

Higher National School of Hydraulic

The Library

Digital Repository of ENSH



المدرسة الوطنية العليا للري

المكتبة

المستودع الرقمي للمدرسة العليا للري



The title (العنوان):

Comparaison technico-économique entre les procédés de dessalement MSF et ejectocompression dans le complexe industriel GL1/Z (w. d'Oran).

The paper document Shelf mark (الشفرة) : 1-0006-16

APA Citation (توثيق APA):

Abd Elkader Khedaoui, Omar (2016). Comparaison technico-économique entre les procédés de dessalement MSF et ejectocompression dans le complexe industriel GL1/Z (w. d'Oran)[Mem Ing, ENSH].

The digital repository of the Higher National School for Hydraulics "Digital Repository of ENSH" is a platform for valuing the scientific production of the school's teachers and researchers.

Digital Repository of ENSH aims to limit scientific production, whether published or unpublished (theses, pedagogical publications, periodical articles, books...) and broadcasting it online.

Digital Repository of ENSH is built on the open software platform and is managed by the Library of the National Higher School for Hydraulics.

المستودع الرقمي للمدرسة الوطنية العليا للري هو منصة خاصة بتقييم الإنتاج العلمي لأساتذة و باحثي المدرسة.

يهدف المستودع الرقمي للمدرسة إلى حصر الإنتاج العلمي سواء كان منشورا أو غير منشور (أطروحات، مطبوعات، مقالات، دوريات، كتب....) و بثه على الخط.

المستودع الرقمي للمدرسة مبني على المنصة المفتوحة و يتم إدارته من طرف مديرة المكتبة للمدرسة العليا للري.

كل الحقوق محفوظة للمدرسة الوطنية العليا للري.



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Supérieure de l'Hydraulique

Département : Hydraulique Urbaine

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES

Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'Etat en Hydraulique

OPTION : Alimentation En Eau Potable

THEME :

Comparaison technico-économique entre les
procédés de dessalement MSF et Ejectocompression
dans le complexe industriel GL1/Z W.Oran

Présenté par :

M^r : ABDELKADERKHEDAOUI Omar

DEVANT LES MEMBRES DU JURY

Nom et Prénom	Grade	Qualité
M ^r :KAHLERRAS Djillali	M.C.B	Président
M ^r :HEBBOUCHE Abdelhamid	M.A.A	Membre
M ^{me} :KADI Latifa	M.A.A	Membre
M ^{me} :HOULI Samia	M.A.A	Membre
M ^{me} :AMMOUR Fadhila	M.A.A	Promotrice

Juin 2016



Dédicace

Je dédie ce document de travail

A mes parents

A mes frères et mes sœurs

A tous ma famille Et mes amis



Remerciements

Je tiens à remercier en premier lieu mes parents qui n'ont pas cessé de m'encourager pour continuer mes études

Je voudrai aussi exprimer mes profondes gratitudes et mes remerciements les plus chaleureux à ma promotrice Mme.

AMMOUR pour ses précieux conseils, encouragements et le temps qu'elle m'a consacré pour l'élaboration de ce travail.

J'adresse également mes remerciements à tous les membres du jury qui ont pris le soin de consulter ce document, et de juger mon travail.

Un grand merci aussi pour toute l'équipe du GL1/Z cadres, ingénieurs et administrateurs qui m'ont fournit tous les moyens nécessaires pour accomplir ce travail

ABDELKADER KHEDAOUI Omar

ملخص

يعاني العالم من أزمة ندرة في المياه نظرا للظروف المناخية غير الملائمة اضافة الى تراجع فعالية الطرق التقليدية في توفير و تسبير هذه الثروة الهامة اذ تعد الاستراتيجيات غير التقليدية كتحلية مياه البحر حلا ناجعا ودائما لهاته الأزمه وذلك لاعتمادها على التكنولوجيا المستعملة فقط دون الحاجة الى ظروف المناخ المناسبة وما الى ذلك
تعتمد هذه الدراسة على اجراء مقارنة ذات بعدين تقني و اقتصادي بين تقنيتين حراريتين لتحلية مياه البحر (التقطير الومضي متعدد المراحل و التقطير بضغط البخار متعدد الأطوار) مستعملتين في مركب تمييع الغاز من أجل انتاج المياه لاستعمالها في أغراض الهدف من هذه الدراسة هو التعرف على التقنية التي تضمن أعلى مردود بأقل تكلفة وذلك من خلال حساب سعر المتر صناعية.
المكعب الواحد من الماء المنتج مع الاخذ بعين الاعتبار مردود كلتا التقنيتين

RESUME

Le monde pâtit d'une pénurie d'eau suite aux conditions climatiques défavorables ainsi que la dégradation du rôle des stratégies classiques d'approvisionnement et de gestion de cette source vitale, les procédés non conventionnels comme le dessalement de l'eau de mer qui est considéré comme étant une solution efficace et permanente car elle dépend de la technologie utilisée seulement sans tenir compte des conditions climatologiques et hydrologiques.

Cette étude présente une comparaison a deux aspects technique et économique entre deux procédés de dessalement thermique (distillation par détente successive et la compression de vapeur a multi effets) appliqués au complexe de liquéfaction du gaz pour la production des eaux industrielles.

Le but de cette étude est de déterminer le procédé assurant le meilleur rendement et le cout le plus économique en calculant le prix d'un mètre cube de l'eau produite avec prise en considération des rendements des deux procédés

ABSTRACT

The world is struggling with a water crisis as a result of the climate issues besides the incapacity of the conventional strategies to supply and manage this valuable source, the non conventional strategies like sea water desalination which is considered as a successful and a long term solution since it sustained only on the technology that being used without the slightest need for hydrologic nor the climate conditions.

The current study presents a comparison standing on both technical and economical aspects between two thermal water distillation methods (multi stage flash distillation and vapor compression on multiple effects distillation) applied on liquefied gas plant in order to produce industrial waters.

The study aims for pointing out the optimum technique that involves the higher output and the lower cost through calculating the price of one cubic metre of water produced with taking into account the outputs of both thecnics.

Table des matières

Liste des indices et abréviations

Liste des Figures

Liste des Tableaux

Introduction générale.....1

Chapitre I : Le Stresse Hydrique dans le monde et en Algérie

Introduction 2

I.1. Problème de l'eau dans le monde 3

 I.1.1. Le stresse hydrique en chiffre 3

 I.1.2. Les causes du stresse hydrique 4

I.2. Problème de l'eau en Algérie 10

 I.2.1. Les ressources en eau et le stresse hydrique 10

 I.2.2. Les causes du stresse hydrique 11

Conclusion..... 15

Chapitre II : Généralités et Différents Procédés de Dessalement

Introduction 16

II.1. Généralités 16

 II.1.1. Historique du dessalement 17

 II.1.2. Le Dessalement en chiffre..... 18

 a) Dans le monde 18

 b) En Algérie..... 29

 II.1.3 .Le cout économique 33

II.2. Généralités sur l'eau de mer 34

II.3. Les principales technologies de dessalement des eaux [6, 13,18]..... 37

 II.3.1 .les procédés à membranes..... 38

 i. L'osmose inverse..... 38

 ii. Electrodialyse 42

 II.3.2 .Les procédés de distillation..... 43

 i. Le procédé de distillation à détente étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF)..... 44

ii. Distillation à multiples effets (DME)	46
iii. Distillation par compression de vapeur	48
iv. Distillation par MED-Compression de vapeur	50
II.3.4 .Autre procédés	50
i. Échange d'ions	50
ii. Distillation par membrane (MD)	51
iii. Distillation par Congélation.....	52
iv. Distillation solaire.....	52
II.4. Problèmes de dessalement	56
II.4.1. Aspect technique	56
a) Problème de gaz incondensable.....	56
b) Problèmes des mousses	57
c) Problèmes d'encrassement	57
d) Problèmes d'entartrage.....	58
e) Problèmes de colmatage ou fouling.....	58
f) Problèmes de corrosion	59
II.4.2. Aspect environnemental.....	59
Conclusion.....	60
 Chapitre III : Présentation du complexe GL1/Z	
Introduction	61
III.1. Présentation du complexe.....	61
III.1.1. Description et Situation géographique.....	61
III.1.2. Historique du GL1/Z.....	62
III.1.3. Mission du complexe.....	62
III.2. Aspect technique	63
III.2.1. Fiche technique du GL1/Z.....	63
III.2.2. Présentation des différentes zones.....	63
A. Zone des utilités.....	63
B. Zone de process	65
C. Zone terminal.....	68
III.3. Aspect organisationnel.....	69
Problématique et objectifs.....	70

Chapitre IV : Etude technique des unités de dessalement du GL1/Z

Introduction	71
IV.1. Circuit eau de mer	72
IV.1.1. L'ouvrage de prise d'eau	72
IV.1.2. La chloration.....	74
IV.1.3. La Filtration.....	76
IV.1.4. La station de pompage.....	77
IV.2. La distillation de l'eau de mer.....	79
IV.2.1. Définition.....	79
IV.2.2. Influence de l'eau de mer.....	79
VI.3. Les procédés de distillation dans le GL1/Z.....	83
VI.3.1. Présentation des unités de dessalement du GL1/Z.....	83
VI.3.2. L'Unité de distillation par détentes successives (Multi Stage Flash).....	84
VI.3.3. Procédé d'Ejectocompression	98
VI.4. Le stockage d'eau distillée.....	109
VI.5. Résultats de la comparaison technique	109
Conclusion.....	114

Chapitre V : Etude économique des deux procédés de dessalement du GL1/Z

Introduction	115
V.1. Estimation du cout d'investissement.....	115
V.1.1. Définition.....	115
V.1.2. Les frais d'investissement.....	115
i. Estimation du cout d'investissement pour le dessaleur MSF	115
ii. Estimation du cout d'investissement pour le dessaleur de type Ejectocompression	117
V.2. L'estimation du coût d'exploitation	120
V.2.1. Définition.....	120
V.2.2. Les frais d'exploitation	120
V.3. Calcul du coût de revient économique	131
V.3.1. Définition 1	131
V.3.2. Définition 2.....	131
V.3.3. Amortissement linéaire	131
Conclusion.....	133

Chapitre VI : Etude des performances des unités de dessalement du GL1/Z

Introduction	135
VI.1. la production des six unités dans les cinq dernières années.....	135
VI.2. Disponibilité des unités de dessalement.....	140
VI.3. Intervention de la maintenance	142
VI.4. Consommation des produits chimiques	144
VI.4.1. Consommation d'antitartre et d'anti-mousse	144
i. Consommation des produit chimique durant l'année 2011 * BELGARD EVN	144
ii. Consommation des produit chimique durant l'année 2011 * Anti mousse NALCO .	145
a) Le dessaleur D (Ejectocompression)	146
b) Les dessaleurs A/B/C/E/F (MSF)	146
VI.4.2. Lessivage chimique	146
a) Lessivage chimique des dessaleurs MSF.....	147
b) Lessivage chimique du dessaleur ejecto-compression	147
c) Bilan du lessivage	147
d) Exemple de la première opération de lessivage en 2012	148
e) Qualité d'eau distillée produite par les dessaleurs B et D	151
VI.5. La Consommation électrique	152
VI.6. Calcul du rendement de l'unité * GOR *	154
a) Calcul du GOR des unités MSF	154
b) Calcul GOR de l'unité D à Ejecto-compresseur	156
c) Comparaison des rendements GOR	156
Conclusion.....	158

Chapitre VII : La politique QHSE du GL1/Z

Introduction	159
VII.1. Les différents aspects d'un système QHSE	159
VII.1.1. Système de management QHSE	159
VII.1.2. Objectifs de la démarche QHSE	159
VII.1.3. Les moyens mis en œuvre	159
VII.2. La politique QHSE adoptée par le GL1/Z	160
VII.2.1. ISO	161
VII.2.2. La Norme ISO-9001.....	161
VII.2.3. La norme 14001	161

i. L'impacte du dessalement sur l'environnement	161
ii. Définition de la norme ISO-14001	162
Conclusion.....	163
Conclusion général.....	164
Références bibliographiques	
Annexes	

Liste des indices et abréviations

DZ : Algérie

Jo :jordanie ;EG :egypte ;TN :Tunisie ;SY :Syrie ;MA :malte ;CY :Chypre ;LB :Liban ;

TR :Turquie ;BA : Bosnie-Herzégovine ; SI : Slovénie ; YU : Yougoslavie ; MC : Monaco

MSF : multi stage flash c'est la distillation à détente étagées (successive).

MED : « multiple effects distillation » distillation a multiple effets

VC : compression de la vapeur ; TVC : thermo compression ; MVC : compression mécanique

OI : osmose inverse

ED: electrolyse

GOR: Gained output ratio (rendement thermique)

TDS: matières dissoutes

NC: gaz non condensable

HP : haute pression

BP: Basse pression

MP: moyenne pression

PV: Vanne de pression

THA: Tubes horizontaux arrosés

GN : gaz naturel

MCR : réfrigérant multi-composé

FV : vanne de régulation de débit

FRP : Plastique renforcé de fibres

TV : vanne de température

LI : indicateur de niveau

EDM : eau de mer

CRE : coût de revient économique

Liste des figures

Figure I-1 le cycle hydrologique	3
Figure I-2 la croissance de Population mondiale et population du bassin Méditerranéen	4
Figure I-3 Croissances projetées des rapports demandes/ressources en eau pour quelques pays méditerranéens	5
Figure I-4 Histogramme de l'évolution des Demandes sectorielles en Algérie en Km ³ /an.....	7
Figure I-5 Carte de la répartition de la pression atmosphérique (en hpa)	7
Figure I-6 Pluviométrie moyenne annuelle et durée de la saison sèche dans la Méditerranée..	8
Figure I-7 Carte de la répartition des ressources en eau dans le monde	9
Figure I-8 : Les précipitations moyennes annuelles (1960-2010)	12
Figure I-9 : Répartition du taux de comblement annuel des grands barrages dans les bassins	13
Figure II-1 : distribution des stations de dessalement de l'eau de mer dans le monde en (m ³ /j)	18
Figure II-2 : schéma représentatif des grands producteurs dans le marché de dessalement	19
Figure II-3 : Répartition mondiale de la production de l'eau de dessalée en (Mm ³ /jour ; 2008)	19
Figure II-4 : distribution des Grandes stations de dessalement sur les pays du golfe	20
Figure II-5 : les grandes stations de dessalement aux Etats unies	21
Figure II-6 : L'équipement de l'Espagne en unités de dessalement en 2009.....	24
Figure II-7: la répartition en Pourcentage des procédés de dessalement utilisés dans le monde en (2000)	26
Figure II-8 : graphe représentatif de l'évolution des différents procédés de dessalement de 1970 à 1999	28
Figure II-9 : situation géographique des grandes stations en Algérie	30
Figure II-10 : Graphique de capacités des grandes stations de dessalement en Algérie	32
Figure II-11: carte représentative de la salinité des eaux de mer et océans	36
Figure II-12 schéma représentatif des différents procédés de dessalement	38
Figure II-13 : schéma explicatif du rôle de la membrane.....	39
Figure II-14 : schéma explicatif du principe de fonctionnement	40
Figure II-15 : Éléments constitutifs d'une unité d'osmose inverse	41
Figure II-16 : schéma explicatif du dessalement par ED	42
Figure II-17 : schéma explicatif du dessalement par détentes successives (MSF)	45
Figure II-18 : schéma explicatif du procédé de distillation a multiples effets	47
Figure II-19 : schéma explicatif du procédé de distillation par compression de vapeur.....	49

Figure II-20 : schéma explicatif du procédé de distillation par échange d'ions.....	51
Figure II-21 : schéma explicatif du procédé de distillation par membrane.....	52
Figure II-22 : Carte mondiale de l'insolation.....	53
Figure II-23 : schéma explicatif du procédé de distillation solaire directe	54
Figure II-24 : schéma explicatif du procédé de distillation solaire indirecte	54
Figure II-25: solubilité de l'oxygène en fonction de la température.....	57
Figure III-1 situation géographique du GL1/Z.....	61
Figure III-2 photo aérienne du GL1/Z.....	62
Figure III-3 schémas de production de la vapeur	64
Figure III-4 Organigramme explicatif du complexe de liquéfaction	69
Figure IV-1 : schéma descriptif du système de prise de l'eau de mer	73
Figure IV-2 : schéma démonstratif du circuit de l'eau de mer.....	78
Figure IV-3: schéma explicatif du fonctionnement de l'unité MSF du GL1/Z	86
Figure IV-4 : schéma explicatif du fonctionnement de l'évaporateur.....	88
Figure IV-5 : schéma descriptif du circuit eau de mer –vapeur-eau distillée.....	89
Figure IV-6 : schéma explicatif du circuit des non condensables-vapeur motrice	91
Figure IV-7 : schéma explicatif du condenseur - éjecteur.....	91
Figure IV-8 : a-b schéma du fonctionnement de l'éjecteur et allure de pression.....	92
Figure IV-9 : schéma explicatif du fonctionnement du procédé ejecto-compression du GL1/Z	100
Figure IV-10 : schéma présentatif du circuit eau de mer-vapeur-eau distillée dans la cellule de l'évaporateur de l'unité ejecto-compression du GL1/Z	102
Figure V-1 : Planning des travaux dans l'unité MSF.....	118
Figure V-2 : Planning des travaux dans l'unité Ejectocompression	119
Figure VI-1 : l'évolution de la production moyenne mensuelle interannuelle des unités en mètre cube pendant les cinq dernières années (2010-2015).....	137
Figure VI-2 : la production moyenne annuelle des unités en mètre cube pendant l'année 2011	139
Figure VI-3: Contribution des unités de dessalement à la production globale d'eau distillée	139
Figure VI-4 : Taux de disponibilité des unités pendant l'année 2011.....	141
Figure VI-5 : l'évolution de la concentration des ions Ca^{2+} au cours du lessivage chimique	149
Figure VI-6 : l'évolution de la concentration des ions Mg^{2+} , Cu^{2+} et Fe^{2+} au cours du lessivage chimique	149
Figure VI-7 : l'évolution du PH au cours du lessivage chimique	150

Figure VI-1 Organigramme de la politique QHSE.....160

Liste des Tableaux

Tableau I-1 : les réserves d'eau sur la planète.....	2
Tableau I-2 : les demandes sectorielles et totales dans certains pays	6
Tableau I-3 : la répartition des ressources en eau douce dans les quatre continents.....	9
Tableau I-4 : les précipitations sur le nord algérien	11
Tableau I-5 : chute des performances des barrages en Algérie en 2010 et a l'horizon 2030...	14
Tableau I-6 : Projections tendanciennes modérées de la demande en eau en Algérie 2010 et 2025	14
Tableau II-1 : les différents procédés de dessalement utilisés par les grands pays producteurs (75% de la production mondiale)	25
Tableau II-2 : l'évolution des procédés de dessalements utilisés (1970-1999).....	26
Tableau II-3 : les grandes stations de dessalement en Algérie.....	30
Tableau II-4 : les stations monoblocs en Algérie	32
Tableau II-5 : le cout du mètre cube de l'eau selon le type utilisé.....	33
Tableau II-6 : Classification des eaux selon leur salinité.....	34
Tableau II-7 : composition de l'eau de mer	36
Tableau II-8 : Comparaison théorique d'un point de vue technique entre les procédés de dessalement des eaux saumâtres (OI et ED)	55
Tableau II-9 : Comparaison théorique d'un point de vue technique entre procédés de dessalement de l'eau de mer.....	55
Tableau III-1: composition du MCR.....	68
Tableau IV-1 : Liste des équipements des deux unités	109
Tableau IV-2 : Analyse comparative des caractéristiques de fonctionnement	111
Tableau V-1 : Les frais d'investissement pour le dessaleur MSF	116
Tableau V-2 : Les frais d'investissement pour le dessaleur de type Ejectocompression.....	117
Tableau V-3 : Planning d'investissement.....	119
Tableau V-4 : l'énergie électrique consommée par dessaleur de type MSF	121
Tableau V-5 : la quantité de vapeur consommée le dessaleur de type MSF.....	121
Tableau V-6 : Les frais de la consommation de la vapeur et de l'énergie électrique pour le dessaleur de type MSF	121
Tableau V-7 : Les frais des produits chimiques consommés par le dessaleur de type MSF..	122
Tableau V-8 : Les frais de la main d'œuvre pour le dessaleur de type MSF	122
Tableau V-9 : Les frais des interventions et des travaux de maintenance au niveau du dessaleur de type MSF.....	123

Tableau V-10 : Estimation du coût d'exploitation pour le dessaleur de type MSF	125
Tableau V-11 : les charge fixes et variables pour le dessaleur de type MSF.....	125
Tableau V-12 : l'énergie électrique consommée par dessaleur de type Ejectocompression..	126
Tableau V-13 : la quantité de vapeur consommée par dessaleur de type Ejectocompression	126
Tableau V-14 : Les frais de la consommation de la vapeur et de l'énergie électrique pour le dessaleur de type Ejectocompression	127
Tableau V-15 : Les frais de la consommation des produits chimiques par le dessaleur de type Ejectocompression	127
Tableau V-16 : Les frais de la main d'œuvre pour le dessaleur de type Ejectocompression.	128
Tableau V-17 : estimation des frais d'interventions et de la maintenance au niveau du dessaleur de type ejectocompression.....	128
Tableau V-18 : Les frais de la consommation des produits chimiques par le dessaleur de type Ejectocompression	129
Tableau V-19 : les charge fixes et variables pour le dessaleur de type Ejectocompression .	130
Tableau V-20 : Dépenses d'exploitation des deux types de dessaleurs	130
Tableau V-21 : résultat de l'évaluation économique.....	132
Tableau V-22 : comparaison des couts d'un mètre cube de l'eau produite par le GL1/Z par rapport aux normes.....	133
Tableau V-23 : Résumé des résultats technico-économiques obtenus de cette étude.....	133
Tableau VI-1 : la production mensuelle maximale interannuelle des unités en mètre cube ..	136
Tableau VI-2 : La production moyenne mensuelle interannuelle des unités en mètre cube..	137
Tableau VI-3: La production moyenne mensuelle interannuelle de chaque unité en mètre cube	138
Tableau VI-4 : Taux de disponibilité des unités de dessalement	140
Tableau VI-5: bilan des interventions et de la maintenance au niveau des dessaleurs A/B/C/D/E/F.....	142
Tableau VI-6 : Consommation mensuelle d'antitartre en fut (année 2011).....	145
Tableau VI-7 : Consommation mensuelle de l'anti mousse en fut (année 2011)	145
Tableau VI-8 : l'amélioration de la production après le lessivage.....	151
Tableau V-9: Qualité d'eau distillée produite par les dessaleurs B et D.....	151
Tableau VI-10: calcul d'énergie électrique consommé par le dessaleur B	153
Tableau VI-11: calcul d'énergie électrique consommé par le dessaleur D.....	153
Tableau VI-12 : comparaison de la consommation électrique des deux dessaleurs (MSF /Ejecto-compression).....	154

Tableau VI-13 : la Production d'eau distillée et consommation de la vapeur par les dessaleurs A/B/C	155
Tableau VI-14: Calcul du GOR du dessaleur D.....	156
Tableau VI-15 : comparaison des GOR des quatre dessaleurs et leur consommation de vapeur / tonne d'eau distillée	157

Introduction générale

Le stress hydrique dans le monde n'est pas un problème récent, depuis long temps plusieurs parties du monde ont soufferts d'une pénurie progressive de l'eau potable, après la deuxième guerre mondiale beaucoup de pays principalement ceux du golfe ont adoptés la stratégie du dessalement de l'eau de mer pour satisfaire les besoins croissants des populations et le domaine industriel.

Les conditions climatiques défavorables et la dégradation des performances des méthodes conventionnels d'approvisionnement en eau potable ont poussés les pays touchés par ce phénomène à développer de nouvelles méthodes non conventionnelles principalement le dessalement des eaux de mer qui petit a petit a trouvé sa place dans le domaine d'alimentation en eaux potables, industrielles et même agricoles (le QATAR) .

L'Algérie est parmi les premiers pays qui ont supportés adoptés et investies dans cette stratégie via les groupement sonatrach et sonelgaz pour répondre à leur besoins en eau notamment dans les différents complexes GNL ,GPL, raffineries et production d'énergie électrique.

21 stations monoblocs de petite capacité de production ont été réalisées au titre du programme d'urgence 2002, dans sept wilayas de la bande côtière.

En 2005 l'Algérie a lancé un gigantesque programme pour la réalisation de 43 stations de dessalement sur tout le littorale algérien dont la plus grande est celle El Mactâa avec une capacité de production de $500.000\text{m}^3/\text{j}$, située dans la région Ouest qui a connu plusieurs cycles de sècheresse entraînant un déficit hydrique très important.

Le choix d'un procédé de dessalement est étroitement lié aux coûts d'investissement et d'exploitation de la station et donc au prix de revient du mètre cube d'eau produite.

La présente étude est une comparaison technico-économique entre deux procédés de dessalement thermique MSF et Ejectocompression appliqués au sein de la station de dessalement du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z au niveau de la wilaya d'Oran de production globale de $6500\text{m}^3/\text{j}$.

***Chapitre I : Le Stresse Hydrique
dans le monde et en Algérie***

Introduction

L'eau est abondante sur terre, elle représente 1390 millions de km³. Une quantité équivalant à 97,5% du stock d'eau de la planète est salée et seule une fraction correspondant à 2,5 % se compose d'eau douce. Environ 70% de cette eau douce de la planète est fixée dans les calottes glaciaires des pôles et une partie importante des 30% restants est constituée par des nappes aquifères souterraines de régions reculées. En effet, seule une fraction minuscule de l'eau douce (moins de 1% de l'eau douce totale, soit 0,07 % du stock d'eau mondial) est disponible dans les cours d'eau, les lacs et les Réservoirs et est facilement accessible à l'homme pour l'utilisation directe.

Tableau I-1 : les réserves d'eau sur la planète [6]

Réservoirs	Volumes (10¹⁵ m³)	%
Océans	1350	97.5
Glaciers (calotte glacière)	33	2.4
Eaux souterraines	8	0.6
Lacs	0.1	0.01
Eau dans le sol	0.07	0.01
Eau dans l'atmosphère	0.013	0.0001
Rivières	0.0017	0.0001
Eau dans la matière	0.0011	0.0001
Total	1391	100

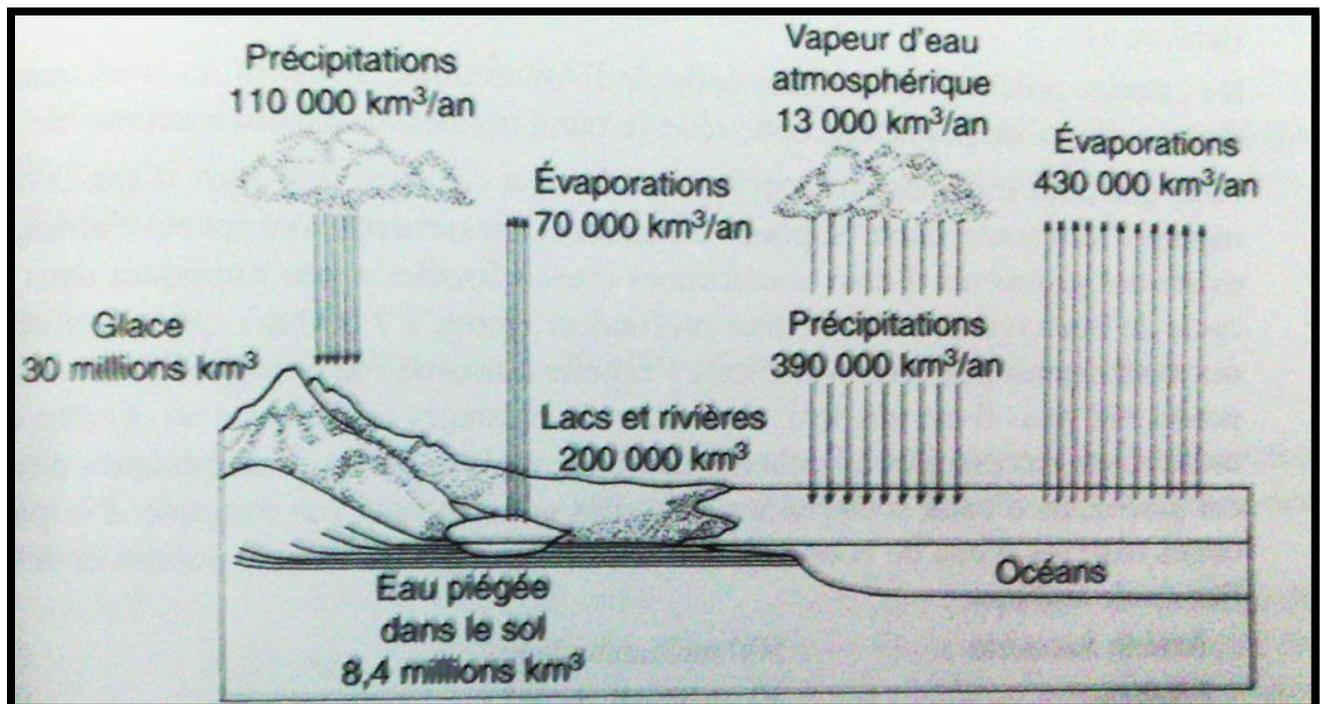


Figure I-1 le cycle hydrologique [6]

I.1.Problème de l'eau dans le monde

I.1.1.Le stress hydrique en chiffre

Les ressources en eaux renouvelables offertes par la nature peuvent être estimées à partir des flux du cycle de l'eau et plus particulièrement des flux de circulation des eaux continentales aux environs de 40 000 km³/an.

Compte tenu de la population actuelle de la planète qui est d'environ 6 milliards d'habitants et des usages domestiques industriels et agricoles les besoins en eau sont estimés à 250m³/an/hab (selon une étude de l'institut des sciences et industries du vivant et de l'environnement de Paris). Or la quantité moyenne d'eau renouvelable disponible (précipitations sur les continents) est de l'ordre de 7 000 m³/an/habitant soit 20 m³/jour/hab et donc elle peut répondre suffisamment aux besoins, en revanche cette ressource n'est pas uniformément répartie, et par conséquent vingt-neuf pays principalement en Afrique et au Moyen-Orient, sont confrontés à une pénurie chronique d'eau douce. Dans ces pays, selon le Water Resources Institute, 250 millions d'individus, ne disposent pas aujourd'hui du minimum vital d'eau défini à 1000 m³ par habitant et par an. 400 millions de personnes vivent en situation de stress hydrique, estimé entre 1000 et 2000 m³ par habitant et par an. Et on estime que 2,5 milliards de personnes pourraient souffrir du manque d'eau en 2050 compte tenu de l'évolution de la démographie et de l'augmentation des consommations d'eau.

L'ONU considère qu'un pays doit disposer d'au moins $1\,700\text{ m}^3/\text{hab}/\text{an}$ et le seuil de pénurie a été fixé à $1\,000\text{ m}^3/\text{hab}/\text{an}$. Si l'Islande dispose de $576\,000\text{ m}^3/\text{h}/\text{an}$, un État comme Djibouti ne dispose que de $7\text{ m}^3/\text{hab}/\text{an}$, la bande de Gaza 59, la Jordanie 260, et L'Égypte un peu moins du seuil critique ($< 1\,700\text{ m}^3/\text{h}/\text{an}$) tout comme les trois pays du Maghreb (y compris l'Algérie).

I.1.2. Les causes du stress hydrique

La pénurie d'eau s'intensifie sous plusieurs effets, on mentionne :

1. La poussée démographique, l'urbanisation accélérée et le développement économique et industriel en effet la population de la planète ne cesse pas d'augmenter (et on estime qu'elle va passer de 6 milliards actuellement à 8.3 milliards d'ici 2050) alors que les ressources restent constantes (voire même diminue sous l'effet de la pollution).

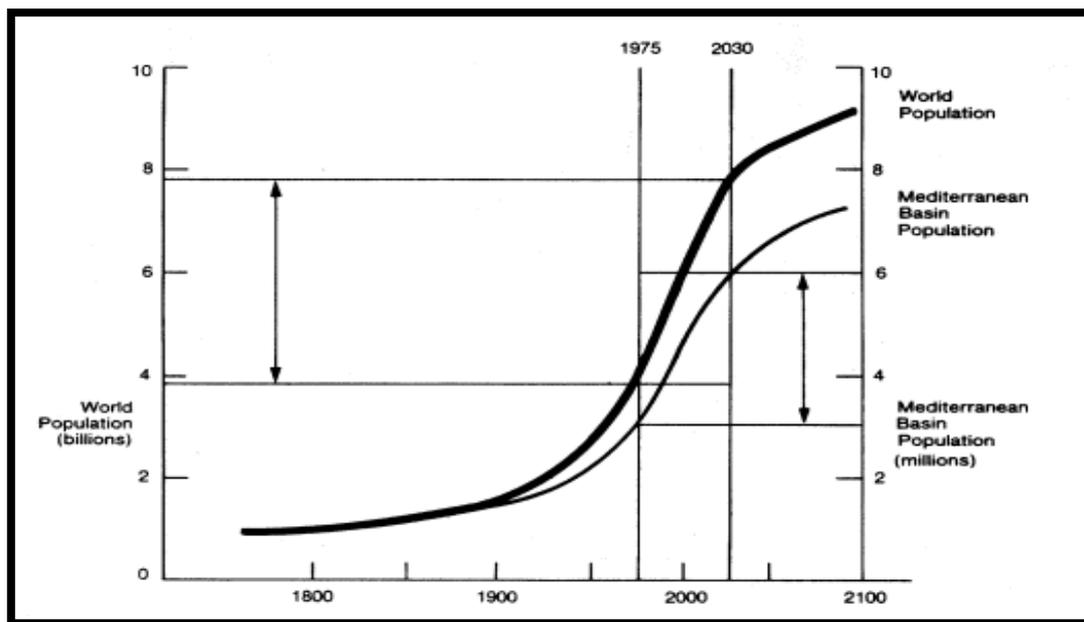


Figure I-2 la croissance de Population mondiale et population du bassin Méditerranéen [1]

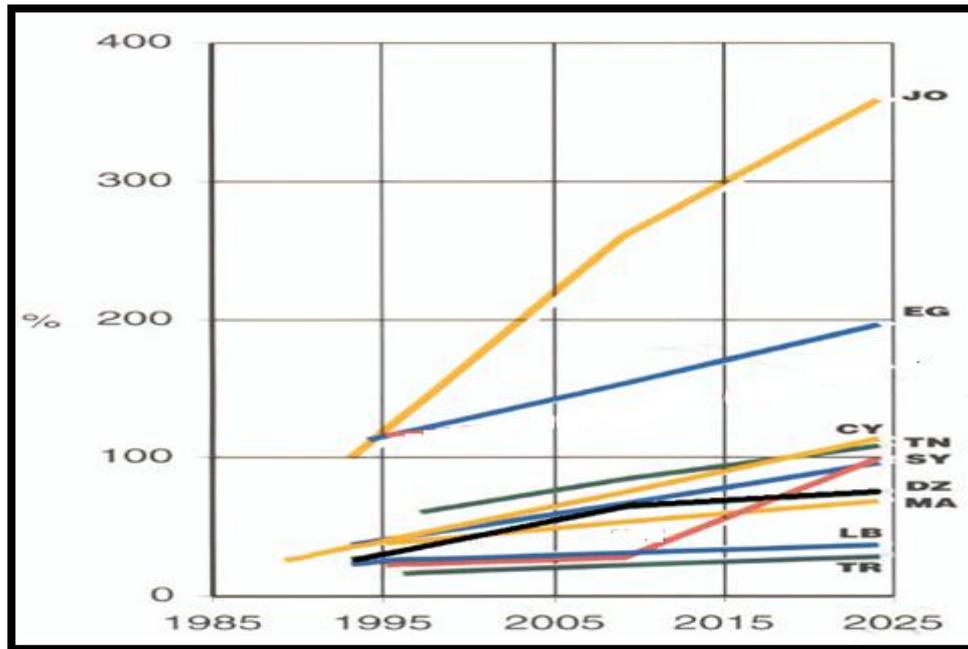


Figure I-3 Croissances projetées des rapports demandes/ressources en eau pour quelques pays méditerranéens [1]

❖ Remarque

Si le rapport dépasse les 100% on est face à un déficit hydrique les ressources disponibles ne peuvent plus répondre aux demandes croissantes.

Tableau I-2 : les demandes sectorielles et totales dans certains pays [2]

Pays	Demandes sectorielles en Km ³ /an								Demande totale	
	Collectivités		Agriculture		Industrie		Énergie		Km ³ /an	
Les années	2010	2025	2010	2025	2010	2025	2010	2025	2010	2025
Portugal	0,72	0,9	5,64	5,3	0,5	1	3,5	4	10,36	11,2
Espagne	6,28	7	27,6	25,7	2,43	3	4	5	40,31	40,7
France	7,9	9,6	6	5,8	5	5,9	27	28,7	45,9	50
Italie	7,6	5,2	30,7	31,7	13,3	7	0,5	0,5	52,1	44,4
Malte	0,04	0,04	0,005	0,006	0	0	0	0	0,005	0,046
Albanie	0,83	0,8	1,9	1,9	0,2	0,3	0	0	2,93	3
Grèce	1,5	1,8	7,7	9	0,18	0,2	0,12	0,2	9,5	11,2
Turquie	17,8	23,6	28,1	30,7	5	7	5	10	38,1	71,3
Chypre	0,1	0,1	0,5	0,8	0	0	0	0	0,5	0,9
Syrie	2,1	3	17,6	25,2	0,3	0,37	0,1	0,1	20,1	28,67
Liban	40	0,52	0,52	1,1	0,1	0,14	0	0	40,62	1,76
Palestine	0,43	0,57	1,75	2,4	0,13	0,2	0	0	2,31	3,17
Egypte	5	6	75	95	10	14	0	0	90	115
Lybie	1	1,76	9	11,9	0,24	0,57	0	0	10,24	14,23
Tunisie	0,42	0,53	3,37	4,23	0,16	0,26	0	0	3,95	5,02
Algérie	4,1	6,05	3,6	4,64	0,35	1,4	0,2	0,2	8,25	12,29
Maroc	1,6	1,57	15,3	17,16	1,4	1,51	0	0	18,3	20,24
SI, BA, YU, MC	2,8	3,7	1,1	1,4	6	8	10	12	19,9	25,1
Total	82,28	72,74	235,385	273,936	45,29	50,85	50,42	60,7	413,375	458,226

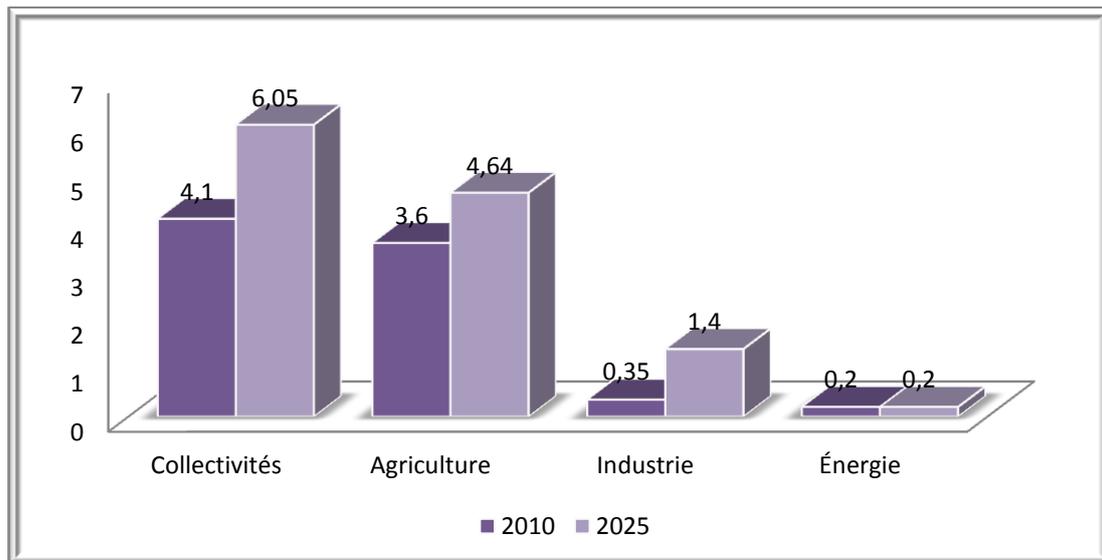


Figure I-4 Histogramme de l'évolution des Demandes sectorielles en Algérie en Km³/an

- La variation de la répartition de la pression atmosphérique dans le monde influe sur les précipitations qui sont marquées par leurs fortes variabilités spatio-temporelles (le centre de l'Europe qui est positionné en une zone de basses pressions bénéficie de fortes précipitations contrairement au Sud de la méditerranée).

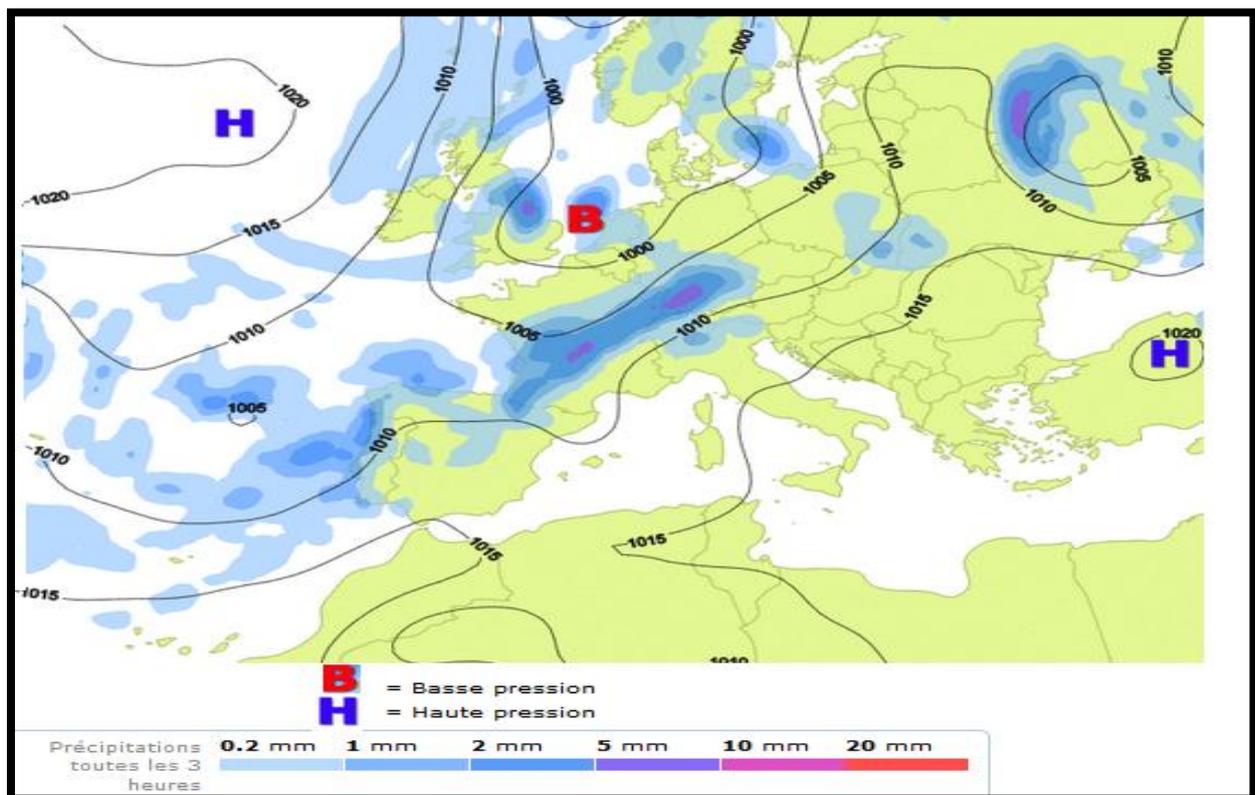


Figure I-5 Carte de la répartition de la pression atmosphérique (en hpa) [15]

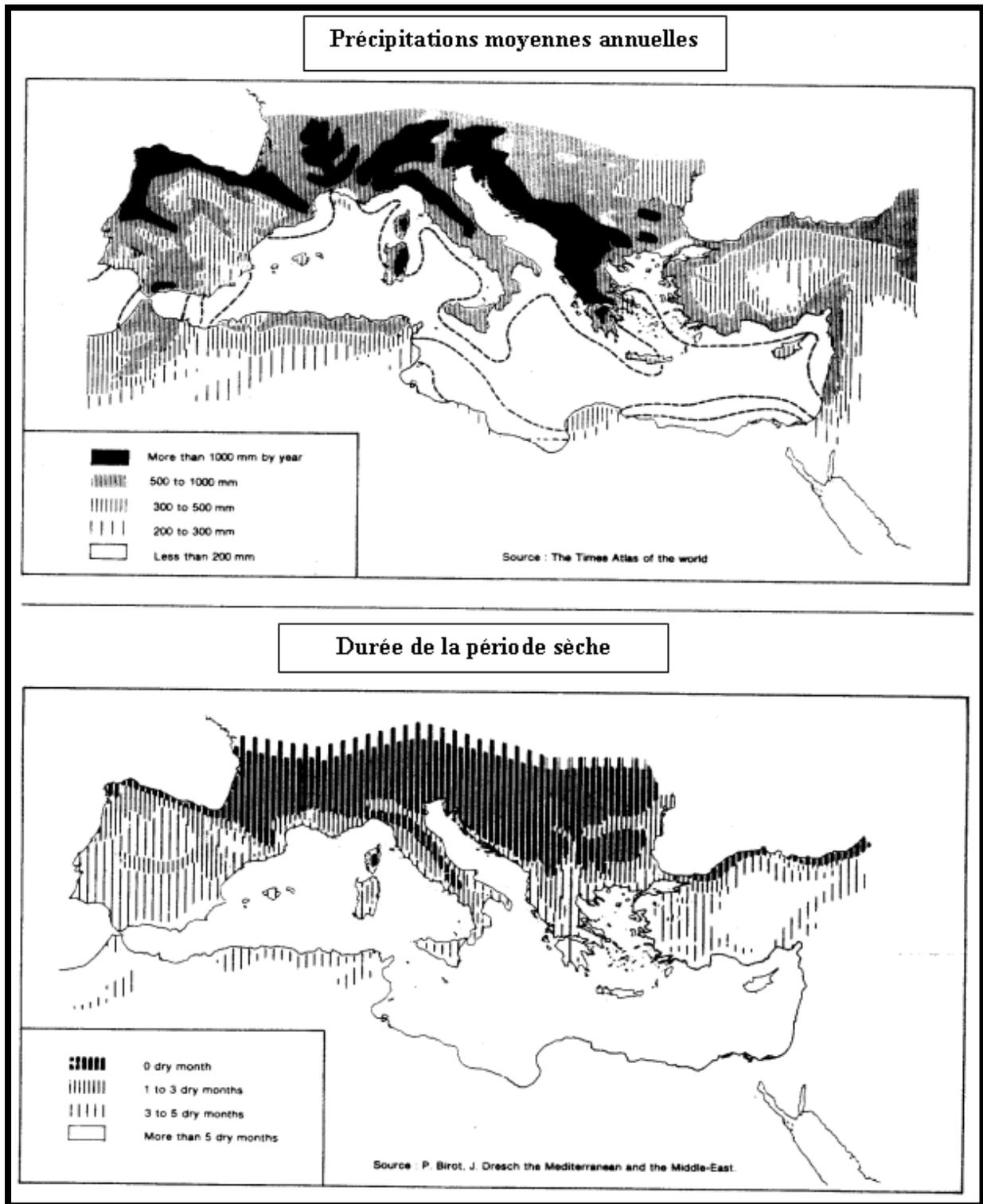


Figure I-6 Pluviométrie moyenne annuelle et durée de la saison sèche dans la Méditerranée [1]

3. les ressources en eau qui sont très inégalement réparties sur la planète Du fait de la désertification des régions arides, ce phénomène de disparité tend à s'accroître.
- L'Australie est un exemple de cette mauvaise répartition : il y a moins de 1% de la population mondiale mais 5% des réserves mondiales en eau douce y sont concentrées.
- Contrairement au Moyen Orient (principalement l'Égypte et Gaza) où la demande dépasse largement les ressources disponibles.

Tableau I-3 : la répartition des ressources en eau douce dans les quatre continents [12]

Continent	Ressources en eau douce (m ³ /an/hab)
Amérique	24000
Europe	9300
Afrique	5000
Asie	3400

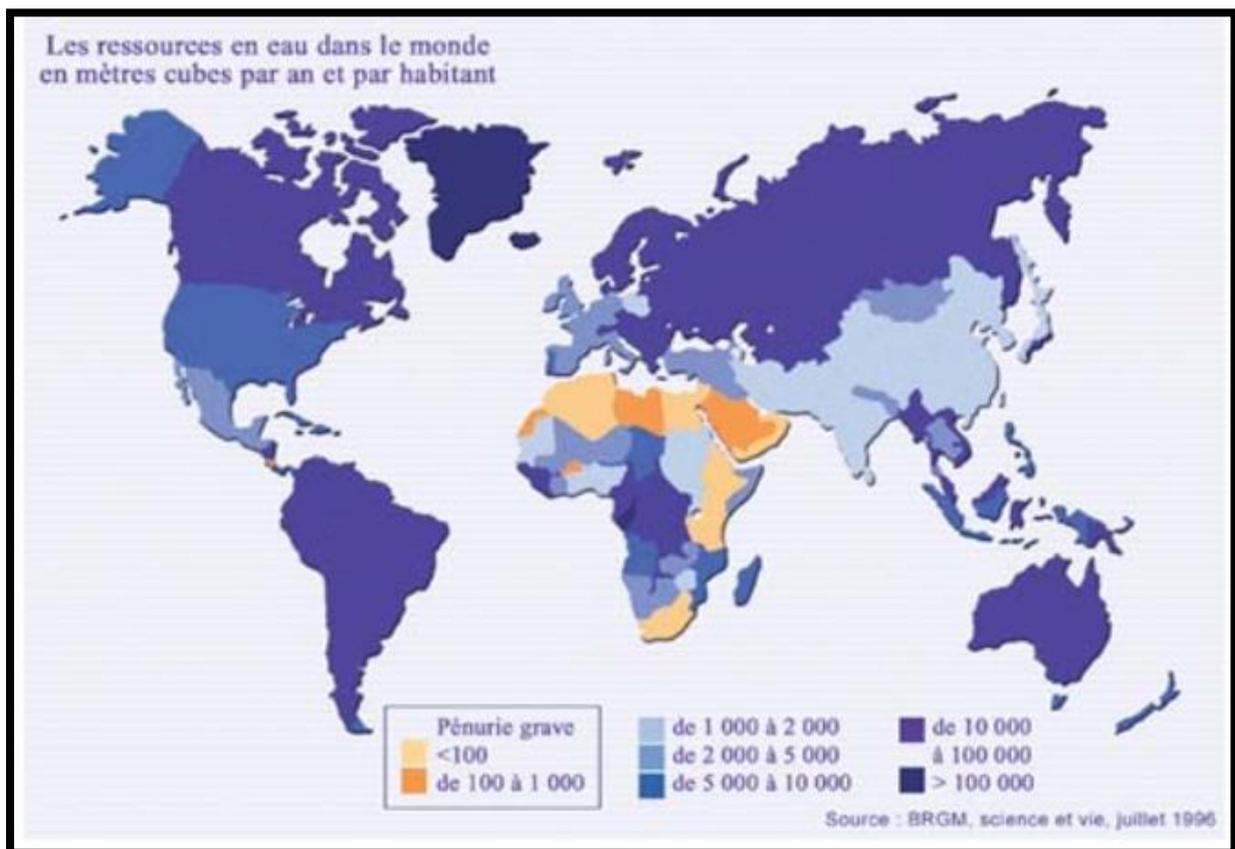


Figure I-7 Carte de la répartition des ressources en eau dans le monde [3]

4. le réchauffement climatique : conformément au principe de Lavoisier « rien ne se perd, rien ne se crée, tout se transforme » la masse d'eau totale de l'hydrosphère n'évolue pas au cours du temps mais il y a tout un cycle hydrologique qui se déroule (évaporation, précipitation, ruissellement et infiltration) tel que la somme des évaporations doit être égale à la somme des précipitations. Les évaporations dans les océans sont supérieures aux précipitations ce qui n'est pas le cas dans les continents et donc ces derniers vont envoyer chaque année la différence en masse d'eau aux océans pour maintenir l'équilibre.

Les activités industrielles ont perturbé cet équilibre écologique, l'émission des gaz à effet de serre a donné naissance au réchauffement climatique en provoquant l'augmentation de la température et par conséquent la fonte des grandes parties des calottes de glaces du pôle nord (de l'eau douce rejetée à l'océan) qui va partiellement compenser les quantités d'eau évaporées des océans d'où la rareté de précipitation dans plusieurs parties du monde ces dix dernières années.

I.2. Problème de l'eau en Algérie

I.2.1. Les ressources en eau et le stress hydrique

En Algérie, les précipitations sont estimées à 120 milliards de m³ dans le nord, dont 85 % s'évapore et 15 % constitue l'écoulement superficiel.

Les ressources hydriques disponibles et mobilisables en Algérie sont estimées à 17,2 milliards m³ et réparties comme suit :

- 2 milliard de m³ d'eaux souterraines dans le nord avec un taux d'exploitation de 90% (plus de 33 millions des algériens)
- 10 milliards m³ de ressources superficielles dans le Nord
- 5,2 milliards m³ dans le Sud (superficielles et souterraines)
- 96 barrages (65 en exploitation) pour une capacité globale de 9 milliards de m³ au lieu de 64 barrages en 2011.
- par ailleurs, tenu à souligner que l'Algérie a largement dépassé les critères de la Banque mondiale en matière d'accès à l'eau potable avec un taux national de raccordement de plus de 93%.

De plus l'Algérie a fait des progrès dans la mobilisation des ressources non conventionnelles avec :

- 171 de stations d'épuration en service
- 850 millions m³ de Capacité épuratoire installée
- 400 millions m³ Volume d'eau usée épurée
- 45.000 km du réseau d'assainissement
- Un taux de raccordement au réseau d'assainissement de 90%. [4]

I.2.2. Les causes du stress hydrique

Malgré la construction de nouveaux barrages et la réutilisation des eaux usées épurées, l'Algérie enregistrera un déficit en eau de 1 milliard de m³ d'ici l'an 2025 ce qui va engendrer une diminution des eaux destinées à l'irrigation dans le but de privilégier l'alimentation en eau potable (A.E.P) La seule région qui semble échapper au déficit à cet horizon, est la région hydrographique du Constantinois – Seybouse – Mellègue grace au volume régularisable élevé assuré par les barrages qui bénéficient des précipitations relativement importantes par rapport aux régions de Cheliff-Zahras et de l'Algérois-Soummam-Hodna et surtout celle de l'Oranie - Chott Chergui. L'Algérie du nord enregistre donc un manque énorme en ressources au moment où les besoins augmentent en d'autre terme l'Algérie va passer d'un stress hydrique à un déficit hydrique à l'horizon de 2025 ceci est due à plusieurs contraintes :

I.2.2.1. La non-uniformité des précipitations

Comparée à l'Europe et l'Afrique centrale, l'Algérie est située dans une zone de hautes pressions (faibles altitudes) ; la pression n'est pas uniformément répartie, on observe des précipitations annuelles qui dépassent les 1000 mm/an jusqu'à 2000 mm/an dans les hauts plateaux et l'Est du pays alors qu'on enregistre une lame d'eau de moins de 100 mm/an à l'Ouest du pays et au Sahara.

Tableau I-4 : les précipitations sur le nord algérien en mm. [12]

	Est	Centre	Ouest
Littoral	900	700	400
Atlas Tellien (plaines)	700	400	500
Atlas Tellien (reliefs)	800-1600	700-1000	600

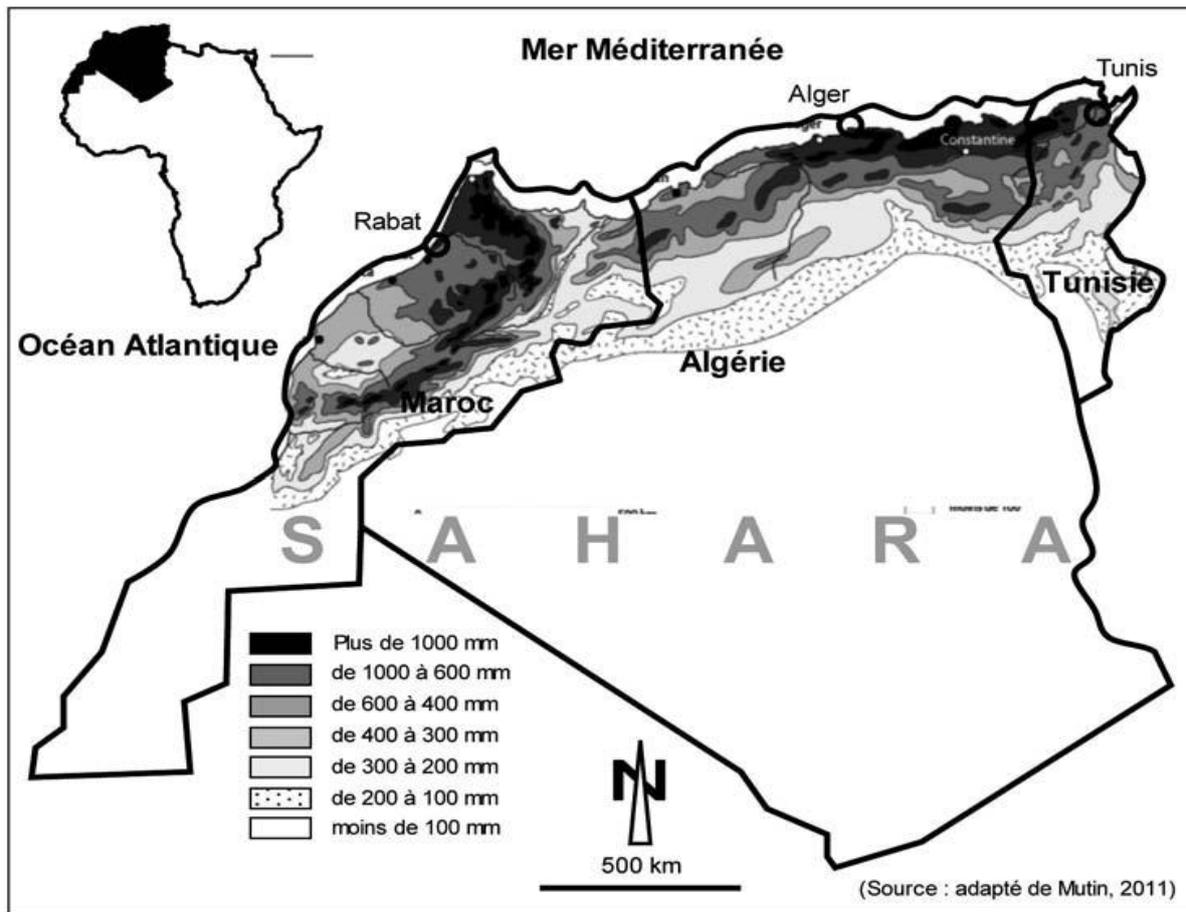


Figure I-8 : Les précipitations moyennes annuelles (1960-2010) [8]

➤ **Commentaire**

75 des ressources renouvelables sont concentrées sur 6 % du territoire

I.2.2.2.1'évaporation dans les barrages

La pluviométrie moyenne annuelle en Algérie du nord est évaluée entre (95 et 100).10⁹ m³. Plus de 80.10⁹ m³ s'évaporent (plus de 80%), 3.10⁹ m³ s'infiltrent et 12,5.10⁹ s'écoulent dans les cours d'eau. Dans l'Algérie du nord, l'apport principal vient du ruissellement en outre les capacités des barrages ne permet pas de stocker la totalité des eaux ruisselées, Selon une étude élaborée en 2002, les 54 barrages ont reçues environ 40% des eaux ruisselées le reste qui est de (7,3.10⁹ m³) se déversait directement dans la mer

Un bilan présenté par la FAO en 2010 a estimé les précipitations moyennes à 190 Km³/an sur la quasi-totalité du territoire algérien alors que l'évapotranspiration représente 175 Km³/an soit un pourcentage de 92% ce taux élevé est expliqué par le climat qui varie de subhumide dans le nord du pays vers semi-aride au niveau du Sahara. [5]

I.2.2.3. Dégradation des performances des stratégies classiques d'approvisionnement d'eau

Les pressions anthropiques exercées sur les écosystèmes amplifient l'érosion des terres et, par conséquent, l'envasement accéléré des barrages. Selon les statistiques, 52 grands barrages reçoivent 32 millions de m³ de matériaux solides annuellement, le plus grand pourcentage a été enregistré au niveau de la région de Chéllif – Zahrez par 27% suivi par la région oranaise bassin de Chott Chergui avec de taux de barrage envasés de 15%. ce qui influe sur la capacités de stockage et par conséquent les volumes d'eau régularisés.

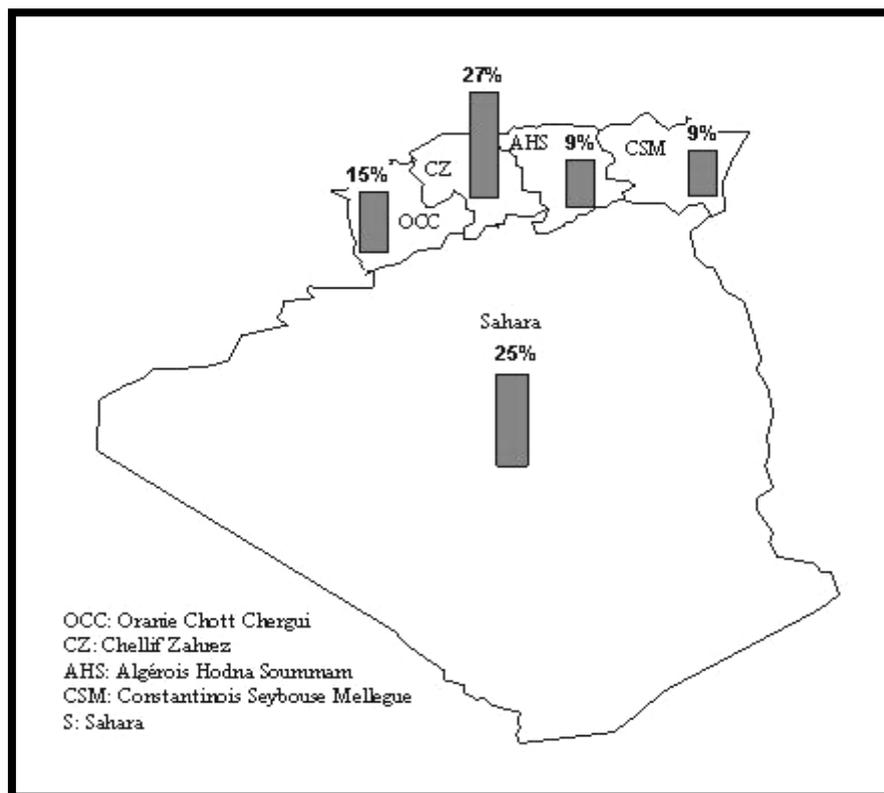


Figure I-9 : Répartition du taux de comblement annuel des grands barrages dans les bassins [7]

Ce phénomène en combinaison avec les fuites à travers les rives et les fondations ainsi que l'eutrophisation des eaux de barrages entraîne, en moyenne annuelle, une perte de 133 hm³ de capacité de stockage des barrages (en Afrique du nord), soit. À l'horizon 2030, la chute des performances et les pertes de capacités des barrages en Afrique du nord à cause de l'envasement vont atteindre les 310 hm³/an.

Tableau I-5 : chute des performances des barrages en Algérie en 2010 et à l'horizon 2030 [9]

Années	2010	2030
Capacité perdue des barrages (hm ³ /an)	40	90

I.2.2.4. Intrusion des eaux marines dans les aquifères côtiers

En Algérie, le phénomène a pris de l'ampleur ces vingt dernières années à cause de la sécheresse qui a frappé le nord algérien, associé aux pompages excessifs et anarchiques (12000 forages, 9000 sources et 100000 puits). Aujourd'hui, toutes les régions du littoral algérien sont menacées par ce phénomène, plusieurs lieux de contaminations des nappes ont été signalés le long du littoral. (La région du centre de l'ouest au niveau de Mascara).

- De l'autre côté on a une augmentation de la demande dans les différents secteurs (agricole, industriel...) comme montre le tableau suivant :

Tableau I-6 : Projections tendanciennes modérées de la demande en eau en Algérie 2010 et 2025 [2]

Pays et territoires	<i>Demandes sectorielles en km³/an</i>								Demandes totales km ³ /an	
	Collectivités		Agriculture		Industrie		Énergie			
L'année	2010	2025	2010	2025	2010	2025	2010	2025	2010	2025
La demande en eau (Km ³ /an)	4.1	6.05	3.6	4.64	0.35	1.4	0.2	0.2	8.85	12.29

Conclusion

L'évolution que connaît l'environnement urbain et industriel et même agricole pose le problème de pénurie d'eau. Pour faire face à ce défi annoncé, de nouvelles techniques de production d'eau potable (procédures non conventionnelles) devront être mises en place pour satisfaire les besoins de la population croissante, industrielles et même agricoles. Une des techniques prometteuses pour certains pays (principalement l'Algérie) c'est le dessalement de l'eau de mer ou des eaux saumâtres. Le recours au dessalement de l'eau de mer a pu, dans le cadre de la rénovation des choix et des modes de gestion, être promu comme une alternative stratégique permettant de sécuriser l'alimentation en eau potable de certaines villes du littoral et d'agglomérations proches et même les besoins industriels en eau et en vapeur (à l'ouest du pays surtout) en consacrant les autres ressources principalement les barrages à l'irrigation - qui a été il n'y a pas longtemps la priorité numéro un - afin de satisfaire la quasi-totalité des besoins en eau du domaine agricole.

***Chapitre II : Généralités et
Différents Procédés de Dessalement***

Introduction

Face à l'augmentation tendancielle de la demande en eau, les pays riverains de la Méditerranée sont confrontés à plusieurs défis : gérer durablement des ressources hydriques limitées, assurer l'accès à l'eau potable aux populations non encore desservies et inciter les usagers à des comportements économes en eau. Ces défis sont d'autant plus cruciaux que les tensions sur les ressources en eau risquent d'être exacerbées sous les effets du changement climatique. L'augmentation de température et la baisse des précipitations prévues conduiraient, en effet, à la fois à une réduction des ressources et à une augmentation de la demande. Dans le monde, quelque 700 millions de personnes n'ont pas accès à suffisamment d'eau propre. D'ici 2030 ans, on prévoit que ce nombre va exploser à 1,8 milliard prévoit l'ONU.

La première réponse à ces évolutions consiste en la mise en place de politiques de gestion de la demande en eau aptes à réduire les pertes et les mauvaises utilisations, à gérer la ressource avec équité tout en veillant à satisfaire les différents usages. Cependant, dans certains pays (principalement l'Algérie) une augmentation de l'offre l'eau est disponible 24h/24h dans certaines régions grâce à des stratégies d'approvisionnement non conventionnelles.

Le dessalement des eaux de mer ou des eaux saumâtres constitue ainsi une des réponses possibles pour battre la pénurie croissante des ressources en eau (surtout les besoins domestiques et industriels) et prouvée comme étant une stratégie efficace dans les pays du golfe, sud et sud-ouest des USA, l'Espagne...Etc.) de l'autre côté plusieurs opinions critiquent le dessalement et le considèrent comme une stratégie supplémentaire ou carrément inutile suite à son coût élevé (équipements, consommation d'énergie), le rendement médiocre et la chute des performances ainsi qu'ils proclament des inquiétudes sur l'impacte des rejets sur l'environnement (saumure, émission du CO₂).

II.1.Généralités

Le dessalement de l'eau est en très forte croissance dans le monde. La capacité installée augmente chaque année en moyenne de plus de 10%. Cela s'explique en partie par l'abaissement significatif des coûts qui le rend de plus en plus compétitif. Sur 70 villes de plus d'un million d'habitants sans accès direct à des ressources supplémentaires en eau douce, 42 sont situées sur la côte. De plus, 39% de la population mondiale, soit 2,4

milliards d'habitants, vit à moins de 100 km de la mer. Ces deux facteurs font du dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres une vraie ressource alternative. Il peut constituer une solution contre la surexploitation des aquifères dans les zones côtières, une réponse à certains risques stratégiques, comme des épisodes de forte sécheresse ou des ruptures de l'alimentation en eau. Il existe même des études en cours dans des zones non arides visant à sécuriser l'alimentation de grandes villes comme Londres ou New York, grâce à des installations de dessalement auxquelles il serait fait appel pour faire face aux épisodes de sécheresse.

II.1.1. Historique du dessalement

Dessaler l'eau de mer n'est pas une idée récente. Depuis des temps très anciens, on avait pu constater que si l'on portait à ébullition de l'eau saline on obtenait, par condensation de la vapeur, de l'eau déminéralisée, au IV^e siècle avant J.C, les marins grecs dessalaient l'eau de mer, mais le premier procédé important date du milieu du XIX^e siècle. Les premiers appareils industriels de distillation sont apparus probablement dans la première moitié du XIX^e siècle en 1869, à bord des navires à vapeur à Aden, sur la mer Rouge, en une unité de distillation de l'eau de mer pour alimenter la flotte coloniale britannique était opérationnelle. Mais c'est durant la seconde moitié du XX^e siècle et plus particulièrement entre 1975 et 2000 que le dessalement de l'eau de mer et des eaux salines est devenu un moyen industriel fiable de production d'eau douce.

Ce développement résulte principalement de l'effort de recherche très important initié par les États-Unis à partir des années 1950 et suivi par de nombreux pays, principalement la France, l'ex-URSS, la Grande-Bretagne, le Japon. Aux États-Unis, un organisme spécifique a été créé en 1952 sous tutelle du Département de l'Intérieur : l'Office of Saline Water. Le dessalement de l'eau de mer est même devenu un enjeu politique de premier plan sur le thème de « Water for Peace : L'eau pour la paix ». De 1952 à 1983, le programme dessalement américain a bénéficié de crédits importants qui ont permis de financer des études fondamentales dans les universités et des opérations de démonstration dans des centres d'essais construits à cet effet (Freeport au Texas, Roswell au Nouveau Mexique, Wrightsville Beach en Caroline du Nord, Webster au Sud Dakota, et San Diego en Californie). À partir des années 1975, suite aux différents chocs pétroliers de 1973 puis de 1979, les industriels ont pu prendre le relais et valoriser ainsi l'effort de près de 25 ans de recherche. En effet, les pays du Moyen-Orient (Arabie Saoudite, Émirats Arabes Unis, Qatar) ont disposé de moyens financiers colossaux et compte tenu de leurs besoins en eau douce, ont investi massivement

dans des installations de dessalement et permis ainsi aux technologies de progresser à la fois du point de vue technique et économique. [6]

II.1.2. Le Dessalement en chiffre

a) Dans le monde

Aujourd'hui, plus de 17 000 unités de dessalement dans 120 pays produisent environ 55.6 millions de m³/j - plus de 80% de cette production sont issus de l'eau de mer et le reste vient des eaux saumâtres. Sur ces 55.6 millions m³/j total près de 21 milliards de m³ d'eau chaque année, 75% sont destinés à la consommation humaine, 25% à un usage industriel ou agricole. Cette production représente 0,5% de l'eau douce consommée chaque jour



Figure II-1 : distribution des stations de dessalement dans les principaux pays producteurs en 2008 (m³/j)

- ❖ Selon des statistiques élaborées en 2008 par CEGOT (centre des études géographiques de la terre) Les principaux pays producteurs de l'eau dessalée sont l'Arabie Saoudite (25 %), les États-Unis (15 %), les Émirats Arabes Unis (10 %) et le Koweït (5 %). L'Europe représente 12,9% dont 3,4 millions en Espagne et 0,8 en Italie et l'Asie 15,1% dont 1,5 million au Japon, 1 en Corée du Sud, 1,1 en Chine, 0,8 en Inde, 0,6 Taiwan et 0,5 à Singapour.

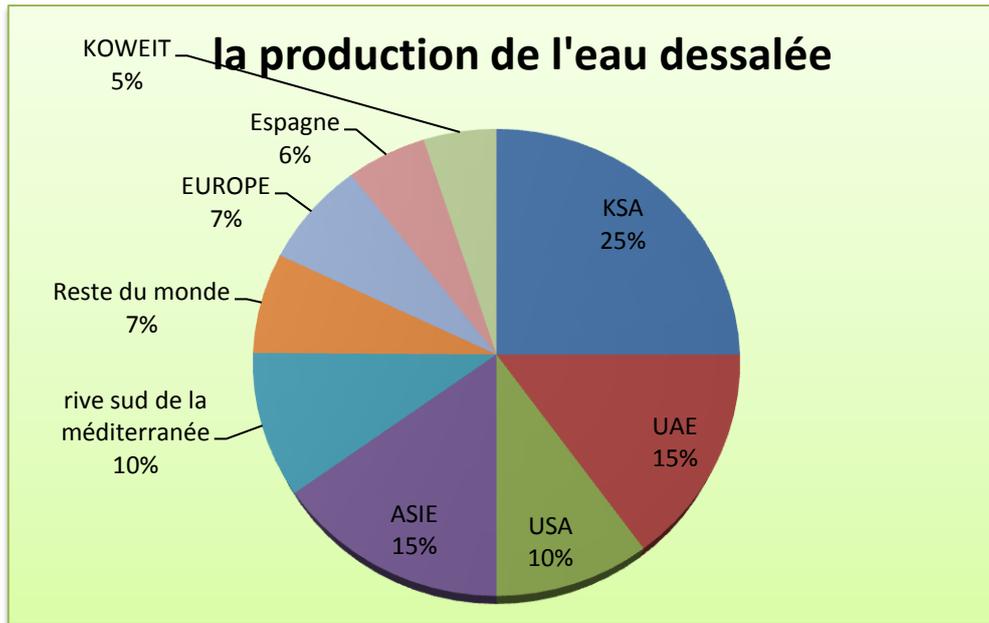


Figure II-2 : schéma représentatif des grands producteurs dans le marché de dessalement

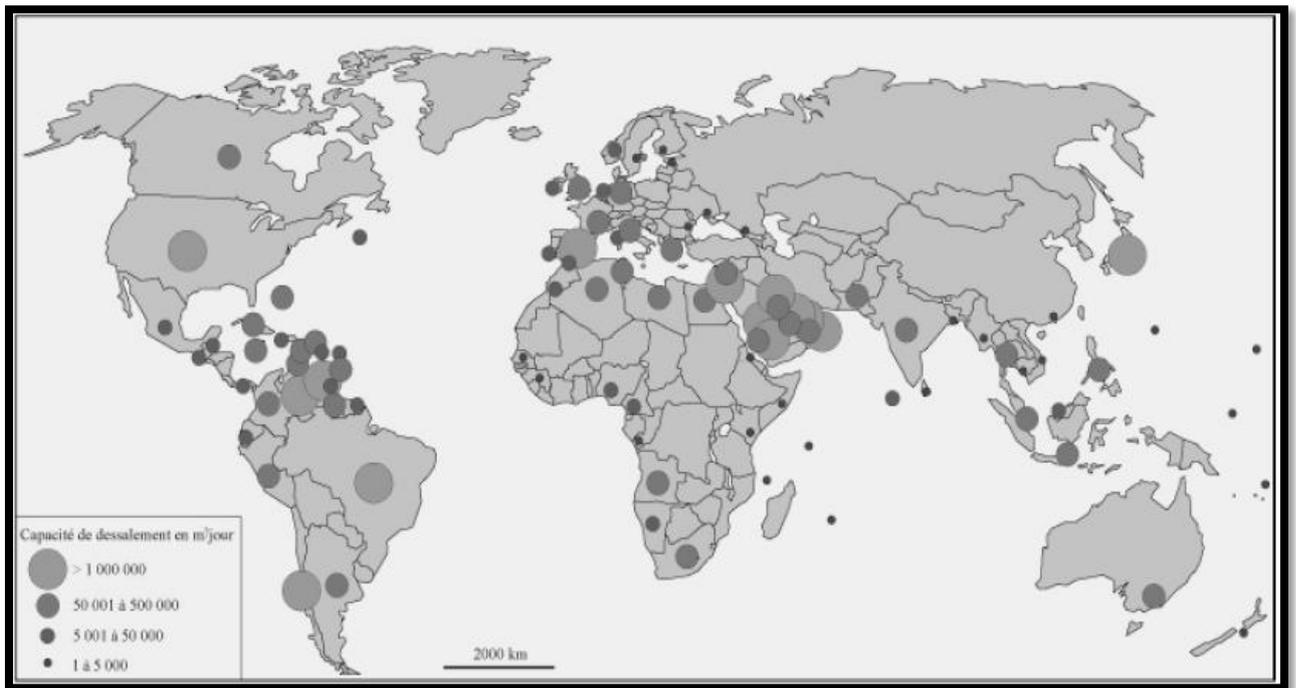


Figure II-3 : Répartition mondiale de la production de l'eau de dessalée en (Mm³/jour ; 2008)

- La moitié des usines de dessalement installées se trouvent au Moyen Orient où les ressources en eau sont limitées à cause du climat aride, des centaines des usines de dessalement sont implantées sur le littoral du golfe arabo-persique, des pays comme le Qatar, Koweït et Bahreïn ... dépendent entièrement du dessalement pour satisfaire les besoins en eau domestiques, industriels et même agricoles.

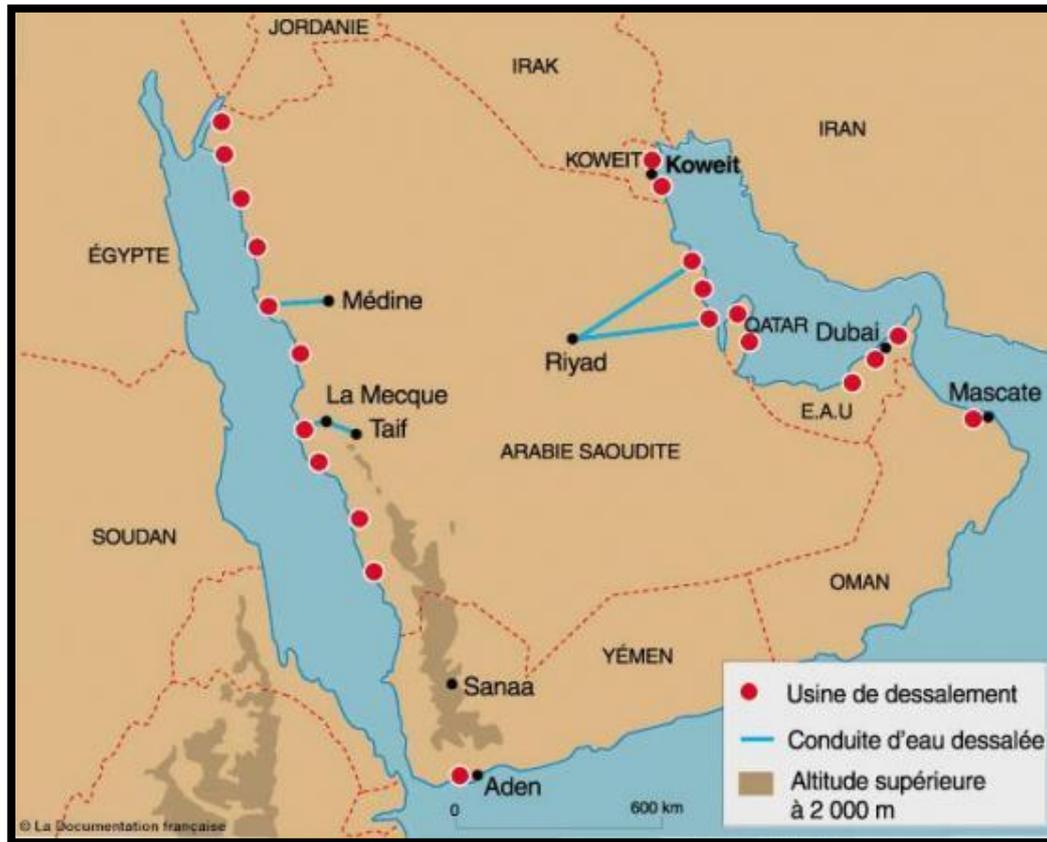


Figure II-4 : distribution des Grandes stations de dessalement dans les pays du golfe arabo-persique

- Les États-Unis sont placés en deuxième position derrière le Moyen-Orient pour le dessalement des eaux salées (environ 120 usines, pour un total cumulé de 7,5 millions de m³ par jour en 2008). Les États régulièrement frappés par la sécheresse ont opté pour cette technologie afin d'éviter toute pénurie à l'avenir. Trois États littoraux (Californie, Texas et Floride) utilisent 25% de l'eau des États-Unis.

L'agriculture dans la région de la Californie est florissante mais pâtit d'un grave problème d'eau (irrigation) car les précipitations sont trop rares donc pour mettre fin au stress hydrique la région a bénéficié de plus de 20 stations de dessalement avec près de 1.200.000 m³/j dont la plus grande station est Huntington au nord de San Diego. Avec une

production de 190.000m³/j ; le Texas aussi qui est doté d'une quarantaine d'usines de dessalement, les plus importantes étant celles de Fort Stockton (180 000 m³/j), Brownville (150 000 m³/j), Abilène (110 000 m³/j) et Shernan (110 000 m³/j). La raison en est l'aridité de son climat et la rareté des ressources de surface comme souterraines selon (Texas Water Development Board, 2006).

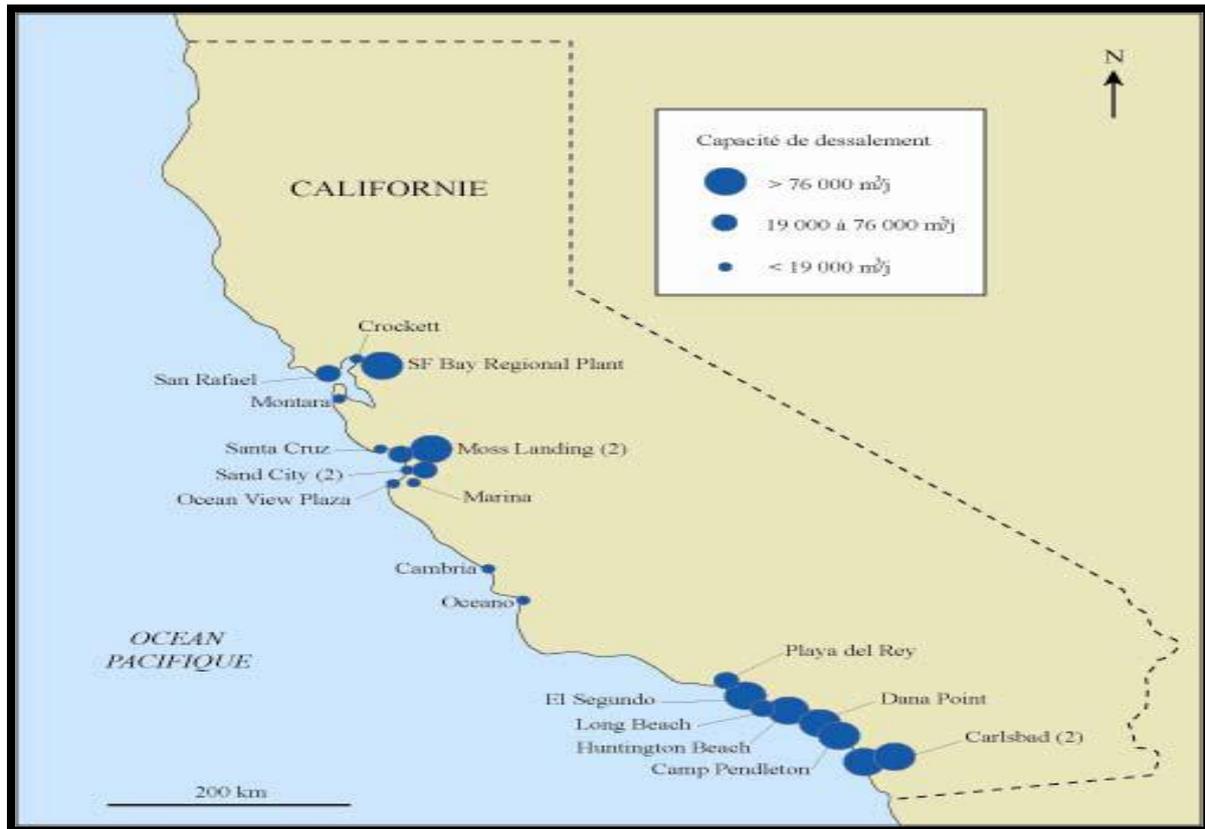


Figure II-5 : les grandes usines de dessalement aux Etats unies

▪ Les pays de la méditerranée

En Méditerranée, la production artificielle d'eau douce par dessalement d'eau de mer ou d'eau saumâtre souterraine a débuté d'abord dans des situations d'isolement insulaire (Malte, Baléares, Dalmatie, Chypre, Cyclades...), littorales (Libye) et désertiques (Algérie), et essaime aujourd'hui très rapidement tout autour de la Méditerranée. L'Algérie et l'Espagne ont clairement opté pour cette option pour résoudre leur problème de pénurie. L'Espagne est au 4ème rang mondial. Dans la plupart des pays méditerranéens, on anticipe que la quantité d'eau dessalée croîtra fortement. En effet, les ressources en eau renouvelable sont limitées, mais il y a abondance d'eau salée, et d'énergie dans les pays pétroliers riches (Libye et l'Algérie). A ce jour, la Méditerranée représente environ un quart (25%) du dessalement

mondial. Vers 2030, la région pourrait approcher le chiffre du dessalement mondial actuel (soit environ de 30 à 40 millions de m³/j) à (35-40)% de la production mondiale.

- **L'Asie orientale et l'Australie**

La Chine réussie à implanter des installations de dessalement qui traiteraient 1 million de m³ d'eau de mer par jour en 2010 et opte de passer jusqu'à 3 millions de m³/j en 2020. Des projets de taille analogue ont été lancés : ceux de Tianjin (mer Jaune) et de Zhejiang (mer de Chine orientale) devraient ainsi fournir respectivement 100 000 et 200 000 m³/j jour.

L'Inde, bien que très arrosée par les pluies de moussons, ne parvient plus à satisfaire les besoins en eau potable. Le pays est passé d'une disponibilité de 5,2 m³/par personne/an en 1951 à 1,2 aujourd'hui et le déficit risque de s'accroître de 33% d'ici 2025. La politique menée s'est donc tournée vers des unités de dessalement, la plupart du temps petites et destinées à faire face à l'urgence. Il en existe des centaines (www.indaindia.org/about.htm). Les plus importantes sont celles de Minjur Chennai 450 000 m³/j, puis de Narippaigur et de Rameshwaran, toutes dans le Sud (Tamil Nadu), avec une production de l'ordre de 300 000 l/j. Le dessalement par l'énergie nucléaire est fortement envisagé.

En Australie, les sécheresses sont récurrentes (celle de 2003 a fait baisser la production agricole de 20%) et les besoins sont immenses. Aussi un tiers de l'eau douce consommée par la ville de Perth provient du dessalement, grâce à l'usine (Kwinana) dont l'énergie est fournie par des éoliennes. Avec une capacité de 140 000 m³/j c'est la plus grande de l'hémisphère Sud. Dans l'Etat du Queensland, une autre a été ouverte à Tugun en 2008, pour la grande région touristique de la Gold Coast (25 000 m³/jour). Sydney a construit en 2010 l'usine la plus importante de l'hémisphère sud avec une capacité de 250.000 m³/j. Le potentiel de développement du dessalement en Asie du Sud-Est, comme en l'Australie, apparaît comme fortement prometteur, du moins pour satisfaire les besoins en eau potable.

- **L'Union européenne**

Bien dotée en ressources hydriques, l'Europe n'a guère développé d'usines de dessalement exception faite des pays méditerranéens que sont l'Italie et surtout l'Espagne. Pour les autres États cela reste marginal.

- **L'Espagne et ses îles**

Saragosse a accueilli en septembre 2008 l'exposition internationale « Eau et développement durable » où furent présentés les enjeux et les dernières techniques permettant de recueillir, traiter et distribuer l'eau, et surtout la restituer la plus propre possible à la nature.

En Espagne, le partage de l'eau est sujet de discorde car l'eau y est rare : la géographie du pays est telle que 40% des ressources hydrauliques sont disponibles sur moins de 15% du territoire. Les premières unités de dessalement ont été installées dès les années 80 aux Canaries (Las Palmas, 40 000 m³/j). Palma de Majorque s'est dotée de 3 usines, dont la plus importante fournit 75 000 m³/j pour alimenter une dizaine de millions de touristes et une vingtaine de golfs. Et 2 autres usines construites à Palma et à Ibiza.

Les côtes levantine et andalouse sont particulièrement affectées par la maigreur de ressources le gouvernement a lancé donc un grand programme de dessalement pour répondre aux problèmes de sécheresse qu'a connue le pays ces dernières années. 22 usines sont en fonctionnement ou en cours de construction. Le pays a donc choisi cette technique au lieu de remettre en cause ses besoins en eau (à noter que 22% de l'eau dessalée est destinée à l'agriculture en dépit du coût très élevé de la production. Sur la côte sud-est, l'usine de Carboneras, près d'Almeria (120 000 m³/j) alimente à la fois l'agriculture et le tourisme. Cette unité ultramoderne (osmose inverse) est destinée à alimenter les serres de plastique qui font la fortune de la région. Elle a été dépassée en 2009 par celle de Barcelone (200 000 m³/j.) qui d'alimente en eau potable près de 1.3 millions d'habitants. Une autre est prévue à Campo de Dalías, au sud de l'Espagne (province d'Almeria). La production d'eau est destinée à un usage mixte (eau potable et irrigation). L'usine aura une capacité de production d'eau potable de 80.000 m³/j. Celle de Mutxamel près d'Alicante aura une capacité de 50 000 m³/j. Cartagena aura une unité de 160 000 m³/j.

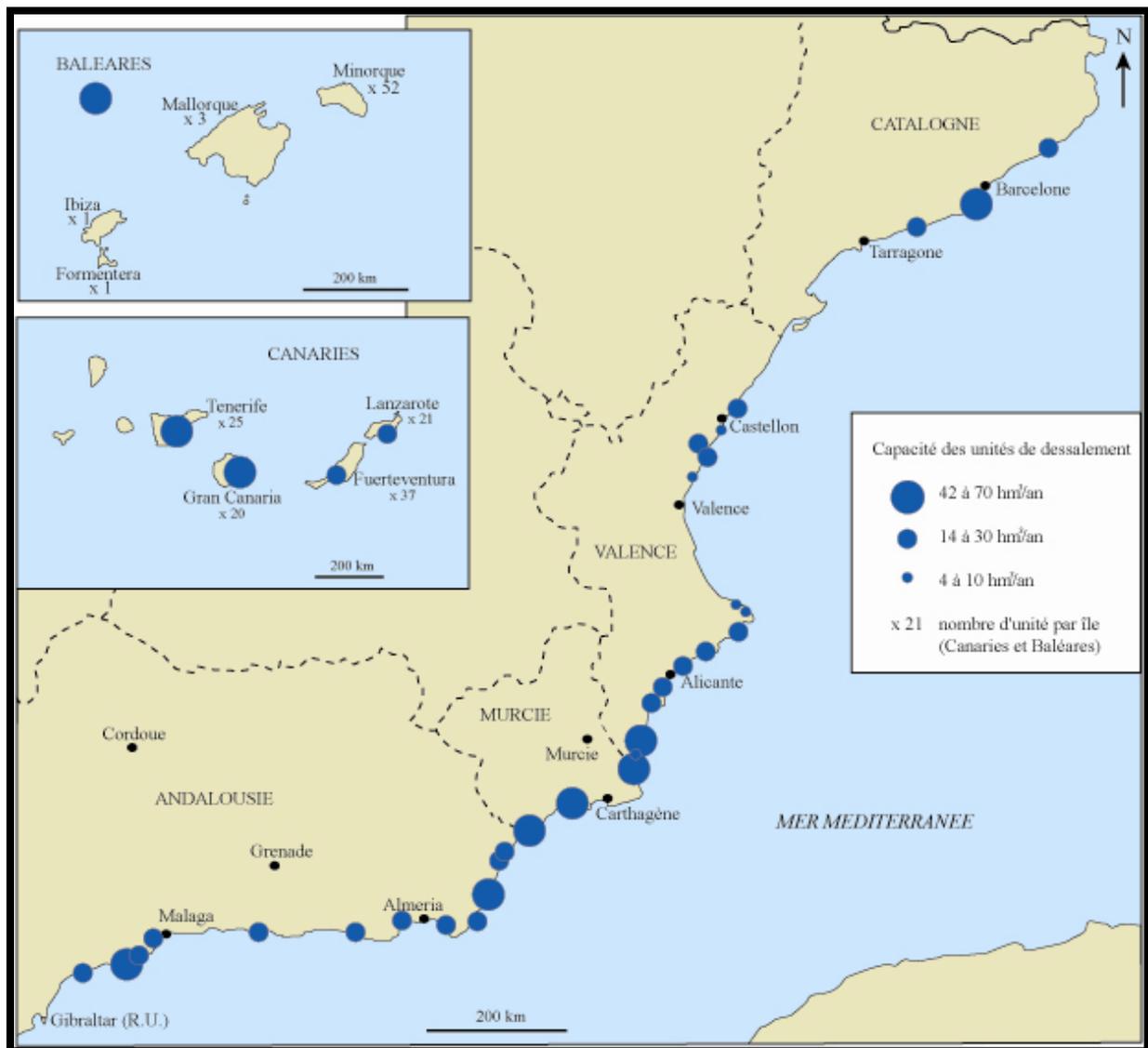


Figure II-6 : L'équipement de l'Espagne en unités de dessalement en 2009

- L'Espagne est déjà au 5^{ème} rang mondial pour le recours au dessalement, avec plus de 900 unités en fonctionnement (la plupart de petite capacité), derrière l'Arabie saoudite, les Etats-Unis et le Koweït. La tendance est la même en Italie (11^{ème} rang mondial).

Tableau II-1 : les différents procédés de dessalement utilisés par les grands pays producteurs (75% de la production mondiale) [11]

Pays	Capacit2 Totale (m³/j)	Parentage Relative/la production	MSF(%)	MED(%)	Compress -ion de vapeur	Osmose inverse (%)	Electro dialyse (%)
KSA	5429334	20.96	64.22	0.329	1.39	32.254	1.8
USA	4327596	16.7	1.32	4.49	6.35	74.63	13.56
UAE	2890689	11.16	86.66	7.7	0.03	5.51	0.09
Koweït	1614861	6.2	96.52	0.08	0.00	3.25	0.15
JAPAN	945163	3.65	3.86	2.34	0.00	84.32	7.35
LIBIE	701303	2.71	65.66	10.7	0	15.91	7.73
QATAR	572870	2.21	94.34	3.86	0	1.8	0.00
ESPAGNE	1233835	4.76	4.51	3.5	2.79	84.25	4.95
Italie	581478	2.24	43.76	12.4	6.53	21.67	16.24
BAHRAIN	473391	1.83	62.74	9.67	0	26.88	0.71
OMAN	377879	1.21	87.31	1.111	3.7	7.63	0.237
Total	13719065	75%					

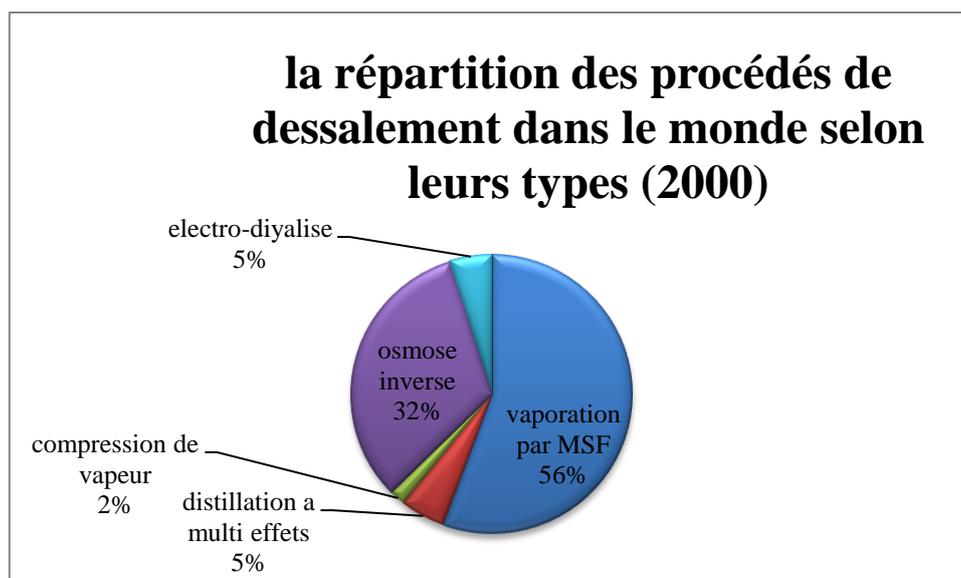


Figure II-7: la répartition en Pourcentage des procédés de Dessalement utilisés dans le monde en (2000)

Tableau II-2 : l'évolution des procédés de Dessalements utilisés (1970-1999) [13]

Années Procédé	Production en (m ³ /j) et en (%)				Total /
	OI	MSF	VC	MED, ED	
1970	/	25160	/	/	25160
	0,00%	100,00%	0,00%	0,00%	100,00%
1971	/	47276	/	/	47276
	0,00%	100,00%	0,00%	0,00%	100,00%
1972	/	58335	1000	598	59933
	0,00%	97,33%	1,67%	1,00%	100,00%
1973	/	107154	1000	598	108752
	0,00%	98,53%	0,92%	0,55%	100,00%
1974	/	185638	1000	598	187236
	0,00%	99,15%	0,53%	0,32%	100,00%
1975	/	222238	1000	598	223836
	0,00%	99,29%	0,45%	0,27%	100,00%
1976	/	292722	1000	598	294320
	0,00%	99,46%	0,34%	0,20%	100,00%
1977	/	368732	1000	598	370330
	0,00%	99,57%	0,27%	0,16%	100,00%
1978	/	437512	1000	598	439110
	0,00%	99,64%	23%	14%	100,00%
1979	/	453652	1500	598	455750
	0,00%	99,54%	233%	213%	100,00%

Année	Production en (m ³ /j) et en (%)				Total
Procédé	OI	MSF	VC	MED, ED	/
1980	/	520616	5620	4905	532141
	0.00%	97,83%	1,24%	0.92%	100.00%
1981	/	521570	7120	4905	533595
	0.00%	97,75%	1,33%	0.92%	100.00%
1982	/	549059	15980	27398	592437
	0.00%	92,68%	2,70%	4,62%	100.00%
1983	25000	604259	16480	27398	673137
	3.71%	89,77%	2,45%	4,07%	100,00%
1984	47000	620060	18872	27398	713330
	0.59%	86.92%	8,65%	3,84%	100.00%
1985	47000	622560	20072	27398	717030
	6,55%	86,82%	280%	3,82%	100,00%
1986	66211	635060	21872	27398	750541
	8.82%	84,61%	2.91%	3,65%	100,00%
1987	94999	674960	35872	27398	833229
	11,40%	81,01%	431%	3,29%	100,00%
1988	99799	707353	42472	50398	900022
	11,09%	78,59%	472%	5,60%	100,00%
1989	129399	707353	50588	50398	937738
	93,8ex,	75,43%	5,39%	5.37%	100,00%
1990	187399	721753	63088	50398	1022638
	18.3394	70.58%	e17%	4.93%	100.00%
1991	243399	721753	64988	50398	1080538
	22.53%	66.80%	6.01%	4.66%	100.00%
1992	302159	726753	74388	51498	1154798
	26.17%	62.93%	544%	4.46%	100.00%
1993	340759	728193	143248	51498	1263698
	26.97%	57.62%	11.34%	4.08%	100.00%
1994	372359	767901	149448	55698	1345406
	27,68%	57,08%	11,11%	4,14%	100,00%
1995	405779	816301	155198	56698	1433976
	28,30%	56,93%	10,82%	3.95%	100,00%
1996	428529	816301	170458	57498	1472786
	29,10%	55,43%	11,57%	3,90%	100,00%
1997	513129	8163D1	172758	59298	1561486
	32,86%	52.28 ⁰ 4	11,06%	3.80%	100,00%
1998	614729	816301	193038	71298	1695366
	36,26%	48,15%	11,39%	4,21%	100.00%
1999	801329	826301	256758	71298	1955686
	40,97%	42,25%	13,13%	3,65%	100.00%

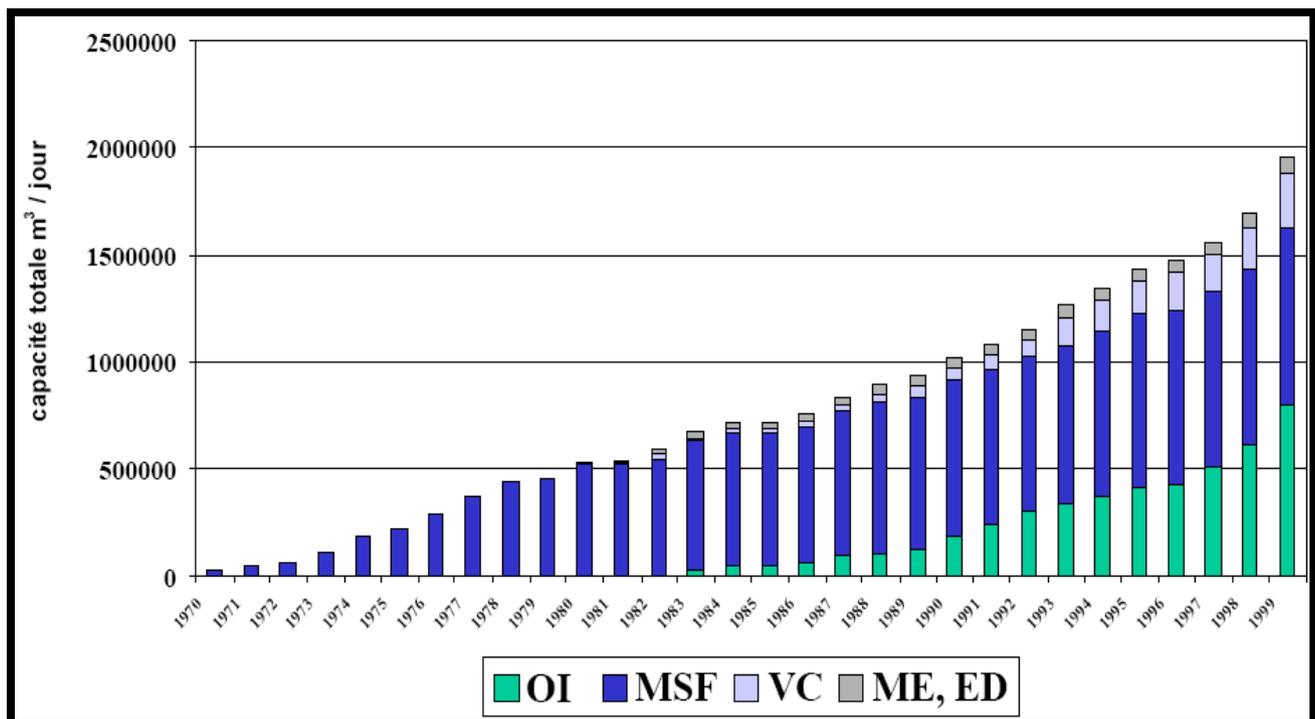


Figure II-8 : graphe représentatif de l'évolution des différents procédés de dessalement de 1970 à 1999 [13]

➤ Interprétation des figures

Le franchissement du domaine du dessalement par l'Afrique du nord et les pays du sud de la méditerranée a changé le classement des procédés les plus utilisées, en effet ces pays (l'Espagne, l'Italie, le Maroc et la Tunisie) qui ne disposent pas de la matière suffisante (principalement le gaz) première pour la production d'énergie (vapeur qui la source d'énergie essentiel dans les procédés thermique) ont évités l'investissement dans les procédés thermique du dessalement et favorisés les procédés membranaires (osmose inverse) et ont réussis a faire des progrès dans l'amélioration de ses performances et la réduction du cout ,or les pays du golfe ne cesse pas a travailler sur les procédés thermique et continueront a développer et augmenter leurs rendement a travers plusieurs centre de recherche de dessalement (Middle East Désaliénation Research Center ,Muscat Sultanat d'Oman ;1996) ce ci est expliqué par l'abondance des sources d'énergie (gaz et pétrole) dans ces pays.

b) En Algérie

Les ressources hydriques de l'Algérie restent limitées. Tout d'abord, pour des raisons climatiques : la pluviométrie, irrégulière, oscille entre 100 et 1000 mm/an.

Pour faire face à une sécheresse persistante et à l'inefficacité des ouvrages de mobilisation de la ressource en eau (le pays dispose de moins de 500 m³/habitant), les pouvoirs publics algériens ont décidé, dès 2001, de se tourner résolument vers des solutions moins conventionnelles et moins dépendantes des aléas climatiques. Ainsi le pays s'orientait-il vers l'option dessalement d'eau de mer. Au total, le programme du dessalement de l'eau de mer prévoyait d'installer, à l'horizon 2019 et sur l'ensemble de la côte algérienne, 43 unités dont 30 stations sont monoblocs et 13 méga stations dans le nord du pays en vue de produire 2,26 millions de m³/j soit 825 Mm³/an d'eau dessalée ce qui représente près de 1/3 des capacités de retenue des barrages qui existaient jusqu'à 2000.

L'ensemble de ces réalisations assurera environ 10% de l'alimentation en eau potable en Algérie, correspond à un montant de près de 300 millions de dollars chacune.

Sur le plan technique, Sonatrach et Sonelgaz se joignirent en mai 2001 pour créer l'AEC (Algerian Energy Compagny), une société dont l'activité est concentrée sur le dessalement d'eau de mer. Ce programme stratégique est destiné à libérer le pays de la dépendance de la pluviométrie pour l'alimentation en eau potable des populations des régions côtières, et notamment dans l'ouest du pays qui souffre d'un grave déficit chronique en pluviométrie.

i. Les grandes stations

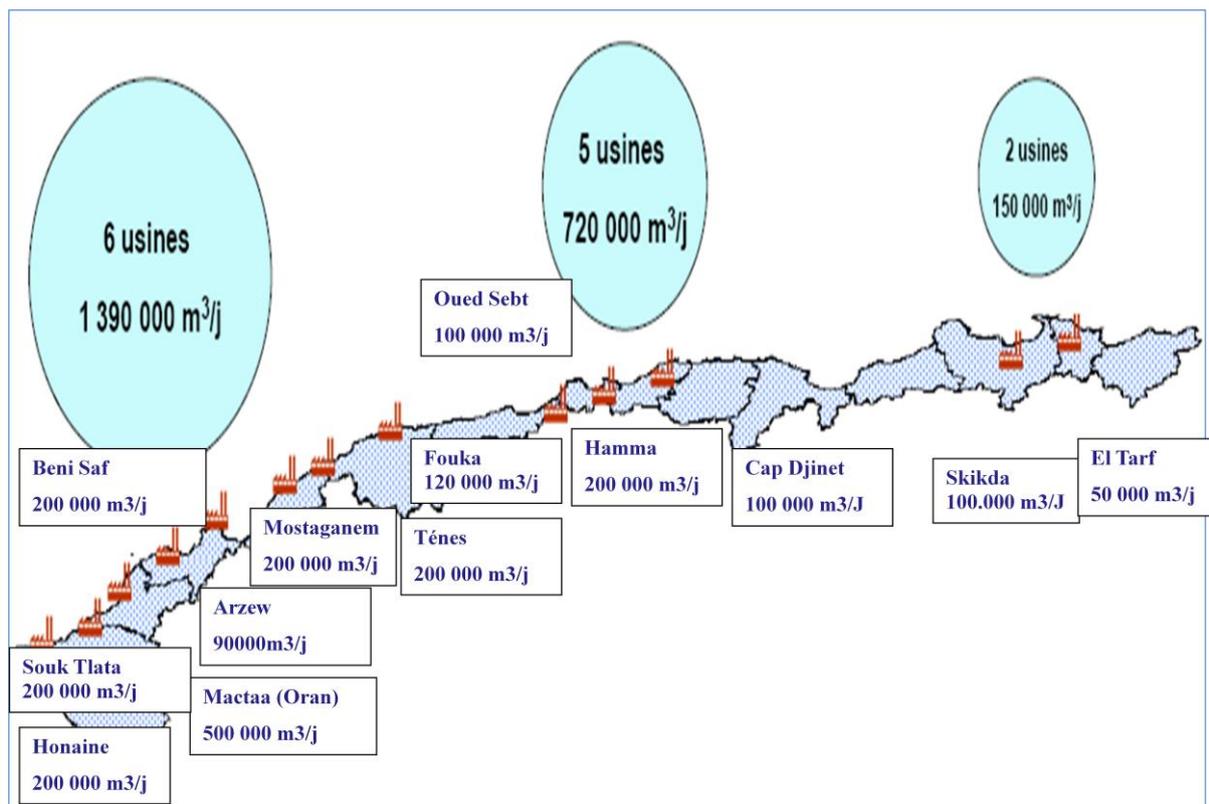


Figure II-9 : situation géographique des grandes stations en Algérie

Tableau II-3 : les grandes stations de dessalement en Algérie [16]

N°	Localisation	Capacité m ³ /j	Population à servir	Echéancier prévisionnel	Constructeur
01	Kahrama (Arzew)	90 000	540.000	En Exploitation	BLACK- VEACH (Afrique du sud)
02	Hamma (Alger)	200 000	1.700.000	En Exploitation	GE.IONIX (USA)
03	Skikda	100 000	666.660	En Exploitation	En Exploitation
04	BeniSaf (A.Temouchent)	200 000	1.333.320	En Exploitation	GEIDA (Espagne)
05	Mostaganem	200 000	1 333 320	En Exploitation	INIMA- AQUALIA (Espagne)
06	Fouka (Tipaza)	120 000	666 660	En Exploitation	SNC LAVALIN.PREDISIA (Canada-Espagne)

N°	Localisation	Capacité m3/j	Population à servir	Echéancier prévisionnel	Constructeur
07	Oued sebt(Tipaza)	100.000	-	Non lancé	BIWATER (Angleterre)
08	Cap Djenet (Boumerdes)	100 000	666 660	En Exploitation BLACK- VEACH (Afrique du sud)	INIMA- AQUALIA (Espagne)
09	Souk Tleta (Tlemcen)	200 000	1 333 320	En Exploitation	HYFLUX - MALAKOFF (Singapour)
10	Honaine (Tlemcen)	200 000	1 333 320	En Exploitation	GEIDA (Espagne)
11	Mactaa (Oran)	500 000	5.000.000	Travaux en cours	HYFLUX - MALAKOFF (Singapour)
12	Ténès(Chlef)	200 000	1.000.000	Travaux en cours	BEFESA AGUA (Espagne)
13	Taref	100.000	-	Non lancé	-
Total quantité Produite		2.310.000			

- L'Algérie a réussie de construire la plus grande usine de dessalement par osmose inverse au monde à Oran EL Magtaa qui opte pour une production de 500 000 m³ par jour ,la plus grande capacité installée a l'échelle mondiale est construite par les groupes français Veolia et Degrémont couvrant les besoins de 5 millions de personnes en eau potable (chaque habitant bénéficie d'une dotation de 100 litres d'eau potable par jour) en Oran, Mostaganem, Relizane, Mascara et Tiaret.

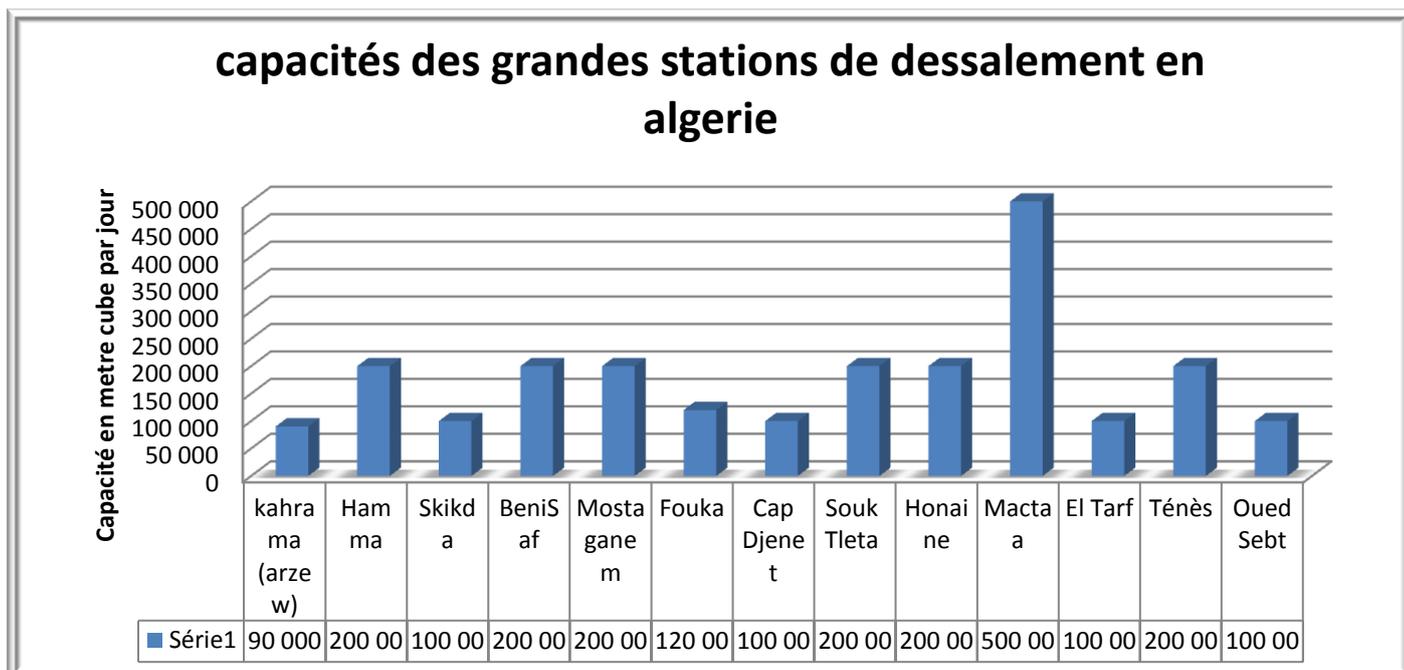


Figure II-10 : Graphique de capacités des grandes stations de dessalement en Algérie

ii. Les stations monoblocs

Tableau II-4 : les stations monoblocs en Algérie [16]

Wilaya	Site	Capacité m ³ /j	Population à servir
Alger(1,2)	Champ de tir	5 000	33 330
Alger	Palm Beach	2 500	16 660
Alger	La Fontaine	5 000	33 330
Tlemcen(1,2)	Ghazaouet	5 000	33 330
Tipasa	Bou Ismail	5 000	33 330
Skikda(1,2)	L.BenMhidi	7 000	47 000
Tizi -Ouzou	Tigzirt	2 500	16 660
Oran	Bou Sfer	5 000	33 330
Oran	Les Dunes	5000	33 330
Chlef	Tnès	5000	33 330
Ain-Temouchent	Bou Zdjer	5 000	33 330
Ain-Temouchent	Chatt el Ward	5 000	33 330
Boumerdes	Corso	5 000	33 330
Quantité totale produite		62000	

II.1.3. Le coût économique

Le coût de l'eau de mer dessalée, pour de très grandes installations (> 100 000 m³/jour) et avec des hypothèses techniques et économiques favorables, se situe aux environs de 0,60-0,80 \$ par m³ (plus que la station est grande le coût du mètre cube diminue). Dans le cas des eaux saumâtres, le coût de l'eau dessalée est égal à environ 0,2-0,40 \$ par m³, soit 40 % du coût de dessalement de l'eau de mer. Ces coûts se rapprochent des coûts de traitement d'eau par des techniques conventionnelles (chloration, coagulation, floculation, filtration), mais ils sont et resteront toujours supérieurs, compte tenu des investissements nécessaires et des frais de fonctionnement (consommation d'énergie en particulier).

La technique de l'osmose inverse est moins gourmande en énergie et les progrès technologiques font baisser le prix de l'eau. En effet, l'osmose inverse propose de 0.30 € à 0,91 € le mètre cube à la sortie d'usine contre 0,46 € à 1,83 € obtenu par distillation.

Tableau II-5 : le coût du mètre cube de l'eau selon le type utilisé [5]

Origine de l'eau brute traitée	Type de technologie employée	Coût du m³ (Euro)
Marine	La technique d'évaporation MSF	0.73-1.07
Marine	la distillation par effet multiple MED-TVC	0.51-0.70
Marine	la thermo compression par vapeur CV	0.78-1.05
Marine	Osmose inverse	0.38-0.78
Marine	Hybride avec cogénération	0.36-0.48
Saumâtre	Osmose inverse	0.17-0.37
Saumâtre	l'électrodialyse (ED)	0.19-0.39

II.2. Généralités sur l'eau de mer [6]

L'eau de mer joue un rôle très important dans le domaine de l'industrie et l'énergie comme étant une source d'énergie pour les différents processus industriels refroidissement production de l'eau potable ou même la vapeur qui représente une alternative écologique r au lieu du gaz pour le fonctionnement des turbomachines (turbopompes, compresseurs, turbogénérateurs et tous les appareils a turbine)

Le dessalement de l'eau de mer représente le moyen idéal pour répondre aux besoins industriels en eau et en énergie surtout avec la pénurie de l'eau dans plusieurs parties du monde (Chapitre I) et de profiter des quantités énormes des mers et des océans qui etés jusqu'à récemment considérés inutile (ne peut pas être destinées a la consommation pour les différents vocations) pour rendre ces eaux potables via le dessalement il faut les subir a une étude détaillée (constituants ,qualité ,variations des paramètres...).

❖ Remarque

Le dessalement ne concerne pas seulement l'eau de mer mais aussi la catégorie des eaux saumâtres.

Tableau II-6 : Classification des eaux selon leur salinité

Type d'eau	SALINITE (mg/l)
Eau douce	Inférieur à 500
L'eau légèrement saumâtre	1000-5000
L'eau modérément saumâtre	5000-15000
L'eau très saumâtre	15000-35000
L'eau de mer	35000-42000

a) Salinité des eaux saumâtres

Les eaux saumâtres sont des eaux de salinité inférieure à celle de l'eau de mer (varie entre 1et 35g/l, or La plupart des eaux saumâtres ont une salinité comprise entre 2et 10g/l. Elles se présentent soit, sous forme d'eaux de surface, soit d'eaux souterraines.

L'origine de cette salinité c'est lorsque l'eau pénètre dans le sol dissout les sels qui composent les roches, Les principaux sels qui peuvent être dissous en assez grandes quantités sont le CaCO₃, le CaSO₄, et le NaCl en revanche Leur composition chimique varie énormément d'une région à l'autre et d'une région d'une saison à l'autre selon les critères suivants :

- i. La composition chimique et de la structure physique-des roches
- ii. Le temps de contact qui dépend de la vitesse d'écoulement
- iii. Les matières déjà dissoutes des eaux chlorurées et gypseuses peuvent contenir en solution des quantités de sulfate de calcium supérieures celles contenues dans l'eau pure (effet de la force ionique)

b) Salinité de l'eau de mer

La salinité des mers ouvertes sur les masses océaniques (Atlantique, Manche, Mer du Nord, Pacifique) est de l'ordre de 35 g/l et c'est cette valeur qui est considérée comme salinité standard de l'eau de mer. Cette valeur varie d'une façon plus ou moins importante dans les autres mers en fonction du bilan précipitations-évaporation:

- Mer Méditerranée 36 à 39 g/l
- Mer Rouge 40 g/l
- Mer Baltique 7 g/l
- Mer Caspienne 13 g/l
- Mer Morte 270 g/lg
- Golfe arabo-persique 40 à 70 g/l
- Mer Noire 20 g/l.

Dans les mers fermées et peu ouvertes sur les océans la salinité varie d'une façon importante ceci revient aux conditions climatiques (précipitation-évaporation) ainsi que les activités de l'homme qui y règnent.

La caractéristique la plus importante des eaux de mer est leur salinité, c'est-à-dire leur teneur globale en sels (chlorures de sodium et de magnésium, sulfates, carbonates).

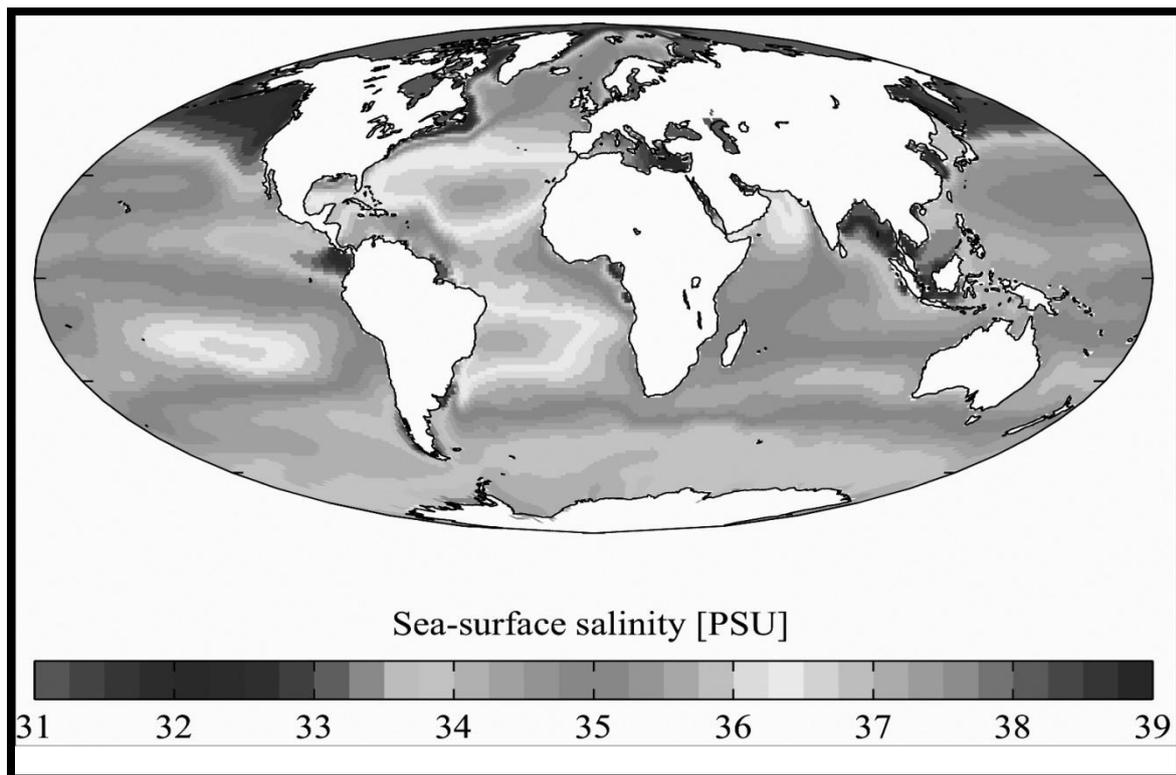


Figure II-11: carte représentative de la salinité des eaux de mer et océans

Source: Sea-surface salinities (World Ocean Atlas 2001)

Tableau II-7 : composition de l'eau de mer [6]

Composition	Eau de mer Standard		Méditerranée Toulon		Méditerranée Algérie (Arzew)	
	ppm	%	ppm	%	ppm	%
Salinité totale	35 000		39 000		37068,4	
Sodium	10 760	30,7	11 970	30,7	11400	30,8
Magnésium	1 294	3,7	1 110	3,7	1355	3,7
Calcium	412	1,2	450	1,2	844	2,3
Potassium	387	1,1	440	1,1	470	1,3
strontium	-	-	-	-	13,3	<0,1
Total cations	12 853	36,6	14 300	36,6	12621,5	38,0
Chlorures	19 353	55,3	21 570	55,3	20100	54,2
Sulfates	2 712	7,7	2 990	7,7	2700	7,3
Bicarbonates	142	0,4	153	0,4	120	0,3
Bromures	67	0,2	75	0,2	64,8	0,2
Fluor	-	-	-	-	1,3	<0,1
Total anions	22 274	63,4	24 788	63,4	21834,8	62
PH	/		/		8,5 à 25 °C	
Température	/		/		10 à 30 °C	

II.3.principales technologies de dessalement des eaux

Les technologies actuelles de dessalement des eaux sont classées en deux catégories, selon le principe appliqué :

-Les procédés thermiques faisant intervenir un changement de phases : la congélation et la distillation.

-Les procédés utilisant des membranes: l'osmose inverse et l'électrodialyse.

Parmi les procédés précités, la distillation et l'osmose inverse sont des technologies dont les performances ont été prouvées pour le dessalement d'eau de mer. En effet, ces deux procédés sont les plus commercialisés dans le marché mondial du dessalement. Les autres techniques n'ont pas connu un essor important dans le domaine à cause de problèmes liés généralement à la consommation d'énergie et/ou à l'importance des investissements qu'ils requièrent.

Quel que soit le procédé de séparation du sel et de l'eau envisagé, toutes les installations de dessalement comportent 4 étapes :

1. une prise d'eau de mer avec une pompe et une filtration grossière,
2. un prétraitement avec une filtration plus fine, l'addition de composés biocides et de produits anti-tarte,
3. le procédé de dessalement lui-même,
4. le post-traitement avec une éventuelle reminéralisations de l'eau produite.

A l'issue de ces 4 étapes, l'eau de mer est rendue potable ou utilisable industriellement, elle doit alors contenir moins de 0,5 g de sels par litre.

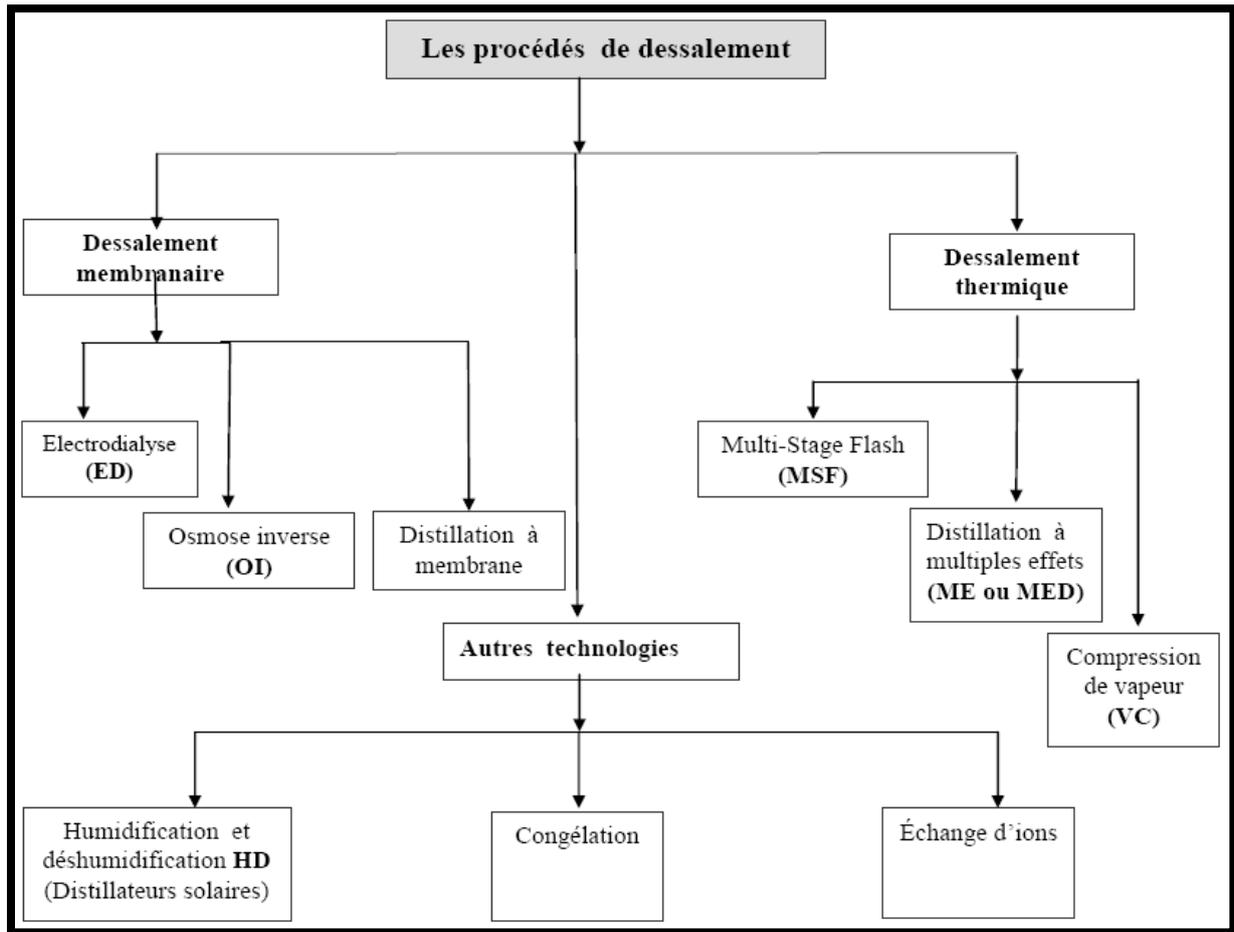


Figure II-12 : schéma représentatif des différents procédés de Dessalement

II.3.1. procédés à membranes

i.L'osmose inverse

L'osmose inverse est un procédé de séparation de l'eau et des sels dissous au moyen de membranes semi perméables sous l'action de la pression (54 à 80 bars pour le traitement de l'eau de mer). Ce procédé fonctionne à température ambiante et n'implique pas de changement de phase. Les membranes polymères utilisées laissent passer les molécules d'eau et ne laissent pas passer les particules, les sels dissous, les molécules organiques de 10-7 mm de taille.

L'énergie requise par l'osmose inverse est uniquement celle électrique consommée principalement par les pompes haute pression.

La teneur en sels de l'eau osmosée est de l'ordre de 0,5 g.L-1.

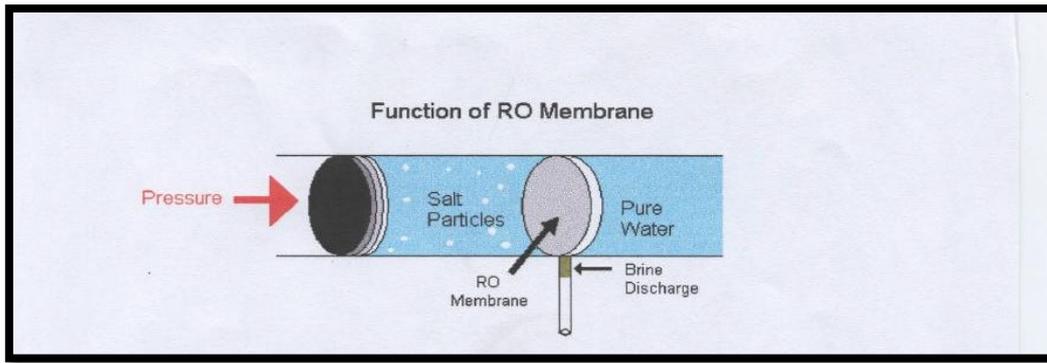


Figure II-13 : schéma explicatif du rôle de la membrane

a. Principe de l'osmose inverse

On appelle osmose le transfert de solvant (eau dans la plupart des cas) à travers une membrane semi perméable sous l'action d'un gradient de concentration. Soit un système à deux compartiments séparés par une membrane semi-perméable et contenant deux solutions de concentrations différentes. Le phénomène d'osmose va se traduire par un écoulement d'eau dirigé de la solution diluée vers la solution concentrée. Si l'on essaie d'empêcher ce flux d'eau en appliquant une pression sur la solution concentrée, la quantité d'eau transférée par osmose va diminuer. Il arrivera un moment où la pression appliquée sera telle que le flux d'eau s'annulera. Si, pour simplifier, nous supposons que la solution diluée est de l'eau pure, cette pression d'équilibre est appelée pression osmotique.

Une augmentation de la pression au delà de la pression osmotique va se traduire par un flux d'eau dirigé en sens inverse du flux osmotique (voir figure 1), c'est-à-dire de la solution concentrée vers la solution diluée : c'est le phénomène d'osmose inverse.

Pour les solutions suffisamment diluées, la pression osmotique notée $\bar{\Pi}$ peut être calculée d'après la loi de van't Hoff :

$$\bar{\Pi} = i \times C \times R \times T$$

Où i est le nombre d'ions dissociés dans le cas d'un électrolyte,

C est la concentration en sels en mol.m^{-3}

R est la constante des gaz parfaits $R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$

T est la température absolue de la solution en Kelvin.

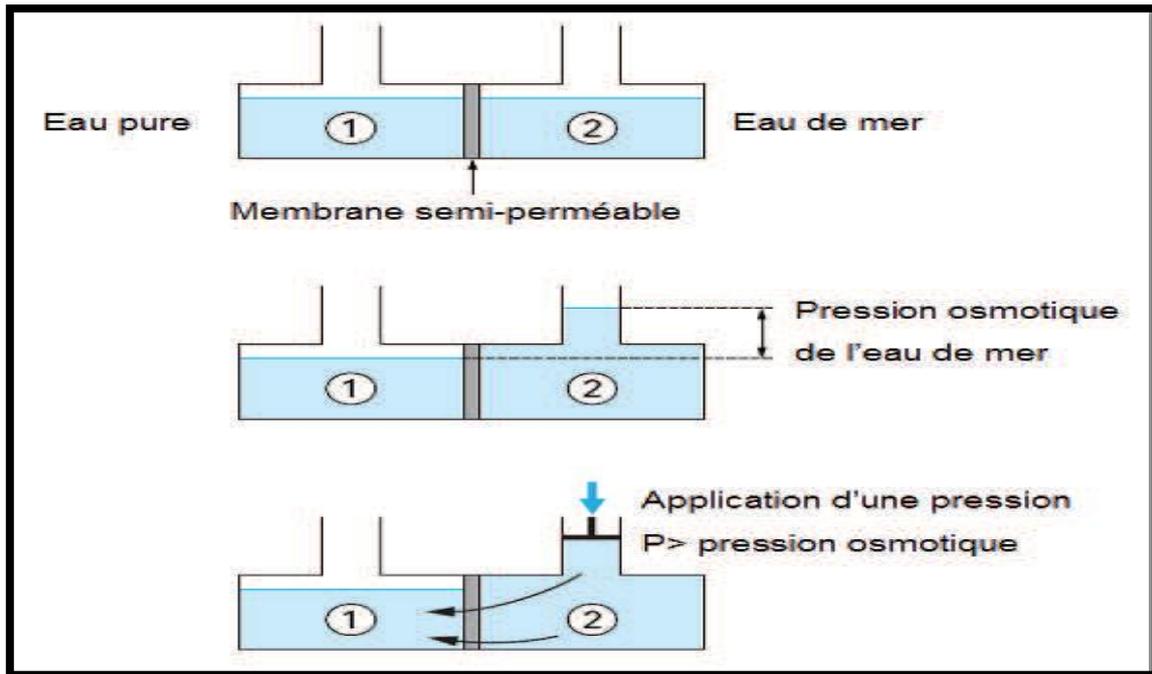


Figure II-14 : schéma explicatif du principe de fonctionnement

Le dessalement par osmose inverse nécessite d'abord un prétraitement très poussé de l'eau de mer pour éviter le dépôt de matières en suspension sur les membranes qui conduirait très rapidement à une diminution des débits produits.

Il est nécessaire de retenir toutes les particules de dimension supérieure à 10 à 50 μm selon le type de module d'osmose inverse. Ceci est réalisé à l'aide d'une pré-filtration grossière puis d'une filtration sur sable pour éliminer les matières en suspension les plus grosses. Puis un traitement biocide et une acidification sont nécessaires pour éviter le développement de microorganismes sur la membrane et éviter la précipitation de carbonates. Enfin une filtration sur cartouches permet de retenir les particules de taille de l'ordre de quelques dizaines de μm qui n'ont pas été retenues par le filtre à sable.

La pompe haute pression permet ensuite d'injecter l'eau de mer dans le module d'osmose inverse dans lequel se trouvent les membranes.

De plus, un deuxième phénomène intervient lors de l'osmose inverse, il s'agit de la polarisation de concentration de la membrane. En effet, au cours du temps, la concentration de la solution salée augmente puisque la majorité des molécules sont retenues d'un seul côté de la membrane. De ce fait, la pression osmotique augmente également près de la couche limite, avec des risques de précipitation des composés à faible produit de solubilité. Pour un même rendement, la pression à appliquer est donc plus élevée. Pour éviter ce phénomène on balaye la membrane du côté de la solution salée par un flux d'eau continu. Toute l'eau n'est pas

filtrée, une partie sert à nettoyer la membrane. Ce procédé est donc semblable à une filtration tangentielle. L'eau non filtrée est appelée retentât tandis que l'eau qui a traversé la membrane est appelée perméat. Afin de limiter la consommation d'énergie du procédé, on peut placer sur le circuit du retentât une turbine qui permet de récupérer une partie de l'énergie contenue dans ce fluide sous haute pression. [3][6]

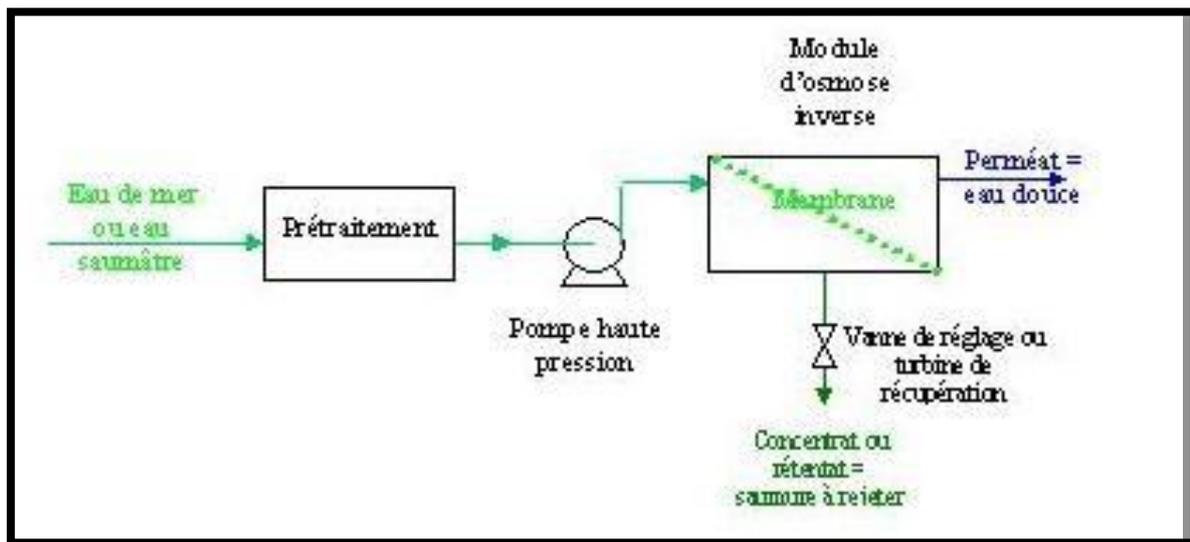


Figure II-15 : Éléments constitutifs d'une unité d'osmose inverse

b. Avantages du procédé de dessalement par osmose inverse

- Technologie mature, ayant fait ses preuves avec succès.
- Peut être utilisé pour le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres, même à forte salinité.
- Consomme moins d'énergie que les procédés thermiques.
- Coût d'investissement plus faible que les procédés thermiques.
- Nécessite moins d'eau d'alimentation que les procédés thermiques.
- Installations de plus petite taille que les procédés thermiques.
- Les membranes produites par différents fabricants sont interchangeables, ce qui permet de ne pas dépendre d'un seul fabricant.
- Démarrage et arrêt rapides.

c. Inconvénients du procédé de dessalement par osmose inverse

- exploitation qui demande un niveau de compétence plus élevé que pour les procédés thermiques.

- Encrassement rapide des membranes.
- variation fréquente des régimes de fonctionnement pouvant réduire l'espérance de vie des membranes.

ii. Electrolyse

a. Principe

La technique de l'électrodialyse est basée sur la perméabilité des membranes à certains cations et anions, sous l'action d'un courant électrique continu, qui fait migrer les ions vers les électrodes, et donc en appliquant une différence de potentiel continue, les cations vont se diriger vers la cathode tandis que les anions vont se diriger vers l'anode. Si rien ne s'oppose à leur mouvement, les ions viennent se décharger sur les électrodes de signe contraire, il y a alors électrolyse.

L'électrodialyse repose sur la mise au point et l'utilisation des membranes imperméables à l'eau et sélectives pour les ions. Ainsi, seuls les anions peuvent traverser une membrane anionique, et seuls les cations peuvent traverser une membrane cationique. Pour construire un électro-dialyseur, on place dans un bac des membranes anioniques en alternance avec des membranes cationiques. Lorsque le bac est rempli d'une solution, on crée une différence de potentiel continue entre le premier et le dernier compartiment pour créer une filtration de l'eau salée [3]

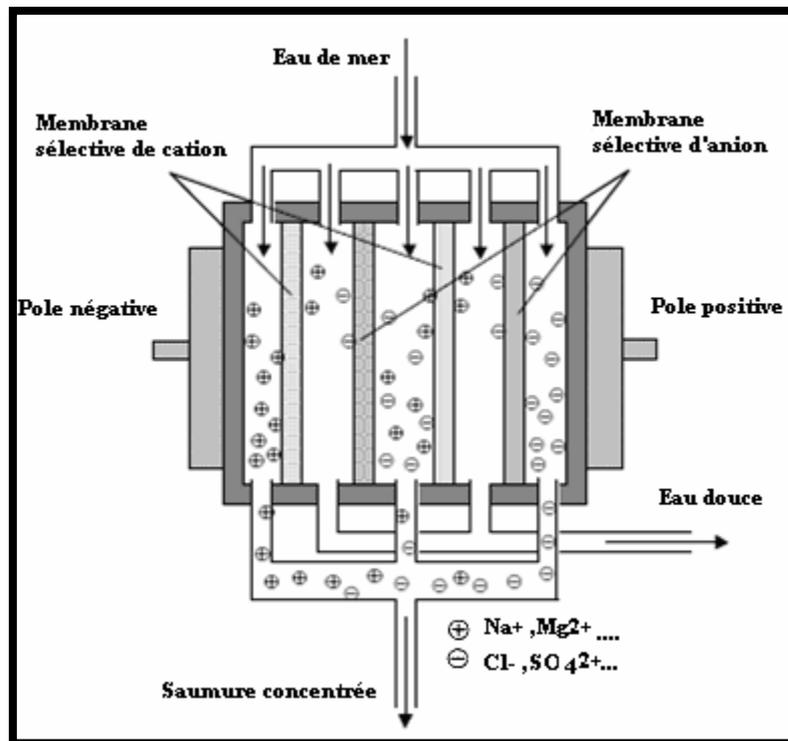


Figure II-16 : schéma explicatif du dessalement par ED

b. Avantages du procédé de dessalement par électrodialyse

- Technologie mature comme l'osmose inverse.
- Consomme également moins d'énergie que les procédés thermiques.
- Coût d'investissement plus faible que les procédés thermiques.
- Nécessite moins d'eau d'alimentation que les procédés thermiques.
- Nécessite une pression de fonctionnement plus faible que le procédé par osmose inverse.
- installation de plus petite taille que les procédés thermiques.
- Démarrage et arrêt rapides.

c. Inconvénients du procédé de dessalement par électrodialyse

- Plus adapté à une eau d'alimentation dont la concentration en sel TSD entre 0.4 et 3 g/l.
- l'eau produite peut contenir encore de 10 à 50% de sel qu'elle avait au départ, alors que dans le cas l'osmose inverse il n'en reste que de 1 à 10%.

Les particules non chargées ne peuvent être éliminées, le procédé ne peut donc pas éliminer la silice, contrairement au procédé (OI) qui l'élimine à 90%.

II.3.2. procédés de distillation

Dans les procédés de distillation, il s'agit de chauffer l'eau de mer pour en vaporiser une partie. La vapeur ainsi produite ne contient pas de sels, il suffit alors de condenser cette vapeur pour obtenir de l'eau douce liquide. Il s'agit en fait d'accélérer le cycle naturel de l'eau. En effet l'eau s'évapore naturellement des océans, la vapeur s'accumule dans les nuages puis l'eau douce retombe sur terre par les précipitations. Ce principe de dessalement très simple a été utilisé dès l'Antiquité pour produire de très faibles quantités d'eau douce sur les bateaux.

L'inconvénient majeur des procédés de distillation est leur consommation énergétique importante liée à la chaleur latente de vaporisation de l'eau. En effet pour transformer un kg d'eau liquide en 1 kg d'eau vapeur à la même température il faut environ 2250 kilojoules (si le changement d'état se fait à 100°C). Afin de réduire la consommation d'énergie des procédés industriels, des procédés multiples effets qui permettent de réutiliser l'énergie libérée lors de la condensation ont été mis au point. Deux procédés se partagent le marché du dessalement thermique : le procédé de distillation à détente étagée (Multi-Stage Flash distillation MSF) et le procédé de distillation à multiples effets (Multiple Effects distillation MED) et la compression de vapeur.

i. Le procédé de distillation à détente étagée (Multi-Stage Flash distillation MSF).

a. Principe de fonctionnement

Ce procédé dit Flash consiste à maintenir l'eau sous pression pendant toute la durée du chauffage ; lorsqu'elle atteint une température de l'ordre de 120°C, elle est introduite dans une enceinte (ou étage) où règne une pression réduite. Il en résulte une vaporisation instantanée par détente appelée Flash. Une fraction de l'eau s'évapore puis va se condenser sur les tubes condenseurs placés en haut de l'enceinte, et l'eau liquide est recueillie dans des réceptacles en dessous des tubes. C'est l'eau de mer chaude qui se refroidit pour fournir la chaleur de vaporisation, l'ébullition s'arrête quand l'eau de mer a atteint la température d'ébullition correspondant à la pression régnant dans l'étage considéré.

Le phénomène de flash est reproduit ensuite dans un deuxième étage où règne une pression encore plus faible. La vaporisation de l'eau est ainsi réalisée par détente successives dans une série d'étages où règnent des pressions de plus en plus réduites.

On peut trouver jusqu'à 40 étages successifs dans une unité MSF industrielle. Pour chauffer l'eau de mer jusqu'à 120°C, l'eau de mer circule d'abord dans les tubes des condenseurs des différents étages en commençant d'abord par le dernier étage où la température est la plus faible, elle est alors préchauffée en récupérant la chaleur de condensation de la vapeur d'eau. Elle est finalement portée à 120 °C grâce à de la vapeur à une température supérieure à 120°C produite par une chaudière ou provenant d'une centrale de production d'électricité.

On remarque lors du phénomène de flash que des gouttelettes d'eau salée peuvent être entraînées avec la vapeur, elles sont séparées grâce à un demister constitué par une sorte de grillage qui limite le passage des gouttelettes qui retombent alors au fond de l'enceinte. L'avantage principal du procédé MSF est que l'évaporation de l'eau de mer ne se produit pas autour des tubes de chauffe puisque le liquide « flashe » ceci limite les risques d'entartrage. L'énergie requise est principalement l'énergie thermique à fournir à la chaudière, cette énergie peut être peu coûteuse si on récupère de la vapeur basse pression à la sortie d'une turbine de centrale électrique. Il faut également fournir de l'énergie électrique pour les pompes de circulation de l'eau de mer.

Le procédé MSF ne permet pas une flexibilité d'exploitation. Aucune variation de production n'est tolérée, c'est pourquoi ce procédé est surtout utilisé pour les très grandes capacités de plusieurs centaines de milliers de m³ d'eau dessalée par jour.

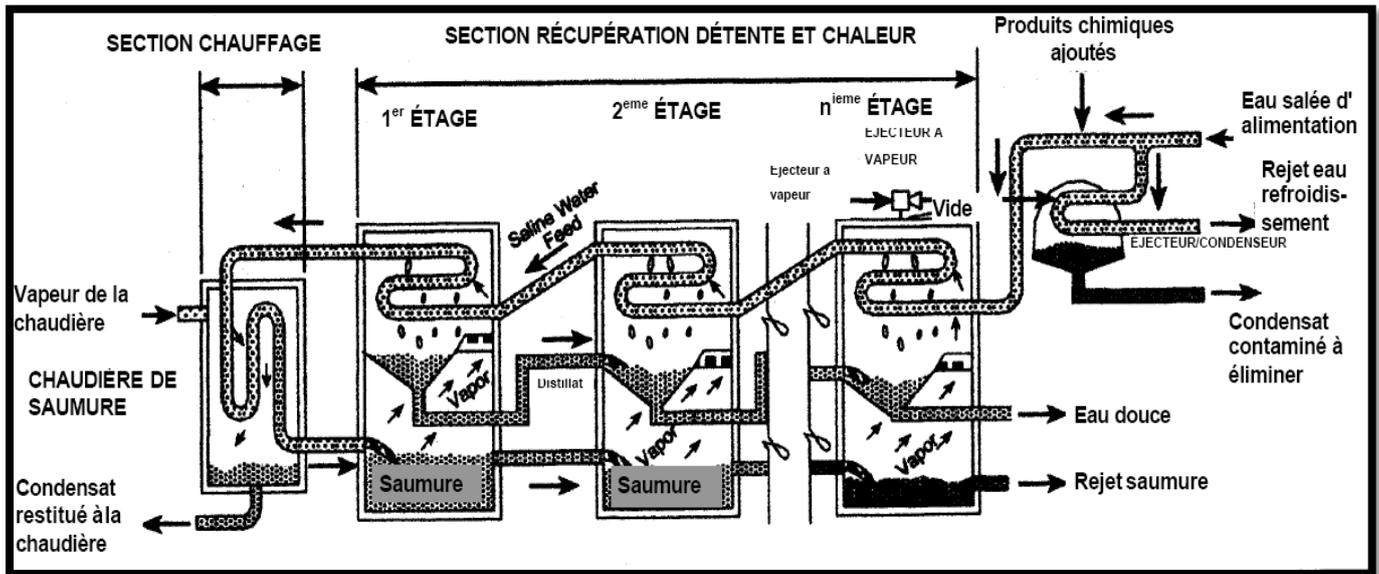


Figure II-17 : schéma explicatif du dessalement par détente successive (MSF)

Les performances des installations MSF et des usines thermiques en général, sont mesurées soit par le rapport de la masse de distillat généré par unité de masse de vapeur injectée, ce qu'on appelle ratio de gain opérationnel (RGO ou GOR gain output ratio), soit par le rapport de la masse de l'eau distillée produite à l'énergie thermique de la vapeur nécessaire à sa production, rapport appelé performance ratio (PR). Dans quelques ouvrages de références, le PR est défini comme le rapport entre l'énergie thermique du distillat produit et la quantité d'énergie thermique de la vapeur injectée. Plus le RGO et le PR sont élevés, plus ils produisent de distillat en utilisant une quantité donnée de vapeur injectée ; et plus l'unité est efficace. Cependant, plus de modules sont nécessaires pour atteindre des RGO et PR plus élevés, ce qui entraîne un coût d'investissement plus important. [13]

b. Avantages de procédé de dessalement par distillation multi flash

- procédé évolutif, fiable, et robuste, ce qui lui vaut de disposer de la plus grande capacité installée parmi tous les procédés de dessalement.
- prétraitement moins lourd que le procédé l'osmose inverse.
- Produit une eau très pure (faible TSD).

c. Inconvénients de procédé de dessalement par distillation multi flash

- Consommation d'énergie spécifique très élevée dans le cas des unités de petite capacité.
- taux de production d'eau fraîche très faible, de l'ordre 10 à 20% de la quantité d'eau d'approvisionnement. Les besoins élevés en eau de refroidissement rendent ces installations plus adaptées aux zones côtières.
- L'énergie nécessaire étant moins dépendante de la salinité que dans le cas des procédés à membranes, ce procédé est donc peu économique pour le dessalement des eaux saumâtres.
- Les besoins en produits chimiques pour la re-minéralisation sont élevés comparativement au procédé d'osmose inverse.

L'énergie thermique nécessaire est moins dépendante de la salinité de l'eau

d'approvisionnement et donc peu économique pour le dessalement de l'eau saumâtre

ii. Distillation à multiples effets (DME)**a. Principe de fonctionnement**

Le procédé DME est similaire au procédé MSF du fait que l'eau de mer est introduite consécutivement dans des chambres à pression décroissante, ce qui permet à chaque étape d'abaisser la température nécessaire pour porter l'eau à ébullition ; mais les procédés DME diffèrent en ce que l'ébullition est obtenue par les surfaces de transmission de chaleur (faisceaux de tube) plutôt que par évaporation flash. Une petite quantité de flash a lieu mais ce n'est qu'une petite contribution par rapport au total. Chaque chambre est appelée effet. Une source première de chaleur est nécessaire pour produire la vapeur pour le premier effet, qui a la température la plus élevée. Dans une installation classique, l'eau de mer entrant par le premier effet est pulvérisée sur un faisceau de tubes évaporateurs, tandis que la vapeur produisant le processus d'ébullition est envoyée dans les tubes évaporateurs. Un tel dispositif est appelé évaporateur à couches minces.

La vapeur d'eau distillée obtenue par ce processus d'évaporation est à une température plus élevée que la température de saturation dans le deuxième effet ; elle est envoyée dans les tubes de l'évaporateur du second effet, où elle est condensée, cédant sa chaleur au reste de l'eau de mer, provenant du premier effet. Ce processus se reproduit dans chaque effet. Un condenseur séparé est nécessaire pour condenser la vapeur distillée générée dans le dernier effet, servant également à légèrement préchauffer l'eau de mer et abaisser la température d'entrée désirée. Le distillat de chaque étape est recueilli dans un récupérateur commun et transporté pour post traitement

Le GOR d'une installation DME est lié au nombre d'effets maximum théorique. Le nombre d'effets détermine le nombre de fois où l'énergie transmise par la vapeur au distillat peut être réutilisée pour évaporer une quantité similaire supplémentaire de distillat.[3]

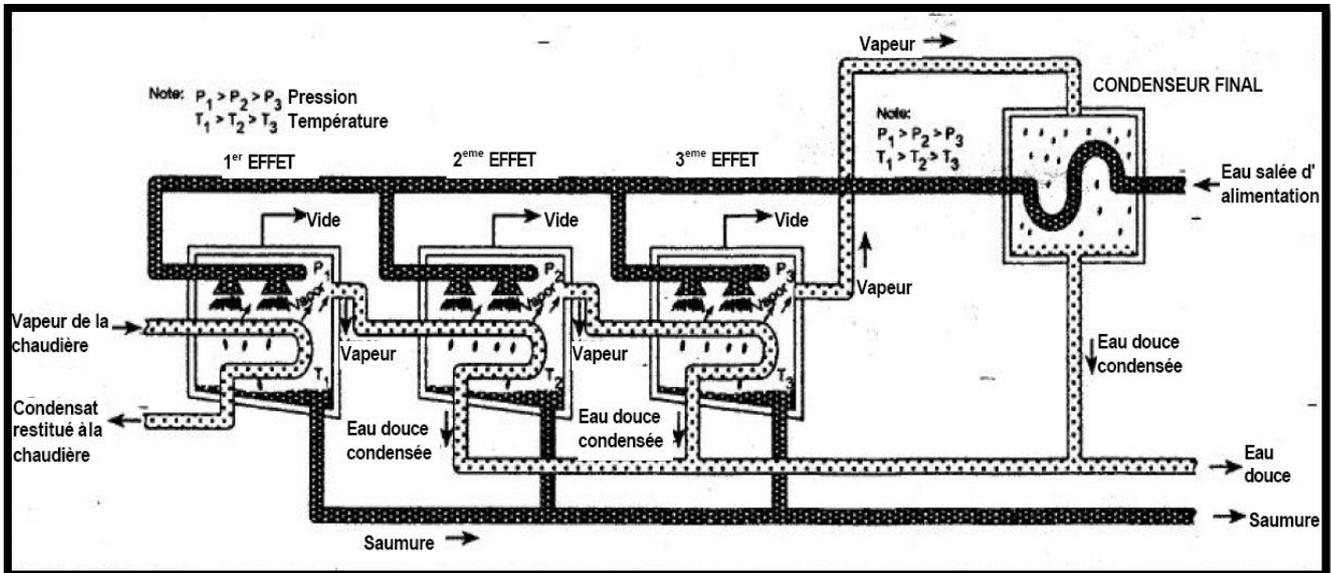


Figure II-18 : schéma explicatif du procédé de distillation à multiples effets

b. Avantages de procédé de dessalement à multiples effets

- Les chutes de températures par effet très faibles ont été atteintes, environ 1.5-2.5°C, ce qui rend possible de combiner un nombre d'effets relativement grand. Cela donne des RGO plus élevé,
- Possibilité de fonctionner en utilisant de l'énergie thermique d'admission à basse température (~70 °C) avec des rendements thermodynamiques plus élevés que le MSF. Cela en fait un choix naturel pour le couplage thermique tel que l'énergie solaire
- Nécessite un prétraitement minimal par rapport au procédé OI.
- Produit une eau très faible en TSD.
- Consomme moins d'électricité que le procédé MSF (chapitre de la comparaison)

c. Inconvénients de procédé de dessalement à multiples effets

- Consommation généralement élevée d'énergie spécifique par rapport à l'OI. N'est rentable que si de l'énergie thermique à faible coût ou gratuite est disponible (cas des pays du golfe).
- Récupération très faible de l'ordre de 15 à 25%. Les besoins élevés en eau de refroidissement font que ces installations sont adaptées aux zones côtières uniquement.

- L'énergie thermique nécessaire ne dépend pas de la salinité de l'eau de ce fait, est peu rentable pour le dessalement des eaux saumâtres par rapport à l'OI et à l'ED.
- Les unités de petite capacité sont chères par rapport aux installations OI.
- Les besoins en produits chimiques pour la reminéralisations sont élevés comparés au procédé OI.

iii. Distillation par compression de vapeur

a. Principe de fonctionnement

Dans le procédé par compression de vapeur, qui peut avoir un effet unique ou de multiples effets, la vapeur produite par l'évaporateur est aspirée par un compresseur. En augmentant la pression de la vapeur dans le compresseur, la température de saturation augmente. La vapeur distillée comprimée est alors utilisée pour le processus d'évaporation dans le même module qui l'a produite, tandis qu'elle se condense à la plus haute température de saturation correspondant à la pression de décharge du compresseur. Il existe deux types principaux de procédés par compression de vapeur basés sur la méthode de compression : compression de vapeur mécanique (MVC) et compression de vapeur thermique (TVC). Dans le premier, un compresseur mécanique est utilisé pour atteindre la compression désirée ; dans le second, il s'agit d'un thermo compresseur de vapeur. Le thermo compresseur de vapeur est une tuyère convergente-divergente utilisant de la vapeur motrice à moyenne pression (2-10 bars) pour entraîner la vapeur distillée d'un effet et augmenter sa pression lorsqu'elle est rejetée. Le flux d'entrée principal pour chacun de ces processus est différent ; dans le cas d'une MVC, il s'agit de la puissance mécanique exercée par le compresseur, tandis que dans le cas de la TVC, il s'agit de la puissance thermique de la vapeur motrice. Parfois les installations MVC ont besoin d'un chauffe-eau auxiliaire pour la mise en route et l'augmentation de l'admission d'énergie. [3][13]

iv. Distillation par MED-Compression de vapeur

Afin de limiter la consommation d'énergie thermique, il est aussi possible d'utiliser la compression mécanique de vapeur. Ceci est possible dans le cas de l'évaporation simple ou multiple effet. La vapeur produite dans le dernier effet ou dans l'effet unique (pour de petites unités) est aspirée par un compresseur. Après compression, la température de saturation de la vapeur haute pression est augmentée. Cette vapeur peut donc être utilisée (elle est envoyée dans les tubes du faisceau tubulaire) pour porter à ébullition l'eau de mer dans l'évaporateur où règne une pression plus faible. La vapeur haute pression est ainsi condensée et se transforme en eau distillée liquide et le cycle se reproduit avec la vapeur produite par l'évaporation partielle de l'eau de mer.

L'incorporation du procédé de la compression thermique de la vapeur (TVC) avec le procédé de distillation à multi-effets améliore d'une façon remarquable les performances de ce dernier, donnant la possibilité d'obtenir un RGO plus élevé

Les installations MSF et DME avec des RGO identiques vont alors avoir des consommations spécifiques d'énergie thermique identiques, mais la consommation électrique d'une installation DME est plus faible. Cependant, il faut noter que les installations DME réalisent le même RGO que dans les installations MSF avec un plus petit nombre d'effets. [6]

II.3.4. Autre procédés

i. Échange d'ions

Un échangeur ionique à lit poreux est un matériau constitué de résines synthétiques qui ont la capacité d'échanger des ions avec ceux de la minéralisation des eaux dès leur contact dans le lit. Les lits, comme le montre la figure I.9, sont disposés en série de sorte que l'eau minéralisée passe par l'échangeur de cations en premier, puis grâce à l'échangeur d'anions, les anions sont éliminés dans l'échangeur d'anions. Les cations sont récupérés de l'eau minéralisée. Dans l'échangeur d'anions, les anions sont tirés de l'eau avec restitution des ions d'hydroxyde. L'inconvénient est lorsque les résines atteignent la saturation, elles perdent leur capacité d'élimination d'ions et elle doit être régénérée pour rétablir ses propriétés d'échange d'ions initiales. [3]

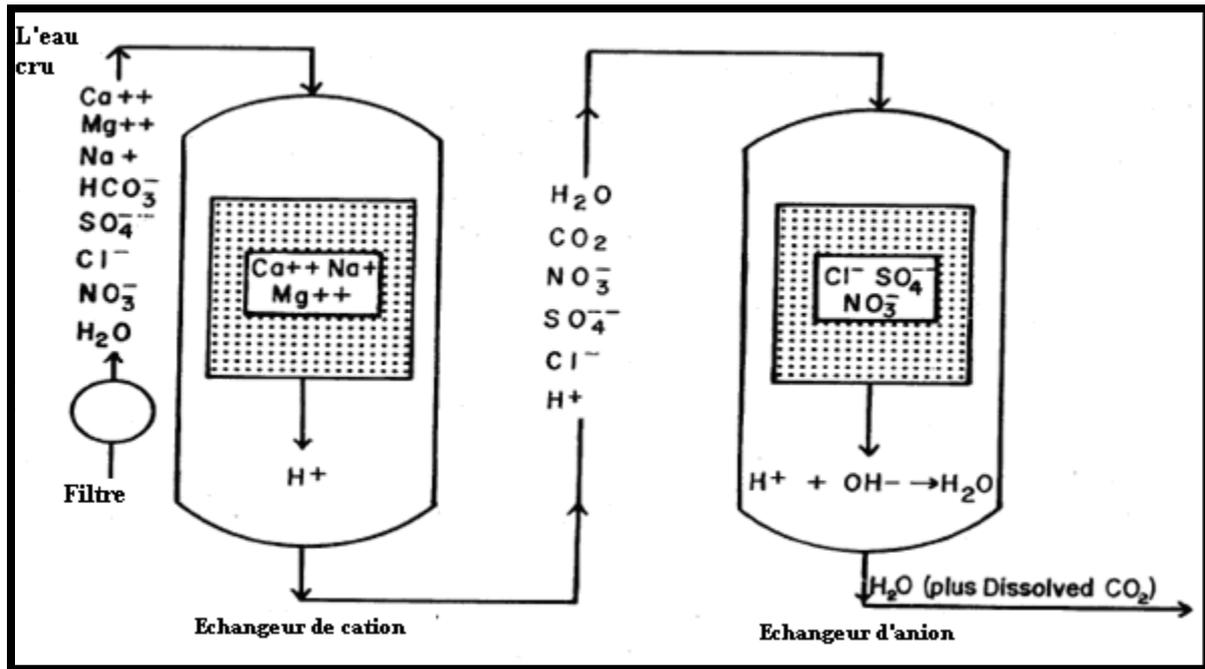


Figure II-20 : schéma explicatif du procédé de distillation par échange d'ions

ii. Distillation par membrane (MD)

Comme son nom l'indique, cette technologie comprend la distillation (évaporation et condensation) et la perméabilité des membranes. La force motrice de cette «membrane distillation» est une différence de pression de vapeur sur les deux côtés en raison d'un gradient de température correspondant à travers la membrane plutôt que la pression totale. Les membranes de MD sont hydrophobes, ce qui permet à la vapeur d'eau (mais pas à l'eau liquide) de passer. Le gradient de pression de vapeur est créé par chauffage de l'eau, élevant ainsi sa pression de vapeur.

Les avantages sont que la distillation est effectuée à la pression ambiante et à une température maximale de 80°C . Les coûts d'exploitation sont extrêmement faibles, et même ($0,26\$/\text{m}^3$ à $0,50\$/\text{m}^3$) parce que le procédé peut être mis en œuvre par des sources de chaleur à basse température, par exemple ; solaire thermique ou de la chaleur résiduelle des moteurs. Le distillat produit de haute qualité mais cette technologie reste toujours à l'échelle laboratoire

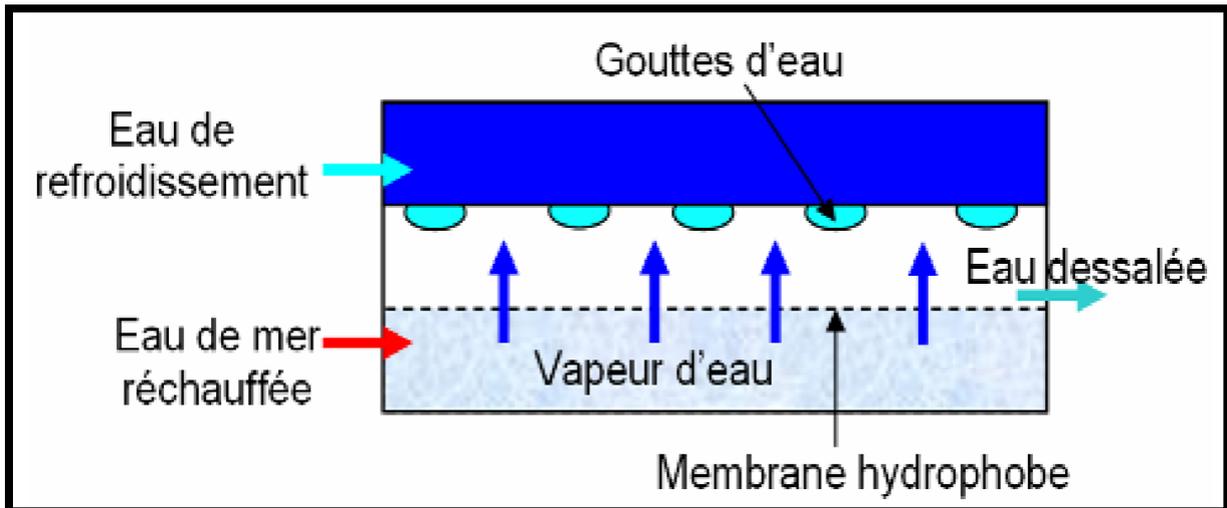


Figure II-21 : schéma explicatif du procédé de distillation par membrane

iii. Distillation par Congélation

Lors du processus de congélation, les sels dissous sont naturellement éliminés lors de la formation initiale de cristaux de glace. Le refroidissement de l'eau salée pour former des cristaux de glace sous des conditions bien définies est un moyen de dessaler l'eau de mer. Il existe plusieurs procédés de congélation pour dessaler l'eau de mer, et un petit nombre d'usines ont été installées à cet effet au cours des 50 dernières années.

iv. Distillation solaire

Les zones les plus arides et les plus chaudes sont celles qui sont les victimes des pénuries d'eau les plus graves. Ces zones enregistrent les taux d'insolation les plus élevés.

L'utilisation de procédé de dessalement solaire peut aider à trouver une solution au problème de l'eau dans ces régions.

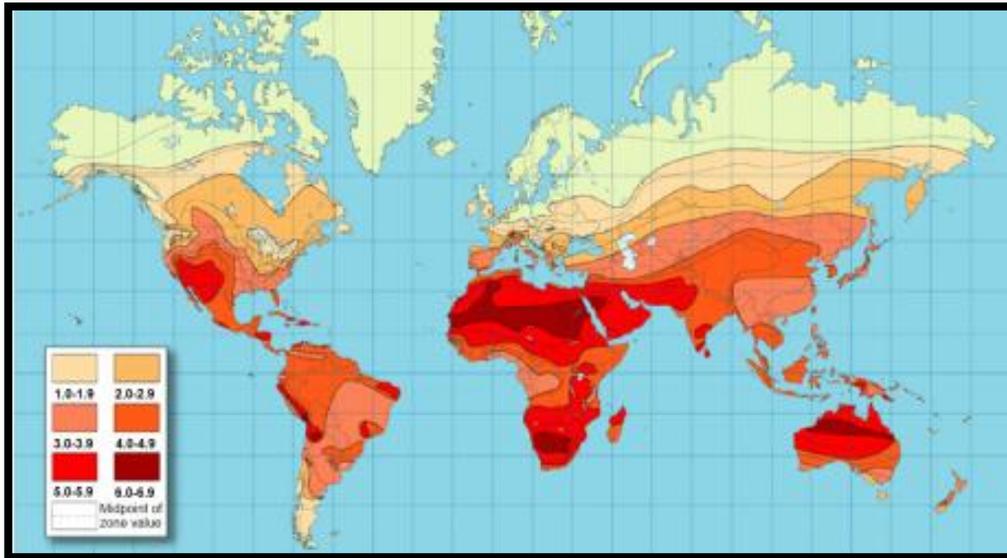


Figure II-22 : Carte mondiale de l'insolation [3]

a. Distillation solaire directe

Le distillateur solaire est probablement le système le plus simple de distillation de l'eau de mer. Il s'agit d'un bassin avec couverture en verre transparent contenant de l'eau salée souvent en forme de V à l'envers. Le bassin est tapissé d'un matériau foncé pour maximiser l'absorption des rayons solaires. Cette installation crée un effet de serre dans lequel le verre permet aux rayons solaires de passer mais où les radiations infrarouges émises par le distillateur sont presque entièrement bloquées par le verre piégeant ainsi la chaleur dans le distillateur. La température obtenue provoque l'évaporation de l'eau salée, la vapeur monte et se condense au sommet de la couverture de verre et glisse sur les rebords inférieurs de la couverture dans le conduit de récupération. Le débit moyen d'un bon distillateur solaire est de 3-4 l/m²/j. Les distillateurs solaires sont satisfaisants pour produire de petites quantités d'eau pour des besoins de base, mais peu économique pour une production plus importante pour couvrir tous les besoins journaliers. Cette technique est envisageable pour de petites installations et qui sont éloignées de toute autre source d'énergie.

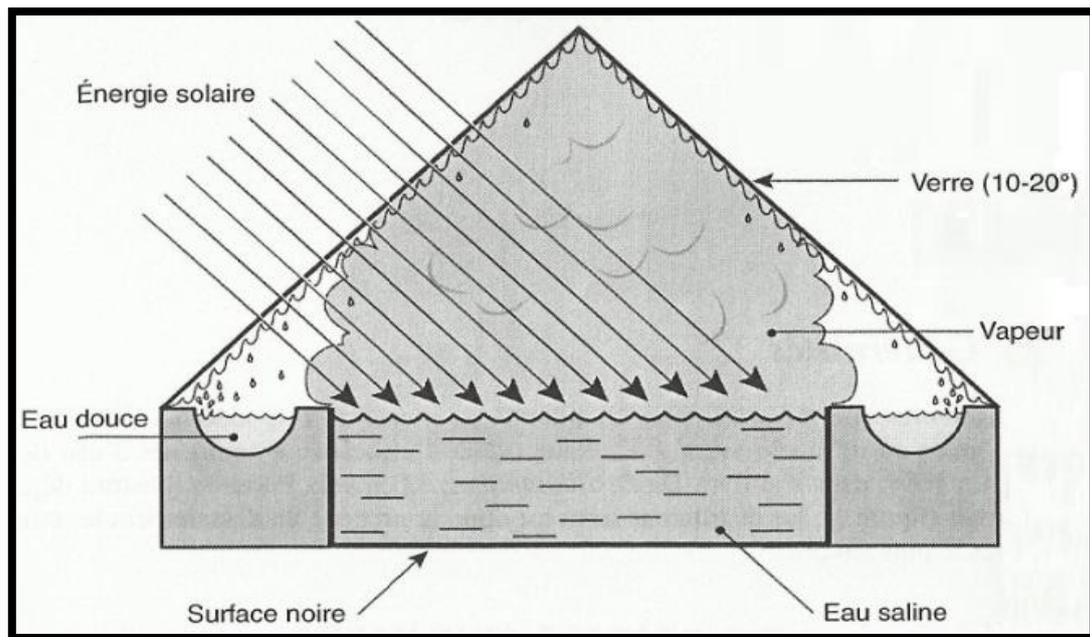


Figure II-23 : schéma explicatif du procédé de distillation solaire directe [13]

b. Humidification/Déshumidification (HD) (distillation solaire indirecte)

Le dessalement par humidification-déshumidification (HD) imite le cycle naturel de l'eau pour dessaler l'eau. De l'air atmosphérique normal est utilisé pour convertir l'eau de mer en eau douce. Le dessalement HD implique deux procédés. L'eau saline est d'abord convertie en vapeur d'eau par évaporation en air sec dans un évaporateur (humidification). La vapeur d'eau est ensuite condensée par l'air dans un condensateur pour produire de l'eau douce (déshumidification). La chaleur pour l'évaporation peut provenir de plusieurs sources : solaire, thermique, ou une combinaison de ces sources.

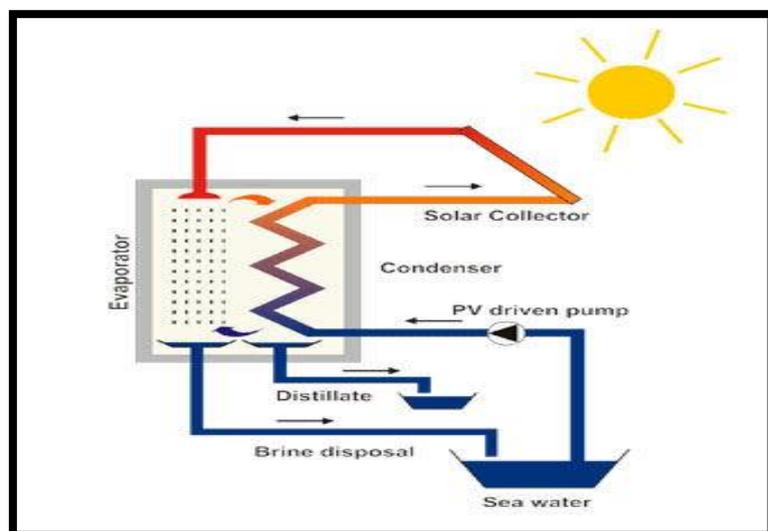


Figure II-24 : schéma explicatif du procédé de distillation solaire indirecte [13]

Tableau II-8 : Comparaison théorique d'un point de vue technique entre les procédés de dessalement des eaux saumâtres (OI et ED) [2]

Procédés	RO	ED
Caractéristiques		
Température de fonctionnement (°C)	< 45	<45
Energie utilisée	Mécanique (via électricité)	Electrique
Consommation électrique (kWh/m ³)	4-7	1
Salinité de l'eau brute (g/l)	1 — 45	0,1 — 3
Salinité de l'eau traitée (mg/l)	< 500	< 500
Capacité d'un train (m ³ /j)	1 — 10.000	1 — 12.000

Tableau II-9 : Comparaison théorique d'un point de vue technique entre procédés de dessalement de l'eau de mer [2]

Procédé	MSF	MED	MED-TVC	MVC	OI
Caractéristiques					
Température de fonctionnement (°C)	< 120	< 70	< 70	< 70	< 45
Principale source d'énergie	Thermique	Thermique	Thermique	Mécanique (via électricité)	Mécanique (via électricité)
Consommation thermique (kWh/m ³)	12	6	21	Pas applicable	Pas applicable
Consommation électrique (kWh/m ³)	3.5	1.5	1.5	8-14	4-7
Salinité de l'eau brute (g/l)	30 — 100	30 —100	30 — 100	30 — 50	1 — 45
Salinité de l'eau traitée (mg/l)	< 10	< 10	< 10	<10	< 500
Capacité d'un train (m ³ /j)	5.000 — 60.000	500 — 12.000	100 — 20.000	10 — 2.500	1 — 10.000
Avantages	Technique éprouvée	20 % moins cher que le MSF	Capacité, robustesse	Simplicité	Modularité
Inconvénients	Investissement consommation	Capacité plus faible que MSF	Consommation	Capacité limitée	Fragilité

➤ **Interprétations des tableaux**

Même en se basant sur ces deux tableaux, on ne peut pas favoriser un type de dessalement par rapport un autre pour les différent raisons suivantes :

- Chaque procédé possède une particularité technique ca dépend le cas et l'état de l'eau brute, En effet les techniques thermiques sont préférées et mieux adaptées pour les eaux de fortes salinité et hautes températures par rapport aux procédés membranaires
- Même le choix du procédé est dépendant de la source d'énergie disponible (les pays du golfe (pétroliers) favorisent les procédé thermique grâce a l'abondance du gaz et par conséquent la vapeur or que l'absence des ressources fossiles fait appel aux procédés membranaires)
- Entre les procédés thermiques elle-même et membranaires respectivement, ca dépend de la destination et la capacité de production de la station en d'autres termes on doit faire une étude technico-économique (faire une pondération entre les besoins techniques et l'aspect économique) de chaque cas séparément (selon la situation, conditions et la destination de l'eau afin de tirer le procédé approprié

II.4.Problèmes de dessalement

La critique de la stratégie du dessalement pour l'obtention de l'eau potable est basé sur deux aspects :

II.4.1.Aspect technique

ca concerne les problèmes de la stratégie elle-même (le faible rendement et la chute rapide des performances suite aux phénomènes d'entartrage, dde colmatage et corrosion...etc.

a) Problème de gaz incondensable

La source principale de l'énergie Dans les procédés thermiques c'est la vapeur qui est sous une température élevée l'ors du déroulement du processus de dessalement cette vapeur se met en contacte avec le débit d'eau de mer circulant dans l'unité de distillation qui se dégaze et libère des gazes CO₂, O₂, et même N₂...Etc.

❖ Exemple

La décomposition des bicarbonates en donnant libérant le gaz carbonique suivant la réaction :



- Les gaz incondensables provoquent :
 - une diminution des coefficients d'échange de chaleur
 - des problèmes de corrosion

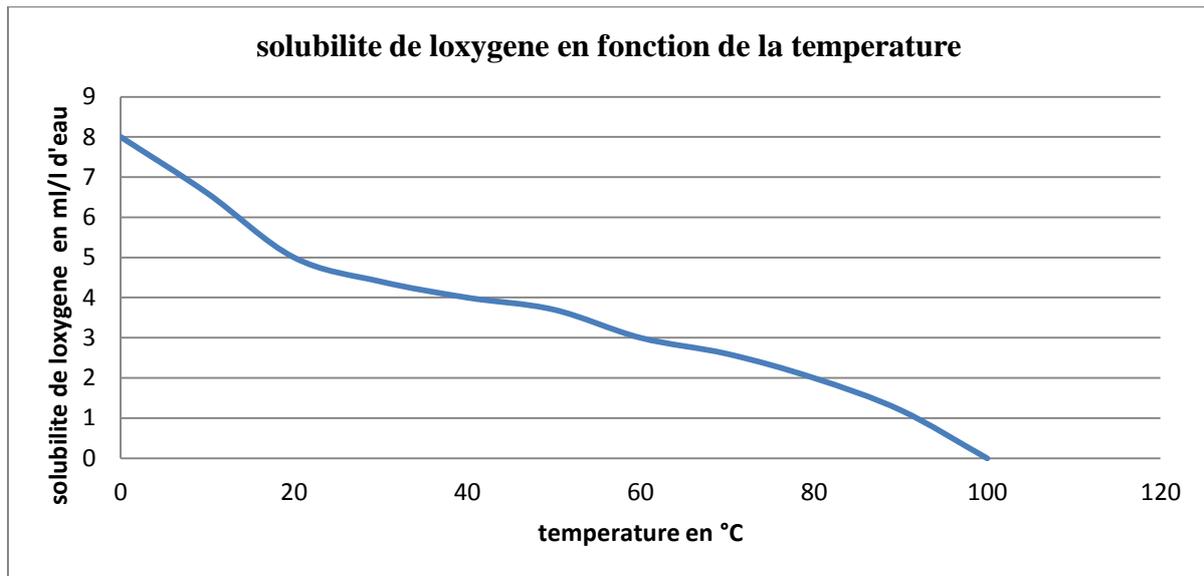


Figure II-25: solubilité de l'oxygène en fonction de la température [6]

- L'extraction des incondensables est assurée soit par une pompe à air, soit d'un éjecteur à eau ou à vapeur si les débits à extraire sont importants (méthode appliquée dans le procédé utilisés dans le GL1/Z ; Chapitre IV).

b) Problèmes des mousses

La production de mousses lors de l'évaporation de [eau de mer est provoquée par a présence de tensioactifs, qui modifient la tension superficielle du liquide (augmenter la capacité d'étalement).

La présence des mousses lors de la distillation va entrainer La vapeur d'eau douce se présente qui est sous forme des bulles enfermées (avant condensation),il peut y même causer un risque de contamination en accompagnant ainsi la vapeur ce qui vas diminuer le rendement en produisant une de salinité trop élevée

Les mousses peuvent être combattues par divers moyens. La solution la plus utilisée est l'addition d'agents anti mousses.

c) Problèmes d'encrassement

L'eau de mer dans le procédé de distillation subite un prétraitement de relativement simple, une filtration et une chloration afin d'éviter le développement de micro-organismes marins sont en général suffisants. Une teneur en matières en suspension de plusieurs centaines de ppm est généralement acceptée en revanche ces faibles concentration peut provoquer un

encrassement progressif des tubes de condenseurs et cause une diminution de la section des tubes, réduction de la surface d'échange thermique ou carrément un bouchage.

d) Problèmes d'entartrage

L'entartrage est un dépôt de sels minéraux qui a tendance à se former sur les d'échanges. Compte tenu des ions présents dans les eaux salines (calcium, bicarbonate, sulfate) ces dépôts sont constitués principalement par du Carbonates de calcium (CaCO_3), de l'hydroxyde de magnésium ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) et du sulfate de calcium (CaSO_4)

Le phénomène d'entartrage se manifeste sur les surfaces d'échanges suivant deux aspects :

- ☞ **L'aspect thermodynamique** : la limite de solubilité est dépassée, c'est-à-dire qu'il y ait sursaturation
- ☞ **L'aspect cinétique** : la vitesse de déposition qui doit être suffisamment rapide

✓ Principaux dépôts de tartre

Les dépôts de tartre que l'on rencontre le plus fréquemment dans les stations de dessalement sont :

- Le carbonate de calcium CaCO_3
- Le sulfate de calcium CaSO_4
- L'hydroxyde de magnésium $\text{Mg}(\text{OH})_2$
- Des silicates de calcium dont CaSiO_3
- Des silicates de magnésium dont MgSiO_3
- Le silico-aluminate de sodium
- Le Ferro silicate de sodium
- La silice SiO_2 .

e) Problèmes de colmatage ou fouling

Ce problème apparaît d'une façon remarquable dans les installations utilisant l'osmose inverse et l'électro-dialyse (procédés membranaires en générale), ce problème se manifeste sous formes :

- Des dépôts minéraux CaCO_3 , CaSO_4 ...etc.
- Dépôts organiques MES, micro-organismes
- Dépôts colloïdaux Silice, soufre et l'hydroxyde de fer

- En pratique c'est montré que même les réactifs ajoutés (anti tartre, anti mousse et même la chloration) peuvent causer le colmatage surtout au niveau de procédé d'osmose inverse c'est pour ça dans certaines station on remplace la chloration par l'utilisation des UV ou même l'O₃ pour éliminer le développement des substances indésirables (micro-organismes, matière organique ...etc.)

f) Problèmes de corrosion

L'agressivité de l'eau de mer est due a :

- La composition chimique et en particulier teneur élevée en ions de chlorures.
 - Conductivité élevée
 - Corrosion résultant de l'oxygène et gaz carbonique dissous
 - La présence de bactéries, et certains organismes marins divers, H₂S suite à une pollution causée par une activité industrielle spécifique.
- Elle dépend de la température et du pH de l'eau.

II.4.2.Aspect environnemental

ca concerne l'impacte du dessalement sur l'environnement avec tous les produits chimique ajoutés, les rejets de la saumure...etc.

Les répercussions négatives du dessalement sur l'environnement sont relevâtes a divers éléments: évacuation de la saumure ou des eaux résiduelles produites par le dessalement; additifs chimiques anticorrosion; impact visuel au niveau du paysage; bruit; émission de gaz à effet de serre dérivant de la consommation d'énergie; etc. Par ailleurs, l'évacuation de la saumure résiduelle dans les zones côtières ou intérieures n'a pas la même incidence ; l'opération étant plus complexe dans le second cas tandis que les rejets directs dans les régions côtières ont des retombées sur l'écosystème marin. Bien qu'il existe quelques directives du programme des Nations Unies pour l'environnement (PNUE) concernant les options en matière de technologie et de gestion pour réduire ces effets, l'élaboration de normes et des évaluations complètes de l'impact sur l'environnement, ainsi qu'une analyse du cycle de vie des techniques, sont néanmoins indispensables. Un contrôle suivi des effluents et des travaux de recherches sur la saumure résiduelle s'impose également, tandis que les effets indirects des émissions de gaz à effet de serre dérivant de la consommation d'énergie doivent être pris en compte dans les évaluations d'impact., des efforts ,études et des milliards ont déployés étés ces dernières années pour développer des technologies qui utiliseraient des

sources d'énergie renouvelables de façon plus efficace et rentable afin de fournir de l'eau douce en remplaçant les sources conventionnelles d'énergie par d'autres qui sont amies de l'environnement (intégration des énergies solaire, éolienne dans les différents procédés surtout l'osmose inverse qui a connu un développement assez riche ces dernières années .

Le problème de saumure qui est considéré comme la contrainte majeure pour le développement et l'usage du dessalement à grande échelle de crainte de son influence sur le milieu marin surtout, or que pour les installations de dessalement des eaux saumâtres implantées à l'intérieur des terres l'évacuation de la saumure est assurée par :

- Bassin d'évaporation.
- Bassin d'évaporation utilisant des mécanismes d'évaporation renforcés
- L'utilisation de la saumure pour la production agricole et l'aquaculture

D'autre part le dessalement surtout des eaux saumâtres présente un impact positif direct sur l'environnement. Il découle sur la réduction de la salinisation des sols grâce à une irrigation à base d'eau dessalée par rapport à l'utilisation d'eaux saumâtres.

Conclusion

Le dessalement de l'eau de mer peut être une solution permanente et efficace face à la pénurie d'eau qui menace le monde aujourd'hui et d'ici quelques années, le dessalement étant actuellement une stratégie non conventionnelle qui n'est pas appliquée à grande échelle dans le monde pour l'approvisionnement de l'eau va être la source principale pour l'alimentation en eau potable, industrielle et même agricole c'est ce qu'on voit pratiquement dans le Qatar et les autres pays du golfe ainsi que les États-Unis.

Le dessalement va connaître des améliorations de plus en plus intéressantes grâce au développement quotidien de la technologie qui va mettre fin à la majorité des problèmes qui entravent l'investissement dans cette source révolutionnaire (rendement, entartrage, corrosion, impacte sur l'environnement ...etc.).

*Chapitre III : Présentation du
complexe GL_1/\mathbb{Z}*

Introduction

L'Algérie occupe une position stratégique sur le marché international du gaz naturel. Avec des réserves estimées à 5000 milliards de m³ de gaz et une longue expérience dans le Domaine de la liquéfaction, elle est classée au 10^{ème} rang mondial avec 2,4 % du total mondial, et au 2^{ème} rang en Afrique derrière le Nigeria.

En 2014, l'Algérie a produit 83,3 milliards de m³ de gaz naturel, ce qui l'a fait passer 9^{ème} rang mondial avec 2,4 % de la production mondiale et au 1^{er} rang en Afrique.

III.1.Présentation du complexe

III.1.1.Description et Situation géographique

Le GL1/Z complexe de liquéfaction du gaz naturel (Liquified Natural Gas Plant), filiale de SONATRACH est située à 8 km au sud-Est d'Arzew et à 1 km de Bethioua (wilaya d'Oran), il s'étend sur une surface de 72 hectare dont 56 sont occupées par les installations. Le transport du GN de des gisements de Hassi R'mel jusqu'à la baie d'Arzew est assuré par 5 stations de compresseurs. Le GL1/Z en collaboration avec GL2/Z et le GL3/Z forment le plus grand ensemble de liquéfaction de gaz naturel.

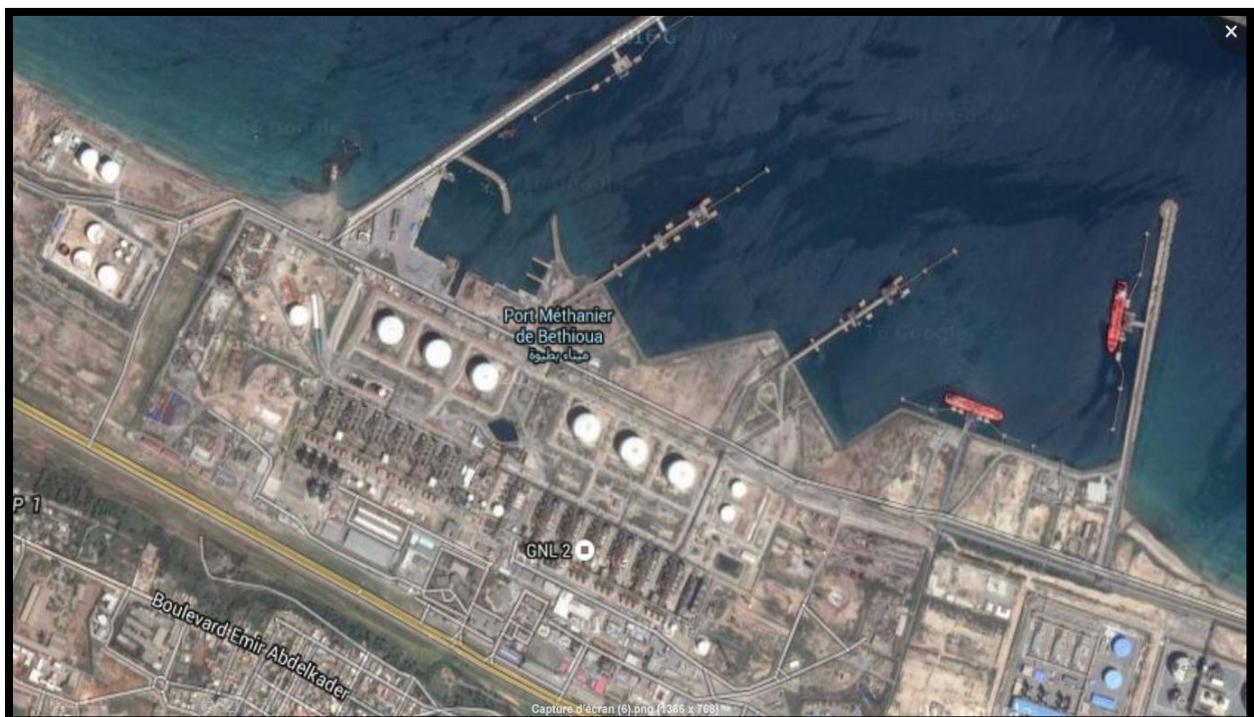


Figure III-1 Photo satellitaire du GL1/Z

Source :google earth



Figure III-2 photo aérienne du GL1/Z

III.1.2.Historique du GL1/Z

Le premier contrat, signé avec la société américaine El Paso en 1969, avait amené la Sonatrach à entreprendre à Béthioua la construction d'une importante usine de liquéfaction de gaz naturel, à savoir le complexe GL1/Z. le complexe est réalisé par entreprise d'engineering américaine Bechtel. La première production de cette usine a débuté au mois de février 1978.

III.1.3.Mission du complexe

Le GL1/Z complexe il a pour mission de traiter le gaz naturel transporté par gazoduc en provenance des champs gaziers de Hassi R'mel en gaz naturel liquéfié (GNL) qui est ensuite transporté a travers les méthaniers vers l'étranger.

La liquéfaction a pour but de réduire le volume occupé par le GNL de 600 fois pour faciliter son stockage et transport a l'aide des processus et technologies très sophistiqués et développés afin d'assurer les besoins quantitatifs et qualitatifs du marché.

Le stockage du GNL est cryogénique sous la pression atmosphérique ($T = -162^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{atm}$).

Le complexe GL1/Z utilise un procédé de liquéfaction type APCI (Air Product Chemical Incorporation) avec une capacité de production théorique de $53220\text{ m}^3/\text{jour}$ GNL pour les six trains existant à raison de $8870\text{ m}^3/\text{jour}$ de GNL pour chaque train.

III.2.ASPECT TECHNIQUE

III.2.1.Fiche technique du GL1/Z

- début de construction : le 16 juin 1976.
- Superficie : 72hectares.
- Construction par : Chemical construction incorporation et Bechtel Int.
- Date de démarrage, février 1978.
- Procédé : APCI (Air Product Chemical Incorporation) .
- Alimentation en gaz naturel : à partir de HASSI-R'MEL.
- Nombre de trains : 6 trains.
- capacité contractuelle installée : 17.6 M.m³de GNL par an.
- capacité de stockage: 300.000m³ de GNL .
- débit de chargement 10.000m³/heur de GNL.
- Température de stockage du produit GNL : -162°C.

III.2.2.Présentation des différentes zones

- ✓ Le complexe de liquéfactionGL1/Z comprend :
 - Une zone de fabrication comprend six (6) trains de liquéfaction (procédé APCI).
 - Trois (3) réservoirs de stockage de GNL d'une capacité total de 300.000m³.
 - Une zone de production d'énergie électrique.
 - Six unités de dessalement d'eau de mer.
 - Des installations de production de vapeur (chaudières) .
 - Deux quais de chargement de GNL pour les méthaniers de capacité de 125.000m³ dont la durée de chargement est de dix (10) heures.

- ✓ Les organes cités ci-dessus sont repartis sur trois zones distinctes :
 - Zone des utilités
 - Zone du process
 - Zone de stockage et d'expédition

III.2.2.1.Zone des utilités

Cette zone assure l'autonomie du complexe en lui fournissant par toutes les utilités nécessaire à la production.

a) Source d'énergie

i. Vapeur haute pression HP

Les vapeurs HP (62 bars et 442°C) est utilisée pour le fonctionnement des Turbocompresseurs et les turbogénérateurs, elle est produite grâce à 26 chaudières dont 17 sont de capacité de 115t/h (pour chacune), 06 autres de 400t/h et le reste (3 chaudières) produisent 91t/h.

ii. Vapeur basse pression BP

Elle est obtenue après détente par des vannes PV et désurchauffée par des TV pour obtenir successivement 27.6 bars, 10.3 bars et 1.72 bars qui sont utilisées pour la mise en marche des turbopompes MEA, turbopompes d'huile et fuel gaz, les éjecteurs pour la création du vide au niveau des condenseurs à surface.

La zone des utilités est dotée d'une chaudière de 51t/h spécialement pour renforcer la production de la vapeur 27.6 bars.

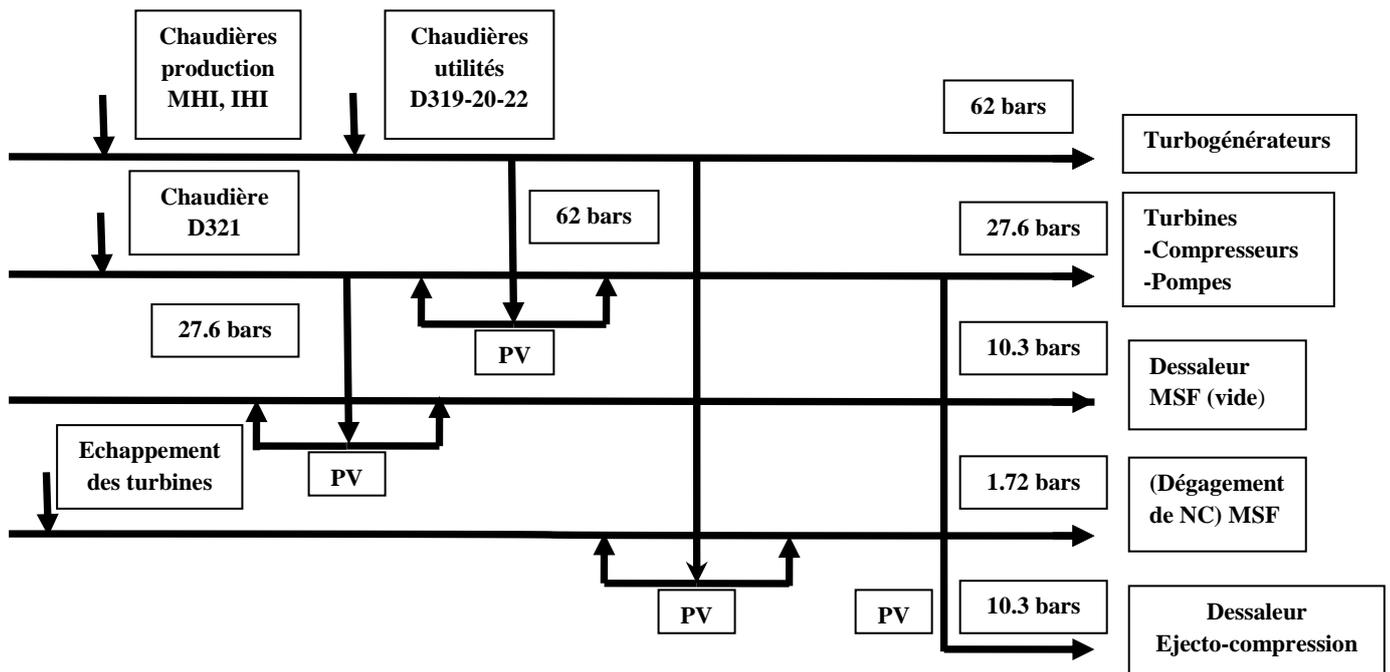


Figure III-3 schémas de production de la vapeur

b) Source de refroidissement

L'eau est la source de refroidissement transportée par un ensemble de six (06) pompes de grande puissance de 35 000 m³/h.

c) Production d'électricité

La production d'électricité est assurée par trois (03) alternateurs entraînés par des turbines à vapeurs. Les turbo-alternateurs fournissent l'énergie de 18 MW par générateur plus un (01) branchement Sonelgaz.

d) Unités de dessalement

L'eau distillée est utilisé essentiellement pour générer de la vapeur, ou comme réfrigérant dans les échangeurs et les condenseurs sensibles à la corrosion. La production de l'eau distillée est assurée par six dessaleurs dont cinq (05) utilisent le procédé MSF et un utilise la compression de vapeur (MED type THA-TVC).

e) Production d'air comprimé

L'air instrument est utilisé pour l'alimentation des instruments de contrôle et les machines de régulation pneumatique (vannes), l'air de service est utilisé pour le nettoyage. Une fois comprimé l'air instrument subit un séchage en préalable cela pour éviter la corrosion des organes d'instrumentation, le besoin du complexe est 4600 m³/h, Cet air comprimé est assurée par un ensemble de cinq compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 bars.

III.2.2.2.Zone du process

Le principe de la liquéfaction du GN consiste à abaisser son enthalpie par réfrigération jusqu'à une température de stockage de -161°C. Basé sur ce principe, l'usine de liquéfaction du gaz naturel GL1/Z a été conçue pour assurer le transport du gaz naturel provenant de Hassi R'mel sous forme liquide. L'usine comprend six trains de process indépendants, fonctionnant en parallèle, le gaz naturel entrant dans chaque train doit être traité avant d'être liquéfié. Les composants du GN tels que le gaz carbonique, la vapeur d'eau et les hydrocarbures lourds ont tendance à se solidifier aux zones froides de l'usine à provoquant l'obstruction au niveau des tuyauteries de service, c'est pourquoi ces composants condensables sont d'abord éliminés dans une série d'unités de traitement avant que le GN ne puisse être liquéfié. La liquéfaction d'un gaz n'est possible que si le gaz naturel traité, riche en constituants légers, est refroidi à une température inférieure à son point de rosée qui est fonction de sa pression.

En général pour liquéfier ce gaz, il faudrait le pré-refroidir, le refroidir et le condenser utilisant des réfrigérants vaporisables afin d'éliminer toute la chaleur.

Le procédé de liquéfaction est de type APCI (Air Product Chemical Incorporation) à fluide réfrigérant à composants multiples (MCR) pré-refroidi au propane. Chaque train est prévu pour produire l'équivalent de 8870 m³ de GNL par jour.

- ✓ Le gaz naturel arrive à une pression de 42 bars et à une température de 38°C et subit différents traitements à savoir :

a) Section décarbonatation

Le gaz d'alimentation à son entrée dans le train passe par un ballon séparateur où tous les hydrocarbures lourds en suspension sont récupérés, et sous une pression de 40 bars et une température de 38°C le GN circule dans une colonne à 27 plateaux vers le haut en contre-courant avec la solution du mono-éthanol-amine (MEA) solution aqueuse à 15%, pour se débarrasser du carbone (teneur inférieure à 900ppm) c'est le processus d'absorption et par suite on élimine le MEA lui-même en tête de colonne c'est la phase de la régénération. Le GN sera acheminé ensuite vers la section de déshydratation

b) Section déshydratation

Cette section consiste à l'élimination de l'eau contenue dans le gaz naturel. Pour cela, il est fait usage de deux sécheurs à tamis moléculaires. Le gaz naturel entre dans l'échangeur où il se refroidit au propane, puis il se dirige vers le ballon séparateur « A » la sortie du sécheur il existe des filtres servant à la récupération des particules solides.

c) Section démercurisation

La démercurisation est une opération importante dans le traitement du gaz naturel, Cette installation consiste à piéger le mercure contenu dans le gaz et cela pour éviter que le mercure attaque particulièrement les équipements en aluminium comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. Le gaz sortant de cette section ne doit pas dépasser une concentration de 7 nano-grammes de mercure.

d) Section pré-refroidissement

Avant d'introduire le gaz naturel dans la section de séparation de la tour de lavage, il subit un pré-refroidissement pour que sa température soit portée à (-34°C) dans les deux

échangeurs. Ces équipements sont des échangeurs classiques sauf que leur isolation thermique compte énormément afin d'éviter les pertes frigorifiques. Le pré-refroidissement s'effectue à l'aide du propane comprimé à partir d'un turbocompresseur.

e) Section séparation de la tour de lavage

La séparation est une étape importante dans le cycle de liquéfaction du gaz naturel, après pré-refroidissement, le gaz est acheminé dans une tour de séparation. A ce stade la séparation est une distillation classique qui sépare le produit en deux phases bien distinctes : produits lourds et produits légers.

Le gaz entre dans la tour de lavage au niveau du 9^{ème} plateau où il aura une séparation entre la phase légère et la phase lourde.

i. Déméthanisation

Les composés légers méthane en majorité sont séparés des hydrocarbures lourds et passent dans la colonne à contre courant par rapport à un débit de reflux continu cascasant le long des plateaux du déméthaniseur.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans un condenseur sous l'effet de réfrigérant puis séparées dans le ballon de reflux. Les vapeurs non condensées fournissent une source d'appoint en méthane alternative au système de compression de MCR (multi composant réfrigérant).

ii. Dééthanisation

Le débit d'hydrocarbure lourd venant de la colonne de déméthanisation est à son tour fractionné dans le dééthaniseur à fin de produire essentiellement de l'éthane comme produit de tête. L'éthane obtenu sert d'appoint réfrigérant (MCR).

iii. Dépropanisation

La colonne de dépropanisation est alimentée par un courant continu d'hydrocarbure venant de la colonne d'éthanisation. Cette section a pour but de produire du propane pour l'appoint pour le circuit de réfrigération de propane.

iv. Débutanisation

Les fractions lourdes de la colonne de dépropanisation constituent une alimentation pour la dernière colonne de distillation de la section de fractionnement. Le produit débutanisé du fond est refroidit puis envoyé vers le stockage dans la sphère de gazoline.

f) Section liquéfaction

Cette section représente la partie la plus importante du process du faite qu'elle permet de réaliser l'objectif principal du complexe qui consiste à liquéfier le gaz naturel et cela par l'usage d'un Réfrigérant Multi-Composé MCR

Tableau III-1: composition du MCR

Composant du MCR	Pourcentage du composant
Azote	3
Méthane	40
Ethane	54
Propane	3

Le gaz naturel traité (GNT), est alors prêt à être liquéfié à une température permettant son transport en méthanier à une pression voisine de la pression atmosphérique, donc le GNT est envoyé dans l'échangeur thermique principal, dont lequel il circule vers le haut en passant dans un faisceau de serpentins tubulaires où il est refroidi à (-148°C et 25Bars) par le réfrigérant mixte MCR qui s'écoule vers le bas du côté calandre de l'échangeur.

Le GNL est détendu à travers la vanne Joule Thomson jusqu'à (0.45Bars, -161°C). Le GNL recueilli au fond du ballon est envoyé aux réservoirs de stockage par l'intermédiaire de la pompe GNL,).Le GNL recueilli au fond du ballon est envoyé aux réservoirs de stockage (I-901, I-902et I-903) par l'intermédiaire de la pompe GNL (J1020 / J1030)

III.2.2.3.Zone terminal

C'est la zone de stockage et de chargement, elle contient :

- Trois (03) réservoirs de GNL d'une capacité de 100 000 m3 chacun.
- Une station de pompage de GNL d'une capacité de 10000 m3/h.
- Deux (02) quais d'expédition avec dix (10) bras de chargement.

III.3.ASPECT ORGANISATIONNEL

Les activités du complexe de liquéfaction de GNL1/Z sont structurées sur la base d'un Organigramme articulé sur neuf (9) structures fonctionnelles. Le service organisation dépend directement de la direction, il a deux fonctions :

- fonction organisationnelle.
- fonction informatique.

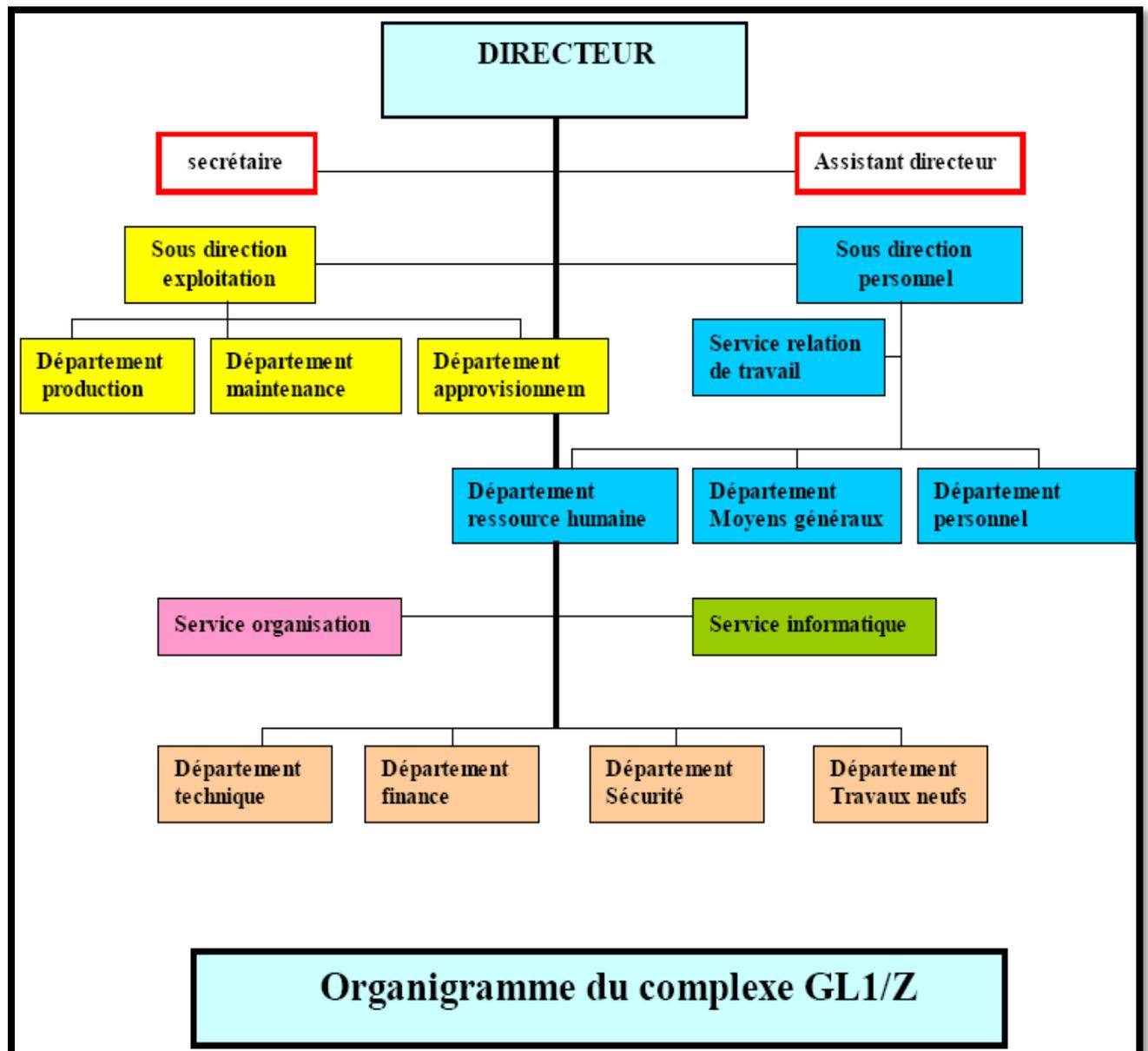


Figure III-4 Organigramme explicatif du complexe de liquéfaction

1. Problématique

Etant donné que l'eau dessalée est un besoin capital pour les utilités ainsi que pour la Liquéfaction du gaz naturel au complexe GL1/Z, elle a fait l'objectif de plusieurs études. L'analyse des bilans annuels de la production ainsi que de la consommation d'eau distillée a révélée un écart assez importants, cela prouve d'une part que nous sommes entrain de consommer de l'eau dessalée en fortes proportions et d'une d'autre part que l'arrêt accidentel ou programmé de longue durée d'un dessaleur mettra le complexe dans une situation de dépendance d'une autre source (GL2/Z ou KAHRAMA) ce qui menace l'autonomie du complexe ou de limitation de production de GNL .

2. Objectifs

L'objectif de cette étude est de comparer les deux procédés de dessalement au niveau du complexe GL1/Z ,le procédé de distillation par détente successive (MSF) appliqué aux unités A, B, C, E et F avec le procédé distillation par compression de vapeur sur plusieurs effets (ejectocompression) appliquée au niveau du dessaleur D, la comparaison va se faire sur une base technico-économique

A la fin de cette étude on déterminera le procédé le mieux approprié a notre complexe, s'il y a lieu d'envisager d'investir pour de nouveaux dessaleurs

Pour aboutir à ces objectifs on doit opter pour un diagnostic des deux types d'unités dessalement en traitant les points suivants :

- Présentation des différentes unités de dessalement du complexe avec les procédés y appliqués
- Le rendement et la disponibilité de chaque unité
- Les consommations énergétiques pour chaque unité de dessalement
- Les différents problèmes enregistrés au niveau de chaque dessaleur

***Chapitre IV : Etude technique des
unités de dessalement du GL1/Z***

Introduction

Les complexes de GNL sont de grands consommateurs de l'eau (source de refroidissement) et de la vapeur qui est à la fois une source d'énergie de chauffe et une force motrice des machines tournantes (turbogénérateurs, turbocompresseurs ...etc.) d'où l'autonomie du GL1/Z et son indépendance de n'importe quelle structure extérieure.

La production de l'eau dessalée est assurée par six unités de dessalement qui fonctionnent en parallèle et d'une manière indépendante dont cinq utilisent le procédé MSF (A, B, C, E, F) tandis que l'unité D bénéficie d'une combinaison de deux procédés de distillation MED-TVC (distillation à multiples effets et la compression thermique de la vapeur). Ce procédé peut être connu aussi par le procédé d'ejectocompression car l'unité utilise un ejectocompresseur qui comprime la vapeur évacuée du dernier effet.

Le choix des procédés thermiques comme une variante pour la distillation au lieu des procédés membranaires ou autre est favorisé par plusieurs facteurs :

- Leur forte efficacité dans la déminéralisation (< 2ppm).
- La disponibilité de la source d'énergie (le méthane \Rightarrow la vapeur).
- Le taux de pollution et de salinité très élevés au niveau de cette zone.

L'eau distillée est produite à partir de l'eau de mer contenant des impuretés (des particules solides, substances marines, moules...etc.) qui peuvent causer des problèmes de bouchage au niveau des échangeurs de chaleur et défaillances des équipements (pompes, turbines et compresseurs ...) (voir Tableau II-7) et donc avant de passer à la section du dessalement et des chaudières, l'eau de mer doit subir des prétraitements afin de la rendre conforme aux normes d'utilisation industrielles.

a) Traitements physiques

Le traitement physique consiste à soumettre l'eau de mer à :

- **Un dégrillage** : Cette opération a pour but de protéger les équipements contre les éventuels endommagements causés par les objets volumineux. Le dégrillage retient des matières volumineuses charriées par l'eau de mer et qui pourraient nuire à l'efficacité des traitements ultérieurs. Cette opération se fait à l'aide de grille fixe.
- **Une filtration** : C'est un procédé permettant de séparer un solide en suspension du liquide dans lequel il se trouve, en filtrant le solide à travers un milieu poreux. Le liquide qui passe à travers le filtre est appelé filtrat. Ainsi l'eau de mer filtrée est

aspirée à partir d'un bassin de rétention, puis refoulée vers le dessalement grâce aux pompes.

b) Traitements chimiques

Le traitement chimique consiste à injecter des réactifs chimiques :

- L'injection d'un désinfectant (généralement le chlore) afin d'éliminer les organismes marins essentiellement le phytoplancton et le zooplancton et les larves de moules, et par conséquent éviter le bouchage et l'usure des équipements et des installations, des agents
- L'injection de réactifs chimiques contre la formation des dépôts de tartres qui peuvent perturber le bon fonctionnement des différents dispositifs de production.

Dans ce chapitre on va décrire le circuit eau de mer, eau distillée et vapeur en passant par les différentes étapes et processus que l'eau de mer va subir, de plus on va aborder une étude techniques des procédés de dessalement appliqués au GL1/Z pour aboutir à la fin de ce chapitre à une comparaison d'un point de vue techniques entre ces deux procédés.

IV.1.Circuit eau de mer

IV.1.1.L'ouvrage de prise d'eau

Les Complexes GL1/Z et GL2/Z disposent d'un système d'amenée d'eau de mer gravitaire à partir duquel douze pompes assurent l'alimentation des échangeurs à eau de mer des trains de production et des utilités.

Le système est constitué de quatre prises d'eau de mer, situées au Nord-est du quai de chargement du complexe GL1/Z. Quatre galeries immergées s'étendent de 500 m dans la mer pour assurer le transfert de l'eau de mer gravitairement (-9m au large) jusqu'au (-14m) au niveau du bassin de décantation.

Ce bassin permet la rétention et l'accumulation des éléments parasites solides ou vaseux susceptibles d'endommager ou d'obturer partiellement le système aval de refroidissement des trains de production et des utilités (unités de dessalement, chaudières et système de pompage).

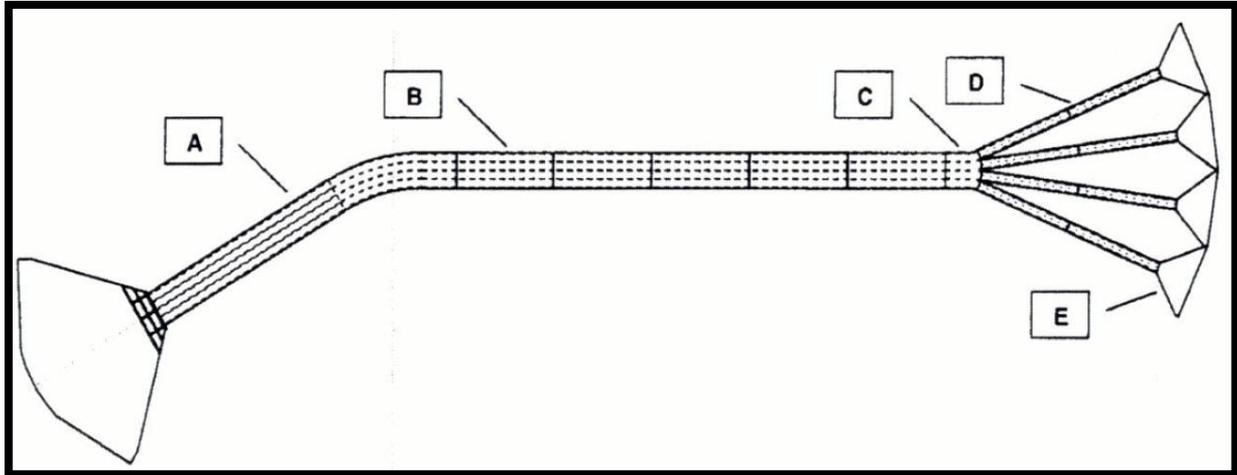


Figure IV-1 : schéma descriptif du système de prise de l'eau de mer

➤ **Assemblage des tronçons (bassin vers aspiration) :**

A ⇒ 1 élément monolithique: 130 m

B ⇒ 5 éléments préfabriqués quatre conduits: 40 m chacun

C ⇒ 1 élément en patte d'oie 4 branches: 15 m

D ⇒ 2 éléments préfabriqués d'un conduit : 40 m chacun

➤ **Fiche technique du système de prise de l'eau de mer**

Nombre de galeries : 4 galeries parallèles

Section intérieure : section carrée 3 mètres x 3 mètres

Longueur : 425 m

Niveau du radier : de - 9 m à - 14 m du NME.

- ❖ La prise d'eau est dotée de deux systèmes de dégrillages dont le premier se trouve au large à 500m du bassin de distribution est constitués des grands barreaux rigides tandis que le second est juste avant l'entrée de l'eau de mer au bassin. Cette opération a pour but de protéger les équipements contre les éventuels endommagements, il retient les objets volumineux charriés par l'eau de mer, qui peuvent y causer une défaillance directe (les pompes...).

- ❖ L'ouvrage de prise d'eau se divise en quatre conduits en béton distincts de 3 m x 3 m équipés chacun de six tubulures d'entrée. Chaque tubulure est munie d'un filtre grossier et d'un système d'injection diffuseur de chlore. Les quatre conduits sont reliés au bassin de distribution de la station d'eau de mer qui maintient un niveau normal de fonctionnement dans le circuit de prise d'eau.

- ❖ Les grilles grossières sont placées à l'entrée des baies d'aspiration des pompes d'eau de mer et de la station auxiliaire d'eau de mer. Les grilles sont constituées par une rangée de barreaux d'acier inclinés d'environ 8 cm (3 pouces) de large qui arrêtent les débris et les algues apportés par l'eau de mer. Le nettoyage de cette grille est imposé par la quantité de matières arrêtées; c'est une opération manuelle.

IV.1.2.La chloration

La chloration des eaux est employée comme étant un prétraitement l'eau afin d'empêcher le développement des substances marines vivantes telles que les moules qui causent des problèmes de bouchage au niveau des échangeurs eau de mer et les circuits des différents fluides.

a. Principe de l'électrochloration

Le principe de l'électro chloration fait appel aux lois classiques de l'électrolyse de solutions salines diluées. En effet, lorsqu'on fait passer un courant continu aux deux bornes des électrodes plongées dans une solution salée (eau de mer), on observe une réaction chimique au niveau de chaque électrode

Ce procédé se déroule dans un électrolyseur industriel en solution aqueuse ou possédant des sels dissous (l'eau de mer) qui donnent aux ions la possibilité d'un échange entre les deux électrodes.

b. Description de l'unité de l'électro-chloration

L'unité de l'électro chloration est conçue pour traiter 210000m³/h de l'eau de mer, qui est le débit total des six pompes. L'unité est aménagée en deux courants séparés dont chacun produit 250 Kg/h d'équivalent chlore NaClO .Le débit d'eau de mer de 334m³/h fournit à l'unité est divisé en 167m³/h pour chacun des générateurs 042-R-601 R1et R2.

Pour chaque générateur le débit est ensuite divisé en trois courants, donnant environ 56m³/h pour chaque groupement de modules, chacun étant formé de 10 modules de 20 cellules génératrices.

Les cellules génératrices forment un système de canalisation à travers le quel passe l'eau de mer. Le système d'alimentation électrique génère un courant continu suffisant à travers l'eau salée traversant les cellules pour produire de l'hypochlorite de sodium NaOCl d'une concentration massique de 1500 mg/l.

- Bien que le chlore soit efficace, il y a certains risques dans son emploi en effet c'est un agent très oxydant et irritant et présente donc un danger sur les équipements et les opérateurs. L'hypochlorite de sodium (*NaClO*) fournit une alternative à l'utilisation du chlore en réalisant les mêmes résultats que celui-ci, Cependant l'hypochlorite de sodium est coûteux et difficile à stocker car il n'est pas stable, donc la solution idéale et économique est de le produire sur place et de l'injecter directement dans l'eau à traiter.

c. La production de l'hypochlorite du sodium

L'électro-chloration est un procédé qui permet la fabrication d'hypochlorite du sodium par l'électrolyse de l'eau de mer.

A la surface des électrodes

- À la cathode:



- À l'anode:



Le chlore moléculaire formé à l'anode selon la réduction se transforme en acide hypochloreux



Qui s'accompagne de la réaction de la formation de l'hypochlorite :



La réaction de l'hypochlorite du sodium



La réaction de fabrication de l'eau de Javel (NaClO) à partir du gaz de chlore et de la soude (NaOH) est :



- Il y a donc formation de solution d'hypochlorite de sodium avec dégagement d'hydrogène à la cathode. Ce produit s'appelle aussi eau de Javel.

❖ Remarque

Selon les réactions chimiques présentées ci-dessus, le processus de l'électro chloration engendre un dégagement de H_2 , pour cela on utilise des bacs ouverts pour que assure le dégagement de l'hydrogène vers atmosphère.

- ✓ L'injection de l'eau de javel produite se fait de deux manières :
 - un dosage continue de 2 ppm au niveau des baies d'aspiration des pompes via les diffuseurs du chlore individuel montés sur chacune des sept baies d'aspiration
 - un dosage de choc (au cas d'urgence) se fait au niveau de la prise d'eau (à 500m du bassin de distribution).

A la sortie de la chambre de traitement, le débit combiné en eau de mer qui contient maintenant l'hypochlorite du sodium, passe par la section d'eau de mer et s'acheminera vers la prochaine étape (la filtration).

IV.1.3.La Filtration

Sur la baie d'aspiration et après la chloration, des filtres rotatifs 041-P-601 à 606 sont disposés pour éliminer tous les débris qui restaient dans l'eau de mer avant qu'elle soit aspirée par les pompes d'eau de mer principales. Chaque filtre est constitué d'un moteur à deux vitesses et par un dispositif de lavage des filtres. Le nettoyage des filtres est automatique en fonctionnement normal. L'ensemble des filtres rotatifs est équipé d'un tableau principal qui abrite les commandes des sept filtres rotatifs. Ce tableau est placé dans la salle de contrôle de la station d'eau de mer. Il est prévu aussi un panneau local pour chaque filtre, Pompe d'eau de mer et boîte de distribution d'eau de mer.

IV.1.4. La station de pompage

A l'issue des filtres rotatifs, une station d'eau de mer comporte six baies d'aspiration - une pour chaque pompe d'eau de mer, 041-J601 à 606- fournissent l'eau de refroidissement à l'usine de GNL et aux utilités. Toutes les pompes d'eau de mer fonctionnent de la même manière: ce sont des pompes centrifuges verticales à un seul étage dont chaque pompe débite environ $35\,000\text{ m}^3/\text{h}$ avec une pression de refoulement de 3,45 bars dans une boîte de distribution d'eau de mer commune , Les paliers des moteurs sont plongés dans un bain d'huile et sont refroidis à l'eau. Cette eau de mer, d'un débit approximatif de $210\,000\text{ m}^3/\text{h}$, est utilisée pour les principales opérations de refroidissement dans les trains de liquéfaction et les utilités. De plus, elle alimente l'unité de dessalement et le réseau d'eau d'incendie.

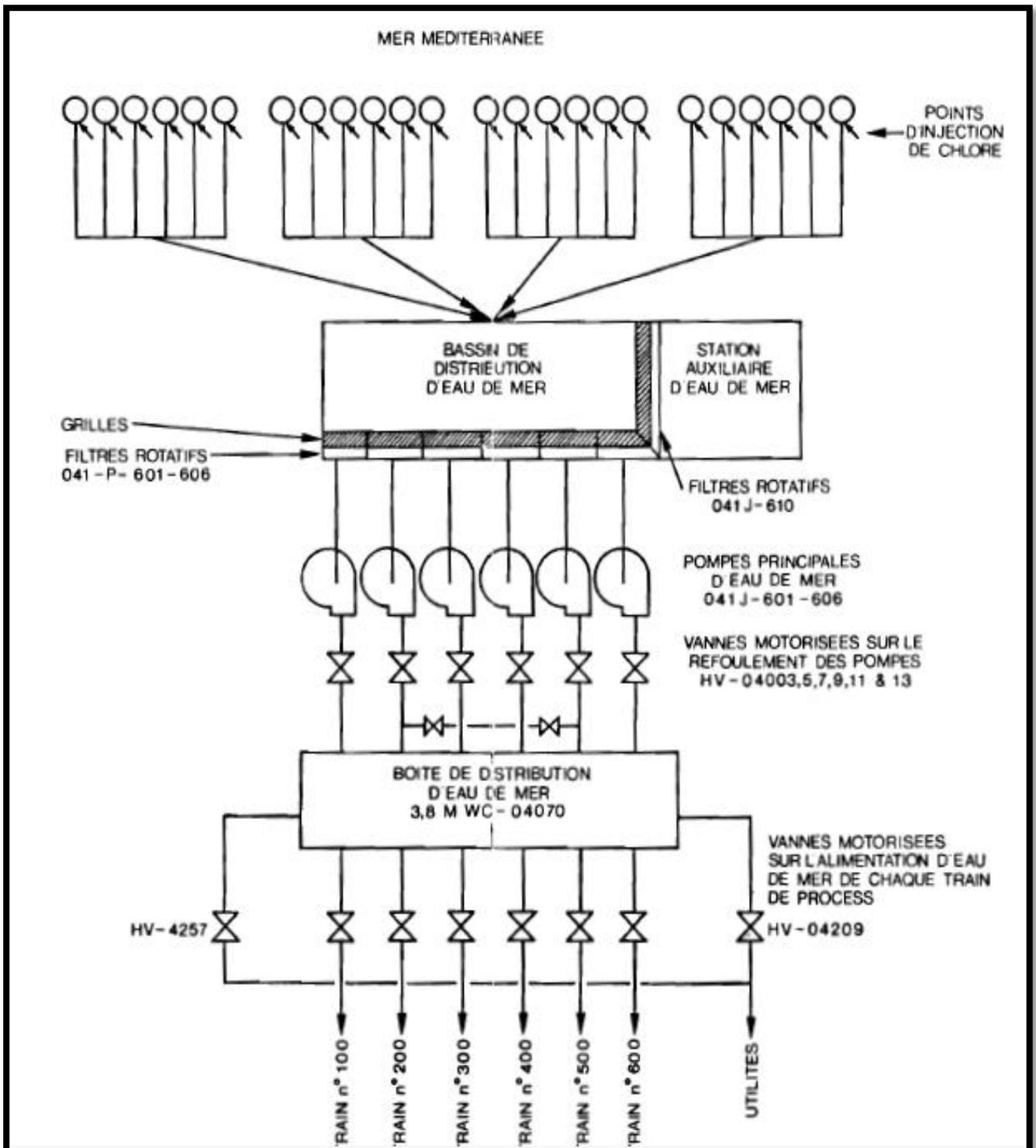


Figure IV-2 : schéma démonstratif du circuit de l'eau de mer

IV.2.La distillation de l'eau de mer

IV.2.1.Définition

La distillation occupe aujourd'hui environ 60% du marché mondial du dessalement. La distillation est la plus vieille et la plus rustique des techniques de dessalement. En fait elle reproduit en milieu industriel le processus naturel de dessalement. Le principe est de chauffer de l'eau pour en vaporiser une partie. La vapeur ainsi produite se débarrasse, dans son ascension, des particules lourdes, en particulier des sels. Elle se condense ensuite pour donner de l'eau douce liquide. Dans les processus de distillation, la répétition en chaîne de cette séparation améliore au fur et à mesure l'élimination des sels.

L'inconvénient majeur des procédés de distillation est leur consommation énergétique importante liée à la chaleur latente de vaporisation de l'eau. En effet pour transformer 1 kg d'eau liquide en 1 kg de vapeur à la même température il faut environ 2250 Kilojoules (si le changement d'état se fait dans des conditions de pression normales). Afin de réduire la consommation d'énergie des procédés industriels, des procédés multiples effets qui permettent de réutiliser l'énergie libérée lors de la condensation ont été mis au point.

IV.2.2.Influence de l'eau de mer

L'utilisation de l'eau de mer dans les unités de distillation (dessalement en général) nécessite la prise en considération :

- i. La prolifération des algues et des coquillages (moules) principalement dans les mers chaudes d'où la nécessité de concevoir des systèmes afin d'éviter ces proliférations,. Ce problème n'agit pas trop dans cette étape suite aux traitements physiques et chimique auraient lieux dans le bassin de distribution (dégrillage, filtration et chloration)
- ii. le phénomène d'entartrage qui résulte des répercussions et impacts très mauvais sur le bon fonctionnement des installations surtout dans ces conditions (distillation thermique, chaudières ...etc.)
- iii. La corrosion des matériaux : le choix des matériaux les mieux appropriés (résistants à la corrosion) peut être comme une solution adéquate afin de limiter les risques de ce phénomène.

a. Constituants du dépôt d'eau de mer

Toutes les eaux de mer contiennent un certain nombre de sels, dont la concentration varie avec les conditions climatiques et les lieux géographiques. (la partie sud de la méditerranée température, salinité élevée).

Quand l'eau de mer est chauffée dans un évaporateur (procédé de distillation thermique (MSF ou Ejecto-compression), les limites de solubilité de certains sels sont atteintes ou dépassées et par conséquent on a formation de dépôt sur les surfaces d'échange de chaleur.

En se basant sur les analyses de l'eau de mer présentées par le tableau II-8, Les trois principaux types de dépôt formés suite à l'évaporation de l'eau de mer sont les suivantes :

CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$, CaSO_4

Les bicarbonates, le calcium et magnésium sont abondantes dans l'eau de mer avec une concentration élevées, en chauffant l'eau au dessus de 50°C , les carbonates de Calcium (CaCO_3) se déposent, et le gaz carbonique (CO_2) se dégage.

Le dépôt du carbonate de calcium (CaCO_3) est contrôlé par l'injection d'un agent chimique antitartre (Belgard EVN réactif utilisé dans le GL1/Z) et cela afin de nous permettre de travailler à des températures supérieures à 50°C , et ce dépôt sera éliminé ou réduit par un lessivage chimique via l'acide sulfamique ou l'éthylène-diamine-tétra.-acétique (EDTA).

❖ Remarques

Voici les températures de précipitations des principaux dépôts

- le $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ précipite aux environs de 50°C .
- le CaSO_4 précipite aux environs de 120°C (température de fonctionnement du procédé MSF)
- le $\text{Mg}(\text{OH})_2$ précipite au dessus de 90°C (température de fonctionnement du procédé ejecto-compression).
- ✓ Les dépôts ainsi formés sont très durs et ne sont pas facilement éliminable que ce soit par un moyen chimique (par lessivage) ou mécanique (par détartrage).

b. Effets de formation de dépôt (d'un point de vue pratique)

La formation des dépôts peut avoir des répercussions assez importantes sur les équipements :

- La circulation du liquide est perturbée par les dépôts (diminution de la section de passage du fluide), d'où risque d'apparition de points chauds pouvant entraîner un fluage (déformation) des tubes.
- Les dépôts même non adhérents de sel de calcium ou d'oxyde métallique (rouille) pouvant se déposer dans la zone de moindre vitesse d'écoulement et bouchent partiellement ou complètement les tubes du condenseur ou du réchauffeur de saumure.
- Ces dépôts peuvent entraîner une diminution du transfert de chaleur, d'où une perturbation de l'échange thermique entre l'eau de mer et la vapeur ayant comme conséquence une baisse des caractéristiques mécaniques, chute des performances et par conséquent diminution du rendement ce qui résulte une consommation excessive de vapeur d'où un prix de revient du mètre cube d'eau distillée produite plus élevé.

c. Mécanisme de Contrôle de formation du dépôt

Pour contrecarrer ce problème, des recherches ont été faites pour formuler des inhibiteurs de formation de dépôt au niveau des surfaces d'échange de chaleur principalement appelé agent antitartre.

Dans le Complexe GL1/Z, les unités de distillation fonctionnent dans les conditions défavorables de la précipitation des sels des températures maximales enregistrés dans l'unité est de 91°C.

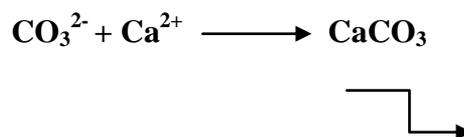
i. La formation des dépôts de tartre

Les sels de calcium (CaCO_3) et de magnésium (Mg(OH)_2) proviennent de :

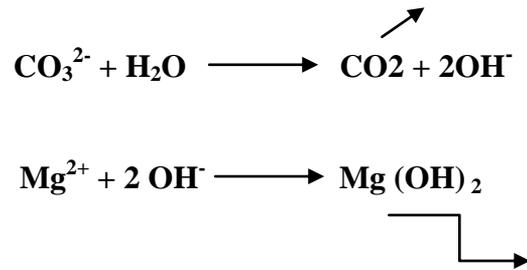
- la décomposition des ions bicarbonate (HCO_3^-) contenus dans l'eau de mer d'alimentation de l'unité de dessalement d'eau de mer suivant les réactions suivantes



- Les réactions des carbonates avec les ions de calcium donnent :



- L'hydrolyse des ions carbonate à un PH élevé est l'origine du dépôt d'hydroxyde magnésium ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) d'après :



❖ **Remarque**

Ces réactions sont endothermiques (absorbent de la chaleur), donc leurs vitesses de réaction dépendent de la température. C'est à dire, si la température de la saumure atteint les 110°C , on a formation assez importantes de dépôt de sels de calcium (CaCO_3) et de Magnésium ($\text{Mg}(\text{OH})_2$).

ii. Mode d'action de l'antitartre

L'antitartre (le Belgard EVN) présente un moyen très efficace pour empêcher la formation du tartre dur et incrustant sur les surfaces d'échanges de chaleur. Il constitue un produit de remplacement à la fois des inhibiteurs et les autres moyens de luttés contre la formation des tartres suite à l'abondance importante des ions de calcium et de magnésium dans l'eau de mer (**Tableau II-7**), et agit efficacement sur les installations où la température maximale atteinte par la saumure est voisine de 95°C .

L'équation d'estimation de la quantité d'antitartre injectée

$$A = Q(\text{EDM}) \frac{1}{\text{Densité du produit} \cdot 1000} [\text{antitartre}] \quad \text{Equation; } \Theta$$

Où

- A = débit horaire d'injection du produit antitartre (BELGARD EVN) à injecter en l/h
- Q(EDM) = débit d'eau de mer alimentant l'unité (en m^3/h)
- Densité de l'antitartre (BELGARD EVN) = 1.25
- [antitartre] = la concentration du produit en ppm

d. Problèmes de corrosion

La corrosion des matériaux utilisés dans les installations de distillation dépend de la température, du pH de l'eau, de sa teneur en oxygène et en gaz carbonique.

L'agressivité marquée de l'eau de mer, surtout aux températures élevée, rend le choix des matériaux d'un poste de distillation très délicat ; l'usage des métaux nobles (Acier inoxydable, bronze d'aluminium, cupronickel) est indispensable pour toute partie de l'évaporateur en contact avec l'eau de mer qu'il n'est pas possible d'inspecter.

Les principaux matériaux utilisés sont :

- L'alliage cuivreux
- Titane
- Alliage d'aluminium
- Acier inoxydable

❖ Remarque

L'usage du titane, métal très résistant à la corrosion reste limité actuellement a cause de son prix élevé mis a part certains dispositifs qui sont très exposé aux risques de corrosion.

VI.3. Les procédés de distillation dans le GL1/Z**VI.3.1. Présentation des unités de dessalement du GL1/Z**

Le réseau d'eau distillée et de dessalement de l'eau de mer est situé dans la section des utilités de l'usine. L'utilisation principale de l'eau distillée est l'appoint aux chaudières. Il y a six unités de dessalement, A, B, C, D, E, F, dont les unités A, B, C, E, F partagent le même procédé MSF ayant chacune un débit de 45 m³/h de l'eau produite et 2 parties par million (ppm) de solides totaux dissous dans l'eau distillée, or que l'unité 'D' utilise le procédé d'ejectocompression produit entre 45 et 55,5m³/h d'eau distillée avec 2ppm de solides dissous . Chaque unité est conçue pour fonctionner séparément ou en parallèle avec les autres unités.

L'eau distillée produite par l'unité de dessalement est pompée vers les réservoirs de stockage d'eau distillée 052-1-301 et 304 de capacité 2500m³ pour chacun, et la saumure de l'unité est pompée vers le canal de rejet.

VI.3.2.L'Unité de distillation par détentés successives (Multi Stage Flash)

a. Présentation de l'unité MSF

L'unité de dessalement d'eau de mer est constituée principalement d'un évaporateur à flash multiple (MSF), constitué de douze (12) cellules allongées dans une configuration à deux passes où s'effectue principalement le flash (séparation liquide-vapeur) favorisé par la présence du vide créé par la batterie d'éjecteurs installée sur la partie supérieure du dessaleur. L'unité comporte aussi un condenseur incorporé servant au préchauffage de l'alimentation et à la condensation sur sa partie externe de l'eau distillée ainsi produite et un réchauffeur de saumure destiné à atteindre le gradient de température désirée de l'alimentation. L'unité comporte aussi un ensemble de pompes servant à véhiculer les différents liquides au sein de l'unité sans oublier bien sûr les équipements auxiliaires qui sont destinés à l'injection des différents produits chimiques (l'antitartre, anti-mousse... etc.).

b. Principe de fonctionnement

L'évaporateur à flash multi-étages (MSF) produit de l'eau distillée à partir de l'eau de mer en la réchauffant jusqu'à ce qu'elle soit prête pour le flash. La vapeur ainsi produite est entraînée vers le condenseur où elle est condensée en distillat (produit).

Le flash se produit lorsque la saumure entre dans le premier étage de l'évaporateur, dans lequel on maintient une pression de vapeur inférieure à celle de la saumure qui y entre. La chaleur est dégagée par la saumure et une partie est convertie en vapeur; -en d'autres termes- la saumure est évaporée par réduction de pression.

Les gouttelettes de saumure entraînées sont enlevées de la vapeur grâce à des "demisters" et la vapeur à l'état pure se condense en produit (distillat) sur les tubes du condenseur. Le processus de distillation fonctionne à partir d'un vide progressif du premier étage jusqu'au dernier étage. La différence de pression d'un étage à un autre (de la 1^{ère} cellule à la 12^{ème}) étant l'élément essentiel pour la répétition du flash.

Le vide dans les étages est créé par un système de vide installé sur la partie supérieure du dessaleur et composé d'un ensemble d'éjecteurs et de condenseurs barométriques, ce système est conçu pour enlever les gaz non condensables, dégagés pendant le fonctionnement.

Afin de garantir un fonctionnement à long terme de notre unité, il faut veiller à la bonne injection d'agent antitartre, anti mousse et penser au lavage périodique à l'acide.

c. Description du procédé

L'eau de mer d'alimentation véhiculée par le collecteur utilité est aspirée par la pompe booster (**J1**) puis elle subit une deuxième filtration via deux système (filtre rotatif autonettoyant et un autre conique a nettoyage manuel) avant qu'elle s'écoule directement dans les tubes du condenseur de l'évaporateur où elle est progressivement préchauffée par la vapeur provenant du courant de saumure en cours d'évaporation flash dans chaque d'étage se condensant sur la partie externe des tubes du condenseur. Avant d'entrer dans la section tubulaire de l'évaporateur, l'eau de mer est d'abord traitée pour la prévention contre le tartre par injection directe dans la tuyauterie d'une solution chimique antitartre (BELGARD EVN). L'eau de mer est réchauffée via la vapeur provenant du courant de la saumure en cours d'évaporation flash dans chaque d'étage. Une fois que l'eau de mer a circulé à travers les 12 étages, elle a reçu la majeure partie de l'apport de chaleur nécessaire pour la production d'eau distillée. La chaleur supplémentaire nécessaire pour la production de cette eau est obtenue à partir d'une source extérieure (vapeur) dans le réchauffeur de saumure (**E2**) où la température est élevée jusqu'à la valeur nominale maximum de (88°C -91°C), la vapeur(venant de la chaudière) ainsi condensée est envoyée vers le ballon condensat puis elle est pompée vers le réservoir de stockage via la pompe (**J3**).

Sous contrôle de la **FV0.80** (vanne de régulation de débit), l'eau de mer chaude s'écoule dans le premier étage de l'évaporateur (**E1**), où la pression est maintenue légèrement en dessous de la pression de saturation à la température de l'eau de mer. Ceci permet à une partie de l'eau de mer de se transformer instantanément en vapeur (le flash) et d'atteindre l'équilibre thermique. Le reste de l'eau de mer (saumure) passe dans les étages inférieurs successifs où le processus est répété de manière séquentielle.

La vapeur produite dans chacun des étages s'élève de la surface de la saumure à travers des filtres antibrouillard à maille, jusqu'à la section du condenseur. La vapeur est condensée sur l'extérieur des tubes, abandonnant sa chaleur de condensation à l'alimentation d'eau de mer dans les tubes. Le condensat s'égoutte des tubes dans un plateau de distillat et s'écoule en cascades successives vers les étages à pression plus basse. L'eau produite est ensuite pompée de manière continue à partir du dernier étage par la pompe (**J4**) si elle est conforme aux spécifications.

Les deux systèmes (condensat et produit) sont équipés d'un dispositif de contrôle de qualité (conductimètre) qui rejette à perte le produit de mauvaise qualité (ayant conductivité supérieure à 8µs/cm).

Au dernier étage, la saumure échappée du flash, qui contient alors une haute concentration en solides (sels) est maintenant appelée "rejet de saumure" sera pompée en continu vers un collecteur d'évacuation et déversée dans le canal de rejet.

- ✓ La quantité d'eau produite dépend:
 1. de la quantité de saumure provenant de l'eau de mer par distillation flash et s'écoulant à travers les chambres de distillation flash
 2. de la réduction totale de la température de cette saumure au cours du processus de distillation flash; c'est-à-dire, la différence de température entre l'eau de mer pénétrant dans la chambre de distillation du premier étage et la saumure dans la chambre de distillation flash du dernier étage.

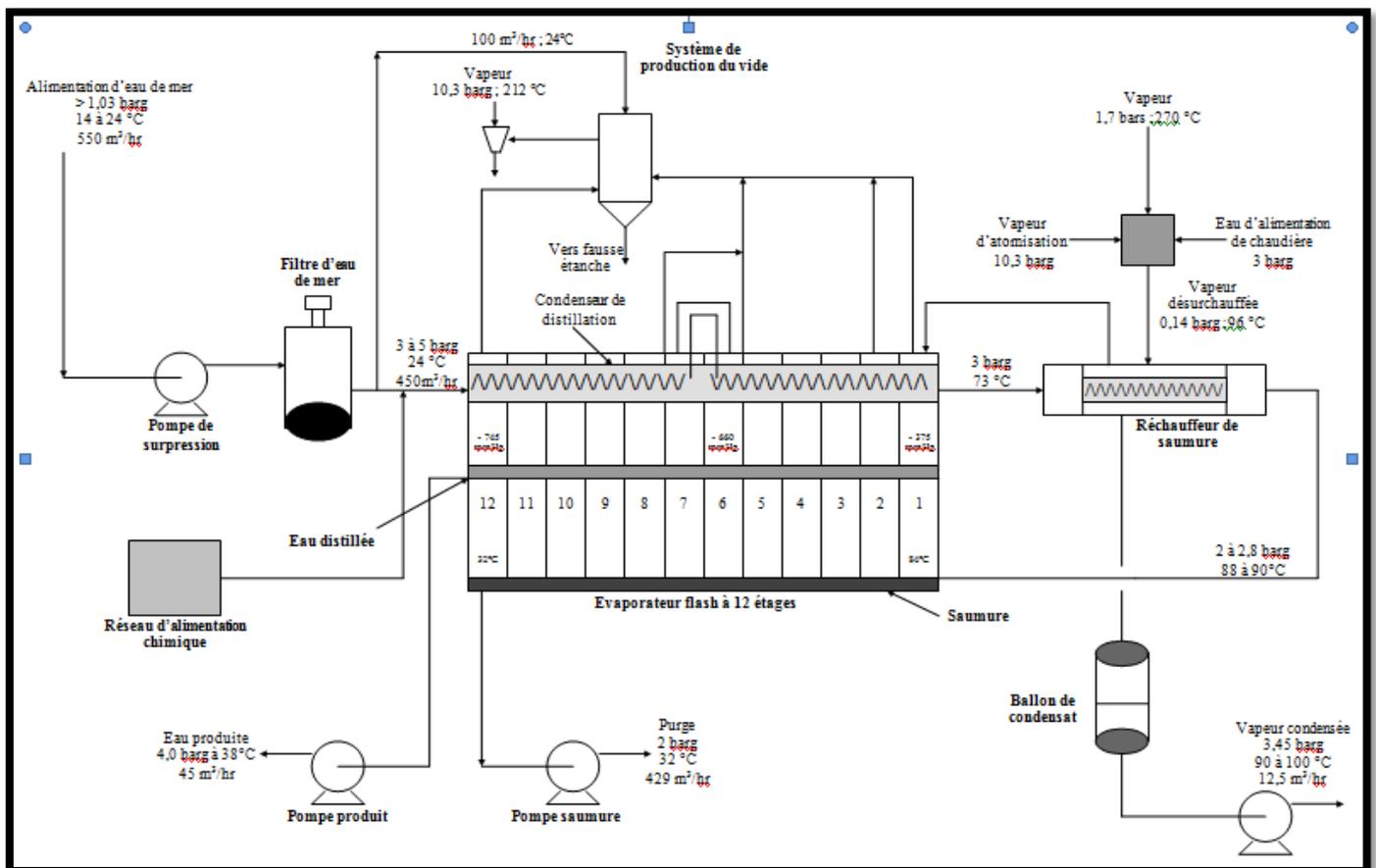


Figure IV-3: schéma explicatif du fonctionnement de l'unité MSF du GL1/Z

d. Description de l'installation**1) Les circuits des différents fluides (eau de mer, distillée, vapeur et produits chimiques)****i. Réseau d'eau de mer d'alimentation**

L'eau de mer à l'état brut, fournie par le collecteur d'alimentation de la section des utilités à une pression d'environ 1 à 3 bars, arrive à l'aspiration de la pompe de surpression d'eau de mer, Cette pompe, à un débit maximal de 680 m³/h, élève la pression d'alimentation jusqu'à environ 3 à 5 bars. L'eau de mer provenant du refoulement de la pompe de surpression arrive au filtre d'eau de mer, S-100. Une conduite de 3 pouces (76,2mm) branchée sur la conduite de sortie du filtre d'eau de mer avant l'injection de l'antitartre alimente en eau de refroidissement les condenseurs du réseau de vide. L'eau de mer s'écoule à travers les tubes de chacun des douze étages. Dans les conditions nominales, la température de l'eau de mer augmentera à partir de ses conditions d'entrée, environ 24° C, jusqu'à 73° C.

L'eau de mer à 73° C entre par le côté tubes du réchauffeur de saumure. Là, elle est réchauffée par de la vapeur désurchauffée, jusqu'à la température maximum finale désirée qui est de 88°C à 91° C.

ii. Circuit de la saumure

L'eau de mer quittant le réchauffeur de saumure, à un débit donné soit 550m³/h dans les conditions de fonctionnement normales, entre dans la chambre de vaporisation flash du premier étage, où une partie de la saumure se vaporise instantanément sous l'effet de la pression plus basse. La pression est maintenue en dessous de la pression de saturation de la saumure par la valeur de la pression du circuit de vide. La saumure s'écoule vers la pression plus basse du deuxième étage, où une partie se vaporise à nouveau.

Le processus décrit ci-dessus est répété successivement dans tous les douze étages en effet la pression plus basse (vide plus élevé) qui règne dans chaque étage successif fait que la saumure s'écoule d'un étage à l'autre sans avoir besoin d'un quelconque équipement interne de pompage. Au niveau du dernier étage, la saumure concentrée (environ à 42 000 ppm en TDS, alors que l'eau de mer d'entrée est à 38 000 ppm) est collectée dans un bac tampon. Du bac tampon, la saumure s'écoule à l'aspiration de la pompe de purge. Cette pompe renvoie la saumure au collecteur d'évacuation SW-205, puis au canal de rejet. Le débit maximal de cette pompe de purge (P-2), est de 620 m³/h à une pression de refoulement d'environ 1,1 bar.

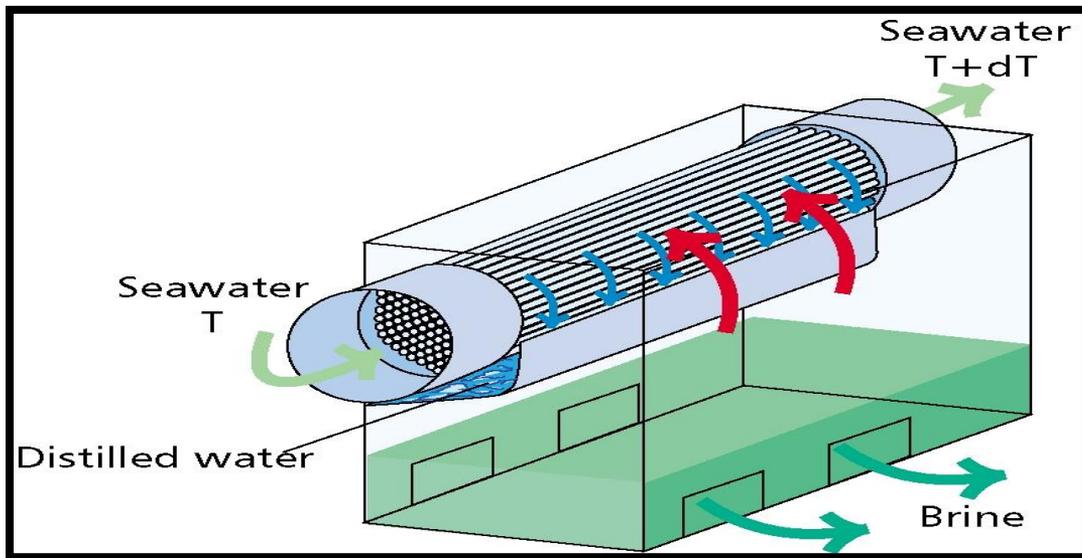


Figure IV-4 : schéma explicatif du fonctionnement de l'évaporateur

iii. Circuit d'eau et de vapeur produite

La vapeur résultant de la détente instantanée de la saumure d'alimentation du 1er étage s'élève à travers les filtres antibrouillard à mailles et se condense sur la surface extérieure des tubes d'évaporation dans lesquels circule l'eau de mer, puis l'eau tombe dans le bac à distillats. Le distillat s'écoule vers le second étage et il se combine avec des vapeurs condensées instantanément vaporisées à partir de la saumure du deuxième étage. Ce processus est répété successivement pour les étages restants.

Un déflecteur à air situé dans la section de condensation de chaque étage, constitue une section de refroidissement par air, à travers laquelle, tous les gaz condensables doivent circuler avant de passer dans le réseau de vide. Cette section aide à réduire au minimum le volume du gaz et la perte de vapeur dans le réseau de l'éjecteur d'air. La pompe de produit J4 pompe le distillat du dernier étage à $45,5 \text{ m}^3/\text{h}$ (200 gallons/mn) et à une pression de 3 bars dans les conditions de marche normales, vers les réservoirs de stockage d'eau distillée. Une cellule de conductivité CE-04096 est placée dans le tuyau d'aspiration de la pompe de produit. Si elle capte une haute conductivité ($>8\mu\text{s}/\text{cm}$) dans le distillat, le distillat peut être déversé dans le canal de rejet de l'usine.

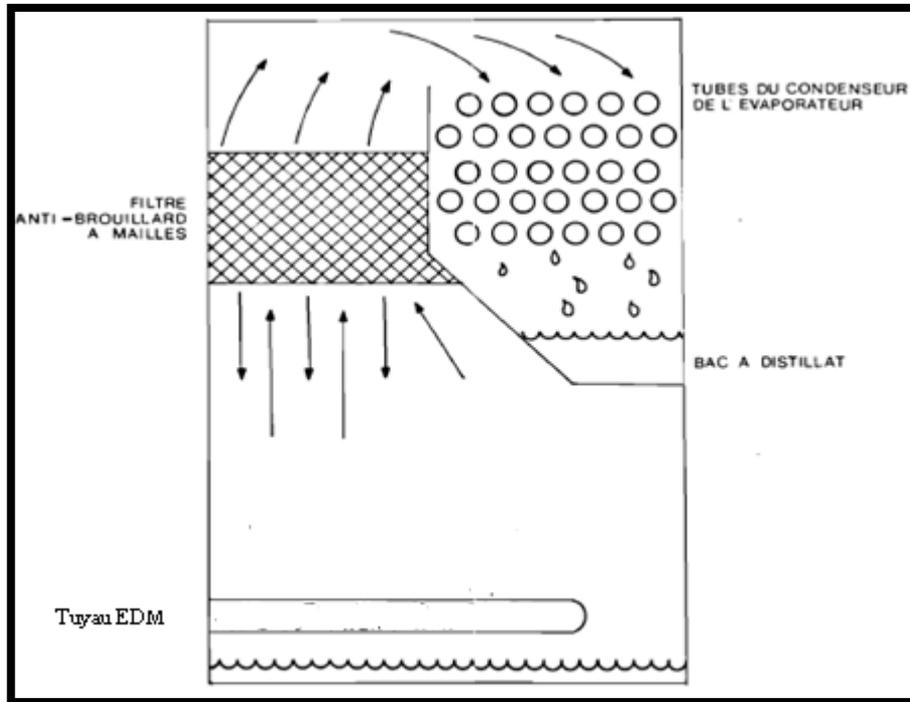


Figure IV-5 : schéma descriptif du circuit eau de mer –vapeur-eau distillée

iv.système du vide

Le vide dans les étages est crée par un système de vide installé sur la partie supérieure du dessaleur et composé d'un ensemble d'éjecteurs et de condenseurs barométriques, ce système est conçu aussi pour enlever les gaz non condensables dégagés pendant le fonctionnement ,pour se faire le système est connecté aux 1ere, 2eme, 6eme,7eme et 12eme cellules.

La vapeur pour l'éjecteur à air principal et primaire est fournie par le réseau à 10,3 bars. L'éjecteur primaire est utilisé pendant l'opération de démarrage et est raccordé au condenseur sous vide du premier étage.

Chaque condenseur est muni de deux éjecteurs à air, l'un en fonctionnement et l'autre en réserve. Ces condenseurs sont fabriqués en FRP qui résiste très bien aux environnements corrosifs des vapeurs évacuées. L'eau de mer est utilisée pour le refroidissement. Les gaz évacués entrant en contact avec cette eau et se condensent, les non condensables seront évacués du post-condenseur.

- **Pré-condenseur (E3)**

Il réduit la charge appliquée à l'éjecteur du premier étage en condensant la plus grande partie de la vapeur et de l'air évacuées des étages où la pression est la plus basse.

- **Condenseur- Intermédiaire (E4)**

Il réduit la charge appliquée à l'éjecteur du deuxième étage en condensant la plus grande partie de la vapeur évacuée des étages 1 et 2, ainsi que celle débitée par l'éjecteur du premier étage.

- **Post- Condenseur (E5)**

Il réduit la vapeur évacuée en dernier lieu à un mélange de vapeur d'eau et de gaz non condensables. Il sert également de silencieux efficace.

- **Ejecteurs**

- **Premier étage N2 A/B**

Les jets du premier étage propulsent les mélanges de vapeur du Pré-condenseur au condenseur intermédiaire.

- **Deuxième étage N3 A/B**

Les jets du deuxième étage propulsent les mélanges de vapeur du condenseur intermédiaire au post-condenseur.

- **Silencieux**

Ce silencieux réduit le niveau de bruit pendant la mise en service. Il est également équipé d'un dispositif de vidange qui dirige la vapeur condensée vers la cuve de maintien de vide.

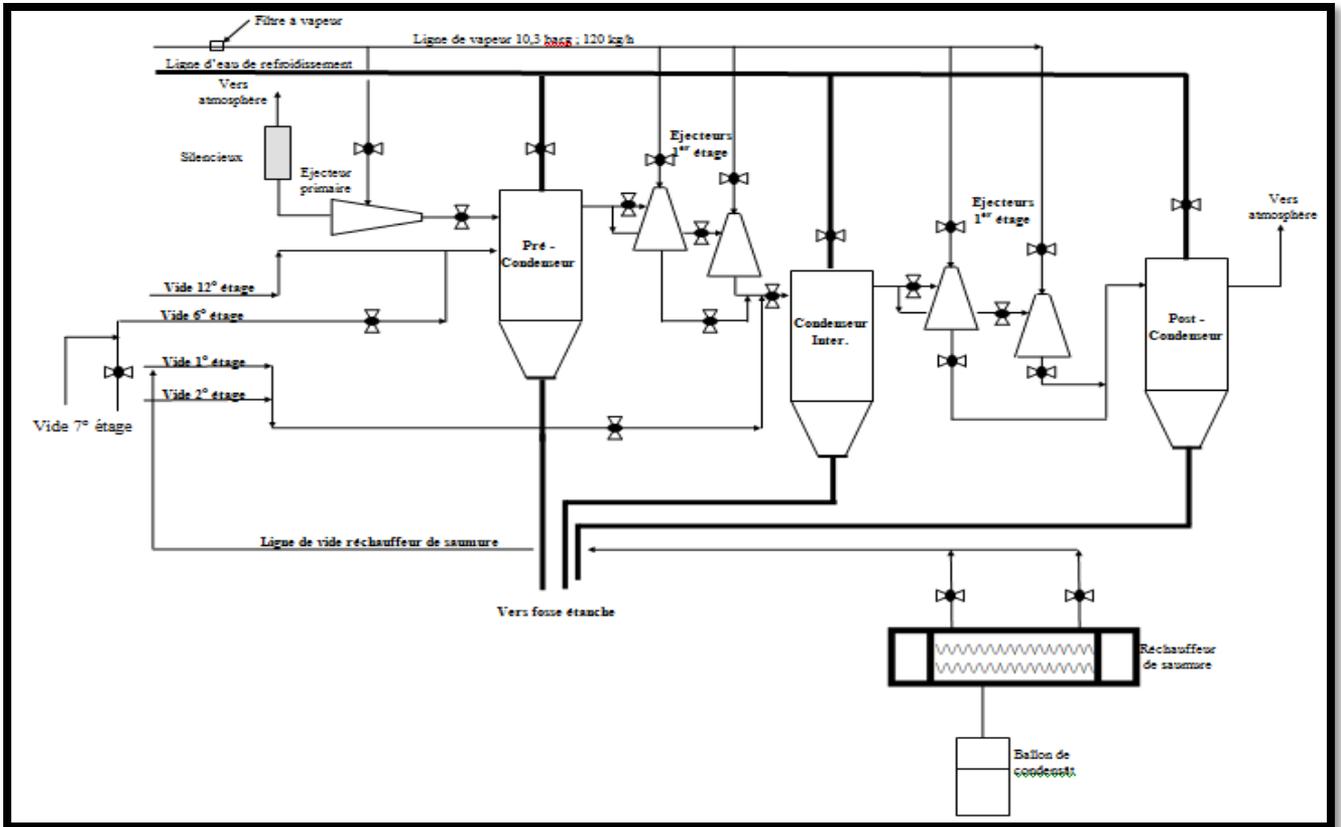


Figure IV-6 : schéma explicatif du circuit des non condensables-vapeur motrice

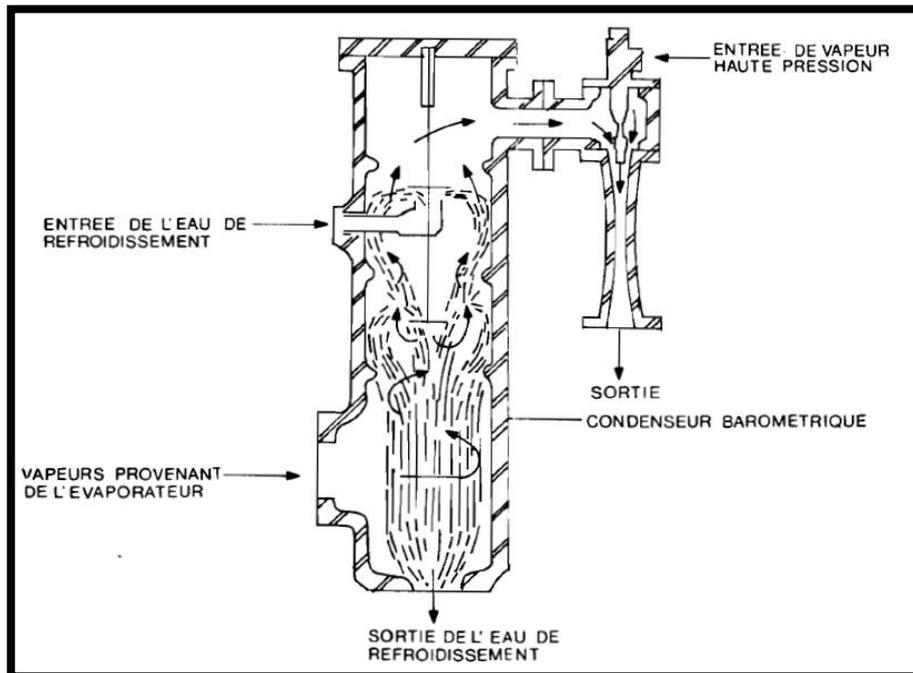


Figure IV-7 : schéma explicatif du condenseur - éjecteur

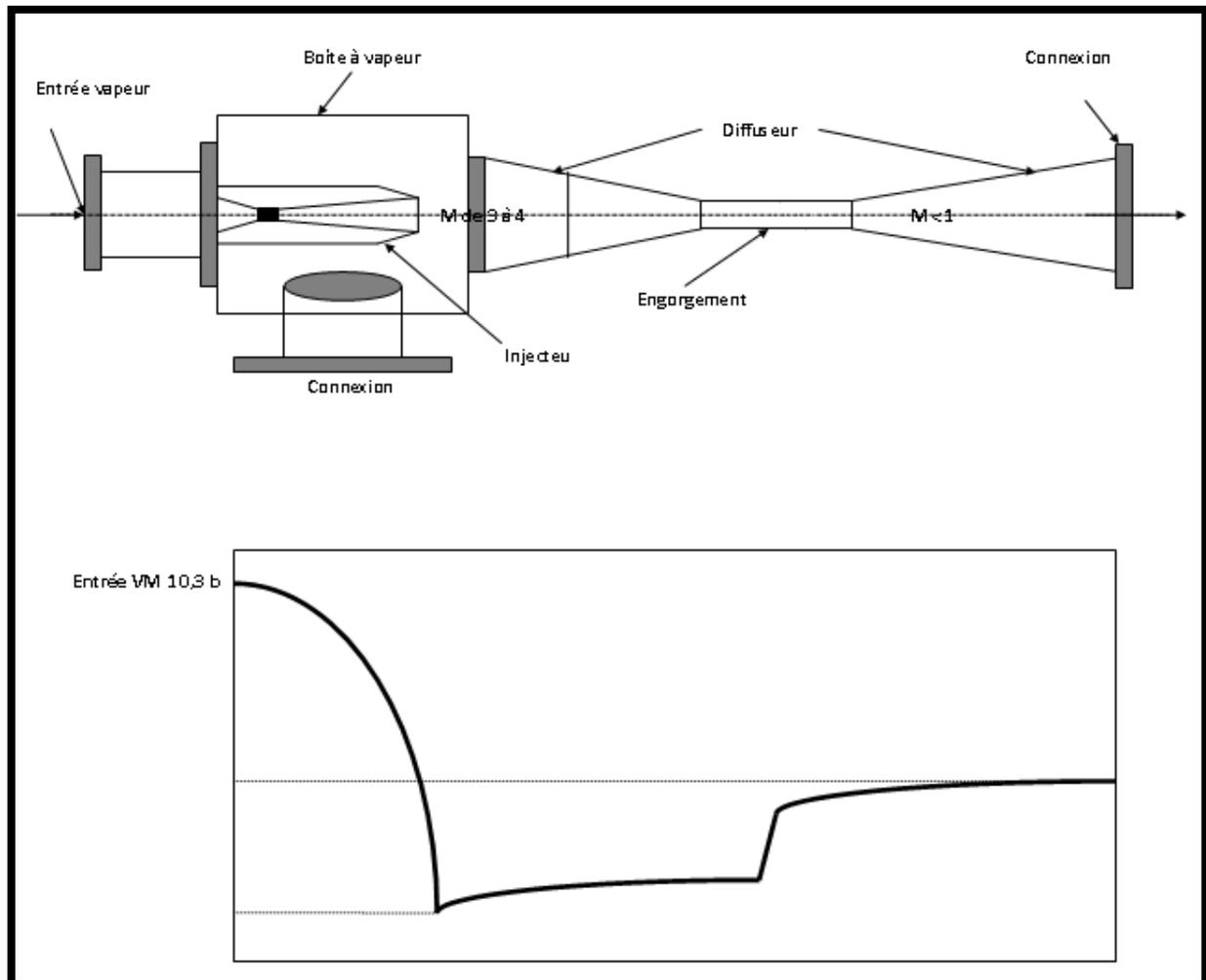


Figure IV-8 : a- schéma du fonctionnement de l'éjecteur (au dessus)

b- graphe de l'allure de pression de la vapeur dans l'éjecteur

v. Réseau de vapeur

La vapeur surchauffée diminuerait l'efficacité du réchauffeur de saumure, c'est pourquoi un désurchauffeur a été installé pour produire de la vapeur saturée destinée au réchauffeur de saumure. Le désurchauffeur réduit la température de la vapeur 1,72 bar grâce à l'évaporation de l'eau d'alimentation des chaudières.

Le désurchauffeur fournit de la vapeur à 100 °C et 0,14 bar pour le réchauffeur de saumure. Le désurchauffeur reçoit de la vapeur à 1,72 bar et 270 °C et réduit cette pression à 0,14 bar grâce la vanne de régulation de pression PIC-PV-4100. La vapeur s'écoule vers le réchauffeur de saumure à 0,14 bar et à 100°C, permettant à cette quantité de vapeur de réchauffer la saumure pour maintenir une température de 88°C à 91°C à la sortie du réchauffeur. Toute la vapeur de chauffage est condensée et drainée vers le réservoir tampon

du condensat. Le condensat du réservoir tampon s'écoule vers l'aspiration de la pompe à condensat, puis vers le dégazeur de la section des utilités.

2) Les principaux équipements, constituants et matériaux

i. Les Filtres

- Filtre rotatif auto nettoyant.
- Filtre conique à panier (nettoyage manuel).

ii. L'évaporateur 052-R-601-E1

- Cellule : Cu/Ni (90-10)
- Demister et support de demister en inox
- Tube condenseur : titan
- Boite de distribution du condenseur : Cu/Ni
- Plaque tubulaire : Cu/Ni

iii. Réchauffeur de saumure 052-R601-E2

- Boite de distribution : Cu/Ni (90-10)
- Tube : inox
- Calandre : acier au carbone

iv. Pompes EDM, saumure, condensat, produit.

- Booster J1 en alliage de fibre de verre et de résine
- Blowdown J5 en alliage de fibre de verre et de résine
- Pompe produit J4
- Pompe condensat J3

v. Système de vide

- Pré-condenseur barométrique 052-R-601-E en FRP
- Condenseur intermédiaire 052-R -601-E4
- Condenseur final 052-R-601-E5
- Ejecteur 1er étage 052-R-601-N2 A/B en inox
- Ejecteur 2eme étage. 052 -R-1k11.7113 A/B "

- Ejecteur rapide 052-R-601-1.

e. Prévention de l'entartrage des faisceaux

Les unités de dessalement d'eau de mer du type M.S.F sont généralement sujettes au phénomène de dépôts des sels provoqués par le chauffage de l'eau de mer lors de la mise en exploitation. Ce phénomène d'entartrage touche principalement :

- Les réchauffeurs de saumure
- Les condenseurs des évaporateurs
- Les cellules d'évaporation (généralement les étages 1 à 7 due aux températures relativement élevées).

C'est ainsi que la performance du réchauffeur diminue avec l'évolution de l'épaisseur du tartre, qui oblige l'exploitant à augmenter la pression de vapeur de chauffe jusqu'à dépasser la valeur du design pour atteindre la température désirée dans réchauffeur. Ce qui entraîne obligatoirement la chute du rendement des unités progressivement.

i. Traitement antitartre

1) Equipements

Pour les problèmes causés par la formation des tartres cités ci-dessus Il est très important d'éviter ou de limiter l'entartrage.

- ❖ Un système de dosage de l'antitartre (BELGARD EVN) est composé de :
 - un bac de dosage d'une capacité de 500 litres équipé de :
 - Une vanne de vidange,
 - un agitateur
 - un contacteur de niveau bas
 - deux pompes doseuses à membranes 052 - R- 605 –J1A & J1B de débit de 8 l/h (pour chacune) avec un filtre à l'aspiration de chaque pompe.
 - La ligne d'injection comprend
 - Une soupape de sûreté et retour au bac en cas de surpression (sur chaque pompe)
 - Une vanne d'isolement (sur chaque pompe)
 - Un clapet d'injection.

2) Procédure d'appoint d'antitartre

Pour limiter l'entartrage, la quantité de l'antitartre (BELGARD EVN) injecté dans l'eau de mer est 5ppm (concentration recommandée par le constructeur).

Et donc en appliquant la formule Θ on trouve :

$$A = 450 \cdot \frac{1}{1,25 \cdot 1000} \cdot 5 = 1,8 \text{ l/h Soit } 2,25 \text{ Kg/h}$$

Un débit de 1,8 l/h du produit antitartre BELGARD EVN pur doit être pour traiter les 450m³ de l'eau de mer or que cet agent doit être dilué a 40% et donc le débit fournit par la pompe est de 4,5 l/h soit ~ 60% de capacité maximale de la pompe doseuse.

A_{40%}=4,5 l/h

ii. Traitement antimousse

1) Equipement

Un produit anti-mousse (le NALCO 131 S) est injecté dans l'eau de mer d'appoint. En effet, l'eau de mer a tendance à mousser. La mousse perturbe le ruissellement de l'eau de mer sur les tubes, et des gouttelettes d'eau peuvent être entraînées par la vapeur. L'injection d'anti-mousse empêche le développement de cette mousse, et garantit ainsi une salinité très faible de l'eau distillée produite. Le taux d'injection sera ajusté à la qualité de l'eau de mer.

- ✓ Pour l'injection continue du produit antimousse, il est prévu un groupe de dosage comprenant
 - Un bac de dosage de capacité de 500 litres
 - Une vanne de vidange
 - un agitateur
 - un contacteur de niveau bas
 - Deux pompes doseuses à membranes 052 - R- 605 -J5A & J5B avec un filtre à l'aspiration de chaque pompe.
 - Une ligne d'injection comprend
 - Une soupape de sûreté et retour au bac en cas de surpression (sur chaque pompe)
 - Une vanne d'isolement (sur chaque pompe)
 - Un clapet d'injection.
 -

2) Procédure d'appoint d'antimousse

La capacité opérationnelle maximale du bac d'antimousse est de (500 L).

Les deux pompes d'injection d'antimousse de l'unité de dessalement 'D' ont une capacité de 8 l/h à 100% de course du piston.

La dose du Nalco 131S recommandée est de 0,4 ppm en poids de produit pur.

Le produit pur sera dilué dans le bac avec de l'eau distillée d'appoint vers les chaudières de sorte que la solution finale du bac d'anti-tarte contienne 4% en poids de produit pur.

Un appoint de 4 kg de produit pur nécessite une dilution par l'eau distillée jusqu'à obtention d'un volume de 100 l de solution.

Pour traiter les 450 m³/h d'eau de mer d'appoint vers les cellules à raison de 0,4 ppm de produit pur il faut injecter la quantité suivante :

$(0,4 \times 450)/1000=0,18 \text{ Kg/h}$, soit 4,32 Kg/jour.

La solution de produit étant de 4% de concentration, pour un débit d'injection de 4,5 l/h,

$$A_{4\%} = 4,5 \text{ l/h}$$

La course de la pompe doit être réglée à : $(4,5 \times 100)/8 \sim 60\%$ de sa capacité maximale.

iii. Lessivage acide de l'unité MSF

Le traitement antitarte en continu n'empêche pas totalement la formation des dépôts alcalins sur les parties soumises à des hautes températures (environ 91°C).

Dans le but d'enlever totalement les dépôts de tartre, une opération de lessivage acide est recommandée. Cette opération consiste à faire circuler une solution concentrée d'acide inhibé (Acide sulfamique + Rhodine 141) pour dissoudre le tartre sans attaquer les tubes des faisceaux.

Cette procédure, est établie pour faire le nettoyage chimique durant le programme des unités (au moins 1 fois par ans), le nettoyage par lessivage constitue ensemble des dispositifs suivants : le réchauffeur, condenseurs et évaporateurs

- La procédure adaptée se fait par circulation.
- La température doit être fixée entre
 - 50°C à 90°C si on utilise l'EDTA (Ethyle diamine Tétra.-Acétique)
 - 30°C à 70°C si on utilise l'acide sulfamique

- Les concentrations "en %," des solutions varient de :
 - 01% à 05% pour l'EDTA
 - 05% à 10% pour l'acide sulfamique
- Les concentrations des inhibiteurs compatibles avec les acides correspondants sont
 - Rhodine 141m : 10% du poids d'acide sulfamique pour une température de 50°C.
 - Rhodine 223A : 01% en volume de la qualité d'EDTA pour des températures allant jusqu'à 60°C.
 - 03% en volume de la qualité d'EDTA pour des températures comprises entre 60°C et 80°C.
 - 04% en volume de la qualité d'EDTA pour des températures comprises entre 80°C et 95°C.

❖ **Remarque**

Il est préférable d'utiliser l'acide sulfamique lors du lessivage mieux que l'EDTA ; en effet l'acide sulfamique convient à tous les types des matériaux par contre l'EDTA ne doit pas être utilisé pour le nettoyage des aciers inox, zinc, zinc galvanisé et aluminium (risque de corrosion).

Selon les paramètres du design de cette installation (le rendement réduit et la température de fonctionnement 91°C au lieu de 120°C), les opérations de lessivage chimiques ne sont pas trop nécessaires du coup elles sont rares et il suffit de faire un simple détartrage manuel (méthode mécanique) pour éliminer les dépôts de tartre.

VI.3.3.Procédé d'Ejectocompression

a. Principe de fonctionnement du Procédé

Le procédé de base utilisé par l'unité de dessalement (D) est la distillation sous vide d'eau de mer portée à ébullition, une partie de l'eau de mer se transforme en vapeur d'eau qui une fois condensée fournit de l'eau distillée. En diminuant la pression de l'enceinte où l'on chauffe l'eau de mer, celle-ci bout à une température inférieure à 100° C qui dépend du vide qui y est maintenue. L'unité distille l'eau de mer entre 40 et 60° C.

L'unité est principalement dotée d'un évaporateur à double effets. Dans chaque cellule, l'eau est évaporée à une température différente. Chaque cellule contient un faisceau tubulaire. A l'intérieur du faisceau, la vapeur se condense pour donner de l'eau distillée. A l'extérieur du faisceau, l'eau de mer s'évapore et va se condenser dans le faisceau de la cellule suivante qui est à une température inférieure.

L'unité est également équipée d'un éjectocompresseur qui est alimenté par la vapeur moyenne pression (vapeur motrice). Il aspire de la vapeur produite par la cellule la plus froide à une température T et la comprime de sorte que le mélange de vapeur à la sortie de l'éjectocompresseur soit à une température T + DT. Ce mélange de vapeur à cette température peut faire fonctionner la cellule la plus chaude. Le rendement de l'appareil est amélioré car il demande moins de vapeur provenant de la chaudière.

Le procédé multiple effet avec éjectocompression présente de nombreux avantages:

- Température de fonctionnement basse (en-dessous de 65°C) ce qui limite l'entartrage et la corrosion
- Faible consommation d'énergie. production d'eau d'une grande pureté
- Tolérance d'une eau de mer très salée et chaude
- Absence de traitements sophistiqués de l'eau de mer
- Conception compacte permettant un montage sur charpente métallique diminuant les travaux de montage
- Absence de pompe de condensat
- Fonctionnement très souple.

b. Description du procédé

L'unité de dessalement d'eau de mer de SIDEM (constructeur) utilise le procédé de distillation multi-étagée à très basse température.

Afin de réduire encore la consommation d'énergie, elle utilise également un système de compression de vapeur (type pompe à chaleur).

L'évaporateur comprend 2 cellules maintenues à des températures et à des pressions décroissantes de la première à la deuxième cellule.

La vapeur d'eau, introduite à (70°C ; 0,31 bar abs), dans la cellule 1 se condense dans un faisceau tubulaire arrosé extérieurement par de l'eau brute.

La chaleur latente de condensation de la vapeur permet d'évaporer une partie de l'eau brute d'arrosage à une température-pression plus faible (61,8°C ; 0,22 bars abs.).

Cette vapeur produite passe alors dans la cellule 2 où elle se condense à son tour, vaporisant ainsi une partie de l'eau d'arrosage de cette cellule à une température- pression (55,3°C ; 0,16 bar abs). Une partie de la vapeur produite dans la cellule 2 est aspirée par à (55,3 °C) ; 0,16 bar abs par le thermocompresseur afin d'alimenter en vapeur la cellule 1.

Le reste de la vapeur est condensé dans un condenseur distillateur refroidi à l'eau brute ; c'est d'ailleurs une partie de cette eau brute réchauffée qui est utilisée pour alimenter les deux cellules tandis que le reste est rejeté à l'égout.

L'eau condensée dans la cellule 1 et le condenseur distillateur passe par un tube en U à la cellule 2. De là elle est extraite par la pompe de d'eau distillée. De même l'eau brute non évaporée par un tube en U de la cellule 1 à la cellule 2 afin d'être extraite par la pompe saumure.

Le thermocompresseur, grâce à l'action de la vapeur motrice provenant 10,3 barg provenant de la zone des utilités aspire la vapeur de la cellule 2 et la comprime par mélange jusqu'à une pression plus élevée (0,32 bar abs) nécessaire pour l'introduction dans la cellule1.

Pendant la période de démarrage, un éjecteur de démarrage à vapeur aspire l'air qui est à l'intérieur de l'évaporateur pour le mettre sous vide. Ensuite, le vide est maintenu à l'aide d'une batterie de deux éjecteurs d'entretien.

L'eau de mer d'appoint introduite dans chaque cellule contient des gaz incondensables qui vont se dégazer avec la vapeur d'eau. Ces gaz incondensables se regroupent au point froid de chaque faisceau. A cet endroit, ils rejoignent la vapeur produite dans la cellule suivante (des orifices sont prévus à cet effet).

Les gaz incondensables passent d'une cellule a l'autre, puis sont regroupés au point froid du condenseur (ou règne une pression réduite). A cet endroit, un mélange (gaz incondensables-vapeur d'eau) est aspiré vers l'éjecteur d'entretien. Cet éjecteur fonctionne avec de la vapeur. Au refoulement de l'éjecteur, le mélange gaz incondensable-vapeur est

envoyé vers un condenseur d'éjecteur refroidi par l'eau de mer d'appoint. La vapeur s'y condense et les incondensables sont dégagées vers atmosphère. Les condensats du condenseur de buées et du condenseur d'éjecteur sont renvoyés vers l'eau distillée produite par le faisceau de la cellule 1.

- 1kg de vapeur moyen de pression introduite dans les tuyères du thermocompresseur aspire, par effet de venturi environ 1kg de vapeur basse pression produite dans la cellule 2.
- Les 2 kg de vapeur à la sortie du thermocompresseur se condense dans la cellule 1 et génèrent 2 kg de vapeur à une température/pression plus basse ; ces 2 kg vont se condenser dans la cellule 2.

✓ Dans cette unité le bilan total est le suivant :

5 kg d'eau distillée sont récupérés pour chaque kg de vapeur MP consommée. Bien entendu, la production nette n'est que 4 kg car 1kg provient de la condensation de la vapeur motrice.

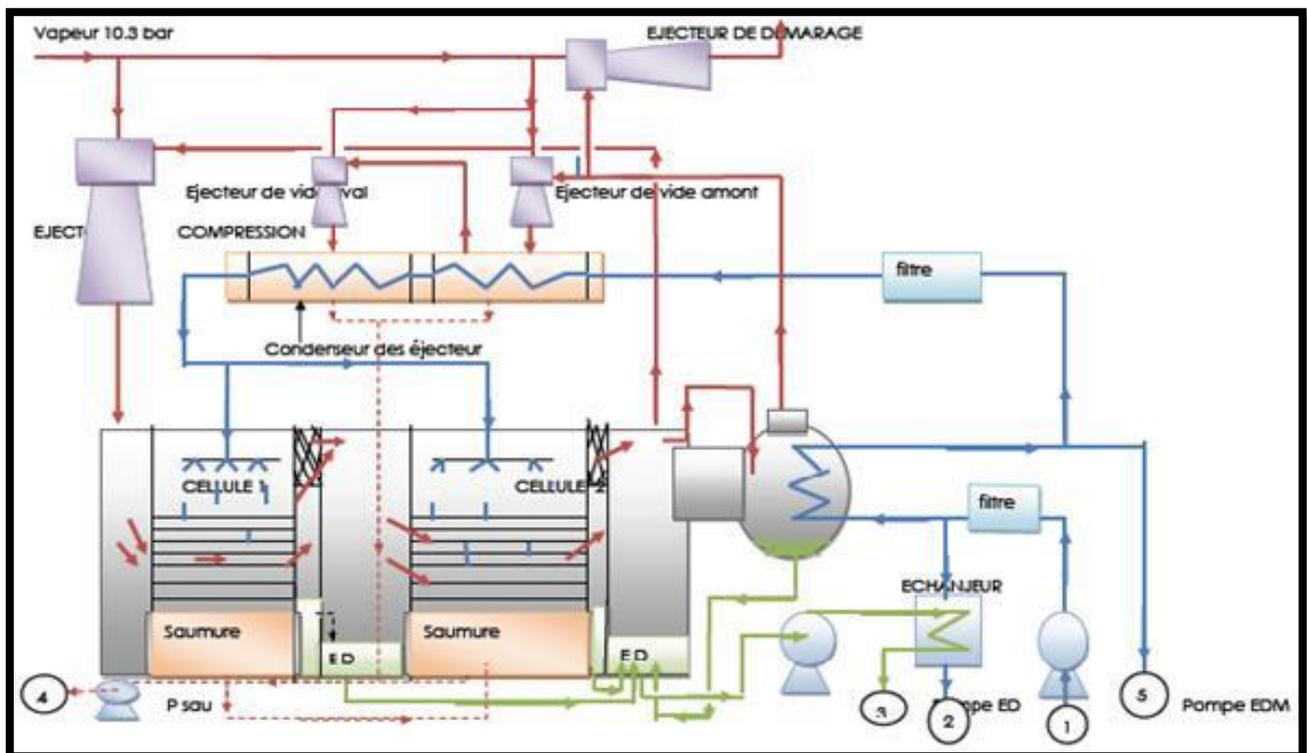


Figure IV-9 : schéma explicatif du fonctionnement du procédé ejecto-compression du GL1/Z

c. DESCRIPTION DE L'INSTALLATION

❖ Description des différents circuits fluides et principaux équipements

i. Evaporateur

L'évaporateur est de forme cylindrique et contient 2 cellules. Il s'agit d'un bloc formé de cellules soudées entre elles. La partie en contact avec l'eau est en métaux résistant principalement à la corrosion de l'acier inox.

-Les parois sont d'une épaisseur suffisante pour supporter un vide total et les renforts permettent d'éviter tout cintrage des plaques sous vide.

-L'évaporateur peut être complètement rempli d'eau sans dommage.

-L'évaporateur est monté sur une charpente métallique sur laquelle sont installés les équipements nécessaires à l'opération (groupe motopompe, bacs de traitement chimique,...).

ii. Cellules

Chaque cellule contient principalement un faisceau de chauffe. Ce faisceau tubulaire est constitué de tubes horizontaux droits (d'où son nom THA ; Tubes horizontaux arrosés) qui traversent des plaques dites intermédiaires.

Le faisceau tubulaire est à deux parcours côté vapeur. La vapeur provenant de l'éjectocompresseur (pour la cellule 1) ou de l'évaporation d'eau d'appoint ruisselant sur les tubes de la cellule précédente entre dans les tubes du bas. A la sortie de ces tubes, la vapeur qui n'est pas encore condensée atteint la boîte vapeur principale et entre dans les tubes du haut (2ème parcours). Les tubes du haut du deuxième parcours sont fermés par une deuxième boîte vapeur. La vapeur se condense à l'intérieur des tubes et par gravité se rassemble au fond de la boîte à vapeur principale. L'eau distillée ainsi produite rejoint la boîte suivante par un tube en U.

L'eau d'appoint ruisselle sur les tubes, tombe au fond de la cellule (sous le nom de saumure) et partiellement s'évapore pour former la vapeur qui va chauffer la cellule suivante. La saumure rejoint la cellule suivante par un tube en U.

Le long des faisceaux sont montés des séparateurs de vapeur. Ces séparateurs sont des matelas de fils en acier inoxydable. Ils filtrent la vapeur de tout entraînement de gouttelettes d'eau de mer.

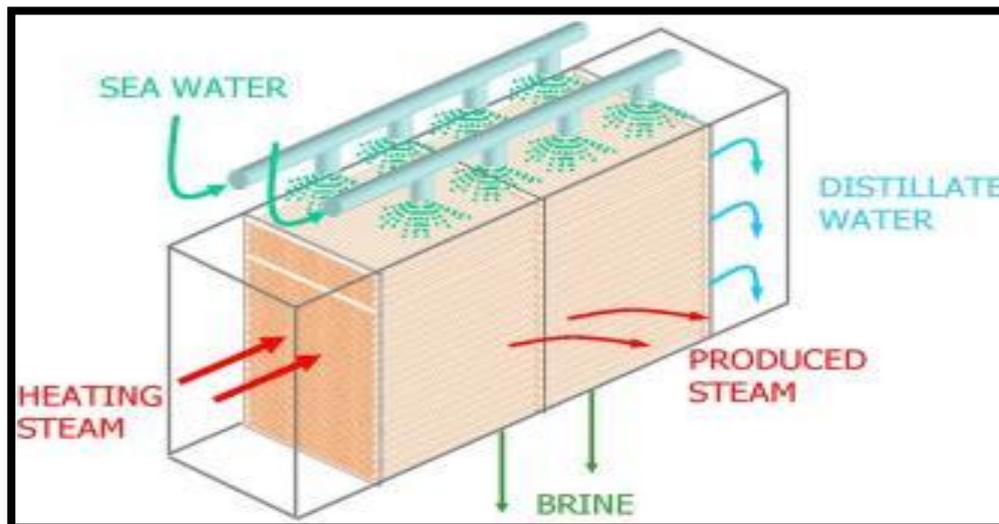


Figure IV-10 : schéma présentatif du circuit eau de mer-vapeur-eau distillée dans la cellule de l'évaporateur de l'unité ejecto-compression du GL1/Z

iii. Condenseur distillateur

Le condenseur distillateur est monté sur le côté de la cellule 2.

Dans le condenseur distillateur, l'eau de mer provenant de la station de pompage circule à l'intérieur des tubes.

Une partie de la vapeur produite en cellule 2 est condensée sur les tubes du condenseur distillateur. L'eau distillée ainsi produite rejoint le compartiment distillat par un tube en U. L'ensemble de la production ainsi réuni est aspiré par la pompe distillat, l'autre partie de la vapeur produite par la cellule 2 est aspirée par l'éjectocompresseur.

iv. Ejectocompresseur

- Un éjectocompresseur est monté sur l'évaporateur
- Il est alimenté en vapeur motrice par une tuyauterie le reliant au réseau de vapeur MP.
- Il est constitué essentiellement d'un jeu de trois tuyères et d'un tube convergent -divergent.

v. Système d'extraction d'air

L'unité est mise sous vide au démarrage par un éjecteur de démarrage à vapeur.

Cet éjecteur est équipé:

- d'une vanne isolement vapeur (O5003V1).
- d'une vanne d'aspiration d'air (O5005V1).
- d'un silencieux à son refoulement.

L'unité est maintenue sous vide par une batterie de 2 éjecteur d'entretien à vapeur (éjecteur amont et éjecteur aval) associés à 2 condenseurs d'éjecteurs, l'éjecteur amont aspire les incondensables dans le condenseur distillateur et les refoule dans le condenseur d'éjecteur. L'éjecteur aval aspire les incondensables dans le condenseur d'éjecteur et les refoule dans le condenseur final.

Les condenseurs d'éjecteurs reçoivent le mélange gaz incondensable -vapeur provenant des éjecteurs. Ils condensent la vapeur. Les condensats produits rejoignent la boîte vapeur de faisceau de la cellule 1 en passant par le purgeur.

Les gaz incondensables sont rejetés à l'atmosphère.

-Les deux condenseurs sont principalement constitués de :

- deux boîtes à eau (entrée, sortie)
- deux plaques tubulaires
- des tubes d'échanges en titane parcourus par l'eau de mer d'appoint. .une virole.

vi.Circuit eau de mer

La pompe booster, alimentée à partir du collecteur d'eau de mer a les caractéristiques principales:

- débit maxi 280 t/h
- vitesse de rotation 1470 tr/mn .puissance absorbée maxi 27,7 KW.

- La pompe refoule dans un collecteur qui alimente l'unité de dessalement.

- Le collecteur est équipé d'un système de filtration comprenant 2 filtres (un filtre à nettoyage automatique et un filtre à panier) ayant une finesse de filtration de 1 mm.

vii.Circuit d'unité (équipements auxiliaires)

- Une tuyauterie relie le collecteur eau de mer à l'entrée du condenseur distillateur
- A la sortie du condenseur distillateur la ligne eau de mer se divise en deux:
 - Une ligne rejet eau de mer équipée d'une vanne de contrôle pneumatique (TV 040401)
 - Une ligne dite d'appoint eau de mer comprenant:
- Un système de filtration comprenant 2 filtres (un filtre à nettoyage automatique et un filtre à panier) ayant une finesse de filtration de 0.5 mm.
- Les condenseurs d'éjecteurs.

- Les lignes d'appoint vers chaque cellule équipées chacune d'une vanne de contrôle de débit (FV- 04080DA & FV- 04080DB).
- Les lignes d'appoint alimentent des buses de pulvérisation qui arrosent les faisceaux de chaque cellule.

viii.Circuit saumure

Le circuit d'extraction saumure comprend principalement:

- une pompe centrifuge saumure (052- R- 605 - J5)
 - débit nominal 105 t/h, Q max:125 t/h
 - vitesse 1500 tr/mn
 - puissance absorbée maxi 15,3 kW
- un circuit aspiration avec:
 - une vanne d'isolement à l'aspiration de la cellule 4 (04074V1)
 - une vanne d'isolement (05070V 1) pour s'interconnecter sur le réseau eau service rinçage.
- un circuit de refoulement avec:
 - un clapet non retour (04075V1)
 - une vanne de contrôle de niveau (LV 04094)
 - une vanne d'isolement 04076V1 pour s'interconnecter avec le circuit d'appoint (recirculation pour rinçage et lessivage acide).

ix.Circuit eau distillée

Le circuit comprend principalement:

- une pompe centrifuge eau distillée (052- R- 605 - J4)
 - débit nominal: 45 t/h ; Qmax: 55,5 t/h.
 - vitesse de rotation: 1500 tr/mn
 - puissance absorbée: 17,2 kw (au débit maxi)
- une tuyauterie aspiration
- une tuyauterie refoulement incluant:
 - un refroidisseur d'eau distillée (échangeur à plaques refroidi par l'eau de mer) avec vannes d'isolement et by-pass
 - une vanne de contrôle de niveau (LV 04092D)
- un circuit rejet avec une vanne pneumatique de rejet (A V 04096DB)

- un circuit de production avec une vanne pneumatique de production (A V 04096DA)
- un piquage et vanne d'isolement (05071 VI) d'interconnexion avec le circuit d'eau de service

x.Circuit vapeur

Venant du réseau de vapeur MP, une ligne vapeur alimente l'unité

Cette tuyauterie alimente:

- l'éjecteur de démarrage avec la vanne d'isolement (05003V1)
- Les éjecteurs d'entretien avec la vanne d'isolement pneumatique (05005V1)
- l'éjectocompresseur avec la vanne pneumatique de régulation de pression (PV 040100D).

d. Prévention de l'entartrage des faisceaux

Les échanges thermiques au sein d'un poste de distillation, se font par l'intermédiaire de faisceaux tubulaires. Si les tubes de ces faisceaux s'entartrent, les échanges thermiques se détériorent et à températures de fonctionnement égales la production diminue. Si l'épaisseur du tartre est importante, il peut même empêcher l'eau de mer de ruisseler sur certains tubes. Pour ces tubes, l'échange thermique sera alors nul et le détartrage très difficile. Il est donc très important d'éviter ou de limiter l'entartrage.

L'entartrage est un dépôt de sels minéraux dont la solubilité décroît lorsque la température et la concentration de l'eau augmentent. Ce dépôt est constitué principalement de carbonate de calcium.

❖ Remarque

L'unité de distillation D est relativement très sensible à l'entartrage par rapport à celle fonctionnant par MSF car les tubes véhiculant la vapeur sont immergés dans l'eau de mer et donc temps et surface de contacts importants en effet on doit agir sur deux paramètres : le mécanisme de fonctionnement lui-même et les traitements à l'aide des produits chimiques antitartre

i.Mécanisme de fonctionnement

1. Faire fonctionner l'unité 'D' à faible température. La température de la saumure dans la cellule 1 qui est la plus chaude ne devra pas dépasser 62° C.
2. Ne pas concentrer trop l'eau de mer.

Lorsque 3 litres d'eau de mer sont introduits dans l'unité, on en retire seulement environ 1 litre d'eau distillée. Le reste c'est de la saumure qui sera rejetée

Il ne faudra pas dépasser ce rapport et donc impérativement vérifier régulièrement que le débit d'eau de mer injecté cellule est le débit nominal prévu soit de 75 m³/h par cellule.

Il faut veiller à ce que dans chaque cellule, l'arrosage soit bien réparti. Pour cela, il faut vérifier régulièrement qu'aucune buse d'arrosage ne soit bouchée.

Le débit d'appoint total doit toujours être maintenu à sa valeur nominale de 150 m³/h (2 fois 75 m³/h), excepté durant le démarrage ou le débit est réglé à sa valeur minimale de 120 t/h (valeur qui pourra être ajustée durant les premières mises en route).

3. Traiter de façon continue l'eau de mer par une injection de produit antitartre (3 à 4 ppm) de produit antitartre par rapport au débit d'appoint).

ii. Traitement de l'eau d'appoint

1- Traitement antitartre

a)- Equipements

Pour l'injection continue du produit antitartre, un groupe de dosage est disposé et comprenant:

- Un bac de dosage d'une capacité de 500 litres équipé de :
 - Une vanne de vidange
 - Un contacteur de niveau bas
 - Un agitateur
- Deux pompes doseuses 052 - R-605- J2A & J2B avec un filtre à l'aspiration de chaque pompe
- Une ligne d'injection avec:
 - Une soupape de sûreté et retour au bac en cas de surpression (sur chaque pompe)
 - Une vanne d'isolement (sur chaque pompe)
 - Un clapet d'injection.

b)- Procédure d'appoint d'antitartre

La capacité opérationnelle maximale du bac d'anti-tartre est de (500 L).

Les deux pompes d'injection d'anti-tartre de l'unité de dessalement 'D' ont une capacité de 8l/h à 100% de course du piston.

La dose du BELGARD EVN recommandée par le constructeur est de 4 ppm en poids de produit pur.

Pour traiter les 150 m³/h d'eau de mer d'appoint vers les cellules à raison de 4 ppm de produit pur il faut injecter la quantité suivante :

$(4 \times 150)/1000=0,6 \text{ Kg/h}$, soit **0,48 l/h.**

Le produit pur sera dilué dans le bac avec de l'eau distillée d'appoint vers les chaudières de sorte que la solution finale du bac d'anti-tarte contienne 40% en poids de produit pur.

Un appoint de 40 kg de produit pur nécessite une dilution par l'eau distillée jusqu'à obtention d'un volume de 100 l de solution.

La solution de produit étant de 40% de concentration, pour un débit d'injection de **1,2 l/h**,

$A_{40\%} = 1,2 \text{ l/h}$

La course de la pompe doit être régler à :

$(1,2 \times 100)/8=15\%$ de sa capacité.

2-Traitement antimousse

a)-Equipements

Même problème posé au niveau des unités MSF apparait dans l'unité D, la perturbation de l'écoulement de l'eau de mer dans les cellules et l'entraînement des goulettes de l'eau par la vapeur qui risque de contaminer l'eau distillée. Pour cela on doit traiter l'eau de mer avec un antimousse (NALCO 131S).

Pour l'injection continue du produit anti mousse, l'unité D est dotée d'un groupe de dosage comprenant:

- Un bac de dosage d'une capacité de 500 équipé de :
 - une vanne de vidange
 - un contacteur de niveau bas
 - un agitateur
- Deux pompes doseuses 052 - R- 605 -J6A & J6B avec un filtre à l'aspiration de chaque pompe.
- Une ligne d'injection avec:
 - une soupape de sûreté et retour au bac en cas de surpression (sur chaque pompe)
 - une vanne d'isolement (sur chaque pompe)
 - un clapet d'injection

b)-Procédure d'appoint d'antimousse

La capacité opérationnelle maximale du bac d'anti-mousse est de (500 L).

Les deux pompes d'injection d'anti-mousse de l'unité de dessalement 'D' ont une capacité de 8 l/h à 100% de course du piston.

La dose du Nalco 131S recommandée est de 0,4 ppm en poids de produit pur.

Le produit pur sera dilué dans le bac avec de l'eau distillée d'appoint vers les chaudières de sorte que la solution finale du bac d'anti-tarte contienne 4% en poids de produit pur.

Un appoint de 4 kg de produit pur nécessite une dilution par l'eau distillée jusqu'à obtention d'un volume de 100 l de solution.

Pour traiter les 150 t/h d'eau de mer d'appoint vers les cellules à raison de 0,4 ppm de produit pur il faut injecter la quantité suivante :

$(0,4 \times 150)/1000=0,06 \text{ Kg/h}$, soit 1,44 Kg/jour.

La solution de produit étant de 4% de concentration, pour un débit d'injection de 1,5 l/h,

$A_{4\%}=1,5 \text{ l/h}$

La course de la pompe doit être régler à :

$(1,5 \times 100)/2,6 =60\%$.

iii.Procédure de lessivage chimique de l'unité D

Même problème qui se pose au niveau des dessaleurs MSF se présente aussi au niveau du dessaleur Ejectocompression (l'antitartre n'empêche pas complètement la formation des tartres).

Dans le but d'éliminer les dépôts de tartre, l'unité de dessalement « D » doit subir tous les six mois -préconisé par SIDEM (le constructeur)- une opération de lessivage par acide et inhibiteur de corrosion. Cette opération consiste à faire circuler une solution concentrée d'acide inhibiteur (Acide sulfamique + Rhodine 141) pour dissoudre le tartre tout en évitant d'attaquer les tubes des faisceaux.

Sur une unité bien entretenue et fonctionnant dans ses conditions thermiques de design, les deux lessivages acides par an sont suffisantes.

Le lessivage acide est effectué en arrosant les faisceaux tubulaires pendant une durée qui dépend de la quantité de tartre à enlever.

Au cours de l'opération de lessivage chimique, la quantité d'acide utilisée, le temps de lessivage ainsi que les variations de PH et la température de l'eau de dilution doivent être soigneusement notés.

Le produit préconisé est l'acide sulfamique ayant un degré de pureté de 8 à 10 % tandis que la Rhodine 141M est de 2 à 5 % de pureté. L'opération de lessivage de l'unité 'D' est soumise aux mêmes conditions et procédures suivies pour les unités MSF.

❖ Remarque

Il est recommandé de n'effectuer un lessivage acide que lorsque la production en eau distillée chute en dessous de 90% de la production nominale et ceci dans les conditions normales d'exploitation.

VI.4. Le stockage d'eau distillée

L'eau distillée produite par l'unité de dessalement est stockée dans deux réservoirs de stockage d'eau distillée 052-I304-301, ayant chacun une capacité de 2500 m³.

Chaque réservoir possède une indication de niveau locale (LI). Il comprend des contacteurs de haut niveau et de bas niveau déclenchant des alarmes dans la salle de contrôle des utilités. Les réservoirs sont maintenus sous une faible pression positive avec une régulation de pression pour éviter le contact de l'air.

Deux pompes d'eau d'appoint pour l'alimentation des chaudières, l'une entraînée par turbine, et l'autre par moteur électrique sont installées pour fournir de l'eau au réseau de distribution de l'eau distillée dans l'usine. A tout moment, avec une pompe en marche, l'autre sera en secours automatique.

VI.5. Résultats de la comparaison technique

Tableau IV-1 : Liste des équipements des deux unités

Unité de type ejectocompression	Unité de type multi stage flash
Un évaporateur a deux chambres (effets)	Un évaporateur a douze cellules
Un ejectocompresseur	/
Un condenseur distillateur	Un réchauffeur de saumure
Un refroidisseur de l'eau distillée produite	/

Unité de type ejectocompression	Unité de type multi stage flash
Un système de vide (éjecteur condenseurs) 2 éjecteurs (amont, aval) + un condenseur	Un système de vide (éjecteur condenseurs) cinq éjecteurs + trois condenseurs + un silencieux
Une pompe centrifuge de surpression d'eau de mer d'alimentation	Une pompe de surpression d'eau de mer d'alimentation (Booster)
Une pompe centrifuge d'extraction d'eau distillée	Une pompe d'eau distillée
Une pompe centrifuge d'extraction de la saumure	Une pompe de la saumure
/	Une pompe de condensat
/	Un ballon de condensat
Deux pompes doseuses d'antitartre	Deux pompes doseuses d'antitartre
Deux pompes doseuses d'antimousse	Deux pompes doseuses d'anti- mousse
deux filtres automatiques autonettoyants d'eau de mer	Un Filtre rotative auto nettoyant
deux filtres manuels d'eau de mer	Un filtre manuel d'eau de mer
Un bac du produit chimique d'antitartre	Un bac du produit chimique d'antitartre
Un bac du produit chimique d'antimousse	Un bac du produit chimique d'antimousse
Tuyauterie	Tuyauterie (nombre, diamètres importants)
Robinetteries /vannes	Robinetteries /vannes (nombre important)

- ✓ Les caractéristiques de fonctionnement des unités de dessalement types ejectocompression et multi stage flash de même capacité (45t/h) selon design, sont présentées ci-dessous :

Tableau IV-2 : Analyse comparative des caractéristiques de fonctionnement

DESIGNATION	EJECTO COMPRESSION	MSF	OBSERVATION
Capacité	45	45	/
Nombre de jours en marche (disponibilité)	315	324	L'unité Ejectocompression est moins disponible à cause des opérations de lessivage fréquentes
Nombre de cellules	2	12	/
Qualité salinité max (ppm en sels totaux dissous)	2	2	Les deux procédés assurent une eau bien distillée
Consommation de vapeur (t/h)	10,5	15,3	L'unité d'Ejectocompression consomme moins de vapeur grâce au thermo compresseur qui améliore le rendement thermique
GOR	4,28	3	Ejectocompression consomme moins d'énergie thermique pour produire la même quantité de distillat
Consommation d'eau de mer (t/h)	150	450	L'unité Ejectocompression consomme moins de l'eau brute(EDM) pour produire la même quantité d'eau distillée
Nombre de pompe	3	4	L'unité Ejectocompression utilise moins de pompe => moins de consommation électrique

DESIGNATION	EJECTO COMPRESSION	MSF	OBSERVATION
Consommation électrique (kWh/T)	2,1	3,5	Moins de consommation électrique pour l'Ejectocompression grâce à l'absence de la pompe condensat
Lessivage chimique (Kg/h)	1,2	Rare	Pour l'ejectocompression 2 lessivages sont recommandés par an
Antitartre Belgard EVN (kg/j)	14,4	21,6 – 54	Demande élevée en produits antitartre pour MSF à cause du débit important de l'eau brute
Anti mousse NALCO 131 S (kg/j)	1,5	2,16	Demande élevée en produits anti-mousses pour MSF débit important de l'eau brute
Débit EDM/débit produit	3,33	10	Rendement de production de l'unité Ejectocompression largement supérieur à celui MSF
Débit Saumure/débits EDM	0,7	0,9	Quantité de saumure moindre pour l'Ejectocompression mais de concentration élevée ce qui implique des risques d'entartrage et fatigue de la pompe
Instrumentation	Moins d'instrumentation	Beaucoup d'instrumentation LI, vanne...	Encombrement et les équipements occupent un espace important pour les unités MSF

❖ Remarque

Pour bien évaluer le rendement et les performances des stations de dessalement qui fonctionnent par les procédés de la distillation thermique on fait appel à un deuxième

rendement (en plus du rendement de la production) c'est le rendement thermique (GOR). (GOR : GAINED OUTPUT RATIO), représente le rapport de la production nette et la consommation de vapeur, ce paramètre nous renseigne sur le rendement thermique de l'installation.

❖ **Commentaire et interprétation**

D'après l'étude technique détaillée de ces deux procédés et les résultats de la comparaison et les observations des deux types des unités du complexe on observe une supériorité du procédé d'ejectocompression par rapport au MSF sur plusieurs critères techniques :

- Énergie, produits chimiques consommées, équipements et instrumentation affectant les coûts d'investissement et d'exploitation.
- Rendement thermique, hydraulique et capacité de production en effet pour le procédé Ejectocompression on peut produire 45 à 55.5 m³ (production horaire) d'eau distillée à partir de 150 m³ d'eau brute en consommant 10.5 tonne de vapeur seulement grâce au thermo compresseur ce qui nous donne un rendement thermique (GOR) de 4.28 et hydraulique qui peut aller jusqu'à 37% contrairement au procédé MSF où on consomme 15.3 tonne de vapeur pour produire 45m³ d'eau distillée (production horaire maximale) à partir de 450 m³ d'eau brute soit un rendement thermique (GOR) de 3 et hydraulique de 10% seulement.

Parmi les avantages du procédé à multiple effet avec Ejectocompression on peut citer :

- Température de fonctionnement basse (en dessous de 65°C) ce qui limite les risques d'entartrage et de corrosion.
- faible consommation d'énergie thermique (vapeur).
- production d'eau d'une grande pureté (< 2ppm).
- tolérance d'une eau de mer très salée et chaude (l'eau de mer circule dans des cellules).
- conception compacte permettant un montage sur charpente métallique diminuant les travaux de montage.
- absence de pompe de condensats
- faible consommation électrique avec trois pompes au lieu de quatre pompes.
- un espace plus ou moins suffisant pour la maintenance et l'entretien au niveau des cellules et ce par rapport au MSF.

Conclusion

Les deux procédés de distillation adoptés par le GL1/Z répondent aux exigences et besoins quantitatifs et qualitatifs de ce dernier en assurant :

- ☞ une production totale de 6500 jusqu'à 6700 m³/j ce qui est largement suffisant pour la satisfaction des demandes du complexe en eau et en vapeur
- ☞ une meilleure qualité de production respectant les critères qualitatifs conformes aux normes en effet l'eau produite est de grande pureté (TDS < 2ppm)

L'étude comparative élaborée dans ce chapitre, confirme d'un point de vue technique, l'excellence et la perfection du procédé d'Ejectocompression par rapport au MSF. Ces avantages sont illustrés par les performances élevées (production et rendement), la consommation d'énergie modérée et l'instrumentation réduite.

Tous ces facteurs vont influencer positivement sur les coûts d'investissement et d'exploitation ce qui va certainement engendrer un coût de revient du m³ d'eau produite plus économique.

Pour confirmer cette hypothèse basée sur des observations et des déductions technique on doit effectuer une étude économique ou on va déterminer le prix du mètre cube d'eau produite de chaque procédé. C'est ce qui fait l'objectif du chapitre suivant.

***Chapitre V : Etude économique des
deux procédés de dessalement du
GL1/Z***

Introduction

Pour compléter l'étude et aboutir à un résultat définitif concernant le choix de la meilleure variante technico-économique on doit renforcer l'étude technique par bilan économique détaillée des deux procédés de distillation utilisés

Dans ce chapitre on opte pour une estimation économique de cette station avec ses différents organes et constituants par évaluation des différents frais d'investissement et d'exploitation ainsi que le coût d'amortissement des équipements afin d'aboutir finalement au prix du mètre cube de l'eau produite par chaque procédé.

V.1.Estimation du cout d'investissement

V.1.1.Définition

Un coût d'investissement est la valeur des immobilisations corporelles et incorporelles mises en place pour le commencement du cycle d'exploitation.

V.1.2.Les frais d'investissement

La liste des postes des dépenses correspondant à un investissement, peut être très variable d'un projet à un autre. Cette liste peut être plus ou moins longue en fonction de la complexité du projet. Dans le cas notre station de dessalement les principaux couts d'investissement sont :

- Achat de terrain (dans notre cas le terrain appartient a l'entreprise)
- Frais de préparation du site (génie civil)
- Coût d'équipements
- Frais d'études
- Frais d'ingénierie et de surveillance du chantier ;
- Frais de formation du personnel
- Frais de démarrage et des essais
- Assurances et taxes.

i. Estimation du coût d'investissement pour le dessaleur MSF

Tableau V-1 : Les frais d'investissement pour le dessaleur MSF

DESIGNATION	PRIX EN DA	POURCENTAGE (%)
ENGINEERING	28 421 086,53	10,81
SUPERVISION DE CONSTRUCTION	1 705 265,19	0,65
TOTAL ENGINEERING	30 126 351,73	11,45
PRIX D'ACHAT DES EQUIPEMENTS (FOB)	175 195 478,71	66,61
PIECE DE RECHANGE POUR 2 ANS	5 255 864,36	2,00
PROVISION POUR IMPREVUES (PACKAGE)	9 022 567,15	3,43
LE TRANSPORT JUSQU' A L'UNITE	18 947 391,02	7,20
TOTAL MATERIEL	208 421 301,25	79,24
MONTAGE	9 473 695,51	3,60
TOTAL CONSTRUCTION	9 473 695,51	3,60
LA MISE EN SERVICE ET ESSAIS	4 547 373,85	1,73
FORMATION DU PERSONNEL	1 136 843,46	0,43
TOTAL MISE EN ROUTE	5 684 217,31	2,16
GENIE CIVIL	1 451 550,00	0,55
FRAIS PRELIMINAIRE (DEMONTAGE)	5 820 691,00	2,21
ASSURANCE	2 041 256,93	0,78
TOTAL INVESTISSEMENT	263 019 063,72	100

ii. Estimation du coût d'investissement pour le dessaleur de type Ejectocompression

Tableau V-2 : Les frais d'investissement pour le dessaleur de type Ejectocompression

DESIGNATION	PRIX EN DA	POURCENTAGE (%)
ENGINEERING	24 253 365,87	10,78
SUPERVISION DE CONSTRUCTION	1 604 919,80	0,71
TOTAL ENGINEERING	25 858 285,67	11,49
PRIX D'ACHAT DES EQUIPEMENTS (FOB)	151 018 161,28	67,11
PIECE DE RECHANGE POUR 2 ANS	2 971 463,28	1,32
PROVISION POUR IMPREVUES (PACKAGE)	7 699 481,23	3,42
LE TRANSPORT JUSQU' A L'UNITE	16 168 910,58	7,18
TOTAL MATERIEL	177 858 016,36	79,03
MONTAGE (équipements mécanique+charpente+chaudronnerie)	5 247 710,00	2,33
PROVISION POUR IMPREVUES (montage)	157 431,30	0,07
MONTAGE TUYAUTERIE	2 753 866,30	1,22
PROVISION POUR IMPREVUES (TUYAUTERIE)	275 386,63	0,12
MONTAGE ELECTRICITE ET INSTRUMENTATION	446 136,00	0,20
PROVISION POUR IMPREVUES (Electricité+instrumentation)	35 690,88	0,02
TOTAL CONSTRUCTION	8 916 221,11	3,96
ESSAIS	2 264 534,67	1,01
LA MISE EN SERVICE	821 450,39	0,37
FORMATION DU PERSONNELS	471 778,06	0,21
TOTAL MISE EN ROUTE	3 557 763,12	1,58
GENIE CIVIL	1 261 850,00	0,56
FRAIS PRELIMINAIRE (DEMONTAGE)	5 820 691,00	2,59
ASSURANCE	1 770 783,66	0,79
TOTAL INVESTISSEMENT	225 043 610,92	100

➤ **Commentaire**

Le cout d’investissement du dessaleur à Ejectocompresseur est nettement inférieur a celui du MSF principalement grâce au nombre des équipements hydromécaniques et électriques constituant l’unité D qui clairement inférieur a celui du MSF c’est ce qu’on observe au tableau IV-1 ce qui se traduit par une différence du cout de 14% ce qui influe sur les frais de construction et de la mise en service.

Pour les deux types des dessaleurs les frais d’achat des équipements sont les plus importants avec un taux de 79% du cout d’investissement total ce qui explique la complexité et la sophistication de cette stratégie non conventionnelle d’approvisionnement d’eau par rapport aux autres procédés classiques.

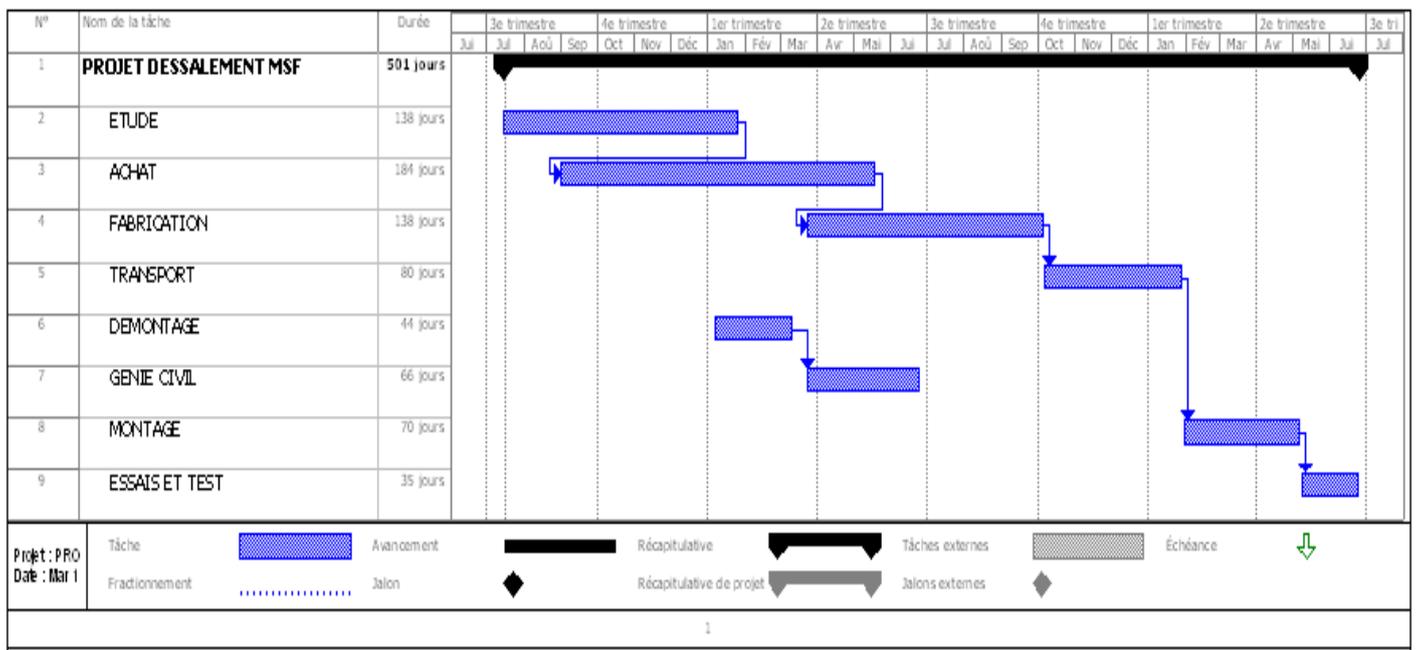


Figure V-1 : Planning des travaux dans l’unité MSF

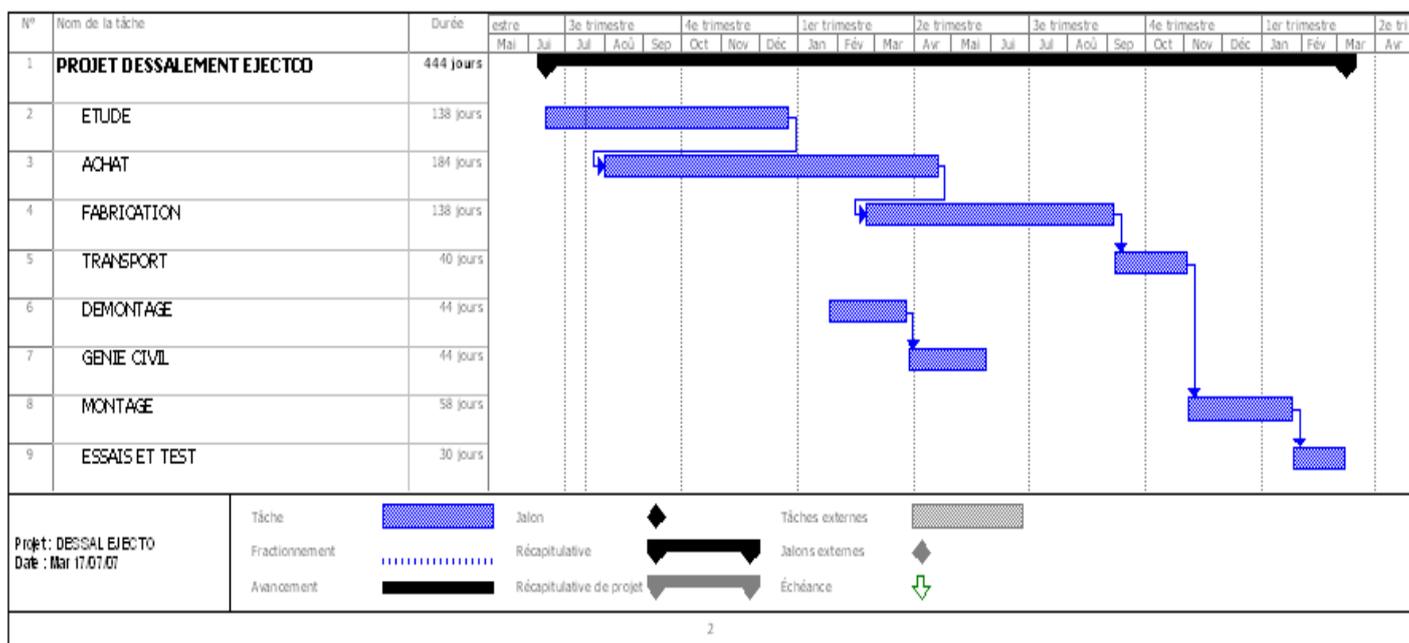


Figure V-2 : Planning des travaux dans l'unité Ejectocompression

- Pour les deux unités, les coûts d'investissement seront étalés sur une durée de deux ans avec des pourcentages définis dans le tableau suivant :

Tableau V-3 : Planning d'investissement

Année d'investissement	1	2	Total
Pourcentage (%)	51,20	48,80	100
Investissement ejectocompression (en million de dinars)	115,43	109,61	225,04
Investissement MSF (en million de dinars)	134,42	128,60	263,02

V.2.L'estimation du coût d'exploitation

V.2.1.Définition

Les charges d'exploitation représentent la valeur de tous ce qui va être consommé comme biens et services dans le cycle d'exploitation en transformant sa nature pour donner la valeur du produit. On distingue deux types de charges : variables et fixe.

V.2.2.Les frais d'exploitation

Pour estimer les dépenses d'exploitation, il est évidemment nécessaire de prévoir quelles sont les conditions d'utilisation de l'équipement et particulièrement les quantités qui seront produites au cours de la période d'exploitation. Ceci permet de calculer les différentes consommations de biens et des services nécessaires à l'exploitation.

✓ **Les principaux constituants des charges variables sont :**

- La matière première, dans ce cas c'est l'eau de mer,
- l'énergie : la vapeur et l'électricité,
- les matières consommables : produits chimiques.

✓ **Les charges fixes comportent :**

- Assurance chantier qui représente **1,96937%** du montant global de l'investissement (source département finance GN1Z),
- maintenance,
- main d'œuvre.

i. Estimation du coût d'exploitation pour le dessaleur de type MSF

Tableau V-4 : l'énergie électrique consommée par dessaleur de type MSF

DESIGNATION	QUANTITE	UNITE
CONSOMMATION ELECTRIQUE PAR METRE CUBE D'EAU DESSALLE	3,50	KWh
PRODUCTION D'EAU DISTILLEE PAR HEURE	45,00	TONNE
NOMBRE D'HEURE PAR JOUR	24,00	HEURE
NOMBRE DE JOUR DE PRODUCTION PAR AN	324,00	JOURS
PRODUCTION D'EAU DESSALEE PAR AN	349 920,00	M ³
CONSOMMATION ELECTRIQUE PAR AN	1 224 720,00	KWh/AN

Tableau V-5 : la quantité de vapeur consommée le dessaleur de type MSF

DESIGNATION	QUANTITE	UNITE
CONSOMMATION DE VAPEUR PAR HEURE	15,30	TONNES
CONSOMMATION DE VAPEUR PAR AN	118 972,80	TONNE/AN

Tableau V-6 : Les frais de la consommation de la vapeur et de l'énergie électrique pour le dessaleur de type MSF

DESIGNATION	UNITE	QUANTITE	PRIX UNITAIRE EN DA	MONTANT
CONSOMMATION DE VAPEUR PAR AN	M ³	118 972,80	650,00	77 332 320,00
CONSOMMATION ELECTRIQUE PAR AN	KWh	1 224 720,00	1,82	2 224 897,43
COUT TOTAL CONSOMMATION ENERGETIQUE	DA	/	/	79 557 217,43

Tableau V-7 : Les frais des produits chimiques consommés par le dessaleur de type MSF

DESIGNATION	QUANTITE (Kg)	PRIX UNITAIRE (DA)	MONTANT(DA)
BELGARD	12436,2	275,77	3 429 495,84
NALCO 131S	710,64	462,29	328 522,72
TOTAL	/	/	3 758 018,55

Tableau V-8 : Les frais de la main d'œuvre pour le dessaleur de type MSF

DESIGNATION	NOMBRE	SALAIRE BRUT	MONTANT TOTAL
Ingénieur de car	0,4 (12jours /mois)	106712	42684,8
Opérateur	4	79681,78	318727,12
Technicien contrôle DCS	1	88556,84	88556,84
Ingénieur	0,33 (11jours/mois)	62208,33	20736,11
Chef de car utilité	0,4 (12jours /mois)	106541,96	42616,784
TOTAL	/	/	513321,654
TOTAL ANNEE	/	/	6159859,848

❖ **Remarque**

- Pour une bonne estimation des frais d'interventions et des travaux de maintenances on va considérer la moyenne d'un certain nombre d'années.
- Pour l'estimation du cout économique selon le design on considère les quatre premières années après la mise en marche des dessaleurs c'est à dire 1997-2000 pour l'unité MSF et 2003-2006 pour l'Ejectocompression ou leurs performances s'approchaient du design.

Tableau V-9 : Les frais des interventions et des travaux de maintenance au niveau du dessaleur de type MSF

Descriptions Equipements	Années	Coûts Main-d'œuvre	Coût du Matériel	Total
Dessalement A "052R601"	1997	241663	1099862	1341525
Distillation E.D.M		28706	2475	31181
Alimentation Polyphosphate		10628	5982	16610
Alimentation Polyphosphate		2016	0	2016
Pompage E.D.M		25502	83308	108810
Unité de Nettoyage Chimique des Unites A,B,C		3853	0	3853
Système de Vide		2226	0	2226
Pompage E.D.M		6890	0	6890
Pompage E.D.M		54181	0	54181
TOTAL		1997	375665	1191627
Dessalement A "052R601"	1998	303336	950251	1253587
Réchauffage E.D.M		3303	37	3340
Système de Vide		0	0	0
Système Anti-mousse		3168	0	3168
Pompage E.D.M		2638	0	2638
Alimentation Polyphosphate		132	23513	23645
Récupération Condensât		1275	0	1275
Pompage E.D.M		9929	0	9929
Pompage E.D.M		11773	35072	46845
Récupération Condensât		1275	0	1275
Distillation E.D.M		1005	0	1005

Descriptions Equipements	Années	Coûts Main-d'œuvre	Coût du Matériel	Total
Pompage E.D.M		3554	0	3554
Système Anti-mousse		1582	2400	3982
Système de Vide		1162	0	1162
Pompage E.D.M		31710	1184	32894
TOTAL		1998	375842	1012457
Dessalement A "052R601"	1999	182747	438280	621027
Distillation E.D.M		151950	14939	166889
Réchauffage E.D.M		19861	1186	21047
Système Anti-mousse		10460	1188	11648
Pompage E.D.M		15279	5955686	5970965
Alimentation Poly phosphate		14682	4552	19234
Alimentation Polyphosphate		8617	0	8617
Récupération Condensât		18019	4	18023
Distillation E.D.M		20828	7709	28537
Pompage E.D.M		17459	40684	58143
Système Anti-mousse		8248	203	8451
Système Anti-mousse		11837	0	11837
Système de Vide		36474	229	36703
Pompage E.D.M		30403	19750	50153
TOTAL	1999	546864	6484410	7031274
Dessalement A "052R601"	2000	220404	49734	270138
Distillation E.D.M		358532	289528	648060
Réchauffage E.D.M		30441	47525	77966
Système de Vide		17696	31	17727
Système de Vide		1008	0	1008
Alimentation Polyphosphate		15174	9600	24774

Descriptions Equipements	Années	Coûts Main-d'œuvre	Coût du Matériel	Total
Système Anti-mousse		1915	0	1915
Pompage E.D.M		27758	48144	75902
Alimentation Polyphosphate		15146	95937	111083
Alimentation en Polyphosphate		5751	0	5751
Récupération Condensat		29883	95339	125222
Distillation E.D.M		33509	9135	42644
Pompage E.D.M		19252	0	19252
Système Anti-mousse		5037	3776	8813
Systeme Anti-mousse		7508	0	7508
Système de Vide		6428	221	6649
Pompage E.D.M		73351	420886	494237
Total	2000	868793	1069856	1938649
LA MOYENNE DES 4 ANNEES (1997/2000)				2 981 378,50

Tableau V-10 : Estimation du coût d'exploitation pour le dessaleur de type MSF

DESIGNATION	MONTANT (DA)
Énergie	79 557 217,43
Produits consommés	3 758 018,55
Maintenance	2 981 378,50
Main d'œuvre	6 159 859,85
Assurance	502 498,77
TOTAL EXPLOITATION	92 958 973,10

Tableau V-11 : les charge fixes et variables pour le dessaleur de type MSF

Type de charge d'exploitation	Montant
charges fixes	3 483 877,27
charges variables	89 475 095,83
Total exploitation	92 958 973,10

ii. Estimation du coût d'exploitation pour le dessaleur de type Ejectocompression

Tableau V-12 : l'énergie électrique consommée par dessaleur de type Ejectocompression

DESIGNATION	QUANTITE	UNITE
CONSOMMATION ELECTRIQUE PAR METRE CUBE D'EAU DESSALLE	2,10	KWh
PRODUCTION D'EAU DISTILEE PAR HEURE	45,00	TONNE
NOMBRE D'HEURE PAR JOUR	24,00	HEURE
NOMBRE DE JOUR DE PRODUCTION PAR AN	315,00	JOURS
PRODUCTION D'EAU DESSALEE PAR AN	340 200,00	M ³
CONSOMMATION ELECTRIQUE PAR AN	714 420,00	KWh/AN

Tableau V-13 : la quantité de vapeur consommée par dessaleur de type Ejectocompression

DESIGNATION	QUANTITE	UNITE
CONSOMMATION DE VAPEUR PAR HEURE	10,50	TONNES
CONSOMMATION DE VAPEUR PAR AN	79 380,00	TONNES/AN

Tableau V-14 : Les frais de la consommation de la vapeur et de l'énergie électrique pour le dessaleur de type Ejectocompression

DESIGNATION	UNITE	QUANTITE	PRIX UNITAIRE (DA)	MONTANT (DA)
CONSOMMATION DE VAPEUR PAR AN	M ³	79380	650,00	51 597 000,00
CONSOMMATION ELECTRIQUE PAR AN	KWh	714420	1,82	1 297 856,84
TOTAL COUT CONSOMMATION ENERGETIQUE	/	/	/	52 894 856,84

Tableau V-15 : Les frais de la consommation des produits chimiques par le dessaleur de type Ejectocompression

DESIGNATION	QUANTITE(Kg)	PRIX UNITAIRE (DA)	MONTANT (DA)
ACIDE SULFAMIQUE	2400	49,27	118 253,55
RODINE	96	1 316,35	126 369,45
BELGARD	4737,6	275,77	1 306 474,60
NALCO 131S	493,5	462,29	228 140,77
TOTAL	/	/	1 779 238,38

Tableau V-16 : Les frais de la main d'œuvre pour le dessaleur de type Ejectocompression

DESIGNATION	NOMBRE	SALAIRE BRUT (DA)	MONTANT TOTAL (DA)
Ingénieur de car	0,40 (12 jours par mois)	106 712,00	42 684,80
Operateur	4,00	79 681,78	318 727,12
Technicien de contrôle DCS	1,00	88 556,84	88 556,84
Ingénieur	0,33	62 208,33	20 736,11
Chef de car utilité	0,40	106 541,96	42 616,78
TOTAL			513 321,65
TOTAL ANNEE			6 159 859,8

Tableau V-17 : estimation des frais d'interventions et de la maintenance au niveau du dessaleur de type Ejectocompression

Descriptions des Equipements	Années	Coûts Main-d'œuvre	Coûts Matériel	Total
Dessalement D "052R605"	2003	189 127,00	353 882,00	543 009,00
Pompage E.D.M		-	1 205,00	1 205,00
Pompage E.D.M		363,00	-	363,00
TOTAL	2003	189 490,00	355 087,00	544 577,00
Dessalement D "052R605"	2004	225 459,00	29 195,00	254 654,00
Pompage E.D.M		15 894,00	46,00	15 940,00
Systeme Anti-mousse		11 599,00	-	11 599,00
Poste de Détente		2 520,00	13 790,00	16 310,00
Pompage E.D.M		3 384,00	-	3 384,00
TOTAL	2004	258 856,00	43 031,00	301 887,00
Dessalement D "052R605"	2005	162 251,00	53 812,00	216 063,00

Descriptions Equipements	Années	Coûts Main-d'œuvre	Coût du Matériel	Total
Réchauffage E.D.M		8 316,00	-	8 316,00
Systeme Anti-mousse		3 015,00	-	3 015,00
Pompage E.D.M		14 693,00	9 349,00	24 042,00
Pompage E.D.M		12 316,00	1 904,00	14 220,00
TOTAL		2005	200 591,00	65 065,00
Dessalement D "052R605"	2006	203 141,00	216 866,00	420 007,00
Réchauffage E.D.M		9 199,00	11 482,00	20 681,00
Systeme de Vide		7 328,00	10 437,00	17 765,00
Systeme Anti-mousse		528,00	-	528,00
Pompage E.D.M		10 284,00	6 937,00	17 221,00
Alimentation Polyphosphate		7 056,00	-	7 056,00
Alimentation Polyphosphate		1 065,00	1 037,00	2 102,00
Distillation E.D.M		7 277,00	7 708,00	14 985,00
Pompage E.D.M		10 381,00	8 586,00	18 967,00
Pompage E.D.M		40 660,00	21 090,00	61 750,00
TOTAL		2006	296 919,00	284 143,00
LA MOYENNE DES 4 ANNEES (2003/2006)				423 295,50

Tableau V-18 : Les frais d'exploitation pour le dessaleur de type Ejectocompression

DESIGNATION	MONTANT (DA)
ENERGIE	52 894 856,84
PRODUITS CONSOMMES	1 779 238,38
MAINTENACE	423 295,50
MAINS D'ŒUVRES	6 159 859,85
ASSURANCE	439 403,35
TOTAL OPEX	61 696 653,92

Tableau V-19 : les charge fixes et variables pour le dessaleur de type Ejectocompression

Type des charges d'exploitation	Montant (DA)
CHARGES FIXES	862 698,85
CHARGES VARIABLES	60 833 955,06
TOTAL	61 696 653,92

- Les montants globaux des charges variables et fixes sont mentionnés ci dessous :

Tableau V-20 : Dépenses d'exploitation des deux types de dessaleurs

Désignation	Ejectocompression	MSF
	Montant (million de DA)	Montant (million de DA)
Total charges fixes	7,02	9,64
Total charges variables	54,67	83,31
Total dépense d'exploitation	61,69	92,95

➤ **Commentaire**

Les dépenses d'exploitation de l'unité à ejectocompresseur sont largement inférieures à celles du MSF à l'échelle des deux charges en effet il utilise moins d'équipements et peu d'énergie (charges variables) ce qui implique moins d'interventions et de maintenances (charges fixes) par rapport à l'unité MSF sauf pour les opérations de lessivage qui sont plus fréquents dans le cas de l'unité Ejectocompression.

V.3.Calcul du coût de revient économique

V.3.1.Définition 1

Pour estimer le cout de revient économique il faut introduire une nouvelle notion économique c'est le cout d'amortissement

Le coût de revient économique est défini comme étant la somme de deux éléments : les frais d'exploitation et l'amortissement économique actualisés d'où

$$\text{CRE} = \text{frais d'exploitation} + \text{amortissement économique}$$

V.3.2.Définition 2

C'est la constatation comptable de la dépréciation irréversible de la valeur d'un bien.

L'amortissement permet à l'entreprise de dégager les sommes nécessaires pour le renouvellement des éléments actif.

Pour estimer le cout d'amortissement on utilise la méthode de l'amortissement linéaire

V.3.3.Amortissement linéaire

Le montant de l'annuité d'amortissement reste constant tout le long de la durée de vie prévue pour le bien amorti. L'annuité d'amortissement se calcule comme suit :

$$A = \frac{I}{n}$$

Avec :

A : annuité d'amortissement

I : montant de l'investissement

n : nombre d'années pour l'amortissement

- n = 25 pour les bâtiments industriels
- n = 4 à 6 pour le matériel

Pour effectuer le calcul du prix de mètre cube de l'eau produite on utilise les données techniques suivantes :

- Quantité produite par l'Ejectocompression : 340200 de tonnes/an d'après le tableau IV-2.
- Quantité produite par le MSF : 349920 de tonnes/an (tableau IV-2).
- L'amortissement :

- ☞ 25 ans linéaires pour les bâtiments industriels
- ☞ 5ans linéaire pour les équipements

- Investissement (MSF) : 263 019 063,72 DA.
- Investissement (Ejectocompression) : 225 043 610,92 DA.

Tableau V-21 : résultat de l'évaluation économique

Désignation	Unité type Ejectocompression	Unité type MSF
Frais d'investissement des bâtiments industriels en DA	47185594,56	54597762,47
Frais d'investissement des équipements en DA	177 858 016,36	208421301,25
Amortissement annuel en DA	37459027,04	43868170,74
Amortissement économique en DA/M³	110,10	125,36
Dépenses d'exploitation en DA/M³	181,35	265,65
LE PRIX UNITAIRE EN DA/M³	291,45	391.01

➤ **Commentaire**

D'après les calculs élaborés ci-dessus, Il paraît clairement que le coût de revient (coût du mètre cube de l'eau produite) du dessaleur type Ejectocompression est moins élevé que celui du dessaleur type MSF.

Cette différence (qui est de 100 DA) revient au frais d'investissement (qui sont plus importants dans le cas du dessaleur MSF suite au nombre d'équipements importants) ainsi que les frais d'exploitation (charges fixes et variables ; consommations électrique, de vapeur et des produits chimiques relativement élevé par rapport a l'unité a ejectocompression).

On compare les couts de revient des deux procédés du GL1/Z avec les prix du marché internationale du dessalement (tableau II-5)

Tableau V-22 : comparaison des couts d'un mètre cube de l'eau produite par le GL1/Z par rapport aux normes

Procédé	MSF	Ejectocompression
Prix		
Prix du mètre cube en DA	391,01	291,45
Prix du mètre cube en DA (selon les normes)	190	153

➤ **Commentaire**

Les couts de revient des deux procédés appliquées au GL1/Z sont décalés d'un certain taux par rapport aux normes ce qui peut être expliqué par le taux d'actualisation des prix (nombres d'années entre le projet de la station de dessalement du GL1/Z et la déclaration de ces normes. De surcroit le cout du mètre cube d'une eau dessalée dépend des frais d'investissement mais aussi de la taille de l'unité (sa capacité de production) ainsi plus l'unité est grande et plus le cout du mètre cube est faible.

Conclusion

L'étude économique a confirmé les résultats obtenus dans le chapitre précédent (l'étude technique) et a révélée une suprématie du procédé d'Ejectocompression par rapport au MSF a l'échelle économique aussi avec un taux de réduction de 25% du prix du mètre cube d'eau produite par les unités MSF, de ce fait on peut dire que la meilleur variante (technique) a adopter est celle de l'Ejectocompression

On récapitule les résultats de l'étude technico-économique dans le tableau suivant :

Tableau V-23 : Résumé des résultats technico-économiques obtenus de cette étude

Procédé	MSF	Ejectocompression
Capacité de production (m³/h)	45	45 à 55.5
Rendement hydraulique	10%	37%
Rendement thermique (GOR)	3.0	4.28
Prix du mètre cube de l'eau produite (DA)	391.01	291.45

Cependant les résultats techniques et économiques obtenues dans cette étude sont basés sur des valeurs du design (théorique) et ne tiennent pas compte de l'influence du facteur de temps et la perturbation ou la dégradation éventuelle des performances qui peut avoir des répercussions sur l'unité, pour cela une étude des performances est nécessaire pour évaluer l'influence de ce facteur sur les unités MSF et Ejectocompression.

***Chapitre VI : Etude des
performances des unités de
dessalement du GL1/Z***

Introduction

La comparaison technico-économique élaborée aux chapitres précédents a révélée une évidente supériorité du procédé ejecto-compression (combinaison de MED à THA-TVC) par rapport au MSF sur les deux échelles technique et économique. Cependant cette comparaison ne représente pas vraiment la réalité mais elle se base plutôt sur des valeurs théoriques (d'un point de vu Design seulement) ,elle ne tient pas comptes de l'évolution des performances des deux types d'installation au cours du temps qui peuvent subir des répercussions sévèrement grave -influant sur le fonctionnement des équipements et des différents organes qui les constituent- comme conséquences des problèmes d'entartrage et corrosion ce qui se traduit éventuellement par une diminution de la production et une baisse du rendement.

De ce fait et pour que cette étude (comparaison) soit plus fiable et crédible il faut examiner le facteur du temps et renforcer la comparaison par une étude des performances sur une période bien déterminée afin d'aboutir a un résultat irréfutable.

Pour bien caractériser et analyser l'évolution de la production des unités, l'étude des performances des deux types d'unités se fait sur les cinq dernières années de 2010 jusqu'a 2015.

VI.1.la production des six unités dans les cinq dernières années

(Voir annexe 1)

➤ Commentaire

Les tableaux ci-dessus représentent les productions mensuelles interannuelles de chacune de six unités en mètre cube d'eau distillée

a) MSF

La production a clairement diminuée par rapport au design $45\text{m}^3/\text{h}$ soit $32400\text{m}^3/\text{mois}$ sans tenir compte des arrêts disponibles et indisponibles pour le lessivage par exemple pour les deux premières années 2010-2012 la production est autour de 20000 jusqu'à 29000 m^3/mois et donc on enregistre une diminution de taux de production de 10% à 38%

Les performances (le rendement) des unités continuent à chuter pendant les trois dernières années 2012-2013 la production maximale est au dessous de $15500\text{m}^3/\text{mois}$ soit un taux de diminution plus de 52% de la production optimale (design)

❖ Remarque

La production dans les deux unités E et F est relativement faible par rapport aux unités A, B et C car elles sont installées bien avant Le projet de rénovation du complexe

GL1/Z dans lequel ces trois nouvelles installations (A, B et C) ont été implantées. et donc on va s'intéresser à ces derniers qui ont été récemment installées pour faire l'étude des performances et la comparaison des unités MSF avec celle de l'ejecto-compression.

b) Unité 'D' d'Ejectocompression

L'unité D utilise 2 procédés combinés (MED avec TVC) à ejecto-compresseur ce qui la rend la plus performante et productrice (45 à 55 m³/h ; $\eta=30\%$) d'un point de vue théorique. Le rendement (thermique et de production) est amélioré grâce aux thermocompresseurs qui font augmenter la pression et la température de la vapeur ce qui améliore l'échange thermique (dizaine de kilocalories fournies en plus pour la section de l'évaporation de l'eau de mer). En revanche la production de cette unité n'a jamais dépassé les 12000 m³/mois soit 37% de sa production nominale et 30% de sa production maximale des variations assez importantes et irrégulières dans la production avant qu'il cesse complètement de fonctionner (arrêt indisponible définitive en 2014 jusqu'à ce jour).

Les problèmes d'entartrage (dépôts des CaCO₃ et Mg(OH)₂) et de corrosion (les produits chimiques antitartre et autres) sont les causes principales de la dégradation de cette unité.

Tableau VI-1 : la production mensuelle maximale interannuelle des unités en mètre cube

L'Unité	La production en (m ³ /mois)
A	28990
B	24548
C	24494
D	13344
E	16254
F	16051

➤ Commentaire

La production maximale pendant les cinq ans est enregistrée au niveau du dessaleur A avec 28990 m³/mois soit 40.3 m³/h (90% de la production maximale) alors que le dessaleur D produit la moindre quantité de 13344 m³/mois \Leftrightarrow 18.5 m³/h (33% de sa production maximale) une production plus faible que celle de l'unité E et F qui ont été installées bien avant l'unité 'D'.

Tableau VI-2 : La production moyenne mensuelle interannuelle des unités en mètre cube

Unité Année	A	B	C	D	E	F
2010	18851	17512	18474	4662	12691	11604
2011	15 381	15 708	15 521	8 288	11 846	8 549
2012	13741	14625	10410	8884	6921	3271
2013	12073	13622	52	4338	9048	11194
2014	11626	10835	426	0	8884	8241
2015	2675	5055	9456	0	3969	5200

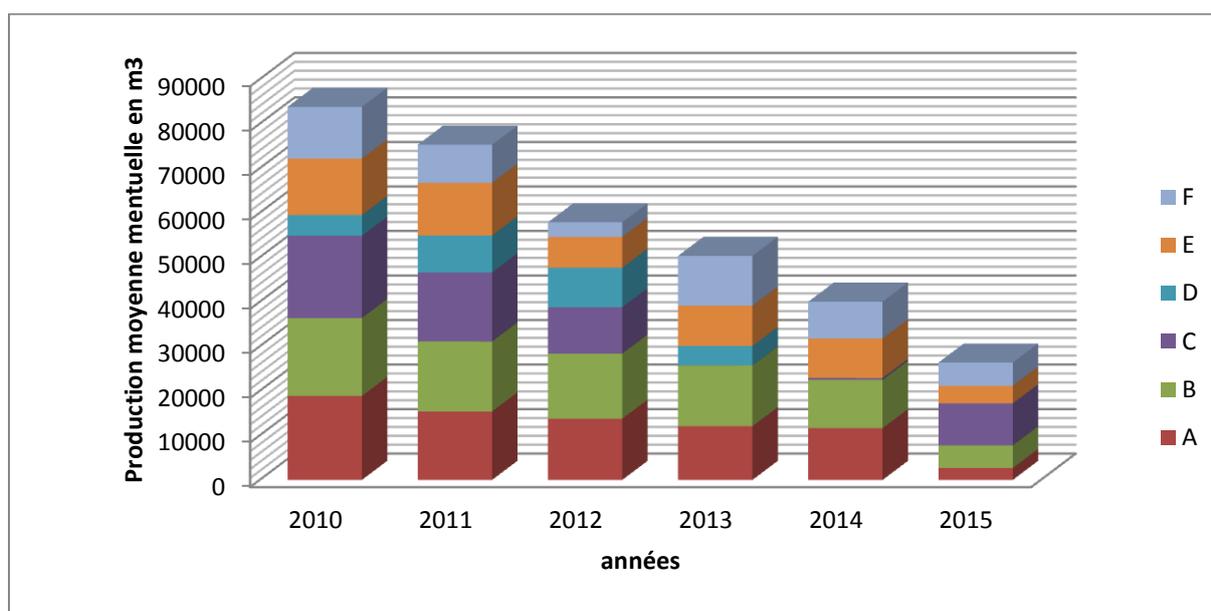


Figure VI-1 : l'évolution de la production moyenne mensuelle interannuelle des unités en mètre cube pendant les cinq dernières années (2010-2015)

➤ **Commentaire**

Le tableau et le graphe ci-dessus présentent l'évolution de la production moyenne mensuelle interannuelle de chaque unité de dessalement

on constate que le dessaleur B est le plus performant avec une production plus ou moins stable par rapport aux autres dessaleurs et diminution de production minimale au cours des cinq ans.

Tableau VI-3 : La production moyenne mensuelle interannuelle de chaque unité en mètre cube

Unité	Production
A	12391
B	12893
C	9056
D	4362
E	8893
F	8010

➤ **Commentaire**

D'après ce tableau on observe que le dessaleur B donne la meilleure production de 12893 m³/mois et donc l'étude va se faire entre le dessaleur B qui est le plus performant des dessaleurs MSF et le dessaleur D ejecto-compression.

L'année 2011 représente la meilleure année pour faire la comparaison ou les valeurs de productions enregistrées ne sont pas loins des valeurs maximale (du design) suite a la disponibilité des unités contrairement aux années 2014-2015 ou la production des unités MSF est relativement faible et nulle pour le dessaleur D (ejecto-compression).

➤ Reprenons les valeurs de la production en 2011. (**voir Annexe 1**)

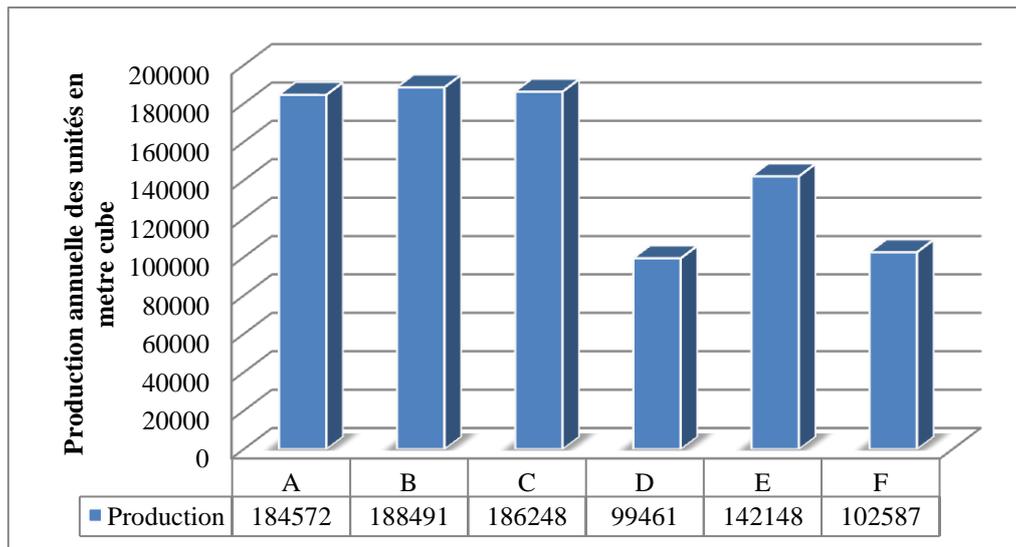


Figure VI-2 : la production moyenne annuelle des unités en mètre cube pendant l'année 2011

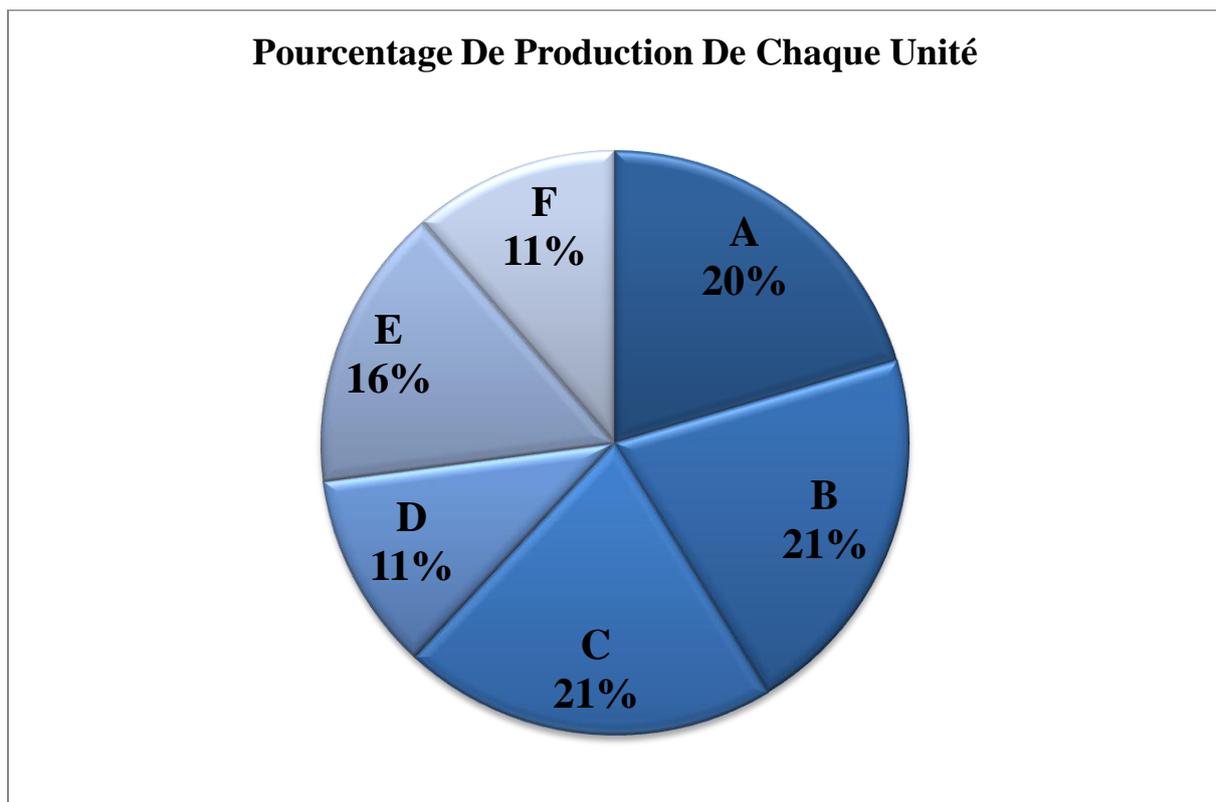


Figure VI-3: Contribution des unités de dessalement à la production globale d'eau distillée

➤ **Commentaire**

- Les dessaleurs A, B et C ont réalisé pratiquement les mêmes quantités de la production ; avec un léger avantage pour l'unité B qui a réalisé une production de 188491 m³. ce qui confère les meilleures performances.
- L'unité E a réalisé 16 % de la production globale avec une production de 142148m³.
- L'unité F a réalisé un taux de 11% de la production globale avec une production de 102587 m³, ce faible pourcentage est dû à la chute des performances d'unité en plus de son indisponibilité (a cause des travaux de maintenances et d'entretiens).
- L'unité D a réalisé presque 11% de la production globale avec une production de 99461 m³, ce qui présente un faible pourcentage pour une nouvelle unité installée récemment. La chute des performances de l'unité et l'indisponibilité causée par les arrêts pour l'entretien et le Lessivage chimique sont les principaux causes de cette production médiocre.

VI.2.Disponibilité des unités de dessalement

Tableau VI-4: Taux de disponibilité des unités de dessalement

Dessaleurs	AD	AI	JS	DISPO
A	48	38	279	0,90
B	13	29	323	0,92
C	23	53	289	0,85
D	09	75	281	0,79
E	26	06	333	0,98
F	34	71	260	0,81

JS : Jours de service

AD : Arrêt disponible

AI : Arrêt indisponible

$$\text{Disponibilité} = \frac{\text{jours en service} + \text{jours à l'arrêt disponible}}{\text{nombre de jours total de l'année}}$$

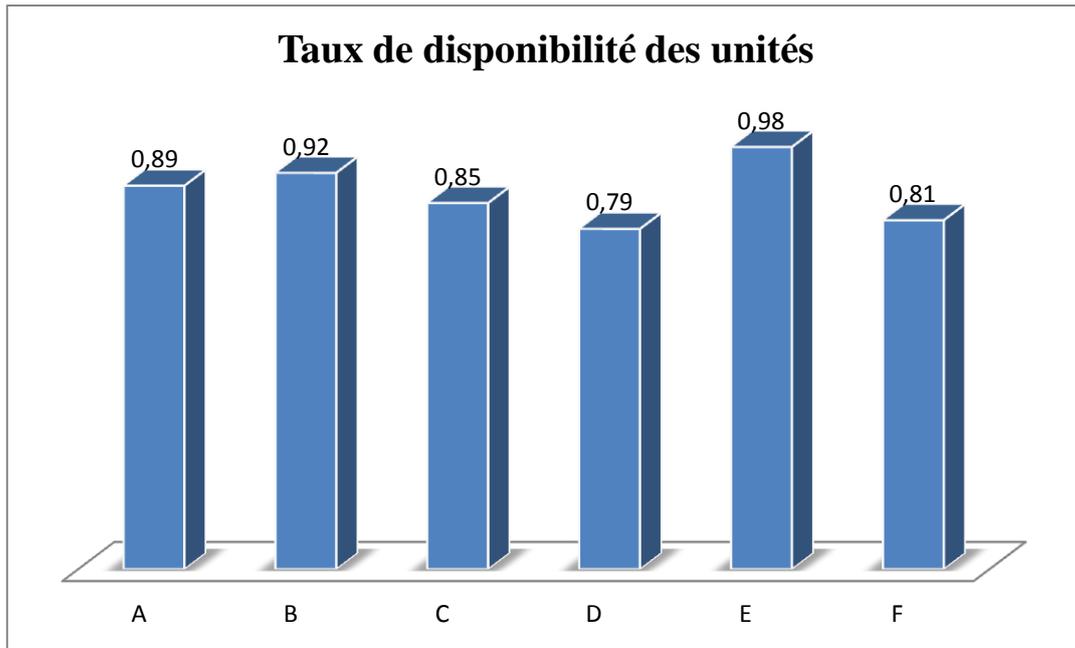


Figure VI-4 : Taux de disponibilité des unités pendant l'année 2011

➤ **Commentaire**

D'après ce graphe on constate que les dessaleurs de type MSF sont plus disponibles par rapport le dessaleur D à cause du lessivage chimique et les interventions de la maintenance au niveau de cette unité.

Les dessaleurs MSF E et B sont les plus disponibles avec un taux de disponibilité de 0,98 et 0,92 respectivement. Malgré le taux de disponibilité élevé du dessaleur E, le rendement de la production est médiocre ce qui fait de l'unit B le meilleur dessaleur.

Le dessaleur F a un faible taux de disponibilité a cause des arrêts répétitives pour l'entretien, ce qui se traduit par sa faible contribution à la production globale de l'eau distillée pour la satisfaction des besoins industriels en eau.

VI.3.Intervention de la maintenance

Pour analyser les résultats l'indisponibilité des unités de dessalements nous sommes rapprochés du département de maintenance pour se renseigner sur leurs interventions au niveau des unités en question et nous les avons résumées dans le tableau suivant.

Tableau VI-5 : bilan des interventions et de la maintenance au niveau des dessaleurs A/B/C/D/E/F

Dessaleur	Intervention de la maintenance
A	<ul style="list-style-type: none"> -Intervention au niveau de l'éjecteur -Changement des vannes d'isolement du filtre rotatif -Réparation lignes de refroidissement pompe booster/pompe saumure a cause des fuites enregistrées. -Nettoyage du filtre d'aspiration de la pompe booster. -Vérification du circuit de la saumure
B	<ul style="list-style-type: none"> -Réparation des filtres rotatifs -Arrêt pour des travaux de maintenance au niveau de la pompe booster EDM -réglages instrumentation -Nettoyage du filtre d'aspiration de la pompe produit.
C	<ul style="list-style-type: none"> -Réparation fuite vapeur au niveau des éjecteurs -Nettoyages des filtres rotatifs -Changer filtre rotatif. -Changement des lignes vapeur silencieux éjecteurs. -Réparation fuite condensât sur la ligne refoulement condensât

Dessaleur	Intervention de la maintenance
D	<ul style="list-style-type: none"> -Changement de la pompe saumure suite à l'endommagement de ça garniture -Réparation fuite EDM au niveau des portes visite condenseur -Réparation de la pompe de lessivage chimique -l'usure de la pompe d'injection d'antitartre -Réparation ou changement des vannes manuelles d'aspirations -Problèmes instrumentation au niveau des boucles de régulation des niveaux et de débit. -L'Ejecto-compresseur a subi plusieurs réparations -Des fissurations au niveau de la calandre des condenseurs des éjecteurs (amant & aval).
E/F	<ul style="list-style-type: none"> - Filtre rotatif ne fonction pas (autonettoyant). - Lignes de soutirage du système de vide. - l'Usure des éjecteurs. - Le corps de la pompe condensât s'est corrodé. - Les vannes d'isolement manuelles du circuit d'EDM nécessitent un changement. - Dégradations des demisters a cause du phénomène de corrosion. - Problèmes instrumentation au niveau des boucles de régulation des niveaux et de débit. - Les LIs des niveaux ne fonctionne pas. -Usure des LVs saumure et produit. - Les lignes vapeurs 10.3 jusqu' au puisard corrodées. - Manque agitateurs bacs antitartre et anti-mousse

➤ **Commentaires**

Les unités E et F rencontrent plusieurs problèmes qui nécessitent des interventions et travaux de maintenances répétitifs ce qui explique le faible taux de disponibilité et la production médiocre au niveau de ces deux anciennes installations principalement l'unité F (vieillessement et amortissement des différents équipements)

Le dessaleur D et bien qu'il soit récemment installé on a enregistré plusieurs interventions (réparation nettoyage) plus les opérations de lessivage ce qui rend ce dessaleur très sensible fragile devant la moindre contrainte qui se traduit par son faible taux de disponibilité et la chute du rendement de la production

Les Pour les dessaleurs A, B et C n'ont aucune défaillance ou perturbation de fonctionnement dans les organes fondamentaux des installations et que les problèmes rencontrés sont au niveau des équipements auxiliaires (filtres, vannes...etc.).

VI.4.Consommation des produits chimiques

VI.4.1.Consommation d'antitartre et d'anti-mousse

Chaque dessaleur dispose d'un bac d'antitartre de 500 litre et un autre identique pour l'anti- mousse. Ces produits chimiques sont injectés respectivement par des pompes doseuse en vue de limiter le phénomène d'entartrage et de moussage.

La consommation moyenne de l'anti tartre (belgard EVN) est de **54 kg /Jour** pour les **MSF A/B/C** et de **36 kg/jour** pour **l'ejecto - compresseur (D)** a raison de :

- 5ppm minimum pour les dessaleurs A/B/C.
- 4ppm pour le dessaleur D.

i.Consommation des produit chimique durant l'année 2011 * BELGARD EVN

Le BELGARD EVN empêche la formation du tartre dur et incrustant sur les surfaces d'échange de chaleur. Il agit d'une manière efficace dans les installations où la température maximale est au voisinage de 95° C.

Sachant que **1fut = 200 l.**

Tableau VI-6 : Consommation mensuelle d'antitartre en fut (année 2011)

Unité Mois	A	B	C	D	E-F	TOTAL
Janvier	2	4	7	0	4	17
Février	2	5	5	2	3	17
Mars	5	6	6	0	3	20
Avril	5	5	6	1	2	19
Mai	2	4	4	2	4	16
Juin	2	7	7	1	4	21
Juillet	2	2	2	0	2	8
Août	8	6	8	1	2	25
Septembre	4	4	4	2	4	18
Octobre	8	2	4	0	6	20
Novembre	8	4	3	0	4	19
Décembre	2	1	2	1	7	13
TOTAL	50	50	58	10	45	213

ii. Consommation des produit chimique durant l'année 2011 * Anti mousse NALCO**Tableau VI-7 : Consommation mensuelle de l'anti mousse en fut (année 2011)**

unité Mois	ANTI MOUSSE A/B/C/D/E/F
Janvier	3
Février	5
Mars	5
Avril	4
Mai	4
Juin	7
Juillet	0
Août	8
Septembre	5
Octobre	8

Mois \ unité	ANTI MOUSSE A/B/C/D/E/F
Novembre	4
Décembre	10
TOTAL	63

➤ **Commentaire**

a) Le dessaleur D (Ejectocompression)

Les doses de l'Anti mousse injectées sont conformes aux normes et croient proportionnellement avec la production contrairement à l'anti tartre ou on observe des injections irrégulières et perturbées -parfois nulles- ce qui revient à la détérioration de la pompe d'injection anti tartre comme le montre le Tableau VI-5 (bilan des interventions de la maintenance au niveau des dessaleurs A/B/C/D/E/F -la partie du dessaleur D).

b) Les dessaleurs A/B/C/E/F (MSF)

Pour les unités MSF on n'enregistre aucun problème d'injection, les doses d'antitartre et anti mousse suivent les normes (valeurs calculées dans le chapitre IV) selon la variation de la production dans chaque unité.

VI.4.2.Lessivage chimique

Les unités de dessalement(distillation) d'eau de mer en générale que se soit type MSF ou MED(THA)-TVC sont sujettes au phénomène de dépôt de sels provoqué par le chauffage de l'eau de mer lors de la mise en exploitation, ce phénomène d'entartrage touche généralement les réchauffeurs de saumure, les condenseurs et les évaporateurs, ce qui traduit par une diminution des performances de l'installation au fur et à mesure que l'épaisseur de la couche du tartre augmente.

Si le rendement des unités de dessalement commence à diminuer ça implique la présence du phénomène d'entartrage dans l'installation. L'élimination des tartres -dans la majorité des cas- se fait par un lessivage via un acide.

Le traitement anti- tartre injecté régulièrement n'empêche pas totalement la formation des dépôts sur les parties soumises à des hautes températures. Ces dépôts doivent être éliminés au bout d'un certain nombre d'heure de marche de l'unité de dessalement soit une durée de six mois tel que préconise SIDEM.

L'opération de lessivage acide consiste à faire circuler une solution concentrée d'acide sulfamique (détartrant) et Rhodine 141M (inhibiteur de corrosion) pour dissoudre le tartre sans attaquer les tubes des faisceaux.

a) Lessivage chimique des dessaleurs MSF

Pour les unités MSF A, B, C, D, E, F n'ont subies aucun lessivage chimique pendant les cinq dernières années (2010-2015) on enregistre des injections des doses des produits antitartre et antimousse et quelques opérations de détartrage (opération manuelle).

b) Lessivage chimique du dessaleur ejecto-compression

Le lessivage acide du dessaleur D est effectué en arrosant les faisceaux tubulaires pendant une durée qui dépendra de la ténacité du tartre existant.

Au cours de l'opération de lessivage chimique la quantité d'acide injecté, la variation du pH, le temps et la température sont des paramètres à bien noter.

Conformément au manuel de SIDEM, à la fin du lessivage on estime la quantité de tartre éliminée en admettant qu'il faut 1,4 à 1,5 kg d'acide sulfamique pour éliminer 1 kg de tartre.

c) Bilan du lessivage

❖ L'unité D ejectocompression

- Durant l'année 2010 l'unité de dessalement D-062-R-605 de type éjecto- compression a subi une seule opération de lessivage chimique le 14/04/2010. L'opération de lessivage a été achevée le 16/04/ 2010 avec une consommation de 3000 kg d'acide sulfamique Et 90 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141.
- Durant l'année 2012 l'unité de dessalement D, 062-R-605 de type éjecto- compression a subi deux opérations de lessivage chimique au mois de février

1-Première opération (du 10 au 11/02/2012 avec 3000 kg d'acide sulfamique Et 90 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141.

2-Deuxième opération (du 15 au 16/02/2012) avec 4500 kg d'acide sulfamique Et 135 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141.

- L'unité de dessalement D,062-R-605 de type éjecto- compression a subi une opération de lessivage chimique suite au bouchage fréquent de l'unité avec 1775 kg d'acide sulfamique et 925 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141.

d) Exemple de la première opération de lessivage en 2012 (Voir Annexe 2)**❖ Remarque**

La température de la solution d'acide en circulation varie entre 50°C et 60°C.

➤ Commentaire

Durant l'année 2012 l'unité de dessalement D, 062-R-605 de type éjecto-compression a subi deux opérations de lessivage chimique au mois de février.

Dans La première opération on a consommé 3000 kg d'acide sulfamique Et 90 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141

Dans la deuxième opération on a utilise 4500 kg d'acide sulfamique Et 135 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141.

D'après ces résultats, on constate que la consommation des produits chimiques pour le lessivage contre l'entartrage et la corrosion pour l'unité D est assez importante ayant comme conséquences :

- Dégradation des matériaux constituant les différents organes du dessaleur qui subissent le lessivage.
- Diminution de taux de disponibilité de l'unité (arrêts disponible plus indisponible estimé de 10 jours pour les opérations de lessivage seulement) ce qui implique une diminution de la contribution de l'unité dans la production.
- Le cout élevé des produits chimiques, manœuvre ...etc.
- L'impacte des produits chimiques utilisés (quantités importantes) sur l'environnement.

La production de l'unité de dessalement « D » s'est dégradée d'une manière importante malgré les opérations de lessivages chimiques effectuées régulièrement. De l'autre coté les unités utilisant le procédé MSF et bien qu'ils n'aient subies aucun lessivage durant les cinq dernières années, la production n'a pas beaucoup diminuée comme c'est le cas pour l'unité D.

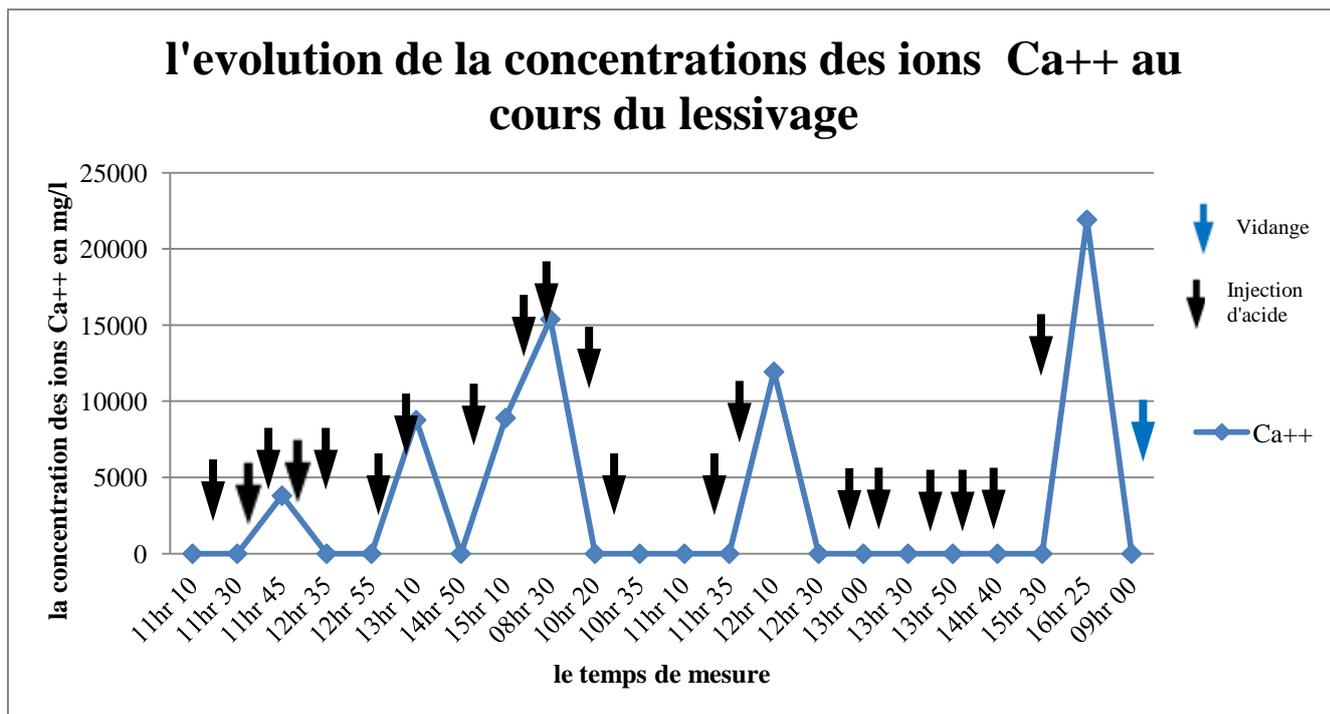


Figure VI-5 : l'évolution de la concentration des ions Ca^{2+} au cours du lessivage chimique

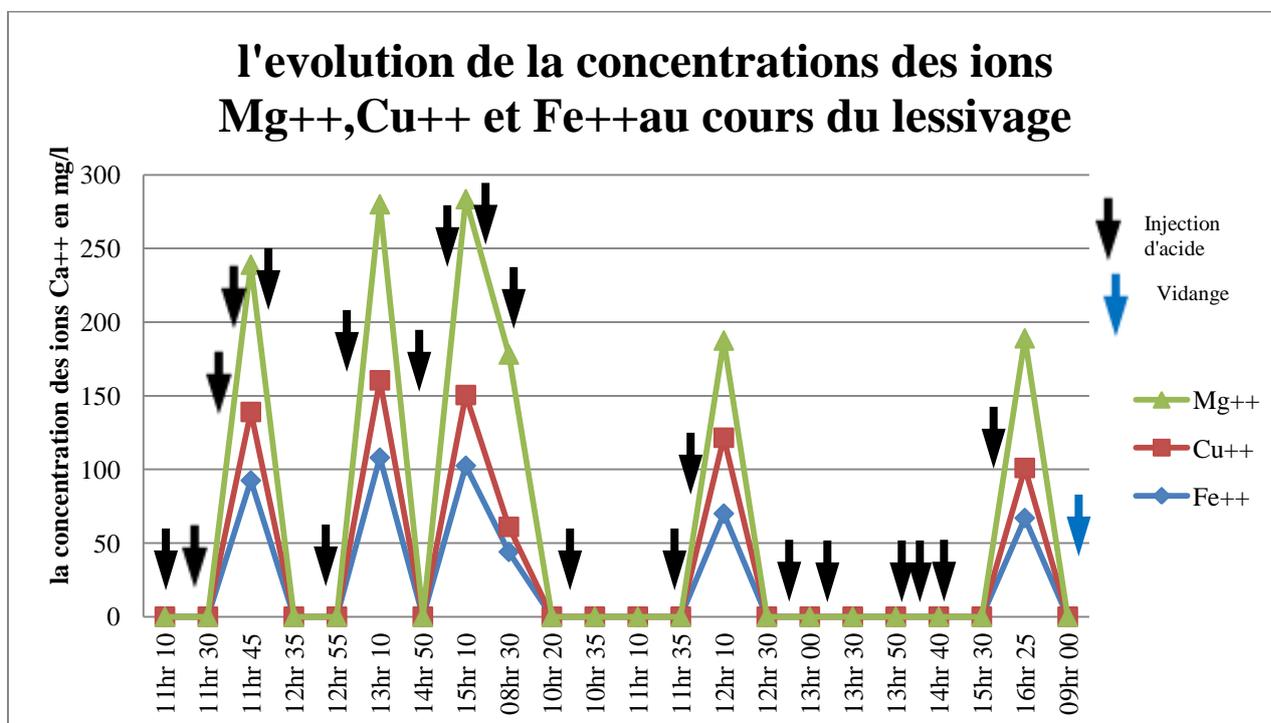


Figure VI-6 : l'évolution de la concentration des ions Mg^{2+}, Cu^{2+} et Fe^{2+} au cours du lessivage chimique

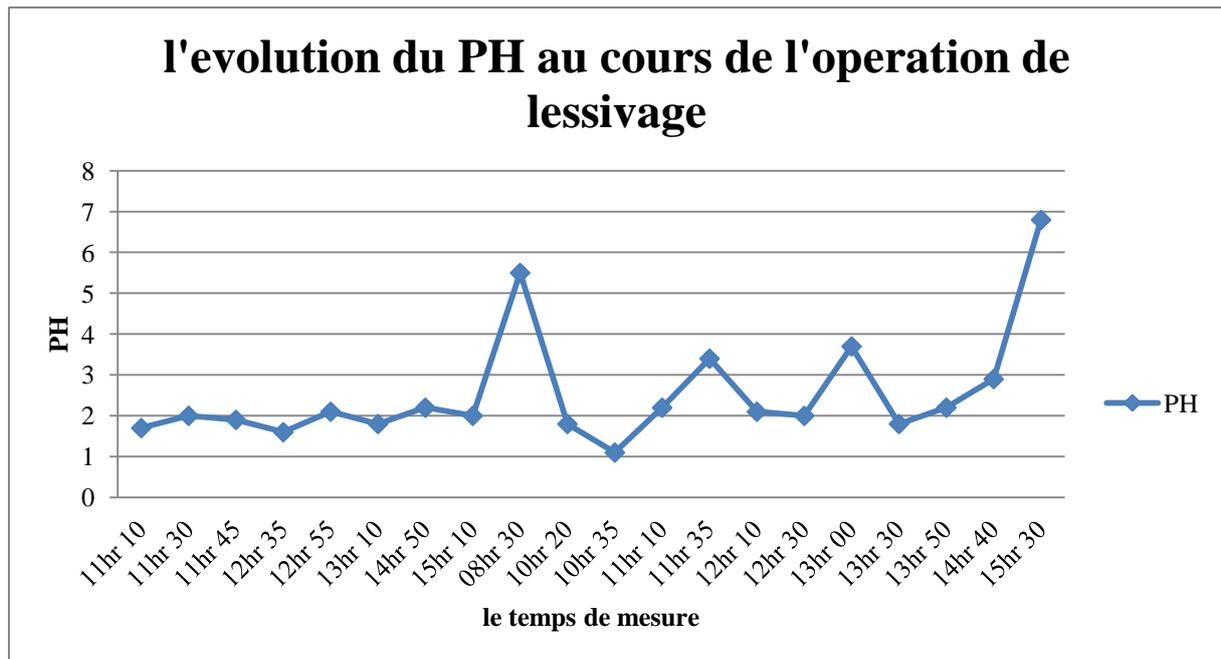


Figure VI-7 : l'évolution du PH au cours du lessivage chimique

➤ **Commentaire**

l'acide sulfamique et l'inhibiteur de corrosion font dissoudre le calcaire et les autres dépôts des tartres CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$ et CuSO_4 en Ca^{2+} , Mg^{2+} et Cu^{2+} respectivement. L'injection de ces substances chimiques fait augmenter la concentration des ions Ca^{2+} , Mg^{2+} et Cu^{2+} (qui étaient sous forme des dépôts de tartre avant le lessivage) d'un côté et fait diminuer le PH car l'acide sulfamique est un acide fort, le PH lors de lessivage varie entre 1 et 3.

L'opération de lessivage est arrêtée lorsqu'on commence à observer des traces des matériaux constituant l'unité (le cuivre, Nickel...etc.).

➤ **Résultat du lessivage**

Après ce lessivage et selon le tableau VI-3 le rendement de la production a clairement augmenté la production est passée de 2136 m^3/mois ($3\text{m}^3/\text{h}$) en janvier 12816 m^3/mois soit 18 m^3/h en Mars de la même année (récupération de 33% des performances)

Tableau VI-8 : l'amélioration de la production après le lessivage

Paramètres de la production	Avant lessivage	Après lessivage	Valeur Design
Paramètres	Valeurs d'exploitation		
Production en (t/ h)	3	18	45
Consommation de vapeur : (t/h)	2,44	11,25	11.25
G.O.R	1,23	1,6	4,0
Débit d'appoint d'eau de mer (t/h)	147.2	149.8	150
Conductivité ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	4.4	4,7	< 5,25
Température de la vapeur 10,3 bars en °C	183.65	205.3	212

e) Qualité d'eau distillée produite par les dessaleurs B et D

Les analyses au niveau de laboratoire sur la conductivité et le PH ont données les résultats suivants

Tableau V-9: Qualité d'eau distillée produite par les dessaleurs B et D

Dessaleur B		Dessaleur D	
pH	Conductivité ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	pH	Conductivité ($\mu\text{s}/\text{cm}$)
6.0	3.3	6.0	3.3
6.8	3.8	6.5	3.3
7.0	4.3	6.5	3.8
7.1	5.0	6.6	3.2
6.7	2.8	6.5	3.4
6.4	6.4	6.3	3.7
6.4	4.0	6.5	3.3
6.7	4.2	6.6	3.7

➤ **Commentaire**

Le tableau ci-dessus montre que les analyses d'eau distillée enregistrés au niveau de dessalements sont des bonnes qualités. Appart quelque cas qui n'a aucun influence sur la qualité de l'eau produite.

Ainsi en se basant sur les valeurs de la conductivité, on peut déduire que le dessalement à ejecto-compression est plus performant que les dessaleurs MSF en terme de qualité de l'eau produite

VI.5.La Consommation électrique

Consommation électrique des unités de dessalement est un paramètre essentiel pour déterminer la meilleure variante (le procédé le plus performant) car notre étude est principalement basée sur deux aspects technique et économique et donc on doit opter pour le procédé qui consomme moins d'énergie tout en assurant le taux de production optimale pour la satisfaction des besoins en eau industrielles du complexe

L'énergie électrique est consommée par les différentes pompes assurant le transfert des eaux (eau de mer, eau distillée) au niveau des deux types des dessaleurs, pour cela on calcule l'énergie électrique consommée par le dessaleur D (ejecto-compression) et la comparer avec dessaleur le plus performant des dessaleurs type MSF qui est le dessaleur B (tout en se basant sur des mesures élaborées sur site).

On peut calculer la puissance électrique consomme à partir de l'intensité suivant la loi suivante :

$$Pu = \rho . g . H . Q$$

$$\Rightarrow Pabs = \frac{Pu}{\eta}$$

$$\Rightarrow E = Pabs . t$$

Avec

Pu : Puissance utile en KW ; ***ρ***: masse volumique du liquide en Kg/m³ ***g*** : l'accélération de gravite =9.81m/s² ; ***H*** la hauteur de refoulement en m ***Q***:Debit de la pompe en m³/s

Pabs : Puissance absorbée en KW

$\eta = 92\%$ (rendement de la pompe) ; $t = 1$ heure.

a) MSF

Tableau VI-10: calcul d'énergie électrique consommé par le dessaleur B (valeurs mesurées sur site)

paramètres équipements	Le débit en m ³ /h	La pression en m.c.e	L'énergie électrique consommée en KWh
Pompe Booster	439	50	65,0149457
Pompe saumure	406,96	25	30,1349457
Pompe produit	32,04	36	3,41643913
Pompe condensat	6,3	32	0,59713043
filtre rotatif	409	/	16.83
L'énergie électrique totale consommée	/	/	116

b) Ejectocompression

Tableau VI-11: calcul d'énergie électrique consommé par le dessaleur D

Paramètres équipements	Le débit en m ³ /h	La pression en m.c.e	L'énergie électrique consommée en KWh
Pompe booster	145	50	21,48
Pompe saumure	129,47	20	7,6
Pompe produit	15,53	30	1,38
Filtre rotatif (2)	135	/	27,54
Energie électrique totale consommée	/	/	58

Tableau VI-12 : comparaison de la consommation électrique des deux dessaleurs (MSF /Ejectocompression)

Dessaleurs	B	D
Consommation électrique	116 kWh	58 kWh
Débit de production lors des mesures	32.04 m ³ /h	15.53 m ³ /h
Consommation électrique/m ³ (réelle)	3.62 kw/m ³	3.73 kw/m ³
Consommation électrique/m ³ (design)	3.5 kw/m ³	2.1kw/m ³

➤ **Commentaire**

Le dessaleur D a ejecto-compresseur consomme moins d'énergie électrique car il utilise trois pompes seulement contrairement aux unités fonctionnant par MSF qui utilisent quatre pompes (pompe condensat en plus) en outre la saumure évacuée par l'unité D est 4 fois plus concentrée que celle du MSF ce qui demande une pompe saumure a puissance réduite par rapport au pompe saumure du MSF néanmoins la consommation électrique unitaire du MSF est inférieur a celle d'ejecto compression suite a la diminution de la production dans ce dernier a cause des problèmes de l'entartrage les fuites et les arrêts répétitives pour les opérations de lessivage.

VI.6.Calcul du rendement de l'unité * GOR *

a) Calcul du GOR des unités MSF

Durant notre suivi des dessaleurs type MSF, nous avons enregistré leurs moyenne de production d'eau distillé et leurs Consommation de la vapeur, les résultats sont résumé dans le tableau suivant :

Tableau VI-13 : la Production d'eau distillée et consommation de la vapeur par les dessaleurs A/B/C

L'Unité	A	B	C
Production d'eau distillée en t/h	32,04	31,18	30,14
Consommation de la vapeur en t/h	13,21	11,20	11,96
Production d'eau distillée en t/h(design)	45		
Consommation de la vapeur en t/h (design)	15,3		

i. Dessaleur A

- $GOR/A = 32,04/13,21 = 2,43$

$$GOR/A = 2,43$$

⇒ rapport vapeur/débit eau distillé = $13,21/32,04 = 0,412$

Donc il faut 412 kg de vapeur pour produire 1000kg d'eau distillé

ii. Dessaleur B

- $GOR/B = 31,18/11,2 = 2,78$

$$GOR/B = 2,78$$

⇒ Rapport vapeur/débit eau distillé = $11,2/31,18 = 0,359$

Ce qui vaut 359 kg de vapeur pour donner 1000kg d'eau distillée

iii. Dessaleur C

- $GOR/C = 30,04/11,96 = 2,52$

$$GOR/C = 2,52$$

⇒ Rapport vapeur/ eau distillé = $11.96/30.04 = 0.398$

Et donc pour le dessaleur C il faut 398 kg de vapeur pour produire 1000kg de distillat

b) Calcul GOR de l'unité D à Ejecto-compresseur

Tableau VI-14: Calcul du GOR du dessaleur D

La production en Kg	Design (kg)	Réelle en 2011 (kg)	Quantité mesurée (Valeur d'exploitation) (kg)
Eau distillée produite	1000	1000	15.53
La vapeur consommée	250	637	9.8908

➤ **Commentaire**

Selon le constructeur SIDEM ,1Kg de vapeur peut produire 4Kgde l'eau distillée grâce au mécanisme de compression ce qui présente un avantage pour le procédé ejecto-compression face au MSF or que les performances de dessaleur a Ejectocompression ont diminuées d'une façon remarquable comme montre ce tableau.

Selon les mesures élaborées par les operateurs on observe que le dessaleur D a consommée la même quantité de vapeur pour produire le 1/3 de sa production nominale et que si on veut produire la quantité optimale qui est de $45 \text{ m}^3/\text{h}$ on aura besoin de 28.7Kg de vapeur soit le triple de la quantité préconisée par le constructeur

$\text{GOR/D} = 15.53 / 9.8908 = 1.57.$

GOR/D=1.57

⇒ $9.8908 / 15.53 = 0.637$

Ce qui vaut 637 kg de vapeur pour la production de 1000 kg d'eau dessalé

c) Comparaison des rendements GOR

Tableau VI-15 : comparaison des GOR des quatre dessaleurs et leur consommation de vapeur / tonne d'eau distillée

DESSALEUR	A	B	C	D
GOR Design	3,0	3,0	3,0	4,3
GOR	2,43	2,78	2,52	1,57
Consommation de vapeur pour la production 1tonne/h d'eau distillé	412	359kg	398kg	637 kg

➤ **Commentaire**

D'après les calculs on constate que pour produire une même quantité d'eau dessalée nous avons besoin de moins d'énergie pour le dessaleur D qui est de l'ordre de 250 kg. Ce qui représente un bon GOR pour cette unité et donc un autre avantage pour le dessaleur D dans notre comparaison technique en revanche les mesures et les résultats de la production de ce dessaleur en 2011, 8 ans seulement après sa mise en service montrent des chutes des performances assez remarquables le rendement de la production a diminué de 20% et le rendement thermique a perdu près de 40% (le GOR a passé de 4.3 à 1.57) malgré les opérations de lessivages régulières et les doses des produits chimiques recommandées par SIDEM avant qu'il cesse complètement de fonctionner au début de l'année 2014 (arrêt indisponible).

pour les autres dessaleurs utilisant le procédé MSF et malgré leurs consommations de la vapeur relativement élevée par rapport au dessaleur D (due a l'absence du thermo compresseur qui améliore le rendement thermique et par conséquent la production) la diminution du rendement n'était pas si importante (inférieur a 4%) sachant que les trois dessaleurs n'ont subis aucune opérations de lessivage pendant les cinq dernières années (2010-2015) et donc on peut dire que les dessaleurs du procédé MSF sont durables et très résistants a l'entartrage et la corrosion.

Conclusion

La présente étude a pris en considération le facteur temps et les conditions d'exploitation réelles pour compléter l'étude technico-économique qui est basée sur des valeurs théoriques selon le design.

L'Etude des performances des deux types de dessaleurs été nécessaire après l'arrêt indisponible de l'unité D fonctionnant par Ejectocompression suite a la dégradation de ses différents équipements et organes hydromécaniques, cependant elle n'influe pas sur l'efficience et la crédibilité du procédé MED-TVC en tant que un procédé du dessalement de l'eau de mer, mais elle fait apparaitre des problèmes liés a la gestion et l'exploitation des dessaleurs ce qui nous permet de dire que l'origine de ces problèmes c'est bien les conditions d'exploitation.

Le dessaleur à Ejectocompression (l'unité D) a subi une forte dégradation qui l'a obligé de se cesser de fonctionner (2014-2015) a cause de l'entartrage excessif et la corrosion des matériaux des condenseurs et des pompes malgré les opérations du lessivage chimique exécutées régulièrement. Pour une meilleure optimisation des conditions d'exploitation de l'unité D et nous recommandons :

- 1-l'augmentation les doses d'injection de l'anti tartre ainsi que son degré de concentration.
- 2-la diminution du rendement de la production en effet l'unité transforme 35% de l'eau de mer en eau distillée ce qui rend la saumure très concentrée en sels minéraux -qui sont l'origine de l'entartrage- soit quatre fois de la concentration de la saumure des unités MSF
- 3-la diminution du rendement thermique (l'utilisation d'une vapeur a températures réduite)

***Chappitre VII : La politique QHSE
du GL1/Z***

Introduction

Un système de management a base QHSE est indispensable pour n'importe quelle entreprise en effet c'est un moyen d'assurance pour l'entreprise et tous les agents en relation avec, ce système est constitué d'un ensemble des normes, instructions et des exigences vis-à-vis la qualité des produits, l'hygiène, la sécurité des employeurs et équipements et la protection de l'environnement.

VII.1.Les différents aspects d'un système QHSE

VII.1.1.Système de management QHSE

Un système de management est donc l'ensemble des éléments (activités) corrélées interactives combinant les différents aspects (Qualité, hygiène, Sécurité et Environnement) et permettant d'orienter, de piloter et de contrôler l'organisme et l'ensemble de ses processus sur ces différents aspects (QHSE) pour accroître son niveau de performance. Chaque entreprise doit affirmer l'engagement de la Direction par des principes clairement exprimés. Elle est établie, datée et signée du chef d'établissement, communiquée et expliquée au personnel (affichage, publication, réunion de présentation, ...).

VII.1.2.Objectifs de la démarche QHSE

- Zéro accident avec arrêt, pas d'exposition supérieure à la VLE pour le personnel et les intervenants extérieurs,
- Pas de dépassement des normes de rejet dans l'air ou dans l'eau, ...
- Analyser tous les accidents
- La QHSE est le rôle de chacun, la Direction, l'encadrement, les salariés, les intervenants intérimaires ou d'entreprises extérieures sont responsables à leur niveau de leur sécurité, de celle de ceux qui les entourent, de celle des installations.

VII.1.3.Les moyens mis en œuvre

- Des règles et procédures à jour, comprises, connues et appliquées de tous, une formation appropriée.
- Une communication établie pour l'analyse des accidents et la mise en œuvre de programme pour éviter leur renouvellement.
- Un programme de reconnaissance et de sanction.

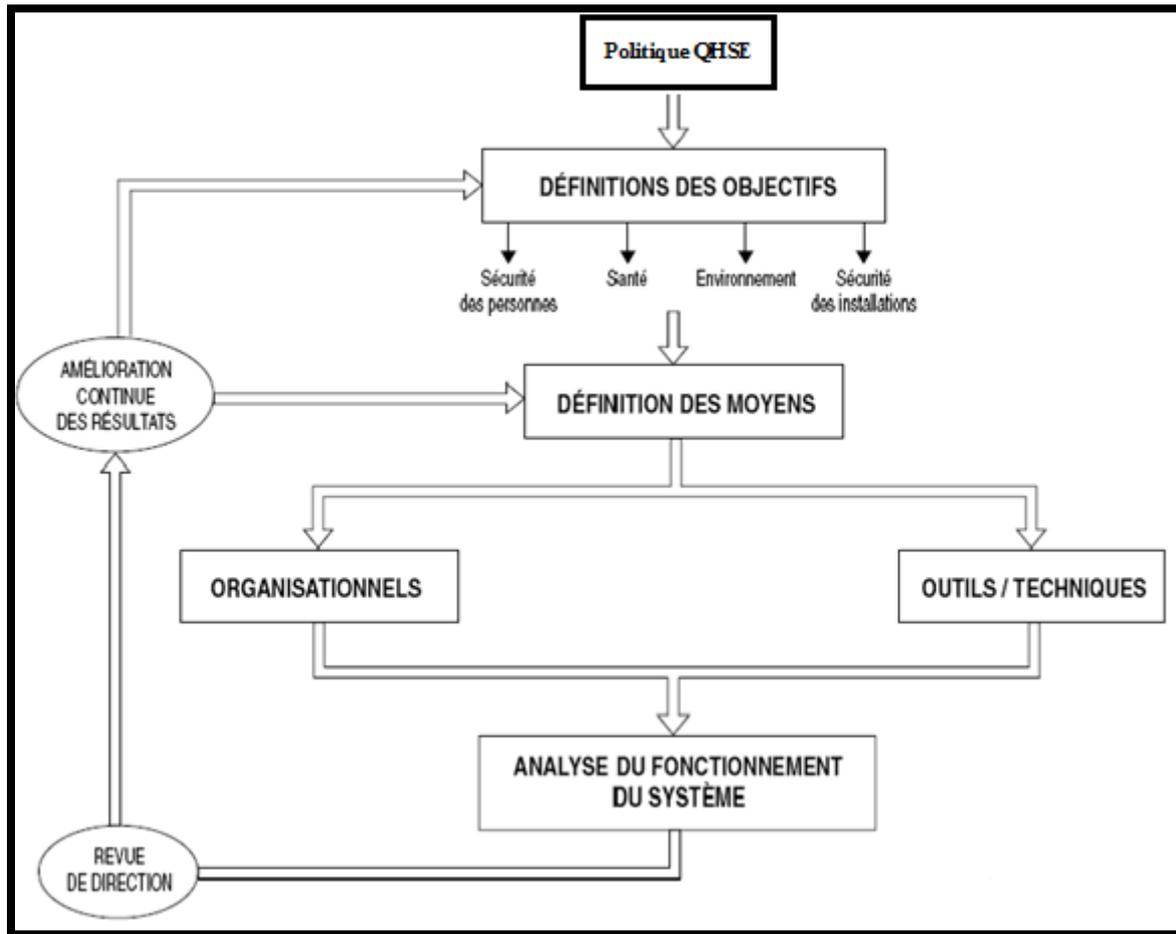


Figure VII-1 Organigramme de la politique QHSE

VII.2.La politique QHSE adoptée par le GL1/Z

Le complexe de liquéfaction du gaz naturel adopte une politique QHSE en respectant deux normes de qualité et de l'environnement plus des consignes de l'hygiène, sécurité et de santé pour le bien des opérateurs et toute personne présente à l'intérieur de la structure.

✓ Les normes suivies par le GL1/Z sont :

- La norme ISO 9001 pour la qualité du produit vendu (le GNL).
- La norme ISO 14001 pour l'aspect environnemental.

Dans ce chapitre on focalise surtout sur l'aspect environnemental et les facteurs de qualité.

VII.2.1.ISO

L'ISO (Organisation internationale de normalisation) est une fédération mondiale d'organismes nationaux de normalisation (comités membres de l'ISO). L'élaboration des Normes internationales est en général confiée aux comités techniques de l'ISO.

- ✓ Pour assurer la qualité du produit et l'améliorer, le GL1/Z applique la norme ISO-9001

VII.2.2.La Norme ISO-9001

Elle décrit les dispositions à prendre pour mettre en œuvre un système de management de la qualité, afin de

- se démontrer qu'elle est apte à fournir régulièrement un produit ou un service conforme aux exigences de ses clients
- Satisfaire ses clients par l'application efficace du système, qui inclut les processus pour l'amélioration continue et la prévention des non-conformités.

Les exigences de la norme constituent un référentiel qui est reconnu mondialement. Ces dispositions ont pour objectif d'assurer la qualité aux clients.

Le texte de la norme ISO 9001 présente les quarts processus principaux suivants:

- Responsabilité de la direction
- Management des ressources
- Réalisation du produit (le GNL).
- Mesure, analyse et amélioration.

VII.2.3.La norme 14001

i.L'impacte du dessalement sur l'environnement

Les impacts environnementaux dus au fonctionnement des unités de dessalement sont notamment liés aux rejets des saumures dans le milieu naturel. Les conséquences des rejets de la "saumure" dans la mer sur l'équilibre écologique du littoral sont encore relativement mal connues. En particulier, des rejets de saumure à forte concentration et dilution insuffisante - comme c'est le cas pour l'unité D a ejectocompresseur où la saumure est concentrée plus de 151% que l'eau brute- peuvent appauvrir ou détruire les écosystèmes aquatiques et dégrader la qualité de l'eau. Un bilan et un suivi des rejets de saumure et produits chimiques (volumes, température, profondeur, l'étendue et la superficie de la zone d'impact des prises d'eau et des rejets d'eau après dessalement) doivent, en outre, être accompagnés d'un suivi de la faune et

la flore, terrestre et surtout marine. Enfin, les émissions de gaz à effet de serre sont plus fortes si l'énergie utilisée au processus du dessalement est produite par combustibles fossiles (comme c'est le cas pour notre station ou il s'agit d'une distillation thermique à base de la vapeur provenant de l'évaporation de l'eau via le méthane).

ii. Définition de la norme ISO-14001

La présente Norme internationale spécifie les exigences relatives à un système de management environnemental permettant à un organisme de développer et de mettre en œuvre une politique et des objectifs, qui prennent en compte les exigences légales et les autres exigences auxquelles l'organisme a souscrit et les informations relatives aux aspects environnementaux significatifs. Elle s'applique aux aspects environnementaux que l'organisme a identifiés comme étant ceux qu'il a les moyens de maîtriser et ceux sur lesquels il a les moyens d'avoir une influence.

- ✓ Principes et périmètre d'application de la norme iso 14001
- Définit les éléments caractéristiques d'un système de gestion efficace et écologique de l'entreprise
- Permettent à toutes les organisations intéressées d'évaluer et de maîtriser les impacts de ses activités sur le milieu où elles exercent, produits et services.
- Elle s'applique à tout organisme souhaitant mettre en œuvre un système qui respecte l'écologie.
- ✓ La Norme iso14001 regroupe 18 exigences réparties sur les cinq chapitres :
 - Les exigences générales qui traduisent les intentions de l'entreprise en termes d'environnement
 - La politique environnementale qui définit les objectifs de l'entreprise
 - La planification qui recadre le plan d'action de l'entreprise pour satisfaire sa politique environnementale
 - La mise en œuvre qui regroupe les actions réalisées pour atteindre les objectifs et satisfaire la politique environnementale de l'entreprise.
 - Les contrôles et les actions correctives qui consistent à faire un suivi systématique du planning de l'entreprise pour mesurer la réalisation des actions planifiées et le bon fonctionnement du système de Management environnemental.

Conclusion

Les normes et les consignes appliquées au GL1/Z assurent la qualité des produits pour la satisfaction des clients ce qui donne une bonne réputation au complexe dans le marché internationale.

L'aspect environnemental est parmi les priorités principales du GL1/Z en effet l'application des termes et des exigences de la norme 14001 -surtout en ce qui concerne les rejets (l'évacuation de la saumure vers la méditerranée et le dégagement des gaz principalement CO₂ et N₂ dans l'atmosphère)- va assurer des traitements et des analyses de contrôle de ces rejets avant évacuation pour le but ultime de garder un environnement propre.

Conclusion générale

Dans cette étude nous avons effectué une comparaison technico-économique entre les deux procédés de dessalement MSF et ejectocompression (combinaison MED-TVC) utilisés dans le complexe GNL1/Z (W. Oran). Cette étude a mis en exergue les nombreux avantages du procédé d'ejectocompression qui offre un coût du m³ d'eau produite beaucoup plus faible par rapport au procédé MSF. Toutefois cette comparaison ne tient pas comptes de l'évolution des performances des deux types d'installation au cours du temps, du vieillissement des différents équipements ainsi que leur résistance aux problèmes d'entartrage et de corrosion qui menacent les procédés de distillation et affectent leur rendement.

Pour conforter les résultats obtenus lors de la comparaison technico-économique, une étude des performances a été effectuée sur les cinq dernières années (2010-2015) et a révélé les résultats suivants :

- Le procédé MED-TVC a subi une forte dégradation qui l'a obligé de cesser de fonctionner en 2014, soit 11 ans après sa mise en service ;
- En dépit des opérations de lessivages régulières et l'injection d'anti tartre avec les doses préconisées par le constructeur, le procédé MED-TVC a connu de graves problèmes d'entartrage excessif et de corrosion qui ont affecté ses différents équipements et organes hydromécaniques et une réduction relativement importante de son rendement de production;
- En revanche les unités MSF, bien qu'elles n'aient subies aucune opération de lessivage pendant les cinq dernières années (2010-2015), affichent une plus grande résistance à l'entartrage et la corrosion et leur diminution du rendement reste faible (< 4%) ;

Sur la base des résultats obtenus lors des comparaisons technico-économique et l'étude des performances, nous recommandons les variantes suivantes :

De ce fait on propose les deux variantes suivantes :

- 1- Si on investit dans un dessaleur MSF on va assurer la satisfaction des besoins en eau du complexe (6500m³/j) malgré le rendement relativement faible de ce type d'unité, mais ce dernier a une durée de vie plus importante et offre une plus grande résistance à l'entartrage et la corrosion ;
- 2- Si on choisit d'investir dans un dessaleur d'Ejectocompression, il faut optimiser les conditions d'exploitations :

- Augmenter les doses de l'antitartre injectées ainsi que leur degré de pureté
- Augmenter le degré de concentration des produits chimiques du lessivage (acide sulfamique de 8% à 10% même chose pour la Rhodine 141, on va passer de 2% à 5%)
- Diminuer le rendement hydraulique de l'unité MED-TVC pour limiter l'entartrage ; en effet la saumure à évacuer actuellement est de 50% plus concentrée que l'eau brute contrairement au procédé MSF dont la saumure est 11% plus concentrée, on peut le faire en agissant sur le vide créé par les éjecteurs ou la vapeur comprimée.
- Les frais d'exploitations du dessaleur d'Ejectocompression vont augmenter et donc on peut avoir un cout de revient comparable à ceux du MSF, de ce fait on recommande une étude économique détaillée des deux variantes proposées pour déterminer la plus économique car d'un point de vue technique elles sont similaires et vont approximativement donner les mêmes résultats.

Références Bibliographiques

- 1-Programme des nations unies pour l'environnement (PNEU), « Dessalement de l'eau de mer dans les pays méditerranées », plan d'action pour la méditerranée; Athènes, 11-14 septembre 2001.
- 2-Plan bleu « Eau, énergie, dessalement et changement climatique en Méditerranée », Conseil général de l'Environnement et du Développement Durable ; Aout 2008.
- 3- Manuel of water supply practices — M61, First Edition Desalination of Seawater ;American Water Works Association,2011.
- 4-Algérie presse service « Les chiffres clés du secteur de l'eau et de l'assainissement en Algérie », 2015.
- 5- dessalement d'eau (dossier informatif Rencontre hispano-marocaine25, 26 et 27 septembre 2006).
- 6- Alin Maurel « Dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce », 2eme édition ; 2006.
- 7-Remini et Hallouche « Bassins hydrographiques », 2003.
- 8-REMINI.B « La problématique de l'eau en Algérie du nord » Larhyss Journal, ISSN 1112-3680, n° 08, Juin 2010, pp. 27-46.
- 9- W. REMINI, B. REMINI « La sédimentation dans les barrages de l'Afrique du nord » Larhyss Journal, ISSN 1112-3680, n° 02, Juin 2003, pp. 45-54 ; Laboratoire de Recherche en Hydraulique Souterraine et de Surface.
- 10-Salomon, J. (2012) ; Centro de Estudos de Geografia e Ordenamento do Território (<http://cegot.org>) ; « Le dessalement de l'eau de mer est il une voie d'avenir » ; Université de Bordeaux.
- 11-IDA, the 2000 IDA worldwide desalting plants inventory. Report No. 16.
- 12-Djamel BECHKI , Thèse de Doctorat en génie mécanique ; Etude comparative et optimisation des procédés de distillation solaire en vue de la production d'eau potable dans les zones arides sahariennes ;Mai 2011.

13-H.T.El-Dessouky and H.M.Ettouney, «Fundamentals of salt water Desalination», 2002.

14-Mohamed Taabni, Moulay-Driss El Jihad, «Eau et changement climatique au Maghreb :
quelles strategies d'adaptation ? » ,2014.

15- carte de la répartition de la pression atmosphérique disponible sur : <http://meteorama.fr>.

16- Programme de dessalement en Algérie DAEP 02/02/2012

Annexe 1 : la production des unités de dessalement dans les cinq dernières années

La production mensuelle des unités durant l'année 2010 en mètre cube

2010	A	B	C	D	E	F	TOTAL
JAN	21984	21744	22632	0	12958	16051	95369
FEV	20088	17112	22200	0	11304	7800	78504
MAR	28990	10272	24494	0	11537	15672	90965
AVR	22032	20208	10296	0	10392	10824	73752
MAI	21792	20482	24096	0	10992	14002	91364
JUIN	20286	19838	20136	0	12000	12648	84909
JUIL	6144	20121	22196	6168	8688	11689	75006
AOUT	20214	18224	8563	6456	14829	11954	80240
SEPT	17984	11171	10440	11442	13479	8923	73439
OCT	14834	6594	19284	12007	14522	12342	79584
NOV	7431	19828	20028	9765	15337	9030	81420
DEC	24 433	24548	17321	10103	16254	8314	100973
Somme	226212,4	210142,2	221687,0	55941,8	152292,2	139249,0	1005524,6

La production mensuelle des unités durant l'année 2011 en mètre cube

2011	A	B	C	D	E	F	TOTAL
JAN	23 307	24 312	10 176	9 492	13 810	7 392	88489
FEV	12 864	17 675	18 288	9 270	12 192	2 448	72737
MAR	22 296	20 640	21 624	11 544	8 088	2 784	86976
AVR	19 944	21 756	19 944	9 648	12 780	15 216	99288
MAI	10 800	21 936	12 432	8 856	14 712	14 184	82920
JUIN	7 752	20 376	21 048	7 692	12 960	12 288	82116
JUIL	0	0	0	0	1 344	960	2304
AOUT	19 877	10 464	10 877	6 804	14 928	13 560	76510
SEPT	17 520	13 704	14 364	6 864	13 237	12 744	78433
OCT	18 590	17 225	17 698	9 024	13 366	7 320	83222
NOV	18 005	16 971	19 020	9 281	11 082	13 691	88052
DEC	13 618	3 432	20 777	10 985	13 649	0	62460
Somme	184572	188491	186248	99461	142148	102587	903507

Annexe 1 : la production des unités de dessalement dans les cinq dernières années

La production mensuelle des unités durant l'année 2012 en mètre cube

2012	A	B	C	D	E	F	TOTAL
JAN	22416	9024	15072	2136	13920	8352	70920
FEV	4272	19488	0	0	13248	14095	51103
MAR	0	19008	16152	12816	12816	0	60792
AVR	7464	10224	23832	11568	14808	0	67896
MAI	4248	4584	21696	13104	12408	14664	70704
JUIN	18960	18792	11928	7632	14040	888	72240
JUIL	16817	18264	8496	4920	456	0	48953
AOUT	15768	10920	5688	7584	0	0	39960
SEPT	18720	15240	8520	13344	0	0	55824
OCT	19656	16320	13536	13176	0	0	62688
NOV	20784	17160	0	9264	0	0	47208
DEC	15 791	16473	0	11059	1354	1248	45924
Somme	164895	175497	124920	106603	83050	39247	694212

La production mensuelle des unités durant l'année 2013 en mètre cube

2013	A	B	C	D	E	F	TOTAL
JAN	8280	16584	0	11208	9984	9624	55680
FEV	17364	14256	0	9504	11760	13440	66324
MAR	17088	16872	0	9048	10656	13824	67488
AVR	13560	15624	624	7176	10800	8184	55968
MAI	14557	17029	0	3793	8446	14627	58452
JUIN	16132	9193	0	4113	0	9876	39314
JUIL	8101	13513	0	5496	11726	9558	48395
AOUT	6333	14180	0	1716	3407	6876	32512
SEPT	10155	11242	0	0	10379	9696	41472
OCT	9818	12908	0	0	9760	11142	43629
NOV	10659	14896	0	0	10797	13629	49981
DEC	12828	7171	0	0	10855	13855	44710
Somme	144877	163468	624	52054	108571	134331	603925

Annexe 1 : la production des unités de dessalement dans les cinq dernières années

La production mensuelle des unités durant l'année 2014 en mètre cube

2014	A	B	C	D	E	F	TOTAL
JAN	13478	9242	0	0	9197	9329	41246
FEV	15282	14593	0	0	8942	5005	43822
MAR	16127	16897	0	0	9532	3758	46315
AVR	12356	12173	0	0	10907	14446	49882
MAI	13425	13570	0	0	8280	13447	48723
JUIN	11852	15689	0	0	8463	10826	46831
JUIL	10718	6731	122	0	6171	10590	34333
AOUT	13465	1139	0	0	8831	12085	35520
SEPT	12366	6816	64	0	7549	6163	32957
OCT	10904	12052	0	0	9931	2119	35006
NOV	9534	10359	0	0	7526	8855	36275
DEC	0	10758	4925	0	11277	2272	29233
Somme	139508	130019	5111	0	106606	98898	480141

La production mensuelle des unités durant l'année 2015 en mètre cube

2015	A	B	C	D	E	F	TOTAL
JAN	9104	7695	5684	0	11346	0	33829,88
FEV	9571	9346	5437	0	9088	0	33442,76
MAR	3830	2310	1213	0	6357	0	13710,61
AVR	4817	7980	8677	0	6289	5365	33127,87
MAI	205	12743	9759	0	8692	2571	33970,23
JUIN	3690	10719	11457	0	1376	7636	34878,33
JUIL	160	5195	9605	0	2288	9662	26911,04
AOUT	0	4292	9502	0	2198	10063	26054,68
SEPT	31	382	7864	0	0	6726	15002,71
OCT	0	0	14678	0	0	7878	22555,96
NOV	0	0	15220	0	0	2809	18029,23
DEC	690	0	14370	0	0	9690	24749,35
Somme	32099	60662	113468	0	47633	62400	316263

Annexe 2 : exemple d'une opération de lessivage chimique appliquée sur l'unité 'D'

1ere opération de lessivage chimique pour l'unité D en 2012

Première opération						
*Résultats obtenus au cours du lessivage chimique						
Date	10/02/2012					
Heure	PH	Fe++ (mg/l)	Cu++ (mg/l)	Ca ++	Mg ++	
11hr 00	injection de 150kg d'acide sulfamique+4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M					
11hr 10	1,7	/	/	/	/	
11hr 22	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141M					
11hr 30	2	/	/	/	/	
11hr 40	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141M					
11hr 45	1,9	92,5	46,5	3808	100	
12hr 06	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE141M					
12hr 30	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M					
12hr 35	1,6	/	/	/	/	
12hr 50	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M					
12hr 55	2,1	/	/	/	/	
13hr 05	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M					
13hr 10	1,8	108	52,5	8770	119,5	
14hr 45	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M					

Annexe 2 : exemple d'une opération de lessivage chimique appliquée sur l'unité 'D'

	14hr 50	2,2	/	/	/	/
	15hr 10	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	15hr 10	2	102,5	48	8910	133
	15hr 25	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
Date	11/02/2012					
	Heure	PH	Fe++ (mg/l)	Cu++ (mg/l)	Ca ++	Mg ++
Vidange	08hr 30	5,5	44	17	15390	117
	10hr 15	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	10hr 20	1,8	/	/	/	/
	10hr 33	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	10hr 35	1,1	/	/	/	/
	11hr 10	2,2	/	/	/	/
	11hr 35	3,4	/	/	/	/
	11hr 35	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	12hr 05	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	12hr 10	2,1	70	51,5	11940	66
	12hr 30	2,3	/	/	/	/
	12hr 35	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	13hr 00	2,1	/	/	/	/

Annexe 2 : exemple d'une opération de lessivage chimique appliquée sur l'unité 'D'

	13hr 05	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	13hr 30	2	/	/	/	/
	13hr 50	3,7	/	/	/	/
	14hr 00	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	14hr 30	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	14hr 40	1,8	/	/	/	/
	15hr 10	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	15hr 30	2,2	/	/	/	/
	15hr 40	injection de 150kg d'acide sulfamique + 4,5 kg d'inhibiteur de corrosion RHODINE 141M				
	16hr 25	2,9	67	34	21920	88
Date	11/02/2012					
Vidange	09hr 00	6,8	/	/	/	/