

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



École Nationale Polytechnique

Département d'Électrotechnique

Mémoire de fin d'études

pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'État en électrotechnique

option technologies de l'hydrogène

Thème

**Étude d'un système solaire intégrant une unité de
production d'électricité, une unité de dessalement
et une unité de production d'hydrogène.**

Lina DJEBELTABOURT

Sous la direction de Dr. Hocine BENNOUR, MAA, ENP

et M. Mohamed Tarek ATTOUCHI, MCB, ENP

Présenté et soutenu publiquement le 23/06/2026

Composition du Jury :

Président	Fouad KHALDI	Professeur	ENP
Promoteur	Hocine BENNOUR	MAA	ENP
Co-Promoteur	M. Tarek ATTOUCHI	MCB	ENP
Examinatrice	Soumaya TADJINE	Docteur	ENP

ENP 2026

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



École Nationale Polytechnique

Département d'Électrotechnique

Mémoire de fin d'études

pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'État en électrotechnique

option technologies de l'hydrogène

Thème

**Étude d'un système solaire intégrant une unité de
production d'électricité, une unité de dessalement
et une unité de production d'hydrogène.**

Lina DJEBELTABOURT

Sous la direction de Dr. Hocine BENNOUR, MAA, ENP

et M. Mohamed Tarek ATTOUCHI, MCB, ENP

Présenté et soutenu publiquement le 23/06/2026

Composition du Jury :

Président	Fouad KHALDI	Professeur	ENP
Promoteur	Hocine BENNOUR	MAA	ENP
Co-Promoteur	M. Tarek ATTOUCHI	MCB	ENP
Examinatrice	Soumaya TADJINE	Docteur	ENP

ENP 2026

ملخص

تتناول هذه الدراسة تصميم نظام طاقة متكامل يجمع بين ثلاثة وحدات رئيسية: وحدة إنتاج الكهرباء بالطاقة الشمسية كهروضوئية، ووحدة تحلية المياه بالتناضح العكسي، ووحدة إنتاج الهيدروجين الأخضر بواسطة التحليل الكهربائي بغشاء تبادل البروتونات (PEM). يركز العمل على نمذجة رياضية دقيقة لكل وحدة على حدة: يُحدّد النموذج الكهروكيميائي للمحلل الكهربائي PEM من خلال معادلات الجهد، والاستقطاب، والمقاومة الأومية، وانتقال المادة عبر الغشاء. وتُحلّل وحدة التحلية بالتناضح العكسي انطلاقاً من معادلات الضغط الأوسموزي وتدفق النفاذية والانتقائية. أما الحقل كهروضوئي، فيُحدّد حجمه استناداً إلى الطاقة السنوية المطلوبة ومعطيات الإشعاع الشمسي لموقع الدراسة شمال الجزائر. تُظهر النتائج قدرة النظام المقترح على إنتاج الهيدروجين النظيف بصورة مستقلة عن الشبكة الكهربائية، مع تحقيق أداء طاقي مقبول في ظل الإمكانيات الشمسية المتاحة في الجزائر.

الكلمات المفتاحية: هيدروجين أخضر، تحليل كهربائي PEM، تحلية المياه، تناضح عكسي، طاقة شمسية كهروضوئية، نمذجة، الجزائر.

Abstract

A system comprising a PEM electrolyser fed with seawater through a reverse osmosis desalination unit, and powered by a photovoltaic plant, has been designed to produce 200 Nm³ of hydrogen per hour. A multiphysics model of the electrolysis cell was used to determine the electrolyser characteristics along with its energy and water requirements, which in turn served as the basis for sizing the reverse osmosis unit and the photovoltaic plant.

Keywords : green hydrogen, PEM electrolysis, water desalination, reverse osmosis, solar photovoltaic, modelling, Algeria.

Résumé

Une installation comprenant un électrolyseur de type PEM, alimentée en eau de mer à travers une unité de dessalement par osmose inverse, le tout pourvu en énergie par une centrale photovoltaïque, a été dimensionnée pour produire 200 Nm³ d'hydrogène par heure. Une modélisation multiphysique de la cellule d'électrolyse a permis de calculer les caractéristiques de l'électrolyseur ainsi que ses besoins en énergie et en eau, besoins qui ont constitué la base pour le dimensionnement de l'unité d'osmose inverse et de la centrale PV.

Mots clés : hydrogène vert, électrolyse PEM, dessalement de l'eau, osmose inverse, solaire photovoltaïque, modélisation, Algérie.

*Je dédie ce travail à ma chère maman, à mon papa adoré, à ma famille et
à tous ceux qui m'ont soutenus...*

Remerciements

En premier lieu, je tiens à exprimer ma profonde gratitude à mon encadrant ainsi qu'à mon co-encadrant, pour leur disponibilité, leurs précieux conseils, leur rigueur scientifique et leur soutien constant tout au long de l'élaboration de ce mémoire. Leurs orientations ont été déterminantes dans l'aboutissement de ce travail.

Je remercie également les membres du jury qui ont accepté d'évaluer ce travail et de lui consacrer leur temps et leur expertise.

Mes sincères remerciements s'adressent à l'ensemble du corps enseignant de l'École Nationale Polytechnique, pour la qualité de la formation tout au long de ces années d'études, ainsi qu'à toute l'équipe administrative et technique de l'école pour leur accompagnement.

Je remercie chaleureusement mes camarades de promotion, avec qui j'ai partagé les bons et les mauvais moments de travail, de doute et de réussite et je leur souhaite le meilleur pour la suite.

À mes amis, merci pour votre présence, votre soutien et vos encouragements dans les moments difficiles comme dans les moments de joie.

À mes parents, les mots ne suffisent pas pour exprimer ce que je vous dois. Vos sacrifices et votre confiance indéfectible sont le fondement de tout ce que j'ai accompli. Sans vous, je ne serais pas là où je suis aujourd'hui.

Et à cette âme bienveillante qui m'a accompagnée pendant ces années, qui a changé ma façon de voir les choses et de me voir moi-même. Merci d'avoir été là, dans les moments de doute comme dans ceux de lumière, et de m'avoir toujours rappelé que j'en étais capable. Ces années n'auraient pas eu la même saveur sans toi. Ce travail t'appartient aussi.

À chacun de ceux qui ont laissé une empreinte sur mon chemin, conscients ou non de l'avoir fait — merci de m'avoir aidée à grandir et à devenir qui je suis aujourd'hui.

Table des matières

Résumé

Liste des figures

Liste des tableaux

Liste des Acronymes

Nomenclature

Introduction Générale	21
1 Considérations préliminaires et éléments bibliographiques	23
1.1 Introduction	23
1.2 Le dessalement	23
1.2.1 Salinité, eau de mer, eau saumâtre	23
1.2.2 Le processus de dessalement	23
1.3 Les procédés de dessalement	25
1.3.1 Procédés thermiques	26
1.3.2 Procédés membranaires	29
1.4 Energie solaire	31
1.4.1 Energie solaire thermique	32
1.4.2 Energie solaire photovoltaïque	33
1.4.3 Types de technologies photovoltaïques	33
1.4.4 Panneaux hybrides photovoltaïques-thermiques (PVT)	34
1.4.5 Avantages et limites du photovoltaïque	35
1.4.6 Comparaison entre solaire photovoltaïque et solaire thermique . . .	35
1.5 Électrolyse de l'eau	35
1.5.1 Électrolyse alcaline (AEL)	36
1.5.2 Électrolyse à membrane échangeuse de protons (PEM)	37
1.5.3 Électrolyse à membrane échangeuse d'anions (AEM)	37
1.5.4 Électrolyse à oxyde solide (SOEC)	38
1.6 Qualité de l'eau et post-traitement	38
1.7 Choix de la configuration de l'installation à dimensionner	40
1.8 Conclusion	40
2 Analyse de l'Électrolyseur	41

2.1	Introduction	41
2.2	Description de l'Électrolyseur PEM	43
2.2.1	L'Assemblage Membrane-Électrodes (MEA)	43
2.2.2	Couches Poreuses de Diffusion des Gaz (GDL) et Collecteurs de Courant	45
2.2.3	Plaques Bipolaires et Distribution des Fluides	45
2.3	Analyse Physico-Chimique et Modélisation de la Cellule PEM	46
2.3.1	Analyse des Processus Anodiques	46
2.3.2	Analyse des Processus Cathodiques	48
2.3.3	Analyse des Processus Membranaires	49
2.3.4	Modélisation Électrique	53
2.4	Paramétrage Empirique du Modèle Mathématique	59
2.5	Conclusion	60

3 Procédé d'Osmose Inverse : Analyse des Technologies et Dimensionnement de l'Unité de Dessalement 62

3.1	Introduction	62
Partie 1 : Présentation des Technologies		62
3.2	Types de Membranes	62
3.2.1	Membrane à Base d'Acétate de Cellulose (CA)	62
3.2.2	Membranes Composites à Film Mince (TFC)	62
3.3	Architectures Technologiques	63
3.3.1	Le Module à Fibres Creuses (Hollow Fiber)	63
3.3.2	Le Module Tubulaire	64
3.3.3	Le Module Plan	65
3.3.4	Le Module à Enroulement Spirale (Spiral Wound)	65
3.4	Choix du Type de Membrane et de l'Architecture du Module d'Osmose Inverse	66
3.4.1	Conteneur de Membrane Haute Pression	67
3.5	Colmatage de la Membrane (Fouling)	67
3.5.1	Types de Colmatage	67
3.5.2	Nettoyage des Membranes	68
3.6	Analyse Comparative des Matériaux Membranaires	69
3.7	Le Prétraitement	70
3.7.1	Pré-filtration et Coagulation-Floculation	70
3.7.2	L'Ultrafiltration (UF)	70
3.7.3	Ajustements de Sécurité par Conditionnement Chimique	70
3.7.4	Filtration de Sécurité (Filtre à Cartouche)	71
3.8	Le Dessalement de l'Eau Prétraitée	71
3.8.1	Première Passe (Membrane SWRO)	71
3.8.2	Deuxième Passe (Membrane BWRO)	72

3.9	Équipements Auxiliaires	72
3.9.1	Le Récupérateur de Pression à Double Effet (DWEER)	73
3.10	Le Post-Traitement : Raffinage Ultime par Lit Mixte	74
	Partie II : Modèle Mathématique et Dimensionnement	75
3.11	Principe de Séparation et Mécanisme de Diffusion	75
3.12	Débit et Flux de Perméat	75
3.13	Pression Motrice Nette (NDP)	76
3.14	Propriétés Intrinsèques de la Membrane	77
3.15	Qualité du Perméat	78
3.16	Perte de Pression due aux Résistances Hydrauliques (ΔP)	80
3.17	Polarisation de Concentration (β)	80
3.18	Récupération d'Énergie	82
3.19	Sélection des Composants et Caractéristiques du Système	84
3.19.1	Dimensionnement des Modules (Format 4040)	84
3.19.2	Choix de la Membrane de la Première Passe (SWRO)	84
3.19.3	Choix de la Membrane de la Seconde Passe (BWRO/Polissage)	85
3.20	Dimensionnement du Poste de Polissage par Lit Mixte	86
3.20.1	Configuration de l'Installation de Déminéralisation	88
3.20.2	Sélection de la Résine	88
3.20.3	Instrumentation et Contrôle	88
3.21	Procédure d'exploitation du modèle mathématique de l'unité d'osmose inverse	89
4	La centrale solaire photovoltaïque	91
4.1	La Cellule Photovoltaïque	91
4.1.1	Principe de la conversion photovoltaïque	91
4.1.2	Physique de base de la conversion photovoltaïque	92
4.1.3	Le coefficient d'absorption	93
4.1.4	Semi-conducteurs intrinsèques	94
4.2	Transport de charges dans un semi-conducteur	95
4.2.1	Courants de champ	96
4.2.2	Les courants de diffusion	97
4.3	Semi-conducteurs dopés	97
4.4	La jonction p-n	98
4.4.1	Diagramme des bandes de la jonction p-n	100
4.4.2	Comportement de la jonction p-n sous l'application d'une tension	101
4.4.3	Circuit électrique équivalent	102
4.5	Dimensionnement du champ photovoltaïque	103
4.5.1	Consommation énergétique annuelle du système	103
4.5.2	Gisement solaire disponible	104
4.5.3	Puissance crête nécessaire	104

4.5.4	Nombre de modules photovoltaïques	105
4.5.5	Surface active des modules	105
4.5.6	Surface totale au sol	105
5	Résultats du dimensionnement et étude de l'effet de la température, de la pression et de l'intensité de courant sur les performances de l'électrolyseur	108
5.1	Introduction	108
5.2	Résultats du dimensionnement	108
5.2.1	Electrolyseur	110
5.2.2	Osmose inverse	110
5.2.3	Champ photovoltaïque	110
5.3	Effets des paramètres température, pression et intensité de courant sur les performances de l'électrolyseur	111
5.4	Conclusion	117
	Conclusion Générale	118
	Bibliographie	120

Table des figures

1.1	Schéma de principe du procédé de dessalement d'eau de mer.	24
1.2	Les procédés de dessalement	26
1.3	Procédé de distillation multistage once through	27
1.4	Procédé de distillation multistage à recirculation de saumure	27
1.5	Procédé de distillation à multiples effets (MED)	28
1.6	Principe de l'osmose inverse	30
1.7	Principe de l'électrodialyse	31
1.8	Principe de l'électrolyse de l'eau	36
1.9	Les trois niveaux d'un système d'électrolyse	39
2.1	Cellule d'électrolyseur PEM	42
2.2	Assemblage MEA	44
2.3	Assemblage d'un électrolyseur PEM	45
2.4	Transfert de matière dans la cellule PEM	52
2.5	Volume de contrôle	57
2.6	Procédures d'exploitation des modèles mathématiques	61
3.1	Module à Fibres Creuses	64
3.2	Module Tubulaire	64
3.3	Module Plan	65
3.4	Module à Enroulement Spiralé (Spiral Wound)	66
3.5	Conteneur de membrane haute pression (Pressure Vessel)	67
3.6	Schéma du récupérateur de pression à double effet (DWEER)	74
3.7	Schéma des bilans de transfert à travers le film qui se développe à l'interface de la membrane	81
3.8	Procédure d'exploitation du modèle mathématique — Osmose inverse . . .	89
3.9	Schéma des différentes étapes de traitement d'osmose inverse	90
4.1	La cellule et le module solaires comme composants photovoltaïques de base	92
4.2	Les bandes au sein d'un semi-conducteur	92
4.3	Situation dans un semi-conducteur à gap direct	93
4.4	Situation dans un semi-conducteur à gap indirect	93
4.5	Coefficient d'absorption de semi-conducteurs divers en fonction de l'énergie des photons	94
4.6	Génération de la paire électron-trou et recombinaison	95

4.7	Semi-conducteur dopé-n	98
4.8	Semi-conducteur dopé-p	98
4.9	Jonction p-n symétrique	99
4.10	Jonction p-n asymétrique ($N_D = 2 N_A$)	100
4.11	Diagramme des bandes de la jonction p-n	101
4.12	Comportement d'une jonction p-n en présence d'une tension appliquée jonction p-n	101
4.13	Caractéristique d'une diode p-n	103
4.14	Procédure de dimensionnement de la station photovoltaïque	107
5.1	Évolution de la température au sein de l'électrolyseur en fonction de celle de l'eau d'alimentation	111
5.2	Évolution de la tension de cellule en fonction de la température de l'eau . .	111
5.3	Évolution de la puissance consommée en fonction de la température de l'eau	112
5.4	Évolution de la production en fonction de la température de l'eau	112
5.5	Évolution du rendement en fonction de la température de l'eau d'alimentation	113
5.6	Évolution de la tension de la cellule avec la pression	113
5.7	Évolution de la production en fonction de la pression de l'eau	114
5.8	Évolution du rendement en fonction de la pression de l'eau	114
5.9	Effet de la densité de courant sur la production	115
5.10	Effet de la densité de courant sur la puissance	116
5.11	Effet de la densité de courant sur le rendement	117

Liste des tableaux

2.1	Variations d'enthalpies des gaz en fonction de la température	58
2.2	Paramètres empiriques utilisés dans le modèle mathématique	60
3.1	Tableau comparatif des performances des différentes architectures	66
3.2	Caractéristiques comparatives des membranes SWRO et BWRO	69
3.3	Comparaison des membranes SWRO 4040	84
3.4	Spécifications et conditions d'essai — Membranes SWRO 4040	85
3.5	Comparaison des membranes BWRO 4040	85
3.6	Spécifications et conditions d'essai — Membranes BWRO 4040	86
4.1	Spécifications du panneau photovoltaïque sélectionné	106
5.1	Récapitulatif des résultats du dimensionnement	109

Liste des Acronymes

Acronyme	Signification
AEM	<i>Anion Exchange Membrane</i> — Membrane Échangeuse d'Anions
BWRO	<i>Brackish Water Reverse Osmosis</i> — Osmose Inverse Eaux Saumâtres
CA	Acétate de Cellulose
CIP	<i>Cleaning In Place</i> — Nettoyage en Place
CL	<i>Catalyst Layer</i> — Couche Catalytique
DWEER	<i>Dual Work Exchanger Energy Recovery</i> — Récupérateur de Pression à Double Effet
GCR	<i>Ground Coverage Ratio</i> — Ratio d'Occupation au Sol
GDL	<i>Gas Diffusion Layer</i> — Couche de Diffusion Gazeuse
HER	<i>Hydrogen Evolution Reaction</i> — Réaction d'Évolution de l'Hydrogène
HPP	<i>High Pressure Pump</i> — Pompe Haute Pression
LSI	<i>Langelier Saturation Index</i> — Indice de Saturation de Langelier
MEA	<i>Membrane Electrode Assembly</i> — Assemblage Membrane-Électrodes
NDP	<i>Net Driving Pressure</i> — Pression Motrice Nette
NTU	<i>Nephelometric Turbidity Unit</i> — Unité de Turbidité Néphé- lométrique
OER	<i>Oxygen Evolution Reaction</i> — Réaction d'Évolution de l'Oxy- gène
OI	Osmose Inverse
ORP	<i>Oxidation-Reduction Potential</i> — Potentiel Redox
PEM	<i>Proton Exchange Membrane</i> — Membrane Échangeuse de Protons
PEMEL	<i>PEM Electrolyzer</i> — Électrolyseur à Membrane Échangeuse de Protons
PEMFC	<i>Proton Exchange Membrane Fuel Cell</i> — Pile à Combustible PEM
PEMWE	<i>Proton Exchange Membrane Water Electrolyzer</i> — Électroly- seur PEM
PR	<i>Performance Ratio</i> — Ratio de Performance
PTL	<i>Porous Transport Layer</i> — Couche de Transport Poreuse

PX	<i>Pressure Exchanger</i> — Échangeur de Pression
SDI	<i>Silt Density Index</i> — Indice d'Encrassement
SPE	<i>Solid Polymer Electrolyte</i> — Électrolyte Polymère Solide
SWRO	<i>Sea Water Reverse Osmosis</i> — Osmose Inverse Eau de Mer
TDS	<i>Total Dissolved Solids</i> — Total des Solides Dissous
TFC	<i>Thin Film Composite</i> — Composite à Film Mince
UF	Ultrafiltration

Nomenclature

Lettres latines

Symbole	Signification	Unité
A	Surface active de la cellule / membrane	cm^2 ou m^2
a_{H_2O}	Activité de l'eau	bar
C	Concentration molaire	mol/cm^3
c	Vitesse de la lumière dans le vide	m/s
C_c	Concentration du concentrat	mg/L
C_f	Concentration de l'eau d'alimentation	mg/L
C_{fc}	Concentration moyenne dans le module	mg/L
$C_{H_2,mem}$	Concentration molaire en H_2 à l'interface membrane	mol/cm^3
$C_{H_2O,ch}^{an}$	Concentration en eau dans les canaux anodiques	mol/cm^3
$C_{H_2O,ch}^{cat}$	Concentration en eau dans les canaux cathodiques	mol/cm^3
$C_{H_2O,mem}^{an}$	Concentration en eau à l'interface membrane côté anode	mol/cm^3
$C_{H_2O,mem}^{cat}$	Concentration en eau à l'interface membrane côté cathode	mol/cm^3
$C_{O_2,mem}$	Concentration molaire en O_2 à l'interface membrane	mol/cm^3
C_p	Concentration du perméat	mg/L
C_t	Charge ionique totale	meq/L
C_u	Capacité utile de la résine	meq/L
CF	Facteur de concentration	—
$\bar{c}_{pH_2O(l)}$	Chaleur molaire moyenne de l'eau liquide	$\text{kJ}/(\text{kmol}\cdot\text{K})$
D	Constante de diffusion	cm^2/s
D_{eff}^{an}	Coefficient de diffusion binaire effectif à l'anode	cm^2/s
D_{eff}^{cat}	Coefficient de diffusion binaire effectif à la cathode	cm^2/s
$D_{eff,H_2O,K}$	Coefficient de diffusion de Knudsen effectif	cm^2/s
D_{eff,H_2-H_2O}	Coefficient de diffusion moléculaire effectif (H_2/H_2O)	cm^2/s
D_{eff,O_2-H_2O}	Coefficient de diffusion moléculaire effectif (O_2/H_2O)	cm^2/s

Symbole	Signification	Unité
D_w	Coefficient de diffusion de l'eau dans la membrane	cm^2/s
E_{annuelle}	Énergie annuelle cible à couvrir par le champ photovoltaïque	kWh/an
E_{Base}	Consommation énergétique totale de base du système	kWh/an
E_c	Niveau d'énergie de la bande de conduction	eV
E_{cell}	Tension mesurée de la cellule	V
E_g	Énergie de bande interdite (gap)	eV
E_1	Irradiance à $x = 0$	W/m^2
E_{oc}	Tension de circuit ouvert	V
$E_{\text{OI,an}}$	Énergie annuelle consommée par l'unité d'osmose inverse	kWh/an
$E_{\text{OI,jour}}$	Énergie journalière consommée par l'unité d'osmose inverse	kWh/j
E_{Ph}	Énergie d'un photon	eV
$E_{\text{PEM,an}}$	Énergie annuelle consommée par l'électrolyseur PEM	kWh/an
$E_{\text{PEM,jour}}$	Énergie journalière consommée par l'électrolyseur PEM	kWh/j
E_{rev}	Tension réversible	V
E_{sp}	Consommation spécifique de l'unité d'osmose inverse	kWh/m^3
E_v	Niveau d'énergie de la bande de valence	eV
e_{th}	Énergie théorique spécifique	kWh/m^3
F	Champ électrique	V/cm
F	Constante de Faraday	C/mol
GCR	Rapport de couverture au sol (<i>Ground Coverage Ratio</i>)	—
$\bar{h}_{H_2O(l)}$	Enthalpie molaire de l'eau liquide	kJ/kmol
$\bar{h}_{fH_2O(l)}^\circ$	Enthalpie de formation standard de l'eau liquide	kJ/kmol
$\bar{h}_{fH_2O(g)}^\circ$	Enthalpie de formation standard de la vapeur d'eau	kJ/kmol
h	Constante de Planck	$\text{J}\cdot\text{s}$
H_s	Heures équivalentes annuelles de plein ensoleillement	h/an
I	Intensité du courant	A
i	Densité de courant	A/cm^2

Symbole	Signification	Unité
i_0	Densité de courant d'échange	A/cm ²
$i_{0,a}$	Densité de courant d'échange anodique	A/cm ²
$i_{0,c}$	Densité de courant d'échange cathodique	A/cm ²
I_F	Courant de champ (courant de dérive)	A
i_F	Densité de courant de champ	A/cm ²
J	Flux de perméat	L/(m ² ·h)
J_D	Densité de courant de diffusion	A/cm ²
k	Constante de Boltzmann	J/K
k	Coefficient de transfert de masse	m/s
K_{Darcy}	Perméabilité hydraulique de la membrane	cm ²
k_s	Coefficient de sécurité	—
K_S	Coefficient de perméabilité au sel	m/s
K_W	Coefficient de perméabilité à l'eau	m ³ /(m ² ·s·bar)
l	Longueur du semi-conducteur	cm
M_{H_2}	Masse molaire de l'hydrogène	g/mol
M_{H_2O}	Masse molaire de l'eau	g/mol
M_{O_2}	Masse molaire de l'oxygène	g/mol
n	Concentration d'électrons dans le semi-conducteur	cm ⁻³
N	Débit d'équivalents ioniques	meq/h
N_0	Densité d'états effective	cm ⁻³
N_a	Concentration d'atomes accepteurs	cm ⁻³
N_{an}	Nombre de jours de fonctionnement par an	j/an
N_A	Concentration de dopage de type p	cm ⁻³
n_d	Coefficient de traînage électro-osmotique	mol _{H₂O} /mol _{H⁺}
N_d	Concentration d'atomes donneurs	cm ⁻³
N_D	Concentration de dopage de type n	cm ⁻³
N_{H_2}	Flux molaire d'hydrogène	mol/(cm ² ·s)
$N_{H_2O}^{an}$	Flux molaire d'eau à l'anode	mol/(cm ² ·s)
n_i	Concentration intrinsèque de porteurs de charges	cm ⁻³
N_{O_2}	Flux molaire d'oxygène	mol/(cm ² ·s)
$\dot{n}_{H_2}$	Débit molaire d'hydrogène	mol/s
$\dot{n}_{H_2O,in}$	Débit molaire d'eau entrant	mol/s
$\dot{n}_{H_2O,out}$	Débit molaire d'eau sortant	mol/s
$\dot{n}_{O_2}$	Débit molaire d'oxygène	mol/s
$n_{H_2,gn}$	Débit molaire d'hydrogène produit	mol/s
$n_{H_2O,cons}$	Débit molaire d'eau consommée	mol/s
$n_{H_2O,diff}$	Flux molaire d'eau par diffusion	mol/s

Symbole	Signification	Unité
$n_{H_2O, cod}$	Flux molaire d'eau par électro-osmose	mol/s
$n_{H_2O, in}$	Débit molaire d'eau entrant	mol/s
$N_{H_2O, memb}$	Flux molaire net d'eau à travers la membrane	mol/s
$n_{H_2O, out}$	Débit molaire d'eau sortant	mol/s
$N_{H_2O, pe}$	Flux molaire d'eau par perméation hydraulique	mol/s
N_m	Nombre total de modules photovoltaïques	—
$n_{O_2, gn}$	Débit molaire d'oxygène produit	mol/s
$n_{O_2, out}$	Débit molaire d'oxygène sortant	mol/s
NDP	Pression motrice nette	bar
P	Pression totale	bar
P_c	Puissance crête	kWp
P_f	Pression relative de service	bar
P_{H_2}	Pression partielle de l'hydrogène	bar
P_{H_2O}	Pression partielle de la vapeur d'eau	bar ou kPa
P_m	Puissance unitaire d'un module photovoltaïque	kWp
P_{O_2}	Pression partielle de l'oxygène	bar
P_{PEM}	Puissance nominale de l'électrolyseur PEM	kW
$P_{sat}(T)$	Pression de saturation de la vapeur d'eau	kPa
PR	<i>Performance Ratio</i> (rendement global du système photovoltaïque)	—
$Prod_{spec}$	Production spécifique du champ photovoltaïque	kWh/kWp/an
Q_c	Débit volumique du concentrat	m ³ /h
Q_f	Débit volumique de l'eau d'alimentation	m ³ /h
Q_p	Débit volumique du perméat	m ³ /h
Q_S	Débit massique de sel	mg/h
Q_W	Débit volumique de perméat	m ³ /h
q	Charge élémentaire	C
R	Constante universelle des gaz parfaits	J/(mol·K)
R	Taux de récupération	—
r	Rayon moyen des pores de l'électrode	μm
R_{el}	Résistance des électrodes	Ω
R_{mem}	Résistance de la membrane	Ω
R_{PEM}	Résistance ohmique totale	Ω
R_{pl}	Résistance des plaques bipolaires	Ω
S	Section transversale de la colonne	m ²
S_{active}	Surface active totale des modules photovoltaïques	m ²
S_m	Surface unitaire d'un module photovoltaïque	m ²
S_{sol}	Surface totale au sol du champ photovoltaïque	m ²

Symbole	Signification	Unité
SP	Passage de sel	%
SR	Taux de rétention de sel	%
t	Durée quotidienne de fonctionnement de l'électrolyseur	h/j
T	Température absolue	K
T_0	Température standard de référence (25°C)	K
T_{in}	Température d'admission de l'eau	°C
v	Vitesse superficielle de passage	m/h
V_c	Volume de résine	L
v_D	Vitesse de dérive des électrons	cm/s
V_D	Tension de diffusion à la jonction p-n	V
V_r	Volume de résine nécessaire	L
$\dot{W}$	Puissance électrique reçue par la cellule	W
x	Profondeur de pénétration dans le matériau	cm
x_p	Profondeur de pénétration caractéristique du rayonnement	cm
X_H	Fraction molaire de la vapeur d'eau dans l'hydrogène	—
X_{H_2}	Fraction molaire de l'hydrogène	—
$X_{H_2O}^{an}$	Fraction molaire de la vapeur d'eau à l'anode	—
$X_{H_2O}^{cat}$	Fraction molaire de la vapeur d'eau à la cathode	—
X_O	Fraction molaire de la vapeur d'eau dans l'oxygène	—
X_{O_2}	Fraction molaire de l'oxygène	—

Lettres grecques

Symbole	Signification	Unité
α	Coefficient d'absorption optique	cm ⁻¹
α_a	Coefficient de transfert de charge anodique	—
α_c	Coefficient de transfert de charge cathodique	—
β	Facteur de polarisation de concentration	—
δ	Épaisseur du film de polarisation	m
δ_{el}^{an}	Épaisseur de l'électrode anodique	cm
δ_{el}^{cat}	Épaisseur de l'électrode cathodique	cm
δ_{mem}	Épaisseur de la membrane	cm
ΔC	Différence de concentration en sel	mg/L
Δh_{H_2}	Variation d'enthalpie molaire de H_2	kJ/kmol

Symbole	Signification	Unité
$\Delta h_{H_2O(g)}$	Variation d'enthalpie molaire de la vapeur d'eau	kJ/kmol
Δh_{O_2}	Variation d'enthalpie molaire de O_2	kJ/kmol
ΔP	Différence de pression de service	bar
ε	Porosité de l'électrode	—
ε_{H_2}	Potentiel de Lennard-Jones de H_2	K
ε_{H_2O}	Potentiel de Lennard-Jones de H_2O	K
$\varepsilon_{H_2-H_2O}$	Énergie de Lennard-Jones du système H_2/H_2O	K
ε_{O_2}	Potentiel de Lennard-Jones de O_2	K
$\varepsilon_{O_2-H_2O}$	Énergie de Lennard-Jones du système O_2/H_2O	K
η_{act}	Surtension d'activation	V
η_{act}^a	Surtension d'activation anodique	V
η_{act}^c	Surtension d'activation cathodique	V
η_{conc}	Surtension de concentration	V
η_{ohm}	Surtension ohmique	V
η_p	Rendement de la pompe HPP	—
η_r	Rendement du récupérateur d'énergie	—
κ	Conductivité électrique	$\mu S/cm$
λ	Longueur d'onde du rayonnement	nm ou μm
λ	Teneur en eau de la membrane (nombre de molécules d'eau par groupe sulfonique)	—
λ_i	Conductivité molaire ionique	$S \cdot m^2/mol$
μ_{H_2O}	Viscosité dynamique de l'eau	$g/(cm \cdot s)$
μ_N	Mobilité des électrons	$cm^2/(V \cdot s)$
μ_p	Mobilité des trous	$cm^2/(V \cdot s)$
ν	Fréquence du rayonnement électromagnétique	Hz
ξ	Tortuosité de l'électrode	—
π	Pression osmotique	bar
ρ_{H_2O}	Masse volumique de l'eau	g/cm^3
σ_{H_2}	Diamètre de collision moyen de H_2	Å
σ_{H_2O}	Diamètre de collision moyen de H_2O	Å
$\sigma_{H_2-H_2O}$	Diamètre de collision moyen du système H_2/H_2O	Å
σ_{mem}	Conductivité ionique de la membrane	S/cm
σ_{O_2}	Diamètre de collision moyen de O_2	Å
$\sigma_{O_2-H_2O}$	Diamètre de collision moyen du système O_2/H_2O	Å
τ_i	Température réduite de Lennard-Jones	—
ϕ	Coefficient osmotique	—
χ	Fraction molaire	—

Symbole	Signification	Unité
$\Omega_{D,i}$	Intégrale de collision de diffusion	—

Introduction Générale

La production d'hydrogène constitue aujourd'hui l'un des enjeux les plus stratégiques de la transition énergétique mondiale. Longtemps considéré comme un simple vecteur industriel, l'hydrogène s'impose désormais comme une réponse crédible aux défis du stockage de l'énergie renouvelable et de la décarbonation des secteurs les plus difficiles à électrifier, tels que l'industrie lourde, le transport longue distance et la production de chaleur haute température. Parmi les voies de production envisageables, l'électrolyse de l'eau alimentée par des énergies renouvelables se distingue par sa capacité à produire un hydrogène totalement exempt d'émissions directes de dioxyde de carbone, communément qualifié d'hydrogène vert. [9]

L'Algérie dispose à cet égard d'atouts considérables. Son ensoleillement, parmi les plus importants au monde avec plus de 2650 heures de plein soleil par an dans sa région nord, lui confère un potentiel photovoltaïque exceptionnel [42]. Sa situation géographique, adossée à la Méditerranée, lui donne par ailleurs accès à une ressource en eau pratiquement illimitée. La conjonction de ces deux ressources ouvre la voie à une filière de production d'hydrogène vert compétitive et durable, à condition de savoir les exploiter conjointement de manière efficace. C'est précisément dans cette perspective que s'inscrit le présent travail.

L'objectif de cette étude est de concevoir et dimensionner un système énergétique intégré associant trois unités complémentaires : une centrale solaire assurant la production d'électricité renouvelable, une unité de dessalement permettant de produire l'eau ultrapure requise par le processus d'électrolyse, et un électrolyseur chargé de convertir cette électricité et cette eau en hydrogène gazeux pur. Le système est conçu pour produire $200 \text{ Nm}^3/\text{h}$ d'hydrogène, en s'appuyant sur des modèles mathématiques pour chaque sous-système et en exploitant les données d'irradiation solaire disponibles pour un site implanté dans le nord algérien.

L'étude comporte cinq chapitres. Le premier chapitre introduit les bases bibliographiques et technologiques des trois domaines concernés par le projet : le dessalement de l'eau, l'électrolyse et l'énergie solaire. Il positionne chacune de ces technologies dans son contexte actuel et met en évidence les raisons qui justifient les choix retenus dans le cadre de cette étude. Le deuxième chapitre est consacré à l'analyse physico-chimique et à la modélisation de l'électrolyseur. Il décrit les composants de la cellule, les bilans de matière à l'anode et à la cathode, les mécanismes de transport membranaire, le modèle de tension multicouches et le bilan énergétique global, l'ensemble constituant le modèle mathématique qui servira au dimensionnement de l'électrolyseur. Au troisième chapitre, l'unité de dessalement est traitée de la même façon : ses bases théoriques, ses paramètres de performance et son modèle mathématique sont présentés avant d'aborder la procédure de dimensionnement de l'unité. Le quatrième chapitre, dédié à la centrale solaire, rappelle les fondements théoriques de la conversion de l'énergie solaire en électricité, puis expose la

démarche de dimensionnement de la centrale en tenant compte des besoins énergétiques combinés du système et des ressources solaires disponibles sur le site retenu. Le cinquième et dernier chapitre présente et analyse les résultats du dimensionnement de l'ensemble du système, confronte les caractéristiques de l'électrolyseur dimensionné à celles d'un appareil commercial de référence, et propose une étude paramétrique des effets de la température, de la pression et de la densité de courant sur les performances de l'électrolyseur.

Chapitre 1

Considérations préliminaires et éléments bibliographiques

1.1 Introduction

Avant de procéder au dimensionnement du système de production d'hydrogène qui constitue l'objet central de notre projet, il est utile d'introduire ici quelques considérations fondamentales sur les thèmes qui seront abordés par la suite dans la partie modélisation et dimensionnement à savoir le dessalement, l'électrolyse et le photovoltaïque.

1.2 Le dessalement

Le dessalement de l'eau est une technique permettant de transformer l'eau saumâtre ou l'eau de mer en eau douce. Il a le potentiel de résoudre la crise de l'eau et pourrait donc aider à pallier son déficit qui freine le développement des secteurs qui en sont tributaires.

Diverses technologies de dessalement plus ou moins coûteuses et énergivores existent, elles reposent principalement sur la distillation et l'osmose inverse et sont actuellement largement exploitées à l'échelle industrielle. [14]

1.2.1 Salinité, eau de mer, eau saumâtre

Le dessalement est un procédé physico-chimique consistant à séparer les sels dissous de l'eau à partir d'une eau brute issue des mers ou de sources d'eaux saumâtres. En moyenne, l'eau de mer comprend 35 g/L de sel sous formes d'ions répartis comme suit : (Cl^- 55 %, Na^+ 30,6%, SO_4^{2-} 7,7%, Mg^{2+} 3,7%, Ca^{2+} 1,2%, K^+ 1,1%)

La salinité de l'eau de mer n'est pas fixe. Dans les régions maritimes à climat chaud et semi-clos, elle est plus importante. Ainsi, en Méditerranée, elle fluctue entre 36 et 39 g/L, tandis que dans le Golfe Persique, elle peut dépasser 60 g/L. À l'inverse, les mers froides qui reçoivent d'importants afflux fluviaux sont plus diluées : par exemple, on mesure seulement 7 g/L dans la Baltique.[24]

Une eau est dite saumâtre si sa salinité est comprise entre 1 et 10 g/L.

1.2.2 Le processus de dessalement

Dans tout processus de dessalement, l'eau doit subir un prétraitement, le dessalement proprement-dit et un post-traitement dont la nature dépend de l'utilisation à laquelle l'eau douce produite est destinée (fig.1.1). Dans ce qui suit, nous allons décrire ces différentes étapes pour un processus de dessalement d'eau de mer.

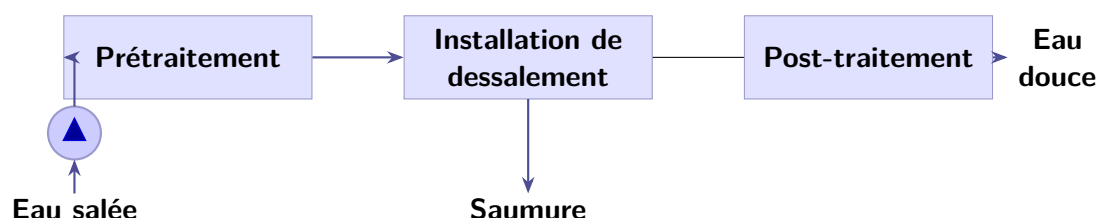


Figure 1.1 – Schéma de principe du procédé de dessalement d’eau de mer.

La prise d’eau

L’eau est puisée directement de la mer ou, de préférence, à partir de puits côtiers, afin de réduire la turbidité et faciliter le prétraitement.

Si l’eau est extraite de la mer à travers une prise d’eau à ciel ouvert, le dispositif doit comprendre les têtes de prise d’eau, les conduites qui acheminent l’eau vers des bassins tampons, la station de pompage située dans le bassin ainsi que les conduites terrestres menant jusqu’à l’installation de prétraitement. Il est essentiel de positionner correctement les têtes de prise d’eau pour prévenir l’aspiration de débris flottants ou de sédiments et d’assurer ainsi un approvisionnement adéquat en eau salée.[39]

Le Prétraitement

Le prétraitement est une phase essentielle dans tous les procédés de dessalement, qu’ils soient basés sur le changement de phase ou sur des membranes sélectives.

L’eau brute extraite peut être chargée de matières en suspension (MES), de particules minuscules, de colloïdes, de bactéries et d’éléments organiques susceptibles d’affecter l’efficacité des unités de dessalement. Pour éliminer ces impuretés, diverses techniques de prétraitement sont employées. La coagulation-floculation est un processus qui implique l’ajout de produits chimiques pour rassembler les particules fines et les colloïdes en assemblages de plus grande taille, facilitant ainsi leur séparation. Par la suite, la filtration sur sable aide à capturer les substances en suspension, les particules solides et une portion des micro-organismes présents dans l’eau. L’ultrafiltration est employée dans les systèmes plus sophistiqués pour garantir une élimination plus performante des colloïdes, bactéries, virus et macromolécules organiques.

Toutes ces actions visent à minimiser les risques de défaillance et de dysfonctionnement des équipements, ainsi qu’à optimiser la fiabilité générale des systèmes de dessalement.

Installation de dessalement

C’est le cœur de tout le système. Dans cette partie du système, les sels sont retirés de l’eau brute. Cette installation peut être principalement l’une de ces 2 technologies : un système thermique ou un système membranaire. Le choix de l’un ou l’autre dépendra de plusieurs paramètres tels que l’environnement, la géographie du lieu, la maturité de la technologie, la salinité de l’eau brute ainsi que la qualité requise de l’eau produite, la consommation d’énergie et le coût.

Le post-traitement

L'eau produite par une unité de dessalement est habituellement très déminéralisée et à une concentration en sels dissous très faible. Malgré sa grande pureté, cette eau ne peut pas être utilisée telle quelle, car ses propriétés physico-chimiques ne se conforment pas toujours aux applications finales. En effet, une eau entièrement déminéralisée peut manifester une corrosivité, une instabilité chimique et un manque d'adaptabilité pour certaines utilisations. Par conséquent, un traitement ultérieur est requis pour adapter la qualité de l'eau en fonction de son utilisation spécifique.[19] Lorsque l'eau est destinée à la consommation humaine, le post-traitement vise principalement à la rendre potable par la reminéralisation, consistant à réintroduire des sels essentiels tels que le calcium et le magnésium, à corriger le pH, puis à assurer une désinfection finale par chloration ou rayonnement ultraviolet. En revanche, si l'eau dessalée est destinée à des usages industriels ou à la production d'hydrogène par électrolyse, le but du post-traitement est de la purifier davantage en procédant à l'élimination des ions restants, généralement à travers des processus tels que la déionisation, l'électrodéionisation ou encore le polissage par échange d'ions. Ces opérations conduisent à la réduction de la conductivité électrique de l'eau qui, de ce fait, est utilisée comme paramètre de mesure de la qualité de cette eau. Le post-traitement constitue donc une étape indispensable visant à adapter l'eau dessalée aux exigences spécifiques de chaque application, tout en assurant la sécurité, la performance et la viabilité des équipements auxquels elle est destinée.

1.3 Les procédés de dessalement

Comme il a été mentionné plus haut, la désalinisation de l'eau peut s'obtenir au moyen d'un procédé thermique, tel que la distillation multi-flash (MSD) [multi-stage flash distillation] et la distillation à multiple effets (MED) [multi-effect distillation] ou par des techniques membranaires, comme l'osmose inverse (RO) ou l'électrodialyse (ED). Une classification sommaire des procédés de dessalement est fournie à la figure 1.2 ci-dessous.

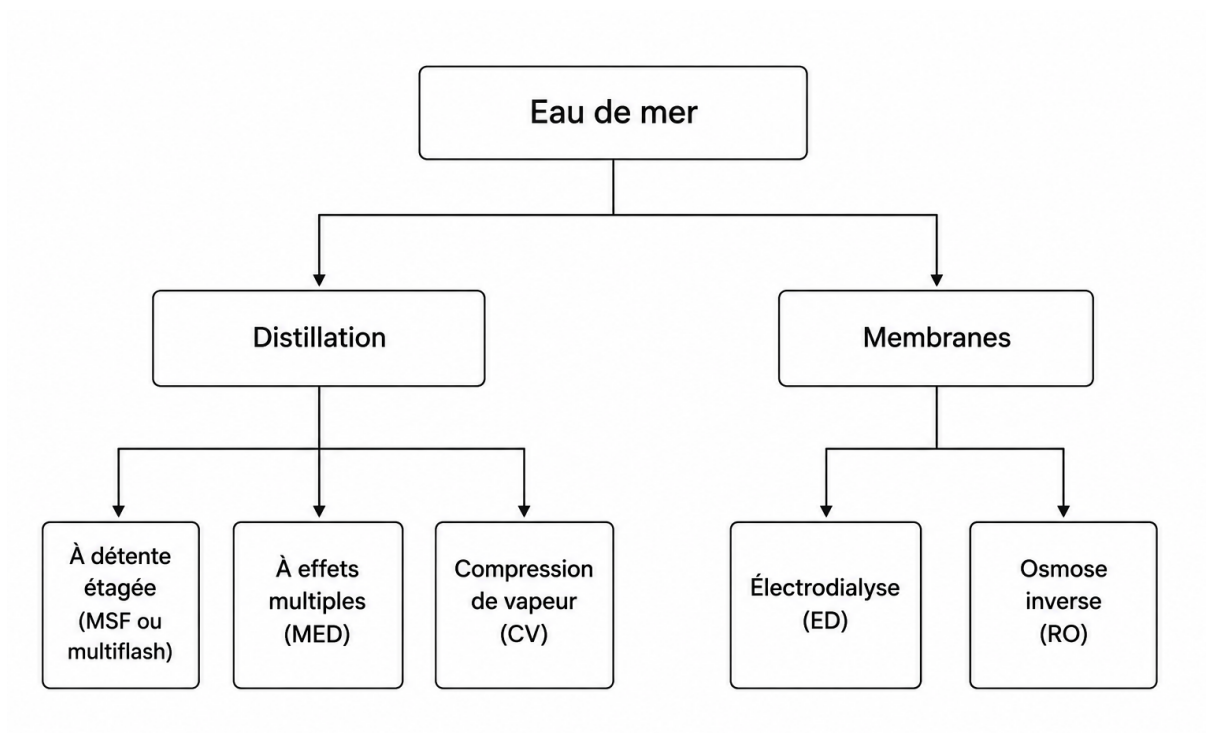


Figure 1.2 – Les procédés de dessalement

1.3.1 Procédés thermiques

Les procédés thermiques de dessalement sont fondés sur le phénomène de changement de phase sous l'effet de la chaleur. Dans un procédé thermique par distillation, la chaleur générée par une chaudière est utilisée pour chauffer l'eau salée jusqu'à son évaporation. Lors de cette procédure, les sels et autres substances dissoutes dans l'eau se sédimentent au fond du récipient qui abrite l'eau, tandis que la vapeur d'eau distillée remonte et se sépare de la phase liquide pour être recueillie dans la partie supérieure du récipient. Elle est ensuite condensée au contact d'une surface froide pour former de l'eau douce. Les procédés les plus répandus sont le MSF et le MED, celui à compression mécanique de vapeur étant hautement consommateur d'énergie mécanique (électrique). [16]

Le procédé de distillation multistage flash (MSF)

Le dessalement par détente spontanée multi-étagée (MSF) se présente principalement sous deux formats : le système à flux unique, connu sous le nom de "once-through" (MSF-OT), et le système à recirculation de saumure (MSF-BR). Dans le premier, l'eau de mer passe par plusieurs échangeurs de chaleur où elle capte la chaleur latente de condensation de la vapeur générée dans les différentes chambres de détente qui forment les étages du procédé (Figure 1.3). Ce processus permet d'augmenter progressivement sa température. Puis, l'eau ainsi préchauffée est portée à une température maximale définie préalablement (Top brine temperature TBT), grâce à un apport de chaleur provenant d'une source

extérieure. Elle passe ensuite dans la première chambre fonctionnant sous vide, où une décompression brutale entraîne une évaporation partielle spontanée, connue sous le nom de “flashing”. La vapeur générée passe par un séparateur de gouttelettes avant de se condenser lorsqu’elle entre en contact avec les surfaces externes des tubes du condenseur, qui sont traversés par l’eau d’alimentation. La saumure qui n’a pas été évaporée s’écoule vers la chambre suivante, où le même processus se reproduit sous une pression plus réduite. Ce processus est répété à travers plusieurs étages successifs. Le rendement global d’un procédé MSF est affecté par des facteurs tels que la température maximale de la saumure, la température de l’eau de refroidissement et la salinité de l’eau d’alimentation.

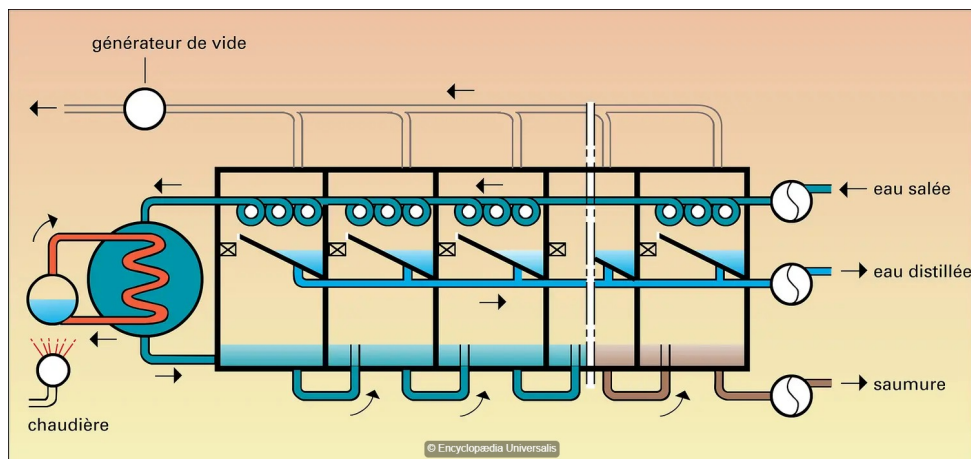


Figure 1.3 – Procédé de distillation multistage once through

Dans le procédé à recirculation de saumure (MSF-BR), une section supplémentaire pour l'évacuation de la chaleur, comprenant deux à trois étages, est ajoutée (Fig. 1.4). Cela permet la recirculation d'une partie de la saumure et l'accroissement du nombre total d'étages, qui peut atteindre quarante.

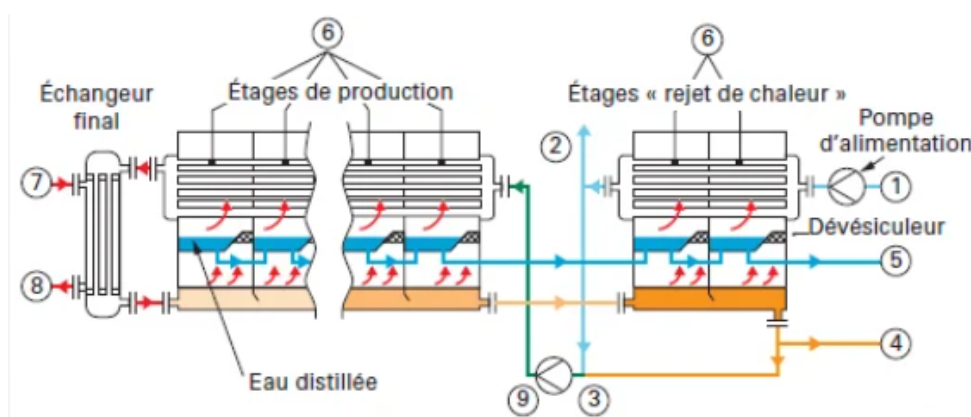


Figure 1.4 – Procédé de distillation multistage à recirculation de saumure

Ces installations sont caractérisées par une grande capacité de production, une fiabilité remarquable et une excellente compatibilité avec les centrales de cogénération. Malgré son caractère énergivore, la technologie MSF reste particulièrement appropriée pour les grandes installations possédant des sources d'énergie à bas prix, notamment dans le cadre

des systèmes de cogénération. En outre, l'intégration de sources d'énergie renouvelable thermique comme l'énergie solaire ou géothermique, ainsi que la valorisation de la chaleur résiduelle, représente une voie favorable pour optimiser les rendements énergétiques des systèmes MSF.

Le procédé de distillation à multiples effets (MED)

L'idée fondamentale d'un procédé de distillation (MED) est d'utiliser la vapeur issue d'un premier évaporateur pour chauffer l'eau de l'évaporateur suivant qui opère à une pression et une température plus basses (Figure 1.5). Cette transmission continue de chaleur permet de réemployer de manière répétée la même énergie thermique, ce qui améliore considérablement le rendement global du processus.

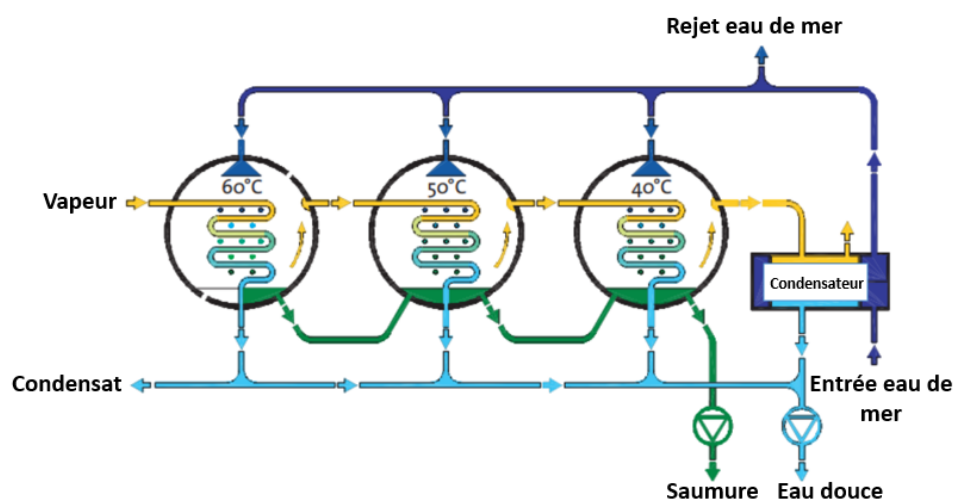


Figure 1.5 – Procédé de distillation à multiples effets (MED)

Il est possible d'améliorer la variante de base du MED en ajoutant des préchauffeurs entre les différents effets successifs. L'intégration de la compression thermique de vapeur (TVC) a suscité un grand intérêt, puisqu'elle permet une réduction importante de la consommation d'énergie spécifique et des coûts globaux liés à la production d'eau dessalée, tout en augmentant la capacité unitaire des installations. Les systèmes MED-TVC atteignent aujourd'hui une capacité maximale d'environ 90 000 m³ par jour. Sur les grandes unités industrielles, le nombre d'effets se situe entre 5 et 20. Le procédé MED opère à de plus basses températures que le MSF, avec une température maximale de saumure (TBT) se situant entre 60 et 85 °C. Bien qu'élever davantage cette température puisse augmenter la production d'eau douce par l'ajout d'effets supplémentaires, ceci est déconseillé en raison du risque accru de corrosion et d'entartrage des surfaces d'échange thermique. Avec ces caractéristiques, le MED est considéré moins énergivore qu'un MSF pour une même capacité de production et une qualité d'eau comparable. Par ailleurs, sa capacité à opérer avec des sources de chaleur de basse température lui donne un avantage non négligeable, facilitant son intégration aux systèmes de cogénération et aux sources d'énergies renouvelables.

1.3.2 Procédés membranaires

Les méthodes membranaires de dessalement reposent sur le fait d'utiliser des membranes sélectives ou semi-sélectives afin de séparer les sels et les composés dissous de l'eau, sans passer par un changement de phase. Le principe consiste à utiliser une force motrice sous forme de pression ou d'un champ électrique afin d'assurer le passage sélectif de l'eau en retenant tout ce qui est impureté ou ions. Ces procédés opèrent à température ambiante et en dépit du fait qu'ils nécessitent l'utilisation d'une énergie électrique, ils restent moins énergivores que les procédés thermiques. Grâce à leur flexibilité, leur caractère modulaire et le fait qu'elles soient bien adaptées à l'utilisation des énergies renouvelables, les technologies membranaires occupent aujourd'hui une place centrale dans le dessalement moderne, l'osmose inverse étant la méthode membranaire la plus largement utilisée à l'échelle industrielle.

L'osmose inverse (RO)

De nos jours, l'industrie du dessalement est majoritairement dominée par l'osmose inverse. En 2022, elle représentait approximativement 69 % de la capacité de production installée, surclassant ainsi l'ensemble des procédés thermiques. Les membranes utilisées présentent des pores mesurant entre 10 et 10^3 μm , capables de retenir les substances colloïdales et les sels en solution. Le mécanisme d'action de ces membranes repose sur l'application d'une pression supérieure à la pression osmotique pour forcer l'eau à migrer d'une solution riche en sel vers une solution moins concentrée (figure 1.6). La pression exercée est habituellement égale au double de la pression osmotique et s'accroît donc en fonction de la salinité de l'eau d'alimentation. Les pressions de fonctionnement varient généralement entre 15 et 27 bars pour le dessalement des eaux saumâtres et entre 50 et 80 bars pour le dessalement de l'eau de mer.

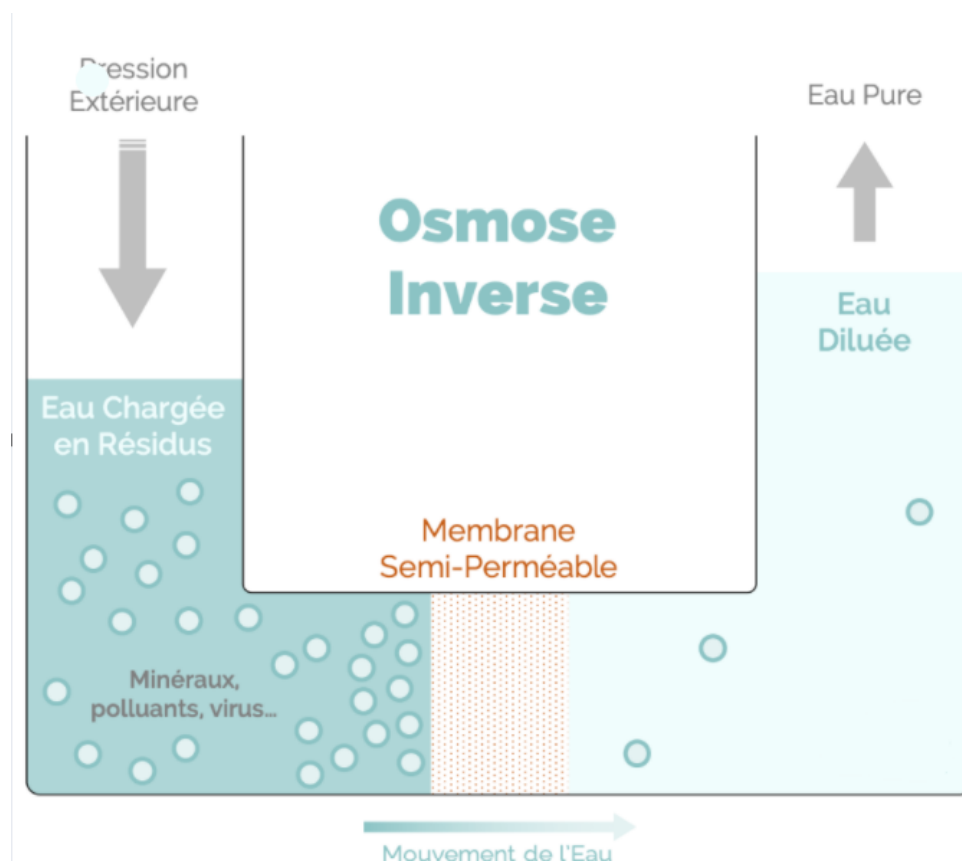


Figure 1.6 – Principe de l'osmose inverse

Le dessalement des eaux fortement salées par osmose inverse reste énergivore en électricité, en raison de la pression de service très élevée requise dans ce cas. Par ailleurs, les équipements sont soumis à divers obstacles opérationnels comme la corrosion et la formation de tartre, qui peuvent réduire la longévité des membranes. Pour réduire la consommation d'énergie, les installations modernes incorporent des dispositifs capables de récupérer l'énergie de la saumure rejetée avec des rendements allant jusqu'à 95 à 97 %. Ceci permet une réduction de la consommation électrique d'environ 60 %. Le procédé d'osmose inverse se caractérise aussi par sa modularité, permettant des capacités excédant 500 000 m³/jour. Cependant, bien que l'osmose inverse présente tous les avantages mentionnés ci-dessus et d'autres encore, comme une taille spécifique bien plus petite que les procédés thermiques et des coûts d'exploitation relativement faibles, elle fait face à quelques contraintes, comme le colmatage des membranes et le faible taux de récupération pour l'eau de mer.

L'électrodialyse (ED)

L'électrodialyse (ED) est un procédé membranaire entraîné par un champ électrique qui permet l'extraction des ions dissous dans l'eau salée. Le fonctionnement repose sur l'application d'une tension électrique entre deux électrodes de charges opposées, avec des membranes sélectives aux ions positifs et négatifs positionnées entre elles (voir figure 1.7). Sous l'action d'un champ électrique, les ions se déplacent à travers les membranes, ce qui

favorise la séparation du flux d'alimentation en trois types d'eau : l'eau produite, caractérisée par une faible conductivité et une faible teneur en solides dissous (TDS) ; la saumure, qui reçoit les ions extraits ; et l'eau d'alimentation des électrodes, circulant au voisinage de celles-ci afin de maintenir le champ électrique. [17] Le procédé ED est principalement utilisé pour le dessalement des eaux saumâtres et reste limité à des concentrations salines inférieures à 10 000 ppm, ce qui explique son déploiement industriel plus restreint comparé à l'osmose inverse.

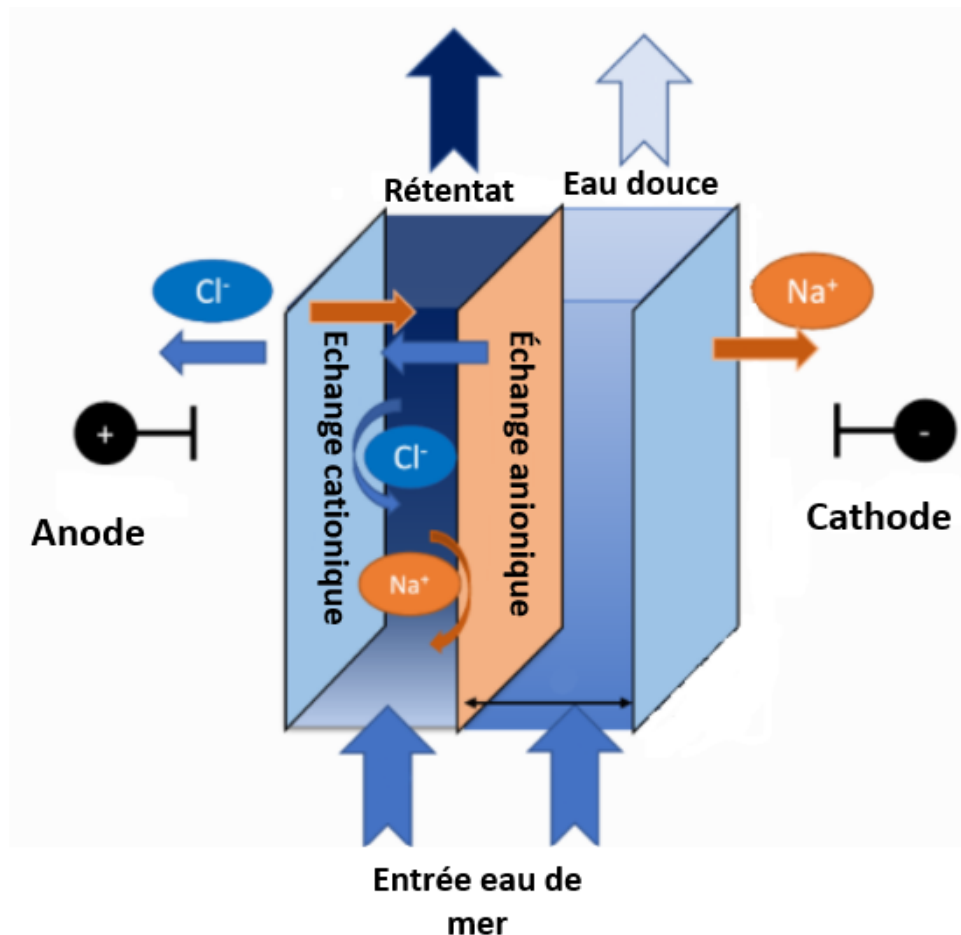


Figure 1.7 – Principe de l'électrodiyalise

Une variante du procédé, appelée électrodialyse à inversion de polarité (EDR), repose sur le même principe de fonctionnement, mais intègre une inversion périodique de la polarité électrique, généralement deux à quatre fois par heure. Cette inversion provoque l'échange des compartiments dilués et concentrés ainsi que des réactions électrochimiques aux électrodes, ce qui permet de limiter la formation de dépôts et d'entartrage sur les membranes, améliorant ainsi la stabilité et la durabilité du système.

1.4 Énergie solaire

Actuellement, l'énergie solaire est considérée comme une des sources renouvelables les plus prometteuses pour la production d'électricité à grande échelle. Des recherches

récentes indiquent que le progrès des technologies solaires, associé à une réduction importante des dépenses, a considérablement accéléré leur mise en œuvre à travers le monde. La production d'électricité à partir de l'énergie solaire est dominée par deux grands procédés : le photovoltaïque (PV) et le thermique à concentration (CSP). Ces deux technologies se basent sur des principes de conversion distincts, ce qui a un impact direct sur leurs performances, leurs coûts et leurs domaines d'application. Des études récentes mettent en évidence que le choix entre un système photovoltaïque et un système thermique est largement conditionné par le type d'application, les besoins énergétiques, la disponibilité de l'ensoleillement ainsi que les contraintes économiques et techniques du système envisagé.

1.4.1 Energie solaire thermique

Le solaire thermique est basé sur la transformation du rayonnement solaire en chaleur, pouvant être utilisée directement ou convertie par la suite en énergie électrique. Deux catégories principales se distinguent : le solaire thermique à basse température et le solaire thermique à haute température, aussi connu sous le nom de solaire thermodynamique.

Solaire thermique à basse température

Le solaire thermique à basse température correspond à la transformation du rayonnement solaire en chaleur à des niveaux de température inférieurs à 100 °C. Cette technologie est principalement destinée aux usages domestiques, tertiaires et industriels de faible demande thermique, tels que la production d'eau chaude sanitaire, le chauffage des bâtiments ou certains procédés industriels à basse température. Le principe repose sur des capteurs solaires thermiques qui absorbent le rayonnement solaire et transmettent la chaleur à un fluide caloporteur circulant dans le système. Bien que cette filière ne permette pas directement la production d'électricité, elle constitue une application mature et largement déployée du solaire thermique, en particulier dans les régions bénéficiant d'un fort ensoleillement.[44]

Solaire thermique à haute température

Les hautes températures sont obtenues par concentration du rayonnement direct à l'aide de miroirs dans les centrales solaires (CSP). Cette chaleur est ensuite utilisée pour produire de l'électricité via un cycle thermodynamique classique. Les études récentes distinguent plusieurs technologies CSP (paraboliques, tours solaires, Fresnel), chacune présentant des caractéristiques spécifiques en termes de rendement et de coûts. Un avantage majeur des CSP réside dans leur capacité d'intégration du stockage thermique, qui permet de produire de l'électricité de manière pilotable, même en l'absence de rayonnement solaire. Cette caractéristique confère aux CSP un intérêt particulier pour les réseaux électriques nécessitant une production stable. Néanmoins, les analyses technico-économiques montrent que les CSP présentent des coûts d'investissement élevés, une complexité techno-

logique importante et une rentabilité généralement atteinte uniquement pour des projets de grande envergure situés dans des régions à fort rayonnement solaire direct.

1.4.2 Energie solaire photovoltaïque

L'effet photovoltaïque est le procédé par lequel la technologie solaire photovoltaïque convertit directement la lumière du soleil en électricité. Cela se produit à l'intérieur de matériaux semi-conducteurs, où l'absorption des photons génère des porteurs de charge électrique pouvant être utilisés comme courant continu. Selon les recherches actuelles, la conversion directe est l'un des principaux avantages du photovoltaïque, car elle permet de concevoir un système simple sans avoir recours à des cycles thermodynamiques intermédiaires. Les systèmes photovoltaïques se caractérisent par leur modularité importante, ce qui rend leur installation aisée, que ce soit à petite ou à grande échelle. Des études soulignent que le photovoltaïque bénéficie actuellement d'une forte maturité industrielle, associée à une baisse constante des coûts d'investissement et à des coûts de fonctionnement réduits, grâce à l'absence de pièces mobiles et à la facilité d'utilisation des installations.

Principe de fonctionnement des cellules photovoltaïques

Le fonctionnement d'une cellule photovoltaïque est basé sur une jonction p-n réalisée à partir de matériaux semi-conducteurs. Sous l'effet du rayonnement solaire, des paires électron-trou sont générées dans le matériau. Le champ électrique interne présent au niveau de la jonction permet de séparer ces charges et de créer une différence de potentiel entre les bornes de la cellule, ce qui entraîne la circulation d'un courant électrique lorsqu'un circuit externe est connecté. La puissance électrique produite dépend principalement de l'irradiation solaire, de la température de fonctionnement et des propriétés électriques du matériau semi-conducteur.

1.4.3 Types de technologies photovoltaïques

L'évolution des technologies photovoltaïques peut être classée en quatre générations principales, en fonction des matériaux utilisés, des principes de fonctionnement et du niveau de maturité de chaque technologie. Cette classification permet de mieux comprendre les performances, les coûts et les perspectives de développement du photovoltaïque.[38]

Photovoltaïque de première génération

La première génération de cellules photovoltaïques repose principalement sur l'utilisation du silicium cristallin, sous ses formes monocristalline et polycristalline. Ces cellules sont basées sur une jonction p-n réalisée à partir de plaques très fines de silicium, ce qui leur confère une bonne stabilité et une longue durée de vie. Les technologies de première génération dominent encore aujourd'hui le marché mondial du photovoltaïque vu leur maturité industrielle, leurs rendements élevés et leur fiabilité. Elles sont largement utilisées dans

les installations résidentielles, industrielles et même dans les centrales photovoltaïques de grande puissance. Cependant, ces technologies présentent certaines limitations, notamment un coût énergétique élevé lié à la purification et à la cristallisation du silicium, ainsi qu'une consommation importante de matière première.

Photovoltaïque de deuxième génération

La deuxième génération correspond aux technologies à couches minces, qui utilisent des matériaux semi-conducteurs déposés en couches très fines sur un support. Parmi les technologies les plus représentatives figurent le silicium amorphe et le tellure de cadmium (CdTe). L'objectif principal de cette génération est de réduire la quantité de matériau utilisé et par conséquent les coûts de fabrication. Ces cellules offrent également de bonnes performances sous faible irradiation et une sensibilité réduite aux variations de température. En revanche, leurs rendements restent inférieurs à ceux des cellules au silicium cristallin.

Photovoltaïque de troisième génération

La troisième génération de technologies photovoltaïques exploite des idées récentes dans le but de dépasser les contraintes théoriques des cellules traditionnelles et d'augmenter considérablement leur efficacité. Cette génération comprend notamment les cellules à multi-jonctions, les cellules à points quantiques et les cellules organiques. Ces technologies utilisent des processus physiques avancés pour optimiser l'utilisation du spectre solaire, comme fusionner divers matériaux qui absorbent différentes longueurs d'onde. Elles autorisent l'obtention de rendements extrêmement élevés, particulièrement dans les applications liées à l'espace. Cependant, ces technologies demeurent principalement dans le domaine de la recherche ou sont utilisées dans des applications spécifiques, à cause de leur complexité et de leurs coûts importants.

Photovoltaïque de quatrième génération

La quatrième génération de photovoltaïque correspond à des technologies émergentes combinant les nanotechnologies, de nouveaux matériaux et des architectures hybrides. Elle inclut notamment les cellules à pérovskites, les cellules hybrides organiques-inorganiques et les dispositifs photovoltaïques intégrés aux bâtiments. Ces technologies visent à offrir un mélange entre rendement élevé, faible coût de fabrication et flexibilité d'intégration. Cependant, des défis majeurs subsistent, notamment en matière de stabilité à long terme et de durabilité environnementale.

1.4.4 Panneaux hybrides photovoltaïques-thermiques (PVT)

Les panneaux hybrides photovoltaïque-thermique (PVT) représentent une évolution des systèmes photovoltaïques conventionnels. Leur principe repose sur la récupération de

la chaleur générée au niveau des modules photovoltaïques lors de leur fonctionnement. Cette chaleur est extraite à l'aide d'un circuit thermique placé à l'arrière du module. Le refroidissement des cellules permet d'améliorer leur rendement électrique tout en valorisant simultanément l'énergie thermique récupérée. Les systèmes PVT permettent une production combinée d'électricité et de chaleur à partir du même panneau, ce qui améliore le rendement global du système solaire. Cependant, leur conception est plus complexe et leur coût d'investissement reste supérieur à celui des modules photovoltaïques classiques, ce qui limite encore leur diffusion à grande échelle .

1.4.5 Avantages et limites du photovoltaïque

Le solaire photovoltaïque offre de multiples avantages techniques et écologiques. Il autorise une génération d'électricité décentralisée, silencieuse et sans émissions directes de gaz à effet de serre. Sa modularité est un grand avantage, autorisant l'ajustement de la puissance installée en fonction de la demande, allant des petites installations indépendantes jusqu'aux centrales à grande échelle. Cependant, la production d'électricité photovoltaïque est très sensible aux conditions climatiques et connaît une baisse de performance lorsque la température des cellules augmente, ce qui peut poser un problème dans les zones à température élevée.

1.4.6 Comparaison entre solaire photovoltaïque et solaire thermique

Le solaire photovoltaïque et le solaire thermique se distinguent avant tout par leur mode de conversion de l'énergie solaire. Le photovoltaïque permet une conversion directe en électricité, ce qui simplifie les installations et réduit les besoins en maintenance. À l'inverse, le solaire thermique repose sur la conversion du rayonnement en chaleur, suivie d'un cycle thermodynamique pour la production d'électricité, ce qui implique des systèmes plus complexes mais offre la possibilité de stockage thermique. Le photovoltaïque se caractérise par une grande flexibilité d'intégration, une mise en œuvre rapide et une bonne adaptation aux systèmes décentralisés. Le solaire thermique, quant à lui, est particulièrement adapté aux grandes installations centralisées et aux régions à fort rayonnement solaire direct. Dans le contexte algérien, marqué par un fort potentiel solaire et de vastes surfaces disponibles, les deux technologies sont pertinentes, mais le photovoltaïque se distingue par sa simplicité, sa modularité et sa compatibilité avec des systèmes hybrides comme celui intégrant le dessalement et la production d'hydrogène qui fait l'objet de la présente étude.

1.5 Électrolyse de l'eau

L'électrolyse de l'eau constitue l'une des technologies clés pour la production d'hydrogène bas carbone, en particulier lorsqu'elle est alimentée par des sources d'énergie renouvelables. Elle repose sur la décomposition électrochimique de l'eau en hydrogène et

oxygène sous l'effet d'un courant électrique. Dans le contexte de la transition énergétique, l'électrolyse apparaît comme une solution stratégique pour le stockage de l'électricité renouvelable et la production d'hydrogène dit « vert », utilisable dans les secteurs de l'énergie, de l'industrie et des transports.[30]

Le principe de l'électrolyse repose sur l'application d'une tension électrique entre deux électrodes immergées dans un électrolyte conducteur (voir figure 1.8). Cette énergie électrique permet de rompre les liaisons moléculaires de l'eau selon la réaction globale :



- À la cathode, l'eau est réduite et produit de l'hydrogène.
- À l'anode, l'eau est oxydée et produit de l'oxygène.

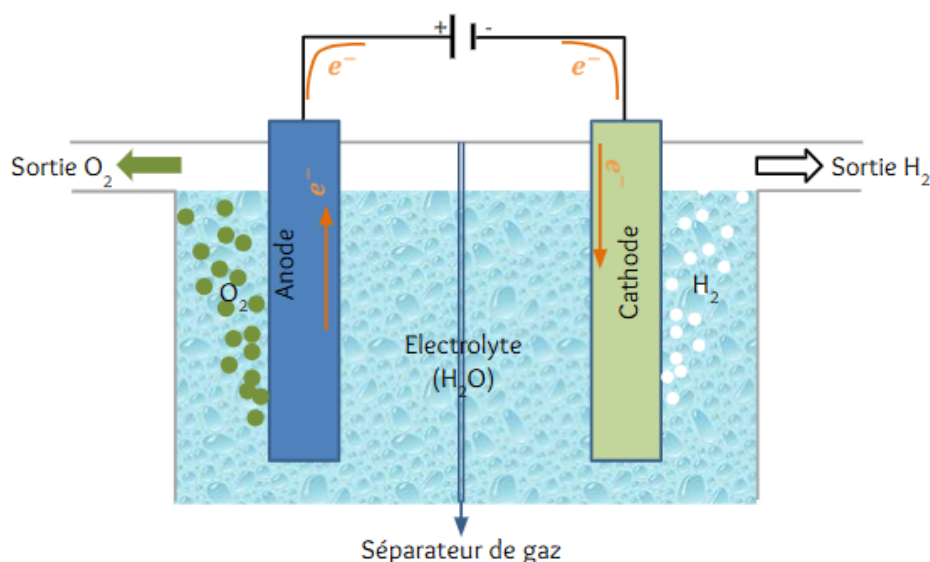


Figure 1.8 – Principe de l'électrolyse de l'eau

Le système est généralement composé de :

- cellules électrochimiques,
- électrodes,
- électrolyte ou membrane,
- alimentation électrique,
- systèmes auxiliaires (refroidissement, purification, compression).

1.5.1 Électrolyse alcaline (AEL)

L'électrolyse alcaline est la technologie la plus mature et la plus largement utilisée à l'échelle industrielle. Elle fonctionne avec un électrolyte liquide alcalin, généralement une solution d'hydroxyde de potassium (KOH) ou de sodium (NaOH).

Les électrodes sont séparées par un diaphragme poreux qui permet le passage des ions

tout en empêchant le mélange des gaz produits. Cette technologie opère à des températures modérées, typiquement entre 60 et 90 °C, et à pression atmosphérique ou légèrement supérieure.

Avantages :

- Technologie éprouvée et fiable ;
- Coût d'investissement relativement faible ;
- Longue durée de vie des équipements.

Inconvénients :

- Faible densité de courant ;
- Temps de réponse lent face aux variations de puissance ;
- Moins adaptée au couplage direct avec les énergies renouvelables, intermittentes.

1.5.2 Électrolyse à membrane échangeuse de protons (PEM)

L'électrolyse PEM utilise une membrane polymère solide conductrice de protons, qui remplace l'électrolyte liquide. L'eau est introduite à l'anode, où elle est oxydée, tandis que les protons traversent la membrane pour produire de l'hydrogène à la cathode.

Cette technologie fonctionne à des températures comprises entre 50 et 80 °C et permet une production d'hydrogène à haute pureté et sous pression.

Avantages :

- Forte densité de courant ;
- Démarrage rapide et grande flexibilité ;
- Très bonne compatibilité avec le solaire et l'éolien ;
- Production d'hydrogène de haute pureté.

Inconvénients :

- Coût élevé dû aux matériaux nobles nécessaires comme catalyseurs (platine, iridium) ;
- Sensibilité à la qualité de l'eau ;
- Durée de vie encore inférieure à celle de l'électrolyse alcaline.

1.5.3 Électrolyse à membrane échangeuse d'anions (AEM)

L'électrolyse AEM utilise une membrane polymère solide conductrice d'anions hydroxyde (OH^-), qui combine les avantages de l'électrolyse alcaline et de l'électrolyse PEM. L'eau est introduite à la cathode, où elle est réduite, tandis que les ions hydroxyde traversent la membrane pour produire de l'oxygène à l'anode. Cette technologie fonctionne à des températures comprises entre 40 et 60 °C et permet une production d'hydrogène à haute pureté sans recourir à des métaux nobles comme catalyseurs.

Avantages :

- Utilisation de catalyseurs non nobles (nickel, cobalt) ;
- Coût d'investissement plus faible que le PEM ;
- Bonne compatibilité avec les énergies renouvelables intermittentes

- Production d'hydrogène de haute pureté.

Inconvénients :

- Technologie encore en cours de maturation ;
- Stabilité et durabilité de la membrane limitées ;
- Durée de vie inférieure à celle de l'électrolyse alcaline et PEM.

1.5.4 Électrolyse à oxyde solide (SOEC)

L'électrolyse à oxyde solide fonctionne à haute température, généralement entre 700 et 900°C. Elle utilise une céramique solide comme électrolyte, conductrice d'ions oxyde (O^{2-}).

À ces températures élevées, une partie de l'énergie nécessaire à la réaction est fournie sous forme de chaleur, ce qui améliore le rendement électrique global.[26]

Avantages :

- Très haut rendement énergétique ;
- Possibilité d'utiliser de la chaleur fatale ou solaire thermique ;
- Potentiel élevé pour les systèmes de cogénération.

Inconvénients :

- Technologie encore en développement ;
- Problèmes de durabilité des matériaux ;
- Coûts élevés et complexité technologique.

Les considérations ci-dessus concernent la cellule d'un électrolyseur, qui constitue le cœur du procédé et le représente à la plus petite échelle. Un empilement de plusieurs cellules forme une échelle de deuxième niveau ; un tel empilement est appelé un "stack". Ce dernier est à son tour intégré dans une installation qui le pourvoit en eau et en électricité et qui représente le système dans son ensemble. Ceci est illustré à la figure 1.9.

1.6 Qualité de l'eau et post-traitement

Les systèmes d'électrolyse exigent une eau de très haute pureté afin d'éviter la dégradation des électrodes et des membranes. L'eau issue du dessalement est généralement déminéralisée mais nécessite un post-traitement supplémentaire, incluant :

- déionisation,
- polissage par résines échangeuses d'ions,
- contrôle strict de la conductivité.

Cette exigence rend le couplage dessalement – électrolyse particulièrement pertinent dans les régions arides.

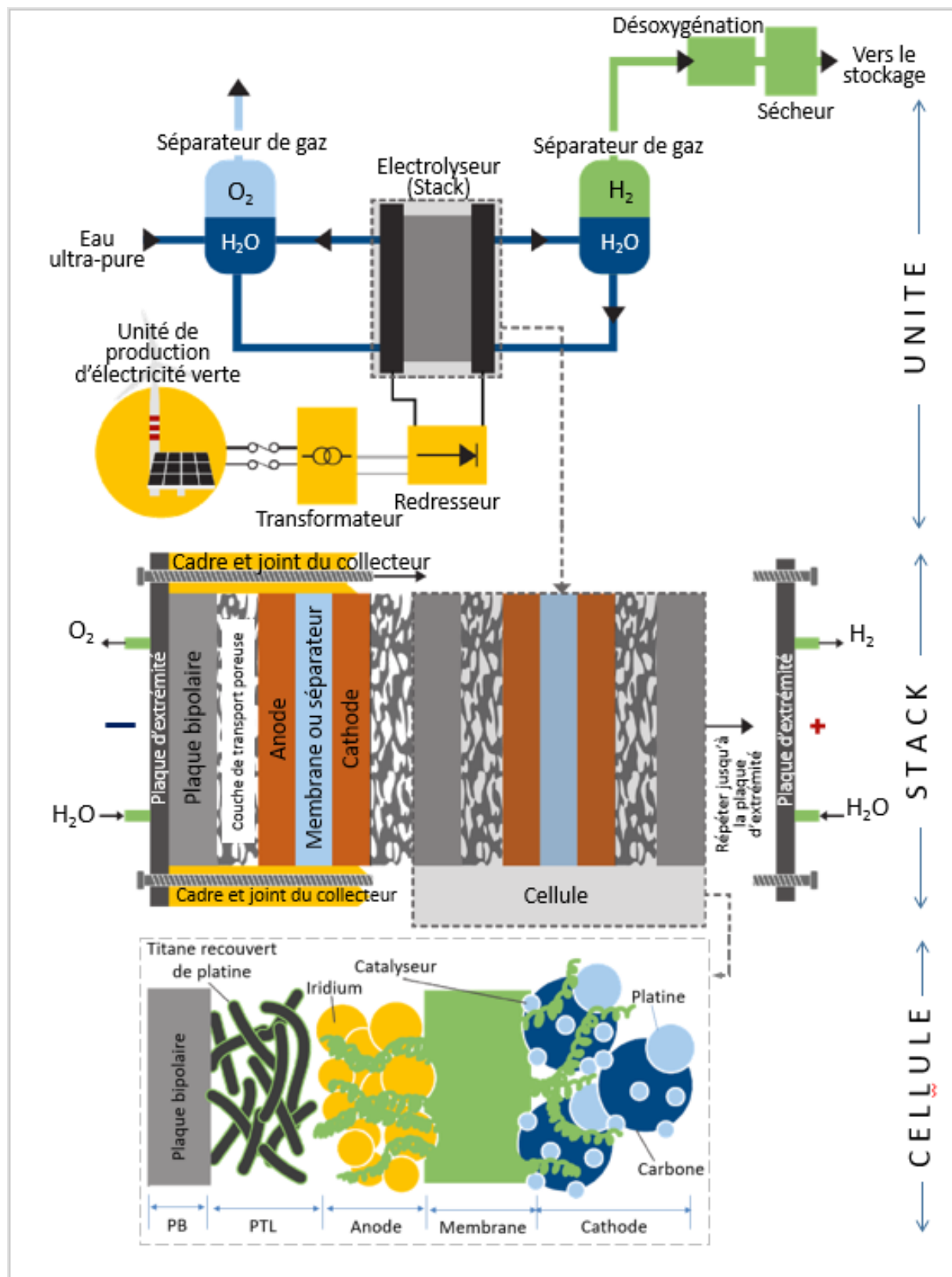


Figure 1.9 – Les trois niveaux d'un système d'électrolyse

1.7 Choix de la configuration de l'installation à dimensionner

Des sections de ce chapitre consacrées au dessalement et aux technologies d'exploitation de l'énergie solaire, il en est ressorti que le procédé de dessalement le mieux adapté à notre application est celui d'osmose inverse, tandis que la technologie photovoltaïque se présente comme un choix évident au vu des arguments exposés en sa faveur. Les électrolyseurs SOEC et AEM sont encore en phase de recherche. Seuls les électrolyseurs alcalins et les PEM sont actuellement commercialisés. Notre choix doit donc s'orienter vers l'un de ces deux types. S'il est bien vrai que l'électrolyseur alcalin est le plus ancien et le plus répandu, il semblerait que c'est plutôt l'électrolyseur PEM qui a le vent en poupe actuellement. Les performances des électrolyseurs PEM sont plus élevées et présentent une plus grande flexibilité opérationnelle. Ces derniers peuvent atteindre des densités de courant élevées, produire de l'hydrogène de haute pureté et fonctionner à des pressions relativement élevées sans nécessiter d'étapes supplémentaires de compression, contrairement aux électrolyseurs alcalins qui opèrent à la pression atmosphérique avec de faibles densités de courant. Les électrolyseurs PEM présentent également une consommation d'eau plus faible que celle des électrolyseurs alcalins pour une production d'hydrogène équivalente [30]. Dans ce contexte, l'intégration d'un système photovoltaïque, d'une unité de dessalement par osmose inverse et d'un électrolyseur PEM représente la configuration la plus adaptée pour notre application.

1.8 Conclusion

Ce premier chapitre a permis de poser les bases conceptuelles et bibliographiques indispensables à la compréhension du système étudié dans ce mémoire. À travers un état de l'art structuré, trois domaines technologiques ont été examinés : le dessalement de l'eau, l'électrolyse et l'énergie solaire photovoltaïque.

Les concepts abordés au cours de ce chapitre constituent le socle sur lequel reposent les modélisations et les dimensionnements de l'installation qui seront développés dans les chapitres suivants concernant la configuration d'installation pour laquelle nous avons opté.

Chapitre 2

Analyse de l'Électrolyseur

2.1 Introduction

Ce chapitre sera consacré à l'analyse de l'électrolyseur PEM. Nous allons donner une description organique et fonctionnelle des différents composants de la cellule d'électrolyse, puis nous procéderons à l'analyse des phénomènes physico-chimiques dont la cellule est le siège. Cette analyse nous permettra d'élaborer un modèle mathématique qui sera exploité pour concevoir et dimensionner un électrolyseur capable de produire $200 \text{ Nm}_{H_2}^3/\text{heure}$.

Principe de l'électrolyse à membrane échangeuse de protons

Les électrolyseurs à membranes échangeuses de protons (PEM) peuvent être classés en deux catégories : ceux qui opèrent en milieu acide et ceux qui opèrent en milieu alcalin. Toutefois, de nos jours, seule la technologie PEM acide est largement commercialisée [2].

Dans ce contexte, le terme « électrolyse PEM de l'eau » désigne la technologie classique en milieu acide. La variante alcaline, quant à elle, est généralement rebaptisée électrolyse de l'eau à membrane échangeuse d'anions (AEM).

Les technologies de l'électrolyse PEM qui sont actuellement commercialisées fonctionnent généralement à une température comprise entre 20°C et environ 80°C . Une température élevée améliore l'efficacité des mécanismes réactionnels, mais peut conduire à l'instabilité de certains composants de la cellule. C'est ainsi que, par exemple, d'après Grigoriev et al, 2010 [1], le Nafion[®], couramment utilisé comme électrolyte polymère, perd de sa stabilité mécanique au dessus de 80°C , tandis que les composants métalliques de la cellule deviennent plus sensibles à la corrosion électrochimique.

La pression de fonctionnement des systèmes actuels peut aller de 1 atm jusqu'à 5 MPa. Des systèmes fonctionnant à des pressions plus élevées, pouvant atteindre 20 MPa, sont en cours de développement. Ils sont envisagés pour réduire les coûts des équipements auxiliaires, notamment dans les applications nécessitant un stockage d'hydrogène sous pression [2].

Les électrolyseurs PEM de dernière génération fonctionnent typiquement avec des densités de courant comprises entre $0,5$ et $3 \text{ A}\cdot\text{cm}^{-2}$, pour des tensions de cellule allant de $1,7$ à $2,1 \text{ V}$ [4].

La cellule d'un électrolyseur à membrane échangeuse de protons (PEM) est représentée schématiquement à la figure 2.1 ci-dessous.

Dans une cellule PEM, l'eau est injectée du côté de l'anode. Sous l'effet d'une tension appliquée à la cellule, cette eau subit une réaction d'oxydation, produisant de l'oxygène, des protons et des électrons selon la réaction d'évolution de l'oxygène (OER) suivante :

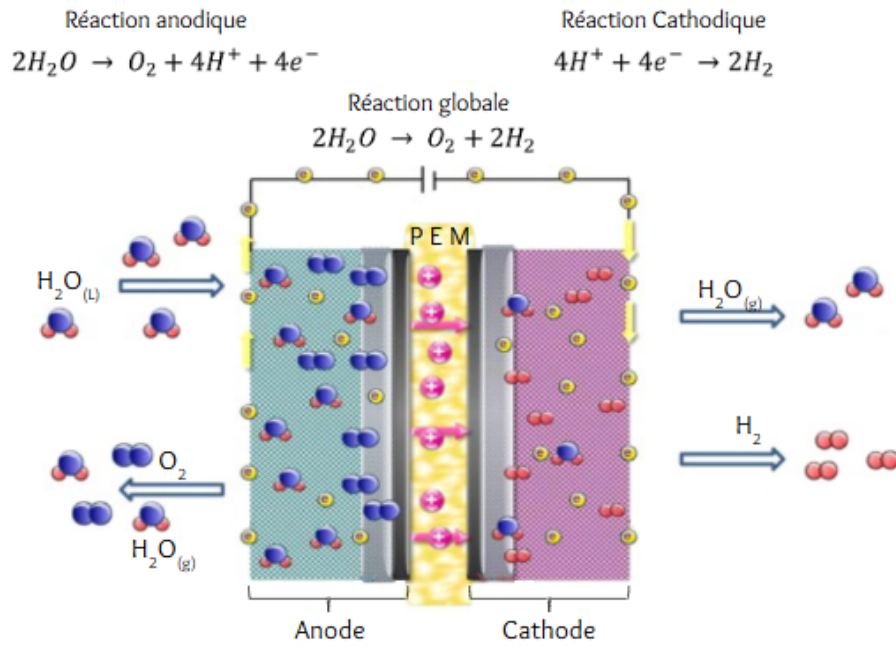


Figure 2.1 – Cellule d'électrolyseur PEM



Les protons générés traversent ensuite la membrane vers la cathode, tandis que les électrons prennent le chemin du circuit électrique externe.

Au niveau de la cathode, les protons qui viennent de traverser la membrane se recombinent avec des électrons provenant du circuit électrique externe à travers la cathode pour former de l'hydrogène gazeux selon la réaction d'évolution de l'hydrogène (HER) :



La réaction d'électrolyse combinant les deux demi-réactions précédentes se présente comme suit :



L'hydrogène et l'oxygène, à l'état gazeux, sont recueillis du côté de la cathode et de l'anode respectivement.

Bien que le potentiel thermodynamique théorique de l'électrolyse de l'eau soit de 1,23 V, ce niveau de tension est insuffisant en pratique à cause de la cinétique des réactions qui nécessite l'application d'une surtension afin de permettre le déroulement effectif du processus.

Cette surtension dépend fortement des matériaux catalytiques utilisés. Afin de minimiser cette surtension et d'améliorer l'efficacité du procédé, il est donc nécessaire de choisir des catalyseurs adaptés à chacune des réactions d'évolution de l'hydrogène (HER)

et de l'oxygène (OER).

La réaction d'évolution de l'hydrogène HER étant plus rapide que la réaction d'évolution de l'oxygène OER, une plus grande part de la surtension sera consacrée aux pertes anodiques.

2.2 Description de l'Électrolyseur PEM

L'électrolyseur à membrane échangeuse de protons (PEM) est une structure composée de nombreuses cellules électrolytiques, disposées en série et fixées par des plaques d'extrémité et des boulons.

L'architecture d'une cellule repose sur une intégration complexe de matériaux avancés, chacun répondant à des contraintes électrochimiques et mécaniques spécifiques.

2.2.1 L'Assemblage Membrane-Électrodes (MEA)

Cet assemblage, dont le schéma est représenté à la figure 2.2 ci-après, constitue le cœur réactif du système. Il est intégré dans une configuration de type « sandwich » qui minimise les résistances de contact. Il assure le transport des protons, la séparation des gaz et l'isolation électrique.

Les électrodes, qui jouent en même temps le rôle de catalyseurs, sont le siège des réactions électrochimiques. La réaction anodique transforme la molécule d' H_2O en protons H^+ et oxygène gazeux. Cette réaction est catalysée par le métal de l'anode qui en même temps doit présenter une stabilité chimique vis-à-vis de l'acidité de la membrane. A cet effet, seuls les métaux du groupe de l'iridium et du ruthénium sont des candidats satisfaisants. L'oxyde d'iridium (IrO_2) demeure le standard industriel pour sa durabilité, bien que l'ajout de ruthénium soit envisagé pour augmenter l'activité catalytique [1 ;4].

L'hydrogène produit résulte de la réaction cathodique qui utilise à cet effet, les protons provenant de l'anode. Cette réaction est préférentiellement catalysée par le platine, qui est donc le métal généralement adopté pour la cathode. Les recherches actuelles s'orientent vers la nanostructuration (Pt-Ru) ou l'utilisation de phosphures et nitrures de métaux de transition afin de réduire la charge en métaux nobles tout en préservant une activité de surface élevée [1 ;4].

La membrane échangeuse de protons consiste en un polymère perfluorosulfonique. Elle est également appelée électrolyte polymère solide (SPE). Sa sélectivité est censée empêcher l'hydrogène produit à la cathode de passer du côté anodique et l'oxygène produit à l'anode de passer du côté cathodique. Elle garantit également l'isolation électrique entre l'anode et la cathode.

La conduction protonique à travers la membrane, qui est généralement de type Nafion[®], est assurée par deux mécanismes concomitants :

- Le transport convectif dans lequel le proton reste lié à une molécule d'eau formant un cation H_3O^+ qui sera entraîné par diffusion à travers la membrane.

- Le mécanisme de Grotthuss dans lequel le proton passe d'un site sulfonique à un autre jusqu'à ce qu'il parvienne à traverser entièrement la membrane.

Les propriétés de transport de la membrane sont intrinsèquement liées à son état d'hydratation qui influence directement sa résistance électro-osmotique.

La performance de l'assemblage MEA repose sur l'optimisation de l'interface entre la membrane, les couches catalytiques (CL) et les couches de transport poreuses (GDL) [4].

Avant toute déposition, la membrane subit un protocole de nettoyage rigoureux qui comporte une oxydation des impuretés par ébullition dans du H_2O_2 (5%), une protonation complète par immersion dans l'acide sulfurique (H_2SO_4) et une hydratation finale dans de l'eau distillée [1].

Concernant la déposition des catalyseurs, deux stratégies principales sont présentées dans la littérature [1;4;7;11].

Dans la première, le catalyseur est déposé directement sur le support poreux, on parle alors d'*électrode sur couche de diffusion*. Cette façon de faire permet de mieux protéger le support contre l'oxydation, d'éviter le gonflement de la membrane, et de disposer d'une meilleure gestion de transfert de masse à haute densité de courant. En revanche, le catalyseur est moins efficace (perte dans les pores) et on assiste à une résistance de contact ionique plus élevée à l'interface membrane/catalyseur.

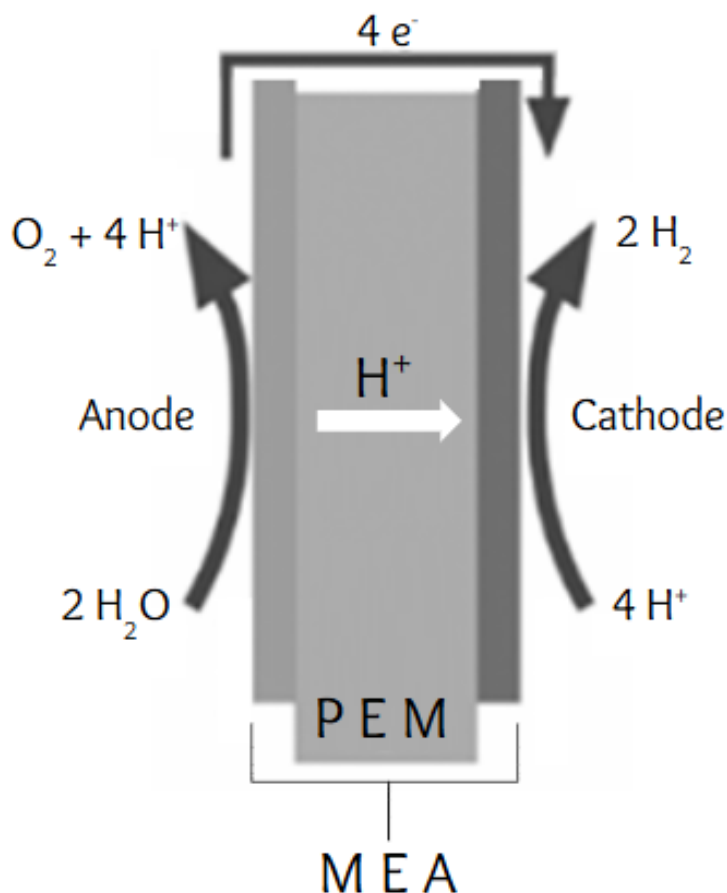


Figure 2.2 – Assemblage MEA

Dans la seconde, le catalyseur est appliqué directement sur la membrane par pulvérisation, sérigraphie ou décalcomanie. On parle alors de *membrane revêtue de catalyseur*. Cette méthode permet un contact ionique optimal, une meilleure utilisation des métaux précieux et une durabilité accrue. Cette méthode, adoptée de la technologie des piles à combustible, est actuellement la plus répandue. Son inconvénient majeur est le risque de déformation mécanique de la membrane sous l'action des solvants [4].

2.2.2 Couches Poreuses de Diffusion des Gaz (GDL) et Collecteurs de Courant

La gestion biphasique (eau liquide / gaz produit) est assurée par les couches de diffusion gazeuse (GDL) (voir figure 2.3).

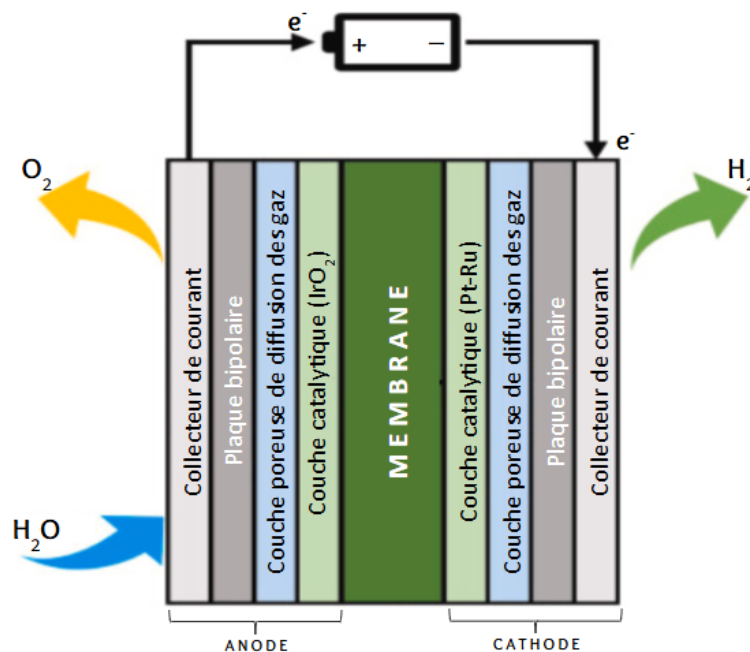


Figure 2.3 – Assemblage d'un électrolyseur PEM

Contrairement aux piles à combustible, l'anode de l'électrolyseur nécessite l'usage de **titane poreux** (fritté ou maillé) pour résister au potentiel d'oxydation élevé, le carbone étant instable dans ces conditions. Ces composants garantissent simultanément la collecte des électrons et l'apport homogène du réactif (eau) vers les sites actifs [1].

2.2.3 Plaques Bipolaires et Distribution des Fluides

Les plaques bipolaires assurent la distribution des flux via des canaux d'écoulement dont la géométrie est conçue de manière à éviter les zones de stagnation thermique. Elles contribuent également au maintien mécanique du stack. Le choix des matériaux (graphite, titane ou aciers revêtus) résulte d'un compromis entre conductivité électrique, résistance à la corrosion et coût de fabrication.

Intégrité mécanique et conditions opératoires : La performance et la durée de vie du système dépendent de paramètres systémiques parmi lesquels il y a notamment :

La compression mécanique : Un serrage optimal est requis pour minimiser les résistances de contact ohmiques sans provoquer de déformations structurales du MEA.

La gestion thermique : Le débit d'eau est dimensionné non seulement pour la réaction chimique, mais surtout pour évacuer la chaleur résiduelle et maintenir la membrane dans sa fenêtre de stabilité thermique.

2.3 Analyse Physico-Chimique et Modélisation de la Cellule PEM

Après avoir décrit la cellule d'électrolyse, nous allons nous intéresser à présent à l'analyse des processus physico-chimiques qui s'y déroulent, analyse qui nous permettra de développer un modèle mathématique pour simuler le fonctionnement du catalyseur.

La réaction électrochimique étant localisée à l'interface membrane-électrode, l'efficacité du système va dépendre de la gestion des flux à travers les PTL(GDL). Ces flux consistent d'une part, en l'acheminement de l'eau des canaux de distribution vers la couche catalytique et, d'autre part, dans le transport des gaz produits (H_2 et O_2) vers les canaux d'évacuation [8].

Bien que la réponse *électrochimique* d'une cellule PEM soit intrinsèquement rapide, le comportement transitoire global d'un électrolyseur est, en réalité, dominé par *l'inertie thermique*. Cependant, une meilleure représentation des processus physico-chimiques stationnaires permet d'identifier plus précisément les leviers d'optimisation de la cellule. L'approche adoptée dans ce travail privilégie un modèle de performance électrique en régime permanent reposant sur les hypothèses suivantes :

- Les cellules sont identiques et indépendantes
- La densité de courant est uniforme
- La température et la pression sont uniformes au sein du stack
- Les gaz sont accompagnés par de l'eau à l'état vapeur uniquement.

Notre analyse sera développée successivement au niveau de l'anode, puis de la cathode et finalement de la membrane. Elle sera complétée par le bilan des tensions et le bilan d'énergie de la cellule dans son ensemble.

2.3.1 Analyse des Processus Anodiques

Cette analyse a pour fonction principale de déterminer les flux molaires d'oxygène et d'eau, ainsi que les pressions partielles des constituants gazeux. Sur le plan électrochimique, l'anode est le siège d'une réaction d'oxydation au cours de laquelle l'eau est dissociée selon l'Éq. (2.1) pour produire de l'oxygène, des protons et des électrons [12].

Bilans de matière

La dynamique de ce compartiment est régie par des bilans de matière qui permettent de suivre l'évolution des espèces en fonction du courant imposé et des conditions opératoires [3].

Le bilan de matière relatif à l'oxygène est traduit par l'équation (2.4) suivante :

$$n_{O_2,gn} - n_{O_2,out} = 0 \quad (2.4)$$

Et celui relatif à l'eau, par l'équation :

$$n_{H_2O,in} - n_{H_2O,out} - n_{H_2O,memb} - n_{H_2O,cons} = 0 \quad (2.5)$$

Où $n_{H_2O,in}$ est le débit d'eau alimentant la cellule, $n_{O_2,out}$ et $n_{H_2O,out}$ sont les débits molaires d'oxygène et d'eau quittant le compartiment anodique. La dynamique de ces débits dépend directement de la consommation d'eau et de la génération d'oxygène induites par la réaction électrochimique.

Conformément à la loi de Faraday [2], les débits molaires d'oxygène produit ($n_{O_2,gn}$) et d'eau consommée ($n_{H_2O,cons}$) à l'anode sont proportionnels à l'intensité du courant électrique :

$$n_{O_2,gn} = \frac{I}{4F} \quad (2.6)$$

$$n_{H_2O,cons} = \frac{I}{2F} \quad (2.7)$$

Où F est la constante de Faraday et I , l'intensité du courant qui alimente la cellule et qui est donnée par :

$$I = i \cdot A \quad (2.8)$$

Avec i représentant la densité de courant et A la surface active de la cellule.

Le flux molaire résultant de l'eau à l'anode est déterminé par la somme de la consommation stœchiométrique due à la réaction d'oxydation et du flux net d'eau transféré à travers la membrane vers le compartiment cathodique :

$$N_{H_2O}^{an} = \frac{n_{H_2O,memb} + n_{H_2O,cons}}{A} \quad (2.9)$$

Le flux molaire d'oxygène évacué à travers l'anode est donné par :

$$N_{O_2} = \frac{n_{O_2,gn}}{A} = \frac{I}{4FA} \quad (2.10)$$

Les pressions partielles de la vapeur d'eau et de l'oxygène à l'anode s'obtiennent respectivement comme suit :

$$p_{H_2O}^{an} = P_{sat}(T) = X_{H_2O}^{an} \cdot P \quad (2.11)$$

$$p_{O_2} = p - p_{H_2O}^{an} = X_{O_2} \cdot P \quad (2.12)$$

Où $P_{sat}(T)$ est la pression de saturation de la vapeur d'eau à la température T de la cellule, P est la pression totale qui règne uniformément dans la cellule, $X_{H_2O}^{an}$ est la fraction molaire de la vapeur d'eau dans le gaz anodique et X_{O_2} la fraction molaire de l'oxygène. Ces fractions molaires sont définies comme suit :

$$X_{H_2O}^{an} = \frac{n_{H_2O}^{an}}{n_{O_2} + n_{H_2O}^{an}} \quad (2.13)$$

$$X_{O_2} = \frac{n_{O_2}}{n_{O_2} + n_{H_2O}^{an}} \quad (2.14)$$

2.3.2 Analyse des Processus Cathodiques

L'analyse des processus cathodiques est conduite de la même façon que pour l'anode [4]. On obtient les équations ci-après.

Débits molaires d'hydrogène et d'eau

$$n_{H_2,gn} - n_{H_2,out} = 0 \quad (2.15)$$

$$n_{H_2O,in} - n_{H_2O,out} = 0 \quad (2.16)$$

Où $n_{H_2O,in}$ est le débit d'eau entrant dans la cathode qui est le même que le débit $n_{H_2O,memb}$ qui quitte la membrane, $n_{H_2,out}$ et $n_{H_2O,out}$ sont les débits molaires d'hydrogène et d'eau quittant la cathode.

Le débit d'hydrogène produit est fourni par la loi de Faraday :

$$n_{H_2,gn} = \frac{I}{2F} \quad (2.17)$$

Le flux molaire généré à la cathode est :

$$N_{H_2} = \frac{n_{H_2,gn}}{A} = \frac{I}{2FA} \quad (2.18)$$

Les pressions partielles de la vapeur d'eau et de l'hydrogène évacués de la cathode sont données par :

$$p_{H_2O}^{cat} = P_{sat}(T) = X_{H_2O}^{cat} \cdot P \quad (2.19)$$

$$p_{H_2} = p - p_{H_2O}^{cat} = X_{H_2} \cdot P \quad (2.20)$$

Avec les fractions molaires définies par :

$$X_{H_2} = \frac{n_{H_2}}{n_{H_2} + n_{H_2O}^{cat}} \quad (2.21)$$

$$X_{H_2O}^{cat} = \frac{n_{H_2O}^{cat}}{n_{H_2} + n_{H_2O}^{cat}} \quad (2.22)$$

2.3.3 Analyse des Processus Membranaires

Seulement une partie de l'eau qui alimente la cellule sera consommée au niveau de l'anode par la réaction d'évolution de l'oxygène (OER). Le reste va traverser la membrane vers la cathode. Le flux d'eau net à travers la membrane résulte de la compétition entre trois mécanismes physiques distincts : la diffusion moléculaire (due au gradient de concentration), la résistance électro-osmotique (provoquée par le déplacement des protons) et l'effet de la pression hydraulique (due à la différence de pression entre les compartiments anodique et cathodique) [11]. Ce flux s'exprime donc comme suit :

$$N_{H_2O, memb} = N_{H_2O, diff} + N_{H_2O, eod} - N_{H_2O, pe} \quad (2.23)$$

$N_{H_2O, memb}$ est le flux molaire net d'eau à travers la membrane, $N_{H_2O, diff}$ est le flux molaire dû à la diffusion de l'anode vers la cathode, $N_{H_2O, eod}$ est le flux molaire d'eau dû à la résistance électro-osmotique à travers la membrane, ce flux allant également de l'anode vers la cathode. Finalement, $N_{H_2O, pe}$ est le flux molaire d'eau dirigé de la cathode vers l'anode et causé par la différence de pression entre les deux compartiments [10].

Dans les conditions opératoires pratiques, le mécanisme dû à la résistance électro-osmotique s'impose comme le mode de transport dominant. Ce phénomène résulte de la solvation des protons (H^+) sous forme d'ions hydronium (H_3O^+), lesquels entraînent avec eux un groupe de molécules d'eau lors de leur migration vers la cathode.

Le flux d'eau dû à la diffusion est généré par le gradient de concentration qui s'établit entre les deux interfaces de la membrane.

Le débit d'eau dû à la diffusion est obtenu par l'intégration de la première loi de Fick à travers l'épaisseur de la membrane :

$$n_{H_2O, diff} = \frac{AD_w}{\delta_{mem}} \left(C_{H_2O, mem}^{cat} - C_{H_2O, mem}^{an} \right) \quad (2.24)$$

Dans cette expression, D_w désigne le coefficient de diffusion de l'eau au sein du polymère et δ_{mem} l'épaisseur de la membrane. Les termes $C_{H_2O, mem}^{cat}$ et $C_{H_2O, mem}^{an}$ représentent les concentrations molaires en eau aux interfaces respectives de l'anode et de la cathode (voir figure 2.4). Il est essentiel de noter que ces concentrations interfaciales ne sont pas identiques à celles observées dans les canaux de distribution [3]. Elles dépendent de l'équilibre thermodynamique entre la membrane et le milieu environnant. Ainsi, la concentration en eau à chaque interface de la membrane peut être exprimée en fonction de la concentration d'eau présente dans les canaux des électrodes selon la relation suivante :

$$C_{H_2O, mem}^{an} = C_{H_2O, ch}^{an} - \frac{\delta_{el}^{an} n_{H_2O}^{an}}{D_{eff}^{an}} \quad (2.25)$$

$$C_{H_2O,mem}^{cat} = C_{H_2O,ch}^{cat} - \frac{\delta_{el}^{cat} n_{H_2O}^{cat}}{D_{eff}^{cat}} \quad (2.26)$$

Le transport des espèces entre les canaux de distribution et les sites catalytiques est limité par la structure poreuse des électrodes. Dans ce modèle, D_{eff}^{an} et D_{eff}^{cat} représentent les coefficients de diffusion binaire effectifs de l'eau à l'anode (système O_2/H_2O) et à la cathode (système H_2/H_2O). Les épaisseurs respectives des couches d'électrodes sont notées δ_{el}^{an} et δ_{el}^{cat} , tandis que $C_{H_2O,ch}^{an}$ et $C_{H_2O,ch}^{cat}$ désignent les concentrations d'eau dans les canaux.

La diffusion au sein d'un milieu poreux est régie par deux mécanismes physiques distincts, dont l'importance relative dépend du rapport entre la taille des pores et le libre parcours moyen des molécules :

- **Diffusion moléculaire** : Elle prédomine lorsque les pores sont larges. Les interactions entre molécules régissent alors le transport.
- **Diffusion de Knudsen** : Elle devient prépondérante lorsque le diamètre des pores est inférieur au libre parcours moyen. Dans ce régime, les collisions entre les molécules et les parois des pores dominent le processus de transport.

Pour rendre compte des collisions entre les molécules d'eau et les parois des pores, on introduit le coefficient de diffusion de Knudsen effectif ($D_{eff,H_2O,K}$) [8].

Dans la majorité des structures poreuses utilisées dans les électrolyseurs PEM, ces deux mécanismes coexistent. On en tient compte en introduisant un coefficient de diffusion binaire effectif. Ainsi, dans le cas présent, tant à l'anode qu'à la cathode, ce coefficient s'exprime comme suit :

$$\frac{1}{D_{eff}^{an}} = \frac{\varepsilon}{\xi} \left(\frac{1}{D_{eff,O_2-H_2O}} + \frac{1}{D_{eff,H_2O,K}} \right) \quad (2.27)$$

$$\frac{1}{D_{eff}^{cat}} = \frac{\varepsilon}{\xi} \left(\frac{1}{D_{eff,H_2-H_2O}} + \frac{1}{D_{eff,H_2O,K}} \right) \quad (2.28)$$

Dans ces équations, le paramètre $\frac{\varepsilon}{\xi}$ représente le rapport entre la porosité et la tortuosité de l'électrode, reflétant l'accessibilité réelle du réseau poreux. Les termes D_{eff,O_2-H_2O} et D_{eff,H_2-H_2O} désignent respectivement les coefficients de diffusion moléculaire effectifs pour les systèmes binaires à l'anode et à la cathode [3].

La théorie cinétique des gaz, donne l'expression du coefficient de Knudsen ci-dessous, en se basant sur l'hypothèse que la fréquence des impacts sur les parois l'emporte sur les collisions intermoléculaires :

$$D_{eff,H_2O,K} = \frac{4}{3} r \sqrt{\frac{8RT}{\pi M_{H_2O}}} \quad (2.29)$$

Dans cette expression, r représente le rayon moyen des pores de l'électrode et M_{H_2O} la masse molaire de l'eau. Ce formalisme repose sur l'hypothèse que la fréquence des

collisions entre les molécules d'eau et les parois des pores est inversement proportionnelle à la racine carrée de leur masse moléculaire.

Par ailleurs, pour modéliser les collisions intermoléculaires dans les canaux et les macropores, on s'appuie sur la théorie de Chapman-Enskog relative aux gaz parfaits [3]. Cette approche permet de définir les coefficients de diffusion moléculaire effectifs pour les systèmes binaires à l'anode et à la cathode [6] :

$$D_{eff,O_2-H_2O} = 0,00133 \sqrt{\frac{1}{M_{O_2}} + \frac{1}{M_{H_2O}}} \times \frac{T^{3/2}}{P_{an} \sigma_{O_2-H_2O}^2 \Omega_{D,an}} \quad (2.30)$$

$$D_{eff,H_2-H_2O} = 0,00133 \sqrt{\frac{1}{M_{H_2}} + \frac{1}{M_{H_2O}}} \times \frac{T^{3/2}}{P_{cat} \sigma_{H_2-H_2O}^2 \Omega_{D,cat}} \quad (2.31)$$

Dans ces deux relations, M_{O_2} et M_{H_2} désignent les masses molaires respectives de l'oxygène et de l'hydrogène. Les paramètres $\sigma_{O_2-H_2O}$ et $\sigma_{H_2-H_2O}$ représentent les diamètres de collision moyens pour les couples d'espèces considérés, tandis que $\Omega_{D,i}$ correspond à l'intégrale de collision de diffusion, une grandeur sans dimension reflétant les forces d'interaction intermoléculaires.

D'après la théorie de Chapman-Enskog, ces paramètres structuraux et l'intégrale de collision peuvent être définis analytiquement en fonction de la température et des potentiels de Lennard-Jones. Leurs expressions respectives, permettant de clore le calcul des coefficients de diffusion binaire, sont présentées ci-dessous [4] :

$$\Omega_{D,i} = \frac{1,06}{\tau_i^{0,156}} + \frac{0,193}{e^{0,476 \tau_i}} + \frac{1,036}{e^{1,53 \tau_i}} + \frac{1,765}{3,894 \tau_i} \quad (2.32)$$

$$\sigma_{O_2-H_2O} = \frac{\sigma_{O_2} + \sigma_{H_2O}}{2} \quad (2.33)$$

$$\sigma_{H_2-H_2O} = \frac{\sigma_{H_2} + \sigma_{H_2O}}{2} \quad (2.34)$$

$$\tau_{O_2-H_2O} = \frac{kT}{\varepsilon_{O_2-H_2O}} \quad (2.35)$$

$$\tau_{H_2-H_2O} = \frac{kT}{\varepsilon_{H_2-H_2O}} \quad (2.36)$$

$\varepsilon_{O_2-H_2O}$ et $\varepsilon_{H_2-H_2O}$ sont définis comme les énergies de Lennard-Jones et s'expriment par :

$$\varepsilon_{O_2-H_2O} = \sqrt{\varepsilon_{O_2} \varepsilon_{H_2O}} \quad (2.37)$$

$$\varepsilon_{H_2-H_2O} = \sqrt{\varepsilon_{H_2} \varepsilon_{H_2O}} \quad (2.38)$$

Les valeurs des diamètres de collision moyens σ_{O_2} , σ_{H_2} et σ_{H_2O} sont données au tableau

récapitulatif des paramètres utilisés dans la présente modélisation.

Les concentrations de l'eau aux canaux de l'anode et de la cathode sont exprimées par :

$$C_{H_2O,ch}^{an} = \frac{\rho_{H_2O}(T)}{M_{H_2O}} \quad (2.39)$$

$$C_{H_2O,ch}^{cat} = \frac{\rho_{H_2O}(T)}{M_{H_2O}} \quad (2.40)$$

Les équations (2.25) et (2.26) deviennent :

$$C_{H_2O,mem}^{an} = \frac{\rho_{H_2O}(T)}{M_{H_2O}} - \frac{\delta_{el}^{an} n_{H_2O}^{an}}{D_{eff}^{an}} \quad (2.41)$$

$$C_{H_2O,mem}^{cat} = \frac{\rho_{H_2O}(T)}{M_{H_2O}} + \frac{\delta_{el}^{cat} n_{H_2O}^{cat}}{D_{eff}^{cat}} \quad (2.42)$$

A présent, en substituant les équations (2.41) et (2.42) dans l'équation (2.24), elle devient :

$$n_{H_2O,diff} = \frac{AD_w}{\delta_{mem}} \left(\left[\frac{\rho_{H_2O}(T_{cat})}{M_{H_2O}} + \frac{\delta_{el}^{cat} n_{H_2O}^{cat}}{D_{eff}^{cat}} \right] - \left[\frac{\rho_{H_2O}(T_{an})}{M_{H_2O}} - \frac{\delta_{el}^{an} n_{H_2O}^{an}}{D_{eff}^{an}} \right] \right) \quad (2.43)$$

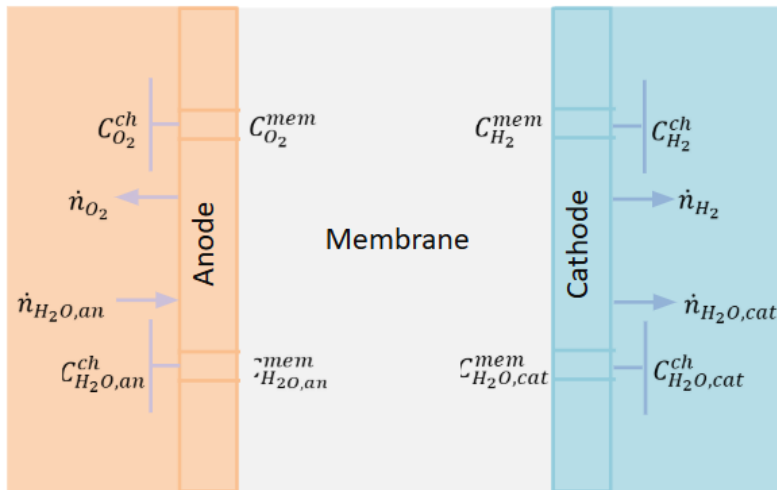


Figure 2.4 – Transfert de matière dans la cellule PEM

Flux dû à la résistance électro-osmotique

Ce flux est directement corrélé au flux de protons hydratés migrant de l'anode vers la cathode à travers la membrane. Ce transfert d'eau, lié à la solvation des ions H^+ , peut s'exprimer sous la forme d'un débit molaire par la relation suivante :

$$n_{H_2O, eod} = n_d \frac{I}{F} \quad (2.44)$$

Dans cette équation, n_d représente le coefficient de résistance électro-osmotique, exprimé en moles d'eau transportées par mole de protons ($\text{mol}_{H_2O}/\text{mol}_{H^+}$).

À ce jour, il n'existe pas de théorie quantitative universellement admise pour décrire ce phénomène de manière exhaustive. Les données expérimentales démontrent que n_d n'est pas une constante intrinsèque du matériau, il présente une forte dépendance vis-à-vis de la pression cathodique, de la densité de courant et de la température. Une approche simplifiée consiste à établir une corrélation proportionnelle entre n_d et le taux d'hydratation de la membrane (λ). Bien que cette méthode permette de lier n_d à la conductivité ionique, elle substitue une inconnue par une autre.

La littérature scientifique rapporte des valeurs de n_d très hétérogènes : Dans les piles à combustible (PEMFC), les valeurs sont souvent faibles, Santarelli et al. [6] donnent une valeur de $n_d \approx 0,27$ à partir de données expérimentales ; tandis que pour les électrolyseurs (PEM), les valeurs sont nettement plus élevées en raison de la présence d'eau liquide (Marangio et al. [2] donnent $n_d = 7$ pour rendre compte de l'important transfert d'eau vers la cathode, alors que Awasthi et al. [8] recommandent une valeur $n_d = 5$ par ajustement de modèle) [7].

Le phénomène de perméation hydraulique, qui induit également un transfert d'eau à travers la membrane de la cathode vers l'anode, se produit lorsqu'une différence de pression existe des deux côtés de la membrane. Ce transport est modélisé par la loi de Darcy qui l'exprime en tenant compte de la perméabilité intrinsèque de la membrane comme suit [8] :

$$n_{H_2O, pe} = \frac{K_{Darcy} A \rho_{H_2O} \Delta P}{\delta_{mem} \mu_{H_2O} M_{H_2O}} \quad (2.45)$$

Où K_{Darcy} est la perméabilité de la membrane à l'eau, μ_{H_2O} est la viscosité de l'eau et ΔP la différence de pression entre la cathode et l'anode.

Le flux molaire net d'eau à travers la membrane est finalement donné par l'expression suivante :

$$N_{H_2O, memb} = \frac{AD_w}{\delta_{mem}} \left(\left[\frac{\rho_{H_2O}(T_{cat})}{M_{H_2O}} + \frac{\delta_{el}^{cat} n_{H_2O}^{cat}}{D_{eff}^{cat}} \right] - \left[\frac{\rho_{H_2O}(T_{an})}{M_{H_2O}} - \frac{\delta_{el}^{an} n_{H_2O}^{an}}{D_{eff}^{an}} \right] \right) + n_d \frac{I}{F} - \frac{K_{Darcy} A \rho_{H_2O} \Delta P}{\delta_{mem} \mu_{H_2O} M_{H_2O}} \quad (2.46)$$

2.3.4 Modélisation Électrique

Pertes de tension

La tension mesurée de la cellule, E_{cell} , peut être exprimée comme la somme de la tension réversible E_{rev} et des différentes pertes de tension qui s'y ajoutent. (Ici, les courants,

potentiels et surtensions sont considérés comme des valeurs positives) [5]

$$E_{cell} = E_{oc} + \eta_{act} + \eta_{ohm} + \eta_{conc} \quad (2.47)$$

La tension de circuit ouvert E_{oc} représente l'énergie thermodynamique disponible pour faire fonctionner un électrolyseur. Elle peut être calculée par l'équation de Nernst qui correspond à la tension d'équilibre thermodynamique dans des conditions (P, T) :

$$E_{oc} = E_{rev} + \frac{RT}{2F} \ln \left(\frac{P_{H_2} \cdot P_{O_2}}{a_{H_2O}} \right) \quad (2.48)$$

Où E_{rev} est la tension réversible, qui est la tension minimale nécessaire pour l'électrolyse de l'eau :

$$E_{rev} = 1,229 - 0,9 \times 10^{-3} (T - 298) \quad (2.49)$$

P_{O_2} et P_{H_2} les pressions partielles de l'hydrogène et l'oxygène et a_{H_2O} activité de l'eau.

Quant à η_{act} , elle représente la tension due à la cinétique des réactions électrochimiques (loi de Butler-Volmer) et correspond à l'énergie supplémentaire nécessaire pour faire déclencher la réaction aux électrodes :

$$\eta_{act} = \eta_{act}^a + \eta_{act}^c \quad (2.50)$$

$$\eta_{act} = \frac{RT}{\alpha_a \cdot F} \operatorname{arcsch} \left(\frac{i}{2i_{0,a}} \right) + \frac{RT}{\alpha_c \cdot F} \operatorname{arcsch} \left(\frac{i}{2i_{0,c}} \right) \quad (2.51)$$

Dans cette équation, la densité de courant i est donnée par :

$$i = i_0 \left[\exp \left(\frac{\alpha_a \cdot n \cdot F \cdot \eta_{act,a}}{RT} \right) - \exp \left(\frac{\alpha_c \cdot n \cdot F \cdot \eta_{act,c}}{RT} \right) \right] \quad (2.52)$$

La surtension d'activation η_{act} présente, par convention, un signe positif pour une réaction anodique et un signe négatif pour une réaction cathodique.

La densité de courant d'échange i_0 est une constante cinétique, propre à chaque électrocatalyseur, qui définit son activité à l'équilibre. La symétrie de la barrière énergétique, ainsi que le nombre d'électrons mis en jeu lors de l'étape cinétiquement déterminante, sont quant à eux modélisés par les coefficients de transfert anodique α_a et cathodique α_c .

L'ensemble de ces paramètres sont en relation à travers l'équation (2.52) avec les constantes fondamentales de la thermodynamique, à savoir la constante de Faraday F et la constante universelle des gaz parfaits R ainsi que la température absolue T [4].

Dans la littérature, les valeurs des densités de courant d'échange ($i_{0,i}$) utilisées pour l'anode ($i_{0,a}$) et la cathode ($i_{0,c}$) varient considérablement. Ces densités dépendent de nombreux paramètres physiques du catalyseur, souvent difficiles à quantifier, ce qui constitue un obstacle pour la modélisation. En particulier, du côté de l'anode, les courbes de polarisation sont fortement sensibles à la valeur de $i_{0,a}$, dont les modèles de prédiction donnent

des valeurs pouvant fluctuer dans une plage très large. Cette hétérogénéité des données souligne la difficulté d'obtenir des mesures expérimentales directes et reproductibles. En conséquence, de nombreux auteurs utilisent la densité de courant d'échange comme un paramètre d'ajustement (*fitting parameter*) afin de faire coïncider leurs modèles numériques avec les courbes de polarisation expérimentales [11 ; 7 ; 2].

Modélisation des Surtensions Ohmiques et de Concentration

En plus de la cinétique d'activation, la performance réelle de la cellule d'électrolyse est limitée par les pertes ohmiques et les phénomènes de transport de matière. [5]

Surtension ohmique η_{ohm} La surtension ohmique est modélisée par la loi d'Ohm :

$$\eta_{ohm} = R_{PEM} \cdot I \quad (2.53)$$

La résistance ohmique totale d'une cellule d'électrolyse résulte de la somme des résistances internes de ses composants physiques et des résistances de contact aux interfaces :

$$R_{PEM} = R_{el} + R_{pl} + R_{mem} \quad (2.54)$$

Où R_{el} , R_{pl} et R_{mem} représentent la résistance des électrodes, la résistance des plaques bipolaires et celle de la membrane.

La contribution prédominante à la surtension ohmique provient des pertes ioniques, générées par la résistance opposée par la membrane au flux de protons. En appliquant la loi d'Ohm sous sa forme locale, la résistance intrinsèque de la membrane peut s'exprimer de la manière suivante [4] :

$$\eta_{ohm} = \frac{\delta_{mem} I}{A \sigma_{mem}} \quad (2.55)$$

avec δ_{mem} épaisseur de la membrane et σ_{mem} , conductivité électrique de l'électrolyseur. Cette dernière est donnée par :

$$\sigma(\lambda, T) = (0,005139 \lambda - 0,00326) \exp \left[1268 \times \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T} \right) \right] \quad (2.56)$$

La caractérisation de la conductivité des matériaux PEM est complexe, car elle dépend étroitement de la teneur en eau de ces derniers, de la température et de la pression de compactage. Dans le cas des membranes perfluorosulfoniques (type Nafion®), l'hydratation est quantifiée par le paramètre λ , correspondant au nombre de molécules d'eau par groupe sulfonique.

La valeur de λ à adopter dépend des conditions opératoires optimales de la membrane :

- État sec : $\lambda \approx 0,5$.
- Vapeur saturée (100% humidité) : $\lambda \in [12, 14]$.
- Eau liquide : $\lambda \approx 22$.

Ces variations sont cruciales car une membrane mal hydratée entraîne une chute de tension ohmique importante, réduisant l'efficacité globale de l'électrolyseur. [9]

Surtension de concentration (η_{conc}) La surtension de concentration apparaît lorsque le transport des réactifs vers les sites actifs ou l'évacuation des produits devient limitant. Elle est déterminée par le logarithme du rapport entre les concentrations d'oxygène et d'hydrogène à l'interface de la membrane et leurs concentrations dans l'état de référence standard :

$$\eta_{conc} = \eta_{conc,a} + \eta_{conc,c} = \frac{RT}{2F} \left[\frac{1}{2} \ln \left(\frac{C_{O_2,mem}}{C_{O_2,mem,0}} \right) + \ln \left(\frac{C_{H_2,mem}}{C_{H_2,mem,0}} \right) \right] \quad (2.57)$$

Dans ces expressions, $C_{O_2,mem}$ et $C_{H_2,mem}$ représentent respectivement les concentrations molaires en oxygène et en hydrogène aux interfaces séparant la membrane des électrodes. La détermination de ces concentrations est importante pour évaluer les surtensions de concentration et les flux de traversée (crossover). À l'interface membrane-électrode, la concentration molaire de chaque espèce peut être définie en fonction des flux de diffusion et des propriétés structurales des couches poreuses d'après les relations suivantes [7] :

$$C_{H_2,mem} = C_{H_2}^{ch} + \frac{\delta_{el}^{cat} n_{H_2}}{D_{eff}^{cat}} \quad (2.58)$$

$$C_{O_2,mem} = C_{O_2}^{ch} + \frac{\delta_{el}^{an} n_{O_2}}{D_{eff}^{an}} \quad (2.59)$$

Et les concentrations molaires d'oxygène et d'hydrogène dans les canaux s'expriment par les relations ci-dessous :

$$C_{O_2}^{ch} = \frac{P_{an} X_{O_2}}{RT} \quad (2.60)$$

$$C_{H_2}^{ch} = \frac{P_{cat} X_{H_2}}{RT} \quad (2.61)$$

En substituant ces deux équations dans les équations (2.58) et (2.59), on obtient :

$$C_{H_2,mem} = \frac{P_{cat} X_{H_2}}{RT} + \frac{\delta_{el}^{cat} n_{H_2}}{D_{eff}^{cat}} \quad (2.62)$$

$$C_{O_2,mem} = \frac{P_{an} X_{O_2}}{RT} + \frac{\delta_{el}^{an} n_{O_2}}{D_{eff}^{an}} \quad (2.63)$$

Bilan d'Énergie de la Cellule d'Électrolyse

L'analyse électrochimique et les bilans de matière ont été exécutés pour des conditions thermodynamiques données, notamment la pression et la température ($P; T$). Cependant, ces conditions sont dépendantes de la température T_i à laquelle l'eau qui alimente la cellule sera admise. Le bilan d'énergie intervient justement pour déterminer cette température.

A cet effet, considérons un volume de contrôle autour de la cellule d'électrolyse (voir figure 2.5 ci-dessous). En régime stationnaire, tous les flux quittent la cellule aux conditions de service de cette dernière, tandis que le flux d'eau entrant est à la température T_i .

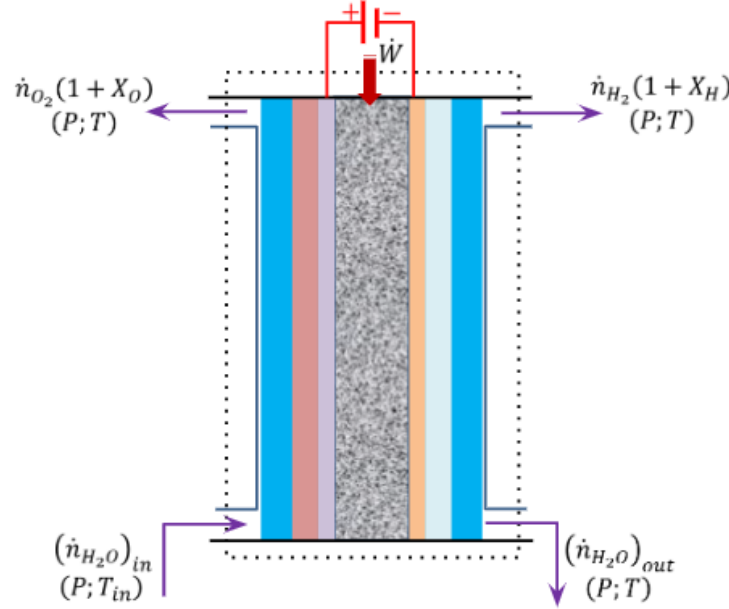


Figure 2.5 – Volume de controle

Modélisation des comportements thermodynamiques des différents flux.

- ✓ **Eau à l'état liquide** : Dans cet état, l'eau sera traitée comme une substance incompressible dont les propriétés ne dépendent que de la température, mais comme la cellule d'électrolyse est un système réactif, il est nécessaire d'adopter la température standard comme température de référence ($T_0 = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$) et de tenir compte de l'enthalpie de formation standard de l'eau dans le bilan d'énergie. On posera donc pour l'enthalpie molaire de l'eau :

$$\bar{h}_{H_2O(l)} = \bar{h}_{fH_2O(l)}^{\circ} + \bar{c}_{pH_2O(l)} (T - T_0) \quad (2.64)$$

où $\bar{h}_{fH_2O(l)}^{\circ} = -285\,830 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$ représente l'enthalpie de formation standard de l'eau à l'état liquide et $\bar{c}_{pH_2O(l)}$ la chaleur molaire moyenne de l'eau liquide dans la plage des températures où l'eau est susceptible d'évoluer dans le système. A partir des propriétés du liquide saturé dans l'intervalle de 20 à 100 °C, la valeur moyenne de la chaleur molaire de l'eau a été évaluée à :

$$\bar{c}_{pH_2O(l)} \Big|_{20\text{ }^{\circ}\text{C}}^{100\text{ }^{\circ}\text{C}} = 75,35 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

- ✓ **Les flux gazeux** : L'hydrogène et l'oxygène produits sont traités comme des gaz

saturés de vapeur d'eau en équilibre avec l'électrolyte à la température de service T . Les mélanges sont assimilés à des gaz parfaits et les lois de Dalton s'appliquent pour décrire leur comportement. La pression partielle de la vapeur d'eau dans ces mélanges ne dépend que de la température T , et on a :

$$P_{H_2O} = P_{sat}(T) = 0,0293 T^2 - 2,6415 T + 72,053 \quad (2.65)$$

Dans cette expression, obtenue par interpolation des données de la vapeur d'eau dans l'intervalle des températures de 50 à 100 °C, la pression est exprimée en (kPa) et la température en (°C).

Les fractions molaires de la vapeur d'eau dans l'hydrogène (X_H) et dans l'oxygène (X_O) sont égales :

$$X = X_H = X_O = \frac{P_{H_2O}}{P - P_{H_2O}} \quad (2.66)$$

L'enthalpie de la vapeur d'eau s'exprime comme suit :

$$h_{H_2O(g)} = h_{fH_2O(g)}^\circ + \Delta h_{H_2O(g)} \quad (2.67)$$

où $h_{fH_2O(g)}^\circ = -241\,826 \frac{kJ}{kmol}$ représente l'enthalpie de formation standard de l'eau à l'état vapeur et $\Delta h_{H_2O(g)}$ la variation d'enthalpie molaire de la vapeur d'eau entre la température standard T_0 et la température actuelle de la vapeur T .

L'hydrogène diatomique et l'oxygène diatomique étant des éléments simples sous la forme desquels ces deux gaz existent à l'état natif, leur enthalpie de formation standard est nulle, par conséquent leur enthalpie se confond avec la variation de leur enthalpie molaire entre la température standard T_0 et leur température actuelle T .

Les variations d'enthalpies pour H_2 , O_2 et la vapeur d'eau ont été obtenues par interpolation à partir des tables thermodynamiques dans l'intervalle 300 K – 500 K (voir tableau 2.1 ci-dessous).

Table 2.1 – Variations d'enthalpies des gaz en fonction de la température

Gaz	Δh (kJ/kmol)
H_2	$29,15 (T + 273,215) - 8694,3 T(\check{r}C)$
O_2	$36,16 (T + 273,215) - 9008,3 T(\check{r}C)$
H_2O	$34,3 (T + 273,215) - 10\,242 T(\check{r}C)$

Finalement, le bilan d'énergie pour la cellule d'électrolyse s'écrit comme suit :

$$\begin{aligned} \dot{n}_{H_2O,in} h_{H_2O(l)}(T_{in}) + \dot{W} &= \dot{n}_{H_2O,out} h_{H_2O(l)}(T) + \dot{n}_{H_2} \Delta h_{H_2}(T) \\ &+ \dot{n}_{H_2} X_H h_{H_2O(g)}(T) + \dot{n}_{O_2} \Delta h_{O_2}(T) + \dot{n}_{O_2} X_O h_{H_2O(g)}(T) \end{aligned} \quad (2.68)$$

où :

$$\dot{W} = E \cdot I$$

représente la puissance électrique reçue par la cellule.

En explicitant les différentes enthalpies figurant dans cette équation du bilan aux températures correspondantes, elle prend la forme :

$$\begin{aligned} \dot{n}_{H_2O,in} \left[h_{fH_2O(l)}^\circ + \bar{c}_{pH_2O(l)} (T_{in} - T_0) \right] + \dot{W} &= \dot{n}_{H_2O,out} \left[h_{fH_2O(l)}^\circ + \bar{c}_{pH_2O(l)} (T - T_0) \right] \\ &+ \dot{n}_{H_2} \Delta h_{H_2}(T) + \dot{n}_{H_2} X_H \left[h_{fH_2O(g)}^\circ + \Delta h_{H_2O(g)} \right] \\ &+ \dot{n}_{O_2} \Delta h_{O_2}(T) + \dot{n}_{O_2} X_O \left[h_{fH_2O(g)}^\circ + \Delta h_{H_2O(g)} \right] \end{aligned} \quad (2.69)$$

La température d'admission de l'eau à la cellule s'obtient finalement en résolvant cette équation :

$$\begin{aligned} T_{in} = T_0 + \frac{1}{\bar{c}_{pH_2O(l)}} \cdot \frac{1}{\dot{n}_{H_2O,in}} &\left[\dot{n}_{H_2O,out} \left(h_{fH_2O(l)}^\circ + \bar{c}_{pH_2O(l)} (T - T_0) \right) \right. \\ &+ \dot{n}_{H_2} \Delta h_{H_2}(T) + \dot{n}_{O_2} \Delta h_{O_2}(T) \\ &\left. + X (\dot{n}_{H_2} + \dot{n}_{O_2}) \left(h_{fH_2O(g)}^\circ + \Delta h_{H_2O(g)} \right) - \dot{W} \right] - h_{fH_2O(l)}^\circ \end{aligned} \quad (2.70)$$

2.4 Paramétrage Empirique du Modèle Mathématique

Le modèle numérique développé s'appuie sur une combinaison de lois fondamentales et de corrélations empiriques. Étant donné les contraintes d'accès aux tests expérimentaux, les variables critiques ont été paramétrées selon les résultats d'études expérimentales antérieures. Cette approche de modélisation semi-empirique est une pratique standard permettant de simuler des systèmes complexes avec une précision prédictive satisfaisante.

Dans le cadre de la présente modélisation, les valeurs utilisées pour les paramètres empiriques apparaissant dans les équations de ce chapitre figurent dans le Tableau 2.2. La majorité des valeurs de ce tableau proviennent de la référence (Abdin et al, 2015) [3].

Table 2.2 – Paramètres empiriques utilisés dans le modèle mathématique

Paramètre	Signification	Valeur
A	Surface active	à déterminer
δ_{mem}	Épaisseur de la membrane	0,0254 cm
δ_{el}	Épaisseur de l'électrode	0,008 cm
D_w	Coeff. de diffusion de l'eau dans la membrane	$1,28 \times 10^{-6} \text{ cm}^2 \text{ s}^{-1}$
K_{darcy}	Perméabilité de la membrane	$1,58 \times 10^{-14} \text{ cm}^2$
ρ_{H_2O}	Masse volumique de l'eau	1 g cm^{-3}
μ_{H_2O}	Viscosité de l'eau	$1,1 \times 10^{-2} \text{ g cm}^{-1} \text{ s}^{-1}$
ε	Porosité de la membrane	0,3
ξ	Tortuosité de la membrane	4
F	Constante de Faraday	$96\,485 \text{ C mol}^{-1}$
R	Constante des gaz parfaits	$8,3144 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$
n_d	Coefficient de traînage électro-osmotique	7
λ	Teneur en eau de la membrane	21
i	Densité de courant	$2,5 \text{ A/cm}^2$
$i_{0,an}$	Densité de courant d'échange anodique	$1 \times 10^{-4} \text{ A/cm}^2$
$i_{0,cat}$	Densité de courant d'échange cathodique	10 A/cm^2
α_{an}	Coeff. de transfert de charge anodique	0,8
α_{cat}	Coeff. de transfert de charge cathodique	0,25
σ_{O_2}	Rayon moléculaire moyen de l'oxygène	3,467 Å
σ_{H_2}	Rayon moléculaire moyen de l'hydrogène	2,827 Å
σ_{H_2O}	Rayon moléculaire moyen de l'eau	2,641 Å
ε_{O_2}/k	Potentiel de Lennard-Jones de l'oxygène	106,7 K
ε_{H_2}/k	Potentiel de Lennard-Jones de l'hydrogène	59,7 K
ε_{H_2O}/k	Potentiel de Lennard-Jones de l'eau	809,1 K
p_{H_2}	Pression de l'hydrogène	35 bar
p_{O_2}	Pression de l'oxygène	35 bar
a_{H_2O}	Activité de l'eau	96,15 bar
r	Rayon moyen des pores de l'électrode	10 μm
I	Courant	À déterminer avec la loi de Faraday
k	Constante de Boltzmann	$1,38 \times 10^{-23} \text{ J/K}$

2.5 Conclusion

Les équations développées dans le cadre de l'analyse menée tout au long de ce chapitre ont été exploitées sur Python selon la procédure générale dont les grandes lignes sont exposées sur le graphique de la figure 2.6 ci-dessous. Les résultats de cette exploitation

sont présentés au chapitre 5.

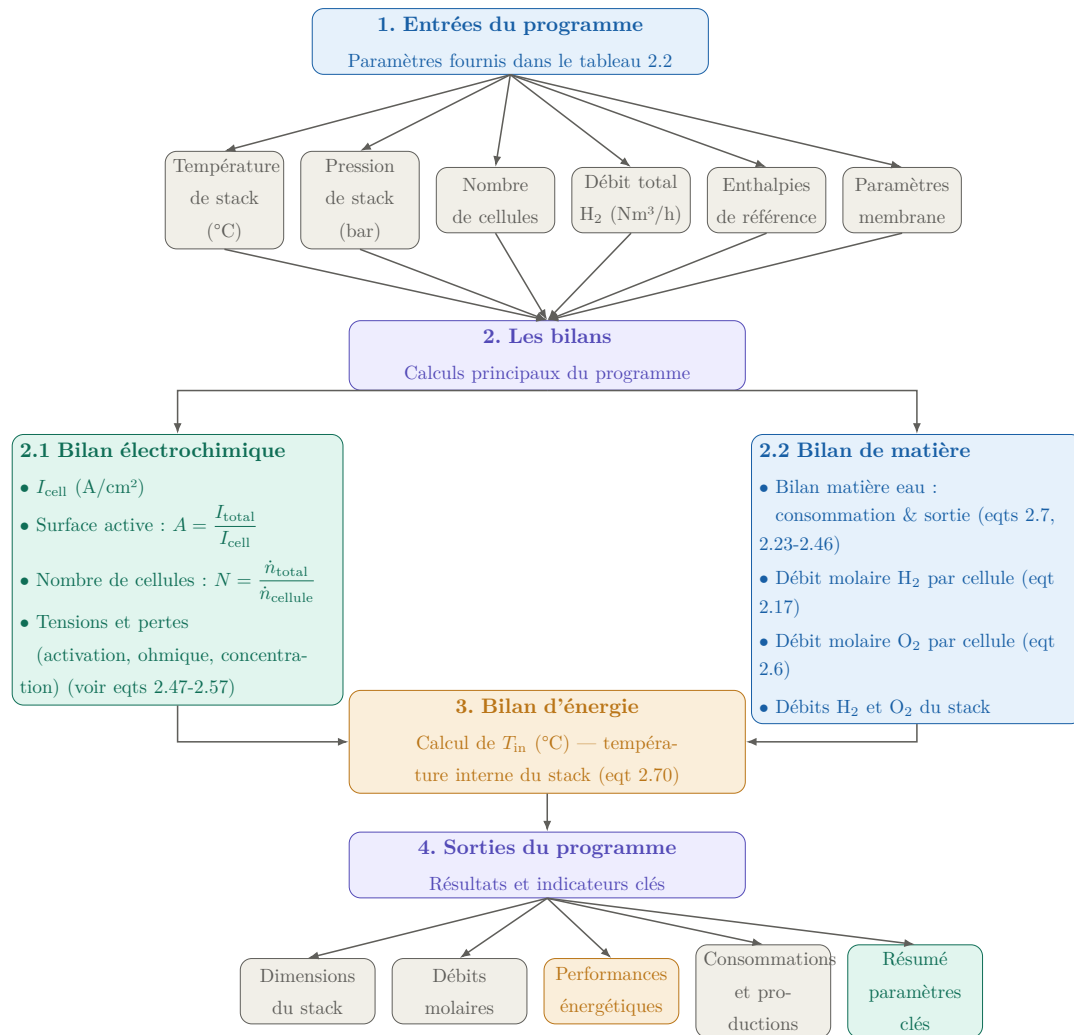


Figure 2.6 – Procédures d'exploitation des modèles mathématiques

Chapitre 3

Procédé d'Osmose Inverse : Analyse des Technologies et Dimensionnement de l'Unité de Dessalement

3.1 Introduction

Avant de procéder au dimensionnement de l'unité d'osmose inverse qui couvrira les besoins en eau pure de notre électrolyseur, une description des différentes technologies de mise en œuvre de ce procédé de dessalement sera présentée. Une analyse sommaire des caractéristiques de ces technologies nous permettra de sélectionner le type de composants à adapter sur l'installation qui sera modélisée puis dimensionnée.

Partie 1 : Présentation des Technologies

Toutes les technologies d'osmose inverse reposent sur le même principe de séparation grâce à l'application d'une pression supérieure à la pression osmotique qui va forcer les molécules d'eau à traverser une membrane sélective, idéalement imperméable aux autres molécules. Ces technologies diffèrent essentiellement par le type de membrane utilisé et par l'architecture d'agencement de ces membranes dans le module d'osmose inverse.

3.2 Types de Membranes

Une membrane d'osmose inverse est une sorte de barrière chimique, dense, qui trie les molécules grâce à la mise en œuvre d'un processus d'affinité chimique combiné à un processus de diffusion. Ce procédé utilise deux types de membranes :

3.2.1 Membrane à Base d'Acétate de Cellulose (CA)

Elle est faite d'un seul bloc de polymère. Elle résiste au chlore, ce qui permet de protéger sa surface contre le développement de biofilm. En revanche, elle est très sensible au pH qui doit être maintenu dans la plage 4 à 6 pour éviter sa dissolution. Elle nécessite l'utilisation de pressions de service relativement élevées [14].

3.2.2 Membranes Composites à Film Mince (TFC)

La plupart des membranes modernes sont de type TFC. Elles sont hétérogènes, constituées d'une structure asymétrique multicouche dans laquelle chaque strate a une fonction mécanique ou chimique spécifique :

1. **La couche support** : Elle est en polyester, d'une épaisseur de 120 à 150 μm , elle sert de base mécanique pour les deux autres couches. Elle est poreuse et n'offre aucune résistance au passage du sel.

2. **La couche intermédiaire (Polysulfone)** : Elle est en polysulfone, d'une épaisseur de 40 à 50 μm . C'est une couche microporeuse qui sert de « pont » entre le support grossier et la couche active ultra-fine. Sa porosité est contrôlée pour éviter que la couche active ne s'effondre sous la haute pression.
3. **La couche active** : Elle est faite en polyamide, extrêmement fine (0,1 à 0,2 μm), elle empêche les sels de passer et constitue donc le cœur du procédé [14]. Sa formation est le résultat d'une polymérisation interfaciale, qui est une réaction chimique entre deux monomères : souvent un m-phénylènediamine et un chlorure de trimésoyle. Cette réaction crée un réseau de polymères « réticulés ». Plus le taux de réticulation est élevé, plus la membrane est dense, plus grande sera sa sélectivité, mais plus grande sera la pression de service. On distingue ainsi les membranes très réticulées utilisées pour l'eau de mer des membranes moins réticulées utilisées pour les eaux saumâtres.

3.3 Architectures Technologiques

3.3.1 Le Module à Fibres Creuses (Hollow Fiber)

Ce module est un faisceau constitué de milliers de tubes microscopiques, fins comme des cheveux. L'eau saline sous pression entoure les fibres, elle est filtrée à travers la paroi de la fibre puis l'eau pure est recueillie à l'intérieur de chaque micro-tube et s'écoule vers la sortie (figure 3.1). Bien que ce module offre la plus grande surface de contact possible (**densité de colisage maximale**), il est extrêmement fragile. La moindre impureté ou micro-organisme bouche les fibres. Pour de l'eau de mer, le risque de colmatage est trop élevé pour être viable sans un prétraitement complexe et onéreux [13].

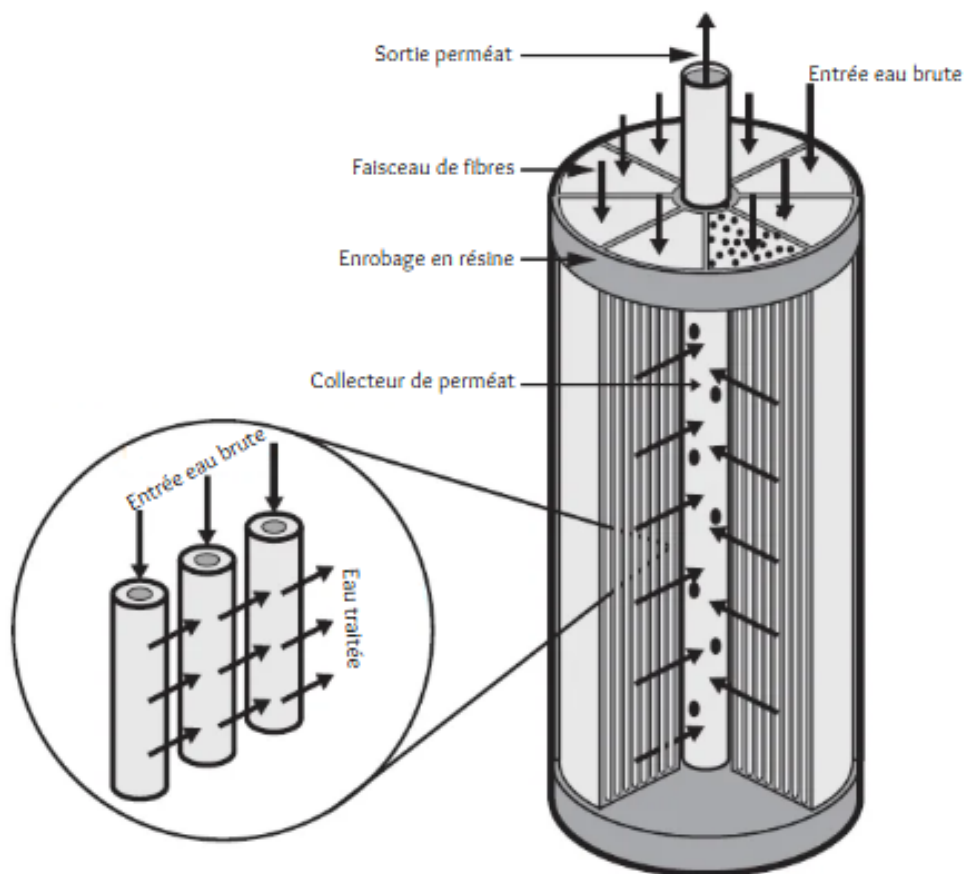


Figure 3.1 – Module à Fibres Creuses

3.3.2 Le Module Tubulaire

La membrane est fixée à l'intérieur de tubes en polymère ou en céramique de 12 à 25 mm de diamètre (voir figure 3.2). L'eau peut y circuler à très grande vitesse, ce qui permet un nettoyage mécanique efficace par injection de particules de mousse abrasives. C'est la seule architecture qui permet ce type de nettoyage. Il est cependant encombrant et très coûteux, sauf pour de très faibles capacités de production [14].

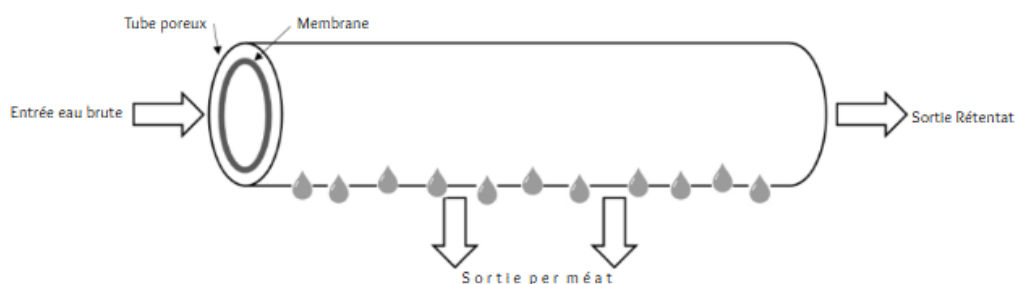


Figure 3.2 – Module Tubulaire

3.3.3 Le Module Plan

Il est également appelé module à plaques et cadres (plate and frame). Il consiste en un empilement de membranes planes minces séparées par des cadres rigides et maintenus par des boulons de serrage (voir figure 3.3). Il supporte des pressions extrêmes, mais chaque maintenance demande un démontage manuel pièce par pièce. C'est une technologie robuste mais archaïque. Sa densité de surface effective est relativement faible. Elle implique un coût d'investissement généralement élevé [14].

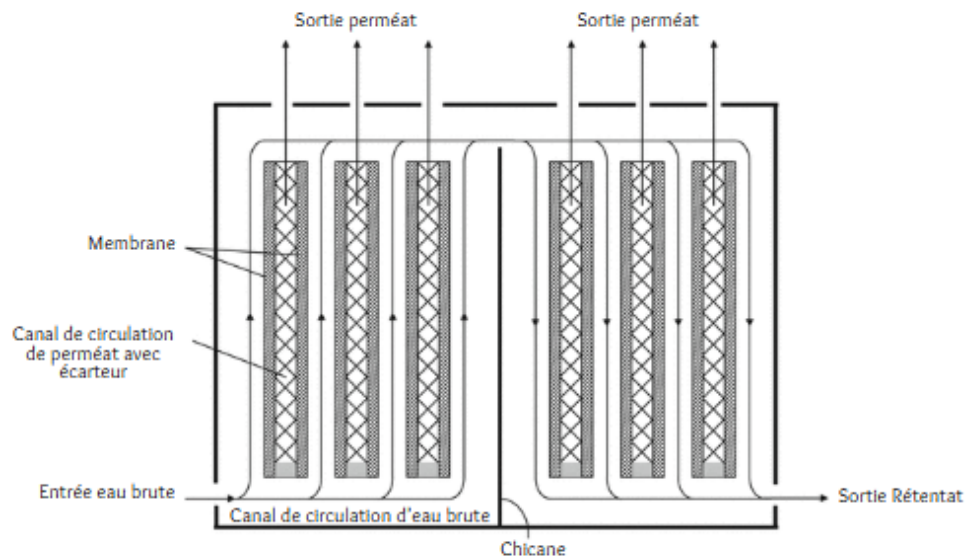


Figure 3.3 – Module Plan

3.3.4 Le Module à Enroulement Spirale (Spiral Wound)

C'est actuellement le standard mondial pour le dessalement par osmose inverse. Son architecture est une prouesse de compacité, caractérisée par une densité de surface effective très élevée [13]. Il est conçu en couches plates enroulées autour d'un tube central (figure 3.4) :

1. **Une enveloppe membranaire** : Une sorte de sac formé par deux membranes appliquées face contre face et collées l'une à l'autre sur trois côtés.
2. **L'espaceur de perméat (Permeate Spacer)** : À l'intérieur de l'enveloppe membranaire, on place une trame rigide dont le rôle est d'empêcher les deux faces de la membrane de coller l'une à l'autre sous l'effet de la pression, créant ainsi un tunnel pour l'eau pure.
3. **L'espaceur d'alimentation (Feed Spacer)** : Les enveloppes membranaires d'un module sont séparées entre elles par une grille en polymère permettant d'aménager un espace de circulation pour l'eau de mer, tout en créant des micro-turbulences favorisant le processus de filtration.

L'eau de mer, sous pression, est admise par une extrémité du module, et circule entre les enveloppes membranaires, tandis que l'eau pure traverse les membranes, pour atteindre l'espaceur de perméat, et suit un chemin en spirale jusqu'au tube perforé qui la recueille au centre du module.

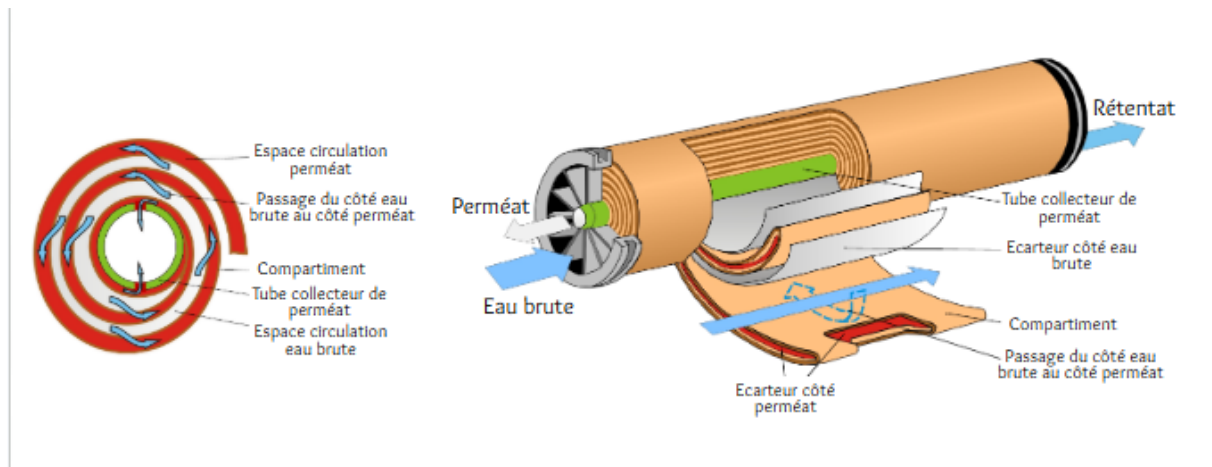


Figure 3.4 – Module à Enroulement Spirale (Spiral Wound)

Les différentes architectures de membranes décrites ci-dessus sont comparées au tableau 3.1 ci-dessous :

Table 3.1 – Tableau comparatif des performances des différentes architectures

Caractéristique	Module spiralé	Module fibres creuses	Module tubulaire	Module plan
Densité de surface effective (m^2/m^3)	Élevée (~1000)	Maximale (>3000)	Faible (<100)	Moyenne (~500)
Résistance au colmatage	Bonne	Très faible	Excellente	Bonne
Coût spécifique	Optimal	Faible	Très élevé	Élevé

3.4 Choix du Type de Membrane et de l'Architecture du Module d'Osmose Inverse

Notre choix s'est porté sur une membrane de type TFC qui, comme nous l'avons indiqué plus haut, est la solution adoptée sur la plupart des installations modernes. Ceci étant dû à ces performances supérieures comparativement à la membrane CA, en dépit du fait qu'elle n'est pas compatible avec le chlore utilisé pour le prétraitement de l'eau. Ce qui va nécessiter une déchloration comme étape ultime du prétraitement.

Par ailleurs, le tableau (3.1) ci-dessus montre clairement les raisons pour lesquelles la configuration spiralée est aujourd'hui systématiquement préférée aux autres configurations. Une bonne résistance au colmatage conjuguée à une densité de surface active élevée lui confèrent un coût spécifique optimal qui fait pencher la balance de son côté.

3.4.1 Conteneur de Membrane Haute Pression

C'est une enveloppe cylindrique robuste (calandre) qui renferme les éléments spiralés du module d'osmose inverse. Il est conçu pour résister à des pressions extrêmes allant de 70 à 80 bars, nécessaires pour forcer l'eau brute à traverser les membranes. Il est généralement fabriqué en plastique renforcé de fibres de verre, en plastiques techniques ou en acier inoxydable pour prévenir la corrosion et résister aux contraintes continues.

Outre la calandre proprement dite, le module comporte des bouchons d'extrémité qui maintiennent les membranes en place, des ports distincts pour l'eau d'alimentation (entrée haute pression), le perméat (sortie d'eau purifiée) et le rétentat (sortie de saumure rejetée). On trouve également des adaptateurs et raccords internes permettant de connecter les tubes de perméat des éléments de membrane empilés et d'évacuer l'eau purifiée en toute sécurité hors de la calandre (figure 3.5).

Les colliers de butée, positionnés à l'extrémité de la calandre côté concentrat, protègent les éléments de membrane contre les dommages susceptibles d'être causés par l'action dynamique de l'écoulement d'eau à haute pression.

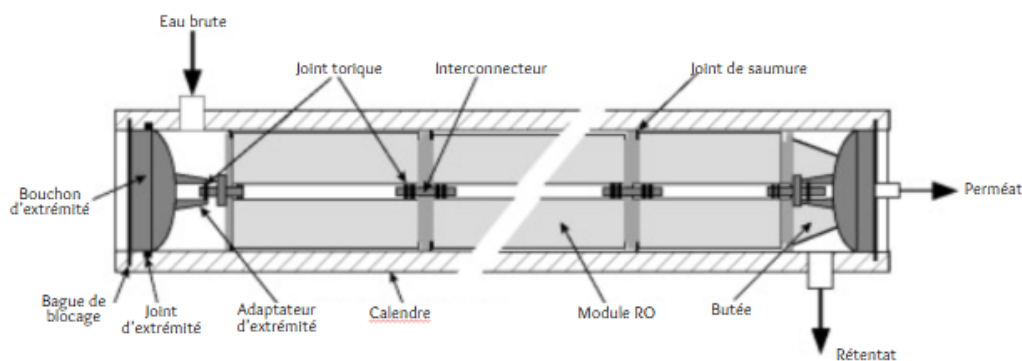


Figure 3.5 – Conteneur de membrane haute pression (Pressure Vessel)

3.5 Colmatage de la Membrane (Fouling)

Le plus grand défi opérationnel de l'osmose inverse n'est pas la filtration elle-même, mais le maintien des performances de la membrane dans le temps. Le **colmatage** désigne l'accumulation de substances indésirables sur la surface ou dans la structure poreuse de la membrane, créant une barrière supplémentaire qui dégrade les performances de la membrane (réduction de la quantité et de la qualité de l'eau produite) [12].

3.5.1 Types de Colmatage

Le colmatage se décline en quatre catégories selon la nature des polluants présents dans l'eau brute :

1. **Le colmatage colloïdal (Particulaire)** : Il est causé par des particules en suspension extrêmement fines (argiles, limons, micro-plastiques) qui ne sédimentent

pas naturellement. Sous l'effet de l'écoulement du perméat, ces particules sont plaquées contre la membrane et forment une boue (cake layer). Ce dépôt augmente la résistance hydraulique, forçant la pompe à consommer plus d'énergie pour maintenir le débit.

2. **Le colmatage minéral (Entartrage)** : Il résulte de la cristallisation de sels minéraux (tartre) directement sur la couche active de la membrane. Lorsque l'eau pure traverse la membrane, les sels restent du côté de l'eau brute. Leur concentration augmente jusqu'à dépasser leur limite de solubilité (saturation). Des sels comme le carbonate de calcium ($CaCO_3$) ou le sulfate de calcium ($CaSO_4$) précipitent alors sous forme de cristaux solides. On utilise des indices chimiques comme l'indice de Langelier (LSI) ou le Stiff & Davis. Un indice positif indique un environnement « entartrant » qui nécessite l'ajout de produits détartrants.
3. **Le colmatage biologique (Biofouling)** : C'est le développement de micro-organismes (bactéries, algues) à la surface de la membrane. Les bactéries sécrètent des substances polymères extracellulaires qui forment un biofilm gluant destiné à la protection des colonies bactériennes contre l'action dynamique des écoulements. Il est difficile de lutter contre ce biofilm responsable de 45 % des défaillances membranaires, car il se reproduit dès que le nettoyage n'est pas total.
4. **Le colmatage organique** : Dépôt de matières organiques naturelles, comme les acides humiques ou fulviques, et de sous-produits industriels. Il a pour conséquence une augmentation rapide de la perte de charge et une décoloration de la membrane. On lutte contre ce type d'encrassement par une filtration sur charbon actif ou un prétraitement par coagulation/floculation.

3.5.2 Nettoyage des Membranes

Lorsque les performances des membranes chutent (baisse de flux de 15 % ou augmentation de la pression de 15 %), on doit procéder à un nettoyage chimique sans avoir besoin de démonter l'installation. C'est ce qu'on appelle le procédé CIP (cleaning in place) qui consiste en :

- **Un nettoyage Acide (pH 2-3)** : On utilise à cet effet des solutions d'acide citrique ou chlorhydrique. L'acidité permet de dissoudre les dépôts minéraux (le tartre) et d'éliminer les oxydes métalliques en cassant les liaisons ioniques des cristaux.
- **Un nettoyage Alcalin (pH 11-12)** : On injecte une base forte comme la soude caustique (NaOH). Sa mission est de saponifier les graisses, de dissoudre les matières organiques et de déstructurer la matrice du biofilm pour le détacher de la membrane.

3.6 Analyse Comparative des Matériaux Membranaires

Il est fondamental de distinguer les membranes SWRO (Sea Water Reverse Osmosis) qui sont adaptées au traitement d'une eau fortement saline (eau de mer) des membranes BWRO (Brackish Water Reverse Osmosis) qui sont adaptées au traitement d'une eau faiblement saline (eaux saumâtres), non seulement par leurs conditions opératoires, mais surtout par leurs propriétés structurelles intrinsèques. Bien que leur architecture globale soit similaire (TFC), la chimie de leur couche active en polyamide diffère sensiblement.

Membranes SWRO : Elles sont conçues avec une couche de polyamide hautement réticulée et plus épaisse. Cette densité accrue est nécessaire pour résister à des pressions hydrauliques extrêmes (jusqu'à 80 bars) et pour garantir un taux de rejet des ions sodium (Na^+) et chlorure (Cl^-) supérieur à 99 %. Leur perméabilité à l'eau est volontairement plus faible afin de privilégier la sélectivité.

Membranes BWRO : La couche de polyamide est dans ce cas plus fine et présente une structure plus poreuse ou « lâche » à l'échelle moléculaire. Cette configuration permet d'obtenir un flux d'eau beaucoup plus élevé à basse pression. Comme l'eau d'alimentation (perméat de la 1^{ère} passe) est déjà peu chargée, on privilégie ici la productivité (débit) plutôt que la résistance mécanique.

Les membranes BWRO font généralement l'objet d'un traitement de surface qui les rend plus hydrophiles et qui les dote d'une charge électrique spécifique afin de mieux repousser les ions résiduels comme les silicates, les borates et les nitrates, qui sont les cibles principales de la seconde passe.

Si l'on utilisait une membrane BW pour traiter une eau de mer, elle s'effondrerait sous la haute pression de service qu'il est nécessaire d'appliquer dans ce cas (compactage) et laisserait passer trop de sel. Par ailleurs, si l'on utilisait une membrane SW en deuxième passe, il faudrait appliquer une pression inutilement élevée pour obtenir un débit acceptable, ce qui nuirait à l'efficacité énergétique du système.

Le tableau 3.2 ci-dessous récapitule les caractéristiques principales des membranes SWRO et BWRO.

Table 3.2 – Caractéristiques comparatives des membranes SWRO et BWRO

Caractéristique	Membrane SWRO	Membrane BWRO
Épaisseur couche active	Importante (Haute réjection)	Fine (Haute perméabilité)
Degré de réticulation	Très élevé (Structure dense)	Modéré (Structure ouverte)
Résistance mécanique	Jusqu'à 80 bars	Jusqu'à 40 bars
Objectif principal	Sélectivité (Rejet de sel)	Productivité (Flux d'eau)
Rejet de sel nominal	Jusqu'à 99,5 %	> 99,8 %
Perméabilité à l'eau (K_W)	Élevée ($\sim 5 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$)	Faible ($\sim 1 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$)
Perméabilité au sel (K_S)	Élevée ($\sim 1,1 \text{ L/m}^2/\text{h}$)	Très faible ($\sim 0,08 \text{ L/m}^2/\text{h}$)

3.7 Le Prétraitement

Le prétraitement a pour objectif de transformer l'eau de mer brute en une eau d'alimentation compatible avec les exigences des membranes composites en polyamide (TFC). Un prétraitement défaillant entraîne une chute du flux de perméat, une augmentation de la pression différentielle (ΔP) et des nettoyages chimiques (CIP) fréquents. Il consiste généralement en quatre étapes :

3.7.1 Pré-filtration et Coagulation-Floculation

Avant toute filtration fine, il est nécessaire de déstabiliser les charges électriques des particules colloïdales en procédant à :

- **Une chloration de tête** : de l'hypochlorite de sodium (NaOCl) est injectée pour stopper le développement biologique et l'activité des algues dès la prise d'eau.
- **Une coagulation** : un coagulant tel que FeCl_3 est injecté pour neutraliser les charges négatives des colloïdes, permettant ainsi leur regroupement en micro-flocs (minuscules agrégats de particules en suspension).
- **Une filtration multicouche (Filtre à sable/anthracite)** : Comprenant le passage à travers les deux couches suivantes :

Anthracite (couche supérieure) : Faible densité, gros grains. Retient les matières en suspension volumineuses sans colmater rapidement le filtre.

Sable de quartz (couche inférieure) : Densité élevée, grains fins. Assure une filtration en profondeur pour capter les particules fines résiduelles.

L'objectif de cette première étape de prétraitement est de sortir avec une turbidité $< 1 \text{ NTU}$.

3.7.2 L'Ultrafiltration (UF)

Contrairement aux filtres à sable, l'UF offre une séparation physique par exclusion de taille. Les membranes d'UF (pores de $0,01$ à $0,02 \mu\text{m}$) éliminent non seulement les particules fines, mais aussi les bactéries et les virus. L'UF garantit un indice d'encrassement SDI (Silt Density Index) quasi-systématiquement inférieur à 2, ce qui est idéal pour les membranes d'osmose inverse. L'UF procède par alternance entre filtration et rétrolavage automatique pour décolmater les fibres.

3.7.3 Ajustements de Sécurité par Conditionnement Chimique

Une fois l'eau clarifiée, elle doit être traitée chimiquement pour protéger le polymère de la membrane. Cet ajustement consiste en une déchloration, un détartrage et un ajustement de pH.

La déchloration est opérée par application du Bisulfite de Sodium (NaHSO_3) qui assure la réduction du chlore libre qui est un oxydant puissant susceptible de détruire

irréversiblement la fine couche de polyamide de la membrane. Le contrôle se fait via une sonde de potentiel Redox (ORP) qui doit être maintenue en dessous de 200-300 mV.

Le détartrage permet de lutter contre le phénomène de polarisation dû au dépôt des sels tels que le $CaCO_3$ et le $CaSO_4$ dont la concentration augmente et qui risquent de cristalliser si leurs seuils de solubilité sont atteints.

L'ajustement du pH s'obtient par injection d'acide sulfurique (H_2SO_4) pour abaisser un pH trop élevé et limiter ainsi le risque de précipitation calcaire.

3.7.4 Filtration de Sécurité (Filtre à Cartouche)

C'est la dernière ligne de défense juste avant la pompe haute pression qui alimente les membranes d'osmose inverse. Les cartouches ne doivent laisser passer que les particules de taille inférieure à un certain seuil de tolérance ($5\ \mu m$ ou parfois $1\ \mu m$). Cette dernière barrière de sécurité n'agit pas en continu, mais intervient plutôt pour protéger les membranes contre une fuite accidentelle de débris provenant des tuyauteries en amont (grains de sable par exemple). On mesure la chute de pression (ΔP) aux bornes de la cartouche et on la remplace si elle dépasse 1 bar.

3.8 Le Dessalement de l'Eau Prétraitée

Le couplage de l'osmose inverse avec un électrolyseur impose des standards de pureté de l'eau nettement supérieurs à ceux d'une eau potable obtenue avec le même procédé. Un électrolyseur exige une eau ultra-pure avec une conductivité électrique quasi nulle (inférieure à $1\ \mu S/cm$). Une simple eau dessalée détruirait prématurément les électrodes. Pour atteindre ce niveau de pureté à partir de l'eau de mer, une seule étape de traitement est techniquement insuffisante. On réalise alors le traitement en deux passes d'osmose inverse en cascade :

Une première passe alimentée avec de l'eau de mer issue du prétraitement au cours de laquelle l'eau subit une filtration à travers des membranes SWRO, d'où le perméat sort avec une concentration d'environ 300 ppm. Cette membrane SWRO retire approximativement 99 % du contenu en sel de l'eau.

Une seconde passe alimentée avec le perméat de la première où le traitement se fait avec des membranes BWRO qui ramènent le perméat final à des conditions permettant de satisfaire les exigences de l'électrolyseur au moyen d'un post-traitement adéquat.

Contrairement à un système qui comporte plusieurs étages et qui vise à augmenter le rendement, la cascade à double passe adoptée ici vise à raffiner la qualité du perméat : le produit de la première passe sert d'alimentation à la seconde.

3.8.1 Première Passe (Membrane SWRO)

La première passe est dimensionnée pour traiter une eau brute à forte salinité (TDS $\sim 38\ g/L$). Son objectif est d'assurer un abattement ionique supérieur à 99 %. Elle élimine

la quasi-totalité des ions monovalents (Na^+ , Cl^-) et polyvalents (Ca^{2+} , Mg^{2+} , ...). Pour vaincre la pression osmotique élevée de l'eau de mer (~ 28 bars), cette passe nécessite des pressions de service importantes, typiquement entre 55 et 70 bars. On utilise des membranes TFC haute réjection pour traitement d'eau de mer SWRO.

3.8.2 Deuxième Passe (Membrane BWRO)

Cette passe traite le perméat issu de la première. On parle ici de « polissage membranaire ». Elle affine la qualité de l'eau en éliminant les traces ioniques résiduelles. C'est à ce stade que l'on élimine le Bore et la Silice, critiques pour l'électrolyseur. L'eau alimentant cette passe étant déjà dessalée, sa pression osmotique est négligeable. Par conséquent, la pression de service est ramenée à un niveau assez bas (10 à 15 bars), ce qui réduit la consommation d'énergie de cette passe. A la sortie, la conductivité du perméat peut être aussi basse que 2 à 5 $\mu S/cm$, préparant ainsi l'eau pour le polissage final sur lit mixte (deminéralisation).

3.9 Équipements Auxiliaires

Les équipements auxiliaires sont tous les appareils qui permettent aux osmoseurs de fonctionner dans des conditions qui optimisent leurs performances. Les principaux d'entre eux sont présentés ci-après.

La pompe haute pression (HPP) : La pompe principale est dans notre cas celle qui est utilisée dans la première passe, elle doit être capable de fournir une pression stable malgré les variations de salinité. La pompe adaptée aux conditions de notre application (débit relativement faible et pression élevée) est une pompe à pistons.

Le dispositif de récupération d'énergie : Placé sur la ligne de rejet, il récupère l'énergie hydraulique de la saumure pour pressuriser une partie du débit d'eau qui alimente les osmoseurs. Trois types de dispositifs sont utilisés sur les systèmes de dessalement à osmose inverse [14 ; 18 ; 19] :

- dispositif utilisant une turbine hydraulique (généralement une turbine Pelton)
- L'échangeur de pression (PX)
- Récupérateur de pression à double effet (DWEER)

Le dispositif à turbine hydraulique est adapté aux systèmes de grandes capacités, son rendement de récupération étant relativement faible sur les installations de faibles capacités comme la nôtre. L'inconvénient d'un échangeur de pression PX réside dans le fait qu'il y a un grand risque qu'une partie du rejet puisse se mélanger avec l'eau d'alimentation et faire accroître ainsi sa salinité. Ce risque est éliminé dans le cas d'un récupérateur DWEER qui, de surcroît, a un rendement comparable à celui d'un récupérateur PX et supérieur à celui d'un dispositif à turbine. Il est également relativement insensible à la capacité du système. Il constitue donc le meilleur compromis pour notre application.

Il faut noter que la rentabilité énergétique d'un système de dessalement à osmose inverse est très fortement impactée par l'utilisation ou la non utilisation d'un récupérateur

d'énergie.

Ces auxiliaires opèrent de concert avec le système de régulation qui comporte notamment :

Des conductivimètres qui opèrent en ligne. Placés après chaque passe, ils permettent de vérifier instantanément le taux de rejet.

Des débitmètres indispensables pour calculer le rendement en temps réel et détecter d'éventuels problèmes de colmatage.

Des vannes de régulation : Elles permettent d'équilibrer le ratio entre l'eau purifiée et le concentrat rejeté, évitant ainsi la précipitation des sels sur les membranes.

3.9.1 Le Récupérateur de Pression à Double Effet (DWEER)

Le DWEER est le dispositif de récupération d'énergie le plus performant qu'on a pu développer à ce jour. Il est utilisé sur de nombreuses installations parmi les plus grandes usines de dessalement par osmose inverse à travers le monde.

Dans un récupérateur DWEER, la fuite de concentrat vers l'eau d'alimentation est très réduite ($< 3\%$ dans les cas les plus défavorables), grâce au concept de chambres de transfert dans lesquelles les deux fluides sont séparés mécaniquement. L'eau qui alimente les membranes présente alors la salinité la plus basse possible, réduisant au maximum les taux de dépôt sur la couche active de la membrane et produisant un perméat de meilleure qualité.

Capable de récupérer jusqu'à 98 % de l'énergie contenue dans le flux de rejet, le DWEER permet de réduire considérablement les coûts d'exploitation de l'usine. De plus, sa flexibilité d'utilisation, sa conception robuste, sa haute disponibilité et ses coûts de maintenance extrêmement bas sont autant d'atouts militant en sa faveur.

Description et Principe de fonctionnement : Il comprend principalement deux cylindres, un jeu de quatre clapets anti-retour et une vanne de régulation LINX (voir figure 3.6).

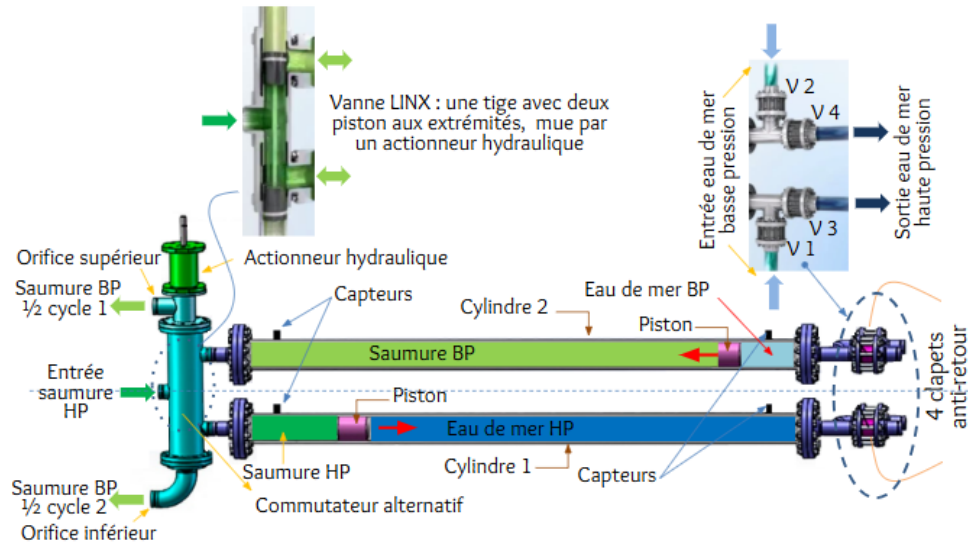


Figure 3.6 – Schéma du récupérateur de pression à double effet (DWEER)

L'eau de mer basse pression, issue du prétraitement, pénètre dans le DWEER par l'un des quatre clapets anti-retour et, lorsque sa pression monte suffisamment, elle quitte l'unité par un autre clapet anti-retour. Simultanément, la saumure haute pression entre dans le DWEER par l'orifice central de la vanne LINX et est expulsée sous forme de saumure basse pression par l'orifice supérieur ou l'orifice inférieur.

Demi-cycle 1 : La saumure haute pression provenant de la membrane pénètre dans la vanne LINX et est dirigée, par la position des deux pistons de cette dernière, vers le cylindre 1, déjà rempli d'eau de mer à basse pression à travers le clapet V1. Dans ce cylindre, la pression de la saumure est transférée à l'eau de mer, qui sort ensuite du DWEER par le clapet anti-retour V3. De là, l'eau de mer est acheminée vers le flux d'alimentation haute pression de la membrane par une pompe de surpression. Simultanément, de l'eau de mer à basse pression est introduite dans le cylindre 2 à travers le clapet anti-retour V2, qui contient de la saumure à basse pression. À mesure que l'eau de mer remplit le réservoir, la saumure basse pression est évacuée par l'orifice supérieur de la vanne LINX. À ce stade, la vanne LINX s'actionne pour diriger le flux de saumure HP vers le cylindre 2 et le processus se répète dans le demi cycle 2. Cette fois, la saumure haute pression est donc dirigée vers le cylindre 2, où elle pressurise l'eau de mer introduite lors du demi-cycle précédent. Dans le même temps, dans le cylindre 1, l'eau de mer basse pression déplace la saumure basse pression pour être évacuée par le port inférieur, et le cycle se répète [19].

3.10 Le Post-Traitement : Raffinage Ultime par Lit Mixte

Bien que l'eau produite à la sortie de la double passe soit de haute qualité, l'électrolyseur de type PEM exige une eau ultrapure pour éviter la dégradation des catalyseurs comme nous l'avons souligné plus haut. Le **lit mixte** constitue la finition absolue de la

chaîne de traitement qui se justifie par les trois arguments majeurs suivants :

- **Garantie de pureté** : Le lit mixte agit comme une dernière barrière de polissage, éliminant les traces de silice et de bore que les membranes RO ne peuvent retenir totalement.
- **Sécurité opérationnelle** : Il sert de tampon de sécurité en cas de variation passagère de la performance des membranes RO, garantissant que l'eau entrant dans l'électrolyseur sera toujours conforme aux normes strictes.
- **Optimisation de la maintenance** : Grâce à la très faible conductivité de l'eau dessalée, les résines du lit mixte travaillent avec une charge ionique minimale, ce qui prolonge considérablement leur durée de vie avant saturation.

Il consiste en une colonne contenant un mélange homogène de résines échangeuses d'ions :

- Une résine cationique forte (H^+) : Capture les derniers cations (Na^+ , Ca^{2+}) et libère des ions H^+ .
- Une résine anionique forte (OH^-) : Capture les anions résiduels (Cl^- , SO_4^{2-}) et libère des ions OH^- .

Les ions H^+ et OH^- libérés se combinent pour former de nouvelles molécules d'eau (H_2O), déplaçant l'équilibre vers une élimination totale des impuretés ioniques. La conductivité chute alors à moins de $0,1 \mu S/cm$.

Partie II : Modèle Mathématique et Dimensionnement

3.11 Principe de Séparation et Mécanisme de Diffusion

L'osmose inverse (OI) est un procédé de séparation membranaire qui permet de dissocier les ions dissous d'un solvant (eau) par un mécanisme de solution-diffusion. Contrairement à la filtration mécanique, la membrane d'OI agit comme une barrière semi-perméable où le transport des espèces dépend de leur affinité chimique et de leur diffusivité au sein de la matrice polymère. [17]

3.12 Débit et Flux de Perméat

Le débit de perméat s'exprime conformément à la loi de Darcy par :

$$Q_W = \frac{dV}{dt} = A \cdot K_W \cdot (\Delta P - \pi) \quad (3.1)$$

Où :

- Q_W : Débit de perméat (m^3/h)
- A : Surface active de la membrane (m^2)
- K_W : Coefficient de perméabilité à l'eau ($m^3/m^2.s.bar$)
- ΔP : Différence de pression de service (Alimentation - Perméat) (bar)
- π : Pression osmotique (bar)

Par conséquent, le flux de perméat (J) qui représente le débit par unité de surface active aura pour expression :

$$J = \frac{Q_W}{A} = K_W \cdot (\Delta P - \pi) \quad (3.2)$$

3.13 Pression Motrice Nette (NDP)

C'est la différence entre la pression appliquée (ΔP) et la pression osmotique (π). Elle représente le potentiel moteur du processus de dessalement.

$$NDP = \Delta P - \pi \quad (3.3)$$

Elle doit toujours être positive pour que les mécanismes de diffusion amenant les molécules d'eau de la face de la membrane où la concentration est plus forte vers celle où la concentration est plus faible, inversant ainsi le processus d'osmose. En réalité, elle doit être supérieure à la pression osmotique elle-même pour vaincre les résistances hydrauliques de la membrane et celles dues à l'encrassement de cette dernière. Pour une eau de mer par exemple, avec une salinité de 35 g/L correspondant à une pression osmotique de 24,5 bar, l'application d'une pression de 25 bars ne produirait quasiment aucun perméat ($NDP \approx 0,5$ bar) [14].

Évaluation de la Pression Osmotique

Selon le degré de précision requis, différentes approches sont utilisées pour déterminer la valeur de la pression osmotique :

Approche simplifiée (Règle du pouce) : Pour une estimation rapide, on considère qu'une concentration d'environ 1,4 g de sel par litre d'eau correspond à une pression osmotique d'environ 1 bar [13]. On utilise plutôt dans ce cas la formule approximative :

$$\pi \approx 0,7 \times 10^{-3} \cdot C \quad (3.4)$$

avec C en mg/L et π en bar.

Équation de Van't Hoff : Pour une évaluation plus précise, Van't Hoff propose une formule qui prend en compte l'effet de la température et de la molalité :

$$\pi = 8,308 \cdot \phi \cdot T_f \cdot \sum m_i \quad (3.5)$$

où :

- ϕ est un coefficient osmotique ($\sim 0,90$ pour l'eau de mer).
- T_f : Température en K.
- $\sum m_i$: Somme des molalités des constituants ioniques (mol/kg).

Formules empiriques des fabricants : Pour les eaux à forte salinité ($C > 20\,000$ mg/L), des ajustements sont nécessaires pour corriger la non-idéalité des solutions. Ces ajustements ont conduit les fabricants de membranes à proposer des formules qui leur sont propres [12]. Ainsi, par exemple, Dupont/Filmtec recommande d'utiliser la formule suivante :

$$\pi = \frac{0,0117 \cdot C_{fc} - 34}{14,23} \cdot \frac{T + 320}{345} \quad (3.6)$$

$$\text{où : } C_{fc} = \frac{C_f + C_c}{2}$$

C_f et C_c étant les concentrations de l'eau d'alimentation et du concentrat (en mg/L), T en °C et π en bar.

3.14 Propriétés Intrinsèques de la Membrane

La capacité d'une membrane à produire de l'eau pure à partir d'une eau concentrée en sel est une propriété intrinsèque décrite par le modèle Solution-Diffusion à travers les deux paramètres suivants :

- Sa perméabilité (K_W) : aptitude à laisser passer l'eau.
- Son taux de rétention de sel (SR) : aptitude à retenir les ions.

En phase de conception, la pression de pompage nécessaire s'obtient grâce à la formule suivante qui fait intervenir la perméabilité de la membrane :

$$P_f = \frac{J}{K_W} + \pi \quad (3.7)$$

où J représente le flux cible.

Le taux de rétention de sel exprime le pourcentage de sels retenus par la membrane par rapport à la concentration initiale :

$$SR (\%) = \left(\frac{C_f - C_p}{C_f} \right) \quad (3.8)$$

- C_f : Concentration de l'eau d'alimentation.
- C_p : Concentration du perméat.

Le passage de sel représente la fraction de sels qui parvient à diffuser à travers la membrane. C'est l'indicateur le plus précis pour évaluer la dégradation d'une membrane ou l'efficacité d'un passage.

$$SP (\%) = \left(\frac{C_p}{C_f} \right) = 1 - SR \quad (3.9)$$

Débit massique de sel (Q_S)

Le transport des sels à travers la membrane est proportionnel à la différence de concentration de part et d'autre de cette dernière [12] :

$$Q_S = \Delta C \cdot K_S \cdot A \quad (3.10)$$

Où :

- Q_S : Débit massique de sel traversant la membrane (kg/s ou mg/h).
- ΔC : Différence de concentration ($C_f - C_p$). Comme C_p est en général très faible devant C_f , on considère souvent $\Delta C \approx C_f$.
- K_S : Coefficient de perméabilité au sel de la membrane (m/s ou L/m².h).
- A : Surface active de la membrane (m²).

Concentration du Perméat (C_p)

La salinité finale de l'eau produite (C_p) est le résultat du rapport entre le débit massique de sel et le débit volumique d'eau. En faisant appel aux équations (3.1) et (3.10), cette concentration sera donnée par l'expression [13] :

$$C_p = \frac{Q_S}{Q_W} \approx \frac{C_{fc} \cdot K_S}{J} \quad (3.11)$$

qui démontre que la concentration du perméat est inversement proportionnelle au flux d'eau (J).

Influence de la Pression sur la Qualité de l'Eau

Contrairement au débit d'eau qui augmente avec la pression, le débit de sel (Q_S) reste pratiquement constant pour une concentration d'eau d'alimentation donnée, car il ne dépend que des caractéristiques intrinsèques de la membrane.

- **Effet sur le perméat** : Si la pression de service augmente, le débit de perméat (Q_w) augmente, tandis que le débit de sel (Q_S) reste stable. Par conséquent, la même quantité de sel se retrouve diluée dans un volume d'eau plus important, ce qui réduit la concentration C_p du perméat.
- **Effet sur le taux de rétention** : Le passage de sel (SP) diminue donc à haute pression, améliorant ainsi le taux de rétention global (SR) du système.

3.15 Qualité du Perméat

La qualité de l'eau produite n'est pas constante ; elle dépend fortement des conditions opératoires notamment le débit par rapport auquel elle est inversement proportionnelle.

La qualité du perméat est évaluée en se basant, non pas sur la concentration de l'eau de mer à l'entrée du module d'osmose inverse, mais plutôt sur la concentration moyenne de l'eau d'alimentation des membranes entre l'entrée et la sortie du module [13]. Soit :

$$C_{fc} = \frac{C_f + C_c}{2} \quad (3.12)$$

où C_f représente la concentration de l'eau de mer à l'entrée et C_c celle du rétentat (concentrat) à la sortie du module. [14]

L'un des indicateurs de la qualité de l'eau produite (perméat) est le taux de récupération (ou de conversion), noté R , et représentant la fraction du débit d'entrée transformé en produit (perméat) :

$$R = \frac{Q_p}{Q_f} \quad (3.13)$$

Où Q_p est le débit de perméat (m^3/h) et Q_f celui de l'eau d'alimentation (m^3/h).

Le taux de récupération est une sorte de rendement volumétrique du système qui influence directement la chimie de l'eau le long des membranes.

Un autre indicateur est le facteur de concentration CF qui permet d'estimer la salinité du rejet par rapport à l'alimentation :

$$CF = \frac{C_c}{C_f} \quad (3.14)$$

Les bilans de matières suivants permettent de relier entre eux les différents indicateurs introduits ci-dessus.

Le bilan relatif aux débits totaux s'écrit :

$$Q_f = Q_p + Q_c \quad (3.15)$$

d'où le débit de rétentat :

$$Q_p = Q_f - Q_c \quad (3.16)$$

En divisant cette équation par Q_f , puis en rappelant l'équation (3.13), on obtient après réarrangement [12] :

$$\frac{Q_c}{Q_f} = 1 - R \quad (3.17)$$

Le bilan de matière relatif au sel s'écrit :

$$Q_f \cdot C_f = Q_p \cdot C_p + Q_c \cdot C_c \quad (3.18)$$

En divisant par Q_f , on obtient après réarrangement :

$$C_c = \left(C_f - \frac{Q_p}{Q_f} \times C_p \right) \cdot \frac{Q_f}{Q_c} \quad (3.19)$$

soit encore en tenant compte des équations (3.13) et (3.17) :

$$C_c = \frac{C_f - R \cdot C_p}{1 - R} \quad (3.20)$$

Finalement en divisant par C_f et en tenant compte de l'équation (3.8), on aboutit à

l'expression :

$$CF = \frac{1 - R \cdot [1 - (SR)]}{1 - R} \quad (3.21)$$

Dans une installation performante, le passage de sel est extrêmement faible ($SP < 0,01$), ce qui donne une rétention quasi-unitaire ($SR > 0,99$). On peut donc considérer que la quasi-totalité des sels entrant dans le système se retrouve dans le rétentat. L'équation (3.21) se simplifie alors pour donner [11] :

$$CF \approx \frac{1}{1 - R} \quad (3.22)$$

Le facteur de concentration (CF) n'est pas seulement un indicateur de salinité, c'est également le principal signal d'alarme pour l'entartrage.

3.16 Perte de Pression due aux Résistances Hydrauliques (ΔP)

La perte de pression due aux résistances hydrauliques à l'écoulement de l'eau à travers un module d'osmose inverse est donnée par l'équation de Schock et Miquel [13] :

$$\Delta P = \lambda \left(\frac{L}{d_h} \right) \left(\frac{1}{2} \rho v^2 \right) \quad (3.23)$$

avec :

- λ : Coefficient de friction (dépendant du nombre de Reynolds Re).
- v : Vitesse d'écoulement.
- d_h : Diamètre hydraulique du canal de l'espaceur.

Valeur typique : On estime généralement la perte de charge à environ 0,2 bar par élément membranaire.

3.17 Polarisation de Concentration (β)

Pendant la filtration, l'eau traverse la membrane, mais les ions sont retenus. Ce qui crée une couche stagnante à la surface de la membrane où la concentration en sel (C_m) est bien plus importante que la concentration moyenne du rétentat (C_{fc}). Ce phénomène est appelé « polarisation de concentration ». Ceci constitue une résistance hydraulique qui contribue fortement à la perte de pression à travers le système [13].

En régime stationnaire, le transport convectif des sels vers la membrane ($J \cdot C$) est compensé par la somme du flux de sel traversant la membrane ($J \cdot C_p$) et du transport de sel par diffusion à travers le film généré par le gradient de concentration ($D \cdot \frac{dC}{dx}$) dû à la polarisation (voir figure 3.7).

$$J \cdot C = J \cdot C_p + D \cdot \frac{dC}{dx} \quad (3.24)$$

Après intégration de cette équation entre la surface de la membrane ($x = 0$) et l'interface du film ($x = \delta$), on obtient l'expression suivante [14] :

$$\ln \left(\frac{C_m - C_p}{C_f - C_p} \right) = \frac{J \cdot \delta}{D} = \frac{J}{k} \quad (3.25)$$

avec :

- C_m : Concentration à la surface de la membrane.
- C_f : Concentration dans le cœur de l'écoulement qui alimente la membrane.
- $k = \frac{D}{\delta}$: Coefficient de transfert de masse (m/s).
- J : Flux de perméat.

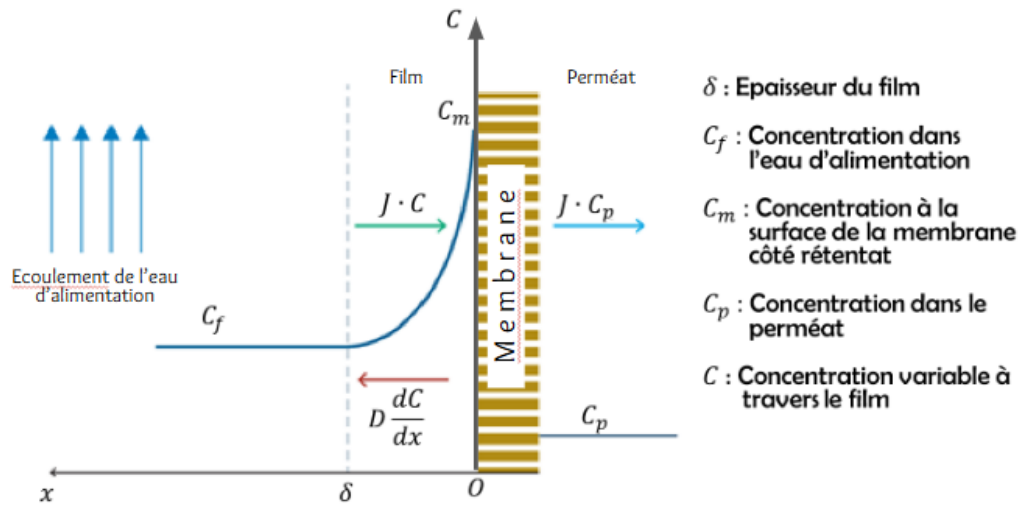


Figure 3.7 – Schéma des bilans de transfert à travers le film qui se développe à l'interface de la membrane

On définit le facteur de polarisation β par le rapport :

$$\beta = \frac{C_m}{C_f} \quad (3.26)$$

A présent, l'expression (3.25) peut se mettre sous la forme :

$$\frac{\frac{C_m}{C_f} - \frac{C_p}{C_f}}{1 - \frac{C_p}{C_f}} = e^{(J/k)} \quad (3.27)$$

Soit encore :

$$\frac{\frac{C_m}{C_f} - (SP)}{(SR)} = e^{(J/k)} \quad (3.28)$$

d'où l'expression suivante du facteur de polarisation :

$$\beta = (SR) e^{(J/k)} + (SP) \quad (3.29)$$

Dans le cas d'une installation hautement performante avec une rétention quasi-unitaire on a $SR \approx 1$ et $SP \approx 0$, et l'équation (3.29) se simplifie pour donner [13] :

$$\beta = e^{(J/k)} \quad (3.30)$$

D'après cette expression, le facteur de polarisation croît avec le flux de perméat et décroît avec l'intensité de la diffusion.

Une polarisation élevée ($\beta > 1,2$) a pour conséquences :

1. **Une chute de productivité** : La pression osmotique à la surface sera plus élevée, ce qui réduit la pression motrice nette (NDP) pour une pression donnée à la sortie de la pompe.
2. **Une dégradation de la qualité du perméat** : L'augmentation de concentration à la surface amène plus de sel à traverser la membrane par diffusion (C_p augmente).
3. **Un risque d'entartrage accru** : Les limites de solubilité sont dépassées plus rapidement à la surface de la membrane, les colloïdes et les matières organiques s'y accumulent plus facilement.

Pour maintenir pour β une valeur en dessous du seuil de tolérance ($< 1,2$), on dispose de trois leviers :

1. **Réduction du flux (J)** : Installer plus de membranes pour produire le même volume de perméat avec une plus faible pression de service.
2. **Augmentation de la vitesse de balayage** des membranes au cours des opérations de nettoyage.
3. **Optimisation de l'espaceur (Spacer)** : Utiliser des membranes dont les grilles internes favorisent les turbulences, augmentant ainsi le coefficient k .

Par ailleurs, le taux de récupération par élément doit être limité selon la qualité de l'eau brute :

- Eau de mer (SWRO) : 10 à 12 % maximum par élément.
- Eaux de surface prétraitées : 15 à 18 %.
- Eaux de puits adoucies : 19 à 25 %.

3.18 Récupération d'Énergie

Le coût de l'énergie est le principal défi du dessalement. En théorie, l'énergie minimale pour séparer le sel de l'eau de mer à 25 °C (pour un taux de récupération $R = 0,5$) est de 0,99 kWh/m³ [13]. En pratique, les pertes mécaniques et hydrauliques portent cette valeur bien plus haut, d'où l'importance des systèmes de récupération.

L'énergie est principalement utilisée pour la pressurisation de l'eau dans la pompe haute pression (HPP). Pour élever de 1 bar la pression de 1 m³ d'eau, une pompe nécessite en théorie une énergie [18] :

$$e_{th} = 1 \text{ m}^3 \times (100 \text{ kPa}) = 100 \text{ kJ} \quad (3.31)$$

En kWh cette quantité sera :

$$e_{th} = \frac{100}{3600} = 0,0278 \text{ kWh} \quad (3.32)$$

Si la pression relative au refoulement de la pompe HPP est P_f et la pression à son aspiration est de 1 bar, l'énergie théorique spécifique nécessaire à la pompe sera dans ce cas :

$$E_{th} = 0,0278 P_f \quad (3.33)$$

avec P_f exprimée en bar et E_{th} en kWh/m³ d'eau brute.

Si la pompe présente un rendement η_p , cette énergie devient :

$$E_{th} = \frac{0,0278 P_f}{\eta_p} \quad (3.34)$$

Pour un taux de récupération R , l'énergie nécessaire à la pompe peut être exprimée par m³ d'eau produite comme suit :

$$E = \frac{0,0278 P_f}{R \eta_p} \quad (3.35)$$

avec :

- P_f : pression relative de service, en bar
- E : énergie spécifique en kWh/m³ d'eau.

Lorsqu'un équipement de récupération d'énergie est utilisé, pour chaque m³ d'eau d'alimentation à l'entrée des membranes, on a $(1 - R)$ m³ d'eau brute qui transite par l'équipement de récupération et qui reçoit l'énergie :

$$E_r = 0,0278 P_{conc} \eta_r (1 - R) \quad (3.36)$$

où P_{conc} est la pression du concentrat à la sortie de l'osmoseur (entrée de l'équipement de récupération, en bar) ; η_r rendement du récupérateur.

E_r énergie récupérée en kWh/m³ d'eau d'alimentation. Ramenée à 1 m³ d'eau produite, cette énergie récupérée aura pour expression :

$$E_r = \frac{0,0278 P_{conc} \eta_r (1 - R)}{R} \quad (3.37)$$

Donc, en présence d'un équipement de récupération d'énergie, l'énergie à fournir par m³ d'eau produite sera en définitive :

$$E = \left(\frac{0,0278 \cdot P_f}{R \cdot \eta_p} \right) - \left(\frac{0,0278 \cdot (1 - R) \cdot P_{conc} \cdot \eta_r}{R} \right) \quad (3.38)$$

Où :

- P_f : pression relative de service, en bar
- P_{conc} : la pression du concentrat à la sortie de l'osmoseur en bar.
- η_p et η_r : rendements de la pompe HPP et du récupérateur respectivement.
- R : taux de récupération
- E : énergie spécifique en kWh/m³ d'eau produite.

3.19 Sélection des Composants et Caractéristiques du Système

L'objectif de cette section est de définir la configuration optimale pour produire 10 m³/j d'eau ultra-pure. Compte tenu de la salinité de l'eau de mer de départ qui est de 38775 mg/L [21], et du niveau de pureté requis, une configuration à deux passes est retenue.

3.19.1 Dimensionnement des Modules (Format 4040)

Pour un débit cible de 10 m³/j, notre choix s'est porté sur des membranes TFC au format 4040 (4 pouces de diamètre, 40 pouces de longueur). Ce format est standard pour les petites et moyennes installations, offrant un compromis idéal entre performance et encombrement, tout en évitant les problèmes hydrauliques liés au sous-dimensionnement des modules industriels 8040 pour de tels débits. Un seul module de ce type offre une surface de filtration pouvant aller de 7,6 à 8,2 m².

Configuration du système : Dans notre unité, nous utilisons une configuration dans laquelle un vaisseau renferme deux éléments. Les flux sont disposés en Série : le perméat (eau pure) sortant du vaisseau de la première passe (SWRO) est immédiatement dirigé vers l'entrée du vaisseau de la deuxième passe (BWRO).

3.19.2 Choix de la Membrane de la Première Passe (SWRO)

La première passe doit assurer l'élimination de plus de 99 % de la salinité initiale. Le tableau suivant présente une comparaison des modèles SW 4040 les plus performants.

Table 3.3 – Comparaison des membranes SWRO 4040

Modèle	Surface (m ²)	Débit (m ³ /j)	Rejet (%)	Espaceur (mm)	Caractéristique
LG SW 4040 R	7,9	7,4	99,70	0,71	Haute réjection & stabilité
X-SW-4040-LE	7,9	6,1	99,75	0,71	Basse pression
FilmTec SW30-4040	7,4	7,4	99,40	0,86	Robustesse et tolérance

Notre choix s'est porté sur le modèle LG SW 4040 R. Cette membrane combine un bon débit de perméat (7,4 m³/j) et un taux de rejet de sel élevé (99,70 %). Compte tenu de la salinité élevée de l'eau brute (38775 mg/L) et de l'objectif de production de 10 m³/j d'eau ultra-pure, une configuration à deux membranes pour la première passe est nécessaire afin de compenser l'augmentation de la pression osmotique et de garantir le débit nominal tout en assurant une qualité de perméat adaptée au type de membrane de la seconde passe.

La fiche technique du fabricant permet d'extraire pour la membrane choisie les caractéristiques du tableau 3.4 ci-dessous.

Table 3.4 – Spécifications et conditions d'essai — Membranes SWRO 4040

Caractéristiques	LG SW 4040 R (LG Chem)
Flux Perméat (Standard)	7,4 m ³ /j
Rejet de sel	99,7 %
Surface active	7,9 m ²
Épaisseur du Spacer	0,71 mm
Pression d'essai std	65 bar
Concentration d'essai	38775 mg/L NaCl
Taux de récupération (std)	7 % (Élément seul)

3.19.3 Choix de la Membrane de la Seconde Passe (BWRO/Polissage)

La seconde passe traite le perméat de la première passe pour éliminer les traces ioniques restantes. Puisque l'eau qui alimente cette passe présente une faible salinité, sa pression osmotique sera faible et nous utiliserons des membranes capables d'opérer à basse pression. Notre choix doit se faire parmi les modèles présentés au tableau 3.5 ci-dessous.

Table 3.5 – Comparaison des membranes BWRO 4040

Modèle	Surface (m ²)	Flux (m ³ /j)	Rejet (%)	Espaceur (mm)	Caractéristique
LG BW 4040 R	7,9	9,5	99,60	0,71	Haute durabilité
LG BW 4040 ES	7,9	9,5	99,50	0,71	Économie d'énergie
X-BW-4040	7,9	10,6	99,70	0,71	Haute réjection
X-ULP-4040	7,9	10,8	99,00	0,71	Ultra-basse pression

Pour atteindre la pureté demandée, la priorité est donnée à l'élimination des traces résiduelles. C'est pourquoi nous choisissons la X-BW-4040 dont le taux de rejet (99,70 %)

est supérieur à tous les autres. Le tableau 3.6 ci-dessous présente les caractéristiques techniques pertinentes de cette membrane d'après sa fiche technique.

Table 3.6 – Spécifications et conditions d'essai — Membranes BWRO 4040

Caractéristiques	X-BW4040 (Standard)
Flux Perméat (Standard)	10,6 m ³ /j
Rejet de sel minimum	99,7 %
Surface active	8,0 m ²
Pression d'essai std	15,5 bar
Concentration d'essai	2000 mg/L NaCl
Taux de récupération (std)	15 %

Dans cette section, nous avons donc effectué des choix qui définissent clairement la configuration de l'unité d'osmose inverse. En particulier, rappelons que l'unité comporte deux passes :

- Une première passe à travers laquelle l'eau de mer brute sera traitée au moyen de membranes LG SW 4040 R. Dans cette passe, il est nécessaire d'utiliser deux membranes en série pour satisfaire les conditions de débit de l'application et la qualité du perméat exigée à l'entrée de la deuxième passe.
- Une seconde passe à travers laquelle la purification du perméat de la première passe sera poussée à un degré tel que les exigences du processus d'électrolyse en termes de qualité de l'eau d'alimentation puissent être réalisées après une post-déminéralisation. La membrane qui a été choisie pour cette passe est la X-BW-4040. Dans ce cas, une seule membrane sera suffisante pour produire les 10 m³ d'eau par jour avec une conductivité électrique inférieure à 5 µS/cm.
- La récupération d'énergie est appliquée uniquement à la première passe où le potentiel est important, étant donné que la saumure sort à des pressions élevées. Nous rappelons ici que le dispositif adopté est le « DWEER ».

3.20 Dimensionnement du Poste de Polissage par Lit Mixte

Le dimensionnement des colonnes de déminéralisation est établi pour le même débit que celui produit par l'unité de dessalement, soit 10 m³/j.

Vitesse de Passage et Section de la Colonne

Afin de garantir un temps de contact optimal et d'éviter les chemins préférentiels, nous fixons une valeur de $v = 20$ m/h pour la vitesse superficielle de passage.

La section transversale de la colonne se calcule alors comme suit :

$$S = \frac{Q_s}{v} \quad (3.39)$$

Ce qui donne pour le diamètre intérieur de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times S}{\pi}} \quad (3.40)$$

Volume de Résine et Autonomie

La charge ionique à éliminer (C_{tot}) est calculée à partir du TDS (Total des solides dissous) du perméat [39].

En retenant une capacité utile (C_u) de 600 meq/L pour la résine mixte et un temps de cycle cible de $t = 2160$ h (soit 9 mois d'autonomie à raison de 8 h/j), le volume théorique de résine peut être calculé :

$$V_c = \frac{Q_s \times C_{tot} \times t}{C_u} \quad (3.41)$$

Si le lit de résine est trop mince (ex : 40 cm), l'eau risque de créer des chemins préférentiels (renardage). L'eau passerait par les zones de moindre résistance sans être déminéralisée. Pour éviter ce phénomène, le lit doit avoir une hauteur minimale de 800 mm. Ceci est une garantie que chaque filet d'eau traversera un nombre suffisant de micro-étages de résine pour atteindre la conductivité requise. La hauteur totale de la colonne s'obtient à partir du volume et de la section :

$$H = \frac{V_c}{S} \quad (3.42)$$

1. Caractérisation de la charge ionique (C_{tot}) La charge à éliminer correspond à la somme des concentrations équivalentes des ions résiduels. On utilise le TDS du perméat de la seconde passe de l'unité de dessalement (TDS_{P2}).

$$C_{tot} \text{ (mEq/L)} = \frac{TDS_{P2} \text{ (mg/L)}}{\Lambda} \quad (3.43)$$

Λ est le poids équivalent moyen (dont la valeur est souvent prise égale à 58,5 mg/mEq pour une simulation basée sur le NaCl [36]).

2. Débit d'équivalents (N) : Il détermine la quantité de sel qui entre dans la colonne par unité de temps.

$$N \text{ (meq/h)} = Q_s \times C_{tot} \quad (3.44)$$

Avec Q_s en L/h.

3. Capacité utile de la résine (C_u) : La résine n'est jamais utilisée à 100 % de sa capacité théorique (C_{tot}) pour éviter la percée immédiate. Sa capacité utile est définie par le produit de sa capacité totale par le rendement de régénération η :

$$C_u = C_{tot} \times \eta \quad (3.45)$$

La valeur de η est typiquement comprise entre 0,6 et 0,8.

4. Volume de résine nécessaire (V_r) : Il est calculé pour une durée de cycle t (temps entre deux remplacements/régénérations).

$$V_r = \frac{N \times t}{C_u} \quad (3.46)$$

Temps de contact :

$$t_c = \frac{V_r}{Q_s} \quad (3.47)$$

6. Qualité et Conductivité (κ) La conductivité finale est proportionnelle à la fuite ionique résiduelle (C_i) :

$$\kappa \approx \sum \lambda_i \times C_i \quad (3.48)$$

λ_i est la conductivité molaire ionique ($\mu\text{S}\cdot\text{m}^2/\text{mol}$).

3.20.1 Configuration de l'Installation de Déminéralisation

L'installation sera composée de deux colonnes montées en parallèle (configuration Duty/Standby). Cette architecture permet une production ininterrompue d'eau ultra-pure : lorsqu'une colonne atteint sa saturation (détection par conductivimètre), le flux est basculé sur la seconde colonne.

3.20.2 Sélection de la Résine

Nous préconisons l'utilisation d'une résine pré-mélangée de grade « Haute Pureté » type AmberLite™ MB20 (ou équivalent Purolite MB400).

- Ratio de mélange : 40 % Cationique / 60 % Anionique (en volume).
- Forme ionique : H^+ / OH^- (Régénérée à >99 %).
- Qualité cible : Résistivité > 10 $\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ (Conductivité < 0,1 $\mu\text{S}/\text{cm}$).

3.20.3 Instrumentation et Contrôle

Le suivi de la performance est assuré par une sonde de conductivité de précision installée en sortie de lit mixte.

- Seuil d'alerte (Percée ionique) : 0,1 $\mu\text{S}/\text{cm}$.
- Seuil d'arrêt/Basculement : 0,2 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

3.21 Procédure d'exploitation du modèle mathématique de l'unité d'osmose inverse

Ce troisième chapitre a été consacré à l'unité de dessalement.

Les fondements théoriques du procédé de dessalement par osmose inverse ont d'abord été rappelés. Un schéma à deux passes avec deux éléments dans la première passe et un seul dans la deuxième a été adopté. Le modèle mathématique qui nous permettra de dimensionner l'installation, y compris le lit mixte pour le post-traitement, a été développé et sera exécuté sur Python suivant la procédure décrite à la figure 3.8 ci-dessous. La figure 3.9 présente l'installation dans son ensemble avec la partie prétraitement.

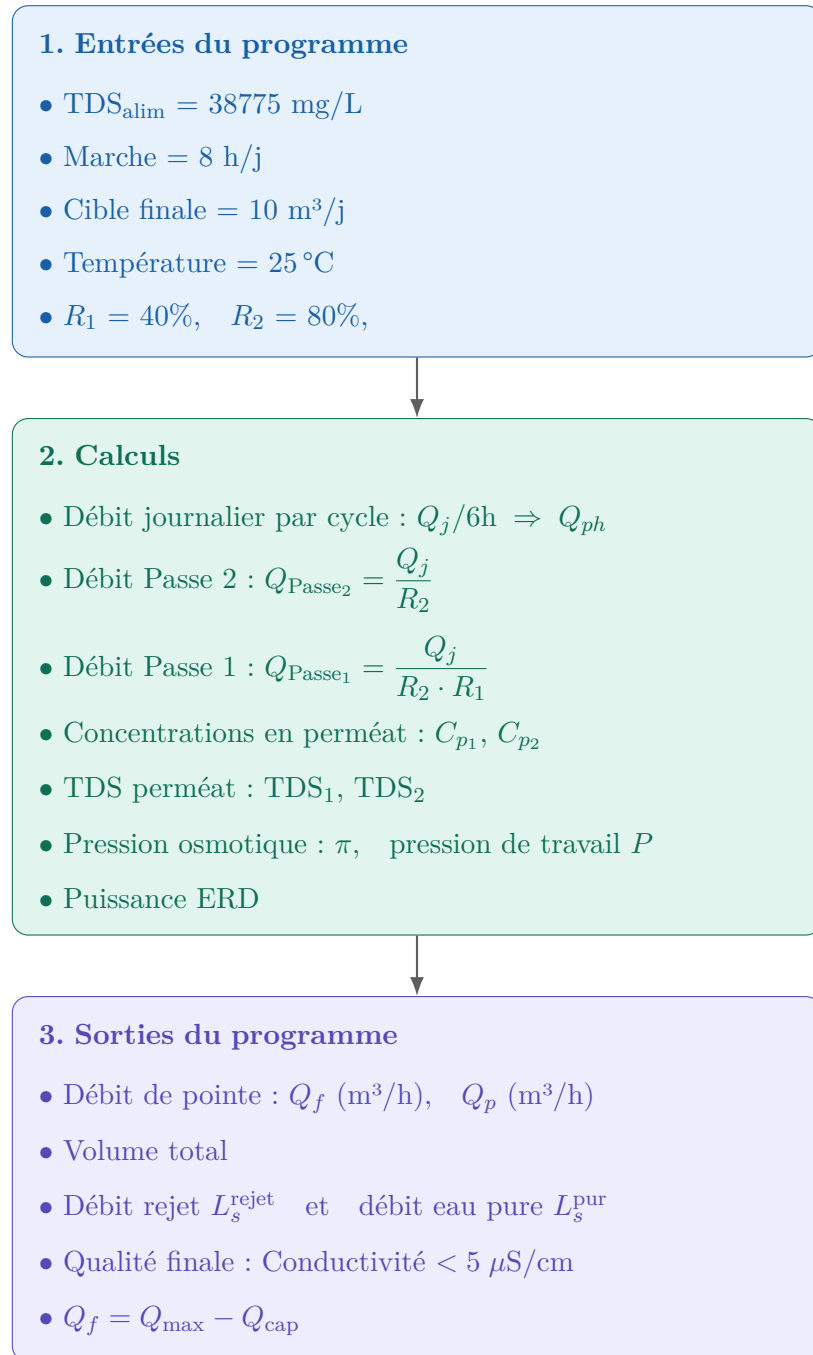


Figure 3.8 – Procédure d'exploitation du modèle mathématique — Osmose inverse

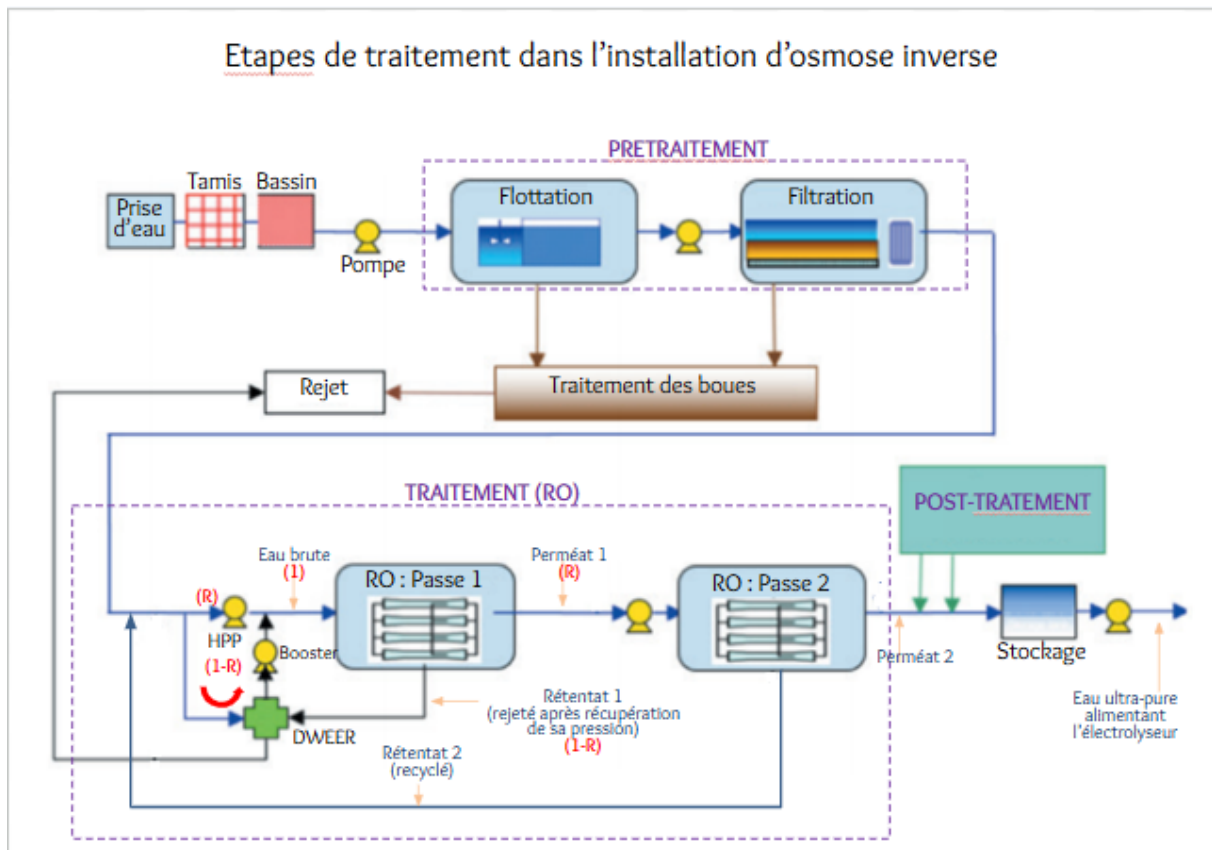


Figure 3.9 – Schéma des différentes étapes de traitement d'osmose inverse

Chapitre 4

La centrale solaire photovoltaïque

Introduction

Dans ce chapitre dédié à l'unité de production d'énergie, prévue pour répondre aux besoins de l'ensemble des équipements consommateurs des unités d'osmose inverse et d'électrolyse, nous présenterons brièvement les concepts caractéristiques fondamentaux de la conversion photovoltaïque, avant de procéder à un dimensionnement sommaire de la centrale.

4.1 La Cellule Photovoltaïque

L'exploitation de l'énergie photovoltaïque est assurée par des cellules photovoltaïques. La conversion directe de l'énergie solaire en électricité se fait au sein d'un semi-conducteur appelé cellule solaire. Exposée à la lumière, la cellule solaire absorbe l'énergie des photons correspondants au rayonnement visible, des électrons reçoivent cette énergie et se mettent en mouvement dans un champ électrique interne. Les électrons collectés à la surface de la cellule génèrent alors un courant électrique continu. Les cellules solaires sont regroupées sur des panneaux solaires photovoltaïques.[34]

4.1.1 Principe de la conversion photovoltaïque

Une cellule photovoltaïque est un composant électronique qui, exposé à la lumière, génère de l'électricité. C'est l'effet photovoltaïque qui est à l'origine du phénomène. Le courant obtenu est fonction de la lumière incidente. L'électricité produite est fonction de l'éclairement, la cellule photovoltaïque produit un courant continu.

La tension de sortie d'une cellule photovoltaïque reste faible ($\sim 0,6$ V). Les cellules sont alors mises en série, puis encapsulées entre une plaque de verre à l'avant et un autre matériau étanche à l'humidité à l'arrière. On obtient ainsi un module photovoltaïque qui constitue le produit sous la forme duquel la technologie photovoltaïque est commercialisée (voir figure 4.1). Le module photovoltaïque présente une surface qui varie selon les technologies de $0,1 \text{ m}^2$ (10 W) à 1 m^2 (100 W) et délivre une tension de (12 V), (24 V) ou (48 V) selon l'application pour laquelle il est destiné.[42]

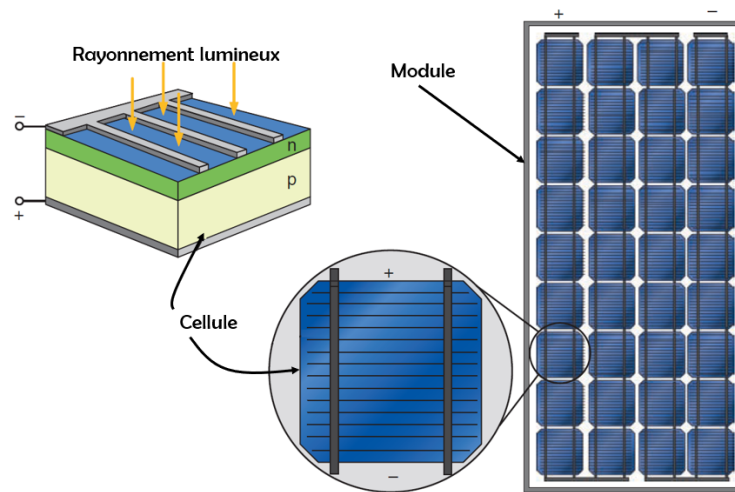


Figure 4.1 – La cellule et le module solaires comme composants photovoltaïques de base

4.1.2 Physique de base de la conversion photovoltaïque

D'après le modèle physique du schéma de bandes dans les semi-conducteurs cristallins, il existe une bande permise pour les électrons d'énergie E , appelée "Bande de conduction" et située à un niveau d'énergie E_c , avec des minimums d'énergie permise. Une autre bande inférieure, située à un niveau d'énergie E_v , est appelée "Bande de valence", avec des maximums d'énergie permise pour les "Trous", les "places vacantes" laissées par les électrons qui ont accédé à la bande de conduction. Les bandes de conduction et de valence sont séparées par une bande d'énergie E_g interdite pour les charges électriques. L'énergie de bande interdite E_g est appelée "Gap", de la dénomination anglaise de cette bande (voir figure 4.2 ci-dessous).

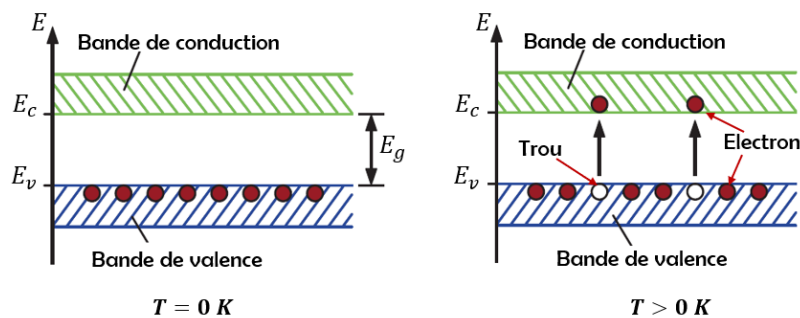


Figure 4.2 – Les bandes au sein d'un semi-conducteur

Les bandes de conduction et de valence ne sont pas toujours en vis-à-vis. Quand c'est le cas, le semi-conducteur est dit "à gap direct", quand elles ne sont pas en vis-à-vis, le semi-conducteur est dit "à gap indirect". Pour déclencher le transfert d'un électron de la bande de valence vers la bande de conduction, cet électron doit recevoir un photon d'énergie suffisante qui lui permettra de franchir le gap. La détermination expérimentale du seuil d'absorption optique permet de mesurer avec précision la largeur E_g du gap.

Dans un semi-conducteur à gap direct, l'énergie du photon doit juste suffire à l'électron qui vient de l'absorber de se libérer et de franchir le gap pour se retrouver dans la bande de conduction (voir fig. 4.3).

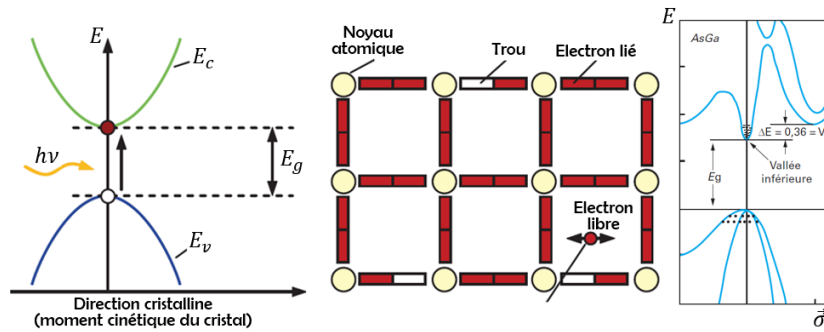


Figure 4.3 – Situation dans un semi-conducteur à gap direct

Dans un semi-conducteur à gap indirect (par exemple, le silicium), la limite inférieure de la bande de conduction correspond à un moment cinétique cristallin différent de celui auquel correspond la limite supérieure de la bande de valence. Dans ce cas, pour qu'un électron puisse se libérer, il doit absorber un photon d'énergie suffisante pour lui permettre de franchir le gap et un phonon qui lui permettra de modifier son moment cinétique de sa valeur dans la bande de valence à la valeur qu'il aura quand il sera dans la bande de conduction (voir fig. 4.4). C'est à ces deux conditions qu'il pourrait finalement être transféré. Dans le cas d'un semi-conducteur direct, cependant, aucun phonon n'est nécessaire car le minimum de la bande de conduction et le maximum de la bande de valence existent avec le même moment cinétique cristallin.[29]

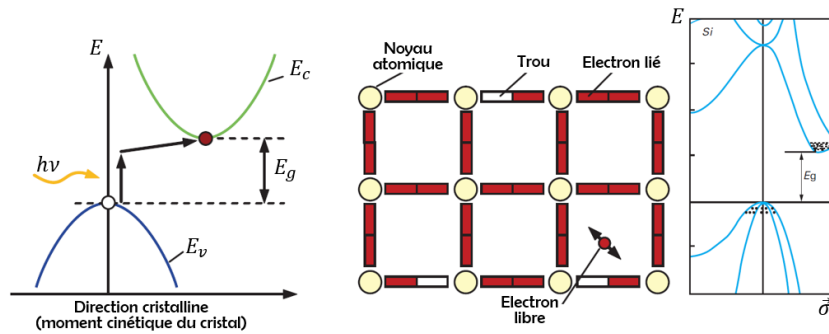


Figure 4.4 – Situation dans un semi-conducteur à gap indirect

4.1.3 Le coefficient d'absorption

Les photons de la lumière incidente sur une cellule photovoltaïque arrachent des électrons individuels de la bande de valence et les transfèrent à la bande de conduction. Pour que cet effet se produise, l'énergie E_{ph} des photons doit être supérieure à l'énergie du gap E_g [38] :

$$E_{ph} = h\nu = \frac{hc}{\lambda} \geq E_g \quad (4.1)$$

Avec : λ et ν longueur d'onde et fréquence, h et c constante de Planck et vitesse de la lumière.

Lors de son passage à travers le cristal, l'éclairement E diminue continuellement par absorption. L'évolution de l'éclairement dans le matériau absorbant peut être décrite par une loi exponentielle décroissante :

$$E(x) = E_1 e^{-\alpha x} \quad (4.2)$$

où E_1 est l'irradiance à $x = 0$ et α est le coefficient d'absorption.

Le coefficient d'absorption α est un indicateur de la capacité d'absorption du matériau. On utilise parfois la profondeur de pénétration x_p , qui représente la profondeur de pénétration du rayonnement au bout de laquelle son intensité aura diminué d'un facteur $1/e$ (soit environ 37 %). Le produit de ces deux grandeurs est égal à l'unité :

$$x_p \cdot \alpha = 1 \quad (4.3)$$

La figure (4.5) ci-après illustre clairement les différences de comportement marquées par rapport à l'absorption entre les différents semi-conducteurs. Dans le cas des semi-conducteurs à gap direct, le coefficient d'absorption augmente fortement au-delà de l'énergie de la bande interdite. En revanche, dans un semi-conducteur à gap indirect, comme le silicium cristallin, cette augmentation est beaucoup plus modérée, ce qui se traduit par un coefficient d'absorption relativement faible.

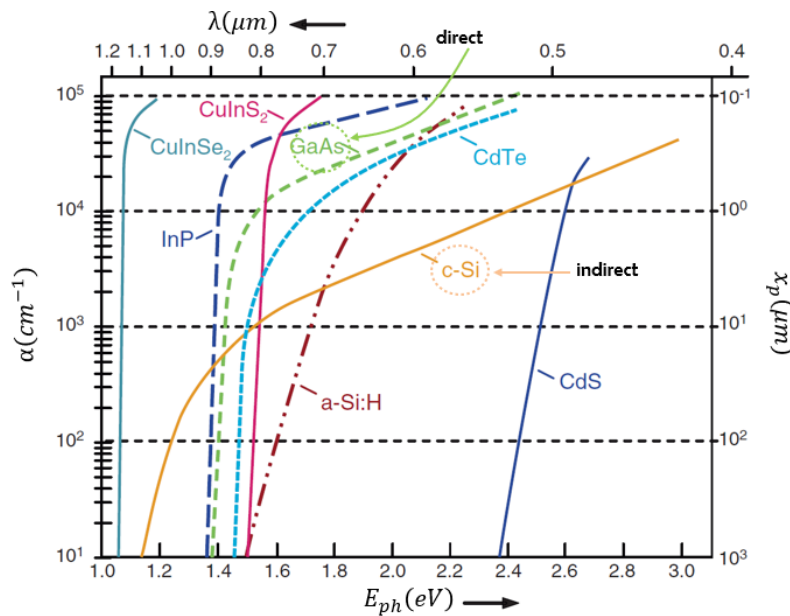


Figure 4.5 – Coefficient d'absorption de semi-conducteurs divers en fonction de l'énergie des photons

4.1.4 Semi-conducteurs intrinsèques

On appelle niveau de Fermi (ou énergie de Fermi), le niveau d'équilibre des charges dans un matériau. C'est aussi le niveau d'énergie maximal occupé par les électrons dans

un matériau au zéro absolu.

Au zéro absolu, tous les niveaux d'énergie sont remplis par les électrons, de l'énergie la plus basse jusqu'au niveau de Fermi. Au-dessus de ce niveau, tous les états sont vides.

À la température ambiante, l'agitation thermique permet à certains électrons d'acquérir plus d'énergie et de franchir ce niveau. Le niveau de Fermi devient alors la ligne imaginaire où la probabilité qu'un état soit occupé est exactement de 50 %.

Dans un semi-conducteur, quelques électrons de la bande de valence peuvent acquérir suffisamment d'énergie sous l'influence de la température pour franchir la bande d'énergie interdite et passer dans la bande de conduction [37].

Lorsque, à une température T donnée, la probabilité de trouver un trou au-dessous du niveau de Fermi est la même que celle de trouver un électron au-dessus de ce même niveau, on dit que le semi-conducteur est intrinsèque. Dans ce cas le niveau de Fermi se positionne au milieu de la bande interdite.

La figure (4.6) ci-dessous illustre la façon dont un électron libre est généré dans le cristal, ainsi que sa représentation dans le modèle de bandes. Dès qu'un électron est libéré de ses liaisons, un trou se forme. L'ensemble du processus est appelé génération de paires électron-trou. Le processus inverse est visible à droite de la même figure : l'électron libre se recombine avec le trou, ce qui correspond à la reconstitution de la paire électron-trou. La génération et la recombinaison des paires électron-trou se produisent constamment dans le cristal.[39]

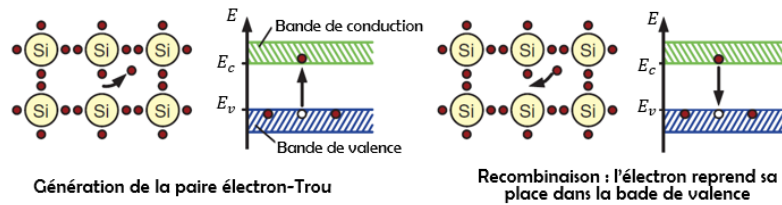


Figure 4.6 – Génération de la paire électron-trou et recombinaison

À une température donnée et dans un matériau semi-conducteur intrinsèque donné, il existe un nombre moyen n_i d'électrons libres et de trous, appelé concentration intrinsèque de porteurs. L'indice (i) est ajouté pour « intrinsèque », c'est-à-dire « non-dopé ».

La concentration intrinsèque de porteurs est donnée par :

$$n_i = N_0 e^{-\frac{E_g}{2kT}} \quad (4.4)$$

où N_0 est la densité d'états effective, c'est le nombre maximum d'électrons libres qui peut être généré dans le cas limite d'une température extrêmement élevée. Pour le silicium : $N_0 \approx 3 \times 10^{19} \text{ cm}^{-3}$. k est la constante de Boltzmann.

4.2 Transport de charges dans un semi-conducteur

4.2.1 Courants de champ

Comme dans un condensateur plan, la tension V appliquée à un semi-conducteur sur une longueur l induit un champ électrique d'intensité F dans le cristal :

$$F = \frac{V}{l} \quad (4.5)$$

Sous l'effet de ce champ, les électrons chargés négativement sont accélérés en direction du pôle positif de la source de tension. Il en résulte un courant I traversant le semi-conducteur, appelé courant de champ (ou courant de dérive). Cependant, les électrons du cristal entrent en collision de manière répétée avec les noyaux atomiques et sont décélérés puis ré-accélérés par le champ. Ils atteignent une certaine vitesse de dérive moyenne v_D .

Le quotient de cette vitesse de dérive moyenne sur le champ appliqué F est appelé « mobilité des électrons » :

$$\mu_N = \frac{v_D}{F} \quad (4.6)$$

Plus la température est élevée, plus les oscillations du réseau cristallin deviennent importantes et font augmenter la probabilité que les électrons accélérés entrent en collision avec les noyaux atomiques. La vitesse de dérive moyenne, et donc la mobilité des électrons, diminue alors. Le nombre d'électrons dans le volume du semi-conducteur de longueur l et de section transversale A est :

$$N = n \cdot A \cdot l \quad (4.7)$$

où n est la concentration d'électrons dans le semi-conducteur.

Ces électrons sont forcés par le champ électrique à travers le cristal pendant le temps $t = \frac{l}{v_D}$, ce qui donne pour le courant du champ :

$$I_F = \frac{q \cdot N}{t} = \frac{q \cdot n \cdot A \cdot l}{t} = q \cdot n \cdot A \cdot v_D = q \cdot n \cdot A \cdot \mu_N \cdot F \quad (4.8)$$

où n est la concentration des transporteurs de charges.

La densité de courant de champ est définie comme :

$$i_F = \frac{I_F}{A} = q \cdot n \cdot \mu_N \cdot F \quad (4.9)$$

Outre le transport de courant par les électrons, il existe également un transport de charge par les trous dans le sens opposé au déplacement des électrons dans un semi-conducteur [33]. Cependant la mobilité des trous est plus lente que celle des électrons. Pour que le trou se déplace, il est nécessaire que les électrons se déplacent les uns après les autres vers les espaces libres, ce qui se produit beaucoup plus lentement que le mouvement d'un électron libre dans le cristal. Dans le silicium, la mobilité des trous μ_p , d'environ $450 \text{ cm}^2/\text{V}\cdot\text{s}$, ne représente donc qu'un tiers de la mobilité des électrons μ_N qui vaut $1400 \text{ cm}^2/\text{V}\cdot\text{s}$.

4.2.2 Les courants de diffusion

Outre le courant de champ, il existe un second type de courant dans les semi-conducteurs : le courant de diffusion. Celui-ci résulte des différences de concentration, l'énergie nécessaire étant fournie par l'agitation thermique du réseau cristallin. Dès qu'une concentration de charges augmente en un point du cristal (par exemple, sous l'effet de la lumière), un courant de diffusion circule jusqu'à ce que la concentration de porteurs de charge s'égalise à nouveau. L'amplitude du courant de diffusion est proportionnelle au gradient de la concentration de particules $n(x)$:

$$J_D = -q \cdot D \cdot \frac{dn}{dx} \quad (4.10)$$

avec :

- J_D : densité de courant de diffusion
- q : charge élémentaire
- D : constante de diffusion

4.3 Semi-conducteurs dopés

À l'origine, comme tout le monde le sait, les semi-conducteurs sont de mauvais conducteurs électriques. Leur particularité la plus importante réside dans l'existence de la possibilité de moduler leur conductivité de manière ciblée par l'introduction d'atomes étrangers dans le cristal semi-conducteur : c'est ce qu'on appelle le dopage du semi-conducteur.[40]

Un donneur est une impureté qui s'est substituée à l'un des atomes du réseau, c'est un élément atomique dont le nombre d'électrons de valence est supérieur à celui de l'atome du réseau qu'il remplace.

Pour le silicium, cet élément appartient au groupe V du tableau périodique (P, As, Sb). Sur les cinq électrons de valence d'un atome de phosphore incorporé au réseau de silicium, quatre servent à établir les liaisons chimiques covalentes et le cinquième se libère, sous l'effet de la température, dans la bande de conduction. L'atome donneur est alors ionisé positivement.

À la température ambiante toutes les impuretés sont déjà ionisées. Soit N_d le nombre d'atomes donneurs. Le nombre d'électrons n dans la bande de conduction est presque égal à N_d . Comme ces électrons sont beaucoup plus nombreux que les électrons libérés par la température, le niveau de Fermi se déplace vers la bande de conduction.

Dans le cas du silicium, le nombre d'atomes s'élève à $5 \cdot 10^{22} \text{ cm}^{-3}$. Une concentration d'impuretés introduite à raison d'une part par million (1 ppm) représente une concentration d'électrons dans la bande de conduction de $5 \cdot 10^{16} \text{ cm}^{-3}$. Cette dernière est trois millions de fois plus importante que celle des porteurs intrinsèques. On dit alors que le matériau est dopé de type n, ou plus simplement qu'il est de type n [40].

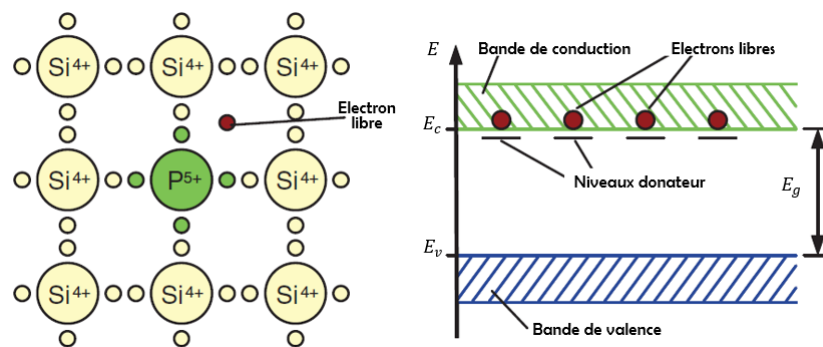


Figure 4.7 – Semi-conducteur dopé-n

Un semi-conducteur de type p appartient au groupe IV. Il est dopé par une impureté qui s'est substituée à l'un des atomes de son réseau cristallin et qui appartient au groupe III (B, Al, Ga). Une telle impureté comporte trois électrons de valence (un de moins que l'atome qu'il remplace). Les liaisons manquantes (on parle de défauts d'électrons de valence) sont décrites comme des trous positifs p , dont la concentration est égale à celle des accepteurs N_a , en négligeant les trous intrinsèques libérés par la température. L'impureté s'ionise négativement. Le niveau de Fermi se déplace alors vers la bande de valence.[41]

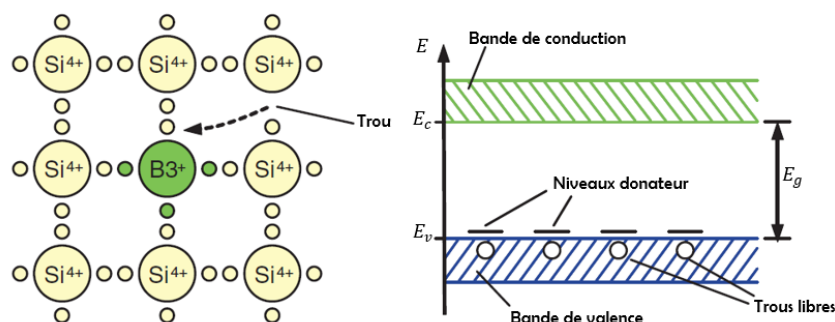


Figure 4.8 – Semi-conducteur dopé-p

4.4 La jonction p-n

La figure (4.9) ci-dessous illustre les processus principaux qui se produisent dans une jonction p-n. Le cristal de gauche est dopé n et celui de droite est dopé p. Les deux régions sont électriquement neutres. Ainsi, à gauche, le nombre d'électrons libres est égal au nombre d'atomes donneurs positifs fixes. À droite, les trous chargés positivement compensent la charge négative des atomes accepteurs.

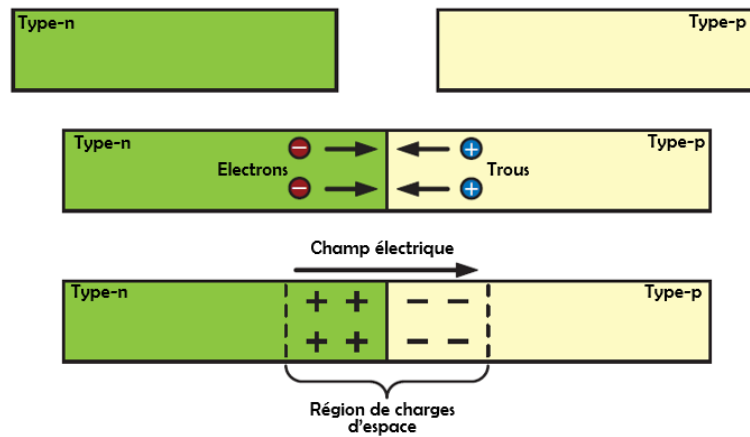


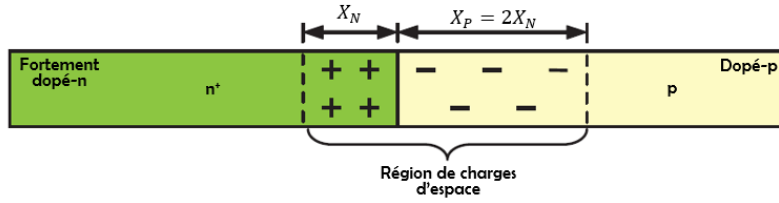
Figure 4.9 – Jonction p-n symétrique

Supposons maintenant que les deux régions soient combinées. Du côté n, il y a un surplus d'électrons libres. Ces derniers diffusent, sous l'effet du gradient de concentration dû au courant de diffusion, vers la droite, dans la région dopée p, où ils se recombinaient avec les trous. Inversement, les trous diffusent de droite à gauche dans la région n, où ils se recombinaient avec les électrons. Il ne reste donc pratiquement plus d'électrons et de trous libres au voisinage de la jonction, que les charges fixes pourraient compenser. En raison de l'augmentation du nombre de charges fixes excédentaires dans la région de la jonction, un champ électrique finit par apparaître. Ce champ induit à nouveau le déplacement des électrons vers la gauche et des trous vers la droite. Finalement, un nouvel équilibre s'établit où le courant de diffusion et le courant de champ s'annulent, créant ainsi une zone de charge d'espace à la jonction p-n.[40]

Cette zone de charge d'espace engendre une différence de potentiel entre ses bords droit et gauche, appelée tension de diffusion V_D .

La figure (4.9) utilise une nouvelle convention de représentation : les porteurs de charge libres sont représentés avec un contour, tandis que les charges fixes n'en ont pas.

Dans l'illustration de la figure ci-dessus, les côtés gauche et droit de la zone de charge d'espace ont la même taille. Ceci s'explique par le fait que chaque électron se déplaçant de la gauche vers la droite laisse une charge positive fixe à gauche et génère une charge négative fixe à droite (condition de neutralité). Dans la pratique, le dopage des diodes est souvent réalisé de manière asymétrique. La figure (4.10) ci-dessous montre un exemple où $N_D = 2 N_A$: la région n s'étend deux fois plus loin que la région p, car les atomes dopants y sont plus espacés. La désignation n^+ indique un dopage n fort.


 Figure 4.10 – Jonction p-n asymétrique ($N_D = 2 N_A$)

4.4.1 Diagramme des bandes de la jonction p-n

Si le semi-conducteur est dopé n, le nombre d'électrons dans la bande de conduction augmente, de même que l'énergie de Fermi E_F (voir figure 4.11a).

Le cas inverse se produit lors d'un dopage p : les électrons libres sont quasi inexistants, la plupart des électrons se situant dans la bande de valence, de sorte que E_F se trouve juste au-dessus du bord de cette bande.[36]

Si les régions p et n sont maintenant rapprochées, l'énergie de Fermi à l'équilibre thermique doit être identique dans les deux régions. Comme illustré sur la figure (4.11b), une barrière de potentiel qV_D se forme, correspondant à la distance inter-bandes réduite des différences de Fermi ΔE_1 et ΔE_2 :

$$q \cdot V_D = E_g - \Delta E_1 - \Delta E_2 \quad (4.11)$$

Les différences de Fermi sont calculées comme suit :

$$\Delta E_1 = kT \ln \frac{N_0}{N_D} \quad (4.12)$$

$$\Delta E_2 = kT \ln \frac{N_0}{N_A} \quad (4.13)$$

où N_0 représente la densité d'états effective des électrons et des trous.

On obtient donc :

$$q \cdot V_D = E_g - kT \ln \frac{N_0^2}{N_D \cdot N_A} \quad (4.14)$$

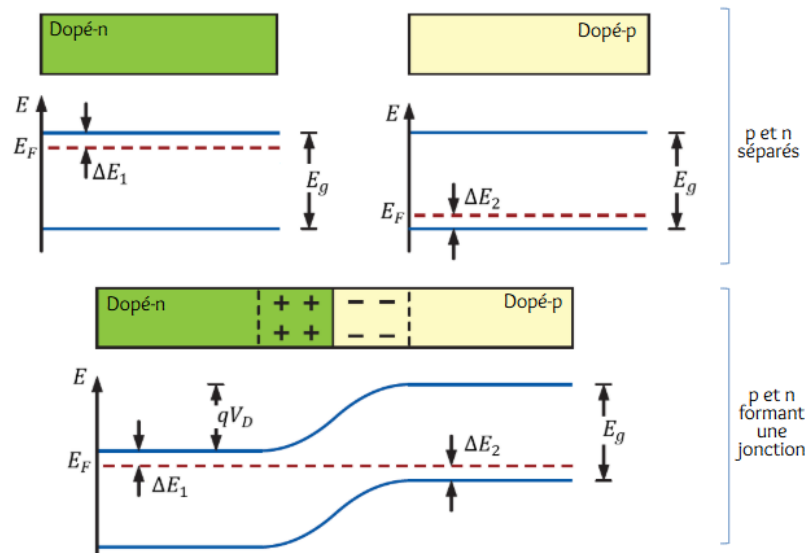


Figure 4.11 – Diagramme des bandes de la jonction p-n

4.4.2 Comportement de la jonction p-n sous l'application d'une tension

Si l'on applique une tension V en polarité directe, les électrons sont entraînés par la source de tension vers la région n (figure 4.12a). Cependant, au niveau de la jonction, ils sont empêchés par le champ de la zone de charge d'espace de se déplacer vers la région p. Ils s'accumulent donc à la limite gauche de cette zone et la réduisent par neutralisation des charges fixes positives. Le même phénomène se produit à droite, avec l'interaction des trous et des charges fixes négatives. Si l'on augmente V , la zone de charge d'espace se réduit encore davantage jusqu'à disparaître complètement. À partir de ce moment, le courant peut circuler et la « diode » devient conductrice. La tension nécessaire correspond à la tension de diffusion V_D . [42]

Le cas de la polarité inverse est illustré sur la figure (4.12b). Sous l'effet de la tension externe, la zone de charge d'espace s'élargit légèrement, les porteurs de charge libres étant extraits aux limites. Seul un courant inverse minimal circule dans la région n_A .

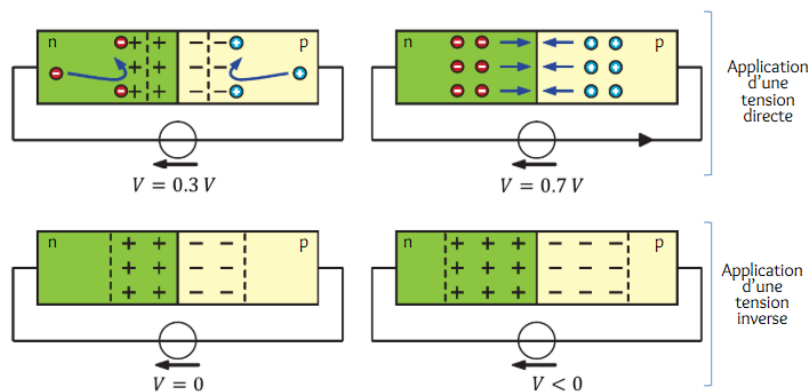


Figure 4.12 – Comportement d'une jonction p-n en présence d'une tension appliquée

4.4.3 Circuit électrique équivalent

Dans le cas de la cellule solaire, l'expérience a montré que dans l'obscurité, la cellule suit le comportement d'une diode classique. Pour déterminer les caractéristiques électriques de la cellule, on utilise le fait qu'au niveau de la jonction p-n, les courants de champ et de diffusion sont de même amplitude [37]. Les équations de densité de courant de champ et de diffusion permettent alors de poser :

$$J_F = J_D \quad (4.15)$$

$$q \cdot n \cdot \mu_N \cdot F = -q \cdot D \cdot \frac{dn}{dx} \quad (4.16)$$

Cette équation est valable aussi bien pour les électrons que pour les trous. La résolution de ce système d'équations différentielles, obtenue par un calcul plus élaboré et des hypothèses simplificatrices, conduit à l'équation dite de la diode ou de Shockley [37] :

$$I = I_S \left(e^{\frac{V}{V_T}} - 1 \right) \quad (4.17)$$

où I_S est le courant de saturation de la diode et V_T est la tension thermique.

Le courant de saturation de la diode est donné par :

$$I_S = A \left(\frac{q D_N n_i^2}{L_N N_A} + \frac{q D_P n_i^2}{L_P N_D} \right) \quad (4.18)$$

où L_N et L_P sont les longueurs de diffusion des électrons et des trous respectivement. La caractéristique dépend donc de la structure concrète de la jonction (dopage, surface active, etc.) et se situe généralement dans la gamme de nA à μ A. Les longueurs de diffusion L_N et L_P définissent la distance moyenne parcourue par une particule libre dans la région étrangère avant sa recombinaison.[36]

La valeur de la tension thermique V_T est déterminée par l'expression :

$$V_T = \frac{kT}{q} \quad (4.19)$$

La courbe caractéristique typique d'une diode p-n, représentée sur la figure (4.13) ci-dessous, peut être déduite de l'équation de Shockley. La fonction exponentielle induit une discontinuité apparente dans la courbe, suivie d'une augmentation brutale du courant. Ce phénomène se produit à la tension de seuil V_{Th} , dont la valeur est approximativement égale à celle de la tension de diffusion V_D . [39]

Si l'on applique une tension fortement négative à la diode semi-conductrice, le champ électrique s'intensifie dans la zone de charge d'espace, ce qui accélère les électrons libres. Si la tension négative est encore augmentée, les électrons atteignent une vitesse telle qu'ils arrachent d'autres électrons des liaisons cristallines. Ces derniers sont à leur tour accélérés, amplifiant ainsi l'effet. On parle alors d'effet d'avalanche.[40]

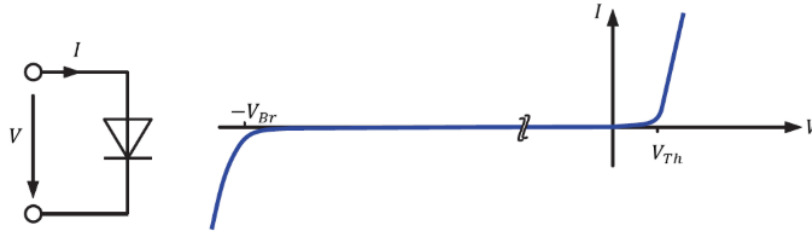


Figure 4.13 – Caractéristique d'une diode p-n

4.5 Dimensionnement du champ photovoltaïque

Le dimensionnement du champ photovoltaïque repose sur un modèle mathématique structuré en plusieurs étapes successives, allant de l'évaluation des besoins énergétiques du système jusqu'à la détermination de la surface d'implantation requise.[38]

4.5.1 Consommation énergétique annuelle du système

Énergie consommée par l'électrolyseur PEM

L'énergie journalière consommée par l'électrolyseur à membrane échangeuse de protons (PEM) est calculée à partir de sa puissance nominale et de sa durée quotidienne de fonctionnement :

$$E_{\text{PEM,jour}} = P_{\text{PEM}} \times t \quad (4.20)$$

où $E_{\text{PEM,jour}}$ désigne l'énergie journalière consommée par l'électrolyseur (kWh/j), P_{PEM} sa puissance nominale (kW), et t la durée quotidienne de fonctionnement (h/j).

La consommation annuelle correspondante est obtenue en multipliant l'énergie journalière par le nombre de jours de fonctionnement par an :

$$E_{\text{PEM,an}} = E_{\text{PEM,jour}} \times N_{\text{an}} \quad (4.21)$$

où $E_{\text{PEM,an}}$ est l'énergie annuelle consommée (kWh/an) et N_{an} le nombre de jours de fonctionnement par an (j/an).

Énergie consommée par l'unité d'osmose inverse

La consommation énergétique journalière de l'unité d'osmose inverse (OI) est exprimée à partir du débit journalier de perméat et de la consommation spécifique de l'unité :

$$E_{\text{OI,jour}} = Q_p \times E_{\text{sp}} \quad (4.22)$$

où Q_p est le débit journalier de perméat produit (m^3/j) et E_{sp} la consommation spécifique de l'unité d'osmose inverse (kWh/m^3).

La consommation annuelle de l'unité d'osmose inverse est ensuite calculée de la même manière :

$$E_{OI,an} = E_{OI,jour} \times N_{an} \quad (4.23)$$

Énergie totale majorée

La consommation totale de base du système est obtenue par sommation des consommations des deux sous-systèmes :

$$E_{Base} = E_{PEM,an} + E_{OI,an} \quad (4.24)$$

où E_{Base} représente la consommation énergétique totale de base du système (kWh/an).

Afin de tenir compte de la consommation des auxiliaires et des fluctuations des besoins, l'énergie de base doit être majorée en la multipliant par un facteur de majoration k_s . L'énergie cible est alors :

$$E_{annuelle} = E_{Base} \times k_s \quad (4.25)$$

où $E_{annuelle}$ est l'énergie annuelle à couvrir par le champ photovoltaïque (kWh/an). On prendra pour le facteur de majoration une valeur de 1,05 qui est une pratique courante dans le domaine des installations énergétiques

4.5.2 Gisement solaire disponible

Le potentiel de production photovoltaïque du site est caractérisé par le nombre d'heures équivalentes de plein ensoleillement annuel. Pour tenir compte des pertes inévitables du système — pertes thermiques, encrassement des modules, rendement de l'onduleur et pertes par câblage — un coefficient de performance, communément désigné par PR (*Performance Ratio*), est introduit [27]. L'énergie produite par unité de puissance crête installée, est alors donnée par :

$$Prod_{spec} = H_s \times PR \quad (4.26)$$

où $Prod_{spec}$ est la production spécifique du site (kWh/kWc/an) et H_s le nombre d'heures équivalents annuels de plein ensoleillement (h/an). Le coefficient de performance PR est adimensionnel, sa valeur étant comprise entre 0 et 1. Il traduit la performance globale de l'installation aux conditions actuelles par rapport aux conditions standards de test STC.[26]

4.5.3 Puissance crête nécessaire

La puissance-crête totale à installer est déterminée en divisant l'énergie annuelle cible par la production spécifique du site [30] :

$$P_c = \frac{E_{\text{annuelle}}}{\text{Prod}_{\text{spec}}} \quad (4.27)$$

Elle exprime en kWc la puissance maximale que le champ photovoltaïque peut délivrer dans les conditions standard de test.

4.5.4 Nombre de modules photovoltaïques

Le nombre total de modules photovoltaïques à installer est obtenu en rapportant la puissance crête totale à la puissance unitaire du module retenu :

$$N_m = \frac{P_c}{P_m} \quad (4.28)$$

où P_m la puissance unitaire d'un module (kWc). Le résultat est arrondi à l'entier supérieur afin de garantir que la puissance installée soit au moins égale à la puissance cible.

4.5.5 Surface active des modules

La surface active totale S_{active} correspond à la somme des surfaces individuelles de tous les modules. Connaissant la surface unitaire S_m d'un module, on l'obtient comme suit :

$$S_{\text{active}} = N_m \times S_m \quad (4.29)$$

Cette grandeur représente uniquement la surface occupée par les cellules, sans tenir compte des espacements entre rangées, nécessaires pour éviter les ombrages mutuels.

4.5.6 Surface totale au sol

En pratique, des espacements doivent être ménagés entre les rangées de modules pour prévenir les ombrages mutuels, notamment aux heures de faible hauteur solaire. La surface réelle au sol est reliée à la surface active par le rapport de couverture au sol, désigné par l'acronyme *GCR* (*Ground Coverage Ratio*) :

$$S_{\text{sol}} = S_{\text{active}} \times GCR \quad (4.30)$$

Le GCR est un facteur adimensionnel supérieur à 1 dont la valeur dépend de la latitude du site et de l'angle d'inclinaison des modules. Plus la latitude est élevée, plus les rangées doivent être espacées pour éviter les ombrages hivernaux, ce qui conduit à une valeur de *GCR* plus élevée.

Notre choix de la technologie photovoltaïque s'est porté sur le panneau JAM72D30-550/Mo dont les spécifications techniques sont fournies au tableau 4.1 ci-dessous.

Table 4.1 – Spécifications du panneau photovoltaïque sélectionné

Modèle	JAM72D30-550/Mo
Puissance de crête (W_p)	550
Tolérance de puissance maximale	0/+5W
Nombre de cellules	144
Efficacité des modules	21,3 %
Cadre	Aluminium anodisé argent
Dimensions des modules	2279×1134×35 mm
Poids	28,6 kg
Fil	1300 mm
Connecteurs	MC4-EVO2
Cristal	Verre trempé de 3,5 mm
J-Box	IP68 avec 3 diodes bypass
Garantie produit	12 ans
Garantie de génération	84,8 % à 25 ans

Après avoir rappelé les bases physiques de la conversion photovoltaïque, nous avons exposé la méthode à suivre pour un dimensionnement général du champ solaire. Ce dimensionnement consistera, ayant choisi un type de panneau, à calculer le nombre de panneaux à installer et la surface totale occupée au sol. Les calculs seront exécutés selon la procédure dont les étapes sont décrites à la figure 4.14 ci-dessous et les résultats seront présentés au chapitre 5.

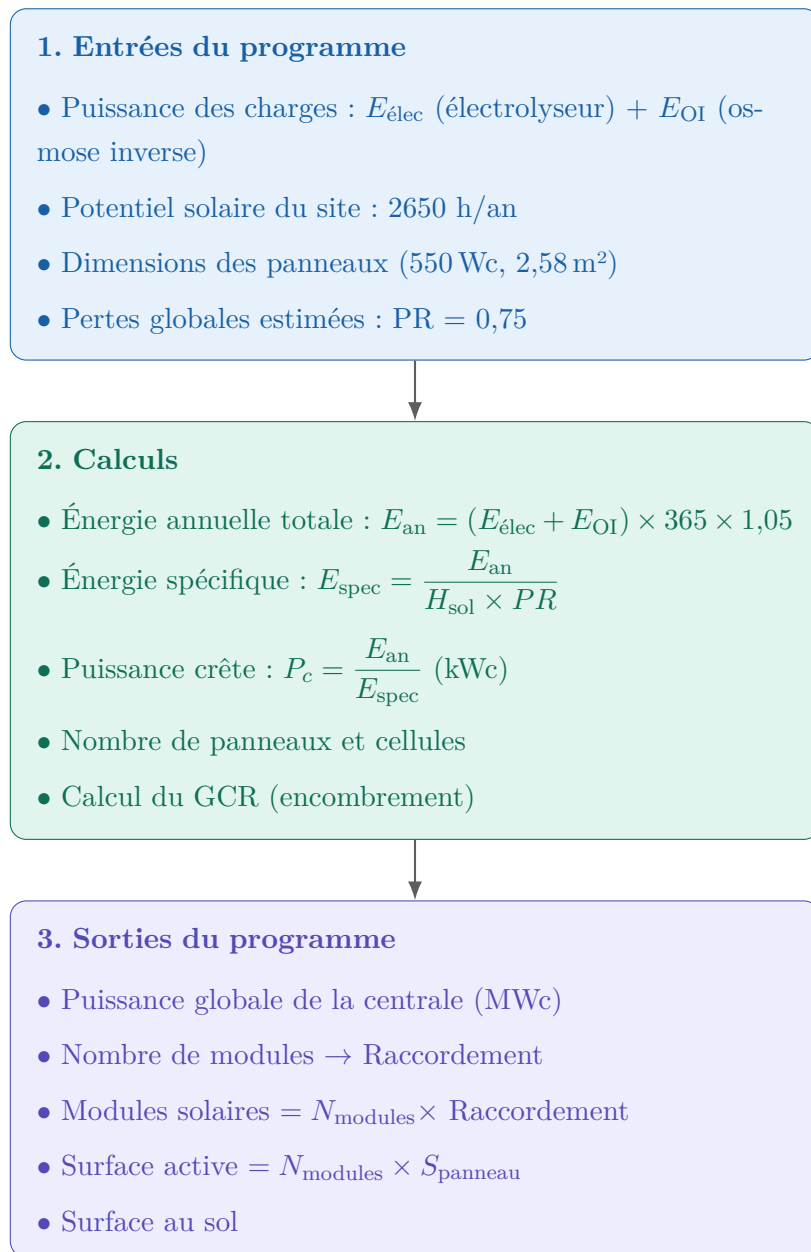


Figure 4.14 – Procédure de dimensionnement de la station photovoltaïque

Chapitre 5

Résultats du dimensionnement et étude de l'effet de la température, de la pression et de l'intensité de courant sur les performances de l'électrolyseur

5.1 Introduction

Ce chapitre est consacré à la présentation des résultats essentiels des calculs de dimensionnement exécutés sur Python suivant les procédures décrites à la fin de chacun des chapitres 2, 3 et 4. Ces résultats sont portés au tableau (5.1) ci-dessous et sont organisés en trois parties : une première partie relative à l'électrolyseur, une deuxième à l'unité d'osmose inverse et une troisième à la station de production d'électricité photovoltaïque. Dans la première partie, nous avons ajouté une colonne dans laquelle ont été rapportées les caractéristiques d'un électrolyseur commercial de 200 Nm³/h, le Brilyzer R200, pour en tirer quelques conclusions comparatives. Une deuxième partie de ce chapitre sera consacrée à l'analyse du comportement de l'électrolyseur sous l'effet d'une variation de la température, de la pression et la densité de courant.

5.2 Résultats du dimensionnement

Le but central du dimensionnement des installations de ce PFE a été de trouver les caractéristiques dimensionnelles, les flux de matières et la consommation d'énergie permettant à l'électrolyseur de produire 200 Nm³ d'hydrogène par heure dans des conditions opératoires données. Le dimensionnement de l'électrolyseur a permis de déterminer les besoins en eau ultra-pure qui ont constitué la base du dimensionnement de l'unité d'osmose inverse, tandis que les consommations d'énergie de l'électrolyseur et de l'unité d'osmose inverse ont permis de dimensionner le champ photovoltaïque.

Table 5.1 – Récapitulatif des résultats du dimensionnement

Paramètre	Valeur	Brilyzer R200
Électrolyseur		
Courant total I	2391,49 A	6400 A
Surface active par cellule	956,59 cm ²	—
Nombre de cellules	200	—
Tension par cellule	1,7724 V	—
Densité de courant	2,5 A/cm ²	—
Tension globale du stack	354,5 V	—
Puissance électrique	849,7 kW	4,2 kWh/Nm ³ H ₂
Température du stack	70 °C	—
Rendement	83,57 %	84 %
Dimensions	—	1126*840*1000
Paramètres opératoires		
Pression	35 bar	5-35 bar
Température	70 °C	—
Capacité de production H ₂	200 Nm ³ /h	200 Nm ³ /h
Osmose inverse		
Passe 1 (SWRO) — Membrane LG-SW 4040	2 éléments en série + ERD DWEER	—
Passe 2 (BWRO) — Membrane X-BW 4040	1 élément	—
Stockage	2 réservoirs pour l'eau	—
Eau brute pompée	27,66 m ³ /j	—
Eau ultra-pure produite	10 m ³ /j (conductivité = 0,055 µS/cm)	—
Saumure rejetée	17,64 m ³ /j	—
Énergie spécifique	3,383 kWh/m ³	—
Puissance pompe HPP	≈ 4,23 kW	—
Station photovoltaïque		
Puissance installée	1,32 MW	—
Type de panneau	JA Solar 550 Wc	—
Nombre de panneaux	2395	—
Surface active	6179,1 m ²	—
Surface au sol	1,5 ha	—

5.2.1 Electrolyseur

L'électrolyseur comporte 200 cellules de 31x31 cm de surface active, dimensionnées avec une densité de courant de 2,5 A/cm², alimentées par un courant nominal de 2391,49 A sous une tension de 1,7724 V. Les caractéristiques globales de l'électrolyseur sont comparables à celles du Brilyzer R200 comme on peut le voir sur la dernière colonne du tableau 5.1 . En effet, d'après ce tableau, la consommation d'énergie du Brilyzer R200 est de 4,2 kWh/Nm³ H₂, soit une puissance de 4,2x200=840 kW pour une production identique à celle de notre électrolyseur dont la puissance s'élève à environ 850 kW, ce qui conduit à un rendement quasiment le même (≈ 84 %).

5.2.2 Osmose inverse

L'unité d'osmose inverse utilise deux passes traversées en série par le perméat pour produire 10 m³/j d'eau ultrapure à partir de 28 m³/j d'eau de mer brute, en consommant 3,383 kWh/m³ d'eau produite, utilisant à cet effet une pompe haute pression (HPP) d'une puissance de 4,23 kW afin de produire les 10 m³ d'eau pure en 8h de fonctionnement. Cette production étant largement supérieure à la consommation journalière de l'électrolyseur, la station de dessalement est prévue pour fonctionner par intermittence. C'est pourquoi deux réservoirs de 3 m³ chacun sont prévus pour stocker l'eau produite et alimenter l'électrolyseur. Une telle capacité de stockage offre à l'installation l'inertie thermique qui permet de mieux contrôler la température de l'eau d'alimentation de l'électrolyseur, dont la valeur est susceptible d'être perturbée si la capacité du réservoir n'était pas suffisante.

5.2.3 Champ photovoltaïque

La station de production d'énergie doit non seulement satisfaire les besoins qu'on a évalués pour l'électrolyseur et l'unité d'osmose inverse, mais également ceux des appareils auxiliaires (petites pompes, ventilateurs, éclairage, ...) indispensables pour le fonctionnement des installations. Afin de tenir compte de cette consommation supplémentaire, nous avons multiplié les besoins de base par un facteur de 1,05, ce qui revient à estimer la consommation des auxiliaires à 5 % de la consommation de base ; ceci étant une pratique courante dans l'industrie. On a ainsi calculé que la puissance totale à installer s'élève à 1,32 MWc. Avec les équipements choisis, 2395 panneaux photovoltaïques de type JA Solar 550 Wc sont nécessaires, présentant une surface active totale de 6179,1 m² et occupant au sol une superficie de 1,5 ha. Notre installation n'est pas conçue pour s'autoalimenter directement en énergie. La puissance produite par le champ photovoltaïque est injectée dans le réseau, tandis que l'électrolyseur et l'osmoseur puisent leurs énergies dans le réseau. Le fait que le champ photovoltaïque produise assez d'énergie pour satisfaire les besoins de l'électrolyseur et de l'osmoseur, garantit que l'hydrogène produit sera de l'hydrogène vert.

5.3 Effets des paramètres température, pression et intensité de courant sur les performances de l'électrolyseur

Ces effets sont illustrés graphiquement sur les figures 5.1 à 5.11, les cinq premières montrant l'influence de la température, les trois suivantes celle de la pression et les trois dernières celle de l'intensité de courant.

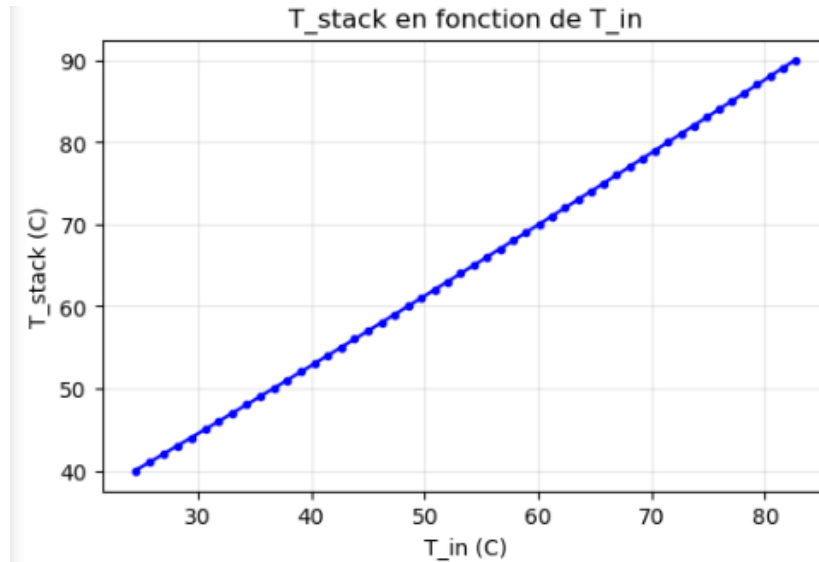


Figure 5.1 – Évolution de la température au sein de l'électrolyseur en fonction de celle de l'eau d'alimentation

La figure 5.1 ci-dessus montre une relation linéaire entre la température de fonctionnement de la cellule et celle de l'eau d'alimentation. Autrement dit, la température qui règne à l'intérieur de la cellule croît proportionnellement à celle de l'eau d'alimentation.

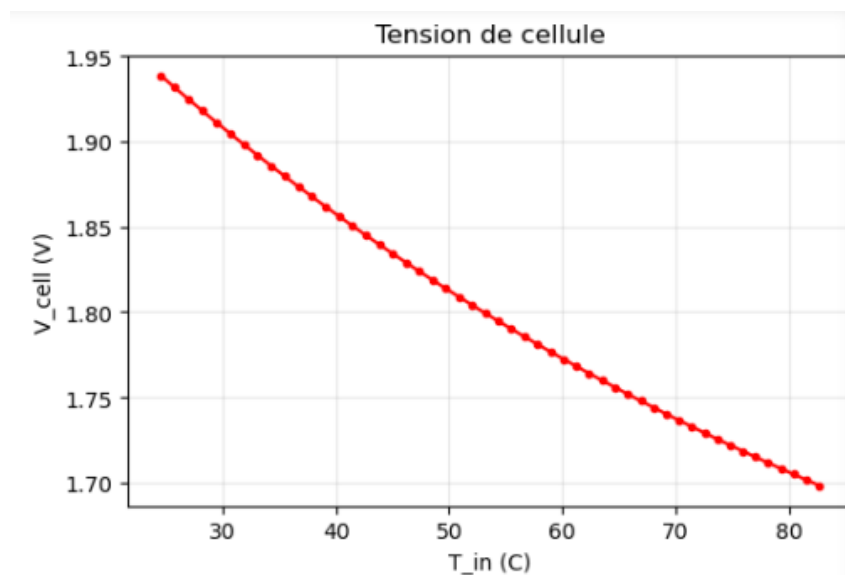


Figure 5.2 – Évolution de la tension de cellule en fonction de la température de l'eau

Avec l'augmentation de la température, la tension et la puissance nécessaires au fonctionnement de la cellule décroissent (fig. 5.2 ci-dessus et 5.3 ci-dessous) parce que cette

augmentation favorise et facilite le déroulement des réactions, qui nécessite donc moins d'énergie, mais à cette amélioration de la performance énergétique de la cellule, il y a une contrepartie : c'est l'augmentation du risque de dégradation de la fonction "séparateur de gaz" de la membrane, avec le risque de laisser passer l'oxygène de l'anode vers la cathode et inversement l'hydrogène de la cathode vers l'anode.

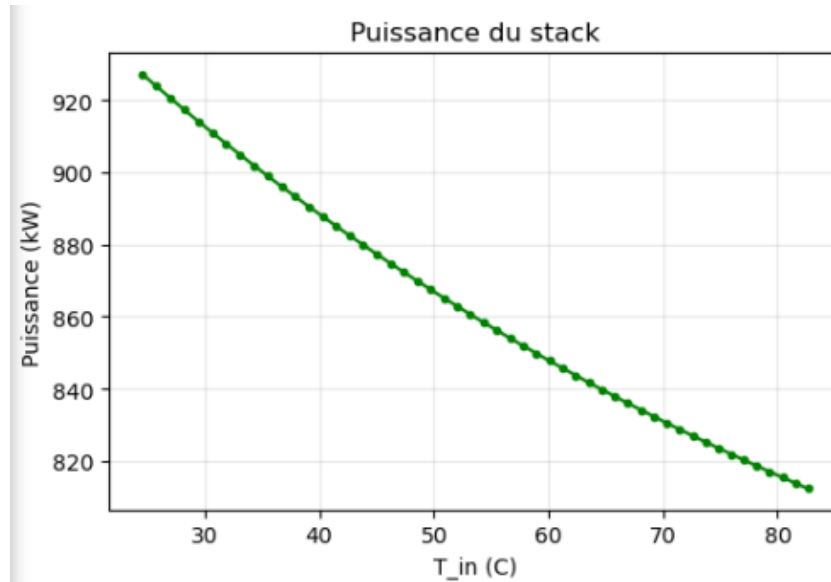


Figure 5.3 – Évolution de la puissance consommée en fonction de la température de l'eau

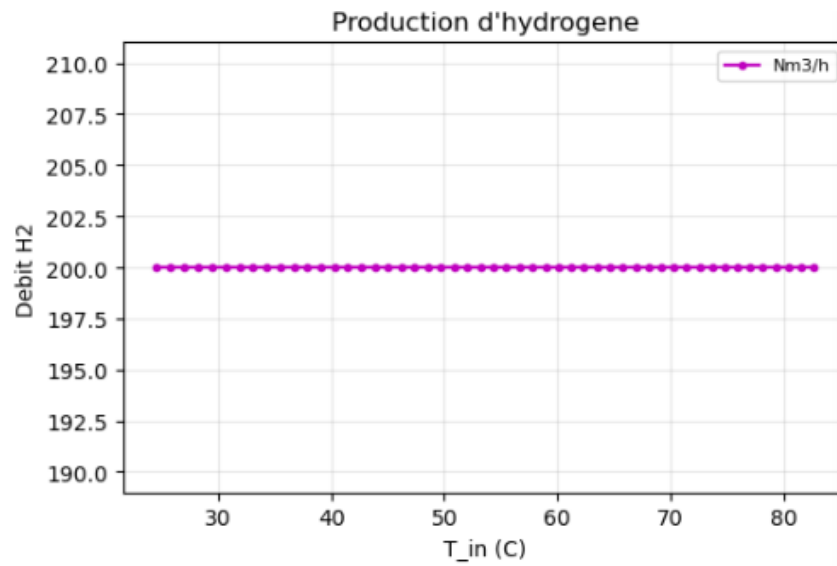


Figure 5.4 – Évolution de la production en fonction de la température de l'eau

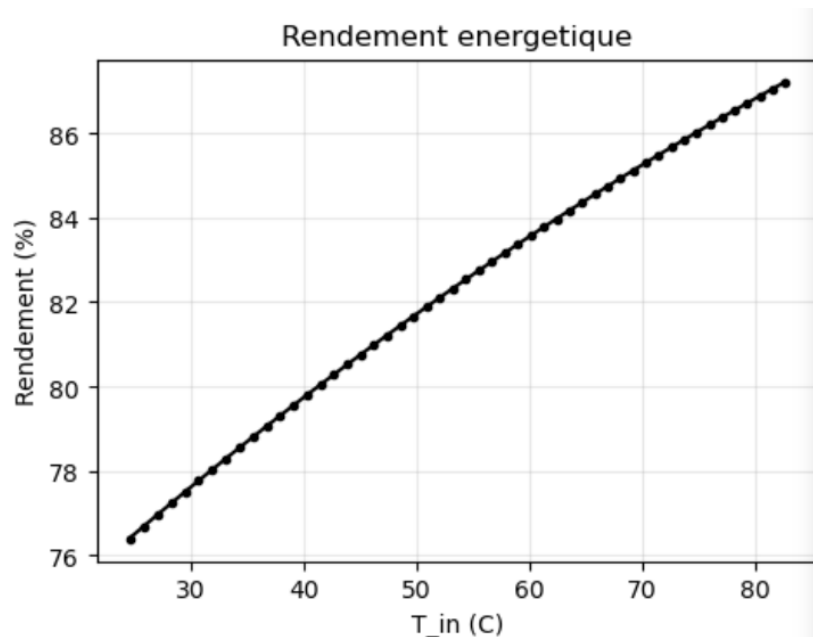


Figure 5.5 – Évolution du rendement en fonction de la température de l'eau d'alimentation

La pression a le même effet que la température sur la tension de la cellule, et donc sur la puissance (l'intensité du courant restant constante), mais à un degré beaucoup plus faible (fig 5.6).

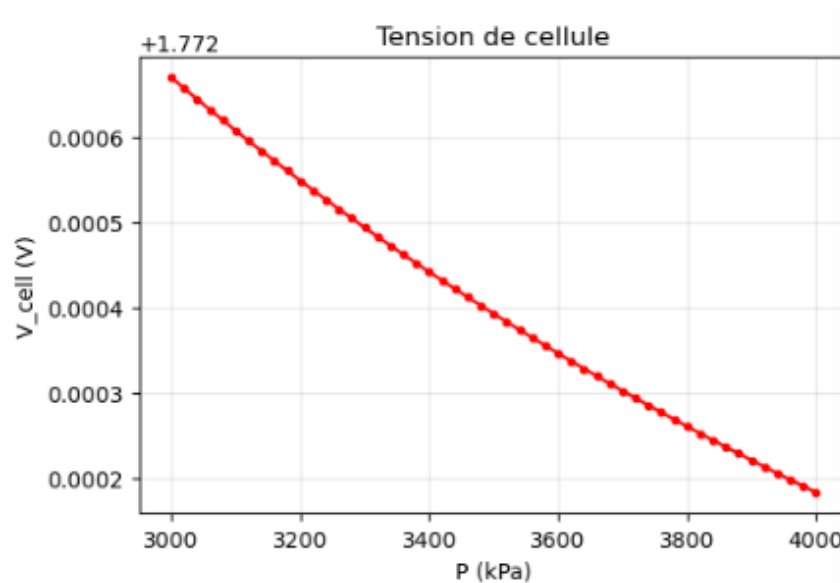


Figure 5.6 – Évolution de la tension de la cellule avec la pression

En revanche, ni la température ni la pression n'affectent la production d'hydrogène de l'électrolyseur (fig 5.4 et 5.7), ce qui signifie qu'une augmentation de la pression ou de la température améliore le rendement de l'électrolyseur (figures 5.5 et 5.8).

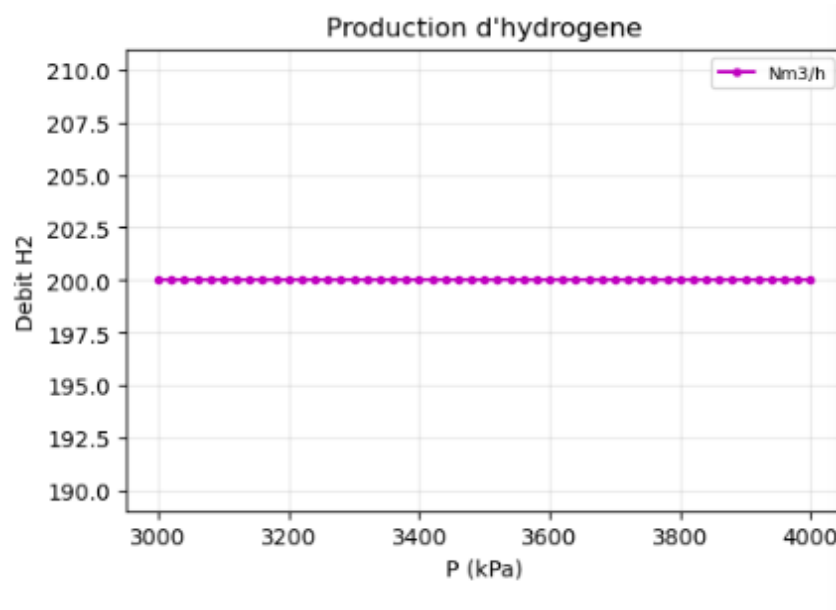


Figure 5.7 – Évolution de la production en fonction de la pression de l'eau

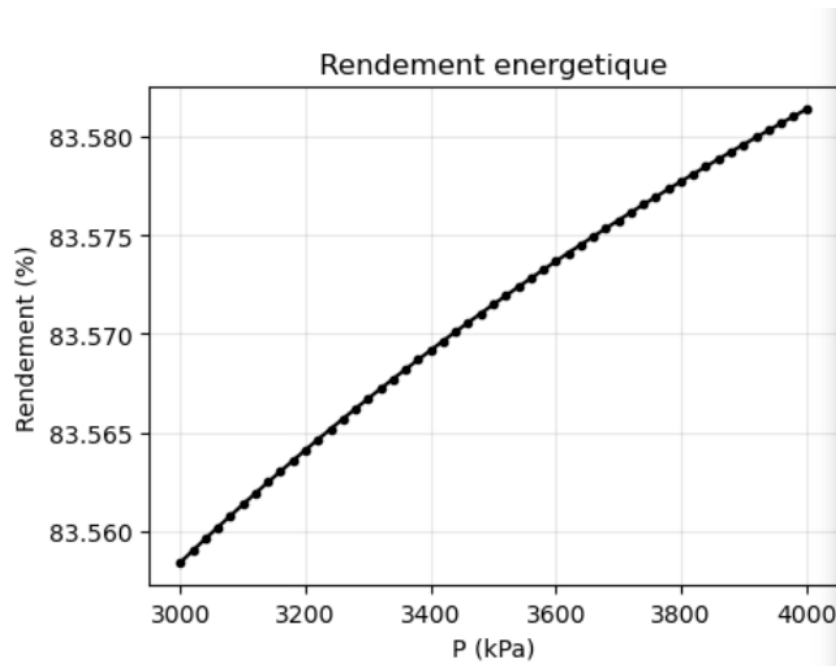


Figure 5.8 – Évolution du rendement en fonction de la pression de l'eau

Les figures 5.9, 5.10 et 5.11 illustrent respectivement l'évolution de la production d'hydrogène, de la puissance consommée et du rendement de l'électrolyseur en fonction de la densité de courant. La figure 5.9 met en évidence une relation strictement linéaire entre la densité de courant et le débit d'hydrogène produit. Ce résultat est en parfaite conformité avec la loi de Faraday, qui stipule que la quantité de matière produite lors d'une réaction électrochimique est directement proportionnelle à la charge électrique traversant la cellule. Ainsi, doubler la densité de courant revient à doubler la production d'hydrogène, ce qui confère à l'électrolyseur PEM une grande flexibilité opératoire : il est possible d'adapter instantanément le débit de production à la puissance électrique disponible, ce

qui est particulièrement avantageux dans le cadre d'un couplage avec une source d'énergie renouvelable à production variable telle que le photovoltaïque.

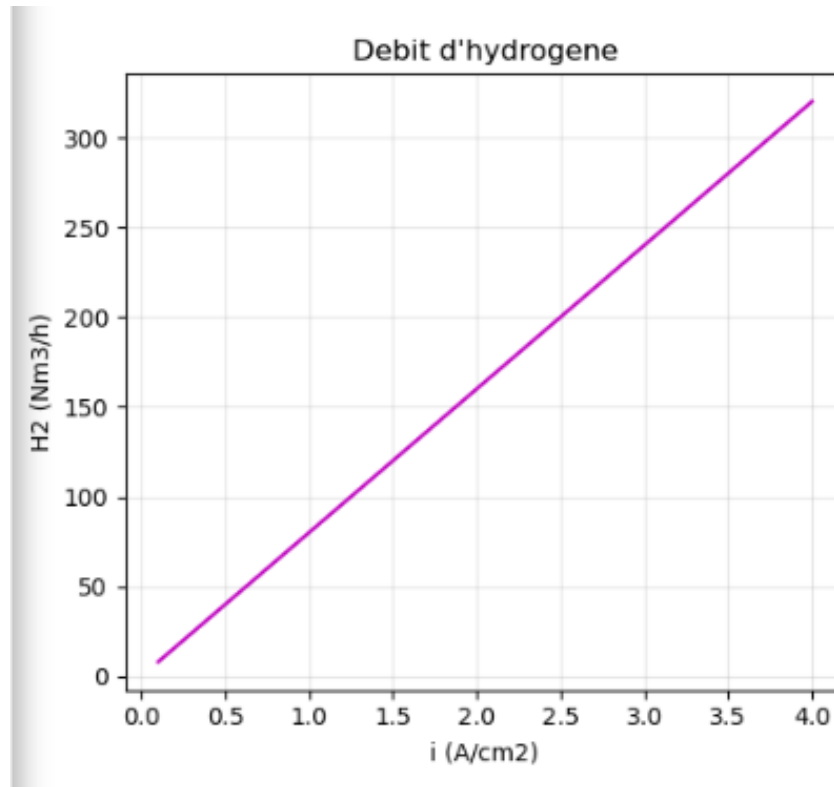


Figure 5.9 – Effet de la densité de courant sur la production

La figure 5.10 montre que la puissance électrique consommée augmente également avec la densité de courant, mais de façon non linéaire. En effet, l'élévation de la densité de courant entraîne une augmentation des surtensions d'activation et, surtout, des pertes ohmiques — qui varient en i^2 — ainsi qu'une aggravation des phénomènes de transfert de masse qui se manifestent par une surtension de concentration croissante. La tension de cellule augmente donc plus vite que la densité de courant, ce qui se traduit par une puissance consommée qui croît de façon plus rapidement avec ce paramètre.

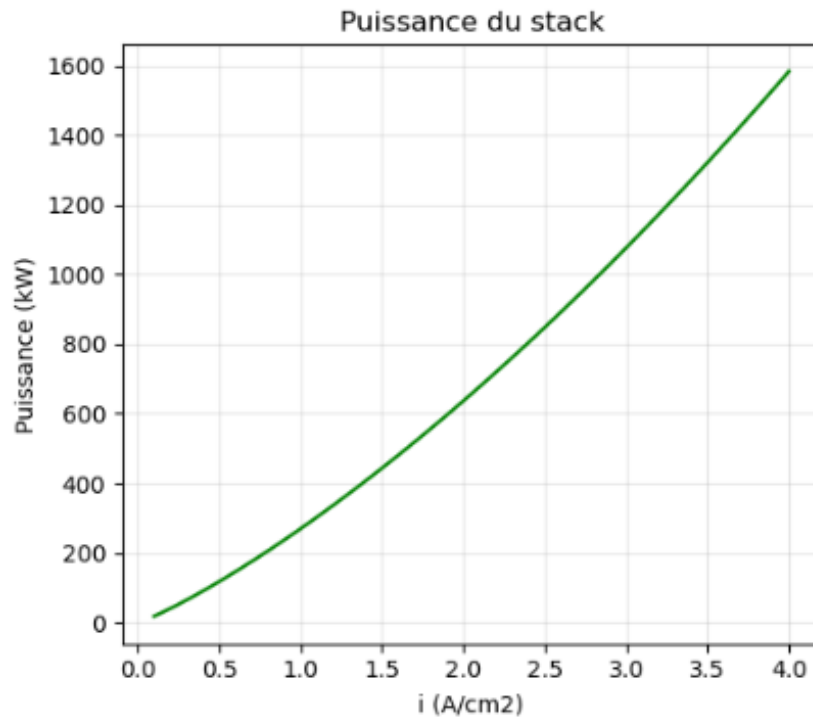


Figure 5.10 – Effet de la densité de courant sur la puissance

La figure 5.11 ci-dessous révèle une tendance inverse : le rendement de l'électrolyseur décroît à mesure que la densité de courant augmente. Ce comportement s'explique par le fait que les pertes irréversibles (surtensions d'activation, pertes ohmiques et surtensions de concentration) augmentent plus rapidement que la puissance utile consacrée à la production d'hydrogène. À faible densité de courant, les pertes sont limitées et le rendement est élevé ; à forte densité de courant, les pertes dominent et le rendement se dégrade. Il existe ainsi un compromis fondamental entre productivité et efficacité énergétique.

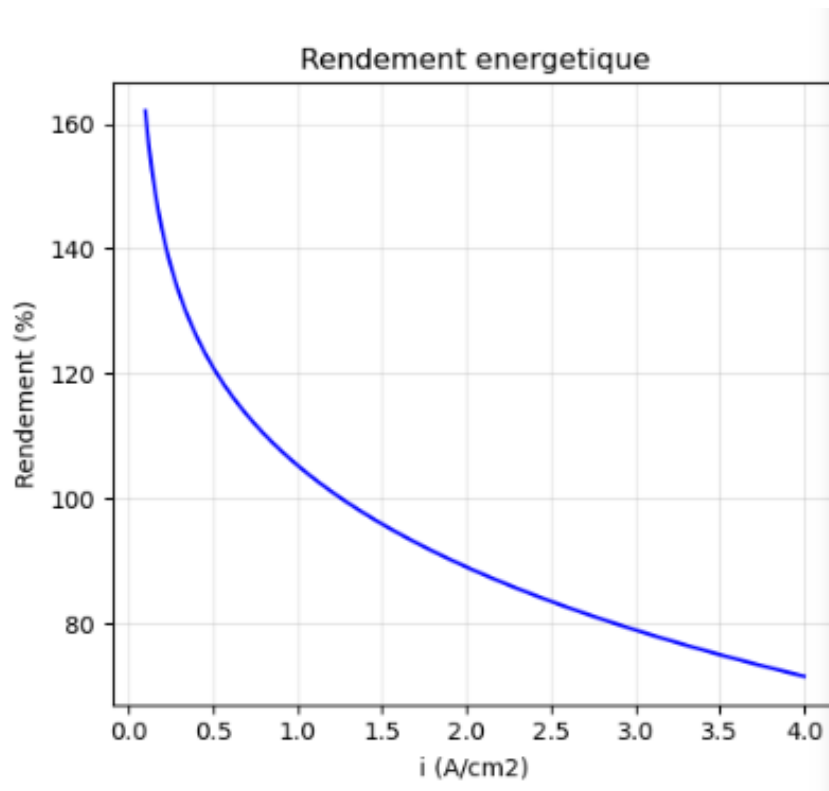


Figure 5.11 – Effet de la densité de courant sur le rendement

Ainsi, un accroissement du courant permet bien un gain de production, mais au prix d'une consommation d'énergie qui penche l'équilibre vers une chute du rendement de l'installation. Par conséquent, l'utilisation de courants plus élevés que la valeur nominale de dimensionnement n'est pas recommandable.

5.4 Conclusion

Les résultats présentés dans ce chapitre ont révélé qu'une élévation de la température améliore les performances électrochimiques de la cellule en réduisant la tension de fonctionnement et la puissance consommée, sans affecter la production d'hydrogène. La pression présente un effet similaire mais d'une intensité beaucoup plus faible. Ces deux paramètres améliorent donc les performances de l'électrolyseur. En revanche, un accroissement de l'intensité de courant s'il améliore bien la production, il conduit à une dégradation générale des autres performances de l'électrolyseur.

Conclusion Générale

Ce projet a été conçu comme une contribution aux efforts visant à étudier les différentes possibilités qui permettraient d'exploiter les ressources du pays pour la production d'hydrogène à partir d'une énergie renouvelable. Et c'est tout naturellement que nous nous sommes orientés vers l'énergie solaire, qui est le gisement d'énergie propre le plus viable en Algérie. La deuxième ressource nécessaire pour produire de l'hydrogène c'est l'eau, étant donné qu'actuellement c'est l'électrolyse qui semble s'imposer comme l'alternative la plus intéressante de produire de l'hydrogène. Cependant, l'électrolyse nécessitant une eau ultra pure, et l'eau n'étant pas abondante de ce côté de la méditerranée, on doit naturellement recourir à une unité de dessalement pour l'obtenir à partir de l'eau de mer. C'est ainsi que nous avons été amenés à considérer une installation intégrant l'ensemble des équipements nécessaires pour produire de l'hydrogène à partir d'une ressource abondante qui est l'eau de mer en moyen d'une autre ressource tout aussi abondante qui est l'énergie solaire, sans aucun impact sur l'environnement. Nous avons opté pour un électrolyseur de type PEM alimenté en eau par une unité d'osmose inverse, l'ensemble des équipements de ces deux installations étant pourvus en énergie par une centrale photovoltaïque.

Pour l'électrolyseur, nous avons développé un modèle mathématique intégrant les bilans de matière à l'anode et à la cathode, les mécanismes de transport membranaire et le modèle de tension multicouches. Il a permis de dimensionner une unité d'électrolyse de $200 \text{ Nm}_{\text{H}_2}^3/\text{h}$ consommant une puissance de 849,7 kW avec un rendement de 83,57 %. Ces performances sont quasiment identiques à celles d'un électrolyseur commercial de même capacité, le Brilyzer R200, qui affiche une puissance de 840 kW pour un rendement de 84 %.

Le modèle développé pour l'unité d'osmose inverse a permis de la dimensionner pour une capacité de production de $10 \text{ m}^3/\text{j}$ d'eau ultra-pure à $0,055 \mu\text{S}/\text{cm}$, avec une consommation spécifique de $3,383 \text{ kWh}/\text{m}^3$ grâce à l'intégration d'un récupérateur d'énergie hautement performant, le DWEER, avec une pompe haute pression de seulement 4,23 kW.

Les équipements photovoltaïques installés sont capables d'une puissance de 1,32 MWc répartie sur 2395 panneaux de 550 Wc chacun, occupant une superficie de 1,5 ha.

L'analyse de l'effet de la température, de la pression et de l'intensité de courant sur les performances de l'électrolyseur a révélé qu'une augmentation de la température améliore l'ensemble des performances de l'électrolyseur. La pression produit le même effet que la température mais à un degré moindre. Quant à l'intensité du courant, elle augmente la production de l'hydrogène mais dégrade les performances énergétiques de l'électrolyseur.

Au-delà des résultats de la présente étude, ce travail nous a permis d'explorer beaucoup de domaines liés à l'hydrogène et de mesurer la difficulté qu'il y a à aborder ces sujets uniquement d'un point de vue théorique. Beaucoup de paramètres intervenants dans les modèles que nous avons appliqués sont des paramètres empiriques qui nécessitent le re-

cours parallèle à l'expérimentation. Des perspectives d'approfondissement s'ouvrent naturellement, notamment en ce qui concerne l'étude technico-économique du projet, l'analyse du comportement dynamique du système et l'intégration du stockage de l'énergie pour assurer l'autonomie du système.

Bibliographie

- [1] P. Cavaliere, *Water Electrolysis for Hydrogen Production*. Springer, 2023.
- [2] X. Li *et al.*, “Proton exchange membrane water electrolysis for hydrogen production under fluctuating solar power,” *Applied Energy*, 2021.
- [3] Z. Abdin, C. J. Webb, et E. MacA. Gray, “Modelling and simulation of a proton exchange membrane (PEM) electrolyser cell,” *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 40, n° 39, pp. 13243–13257, 2015.
- [4] T. Hou et Z. Yang, *Green Hydrogen Production by Water Electrolysis*. Springer, 2022.
- [5] M. M. Rashid *et al.*, “Hydrogen production by water electrolysis : a review of alkaline water electrolysis, PEM water electrolysis and high temperature water electrolysis,” *International Journal of Engineering and Advanced Technology*, vol. 4, n° 3, pp. 80–93, 2015.
- [6] M. Marangio, M. Santarelli, et M. Cali, “Theoretical model and experimental analysis of a high pressure PEM water electrolyser for hydrogen production,” *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 34, n° 3, pp. 1143–1158, 2009.
- [7] T. Nguyen *et al.*, “Impacts of intermittency on low-temperature electrolysis technologies : a comprehensive review,” *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 46, n° 57, pp. 29044–29076, 2021.
- [8] K. S. Agbli *et al.*, “Multiphysics simulation of a PEM electrolyser : energetic macroscopic representation approach,” *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 36, n° 2, pp. 1382–1398, 2011.
- [9] O. Rejeb *et al.*, “Thermodynamic analysis of an innovative system for green hydrogen, oxygen, heat, and electricity production,” *Applied Thermal Engineering*, 2023.
- [10] D. H. Praswanto *et al.*, “Analysis of hydrogen gas production results in water electrolysis process on genset characteristics,” *Journal of Physics : Conference Series*, 2021.
- [11] A. Habibzadeh *et al.*, “Thermodynamic evaluation of a novel geothermal and solar-driven multigeneration system for hydrogen and freshwater production,” *Energy Conversion and Management*, 2023.
- [12] M. Wilf *et al.*, *Seawater Reverse Osmosis Desalination*. Balaban Desalination Publications, 2007.
- [13] *SWRO Assessment and Pretreatment of Fouling and Scaling*. IWA Publishing, 2021.
- [14] M. Qasim *et al.*, “Reverse osmosis desalination : a state-of-the-art review,” *Desalination*, vol. 459, pp. 59–104, 2019.
- [15] H. T. El-Dessouky et H. M. Ettouney, *Fundamentals of Salt Water Desalination*. Elsevier, 2002.

- [16] K. H. Mistry *et al.*, “Thermodynamic analysis of a reverse osmosis desalination unit,” *Desalination*, 2011.
- [17] M. Maniscalco, M. Picciotto *et al.*, “Hydrogen from seawater : an environmental and economic evaluation of AEM and PEM electrolysis coupled with advanced desalination,” *International Journal of Hydrogen Energy*, 2021.
- [18] M. J. Guirguis, “Energy recovery devices in seawater reverse osmosis desalination plants with emphasis on efficiency and economics,” *Desalination*, 2011.
- [19] A. Zhu *et al.*, “Energy recovery system in small-scale reverse osmosis,” *Desalination*, 2010.
- [20] S. Saeed et A. Alhawaj, “Mathematical modeling of reverse osmosis system design and performance,” *Desalination*, 2020.
- [21] H. Faragallah *et al.*, “Physico-chemical characteristics of the open Mediterranean sea water far about 60 km from Damietta harbor, Egypt,” *Journal of Oceanography and Marine Science*, 2009.
- [22] M. A. Shannon *et al.*, “Emerging technologies in water desalination : a review,” *Nature*, 2008.
- [23] M. Schorr, *Desalination : Trends and Technologies*. InTech, 2011.
- [24] A. Buttler et H. Spliethoff, “Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via Power-to-Gas and Power-to-Liquids : a review,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 82, pp. 2440–2454, 2018.
- [25] K. Zeng et D. Zhang, “Recent progress in alkaline water electrolysis for hydrogen production and applications,” *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 36, n° 3, pp. 307–326, 2010.
- [26] M. A. Laguna-Bercero, “Recent advances in high temperature electrolysis using solid oxide fuel cells : a review,” *Journal of Power Sources*, vol. 203, pp. 4–16, 2012.
- [27] M. Elimelech et W. A. Phillip, “The future of seawater desalination : energy, technology, and the environment,” *Science*, vol. 333, n° 6043, pp. 712–717, 2011.
- [28] L. F. Greenlee *et al.*, “Reverse osmosis desalination : water sources, technology, and today’s challenges,” *Water Research*, vol. 43, n° 9, pp. 2317–2348, 2009.
- [29] A. Ursúa, L. M. Gandía, et P. Sanchis, “Hydrogen production from water electrolysis : current status and future trends,” *Proceedings of the IEEE*, vol. 100, n° 2, pp. 410–426, 2012.
- [30] IRENA, *Green Hydrogen : A Guide to Policy Making*. International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi, 2020.
- [31] J. Orfi *et al.*, “Conventional and emerging desalination technologies : review and comparative study from a sustainability perspective,” *Desalination*, 2021.

- [32] A. Sene, “Désalinisation de l’eau de mer par des méthodes capacitatives,” Thèse de doctorat, Université Paul Sabatier — Toulouse III, 2020. [En ligne]. Disponible : <https://tel.archives-ouvertes.fr/tel-03124357>
- [33] A. Alkhudhiri, N. Darwish, et N. Hilal, “Membrane distillation : a comprehensive review,” *Desalination*, vol. 287, pp. 2–18, 2012.
- [34] M. Al-Sahali et H. Ettouney, “Developments in thermal desalination processes : design, energy, and costing aspects,” *Desalination*, vol. 214, n° 1–3, pp. 227–240, 2007.
- [35] M. Zeman, *Introduction to Photovoltaic Solar Energy*. Delft University of Technology, 2011.
- [36] S. N. Vodapally et M. H. Ali, “A comprehensive review of solar photovoltaic (PV) technologies, architecture, and its applications to improved efficiency,” *Energies*, vol. 16, n° 1, p. 357, 2023.
- [37] A. Herez *et al.*, “A review on the classifications and applications of solar photovoltaic technology,” *Energy*, vol. 208, p. 118268, 2020.
- [38] P. Hersch et K. Zweibel, *Basic Photovoltaic Principles and Methods*. Solar Energy Research Institute, 1982.
- [39] *Photovoltaic Fundamentals*. U.S. Department of Energy, 1995.
- [40] K. Mertens et M. Roth, *Photovoltaics : Fundamentals, Technology and Practice*. Wiley, 2014.
- [41] A. Luque López et S. Hegedus, *Handbook of Photovoltaic Science and Engineering*. Wiley, 2011.
- [42] J.-C. Muller, “Électricité photovoltaïque : principes,” *Techniques de l’Ingénieur*, dossier BE 8578, 2008.
- [43] R. Kumar *et al.*, “On-grid solar photovoltaic system : components, design considerations, and case study,” *International Journal of Innovative Research in Science, Engineering and Technology*, 2015.
- [44] *Sustainable Energy Handbook — Solar Photovoltaic*. European Commission, 2016.