par H <sub>2</sub> S humide.....	29
<b>Figure I.28 :</b> Un exemple d'avarie due au SSC .....	29
<b>Figure I.29 :</b> Cavitation–corrosion d'une roue de pompe.....	30
<b>Figure I.30 :</b> Corrosion en voûte (corrosion due à la condensation d'eau) .....	31
<b>Figure I.31 :</b> « Spray pig » pour disperser l'inhibiteur en génératrice supérieure .....	32
<b>Figure I.32 :</b> MIC causée par des BSR .....	33
<b>Figure I.33 :</b> MIC causée par des BTR .....	34
<b>Figure I.34 :</b> Traitements chimiques : Récapitulation.....	37
<b>Figure I.35 :</b> La corrosion dans l'industrie pétrolière .....	38
<b>Figure II.1 :</b> Corrosion interne au fond du bac de stockage due à l'eau décantée .....	43
<b>Figure II.2 :</b> Description de la corrosion - cellule de corrosion électrochimique .....	45
<b>Figure II.3 :</b> Evolution de la Corrosion en fonction de domaines de potentiels de protection.....	49
<b>Figure II.4 :</b> Densité de courant et potentiel de la protection cathodique .....	50
<b>Figure II.5 :</b> Anodes sacrificielles Pour les systèmes immergés .....	52
<b>Figure II.6 :</b> Pose d'une anode prébackfillée pour les systèmes enterrés .....	52
<b>Figure II.7 :</b> Installation des anodes sacrificielle pour la protection des pipes enterrés .....	57
<b>Figure II.8 :</b> Anodes sacrificielles installées au fond du bac de stockage de pétrole brut et immergées dans l'eau décantée qui présente le milieu électrolyte.....	57
<b>Figure II.9 :</b> Protection par courant imposé .....	59
<b>Figure II.10 :</b> Représentation schématique de la surface interne du bac à protéger .....	63
<b>Figure II.11:</b> Schéma de principe du système conventionnel de protection cathodique par anodes sacrificielles.....	71
<b>Figure II.12 :</b> Installation des anodes sur les surfaces à protéger .....	71
<b>Figure II.13 :</b> Principe de protection cathodique par anode galvanique (sacrificielle) ..	72
<b>Figure II.14 :</b> Les réactions cathodiques et anodiques en milieu électrolytique.....	73
<b>Figure II.15 :</b> Anodes consommées (fin de sa durée de vie).....	73

# ***LISTE DE FIGURES***

<b>Figure III.1</b> : Situation géographique (Stah).....	75
<b>Figure III.2</b> : Présentation des champs de la Région Stah.....	75
<b>Figure III.3</b> : Organisation des structures de la Direction Régionale de Stah.....	77
<b>Figure III.4</b> : Organigramme de la division de sécurité.....	79
<b>Figure III.5</b> : Exemples de schémas de stabilisation de de pétrole brut.....	83
<b>Figure III.6</b> : Exemple d'un Séparateur triphasique.....	84
<b>Figure III.7</b> : Exemple des alarmes de niveau de liquide.....	85
<b>Figure III.8</b> : Schéma PFD (process flow diagram) de l'unité de production STAH.....	85
<b>Figure III.9</b> : Équipements de sécurité d'un bac à toit fixe et à écran flottant.....	89
<b>Figure III.10</b> : Schéma PFD (process flow diagram) de la zone de stockage et d'expédition STAH.....	89
<b>Figure IV.1</b> : La cuvette de rétention du bac de stockage de brut <b>R3</b> de l'unité STAH.....	90
<b>Figure IV.2</b> : L'effet de la corrosion interne au niveau de bac R3.....	91
<b>Figure IV.3</b> : Les types d'anodes d'Aluminium (l'anode utilisées).....	94
<b>Figure IV.4</b> : Installation d'anodes.....	111
<b>Figure IV.5</b> : Installation d'anodes (détaillé).....	112
<b>Figure IV.6</b> : Autre type d'installation d'anodes.....	112
<b>Figure IV.7</b> : Distribution d'anodes sur le fond et la première virole du bac R3.....	113

## ***LISTE DE TABLEAUX***

<b>Tableau II.1</b> : Domaines de potentiels de protection préconisés.....	49
<b>Tableau II.2</b> : Composition des anodes à base de zinc.....	53
<b>Tableau II.3</b> : Caractéristique électrochimique des anodes à base de zinc.....	53
<b>Tableau II.4</b> : Composition des anodes à base d'Aluminium .....	55
<b>Tableau II.5</b> : Comparaison entre les différents types d'anodes sacrificielles.....	58
<b>Tableau II.6</b> : Comparaison entre les deux systèmes de protection .....	62
<b>Tableau II.7</b> : Constantes recommandées des facteurs de dégradation du revêtement de peinture .....	65
<b>Tableau III.1</b> : Les paramètre de fonctionnement de design et actuel .....	90
<b>Tableau IV.1</b> : Normes internationales.....	92
<b>Tableau IV.2</b> : Les paramètres du design (anode d'aluminium) .....	94
<b>Tableau IV.3</b> : Les caractéristiques du bac R3 .....	96
<b>Tableau IV.4</b> : Le courant de protection.....	99
<b>Tableau IV.5</b> : Le nombre d'anodes .....	100
<b>Tableau IV.6</b> : Quantité d'anode pour satisfaire les besoins en courant final.....	110
<b>Tableau IV.7</b> : Quantité d'anode de conception .....	110

## ***LISTE D'ABREVIATION***

<b>ISO</b>	International Standards Organization
<b>DN</b>	Diamètre Nominal
<b>AISI</b>	American Iron and Steel Institute
<b>PCP</b>	Progressing Cavity Pump
<b>BEP</b>	Baril Equivalent Pétrole
<b>ELF</b>	Essences et lubrifiants de France
<b>GNL</b>	Gaz Naturel Liquifié
<b>CRA</b>	Corrosion Resisting Alloys
<b>PE</b>	Polyéthylène
<b>GRE</b>	Glass Reinforced Epoxy
<b>GOR</b>	Gas Oil Ratio
<b>GWR</b>	Gas Water Ratio
<b>SSC</b>	Sulphide Stress Cracking
<b>HIC</b>	Hydrogen Induced Cracking
<b>SOHIC</b>	Stress Oriented Hydrogen Induced Cracking
<b>NACE</b>	National Association of Corrosion Engineers
<b>EFC</b>	European Federation of Corrosion
<b>TLC</b>	Top-of-Line Corrosion
<b>MDEA</b>	Méthyl-diéthanolamine
<b>MIC</b>	Microbiologically Induced Corrosion
<b>BSR</b>	BSR (Bactéries Sulfato-Réductrices)
<b>BTR</b>	Bactéries Thiosulfato-Réductrices
<b>PPB</b>	Parts Per Billion
<b>PPM</b>	Parts Per Million
<b>DEG</b>	Diethylene Glycol
<b>API</b>	American Petroleum Institute
<b>NA</b>	Non Applicable
<b>GDF</b>	Gaz De France
<b>PC</b>	Protection Cathodique
<b>TBT</b>	Très Basse Tension
<b>DFT</b>	Dry Film Thickness
<b>NNE</b>	Nord Nord Est
<b>SSO</b>	Sud Sud Ouest

## ***LISTE D'ABREVIATION***

<b>HEH</b>	Haoud-El-Hamra
<b>CTH</b>	Centre de Traitement d'Huile
<b>HSE</b>	Health Safety & Environnement
<b>CHS</b>	Comité d'Hygiène et de Sécurité
<b>MP</b>	Moyenne Pression
<b>HP</b>	Haute Pression
<b>BP</b>	Basse Pression
<b>HLA</b>	High Level Alarm
<b>LLA</b>	Low Level Alarm
<b>PAH</b>	Pressure Alarm High
<b>PFD</b>	Process Flow Diagram
<b>AS</b>	Anode Sacrificielle
<b>DNV (RP)</b>	DET NORSKE VERITAS (Recommended Practices)

# INTRODUCTION GENERALE

### Introduction générale

La corrosion métallique ramène, ainsi, métaux et alliages à leur état naturel d'oxydes ou de minerais. La corrosion engendre, aussi bien pour les particuliers que pour les sociétés industrielles et les états, des coûts de renouvellement très importants, des conséquences techniques fâcheuses, et des risques pour l'homme lui-même.

La corrosion sévit dans tous les domaines d'activité, mais c'est peut-être dans les industries gazière et pétrolière qu'elle montre le plus son caractère pernicieux, généralement immergés ou enterrés, inaccessibles à l'examen, assurant leur fonction de production, de transport et de distribution, se faisant même oublier, les ouvrages gaziers baignent dans un milieu particulièrement agressif du fait de son hétérogénéité et du grand nombre d'impuretés qu'il contient. Ce milieu très varié ne se prête pas facilement à la modélisation et aux études scientifiques, tant en laboratoire que sur site. C'est pourquoi, les chercheurs en sont encore au stade de la compréhension des mécanismes de la corrosion et les ingénieurs au perfectionnement des techniques destinées à prémunir les ouvrages des effets de cette dégradation.

L'objectif de notre travail consiste à mener une étude sur l'état de corrosion des équipements de production, afin de porter des solutions pratiques pour diminuer l'impact de ce problème sur les équipements et les exploiter dans les meilleures conditions de **sécurité** conformément à la **réglementation** en vigueur.

## Introduction générale

---

Notre manuscrit est constitué d'une introduction et quatre chapitres et se termine par une conclusion

Le premier chapitre comporte une description générale sur la corrosion (mécanisme, formes de corrosion...) et les causes de base de la corrosion en industrie pétrolière et méthodes de prévention.

Le deuxième chapitre représente les différentes causes de la corrosion interne des bacs de stockage et modes de protection

Le troisième chapitre a été destiné à la présentation de la région STAH et généralités sur l'unité de production d'huile

La deuxième partie décrivant le Calcul de dimensionnement de système de protection cathodique et interprétation des résultats. Ce travail est clôturé par une conclusion générale ainsi que les perspectives qui feront l'objectifs d'ultérieurs travaux.

# Chapitre I

## LA CORROSION DANS L'INDUSTRIE PETROLIERE & METHODES DE PREVENTIONS

Les objectifs de l'industrie pétrolière sont d'extraire, transporter, raffiner des pétroles en très grandes quantités dans les conditions économiques les plus performantes et pour des conditions de sécurité et de fiabilité des équipements optimales. La corrosion est depuis toujours l'ennemie de cette industrie Impossible d'yéchapper, elle se faufile partout et oblige les industriels de la filière à innover pour faire face à des enjeux financiers, sécuritaires et environnementaux.

L'industrie du pétrole se trouve confrontée à des problèmes de corrosion externe, liés au sel et à l'eau de mer, mais pas seulement, les phénomènes de corrosion sont aussi d'origine interne causé par les gaz acides dissous dans le pétrole comme le sulfure d'hydrogène (H<sub>2</sub>S) ou le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>), et de nombreuses bactéries attaquent les parois internes des conduits.

La maîtrise de la corrosion en ce qui concerne les équipements de l'industrie pétrolière et gazière est primordiale pour offrir une réponse adaptée aux besoins sociétaux en carburants et en composés chimiques de base. Afin d'assurer une fiabilité accrue dans sa production, l'industrie pétrolière a développé et optimisé des méthodesde suivi, contrôle et management de la corrosion. Également la planification des inspections fondée sur une approche par le risque a été largement implantée afin d'accroître la fiabilité et d'optimiser le ratio coût-efficacité (et coût-sécurité) pour la surveillance des installations. [1]

## **I.1 La corrosion**

La corrosion est un terme désigne les réactions d'un métal avec son environnement qui produisent des changements misérables peuvent conduire à la détérioration.

D'après la norme ISO 8044 " Corrosion des métaux et alliages – Termes principaux et définitions " : La Corrosion (métallique) est une interaction physico-chimique entreun métal (ou alliage) et son environnement, conduisant à une dégradation du système fonctionnel représenté par le métal (perte de matière ou fissuration) et l'environnement (contamination). [2,9]

La corrosion aussi est défit comme une tentation de métal à revenir à son étatnaturel d'oxydes ou de minerais. [3]

L'acier en présence de l'air libre se corrompt est-elle forme une couche n'est bien adhérente à la surface et qui ne forme pas une barrière isolante qui isole la surface de l'environnement et par conséquent la réaction poursuit jusqu'à la consommation totale de l'acier. Dans un autre côté le cuivre en présence de l'air libre forme une couche protectrice qui empêche la réaction de corrosion de poursuivre par une isolation entre le cuivre et l'air libre.

## **I.2 Différents types de la corrosion**

Avant de parler du processus de corrosion en doit passer de la notion de métal et d'électrolyte.

Un métal est constitué par un édifice cristallin d'ions positifs dans lequel circulent des électrons libres. On sait que ce nuage électronique est responsable de la conductibilité des métaux, la mise en mouvement de ces électrons sous l'effet d'un champ électrique crée une circulation de courant dans le métal. [3]

Un électrolyte est une solution qui renferme des particules ionisées. Ces particules peuvent être des atomes ionisés, ou des ions complexes constitués de plusieurs atomes. [3]

On trouve trois types d'ions :

- 1- Les ions positifs ou cations proviennent d'atomes qui ont perdu un ou plusieurs électrons. C'est le cas des atomes métalliques.
- 2- Les ions négatifs ou anions proviennent d'atomes qui ont gagné un ou plusieurs électrons. C'est en général le cas des métalloïdes.
- 3- Les ions complexes sont pourvus d'une charge positive ou négative.

L'eau est un solvant très dissociant, dit ionisant. Ce n'est pas un solvant inerte car la molécule d'eau a la propriété, par action électrostatique, de se combiner avec des particules du soluté pour former des ions hydratés (ions solubles).

La corrosion n'est pas complètement éclairée et cela est expliqué par les essais de laboratoire qui ne permettent pas de prévoir avec certitude le comportement d'un métal ou d'un alliage donné lorsqu'il est en contact avec une solution corrosive.

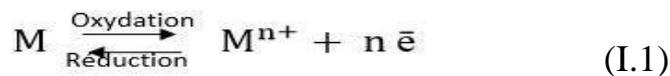
En général, on peut résumer les différents types de corrosion comme ci-dessous :

- Corrosion électrochimique.
- Corrosion chimique.

### I.2.1 Corrosion électrochimique

C'est le phénomène de corrosion le plus répandu. Elle se manifeste lorsqu'il existe une réaction avec échange des électrons entre les réactifs (une réaction d'oxydoréduction) en présence d'un électrolyte. L'existence de cet échange conduit à la formation d'une pile ; un courant électrique circule entre l'anode où il y a l'oxydation et la cathode où il y a la réduction, alors on obtient une corrosion dans les zones qui constituent l'anode (à cause des pertes des électrons et la formation des ions qui vont quitter la surface de l'anode) et une précipitation dans les zones qui constituent la cathode.

Pour une corrosion électrochimique on a les réactions suivantes pour un métal **M** :



Pratiquement il n'existe pas des métaux idéalement purs, ils contiennent toujours de faibles quantités d'autres matériaux qui font des hétérogénéités physiques ou chimiques dont le potentiel de corrosion est en général différent de celui de la matière pure dominante. Les légères différences de propriétés chimiques ou physiques entre les différentes parties du métal déterminent une électrode composite (cellule électrochimique) qui contient des microcathodes et des microanodes en court-circuit. Lorsqu'une électrode composite est plongée dans un électrolyte, ce qui est toujours réalisé, elle est donc le siège d'un phénomène de corrosion électrochimique et les anodes sont attaquées avec une vitesse qui est liée à l'intensité du courant débité entre l'anode et la cathode. [3]

### I.2.2 Corrosion chimique

Il s'agit d'une réaction hétérogène entre une phase solide (le métal) et une phase gazeuse ou liquide. Si le réactif est gazeux, il apparaît le phénomène de corrosion sèche. La corrosion purement chimique ne fait pas intervenir le passage d'un courant électrique, un flux électronique cesse, car l'échange d'électrons entre les différents partenaires de réactions s'effectue directement. [3]

En considérant l'oxydation du cuivre par l'air (à haute température  $T^{\circ} = 500 - 800\text{C}^{\circ}$ ), la surface du cuivre a été soumise à un palissage et un nettoyage.



Au tout premier instant, les molécules d'oxygène adsorbées par la surface métallique subissent simultanément une dissociation en atome, le stade suivant du phénomène consiste à la formation d'une couche mono moléculaire d'oxyde de cuivre. [3]

### **I.3 Formes de corrosion et les facteurs d'influence**

La corrosion peut être accélérée ou apparue à nouveau en différentes formes sous certaines conditions, si par exemple, le produit de corrosion qui constitue un film de protection est éliminé (par réaction chimique ou par action mécanique, etc.), ou sous d'autres facteurs comme l'apparition d'un agent agressive, la composition du métal, la présence des contraintes, etc. [3]

#### **I.3.1 Formes de corrosion**

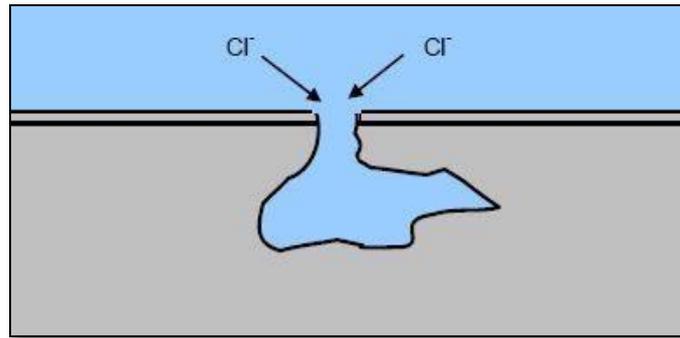
##### ***I.3.1.1. Corrosion uniforme (généralisée)***

C'est la forme la plus courante de dégradation des aciers au carbone ou il n'y a pas un endroit qui se corrode plus que l'autre c'est toute la surface exposée qui n'est pas fréquente.

Elle peut être celle de l'attaque chimique du fer par l'acide sulfurique comme elle peut être le cas d'une surface métallique située dans une atmosphère non polluée et uniforme. L'oxydation des métaux à haute température est un exemple de corrosion uniforme. D'aspect moins uniforme, et dans certains cas, corrosion dans les eaux chargées en  $\text{CO}_2$ , ou contenant des sulfures. [9,10]

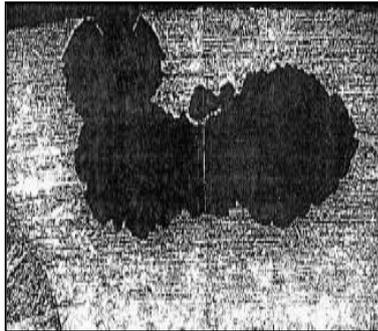
##### ***I.3.1.2. Corrosion par piqures***

Corrosion localisée affectant principalement les aciers inoxydables, due à la rupture du film de passivation. Origine : chlorures + milieu oxydant ( $\text{O}_2$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ). Les aciers inoxydables immergés dans l'eau de mer, sont typiques de cette forme de corrosion, de même en atmosphère industrielle polluée, il se produit une attaque très localisée si la surface n'est pas lavée régulièrement. [9,10]



**Figure I.1 :** Corrosion par piqûres [8]

1. Rupture de la couche de passivation due aux ions  $\text{Cl}^-$ , 2. Diminution de la quantité d' $\text{O}_2$  dans la piqûre, 3. Migration des ions  $\text{Cl}^-$  et formation de  $\text{FeCl}_2$ , 4. Hydrolyse de  $\text{FeCl}_2$  et diminution du pH (similaire à la corrosion caverneuse)



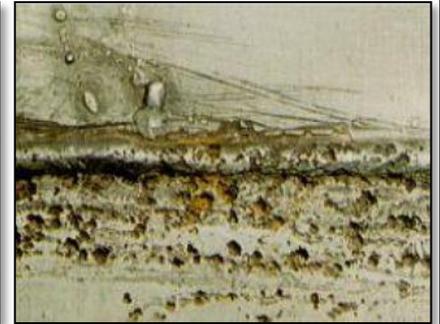
(a)

(a) Corrosion d'un tube DN 100 en acier inoxydable. Fluide: eau oxygénée avec 50 ppm de chlorures



(b)

(b) Tube en acier inoxydable X6Cr17 (ferritique à 17% Cr) (AISI 430)



(c)

(c) Soudure de tôle de bac en acier X2CrNi18.9 (AISI 304L) Produit: eau oxygénée + Chlorure

**Figure I.2 :** des exemples sur la corrosion par piqûres [8,9]

### ***1.3.1.3. Corrosion par aération différentielle (corrosion par crevasse)***

Corrosion localisée se produisant dans des espaces confinés (joints, sous dépôt, ...) Origine: chlorures + oxygène. Elle est de nature électrochimique est due à une différence importante de concentration d'oxygène locale du milieu d'où formation de pile dite pile D'EVANS, cas de gouttes d'eau salée a la surface d'une tôle de fer parfaitement propre. [8,9,10,27]

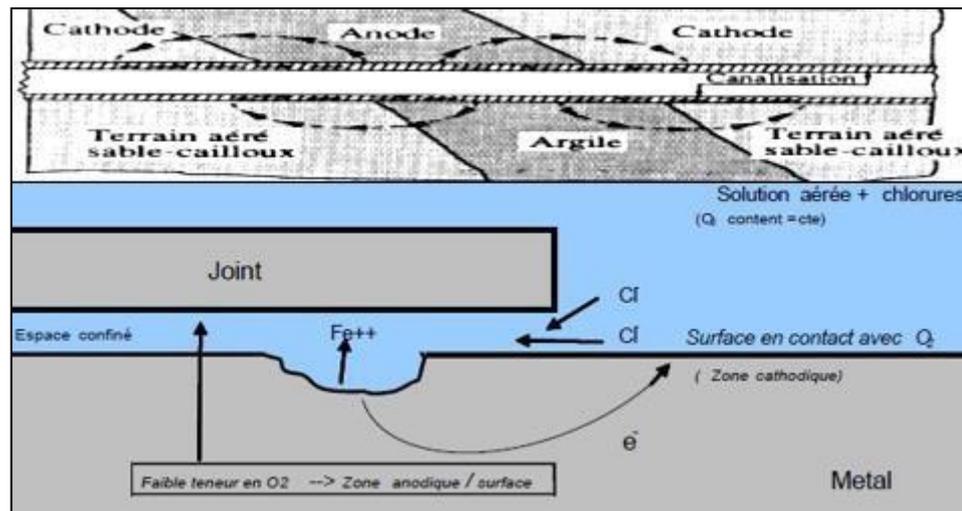


Figure I.3 : Corrosion par crevasse [3,8,9]

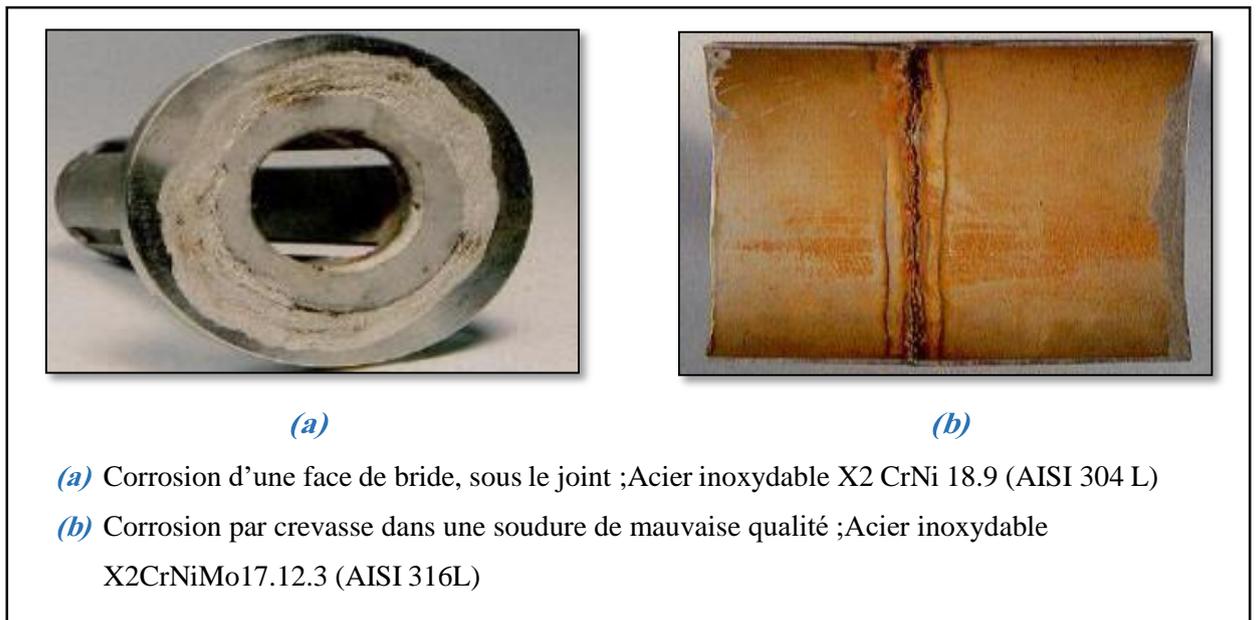
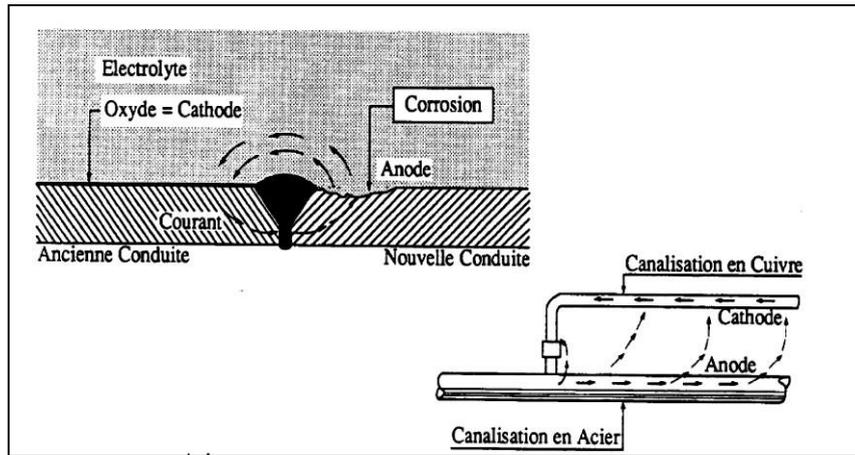


Figure I.4 : des exemples sur la corrosion par crevasse [8,9]

#### I.3.1.4. Corrosion galvanique

C'est en général, Le couplage de deux métaux différents dans l'échelle galvanique en présence d'un électrolyte qui entraîne un risque de corrosion du métal le plus réducteur (le moins noble), le plus noble étant « protégé » par la corrosion du précédent. [3,9,10,21,26]



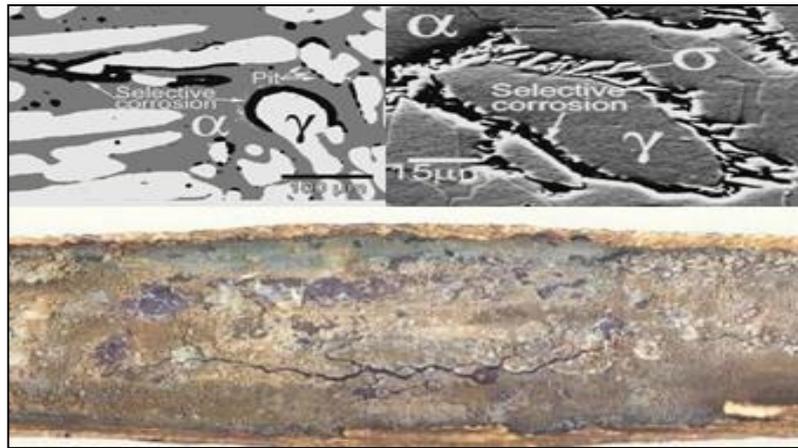
**Figure I.5 :** Corrosion galvanique. [3]



**Figure I.6 :** Corrosion galvanique (rotor d'une pompe volumétrique PCP). [8,9] Une particule de fer sur un acier inoxydable entraîne un couplage galvanique entre le fer (anodique) et l'inox (cathodique)

#### **1.3.1.5. Corrosion sélective**

C'est une dégradation d'une des phases d'un alliage, où l'attaque se produit préférentiellement sur un des éléments de l'alliage, la signification des alliages cuivre-zinc (laitons) et le cas le plus typique. Pas de perte apparente de matière, mais dégradation des caractéristiques mécaniques. Dans les fontes, corrosion de la matrice ferreuse alors que les particules de graphite ou de carbure de fer ne le sont pas.



**Figure 1.7 :** Corrosion de Canalisation en laiton (eau de refroidissement, pH élevé). [3,8]

#### 1.3.1.6. Corrosion sous tension

Elle se rencontre plus particulièrement dans les aciers à haute résistance et du type inoxydable ainsi que dans les laitons et alliages léger. C'est une dégradation par développement de fissures sous l'action simultanée d'un milieu corrosif et de contraintes mécaniques, les tensions thermiques (soudure, trempe) sont à l'origine de cette corrosion. [8,9,10]

Processus complexe :

- Initiation d'une corrosion localisée en surface (piqûre dans le cas d'un acier inoxydable)
- Propagation de la fissure par rupture, due à une contrainte mécanique extérieure, du film de passivation reformé (la contrainte est soit due aux conditions de service (pression) soit résiduelle après élaboration (forgeage, soudage), ou consécutive à un assemblage (serrage)).



**Figure 1.8 :** Corrosion sous calorifuge d'un acier X2CrNiMo17.12.2 (AISI 316L). [8,9]

Température 50-90°C, 60 ppm de chlorure dans l'eau ayant pénétré dans le calorifuge

### *I.3.1.7. Corrosion inter granulaire*

Il s'agit ici d'une attaque préférentielle des joints de grains, alors que les grains eux-mêmes subissent peu ou pas d'attaque, elle engendre une perte de résistance mécanique. On rencontre ce type de corrosion, notamment dans les soudures d'aciers inox. [8,9,10]

### **I.3.2 Facteurs qui influent sur la corrosion :**

Beaucoup de facteurs peuvent influencer sur la corrosion des métaux nous citons les exemples suivants :

#### *I.3.2.1 Corrosion accompagnée d'érosion mécanique*

Les produits de corrosion peuvent former une couche de passivation constituée d'un dépôt adhérent et continu à la surface du métal et la vitesse de corrosion diminue considérablement. Mais dans certains cas le frottement d'un liquide en mouvement sur une surface métallique peut par suite de la destruction des films de passivation accélérer les phénomènes de corrosion (érosion fluide).

La destruction des films de passivation peut être accélérée en cas de présence en suspension de particules solides tel que le sable, tartres, produits de corrosion (abrasion solide). [8,9,10]

#### **Zones privilégiées :**

Coudes, tés, réductions, soudures (pénétration excessive), vannes de régulation, orifices de comptage.



**Figure I.9 :** Corrosion d'un Coude acier carbone dans une solution sodique à T 60°C. [8,9]

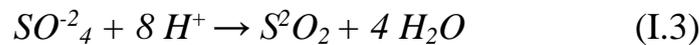
### I.3.2.2. Présence des bactéries (Corrosion biochimique)

La présence de certaines bactéries peut accélérer un processus de corrosion, ou créer des conditions favorables au démarrage de ce processus. [3,9,10]

Deux familles de bactéries sont le plus souvent rencontrées :

- Les bactéries du cycle du soufre (sulfato-réductrices, thiosulfato-réductrices) (anaérobies)
- Les bactéries du cycle du fer (ferro-bactéries) (aérobies)

En plus du processus de corrosion, l'activité bactérienne peut conduire, suite aux différentes réactions chimiques entrant dans leur métabolisme, à la fabrication de nombreux dépôts, à l'origine de problèmes de colmatage (canalisations en particulier). Ces micro-organismes tirent l'énergie dont ils ont besoin en réduisant les sulfates en sulfures. La réaction globale est la suivante :



L'hydrogène provient par exemple des régions cathodiques, il y a donc dépolarisation des cathodes et formation accélérée de  $Fe^{2+}$  aux anodes. [3,9]

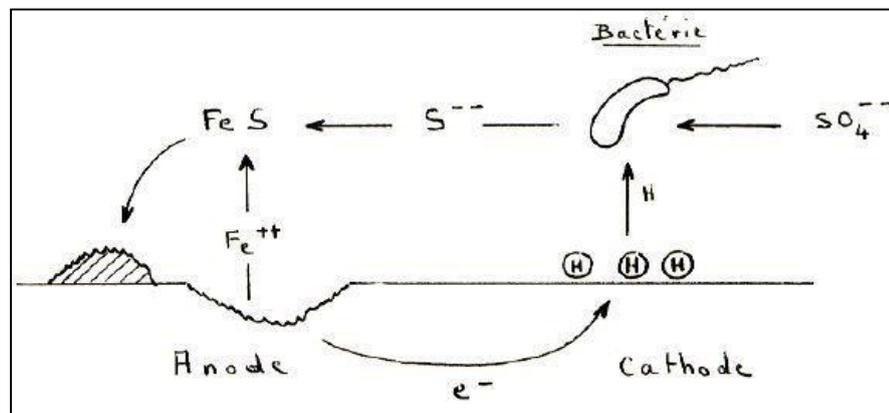


Figure I.10 : Corrosion par les bactéries sulfato-réductrices [8]

Dans certains cas, on peut observer sur les canalisations des dépôts adhérents résultant de l'attaque, non pas du métal lui-même, mais celle de certains constituants du milieu ambiant par des bactéries.

## I.4 Pile de corrosion et les réactions électrochimiques :

### I.4.1 Equilibre d'un métal dans une solution :

#### I.4.1.1. Double couche à l'interface métal-solution :

- Plongeons un métal dans un électrolyte ionisant inerte.

Les ions du réseau métallique tendent à passer en solution et laissent le métal chargé négativement par ses électrons. Ce passage s'effectue jusqu'à ce que la charge des électrons s'oppose à celles des ions positifs. Il s'établit alors un équilibre réversible entre le métal, ses ions et ses électrons. Les réactions 1 et 2 ont lieu simultanément (figure I.11).

Ce phénomène se traduit par la création à l'interface métal/solution d'une double couche électrochimique responsable de l'existence d'un potentiel du métal dans l'électrolyte. [3]

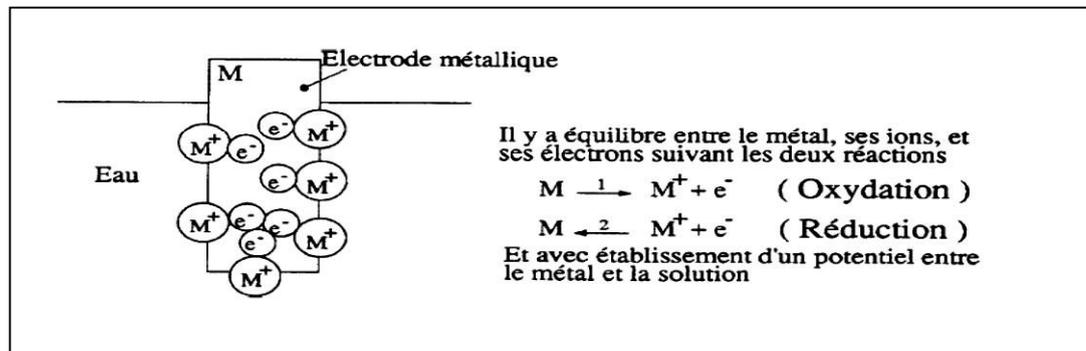


Figure I.11 : Equilibre d'un métal dans une solution. [3]

#### I.4.1.2. Potentiel du métal dans la solution (potentiel relatif ou tension relative)

Dans le cas où le métal est plongé dans une solution normale d'un de ses ions, on peut, en utilisant les lois de la thermodynamique, calculer ce potentiel. Ce potentiel a une valeur déterminée pour un métal donné et permet le classement des métaux suivant leur aptitude à s'ioniser. L'échelle de Nernst permet ainsi le classement des métaux du point de vue de leur noblesse.

Un métal noble s'ionise peu, parce qu'il existe des forces de cohésion importantes entre les atomes.

Plus son potentiel est élevé, plus le métal considéré est noble, à l'inverse d'un métal classé vil, de potentiel plus faible.

L'or, le platine, dont les potentiels normaux d'oxydoréduction sont les plus élevés, sont très nobles, donc peu ionisables et peu corrodables. Le cuivre est plus noble que le fer, son potentiel étant plus élevé que celui du fer. Le magnésium est un des métaux les plus vils. [1]

La tension absolue d'une électrode  $V_{abs} = V_{m\acute{e}tal} - V_{solution}$  n'est pas mesurable, car elle s'établit entre deux phases de natures différentes (solide et liquide). Par conséquent, seule la différence des potentiels absolus des deux électrodes est accessible à la mesure. Si l'une des deux électrodes est prise comme référence, la différence de potentiel « E » mesurée entre les deux électrodes est appelée « potentiel relatif » ou tension relative de l'électrode considérée par rapport à l'électrode de référence  $E = V_{abs\acute{e}lect} - V_{absref}$

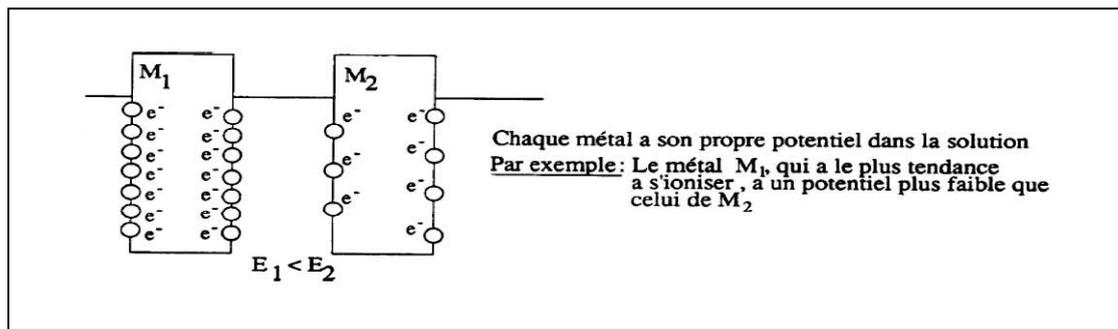


Figure I.12 : Equilibre de deux métaux dans une solution. [3]

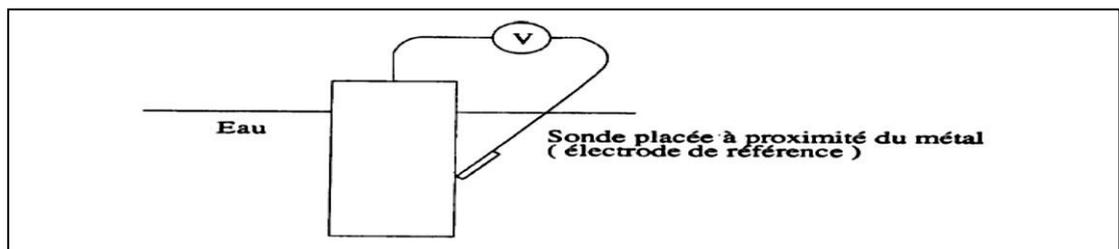


Figure I.13 : Mesure du potentiel d'un métal dans solution avec une électrode de référence. [3]

### I.4.1.3. Electrode de référence

Une électrode métallique plongée dans un électrolyte est assimilable à une demi-pile, son potentiel ne peut se mesurer physiquement.

En effet on ne peut mesurer que la différence de potentiel d'une pile. Dans notre cas, cette pile sera constituée par la chaîne électrochimique constituée de l'électrode métallique à étudier, plongée dans l'électrolyte, et d'une électrode de référence également au contact

de l'électrolyte.

L'électrode de référence est constituée elle aussi par une demi-pile soumise à un processus réversible d'oxydoréduction c'est à dire métal/solution normale d'un sel du métal. Elle possède son propre potentiel normal.

L'électrode standard à hydrogène a été choisie comme zéro de l'échelle des potentiels, mais dans la pratique on utilise des électrodes de référence plus simples, telles que l'électrode Cu/Cu SO<sub>4</sub>, Ag/Ag Cl, au calomel (Hg - Hg<sub>2</sub> Cl<sub>2</sub> - KCl), dont on connaît les potentiels respectifs (figure I.16). [1]

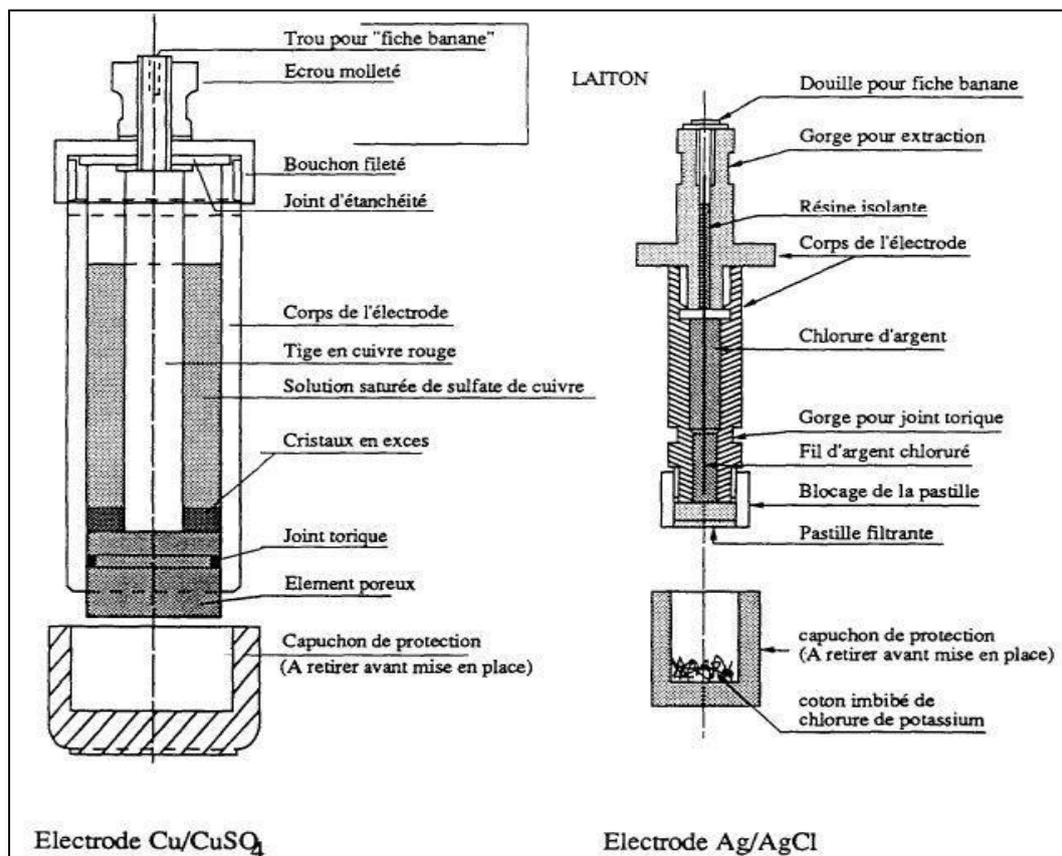


Figure I.14 : électrodes de références. [3]

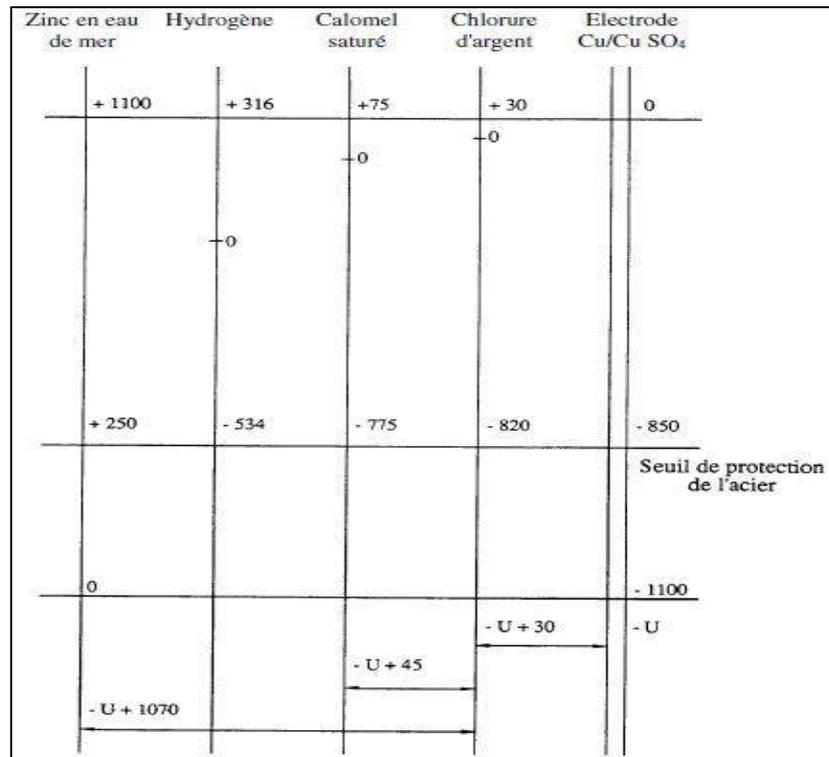


Figure I.15 : Potentiels respectifs des différentes électrodes. [3]

#### I.4.1.4. Conditions pour former une pile de corrosion

Les conditions pour former une pile de corrosion sont les suivants :

- 1- La présence d'une zone anodique et d'une zone cathodique ;
- 2- Une différence de potentiel électrique ;
- 3- Un conducteur électrique entre la zone anodique et celle qui est cathodique ;
- 4- Les zones anodiques et cathodiques doivent être plongées dans un électrolyte.

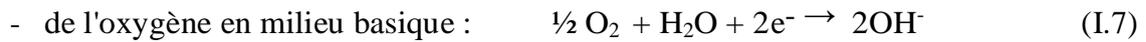
Quel que soit les types de métaux en présence, il faut rencontrer c'est quatre conditions pour qu'il soit une pile de corrosion.

#### I.4.1.5. Destruction de l'équilibre par réaction du milieu

Tout système chimique, contenu dans l'électrolyte, capable de fixer au contact de l'électrode métallique les électrons du métal (ce qui est le cas des oxydants de la solution) provoquera une oxydation du métal.

Les oxydants de la solution sont réduits (gain d'électrons).

Le métal, qui est dit réducteur, est oxydé (perte d'électrons). [3] C'est le cas par exemple (réactions au niveau de cathode) [3,10,20] :



Les sites anodiques et cathodiques se forment au hasard sur l'électrode, ce processus conduit à une corrosion de type généralisé. Avec le temps, l'électrode voit sa masse et son épaisseur diminuer régulièrement. [3]

## **I.5 Processus secondaires aux électrodes diagrammes pH – tension :**

### **I.5.1 Influence des réactions secondaires :**

Des processus ou des réactions secondaires peuvent apparaître au niveau des électrodes, pour ralentir ou augmenter la vitesse des réactions anodiques ou cathodiques.

Ainsi, par exemple, dans les sols, la raréfaction de l'oxygène diminue la corrosion de l'acier en ralentissant la réaction cathodique, mais il n'en est plus de même si un apport constant d'oxygène est produit par les fluctuations d'une nappe phréatique ou d'un écoulement d'eau. Dans ce cas, il y aura entretien de la corrosion.

En milieu neutre ou basique, l'hydrogène formé aux cathodes reste adsorbé et ne se dégage pas ; la vitesse de corrosion diminue dans de fortes proportions.

Les produits primaires de la corrosion peuvent aussi, en réagissant avec la solution (soit par transformation, soit par dissolution), jouer ou non le rôle de barrières à la diffusion de l'oxygène et ainsi ralentir ou même réduire à zéro le taux de corrosion, ou bien au contraire, par une remise à nu du métal, favoriser la poursuite de la corrosion.

Il en est ainsi, par exemple, de l'hydroxyde ferreux, produit de la corrosion du fer, qui est en solution très acide dissous et ne protège pas le métal, mais qui en milieu neutre en présence d'oxygène se transforme en hydroxyde ferrique (la rouille) assurant une barrière à la diffusion de l'oxygène. [3]

### I.5.2 Etablissement des diagrammes de Pourbaix (pH - tension)

Le professeur, Marcel POURBAIX a établi pour la plupart des métaux des diagrammes pH-potentiel d'équilibre des réactions, qui décrivent les différentes réactions théoriques possibles entre un métal et ses ions en présence d'eau. Selon la solubilité des corps formés, il en a déduit des domaines théoriques de situation du métal. Pour le fer (figure I.9) on trouve :

- Un domaine de corrosion où le fer se dissout dans la solution et forme des sels et des hydroxydes solubles,
  - Un domaine de passivation où le fer est protégé par un film superficiel qui l'isole du milieu ambiant. C'est un domaine où le métal est protégé contre la solution, si le film est uniforme, continu et adhérent.
  - Un domaine d'immunité où le fer reste à l'état métallique et ne peut donc se corroder, les réactions d'oxydation n'étant plus possibles. C'est le domaine de la protection cathodique.
- [3]

Ces trois domaines et les circonstances (pH et tension) qui les définissent peuvent être établis pour tous les métaux purs, et en particulier pour le plomb et le cuivre. [3]

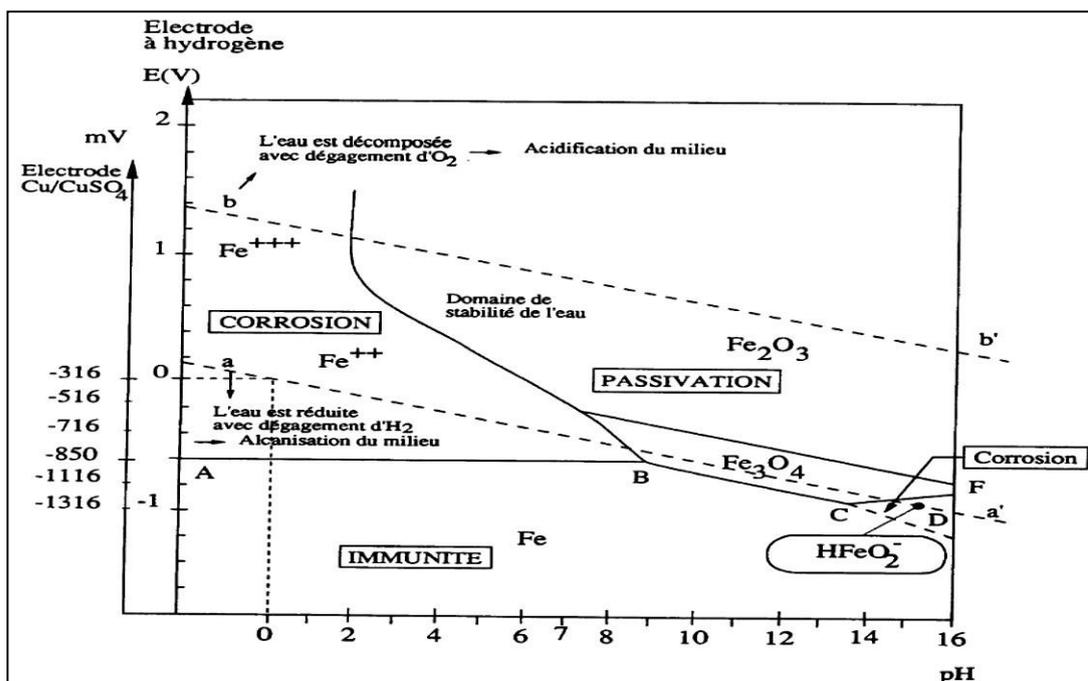


Figure I.16 : Diagramme de Pourbaix Fer-Eau. [3]

## I.6. Corrosion & Prévention dans l'amont pétrolier

Externe ou interne, sous forme de piqûre ou généralisée, la corrosion est depuis toujours l'ennemie de l'industrie du pétrole. Impossible d'y échapper, elle se faufile partout et oblige les industriels de la filière à innover pour faire face à des enjeux financiers, sécuritaires et environnementaux.

### I.6.1. Les enjeux de la corrosion dans la production pétrolière

Corrosion = Dégradation potentielle pouvant conduire à :

- Des risques sur la sécurité et l'environnement
- Des pertes de production
- Des coûts de réparation et de remplacement

Impact sur l'image de l'industriel et son environnement, pendant la durée de vie de l'équipement concerné.



**Figure I.17 :** Eclatement d'un gazoduc par corrosion sous contrainte externe [8,9]



**Figure I.18 :** Ouverture d'un fond de bac par corrosion interne [8,9]



**Figure I.19** : Affaiblissement par corrosion sous protection anti-feu

### **I.6.2. Intégrité et "Corrosion Management »**

Le « Corrosion Management » est une partie essentielle de gestion de l'intégrité des installations ("Facilities Integrity Management"), indispensable pour réduire au minimum les avaries et leurs conséquences.

Elle est fondée sur l'ensemble des étapes suivantes :

- Une évaluation du risque permanent de la corrosion interne et externe, et des autres modes de dégradation (endommagements mécaniques)
- La mise en place de systèmes de prévention adaptés
- La surveillance (monitoring) de l'efficacité de ces systèmes de prévention et de la corrosion résiduelle
- Des contrôles périodiques (inspections, ré-épreuves) de l'état physique des installations
- Des méthodes d'évaluation de la criticité des défauts détectés ("fitness for service") et de méthodes de réparation

### **I.6.3. Le coût de la corrosion**

La corrosion c'est la consommation du quart de la production annuelle d'acier soit 5 tonnes par seconde dans le monde [8]

- La NACE, l'Association Nationale des Ingénieurs en Corrosion a publiée en mars 2016 que le coût annuel de la corrosion au niveau mondial est estimé à : 2.5trillion\$ par an [18]

**I.6.4. Les causes de base de la corrosion en industrie pétrolière :**

L'industrie pétrolière est traditionnellement divisée en deux grands domaines : l'amont pétrolier (qui correspond aux opérations de forage, production puis transport du pétrole brut), l'aval pétrolier (où le pétrole est raffiné en kérosène, essence, gasoil, fiouls, naphta, composés de base de la chimie...). Cette industrie est également amenée à éliminer tout au long de sa chaîne les gaz acides (CO<sub>2</sub> et/ou H<sub>2</sub>S) associés aux bruts.

En présence d'eau liquide, les gaz acides (CO<sub>2</sub> et/ou H<sub>2</sub>S) peuvent fortement corroder les équipements de production pétrolière mais également en raffineries ainsi que dans les unités de traitement de ces gaz. [1,8,10]

La corrosion (humide) se produit si l'eau liquide est en contact avec un métal et une espèce corrosive présente dans l'eau.

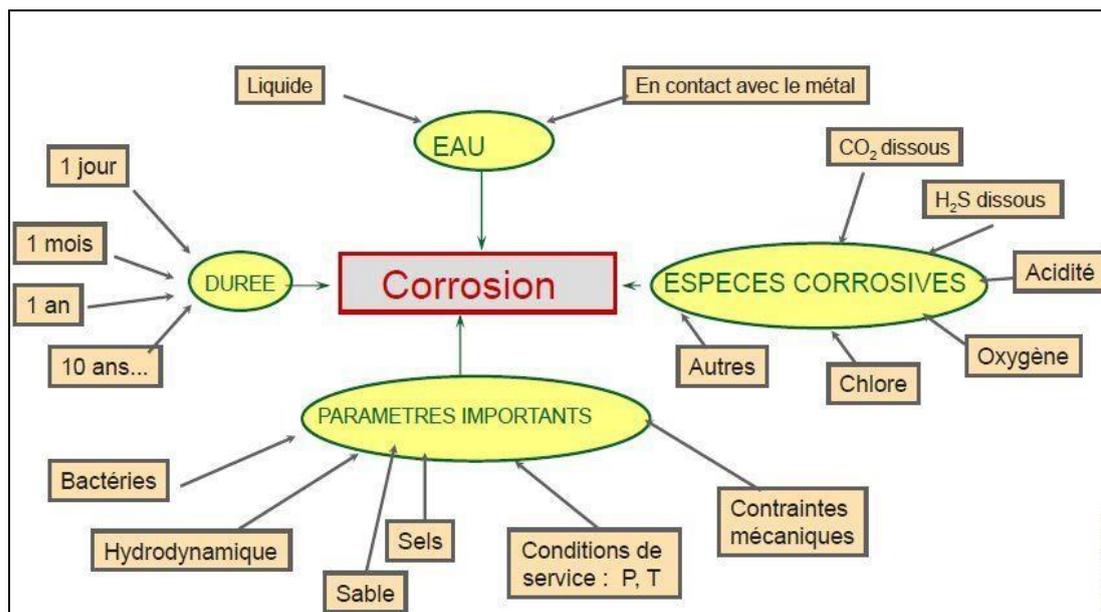


Figure I.20 : Causes et rapidité de la corrosion en production du pétrole et du gaz.[8]

### I.6.5. Bases de l'évaluation de la corrosion

La corrosion interne des installations est à traiter en premier car les risques varient fortement d'un champ pétrolier à l'autre, ce qui est moins vrai pour l'externe.

L'évaluation des risques de corrosion interne se fait sur la base de l'utilisation du matériau de base, l'acier au carbone (les compositions et grades jouent à la marge)

Elle dépend d'abord de la présence d'eau liquide au contact de l'acier :

- En génératrice inférieure pour les pipes et appareils contenant de l'huile et/ou du gaz avec de l'eau séparée (de réservoir ou de condensation)
- En voûte pour les pipelines de gaz humide chaud (condensation)
- Sur l'ensemble de la surface pour les pipelines d'eau.

Une espèce oxydante dans l'eau au contact de l'acier est nécessaire :

- $\text{CO}_2$  est l'espèce corrosive la plus fréquente pour ce qui concerne la corrosion par perte de métal. C'est le premier élément corrosif à considérer pour le design (traitements chimiques et surépaisseur de corrosion), en association avec les acides organiques légers.
- La présence de  $\text{H}_2\text{S}$  réduit la vitesse de corrosion si  $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S} < 50$  (produits de corrosion contenant sulfures de fer plus protecteurs).
- Des traces de  $\text{O}_2$  sont très nuisibles (eau d'injection et huile).

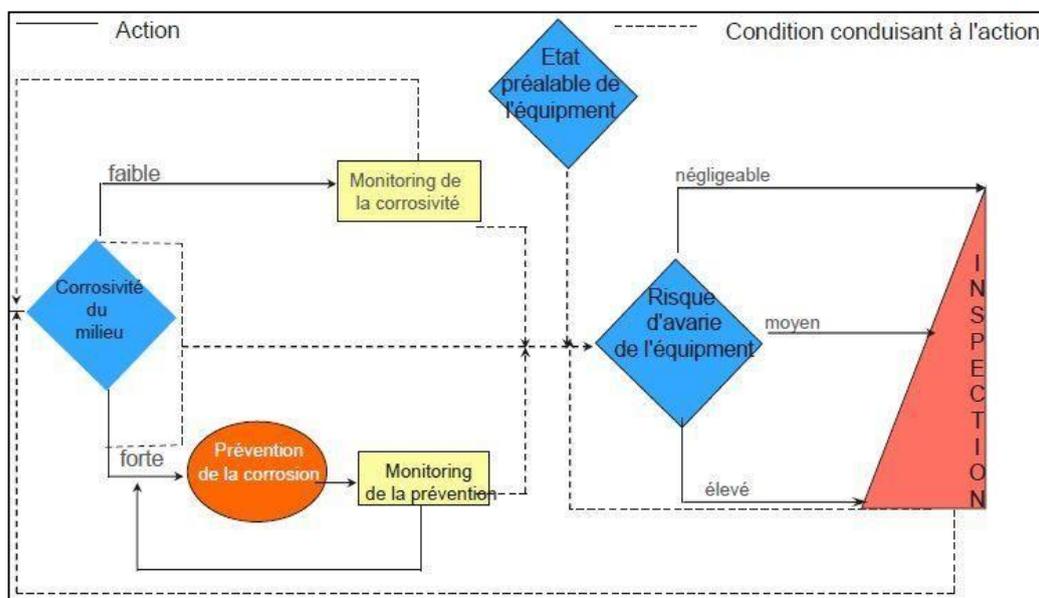


Figure I.21 : Les principes du "Corrosion Management".[8]

### I.6.6. Matériaux employés dans l'industrie pétrolière

➤ Matériau de base : Acier au carbone

- Généralement le moins coûteux, utilisable facilement pour fabriquer des tubes et des tôles et les assembler de façon aisée et contrôlable (soudage et CND).
- C'est le matériau avec lequel les évaluations de corrosion sont conduites quand la mise en exploitation d'un champ de pétrole ou de gaz est étudiée.
- Si ce matériau n'est pas choisi parce que la prévention de sa corrosion est jugée trop difficile ou coûteuse (en terme de "life cycle cost"), des matériaux alternatifs sont choisis.

➤ Aciers faiblement alliés

- Peu utilisés. Ex: aciers au Chrome (un peu moins corrodés en milieux contenant CO<sub>2</sub>), 9 % Ni pour des applications cryogéniques (GNL)
- **Aciers inoxydables** = Aciers contenant plus de 11 % Cr, ce qui les empêche de rouiller à l'atmosphère (passivation).
- Beaucoup de formulations, avec des éléments d'alliages (Cr, Mo, Ni, N, autres, en concentrations croissantes)
- Les aciers inoxydables se présentent sous différentes structures cristallographiques : ferritique, martensitique, austénitique (non magnétique), "duplex" et "Superduplex" = austéno-ferritique.
- **Alliages base Nickel**, austénitiques. Utilisés quand une résistance à la corrosion plus élevée que celle des aciers inoxydables est nécessaire ou pour des propriétés mécaniques particulières.

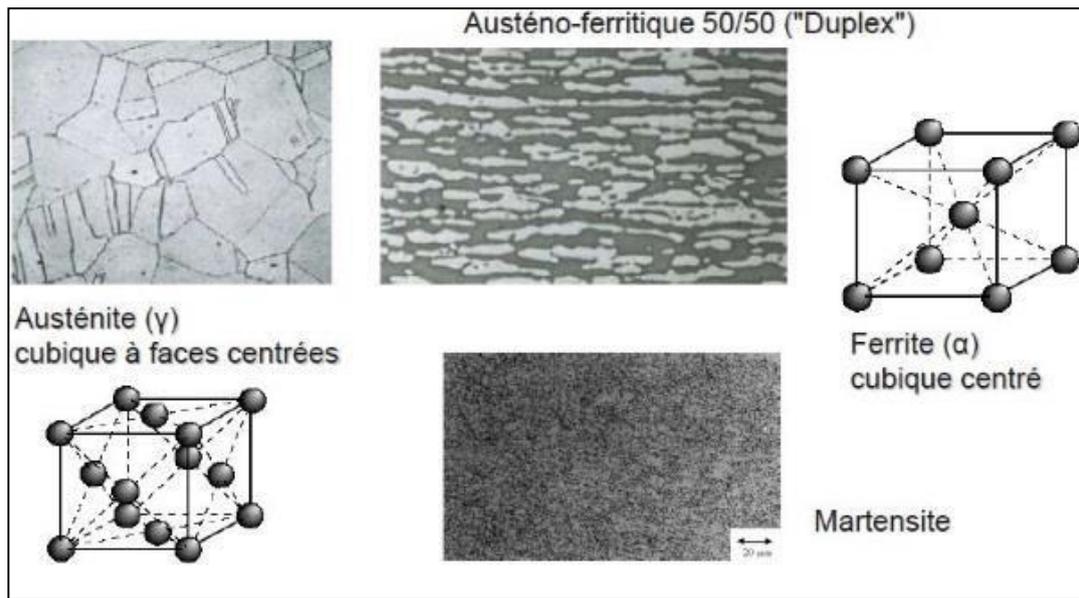


Figure I.22: Différentes structures d'aciers inoxydables.[8]

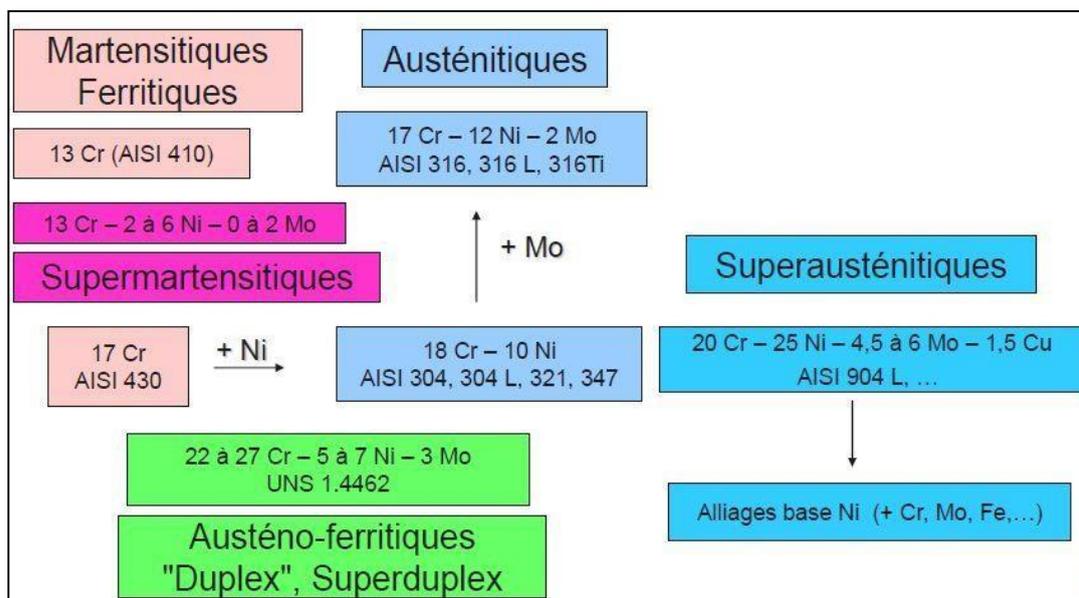


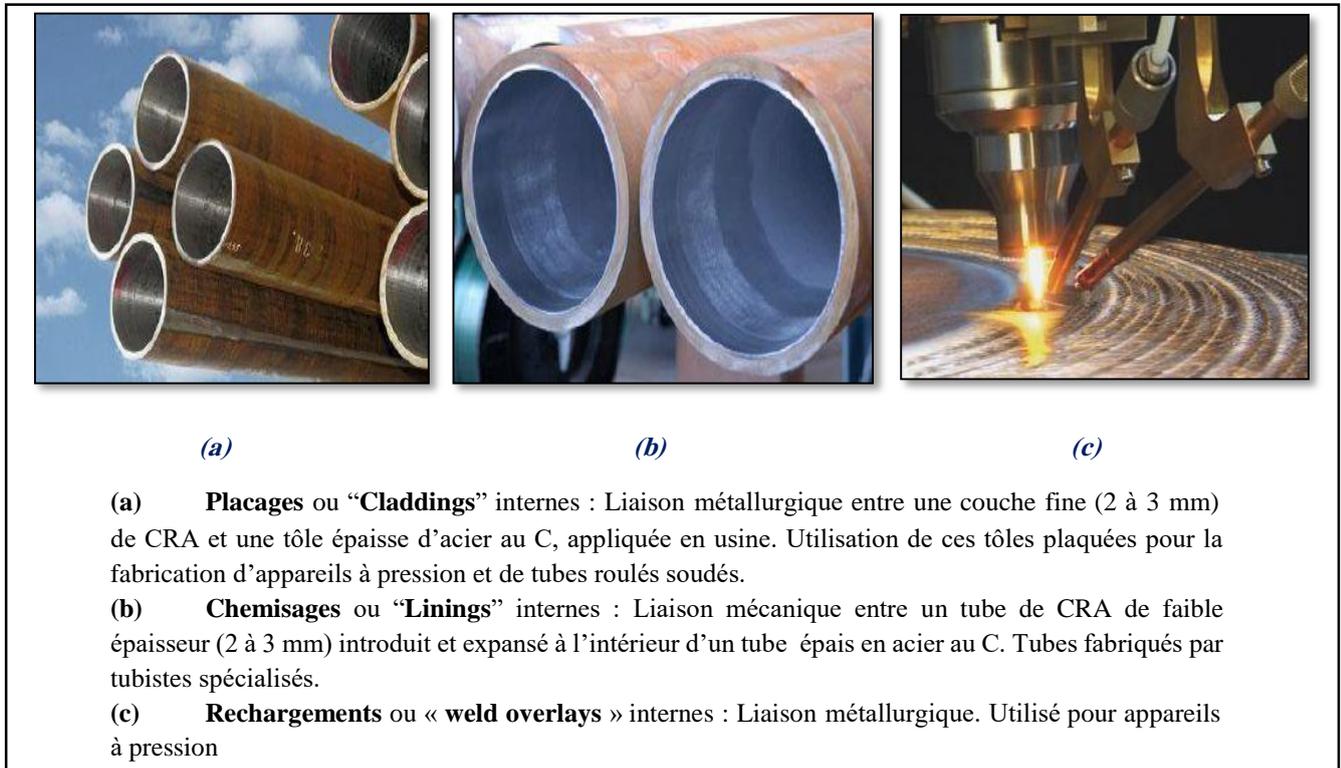
Figure I.23 : Principales familles d'aciers inoxydables.[8]

**1.6.6.1. Formes des CRA**

Les "CRA" (Corrosion Resisting Alloys) constituent les principaux matériaux alternatifs aux aciers au carbone pour les tubings de puits, la tuyauterie, les appareils à pression.

Toujours sous forme "massive", généralement en Duplex (austéno-ferritiques) pour les tubings de puits et les tuyauteries.

Le plus souvent sous forme “massive”, généralement en Duplex ou “Supermartensitiques soudables” pour les pipelines.



*Figure I.24* : Les Formes des CRA.[8]

### I.6.6.2. Matériaux métalliques non ferreux

Utilisés pour des applications spécifiques quand les aciers ne sont pas adaptés.

- **Alliages résistant naturellement** : Large utilisation en eau de mer d'alliages de cuivre tels que Cu-Ni 90/10 ou 70/30, cupro-aluminiums, laitons (base Cu-Zn), bronzes (base Cu-Sn), etc.
- **Alliages à l'état passif** : Susceptibles d'attaques par dépassivation dans certains cas (risques de corrosions localisées)
- **Alliages Al** : usage très limité – en zone atmosphérique seulement – à cause du risque important de corrosion galvanique
- **Alliages Ti** : usage significatif dans des conditions très difficiles (échangeurs thermiques à plaques, eau de mer à forte concentration en  $\text{Cl}_2$  ou  $\text{ClO}^-$  fabriquée par unité d'électro-chloration).



Figure I.25. Matériaux non ferreux.[8]

- **Thermoplastiques : PE (Polyéthylène)** Largement utilisé pour pipelines de distribution de gaz ou d'eau de petits diamètres à faible température et pression. Installé sous forme de bobines avec procédé de soudage vérifié par techniques CND
- **Composites** : sont constitués d'une résine (généralement époxy) et un renforcement mécanique (fibres de verre ou de carbone)
- Le "**Glass Reinforced Epoxy**" (**GRE**) peut être compétitif pour des pipelines transportant des fluides très corrosifs (jusqu'à 100 °C et 100 bars). Les connexions utilisent des procédés mécaniques et/ou par collage qui ne peuvent pas être contrôlés par NDT (la seule méthode pour assurer la qualité est la qualification du procédé de connexion et du personnel). Le Glass Reinforced Epoxy (GRE) est largement utilisé du pour les circuits d'eau de mer.

## II.6.7. Familles principales de corrosion interne et moyenne de prévention dans l'industrie de l'amont pétrolier et gazier :

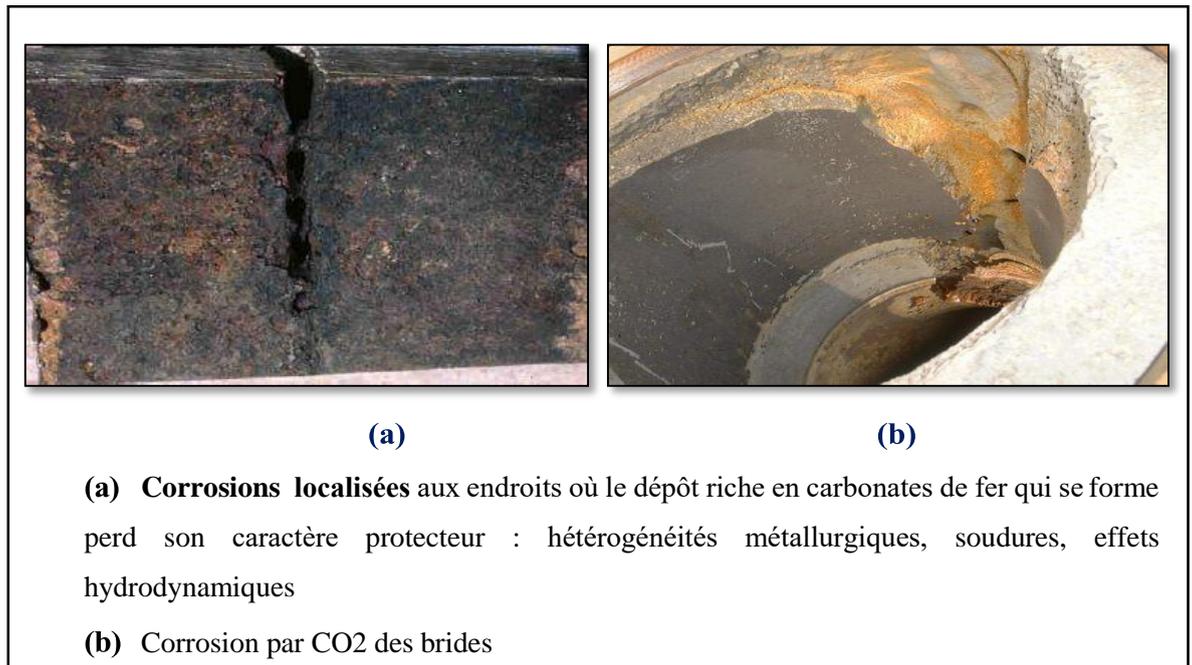
### I.6.7.1. Corrosion par CO<sub>2</sub> :

La corrosion par CO<sub>2</sub> a été un problème reconnu dans le pétrole et installations de production et de transport de gaz depuis de nombreuses années [17].

“Règle du pouce” ancienne pour estimer les risques de corrosion par CO<sub>2</sub> :

- Insignifiant quand  $PCO_2 < 0.5$  bar
- Intermédiaire quand  $0.5 \text{ bar} < PCO_2 < 2$  bar
- Elevé quand  $PCO_2 > 2$  bar

Corrosion généralement plus élevée quand il n'y a pas d'eau de réservoir (condensation d'eau, pH plus acide) [21,22]



**Figure I.26 :** Exemples de Corrosion par CO<sub>2</sub>. [8]

➤ Malgré son nom, la « **corrosion par CO<sub>2</sub>** » n'est pas dépendante uniquement de la concentration en CO<sub>2</sub>.

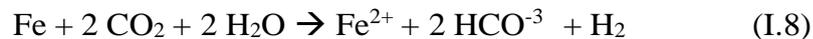
#### **I.6.7.1.1. Corrosion par CO<sub>2</sub> : Quelques paramètres :**

- Paramètres d'environnement : Température, pression
- Paramètres de production : Diamètre, vitesse d'écoulement, régime d'écoulement, Teneur en eau, GOR (Gas Oil Ratio) & GWR (Gas Water Ratio),
- Nature chimique des effluents : % CO<sub>2</sub>, % H<sub>2</sub>S, composition de l'huile.
- Nature chimique d'eau : Alcalinité, espèces organiques acides, calcium, salinité.

- **Le pH de l'eau est un facteur clé**, fonction de plusieurs paramètres (% CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S, alcalinité, espèces organiques acides espèces organiques acides, pression, température, salinité).

#### I.6.7.1.2. *Produits de Corrosion par CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S*

"*Sweet corrosion*" Produit de corrosion : carbonate de fer. [19,23]



"*Sour corrosion*" Produit de corrosion : Mackinawite (sulfure de fer)



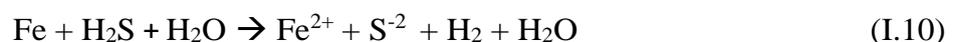
H<sub>2</sub>S réduit la vitesse de corrosion si P<sub>H<sub>2</sub>S</sub> > 0.5 au 2 % P<sub>CO<sub>2</sub></sub> mais entraîne des exigences métallurgiques ("Sour service") [8,9,10]

#### I.6.7.1.3. *Méthodes de prévention de la corrosion par CO<sub>2</sub> (et H<sub>2</sub>S)*

- Surépaisseur de corrosion ajoutée à l'épaisseur de paroi minimum calculée pour résistance à la pression : pas un système de prévention à la corrosion mais marge de sécurité uniquement pour la corrosion résiduelle
- Traitements chimiques : stabilisation du pH, inhibition, etc.
- Revêtements internes organiques (« linings »)
- Protection cathodique en phase aqueuse
- Alliages résistant à la corrosion interne (CRA) en placages ou « claddings », rechargements ou « weld overlays » (liaison métallurgique), en chemisages ou « linings » (liaison mécanique)
- Alliages résistant à la corrosion interne (CRA) en massif
- Composites (GRE) ou tubes flexibles

#### I.6.7.2. *Corrosion fissurante par H<sub>2</sub>S*

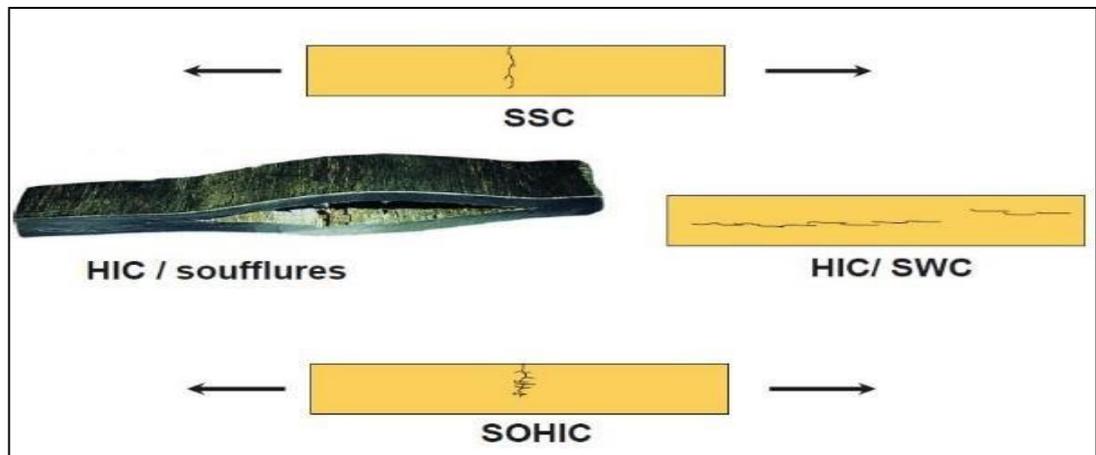
Phénomènes de fragilisation hydrogène dus au fait que H<sub>2</sub>S (en réalité HS<sup>-</sup>) favorise la pénétration dans l'acier de H produit par corrosion de la surface aux cathodes [24]



Les risques diminuent quand la température augmente (plus forte vitesse de diffusion de H)

Il y a 03 principales formes d'endommagements [8,9] :

- Le "SSC" (*Sulphide Stress Cracking*), un cas de rupture différée en présence de contraintes mécaniques de tension
- Le "HIC" (*Hydrogen Induced Cracking*), décohésion interne sans contraintes mécaniques, après période d'incubation
- Le "SOHIC" (*Stress Oriented Hydrogen Induced Cracking*), phénomène hybride de HIC conduisant à des fissures perpendiculaires aux contraintes de tension (surtout en zones de soudure)



**Figure I.27** : Formes de fissurations par H<sub>2</sub>S humide



**Figure I.28** : Un exemple d'avarie due au SSC

1. Les risques de fissuration par H<sub>2</sub>S dépendent de la sévérité du milieu corrosif "hydrogénant", de la métallurgie de l'acier et, pour le SSC et le SOHIC, des contraintes mécaniques (résiduelles ou appliquées)

2. Un contact d'eau liquide avec la surface de l'acier est nécessaire pour que le risque de fissuration existe. [21,25]
3. Cette eau doit produire une corrosion acide (avec formation de H aux zones cathodiques), donc contenir des espèces acides comme CO<sub>2</sub> ou H<sub>2</sub>S (influence du pH)
4. La concentration en H<sub>2</sub>S dans cette eau doit être suffisante pour produire un flux de H (influence de P<sub>H<sub>2</sub>S</sub>)

#### **I.6.7.2.1. Prévention des fissurations par H<sub>2</sub>S humide :**

- Evaluer la sévérité de l'environnement
- Utiliser un matériau résistant à H<sub>2</sub>S dès qu'un risque de fissuration existe
- Contrôles de la fabrication (HIC) et précautions dans le soudage (SSC)[12,13]
- La présence d'un revêtement ou l'inhibition peuvent être des solutions pour le HIC (mais avec une surveillance sérieuse). Solutions pas suffisamment sûres pour le SSC à cause de son déclenchement rapide [12,13,14]
- Application de normes/standards internationaux :
  - ISO 15156/NACE MR 01-75.
  - Publications EFC (*European Federation of Corrosion*) n° 16 & 17.

#### **I.6.7.3. Corrosion en présence de particules solides**

La présence de solides est un paramètre majeur dans l'endommagement des équipements

**Corrosion – érosion (ou abrasion) :** élimination de produits de corrosion par action mécanique continue de liquides (ou solides). [10]



**Figure I.29 :** Exemple d'une Cavitation–corrosion d'une roue de pompe.[10]

### I.6.7.3.1. Prévention contre la corrosion en présence de particules solides

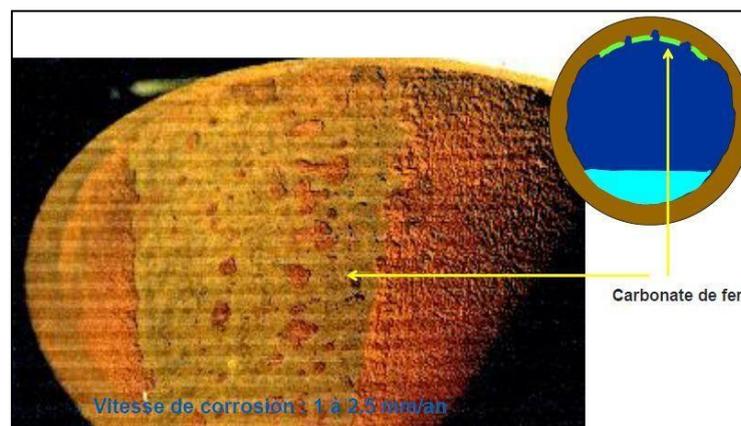
La meilleure prévention contre l'érosion par les solides (sable) consiste à agir à l'origine, au niveau du fond de puits (écrans à sable), Sinon, agir sur :

- Vitesses d'écoulement (modérées)
- Coudes à long rayon
- Pièges à sable (tés)
- Revêtements durs (céramiques), surtout pour les choke valves
- Monitoring (coupons, sondes ultrasons)
- CRA (Corrosion Resistant Alloys)

### I.6.7.4. Corrosion en voûte des pipelines de gaz humides acides chauds

« TLC » (*Top-of-Line Corrosion*) favorisée par:

- Ecoulement laminaire (inhibiteur dans la phase aqueuse inefficace au niveau des condensations)
- Haute température ( $>50^{\circ}\text{C}$ )
- Refroidissement local externe par eau de mer, air froid, etc.
- Forte pression partielle de  $\text{CO}_2$
- Forte teneur en acides organiques légers
- Vitesse de condensation d'eau  $>$  Vitesse critique dépendant de la concentration en acides organiques légers (typiquement de 0.025 à 0,25 ml/m<sup>2</sup>s) [8,9]



**Figure I.30** : un exemple de corrosion en voûte

La Corrosion due à la condensation d'eau au droit du manque de remplissage « infill » aux zones de soudure (revêtement de lestage béton non compensé)

**I.6.7.4.1. Prévention de la corrosion en voûte (Top of line corrosion)**

On peut éviter la TLC lors de la conception des nouveaux pipelines :

- Isolation thermique du pipeline (coûteux)
- Ensouillage du pipeline, mais attention aux risques de "upheaval buckling" et aux pieds de risers ("doglegs")
- Souvent le béton de lestage suffit, mais il faut alors éviter les points froids, notamment en remplissant de mastic "infill" les zones de soudure d'aboutage
- Refroidissement du gaz au départ du pipeline
- Cladding interne d'un premier tronçon de pipeline au départ

**I.6.7.4.2. Réduction de la corrosion en voûte (Top of line corrosion)**

Quand la TLC apparaît en service on peut essayer de la freiner par :

- Traitement par inhibiteur de corrosion en batches (tous les 15 jours par ex.)
- Injection continue de MDEA pour augmenter un peu le pH, en évitant les dépôts de  $\text{CaCO}_3$
- Utilisation de "Spray pig" pour disperser l'inhibiteur en génératrice supérieure



**Figure I.31 :** Spray pig

Suivi de la maîtrise de la TLC :

- Essentiellement par racleurs intelligents
- Sonde à Résistance Electrique "à condensation" (refroidissement interne à l'air) située en génératrice supérieure au départ du pipeline

**I.6.7.5. Corrosion bactérienne :**

Pertes de métal sévères par corrosion localisée (cratères) ou des bactériessulfurogènes (produisant H<sub>2</sub>S) peuvent se développer à la surface de l'acier.

Les bactéries se développent quand les conditions locales sont favorables :

Anaérobies (absence d'oxygène), pH voisin de la neutralité, température entre 20 et 80 °C, présence de nutriments (sources de C) et d'ions spécifiques assurant la "respiration" dans leur métabolisme.

**I.6.7.5.1. MIC (Microbiologically Induced Corrosion)**

Deux types de bactéries sulfurogènes pour les cas de corrosion aux endroits pétroliers:

- Le plus fréquent, les BSR (Bactéries Sulfato-Réductrices) : bactéries qui réduisent les ions sulfate en sulfure :  $\text{SO}_4^{2-} \rightarrow \text{S}^{2-}$  (I.11)

Typiquement cratères de 2 à 3 mm/an

- Parfois, les BTR (Bactéries Thiosulfato-Réductrices) : bactéries qui réduisent les ions thiosulfate en sulfure :  $\text{S}_2\text{O}_3^{2-} \rightarrow \text{S}^{2-}$  (I.12)

Typiquement cratères de 10 à 15 mm/an

Généralement  $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$  provient de H<sub>2</sub>S et O<sub>2</sub> :  $2\text{H}_2\text{S} + 3/2\text{O}_2 \rightarrow \text{S}_2\text{O}_3^{2-} + 4\text{H}^+$  (I.13)



**Figure I.32 :** MIC causée par des BSR



**Figure I.33 :** MIC causée par des BTR

#### ***I.6.7.5.2. Risques de MIC causés par des contaminations par introduction d'eau***

- La contamination des installations pendant les épreuves hydrauliques ou lors d'introduction d'eau de lavage est une menace permanente à cause de la présence de bactéries dans les eaux de rivière et de mer
- L'emploi d'eau non traitée, ne serait-ce que pour des besoins de nettoyage, contamine les installations pour le reste de leur vie, notamment dans les zones mortes, vannes et sous dépôts.
- Les bactéries peuvent ensuite se développer et sont très difficiles à détruire par traitements ultérieurs.

#### ***I.6.7.5.3. La prévention de la MIC***

La prévention est faite par un monitoring adapté (test-kits, Bioprobes,...) et traitement bactéricide quand nécessaire.

#### ***I.6.7.6. Corrosion par l'oxygène O<sub>2</sub>***

La corrosion par O<sub>2</sub> dissous est importante dans les cas suivants :

- Exposition atmosphérique (usines, installations offshore)
- Contact avec les sols (ouvrages enterrés, fonds de bacs,...)
- Contact avec l'eau de mer :
  - Systèmes d'injection pour maintien en pression
  - Systèmes de lutte contre l'incendie

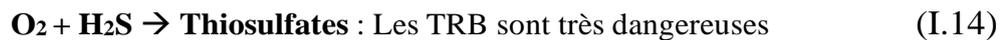
- Systèmes de refroidissement
- Ouvrages marins, portuaires et offshore
- Fluides pétroliers contenant de l'eau venant au contact avec l'air.

En ce qui concerne les épreuves hydrauliques, la corrosion par O<sub>2</sub> ne constitue pas un risque majeur car l'oxygène dissous se consomme rapidement avant que la corrosion ne s'arrête (c'est le risque de MIC qui est majeur).

Rôle nuisible de l'oxygène dans les fluides de procédé :

L'introduction d'oxygène doit être évitée le plus possible dans les fluides de procédé

- L'Oxygène en présence de l'H<sub>2</sub>S = Pouvoir oxydant supplémentaire



Efficacité des inhibiteurs : L'oxygène dégrade l'efficacité de nombreux inhibiteurs □ corrosions localisées (piqûres)

#### ***1.6.7.6.1. Prévention de la corrosion par O<sub>2</sub> :***

- Dans les systèmes d'injection d'eau de mer :

##### ***Traitements :***

- **Chlorée** au bas de la colonne de relevage des pompes (pour éviter macro et microfouling et faciliter la filtration)
- **Filtrée** à un niveau correspondant au réservoir
- **Désoxygénée** dans une tour de désaération physique (**sous vide ou par stripping au gaz**) jusqu'à un niveau de l'ordre de **0,1 ppm**
- **Désoxygénée chimiquement par injection d'"oxygen scavenger"** afin d'assurer une concentration résiduelle en O<sub>2</sub> maximale de **30 ppb**
- **Traitée contre la corrosion par inhibiteur** et la contamination bactérienne par bactéricide (pour éviter la corrosion bactérienne et le "souring" du réservoir)

##### ***Matériaux :***

- En amont de la tour de désaération (faible pression, 20 bars max) :
- Emploi systématique de matériaux résistant à la corrosion tels qu'alliage Cu- Ni 90/10, aciers inoxydables à haute résistance ou **GRE**

- En aval de la tour de désaération (forte pression, 100 à 200 bars) :
  - Acier au carbone pour les pipelines, le piping, les tubings et les équipements (car très faible corrosivité)
  - Eventuellement revêtement interne époxy pour assurer une propreté maximale (évite l'introduction de solides dans les puits et les dépôts de rouille favorisant la corrosion dans les pipelines)
- Dans les circuits d'eau de mer pour lutte contre l'incendie :
  - L'utilisation d'acier au carbone a été abandonnée en raison de percements et du bouchage des "sprinklers" par la rouille
  - L'utilisation d'acier galvanisé s'est avérée insuffisante pour une longue durée et a été abandonnée
  - Aujourd'hui, emploi systématique de matériaux résistant à la corrosion tels qu'alliage Cu-Ni 90/10 (surtout circuits "secs" des "deluge systems" ou GRE (avec revêtement spécial anti-feu pour circuits "secs"))
- Dans les circuits d'eau de mer pour refroidissement :
  - Des revêtements internes organiques ou de ciment (gros diamètres, à terre) peuvent être utilisés, mais beaucoup d'avaries rencontrées. **Protection cathodique interne** recommandée en complément.
  - Chloration au bas de la colonne de relevage des pompes
  - Matériaux résistant à la corrosion tels qu'alliage Cu-Ni 90/10 ou GRE pour les tuyauteries
  - Alliages Nickel - Co - Mo (C 276 ou C22) et Titane généralement utilisés pour échangeurs de chaleur afin d'éviter les corrosions par piqûres, caverneuse et sous contrainte.

**NB : La concentration résiduelle en chlore** (après **chloration** et réaction du chlore avec les matières organiques) dans l'eau de mer ne doit pas excéder **0.5 ppm** afin d'éviter une corrosion par piqûres sévère et la corrosion caverneuse des aciers inoxydables.

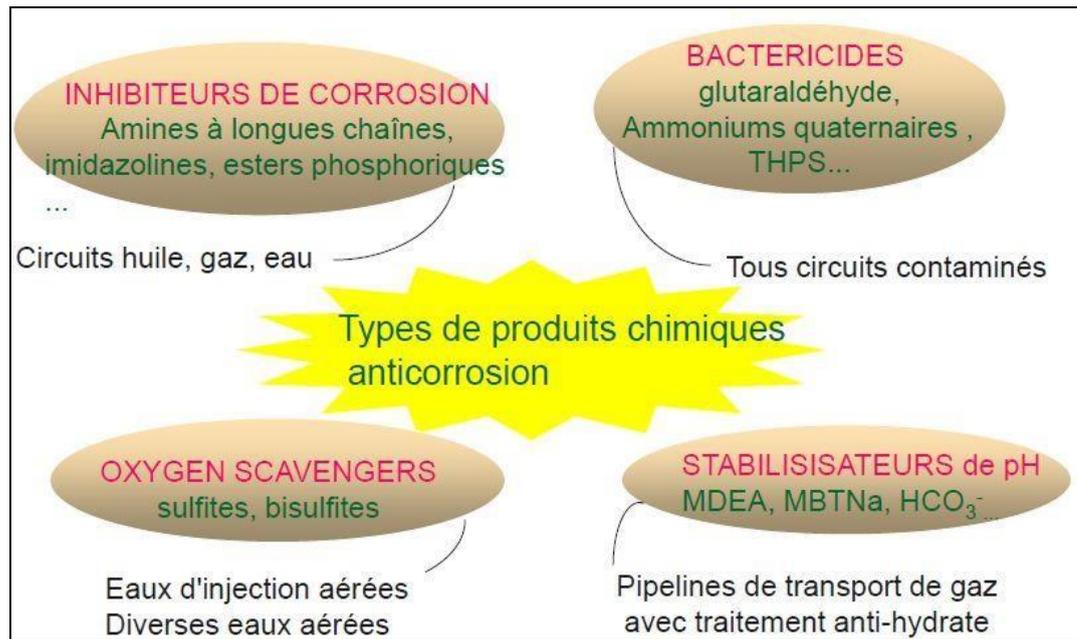


Figure I.34. Traitements chimiques : Récapitulation

### I.6.8. Méthodes de prévention de la corrosion interne des différents équipements dans les installations pétrolières et gazières :

Les problèmes de corrosion des champs pétrolifères ne sont pas des phénomènes statiques. Les caractéristiques des fluides changent au fil du temps, ce qui fait que les systèmes deviennent moins efficaces et pratiques aux programmes de prévention et lutte contre de la corrosion établis [28]. Dans le domaine du contrôle et de la prévention de la corrosion dans l'industrie pétrolière et gazière, il existe des options techniques telles que la protection cathodique et anodique, la sélection des matériaux, le dosage chimique et l'application de revêtements internes et externes. Il est largement reconnu dans l'industrie pétrolière qu'une gestion efficace de la corrosion contribuera au maintien de l'intégrité des installations et permettra d'optimiser les coûts de prévention, surveillance et d'inspection [11]. Bien que de nombreuses méthodes aient été conseillées pour arrêter le phénomène de la corrosion, ces méthodes peuvent être globalement classées comme suit [21] :

- Sélection des matériaux appropriés ;
- Utilisation d'inhibiteurs ;
- Utilisation de revêtements protecteurs ;
- Surveillance et inspection adéquates de la corrosion ;
- Technique de protection cathodique ;

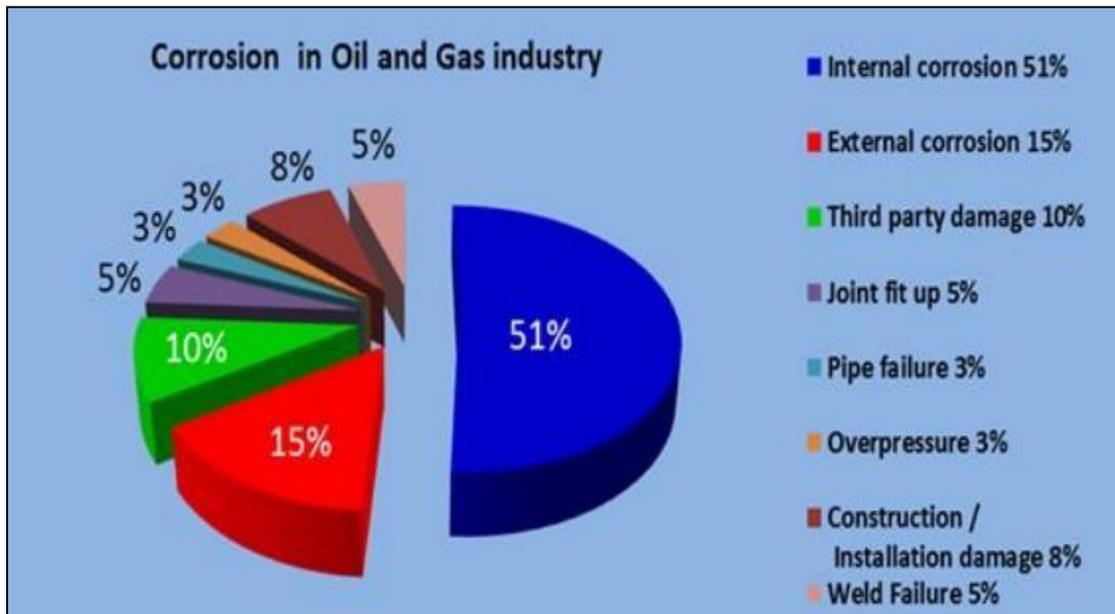


Figure I.35. La corrosion dans l'industrie pétrolière [34].

### I.6.8.1. Prévention de la corrosion interne des tubings de puits :

#### I.6.8.1.1. Traitements chimiques : Inhibition

Les inhibiteurs sont des produits chimiques utilisés pour protéger la surface des métaux utilisés dans les industries pétrolière et gazière afin de prévenir la corrosion [15]. Ils protègent la surface des métaux soit en réagissant avec les impuretés de l'environnement qui peuvent causer la pollution soit en contribuant à la formation d'une fine couche sur la surface qui arrête le processus de corrosion [16].

- Difficile, souvent insuffisamment fiable et économique, surtout en offshore
- Injection en continu (utilisation du gas lift si possible)
- Introduction en « batches » (remplissage du tubing) ou en « squeezes » (injection dans réservoir).

#### I.6.8.1.2. Revêtements internes :

- Pas suffisamment sûrs pour garantir une continuité complète de la protection (zones de vissage, endommagement en service par les opérations de wire-line,...)

#### I.6.8.1.3. Corrosion Resisting Alloys (CRAs) en massif :

- Inox 13% Cr : Le moins coûteux, pas de soudage car assemblage par vissage, et généralement suffisant pour la résistance à la corrosion par CO<sub>2</sub> (limité pour H<sub>2</sub>S) [21].

- Inox plus alliés, souvent Duplex ou Superduplex (meilleur compromis entre résistance à la corrosion et caractéristiques mécaniques) nécessaires en conditions sévères (température, teneur en H<sub>2</sub>S et/ou teneur en Cl<sup>-</sup> élevées)

**I.6.8.2. Prévention de la corrosion interne des tuyauteries :**

- Acier au C avec surépaisseur de corrosion suffisant si le risque de corrosion est faible
- En case de risque de corrosion significatif, l'utilisation d'aciers inoxydables est courante car l'inhibition est difficile et/ou non économique sur de faibles longueurs (surtout si utilisation d'inox pour le stubings, donc sans injection d'inhibiteur dans les puits)
- Surtout aciers austéno-ferritiques "Duplex" (22% Cr- 5 Ni%) ou "super- duplex" (25% Cr-7%Ni) car présentant le meilleur compromis entre résistance à la corrosion, caractéristiques mécaniques et soudabilité. [21]

**I.6.8.3. Prévention de la corrosion interne des appareils à pression et réservoirs :**

- Généralement les revêtements internes organiques constituent le premier système de protection des séparateurs, scrubbers, ...
- Ils sont limités en pression (décollement pendant la décompression) et en température
- Les systèmes époxy sont généralement limités à 60°C et 50 à 80 bars
- Des peintures phénoliques polymérisées à chaud, des Glass flakes vinyl esters et d'autres systèmes composites ou hybrides sont plus résistants
- Pour les cas difficiles, une qualification est nécessaire (essais de tenue à la température et à la décompression)
- Des anodes d'aluminium peuvent être installées au fond des séparateurs et réservoirs si une phase aqueuse continue existe, pour éviter la corrosion aux défauts de revêtements
- Les revêtements organiques ne constituent pas une barrière aux risques de SSC en présence d'H<sub>2</sub>S
- Des "**claddings**" ou des « rechargements » sont choisis pour les conditions les plus sévères : 2 à 3 mm d'acier inoxydable (316L, 904L) ou d'alliage de nickel (Alliage 825, Alliage 625, ...), en fonction des risques de corrosion (par ex. SCC)
- Les claddings constituent une barrière aux risques de SSC en présence d'H<sub>2</sub>S
- Parfois (petits appareils) les aciers inoxydables massifs sont plus économiques que les claddings, les rechargements étant impossibles par inaccessibilité

**I.6.8.4. Prévention de la corrosion interne des pipelines :**

- Les tubes (généralement de 12 m) utilisés pour construire les pipelines par soudage bout à bout sont étirés sans soudure (< 20") ou roulés, soudés et expansés (soudure longitudinale – préférée- ou en spirale (> 16"))
- Les aciers au carbone constituent le choix de base
- Les traitements chimiques constituent la méthode habituelle de prévention de la corrosion
- Si l'acier C n'est pas sélectionné parce que les traitements chimiques sont trop difficiles, pas assez fiables, perturbant l'évacuation de l'eau (traces d'hydrocarbures trop élevées) ou trop coûteux (en « cycle de vie ») des matériaux « résistant à la corrosion » sont sélectionnés.
- L'utilisation d'un acier inox est la principale alternative, sous des formes diverses, en fonction principalement des conditions du marché (coût et délai de livraison)
  - Aciers austéno-ferritiques "Duplex" (22% Cr- 5 Ni%) ou "super-duplex" (25% Cr- 7%Ni) (meilleur compromis entre résistance à la corrosion, caractéristiques mécaniques et soudabilité) [8,9,21].
  - Inox 13% Cr Supermartensitiques soudables largement utilisé malgré de nombreux problèmes liés à leur sensibilité à la fragilisation H et à la corrosion en eau de mer (pendant pose offshore ou épreuves)
- Flexibles, composites (GRE) [8,9].

**I.6.8.5. Prévention de la corrosion interne des pipelines de gaz :**

- Le choix de la méthode de prévention de la corrosion dépend de la sélection de la méthode de prévention anti-hydrates éventuelle (méthanol perdu, inhibiteurs d'hydrates, glycol recyclé)
- Si la méthode de recirculation du glycol (DEG) régénéré est utilisée pour la prévention d'hydrate, la stabilisation du pH du glycol est la solution la plus efficace lorsque c'est possible
- L'inhibition est la solution classique lorsque la prévention de formation d'hydrates n'est pas nécessaire ou que la stabilisation du pH du glycol recirculé n'est pas possible (utilisation d'inhibiteurs d'hydrates)
- Lorsque toutes ces méthodes ne sont pas possibles ou suffisamment fiables, des matériaux « résistant à la corrosion » sont sélectionnés. [8,9,21].

# Chapitre II

LA CORROSION INTERNE  
DESBACS DE STOCKAGE

&

MODES DE PROTECTION

## II. Corrosion interne des réservoirs de stockage :

Les réservoirs de stockage industriels et leur contenu constituent des biens de valeur qui ont besoin d'être protégés contre la corrosion et plus particulièrement la corrosion interne.

La corrosion est l'un des principaux modes de dégradation des réservoirs de stockage, ils sont susceptibles de fuir à travers les parois ou par le fond. En effet, après plusieurs années d'utilisation, il est fréquent que le bac soit sujet à la corrosion par le bas, du fait soit des liquides stockés (par exemple, l'eau salée contenue dans le pétrole brut, qui entraîne une corrosion interne), cette corrosion peut être de nature électrochimique ou bactérienne et peut affecter l'ensemble des composants d'un réservoir de stockage à l'intérieure. Par ailleurs, la corrosion peut être soit localisée soit généralisée.

Les piqûres isolées peuvent créer des fuites mineures, la concentration d'un grand nombre de piqûres ou une zone de corrosion localisée, peuvent provoquer une fuite majeure. [5]

### II.1. Différents éléments affectants sur la corrosion interne :

1- Les divers cas de corrosion affectant les réservoirs de stockage ne peuvent être que de nature électrochimique, c'est à dire qu'ils nécessitent la présence d'eau liquide au contact de la paroi de l'acier. Une espèce " oxydante " est par ailleurs indispensable pour alimenter les piles de corrosion : c'est soit l'ion  $H^+$ , et on parlera alors de corrosion " acide " (significative aux bas pH), soit l'oxygène dissous dans l'eau. C'est aussi bien le cas de la corrosion de l'intérieur des réservoirs par l'eau liquide pouvant séparer et venir au contact de l'acier,

Les options principales qui existent pour empêcher la corrosion électrochimique sont de façon préventive

- **Protection cathodique**
- **Application d'un revêtement interne approprié.**

2- La corrosion dite " bactérienne " rencontrée fréquemment (sous la forme de cratères) est provoquée par une augmentation locale de la corrosivité dans des zones où des colonies de bactéries sulfato-réductrices (BSR) trouvent les conditions physico-chimiques favorables à leur prolifération : absence totale d'oxygène dissous (bactéries anaérobies), présence de sources de carbone (hydrocarbures et autres composés organiques), présence d'ions sulfates qu'elles " respirent " pour les réduire en sulfure, généralement sous la forme de  $H_2S$  (qui provoque ensuite la corrosion du fait de son caractère acide en présence d'eau), pH et

température modérés. Les points essentiels de la corrosion bactérienne sont :

- Des taux de corrosion plus élevés que les mécanismes de corrosion « normaux »
- Des niveaux élevés de réparation.

Les options principales qui existent pour empêcher la corrosion bactérienne sont de façon préventive :

- Le drainage régulier de l'eau présente au niveau du fond réservoir,
- La réalisation d'un revêtement interne lors de l'arrêt du réservoir.

A titre curatif si nécessaire : utilisation de bactéricides sous réserve de respecter les précautions relatives à l'usage de ces produits. [5]

## **II.2. Corrosion interne du fond des réservoirs de stockage :**

Ce type de corrosion concerne essentiellement les produits stockés susceptibles de contenir de l'eau chargée en produits corrosifs. Cette corrosion affecte principalement les points bas (notamment dus aux tassements des fondations) où l'eau peut s'accumuler.

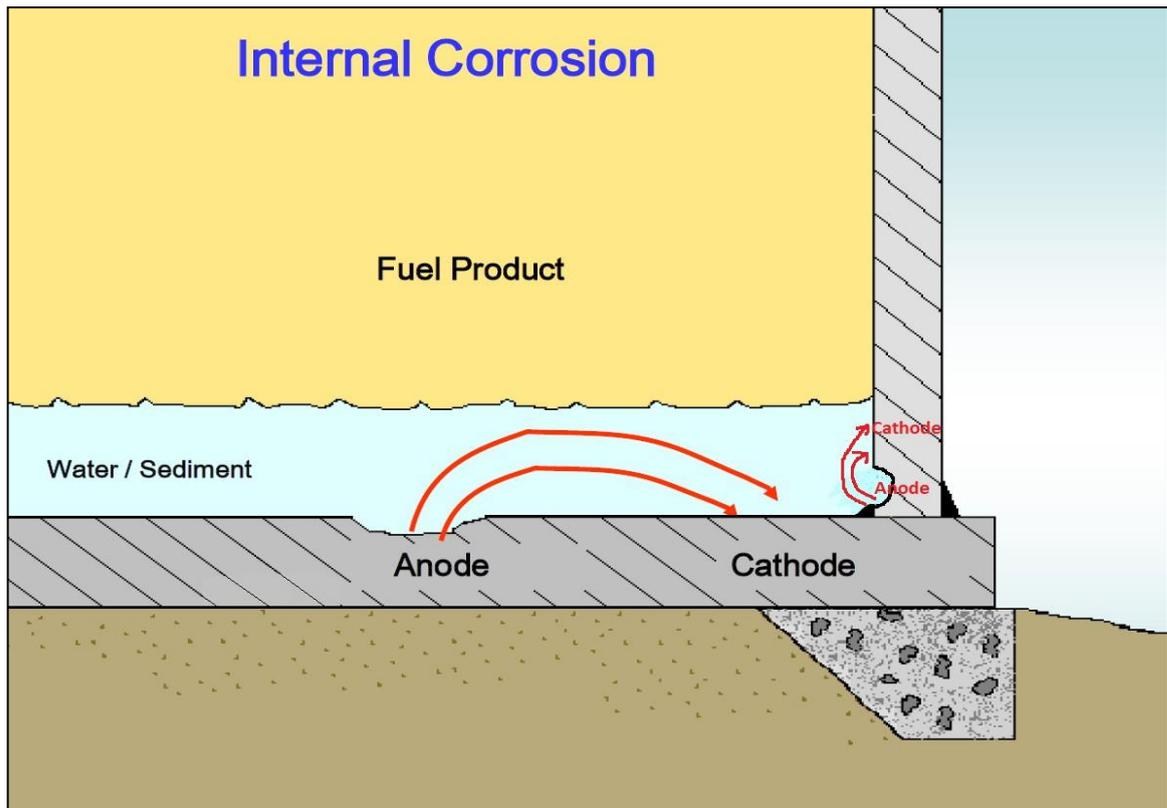
Les zones de soudure sont des points sensibles du fait de leur hétérogénéité géométrique et électrochimique. Le risque augmente en cas de développement de bactéries sulfato-réductrices (sous les dépôts, en absence d'oxygène, avec présence d'ions sulfates, de préférence à températures de 30 à 60°C).

Ce type de corrosion est une des principales causes de fuites de réservoirs, l'eau provenant :

- De l'hydrocarbure stocké : eaux de gisement et de ballastage pour les produits approvisionnés par bateau, eaux provenant de procédés de raffinage pour produits intermédiaires ou finis ;
- De la respiration des réservoirs par variations de température, conduisant à la condensation de l'humidité de l'air (réservoirs à toit fixe) ;
- De l'infiltration des eaux de pluie (réservoirs à toit flottant) ;
- De la corrosion / érosion des réservoirs de bruts agités (sédiments + chlorure + eau).

Par ailleurs, ce type de corrosion peut se manifester soit de façon apparente sur le métal nu soit en corrosion sous couche dans le cas de réservoirs possédant un revêtement interne. La corrosion sous couche peut conduire à des vitesses de corrosion élevées de même ordre de grandeur que la corrosion bactérienne et n'est pas toujours aisée à détecter, de ce fait elle

doit faire l'objet d'une attention particulière lors des inspections. [5]



*Figure II.1* : Corrosion interne au fond du bac de stockage due à l'eau décantée.

### II.3. Corrosion de la face intérieure de virole

La corrosion de la virole peut prendre des formes et des degrés de gravité différents. Elle peut être uniforme sur l'ensemble de la virole ou ne concerner que des secteurs.

La première virole (en partant du fond) peut subir des problèmes du même ordre que le fond en cas de décantation d'eau.

Pour le reste, les problèmes de corrosion se limitent en général aux réservoirs de produits pétroliers de densité inférieure à 50° API soit environ une masse volumique de 780 kg/m<sup>3</sup> à flotter en présence d'eau. Lorsque les produits pétroliers ont une densité supérieure à 50° API, la corrosion de la robe dans l'espace liquide est rarement un problème. La corrosion dans l'espace vapeur dépend des conditions climatiques, de l'efficacité du revêtement protecteur éventuel et du programme de remplissage et de vidange du réservoir. Il y a eu dans le passé des accidents dus à ce type de corrosion, qui touche essentiellement la mi-hauteur. L'inspection de ces zones révèle souvent des épaisseurs d'oxydes de fer pouvant dépasser 5 mm. L'origine de cette corrosion peut s'expliquer par :

- La teneur en eau dissoute dans le carburant ;
- La teneur en oxygène dissous dans le carburant ;
- La teneur en H<sub>2</sub>S dissous, si supérieure à 0,5% ;
- L'apport en oxygène de l'atmosphère au travers du joint d'étanchéité du toit flottant (solubilité de l'oxygène dans les carburants de l'ordre de 150 ppm)
- L'effet mécanique accélérateur des mouvements du toit flottant (rupture et raclage des écailles de rouille), qui sont statistiquement plus fréquents à mi-hauteur.

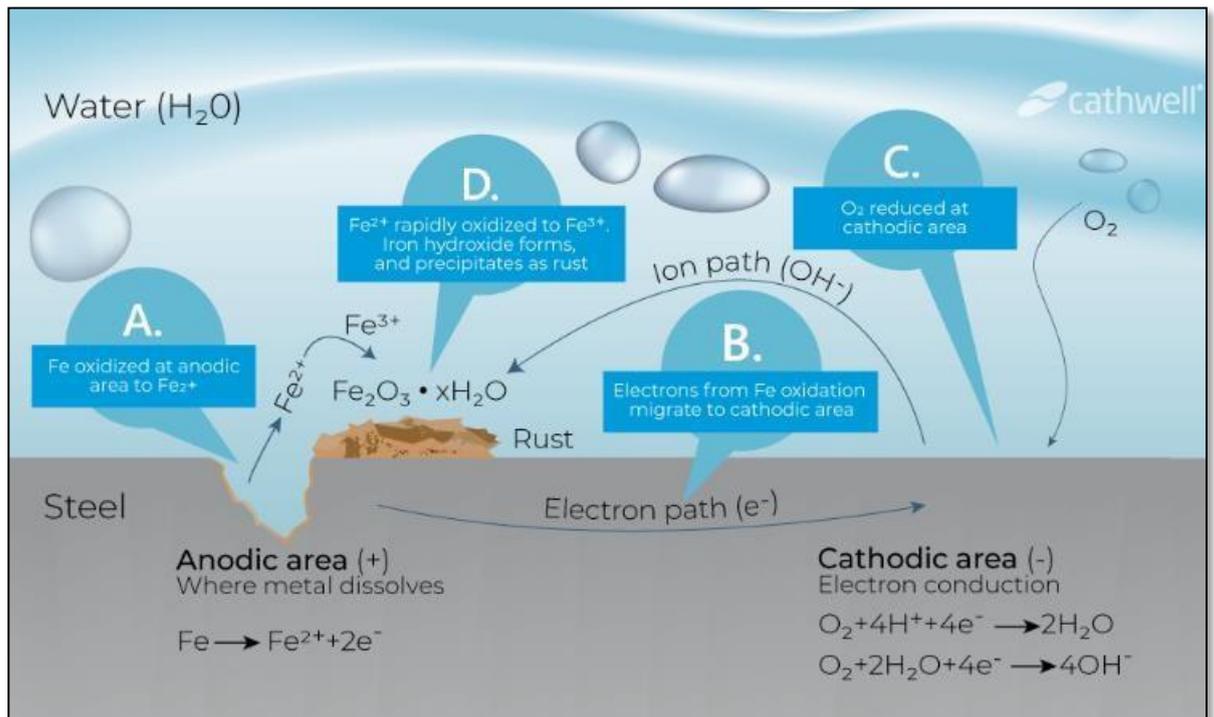
Les produits blancs sont concernés car la solubilité en oxygène dissous est plus élevée et ils ne constituent pas de pellicule grasse à la surface de l'acier.

La corrosion préférentielle au niveau des soudures est à surveiller. La corrosion préférentielle sur les soudures verticales, compte tenu des contraintes, peut-être plus importante que sur les soudures horizontales.

La corrosion de la robe n'est généralement pas un problème pour les réservoirs à toits flottants utilisés pour le stockage de brut, particulièrement quand ils sont revêtus d'une couche protectrice ; des piqûres de corrosion et une corrosion générale ont cependant parfois pu être mises en évidence sur les tôles de la robe dans une zone située à moins de 500 mm du fond.

La partie basse de la première virole est sujette au même problème que le fond (voir figure II.1).

Pour les autres viroles, celles correspondant à l'espace vapeur sont plus particulièrement concernées notamment la virole haute ainsi que celles correspondant à la zone dite de « marnage » au droit du niveau de stockage du produit. [5]



**Figure II.2 :** Description de la corrosion - cellule de corrosion électrochimique.

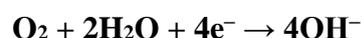
Il existe plusieurs formes de corrosion métallique, et la corrosion interne du bac de stockage se produit dans la plupart des cas à cause de la cellule électrochimique. Les composants fondamentaux d'une cellule de corrosion électrochimique sont la zone anodique, la zone cathodique, le chemin électronique (connexion métallique) et le chemin ionique (électrolyte). Les quatre composants doivent être présents pour que la corrosion se produise.

Dans **la figure II.2**, le métal à l'anode est oxydé, ce qui lui fait perdre de la masse ou se corrode. Les électrons produits en raison de cette réaction se déplacent vers la cathode par le chemin métallique, les électrons consommés dans la réaction empêchent la zone cathodique de se corroder.

La réaction anodique, consistant en l'oxydation du métal, peut être donnée comme suit:



L'oxygène (O<sub>2</sub>), qui est hautement soluble dans la couche aqueuse, est un accepteur d'électrons possible. La réduction de l'oxygène en milieu neutre ou basique a lieu selon la réaction



La zone anodique d'une surface métallique est oxydée et perd ses électrons au profit de la zone cathodique. Au niveau de la zone cathodique, l'oxygène se réduit et réagit avec le métal oxydé pour former un oxyde métallique, appelé rouille.

**NB :** Les milieux électrolytiques les plus courants sont l'eau, le sol et le béton contaminé au chlorure. Le trajet électronique peut être interne au métal lui-même ou externe tel qu'un fil, une connexion directe ou d'autres composants métalliques interconnectés.

#### **II.4. Moyens de lutte contre la corrosion humide – choix de la protection :**

Dans les conditions de corrosion humide, il est rarement possible d'utiliser des revêtements avec des métaux nobles qui ne se corrodent pas, pour des raisons économiques. Le problème est donc de combattre la corrosion intrinsèque des métaux et alliages que l'on utilise. Il existe certaines méthodes contre la corrosion humide établies à partir des principes électrochimiques. D'autres méthodes consistent à isoler le métal de son environnement ou à utiliser des additifs chimiques en traitement de surface tels que les inhibiteurs de corrosion ou les bactéricides. Le succès de celles-ci dépend de la résistance chimique ou électrochimique des isolants et des additifs chimiques. Dans certaines situations il est parfois possible de rendre le milieu moins corrosif en agissant sur certains paramètres physico-chimiques tels que la température, le pH (alcalinisation), le dégazage

Le choix de la méthode de protection n'étant pas aisé du fait qu'aucune méthode n'est universellement applicable, le choix se fait d'une part selon le milieu environnant, d'autre part, selon les considérations économiques. Ces dernières n'incluent pas seulement le coût initial de mise en œuvre, mais aussi le coût de la maintenance tels que le remplacement des parties corrodées et dans certains cas le renouvellement de la protection. Une des méthodes les plus utilisées industriellement est **la protection cathodique** qui s'avère généralement peu coûteuse et efficace sur une longue durée **lorsque cette technique est maîtrisée et accompagnée d'une bonne connaissance des conditions environnantes.** [6]

##### **II.4.1. Application de la protection cathodique dans l'industrie :**

Ses applications industrielles principales concernent les canalisations enterrées ou immergées, les réservoirs enterrés, les intérieurs de capacités, en association avec une

protection passive par systèmes de peintures ou revêtements spéciaux. Elle est aussi largement utilisée en milieu marin : protection des navires, des bouées, des ouvrages portuaires et des plates-formes offshore. Cette technique se développe dans les nouveaux secteurs comme les ouvrages aériens en béton armé ou précontraint (tabliers de ponts, piliers).

## **II.4.2. Les revêtements associés à la protection cathodique :**

### **II.4.2.1. Intérêt des revêtements associés à la protection cathodique**

La protection cathodique est systématiquement utilisée dans un système duplex qui associe une protection passive et une protection active. La protection cathodique n'entre en fonction que s'il y a un défaut de revêtement et une partie de métal en contact direct avec l'électrolyte (sol ou eau).

- Les revêtements sont souvent associés à la protection cathodique afin de :
  - Offrir une protection supplémentaire contre la corrosion et de façon "passive",
  - Aider la protection cathodique dans les rôles suivants :
    - Limiter le courant consommé,
    - Réduire la consommation des anodes,
    - Assurer une polarisation plus rapide,
    - Assurer une portée de la protection cathodique dans les structures complexes,
    - Assurer une meilleure répartition du courant dans la structure,
    - Réduire le coût global de la protection.

### **II.4.2.2. Choix des revêtements**

Il convient de choisir des revêtements compatibles avec leur situation :

- Une adhérence parfaite et pérenne sur la structure,
- Un pH du milieu rendu alcalin.

La protection cathodique est réalisée systématiquement en supplément **d'un revêtement organique**.

Les dessous de réservoirs aériens verticaux sont parfois protégés cathodiquement en préventif ou en curatif, en liaison avec un enduit bitumineux ou une peinture.

L'efficacité de la protection dépend grandement du contact avec le sol ou l'eau et de l'emplacement des anodes.

Le revêtement protecteur utilisé dépend du diagnostic des conditions d'exposition. Il existe un choix considérable et il est difficile de les comparer tant les opinions diffèrent, les expériences varient et les progrès continuent.

Il est à noter qu'un mauvais choix de revêtement peut conduire à des cloquages et parfois, à des décollements importants dû à l'alcalinisation du milieu, à la température du fluide transporté et au dégagement d'hydrogène en surface. [6]

#### **II.4.2.3. Effet sur la protection cathodique**

La protection cathodique associée avec les revêtements doit tenir compte :

- Des pourcentages de défauts de revêtement apparaissant dans le temps,
- Du vieillissement du film.

Ces facteurs sont à prendre en compte dans les calculs de courant à corriger d'année en année.

### **II.4.3. Potentiels de protection cathodique :**

#### **II.4.3.1. Principe de la protection**

La corrosion des métaux au contact des milieux aqueux (eaux, sols, béton) est de nature électrochimique. Dans ces milieux, l'application de la technique de la protection cathodique a pour but de **diminuer le potentiel de polarisation du métal à un niveau pour lequel la vitesse de corrosion du métal est réduite de façon significative**. Le seuil de protection cathodique peut être déterminé thermodynamiquement. Il correspond **au seuil d'immunité** tel que représenté dans les diagrammes de Pourbaix correspondant à un état à partir duquel la corrosion devient théoriquement impossible.

#### **II.4.3.2. Influence du milieu**

Le seuil de protection cathodique dépend du milieu au contact duquel l'équipement est en contact. Il est toutefois difficile de définir théoriquement le seuil de protection cathodique d'un métal dans un milieu donné (impossibilité de tracer avec précision la courbe individuelle de polarisation anodique, calcul thermodynamique basé sur l'hypothèse d'équilibre de la teneur en cation métallique avec le métal dans le milieu corrosif). Les critères pratiques sont donc basés sur l'expérience pour contrôler la corrosion d'une surface métallique en transformant cette surface en la cathode d'une cellule électrochimique.

Le tableau donne les domaines de potentiel généralement recommandés, pour différents métaux dans différents milieux. [6]

Tableau II.1 : Domaines de potentiels de protection préconisés [6]

METAL	Domaines de protection préconisés	
	Dans les sols (électrode Cu/Cu-SO4)	En eau de mer (électrode Ag/Ag-Cl)
<b>Acier et carbone :</b>		
1) Environnement aérobie	< -0,85 V	< -0,80 V
2) Environnement anaérobie	< -0,95 V	< -0,90 V
<b>Alliages cuivreux</b>	< -0,50 V à -0,65 V	< -0,45 V à -0,60 V
<b>Aluminium</b>	Entre -0,95 V et -1,20 V	Entre -0,90 V et -1,15 V
<b>Plomb</b>	Entre -0,60 V et -1,50 V	Entre -0,55 V et -1,45 V

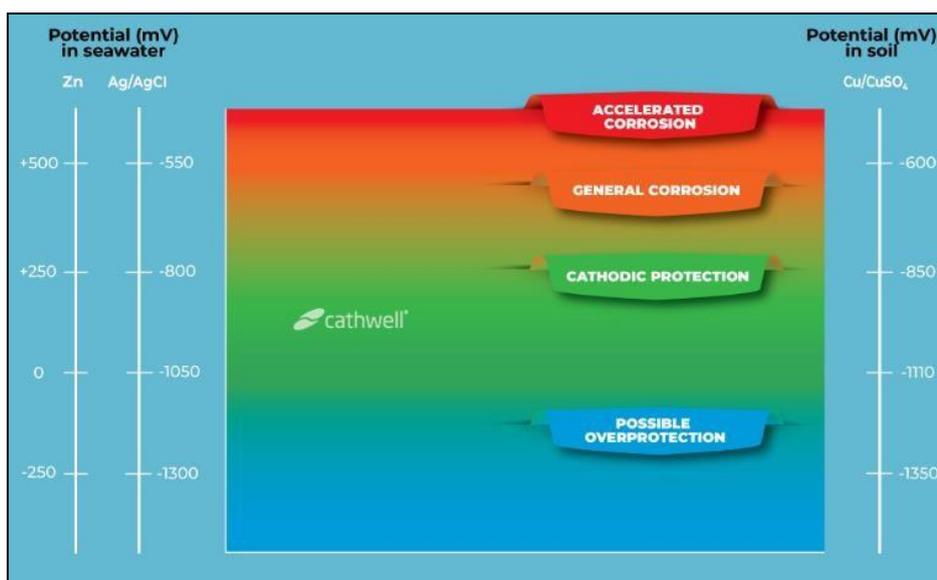


Figure II.3 : Evolution de la Corrosion en fonction de domaines de potentiels de protection

### II.4.3.3. Contrôle des mesures de potentiel sur site

La mesure du potentiel électrochimique d'une structure sous protection cathodique doit être effectuée avec l'électrode de référence la plus proche possible du point à contrôler et à courant coupé (les courants de protection cathodique doivent être coupés quelques secondes au moment de la mesure pour éliminer les chutes de tension ou chutes ohmiques générées par ces

courants lorsqu'ils circulent dans le sol). Certaines recommandations précisent même que la lecture doit être effectuée rapidement après coupure de courant pour annuler cette erreur.

En général, les seuils de protection varient et les recommandations sont fournies par des normes et documents professionnels. Pour des matériaux à l'état passif mais risquant des corrosions localisées (piqûres, corrosion caverneuse, corrosion sous tension) le niveau de protection cathodique peut être défini par rapport au potentiel de piquûre : c'est par exemple le cas des aciers inoxydables en milieu chloruré ou celui de l'acier enrobé de béton.

#### II.4.4. Densité de courant de protection cathodique :

##### II.4.4.1. Principe de la détermination de la densité de courant pour atteindre le potentiel de la protection cathodique :

La dissolution du métal se fait dans un processus anodique. On a vu théoriquement que si le potentiel d'un objet qui se corrode est amené jusqu'au potentiel de la protection cathodique, alors la dissolution s'interrompt puisque thermodynamiquement la réaction devient impossible. Il en résulte une perte de poids nulle. Pour atteindre le potentiel correspondant au seuil de la protection cathodique, la surface entière de l'objet doit être parcourue par un courant s'exprimant en densité de courant ( $A/m^2$ ). Cette situation est décrite à la figure II.3.

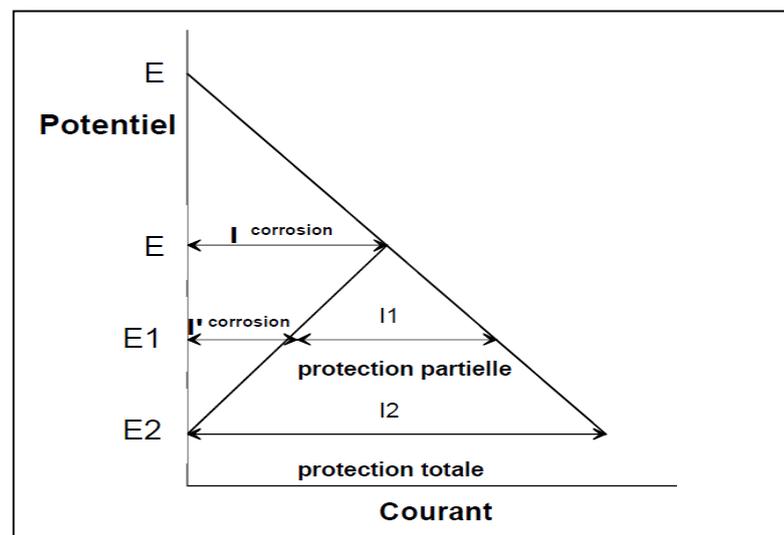


Figure II.4 : Densité de courant et potentiel de la protection cathodique.

Dans les conditions de corrosion libre, la structure métallique a un potentiel de corrosion mixte  $E$  et se corrode à une vitesse proportionnelle à  $I_{\text{Corrosion}}$ . Si l'on applique la polarisation cathodique afin que le potentiel de la structure diminue jusqu'à  $E_1$  par le courant  $I_1$  appliqué extérieurement, alors l'objet est partiellement protégé, puisque la vitesse de corrosion a diminué et vaut  $I'_{\text{Corrosion}}$ . Si l'on augmente le courant extérieur jusqu'à  $I_2$  pour que le potentiel descende à  $E_2$  correspondant au potentiel réversible de la réaction anodique, alors la dissolution anodique sera stoppée. L'objet est alors sous protection cathodique.

Lorsque la protection cathodique est appliquée en conjonction avec un **revêtement**, les calculs du besoin en courant doivent prendre un **coefficient de dégradation qui varie généralement au cours du temps**. Pour les canalisations enterrées ou immergées, la mesure de la dégradation s'effectue sous forme d'une diminution de la résistance d'isolement qui dépend aussi de la résistivité du sol et de la corrosivité du milieu électrolytique environnant.

#### II.4.5. La protection cathodique par anodes sacrificielles

La protection cathodique par anodes sacrificielles appelées également « anodes réactives » ou « anodes solubles » a pour but de mettre à profit l'effet de couplage galvanique (pile) créé par l'association, dans un même électrolyte, deux métaux différents : le métal à protéger et un métal moins noble qui constitue l'anode.

Dans le cas de la protection de l'acier, les anodes utilisées sont à base de zinc, d'aluminium ou de magnésium. Les études, et l'expérience ont permis de déterminer, pour chacun des métaux de base, les seuils d'impureté admissibles ainsi que les éléments d'alliage complémentaire nécessaire pour obtenir les meilleures performances. De nombreux alliages spécifiques pour la protection cathodique existent aujourd'hui sur le marché.

Dans ce type de protection, l'anode se consomme par dissolution en portant la surface de métal à protéger au-delà de son potentiel d'immunité.

Pour que cette protection existe, il faut :

- que la pile débite, donc que l'anode soit reliée électriquement à l'acier.

- Que la surface à protéger et l'anode soient plongées toutes les deux dans le même milieu électrolytique (par exemple, la protection interne d'un bac de stockage n'est pas possible si les anodes sont installées à l'extérieur de réservoir de stockage) ;
- Que l'installation soit adaptée à la surface à protéger (dimensions, nombre, répartition des anodes).

La protection par anodes sacrificielles n'a pas une durée indéterminée ; elle s'arrête avec la disparition de l'anode.



**Figure II.5 :** Anodes sacrificielles  
Pour les systèmes immergés



**Figure II.6:** Pose d'une anode prébackfillée  
pour les systèmes enterrés

#### II.4.5.1 Caractéristique des anodes couramment utilisées :

##### II.4.5.1.1. Anodes à base de zinc :

Les anodes utilisées répondent généralement, soit aux spécifications de la marine américaine, soit à celle de la marine française, ces dernières étant plus strictes.

**Tableaux II.2 :** Compositions recommandées des anodes à base de zinc.[29]

<i>Anodes à base de zinc</i>	
Zn	Le reste
In	NA
Fe	≤ 0.005%
Si	NA
Cd	≤ 0.07 %
Al	0.10-0.50%
Cu	≤ 0.005%
Pb	≤ 0.006%

➤ *Caractéristiques électrochimiques :*

**Tableau II.3 :** Caractéristique électrochimique des anodes à base de zinc

	En eau de mer	Au sol (3)
Potentiel à débit nul (v)	-1,05 (1)	-1,1 (2)
Potentiel en charge (v)	-1 à 1,05 (1)	-1,1 (2)
Capacité pratique (Ah/kg)	780	740
Consommation pratique (kg/A.an)	11,2	11,9
Rendement électrochimique (%)	95	90

(1) Par rapport à l'électrode Ag/AgCl/eau de mer.

(2) Par rapport à l'électrode Cu/CuSO<sub>4</sub> saturée.

(3) Avec mélange régulateur de corrosion (75 % de bentonite et 25% de gypse).

➤ *Avantages des anodes à base de zinc :*

- Potentiel bien adapté à la protection de structures compactes en eau de mer
- Comportement sûr dans des conditions diverses de fonctionnement (sol, eau de mer, vase, milieux confinés...).
- Fiabilité excellente, quel que soit le débit, et même après un arrêt prolongé.
- Excellent rendement.
- Peu sensible aux salissures marines.

➤ *Inconvénients des anodes à base de zinc :*

- Portée limitée en raison de son faible potentiel.
- Température d'utilisation limitée à 60 °C.
- Coût par A/an plus élevé que celui de l'aluminium (cas des ouvrages en mer).
- Poids spécifique élevé.

➤ *Domaines d'utilisation principaux :*

- Conduites enterrées de faible longueur.
- Ouvrages immergés (coques de navires, bouées, sea-lines, etc...).
- Capacités métalliques (intérieures et/ou extérieures).

**II.4.5.1.2. Anodes à base d'aluminium :**

- L'aluminium se passivant spontanément par formation d'une couche d'alumine superficielle, il est nécessaire d'introduire dans la composition du matériau anodique un agent actif, généralement le mercure ou l'indium.
- Les anodes d'Aluminium sont couramment utilisées dans les Plates-formes offshore, les conduites offshore chaudes et les capacités métalliques (intérieur).

**Tableau II.4** : Compositions recommandées des anodes à base d'Aluminium.[29]

<i>Anode en aluminium et à l'indium</i>	
Zn	2.5-5.75 %
In	0.015-0.040 %
Fe	≤ 0.09 %
Si	≤ 0.12% max
Cu	≤0.003 %
Al	Le reste
Cd	≤ 0.002%
Pb	NA

➤ **Avantages des anodes à base d'aluminium :**

- Coût de consommation d'électricité le plus faible en raison de sa forte capacité pratique.
- Potentiel bien adapté à la protection de structures compactes en eau de mer.
- Utilisation possible dans les citernes de tankers (pas d'étincelle en cas de chute).
- Restent actives aux températures élevées, contrairement aux alliages de zinc ; ce pendant on observe une chute du rendement jusqu'à 20 à 30 % pour 80 à 100°C.

➤ **Inconvénient des anodes à base d'aluminium :**

- Les alliages courants actuels sont généralement déconseillés pour les milieux faiblement renouvelés, donc non utilisables dans le sol. Il y a chute du rendement par suite de l'acidification du milieu.
- Vulnérable aux salissures marines (fouling), mais la conséquence pratique de celles-ci ne semble pas néfaste.
- Les alliages courants actuels sont généralement déconseillés pour la protection des ouvrages entièrement peints du fait du risque de passivation si l'anode est faiblement sollicitée.

### **II.4.5.1.3. Anodes en magnésium**

Le type d'anodes utilisé au G.D.F. correspond à un alliage à 90 % de magnésium contenant 6% d'aluminium, et environ 3 % de zinc.

- consommation massique pratique : environ 7 kg/ A.an
- potentiel dans le sol : - 1600 mV (électrode Cu/Cu SO<sub>4</sub>)
- écart de potentiel par rapport au critère de protection : 750 mV.

Les produits de corrosion qui se forment autour de l'anode modèrent leur efficacité après quelques années de service : pour diminuer cet inconvénient, l'anode est toujours posée dans une boue, mélange de gypse et d'argile colloïdale benthonique, dont le but est de constituer un milieu assurant une corrosion uniforme de l'anode, tout en améliorant son rendement.

L'anode en magnésium présente, sur celle en zinc, l'avantage d'offrir une tension plus importante, et donc de permettre son utilisation sur des ouvrages plus importants, dans des terrains de forte résistivité ou en eau douce. Cet avantage général peut, dans certains cas, être un inconvénient, car il se traduit par une durée de vie plus faible, des débits de courant plus importants qui, en milieu marin, peuvent être incompatibles avec la tenue de certaines peintures.

### **II.4.5.2. Domaine d'utilisation de la protection par anodes sacrificielles :**

Les anodes sacrificielles sont utilisées pour assurer la protection de réseaux dont l'isolement est correct, de petite envergure (1 à 2 km de conduites) et pour lesquels on peut être sûr que des extensions importantes ne seront pas réalisées dans les années à venir. C'est souvent le cas des conduites revêtues en polyéthylène reliant un poste de livraison d'une région à de petites distributions publiques dont le réseau a été entièrement établi avec des tubes en polyéthylène.

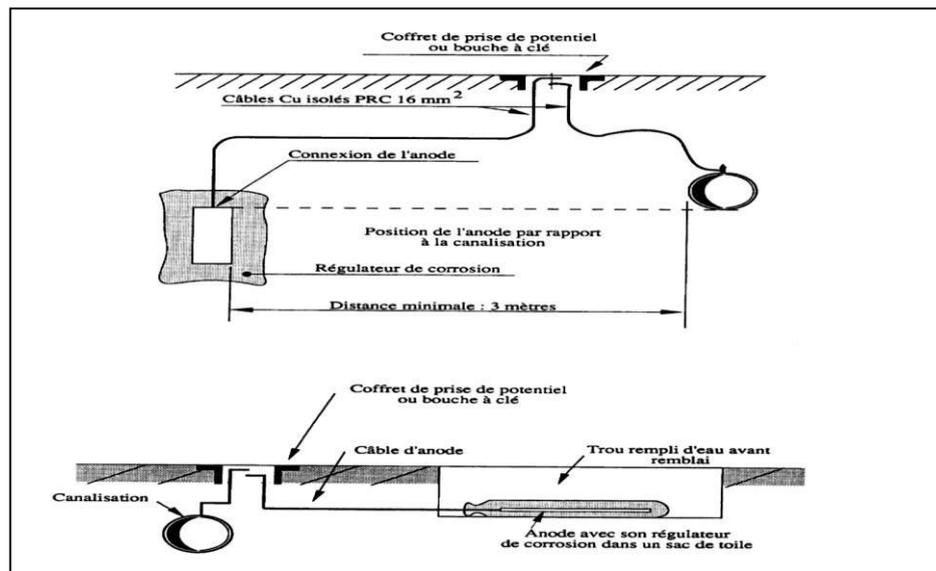
Les anodes sacrificielles sont parfois utilisées au niveau des installations du transport de gaz pour assurer la protection des conduites enterrées, de faible longueur, dans certaines stations de compression, dont les sols se révèlent agressifs.

Elles peuvent aussi être installées à l'intérieur des réservoirs de stockage des hydrocarbures qui contiennent de l'eau décantée et elles peuvent aussi jouer un rôle de mise à la terre électrique d'un ouvrage, tout en assurant la protection cathodique de l'ouvrage, et en

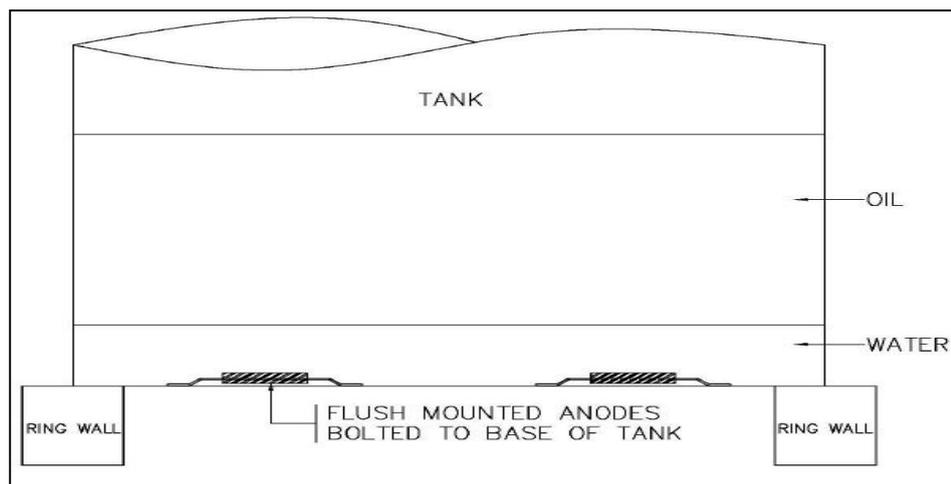
évitant, de ce fait, les couples galvaniques acier/cuivre qui peuvent se développer lors de l'utilisation de mise à la terre en cuivre dans des terrains très conducteurs.[3]

Dans les domaines autres que gaziers, les anodes galvaniques sont utilisées avec succès sur des structures complexes, compactes ou longilignes, baignant en eau de mer. L'eau de mer, électrolyte peu résistant ( $0,3 \Omega.m$ ), permet alors des débits de l'ordre de l'ampère.

C'est le cas dans l'offshore : pour la protection de plates-formes de forage, ainsi que des canalisations immergées de très grandes longueurs.



**Figure II.7 :** Installation des anodes sacrificielle pour la protection des conduites enterrées.[3]



**Figure II.8 :** Anodes sacrificielles installées au fond du bac de stockage de pétrole brut et immergées dans l'eau décantée qui présente le milieu électrolyte.

Tableau II.5 : Comparaison entre les différents types d'anodes sacrificielles [6]

	Anode à base de zinc	Anode à base d'aluminium à l'indium	Anode à base de magnésium
<b>Potentiel en charge (V)</b>	-1 à -1,05 en eau de mer / -1,10V à terre	-1,05	-1,4 à -1,5 (type standard)/-1,6 à -1,7 (type haut potentiel)
<b>Capacité pratique (Ah/Kg)</b>	780 en eau de mer / 740 à terre	2600	1100 (type standard) / 1230 (type HP)
<b>Consommation pratique (Kg/A.an)</b>	11,2 en eau de mer / 11,9 en terre	3,4	6,5 à 8
<b>Rendement électrochimique (%)</b>	95 en eau de mer / 90 à terre	87	55
<b>Application</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Conduites enterrées de faible longueur</li> <li>- Ouvrages immergés</li> <li>- Capacités métalliques (intérieur ou extérieur)</li> <li>- Réservoirs sous talus</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Plates-formes offshore</li> <li>- Conduite offshore chaude</li> <li>- Capacité métalliques (intérieur)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Conduites enterrées sur de faibles longueurs</li> <li>- Conduites offshore sur plusieurs Km à partir des plates-formes</li> <li>- Prépolarisation d'ouvrages offshore permettant de réduire la quantité d'anodes d'aluminium</li> <li>- Réservoirs sous talus</li> </ul>
<b>Avantages</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Potentiel bien adapté à la protection des structures compactes en eau de mer</li> <li>- Comportement sûr dans les conditions diverses de fonctionnement (sol, eau de mer, vase, milieux confinés)</li> <li>- Excellent rendement</li> <li>- Peu sensibles aux salissures marines</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Coût de l'A/an le plus faible (forte capacité pratique)</li> <li>▪ Potentiel bien adapté à la protection des structures complexes en eau de mer</li> <li>▪ Utilisation possible dans les citernes des tankers (pas d'étincelle en cas de chute)</li> <li>▪ Reste active aux températures élevées avec toutefois une chute du rendement</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Portée élevée (fort potentiel)</li> <li>▪ Polarisation rapide de la structure (précipitation du dépôt calco-magnésien en eau de mer)</li> <li>▪ Faible poids spécifique</li> </ul>
<b>Inconvénients</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Portée limitée (faible potentiel)</li> <li>- Température d'utilisation limitée à 60 °C</li> <li>- Coût A/an</li> <li>- Poids spécifique élevé</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Moins adaptée dans les milieux faiblement renouvelés (chute de rendement en cas d'acidification du milieu)</li> <li>▪ Vulnérable aux salissures marines</li> <li>▪ Déconseillé pour la protection des ouvrages entièrement peints car il y a risque de passivation si l'anode n'est que faiblement sollicitée.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Force électromotrice parfois surabondante pour la protection en eau salée (surconsommation, risque de cloquage de la peinture)</li> <li>▪ Faible durée de vie (remplacement fréquents nécessaires)</li> <li>▪ Rendement médiocre en eau de mer</li> <li>▪ Coût de l'A/an le plus élevé</li> </ul>

**Note :** les potentiels sont donnés par rapport à l'électrode de référence Ag/Ag- Cl/Eau de mer et à l'électrode Cu/Cu-SO4 saturé pour la terre.

### II.4.5.3. Protection cathodique par courant impose :

#### II.4.5.3.1. Principe de la protection cathodique (PC) :

La protection cathodique par courant imposé, appelée aussi par « soutirage ». ce mot vient du système de protection qui consiste à « soutirer » de la conduite à protéger le courant nécessaire pour porter la masse métallique à un potentiel plus négatif. Ceci s'obtient au moyen d'une source de courant continu qui débite dans un circuit comprenant :

- Un déversoir « ou masse anodique » ;
- L'électrolyte « sol ou eau » ;
- La structure à protéger.

Le pôle positif de la source est relié au déversoir, alors que le pôle négatif est relié à la structure à protéger.

Le courant venant du déversoir traverse le sol, puis entre dans la structure créant ainsi l'abaissement de potentiel recherché.

A titre d'exemple, dans le cas de l'acier dans le sol ou l'eau de mer, l'immunité est obtenue lorsque le potentiel, mesuré avec une électrode de référence cuivre-sulfate de cuivre saturé (Cu/Cu-SO<sub>4</sub>) est inférieure à -0,850V en tous points de la structure. En générale, et pour tenir compte de phénomènes annexes (présence de bactéries par exemple), la valeur limitée que l'on cherche à atteindre est d'environ -1 volt. [6]

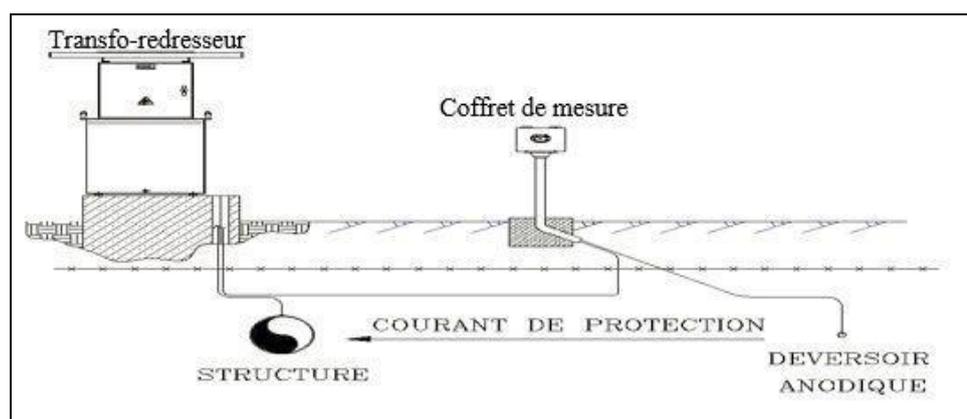


Figure II.9 : Protection par courant imposé.[3]

**II.4.5.3.2. Réalisation des soutirages :**

La protection cathodique par courant imposé se définit par deux paramètres :

- La densité de courant de protection ;
- Les caractéristiques du générateur.

**II.4.5.3.3. La densité de courant de protection**

La densité de courant, qui est l'intensité par unité de surface, dépend essentiellement :

- De la quantité d'isolement du revêtement ;
- De l'agressivité du milieu environnant.

Des informations sur les hypothèses couramment prises dans les calculs pour la densité de courant, de l'acier nu ou revêtu.

**II.4.5.3.4. Les caractéristiques du générateur**

Le débit de l'appareil est défini par la loi d'Ohm :

$$I=U/R \quad \text{Où :}$$

**U** : est la tension de la source de courant continu.

**R** : est la résistance du circuit.

La tension U se situe habituellement dans la catégorie très basse tension (TBT), inférieure à 50V ; néanmoins, il peut arriver que la tension délivrée par le générateur soit supérieure à la limite de TBT. Dans ce cas l'installation de protection cathodique est soumise à la réglementation concernant les installations électriques (protection contre les contacts fortuits, protection individuelle du personnel, mise à la terre de l'appareillage, etc.).

La résistance du circuit est en générale conditionnée par la résistance de la masse anodique. Il y a donc intérêt à obtenir pour cette masse anodique une résistance aussi faible que possible. Cependant, dans certains cas particuliers (revêtement à forte valeur d'isolement), la résistance de contact avec le sol de la structure n'est pas négligeable et doit être prise en compte dans la valeur de la résistance du circuit.

Lorsque les conditions le permettent, il est toujours préférable de procéder à un essai de « in situ » au moyen d'une installation provisoire. Les résultats obtenus servent ensuite à définir l'installation. Connaissant ainsi le dédit I de l'appareil, on peut fixer ses caractéristiques en appliquant un coefficient de sécurité. Ce dernier tient compte, en particulier, du vieillissement du revêtement, des défauts possibles est de l'augmentation de la consommation due à des adjonctions ou interconnexions.

L'implantation du poste de soutirage est déterminée en tenant compte des considérations pratiques suivantes :

- Possibilité d'occupation du sol ;
- Terrain de faible résistivité ;
- Disponibilité et coût de l'alimentation en énergie électrique ;
- Facilité d'accès.

On évite, dans la mesure du possible, de mettre un poste de soutirage à l'extrémité d'une conduite, ce qui donnerait une mauvaise répartition des potentiels et, donc, une mauvaise utilisation de poste.

#### ***II.4.5.3.5. Domaines d'application :***

Le soutirage de courant s'emploie chaque fois que l'intensité nécessaire à la protection est importante ou que la portée demandée est élevée :

- Conduites enterrées ou immergées, revêtues ou non ;
- Casings de forages ;
- Structure marines importantes (appartements, quais métalliques, plates-formes pétrolières, coques de navires, etc.) ;
- Ouvrage concentrés (station de pompage ou de compression, terminaux, etc.) ;
- Intérieur des capacités d'eau douce ;
- Boites à eau d'échangeurs thermiques.

#### **II.4.6. Critères de choix :**

Le choix d'un système par rapport à un autre doit être établi en tenant compte des comparaisons techniques et des critères économiques (conception, équipement, installation, maintenance, consommation en matière et en énergie).

Tableau II.6 : Comparaison entre les deux systèmes de protection [6]

caractéristiques	Anode galvanique ou sacrificielle	Système à courant imposé
Complexité de l'installation	Simple	Complexe
Source d'énergie	Non nécessaire	Nécessaire
Distribution du courant sur la structure	Homogène	Souvent hétérogène
Poids de la structure	Importante surcharge en poids pour des longues durées de vie	Peu d'accroissement
de la résistivité du milieu	Non envisageable si la résistivité du milieu est trop grande	Pas de difficulté
Débit par anode	Faible	Elevé
Nombre d'anodes	Important	Faible
Facilité d'adapter le courant consommé en fonction de la demande	Adaptation possible à travers une liaison résistante	Adaptation facile
Risque de surprotection	Pratiquement aucun	Possible
Interférence avec d'autres structures	Non	Possible
Risques humains	Non	Possible (poste de soutirage)
Surveillance	Aisée et occasionnelle	Surveillance fréquente requise par un spécialiste

#### II.4.7. Exemple de dimensionnement d'un système de protection cathodique pour le fond interne d'un bac de stockage de pétrole brut par anodes galvaniques (sacrificielles) :

La conception du système de protection cathodique définissant le nombre, la masse, les dimensions et la répartition des anodes doit être faite pour assurer le respect du critère de potentiel retenu en tout point pendant la durée de vie de calcul. De plus, tous les systèmes de revêtement à appliquer à des zones ou des composants spécifiques seraient également

normalement être spécifié, permettant un calcul préliminaire des demandes de courant pour la protection cathodique et la masse nette totale associée de matériau d'anode requise.

Lors de la conception de systèmes PC pour des structures volumineuses et / ou complexes, il est toujours pratique de diviser la structure à protéger en unités.

➤ **Calculs de surface humide interne totale de bac à protéger :**

Pour chaque unité de PC, les surfaces devant recevoir une PC doivent être calculées séparément pour les surfaces avec et sans système de revêtement et pour les surfaces affectées par d'autres paramètres (température de surface) qui influencent la demande de courant du PC.

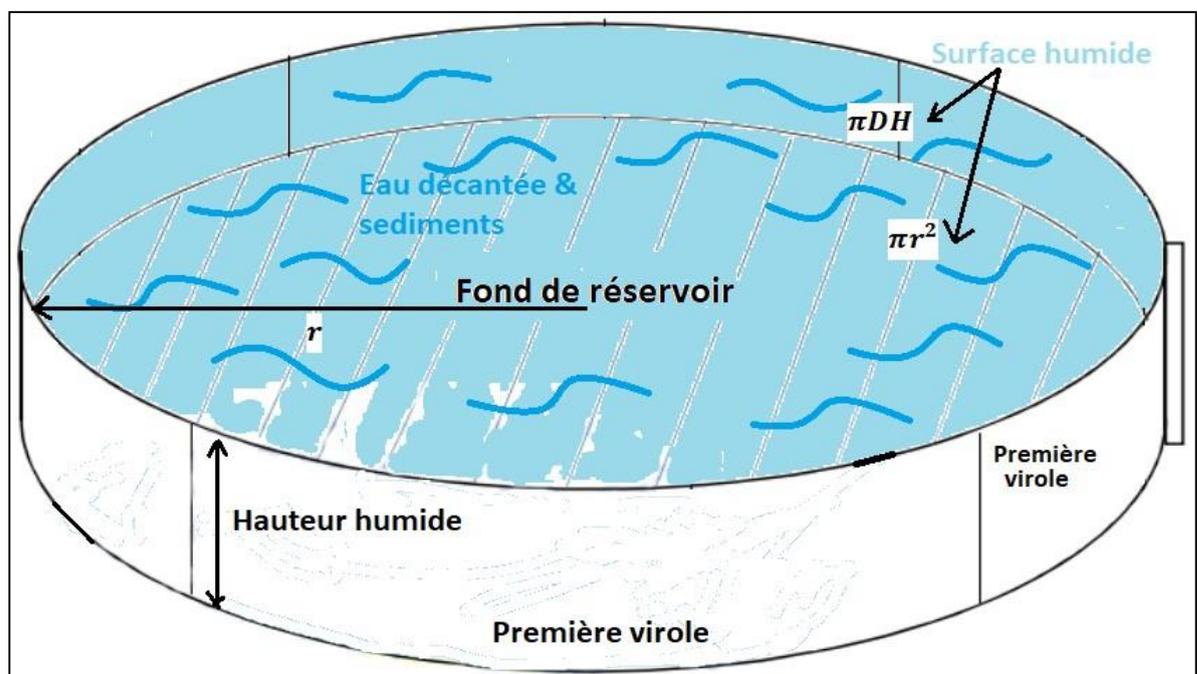
$$S_H = \pi r^2 + \pi DH$$

$\pi r^2$  : Surface du fond

$\pi DH$  : Surface humide de la première virole à une hauteur (H)

**D** : diamètre du bac

**H** : hauteur humide maximale



**Figure II.10 :** Représentation schématique de la surface interne du bac à protéger

➤ *La demande de courant de la protection cathodique :*

Pour calculer la demande de courant,  $I_t$  (A), pour fournir une capacité de polarisation adéquate et pour maintenir la protection cathodique pendant la durée de vie nominale, la surface humide,  $S_H$  ( $m^2$ ), du PC doit être calculé et multiplié par la densité de courant de conception pertinente,  $i_t$  (A /  $m^2$ ), et le facteur de dégradation du revêtement (moyen ou final),  $f_r$

$$I_t = S_H \cdot i_t \cdot f_r$$

L'utilisation de revêtements non métalliques réduit considérablement la demande de courant PC de l'équipement à protéger et, par conséquent, le poids d'anode requis. Pour les structures sensibles au poids avec une longue durée de vie, la combinaison d'un revêtement et de CP est susceptible de donner le contrôle de la corrosion le plus rentable. Pour certains systèmes dont la durée de vie est très longue, le CP peut être irréalisable à moins d'être combiné avec des revêtements. [29]

Les facteurs de dégradation du revêtement ( $f_r$ ) sont utilisés pour la conception du PC et sont délibérément choisis de manière prudente pour garantir qu'une capacité de sortie de courant finale totale suffisante est installée. Le facteur de rupture du revêtement ( $f_r$ ) décrit la réduction prévue de la densité de courant cathodique due à l'application d'un revêtement électriquement isolant.

Le facteur de dégradation dépend des propriétés du revêtement, des paramètres opérationnels et du temps. En tant qu'approche d'ingénierie simple,  $f_r$  peut être exprimé comme suit : [29]

$$f_r = a + b \cdot t$$

Où  $t$  (ans) est l'âge du revêtement et  $a$  et  $b$  sont des constantes qui dépendent des propriétés du revêtement et de l'environnement.

Le propriétaire doit de préférence spécifier les constantes  $a$  et  $b$  pour le calcul des facteurs de dégradation du revêtement en fonction de sa propre expérience pratique de systèmes de revêtement spécifiques dans un environnement particulier. Lorsque le propriétaire n'a pas spécifié de telles données, les valeurs par défaut du tableau ci-dessus doivent être utilisées.

**Tableau II.7 :** Constantes recommandées des facteurs de dégradation du revêtement de peinture.[29]

Valeurs <b>a</b> et <b>b</b> recommandées pour Catégories de revêtement I, II et III		
<b>I</b> (a = 0.10)	<b>II</b> (a = 0.05)	<b>III</b> (a = 0.02)
b = 0.05	b = 0.015	b = 0.008

Pour tenir compte de l'effet d'un système de revêtement sur les facteurs de dégradation du revêtement, trois « catégories de revêtement » ont été définies pour inclusion dans le tableau

**Catégorie I :** Une couche de peinture époxy, min. DFT (dry film thickness) nominal de 20  $\mu\text{m}$

**Catégorie II :** Une ou plusieurs couches de peinture marine (à base d'époxy, de polyuréthane ou de vinyle), valeur nominale totale DFT min. 250  $\mu\text{m}$  ;

**Catégorie III :** Deux couches ou plus de peinture marine (à base d'époxy, de polyuréthane ou de vinyle), valeur nominale totale DFT min. 350  $\mu\text{m}$  ; [29]

Une fois **a** et **b** définis, les facteurs de décomposition moyens et finaux du revêtement, respectivement  $f_{\text{rm}}$  et  $f_{\text{rf}}$ , à utiliser pour la conception du PC doivent être calculés en introduisant la durée de vie de calcul du CP,  $t$  (ans) [29]:

$$I_{\text{rm}} = a + b \cdot \frac{t}{2}$$

$$f_{\text{rf}} = a + b \cdot t$$

- *Densité du courant de la protection cathodique :*

$$i_t = i_b + (T_{oper} - 25) \quad [29]$$

$i_t$  : densité du courant à la température de service du bac ( $T^\circ$  ambiante) (mA/m<sup>2</sup>)

$i_b$  : densité du courant basique à 25°C (mA/m<sup>2</sup>)

$T_{oper}$  : température de service max du bac (°C)

La formule suivante est utilisée pour déterminer le courant principal de PC requis par le bac (interne), on considère un facteur de sécurité pour le métal supplémentaire et en cas d'une contingence.

$$I_m = \left( \frac{i_t \times S_m}{1000} \right) (1 + F_s) \quad [29,31]$$

$I_m$  : courant principale moyen requis de PC

$i_t$  : densité du courant à la température de service du bac

$S_m$  : surface interne moyenne à protéger (un facteur de dégradation de revêtement moyen)

$F_s$  : facteur de sécurité (50%)

- *Courant principale final requis :*

$$I_t = \left( \frac{i_t \times S_f}{1000} \right) (1 + F_s)$$

$S_f$  : surface interne finale à protéger. (Un facteur de dégradation de revêtement final)

- *Calcul de la quantité d'anode requis (basé sur le poids):*

$$P = \frac{I_m \times t \times T_c}{\mu \times \epsilon_t} \quad [29,31]$$

$I_m$  : courant principale moyen requis de PC

$t$  : Durée de vie du design

$T_c$  : Taux de consommation de l'anode en Aluminium.

$\mu$  : Facteur d'utilisation

$\xi_c$  : Efficacité de courant pour l'anode d'Aluminium.

La quantité d'anode requise en basant sur le poids unitaire est comme suit:

$$N_p = \frac{P}{Pa} [29,31]$$

$N_p$  : nombre d'anode basé sur le poids requis (kg)

$Pa$  : poids unitaire d'anode (kg)

Les dimensions des anodes doivent être telles que le potentiel  $E_c$  de la structure soit inférieur au seuil de protection (-0,8 V/Ag - AgCl).  $E_c$  se calcule en fonction du potentiel de l'anode en service  $E_a$  et de sa résistance  $R$  par :

$$E_c = E_a + RI_a \quad (\text{avec, } I_a = \frac{I_t}{N_p})$$

$E_c$  : le potentiel de la structure à protéger (V)

$E_a$  : potentiel de l'anode en service (V)

$I_a$  : courant d'anode initial (A)

La résistance  $R$  est en fait celle de l'électrolyte ; elle dépend de sa résistivité  $\rho$  et des dimensions de l'anode (longueur  $L$  et diamètre équivalent  $D$ ). On utilise généralement la formule de Dwight modifiée :

$$R = \frac{\rho}{2 \times \pi \times L} \left[ \ln \left( \frac{8L}{D} \right) - 1 \right] \quad [29,31]$$

**R** : Résistance de l'anode (ohm)

**ρ** : résistivité du fluide (ohm.m)

**L** : Longueur de l'anode

**D** : diamètre équivalent l'anode

$$D = \sqrt{\left( \frac{m}{d\rho\pi L} \right)} \quad [29,31]$$

**m** : masse anodique initiale (kg)

**d**: masse volumique (kg/m<sup>3</sup>)

**L** : Longueur de l'anode (m)

➤ **Calcul de la quantité d'anode basé sur le courant :**

La quantité d'anode requise qu'elle réponde aux exigences du courant final est calculée comme suivant : (en basant sur le courant de la sortie finale de chaque anode) [29,31]

$$N_a = \frac{I_t}{I'_a}$$

**N<sub>a</sub>** : nombre d'anode requise (basé sur le courant)

**I<sub>t</sub>** : courant finale requis

**I'<sub>a</sub>** : courant finale d'anode

Le courant d'anode final est calculé comme suit : [29,31]

$$I'_a = \frac{\Delta V}{R_f}$$

**I'<sub>a</sub>** : courant final d'anode (A)

**ΔV** : tension d'entraînement (V)

**R<sub>f</sub>** : résistance anodique final (Ω)

La résistance anodique est calculée comme suit : [31]

$$R_f = \frac{1,3 \times \rho}{2 \times \pi \times L_f} \left[ \ln\left(\frac{8L_f}{D_f}\right) - 1 \right]$$

**R<sub>f</sub>** : résistance finale de l'anode (ohm)

**ρ** : résistivité du fluide (ohm.m)

**L<sub>f</sub>** : longueur finale de l'anode (m)

**D<sub>f</sub>** : diamètre équivalent finale de l'anode

Sur la base des dimensions initiales de l'anode indiquée dans les tableaux, la longueur d'anode finale est calculée comme suit : [29,31]

$$L_f = \epsilon_a \times L$$

**L** : longueur de l'anode (m)

**ε<sub>a</sub>** : Efficacité de courant pour l'anode d'Al

Le diamètre final de l'anode est calculé à partir du volume final de l'anode en supposant que l'anode est cylindrique : [29]

$$m_f = (1 - \mu) \times m$$

**m<sub>f</sub>** : masse anodique finale (kg)

**m** : masse anodique initiale (kg)

**μ** : facteur d'utilisation de l'anode

le diamètre d'anode final est calculé comme suit : [29,31]

$$D_f = \sqrt{\left(\frac{m_f}{d_p \pi L_f}\right)}$$

**d<sub>p</sub>** : la densité de l'anode (kg /m<sup>3</sup>)

Les dimensions des anodes doivent être telles que le potentiel  $E'_c$  de la structure soit inférieur au seuil de protection (-0,8 V/Ag - AgCl).  $E'_c$  se calcule en fonction du potentiel de l'anode en fin de durée de service,  $E_a$  et de sa résistance finale  $R_f$  par :

Le potentiel de la structure  $E'_c$  à la fin de durée de vie des anodes sera donc : [4,29]

$$E'_c = E_a + R_f I'_a$$

$E'_c$  : le potentiel de la structure à protéger à la fin de durée de vie d'anodes (V)

$E_a$  : potentiel de l'anode en service (V)

$I'_a$  : courant final d'anode (A)

Si le potentiel est correct, donc le dimensionnement valable sera valable.

- Zone de protection pour une anode

$$S_{\text{anode}} = \frac{SH}{Na}$$

$SH$  : surface humide interne totale du bac (m<sup>2</sup>)

- Distance minimale entre les anodes (m)

$$L_{\text{min}} = \sqrt{(S_{\text{anode}})}$$

- Diamètre de protection pour une anode (m)

$$r_{\text{anode}} = \sqrt{\left(\frac{S_{\text{anode}}}{\pi}\right)}$$

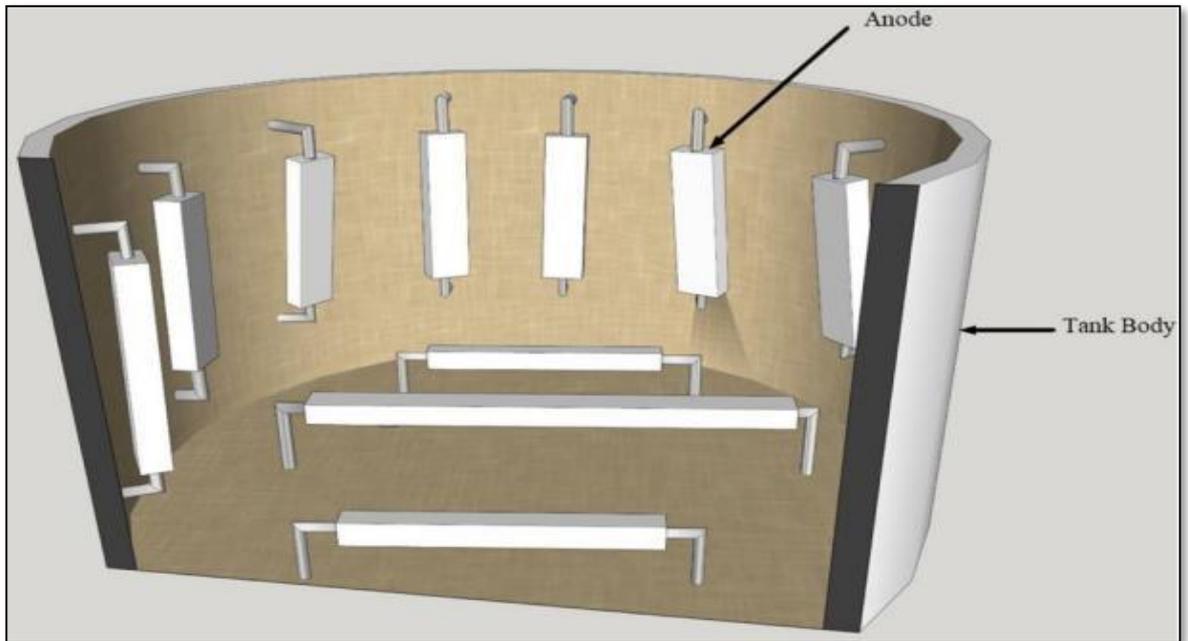


Figure II.11 : Schéma de principe du système conventionnel de protection cathodique par anodes sacrificielles.[32]

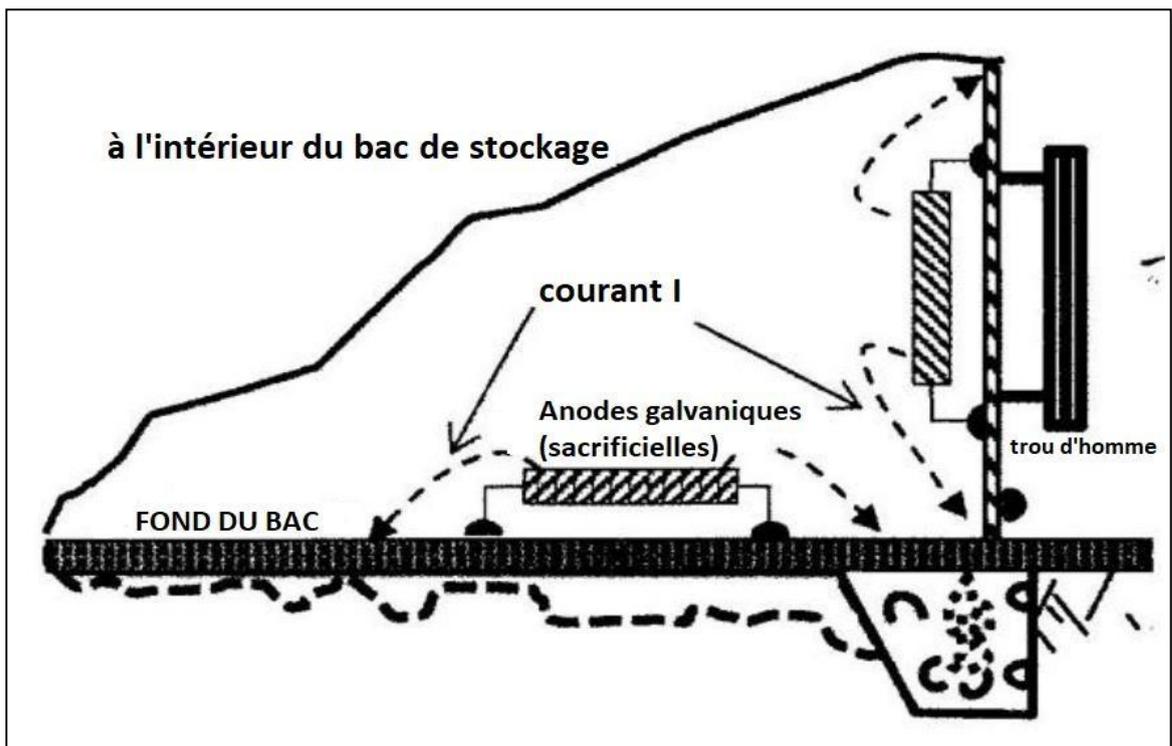
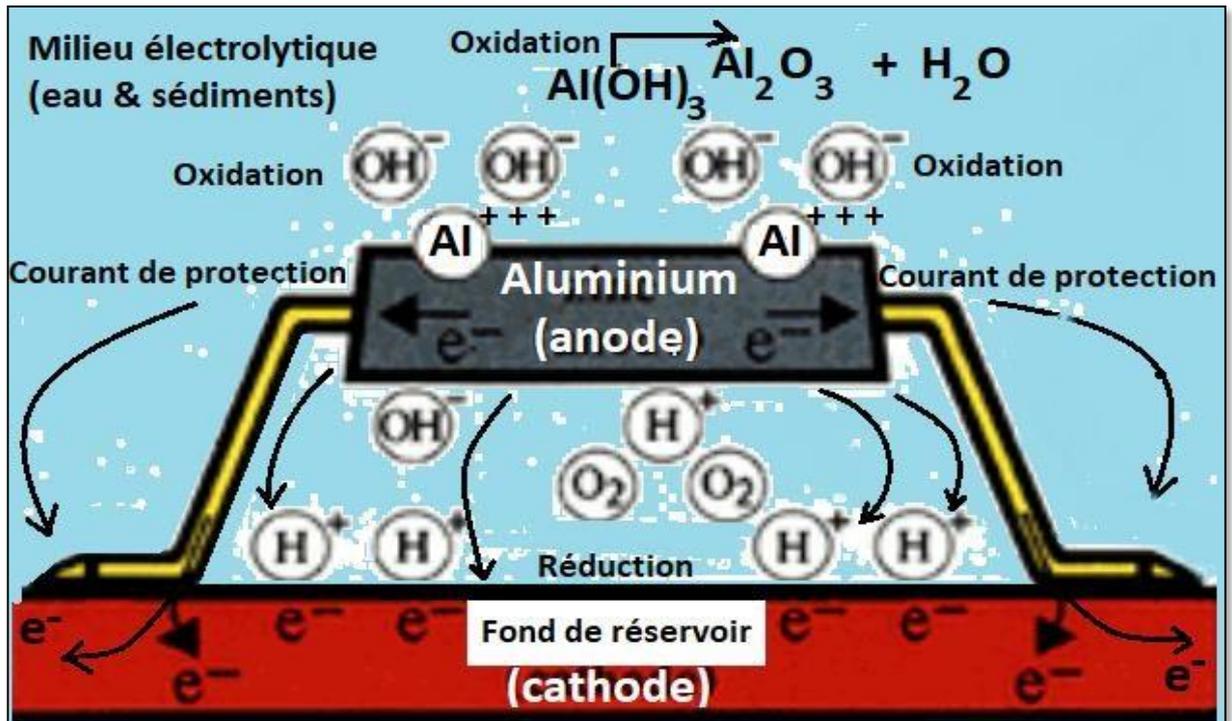


Figure II.12 : Installation des anodes sur les surfaces à protéger



**Figure II.13 :** Principe de protection cathodique par anode galvanique (sacrificielle)

La technique est basée sur la conversion de zones actives sur une surface métallique en zones passives, autrement dit les rendant la cathode d'une cellule électrochimique.

Par la fourniture de courant, le potentiel du métal est réduit, l'attaque de corrosion cessera et la protection cathodique est obtenue, en reliant le métal à protéger avec un autre métal qui est plus facilement d'être corrodé pour jouer le rôle d'anode comme l'Aluminium. Le métal le plus actif (qui est aussi le moins noble) devient l'anode pour les autres, et se sacrifie en se corrodant (en abandonnant le métal et en donnant des électrons) pour protéger la cathode. D'où le terme anode sacrificielle. [33]

Lorsque deux métaux sont immergés dans l'électrolyte, tout en étant également connectés électriquement par un conducteur métallique, le moins noble (l'aluminium) subira une corrosion galvanique. Le métal moins noble devient l'anode et se corrodé plus rapidement qu'il ne le ferait tout seul, tandis que l'autre (fond du bac + virole) devient la cathode et se corrodé plus lentement qu'il ne le ferait seul.

En raison de la différence de potentiel entre la zone anodique (moins noble) et la zone cathodique (acier), les ions métalliques chargés positivement quittent la surface de l'anode,

tandis que les électrons quittent la surface à la cathode. Pour les anodes en alliage d'aluminium, la réaction à la surface de l'anode est :  $4Al \rightarrow 4Al^{3+} + 12e^-$ .

La zone anodique (anode d'aluminium) est oxydée et perd ses électrons au profit de la zone cathodique (métal à protéger). Au niveau de la zone cathodique, l'oxygène se réduit et réagit avec l'aluminium oxydé pour former un oxyde d'Aluminium.

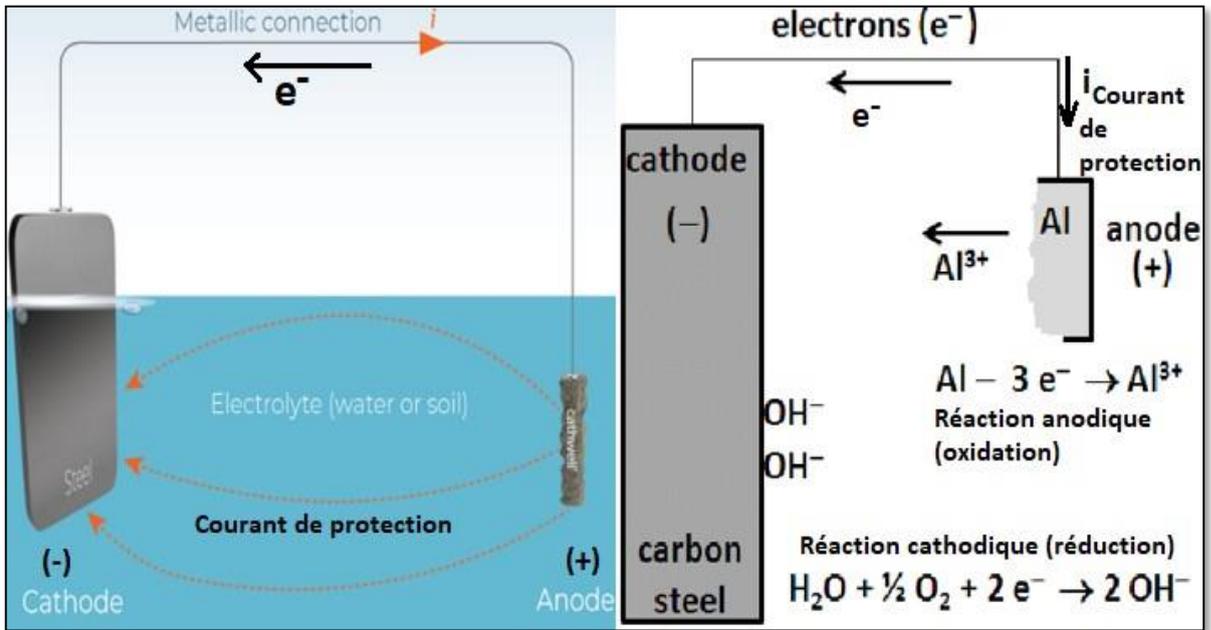


Figure II.14 : Les réactions cathodiques et anodiques en milieu électrolytique.



Figure II.15 : Anodes consommées (fin de sa durée de vie)

# Chapitre III

## PRESENTATION DE LA REGION STAH

&

## DESCRIPTION DE L'UNITE DETRAITEMENT D'HUILE

### **III.1. Présentation de la Direction Régionale Stah**

#### **III .1.1. Situation géographique et conditions climatiques :**

La région STAH est l'une des régions importantes de la division production (activité amont) elle se situe à 400 km au Nord-Nord-Ouest du chef-lieu de la wilaya d'Illizi et à 1700 Km au sud-est d'Alger, limitée à l'est par les frontières Libyennes, et au sud par la région d'In-Amenas.

- Position géographique : X = 09° 41' 48.84"E et Y = 28° 54' 19.67"N

- Altitude moyenne de 700 m par rapport au niveau de la mer.

Le climat désertique qui règne à Stah se caractérise par de fortes amplitudes thermiques, toutefois les valeurs extrêmes des températures saisonnières sont adoucies par l'altitude du relief.

Les caractéristiques climatiques de la Région sont :

- Climat désertique, avec un taux d'humidité très faible

- Température Maximale en été : + 45 °C

- Température Minimale en hiver : -5 °C

- Variation journalière : jusqu'à 25°C

- Pluviométrie : jusqu'à 100 mm/an entre novembre et janvier

- Vents dominants : de direction NNE/SSO avec une vitesse Maximale de 100 km/h pendant la période de février à juin.

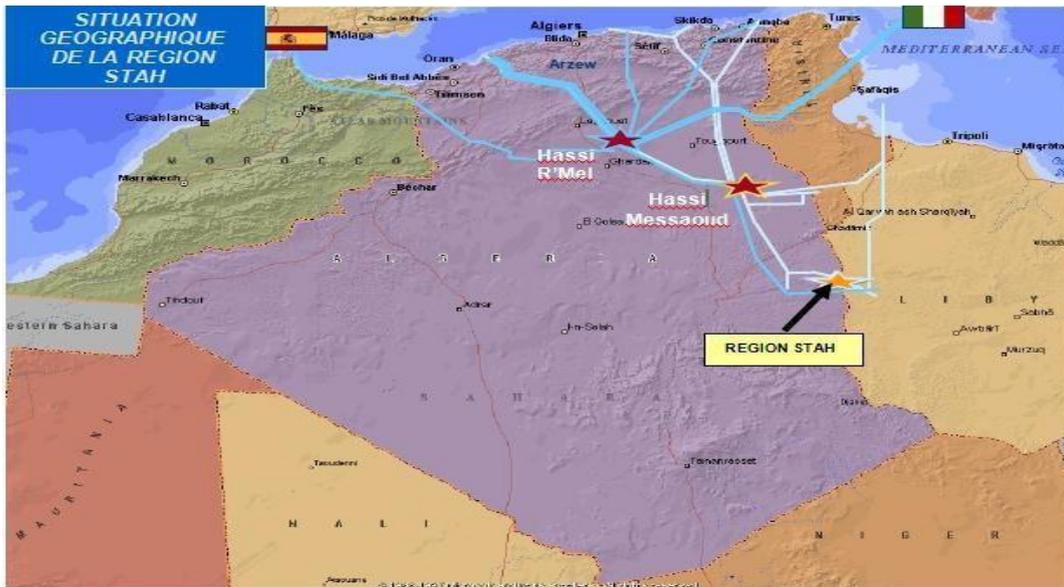


Figure III.1 : Situation géographique (Région Stah).

### III.2. Organisation de la Direction Régionale Stah :

Afin de satisfaire l'exploitation des champs de production (Stah, Merksen et Alrar), des installations adaptées au développement de la région de Stah ont été réalisées, sous la supervision d'un personnel qualifié.

#### III.2.1. Les champs de production :

La région Stah est constituée par trois champs : un champ gazier d'Alrar y compris un anneau d'huile et deux champs pétrolier Stah et Merksen.

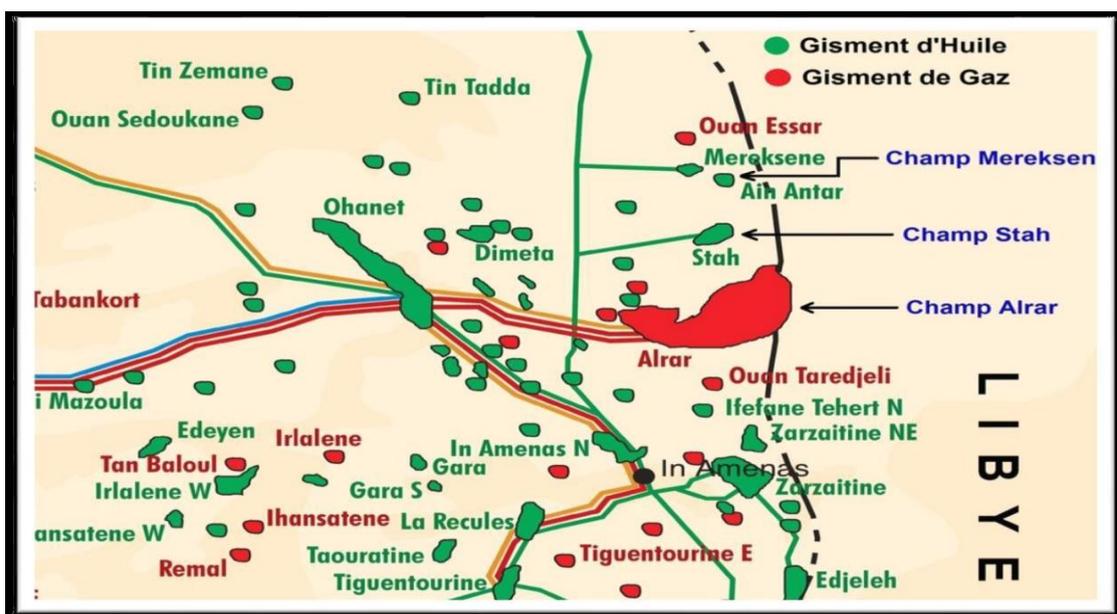


Figure III.2 : Présentation des champs de la direction Régionale Stah

**Champ d'Alrar :**

Le gisement d'Alrar a été découvert en août 1961 et mis en production en 1984 il est caractérisé par une importante accumulation de gaz à condensât.

Le champ d'Alrar s'étend sur une superficie de 900 km<sup>2</sup>, il est divisé en deux champs

Alrar Est : c'est un champ d'un gisement du gaz à condensât commun entre l'Algérie et la Libye, avec un anneau d'huile.

Alrar Ouest : c'est un champ d'un gisement du gaz à condensat proche d'Alrar Est mais indépendant.

**Champ de Stah :**

Le gisement de pétrole de Stah a été découvert en septembre 1971 et mis en production en juin 1975. Il s'étale sur une superficie de 100 km<sup>2</sup>.

**Champ de Mereksen :**

Le gisement de pétrole de Mereksen a été découvert en avril 1974 et mis en production en mars 1975 Il est d'une superficie de 30 km<sup>2</sup>.

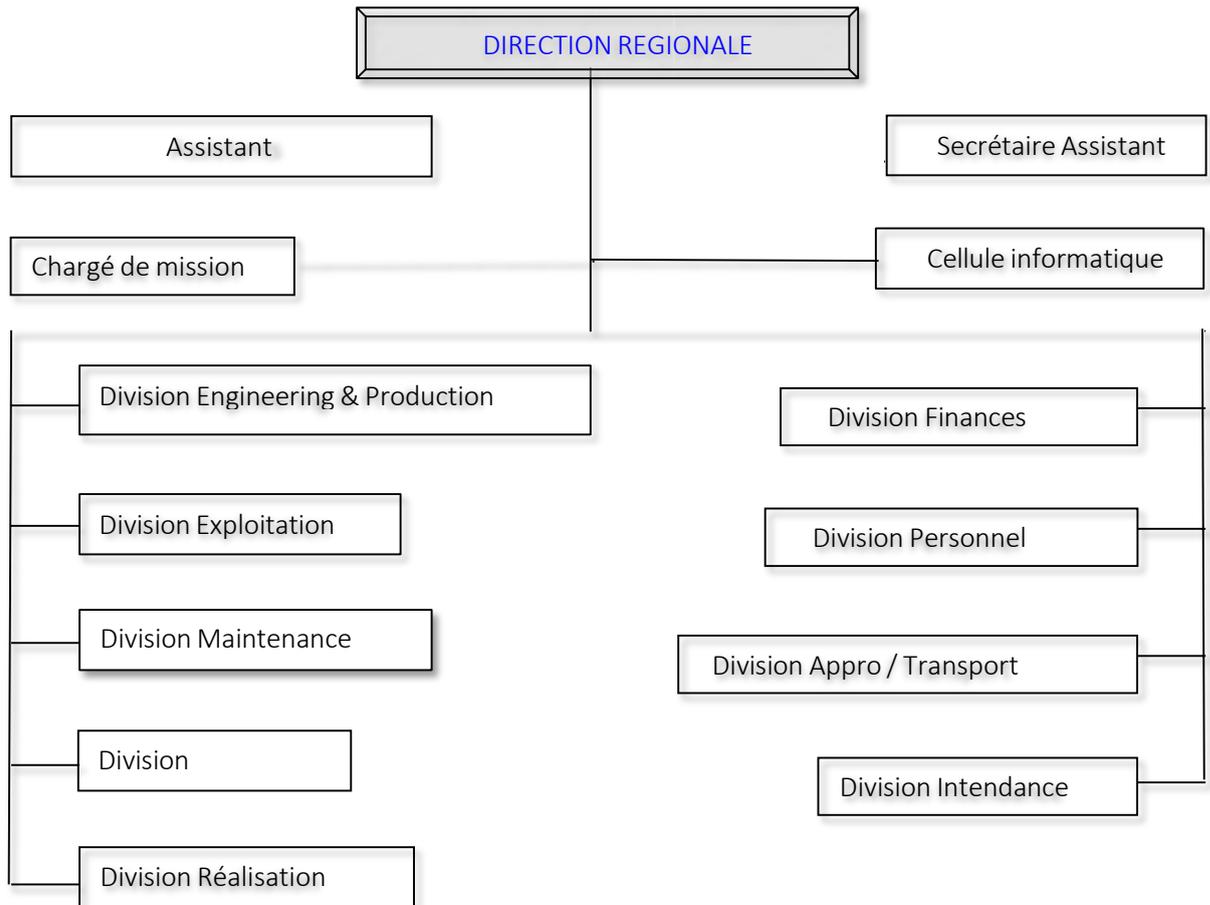
**III.2.2. Les installations de la Direction Régionale Stah :**

La région Stah contient cinq est injecté avec la ligne d'expédition Stah-HEH, Les gaz associés produits sont envoyés vers le complexe de traitement du gaz d'Alrar.

Le complexe de traitement du gaz d'Alrar : est conçue pour traiter les gaz à condensât des champs d'Alrar Est et d'Alrar Ouest, et les gaz associés produits par les unités de Stah/Mereksen et de CTH, afin de récupérer le maximum du produit propane et plus.

**III.3. Organisation des structures de la Direction Régionale Stah :**

Pour assurer l'exploitation de ces installations, la direction régionale STAH division production s'est dotée de structure et ressource humaines et matérielles à la mesure de l'importance de gisement et des investissements engagés pour la réalisation des installations, Les taches diversifiées sont affectées au personnel qualifié dont dispose les différentes structures qui sont organisées en divisions et services :



**Figure III.3 :** Organisation des structures de la Direction Régionale Stah

### **III.3.1. Division engineering et production :**

Elle s'occupe de tout ce qui est en relation avec les puits :

- Gestion de la production.
- Entretien des équipements des puits « workover », " wireline " et instrument desurface.

### **III.3.2. Division exploitation :**

Elle s'occupe de la gestion et l'exploitation continue 24h/24h des unités, des modules de traitement et de réinjections de gaz, les quantités et les qualités des différents hydrocarbures.

### **III.3.3. Division Réalisation :**

La division est chargée de la réalisation des installations (puits ...), contrôle et suivi des projets, étude technique et financière, l'entretien de base de vie (eau, gaz, ...etc.).

**III.3.4. Division maintenance :**

Elle s'occupe de la maintenance préventive et curative de toutes les installations et unités de production et de réinjections de gaz. Toutes les opérations de maintenance y compris les révisions et les rénovations sont assurées par cette structure.

**III.3.5. Division Intendance :**

Elle s'occupe de l'intendance du personnel, assure la restauration et l'hébergement du personnel relevant de toutes les structures et résidents dans les bases de vie.

**III.3.6. Division Personnel :**

Elle s'occupe de la gestion administrative de tout le personnel de la Direction régionale en matière de carrières, de pointage, de recrutement, du social et de la couverture médicale.

**III.3.7. Division Finance :**

Sa mission essentielle consiste à assurer la comptabilité des dépenses et recettes de la direction régionale selon le plan général et analytique. Elle assure notamment la consolidation des budgets de la direction régionale.

**III.3.8. Division Approvisionnement / Transport :**

Elle assure les approvisionnements et le suivi des demandes de réapprovisionnement en leur assurant un traitement rapide et efficace, et elle assure un support logistique aux autres structures en matière de transports, manutention maintenance du parc roulant.

**III.3.9. Présentation de la Division Sécurité :**

La division sécurité joue un rôle très important au niveau de la région. Sa tâche principale est de veiller sur la sécurité du personnel, des biens et de la protection de l'environnement. Elle est composée d'un service prévention, un service intervention et un service environnement. Ses objectifs sont définis comme ce suit :

- Protection des hommes et des populations ;
- Maîtrise de la santé des hommes à leurs postes de travail ;
- Protection des biens / efficacité économique ;

- Rentabilité, image de marque ;
- Respect des tiers et de notre environnement ;
- Rejets chroniques, tri des déchets ;
- Respect des lois et règlements imposés par les pouvoirs publics ;
- Sécurité / hygiène – santé, protection de l'environnement.

Ces objectifs sont définis comme des tâches et missions exercées par les différents Services de la division représentés par l'organigramme ci-dessous :



*Figure III.4* : Organigramme de la division de sécurité

#### **III.3.9.1. Service prévention**

Ce service se compose en deux sections ; section champs qui intervient au niveau de champs (puits ; collecte) et l'autre section intervient au niveau du complexe (usine, zone industrielle), ses tâches sont définies comme ce suit :

- Établissement d'un plan de prévention et/ou d'autorisation de travail, qui consiste à :
  - Fixer les différentes phases nécessaires
  - La bonne réalisation de travail
  - Déterminer l'ensemble des risques inhérents à l'activité,
  - Mettre en place les moyens de prévention adaptés pour éviter ces risques.
- Elaboration des statistiques mensuelles & annuelles des accidents et incidents de la direction régionale
- Elaboration des rapports HSE mensuels & annuels
- Assistance aux travaux sur les installations et champ
- Participation aux conceptions et modifications des installations.
- Assistance à la réunion CHSU de la direction régionale Stah.
- Les inspections des sites de travail et résidences des travailleurs (base de vie et industrielles, ateliers, bureaux) et puits.

- La participation de l'élaboration des procédures et standard de sécurité.
- La recherche de l'information sur toute nouvelle procédure, législation, normalisation et actualisation en matière d'équipement de sécurité,
- L'assistance de l'élaboration des plans de d'intervention.
- La vérification de la conformité des projets soumis pour étude par les différentes structures.
- La contribution à l'élaboration de toutes les consignes relatives à l'hygiène et la sécurité.
- Les inspections réglementaires des sites en collaboration avec les organismes agréés,
- L'organisation des campagnes de sensibilisation du personnel en matière de sécurité industrielle et environnement,
- L'étude ergonomique des postes de travail en collaboration avec les médecins du travail.

### **III.3.9.2.      *Service environnement***

Le rôle de la cellule environnement est de mettre en application les exigences réglementaires pour protéger, l'eau, le sol, l'aire, contre toute contamination due aux activités humaines et aux catastrophes industrielles.

#### ***Les aspects de la gestion de l'environnement sont :***

- Aspect technique :
  - Suivi des procédés de dépollution (station de traitement des eaux usées).
  - Minimiser les déchets et rejets gênés.
  - Réduire l'impact sur l'environnement des sites de production :
  - Agir sur les rejets est donc connaître les dangers qu'ils peuvent induire.
  - Destruction des déchets résiduels.
- Aspect juridique :
  - Être en conformité avec la réglementation algérienne
- Aspect certification :
  - Répondre aux attentes du voisinage et des parties intéressées, gagner la confiance des riverains, des assureurs et des associations diverses.
- Aspect communication :
  - Donner une meilleure image de marque de l'entreprise
  - Coopérer et communiquer avec les clients, les fournisseurs pour perfectionner les produits et l'outil de production en minimisant leur impact sur l'environnement (plaquettes d'informations, fiche technique de sécurité)

**III.3.9.3. Service intervention :**

Ce service se compose en trois sections ; section complexe qui intervient au niveau de complexe Alrar (usine, zone industrielle), autre section intervient au niveau du Stah et Mereksen et la troisième qui intervient au niveau de Base de vie et CTH. ses tâches sont définies comme ce suit :

- L'exploitation des systèmes de protection d'incendie automatiques et manuels,
- La protection permanente des travaux,
- L'inspection réglementaire périodique des équipements (sécurité, process et moyens de manutention).
- La gestion permanente des risques liés aux procédés, aux produits aux équipements et aux personnels.
- La coordination des activités et de la discipline interne avec les structures maintenance, exploitation, procédure et autres contractants.
- La protection des installations industrielles, locaux administratifs et bases industrielles.
- Le contrôle de l'état des moyens d'intervention.
- L'organisation des manœuvres d'entraînement d'extinction ou d'intervention sur différents cas de sinistres à simuler soit sur terrain d'exercices ou installations industrielles proprement dites.
- La surveillance des accès réglementés du complexe et base industrielle,
- L'établissement d'un programme de vérifications périodiques réglementaires du matériel de lutte contre l'incendie ;

**III.4. Généralité sur l'unité de production d'huile Stah :**

Le champ de Stah a une superficie globale de 100 Km<sup>2</sup>, est situé à 110 km au nord d'In Amenas le gisement a été découvert en septembre 1971, et mis en production en juin 1975.

Le nombre de puits en service est 20 puits

- 18 puits producteur d'huile.
- 2 puits producteur d'eau. 51 puits sont actuellement fermés.

Le rôle de cette unité de traitement est de traiter le pétrole brut par séparation entre le gaz, le brut et l'eau.

L'unité de traitement de STAH est alimentée par quatre (04) manifolds au niveau du champ de STAH.

L'unité de séparation contient quatre (04) batteries, trois (03) de production et une (01) utilisée pour le test des puits et un séparateur pour les puits MP (MP4).

On sépare le brut de certains constituants pour le transporter en toute sécurité. Le Principe de la séparation est basé sur la différence de densité des effluents Le gaz le plus léger est récupéré à la partie haute du séparateur. L'huile est récupérée à la partie basse au-dessus de la sortie de l'eau.

### **III.4.1 Descriptions de process de séparation :**

Les installations existantes de traitement du pétrole brut à Stah effectuent la stabilisation du brut par l'intermédiaire d'une série de flash en trois phases. Les installations se composent de trois trains parallèles appelés « batteries » associés aux ballons de flash haute pression (HP 1, 2 et 3) et moyenne pression (MP 1, 2 et 3) qui acheminent le brut vers les trois ballons de basse pression (BP 1, 2 et 3). Un jeu de ballons de flash supplémentaire moyenne pression (essai MP) et haute pression (essai HP) peuvent être utilisés comme ballons d'essai. L'ensemble de la stabilisation du brut se réalisant successivement de 15 bars à la pression atmosphérique génère des circuits de gaz d'alimentation à 4 niveaux de pressions différents ; chacun étant acheminé aux installations de compression de Stah. Ces circuits de gaz d'alimentation sont les suivants : le gaz du séparateur haute pression à 15 bars effectifs et à 42°C, le gaz du séparateur gas-lift à 6 bars effectifs et à 37°C ; le gaz du séparateur moyenne pression à 4 bar et à 38°C et le séparateur basse pression à 1,1 bar et à 36°C soit un total pour Stah de  $1,16 \cdot 10^6$  Nm<sup>3</sup>/jour. Ces installations comprennent deux compresseurs sur un seul arbre entraîné par une turbine à gaz. Les compresseurs portent les 4 circuits de gaz d'alimentation à une pression de refoulement finale de 43,8 bars. Une fois les opérations de refroidissement et de séchage achevées, le gaz comprimé est injecté dans le pipeline en direction d'Alrar. L'eau extraite des séparateurs (HP, MP, BP et gaz-lift) est envoyée vers un borbier. Enfin, l'huile est stockée dans les bacs de brut avant expédition vers **Haoud El Hamra**.

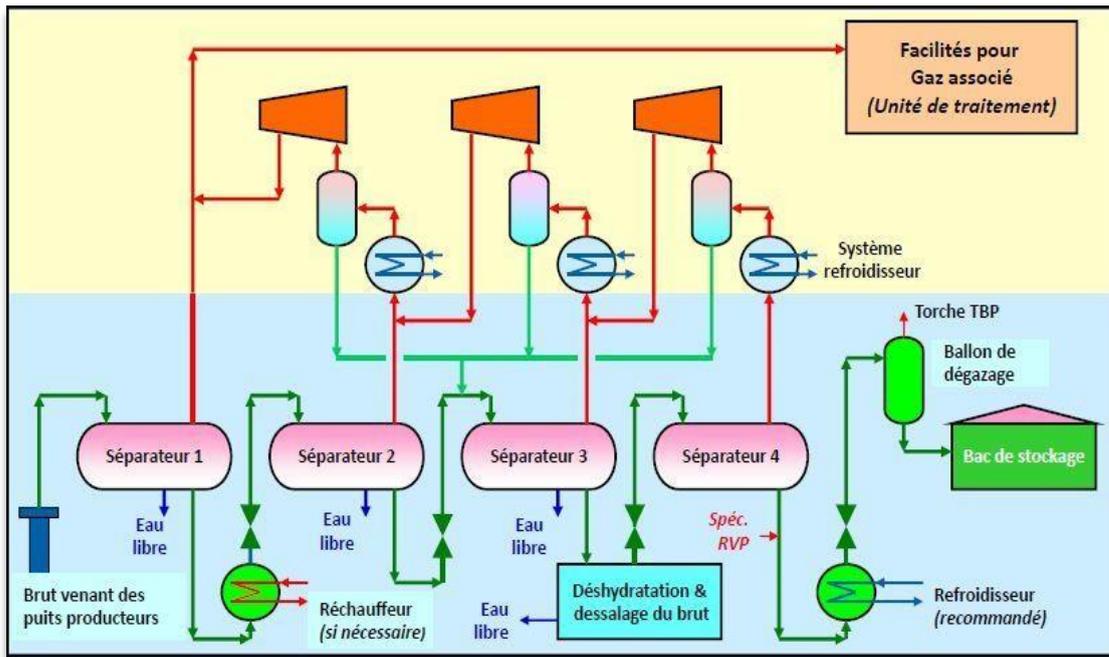


Figure III.5 : Exemples de schémas de stabilisation de pétrole brut

**Batterie de test :**

L'enregistrement et l'indication des différents paramètres du puits en test dont on aura besoin non seulement pour l'interprétation des résultats mais aussi pour le suivi du fonctionnement du puits. Elle se compose de deux séparateurs HP, MP (haute et moyenne pression), la sortie d'huile est déviée vers le bac R4 pour déterminer la production par jour et la sortie de gaz est mélangée avec les sorties des autres batteries, si le puits est HP il est raccordé avec la ligne HP, ou ligne MP c'est le puits est MP.

**Séparateur MP4 et BP :**

Le séparateur MP4 traite les puits MP de manifold 8"

Le rôle de séparateur à basse pression BP est de faire un traitement final d'huile, la sortie d'huile est acheminée vers les bacs de stockage par gravité, le gaz va prendre la ligne vers station de compression.

**Les paramètres de fonctionnement design et actuel :**

- La pression design : 22-23bar pour le séparateur HP et 4.5bar pour MP
- La pression actuelle : 15bar pour le séparateur HP et 2-4bar pour MP

**Sécurité des séparateurs :**

- *Soupape de sécurité d'un séparateur :*

C'est une soupape à ressort taré à la pression de service maximal du séparateur elle est reliée à la torche par une conduite munie d'un clapet anti- retour

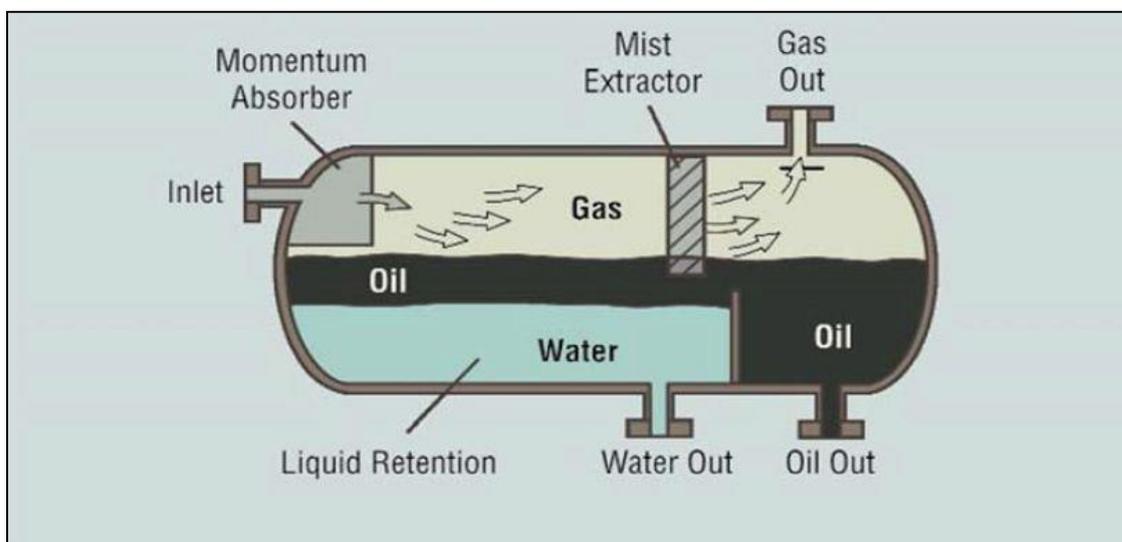
- *Plaque d'éclatement :*

C'est une double sécurité, n'éclate que si la soupape est grippée ou mal tarée.

**Les alarmes :**

Dans le séparateur on trouve un système de régulation du niveau ; à l'aide d'un flotteur ou plongeur.

- **HLA** huile : alarme de niveau haut d'huile.
- **LLA** huile : alarme de niveau bas d'huile.
- **PAH** : alarme haut pression.
- **LLA** eau : alarme de niveau bas d'eau.



**Figure III.6 :** Exemple d'un Séparateur triphasique

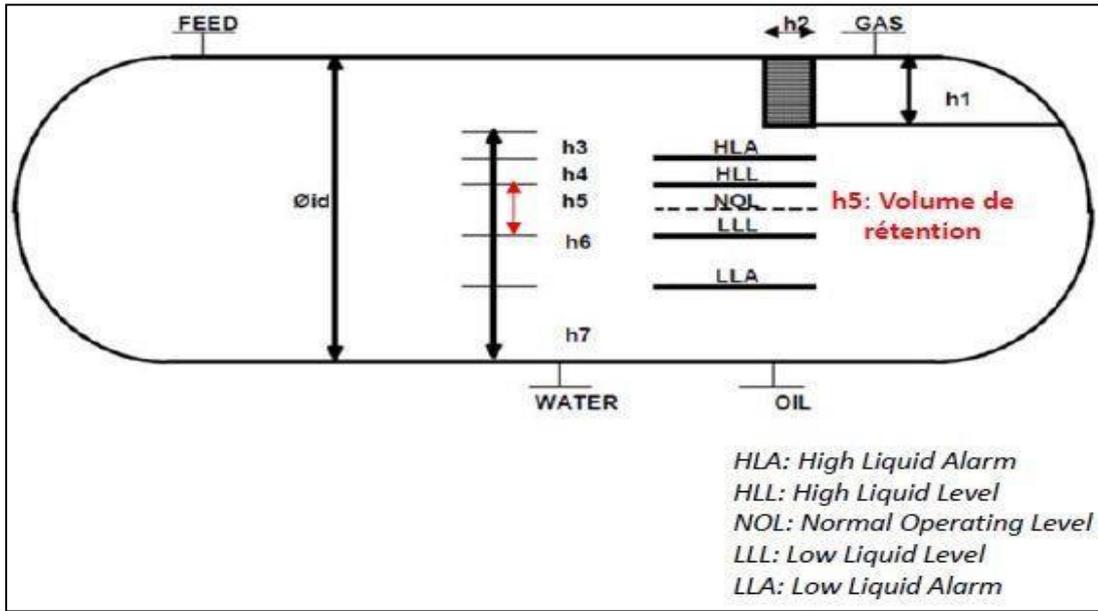


Figure III.7 : Exemple des alarmes de niveau de liquide.

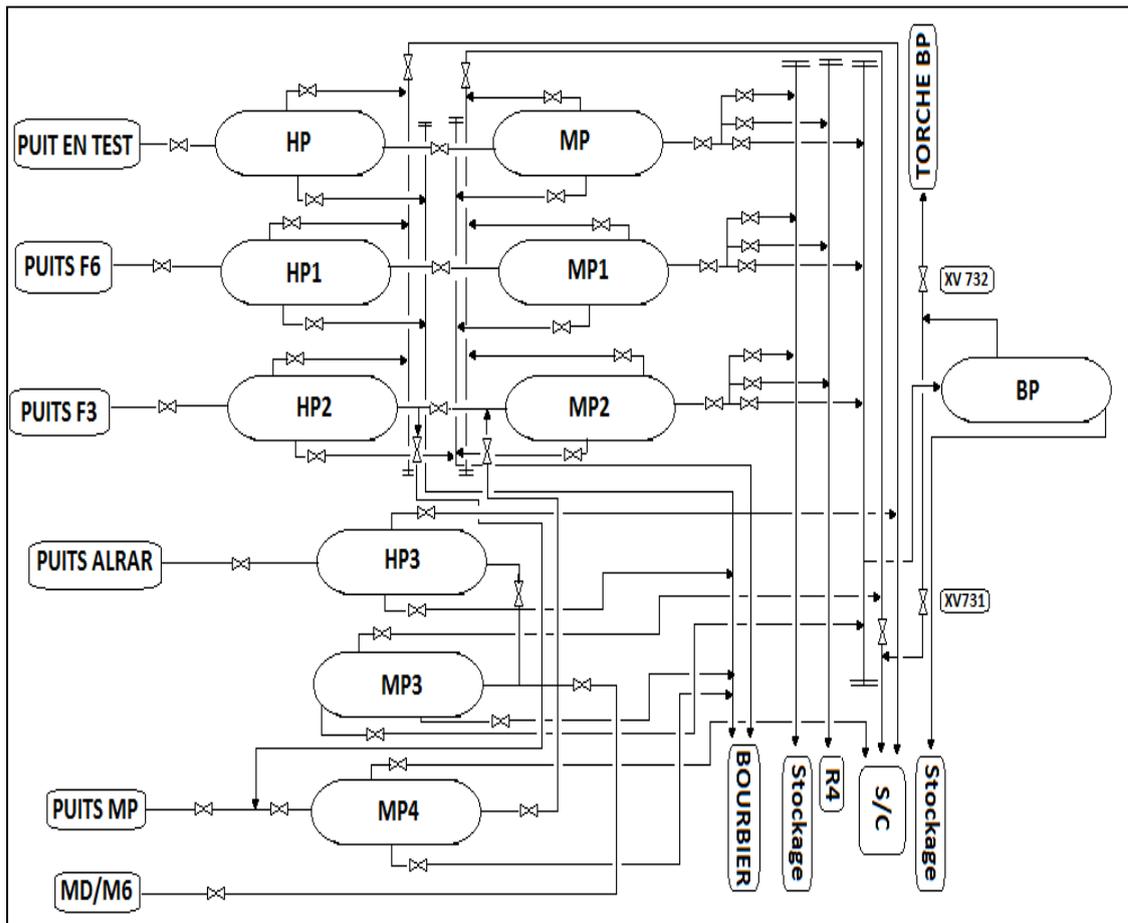


Figure III.8 : Schéma PFD (process flow diagram) de l'unité de production STA

### III.4.2 Stockage et expédition :

Le stockage doit être assuré aux différentes étapes du cheminement du pétrole, depuis le puits de production jusqu'aux lieux d'expédition.

L'aire de stockage / Expédition de l'unité de production de Stah se compose de :

- Trois bacs de stockage de pétrole brut R1, R2, R3 de capacité 5000 m<sup>3</sup> chacun de type toit fixe.
- Un bac (WASH-TANK) R4 de capacité 540m<sup>3</sup>.
- Deux électropompes (GUINARD).
- Deux pompes diesel (MAREP) DIESEL.
- Trois pompes (OWECO) moteur à gaz.

Les trois bacs R1, R2 et R3 sont utilisés pour les différents mouvements de production et le WASH-TANK (R4) est utilisé pour les tests des puits.

Le mouvement d'un bac de stockage se déroule en quatre phases :

- Réception → Decantation → Expédition (vers haoud elhamra). → En attente

#### III.4.2.1 Description des opérations de remplissage et expédition :

L'huile arrivant à partir de séparateur BP par gravité est dévié vers le bac R3 pour contrôler la production de STAH, et la production venant de CTH vers le bac R1 ou vers le bac R2 qui contient le mélange de production STAH/CTH.

- ***Jaugeage et échantillonnage :***

Il doit être effectué par des systèmes de contrôle de la production par jaugeage directe avec un ruban métallique étanche chaque 2 heures.

- ***Le dégazage :***

Tout en limitant les pertes par évaporation.

- ***La décantation d'eau :***

On doit offrir un temps de tranquillisation suffisant pour que la décantation se termine.

On purge le bac pour éliminer la totalité d'eau décantée au fond du bac à expédier afin de récupérer le maximum d'huile entraînée.

L'expédition de brut de STAII peut être assurée par plusieurs pompes :

- ❖ 02 pompes MAREP (moteurs Diesel)
- ❖ 03 pompes AWECO (alimentation à gaz)
- ❖ 02 pompes GUINARD (électropompes)
- ❖ 02 pompes d'alimentation (Booster)

Le manifold d'expédition est dimensionné en 10'' et permet d'envoyer le brut vers les pompes GUINARD (électropompes) à l'aide de deux pompes Booster. Les 2 pompes Boosters de l'expédition assurent l'alimentation en brut des pompes d'expédition (GUINARD) selon le besoin à une pression de refoulement d'environ 3 bars.

- ***Pompe GUINARD (électropompes) :***

Ce sont des électropompes, centrifuges entraînées par moteurs électriques) avec un débit de 150 m<sup>3</sup>/h chacune.

- ***Pompe MAREP (Diesel) :***

- Pompe N°54 : débit de 60 m<sup>3</sup>/h.

- Pompe N°55 : débit 110 m<sup>3</sup>/h

C'est des pompes à pistons (volumétriques)

- ***Pompe OWECO (à gaz) :***

- Il y a 3 pompes. C'est des pompes à pistons à double effets (volumétrique). Elles sont de type MAREP, le mécanisme fonctionne par moteur à gaz, avec une pression de gaz ~15 bars.

- Ces pompes refoulent 70 m<sup>3</sup>/h chacune.

**Tableau III.1** : Les paramètres de fonctionnement de design et actuel

	Design	Actuel
Stockage	4068 m <sup>3</sup>	1356 m <sup>3</sup>
Expedition	Pompe MAREP N°54, débit =60 m <sup>3</sup> /h, Pompe MAREP N°55, débit =110 m <sup>3</sup> /h. Pompe OWECO, débit =70 m <sup>3</sup> /h	Pompe GUINARD =150 m <sup>3</sup> /h

#### III.4.2.2 La sécurité des bacs de stockage :

Elle est assurée par des équipements tel que :

- *Mise à la terre :*

Ce sont des liaisons électriques par câble en cuivre de grosse section établis entre le réservoir et une anode enterrée dans le sol, elle joue un rôle de sécurité très important, car elle draine les charges électriques qui sont une des causes principales d'incendie sur les bacs de stockage.

- *Circuit de mousse*

Il existe des chambres à mousse sur le haut de la robe qui étalent sur la surface du liquide un tapis de mousse capable d'étouffer les flammes en cas d'incendie.

- *Réseau d'eau anti-incendie*

Sur les bacs de stockage à la partie haute de la robe existe une couronne d'eau, elle contient plusieurs diffuseurs qui assurent le refroidissement de la robe du bac en cas de grande chaleur, cette eau est assurée par un bac d'eau de sécurité.

On utilise aussi comme moyen de sécurité les extincteurs, soit à poudre ou à CO<sub>2</sub>.

- *Les reniflards (événements) :*

4 chambres de respiration déposées sur l'extrémité du toit.

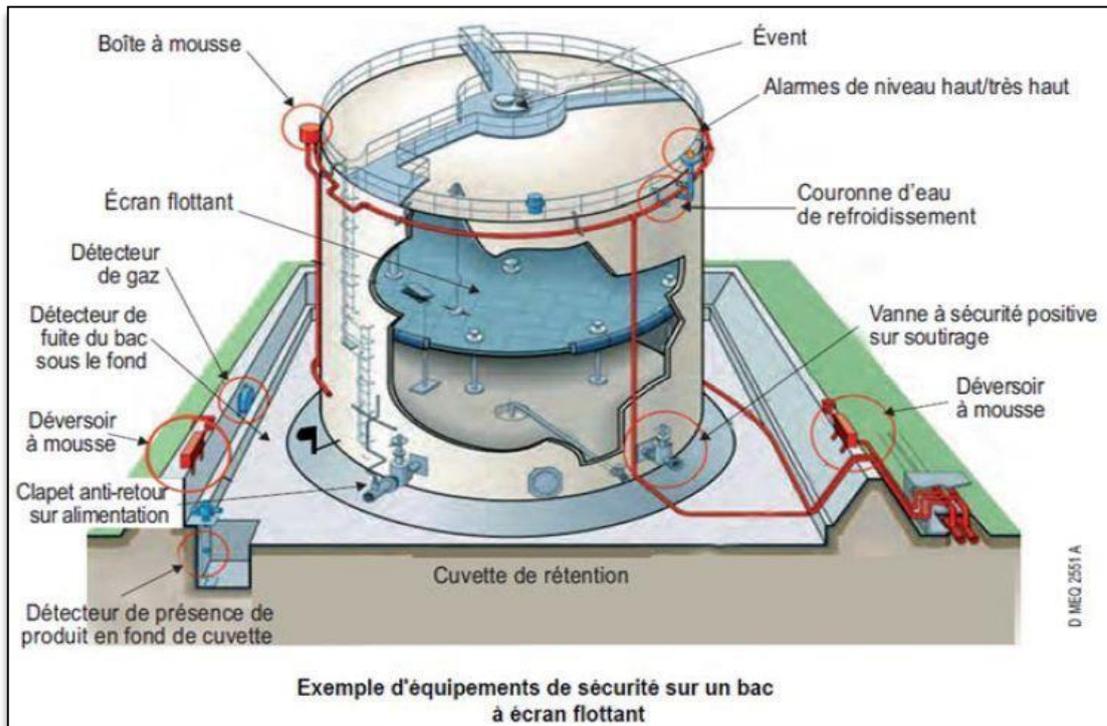


Figure III.9 : Schéma typique d'équipements de sécurité d'un bac à toit fixe et à écran flottant

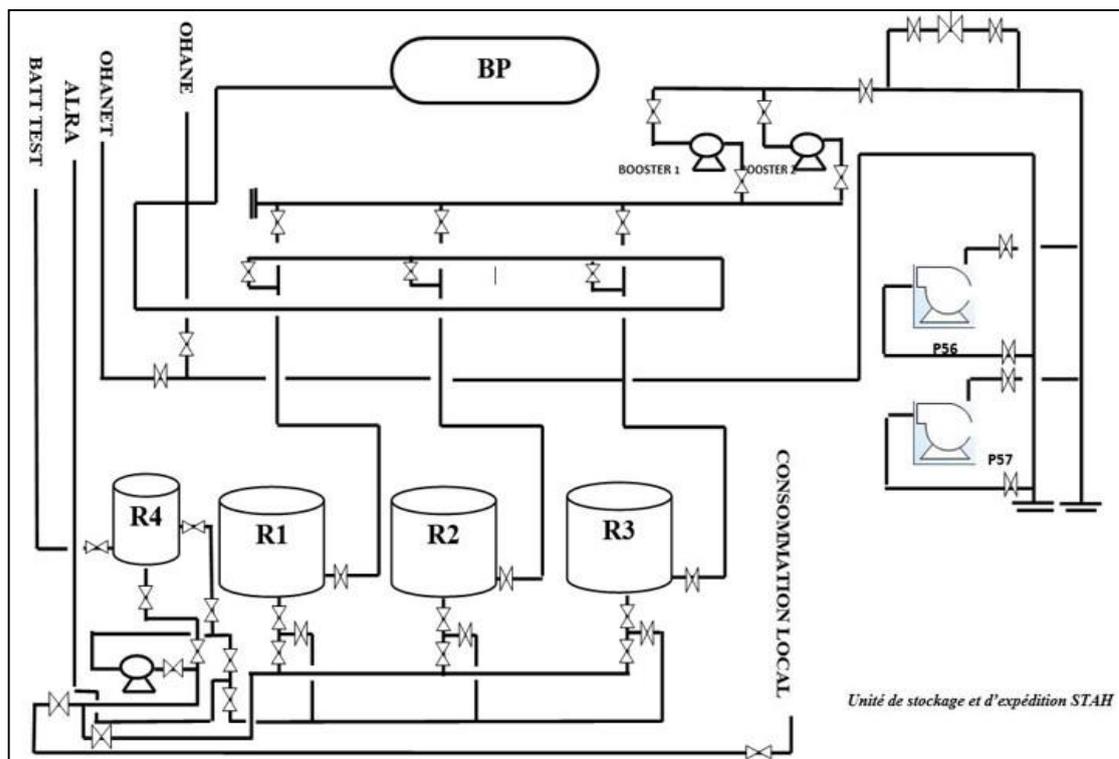


Figure III.10 : Schéma PFD (process flow diagram) de la zone de stockage et d'expédition STA H

# Chapitre IV

## PARTIE CALCUL ET INTERPRETATION DES RESULTAS

### VI.1. Problématique :

La corrosion est l'un des principaux modes de dégradation de nombreux ouvrages métalliques, telles les canalisations de gaz et les canalisations d'eau, les pipelines, les réservoirs de stockages, etc. On peut la définir comme étant la destruction d'un métal par réaction chimique ou électrochimique.

Ce phénomène de corrosion humide ou électrochimique pose des problèmes néfastes à l'intérieur des bacs de stockage du condensat au niveau du complexe gazier d'Alrar et les bacs de stockage de brut au niveau des unités de production Stah et Mereksen.

En général l'origine de cette corrosion est assez complexe, elle se déclenche par la présence des gaz dessous dans l'eau, tels que  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  et le  $\text{O}_2$  qui réagissent avec le fer dans les conditions d'exploitation favorables engendrant la formation de l'acide carbonique  $\text{H}_2\text{CO}_3$ , des oxydes, des sulfures et des carbure ( $\text{FeO}$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{FeS}$  et  $\text{FeCO}_3$ ) et donc l'initiation de la corrosion.

Elle peut affecter l'ensemble des composants d'une structure métallique tant en interne qu'en externe et c'est les cas réels découverts au niveau du **bac T401C** du complexe Alrar et le **bac R3** de l'unité de production Stah.

#### ➤ Les anomalies constatées au niveau du bac R3



*Figure IV.1* : La cuvette de rétention du bac de stockage de brut **R3** de l'unité STAH

- La fuite de pétrole avait imbibé le sable des fondations du bac avec le périphérique de la tôle marginale inférieure à l'extérieur du bac.



*Figure IV.2* : L'effet de la corrosion interne au niveau de bac **R3**

Après le vidange et l'ouverture du bac de stockage nous avons constatés plusieurs anomalies et parmi les quelles on a distingué :

- Dégradation du revêtement du fond et des tôles de la première virole.
- La tôle du fond était corrodée (Percements en plusieurs endroits du fond).
- Concentration d'un grand nombre de piqures.

➤ **Solution proposée :**

Il existe plusieurs méthodes efficaces de protection qui demandent en général des connaissances plus spécifiques et amènent des frais supplémentaires. Parmi les méthodes rentables on distingue la **protection cathodique par anodes sacrificielles**, objet de notre travail d'étude de dimensionnement de ce système sur le **bac de stockage R3** de l'unité de production Stah et qui peut être généralisée sur l'ensemble des installations dépourvues desdits systèmes

## IV.2. Calcul et dimensionnement du système de protection cathodique par AS :

Le dimensionnement des anodes se fait suivant différentes méthodes, plus ou moins empiriques, du fait de la complexité de fonctionnement du système galvanique, liée à sa variation dans le temps et en fonction de la géométrie de la structure. Il faut s'assurer, d'une part que le nombre et la masse des anodes permettra une durée de vie de la protection conforme à ce qui est demandé, d'autre part que leurs forme et dimensions garantissent que la polarisation de la structure sera possible et suffisamment rapide et que la protection sera encore effective en fin de vie, quand l'anode sera pratiquement consommée.

Une des méthodes de calcul utilisées (par Elf Aquitaine) est basée sur l'hypothèse d'une courbe de polarisation cathodique parallèle à l'axe des potentiels entre - 0,8 et - 1,0 V/Ag - AgCl (palier de diffusion de l'oxygène). Dans ces conditions, on admet que le débit des anodes est constant pourvu que le potentiel de la structure se situe dans ce domaine (qui est en fait celui que l'on recherche). Ce débit est de ce fait imposé par le besoin en courant  $I$  de protection de la structure. Ce courant est calculé par zones en utilisant des hypothèses de densité de courant de protection  $i_t$  [4]

**Tableau IV.1 : Normes internationales**

<u>Normes internationales</u>	<u>Titres</u>
<b>NACE SP 0388-2007</b>	Impressed Current Cathodic Protection of Intern Submerged Surfaces of Steel Water Storage Tanks
<b>NACE SP 0575-2007</b>	Internal Cathodic Protection of Oil Treating Vessels
<b>NACE RP-0193-01</b>	External Cathodic Protection of On-Grade Metallic Storage Tanks
<b>DNV RP B401-2010</b>	Cathodic Protection Design
<b>BS 7361 Part 1-1991</b>	Cathodic Protection Code and Practice for Land and Marine Application
<b>API-651</b>	Cathodic Protection of Aboveground Petroleum Storage Tanks

**NACE RP 0193-01- Protection cathodique de la catégorie Réservoirs métalliques :**

« Les systèmes de protection galvanique peuvent être appliqués aux fonds de réservoir où la surface métallique exposée à l'électrolyte peut être minimisée par l'application d'un revêtement diélectrique ou la surface est petite en raison de la taille ou de la configuration du réservoir ». [30]

**IV.2.1. Conditions de design :**

Selon le choix de critère, un système sacrificiel va fournir une protection cathodique pour la surface interne du bac de stockage. Les anodes utilisées sont des anodes en aluminium vissées avec des plaques métallique pré-soudées avec la structure à protéger. Le revêtement ne va pas intervenir dans la continuité électrique entre les anodes et le bac de stockage brut.

Le design de la protection cathodique va considérer la résistivité d'eau  $\rho = 100 \Omega \cdot \text{cm}$ , et la densité du courant requis est  $20 \text{ mA/m}^2$ , il doit être augmenté par  $1 \text{ mA/m}^2$  pour chaque  $1^\circ\text{C}$  ci-dessus  $25^\circ\text{C}$  afin de la compenser pour des températures de fonctionnement élevées du réservoir. [29,31]

**IV.2.2. Type de revêtement et efficacité :**

La surface interne humide sera revêtue par deux couches ou plus de peinture marine (à base d'époxy, de polyuréthane ou de vinyle), valeur nominale totale DFT min.  $350 \mu\text{m}$ . [29]

Le système de revêtement interne est assuré d'avoir une efficacité de revêtement finale de **82%**

Tableau IV.2 : Les paramètres du design (anode d'aluminium) [36]

Les paramètres du design (anode d'aluminium)	Valeurs
Diamètre du bac	24000mm
Niveau max	10810mm
Résistivité d'eau ( $\rho$ )	100 $\Omega$ .cm
Salinité d'eau	152 g/l
pH d'eau	5,8
Densité du courant	20mA/m <sup>2</sup>
Durée de vie du design	20 ans
Efficacité de courant pour l'anode d'Al	90%
Facteur d'utilisation	80%
$\Delta V$ pour l'anode en eau de mer	250 mV
Capacité électrochimique	2651 A-h/kg
Consommation	3,30 kg/A.an
Potentiel de circuit fermé	-1050 mV vs Ag/AgCl
Al : densité	2700 kg/m <sup>3</sup>

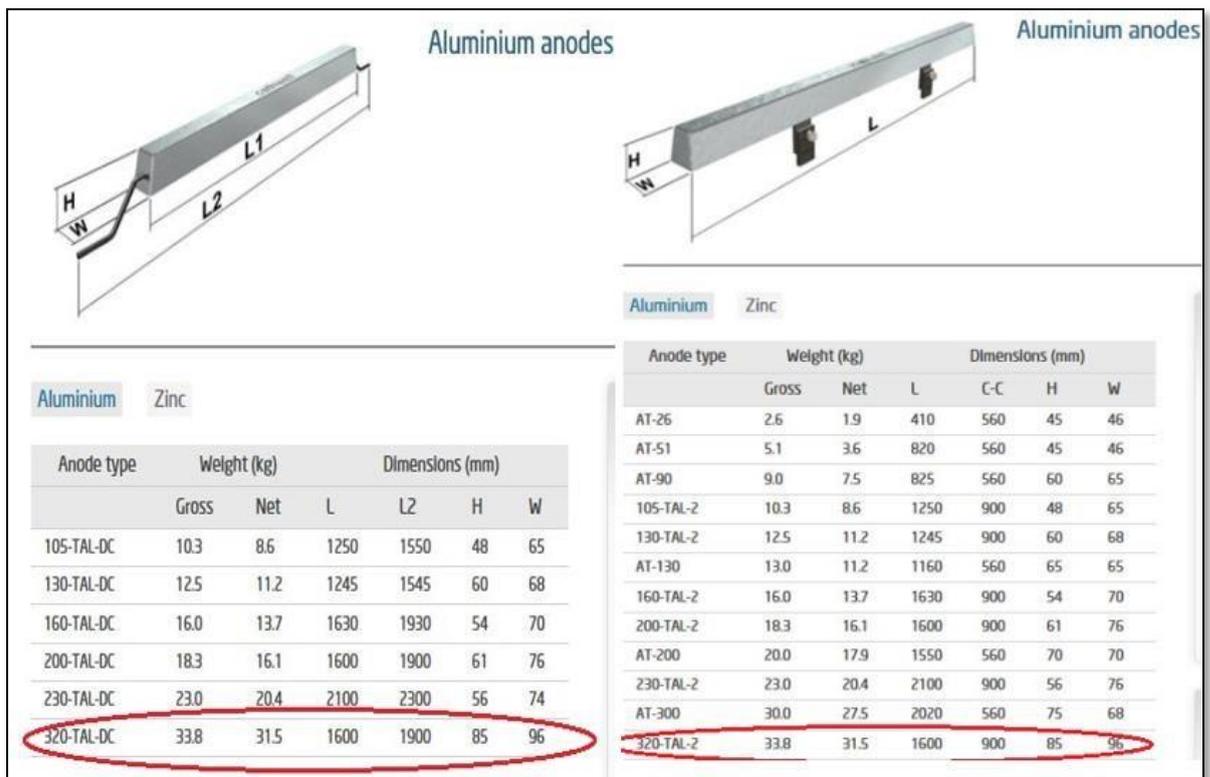


Figure IV.3 : Les types d'anodes d'Aluminium (l'anodes utilisées) [35]

➤ **Composition chimique : % par poids**

- Cu : 0,006 % (max)
- Fe : 0,12 % (max)
- In : 0,01-0,03% (max)
- Zn : 2 – 6 % (max)
- Si : 0,12 % (max)
- Mn : 0.01(max)
- Al : le reste

**IV.2.3. Facteur de sécurité :**

Ce design comprendra un facteur de sécurité de 50% pour l'acier supplémentaire à cause de la tuyauterie et contingence. [29,31]

➤ **Isolation électrique :**

Le système de la protection cathodique externe nécessite que le bac doit électriquement être isoler du piping donc les joints isolants seront nécessaire.

**IV.2.4. Description de l'équipement et calcul de design :**

Le site de Stah comporte plusieurs bacs de stockage de brut dont les principales caractéristiques sont : R1, R2, R3 (bacs) de volume 5000 m<sup>3</sup> (brut).

Le bac qui sera pris comme modèle sera le bac R3, tous les bacs sont équipés d'une cuvette de rétention, les murs des retentions sont construit en utilisant du sable compacté.

Les caractéristiques du bac R3 sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau IV.3 : Les caractéristiques du bac R3

Repère	R3
Constructeur	TISSOT
Année de construction	1970
Nature du métal	A283C
Nature du fluide	Hydrocarbure (brut)
Température de service (°C)	Ambiante
Température d'opération (°C)	45°C
Pression service (barg)	ATM
Pression calcul (barg)	ATM
Volume	5000 m <sup>3</sup>
Hauteur	10810 mm
Diamètre	24000 mm
Date de dernier baremme	20/08/2009

➤ Calcul de la surface humide interne totale pour le bac de brut (R3) :

$$S_H = \pi r^2 + \pi DH$$

$\pi r^2$  : Surface du fond

$\pi DH$  : Surface de paroi à 1 m d'hauteur

**D** : diamètre du bac (24m)

**H** : hauteur humide maximale du niveau d'eau (1m)

$$S_H = \pi r^2 + \pi DH$$

$$S_H = 3,14 \cdot (12^2) + 3,14 \cdot (24)(1)$$

$$S_H = 527,787 \text{ m}^2$$

Le calcul du besoin total en courant s'effectue à partir des hypothèses de densité de courant de protection  $i_t$  et de coefficient d'endommagement des revêtements  $f_r$  :

Connaissant que la surface interne du bac sera revêtue, la surface à protéger sera basé sur la rupture de revêtement comme suivant :

$$S = S_H \times f_r$$

$S$  : la surface interne à protéger (m<sup>2</sup>)

$S_H$  : surface humide interne totale du bac (m<sup>2</sup>)

$f_r$  : coefficient de rupture de revêtement ;

$$f_{rm} = a + b \cdot \frac{t}{2}$$

selon le tableau N° II.7 nous trouvons :  $a = 0.02$  ,  $b = 0.008$

$t$  : Durée de vie du design (20ans)

$$f_{rm} = 0.02 + 0.0080 \frac{20}{2}$$

$$f_{rm} = 0,1 \text{ (10\%)}$$

$$f_{rf} = a + b \cdot t$$

$$f_{rf} = 0.02 + 0.008 \cdot 20$$

$$f_{rf} = 0,18 \text{ (18\%)}$$

Pour  $f_{rm} = 10\%$

$$S_m = S_H \times f_{rm}$$

$$S_m = 527,787 \times 0,1$$

$$S_m = 52,778 \text{ m}^2$$

Pour  $f_{rf} = 18\%$  :

$$S_f = S_H \times f_{rf}$$

$$S_f = 527,787 \times 0,18$$

$$S_f = 95,008 \text{ m}^2$$

➤ *Densité du courant de la protection cathodique :*

$$i_t = i_b + (T_{oper} - 25)$$

$$T_{oper} = 45^\circ\text{C}$$

$$i_t = 20 + (45 - 25)$$

$$i_t = 40 \text{ mA/m}^2$$

$i_t$  : densité du courant à la température de service du bac ( $T^\circ$  ambiante) (mA/m<sup>2</sup>)

$i_b$  : densité du courant basique à 25°C (mA/m<sup>2</sup>)

$T_{oper}$  : température de service max du bac (°C)

➤ *Courant principale requis :*

La formule suivante est utilisée pour déterminer le courant principal de PC requis par le bac (interne), on considère un facteur de sécurité pour le métal supplémentaire et en cas d'une contingence.

$$I_m = \left( \frac{i_t \times S_m}{1000} \right) (1 + FS)$$

$$I_m = \left( \frac{40 \times 52,778}{1000} \right) (1 + 0.5)$$

$$I_m = 3,166 \text{ A}$$

$I_m$  : courant principale moyen requis de PC

$i_t$  : densité du courant à la température de service du bac

$S_m$  : surface interne moyenne à protéger

$FS$  : facteur de sécurité (50%)

➤ *Courant principale final requis :*

$$I_t = \left( \frac{it \times S_f}{1000} \right) (1 + FS)$$

$$I_t = \left( \frac{40 \times 95,008}{1000} \right) (1 + 0,5)$$

$$I_t = 5,700 \text{ A}$$

$I_t$  : courant requis totale de PC

$S$  : surface interne totale

➤ *Résultat final :*

*Tableau IV.4 :* Le courant de protection

	Moyen(ne)	Finale
Surface (m)	52,778	95,008
Courant(A)	3,166	5,7

➤ *Calcul de la quantité d'anode requis :*

Pour  $I = I_m$

$$P = \frac{I_m \times t \times T_c}{\mu \times \epsilon_L}$$

$I_m$  : courant principale moyen requis de PC

$t$  : Durée de vie du design

$T_c$  : Taux de consommation de l'anode en aluminium.

$\mu$  : Facteur d'utilisation

$\epsilon_L$  : Efficacité de courant pour l'anode d'Al

On substitut les données et on calcul la capacité en poids d'anode :

$$P = \frac{3.166 \times 20 \times 3.3}{0.8 \times 0.9}$$

$$P = 290,21 \text{ kg}$$

- Donc la quantité d'anode requise en basant sur le poids unitaire est comme suit

$$N_a = P/P_a$$

$$N_p = \frac{290.21}{31.5} = 9.21 \text{ anodes ; on dit } 10 \text{ anodes}$$

$N_p$  : nombre d'anode basé sur le poids requis (kg)

$P_a$  : poids unitaire d'anode (kg)

Pour  $I=I_t$

$$P = \frac{I_t \times t \times Tc}{\mu \times \varepsilon} = \frac{5,7 \times 20 \times 3.3}{0,8 \times 0,9} = 522,5 \text{ kg}$$

$$N_p = \frac{P}{\varepsilon_L} = \frac{522.5}{31.5} = 16.58 \text{ anode ; on dit } 17 \text{ anodes}$$

Tableau IV.5 : Le nombre d'anodes

	Moyen	Final
Poids d'anode requis (kg)	290.21	522,5
Courant requis (A)	3,166	5,7
Nombre d'anode	10	17

Les dimensions des anodes doivent être telles que le potentiel  $E_c$  de la structure soit inférieur au seuil de protection (-0,8 V/Ag - AgCl).  $E_c$  se calcule en fonction du potentiel de l'anode en service  $E_a$  et de sa résistance R par :

$$E_c = E_a + RI_a \quad (\text{avec } I_a = \frac{I_t}{N_p})$$

$E_c$  : le potentiel de la structure à protéger (V)

$E_a$  : potentiel de l'anode en service (V)

$I_a$  : courant d'anode (A)

La résistance **R** est en fait celle de l'électrolyte ; elle dépend de sa résistivité  **$\rho$**  et des dimensions de l'anode (longueur **L** et diamètre équivalent **D**). On utilise généralement la formule de Dwight modifiée :

$$R = \frac{\rho}{2 \times \pi \times L} \left[ \ln \left( \frac{8L}{D} \right) - 1 \right]$$

**R** : Résistance de l'anode (ohm)

**$\rho$**  : résistivité du fluide (ohm.m)

**L** : Longueur de l'anode

**D** : diamètre équivalent l'anode

$$D = \sqrt{\left( \frac{m}{d\rho\pi L} \right)}$$

**m** : masse anodique initiale (kg)

**d** : masse volumique (kg/m<sup>3</sup>)

**L** : Longueur de l'anode

$$D = \sqrt{\frac{31,5}{2700 \times \pi \times 1.6}}$$

$$D = 0,0481m$$

$$R = \frac{1}{2\pi \times 1.6} \left[ \ln \left( \frac{8 \times 1.6}{0.0481} \right) - 1 \right]$$

$$R = 0,455 \text{ Ohm}$$

$$I_a = \frac{I_t}{N_p}$$

**I<sub>a</sub>** : Courant initial d'anode (A)

**I<sub>t</sub>** : Courant requis totale de PC

**N<sub>p</sub>** : Nombre d'anode requis (basé sur le poids)

$$I_a = \frac{5,7}{17} = 335 \text{ mA}$$

Le potentiel de la structure  $E_c$  sera donc :

$$E_c = E_a + RI_a$$

$$E_c = -1,05 + (0,455 \times 0,335)$$

$E_c = -0,9 \text{ V/Ag - AgCl}$
----------------------------------

Le potentiel est correct, donc le dimensionnement valable.

La même vérification doit être faite pour s'assurer de l'adéquation (du système avant polarisation et également en fin de vie (anodes usées)

La vérification doit également porter sur le potentiel avant polarisation (avec un  $i_t$  supérieur et un  $f_r$  inférieur) et en fin de vie (avec un  $i_t$  inférieur et un  $f_r$  supérieur).

➤ **Calcul de la quantité d'anode basé sur le courant :**

La quantité d'anode requise qu'elle réponde aux exigences du courant final est calculée comme suivant : (en basant sur le courant de la sortie finale de chaque anode)

$$N_a = \frac{I_t}{I'_a}$$

$N_a$  : nombre d'anode requise (basé sur le courant)

$I_t$  : courant finale requis

$I'_a$  : courant finale d'anode

Le courant d'anode final est calculé comme suit :

$$I'_a = \frac{\Delta V}{R_f}$$

$I'_a$  : courant final d'anode (A)

$\Delta V$  : tension d'entraînement (V)

$R_f$  : résistance anodique final ( $\Omega$ )

La résistance anodique est calculée comme suit :

$$R_F = \frac{1.3 \times \rho}{2 \times \pi \times L_f} \left[ \ln \left( \frac{8L_f}{D_f} \right) - 1 \right]$$

**R<sub>f</sub>** : résistance finale de l'anode (ohm)

**ρ** : résistivité du fluide (ohm.m)

**L<sub>f</sub>** : longueur finale de l'anode (m)

**D<sub>f</sub>** : diamètre équivalent finale de l'anode

Sur la base des dimensions initiales de l'anode indiquée dans les tableaux, la longueur d'anode finale est calculée comme suit :

$$L_f = \xi \times L$$

**L** : longueur de l'anode (m)

**ξ** : Efficacité de courant pour l'anode d'Al (90%)

$$L_f = 90\% \times 1,60$$

<b>L<sub>f</sub> = 1,44m</b>
------------------------------

Le diamètre final de l'anode est calculé à partir du volume final de l'anode en supposant que l'anode est cylindrique :

$$m_f = (1 - \mu) \times m$$

**m<sub>f</sub>** : masse anodique finale (kg)

**m** : masse anodique initiale (kg)

**μ** : facteur d'utilisation de l'anode (80%)

$$m_f = (1 - 0,8) \times 31,5$$

<b>m<sub>f</sub> = 6,3 kg</b>
-------------------------------

En cas où la densité d'aluminium ( $d\rho$ ) est  $2700 \text{ kg/m}^3$ , le diamètre d'anode finale est calculé comme suit :

$$D_f = \sqrt{\left(\frac{mf}{d\rho\pi L_f}\right)}$$

$$D_f = \sqrt{\frac{6,3}{2700 \times \pi \times 1,44}}$$

$$D_f = 0,0227 \text{ m}$$

En remplaçant la valeur de la longueur finale et du diamètre final dans l'équation de résistance précédente :

$$R_f = \frac{1,3 \times 1}{2\pi \times 1,44} \left[ \ln\left(\frac{8 \times 1,44}{0,0227}\right) - 1 \right]$$

$$R_f = 0,751 \text{ Ohm}$$

Alors la valeur du courant anodique (en utilisant une tension d'entraînement) est :

$$I'_a = \frac{\Delta V}{R_f}$$

$$I'_a = \frac{250}{0,751} = 332 \text{ mA}$$

$$I'_a = 0,332 \text{ A}$$

Le potentiel de la structure  $E'_c$  sera donc :

$$E'_c = E_a + R_f I'_a$$

$$E'_c = -1,05 + (0,751 \times 0,332)$$

$$E_c = -0,8 \text{ V/Ag - AgCl}$$

- Le potentiel est correct, donc le dimensionnement valable.

Par conséquent le nombre d'anode requis pour satisfaire le courant final est :

$$N_a = \frac{I_t}{I'_a} = \frac{5,7}{0,332}$$

$$N_a = 17,16 \text{ anodes ; on dit } 18 \text{ anodes}$$

➤ *Calcul de la quantité d'anodes requis par la méthode des surfaces séparées*

Les surfaces devant recevoir une PC doivent être calculées séparément avec et sans système de revêtement afin de définir la position optimale d'emplacement des anodes pour assurer une homogénéité géométrique et une meilleure dispersion de courants de protection émis par les anodes, donc le nombre d'anodes requis doit être calculés séparément pour le fond et la première virole de bac de stockage à une hauteur de **1m**.

➤ *Calcul de la surface de fond interne totale pour le bac de brut*

$$S_{\text{fond}} = \pi r^2$$

$$S_{\text{fond}} = 3,14 \cdot (12^2)$$

$$S_{\text{fond}} = 452,389 \text{ m}^2$$

Connaissant que la surface interne du bac sera revêtue, la surface à protéger sera basé sur la rupture de revêtement comme suivant :

$$S = S_{\text{fond}} \times f_r$$

$S$  : la surface de fond interne à protéger ( $\text{m}^2$ )

$S_{\text{fond}}$  : surface humide interne totale du bac ( $\text{m}^2$ )

$f_r$  : coefficient de rupture de revêtement ;  $f_{rf}$  : final =18% ;  $f_{rm}$ =10%

On détermine le nombre d'anode requis selon la surface finale à protéger donc on fait le calcul avec le coefficient de rupture de revêtement ;  $f_{rf}$  : final =15%

$$S_{\text{fond f}} = S_{\text{fond}} \times f_{rf}$$

$$S_{\text{fond f}} = 452,389 \times 0,18$$

$$S_{\text{fond f}} = 81,43 \text{ m}^2$$

$S_{\text{fond f}}$  : la surface finale de fond interne à protéger ( $\text{m}^2$ )

➤ *Courant principale final requis pour le fond du bac :*

$$I_t = \left( \frac{it \times S_{\text{fond } f}}{1000} \right) (1 + FS)$$

$$I_{t \text{ fond}} = \left( \frac{40 \times 81,43}{1000} \right) (1 + 0,5)$$

$$I_t = 4,885 \text{ A}$$

$I_{t \text{ fond}}$  : courant requis totale de PC pour le fond du bac

$S_{\text{fond } f}$  : la surface finale de fond interne à protéger (m<sup>2</sup>)

➤ *Calcul de la quantité d'anode requis pour le fond (basant sur le poids) :*

Pour  $I = I_{t \text{ fond}}$

$$P_{\text{fond}} = \frac{I_{t \text{ fond}} \times t \times T_c}{\mu \times \xi_a}$$

$I_{t \text{ fond}}$  : courant requis totale de PC pour le fond du bac

$t$  : Durée de vie du design

$T_c$  : Taux de consommation de l'anode en aluminium.

$\mu$  : Facteur d'utilisation

$\xi_a$  : Efficacité de courant pour l'anode d'Al

On substitut les données et on calcul la capacité en poids d'anode, l'équation va nous donne :

$$P = \frac{4,85 \times 20 \times 3.3}{0,8 \times 0,9}$$

$$P = 447,865 \text{ kg}$$

Donc la quantité d'anode requise en basant sur le poids unitaire est comme suit :

$$N_{p.\text{fond}} = \frac{P_{\text{fond}}}{P_a}$$

$$N_p = \frac{447,865}{31,5} = 14,21 \text{ anodes ; on dit } 15 \text{ anodes}$$

$N_{p.\text{fond}}$  : nombre d'anode pour le fond basé sur le poids requis (kg)

$P_a$  : poids unitaire d'anode (kg)

➤ *Calcul de la quantité d'anode pour le fond (basant sur le courant) :*

La quantité d'anode requise pour le fond qu'elle réponde aux exigences du courant final est calculée comme suivant : (en basant sur le courant de la sortie finale de chaque anode)

$$N_{a.fond} = \frac{I_{t.fond}}{I_a}$$

$N_{a.fond}$  : nombre d'anode de fond requise (basé sur le courant)

$I_{t.fond}$  : courant requis totale de PC pour le fond du bac

$I_a$  : courant finale d'anode (déjà calculé au-dessus)

$$N_{a.fond} = \frac{I_{t.fond}}{I_a} = \frac{4,885}{0,332}$$

<b><math>N_a = 14,71</math> anodes ; on dit 15 anodes</b>
---

➤ *Calcul de la surface interne totale de première virole de bac de brut*

$$S_{virole} = \pi D H$$

$$S_{virole} = 3,14 \cdot (24) \cdot (1)$$

$$S_{virole} = 75,398 \text{ m}^2$$

Connaissant que la surface interne du bac sera revêtue, la surface à protéger sera basé sur la rupture de revêtement comme suivant :

$$S = S_{virole} \times f_r$$

$S$  : la surface de la virole interne à protéger ( $\text{m}^2$ )

$S_{\text{virole}}$  : surface humide interne totale de **1m** de première virole de bac ( $\text{m}^2$ )

$f_r$  : coefficient de rupture de revêtement ;

$f_{rf}$  : final =18% ;

$f_{rm}$ =10%

On détermine le nombre d'anode requis selon la surface finale à protéger donc on fait le calcul avec le coefficient de rupture de revêtement ;  $R_{rf}$  : final =18%

$$S_{\text{virole } f} = S_{\text{virole}} \times f_{rf}$$

$$S_{\text{virole } f} = 75,398 \times 0,18$$

$S_{\text{virole } f} = 13,571 \text{ m}^2$
---

$S_{\text{virole } f}$  : surface humide interne finale à protéger de **1m** de première virole de bac ( $\text{m}^2$ )

➤ *Courant principale final requis pour la première virole du bac :*

$$I_t = \left( \frac{it \times S_{vf}}{1000} \right) (1 + FS)$$

$$I_{t \text{ virole}} = \left( \frac{40 \times 13,571}{1000} \right) (1 + 0,5)$$

$I_{t \text{ virole}} = 0,814 \text{ A}$
--

$I_{t \text{ virole}}$  : courant requis totale de PC pour la virole du bac

$S_{vf}$  : surface humide interne finale à protéger de **1m** de premier virole de bac ( $\text{m}^2$ )

➤ *Calcul de la quantité d'anode requis pour la première virole (basant sur le poids) :*

$$P_{\text{virole}} = \frac{I_{tv} \times t \times T_c}{\mu \times \epsilon_c}$$

$I_{tv}$  : courant requis totale de PC pour la virole du bac

$t$  : Durée de vie du design

$T_c$  : Taux de consommation de l'anode en aluminium

$\mu$  : Facteur d'utilisation

$\epsilon_c$  : Efficacité de courant pour l'anode d'Al

On substitue les données et on calcule la capacité en poids d'anode, l'équation suivante donne :

$$P = \frac{0.814 \times 20 \times 3.3}{0.8 \times 0.9}$$

$$\boxed{P_{\text{virole}} = 74,644 \text{ kg}}$$

Donc la quantité d'anode requise en basant sur le poids unitaire est comme suit :

$$N_{P.\text{virole}} = \frac{P_v}{P_a}$$

$$N_{P.\text{virole}} = \frac{74.644}{31.5} = 2.369 \text{ anodes} \quad \text{on dit } 3 \text{ anodes}$$

$N_{p.\text{virole}}$  : nombre d'anode pour la première virole basée sur le poids requis (kg)

$P_a$  : poids unitaire d'anode (kg)

➤ *Calcul de la quantité d'anode pour la virole (basant sur le courant) :*

La quantité d'anode requise pour la virole qu'elle réponde aux exigences du courant final est calculée comme suivant : (en basant sur le courant de la sortie finale de chaque anode)

$$N_{a.\text{virole}} = \frac{I_{tv}}{I_a}$$

$N_{a.\text{fond}}$  : nombre d'anode pour la virole requise (basé sur le courant)

$I_{tv}$  : courant requis totale de PC pour la virole du bac (A)

$I_a$  : courant finale d'anode (déjà calculé au-dessus) (A)

$$N_{a.\text{virole}} = \frac{I_{tv}}{I_a} = \frac{0,814}{0,332}$$

$$\boxed{N_a = 2,452 \text{ anodes ; on dit } 3 \text{ anodes}}$$

Tableau IV.6 : Quantité d'anode pour satisfaire les besoins en courant final (surfaces séparées)

Bac	Courant final Exigences $I_t$ , (Amps)	Courant final d'anode $I_a$ (Amps)	Anodes à satisfaire Exigences actuelles, $N_a$	quantité d'anode pour le fond	quantité d'anode pour la virole
R3	5,7	0,332	18	15	3

Tableau IV.7 : Quantité d'anode de conception

Bac	Quantité d'anode basée sur le poids, $N_p$ (Calculé avec la somme des surface)	Quantité d'anode basée sur le courant $N_a$ (Calculé avec la somme des surface)	Quantité d'anode basée sur le poids, $N_p$ (Calculé avec des surfaces séparées)	Quantité d'anode basée sur le courant $I_t$ (Calculé avec des surfaces séparées)
R3	17	18	18	18

D'après la norme DNV-RP-B401, les surfaces devant recevoir une PC doivent être calculées séparément et pratiquement en remarque que le calcul qui est basé sur le courant est le plus précis et le plus fiable car il donne une simulation de performance de l'anode à la fin de sa durée de vie, donc il est plus fiable d'utiliser les résultats calculés en basant sur la quantité de courant requise.

- Zone de protection pour une anode

$$S_{\text{anode}} = \frac{S_H}{N_a} = \frac{527,787}{18}$$

$$S_{\text{anode}} = 29,32 \text{ m}^2$$

$S_H$ : surface humide interne totale du bac ( $\text{m}^2$ )

- Distance minimale entre les anodes

$$L_{\min} = \sqrt{S_{\text{anodes}}}$$

$$L_{\min} = \sqrt{(29,32)}$$

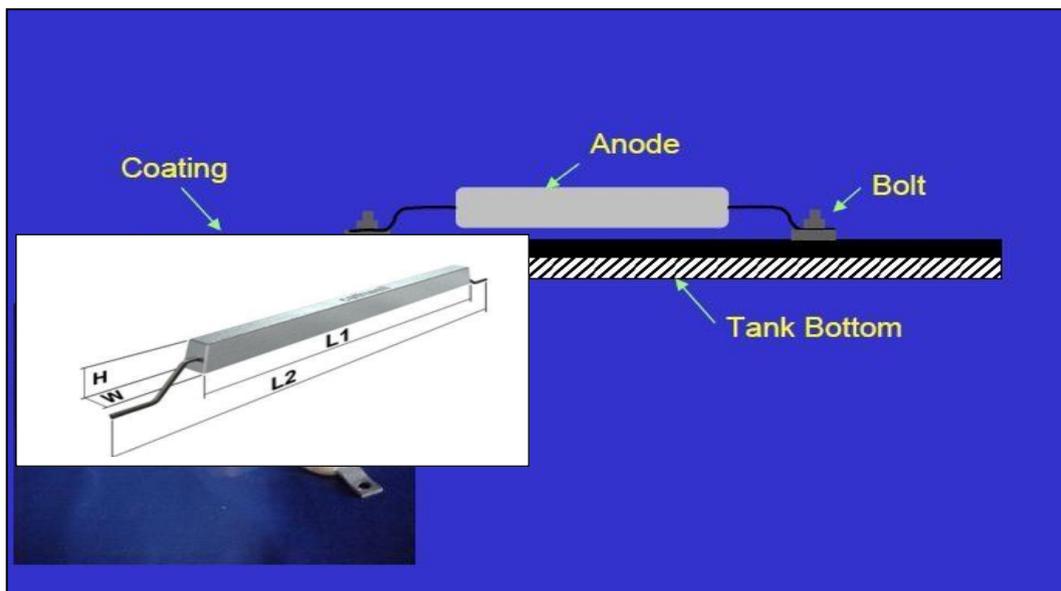
$$L_{\min} = 5,41 \text{ m}$$

- Diamètre de protection pour une anode

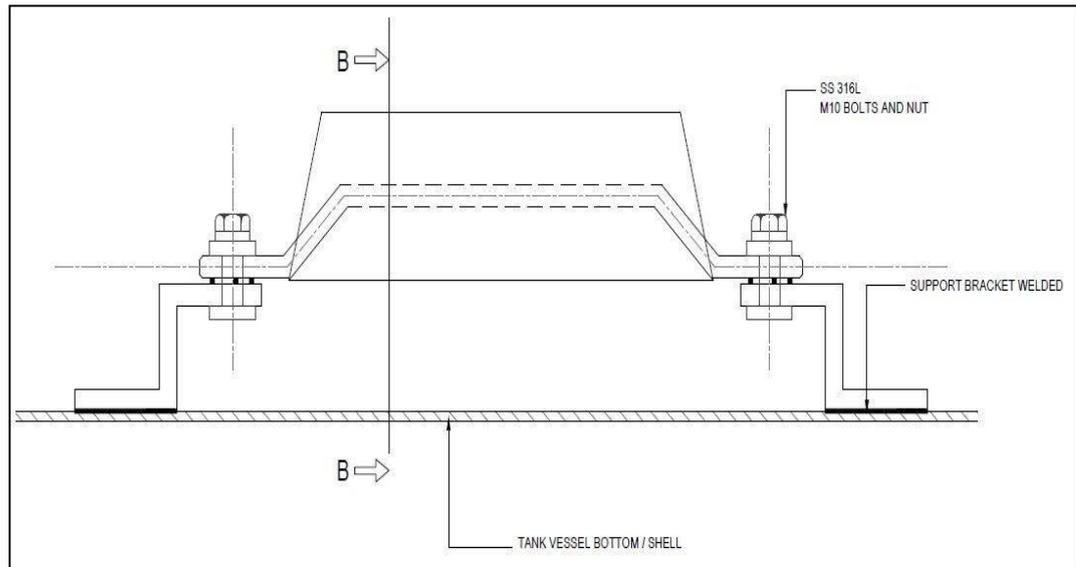
$$r_{\text{anode}} = \sqrt{\left(\frac{S_{\text{anode}}}{\pi}\right)}$$

$$r_{\text{anode}} = \sqrt{\left(\frac{29,32}{\pi}\right)}$$

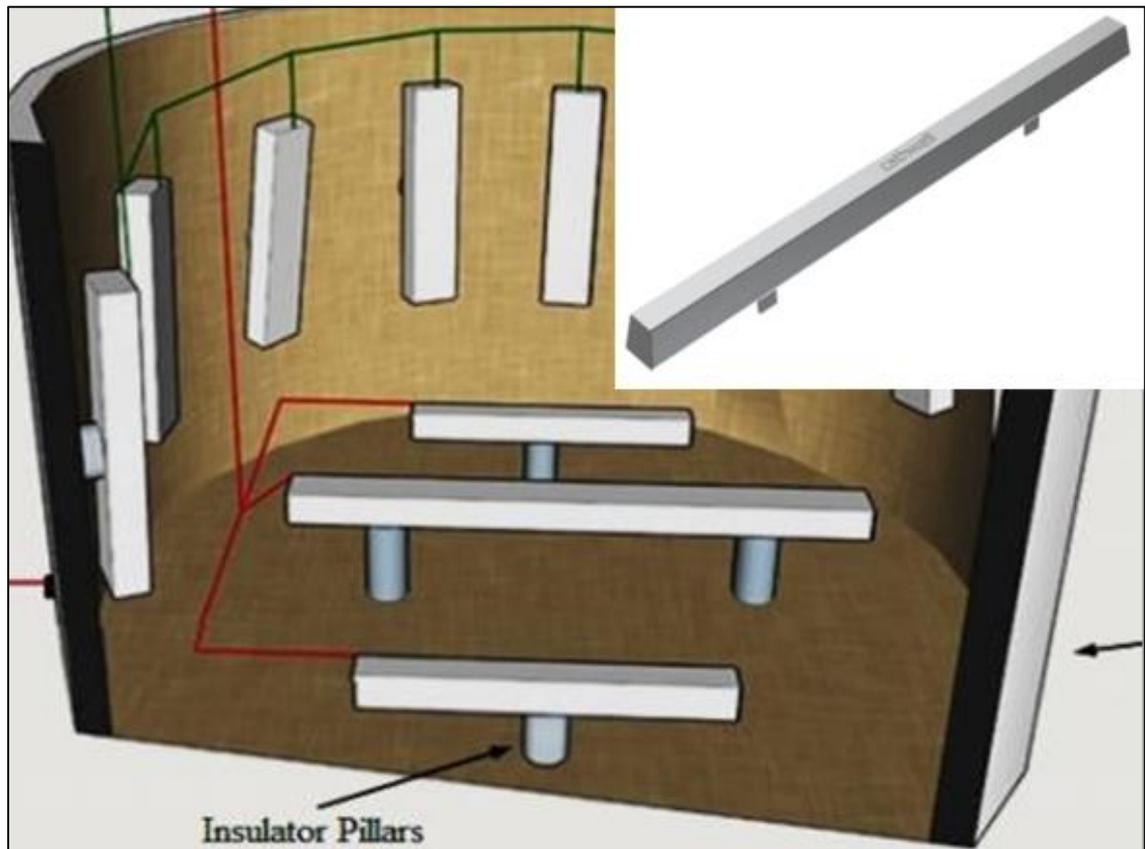
$$r_{\text{anode}} = 3,055 \text{ m}$$



*Figure IV.4* : Installation d'anode

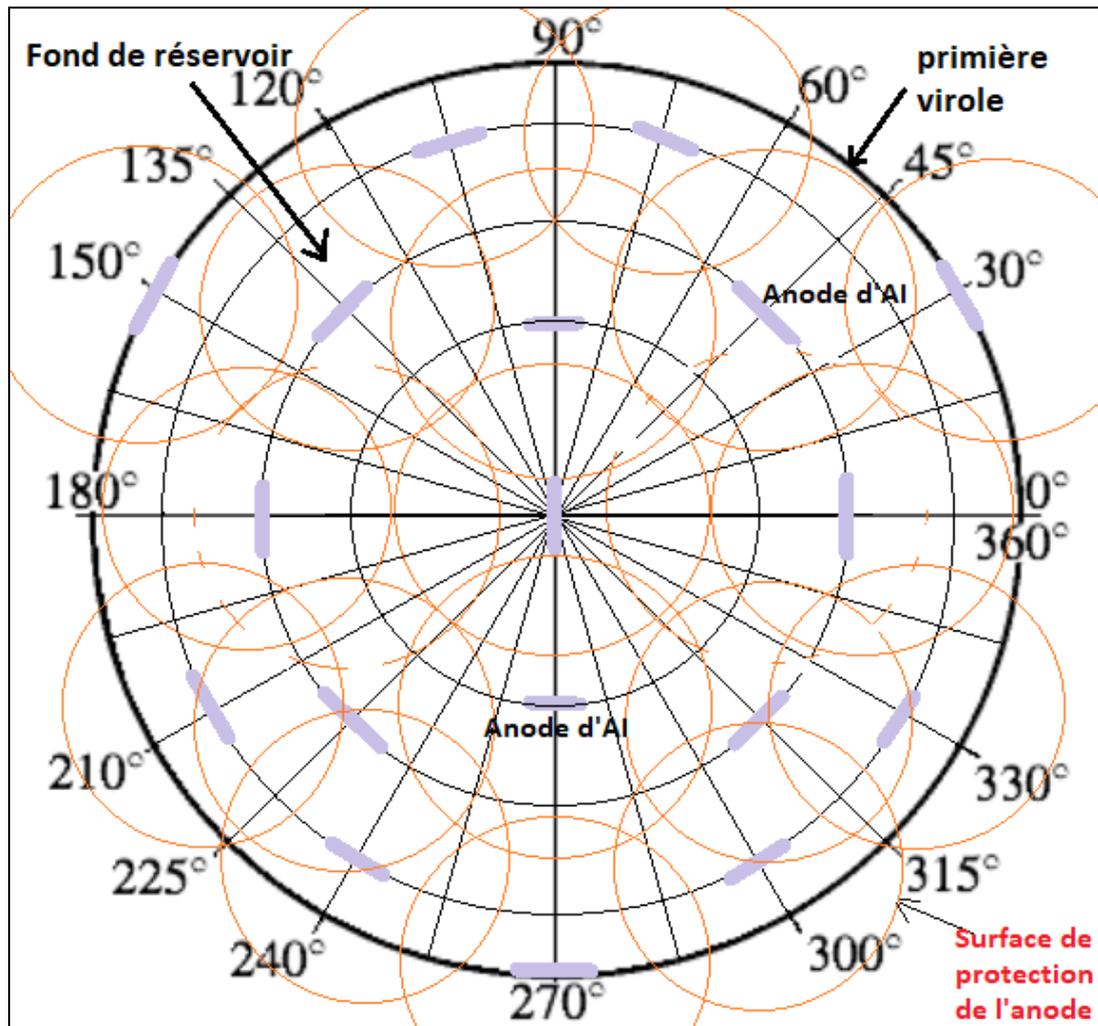


*Figure IV.5* : Installation d'anode (détaillé)



*Figure IV.6* : Autre type d'installation d'anodes [32]

On fait la distribution des anodes sur la surface à protéger de tel façons qu'on garantit une dispersion et une couverture homogène de la majorité de surface humide.



*Figure IV.7* : Distribution d'anodes sur le fond et la première virole du bac R3

**CONCLUSION GENERALE  
& RECOMMANDATIONS**

## CONCLUSION GENERALE

---

Les études, qui se sont fait dans le domaine du vieillissement industriel, nous ont indiqué que les plans de modernisation sont utiles pour prévenir l'occurrence des accidents industriels. Dans notre cas, On a étudié le phénomène de corrosion des bacs de stockages de brut en proposant une solution basée sur la protection des structures métalliques, par une protection cathodique en anodes sacrificielles. Le choix de l'équipement a été fait à partir du retour d'expérience sur les conséquences de la corrosion et également l'incident ayant été survenu au niveau de l'unité de production STAH.

La solution proposée (anode sacrificielle) a pour objet de protéger le bac de stockage contre la corrosion interne et par conséquent les fuites pouvant engendrées des phénomènes dangereux ayant des gravités catastrophiques sur le personnel, les biens et l'environnement. Il est à signaler également que les anodes sacrificielles peuvent optimiser la durée de vie des bacs de stockage. C'est le cas de notre étude où on a trouvé que ceux-là peuvent durer jusqu'à vingt ans selon leur revêtement après avoir les installés.

La corrosion est un processus naturel et inévitable. Il est impossible de l'éliminer, mais on peut le contrôler. Les études sur la corrosion estiment que la mise en œuvre des pratiques de gestion optimales de la corrosion pourrait permettre d'économiser de 25 à 30 % du coût annuel de la corrosion.

### Recommandations :

Différentes mesures contribuant à limiter la formation des dépôts et de corrosion sont listées ci-dessous. Selon les situations, il peut être utile de les combiner.

1. Une inspection régulière réalisée par les opérateurs lors des opérations sur les bacs. Toute anomalie doit être signalée.
2. Des inspections périodiques visant à surveiller l'état des peintures, l'assise du réservoir et les effets de la corrosion externe et interne (zones visibles).
3. Un contrôle par émission acoustique-EA de la tôle de fond permettant d'une part de déterminer l'état général de corrosion et d'autre part de localiser et pondérer d'une probabilité la présence de fuite.

## CONCLUSION GENERALE

---

4. Eviter ou limiter la présence de substances corrosives qui peuvent décanter.
5. Mélanger le contenu du réservoir pour diminuer la quantité décancée.
6. Eviter la formation de rigoles.

Les réservoirs de stockage existants peuvent être soulevés et leurs fondations peuvent être renforcées. Cependant, une analyse des fondations et du sous-sol, complétée si besoin par une modélisation, est souhaitable lors de l'épreuve hydraulique qui va provoquer une consolidation des fondations. Pour les nouveaux bacs, un calcul détaillé des fondations doit être réalisé pendant la phase de conception.

7. Mettre en place une procédure pour éliminer les substances décançées, leur drainage ne garantissant pas l'élimination totale des dépôts hors des éventuelles rigoles (dans le cas où la protection cathodique n'est utilisée).

8. Déposer une couche de revêtement protecteur résistant à la corrosion, selon certaines techniques, sur le fond du réservoir et le premier mètre de la virole. La norme API 652 détaille les avantages et les inconvénients des différents types de couches de revêtement protecteur.

9. Une inspection intérieure dont la fréquence est dépendante de l'ensemble des résultats des étapes suivantes, de la présence ou non de revêtement intérieur, des informations données par les systèmes de surveillance de fuite, des précédents résultats de visite interne ainsi que de la criticité des fuites.

10. Planifier des inspections internes sur la base de la vitesse de corrosion estimée à partir de l'analyse des produits décançés (par ex. mesure de pH) et de la vitesse générale de corrosion du matériel de construction.

11. Les mesures d'épaisseur du fond en croix, donnant une image générale de l'épaisseur de la tôle, peuvent être insuffisantes pour détecter une corrosion locale ou uniforme.

12. Mesures d'émission acoustique, réalisées avec des microphones placés sur la paroi du réservoir, permettant de dresser une cartographie des degrés d'activité de la corrosion sur la surface de la tôle dont la connaissance est nécessaire pour réévaluer et ajuster les intervalles d'inspections.

## CONCLUSION GENERALE

---

13. Mise en place des câbles, régulièrement disposés dans le sol, dont la conductivité change lors du contact avec un produit.
14. Suivi des déviations anormales du niveau de liquide, pouvant être relié à une alarme, pour détecter les fuites.

# BIBLIOGRAPHIE

## BIBLIOGRAPHIE

---

- [1] ROPITAL .François: *Corrosion des matériaux dans l'industrie pétrolière*, publication :10 déc. 2010, Réf : COR750 v1. Disponible à l'adresse :  
<https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/materiaux-th11/corrosion-et-%20vieillessement-cas-industriels-42372210/corrosion-des-materiaux-dans-l-industrie-petroliere%20cor750/>
- [2] ISO 8044. *Corrosion of metals and alloys - Basic terms and definitions*. édition 2015.
- [3] *CORROSION ET PROTECTION CATHODIQUE* 6.1 Monsieur MAREC /1996
- [4] *La Protection cathodique guide pratique*, édition TECHNIP , 1984.
- [5] *Guide d'inspection et de maintenance des réservoirs aériens cylindriques verticaux* DT 94 ,Octobre 2011
- [6] INERIS DRA-PREV - 01/2008 – *GIL Protection cathodique*. V1.1.doc.2008.
- [7] NORMAND, B . PEBERE N. RICHARD, C. WERY, M . *Prevention et lutte contre la corrosion une approche scientifique et technique*. CEFRA COR ,2004. Presses polytechniques et universitaires ROMANDES
- [8] *Corrosion en industrie pétrolière*. édition 2012. SEREPT\_IFP Training,.
- [9] PESNEAU ,Berbard . *Corrosion-Inspection-Flow assurance (Onshore-Offshore)*. édition 2015 .IFP Training,.
- [10] Popoola et al. *Corrosion problems during oil and gas production and its mitigation* International Journal of Industrial Chemistry (IJIC) 2013 4:35: by : Lekan Taofeek Popoola, , Alhaji Shehu Grema , Ganiyu Kayode Latinwo Babagana Gutti and Adeboli Saheed Balogun
- [11] *Guidance for corrosion management in oil and gas production and processing*. London : Annual Report. Energy Institute ,2008.
- [12] NACE MR 01-75 NACE (National Association of Corrosion Engineers) ,1975 .
- [13] *European Federation of Corrosion N° 16 & 17* . Publications EFC.
- [14] ISO 15156-1:2015 *Matériaux pour utilisation dans des environnements contenant de l'hydrogène sulfuré (H<sub>2</sub>S) dans la production de pétrole et de gaz*. édition 2015
- [15] Rajeev, P. Surendranathan, AO. Murthy, CSN . *Corrosion mitigation of the oil well steels using organic inhibitors –a review*. J Mater Environ Sci ,2012.
- [16] Graeme, W . *Corrosion protection of metals in marine environment*. J. Corrosion Protection : Chemistry Department, University of Auckland, 2010.
- [17] Kermani, MB. Harrop , D . *The impact of corrosion on the oil and gas industry*. SPE Production Facilities 11,1996.
- [18] *Solutions contre la corrosion - La corrosion*. Solutions contre la corrosion.  
<https://anticorrosion-solutions.fr/la->

## BIBLIOGRAPHIE

---

[corrosion/#:~:text=Selon%20cette%20C3%A9tude%2C%20le%20cout,%2C5%20trillions%20%24%20par%20an.](#) Publié 2 avril 2020 [consulté le 2 juillet 2021]

[19] Waard, C. Lotz, U. *Prediction of CO<sub>2</sub> corrosion of carbon steel*. London EFC publication number 13. The Institute of Materials, 1994.

[20] Nimmo, B. Hinds, G. *Beginners guide to corrosion*. Teddington NPL, 2003. [21]- Nalli, K. *Corrosion and its mitigation in the oil and gas industry*. An overview. PM-Pipeliners Report, 2010.

[22] Gatzky, LK. Hausler, RH. *A novel correlation of tubing corrosion rates and gas production rates*. *Adv in CO<sub>2</sub> Corrosion* ;1984.

[23] Dean, F. Powell, S. Hydrogen flux and high temperature acid corrosion. 06436th edition. NACE expo 2006 conference.

[24] Chilingar, GV. Beeson, CM. *Surface operations in petroleum production*. New York : American Elsevier, p 397, 1969.

[25] Ray, JD. Randall, BV. Parker, JC. *Use of reactive iron oxide to remove H<sub>2</sub>S from drilling fluid*. 53rd Annu. Conf. of AIME, Houston : Fall Tech, 1978.

[26] Martin, RL. *Use of electrochemical methods to evaluate corrosion inhibitors under laboratory and field condition*. Manchester : UMIST conference of electrochemical techniques, 1982.

[27] Roberge, PR. *Handbook of corrosion engineering*. New York : McGraw-Hill, 2000.

[28] Champion Technologies. *Corrosion mitigation for complex environments*. Houston : Champion Technologies, 2012.

[29] *Recommended practice det norske veritas DNV-RP-B401 cathodic protection Design*, october 2010.

[30] NACE RP0193-01 - *External Cathodic Protection of On-Grade Metallic Storage Tanks*. Edition 2001.

[31] ALRAR INLET SEPERATION & BOOSTING FACILITIES PROJEC. *CP Design for Vessels (Internal CP)*, ALGERIA 2014

[32] N. Jawad, Muhammad. Amouzad Mahdiraji, G. Mohammad, Taghi Hajibeigy. *Performance improvement of sacrificial anode cathodic protection system for aboveground storage tank*. 10 November 2020. SN Applied Sciences (2020) 2:1979. Disponible à l'adresse : <https://doi.org/10.1007/s42452-020-03823-7>

[33] API recommended practice 651 : *Cathodic protection of Aboveground Petroleum Storage Tanks*. second edition, november 1997.

[34] *Avoiding Internal Corrosion With Glass-reinforced Plastic*. March 2012, Vol. 239 No. 3.

## **BIBLIOGRAPHIE**

---

Pipeline & Gas Journal magazine

[35] <http://www.cathwell.com/products/sacrificial-anodes-2/bracket-welded-anodes/aluminium-anodes-6/> [consulté le 25 février 2021]

[36] <http://www.cathwell.com/technical/data-sheets/sacrificial-anodes/aluminium-anode-data-sheet/> [consulté le 25 février 2021]

# ANNEXES

---

## 1. CP Calculation and Design Procedures

### 1.1 General

**1.1.1** For large protection objects such as platform sub-structures, the detailed design of a CP system is normally preceded by a conceptual design activity. During this conceptual design, the type of anodes and fastening devices should be selected, taking into account forces exerted on anodes during installation and operation. Moreover, any coating systems to be applied to specific areas or components would also normally be specified, allowing for a preliminary calculation of current demands for cathodic protection and the associated total net mass of anode material required. If no CP conceptual report has been prepared, then the premises and basic concepts for detailed CP design shall be defined by Purchaser in some other reference document(s) to be included in an inquiry for CP detailed design.

**1.1.2** Besides any reference to this RP in a ‘purchase document’ (see 1.3), the following information and any optional requirements (intended as a check-list) shall be provided by Purchaser:

**Information:**

- conceptual CP design report, if completed (7.1.1)
- design life of CP system to be installed (6.2)
- relevant information from the project design basis (7.1.1); e.g. salinity and temperature as a function of depth for calculation of anode resistance, location of seawater level and mud line for platform substructures, environmental and installation parameters affecting forces exerted on anodes
- structural drawings and information of coating systems as required for calculation of surface areas to be protected, including components which may exert temporary or permanent current drain (7.1.3)
- identification of any interfaces to electrically connected components/systems with self-sufficient CP systems, e.g. pipelines.

**Requirements (optional):**

- requirements to documentation and 3<sup>rd</sup> party verification, including schedule for supply (7.13)
- any specific requirement to CP design parameters to be applied, e.g. coating breakdown factors (6.4.3) and current drain to wells (6.9.3)
- any specific requirements to anode material (6.5) and anode design (7.6)
- any further amendments and deviations to this RP applicable to CP design.

**1.1.3** Purchaser shall ensure that valid revisions of drawings and specifications affecting calculation

---

of current demand for CP and location of anodes are available to Contractor during the design work. It shall be ensured that all necessary information is provided for Contractor to calculate the overall current demand, e.g. conductors for production platform sub-structures and production control system for subsea valve trees.

**1.1.4** The CP calculation procedure in this 2004 revision is the same as in the 1993 issue of this RP and revisions in the text are primarily for clarification. However, a note on the use of anodes with large difference in size has been added in 7.8.6.

## **1.2 Subdivision of CP Object**

**1.2.1** In the design of CP systems for large and/or complex objects, it is always convenient to divide the protection object into units to be protected.

**1.2.2** The division into units may be based on e.g. depth zones or physical interfaces of the protection objects such as retrievable units within a subsea production system.

## **1.3 Surface Area Calculations**

**1.3.1** For each CP unit (7.2), surface areas to receive CP shall be calculated separately for surfaces with and without a coating system (see Coating Categories in 6.4.6) and for surfaces affected by other parameters (e.g. surface temperature) which influence the CP current demand.

**1.3.2** It is practical to apply some simplification when calculating surface areas for objects with complex geometries. However, it shall be ensured that the overall result of any such simplification is conservative.

### **Guidance note:**

For major surface areas, an accuracy of -5/+10 % is adequate. For smaller components, the required accuracy may be lower depending on whether or not a coating will be applied to such items and to the major surfaces.

**1.3.3** Surface area calculations for each unit shall be documented in the CP design report. Reference shall be made to drawings, including revision numbers.

**1.3.4** Contractor shall make sure that all items affecting CP current demand are included in the surface area calculations. This may include various types of outfitting to be installed by different contractors.

### **Guidance note:**

For subsea production systems, production control equipment is typically manufactured from uncoated stainless steel (piping components, couplings, connectors, cable trays, etc.) which constitutes a significant current demand. ROV override components are also often manufactured from stainless steel without a coating. Moreover, some components like valve blocks and hydraulic cylinders may have coating applied directly to machined surfaces,

---

increasing the coating breakdown factor to be used for design (6.4.6)

## 1.4 Current Demand Calculations

To calculate the current demand,  $I_c$  (A), to provide adequate polarizing capacity (6.3.1-6.3.4)

**1.4.1** and to maintain cathodic protection during the design life (6.3.5), the individual surface areas,  $A_c$  (m<sup>2</sup>), of each CP unit shall be calculated according to (7.2) and multiplied by the relevant design current density,  $i_c$  (A/m<sup>2</sup>), and the coating breakdown factor,  $f_c$ , if applicable:

$$I_c = A_c \cdot i_c \cdot f_c \quad (1)$$

$i_c$  and  $f_c$  are then to be selected according to (6.3) and (6.4), respectively.

**1.4.2** For items with major surfaces of uncoated metal, the CP current demands for both initial polarization and for polarization at the end of the design life,  $I_{ci}$  (A) and  $I_{cf}$  (A), respectively, shall be calculated, together with the mean current demand required to maintain cathodic protection throughout the design period,  $I_{cm}$  (A). For protection objects with current demand primarily associated with coated surfaces, the initial current demand can be deleted in the design calculations. For future reference, all calculated data shall be documented in the design report.

## 1.5 Current Drain Calculations

**1.5.1** All items which are expected to (or may) become electrically connected to a CP system shall be considered in current drain calculations.

### Guidance note:

Complex offshore structures often include temporary or permanent components which are not considered to require CP but will drain current from the CP system (e.g. mooring systems for floating installations) or secondary structural components (e.g. piles and skirts) which can readily tolerate some corrosive wear. Also, metallic materials with intrinsic resistance to corrosion in seawater will still drain current from a CP system.

**1.5.2** Calculations of current drain shall use the design current densities (6.3) and coating breakdown factors (6.4) for items requiring CP. Calculations of surface areas and current demands shall be carried out according to (7.3) and (7.4), respectively.

**1.5.3** For calculation of current drain to mud mats, skirts, piles, well casings and steel anchor chains, see 6.9.2, 6.9.3 and 6.9.4.

## 1.6 Selection of Anode Type

**1.6.1** For certain structures, anode types (i.e. stand-off, flush mounted or bracelet anodes) may be specified by Owner/Purchaser, taking into account effects of e.g. sea current drag and interference with subsea interventions (7.1).

**1.6.2** If anode type has not been specified by Owner/Purchaser, then Contractor shall select anode type taking into account e.g. net anode mass to be installed and available space for location of anodes. Selection of anode type is primarily determined by the size and geometrical configuration of the protection object, in addition to forces exerted on anodes during installation and operation. The anode type further affects the anode utilisation factor and the anode current output in relation to weight. (For general considerations of anode type selection, see 5.7).

**Guidance note:**

Long stand-off type anodes are usually preferred for relatively large anodes (about 100 kg and more) to be installed on platform substructures and subsea templates. A flush-mounted anode with the same net anode mass will have a lower anode current output and lower utilisation factor.

## 1.7 Anode Mass Calculations

**1.7.1** The total net anode mass,  $M_a$  (kg), required to maintain cathodic protection throughout the design life,  $t_f$  (yrs), is to be calculated from  $I_{cm}$  (A) for each unit of the protection object (including any current drain):

$$M_a = \frac{I_{cm} \times t_f \times 8760}{\epsilon \mu} \quad (2)$$

In (2), 8760 refers to hours per year.  $\mu$  and  $\epsilon$  (Ah /kg) are to be selected based on (6.8) and (6.5), respectively.

## 1.8 Calculation of Number of Anodes

1.8.1 From the anode type selected (7.6), the number of anodes, (N), anode dimensions and anode net mass,  $m_a$  (kg), shall be defined to meet the requirements for:

- 1) initial/final current output,  $I_{ci}/I_{cf}$  (A), and
- 2) anode current capacity  $C_a$  (Ah)

which relate to the CP current demand,  $I_c$  (A), of the protection object.

**Guidance note:**

The preliminary sizing of anodes should be based on commercially available products, requiring liaison with potential anode vendors.

**1.1.1** The individual anode current output,  $I_a$  (A), required to meet the current demand,  $I_c$  (A), is calculated from Ohm's law:

$$I_c = N \cdot I_a = \frac{N(E_c^0 - E_a^0)}{R_a} = \frac{N \Delta E^0}{R_a}$$

where  $E_a^0$  (V) is the design closed circuit potential of the anode material (6.5) and  $R_a$  (ohm) is the anode resistance (6.6). The initial and final current output,  $I_{ai}$  and  $I_{af}$ , are to be calculated using the initial and final anode resistance,  $R_{ai}$  and  $R_{af}$ , respectively. For calculation of anode resistance, see 7.9.  $E^0$  (V) is the design protective potential which is - 0.80 V (5.4).  $\Delta E^0$  (V) is termed the design driving voltage.

**Guidance note:**

As the design driving voltage in (3) is defined using the design protective potential for C-steel, the initial/final design current densities that define the anode current output capacity, and hence the driving voltage, refer to the required anode current output at this potential. Hence, the initial/final design current densities given in Table 10-3 are based on a protection potential of - 0.80 V. This means that they shall always be used for calculations according to (3) in combination with this potential, also if a more negative protection potential (e.g. □ - 0.90 V) is aimed for, see 6.3.

**1.1.2** The individual anode current capacity,  $C_a$  (A·h), is given by:  $C_a = m_a \cdot \varepsilon \cdot u$  (4)

where  $m_a$  (kg) is the net mass per anode. The total current capacity for a CP unit with N anodes thus becomes  $N \cdot C_a$  (A·h)

**1.1.3** Calculations shall be carried out to demonstrate that the following requirements are met:

$$C_{a \text{ tot}} = N \cdot C_a \geq I_{cm} \cdot t_f \cdot$$

8760

$$(5) I_{a \text{ tot i}} = N \cdot I_{ai} \geq$$

$I_{ci}$

(6)

$$I_{a \text{ tot f}} = N \cdot I_{af} \geq I_{cf} \quad (7)$$

$C_{a \text{ tot}}$  in (5) is the total anode current capacity.  $I_{cm}/I_{ci}/I_{cf}$  in (5, 6, 7) are the current demands of a CP unit, including any current drain. 8760 is the number of hours per year.  $I_{ai}$  and  $I_{af}$  in (6) and (7) are the initial and final current output for the individual anodes.

**Guidance note:**

If anodes with different size and hence, anode current capacity,  $C_a$  (Ah), and current output,  $I_a$  (A), are utilised for a CP unit,

$N \cdot C_a$  and  $N \cdot I_{ai} / N \cdot I_{af}$  will have to be calculated for each individual size and then added for calculation of the total anode current capacity ( $C_{a\ tot}$ ) and total anode current output ( $I_{a\ tot\ i} / I_{a\ tot\ f}$ ).

**1.1.4** If the above criteria cannot be fulfilled for the anode dimensions and net mass initially selected, another anode size shall be selected and the calculations repeated until the criteria are fulfilled.

**Guidance note:**

Optimising the requirements in (5), (6) and (7) is an iterative process where a simple computer spreadsheet may be helpful. In general, if (5) is fulfilled, but not (6) and/or (7), a higher number of smaller anodes, or the same number of more elongated anodes are to be used. On the other hand, if  $N \cdot I_a$  in (6, 7) is much larger than  $I_{ci}$  and  $I_{cf}$ , fewer and/or more compact anodes may be applied.

**1.1.1** Unless a high initial current capacity is deliberately aimed for (e.g. in the case of protection objects consisting primarily of uncoated metal surfaces), the anodes to be installed should have a similar anode current output ( $I_a$ ) to net anode mass ( $m_a$ ) ratio. Small anodes with high anode current output to net mass ratio will be more rapidly consumed than large anodes with a higher ratio, which could result in an insufficient total anode current capacity towards the end of the design life. For any specific protection object (or CP unit, ref. 7.2.1) the highest anode current output to net anode mass ratio should not exceed that of any other anode by more than 50 %. For all anodes to be utilised for the full design life, the ratio between net anode mass (kg) and design life (yrs) should be minimum 0.5 and 1.0 for Al-based and Zn-based anodes, respectively.

**Guidance note:**

For anodes with the same anode resistance and hence, same anode current output, but a major difference in net anode mass (i.e. due to different anode geometry), the anode with the lowest net anode mass will be consumed first. Similarly, for anodes with the same net anode mass but with major difference in anode resistance and hence, anode current output, the anode with the lowest anode resistance will be consumed first.

## **1.2 Calculation of Anode Resistance**

**1.2.1** The anode resistance,  $R_a$  (ohm), to be used in (3) shall be based on the applicable formulas in Table 10-7 of Annex A, using the actual anode dimensions and specific resistivity of the surrounding environment. Specific resistivities of the surrounding environment shall be selected according to (6.7).

**1.2.2** To calculate the initial anode resistance,  $R_{ai}$  (ohm), the initial anode dimensions are inserted in the relevant anode resistance formula in Table 10-7. The final anode resistance,  $R_{af}$  (ohm), is calculated based on the expected dimensions when the anode has been consumed to its utilisation factor,  $u$ , (see 6.8) as explained below.

**1.2.3** When the anode has been consumed to its utilisation factor,  $u$ , at the end of the design life,

---

$t_f$  (years), the remaining net anode mass,  $m_{af}$  (kg), is given by:

$$m_{af} = m_{ai} \cdot (1 - u) \quad (8)$$

The final volume of the anode to be used for calculation of  $R_{af}$  can be calculated from the remaining net anode mass,  $m_{af}$  (kg), specific density of anode material and the volume of insert materials. When details of anode inserts are not available, their volume should either be neglected or estimated to give a conservative approach.

**1.2.4** For long and short slender stand-off anodes consumed to their utilisation factor, a length reduction of 10% shall be assumed. Furthermore, assuming that the final anode shape is cylindrical, the final radius shall be calculated based on this length reduction, and the final anode mass/volume as explained in (7.9.3).

**1.2.5** For long flush mounted anodes, the final shape shall be assumed to be a semi-cylinder and the final length and radius (= width/2) shall be calculated as above.

**1.2.6** For short flush mounted anodes, bracelet anodes and other shapes mounted flush with the protection object, the final exposed area shall be assumed to be equivalent to the initial area facing the surface to be protected.

### **1.3 Anode Design**

**1.3.1** Contractor shall specify in CP design report tentative dimensions and/or net mass for anodes to be used.

**1.3.2** For anodes that may become subject to significant forces during installation and operation, the design of anode fastening devices shall be addressed in the design report. Special considerations apply for large anodes to be installed on structural members subject to fatigue loads during pile driving operations. Doubler and/or gusset plates may be required for large anodes.

**1.3.3** For use of the anode resistance formula in Table 10-7 for stand-off type anodes, the minimum distance from anode to protection object shall be minimum 300 mm. However, for distances down to 150 mm, the formula can still be used by multiplying the anode resistance with a factor of 1.3.

**1.3.4** The detailed anode design shall ensure that the utilisation factor assumed during calculations of required anode net mass according to 7.7 is met. Hence, it shall be ensured that the anode inserts are still likely to support the remaining anode material when the anode has been consumed to its design utilisation factor. Unless otherwise agreed, anode cores of stand-off type anodes shall protrude through the end faces.

**1.3.5** With the exception of stand-off type anodes, a marine grade paint coating (min. 100  $\mu\text{m}$  DFT)

shall bespecified for anode surfaces facing the protection object.

## 1.4 Distribution of Anodes

**1.4.1** The calculated number of anodes, N, for a CP unit shall be distributed to provide a uniform current distribution, taking into account the current demand of individual members due to different surface areas and any coatings used. On platform substructures, special areas to be considered when distributing anodes are e.g. nodes, pile guides and conductor bundles. The location of all individual anodes shall be shown on drawings.

**1.4.2** Whenever practical, anodes dedicated to CP of surfaces buried in sediments shall be located freely exposed to the sea.

**1.4.3** Anodes should be located with sufficient spacing between each other to avoid interaction effects that reduce the useful current output. As far as practical, anodes shall be located so that those of its surfaces intended for current output are not in close proximity to structural members, reducing the current output.

## 1.5 Tables and Figures

Depth (m)	'Tropical' ( $> 20\text{ }^\circ\text{C}$ )		'Sub-Tropical' ( $12\text{-}20\text{ }^\circ\text{C}$ )		'Temperate' ( $7\text{-}11\text{ }^\circ\text{C}$ )		'Arctic' ( $< 7\text{ }^\circ\text{C}$ )	
	initial	final	initial	final	initial	final	initial	final
0-30	0.150	0.100	0.170	0.110	0.200	0.130	0.250	0.170
>30-100	0.120	0.080	0.140	0.090	0.170	0.110	0.200	0.130
>100-300	0.140	0.090	0.160	0.110	0.190	0.140	0.220	0.170
>300	0.180	0.130	0.200	0.150	0.220	0.170	0.220	0.170

Depth (m)	'Tropical' ( $> 20\text{ }^\circ\text{C}$ )	'Sub-Tropical' ( $12\text{-}20\text{ }^\circ\text{C}$ )	'Temperate' ( $7\text{-}12\text{ }^\circ\text{C}$ )	'Arctic' ( $< 7\text{ }^\circ\text{C}$ )
0-30	0.070	0.080	0.100	0.120
>30-100	0.060	0.070	0.080	0.100
>100-300	0.070	0.080	0.090	0.110
>300	0.090	0.100	0.110	0.110

Depth (m)	'Tropical' ( $> 20\text{ }^\circ\text{C}$ )	'Sub-Tropical' ( $12\text{-}20\text{ }^\circ\text{C}$ )	'Temperate' ( $7\text{-}12\text{ }^\circ\text{C}$ )	'Arctic' ( $< 7\text{ }^\circ\text{C}$ )
0-30	0.0025	0.0015	0.0010	0.0008
>30-100	0.0020	0.0010	0.0008	0.0006
>100	0.0010	0.0008	0.0006	0.0006

Table 10-4 Recommended constants a and b for calculation of paint coating breakdown factors. (Coating Categories are defined in 6.4.6).			
Depth (m)	Recommended a and b values for Coating Categories I, II and III (see 6.4.7)		
	I (a = 0.10)	II (a = 0.05)	III (a = 0.02)
0-30	b = 0.10	b = 0.025	b = 0.012
>30	b = 0.05	b = 0.015	b = 0.008

Table 10-5 Recommended compositional limits for Al-based and Zn-based anode materials (ref. 6.5).		
Alloying/Impurity Element	Zn-base	Al-base
Zn	rem.	2.5-5.75
Al	0.10-0.50	rem.
In	na	0.015-0.040
Cd	≤ 0.07	≤ 0.002
Si	na	≤ 0.12
Fe	≤ 0.005	≤ 0.09
Cu	≤ 0.005	≤ 0.003
Pb	≤ 0.006	na

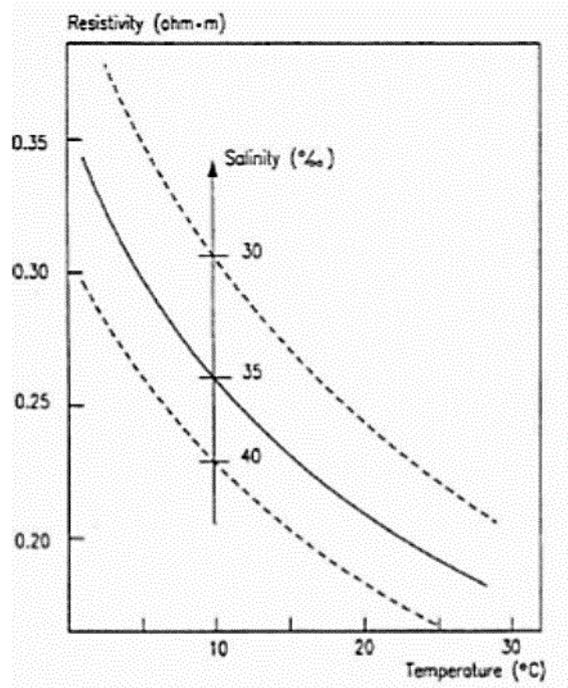
Table 10-6 Recommended design electrochemical capacity and design closed circuit potential for anode materials at seawater ambient temperatures (ref. 6.5).			
Anode Material Type	Environment	Electrochemical Capacity (Ah/kg)	Closed Circuit Potential (V)
Al-based	seawater	2,000	-1.05
	sediments	1,500	-0.95
Zn-based	seawater	780	-1.00
	sediments	700	-0.95

Table 10-7 Recommended Anode Resistance Formulae for CP Design Calculations.	
Anode Type	Resistance Formula
Long slender stand-off <sup>1) 2)</sup> L ≥ 4r	$R_a = \frac{\rho}{2 \cdot \pi \cdot L} \left( \ln \frac{4 \cdot L}{r} - 1 \right)$
Short slender stand-off <sup>1) 2)</sup> L < 4r	$R_a = \frac{\rho}{2 \cdot \pi \cdot L} \left[ \ln \left\{ \frac{2L}{r} \left( 1 + \sqrt{1 + \left( \frac{r}{2L} \right)^2} \right) \right\} + \frac{r}{2L} - \sqrt{1 + \left( \frac{r}{2L} \right)^2} \right]$
Long flush mounted <sup>2)</sup> L ≥ 4 · width and L ≥ 4 · thickness	$R_a = \frac{\rho}{2 \cdot S}$
Short flush-mounted, bracelet and other types	$R_a = \frac{0.315 \cdot \rho}{\sqrt{A}}$

1) The equation is valid for anodes with minimum distance 0.30 m from protection object. For anode-to-object distance less than 0.30 m but minimum 0.15 m the same equation may be applied with a correction factor of 1.3

2) For non-cylindrical anodes:  $r = c / 2 \pi$  where c (m) is the anode cross sectional periphery

Table 10-8 Recommended Anode Utilisation Factors for CP Design Calculations.	
<i>Anode Type</i>	<i>Anode Utilisation Factor</i>
Long slender stand-off $L \geq 4r$	0.90
Short slender stand-off $L < 4r$	0.85
Long flush mounted $L \geq 4$ width and $L \geq 4$ thickness	0.85
Short flush-mounted, bracelet and other types	0.80



Seawater resistivity as a function of temperature for salinity 30 to 40 ‰.

# RESUME

---

---

## Résumé :

Les bacs de stockage d'hydrocarbures sont susceptibles de fuir à travers les parois ou par le fond. En effet, après plusieurs années d'utilisation, il est fréquent que le bac soit sujet à la corrosion par le bas, du fait soit des liquides stockés (par exemple, l'eau salée contenue dans le pétrole brut, qui entraîne une corrosion interne)

En utilisant une solution rentable comme la protection cathodique, les réservoirs de stockage peuvent être protégés afin de résister à la corrosion électrochimique et optimiser de la durée de vie de ces derniers.

Le but du présent travail est de construire un système de protection cathodique (PC) pour empêcher la corrosion interne des structures. Une étude de cas a été faite pour la protection du réservoir de stockage de pétrole brut existant au niveau de l'unité de production d'huile (STAH-Ain amenas). La portée des travaux comprenait la conception et la détermination des matériaux nécessaires pour la protection cathodique interne du fond du réservoir et une hauteur d'un mètre de la paroi du réservoir, utilisant des anodes en aluminium comme anodes sacrificielles.

**Mots clés :** la corrosion électrochimique, protection cathodique, anodes sacrificielles, réservoir de stockage , l'unité de production d'huile

---

---

## Abstract :

Oil storage tanks are susceptible to leaking through walls or the bottom. Indeed, after several years of use, it is common for the tank to be subject to corrosion from below, either due to the liquids stored (for example, the salt water contained in the crude oil, which causes internal corrosion).

By using a cost-effective solution such as cathodic protection, storage tanks can be protected to resist electrochemical corrosion and optimize tank life.

The aim of the present work is to construct a cathodic protection system (CP) to prevent internal corrosion of structures. A case study was done for the protection of the existing crude oil storage tank in the oil production unit (STAH-Ain amenas). The scope of work included the design and determination of the materials needed for the internal cathodic protection of the tank bottom and a height of one meter from the tank wall, using aluminum anodes as sacrificial anodes.

**Keywords :** electrochemical corrosion, cathodic protection, sacrificial anodes, oil storage tank, oil production unit.

---

## ملخص:

صهاريج تخزين النفط عرضة للتسرب عبر الجدران أو القاع. في الواقع، بعد عدة سنوات من الاستخدام، من الشائع أن يتعرض الخزان للتآكل من الأسفل، إما بسبب السوائل المخزنة (على سبيل المثال، الماء المالح الموجود في النفط الخام، والذي يسبب التآكل الداخلي). باستخدام حل فعال من حيث التكلفة مثل الحماية الكاثودية، يمكن حماية صهاريج التخزين لمقاومة التآكل الكهروكيميائي وإطالة عمر الخزان.

الهدف من العمل الحالي هو بناء نظام حماية كاثودية لمنع التآكل الداخلي للهياكل. تم إجراء دراسة حالة لحماية صهاريج تخزين النفط الخام الموجود في وحدة إنتاج النفط (السطح-عين أمناس). تضمن نطاق العمل تصميم وتحديد المواد اللازمة للحماية الكاثودية الداخلية لقاع الخزان وارتفاع متر واحد من جدار الخزان، باستخدام أنودات الألمنيوم كأنودات مضحية.

**كلمات مفتاحية:** التآكل الكهروكيميائي، الحماية الكاثودية، أنودات مضحية، صهاريج تخزين النفط، وحدة إنتاج النفط.