



BENEMÉRITA UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE PUEBLA

FACULTAD DE CIENCIAS DE LA ELECTRÓNICA

Diseño y Simulación de los canales de flujo para una Celda
de Combustible de Membrana de Intercambio Protónico
(PEMFC)

TESIS PROFESIONAL

Para obtener el título de
Licenciado en Ingeniería Mecatrónica

Presenta:

Edwin Alonso Monje

Asesora:

Dra. Beatriz Eugenia Graniel García

Octubre 2018

ÍNDICE

LISTA DE SÍMBOLOS	III
ABREVIACIONES	V
ÍNDICE DE FIGURAS	VI
ÍNDICE DE TABLAS	VIII
DEDICATORIA Y AGRADECIMIENTOS	IX
CAPÍTULO 1 INTRODUCCIÓN	11
1.1 Introducción	11
1.2 Justificación	12
1.3 Objetivos	12
1.3.1 Objetivo general	12
1.3.2 Objetivos específicos.....	12
1.4 Descripción del trabajo	13
1.5 Diagrama de actividades.....	13
1.6 Estructura de la tesis.....	14
CAPÍTULO 2 CELDAS DE COMBUSTIBLE	15
2.1 CELDAS DE COMBUSTIBLE.....	15
2.2 Clasificación y Tipos de celdas.....	16
2.2.1 Alcalina (AFC).....	17
2.2.2 Membrana de Intercambio Protónico (PEMFC)	17
2.2.3 Metanol Directo (DMFC)	18
2.2.4 Ácido Fosfórico (PAFC)	18
2.2.5 Carbonato Fundido (MCFC)	19
2.2.6 Óxido Sólido (SOFC)	20
2.3 Aplicaciones	20
2.3.1 Sector estacionario	20
2.3.2 Sector de transporte	21
2.3.3 Sector portátil.....	22
CAPÍTULO 3 HIDRÓGENO COMO COMBUSTIBLE	23
3.1 Características del hidrógeno.....	23

3.1.1	Aspectos de seguridad del hidrógeno.....	25
3.2	Estado del hidrógeno en el mundo	25
3.3	Producción, distribución y almacenamiento de hidrógeno	26
3.3.1	Producción.....	26
3.3.2	Distribución	29
3.3.3	Almacenamiento.....	29
CAPÍTULO 4 CELDAS DE MEMBRANA DE INTERCAMBIO PROTÓNICO		31
4.1	Reacción química en las celdas	32
4.2	Termodinámica en celdas	33
4.2.1	Eficiencia teórica de las celdas	34
4.2.2	Ecuación de Nernst	36
4.3	Electroquímica en celdas	37
4.3.1	Cinética de los electrodos	40
4.3.2	Pérdidas de voltaje.....	42
4.4	Componentes de una celda.....	45
4.4.1	Ensamble membrana-electrodo (MEA).....	46
4.4.2	Placas distribuidoras de gas	50
4.4.3	Empaques	54
4.4.4	Placas finales	55
4.5	Componentes de un stack.....	55
4.5.1	Placas Bipolares	57
4.5.2	Sistema de enfriamiento	57
4.5.3	Sistema eléctrico.....	58
CAPÍTULO 5 SIMULACIÓN DE LA VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA EN UNA CELDA DE MEMBRANA DE INTERCAMBIO PROTÓNICO		59
5.1	Descripción de los canales de flujo.....	59
5.2	SolidWorks	60
5.2.1	Modelo paralelo-serpentin.....	60
5.2.2	Modelo inspirado en la naturaleza (<i>FFnature</i>)	62
5.3	MATLAB-Simulink	68
CAPÍTULO 6 RESULTADOS EXPERIMENTALES		73
6.1	Ensamble de una celda de combustible	73
6.2	Análisis realizados en el ánodo	75

6.2.1	Análisis de flujo del modelo paralelo-serpentín	75
6.2.2	Análisis de presión del modelo paralelo-serpentín	76
6.2.3	Análisis de temperatura del modelo paralelo-serpentín	76
6.3	Análisis realizados en el cátodo.....	77
6.3.1	Análisis de flujo del modelo paralelo-serpentín.....	77
6.3.2	Análisis de presión del modelo paralelo-serpentín	78
6.3.3	Análisis de temperatura del modelo paralelo-serpentín	78
6.4	Análisis realizados en el cátodo con el modelo <i>FFnature</i>	79
6.4.1	Análisis de flujo del modelo <i>FFnature</i>	79
6.4.2	Análisis de presión del modelo <i>FFnature</i>	80
6.4.3	Análisis de temperatura del modelo <i>FFnature</i>	80
6.5	Gráficos de voltajes y pendiente de Tafel en una celda	81
6.6	Ensamble de un stack	86
6.7	Análisis realizados en el cátodo en el stack	88
6.7.1	Análisis de flujo del stack	88
6.8	Análisis de presión del stack	89
6.8.1	Análisis de temperatura del stack.....	89
6.9	Análisis realizados en el stack con el modelo <i>FFnature</i>	90
6.9.1	Análisis de flujo.....	90
6.9.2	Análisis de presión	91
6.9.3	Análisis de temperatura	91
6.9.4	Gráficos de voltajes y pendiente de Tafel de un stack.....	92
6.10	Comparación del tiempo de maquinado de los modelos utilizados	96
CAPÍTULO 7 CONCLUSIONES.....		98
7.1	Conclusiones	98
7.1.1	Conclusiones utilizando el software SolidWorks	99
7.1.2	Conclusiones utilizando el software MATLAB-Simulink.....	99
7.1.3	Conclusiones del costo de maquinado.....	100
7.2	Trabajo futuro	100
BIBLIOGRAFIA		103
APENDICE		106

LISTA DE SÍMBOLOS

SÍMBOLO	DESCRIPCIÓN
\bar{c}_p	Calor específico medio.
A_c	Área transversal del canal.
C_p	Calor específico a presión constante.
E_K	Energía cinética.
E_P	Energía potencial.
E_c	Energía de activación (66 kJ/mol para reducción de O_2 en platino).
E_n	Voltaje de Nernst.
E_{oc}	Voltaje a circuito abierto.
E_r	Voltaje estándar de reversibilidad.
E_t	Voltaje teórico.
K_D	Coeficiente de Darcy (m^2).
K_c	Constante de voltaje nominal en operación.
K_m	Constante metabólica.
L_c	Carga del catalizador.
P_{H_2}	Presión parcial del hidrógeno.
P_{O_2}	Presión parcial del oxígeno.
P_m	Potencial metabólico.
P_r	Presión de la reacción parcial.
P_r^{ref}	Presión de referencia.
P_v	Potencial viscoso.
T_{ref}	Temperatura de referencia (298.15 K).
V_{irrev}	Voltaje irreversible.
V_{rev}	Voltaje reversible.
W_A	Peso real.
W_{elec}	Trabajo eléctrico.
a_c	Área específica del catalizador.
a_i	La actividad de especies i .
i_0	Densidad de corriente de intercambio de reacción.
i_0^{ref}	Densidad de corriente de intercambio de referencia por unidad de área superficial del catalizador (A/cm^2).
ν_i	Coeficiente estequiométrico de la especie i .
μ_f	Coeficiente de utilización de combustible.
Δh_s	Cambio de energía sensible.
ΔG_{rxn}	Cambio de energía libre estándar para la reacción.
ΔG	Cambio de la energía libre de Gibbs.
ΔP	Caída de presión (Pa).
h	Constante de Planck ($6.626 \times 10^{-34} J s$).

<i>A</i>	<i>Área de la sección transversal perpendicular al flujo (m^2), Pendiente de Tafel.</i>
<i>D</i>	<i>Profundidad del canal.</i>
<i>F</i>	<i>Constante de Faraday (96 485 C/mol).</i>
<i>H</i>	<i>Entalpia.</i>
<i>P</i>	<i>Perímetro.</i>
<i>Q</i>	<i>Carga, Flujo volumétrico.</i>
<i>R</i>	<i>Constante de los gases ideales ($8.314 J/(mol * K)$).</i>
<i>S</i>	<i>Entropía.</i>
<i>T</i>	<i>Temperatura (K).</i>
<i>U</i>	<i>Energía interna.</i>
<i>V</i>	<i>Voltaje.</i>
<i>W</i>	<i>Ancho del canal.</i>
<i>Z</i>	<i>Número de electrones en movimiento.</i>
<i>a</i>	<i>Coefficiente de la ecuación de Tafel.</i>
<i>d</i>	<i>Espesor.</i>
<i>i</i>	<i>Densidad de corriente.</i>
<i>k</i>	<i>Constante de Boltzmann ($1.38 \times 10^{-23} J/K$).</i>
<i>l</i>	<i>Longitud de la trayectoria (m).</i>
<i>n</i>	<i>Número de electrones por mol.</i>
<i>α</i>	<i>Coefficiente de transferencia de carga.</i>
<i>γ</i>	<i>Coefficiente de presión.</i>
<i>ε</i>	<i>Porosidad.</i>
<i>μ</i>	<i>Viscosidad del gas ($kg/(m * s)$), Viscosidad dinámica.</i>
<i>ρ</i>	<i>Densidad de la fase sólida.</i>

ABREVIACIONES

Abreviación	Descripción
AC	<i>Corriente Alterna.</i>
AFC	<i>Celda de combustible Alcalina.</i>
ATR	<i>Reformación Auto Térmica.</i>
DC	<i>Corriente Directa.</i>
DMFC	<i>Celda de combustible de Metanol Directo.</i>
G. E.	<i>General Electric.</i>
GDL	<i>Capa Difusora de Gas.</i>
GJ	<i>Giga Joule.</i>
HHV	<i>Valor Alto de Calor.</i>
ICBT	<i>Transistor Bipolar de Cátodo Aislado.</i>
IEA	<i>Agencia Internacional de Energía.</i>
IGBT	<i>Transistor Bipolar de Puerta Aislada.</i>
J	<i>Joule.</i>
kW	<i>Kilo Watt.</i>
LHV	<i>Valor Bajo de Calor.</i>
MCFC	<i>Celda de combustible de Carbonato Fundido.</i>
MEA	<i>Ensamble Membrana Electrodo.</i>
MOSFET	<i>Transistor de Efecto de Campo Metal-Oxido-Semiconductor.</i>
MW	<i>Mega Watt.</i>
NASA	<i>Administración Nacional de la Aeronáutica y del Espacio.</i>
OECD	<i>Organización para la Cooperación y Desarrollo Económico.</i>
PAFC	<i>Celda de combustible de Ácido Fosfórico.</i>
PEMFC	<i>Celda de combustible de Membrana de Intercambio Protónico.</i>
POX	<i>Oxidación Parcial.</i>
SCR	<i>Rectificador Controlado de Silicio.</i>
SMR	<i>Reformación de Metano a Vapor.</i>
SOFC	<i>Celda de combustible de Óxido Sólido.</i>
USD	<i>Dólar americano.</i>
W	<i>Watt.</i>

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1. CELDA DE COMBUSTIBLE DISEÑADA POR SIR WILLIAM GROVE [2]	11
FIGURA 2.1. FUNCIONAMIENTO DE UNA CELDA DE COMBUSTIBLE.	15
FIGURA 2.2. SISTEMAS ESTACIONARIOS [23,20].	21
FIGURA 2.3. SISTEMAS DE TRANSPORTE [22,21].....	22
FIGURA 2.4. SISTEMAS PORTÁTILES [24,5].....	22
FIGURA 4.1. CELDA DE COMBUSTIBLE DE MEMBRANA DE INTERCAMBIO PROTÓNICO [1]	31
FIGURA 4.2. REACCIÓN QUÍMICA DE UNA PEMFC [1].....	38
FIGURA 4.3. CURVA DE POLARIZACIÓN DE UNA CELDA.....	42
FIGURA 4.4. GRÁFICO DE TAFEL PARA UNA REACCIÓN ELECTROQUÍMICA LENTA Y RÁPIDA [3].	44
FIGURA 4.5. DESCRIPCIÓN DE LAS PARTES QUE CONFORMAN UNA CELDA TIPO PEM.	45
FIGURA 4.6. MEA COMPLETA [1].....	46
FIGURA 4.7. CAPAS QUE CONFORMAN UN ELECTRODO EN UNA CELDA TIPO PEM.	46
FIGURA 4.8. PAPEL CARBÓN Y TELA DE CARBÓN [1].....	48
FIGURA 4.9. CATALIZADOR [1].....	48
FIGURA 4.10. MEMBRANA DE NAFIÓN [1].	50
FIGURA 4.11. PLACAS CON DIVERSOS CANALES DE FLUJO A) SERPENTÍN, B) PARALELO, C) CARACOL, D) PARALELO-SERPENTÍN [1, 2, 3, 7, 11].	51
FIGURA 4.12. MODELO TIPO SERPENTÍN.	51
FIGURA 4.13. MODELO TIPO PARALELO.	52
FIGURA 4.14. MODELO TIPO CARACOL.....	52
FIGURA 4.15. MODELO TIPO PARALELO-SERPENTÍN.	52
FIGURA 4.16. MODELO INSPIRADO EN LA NATURALEZA [16].	53
FIGURA 4.17. EMPAQUES O GASKET.	55
FIGURA 4.18. PLACAS FINALES.	55
FIGURA 4.19.-DIAGRAMA DE PARTES QUE CONFORMAN UN STACK.	56
FIGURA 4.20. SISTEMA DE ENFRIAMIENTO [1].....	57
FIGURA 4.21. SISTEMA ELÉCTRICO [1].	58
FIGURA 5.1. DESCRIPCIÓN DE LAS MEDIDAS DE LOS CANALES DE FLUJO A) MODELO PARALELO-SERPENTÍN B) MODELO FFNATURE.....	60
FIGURA 5.2. ANÁLISIS DE FLUIDO EN EL MODELO PARALELO-SERPENTÍN.	61
FIGURA 5.3. ANÁLISIS DE PRESIÓN EN EL MODELO PARALELO-SERPENTÍN.....	61
FIGURA 5.4. ANÁLISIS DE TEMPERATURA EN EL MODELO PARALELO-SERPENTÍN.	62
FIGURA 5.5. ANÁLISIS DE FLUIDO EN EL MODELO PROPUESTO INSPIRADO EN LA NATURALEZA FFNATURE. 62	
FIGURA 5.6. AUMENTO DE RAMAS PRINCIPALES DE DISTRIBUCIÓN.....	65
FIGURA 5.7. AUMENTO DE RAMAS PRINCIPALES DE DISTRIBUCIÓN PARA CUBRIR LA MAYOR ÁREA POSIBLE. 65	
FIGURA 5.8. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE FLUJO DEL OXÍGENO.	66
FIGURA 5.9. MODELO FINAL DE FFNATURE.	66
FIGURA 5.10. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE FLUJO.	67
FIGURA 5.11. ANÁLISIS DE DISTRIBUCION DE PRESIÓN EN LA PLACA FINAL.	67
FIGURA 5.12. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA EN LA PLACA FINAL.	68
FIGURA 5.13. CIRCUITO EQUIVALENTE DEL MODELO SIMPLIFICADO DE UNA CELDA DE COMBUSTIBLE.	69
FIGURA 5.14. CIRCUITO EQUIVALENTE DETALLADO DE UNA CELDA DE COMBUSTIBLE.	70
FIGURA 5.15. SIMULACIÓN DE UNA CELDA DE COMBUSTIBLE EN MATLAB-SIMULINK.	71
FIGURA 5.16. A) PARÁMETROS DE UNA CELDA B) PARÁMETROS DE UN STACK.	71
FIGURA 5.17. SIMULACIÓN DEL STACK DE 5 CELDAS EN MATLAB-SIMULINK.....	72

FIGURA 6.1. CELDA EXPANDIDA CON MODELO DE PLACAS DE DISTRIBUCIÓN CONVENCIONAL PARALELO-SERPENTÍN.	73
FIGURA 6.2. CELDA CON MODELO DE PLACAS DE DISTRIBUCIÓN CONVENCIONAL (PARALELO-SERPENTÍN) EN LA PARTE DEL ÁNODO Y MODELO DESARROLLADO (FFNATURE) EN LA PARTE DEL CÁTODO.	74
FIGURA 6.3. CELDA ENSAMBLADA.	74
FIGURA 6.4. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE FLUJO EN LA PARTE DEL ÁNODO.	75
FIGURA 6.5. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE PRESIÓN EN LA PARTE DEL ÁNODO.	76
FIGURA 6.6. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA EN EL ÁNODO.	76
FIGURA 6.7. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE FLUJO EN LA PARTE DEL CÁTODO.	77
FIGURA 6.8. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE PRESIÓN EN LA PARTE DEL CÁTODO.	78
FIGURA 6.9. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA EN LA PARTE DEL CÁTODO.	78
FIGURA 6.10. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE FLUJO EN EL MODELO FFNATURE.	79
FIGURA 6.11. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE PRESIÓN EN EL MODELO FFNATURE.	80
FIGURA 6.12. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA EN EL MODELO PROPUESTO.	80
FIGURA 6.13. RESULTADO DE E_{oc} EN UNA CELDA PARA TEMPERATURAS MENORES A 100 °C.	83
FIGURA 6.14. RESULTADO DE E_n EN UNA CELDA PARA TEMPERATURAS MENORES A 100 °C.	83
FIGURA 6.15. RESULTADO DE A EN UNA CELDA PARA TEMPERATURAS MENORES A 100 °C.	84
FIGURA 6.16. RESULTADO DE E_{oc} EN UNA CELDA PARA TEMPERATURAS MAYORES A 100 °C.	84
FIGURA 6.17. RESULTADO DE E_n EN UNA CELDA PARA TEMPERATURAS MAYORES A 100 °C.	85
FIGURA 6.18. RESULTADO DE A EN UNA CELDA PARA TEMPERATURAS MAYORES A 100 °C.	85
FIGURA 6.19. STACK EXPANDIDO CON CANALES DE FLUJO TIPO PARALELO-SERPENTÍN.	86
FIGURA 6.20. STACK CON CANALES DE FLUJO FFNATURE.	87
FIGURA 6.21. STACK ENSAMBLADO.	87
FIGURA 6.22. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE FLUJO EN EL STACK.	88
FIGURA 6.23. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE PRESIÓN EN EL STACK.	89
FIGURA 6.24. ANÁLISIS DE DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA EN EL STACK.	89
FIGURA 6.25. ANÁLISIS DE FLUJO PARA EL CANAL PROPUESTOS.	90
FIGURA 6.26. ANÁLISIS DE PRESIÓN PARA EL CANAL PROPUESTOS.	91
FIGURA 6.27. ANÁLISIS DE TEMPERATURA PARA EL CANAL PROPUESTOS.	91
FIGURA 6.28. RESULTADO DE E_{oc} EN UN STACK PARA TEMPERATURAS MENORES A 100 °C.	93
FIGURA 6.29. RESULTADO DE E_n EN UN STACK PARA TEMPERATURAS MENORES A 100 °C.	93
FIGURA 6.30. RESULTADO DE A EN UN STACK PARA TEMPERATURAS MENORES A 100 °C.	94
FIGURA 6.31. RESULTADO DE E_{oc} EN UN STACK PARA TEMPERATURAS MAYORES A 100 °C.	94
FIGURA 6.32. RESULTADO DE E_n EN UN STACK PARA TEMPERATURAS MAYORES A 100 °C.	95
FIGURA 6.33. RESULTADO DE A EN UN STACK PARA TEMPERATURAS MAYORES A 100 °C.	95
FIGURA 6.34. GRÁFICA COMPARATIVA EN COSTO DE MAQUINADO.	97

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 2.1. CLASIFICACIÓN DE LAS CELDAS DE COMBUSTIBLE [3]	16
TABLA 3.1. HIDRÓGENO COMPARADO CON OTROS COMBUSTIBLES [3, 1].....	24
TABLA 4.1. PROPIEDADES DE LOS PAPELES DE CARBÓN COMERCIALES DISPONIBLES [2].	47
TABLA 4.2. PROPIEDADES TÉRMICAS DE LOS MATERIALES EMPLEADOS PARA LAS PLACAS BIPOLARES [2] ..	54
TABLA 6.1. COMPARACIÓN DE LOS MODELOS UTILIZADOS EN ESTE TRABAJO EN UNA CELDA.	81
TABLA 6.2. COMPARACIÓN DE LOS MODELOS UTILIZADOS EN ESTE TRABAJO PARA UN STACK.	92
TABLA 6.3. COMPARACIÓN EN TIEMPO DE MAQUINADO Y PRECIO DE PRODUCCIÓN POR PIEZA.	97

ÍNDICE DE DIAGRAMAS

DIAGRAMA 3.1 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS PARA GENERAR HIDRÓGENO A PARTIR DE BIOMASA.	28
DIAGRAMA 6.1. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE LAS GRÁFICAS DE VOLTAJES Y PENDIENTE DE TAFEL.	82

DEDICATORIA Y AGRADECIMIENTOS

Agradezco el apoyo de mi familia, profesores y amigos, principalmente de mi madre **ANA MARIA MONJE REYES** por el apoyo durante mi estancia en la licenciatura y a mis abuelos **JOSÉ DE LA LUZ MANUEL MONJE MINERO Y CELIA REYES TAPIA** por sus consejos y enseñanzas que, aunque ya no estén conmigo los recordaré por siempre.

Agradezco a mi asesora de tesis la **DRA. BEATRIZ EUGENIA GRANIEL GARCÍA** por el apoyo y atención prestado en la elaboración de este proyecto, así como también al **DR. JOSÉ FERMI GUERRERO CASTELLANOS, DR. GERARDO MINO AGUILAR y DRA. NALLELY TÉLLEZ MÉNDEZ** por las consideraciones durante la elaboración de esta tesis, gracias por su atención.

“Un científico no solo tiene la obligación de investigar, sino que también tiene la responsabilidad ética sobre las consecuencias de aquello que produce su ingenio”

Peter Ustinov.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 Introducción

Actualmente, la preocupación en la obtención de energía que depende de los combustibles fósiles ha tenido mayor relevancia, debido a que éstos se están agotado y su utilización provoca un deterioro en el medio ambiente. Esto ha motivado que se tomen en cuenta fuentes alternas de generación de energías como la eólica, la geotérmica, y la solar, ya que ayudan a disminuir el impacto ambiental causado por el uso de los combustibles fósiles. Dentro de las fuentes de generación de energía alternativas se encuentran también las celdas de combustible, las cuales se consideran como una fuente de generación limpia, ya que su único material de desecho es vapor de agua y calor [1].

La primera celda de combustible fue construida en 1839 por Sir William Grove, el cual demostró que se podía generar corriente eléctrica a partir de la reacción electroquímica entre el hidrógeno y el oxígeno, su trabajo consistía en celdas electroquímicas compuestas por un electrodo con hidrógeno y el otro con oxígeno, separados por un electrolito líquido como se muestra en la Figura 1.1

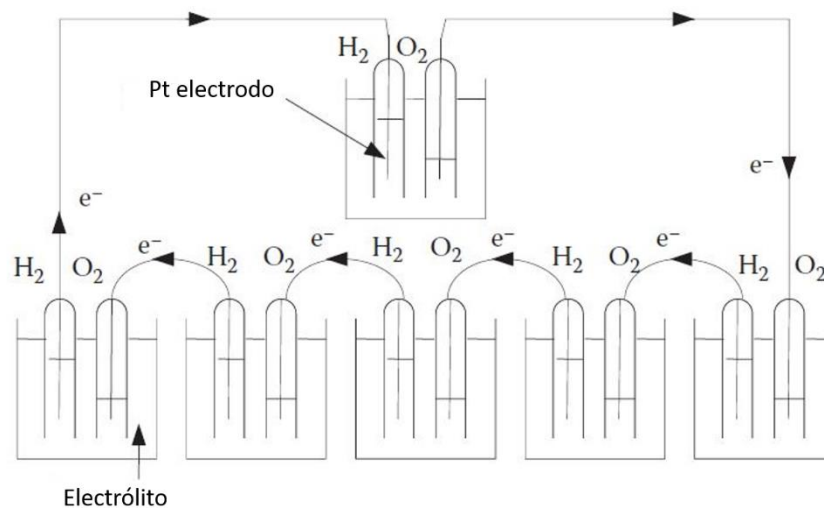


Figura 1.1. Celda de Combustible diseñada por Sir William Grove [2]

Algunos de los beneficios que presenta esta fuente de generación de energía son: el doble de eficientes que los motores de combustión interna, reducción de emisión de contaminantes, acoplamiento a necesidades de suministro, silenciosas, confiables y admiten diversos tipos de combustibles [3].

1.2 Justificación

El estudio de las celdas de combustible integra diversas disciplinas tales como: Electroquímica (termodinámica y cinética), Mecánica (mecánica de materiales y mecánica de fluidos), Electrónica (microelectrónica y electrónica de potencia) y Computación (programación de algoritmos y simuladores), para analizar, simular y modelar una celda de combustible como un dispositivo de conversión de energía electroquímica a energía eléctrica.

En la actualidad la implementación de las celdas de combustible está en crecimiento, por ello es necesario llevar a cabo investigación en ésta área. En éste trabajo de investigación se diseñará una celda de combustible que contará con placas de diferentes modelos de canales de distribución ya que actualmente los modelos que se han desarrollado presentan pérdidas de presión y acumulaciones de agua, lo cual produce una disminución de la eficiencia y mal funcionamiento de la celda. Esta propuesta de diseño pretende minimizar éstos problemas para mejorar el funcionamiento de la celda.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Diseñar y Simular los canales de flujo para una Celda de Combustible de Membrana de Intercambio Protónico (PEMFC).

1.3.2 Objetivos específicos

- Diseñar los canales de flujo de una placa para una celda de combustible de membrana de intercambio protónico con área activa de $5 \times 5 \text{ cm}^2$ en SolidWorks.
- Diseñar los canales de flujo de una placa bipolar para un stack de celda de combustible de membrana de intercambio protónico en SolidWorks.

- Analizar el comportamiento de los gases en los canales de flujo de las placas con respecto al flujo, presión y temperatura de una celda y un stack en SolidWorks.
- Simular los efectos de la variación de temperatura de los gases dentro de una celda en MATLAB-Simulink.
- Simular los efectos de la variación de temperatura de los gases dentro de un stack en MATLAB-Simulink.

1.4 Descripción del trabajo

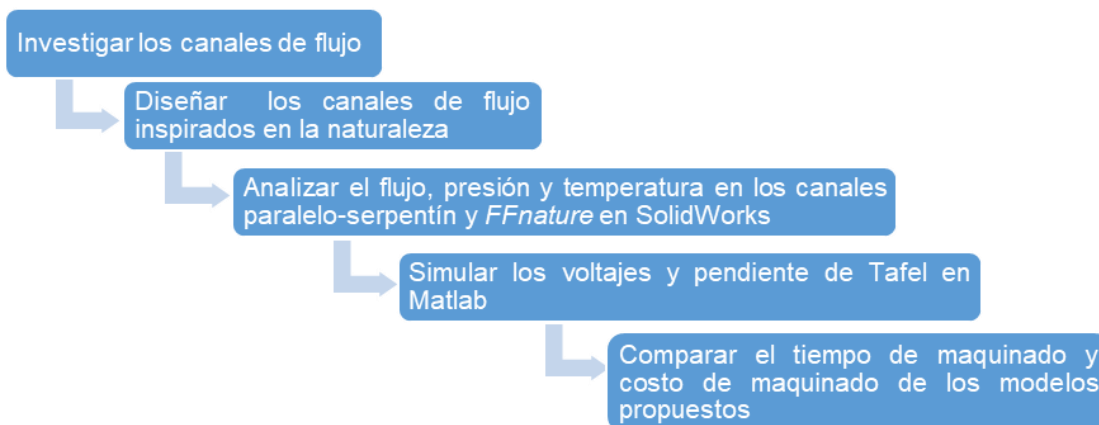
En este trabajo de investigación se revisó el estado del arte de los canales de flujo utilizados en las celdas de combustible, para conocer las ventajas y desventajas que presentan cada uno. Posteriormente se diseñó un modelo de canal de flujo inspirado en la naturaleza considerando un tipo de optimización de canales de flujo basado en una derivación de las leyes de Murray.

Con la ayuda del software SolidWorks se analizó el comportamiento de los gases (hidrógeno y oxígeno) mediante el análisis de flujo, presión y temperatura en los canales de flujo en el modelo paralelo-serpentin y el modelo diseñado inspirado en la naturaleza (*FFnature*); una vez obtenidos los resultados de los análisis se compararon los datos obtenidos en ambos modelos.

Posteriormente, los datos obtenidos de los resultados de los análisis de temperatura se emplearon en el software Matlab, para simular el comportamiento de la celda obteniendo el voltaje a circuito abierto, el voltaje de Nernst y el valor de la pendiente de Tafel.

Por último, se estimó el tiempo de maquinado de los modelos paralelo-serpentin y *FFnature* y se comparó el costo de maquinado de estos modelos.

1.5 Diagrama de actividades



1.6 Estructura de la tesis

En el **Capítulo 1** se muestra la introducción, la justificación, el objetivo general y los objetivos específicos, la descripción, el diagrama de actividades del trabajo de investigación y la estructura de la tesis.

En el **Capítulo 2** se describe el tipo de celdas que existen actualmente y sus aplicaciones.

En el **Capítulo 3** se muestran las características del hidrógeno, la forma de obtención de éste y sus tipos de almacenamiento.

En el **Capítulo 4** se describe la celda de combustible de membrana de intercambio protónico, las reacciones químicas y termodinámicas que se llevan a cabo, también se describen los componentes de una celda y de un stack. Asimismo, se muestra el estado del arte de los canales de flujo, así como las ventajas y desventajas de cada modelo de canal de flujo.

En el **Capítulo 5** se desarrolla el diseño de los canales de flujo en SolidWorks y se simula en Matlab-Simulink una celda y un stack.

En el **Capítulo 6** se muestran los resultados obtenidos de los análisis de flujo, presión y temperatura en los modelos paralelo-serpentín y *FFnature* así como los resultados de la simulación en Matlab de los voltajes y pendientes de Tafel en una celda y un stack.

En el **Capítulo 7** se muestran las conclusiones de éste trabajo de investigación y el trabajo futuro.

Posteriormente, se presenta la **Bibliografía** utilizada en este trabajo de investigación.

Finalmente se presenta un **Apéndice** en el cual se muestra un artículo el cual fue aceptado para presentarse en el Congreso Internacional de Sistemas Mecatrónicos 2018.

CAPÍTULO 2

CELIDAS DE COMBUSTIBLE

Actualmente, la preocupación ocasionada por la contaminación ambiental y el agotamiento de los combustibles fósiles, ha despertado mayor interés en la tecnología de celdas de combustibles debido a que se consideran como una fuente de generación limpia de energía ya que sus productos de desecho son vapor de agua y calor [1].

2.1 CELIDAS DE COMBUSTIBLE

Una celda de combustible como se muestra en la Figura 2.1, es un dispositivo electroquímico que convierte la energía producida por medio de una reacción química de oxidación-reducción a energía eléctrica. A diferencia de las baterías, las celdas de combustibles no almacenan energía, por ello la implementación de éstas tienen ventaja sobre las baterías, ya que mantienen un suministro constante de electricidad con respecto al suministro del combustible [1].

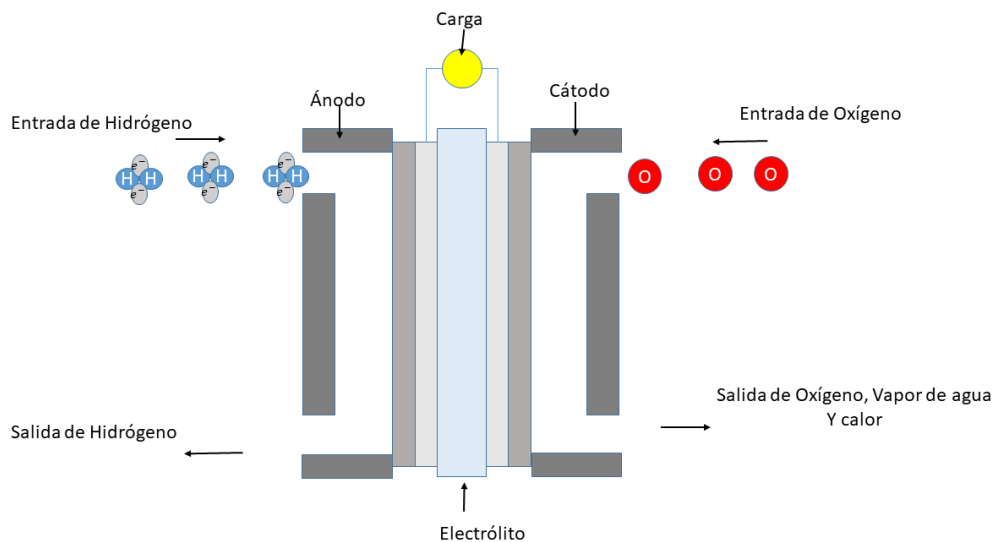


Figura 2.1. Funcionamiento de una celda de combustible.

Toda celda de combustible se compone de un ánodo, un cátodo y un electrólito. La reacción producida dentro de la celda da lugar a la formación de electricidad, calor y agua (vapor).

2.2 Clasificación y Tipos de celdas

Generalmente las celdas de combustible son clasificadas de acuerdo al electrólito usado (sólido o líquido), el tipo de ión transferido, el rango de temperatura (alta, media y baja) y el sector donde es aplicable (portátil, estacionario y de transporte). La clasificación de los diferentes tipos de celdas de combustible se muestra en la Tabla 2.1

Tabla 2.1. Clasificación de las Celdas de Combustible [3]

Tipos de celdas de combustible	ion	Temperatura de operación	Aplicaciones
Alcalina (AFC).	OH^-	50 - 200 °C	Vehículos espaciales (Apollo, Shuttle).
Membrana de intercambio Protónico (PEMFC).	H^+	30 - 100 °C	Vehículos terrestres y aplicaciones móviles.
Metanol Directo (DMFC).	H^+	20 - 90 °C	Sistemas portátiles de bajo consumo.
Ácido Fosfórico (PAFC).	H^+	~ 220 °C	Aplicaciones espaciales y militares.
Carbonato Fundido (MCFC).	CO_3^{2-}	~ 650 °C	Plantas de energía, cogeneración de calor y electricidad.
Óxido Sólido (SOFC).	O^{2-}	500 - 1000 °C	Adecuado para sistemas de alto consumo mayor a 2 kW.

De acuerdo al tipo de ión de intercambio en la reacción electroquímica y el ión transportado mediante el electrólito, las celdas de combustible se clasifican en celdas de combustible de transferencia de cationes, esto debido a que involucran cargas positivas en el transporte de iones en el electrólito, como por ejemplo, las PAFC, DMFC y PEMFC, o celdas de combustible de transferencia de aniones ya que involucran cargas negativas en el transporte de iones en el electrólito, como por ejemplo, las AFC, MCFC y SOFC [2].

Los diferentes tipos de celda de combustible se describen a continuación:

2.2.1 Alcalina (AFC)

Las celdas de combustible alcalinas (AFC) usualmente utilizan una solución de hidróxido de potasio (KOH) o hidróxido de sodio ($NaOH$) como electrólito y su rango de temperatura se encuentra entre $60^{\circ}C$ - $120^{\circ}C$. El ión transportado a través del electrólito es el hidroxilo (OH^{-}), moviéndose de cátodo al ánodo. En el ánodo el hidroxilo reacciona con el hidrógeno, liberando electrones y produciendo agua. En el cátodo el oxígeno reacciona con los electrones retornados tomados del electrodo y el agua del electrólito para formar un nuevo ion hidroxilo [1, 2].

Reacción en el ánodo: $H_2 + 2OH^{-} \rightarrow 2H_2O + 2e^{-}$

Reacción en el cátodo: $\frac{1}{2}O_2 + H_2O + 2e^{-} \rightarrow 2OH^{-}$

Reacción general: $H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$

Nota: el agua consumida en el cátodo es el doble que la producida en el ánodo. La eficiencia de operación es alta ya que se encuentra entre el 60% y 70%. En ésta celda la corriente está restringida debido al uso de hidrógeno puro y oxígeno por la incompatibilidad del electrólito alcalino con otros combustibles y el aire que contiene dióxido de carbono.

2.2.2 Membrana de Intercambio Protónico (PEMFC)

El nombre se originó a partir del uso de la *membrana de electrólito polimérico* debido a la migración de iones (protones). La PEMFC fue desarrollada por General Electric en la década de los 60's, esta tecnología combina tres partes Ánodo, Cátodo y Electrólito. Estas tres capas son conocidas como *ensamble membrana electrodo* (MEA), el diseño compacto y su escalabilidad con alta salida de voltaje y potencia, la hace tener un amplio rango de aplicación [1, 3].

En el ánodo se suministra el hidrógeno y en el cátodo se suministra oxígeno o aire. El hidrógeno con la ayuda del catalizador de platino se disocia en *iones de hidrógeno* (H^{+}) o *protones* y *electrones* (e^{-}). Los protones se transportan a través de la membrana hacia el cátodo, los electrones viajan a través de un circuito externo, el oxígeno reacciona electroquímicamente con los electrones del ánodo y los protones del electrólito, para formar agua en el cátodo. Las reacciones generales son las siguientes: [1, 2]

Reacción en el ánodo: $H_2 \rightarrow 2H^{+} + 2e^{-}$

Reacción en el cátodo: $\frac{1}{2}O_2 + 2H^{+} + 2e^{-} \rightarrow H_2O$

Reacción general: $H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$

Las membranas poliméricas utilizadas en las PEMFC son de materiales fluorados a base de Teflón producido por DuPont, aunque si bien Dupont produce estas membranas también existen otros productores como Asahi glass y Fluon, los electrólitos de DuPont tienen un nombre genérico llamado Nafión, los tipos más usados frecuentemente son los 113, 115 y 117. Las membranas de Nafión son polímeros totalmente fluorados que tienen alta química y estabilidad térmica. Para mejorar la utilización del platino éste se incorpora en una base de carbón [1].

2.2.3 Metanol Directo (DMFC)

La celda de metanol directo (DMFC) es similar en el diseño y estructura a las PEMFC, ya que incluye una membrana de intercambio protónico sólida con dos electrodos, en el ánodo se utiliza un catalizador de Platino-Rutenio y en el cátodo un catalizador de Platino. La operación básica consiste en suministrar una mezcla de agua y metanol en el ánodo. En el ánodo el hidrógeno es separado de la mezcla y transformado en protones (H^+) y electrones (e^-) con la presencia del catalizador Platino-Rutenio, así mismo el oxígeno y el carbón reaccionan para formar dióxido de carbono (CO_2). Los electrones viajan a través de un circuito externo hacia el cátodo, los protones transportados a través de la membrana electrolítica se combinan con el oxígeno y los electrones para formar agua en el cátodo [1, 2].

Reacción en el ánodo: $CH_3OH + H_2O \rightarrow CO_2 + 6H^+ + 6e^-$

Reacción en el cátodo: $\frac{3}{2}O_2 + 6H^+ + 6e^- \rightarrow 3H_2O$

Reacción general: $CH_3OH + \frac{3}{2}O_2 \rightarrow 2H_2O + CO_2$

El desempeño de una DMFC está entre 180 a 250 mW/cm^2 con aire, esta corriente es insuficiente excepto para aplicaciones portátiles muy pequeñas. La carga de platino es de 4 mg/cm^2 esto es un factor de diez en comparación con la PEM de hidrogeno- aire. En éste tipo de celdas se tienen eficiencias de alrededor de 40% con metanol directo y su temperatura de operación se encuentran a 100°C [2].

2.2.4 Ácido Fosfórico (PAFC)

Una celda de ácido fosfórico (PAFC) utiliza un electrólito líquido de ácido fosfórico (H_3PO_4) en solución y un ión de hidrógeno (H^+). El hidrógeno gaseoso es ionizado en el ánodo, se separa en electrones (e^-) y protones (H^+). En el cátodo el oxígeno reacciona con los electrones que vienen del electrodo y los protones del

electrólito en forma líquida. Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes: [1, 2]

Reacción en el ánodo: $H_2 \rightarrow 2H^+ + 2e^-$

Reacción en el cátodo: $\frac{1}{2}O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2O$

Reacción general: $H_2 + \frac{1}{2}O_2 + CO_2 \rightarrow H_2O + CO_2$

La PAFC se encuentran en la clasificación de temperatura media debido a que su temperatura de trabajo se encuentra alrededor de los 200°C. Su eficiencia típica es del 55%. Y son utilizadas para la generación de energía a escala media [2].

2.2.5 Carbonato Fundido (MCFC)

La celda de carbonato fundido (MCFC), es una celda de combustible que opera en un rango de temperatura de 600°C a 700°C con una alta eficiencia de operación aproximadamente del 65%. El electrólito utilizado es carbonato alcalino fundido o carbonato de potasio, retenido en una matriz cerámica de óxido de litio y aluminio. El hidrógeno sufre una reducción de oxidación al combinarse con los iones de carbonato entrantes (CO_3^{2-}), liberando electrones que viajan a través de un circuito externo, produciendo agua y dióxido de carbono. En el cátodo el oxígeno experimenta una reacción de reducción al combinarse con el dióxido de carbono y los electrones provenientes del circuito externo y libera iones de carbonato [1, 2]. Las reacciones que se llevan a cabo en la MCFC son las siguientes:

Reacción en el ánodo: $H_2 + CO_3^{2-} \rightarrow H_2O + CO_2 + 2e^-$

Reacción en el cátodo: $\frac{1}{2}O_2 + CO_2 + 2e^- \rightarrow CO_3^{2-}$

Reacción general: $H_2 + \frac{1}{2}O_2 + CO_2 \rightarrow H_2O + CO_2$

Se puede observar que en el ánodo se produce dióxido de carbono, el cual se consume en el cátodo, que puede ser recuperado de la salida del ánodo. Las MCFC tienen la ventaja que no sólo pueden trabajar con hidrógeno sino también con otro tipo de combustibles incluyendo gas natural, biogás y gas de carbón limpio, estas pueden ser utilizadas en sistemas de generación estacionarios [2].

2.2.6 Óxido Sólido (SOFC)

La celda de combustible de óxido sólido (SOFC) utiliza un electrolito sólido basado en cerámica como el zirconio estabilizado con itrio, además de trabajar con el hidrógeno también puede trabajar con otros tipos de combustibles. La reacción comienza en el cátodo donde el oxígeno recoge electrones y forma un ion de oxígeno cargado negativamente y este a su vez se transporta a través del óxido sólido de la membrana hacia el ánodo donde se combina con el hidrógeno produciendo agua y electrones que viajan a través de un circuito externo hacia el cátodo [1, 2]. Las reacciones que ocurren se muestran a continuación.

Reacción en el ánodo: $H_2 + O^{2-} \rightarrow H_2O + 2e^-$

Reacción en el cátodo: $\frac{1}{2} O_2 + 2e^- \rightarrow O^{2-}$

Reacción general: $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$

La temperatura de operación de este tipo de celda puede alcanzar los 1000 °C y puede llegar a tener una eficiencia del 60% al 85%. La construcción de estas celdas puede ser de forma tubular y bipolar o planar [2].

2.3 Aplicaciones

La tecnología de las celdas de combustible tiene diversas aplicaciones debido a la energía que cada una de ellas es capaz de suministrar, por tal motivo pueden tener presencia en diferentes sectores, ya que pueden acoplarse a los requerimientos necesarios. A continuación, se describen algunos de los sectores donde puede ser implementada esta tecnología.

2.3.1 Sector estacionario

La aplicación de las celdas de combustible en sistemas estacionarios puede dividirse en dos categorías, el *sistema de ciclo simple* o *sistema híbrido*. El *sistema de ciclo simple* consta de la generación de energía para su consumo y el *sistema híbrido* combina el sistema de ciclo simple con la tecnología de la turbina de gas, este tipo de sistema ha demostrado tener una eficiencia del 65%, es decir aprox. 300 kW [1].

Dentro del sector estacionario para centrales eléctricas el rango de generación de energía se encuentra en 1MW, para el sector comercial e industrial entre 10-100 KW y el sector residencial es de 5-10 KW [2].

Para aplicaciones pequeñas, por ejemplo, casa habitación se pueden ocupar las celdas tipo PEM, SOFC y PAFC para proveer energía y calor necesario.



Figura 2.2. Sistemas estacionarios [23,20].

2.3.2 Sector de transporte

El desarrollo de las celdas de combustible dentro de este sector ha tenido un mayor auge debido a la introducción de los automóviles híbridos, esto ha incluido el desarrollo de sistemas de generación de energía, sistemas de control, motores eléctricos, almacenamiento de energía y sistemas conversores DC/AC más eficientes [1].

Dentro de las aplicaciones de las celdas en el sector de transporte se encuentra la implementación en automóviles, autobuses y motocicletas. Actualmente las empresas que se han implementado esta tecnología son: General Motors, Toyota, Honda y Hyundai. Actualmente Toyota produce el Mirai con esta tecnología y Hyundai produce la Tucson [1, 4].

Las PEMFC son ideales para este tipo de aplicación ya que son compactas, de bajo peso, alta densidad de corriente, alta eficiencia de conversión y baja temperatura de trabajo ($<100^{\circ}\text{C}$), por ello la intervención de esta tecnología dentro de este sector ha aumentado y la investigación sobre las PEMFC ha tenido mayor relevancia.



Figura 2.3. Sistemas de transporte [22,21].

2.3.3 Sector portátil

Las PEMFC tienen una ventaja de poderse diseñar de manera compacta por su eficiencia y bajo peso, en este sector las celdas de combustible se pueden dividir en dos: para remplazo de baterías alrededor de 100 watts y como generador de energía arriba de 1kW [1].

Dentro de este sector el rango de producción de energía esta entre los 100-250 W, si bien actualmente se encuentran en desarrollo nuevos materiales para el almacenamiento del hidrógeno, se pretende que en un corto plazo este sector tenga un crecimiento considerable [2].

Esta tecnología actualmente tiene competencia con las baterías a base litio y níquel, por su alta densidad de energía y larga duración entre recargas, pero con la reciente demanda de carga rápida y alta densidad de energía las celdas tipo PEMFC y DMFC son más atractivas.



Figura 2.4. Sistemas portátiles [24,5].

CAPÍTULO 3

HIDRÓGENO COMO COMBUSTIBLE

Las emisiones de gases de efecto invernadero continúan sin resolverse afectando la economía global y el cambio climático en el planeta.

Actualmente, el hidrógeno y las celdas de combustible son una promesa considerable por los beneficios de reducción de gases de efecto invernadero. Sin embargo, antes de que puedan entrar en el mercado de manera significativa, se requieren importantes avances tecnológicos y de producción a bajo costo [1, 2, 3, 4].

El hidrógeno es un portador de energía limpia, en comparación con los hidrocarburos. El hidrógeno se puede producir a partir de una amplia gama de fuentes como el carbón, gas natural y energía nuclear. Los avances tecnológicos han aumentado sobre el uso del hidrógeno y las celdas de combustible como sustitutos o complementos de los generadores a base de aceites o motores de combustión interna [3, 4].

La infraestructura para producción, transportación y distribución es también un problema, ya que el almacenamiento y distribución del hidrógeno son procesos altamente energéticos y costosos, debido a su baja densidad volumétrica de energía en comparación con el gas natural, para compensar la baja densidad volumétrica, el hidrógeno debe ser comprimido a una alta presión, licuarlo a muy baja temperatura o ser almacenado en materiales sólidos [4].

La transportación en tuberías es más costosa en términos de energía y de inversión en comparación con el gas natural [4].

3.1 Características del hidrógeno

El hidrógeno es un elemento ligero y abundante, puede combinarse con el oxígeno para liberar grandes cantidades de energía, ya que posee una alta energía en su peso. Al combinarse se pueden formar altos contaminantes esto debido a las altas concentraciones de nitrógeno en el aire.

El hidrógeno posee una densidad energética en su estado gaseoso de $10.8 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$ y en su estado líquido es de $8.495 \text{ MJ}/\text{L}$ [4]. El hidrógeno es altamente inflamable cuando se encuentra en proporciones del 4 al 75% por volumen de aire [1, 3]. En la Tabla 3.1 se comparan las propiedades relevantes del hidrógeno, el metano, metanol, etanol, propano y gasolina. El hidrógeno es un potencial combustible, ya que puede reemplazar a los derivados del petróleo [3, 1].

Tabla 3.1. Hidrógeno comparado con otros combustibles [3, 1]

Propiedad	Hidrógeno	Metano	Metanol	Etanol	Propano	Gasolina
Peso Molecular (g/mol)	2.016	16.043	32.04	46.0634	44.10	~107.0
Densidad (Kg/m^3) a 20°C y 1 atm.	0.08375	0.6682	791	789	1.865	751
Punto de ebullición (°C)	-252.8	-161.5	64.5	78.5	-42.1	27 - 225
Punto de flamabilidad (°C)	<-253	-188	11	13	-104	-43
Límite de flamabilidad en aire (Volumen %)	4.0 - 75.0	5.0 - 15.0	6.7 - 36.0	3.3 - 19	2.1 - 10.1	1.0 - 7.6
Producción de CO_2 por unidad de energía	0	1.00	1.50	-	-	1.80
Temperatura de auto ignición en aire (°C)	585	540	385	423	490	230 - 480
Valor máximo de calentamiento (MJ/Kg)	142.0	55.5	22.9	29.8	50.2	47.3
Valor mínimo de calentamiento (MJ/Kg)	120.0	50.0	20.1	27.0	46.3	44.0
Costo (USD)*	9.52	-	-	-	-	6.72
Duración (km) * en un tanque de 7 Kg	100	-	-	-	-	91.73- 119.09
Densidad energética (MJ/Kg)	2.34** 41.84***		22.68	29.52		48.24***
* Valores obtenidos de modelos de Toyota.	**Estado gaseoso		***Estado líquido			

La producción del hidrógeno puede estar libre de contaminantes si se produce a través de los siguientes tres métodos:

Electrólisis: con electricidad derivada exclusivamente de energías renovables.

Reformado a vapor de combustibles fósiles: combinando con captura y almacenamiento.

Técnicas termoquímicas o biológicas basadas en biomasa.

3.1.1 Aspectos de seguridad del hidrógeno

El hidrógeno es menos flamable en comparación con la gasolina. Si bien el almacenamiento y transporte del hidrógeno tiene riesgos estos se pueden minimizar teniendo un control de los mismos [4].

Si el hidrógeno tuviera una fuga en la tubería este se dispersaría 1.26 a 2.8 veces más rápido que el gas natural, debido a que el gas natural tiene una densidad de energía tres veces mayor que el hidrógeno, por lo que una fuga de gas resulta en una mayor liberación de energía que el hidrógeno [4].

Además, de tener un control robusto en las instalaciones, se pueden considerar las siguientes recomendaciones [5]:

- Instalación de más de una válvula de presión
- Instalación de sensores de detección de hidrógeno y oxígeno
- Diseño de líneas de suministro de celdas que estén separadas físicamente de otros equipos.
- Utilizar un dispositivo de contraflujo en la tubería.
- No abrir la válvula hasta que se esté seguro de que el equipo este completamente preparado.
- Para la eliminación de residuos contactar al proveedor para cualquier requerimiento especial.

3.2 Estado del hidrógeno en el mundo

La Agencia Internacional de Energía (*IEA, por sus siglas en inglés*), es un organismo autónomo el cual junto con la Organización para la Cooperación y Desarrollo Económico (*OECD, por sus siglas en inglés*), son las encargadas de implementar los programas internacionales de energía [4].

La *OECD* tiene como miembros a países como Australia, Canadá, Francia, Alemania, Nueva Zelanda, Japón, Corea, México, España, entre otros [4].

De acuerdo a la OECD, la rapidez con la que se pueda expandir la producción del hidrógeno depende de los diversos sectores en los cuales puede ser empleado, por ejemplo, en el sector industrial se espera una producción de 180 millones de toneladas por año para el 2050, equivalente a 4 veces más que la producida actualmente. Dentro del sector de transporte se espera un crecimiento del 0.5% al 30% dentro de 30 años [4].

Actualmente, los países que producen y utilizan el hidrógeno como fuente de energía con mayor demanda son: China, Estados Unidos, India, Canadá, Japón y Australia, esto debido a que han invertido en la infraestructura necesaria para la producción y distribución del hidrógeno [4].

Aunque México se encuentra dentro de la *OECD*, actualmente no cuenta con las reformas energéticas para el uso del hidrógeno como fuente de energía renovable, por ello la tecnología de las celdas de combustible no se encuentran en nuestro país [4].

3.3 Producción, distribución y almacenamiento de hidrógeno

3.3.1 Producción

El hidrógeno puede ser producido por medio de combustibles fósiles, energía nuclear o renovable y por otros procesos como: la electrólisis, biomasa, foto-electrólisis y procesos biológicos [1, 3, 4]. La producción total de hidrógeno es de 5 exajoules por año, de los cuales el 40% es producido por procesos químicos, el 40% en refinerías y el 20% en otros. A principios del 2003 el precio del hidrógeno comprimido oscilaba entre los 7 y 30 dólares por GJ [4].

Algunos de los procesos por medio de los cuales se puede obtener el hidrógeno se describen a continuación.

3.3.1.1 Hidrógeno por electrólisis:

La electrólisis es un proceso en el cual se disocia el agua en sus elementos constituyentes, hidrógeno y oxígeno haciendo pasar una corriente eléctrica. La electrólisis es el proceso inverso de una celda de combustible, ya que se suministra hidrógeno y oxígeno para producir vapor de agua.

Actualmente, existen dos tipos de electrolizadores: el electrolizador alcalino que usa una solución de hidróxido de potasio (*KOH*) y la tecnología de membrana de

electrólito polimérico (PEM). Dentro de la industria el más utilizado es el electrolizador alcalino, este es un buen candidato para la producción de hidrógeno para sistemas estacionarios ya que opera a presiones mayores a los 25 bar [4, 3, 1]. Por otro lado, el electrolizador PEM utiliza un electrólito sólido, lo cual le confiere la ventaja de la ausencia de corrosión, es compacto, proporciona una alta densidad de corriente y alta presión de operación (varios cientos de bar). En teoría la máxima eficiencia del electrolizador es cerca del 85%, la eficiencia de los electrolizadores también depende de la densidad de corriente.

El costo de producción de hidrógeno por electrólisis oscilaba entre 34 USD/GJ en el 2010 y se espera que sea de 17 USD/GJ en el 2030 [4].

3.3.1.2 Hidrógeno por combustible fósil:

El hidrógeno se puede obtener a partir de combustibles fósiles por medio de dos procesos: el reformado del gas y la gasificación del carbón, ambos procesos generan CO_2 y para hacer que la producción de hidrógeno sea libre de contaminantes se requiere de la captura y almacenaje del CO_2 [4].

Actualmente, existen tres procesos para la obtención del hidrógeno a partir del reformado de gas los cuales son: Reformado de Metano a Vapor (*SMR*), Oxidación Parcial (*POX*) y Reformación Auto Térmica (*ATR*), estos procesos están basados en una o más reacciones químicas que son exotérmicas o endotérmicas, el equilibrio de estas reacciones puede dar lugar a procesos que requieran poco intercambio de calor.

En el *SMR* el metano reacciona con el vapor de agua a 700 o 850 °C y 3 o 25 bar lo que produce hidrógeno y monóxido de carbono, a través del desplazamiento agua-gas.

En el proceso *POX* el metano reacciona con el oxígeno para producir hidrógeno y monóxido de carbono, este a su vez reacciona con vapor de agua produciendo hidrógeno y dióxido de carbono.

El *ATR* es una combinación de los procesos *SMR* y *POX* con condiciones de 950 a 1100 °C y 100 bar, este requiere un diseño avanzado de reactores para ofrecer mayor eficiencia [4].

Respecto a la gasificación, el hidrógeno puede producirse a partir del carbón mediante una reacción de gasificación endotérmica la cual produce hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y metano, si bien éste proceso es un proceso complejo y costoso, actualmente existen 385 gasificadores y 117 proyectos en todo el mundo [3].

3.3.1.3 Hidrógeno producido por energías renovables:

- ❖ **Fotólisis:** Son sistemas fotovoltaicos acoplados con los electrolizadores comerciales. Estos sistemas ofrecen algunas flexibilidades en la salida, ya que puede ser electricidad de la fotocelda o hidrógeno del electrolizador. Actualmente, existen laboratorios a gran escala trabajando en esta técnica de producción de hidrógeno y han demostrado que la conversión de energía solar a hidrógeno está arriba del 16% de eficiencia [4].
- ❖ **Biofotólisis:** Está técnica se basa en dos pasos: la fotosíntesis y producción de hidrógeno catalizada por hidrogenasas, por ejemplo, algas verdes y cianobacterias. Está es una solución a largo plazo en la producción de hidrógeno y es de vital importancia comprender los procesos naturales y las regulaciones en la producción del hidrógeno en el proceso más amplio del biorreactor [4].
- ❖ **Biomasa:** Está área es compartida entre la producción de hidrógeno y la producción de biocombustibles. La gasificación y la pirólisis se consideran las tecnologías más prometedoras a medio plazo para la comercialización de la producción de hidrógeno por biomasa. La materia prima de la biomasa es un producto de calidad inconsistente, ya que depende del tipo de ubicación y del clima. La producción de hidrógeno a partir de biomasa es un potencial competidor con la producción de biocombustibles [4, 1].

La descripción de los procesos termoquímicos y biológicos para generar hidrógeno a partir de la biomasa se muestran en el Diagrama 3.1:

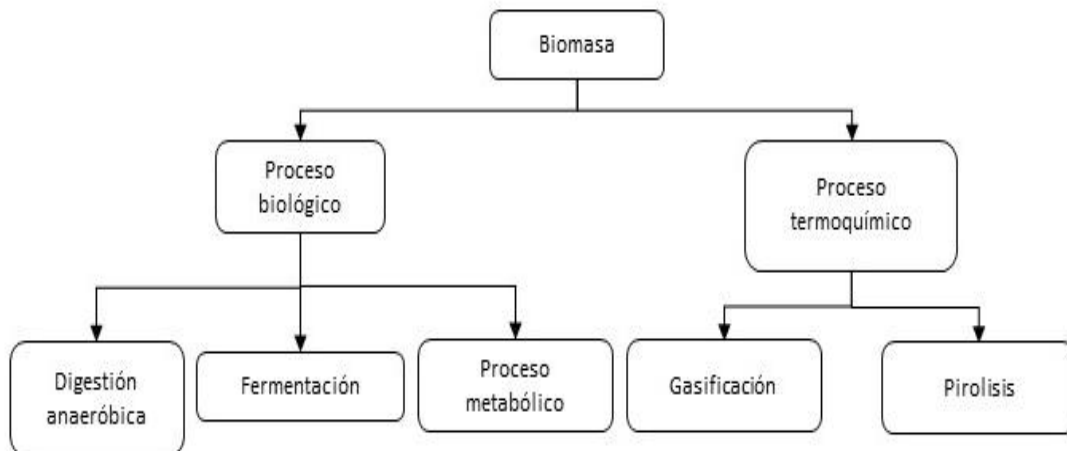


Diagrama 3.1 Descripción de los procesos para generar hidrógeno a partir de biomasa.

Los procesos biológicos son generalmente más lentos y costosos que los procesos termoquímicos, si bien este proceso tiene como fin la producción de hidrógeno, actualmente se tiene mayor enfoque en los procesos termoquímicos [4].

3.3.2 Distribución

La distribución de hidrógeno puede ser realizada en forma gaseosa o como hidrógeno líquido (gas licuado). Los oleoductos se han utilizado para transportar hidrógeno gaseoso por más de 50 años. Existen empresas como Air Liquide con una red de 879 Km en Bélgica, Francia y Países bajos, Chemicals Inc. tiene dos oleoductos en Estados Unidos los cuales transportan 190,000 Kg de hidrógeno por día a refinerías, Praxair Inc. opera tuberías en Texas e Indiana y entrega unos 200,000 Kg de hidrógeno por día [4].

La energía requerida para mover el hidrógeno a través de los ductos es alrededor de 4.6 veces más que la requerida por el gas natural [4].

Para la distribución de hidrógeno líquido, es necesario realizar el proceso de licuefacción (altas presiones 13 bares y bajas temperaturas -240 °C). La licuefacción del hidrógeno es un proceso muy costoso, por ello resulta necesario el estudio y desarrollo de nuevos materiales para su transporte y distribución [4, 3].

3.3.3 Almacenamiento

Actualmente, existen diversos métodos de almacenamiento del hidrógeno, el método comúnmente utilizado es el de tanques presurizados. A continuación, se describirán algunos de los métodos utilizados para el almacenamiento de hidrógeno: [4, 3]

3.3.3.1 Almacenamiento subterráneo

El hidrógeno puede ser almacenado en acuíferos, campos de petróleo o gas, pero el almacenaje en estos lugares puede ser tres veces más costosos que los convencionales (descritos a continuación) [3, 4].

3.3.3.2 Tanques presurizados para automóviles

Los tanques presurizados para automóviles son de un material ultra ligero como la fibra de carbono y son utilizados en automóviles como Mirai y Tucson [3, 4]. Las ventajas de estos tanques es que cumplen con presiones en los rangos de 350-700 bares y no requieren intercambio de calor interno, sus principales desventajas son el gran volumen, alto costo y la pérdida rápida de hidrógeno en un accidente [6].

3.3.3.3 Almacenamiento de hidrógeno líquido

La producción de hidrógeno líquido requiere de grandes cantidades de energía como se explicó en la sección 3.3.2, y para su almacenamiento se requiere de tanques especiales (contenedor criogénico), a diferencia de los tanques para hidrógeno gaseoso estos tienen una doble pared y entre ellas el vacío esto para evitar la transferencia de calor por conducción por sus condiciones extremadamente frías (-252.87 °C). Una alternativa es el uso de una solución de boro hidruro de sodio (NaBH_4) para el almacenamiento del hidrógeno líquido [3, 4].

La investigación de nuevos materiales para el almacenamiento y distribución del hidrógeno tiene una gran relevancia, ya que se pretende utilizar la menor energía posible. De acuerdo a la *OECD* actualmente en México no se cuenta con las reformas energéticas y la infraestructura necesaria para la operación y producción de hidrógeno [4].

CAPÍTULO 4

CELDA DE MEMBRANA DE INTERCAMBIO PROTÓNICO

La celda de hidrógeno de intercambio protónico (PEMFC) funciona a partir del suministro de hidrógeno en el ánodo y oxígeno en el cátodo como se muestra en la Figura 4.1. El hidrógeno se distribuye por los canales de flujo y al estar en contacto con el catalizador de platino se separa en protones (H^+) y electrones libres (e^-), los protones pasan a través de la membrana de intercambio protónico y los electrones viajan a través del circuito externo, en el cátodo los electrones y los protones se combinan con el oxígeno del aire para producir vapor de agua y calor. Al arreglo de ánodo-membrana- cátodo se le conoce como ensamble membrana electrodo (MEA) [3, 1].

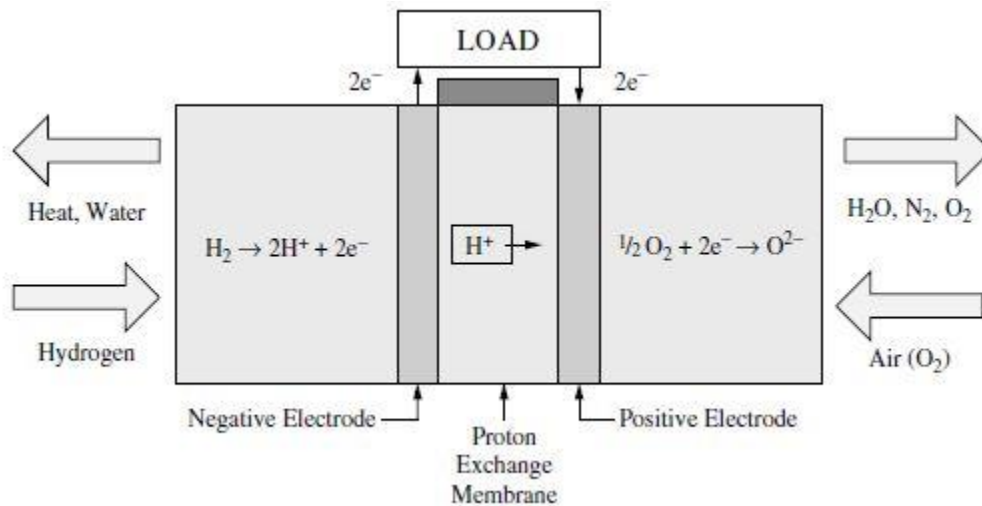


Figura 4.1. Celda de combustible de Membrana de intercambio Protónico [1]

Los inventores de este tipo de celda fueron los investigadores de la General Electric (G.E.) Thomas Grubb y Leonard Niedrach. En la década de 1960, G.E. desarrolló una pequeña celda para la armada naval y el ejército de los U.S., la celda fue alimentada por hidrógeno que era generado por una mezcla de agua e hidruro de litio, era compacta pero el catalizador era platino y esto hacía que su costo se elevara [1].

La NASA inicialmente investigó acerca de la tecnología de las PEMFC para utilizarlas en el programa espacial de los U.S. Este tipo de celdas fueron utilizadas en el proyecto Gemini y en el proyecto Mercury [1].

Sin embargo, la primer PEMFC presentaba dificultades internas como la contaminación y fuga de oxígeno alrededor de la membrana. Entonces los investigadores de G.E. rediseñaron la celda y el nuevo modelo fue utilizado por el resto de los vuelos del Gemini. En el proyecto Apollo sin embargo, se requería una fuente de alimentación que tuviera un tiempo de duración mayor, por lo cual los diseñadores del proyecto optaron por la utilización de celdas de combustible alcalinas [1].

Los investigadores de G.E. continuaron trabajando sobre las PEMFC y en la década de 1970 diseñaron la tecnología de electrólisis del agua, la cual llevó a la armada de los U.S. en su planta generadora de oxígeno. Los británicos por su parte la utilizaron en sus flotas de submarinos a principios de 1980 [1].

En las últimas décadas, las celdas de combustibles han sido investigadas ampliamente por empresas comerciales, para ser utilizadas en la transportación terrestre y marina, en sistemas estacionarios y en dispositivos portátiles como laptops, teléfonos celulares, videojuegos etc. [1].

4.1 Reacción química en las celdas

En una celda de combustible de hidrógeno, los gases reactantes utilizados son el hidrógeno y el oxígeno o aire. En el ánodo se suministra el hidrógeno y en el cátodo se suministra oxígeno o aire produciéndose una reacción de óxido-reducción (*REDOX*). En el ánodo el hidrógeno sufre una reacción de oxidación liberando *electrones* (e^-) y *iones de hidrógeno* (H^+) o *protones*. Los protones se transportan a través de la membrana hacia el cátodo y los electrones viajan a través de un circuito externo. En el cátodo, el oxígeno reacciona con los electrones del ánodo y los protones del electrolito, (reacción de reducción) produciendo agua. Las reacciones generales son las siguientes: [1, 3, 7]

Reacción en el ánodo: $H_2(g) \rightarrow 2H^+(aq) + 2e^-$

Reacción en el cátodo: $\frac{1}{2}O_2(g) + 2H^+(aq) + 2e^- \rightarrow H_2O(l)$

Reacción general: $H_2(g) + \frac{1}{2}O_2(g) \rightarrow H_2O(l)$

El voltaje estándar a circuito abierto en la celda es de 0.95-1.05 V pero se considera una variación del 20% por lo que [1]:

$$E_{celda}^0 = 1.229 V \quad (4.1)$$

4.2 Termodinámica en celdas

La termodinámica estudia la transformación de una energía en otra. En las celdas de combustible la termodinámica comprende la conversión de la energía química a energía eléctrica, ésta puede predecir si la reacción es energéticamente espontánea. La termodinámica expresa los límites teóricos posibles de una celda en términos “caso ideal”. En el “caso real” el rendimiento de una celda requiere del conocimiento de la cinética de la reacción sumada a la termodinámica [1, 2, 7].

Se debe tener una pequeña intuición acerca de los términos *entalpía* (h) y *energía libre de Gibbs* (ΔG), también asumimos que la termodinámica está basada en experiencias humanas, al igual sabemos que la energía no se crea ni se destruye solo se transforma (primera ley de la termodinámica) y por ello podemos describir matemáticamente las cantidades de energía con relación a la temperatura, presión y volumen [2].

En termodinámica los procesos pueden ser definidos dependiendo de cómo es controlado.

Proceso Isotérmico: Proceso a temperatura constante. *Proceso Isobárico*: Proceso a presión constante. *Proceso Isocórico*: Proceso a volumen constante. *Proceso Adiabático*: Proceso que no transfiere calor. *Proceso Politrópico*: Proceso en el cual existe una relación entre la presión y el volumen constantes. *Proceso reversible*: Este representa un proceso ideal, ya que en un proceso real existen diversos factores que causan la irreversibilidad entre los que se encuentran la fricción, expansión restringida, procesos de mezclado, resistencia, transferencia de calor, efectos de histéresis, reacciones químicas y electroquímicas. *Proceso Isotrópico*: Proceso reversible y adiabático o con entropía constante [2, 3].

En un sistema también se puede hablar sobre la energía y se puede dividir en tres categorías: energía cinética $E_K = \frac{1}{2}mv^2$, la cual es asociada con la velocidad de traslación de un sistema, energía potencial $E_p = mgZ$, la cual es asociada con la elevación de un sistema con referencia a un nivel, energía interna U , ésta incluye todas las energías asociadas con las estructuras atómicas y moleculares, orientaciones que incluye traslación, rotación y vibración. Ésta energía puede clasificarse como *energía latente* asociada con la fase de la sustancia, *energía química* asociada con las estructuras atómicas y moleculares, y *energía nuclear* asociada con la fuerza que ejerce el núcleo del átomo [2].

La energía contenida en un sistema puede cambiarse, a la transferencia de energía se le conoce como “calor y trabajo” [2, 7, 3].

4.2.1 Eficiencia teórica de las celdas

La eficiencia de una celda de combustible generalmente está definida de la siguiente forma:

$$E = \frac{\text{energía eléctrica producida por mol de combustible}}{-\Delta h} = \frac{\Delta G}{-\Delta h} \quad (4.2)$$

donde $-\Delta h$ es el incremento de entalpía y ΔG representa la energía libre de Gibbs. Para comprender mejor las variables utilizadas se describirán detalladamente a continuación:

La entalpía (Δh), la cual expresa la cantidad de calor utilizado durante un proceso isobárico (descrito anteriormente).

La entalpía de las sustancias en estado natural se define como cero en el estado de referencia ($T_{ref} = 25^\circ\text{C}$ y $P_{ref} = 1 \text{ atm.}$). El cambio de energía sensible (Δh_s) esta en función de la temperatura y puede calcularse usando el calor específico a una temperatura constante mediante la siguiente ecuación [1].

$$\Delta h_s(T, P) = \int_{T_{ref}}^T C_p(T) dT \quad (4.3)$$

donde $C_p(T)$ es el calor específico a presión constante. El calor específico medio puede aproximarse como una función lineal de la temperatura de acuerdo a la ecuación (4.4) [1]

$$\bar{c}_p = c_p \left(\frac{T + T_{ref}}{2} \right) \quad (4.4)$$

donde \bar{c}_p es el calor específico a presión constante, T es la temperatura dada y T_{ref} es la temperatura de referencia a 25°C [1].

Otro tipo de cálculo termodinámico en las celdas es el *valor alto y bajo de calentamiento del combustible*. El valor alto de calentamiento (*HHV, por sus siglas en inglés*) mide la cantidad de calor liberado en una cantidad constante entre las temperaturas iniciales y finales. El combustible inicialmente se encuentra a 25°C posteriormente se enciende y quema. El valor bajo de calentamiento (*LHV, por sus siglas en inglés*) se determina parando el enfriamiento a 150°C . El calor de la reacción se recupera parcialmente. La diferencia entre el valor alto y bajo es igual a la entalpía de vaporización ΔH_{vap} (o entalpía de condensación) y depende de la composición del combustible [1, 3].

Sin embargo, en la práctica se encuentra que no todo el combustible que alimenta a la celda es utilizado, es decir pasa sin reaccionar. El *coeficiente de utilización de combustible* puede ser determinado como: [3]

$$\mu_f = \frac{\text{masa de combustible reaccionada en la celda}}{\text{masa de entrada de combustible a la celda}} \quad (4.5)$$

El máximo trabajo eléctrico (W_{elec}) en un sistema a temperatura y presión constante está dado por el cambio negativo de la energía libre de Gibbs para el proceso (ΔG) [1]

$$W_{max,elec} = -\Delta G \quad (4.6)$$

El cambio de la energía libre de Gibbs (ΔG) representa la cantidad máxima de trabajo útil que se puede obtener para un sistema a temperatura y presión constantes [1].

De la segunda ley de la termodinámica, el máximo trabajo útil está dado por la siguiente ecuación [1]:

Así W_{elec} , la salida de energía eléctrica está dado por:

$$W_{elec} = \Delta G = \Delta h - T\Delta S \quad (4.7)$$

donde ΔG es el cambio en la energía libre de Gibbs, Δh es el cambio de la entalpía, T es la temperatura absoluta y ΔS es el cambio de entropía (se puede definir como aquella energía que no es utilizable en un proceso termodinámico). Tanto la entropía como la entalpía dependen de la temperatura [1].

El potencial de un sistema para realizar trabajos eléctricos por una carga Q a través de una diferencia del potencial eléctrico, E en voltios es: [1]

$$W_{elec} = EQ \quad (4.8)$$

Si se supone que la carga es llevada por los electrones

$$Q = nF \quad (4.9)$$

donde n es el número de electrones por mol transferidos y F es la constante de Faraday ($96\,485\text{ C/mol}$). El voltaje máximo reversible generado por una celda puede ser calculado mediante la siguiente ecuación: [1]

$$\Delta G = -nFE_r \quad (4.10)$$

donde n es el número de electrones por mol transferidos por combustible consumido y F es la constante de Faraday ($96\,485\text{ C/mol}$), y E_r es el voltaje estándar de reversibilidad [1].

La relación entre voltaje y temperatura se deriva de la energía libre, se da igualando las ecuaciones (4.7) y (4.10) y despejando el voltaje de reversibilidad sobre las condiciones estándar y suponiendo que el cambio de entalpía no cambia con la temperatura [1].

$$E_r = \frac{\Delta G_{rxn}}{nF} = -\frac{\Delta h - T\Delta S}{nF} \quad (4.11)$$

$$\Delta E_r = \left(\frac{dE}{dT}\right)(T - 25) = \frac{\Delta S}{nF}(T - 25) \quad (4.12)$$

donde E_r es el voltaje reversible en estado estándar y ΔG_{rxn} es el cambio de energía libre estándar para la reacción. El cambio de entropía es negativo, por lo tanto, el voltaje a circuito abierto decrece cuando aumenta la temperatura. Teóricamente una celda es más eficiente a bajas temperaturas [1].

En el caso de celdas de hidrógeno-oxígeno bajo condiciones estándar:



$$\Delta h = -285.8 \frac{kJ}{mol}; \Delta G = -237.3 \frac{kJ}{mol} \quad (4.14)$$

$$E_{H_2/O_2} = -\frac{-237.3 \frac{kJ}{mol}}{2 \text{ mol} * 96485 \frac{C}{mol}} = 1.229 \text{ V} \quad (4.15)$$

Para condiciones no estándar, el voltaje de reversible de una celda puede ser calculado a partir del balance de energía entre los reactantes y el producto [1].

4.2.2 Ecuación de Nernst

El voltaje teórico E_t para una reacción electroquímica puede ser expresado por la ecuación de Nernst [3, 1]

$$E_t = E_r - \frac{RT}{nF} \ln \left[\frac{\prod_i a_i^{v_i}}{\prod_i b_i^{v_i}} \right] \quad (4.16)$$

donde R es la constante del gas ideal, T es la temperatura, a_i es la actividad de especies (productos) i , b_i es la actividad de especies (reactivos) i , v_i es el

coeficiente estequiométrico de la especie i y E_r es el voltaje reversible estándar en función de la temperatura y presión [1].

La reacción en una celda de hidrógeno-oxígeno se puede escribir usando la ecuación de Nernst [3, 1]:

$$E = E_r - \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_{H_2O}}{a_{H_2} a_{O_2}^{\frac{1}{2}}} \quad (4.17)$$

donde E es el voltaje actual en la celda, E_r es el voltaje reversible del estado estándar, R es la constante de gas universal, T es la temperatura absoluta, n es el número de electrones consumidos en la reacción y F es la constante de Faraday [1].

Si la celda está operando a menos de 100°C , la actividad de agua se puede establecer como 1 porque se supone que hay agua líquida, a una presión de 1 atm . y si el electrolito ácido tiene una concentración efectiva de 1 mol de H^+ por litro, por lo tanto, $E = E_r$ [1].

El voltaje teórico de una celda de hidrógeno-oxígeno puede calcularse de la siguiente forma:

$$E_t = 1.229 - \frac{8.314 \left(\frac{J}{\text{mol} * K} \right) 298.15 K}{2 \text{ mol} * 96485 \left(\frac{C}{\text{mol}} \right)} \ln \frac{1}{1 * 0.21^{\frac{1}{2}}} = 1.219 V \quad (4.18)$$

El voltaje entre el cátodo de oxígeno donde se produce la reducción y el ánodo de hidrógeno donde tiene lugar la oxidación será de $1.219 V$ en condiciones estándar y sin flujo de corriente. Cuando la carga es conectada en los electrodos, la corriente fluirá siempre que exista hidrógeno y oxígeno. Si la corriente es pequeña, la eficiencia de la celda podría ser mayor que $0.9V$, con una eficiencia mayor al 90%, y será mayor que la de los motores térmicos, a vapor o de combustión interna que solo pueden alcanzar un máximo del 60% [1].

4.3 Electroquímica en celdas

La electroquímica estudia la transformación química a energía eléctrica. Ésta fue descubierta a principios del siglo XIX. En 1880, Alessandro Volta reportó la conversión de energía química a eléctrica ante la Royal Society en Londres, el demostró que, al colocar una membrana empapada en contacto con placas de plata y zinc, producía una corriente eléctrica la cual fluía a través de un circuito externo. A Volta se le atribuye la creación de la primera celda electroquímica que constaba

de dos electrodos uno de zinc y otro de cobre con un electrólito de ácido sulfúrico [2].

A la celda que produce electricidad a partir de una reacción química espontánea se la conoce como *celda voltaica* o *celda galvánica*. Por definición el *ánodo* es el electrodo donde los electrones son separados, los electrones pasan a través de un circuito externo y los protones pasan a través del electrólito hacia el *cátodo*. El *cátodo* es el electrodo en donde los electrones y protones se vuelven a unir [2].

Todos los procesos electroquímicos implican la transferencia de electrones entre un electrodo y una especie química con un intercambio de energía libre de Gibbs (ΔG). La reacción electroquímica se produce en la interfaz electrodo-electrólito, cada carga debe superar una barrera energética de activación para moverse a través del electrólito, electrodo o placa bipolar como se muestra en la Figura 4.2. La velocidad de reacción depende de la velocidad en que los electrones se crean o se consumen. Por lo tanto, la corriente es una medida directa de la velocidad de las reacciones electroquímicas [1].

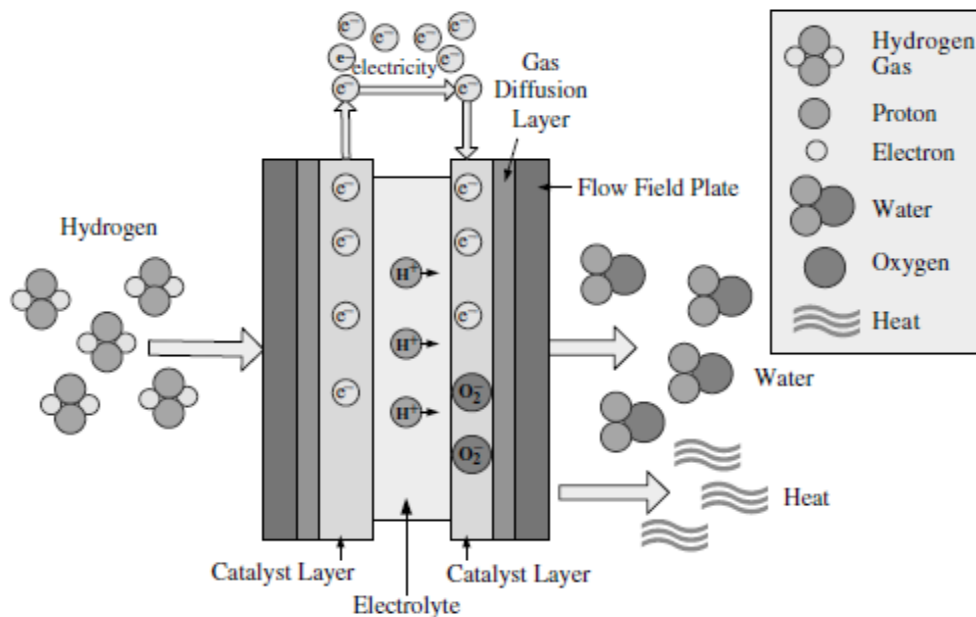


Figura 4.2. Reacción química de una PEMFC [1]

De acuerdo a las leyes de Faraday la transferencia de carga (Q) está dada por:

$$i = \frac{dQ}{dt} \quad (4.19)$$

donde Q (joule) es la carga y t es el tiempo (segundos). Si cada reacción electroquímica resulta en la transferencia de n electrones por unidad de tiempo, entonces:

$$i = nF \frac{dN}{dt} \quad (4.20)$$

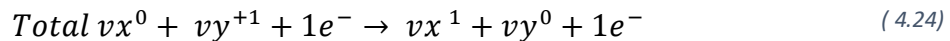
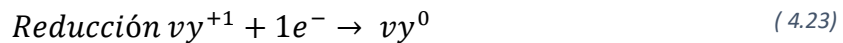
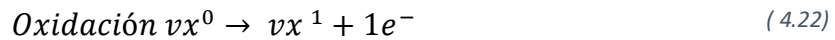
donde dN/dt es la velocidad de la reacción electroquímica (mol/s) y F es la constante de Faraday ($96\,485\ C/mol$). Integrando la ecuación (4.20) obtenemos:

$$\int_0^t i dt = Q = nFN \quad (4.21)$$

Esta ecuación establece que la cantidad total de energía producida es igual al número de moles por n y la constante de Faraday [1].

Los modelos desarrollados para las reacciones *redox* están basados en la transferencia (pérdida y ganancia) de electrones, es decir que la oxidación siempre va acompañada de la reducción [1].

En general la reacción en cada electrodo puede escribirse como:



donde v es el coeficiente estequiométrico y x, y son las especies. Para una reacción en un electrodo, el balance entre el producto, reactantes y carga de electrones debe conservarse [2].

Estas reacciones liberan y consumen electrones, la diferencia entre los electrones liberados y los consumidos es igual a la corriente neta generada:

$$i = nF(k_f C_{Ox} - k_b C_{Rd}) \quad (4.25)$$

donde C_{Ox} es la concentración del oxidante en la superficie del electrodo y C_{Rd} es la concentración del reductante en la superficie del electrodo. Las variables k_f y k_b se describirán en la subsección 4.3.1, si la reacción química se encuentra en equilibrio, la corriente neta es igual a cero debido a que la reacción procederá en ambas direcciones a la misma velocidad [1].

4.3.1 Cinética de los electrodos

De acuerdo a la teoría del estado de transición, una barrera de energía debe ser superada para que la reacción proceda. La magnitud de la barrera de energía es igual a el cambio de la energía libre de Gibbs (ΔG) entre el reactivo y el producto. El coeficiente de velocidad heterogéneo k (el cual nos dice la velocidad de la reacción), puede ser calculado en una reacción electroquímica y está en función de la energía libre de Gibbs mediante la siguiente ecuación [1]:

$$k = \frac{k_B T}{h} \exp\left(\frac{-\Delta G}{RT}\right) \quad (4.26)$$

donde k_B es la constante de Boltzmann ($1.38049 \times 10^{-23} J/K$), h es la constante de Planck ($6.621 \times 10^{-34} Js$) y ΔG es la energía de Gibbs de activación (kJ/mol), R es la constante de los gases ideales ($8.314 J/(mol * K)$) y T es la temperatura absoluta ($298.15 K$). La energía libre de Gibbs puede considerarse en términos químicos y eléctricos, ya que se produce en presencia de un campo eléctrico [1].

Para una reacción de reducción:

$$\Delta G = \Delta G_{AC} + \alpha_{Rd} FE \quad (4.27)$$

Para una reacción de oxidación:

$$\Delta G = \Delta G_{AC} + \alpha_{Ox} FE \quad (4.28)$$

donde ΔG_{AC} es la activación compleja de la energía libre de Gibbs, α es el coeficiente de transferencia, F es la constante de Faraday y E es el voltaje [1].

Algunas veces existe confusión en el coeficiente de transferencia α y el factor de simetría β , este factor es típicamente usado para una reacción que ocurre en un solo paso, pero en un proceso existen múltiples pasos. El valor de α depende de la barrera de activación y se encuentra entre 0 y 1, específicamente entre 0.2 y 0.5 para una reacción electroquímica. La relación entre α_{Rd} y α_{Ox} es [1]:

$$\alpha_{Rd} - \alpha_{Ox} = \frac{n}{v_{times}} \quad (4.29)$$

donde n es el número de electrones transferidos y v_{times} el número de veces la etapa estequiométrica, que debe tener para que la reacción ocurra. Los coeficientes de velocidad de reacción de oxidación hacia adelante (k_f) y hacia atrás (k_b) se describen por las ecuaciones [1]:

$$k_f = k_{0,f} \exp\left[\frac{-\alpha_{Rd} FE}{RT}\right] \quad (4.30)$$

$$k_b = k_{0,b} \exp \left[\frac{-\alpha_{Ox} F E}{RT} \right] \quad (4.31)$$

Si estas ecuaciones son sustituidas en la ecuación (4.25), la corriente neta es:

$$i = nF \left\{ k_{0,f} C_{Ox} \exp \left[\frac{-\alpha_{Rd} F E}{RT} \right] - k_{0,b} C_{Rd} \exp \left[\frac{-\alpha_{Rd} F E}{RT} \right] \right\} \quad (4.32)$$

Debido a que la reacción procede en ambas direcciones, la corriente neta (i) en equilibrio es igual a cero. La densidad de corriente (i_0) se expresa con la ecuación (4.33):

$$i_0 = nF k_{0,f} C_{Ox} \exp \left[\frac{-\alpha_{Rd} F E_r}{RT} \right] = nF k_{0,b} C_{Rd} \exp \left[\frac{-\alpha_{Rd} F E_r}{RT} \right] \quad (4.33)$$

La relación entre la densidad de corriente (i_0) y el voltaje (E_t) está dada por la ecuación de Butler-Volmer:

$$i = i_0 \left\{ \exp \left[\frac{-\alpha_{Rd} F (E - E_r)}{RT} \right] - \exp \left[\frac{-\alpha_{Ox} F (E - E_r)}{RT} \right] \right\} \quad (4.34)$$

La ecuación de Butler-Volmer es válida para las reacciones en el ánodo y en el cátodo de una celda de combustible, esta ecuación también dice que entre más corriente se demande el voltaje se perderá. La ecuación de Butler-Volmer se aplica a reacciones de un solo paso, pero se puede modificar para reacciones de múltiples pasos [1].

La densidad de corriente de intercambio es una constante de velocidad para las reacciones electroquímicas y está en función de la temperatura, la carga del catalizador y el área superficial específica del catalizador. La densidad de corriente de intercambio eficaz a cualquier temperatura y presión está dada por la ecuación (4.35) [1].

$$i_0 = i_0^{ref} a_c L_c \left(\frac{P_r}{P_r^{ref}} \right)^\gamma \exp \left[-\frac{E_c}{RT} \left(1 - \frac{T}{T_{ref}} \right) \right] \quad (4.35)$$

donde i_0^{ref} es la densidad de corriente de intercambio de referencia por unidad de área superficial del catalizador (A/cm^2), a_c es la área específica del catalizador, L_c es la carga del catalizador, P_r es la presión de la reacción parcial, P_r^{ref} es la presión de referencia, γ es el coeficiente de presión (0.5 y 1.0), E_c es la energía de activación (66 kJ/mol para reducción de O_2 en Platino), R es la constante del gas (8.314 J/(mol * K)), T es la temperatura y T_{ref} es la temperatura de referencia (298.15 K) [1].

4.3.2 Pérdidas de voltaje

Una celda de combustible proporciona voltajes dependiendo de las condiciones de operación tales como la temperatura, la carga aplicada y el flujo del combustible/oxidante. La medida estándar del rendimiento de una celda de combustible son las *curvas de polarización* que representan los voltajes contra la densidad de corriente operativa de la celda como se muestra en la Figura 4.3. La energía eléctrica se obtiene de una celda solo cuando se extrae la corriente y el voltaje de una celda [1, 3].

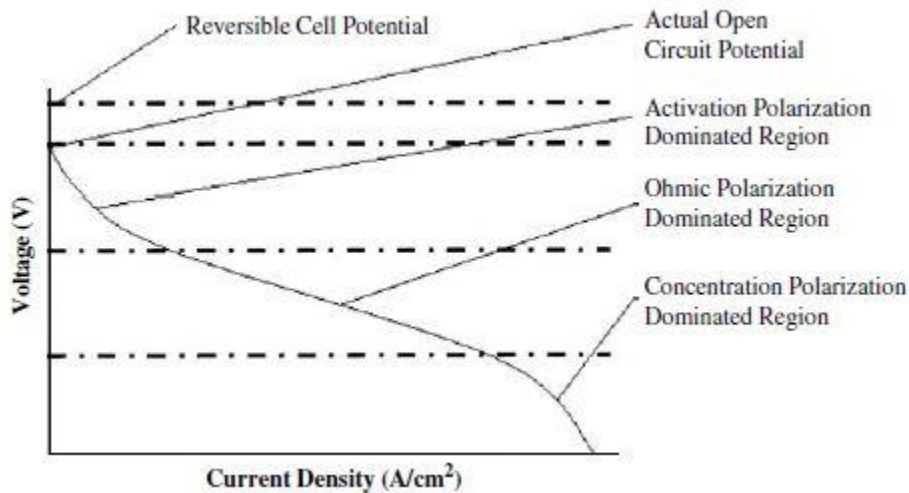


Figura 4.3. Curva de polarización de una celda.

Las pérdidas están definidas como la desviación de el voltaje de la celda (V_{irrev}) del voltaje teórico (V_{rev}), es decir:

$$V(i) = V_{rev} - V_{irrev} \quad (4.36)$$

El voltaje a circuito abierto real en una celda es menor al modelo teórico debido al cruce de la especie de un electrodo a través del electrólito y corrientes externas [1].

Existen tres clasificaciones de las pérdidas que resultan en la caída del voltaje a circuito abierto y son: polarización de activación, polarización óhmica y polarización de concentración. Considerando lo anterior la ecuación (4.34) puede reescribirse incluyendo todas las pérdidas de voltajes.

$$V(i) = V_{rev} - V_{actAnodo} - V_{actCatodo} - V_{ohmico} - V_{concAnodo} - V_{concCatodo} \quad (4.37)$$

donde V_{act} , V_{ohmico} , V_{conc} representan las pérdidas por la activación, la polarización óhmica (resistencia) y la concentración de masa. La activación y la concentración ocurren en el ánodo y en el cátodo, mientras que la polarización óhmica representa las pérdidas óhmicas a través de la celda de combustible [1].

Los voltajes de activación, óhmicos y de concentración se obtienen de la ecuación (4.35), despejando el voltaje para cada caso y sustituyendo en la ecuación (4.37) se obtiene la ecuación (4.38):

$$V = V_{rev} - \frac{RT}{\alpha_c F} \ln\left(\frac{i}{i_{0,c}}\right) - \frac{RT}{\alpha_a F} \ln\left(\frac{i}{i_{0,a}}\right) - \frac{RT}{nF} \ln\left(\frac{i_{L,c}}{i_{L,c} - i}\right) - \frac{RT}{nF} \ln\left(\frac{i_{L,a}}{i_{L,a} - i}\right) - iR_i \quad (4.38)$$

donde las variables $R, T, \alpha_c, F, i, i_{0,a}$ ya se describieron anteriormente y $i_{L,c}$ corresponde a la corriente óhmica en el cátodo y $i_{L,a}$ corresponde a la corriente óhmica en el ánodo. Resumiendo, la ecuación (4.38) tenemos:

$$V = V_{rev} - \frac{RT}{\alpha F} \ln\left(\frac{i_{ext} + i_{perdidas}}{i_0}\right) - \frac{RT}{\alpha F} \ln\left(\frac{i_L}{i_L - i}\right) - iR_i \quad (4.39)$$

La polarización de activación es el sobre voltaje necesario para superar la energía de activación de la reacción electroquímica en la superficie del catalizador [1].

El catalizador reduce la altura de la barrera de activación, pero existe una pérdida de voltaje debido a la lenta reacción del oxígeno. El potencial total de la polarización de activación es de 0.1 V ó 0.2 V, lo que reduce el voltaje máximo (1.229 V) a menos de 1 V incluso en condiciones de circuito abierto [1].

Las expresiones de sobre voltaje pueden derivarse de la ecuación de Butler-Volmer quedando de la siguiente manera.

$$\Delta V_{act} = V_{rev} - V = \frac{RT}{\alpha F} \ln\left(\frac{i}{i_0}\right) \quad (4.40)$$

donde i es la densidad de corriente y i_0 es la densidad de corriente de intercambio de reacción, la cual representa la velocidad de reacción [1].

Las pérdidas de activación pueden expresarse mediante la ecuación de Tafel:

$$\Delta V_{act} = a + b \ln(i) \quad (4.41)$$

donde $a = -\frac{RT}{\alpha F} \ln(i_0)$ y $b = \frac{RT}{\alpha F}$ [1].

De la ecuación (4.41) para obtener el voltaje de activación para el ánodo y cátodo se representará de la siguiente forma:

$$V_{actAnodo} + V_{actCatodo} = \frac{RT}{nF\alpha} \ln\left(\frac{i}{i_0}\right)\Bigg|_{anodo} + \frac{RT}{nF\alpha} \ln\left(\frac{i}{i_0}\right)\Bigg|_{catodo} \quad (4.42)$$

donde n es el número de protones intercambiados por mol del reactante, F es la constante de Faraday (96 485 C/mol) y α es la constante de transferencia de carga [1].

4.3.2.1 La ecuación de Tafel

Es un resultado de experimentos, más que consideraciones teóricas, Tafel observó y reportó en 1905 que la sobretensión en la superficie de un electrodo seguía un patrón similar en un gran número de reacciones electroquímicas, tal como se ilustra en la Figura 4.4, la cual muestra que si se traza un gráfico de sobretensión frente al \log de la densidad de corriente este se aproxima a una línea recta [3].

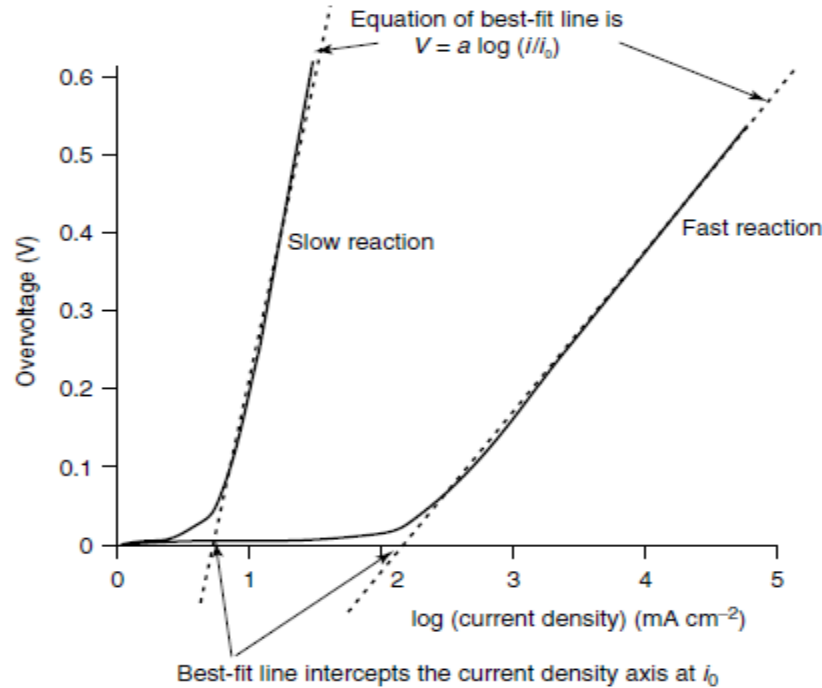


Figura 4.4. Gráfico de Tafel para una reacción electroquímica lenta y rápida [3].

La ecuación que describe este comportamiento es la siguiente:

$$\Delta V_{act} = a \log\left(\frac{i}{i_0}\right) \quad (4.43)$$

donde a es llamada "pendiente de Tafel", i es la corriente y i_0 es la densidad de corriente. Esta ecuación relaciona la velocidad de una reacción electroquímica con el voltaje de activación.

Esta ecuación puede expresarse de distintas formas. Una variación es utilizar el logaritmo natural en lugar de base 10, es decir

$$\Delta V_{act} = A \ln\left(\frac{i}{i_0}\right) \quad (4.44)$$

donde la constante A es alta para una reacción electroquímica que es lenta, la constante i_0 es alta si la reacción es rápida. La densidad de corriente i_0 puede

considerarse como la corriente a sobretensión debido a que empieza a moverse desde cero. Es importante recordar que la ecuación de Tafel es válida cuando $i > i_0$. Esta densidad corriente i_0 es usualmente llamada *Densidad de corriente de intercambio* [3].

Si bien la ecuación de Tafel se dedujo experimentalmente, ésta tiene una base teórica. La cual demostró McDougal en 1976, que para una celda de combustible de hidrógeno con dos electrones transferidos por mol, la constante A ésta dada por:

$$A = \frac{RT}{2\alpha F} \quad (4.45)$$

donde α se denomina coeficiente de transferencia de carga y es la proporción de la energía eléctrica aplicada que se aprovecha al cambiar la velocidad de una reacción electroquímica [3].

4.4 Componentes de una celda

El diseño y ensamblado de una celda o de un banco de celdas (stack), pueden afectar el desempeño de acuerdo a los materiales utilizados en sus componentes. El desempeño de los componentes de una celda es validado en operaciones reales tales como: sistemas portátiles, sistemas estacionarios o de transporte. A continuación, se describirán las partes constituyentes (ver Figura 4.5) de una celda tipo PEM de hidrógeno.

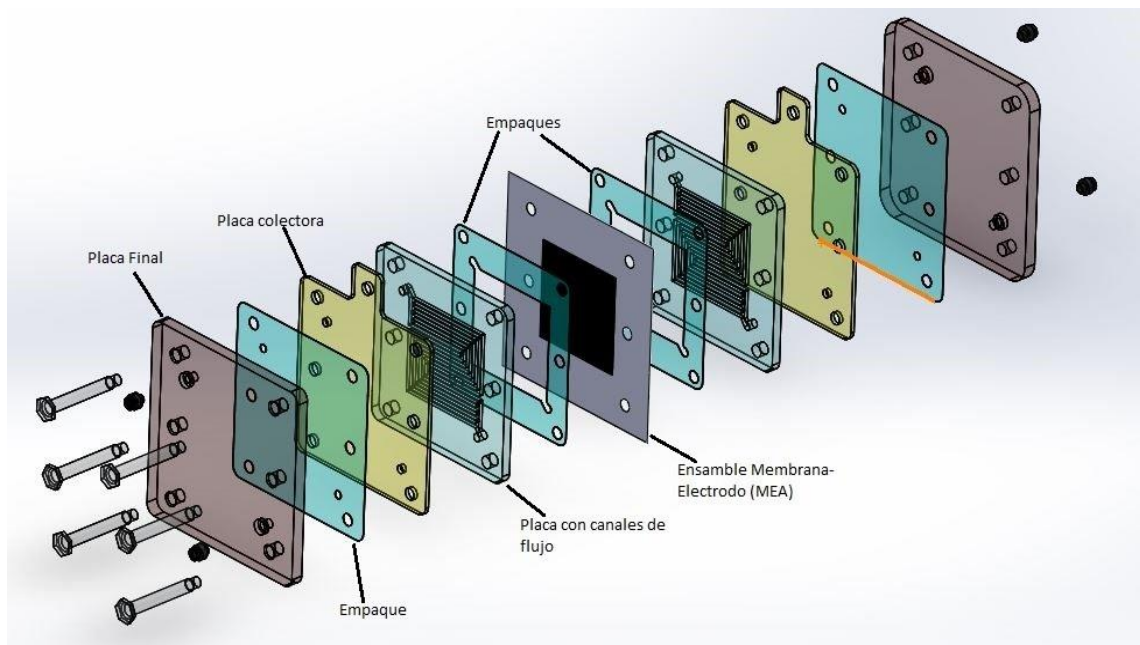


Figura 4.5. Descripción de las partes que conforman una celda tipo PEM.

4.4.1 Ensamble membrana-electrodo (MEA)

El ensamble membrana electrodo (MEA), consiste en la unión de un electrodo (ánodo), una membrana tipo PEM y un electrodo (cátodo) formando una sola entidad. Debido a que las reacciones químicas tienen lugar en la MEA esta es considerada como la parte principal en la celda de combustible.

Los componentes de una MEA incluyen en el ánodo una capa difusora de gas (*GDL*, por su siglas en inglés), una capa del catalizador, la membrana PEM y en el cátodo se consideran las mismas capas que en el ánodo [2, 7, 1]. La estructura física de una MEA se muestran en la Figura 4.6.

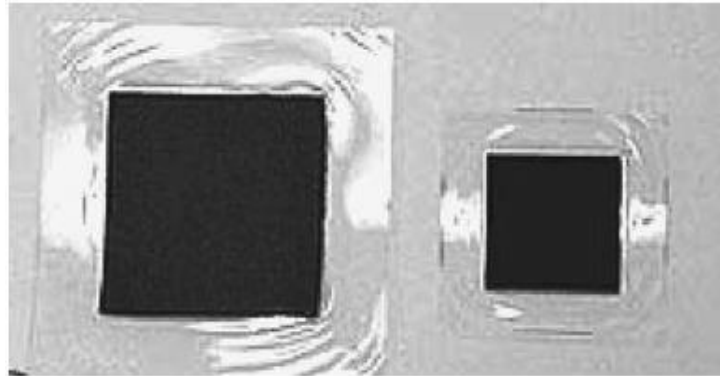


Figura 4.6. MEA completa [1].

En la Figura 4.7 se muestran las capas que conforma el electrodo en una celda de combustible constan de un catalizador y un electrodo poroso o una *capa de difusión de gas (GDL, por sus siglas en inglés)*. Cuando el combustible viaja a través de los canales de flujo, este se difunde en el electrodo poroso o el *GDL*. El reactivo viaja al catalizador donde es separado en iones, electrones y otras moléculas o combinándose formando nuevas moléculas, esto dependiendo del tipo de celda utilizada [2, 7].

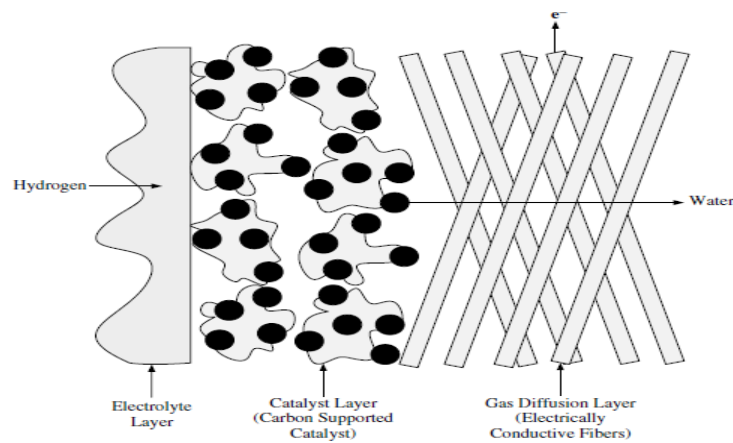


Figura 4.7. Capas que conforman un electrodo en una celda tipo PEM.

4.4.1.1 Capa difusora de gas (GDL)

La capa difusora de gases *GDL* es un componente importante en las celdas PEM de hidrógeno, ya que tiene diversas funciones tales como proporcionar el paso para la difusión del gas desde el canal de flujo hasta la capa del catalizador, proporcionar vías electrónicas desde el catalizador al campo de flujo o viceversa, retener un poco de agua para facilitar la conductividad del protón a través de la PEM, eliminar excedentes de agua para evitar inundaciones entre el catalizador y el *GDL* y también sirve como soporte físico para el catalizador [2].

Actualmente, se utiliza papel de fibra de carbón y tela de fibra de carbón como soporte (ver Figura 4.8), con un espesor entre 100-300 μm , con alta porosidad (> 70%), con una densidad entre 0.21 y 0.73 g/cm^2 y una buena conductividad eléctrica [7].

La Tabla 4.1 muestra las propiedades de los papeles de carbón comerciales disponibles.

Tabla 4.1. Propiedades de los papeles de carbón comerciales disponibles [2].

Papel de carbón	Espesor (mm)	Porosidad (%)	Densidad (g/cm^2)
Toray TGPH-090	0.30	77	0.45
Kureha E-715	0.35	60 – 80	0.35 – 0.40
Spectracarb 2050A-1041	0.25	60 – 80	0.40

La porosidad de la capa difusora de gas (ε) puede ser calculada a partir de la relación entre su peso real, espesor y la densidad de la fase sólida. La porosidad también depende del espesor comprimido.

$$\varepsilon = 1 - \frac{W_A}{\rho_{real}^d} \quad (4.46)$$

donde W_A es el peso real en g/cm^2 , ρ la densidad de la fase sólida y d es el espesor (ya sea comprimido o sin comprimir) [1].

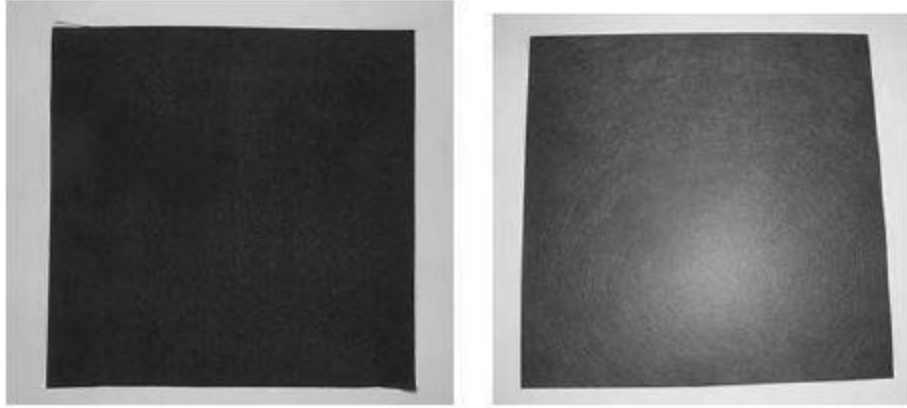


Figura 4.8. Papel Carbón y Tela de Carbón [1].

La capa de difusión de gas se comprime para minimizar las pérdidas de resistencia de contacto. Los coeficientes de difusión incluyen los efectos del material porosidad y tortuosidad. El coeficiente de Darcy (K_D) se relaciona con la caída de presión y es proporcional al flujo volumétrico mediante la siguiente ecuación:

$$Q = K_D \frac{A}{\mu l} \Delta P \quad (4.47)$$

donde Q es el flujo volumétrico m^3/s , K_D es el coeficiente de Darcy m^2 , A es el área de la sección transversal perpendicular al flujo m^2 , μ es viscosidad del gas $kg/(m * s)$, l es la longitud de la trayectoria m y ΔP es la caída de presión Pa [1].

4.4.1.2 Catalizador

En la capa del catalizador (ver Figura 4.9), es donde ocurre la reacción electroquímica ya sea de oxidación o de reducción. Ésta es una capa uniforme con un espesor de entre 10 y 100 mm (usualmente $<50 mm$), compuesto por un electrocatalizador en polvo, un ionómero conductor de protones (por ejemplo, Nafión) [3].



Figura 4.9. Catalizador [1].

El mejor catalizador para el ánodo y cátodo que existe es el Platino, actualmente se usan membranas de Nafión que operan a 80 °C y necesitan 0.5 mg/cm^2 de platino en el ánodo y cátodo respectivamente o 1 mg/cm^2 en total, la densidad de corriente generada es de 0.7 W/cm^2 . Existen nuevos materiales de membranas que operan a 100 °C y requieren de una menor carga de platino de 0.1 a 0.5 mg/cm^2 lo que las hace más económicas [4].

Cabe señalar que el área superficial es más importante que el peso, por lo que es importante tener partículas pequeñas de platino (cerca de 4 nm o menos), dispersadas sobre una superficie que usualmente es polvo de carbón con alta área superficial (75 m^2/g). Los materiales utilizados como soporte para el platino son Vulcan XC72R carbon, Black Pearls BP 2000 carbon, Ketjen Black carbon Shawinigan, Acetylene Carbon Black [3, 1].

Si bien el platino ya sea soportado en carbón o puro es el mejor catalizador que existe actualmente, se están realizando investigaciones sobre aleaciones de platino con cobalto y cromo para aumentar la velocidad de reacción [4, 8, 9].

Dentro del costo total de una celda o stack esta capa es la que mayor costo genera. Ya que el porcentaje del costo de una celda es del 49% del electrodo, el 16% de la membrana, el 29% de las placas bipolares, el 3% del catalizador de platino y el resto en el ensamble y otros [6].

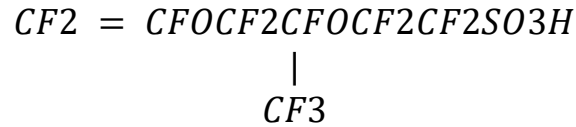
4.4.1.3 Electrólito

Actualmente, el electrólito estándar utilizado en las celdas de combustible es un polímero fluorado a base de teflón (ácido perfluorosulfónico [PFSA]), producido por DuPont desde los años sesenta (ver Figura 4.10).

Esta es una membrana basada en la estructura Politetrafluoroetileno (PTFE) es relativamente resistente y estable en ambientes oxidativos y reductivos, tiene alta conductividad protónica (0.2 S/cm) a temperaturas estándar de operación [2, 7].

Es altamente conductivo para cationes, por lo que es adecuado para muchas aplicaciones de membrana ya que resisten ataques químicos. Según DuPont, solo los metales alcalinos (particularmente el sodio) puede degradar al Nafion bajo temperaturas y presiones estándar. Es un catalizador súper ácido, si bien el Nafion es más ácido es altamente permeable al agua.

En fase sólida y acuosa de Nafion son ambas permeables a los gases lo que es un inconveniente para los dispositivos de conversión de energía como hojas artificiales, celdas de combustible y electrolizadores de agua o electrones. La fórmula química del Nafion es la siguiente:



La membrana debe estar hidratada para que exista la conductividad de los protones, lo que limita la temperatura de operación, ya que debe operar debajo de la temperatura de ebullición del agua [3].



Figura 4.10. Membrana de Nafión [1].

Las PFSA, tales como Nafión, tienen una baja resistencia ($0.05 \Omega \text{ cm}^2$) por cada $100 \mu\text{m}$ de espesor con una pérdida de voltaje de 50 mV a 1 A/cm^2 , pero también presentan desventajas tales como costo de material elevado, los requisitos de estructura de soporte y temperatura de operación [1].

Las membranas alternativas de hidrocarburos pueden proporcionar ventajas con respecto a las PFSA, tales como costo, disponibilidad comercial y alta absorción de agua en un amplio rango de temperaturas [1].

Actualmente, se están investigando cuatro categorías de membranas como las perfluoradas, parcialmente fluorada, no fluorada, compuestos no fluorados [1].

4.4.2 Placas distribuidoras de gas

Las placas distribuidoras de gas, son un componente clave dentro de la celda de combustible, debido a que sus funciones principales son: proporcionar el combustible y el oxidante a las superficies de los electrodos respectivamente, proporcionar canales de flujo para la eliminación de agua generada por la reacción electroquímica, proporcionar soporte mecánico a los electrodos, sirve como colector de corriente, conecta eléctricamente una celda a otra en el caso del stack, fungen como barrera física entre el combustible, oxidante y el refrigerante, y como disipador

de calor. Ya que éste componente influye en el rendimiento de las celdas, es importante el desarrollo de diseños que optimicen sus funciones principales.

Las configuraciones de canales principales utilizadas en las celdas de combustible son las de paralelo, serpentín y el espiral o caracol como se muestra en la Figura 4.11, cada uno de los modelos presentan ventajas y desventajas tales como pérdidas de presión, acumulaciones de agua entre otras [10].

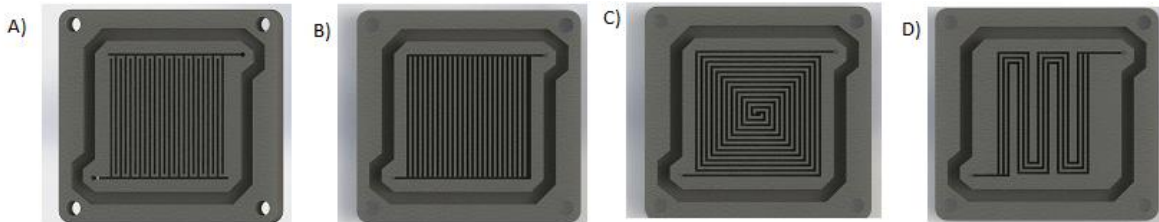


Figura 4.11. Placas con diversos canales de flujo A) Serpentin, B) Paralelo, C) Caracol, D) Paralelo-Serpentin [1, 2, 3, 7, 11].

Algunas de las características de los canales de distribución se describirán a continuación.

En el modelo tipo serpentín (ver Figura 4.12) las partículas de gas se distribuyen uniformemente, lo que conlleva a la minimización de acumulaciones de agua, las cuales son ocasionadas por las variaciones de presión surgidas por el cambio dirección del gas, un problema que presenta este tipo de canal de flujo es la pérdida de carga debido a la longitud del canal en la placa [11].



Figura 4.12. Modelo tipo Serpentin.

El modelo tipo paralelo (ver Figura 4.13), aunque si bien no presenta grandes caídas de presión debido a los pocos cambios de dirección, a su vez presenta problemas de acumulaciones de agua, lo que hace que la membrana se deshidrate y baje su eficiencia [11].



Figura 4.13. Modelo tipo Paralelo.

El modelo tipo caracol (ver Figura 4.14) ofrece una solución al modelo tipo paralelo ya que consta de un sólo canal de distribución, lo que hace que las partículas se distribuyan uniformemente sobre el sentido del movimiento y a su vez utilicen toda el área de la placa, pero debido a los grandes cambios de dirección de flujo presenta grandes cantidades de acumulación de agua [11].



Figura 4.14. Modelo tipo Caracol.

El modelo tipo paralelo-serpentín o múltiple serpentín (ver Figura 4.15) ofrece como ventajas una menor pérdida de presión con respecto al serpentín, también presenta una adecuada remoción de agua, mayor contacto de área activa y alto desempeño. Aunque si bien presenta grandes ventajas, también tiene desventajas como caídas de presión debido a la longitud de los canales y desabasto de los gases a lo largo de los canales [11].

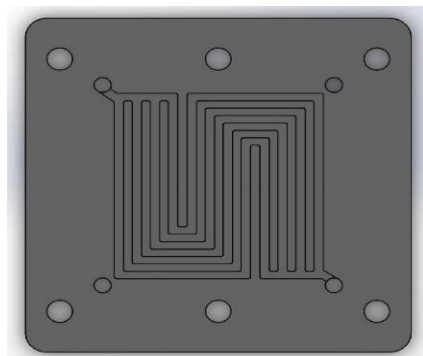


Figura 4.15. Modelo tipo paralelo-serpentín.

Una vez mencionadas las características y limitaciones de algunos modelos convencionales de las placas distribuidoras de gases utilizados en las celdas de combustibles, se puede concluir que el modelo paralelo-serpentín presenta menores problemas y una mayor ventaja [12].

Una alternativa a los modelos convencionales de placas distribuidoras de gases son los diseños basados en la naturaleza (ver Figura 4.16), los cuales actualmente se han estado investigando obteniendo mejores rendimientos en las celdas. En éstos nuevos diseños se pretende imitar el comportamiento de la naturaleza en el proceso de fotosíntesis y en la distribución de agua en las hojas [13, 14, 15].



Figura 4.16. Modelo inspirado en la naturaleza [16].

Por otro lado, la diferencia entre las placas distribuidoras de gases utilizadas en una celda y un stack radica en que una placa para una celda solo tiene el diseño del canal de flujo por una cara de la placa, mientras que en una placa bipolar tiene el diseño del canal de flujo por ambas caras por ello el nombre de “bipolar”, ya que con ello se reducen las dimensiones del stack.

La selección del material es muy importante en el diseño de los canales de distribución, ya que deben satisfacer ciertas condiciones como buena conductividad electrónica, baja permeabilidad al gas, buena estabilidad química y electroquímica, buena maquinabilidad, bajo costo y peso ligero [16].

Los materiales comúnmente utilizados en las placas distribuidoras de gases en las celdas de combustible son las placas de metal, las de grafito, las de acero inoxidable, titanio, níquel y otros polímeros. Las placas de metal y de acero inoxidable presentan buena conductividad y pueden fabricarse muy delgadas para aligerar el peso de la celda. Sin embargo, presentan corrosión debido a que el entorno operativo dentro de la celda es ligeramente ácido, lo que acorta su vida útil [1, 2, 3, 7].

La Tabla 4.2 muestra las propiedades térmicas de los materiales empleados para las placas distribuidoras de gases en una celda de combustible.

Tabla 4.2. Propiedades térmicas de los materiales empleados para las placas bipolares [2].

Materiales	Densidad (kg/m³)	Calor específico (J/kgK)	Conductividad térmica (g/cm²)
Aluminio	2702	903	237
Acero al carbón	7854	434	60.5
SS-304	7900	477	14.9
SS-316	8238	468	13.4
Titanio	4500	522	21.9
Grafito	2210	709	1950 por capa
Fibra de grafito (25% vol.)	1400	935	11 por capa

Entre los materiales utilizados en las placas distribuidoras, las placas de grafito son las que se utilizan más, debido a que presentan buena conductividad electrónica, excelentes propiedades químicas y buena estabilidad electroquímica. Las desventajas que presentan son el alto costo y fragilidad [16, 17].

Por otro lado, para la fabricación de las placas existen diversos procesos entre los que se encuentran el maquinado con máquinas de control numérico, cortadoras laser, compresión, entre otros [3, 1, 7].

4.4.3 Empaques

El empaque o *gasket* (ver Figura 4.17) es un componente más en la celda de combustible, ya que realiza diversas funciones como el sellado para prevenir fugas, aislamiento para evitar cortocircuito, el sellado del refrigerante y proveer resistencia a vibraciones y choques. Los materiales comúnmente utilizados en las celdas de combustibles son el silicón, goma EPDM, entre otros. Usualmente, son cortados o modelados de acuerdo a las necesidades de la celda [1, 7].

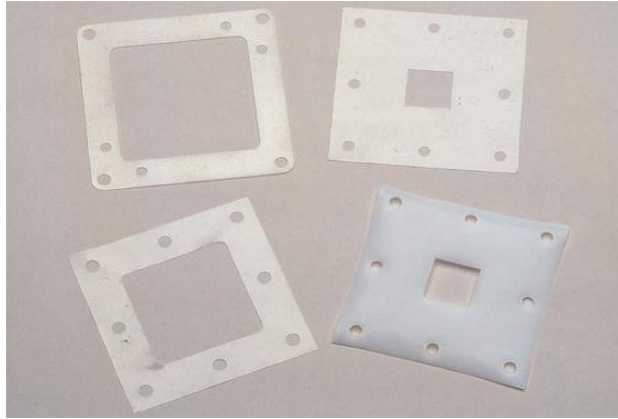


Figura 4.17. Empaques o gasket.

4.4.4 Placas finales

Estas son un componente que provee resistencia, rigidez y distribuye la compresión ejercida sobre la celda o stack (ver Figura 4.18). Usualmente, los materiales utilizados son: el grafito, acero inoxidable, aluminio, titanio, níquel, policarbonato, polietileno, entre otros polímeros. Para la selección del material se debe considerar la resistencia a la vibración y al choque, estabilidad en un amplio rango de temperatura, bajo costo y alta fuerza de compresión [1, 7].

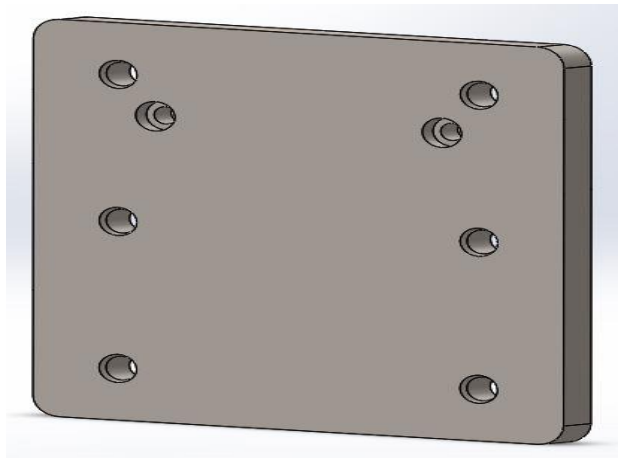


Figura 4.18. Placas finales.

4.5 Componentes de un stack

Una celda de combustible produce muy poca potencia, por lo que para poder energizar los dispositivos se tiene que realizar un arreglo de celdas a lo que se le conoce como banco de celdas o stack, en donde las celdas se apilan una sobre otra. Los componentes de un stack son similares a los de una celda como se muestra en la Figura 4.19, sólo que en este caso las placas son llamadas *Placas*

Bipolares. Las cuales tienen la característica de que ambas caras de la placa tienen canales de flujo que se interconectan entre sí. La utilización de placas bipolares reduce la dimensión del stack.

Debido a que las cantidades de energía en un stack aumenta, éste sistema requiere de otro tipo de subsistemas para el trabajo óptimo del mismo, entre los subsistemas se encuentran el sistema de enfriamiento, sistema de control de temperatura, sistema de suministros de aire y el convertidor DC/AC o DC/DC.

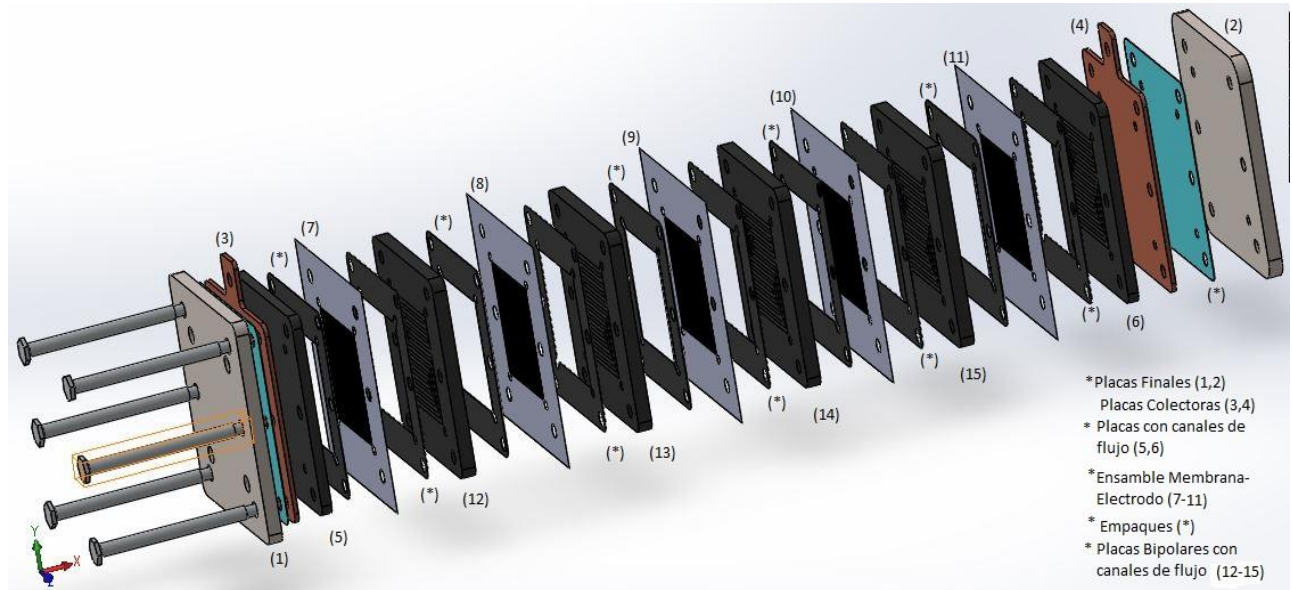


Figura 4.19.-Diagrama de partes que conforman un Stack.

En el diseño de un stack se deben considerar la potencia máxima que se desea obtener y su aplicación. Ya que con ello se puede cuantificar el material y el número de celdas necesarias para obtener la potencia requerida; considerando que una celda provee un voltaje de aproximadamente $0.6 V$ o $0.7 V$ y una densidad de corriente de $300 - 1000 mA/cm^2$ [1].

Los arreglos electrónicos que se pueden realizar en un stack son en serie y en paralelo. El arreglo en serie consta de interconectar las celdas con la ayuda de las placas bipolares, con ello se aumenta el voltaje dependiendo del número de celdas interconectadas pero la corriente se mantiene fija. El arreglo en paralelo consta de interconectar las celdas de forma que el voltaje se mantenga fijo pero la corriente aumente. Comúnmente se utiliza el arreglo serie debido a que es posible compactar las dimensiones del Stack [3, 2].

4.5.1 Placas Bipolares

Los modelos de los canales utilizados para la elaboración de placas bipolares son los mismos que los implementados en las celdas, el material más utilizado actualmente es el grafito, pero también son considerados los mismos materiales propuestos en las celdas como se mencionan en la sección 4.4.2.

En el diseño ideal de una placa bipolar se debe considerar tener una alta eficiencia en la transportación del gas sobre los canales de distribución, debe integrar canales de enfriamiento para remover el calor generado durante la operación, el material debe tener alta conductividad y baja resistencia, así como resistir vibraciones y corrosiones, además de ser ligero y compacto [18].

4.5.2 Sistema de enfriamiento

El sistema de enfriamiento es necesario para el enfriamiento de las placas o platos bipolares, debido a que las reacciones que ocurren generan energía, la cual es expresada en forma de calor. Por ello se hace circular aire con vapor de agua, permitiendo que el calor sea disipado. Ya que si no se disipa el calor generado puede afectar a la membrana, deshidratándola y bajando su rendimiento en la transportación de iones [1, 2, 7, 18].

Para evitar que la membrana se deshidrate se implementa un sistema humidificador de gases (ver Figura 4.20), el cual tiene como objetivo mantener hidratada la membrana. Por ello también es conveniente que se tenga un control en la temperatura, para no sobrepasar el punto de ebullición del agua. Cabe señalar que los stack de pequeñas dimensiones no necesariamente requieren de éste sistema [1].

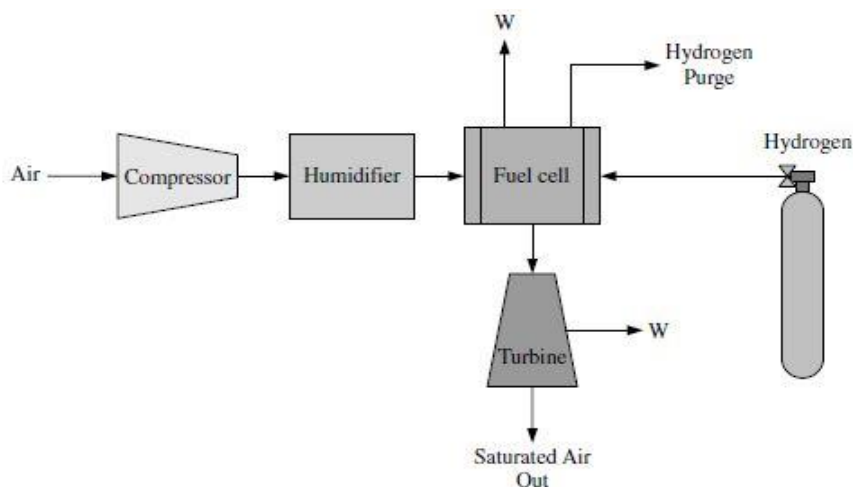


Figura 4.20. Sistema de enfriamiento [1].

4.5.3 Sistema eléctrico

La salida eléctrica de una celda de combustible no es la fuente ideal de alimentación, ya que la salida es un voltaje en DC y muchas de las aplicaciones son en AC, por lo cual se hace necesario el uso de los convertidores de corriente como se muestra en la Figura 4.21. El voltaje en las terminales puede alternar en $\pm 50 \%$, dependiendo de la carga a la cual sea sometida [1].

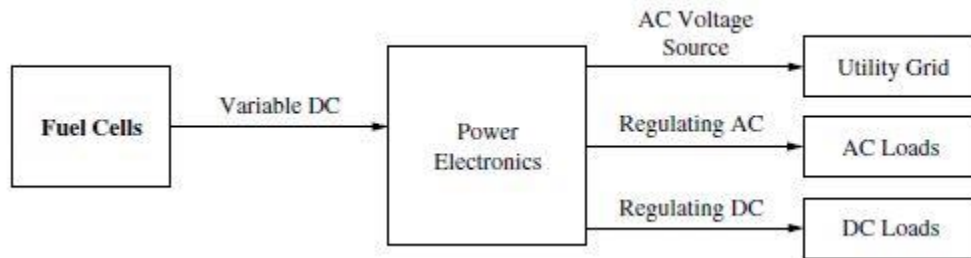


Figura 4.21. Sistema eléctrico [1].

La salida eléctrica de una celda no es constante, debido a que si la corriente aumenta el voltaje decrece proporcionalmente, por ello si la salida es aplicada a sistemas DC se requiere un regulador de voltaje y si la salida es aplicada a sistemas AC se requiere un convertidor [1, 2].

Por lo general, los convertidores DC-DC basados en transformadores de altas frecuencias se usan comúnmente para proporcionar una ganancia de voltaje. Sin embargo, los transformadores de potencia aumentan costos y tamaños de la etapa de acondicionamiento de potencia. Por lo general, el convertidor de potencia con inductor de entrada se utiliza con el fin de reducir la ondulación actual. El inductor de entrada proporciona una compensación entre la fluctuación de la corriente de entrada y la respuesta dinámica del convertidor [19].

Dentro de los componentes que se utilizan para este sistema se encuentran los diodos, los tiristores(SCR), MOSFET, transistores (IGBT), tiristores (IGCT) [1].

CAPÍTULO 5

SIMULACIÓN DE LA VARIACIÓN EN UNA CELDA DE MEMBRANA DE INTERCAMBIO PROTÓNICO

En este capítulo se muestra el desarrollo del modelo para la placa bipolar de una celda de membrana de intercambio protónico, posteriormente se muestran las simulaciones del desempeño de la placa bipolar en SolidWorks y se empleará MATLAB-Simulink para obtener las gráficas de corriente vs voltaje y corriente vs potencia.

5.1 Descripción de los canales de flujo

La geometría de los canales de flujo del modelo paralelo-serpentin y del modelo propuesto inspirado en la naturaleza (*FFnature*) son rectangulares, debido a que es la más usada en el diseño de las placas y las acumulaciones de agua se presentan en las esquinas de la base lo que hace que éstas no tengan contacto con la MEA [20].

La profundidad de los canales de flujo para los modelos a emplear es de 1.5 mm, para el caso del modelo paralelo-serpentin (ver Figura 5.1a) se emplea un ancho de 2.2 mm y separación entre ellos de 2 mm.

Para el modelo *FFnature* (ver Figura 5.1b) los canales centrales son de un ancho menor que los laterales de acuerdo a las leyes de Murray para mejor distribución del fluido (gas).

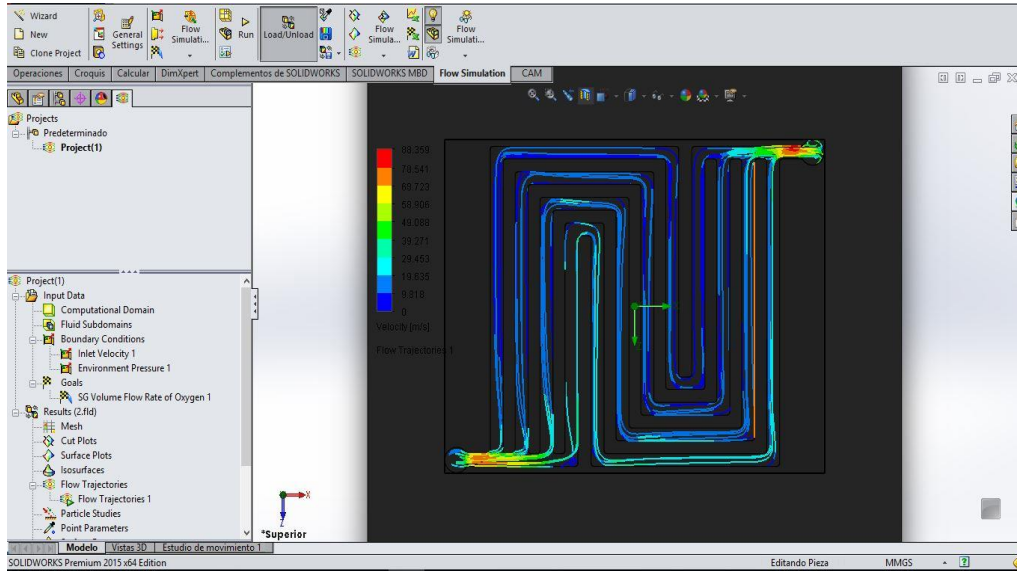


Figura 5.2. Análisis de fluido en el modelo Paralelo-Serpentín.

5.2.1.2 Análisis de presión modelo Paralelo-Serpentín

El análisis de presión del modelo tipo Paralelo-Serpentín. Tal como se muestra en la Figura 5.3 al igual que la temperatura existen zonas donde la concentración de presión es mayor esto debido a que en estas la velocidad del fluido es menor por los cambios de dirección, como se aprecia esto sólo se da en el centro de la placa donde la presión puede elevarse a 109933.89 Pa (1.0993389 Bar).

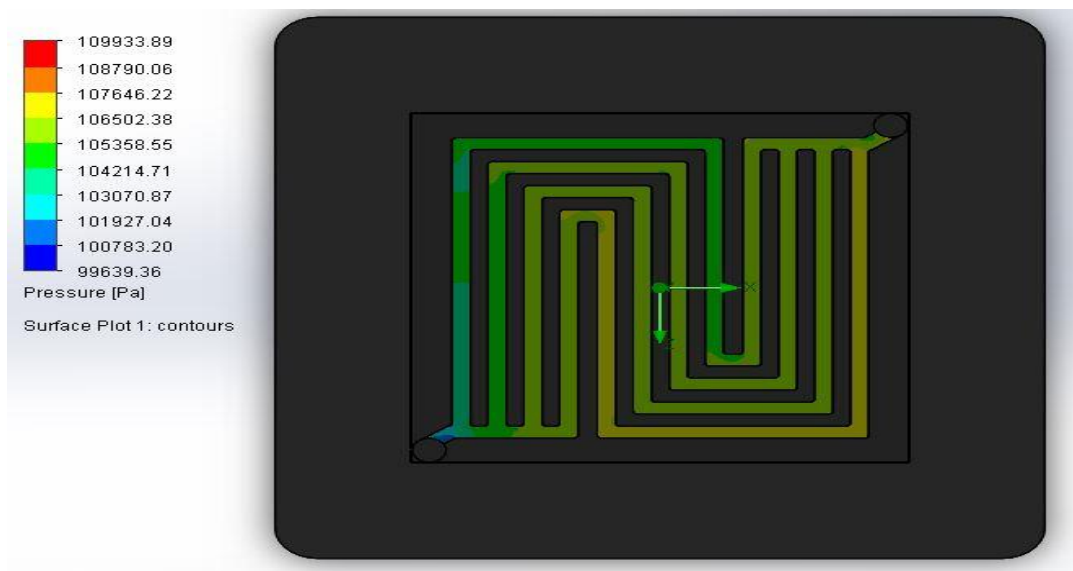


Figura 5.3. Análisis de presión en el modelo Paralelo-Serpentín.

5.2.1.3 Análisis de temperatura modelo Paralelo-Serpentín

El análisis de temperatura en el modelo tipo Paralelo-Serpentín. Como se muestra en la Figura 5.4 existen zonas donde se concentra la temperatura esto se debe a que en estas zonas existe mayor concentración de presión. La temperatura en estas zonas se incrementa de los 293.05 K (19.5 °C) a los 293.45 K (20.3 °C).

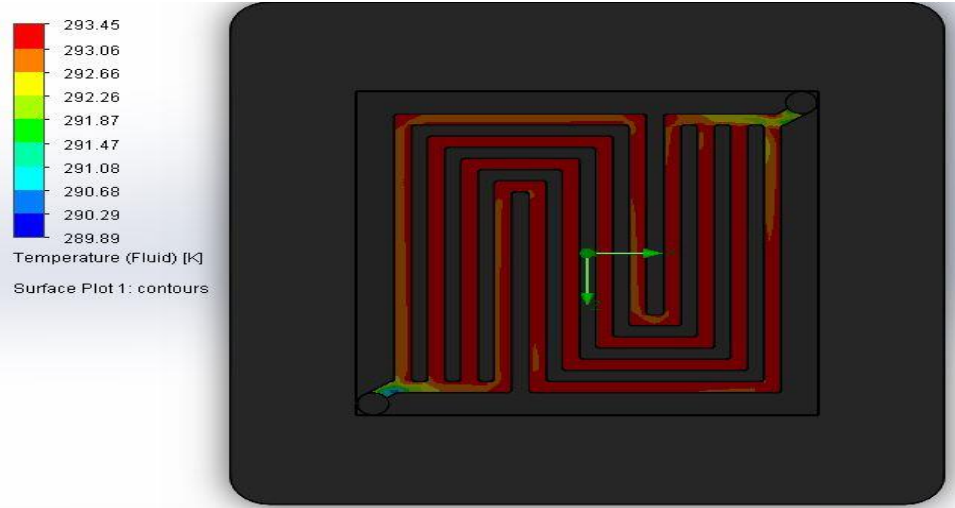


Figura 5.4. Análisis de temperatura en el modelo Paralelo-Serpentín.

5.2.2 Modelo inspirado en la naturaleza (FFnature)

Posteriormente, se realizó el análisis de flujo para la propuesta de diseño de éste trabajo de investigación inspirado en la naturaleza (FFnature) obteniendo lo siguiente, cabe señalar que los parámetros utilizados fueron los mismos.

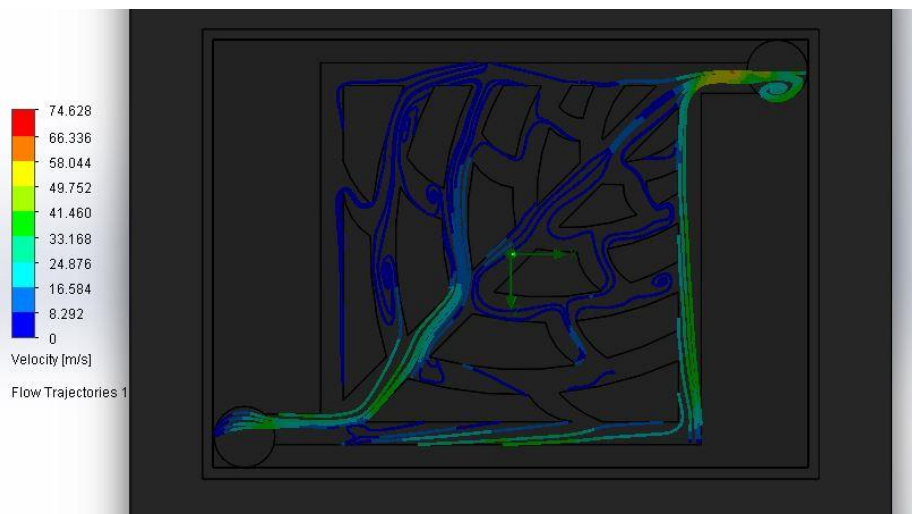


Figura 5.5. Análisis de Fluido en el modelo propuesto inspirado en la naturaleza FFnature.

El primer modelo del *FFnature* que se diseñó, se muestra en la Figura 5.5, como se puede observar la distribución del fluido (gas) no es homogénea, por lo cual y de acuerdo a los trabajos realizados por Nann Guo y Jason P. Klosess [22, 13] se modificó el diseño considerando una derivación de las leyes de Murray.

Las leyes de Murray están basadas en el mínimo consumo de energía en las estructuras biológicas, la distribución de la masa en el sistema circulatorio y en el proceso de metabolismo. Esto implica que un sistema de ramificación que obedece estas leyes presenta menos resistencia al flujo.

Murray determinó que existen dos términos energéticos los cuales contribuyen a mantener el flujo en cualquier sección del canal: (1) la energía requerida para superar la resistencia viscosa en un fluido que obedece a la ley de Poiseville y (2) la energía metabólicamente requerida para mantener el volumen en el canal.

Si Q denota el flujo volumétrico y Δp representa la caída de presión a lo largo de un segmento, entonces la potencial viscoso requerido por unidad de longitud P_v para superar las pérdidas viscosas, se puede definir como:

$$P_v = \left(\frac{\Delta p}{L}\right) Q \quad (5.1)$$

El flujo volumétrico para un flujo laminar completamente desarrollado en una tubería se puede encontrar a partir de la fórmula de Hagen-Poiseville

$$Q = \frac{\pi r^4 \Delta p}{8\mu L} \quad (5.2)$$

donde μ es la viscosidad dinámica, que es una medida de la resistencia del fluido al flujo. Sustituyendo $\Delta p/L$ de la ecuación (5.1) en la ecuación (5.2) y despejando el potencial viscoso requerido por unidad de longitud P_v se obtiene:

$$P_v = \frac{8\mu Q^2}{\pi r^4} \quad (5.3)$$

De acuerdo con los términos propuestos por Murray, el potencial metabólico requerido por unidad de longitud P_m , puede definirse como:

$$P_m = K_m \pi r^2 \quad (5.4)$$

donde K_m es una constante metabólica. Por lo tanto, combinando las ecuaciones (5.3) y (5.4) la potencia total requerida para operar el sistema

$$P = P_v + P_m = \frac{8\mu Q^2}{\pi r^4} + K_m \pi r^2 \quad (5.5)$$

La dimensión óptima del canal que minimiza la potencia se puede encontrar derivando con respecto al radio e igualando a cero la ecuación (5.5), obteniendo la siguiente ecuación

$$\frac{dP}{dr} = -\frac{32\mu Q^2}{\pi r^5} + 2\pi K_m r = 0 \quad (5.6)$$

Para condiciones óptimas la relación volumétrica y el caudal están relacionados con el diámetro óptimo

$$Q = \frac{\pi}{32} \sqrt{\frac{K_m}{\mu}} d_{opt.}^3 = M d_{opt.}^3 \quad (5.7)$$

donde $M = \frac{\pi}{32} \sqrt{\frac{K_m}{\mu}}$ y es constante. La relación óptima entre el diámetro principal y los secundarios pueden derivarse utilizando el principio de bifurcación.

$$Q_0 = M d_0^3 = Q_{1a} + Q_{1b} + Q_{1c} = M d_{1a}^3 + M d_{1b}^3 + M d_{1c}^3 \quad (5.8)$$

obteniendo la siguiente ecuación

$$d_0^3 = d_{1a}^3 + d_{1b}^3 + d_{1c}^3 + \dots \quad (5.9)$$

conocida como la ley de Murray, para una bifurcación simétrica.

Para el diseño de los canales de flujo en una placa de una celda de combustible, se debe utilizar el diámetro hidráulico rectangular, el cual está definido como:

$$d^H = \frac{4A_c}{P} = \frac{2WD}{W+D} \quad (5.10)$$

donde A_c es el área transversal del canal, P es el perímetro, W es el ancho del canal y D es la profundidad del canal. Mientras el diámetro sea el mismo, la resistencia al flujo en el canal será independiente del ancho y la profundidad del canal.

Tomando en cuenta la derivación de la ecuación de Murray, se diseñó una nueva placa de canales de distribución *FFnature* como se muestra en la Figura 5.6 la cual presenta cuatro ramas (o canales) principales los cuales se toman directamente de la entrada en comparación del primer modelo el cual tiene un pequeño canal y este no cuenta con ramas secundarias.

Posteriormente, en la Figura 5.7 el modelo *FFnature* presenta seis ramas principales con lo que se muestra que la distribución en todos los canales es la misma, pero con diferentes velocidades, como se requiere que la velocidad en las ramas sean las mismas se optó por anexar otra rama en el centro con la cual se cumple lo anterior tal como se muestra en la Figura 5.8.

Posteriormente, se requiere anexar ramas secundarias a las ramas principales para tener una mayor área de contacto del gas con la MEA como se muestra en la Figura 5.9.

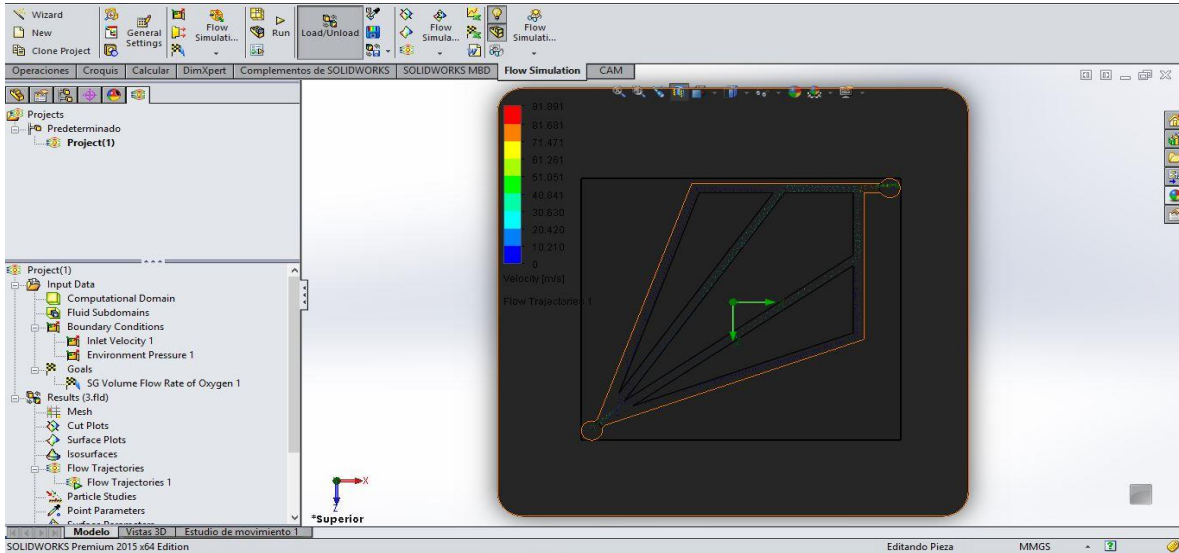


Figura 5.6. Aumento de ramas principales de distribución.

Como ya se mencionó anteriormente la Figura 5.7 presenta el modelo *FFnature* con seis ramas principales y como se puede observar el análisis de velocidad muestra que la distribución del gas es mejor en comparación al modelo paralelo-serpentín, pero en las ramas centrales la velocidad es mayor a las laterales, por lo que se opta por agregar una rama central para solucionar este problema.

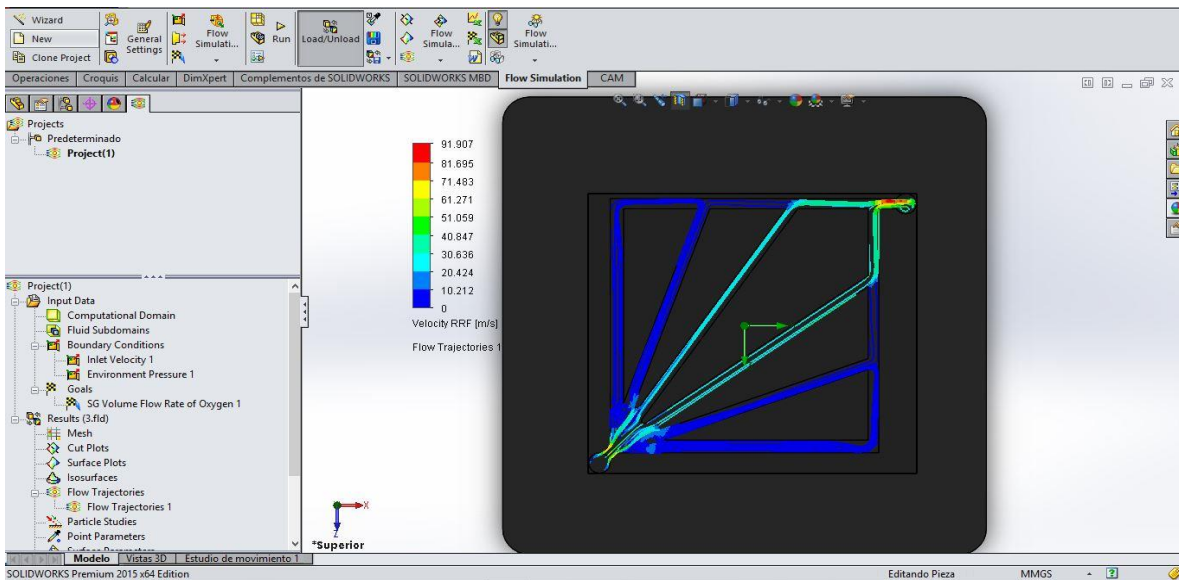


Figura 5.7. Aumento de ramas principales de distribución para cubrir la mayor área posible.

En la Figura 5.8 se muestra el análisis de velocidad con ocho ramas principales y se puede observar que al agregar la rama central la velocidad en las demás tienden a ser las mismas, pero se pretende que la velocidad dentro de las ramas sean lo más parecidas por ello se agregan más ramas.

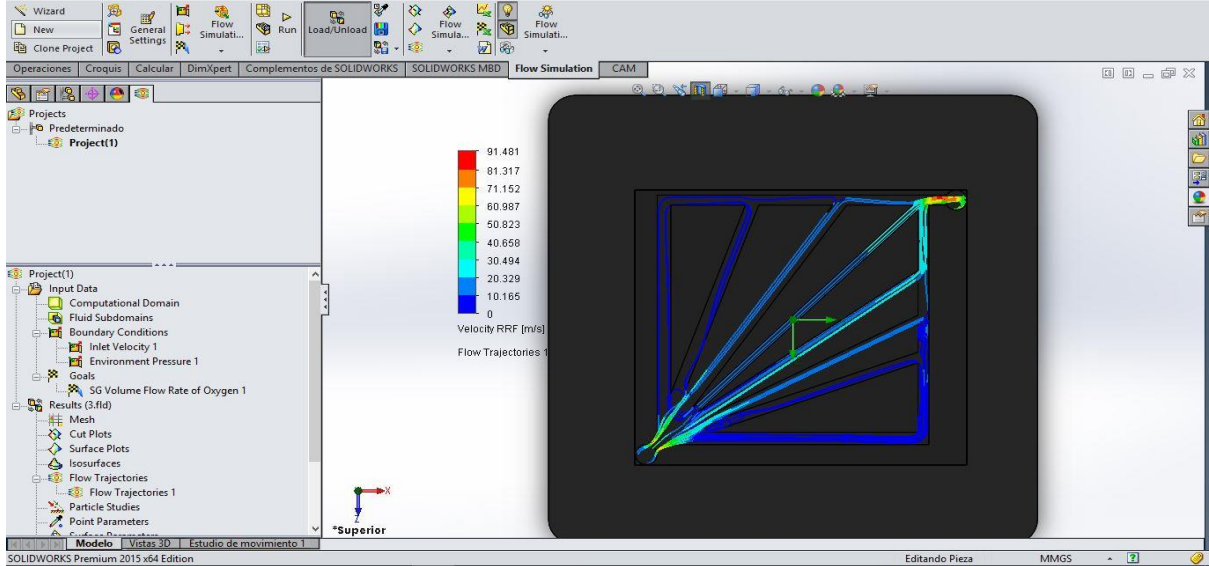


Figura 5.8. Análisis de distribución de flujo del oxígeno.

Se puede observar que al aumentar las ramas se mejoró la velocidad, pero se sigue teniendo partes con ligeras acumulaciones de gas por lo que se anexo una última rama principal, quedando con nueve ramas principales, también se decidió anexas canales secundarios en los lugares donde se tenían estas acumulaciones de gas.

La Figura 5.9 muestra el modelo final de *FFnature* con la cual se trabajará en la parte del cátodo para la celda y el stack a la cual se le aplicaron los diversos análisis de distribución de flujo, presión y temperatura.

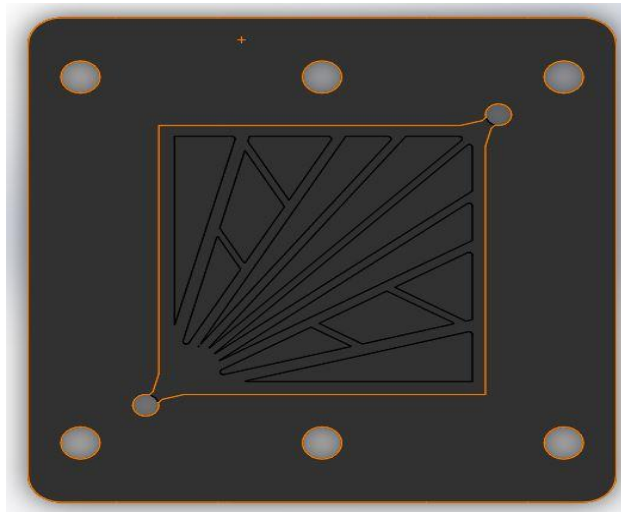


Figura 5.9. Modelo final de *FFnature*.

5.2.2.1 Análisis de flujo del modelo FFnature

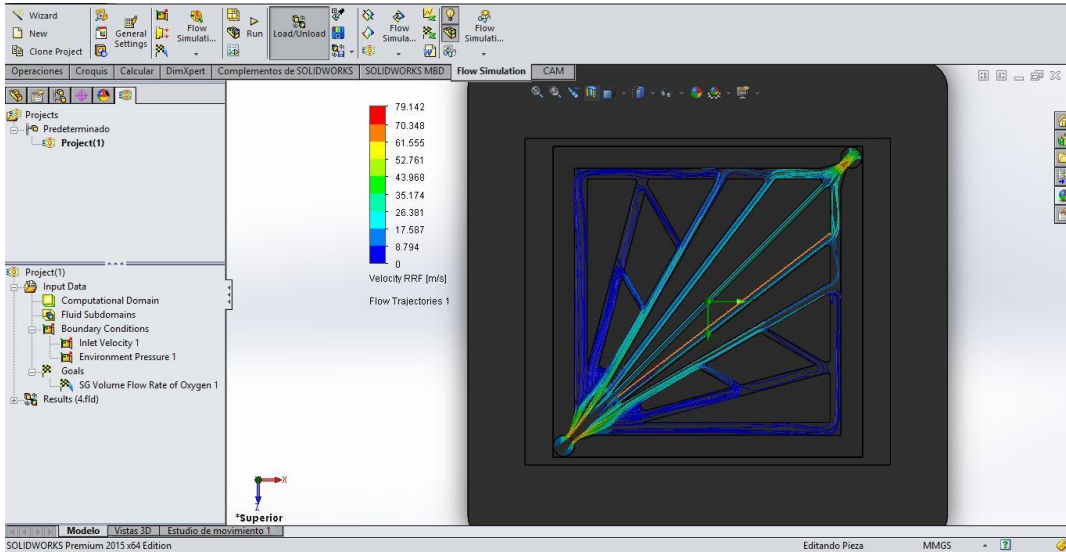


Figura 5.10. Análisis de distribución de flujo.

En la Figura 5.10 se muestra el análisis de flujo en la placa final del *FFnature*, en el cual se puede notar que la velocidad con la que el flujo pasa por los canales es de aproximadamente 17 m/s en los canales centrales y de 8 m/s en los canales laterales lo cual en comparación con el modelo paralelo-serpentín presenta una mejor distribución de velocidad del fluido.

5.2.2.2 Análisis de presión del modelo FFnature

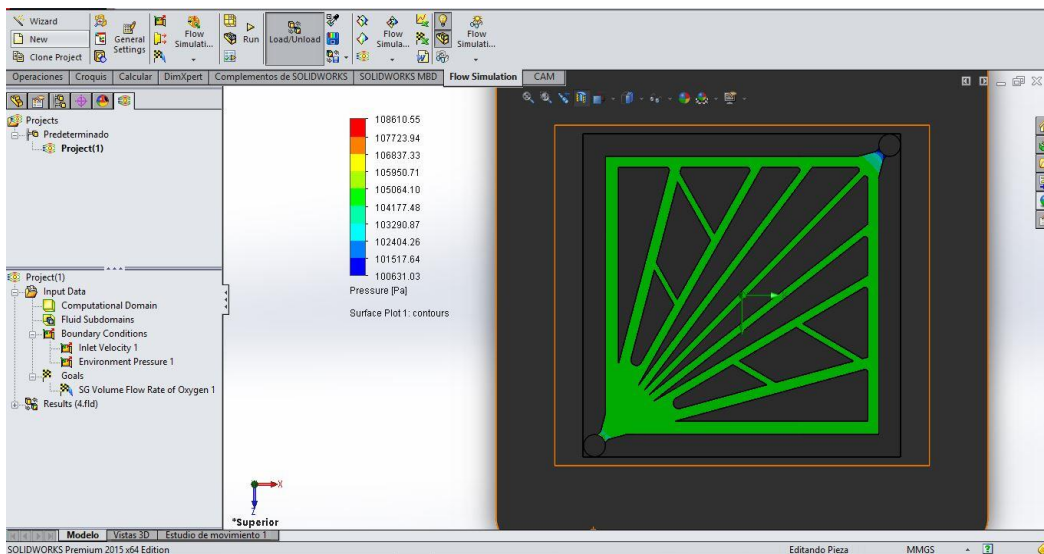


Figura 5.11. Análisis de distribución de presión en la placa final.

El análisis de la presión mostrado en la Figura 5.11 se puede notar que la distribución de la presión en los canales es homogénea y sólo en la salida presenta una pérdida de presión de 0.035 bar, la cual no afecta en el desempeño de la celda de combustible.

5.2.2.3 Análisis de temperatura del modelo FFnature

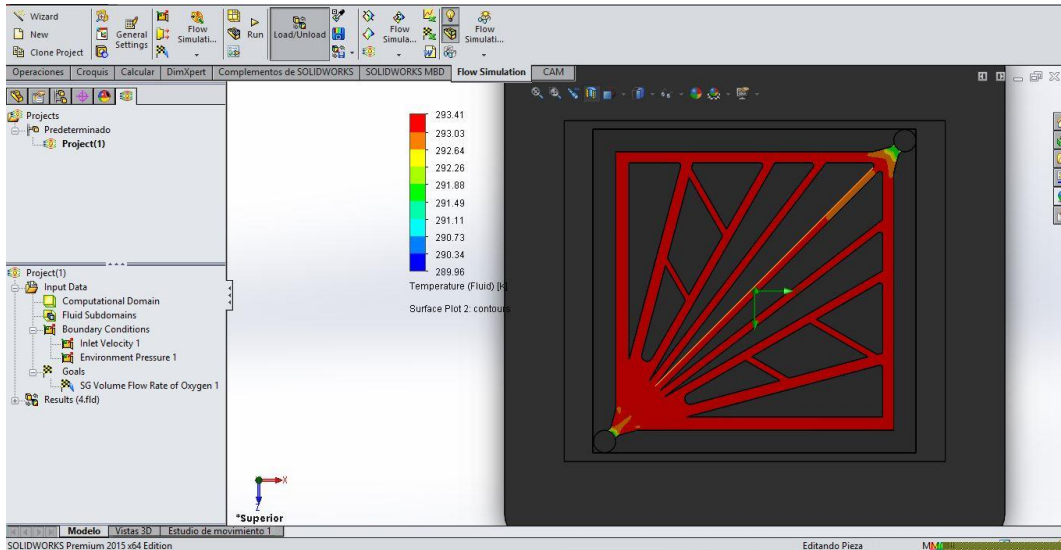


Figura 5.12. Análisis de distribución de temperatura en la placa final.

Al igual que el análisis de la presión, el análisis de la temperatura (ver Figura 5.12) es distribuida uniformemente con un valor de 293.03 K (20 °C) con excepción en la salida en la cual la temperatura desciende a los 291.88 K (19 °C).

5.3 MATLAB-Simulink

El software utilizado para la simulación de una celda de combustible es MATLAB R2013a-Simulink, el cual contiene una librería llamada *Fuel Cell Stack* la cual implementa un modelo genérico de las celdas de hidrógeno e implementa modelos de celdas de combustible tipo SOFC y AFC.

Dentro de esta librería podemos encontrar dos versiones del modelo de las celdas: (1) la versión simplificada y (2) la versión detallada. La versión simplificada utiliza un circuito equivalente el cual se muestra en la Figura 5.13. Éste modelo representa una celda de combustible en condiciones de operación de temperatura y presión nominal los valores utilizados regularmente son: Temperatura = 25 °C y Presión = 1 atm.; los parámetros que se pueden modificar son los de voltaje a 0 y 1 A, el voltaje

nominal y los puntos máximos de operación, éstos valores pueden ser obtenidos de la curva de polarización de la hoja de datos de una celda.

La curva de polarización de una celda de combustible consta de tres regiones, la primera representa las pérdidas de voltaje de activación debido a la lentitud de las reacciones químicas que tienen lugar en la superficie de los electrodos, la segunda región representa las pérdidas resistivas debido a la resistencia interna de la celda, finalmente la tercera región representa las pérdidas de transporte de masa resultantes del cambio en la concentración de los reactivos a medida que se utiliza el combustible tal como se muestra en la Figura 4.3 de la sección 4.3.2 [21].

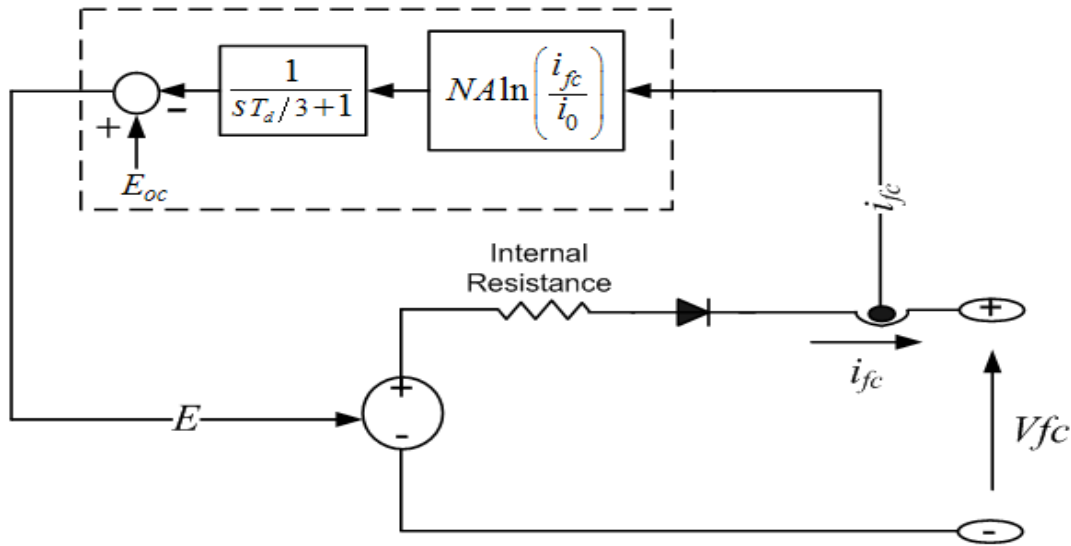


Figura 5.13. Circuito equivalente del modelo simplificado de una celda de combustible.

Dentro de la versión del modelo detallado (ver Figura 5.14) los parámetros de presión, temperatura, composición y caudal de los combustibles, eficiencia y el número de celdas pueden ser modificados. Éstas variaciones afectan el voltaje a circuito abierto (E_{oc}), la corriente de intercambio (i_0) y la pendiente de Tafel (A). Los parámetros E_{oc} , i_0 , A son calculados de la siguiente forma:

$$E_{oc} = K_c E_n \tag{5.11}$$

$$i_0 = \frac{zFk (P_{H2} + P_{O2})}{Rh} e^{\frac{-\Delta G}{RT}} \tag{5.12}$$

$$A = \frac{RT}{z\alpha F} \tag{5.13}$$

donde R es la constante de los gases ($8.3145 J/(mol * K)$), $F = 96485 A s/mol$, z es el número de electrones en movimiento, E_n es el voltaje de Nernst, α es el

coeficiente de transferencia de carga, P_{H_2} es la presión parcial del hidrógeno, P_{O_2} es la presión parcial del oxígeno, k es la constante de Boltzmann ($1.38 \times 10^{-23} \text{ J/K}$), h es la constante de Planck ($6.626 \times 10^{-34} \text{ Js}$), ΔG tamaño de la barrera de activación que depende del tipo de electrodo y el catalizador usado, T es la temperatura de operación (K), K_c constante de voltaje nominal en operación. Al igual que el modelo simplificado éste utiliza un circuito equivalente.

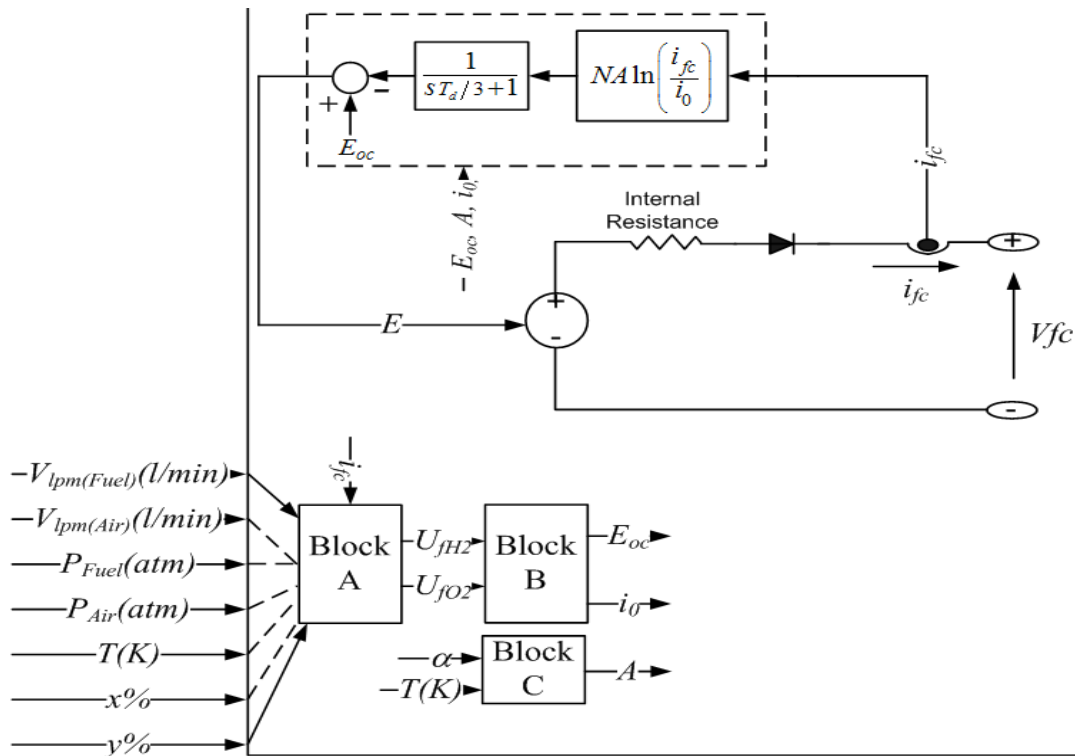


Figura 5.14. Circuito equivalente detallado de una celda de combustible.

Una vez conocidos los modelos que se cuentan para la simulación se optó por utilizar el modelo detallado. Ya que éste se puede variar el parámetro de temperatura. Las Figuras 5.15 y 5.16A muestran las curvas de polarización de la celda de combustible obtenidas, así como los parámetros que se utilizaron para su simulación respectivamente.

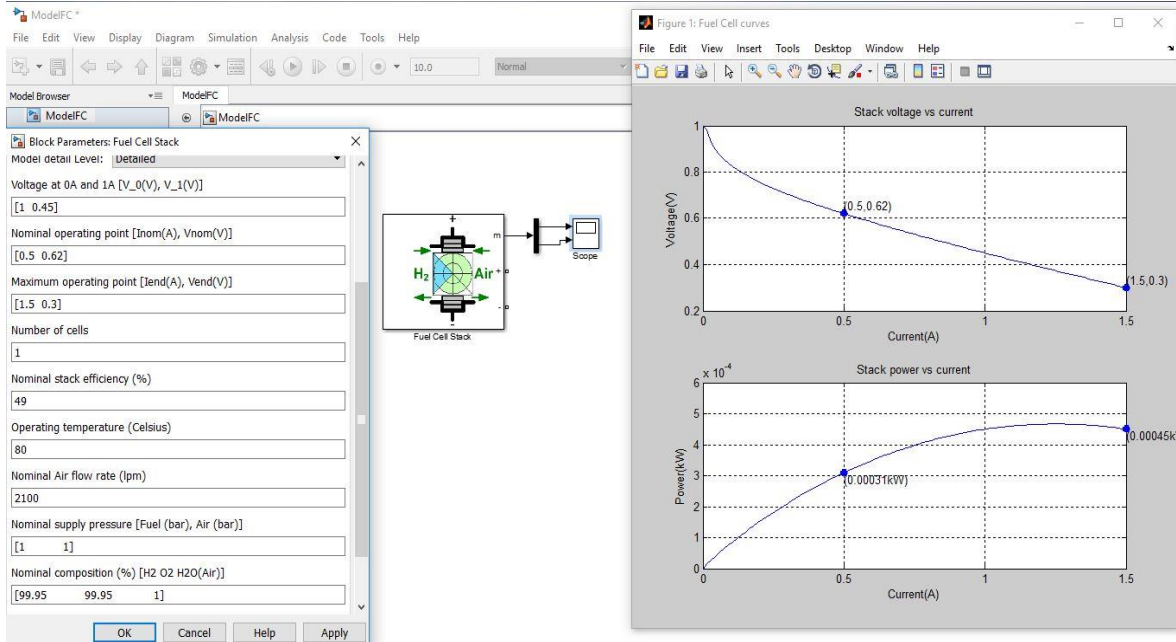


Figura 5.15. Simulación de una celda de combustible en MATLAB-Simulink.

Como se muestra en la Figura 5.15 las curvas nos muestran la zona donde la celda trabaja de la forma óptima que es a partir de los 0.5 A y antes de 1 A por lo que nos dice que esta es la región óptima.

Dentro de la simulación los valores que se obtienen son los siguientes:

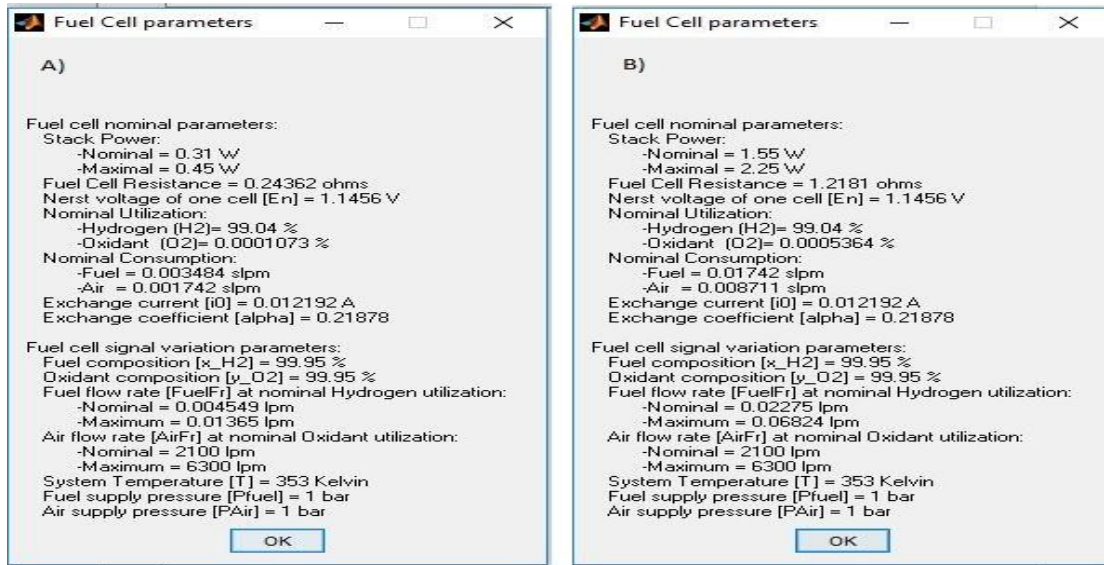


Figura 5.16. A) Parámetros de una celda B) Parámetros de un stack.

Posteriormente, se realizó la simulación del stack, con 5 MEA's de área activa de 5 x 5 cm, utilizando los parámetros que se muestran en la Figura 5.16 B, obteniendo las siguientes curvas de polarización (ver Figura 5.17).

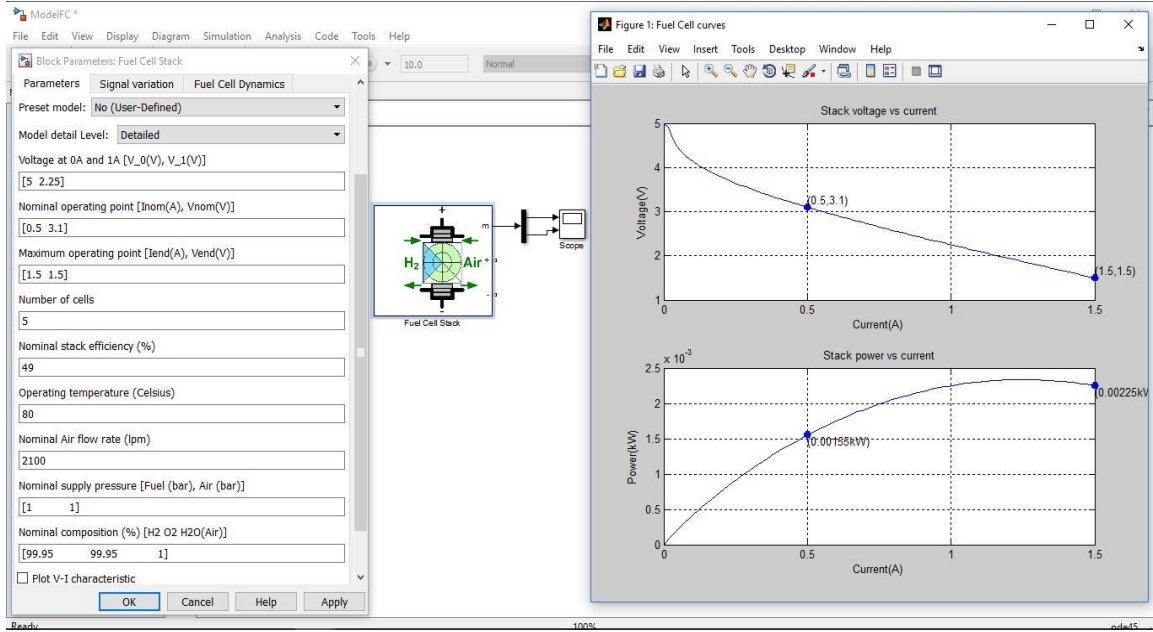


Figura 5.17. Simulación del Stack de 5 celdas en MATLAB-Simulink.

Las curvas de polarización obtenidas de una celda de combustible y un stack (Figuras 5.15 y 5.17 respectivamente) concuerdan con los trabajos realizados por Jason P. Kloess y Yuyao Shan [13, 23] en los cuales se muestra que a la misma temperatura las curvas de polarización son similares.

En éste trabajo de investigación se pretende variar el parámetro de temperatura en un rango de 30-120°C en MATLAB-Simulink, cabe notar que dentro del bloque Fuel Cell Stack sólo se tiene un modelo de canal de flujo estandarizado.

La variación de la temperatura de los gases en el cátodo, afecta el rendimiento de la celda, así como también el voltaje a circuito abierto, el intercambio de corriente y la pendiente de Tafel. La variación de la temperatura está asociada con las ecuaciones (5.11), (5.12), (5.13):

Como se observa en las ecuaciones anteriores la ecuación relativa a el voltaje a circuito abierto no tiene explícitamente la temperatura por ello tomaremos la variable E_n la cual depende de la temperatura y presión de los reactivos y productos dentro de la celda. La cual está definida por las ecuaciones:

$$E_n = \begin{cases} 1.229 + (T - 298) \frac{-44.43}{zF} + \frac{RT}{zF} \ln(P_{H_2} P_{O_2}^{1/2}) & \text{cuando } T \leq 100 \text{ } ^\circ c \\ 1.229 + (T - 298) \frac{-44.43}{zF} + \frac{RT}{zF} \ln\left(\frac{P_{H_2} P_{O_2}^{1/2}}{P_{O_2}}\right) & \text{cuando } T > 100 \text{ } ^\circ c \end{cases} \quad (5.14)$$

La ecuación anterior se considerará para calcular el valor del voltaje a circuito abierto y verificar si la variación de la temperatura en realidad afecta esta variable.

CAPÍTULO 6

RESULTADOS EXPERIMENTALES

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos en este trabajo de investigación, inicialmente se muestra el diseño del ensamble de la celda de combustible seguido de los análisis de flujo, presión y temperatura en el ánodo y cátodo para el modelo paralelo-serpentín y en el cátodo para el modelo *FFnature*, y las gráficas de los voltajes (circuito abierto, Nernst y pendiente de Tafel). Posteriormente, se mostrará el ensamble del stack seguido de los análisis de flujo, presión y temperatura, así como las gráficas de los voltajes (circuito abierto, Nernst y pendiente de Tafel).

6.1 Ensamble de una celda de combustible

El diseño de la celda de combustible se realizó en SolidWorks, la Figura 6.1 muestra las partes que conforman una celda y las placas de distribución paralelo-serpentín que se diseñaron.

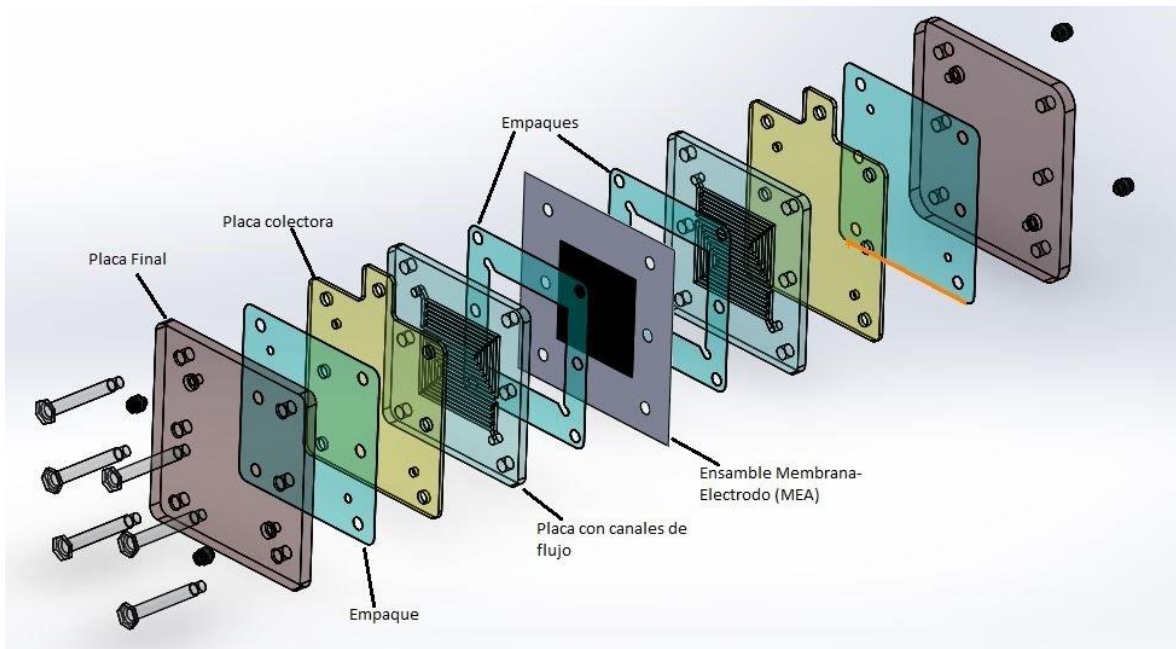


Figura 6.1. Celda expandida con modelo de placas de distribución convencional Paralelo-Serpentín.

La figura 6.2 muestra el diseño expandido de la celda de combustible, en la cual se puede observar las placas de canales de flujo de tipo paralelo-serpentín y el de *FFnature* utilizadas para el ánodo y el cátodo respectivamente.

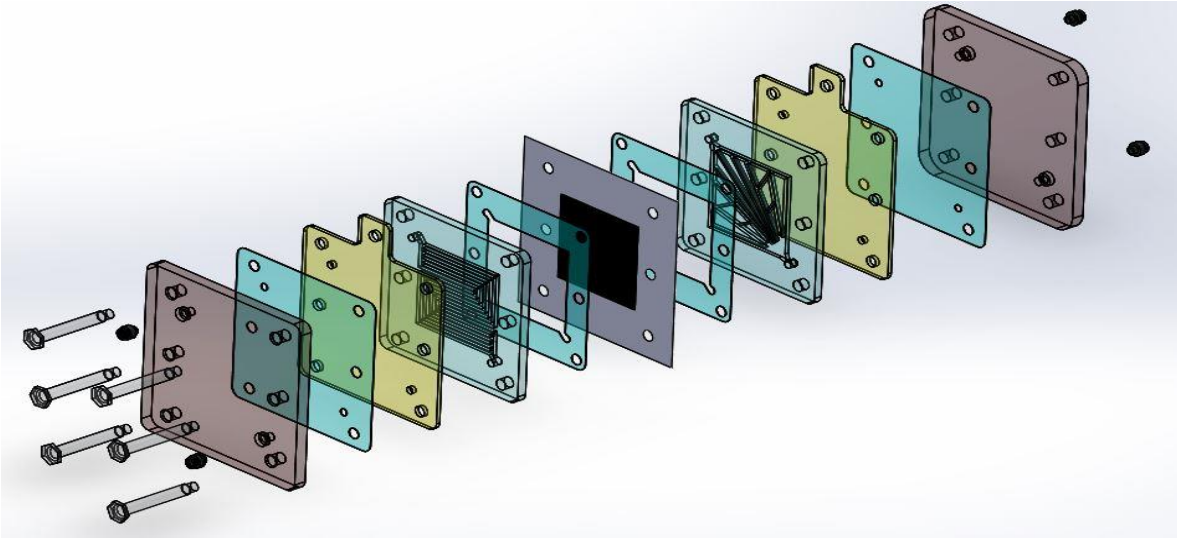


Figura 6.2. Celda con modelo de placas de distribución convencional (paralelo-serpentín) en la parte del ánodo y modelo desarrollado (*FFnature*) en la parte del cátodo.

La celda de combustible ensamblada se muestra en la Figura 6.3, cabe señalar que al ensamblar la celda se debe verificar que todas las partes estén alineadas además de que al atornillar se debe cumplir con cierto torque para evitar fugas y deterioro en los componentes.

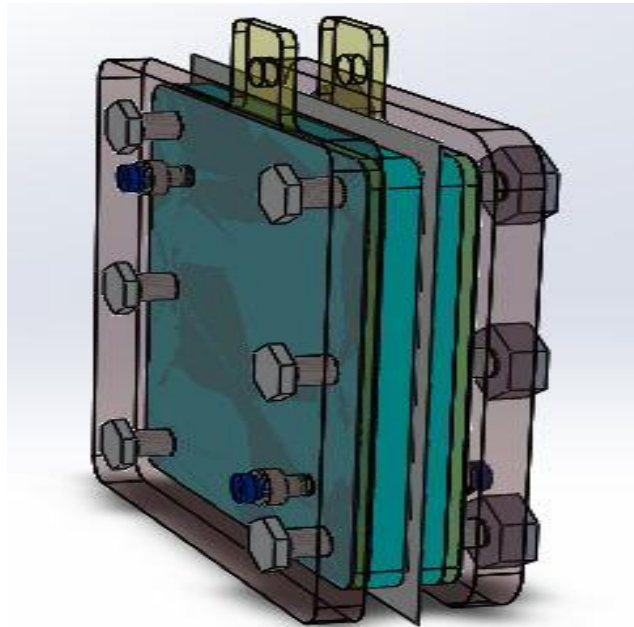


Figura 6.3. Celda ensamblada.

6.2 Análisis realizados en el ánodo

Los parámetros utilizados para realizar las simulaciones son: Presión = 1 atm., Velocidad = 20 m/s y Temperatura = 293.2 K, el material de las placas es el grafito (c). Cabe señalar que en la parte del ánodo el gas utilizado es hidrógeno, obteniendo los siguientes resultados:

6.2.1 Análisis de flujo del modelo paralelo-serpentín

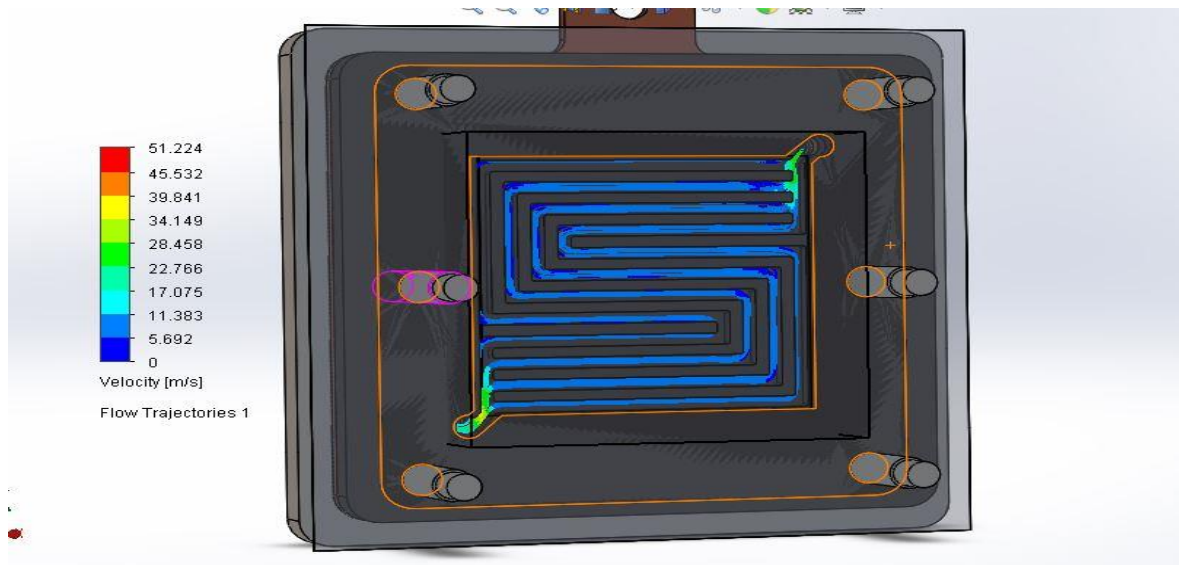


Figura 6.4. Análisis de distribución de Flujo en la parte del Ánodo.

Como se puede apreciar en la Figura 6.4, inicialmente el gas inyectado tiene una velocidad de 20 m/s, sin embargo, conforme se va distribuyendo el fluido por los canales la velocidad baja hasta alrededor de 11 m/s, esto se atribuye a que en las esquinas de los canales la velocidad tiende a cero debido a los cambios de direcciones que tiene el gas.

6.2.2 Análisis de presión del modelo paralelo-serpentín

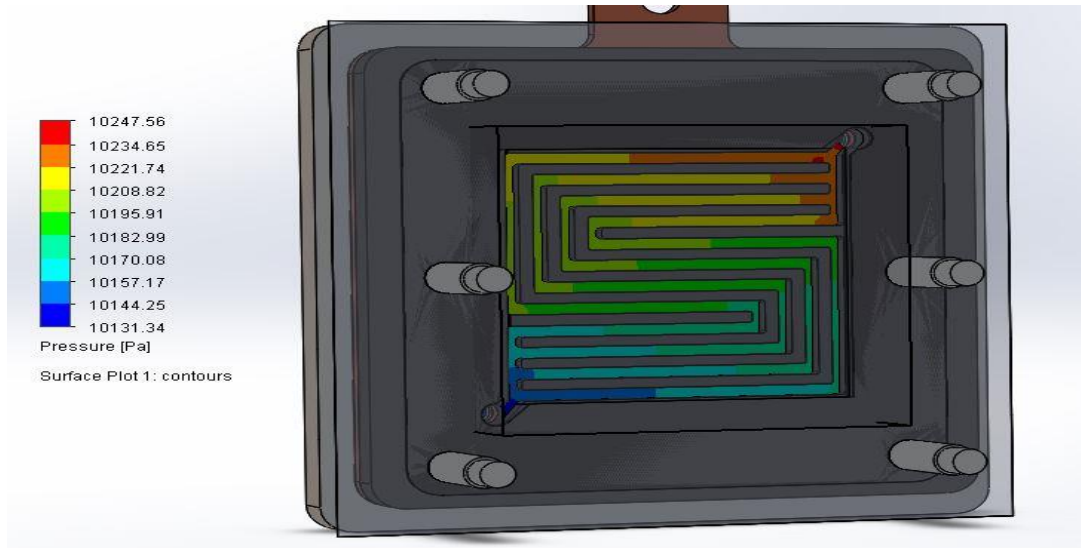


Figura 6.5. Análisis de distribución de presión en la parte del Ánodo.

En la Figura 6.5 se muestra el análisis de presión en el cual se puede apreciar que existen variaciones de presión que van de los 10131.34 Pa. a los 10234.65 Pa. (1.0131 – 1.0234 bar), las cuales van incrementando de la entrada a la salida esto debido a los cambios de dirección que presenta el fluido y a la acumulación del mismo en la salida. Para evitar estos problemas se recomienda minimizar el número de cambios de dirección en el modelo.

6.2.3 Análisis de temperatura del modelo paralelo-serpentín

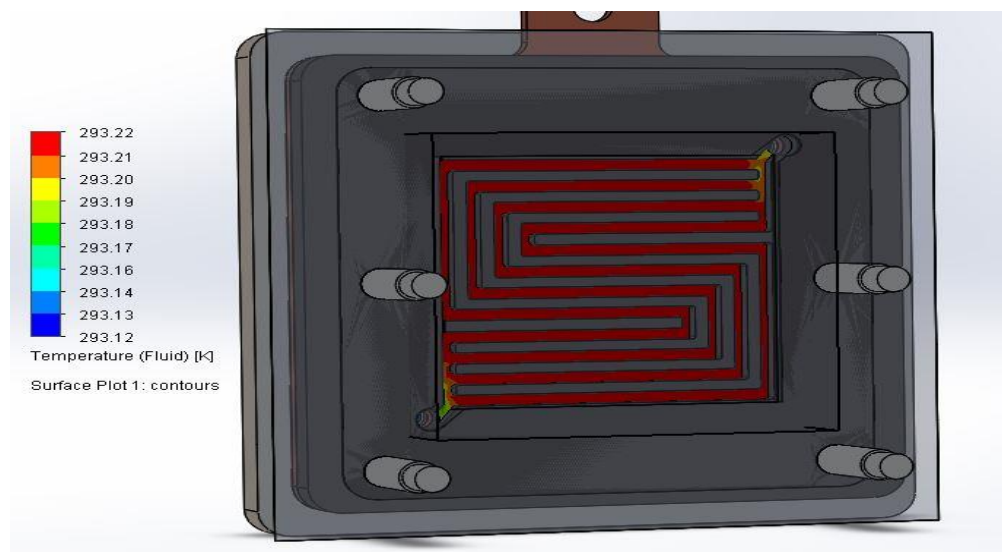


Figura 6.6. Análisis de distribución de temperatura en el Ánodo.

En la Figura 6.6 se muestra el análisis de temperatura en el cual se aprecia que la temperatura es constante 293.22 K en los canales de distribución, con excepción de la entrada y salida las cuales son de una temperatura menor. La homogeneidad nos asegura que dentro de los canales de distribución no exista acumulaciones de vapor de agua.

6.3 Análisis realizados en el cátodo

Este trabajo de investigación está enfocado en la parte del cátodo, por lo tanto, se realizaron los mismos análisis que en el ánodo, pero en éste caso se estudió el comportamiento del gas oxígeno tanto en el canal de flujo paralelo-serpentín, así como en el *FFnature*, obteniendo los siguientes resultados:

6.3.1 Análisis de flujo del modelo paralelo-serpentín

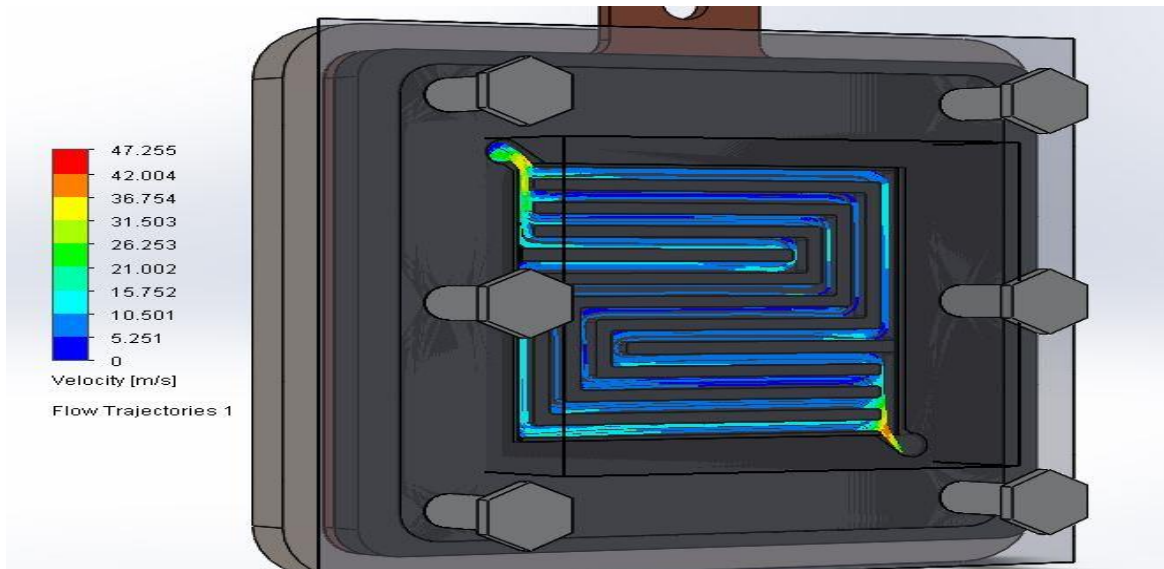


Figura 6.7. Análisis de distribución de Flujo en la parte del Cátodo.

En la Figura 6.7 se muestra el análisis de flujo en el cátodo, en la cual se puede apreciar que la velocidad del fluido en los canales es mayor en comparación con el del análisis del ánodo. La velocidad se encuentra entre los 15-21 m/s y sólo en la parte central la velocidad se encuentra en los 10 m/s, en la entrada y salida la velocidad puede variar desde los 21 m/s hasta 36 m/s lo que nos ayuda a evitar acumulaciones del fluido.

6.3.2 Análisis de presión del modelo paralelo-serpentín

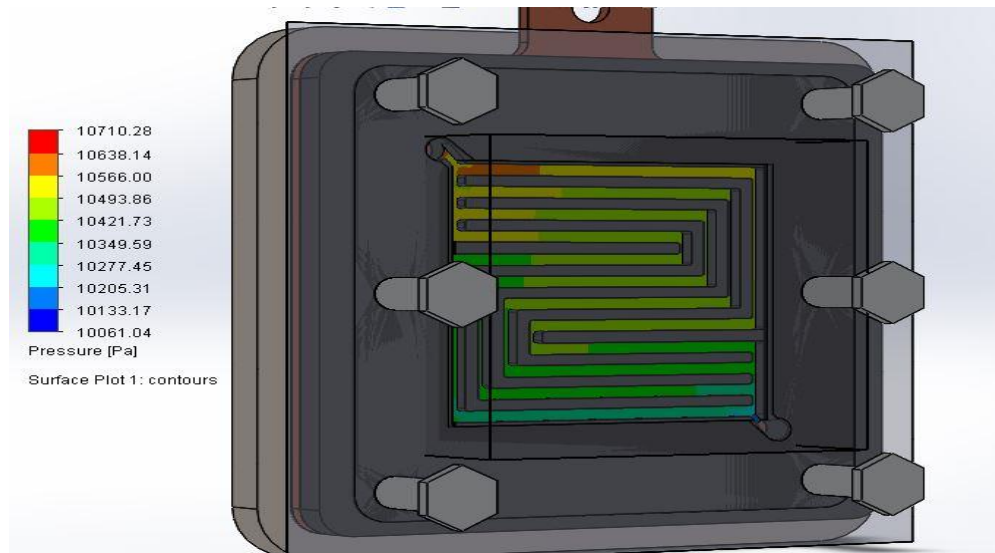


Figura 6.8. Análisis de distribución de Presión en la parte del Cátodo.

En la Figura 6.8 se muestra el análisis de presión se puede observar que existe baja concentración de presión en los canales en su comienzo y posteriormente esta va incrementando gradualmente, esto debido a los cambios de dirección que el fluido adquiere. Éste aumento o disminución en la presión del fluido podría perjudicar a las MEA's ya que podrían aparecer desgastes.

6.3.3 Análisis de temperatura del modelo paralelo-serpentín

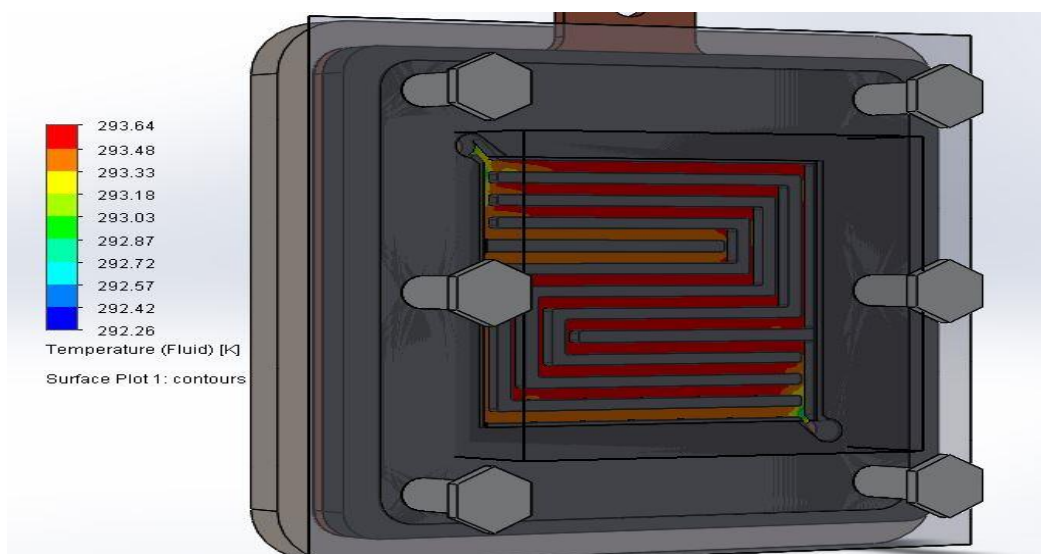


Figura 6.9. Análisis de distribución de temperatura en la parte del Cátodo.

En la Figura 6.9 se muestra el análisis de temperatura se puede observar que la distribución de temperatura del fluido varía entre los canales, ya que en un canal la temperatura se encuentra entre los 293.33 K y 293.48 K (20.28 °C y 20.33 °C) y en otros la temperatura es de 293.64 K (20.49 °C) esto se debe a que en estos canales la velocidad es menor. La diferencia de las temperaturas podría afectar a la MEA debido a que donde existe mayor concentración de temperatura ésta podría empezarse a deshidratarse lo que provocaría una disminución del rendimiento de transferencia de iones.

6.4 Análisis realizados en el cátodo con el modelo *FFnature*

Posteriormente, se realizaron los mismos análisis con el modelo desarrollado *FFnature* bajo las mismas condiciones obteniendo los siguientes resultados. Cabe señalar que éste modelo sólo se empleará en el cátodo debido a que se requiere una mayor velocidad en la reacción y menor acumulación de agua.

6.4.1 Análisis de flujo del modelo *FFnature*

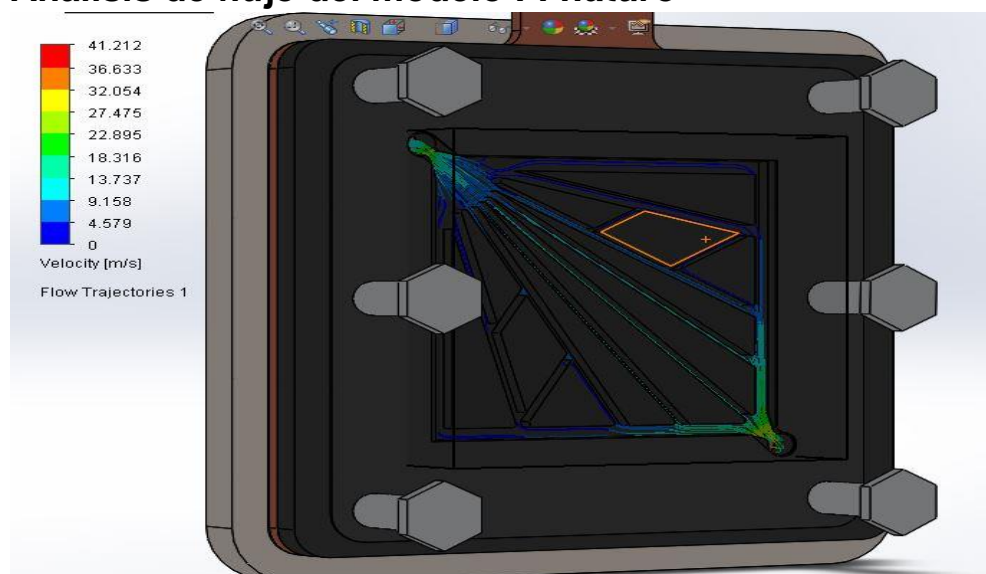


Figura 6.10. Análisis de distribución de Flujo en el modelo *FFnature*.

Como se aprecia en la Figura 6.10 la distribución del flujo en los canales principales mantiene una velocidad de 18 m/s y de los canales laterales de 4 m/s. Tanto en la entrada como la salida la velocidad se encuentra entre los 18 m/s y 22 m/s, es decir que no existen variación de velocidad con respecto a la entrada y la salida. Podríamos decir que disminuyen las concentraciones de agua con respecto al paralelo-serpentín el cual presenta más cambios de dirección.

6.4.2 Análisis de presión del modelo *FFnature*

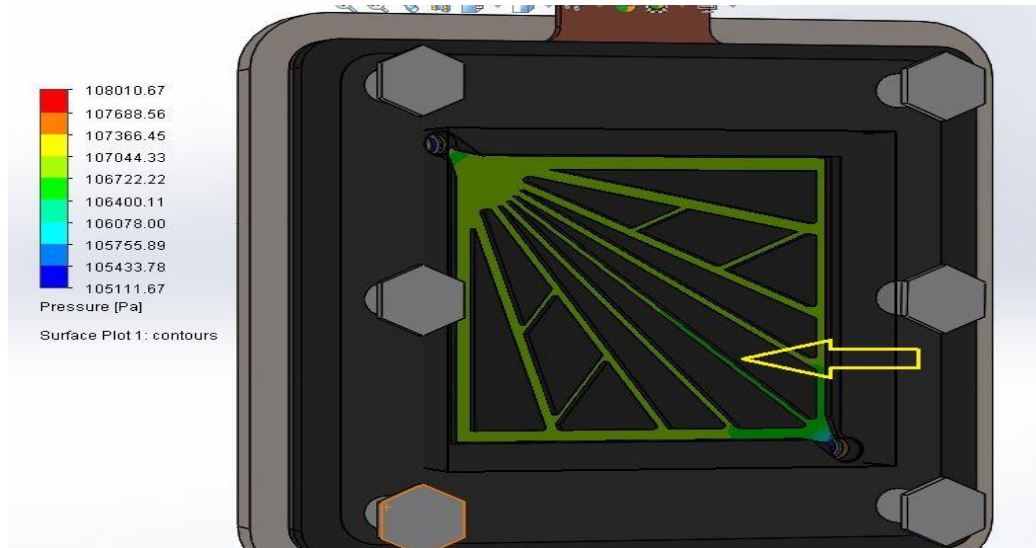


Figura 6.11. Análisis de distribución de Presión en el modelo *FFnature*.

En la Figura 6.11 se muestra el análisis de presión se observa que la presión en los canales es la misma en la parte central como en las laterales, lo que es bueno ya que no existen concentraciones de presión y se evitan desgastes en las MEA's. como se puede observar en el canal principal en la parte central de este la presión es menor y ésta va disminuyendo hasta la salida (parte inferior derecha), lo que nos ayuda a no tener concentraciones de producto (vapor de agua).

6.4.3 Análisis de temperatura del modelo *FFnature*

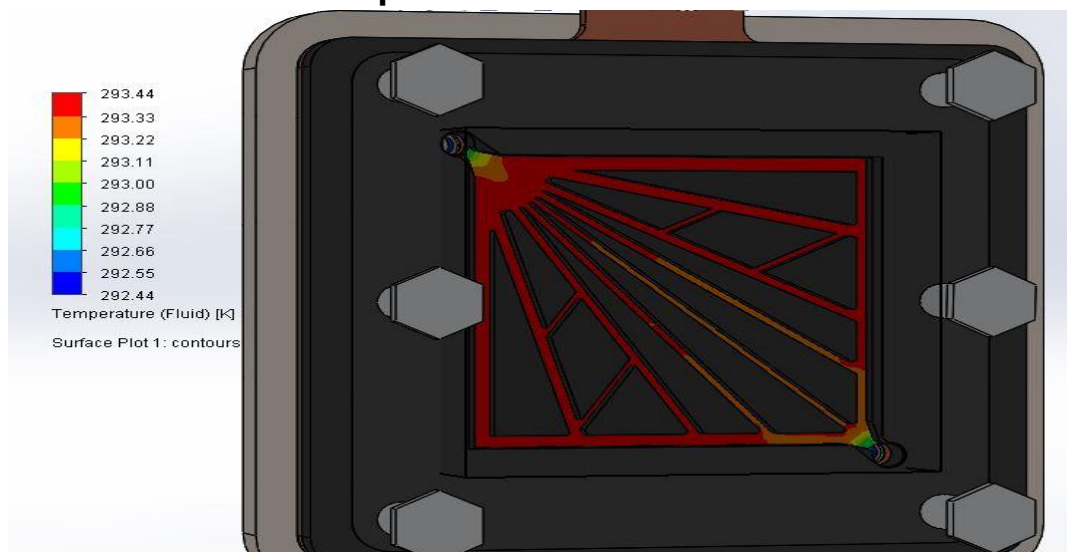


Figura 6.12. Análisis de distribución de temperatura en el modelo propuesto.

En la Figura 6.12 se muestra el análisis de temperatura en el cual se aprecia que la temperatura en los canales es de aproximadamente 293.44 K (20.29 °C) en la entrada (parte superior izquierda) y conforme estos se acercan a la salida (parte inferior derecha) la temperatura disminuye. Por lo tanto, el fluido saldría con la misma temperatura de entrada y ayudara a la condensación del producto resultante (vapor de agua).

Tabla 6.1. Comparación de los modelos utilizados en este trabajo en una celda.

Modelo	Velocidad (m/s)		Presión (Pa)		Temperatura (K)	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Paralelo-serpentín	20	21-36	100,000	102,770	293.15	293.33
<i>FFnature</i>	20	22-32	100,000	106,400	293.15	293

En la Tabla 6.1 se muestra que el modelo *FFnature* presenta un rango menor en la velocidad a la salida; en cambio en la presión, ésta presenta un aumento en la salida en comparación con el modelo paralelo-serpentín, por último, la temperatura presenta una pequeña disminución en comparación con el modelo paralelo-serpentín. Por lo tanto, se puede inferir que los resultados obtenidos en los análisis de flujo, presión y temperatura, en las entradas y salidas de los modelos paralelo-serpentín y el *FFnature* que, aunque si bien presentan pequeñas diferencias éstas no son tan notorias en las entradas y salidas; más, sin embargo, en el centro de las placas se puede observar que si existe una diferencia en los tres análisis.

6.5 Gráficos de voltajes y pendiente de Tafel en una celda

Los valores de resultados obtenidos de los análisis de temperatura para una celda y un stack, son empleados para realizar la simulación de los voltajes y la pendiente de Tafel, dicho proceso se describe en el diagrama 6.1

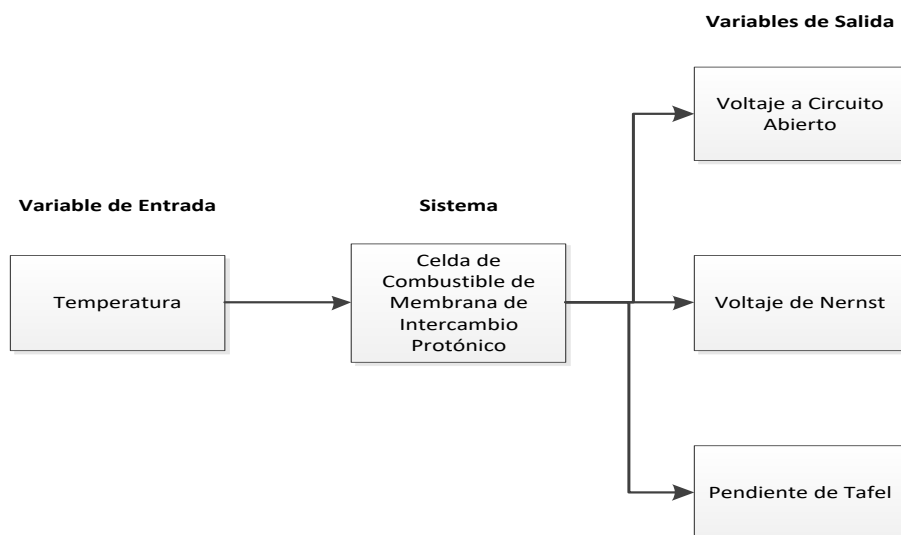


Diagrama 6.1. Diagrama de flujo del proceso para la obtención de las gráficas de voltajes y pendiente de Tafel.

Las gráficas que se muestran a continuación son las de voltaje a circuito abierto y el voltaje de Nernst, los cuales dan una idea del comportamiento de éstos a diferentes temperaturas. La gráfica de la pendiente de Tafel muestra la velocidad con la que se lleva a cabo la reacción dentro de la celda.

Para la simulación se genera un código en MATLAB ya que en Simulink los gráficos correspondientes a las variables (E_{oc} , E_n y A) si pueden ser generados, pero éstos con respecto al tiempo y lo que se requiere es que sean con respecto a la variación de temperatura, por lo tanto se utilizan las ecuaciones que se emplean en la librería de MATLAB-Simulink las cuales presentan temperaturas de operación menores y mayores de 100°C, obteniendo los siguientes resultados:

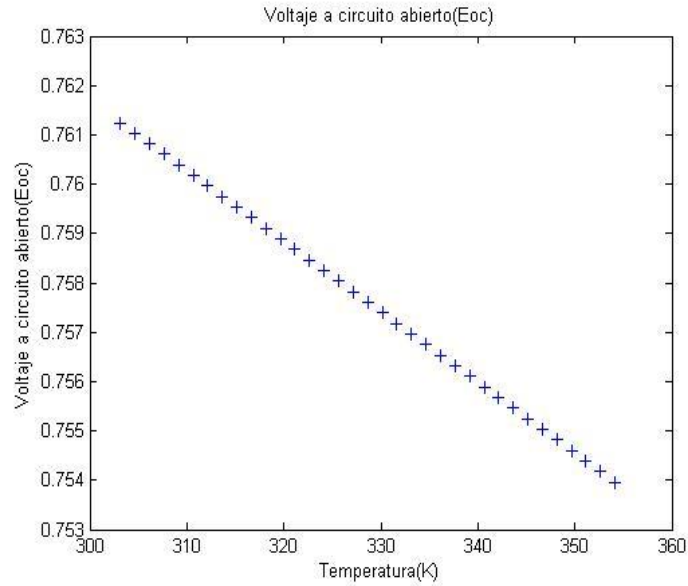


Figura 6.13. Resultado de E_{oc} en una celda para temperaturas menores a 100 °C.

En la Figura 6.13 se muestra la gráfica correspondientes al E_{oc} (voltaje circuito abierto) vs temperatura, en la cual se puede observar que si se aumenta la temperatura en el fluido el valor del voltaje decrecerá, debido a que la temperatura del fluido afecta la velocidad de la reacción en la celda.

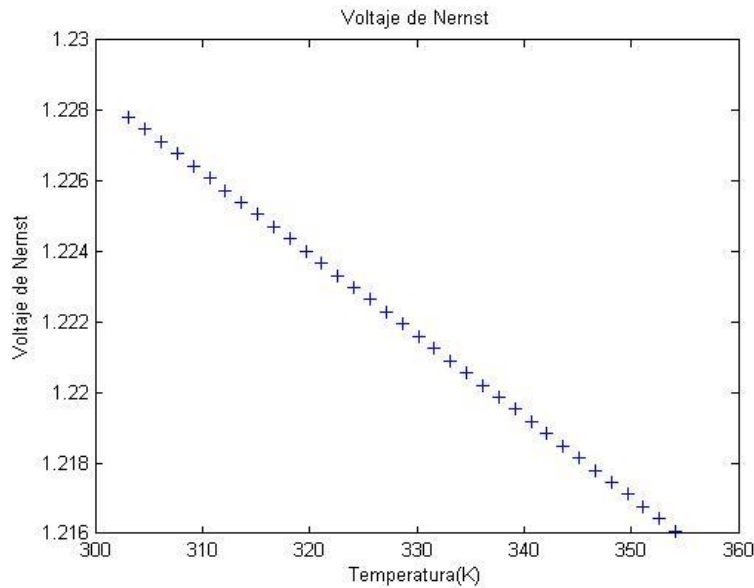


Figura 6.14. Resultado de E_n en una celda para temperaturas menores a 100 °C.

La Figura 6.14 corresponde al voltaje de Nernst, el cual es voltaje teórico producto de la reacción del hidrógeno-oxígeno, como se aprecia éste valor decrece conforme el valor de la temperatura aumenta, si bien este valor decrece este no es lineal ya que existen pequeñas variaciones.

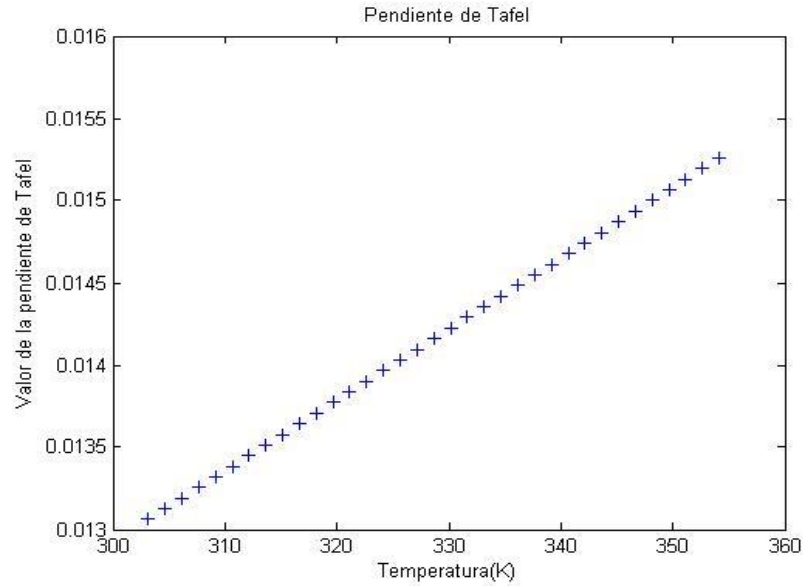


Figura 6.15. Resultado de A en una celda para temperaturas menores a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$

La Figura 6.15 corresponde al valor de la pendiente de Tafel, en la cual se aprecia que a mayor temperatura el valor de éste aumenta, lo que nos dice que la reacción que se lleva a cabo tiene una mayor velocidad, lo que en teoría aumentaría la corriente de intercambio.

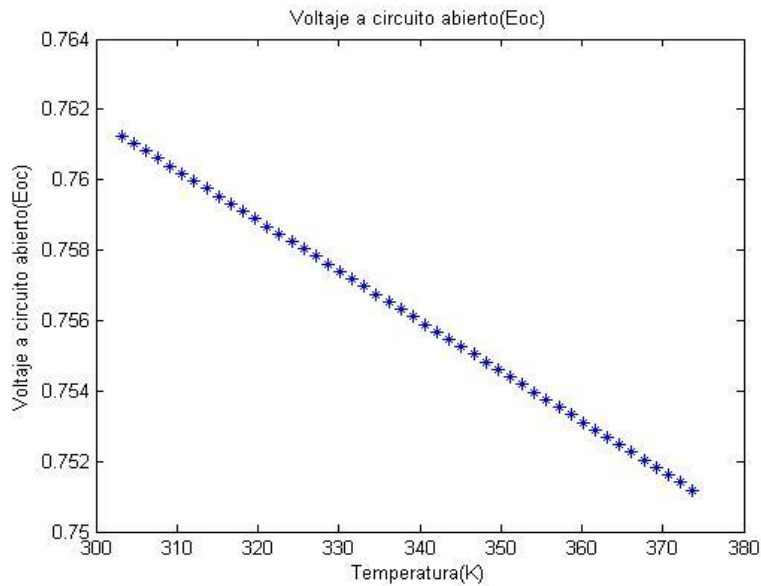


Figura 6.16. Resultado de E_{oc} en una celda para temperaturas mayores a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$.

En la Figura 6.16 se muestra la gráfica correspondientes al E_{oc} en la cual se puede apreciar que los valores coinciden con los de la Figura 6.13 con diferencia que el rango de temperatura es mayor.

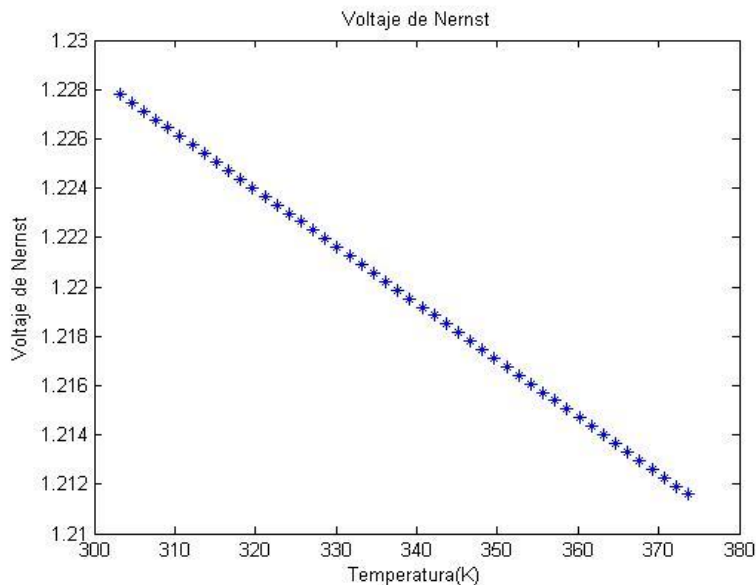


Figura 6.17. Resultado de E_n en una celda para temperaturas mayores a 100 °C.

En la Figura 6.17 se muestra la gráfica correspondientes al E_n en la cual se puede apreciar que a diferencia de la Figura 6.14 los voltajes si son afectados por la temperatura ya que decrece más rápido ya que este depende directamente del valor del voltaje de Nernst.

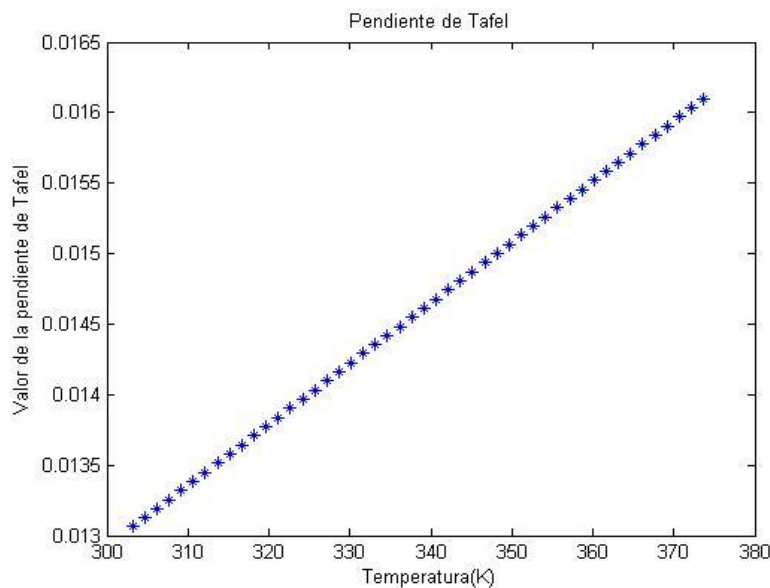


Figura 6.18. Resultado de A en una celda para temperaturas mayores a 100 °C.

La Figura 6.18 corresponde al valor de la pendiente de Tafel, en la cual se aprecia que a mayor temperatura el valor de éste aumenta, lo que nos dice que la reacción que se lleva acabo tiene una mayor velocidad, lo que en teoría aumentaría la corriente de intercambio.

En resumen, se recomienda trabajar con una temperatura de operación por debajo de los 100°C, lo que nos aseguraría un mejor rendimiento, menor desgaste de la MEA (deshidratación) y mejor intercambio de iones, lo que nos asegura un tiempo mayor de vida.

6.6 Ensamble de un stack

Las partes que conforman un stack se muestran en la Figura 6.19, para formar un stack, las piezas se apilan unas con otras como se mencionó en la sección 4.5, la placa difusora se caracteriza por tener canales de flujo por ambos lados y éstos no se interconectan entre sí.

La Figura 6.19 muestra el stack con las placas y los canales de flujos tipo paralelo-serpentín y en la Figura 6.20 muestra el stack con las placas y los canales de flujos *FFnature*.

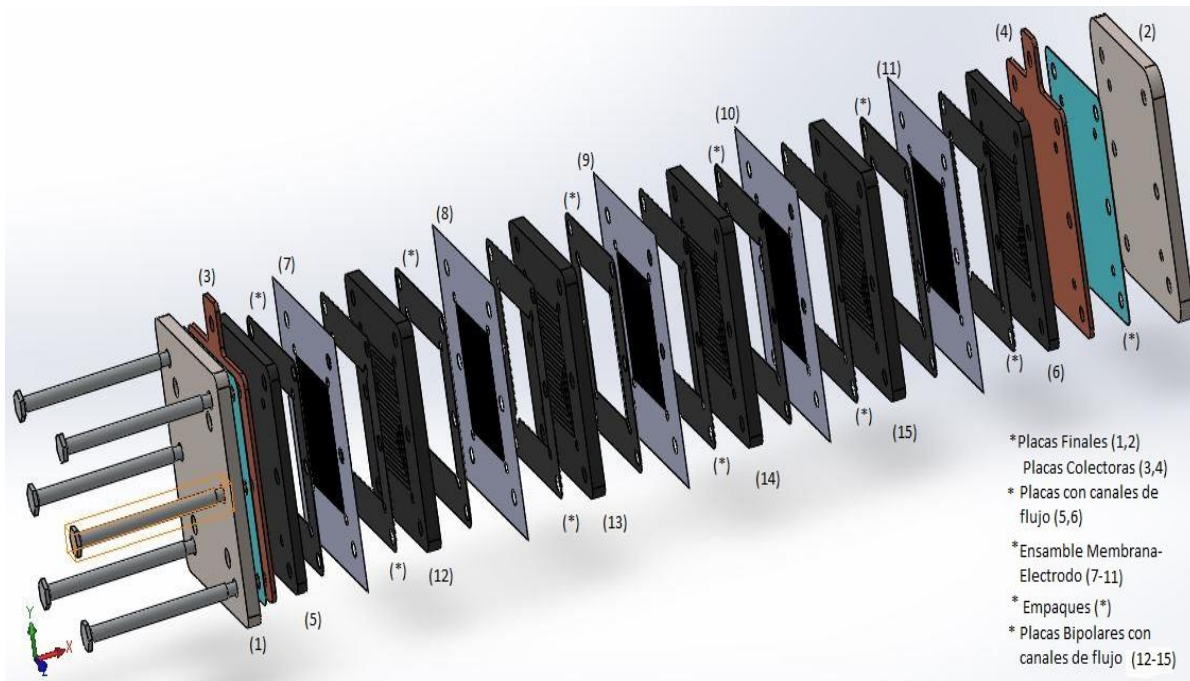


Figura 6.19. Stack expandido con canales de flujo tipo Paralelo-Serpentín.

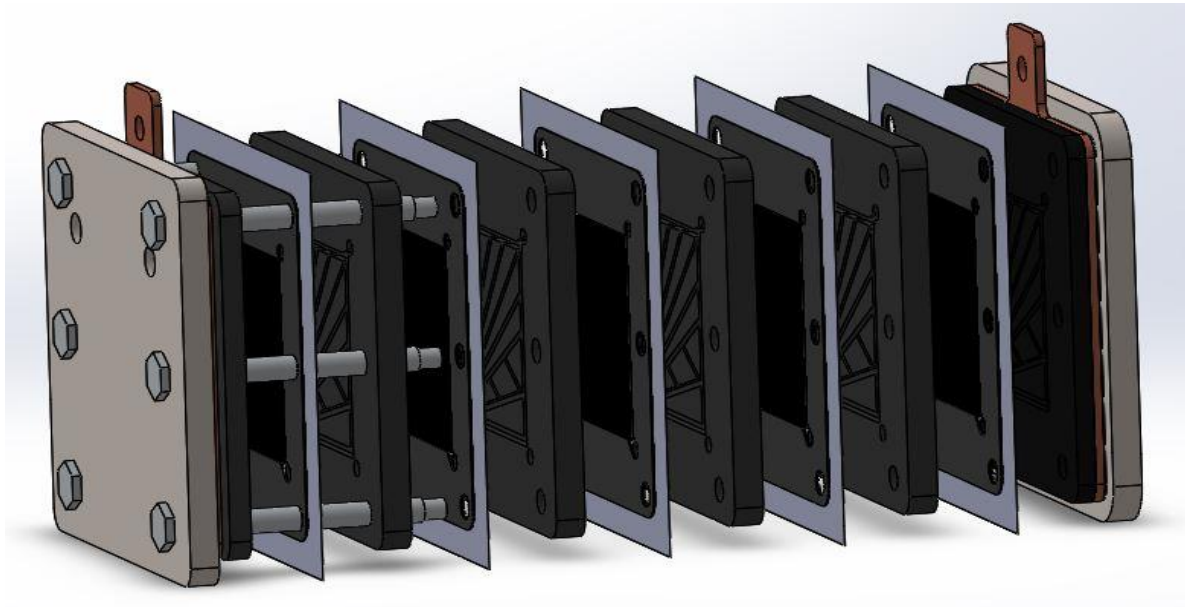


Figura 6.20. Stack con canales de flujo FFnature.

La Figura 6.21 muestra el stack ensamblado, como ya se mencionó anteriormente se debe cuidar que todas las piezas estén alineadas al realizar el ensamble, así como cumplir un torque el cual depende del número de celdas para evitar el daño de los componentes. En el caso de un stack se colocan barras guías para ayudar al ensamble del mismo.

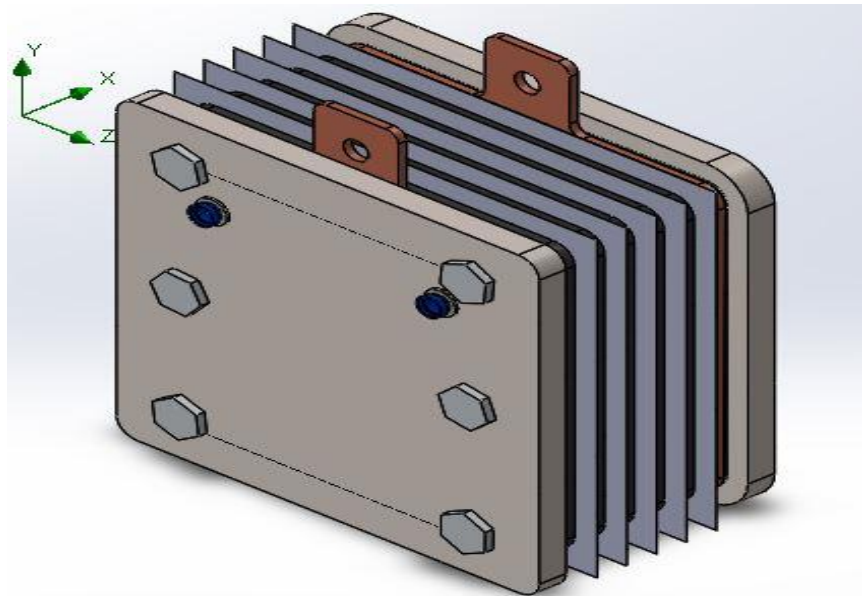


Figura 6.21. Stack ensamblado.

Un problema que se tiene en la parte del cátodo es que las reacciones en el cátodo generan vapor de agua y ésta puede condensarse apareciendo acumulaciones de agua, afectando el desempeño del stack. Por lo tanto, se decidió cambiar los

canales de flujo y se compararon los resultados obtenidos entre los dos modelos (paralelo-serpentín y *FFnature*).

6.7 Análisis realizados en el cátodo en el stack

Los análisis del stack se realizaron en el cátodo en los modelos paralelo-serpentín y el *FFnature*, utilizando los siguientes parámetros Presión = 1 atm, Velocidad= 20 m/s y Temperatura = 293.2 K el material de las placas es el grafito (c), obteniendo los resultados siguientes:

6.7.1 Análisis de flujo del stack

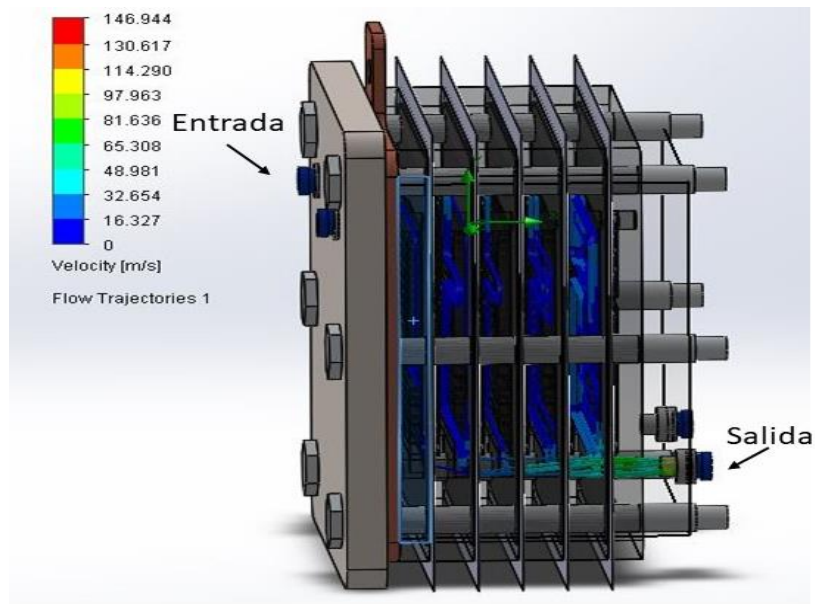


Figura 6.22. Análisis de distribución de flujo en el Stack.

En la Figura 6.22 se muestra el análisis de flujo, en el cual se aprecia que la distribución del flujo se concentra más en la última placa y ésta disminuye conforme se acerca a la entrada del fluido. Si bien la distribución del flujo es menor las velocidades en cada placa relativamente es similar (16.32 m/s).

6.8 Análisis de presión del stack

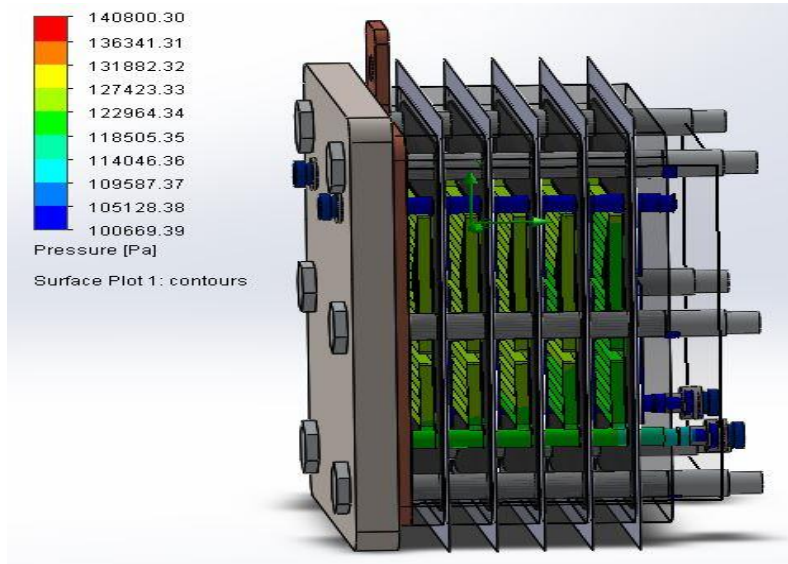


Figura 6.23. Análisis de distribución de presión en el Stack.

En la Figura 6.23 se muestra el análisis de presión, donde se aprecia que la presión es mayor en la última placa, esto se debe a que existe mayor concentración del flujo como ya se mencionó anteriormente. Si bien la presión en la última placa es mayor ésta no sobrepasa los 1.27 bar.

6.8.1 Análisis de temperatura del stack

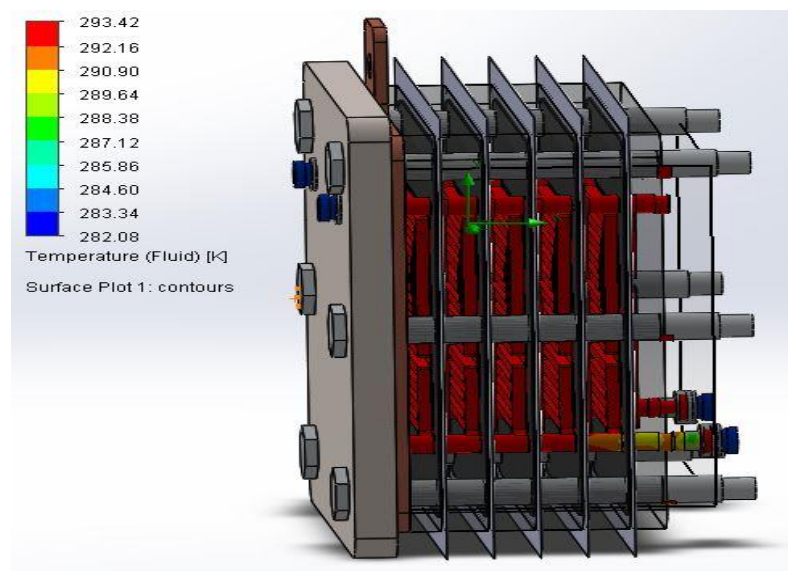


Figura 6.24. Análisis de distribución de temperatura en el Stack.

La Figura 6.24 muestra el análisis de temperatura, se observa que la temperatura en todas las placas es similar y tiene un valor de 293.44 K (20.29 °C) lo cual nos indica que si existe deshidratación en las MEA's ésta es la misma en todas. Ya que la temperatura es alta en comparación con la de la entrada del fluido se recomienda el empleo de un sistema de enfriamiento para minimizar la posible deshidratación de las MEA's.

6.9 Análisis realizados en el stack con el modelo *FFnature*

Se realizaron los análisis de distribución de flujo, presión y temperatura en la parte del cátodo para el modelo *FFnature* teniendo los resultados siguientes:

6.9.1 Análisis de flujo

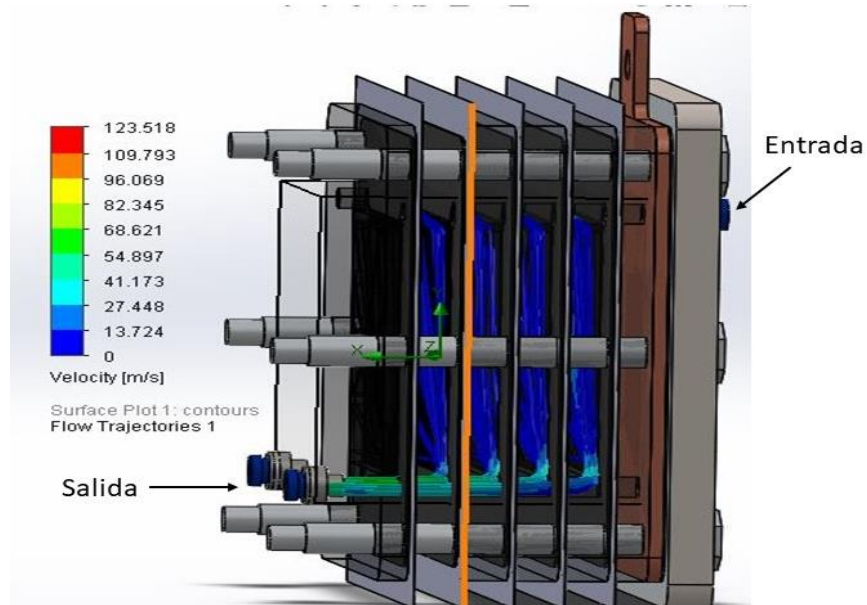


Figura 6.25. Análisis de flujo para el canal propuestos.

El análisis de flujo para el modelo *FFnature* se muestra en la figura 6.25, en el cual se puede observar que el flujo es continuo en todas las placas y éste no varía en ninguna en comparación con el paralelo-serpentín, lo cual nos asegura que en todas las celdas exista un máximo aprovechamiento del fluido del gas. La velocidad con la que el fluido circula en las celdas es de 13 m/s en el centro de las celdas y en las salidas alcanza una velocidad de 27 m/s.

6.9.2 Análisis de presión

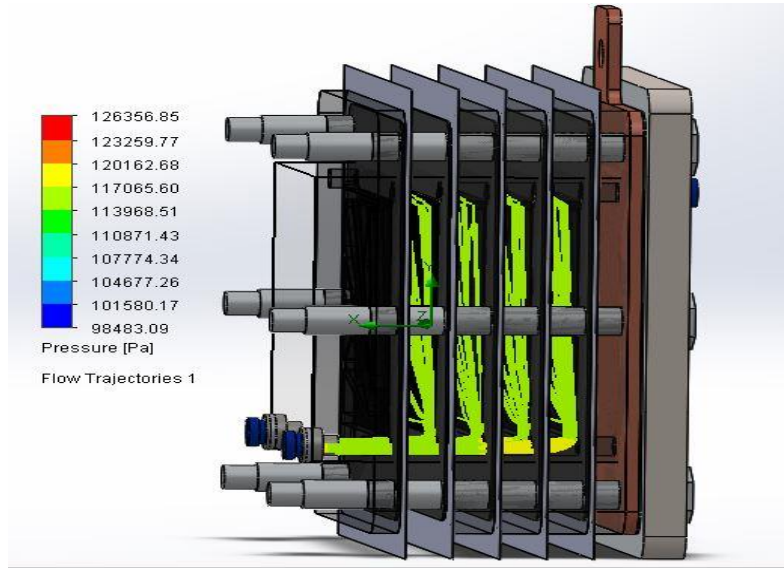


Figura 6.26. Análisis de presión para el canal propuestos.

En la Figura 6.26 se muestra el análisis de presión para el modelo *FFnature*, en el cual se puede observar que la presión del fluido en los canales es la misma para todas las celdas y tiene un valor aproximado de 1.17 bar. Lo que hace que el flujo de gases sea el mismo en todas las MEA's.

6.9.3 Análisis de temperatura

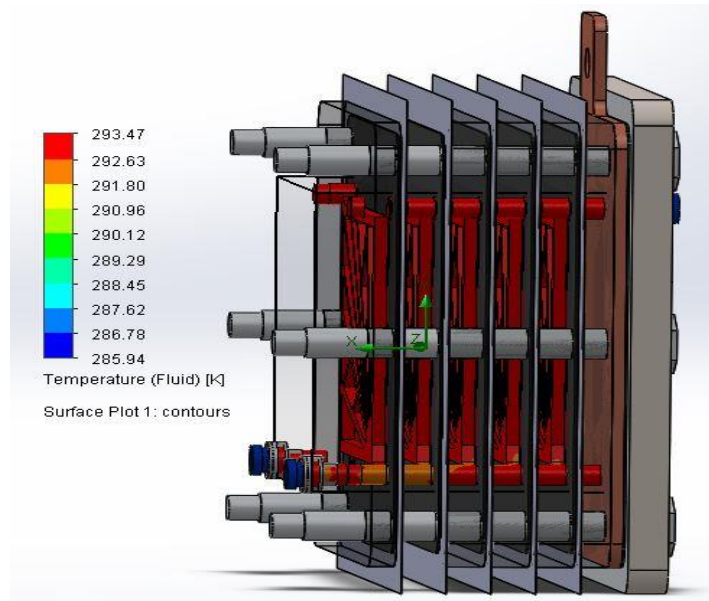


Figura 6.27. Análisis de temperatura para el canal propuestos.

El análisis de temperatura (ver Figura 6.27), se observa que la temperatura en todas las placas es similar, teniendo un valor de 293.47 K (20.32 °C) como máxima y una mínima de 292.63 K (19.48 °C), se puede apreciar que existe una pequeña disminución de temperatura la cual influye en la reducción de la deshidratación de las MEA's, lo cual implica un mejor rendimiento del stack.

Tabla 6.2. Comparación de los modelos utilizados en este trabajo para un stack.

Modelo	Velocidad (m/s)		Presión (Pa)		Temperatura (K)	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Paralelo-serpentín	20	42-65	100000	114046-127423	293.15	293.42
<i>FFnature</i>	20	27-54	100000	110871-117065.6	293.15	293.47

La tabla 6.2 nos muestra que en el caso de la velocidad se nota que la diferencia en los rangos de la salida es notable en ambos modelos. En el modelo paralelo-serpentín si existe una mayor presión en el rango de salida y en el modelo *FFnature* la presión no tiene tanta variación con respecto al rango de salida. Por último, las temperaturas son similares en ambos modelos. Por lo tanto, podemos inferir que el canal de flujo *FFnature* presenta mejor ventaja en la velocidad con la que se distribuye el fluido y la presión del fluido en los canales de distribución, lo cual podría contribuir a mejorar el desempeño del stack.

6.9.4 Gráficos de voltajes y pendiente de Tafel de un stack

Para la simulación del rendimiento de un stack se consideran 5 celdas con canales de flujo estándar interconectadas en serie para obtener mayor voltaje y la misma corriente, obteniendo los siguientes resultados:

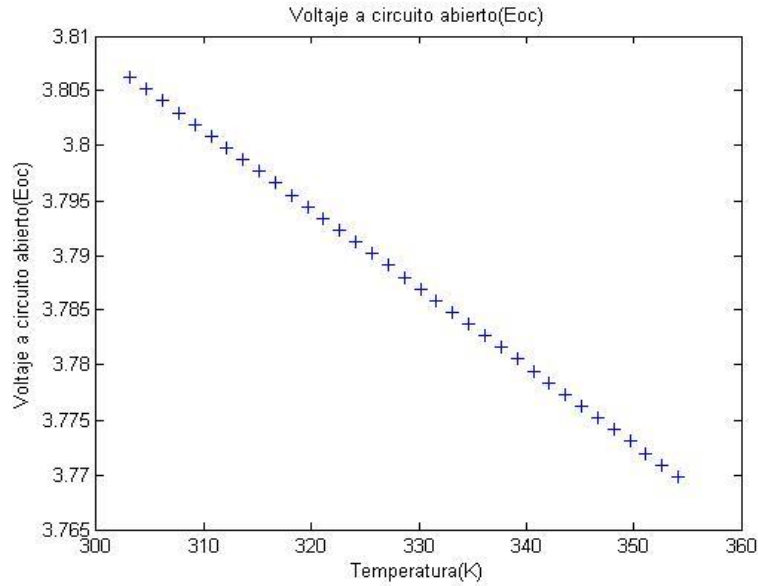


Figura 6.28. Resultado de E_{oc} en un stack para temperaturas menores a 100 °C.

En la Figura 6.28 se muestra la gráfica correspondientes al E_{oc} (voltaje circuito abierto) vs temperatura, como ya se mencionó anteriormente se tienen 5 celdas interconectadas en serie por ello el voltaje comienza en el valor aproximado de 3.807 V, se puede observar que si se aumenta la temperatura en el fluido este valor decrecerá, debido a que la variación de la temperatura afecta la velocidad de la reacción en la celda. La temperatura acelera la velocidad de reacción de acuerdo a la pendiente de Tafel, por lo tanto, mejoraría su eficiencia, pero a su vez afecta a la membrana (deshidratándola).

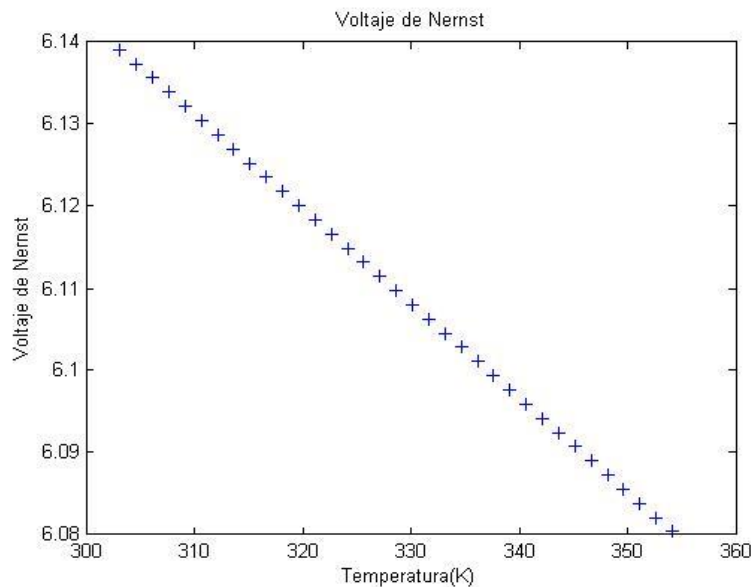


Figura 6.29. Resultado de E_n en un stack para temperaturas menores a 100 °C.

La Figura 6.29 corresponde al voltaje de Nernst, en el cual se aprecia que este también cambia al igual que el voltaje a circuito abierto, esto debido a que al interconectar las celdas en serie este es la suma de cada una de las celdas.

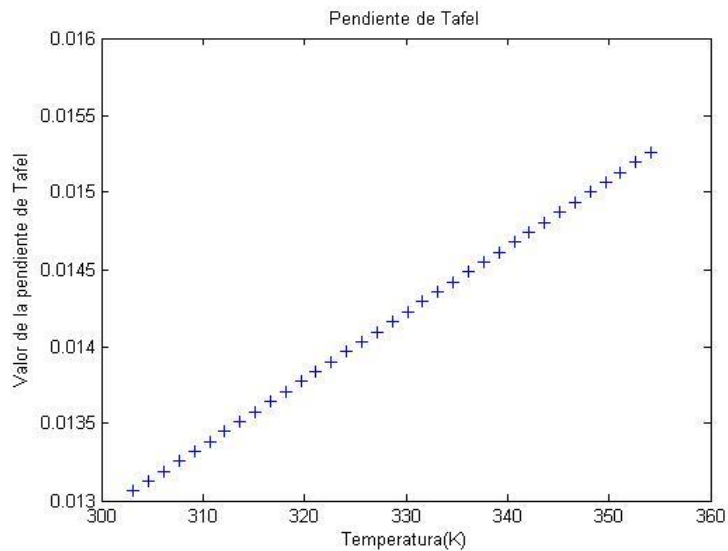


Figura 6.30. Resultado de A en un stack para temperaturas menores a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$.

La Figura 6.30 muestra el valor de la pendiente de Tafel en un stack, en la cual se aprecia que el valor máximo de la reacción es igual al de una celda (ver Figura 6.15). Recordar que la pendiente de Tafel está relacionada con la velocidad de reacción; por lo tanto, a mayor temperatura mayor velocidad de reacción existirá. Sin embargo, la temperatura afecta a la MEA (deshidratación) así que se toman en cuenta los resultados de los otros parámetros (E_{oc} , E_n).

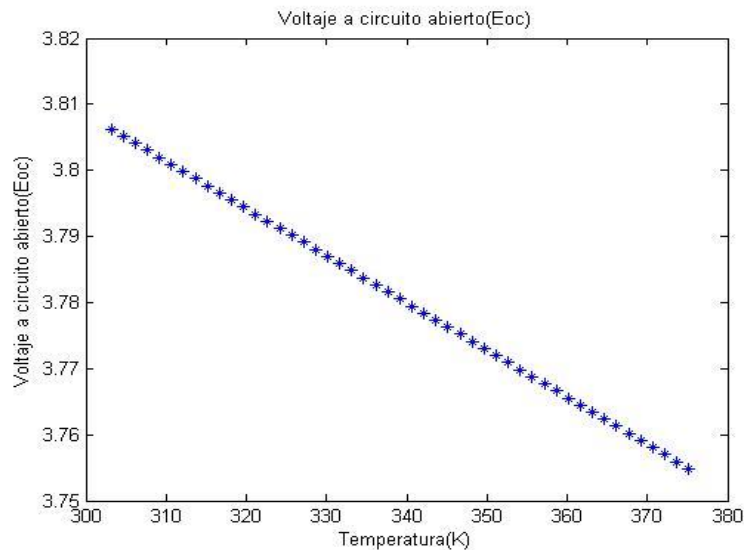


Figura 6.31. Resultado de E_{oc} en un stack para temperaturas mayores a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$.

En la Figura 6.31 se muestra la gráfica correspondientes al E_{oc} en la cual se puede apreciar que los valores coinciden con los de la Figura 6.28 con diferencia que el rango de temperatura es mayor.

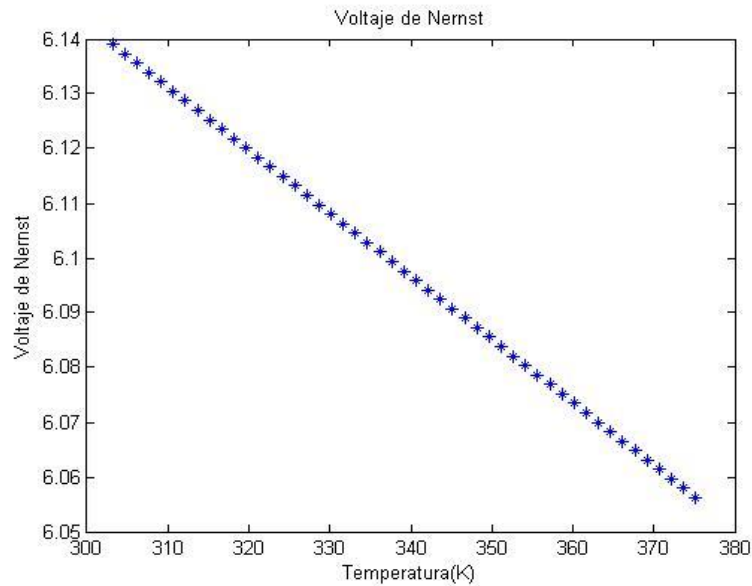


Figura 6.32. Resultado de E_n en un stack para temperaturas mayores a 100 °C.

En la Figura 6.32 se muestra el E_n en la cual se puede apreciar que a diferencia de la Figura 6.29 los voltajes si son afectados por la temperatura ya que decrece más rápido ya que este depende directamente del valor del voltaje de Nernst.

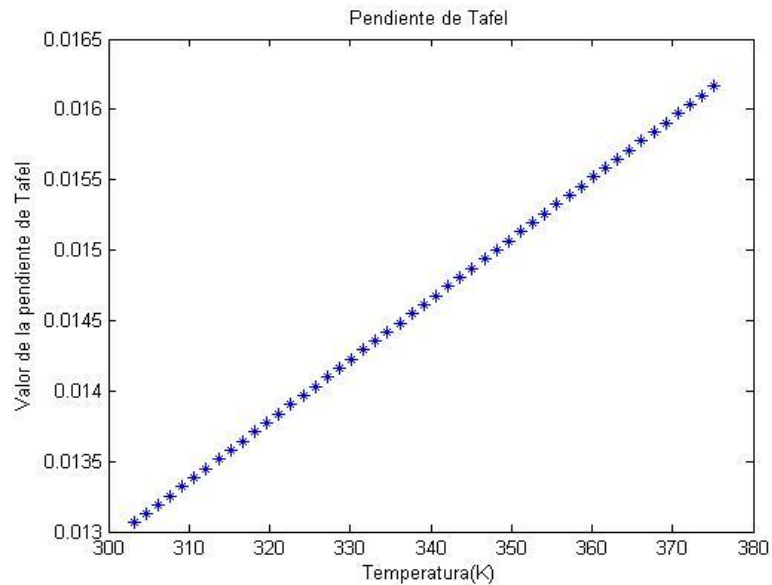


Figura 6.33. Resultado de A en un stack para temperaturas mayores a 100 °C.

La Figura 6.33 muestra el valor de la pendiente de Tafel, en la cual se aprecia que a mayor temperatura el valor de éste aumenta, lo que nos dice que la reacción que se lleva a cabo tiene una mayor velocidad, lo que en teoría aumentaría la corriente de intercambio.

Es recomendable trabajar a temperaturas menores a los 100 °C, así como también se recomienda que se utilice un sistema de enfriamiento, debido a que el calor generado por el stack puede sobrepasar la temperatura de operación y afectar el rendimiento de la celda.

Aunque si bien en las Figuras que corresponden a la pendiente de Tafel, se observa que éste valor aumenta en la celda y en el stack, se infiere que a mayor temperatura la velocidad de reacción es mayor. Sin embargo, el aumento de la temperatura podría afectar a la MEA (deshidratándola) disminuyendo el desempeño de la celda o del stack; por lo que se tiene que considerar los parámetros asociados con el voltaje a circuito abierto y el voltaje de Nernst para obtener el mejor desempeño de la celda o del stack.

6.10 Comparación del tiempo de maquinado de los modelos utilizados

Como se menciona en la sección 4.4.2 existen diversos tipos de maquinado para la manufactura de los canales de flujo. En este trabajo de investigación una vez que se obtuvo el comportamiento del fluido en los modelos de canales paralelo-serpentín y el modelo *FFnature* se procedió a comparar los costos de maquinado en una máquina de control numérico (CNC) de los canales de flujo mostrados en las Figuras 4.11 y 5.9.

El tiempo fue estimado con un complemento de SolidWorks utilizando una máquina CNC modelo HAAS, con el fin de verificar si existe algún tipo de ventaja en éste rubro; cabe señalar que el precio estimado de costo de manufactura en una máquina CNC modelo HAAS se encuentra entre 300-360 \$/Hrs [24], obteniendo los resultados que se muestran en la Tabla 6.3

Tabla 6.3. Comparación en tiempo de maquinado y precio de producción por pieza.

Modelo	Tiempo (Hrs.)	Precio (\$/Hrs)*	Precio Total
Paralelo-serpentín	1.083	360	389.88
<i>FFnature</i>	0.75	360	270
Serpentín	1.166	360	419.76
Caracol	1.333	360	479.88
Paralelo	0.83	360	299.88

*Precio actual

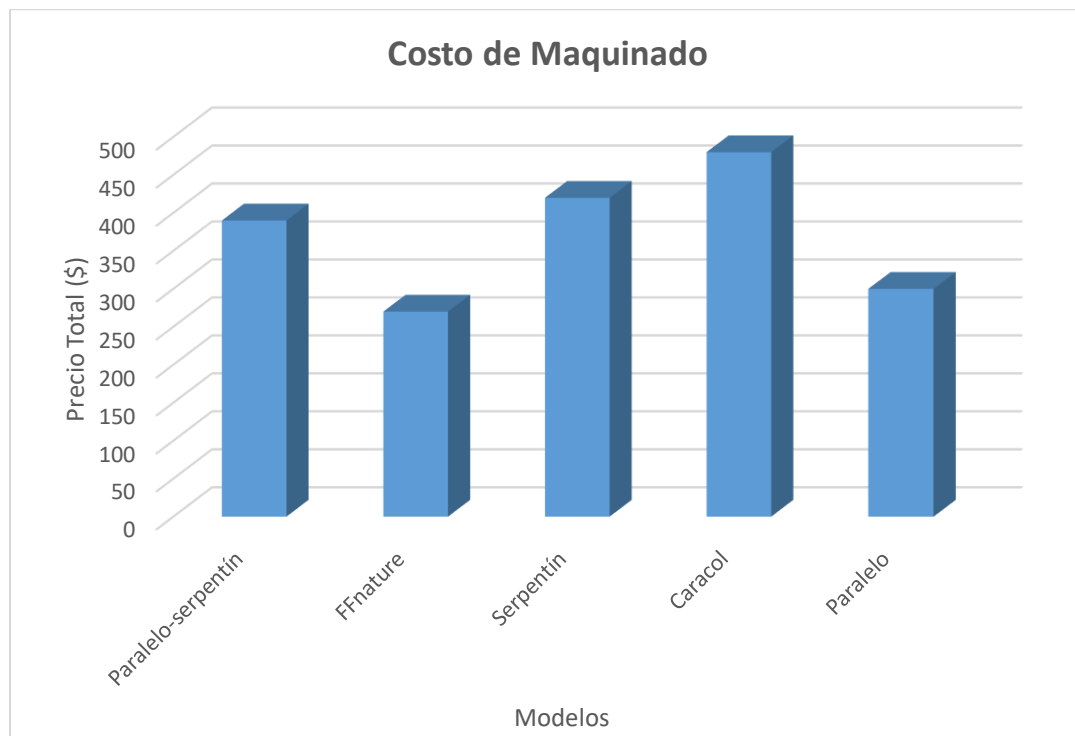


Figura 6.34. Gráfica comparativa en costo de maquinado.

La Tabla 6.3 y la Figura 6.34 respectivamente, muestran que el modelo *FFnature* presenta un menor tiempo de maquinado resultando en un menor costo comparado con los demás modelos. Con respecto al modelo paralelo-serpentín, el *FFnature* representa casi un 30% de menor costo, lo cual representa una disminución en el costo total de la celda o stack, cabe señalar que esta cotización es solo por unidad.

CAPÍTULO 7

CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO

En la realización de éste trabajo se elaboró una investigación sobre las celdas de combustible de membrana de intercambio protónico, encontrando que éstas pueden ser una alternativa para la obtención de energía de una manera limpia ya que al utilizar el hidrógeno como combustible pueden producir energía libre de contaminantes.

Si bien el hidrógeno es uno de los combustibles que se puede utilizar de forma alternativa para la obtención de energía, este aún cuenta con algunas limitantes entre las que se encuentran el método de obtención del hidrógeno puro y su almacenamiento. Dentro del problema de almacenamiento se está desarrollando tanques con mejor calidad y mejor rendimiento.

Al igual que el hidrógeno una limitante más es el precio de los catalizadores utilizados en los electrodos y la membrana utilizadas en las MEA's. Actualmente el catalizador más utilizado es el platino, el cual al ser un metal precioso es bastante costoso lo que hace que el precio de la celda o stack aumente, por ello la necesidad de investigar nuevos materiales que sirvan como catalizadores para aumentar la velocidad de reacción y disminuir la cantidad de platino, así como encontrar membranas que puedan trabajar a altas temperaturas sin que sufran daño para así mejorar la eficiencia de la celda y bajar el precio de ésta tecnología.

Si bien esta tecnología tiene un gran crecimiento dentro de la industria automotriz se requiere más trabajo de investigación sobre los materiales utilizados en las celdas de combustibles, así como para el almacenamiento y producción del hidrógeno

7.1 Conclusiones

En esta investigación se encontró que, aunque si bien ya existen modelos estandarizados de los canales de flujo con los cuales las celdas tienen un mejor rendimiento, aún no se ha culminado la investigación, ya que se pretende continuar

con mejoramiento del rendimiento de la celda, generar el menor desgaste de los canales de flujo, así como mejorar el aprovechamiento de los gases para la generación de energía.

7.1.1 Conclusiones utilizando el software SolidWorks

En este trabajo se utilizó el software SolidWorks para realizar el diseño de canal de flujo inspirado en la naturaleza (*FFnature*) con área activa de $5 \times 5 \text{ cm}^2$, considerando un tipo de optimización de canales de flujo basado en una derivación de las leyes de Murray.

Se realizó el diseño de un *stack* de celda de combustible que consta de 5 celdas con área activa de $5 \times 5 \text{ cm}^2$, utilizando en el ánodo el modelo convencional (paralelo-serpentín) y en el cátodo el *FFnature*.

Los resultados obtenidos de las simulaciones en SolidWorks Flow Simulation de los análisis de flujo, presión y temperatura en las entradas y salidas de una *celda* utilizando como cátodo los modelos paralelo-serpentín y el *FFnature* no son tan notorios, sin embargo, se observa que en el centro de las placas si existe diferencia en los tres análisis.

En las simulaciones realizadas en el *stack*, se puede observar que el modelo *FFnature* presenta mejoras en la distribución del fluido y en la presión, sin embargo, respecto a la temperatura el modelo *FFnature* no presenta alguna mejora relevante con respecto al modelo paralelo-serpentín.

El modelo *FFnature* al mostrar mejoras en la distribución del fluido y en la presión se puede inferir que presentaría un mejor desempeño en el *stack* debido a que el producto de la reacción (vapor de agua) no tendería a acumularse en los canales.

En éste trabajo también se observó que el material con el cual se implementen los modelos influye en el desempeño de la celda o *stack*, por ello actualmente se investigan nuevos materiales con los cuales se obtengan mejores resultados.

7.1.2 Conclusiones utilizando el software MATLAB-Simulink

En este trabajo se utilizó el software MATLAB-Simulink para la simulación del rendimiento de la celda PEMFC.

Se determinó que se pueden variar los parámetros de entrada que en nuestro caso era la temperatura, sin embargo, al obtener las gráficas de salida se observó que éstas no correspondían a los parámetros considerados por ello se implementó un

código considerando las ecuaciones que utiliza la librería de MATLAB-Simulink para poder así obtener las gráficas con los parámetros requeridos.

En la pendiente de Tafel se observa que éste valor aumenta en la *celda* y *stack*, por lo cual se puede inferir que a mayor temperatura la velocidad de reacción es mayor.

Sin embargo, el aumento de la temperatura podría afectar a la MEA (deshidratándola) disminuyendo el desempeño de la celda o del stack; por lo que se tiene que considerar los parámetros asociados con el voltaje a circuito abierto y el voltaje de Nernst para tener el mejor desempeño de la celda o del stack.

7.1.3 Conclusiones del costo de maquinado

De acuerdo al estudio realizado se determinó que el modelo *FFnature* presenta una ventaja en cuestión de costo, debido a que el tiempo de maquinado es menor reduciendo el costo de maquinado en un 30% en comparación al modelo paralelo-serpentin.

Utilizando la configuración implementada en este trabajo de investigación (en el ánodo el modelo paralelo-serpentin y en el cátodo el modelo *FFnature*), el costo total de una celda o stack es menor que si se utilizan en ambos electrodos el modelo paralelo-serpentin.

7.2 Trabajo futuro

Basado en la experiencia ganada durante la realización de éste trabajo de investigación, uno de los trabajos futuros que se pretende realizar es implementar el modelo *FFnature* y el modelo paralelo-serpentin para obtener las curvas características y corroborar los resultados obtenidos en este trabajo.

Posteriormente, sería modelar un sistema de control en Simulink para variar los parámetros que se tienen dentro de la librería y validar los resultados de forma experimental.

Otra línea de investigación sería el mejoramiento en la obtención de hidrógeno mediante procesos alternativos, los cuales no requieren el uso de combustibles fósiles, teniendo como consecuencia la reducción de los mismos y de la emisión de los gases de efecto invernadero.

Implementar una estación en la cual se pueda generar el hidrógeno *in-situ* para así evitar el uso de tanques estacionarios para su almacenamiento.

En este trabajo se implementó un método de optimización basado en las leyes de Murray, debido a que éste contempla en sus ecuaciones la geometría de los canales y se puede modificar la misma. No sólo existe éste método de optimización para canales de distribución, sino que también existen otros como el de estructuras fractales, heurística biológica, etc., los cuales se podrían investigar e implementar y comparar los resultados con los de Murray.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] C. Spiegel, *Designing and Building Fuel Cells*, First ed., United States of America: McGraw Hill, 2007, p. 423.
- [2] S. Revankar y P. Majumdar, *Fuel Cells Principles, Design and Analysis*, New York: CRC Press, 2014, p. 682.
- [3] J. Larminie y Dicks A., *Fuel Cell Systems Explained*, Second ed., Great Britain: WILEY, 2003, p. 418.
- [4] D. Gielen y G. Simbolotti, *Prospects for Hydrogen and Fuel Cells*, France: STEDI Média, 2005, p. 256.
- [5] P. México, *Hoja de datos de seguridad*, Ciudad de México, 2015.
- [6] I. E. Agency, «Hydrogen production and storage,» p. 38, 2006.
- [7] Z. H. W. J. a. Z. J. Zhang J., *PEM Fuel Cell Testing and Diagnostic*, Great Britain: ELSEVIER, 2013, p. 375.
- [8] H. L. L. Z. D. G. a. J. Z. Yonghong Bing, «Nanostructured Pt-alloy electrocatalysts for PEM fuel cell oxygen reduction reaction.,» *Chemical Society Reviews*, vol. 39, pp. 2184-2202, 25 marzo 2010.
- [9] D. A. M. D. M. L. Dr. Juan Tian, «Optimized Synthesis of Fe/N/C Cathode Catalysts for PEM Fuel Cells: A Matter of Iron-Ligand Coordination Strength,» *Angewandte Chemie*, vol. 125, pp. 7005-7008, 2013.
- [10] X. Li y I. Sabir, «Review of bipolar plate in PEM fuel cells:Flow-field designs,» *International journal of hydrogen energy*, vol. 30, pp. 359-371, 2004.
- [11] H. Kahraman y M. F. Orhan, «Flow Field bipolar plate in a proton Exchange membrane fuel cell: Analysis & modeling,» *Eney Conversion and Management*, vol. 133, pp. 363-384, 2017.
- [12] W. Li, Q. Zhang, C. Wang, X. Yan, S. Shen, G. Xia, F. Zhu y J. Zhang, «Experimental and numerical analysis of tree-dimensional Flow field for PEMFCs,» *Applied Energy*, vol. 195, pp. 278-288, 2017.
- [13] J. P. Kloess, X. Wanq , J. Liu, Z. Shi y L. Guessous, «Investigation of bio-inspired flow channel desings for bipolar plates in proton membrane fuel cells,» *Journal of Power Sources*, vol. 188, pp. 132-140, 2009.
- [14] A. Arvay, J. French, J. C. Wang, X. H. Peng y A. M. Kannan, «Nature inspired flow field design for proton exchange membrane fuel cell,» *International Journal of hydrogen energy*, vol. 38, pp. 3717-3726, 2013.

- [15] G. Nannan, C. L. Ming y O. K. Umit, «Bio-inspired flow field desing for polymer electrolyte membrane fuel cells,» *International journal of hydrogen energy*, vol. 39, pp. 21185-21195, 2014.
- [16] X. Yan, M. Hou, H. Zhang, F. Jing, P. Ming y B. Yi, «Performance of PEMFC stack using expanded graphite bipolar plate,» *Journal of power sources*, vol. 160, pp. 252-257, 2006.
- [17] M. Elsayed Youssef, R. S. Amin y K. M. El-Khatib, «Development and performance analysis of PEMFC stack based on bipolar plate fabricated employing different designs,» *Arabian journal of chemistry*, 2015.
- [18] S. Ravishankar y K. Arul Prakash, «Numerical studies on thermal performance of novel cooling plate desing in polymer electrolyte membrane fuel cell stacks,» *Applied Thermal Engineering*, vol. 66, pp. 239-251.
- [19] V. M. S. Julio Cesar Rosas-Caro, «A novel DC-DC multilevel SEPIC converter for PEMFC systems,» *HYDROGEN ENERGY*, vol. 41, pp. 23401-23408, 2016.
- [20] M. F. F. B. J. Manso A. P., «Influence of geometric parameters of the flow fields on performance of a PEM fuel cell. A review,» *INTERNATIONAL JOURNAL OF HYDROGEN ENERGY*, vol. 37, nº 37, pp. 15256-15287, 2012.
- [21] UCSD, «Graphite and composites,» Advanced Energy Technology Group , 05 Diciembre 2012. [En línea]. Available: <http://www.ferp.ucd.edu/LIB/PROPS/PANOS/c.html>.
- [22] M. C. L. U. O. K. Nann Guo, «Bio-inspired flow field design for polymer electrolyte membrane fuel cells.,» *Internaional journal of hidrigen energy*, vol. 39, nº 39, pp. 21185-21195, 2014.
- [23] S.-Y. C. Yuyao Shan, «Modeling and simulation of PEM fuel cell satck considering temperature effects.,» *Journal of Power Sources*, vol. 158, nº 158, pp. 274-286, 2006.
- [24] «TECNOMAQUINARIA,» [En línea]. Available: <http://www.tecnomaquinaria.com/solicitud-servicio.php>. [Último acceso: 11 09 2018].
- [25] A. Hermann, T. Chaudhuri y P. Spagnol, «Bipolar Plate for PEM fuel cells: A review,» *International journal of hydrogen energy*, vol. 30, pp. 1297-1302.
- [26] R. O'Hayre, S.-W. Cha, W. Colella y F. B. Prinz, *Fuel Cell Fundamentals*, Second ed., United States America: Wiley, 2009, p. 576.
- [27] «<http://mfame.guru/hycopter-the-hydrogen-powered-helicopter/>,,» [En línea]. [Último acceso: 25 Noviembre 2016].
- [28] «<http://www.businesswire.com/news/home/20151215007002/en/Panasonic-Showcased-Latest-Zero-Eco-House-Hydrogen-Fuel>,» [En línea]. [Último acceso: 29 Junio 2017].

- [29] «<https://ssl.toyota.com/mirai/fcv.htm>,» [En línea]. [Último acceso: 29 Junio 2017].
- [30] «<https://cleantechnica.com/2014/12/11/2015-hyundai-fuel-cell-ev-nails-10-best-engines/>,» [En línea]. [Último acceso: 25 Noviembre 2016].
- [31] «<http://theprospectornews.com/?p=4136>,» [En línea]. [Último acceso: 25 Noviembre 2016].
- [32] «<http://www.extremetech.com/extreme/111957-portable-fuel-cells-arrive-will-your-next-battery-be-a->,» [En línea]. [Último acceso: 25 Noviembre 2016].

Apéndice A

En la elaboración de este trabajo de investigación se produjo un artículo. el cual lleva por nombre “***Simulación de los canales de flujo para una celda tipo PEM inspirado en la naturaleza***”. Este articulo ha sido aceptado para su presentación en el Congreso Internacional en Sistemas Mecatrónicos que se llevará a cabo en el Tecnológico Nacional de México en Celaya los días 17,18 y 19 de octubre del 2018.

SIMULACIÓN DE LOS CANALES DE FLUJO PARA UNA CELDA TIPO PEM INSPIRADO EN LA NATURALEZA

SIMULATION OF THE FLOW-FIELD CHANNELS INSPIRED IN THE NATURE FOR A PEM FUEL CELL

Edwin Alonso Monje¹, Beatriz E. Graniel García²

Facultad de Ciencias de la Electrónica
Benemérita Universidad Autónoma de Puebla
Av. Sn. Claudio y 18 Sur, 72000 Puebla, Puebla

¹alonso.201116878@gmail.com

²beatriz.graniel@correo.buap.mx

Resumen

Este trabajo presenta el diseño de un modelo de canal de flujo inspirado en la naturaleza para una Celda de Combustible de Membrana de Intercambio Protónico (PEMFC). Éste canal se diseñó utilizando la derivación de la ley de Murray que está basada en el sistema circulatorio biológico. El comportamiento del gas (oxígeno) en este modelo de canal de flujo se comparará con el modelo paralelo-serpentín.

Los análisis de simulación presentados para ambos modelos de canales son: velocidad, presión y temperatura del gas. Tanto el diseño de los modelos como los análisis fueron realizados en el software SolidWorks.

Palabra(s) Clave: Celdas de combustible PEM, Diseño de canales de flujo, Leyes de Murray, Simulación de fluidos.

Abstract

In this work a design of a flow-field channel inspired in the nature for a Proton Exchange Membrane Fuel Cell (PEMFC) is presented. This flow-field channel was designed using a derivation of the Murray's Law, which is based on the biological circulatory system. The performance of the gas (oxygen) in this flow-field channel model will be compared with the parallel-serpentine flow-field model.

The simulation analyzes for both flow-field channel models presented are: speed, pressure and gas temperature. The models and analyzes were made using SolidWorks software.

Keywords:

Flow-field channel design, Flow Simulation, Murray law, PEM fuel cells.

1. Introducción

Una celda de combustible es un dispositivo electroquímico que convierte la energía producida por medio de una reacción química de oxidación-reducción a energía eléctrica. A diferencia de las baterías, las celdas de combustibles no almacenan energía, por ello la implementación de éstas tienen ventaja sobre las baterías, ya que mantienen un suministro constante de electricidad con respecto al suministro del combustible (Spiegel, 2007).

La primera celda de combustible fue construida en 1839 por Sir William Grove, el cual demostró que se podía generar corriente eléctrica a partir de la reacción electroquímica entre el hidrógeno y el oxígeno, su trabajo consistía en celdas electroquímicas compuestas por un electrodo con hidrógeno y el otro con oxígeno, separados por un electrolito líquido como se muestra en la Figura 1.

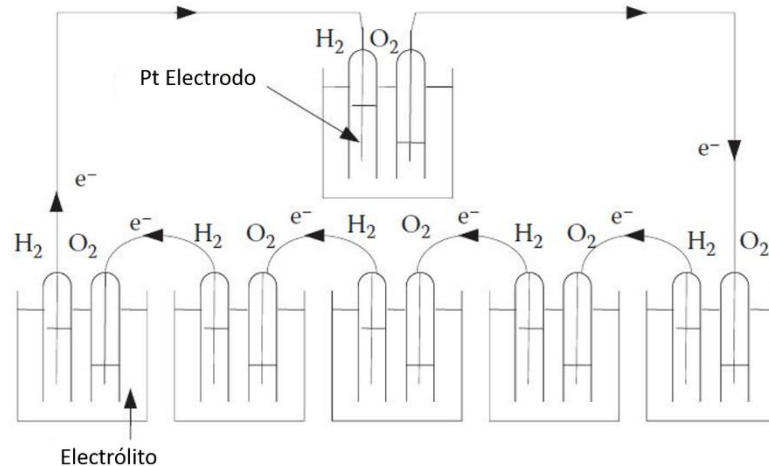


Figura 35 Celda de Combustible diseñada por Sir William Grove (Revankar & Majumdar, 2014)

1.1 Celda de combustible tipo PEM

El nombre se originó a partir del uso de la *membrana de electrólito polimérico* debido a la migración de iones (protones). La PEMFC fue desarrollada por General Electric en la década de los 60's, en esta tecnología se unen el ánodo, cátodo y electrólito, a la unión de estas tres capas se le conoce como *ensamble membrana electrodo* (MEA). El diseño compacto y su capacidad de ser escalable con alta salida de voltaje y potencia, le confiere un amplio rango de aplicaciones que abarcan desde los sistemas portátiles, de transporte y estacionario (Spiegel, 2007; Larminie & Dicks A., 2003).

En el ánodo se suministra el hidrógeno y en el cátodo se suministra oxígeno o aire. El hidrógeno con la ayuda del catalizador de platino se disocia en *iones de hidrógeno (H^+) o protones y electrones (e^-)*. Los protones se transportan a través de la membrana hacia el cátodo, los electrones viajan a través de un circuito externo, el oxígeno reacciona electroquímicamente con los electrones del ánodo y los protones del electrólito, para formar agua en el cátodo. Las reacciones que ocurren son las siguientes: (Spiegel, 2007; Revankar & Majumdar, 2014)

Reacción en el ánodo: $H_2 \rightarrow 2H^+ + 2e^-$

Reacción en el cátodo: $\frac{1}{2}O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2O$

Reacción general: $H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$

1.2 Placas distribuidoras de gas

Las placas distribuidoras de gas, son un componente clave dentro de la celda de combustible, debido a que sus funciones principales son: proporcionar el combustible y el oxidante a las superficies de los electrodos respectivamente, proporcionar canales de flujo para la eliminación de agua generada por la reacción electroquímica, proporcionar soporte mecánico a los electrodos, sirve como colector de corriente, conecta eléctricamente una celda a otra en el caso de un stack, funge

como barrera física entre el combustible, oxidante y el refrigerante, y como disipador de calor. Ya que éste componente influye en el desempeño de las celdas, es importante el desarrollo de diseños que optimicen sus funciones principales.

Las configuraciones de canales principales utilizadas en las celdas de combustible son las de paralelo, serpentín, espiral o caracol y paralelo-serpentín como se muestra en la Figura 2, cada uno de los modelos presentan ventajas y desventajas tales como pérdidas de presión, acumulaciones de agua entre otras (Li & Sabir, 2004)

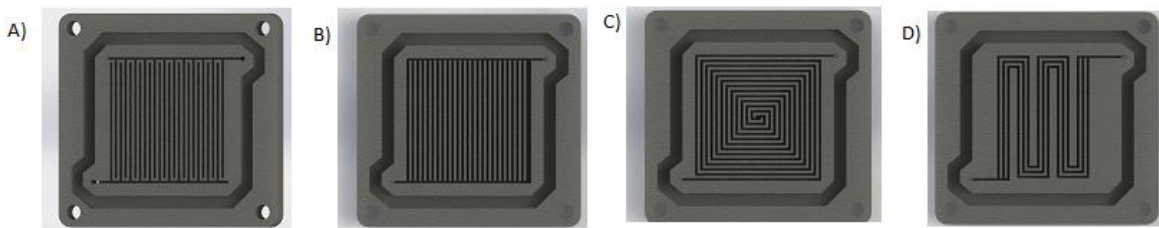


Figura 36 Placas con diversos canales de flujo A) Serpentin, B) Paralelo, C) Caracol, D) Paralelo-Serpentin (Spiegel, 2007) (Revankar & Majumdar, 2014) (Larminie & Dicks A., 2003).

El modelo tipo paralelo-serpentín o múltiple serpentín (ver Figura 3) ofrece como ventajas una menor pérdida de presión con respecto al serpentín, también presenta una adecuada remoción de agua, mayor contacto de área activa y alto desempeño. Aunque si bien presenta grandes ventajas, también tiene desventajas como caídas de presión debido a la longitud de los canales y desabasto de los gases a lo largo de los canales (Kahraman & Orhan, 2017).

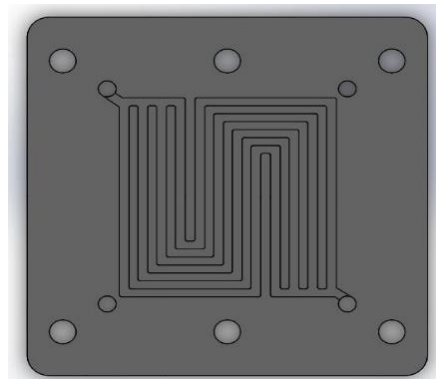


Figura 37 Modelo tipo paralelo-serpentin (Spiegel, 2007).

Actualmente, una alternativa a los modelos convencionales de placas distribuidoras de gases son los diseños basados en la naturaleza (ver Figura 4), los cuales se han estado investigando obteniendo mejores desempeños en las celdas. En éstos nuevos diseños se pretende imitar el comportamiento de la naturaleza en el proceso de fotosíntesis y en la distribución de agua en las hojas (P. Kloess, Wang , Liu, Shi, & Guessous, 2009) (Arvay, French, Wang, Peng, & Kannan, 2013) (Nannan, Ming, & Umit, 2014).



Figura 38 Modelo inspirado en la naturaleza (Nannan, Ming, & Umit, 2014)

2. Descripción de las leyes de Murray

Las leyes de Murray están basadas en el mínimo consumo de energía en las estructuras biológicas, la distribución de la masa en el sistema circulatorio y en el proceso de metabolismo. Esto implica que un sistema de ramificación que obedece estas leyes presenta menos resistencia al flujo.

Murray determinó que existen dos términos energéticos los cuales contribuyen a mantener el flujo en cualquier sección del canal: (1) la energía requerida para superar la resistencia viscosa en un fluido que obedece a la ley de Poiseville y (2) la energía metabólicamente requerida para mantener el volumen en el canal.

Si Q denota el flujo volumétrico y Δp representa la caída de presión a lo largo de un segmento, entonces el potencial viscoso requerido por unidad de longitud P_v para superar las pérdidas viscosas, se puede definir como:

$$P_v = \left(\frac{\Delta p}{L}\right) Q \quad (15)$$

El flujo volumétrico para un flujo laminar completamente desarrollado en una tubería se puede encontrar a partir de la fórmula de Hagen-Poiseville

$$Q = \frac{\pi r^4 \Delta p}{8\mu L} \quad (16)$$

donde μ es la viscosidad dinámica, que es una medida de la resistencia del fluido al flujo. Sustituyendo $\Delta p/L$ de la ecuación (1) en la ecuación (2) y despejando el potencial viscoso requerido por unidad de longitud P_v se obtiene:

$$P_v = \frac{8\mu Q^2}{\pi r^4} \quad (17)$$

De acuerdo con los términos propuestos por Murray, el potencial metabólico requerido por unidad de longitud P_m , puede definirse como:

$$P_m = K_m \pi r^2 \quad (18)$$

donde K_m es una constante metabólica. Por lo tanto, combinando las ecuaciones (3) y (4) la potencia total requerida para operar el sistema

$$P = P_v + P_m = \frac{8\mu Q^2}{\pi r^4} + K_m \pi r^2 \quad (19)$$

La dimensión óptima del canal que minimiza la potencia se puede encontrar derivando con respecto al radio e igualando a cero la ecuación (5), obteniendo la siguiente ecuación

$$\frac{dP}{dr} = -\frac{32\mu Q^2}{\pi r^5} + 2\pi K_m r = 0 \quad (20)$$

Para condiciones óptimas la relación volumétrica y el caudal están relacionados con el diámetro óptimo por medio de

$$Q = \frac{\pi}{32} \sqrt{\frac{K_m}{\mu}} d_{opt.}^3 = M d_{opt.}^3 \quad (21)$$

donde $M = \frac{\pi}{32} \sqrt{\frac{K_m}{\mu}}$ y es constante. La relación óptima entre el diámetro principal y los secundarios pueden derivarse utilizando el principio de bifurcación.

$$Q_0 = Md_0^3 = Q_{1a} + Q_{1b} + Q_{1c} = Md_{1a}^3 + Md_{1b}^3 + Md_{1c}^3 \quad (22)$$

obteniendo la siguiente ecuación

$$d_0^3 = d_{1a}^3 + d_{1b}^3 + d_{1c}^3 + \dots \quad (23)$$

conocida como la ley de Murray, para una bifurcación simétrica.

Para el diseño de los canales de flujo en una placa de una celda de combustible, se debe utilizar el diámetro hidráulico rectangular, el cual está definido como:

$$d^H = \frac{4A_c}{P} = \frac{2WD}{W + D} \quad (24)$$

donde A_c es el área transversal del canal, P es el perímetro, W es al ancho del canal y D es la profundidad del canal. Mientras el diámetro sea el mismo, la resistencia al flujo en el canal será independiente del ancho y la profundidad del canal (Nannan, Ming, & Umit, 2014).

3. Simulación de los modelos de canales de flujo

Se realizaron pruebas de análisis de fluidos para observar el comportamiento de los gases en los canales de distribución de los modelos propuestos, los cuales son paralelo-serpentín y el propuesto inspirado en la naturaleza (*FFnature*). Las pruebas fueron realizadas en el programa de SolidWorks 2015 con su complemento Flow Simulation. Los parámetros utilizados son: Presión = 1 atm., Velocidad= 20 m/s y Temperatura = 293.2 K (20 °C), el material utilizado en las simulaciones es el grafito C y el fluido utilizado es oxígeno.

La geometría de los canales de flujo del modelo paralelo-serpentín y del modelo *FFnature* son rectangulares, debido a que es la más usada en el diseño de las placas, y las acumulaciones de agua se presentan en las esquinas de la base lo que hace que éstas no tengan contacto con la MEA.

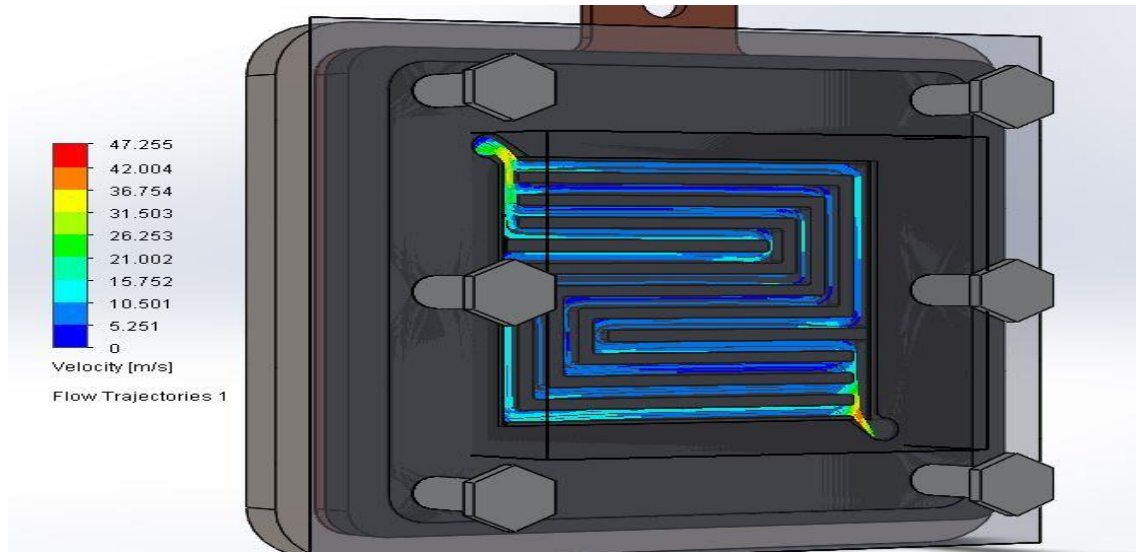


Figura 40 Análisis de velocidad fluido en el modelo Paralelo-Serpentín.

En la Figura 7 se muestra el análisis de flujo en la placa final del *FFnature*, en el cual se puede notar que la velocidad con la que el flujo pasa por los canales es de aproximadamente 17 m/s en los canales centrales y de 8 m/s en los canales laterales lo cual en comparación con el modelo paralelo-serpentín presenta una mejor distribución de velocidad del fluido.

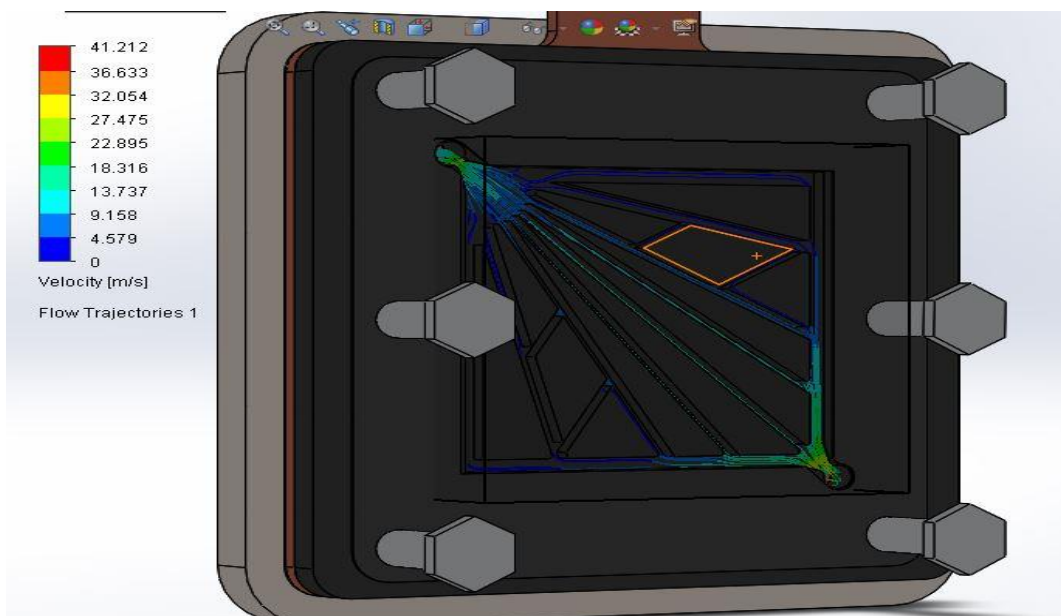


Figura 41 Análisis de distribución de flujo del modelo *FFnature*.

3.2 Análisis de presión

El análisis de presión del modelo tipo Paralelo-Serpentín, como se muestra en la Figura 8 existen zonas donde la concentración de presión es mayor, debido a que en éstas la velocidad del fluido es menor por los cambios de dirección, como se aprecia esto sólo se ocurre en el centro de la placa donde la presión puede elevarse a 109,933.89 Pa (1.09 Bar).

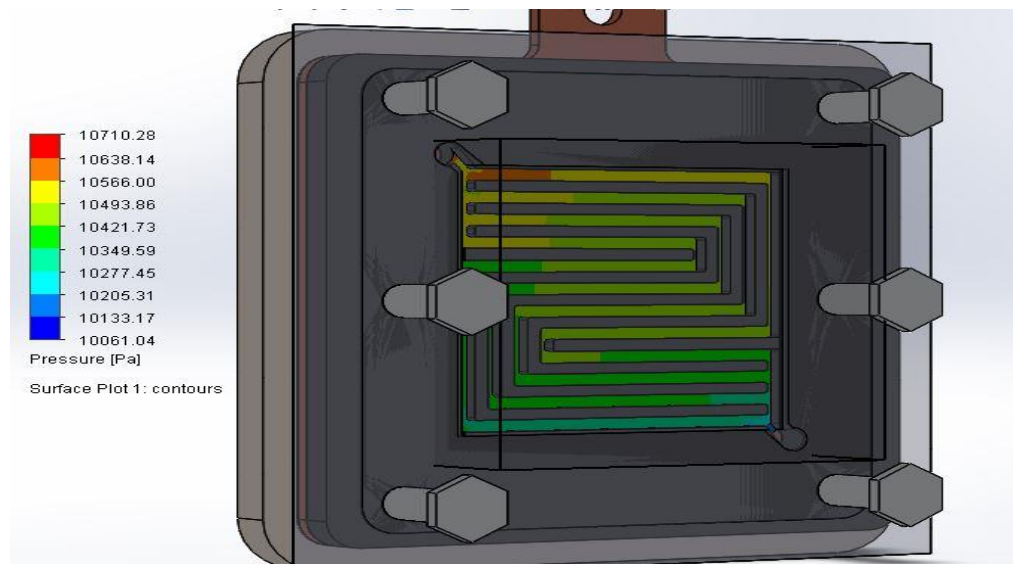


Figura 42 Análisis de presión en el modelo Paralelo-Serpentín.

En el análisis de la presión para el modelo *FFnature*, mostrado en la Figura 9 se puede notar que la distribución de la presión en los canales es homogénea y sólo en la salida presenta una pérdida de presión de 0.03 bar, la cual no afecta en el desempeño de la celda de combustible.

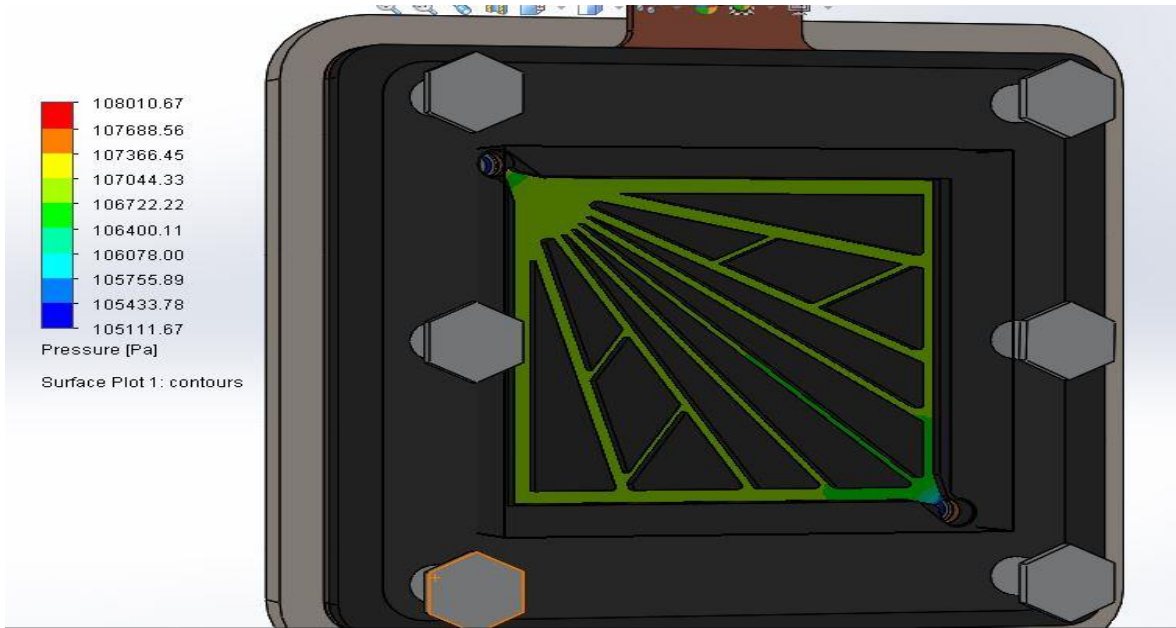


Figura 43 Análisis de distribución de presión del modelo FFnature.

3.3 Análisis de temperatura

El análisis de temperatura en el modelo tipo Paralelo-Serpentín, como se muestra en la Figura 10 existen zonas donde se concentra la temperatura debido a que en estas zonas existe mayor concentración de presión. La temperatura en estas zonas se incrementa de los 293.05 K (19.90 °C) a los 293.45 K (20.30 °C).

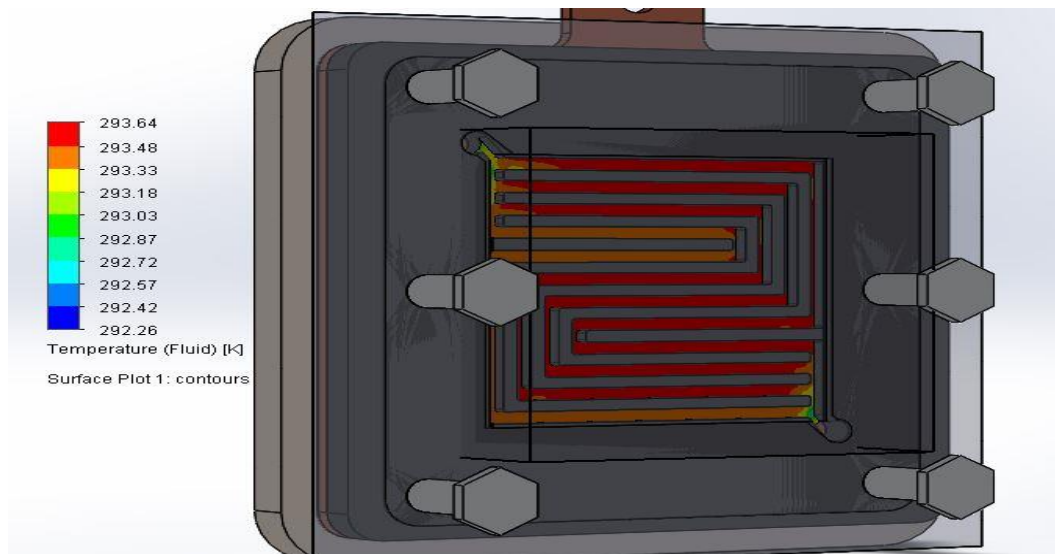


Figura 44 Análisis de temperatura en el modelo Paralelo-Serpentín.

En el análisis de temperatura del modelo *FFnature* (ver Figura 11), la temperatura es distribuida uniformemente con un valor de 293.03 K (19.88 °C) con excepción de la salida en la cual la temperatura desciende a los 291.88 K (18.73 °C).

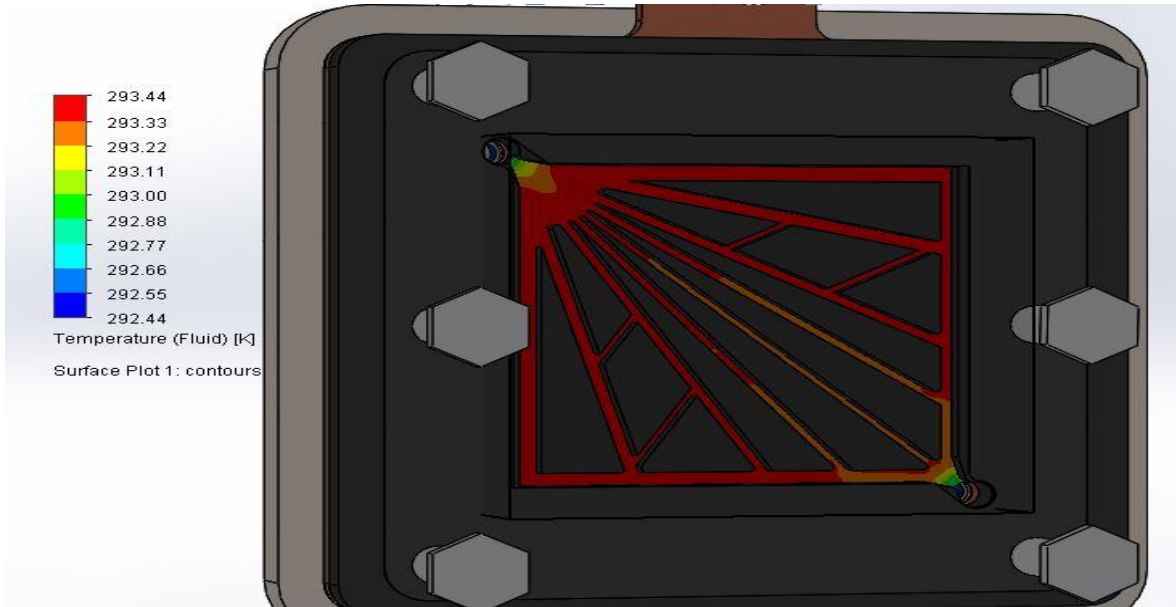


Figura 11 Análisis de distribución de temperatura en el modelo *FFnature*.

4. Discusión

En las simulaciones realizadas en los modelos, se puede observar que el modelo *FFnature* presenta mejoras en la distribución del fluido y en la presión, sin embargo, respecto a la temperatura éste no presenta alguna mejora relevante con respecto al modelo paralelo-serpentín; por lo tanto, se puede inferir que el modelo *FFnature* presentaría un mejor desempeño en la celda debido a que el producto de la reacción (vapor de agua) no tendería a acumularse en los canales.

Los resultados obtenidos en la celda (ver Tabla 1) se muestra que, en los análisis de flujo, presión y temperatura, en las entradas y salidas de los modelos paralelo-serpentín y el *FFnature*, no son tan notorios; sin embargo, en el centro de las placas si existe diferencia en los tres análisis.

Tabla 4 Comparación de los modelos utilizados en este trabajo en una celda.

Modelo	Velocidad (m/s)		Presión (Pa)		Temperatura (K)	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Paralelo-serpentín	20	21-36	100,000	102,770	293.15	293.33
<i>FFnature</i>	20	22-32	100,000	106,400	293.15	293.00

Agradecimiento

Los autores agradecen el apoyo para la realización de este trabajo de investigación a través del proyecto PRODEP con número de folio BUAP-PTC-406.

5. Bibliografía y Referencias

- [1] Arvay, A., French, J. C., Wang, X. H., Kannan, A. M., (2013), Nature inspired flow field design for proton exchange membrane fuel cell, International Journal of hydrogen energy, pp.3717-3726.
- [2] Kahraman, H., Orhan, M. F., 2017, Flow Field bipolar plate in a proton Exchange membrane fuel cell: Analysis & modeling, Energy Conversion and Management, pp. 363-384.
- [3] Kloess, J. P., Wang, X., Liu, J., Shi, Z. y Guessous, L., (2009), Investigation of bio-inspired flow channel designs for bipolar plates in proton membrane fuel cells, Journal of Power Sources, pp.132-140.
- [4] Larminie, J., Dicks, A., (2003), Fuel Cell Systems Explained, WILEY.
- [5] Li, X., Sabir, I., (2004), Review of bipolar plate in PEM fuel cells: Flow-field designs, International Journal of hydrogen energy, pp. 359-371.
- [6] Revankar, S., Majumdar, P., (2014), Fuel Cells Principles, Design and Analysis. CRC Press.
- [7] Spiegel, C., (2007), Designing and Building Fuel Cells, McGraw Hill.

- [8] Nannan, G., Ming, L., Umit, O. K., (2014), Bio-inspired flow field design for polymer electrolyte membrane fuel cells, *International Journal of hydrogen energy*, pp. 21185-21195.