

XIII Congreso Internacional de la Sociedad Mexicana del Hidrógeno Aguascalientes, México, 2013

Evaluación Numérica de una Celda de Combustible tipo PEM con Campos de Flujo Convencionales Adaptados a Platos Tubulares.

J. M. Sierra-Grajeda^{1*}, S. J. Figueroa-Ramirez¹, J. Vargas¹, S. Díaz¹, V. Rodríguez-Iglesias¹, C. Patiño¹, and P. J. Sebastian²

¹ Facultad de Ingeniería, Universidad Autónoma del Carmen, Cd. del Carmen, Campeche. C. P. 24115, México.

² Instituto de Energías Renovables. Universidad Nacional Autónoma de México, Temixco, Morelos. C.P. 62580, México.

*Tel: 9383896111, mail: jsierra@pampano.unacar.mx

RESUMEN

En este trabajo se presenta un estudio numérico 3D realizado en un modelo de celda de combustible tipo PEM con platos tubulares. El estudio está enfocado a la evaluación del desempeño de tres diseños de campos de flujo con geometría cilíndrica (serpentín, interdigitado y paralelo). Estos diseños se evaluaron bajo condiciones normales de operación con el objetivo de comprobar si era posible reducir las caídas de presión que presentan los diseños convencionales con campos de flujo rectangulares, así como reducir las pérdidas por transporte de masa que ocurren en el cátodo de la celda. Un software comercial de dinámica de fluidos computacional (CFD) fue utilizado para simular los modelos numéricos. Se llevó a cabo un análisis de caídas de presión en los canales de flujo, concentración de especies, densidad de corriente y conductividad iónica, tanto en las capas catalizadoras como en los difusores de gas y membrana, para estudiar los fenómenos de transporte que ocurren dentro de la celda, los cuales aportan información relevante que pueden ayudar a mejorar el diseño y desempeño de la celda. Los resultados numéricos demostraron que las configuraciones de canales cilíndricos reducen significativamente las caídas de presión en la celda; esto fue debido a la reducción gradual del ángulo en la trayectoria del flujo y al giro tridimensional del canal, ayudando además a la expulsión de agua en los difusores de gas y promoviendo una alta concentración de oxígeno en la interfase triple de las capas catalizadoras. Por otra parte, los resultados numéricos fueron comparados mediante curvas de polarización con datos de la literatura y resultados numéricos de diseños convencionales, mostrando buena correlación. Estos resultados demuestran que los diseños de campos de flujo convencionales aplicados a platos tubulares pueden tener ventajas sobre los diseños rectangulares, como distribuciones uniformes de presión y de densidad de corriente, por lo que podrían ser considerados para los nuevos diseños de celdas de combustible.

1. Introducción

Las celdas de combustible son dispositivos electroquímicos que generan electricidad a partir de un combustible y un oxidante, generalmente hidrógeno y oxígeno. Los únicos subproductos que se obtienen son agua y calor. Actualmente existen diferentes tipos de celdas de combustible, las cuales se distinguen por el tipo de electrolito y la temperatura de operación. Sin embargo, las celdas tipo PEM por sus siglas en inglés (proton exchange membrane) han atraído la atención de muchos científicos e ingenieros por su baja temperatura de operación y alta eficiencia. Sus ventajas las han convertido en uno de los dispositivos que pueden reemplazar a los motores de combustión interna en el transporte y a las baterías en aplicaciones portátiles [1].

Las reacciones electroquímicas que ocurren en el ánodo y cátodo de una celda de combustible son:



Una celda de combustible tipo PEM está formada por una membrana, capas catalizadoras, difusores de gas y platos bipolares (Figura. 1). La membrana (electrolito) es un ácido perfluorosulfónico comúnmente llamado Nafion, el cual permite el transporte de los iones H^+ del ánodo al cátodo; después se encuentran las capas catalizadoras o electrodos (ánodo y cátodo) lugar donde se llevan a cabo las reacciones electroquímicas de oxidación y reducción, estas capas catalizadoras básicamente están formadas de partículas de carbón Vulcan y platino; estos electrodos junto con el electrolito forman el ensamble membrana-electrodos, el componente principal de la celda de combustible; a lado de las capas catalizadoras se encuentran los difusores de gas, los cuales están hechos de tela o papel carbón y son las zonas porosas que permiten la distribución uniforme de los gases reactantes en las capas catalizadoras. Finalmente se encuentran los platos bipolares, que son las placas de grafito que dan soporte a la celda y contienen los canales de flujo que alimentan los gases al interior de la celda de combustible.

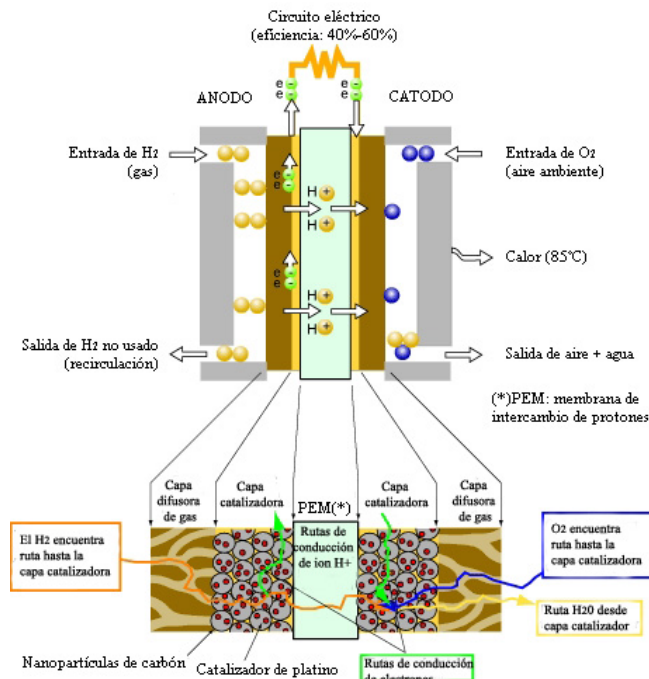


Figura 1. Funcionamiento de una celda de combustible tipo PEM.

Aunque el funcionamiento de una celda de combustible tipo PEM se puede describir de manera simple; su desempeño se ve fuertemente afectado por las condiciones de operación de presión, temperatura y composición de los gases; así como por las características y propiedades de los materiales que la componen. Estos factores influyen de manera considerable en el potencial de la celda y en la magnitud de los sobrepotenciales de activación, resistencia óhmica y concentración que caracterizan la celda.

En este sentido, en los últimos años se han realizado varios esfuerzos en la investigación y la industria para desarrollar nuevos materiales para las celdas de combustible; buscando que sean eficientes y de bajo costo [2]. Gran parte de estos estudios se han enfocado a los catalizadores y a la membrana; no obstante, el desempeño de un stack de celda de combustible depende de la suma del desempeño de cada celda individual y esta correlación aún no se ha logrado en la práctica debido a diferentes razones, las cuales involucran la mala distribución de los gases reactantes dentro de la celda. Los efectos de una mala distribución de gases en los campos de flujo de un stack son un factor crucial que debe tomarse en cuenta en el diseño, puesto que en la celda se refleja en una distribución de densidad de corriente no uniforme, zonas muertas en la membrana, zonas de calentamiento, degradación del ensamble y en general un pobre desempeño de la celda. Por otro lado, una distribución uniforme de densidad de corriente resulta en una distribución de temperatura uniforme, generación de agua líquida en el cátodo y esfuerzos

XIII Congreso Internacional de la Sociedad Mexicana del Hidrógeno Aguascalientes, México, 2013

mecánicos mínimos en el ensamble [3]. A pesar de que a este problema se le ha prestado bastante atención usando simulación numérica y haciendo análisis experimentales aún quedan demasiadas alternativas de diseños por estudiar y que pueden mejorar considerablemente la eficiencia de una celda de combustible.

En los últimos años se ha reportado un aumento significativo en la creación de nuevos diseños de campos de flujo para las celdas de combustible tipo PEM [4]. Cada una de estas configuraciones presentan ventajas y desventajas que dependen de las condiciones de operación para las cuales fueron diseñadas [5]. Los diseños más comunes se clasifican en diseños de serpentín (simple o canales múltiples), canales rectos, interdigitados, columnas o malla, y diseños en cascada [6]. La configuración de canales rectos paralelos es la más simple y para que funcione eficientemente requiere de flujos con presiones muy bajas, en caso de que los flujos no se alimenten así, sus efectos se reflejarán en una distribución de gases no uniformes sobre la capa catalizadora. Para resolver este problema se propuso el diseño de serpentín. Con este diseño el gas es forzado a fluir a través de una trayectoria simple la cual puede ser en uno o más canales que se extienden sobre toda el área activa de la celda. Esta configuración aumenta tanto la velocidad del flujo como la caída de presión, mejorando el control de agua y calor, debido al transporte de vapor agua y agua líquida a través de los canales de la celda [6].

El diseño interdigitado está basado en el concepto de canal cerrado, el cual obliga a los gases a fluir a través de los difusores gas antes de que salgan del plato. Esto favorece el consumo de los gases y la remoción de agua líquida de los difusores de gas; sin embargo, este diseño presenta incrementos de presión elevados en el ensamble. Sus ventajas y desventajas fueron estudiadas por Jin Hyun Nam et al. [7]. Los resultados demostraron que aún se pueden realizar variantes de este diseño para mejorar su desempeño.

Así como estos diseños de canales, muchos otros se han desarrollado con la finalidad de incrementar la eficiencia de la celda; sin embargo, aún quedan varias opciones por investigar. En este sentido, en el presente trabajo se proponen tres variantes del diseño de canales paralelos rectos, interdigitado y serpentín, los cuales se implementaron en una geometría cilíndrica y se adaptaron a platos tubulares, esto con la finalidad de reducir las caídas de presión que presentan los campos de flujo rectangulares. En la Figura 2 se muestra el diseño de una celda tubular y sus componentes.

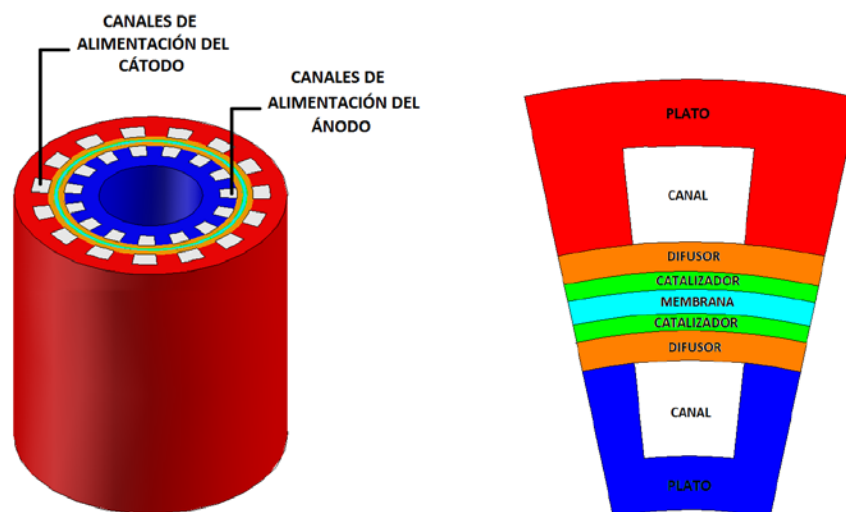


Figura 2. Diseño de una celda de combustible tubular y componentes.

2. Descripción del modelo

El modelo computacional evaluado en este trabajo consiste en una monocelda cilíndrica con un área activa de 5 cm^2 , que incluye capas difusoras de gas (CDG), capas catalizadoras (CC), membrana (MEM) y platos bipolares (PB). La geometría y dimensiones de sus componentes se especifican en la Figura 2 y Tabla 1, respectivamente. Los tres diseños de campos de flujo evaluados en la monocelda se muestran en la Figura 3.

Tabla 1. Dimensiones de los componentes de la celda tubular.

Parámetro	unidad	valor
Ancho del canal	mm	0.8
Altura del canal	mm	0.8
Espesor del plato	mm	1.6
Altura del plato	mm	20
Radio medio	mm	4.37
Área activa	mm^2	549
Espesor del difusor	mm	0.25
Espesor de la capa catalizadora	mm	0.02
Espesor de la membrana	mm	0.178

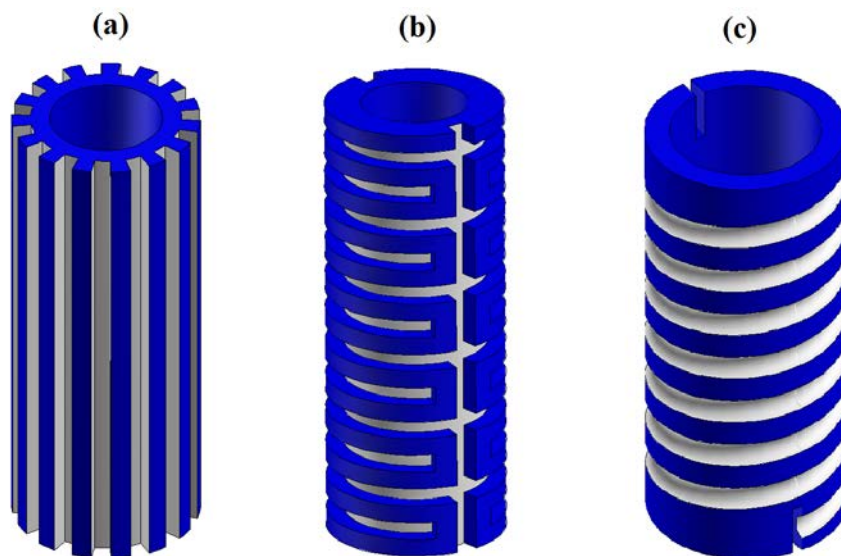


Figura 3. Diseño de los campos de flujo cilíndricos, a) canales paralelos rectos, b) interdigitado, c) serpentin.

Las consideraciones que se tomaron en cuenta para llevar a cabo la simulación numérica del modelo computacional fueron las siguientes: (a) condiciones estacionarias y no isotérmicas; (b) flujo laminar en los canales; (c) zonas porosas isotrópicas; (d) las reacciones electroquímicas ocurren en la superficie de las capas catalizadoras; (e) transporte de especies en fase gaseosa y (f) el transporte de agua líquida en la membrana es controlado por los mecanismos de difusión y arrastre electro-osmótico.

2.1 Modelo Matemático

Los procesos de transporte que ocurren dentro de una celda de combustible tipo PEM se representan por las ecuaciones de conservación de masa, cantidad de movimiento, energía, especies y transporte de carga. Estas ecuaciones se describen a continuación.

2.1.2 Ecuación de Continuidad

La ecuación de conservación de masa o ecuación de continuidad se aplica para todos los procesos de transporte que ocurren dentro de la celda de combustible, tales como el flujo de un fluido, difusión, cambio de fase y reacciones electroquímicas. Esta ecuación se escribe en su forma simplificada y en estado estacionario como:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0 \quad (3)$$

donde ρ es la densidad del fluido y \vec{v} es el vector de velocidad.

2.1.3 Conservación de Cantidad de Movimiento

El principio de conservación de la cantidad de movimiento es una aplicación de la segunda ley de Newton a un elemento de fluido y establece que la rapidez a la cual el momentum de una masa de fluido está cambiando es igual a la fuerza neta externa que actúa sobre la masa.

La ecuación de conservación de momentum en estado estacionario y en un marco de referencia no inercial (no acelerado) es descrita por:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\mu^{eff} \nabla \vec{v}) + S_m \quad (4)$$

donde p es la presión estática, μ^{eff} es la viscosidad promedio de la mezcla y S_m un término fuente que contiene las características del medio poroso y se define como:

$$S_m = \frac{\mu}{k} \varepsilon \vec{v} \quad (5)$$

en la cual μ es la viscosidad del gas (kg/m·s), k la permeabilidad (difusores de gas y capas catalizadoras), ε la porosidad (difusores de gas y capas catalizadoras) y \vec{v} es el vector de velocidad superficial en el medio poroso en (m/s). [37]

2.1.4 Transporte de Especies

La ecuación de conservación de especies representa la ecuación de conservación de masa para cada especie individual de un gas. Para determinar la fracción masa local de cada especie y_i , se utiliza la ecuación:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v} y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + S_i \quad (6)$$

donde S_i es la tasa de generación por la adición de una fase dispersa más cualquier otra fuente que pueda ser definida y \vec{J}_i es la difusión de especies i , la cual se calcula (para un flujo laminar) como:

$$\vec{J}_i = -\rho D_i \nabla \cdot y_i \quad (7)$$

donde D_i es el coeficiente de difusión para las especies i .

2.1.5 Conservación de Energía

La ecuación de conservación de energía derivada de la primera ley de la termodinámica establece que el cambio de la energía de una partícula de fluido es igual a la suma del calor añadido a la partícula más el trabajo hecho por esta misma y se expresa de la siguiente forma:

$$\nabla \cdot [\vec{v}(\rho E + p)] = \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T - \sum_j h_j \vec{J}_j) \quad (8)$$

donde E es la energía total, k_{eff} es la conductividad efectiva y \vec{J}_j es el flujo de difusión de las especies j . Hay que resaltar que en esta ecuación no se consideran los efectos de disipación viscosa y no se agrega ningún término fuente. Los dos primeros términos del lado derecho de la ecuación representan la transferencia de energía debido a la conducción y difusión de especies, respectivamente.

2.1.6 Modelo Electroquímico

Las ecuaciones de dinámica de fluidos presentadas en la sección anterior son acopladas al modelo electroquímico para resolver los fenómenos que ocurren en la celda de combustible. Este modelo que consiste en dos ecuaciones que resuelven los campos de potencial en la celda. La primera ecuación (Ec. 9) está asociada al transporte de electrones en las capas catalizadoras, difusores de gas y platos.

$$\nabla \cdot (\sigma_{sol} \nabla \varphi_{sol}) + R_{sol} = 0 \quad (9)$$

donde σ_{sol} es la conductividad eléctrica ($ohm^{-1} \cdot m^{-1}$), φ_{sol} el potencial eléctrico en (volts) y R_{sol} la transferencia volumétrica de corriente ($A \cdot m^{-3}$).

La segunda ecuación de potencial (Ec. 10) está asociada al transporte iónico, la cual se resuelve en la membrana y capas catalizadoras de acuerdo a:

$$\nabla \cdot (\sigma_{mem} \nabla \varphi_{mem}) + R_{mem} = 0 \quad (10)$$

donde σ_{mem} es la conductividad iónica ($ohm^{-1} \cdot m^{-1}$), φ_{mem} el potencial iónico (volts) y R_{mem} la transferencia de corriente volumétrica en ($A \cdot m^{-3}$).

La transferencia de corriente o los términos fuente de las ecuaciones 9 y 10, se determinan a partir de la formulación general de *Butler-Volmer* (Ecs. 11 - 12), la cual es utilizada para calcular la transferencia de corriente en las capas catalizadoras.

$$R_{an} = j_{an}^{ref} \left(\frac{H_2}{H_{2,ref}} \right)^{\gamma_{an}} (e^{\alpha_{an} F \eta_{an} / RT} - e^{\alpha_{ca} F \eta_{an} / RT}) \quad (11)$$

$$R_{ca} = j_{ca}^{ref} \left(\frac{O_2}{O_{2,ref}} \right)^{\gamma_{ca}} (-e^{\alpha_{an} F \eta_{ca} / RT} + e^{-\alpha_{ca} F \eta_{ca} / RT}) \quad (12)$$

donde j^{ref} es la densidad de corriente de intercambio en (A/m^2) , H_2 y $H_{2,ref}$, son las concentraciones de especies locales en $(kg \cdot mol \cdot m^{-3})$, γ es el coeficiente de concentración (adimensional), α es el coeficiente de transferencia de carga, η las pérdidas por activación definidas en las ecuaciones 13 y 14, y F la constante de Faraday (9.65×10^7 C. $kg^{-1} \cdot mol^{-1}$).

La cinética de las reacciones es controlada por el sobrepotencial local de superficie, η , conocido como el término de pérdidas por activación, el cual está asociado a la diferencia de los potenciales de superficie entre el electrodo y el electrolito φ_{sol} y φ_{mem} . Este sobrepotencial se calcula tanto para el ánodo como el cátodo, incluyendo para este último el voltaje a circuito abierto (V_{OC}) y así establecer la diferencia de potencial entre ambos electrodos.

$$\eta_{an} = \varphi_{sol} - \varphi_{mem} \quad [13]$$

$$\eta_{ca} = \varphi_{sol} - \varphi_{mem} - V_{oc} \quad [14]$$

La membrana es modelada como una zona porosa y sus propiedades como la conductividad iónica σ_{mem} y el coeficiente de arrastre electro-osmótico están en función del contenido de agua λ . Estas propiedades son representadas por correlaciones reportadas por Springer et. al. [8]:

$$\sigma_{mem} = (0.00514\lambda - 0.00326)e^{1268\left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T}\right)} \quad [15]$$

$$\lambda = 0.043 + 17.81a - 39.84a^2 + 36a^3 (a < 1) \quad [16]$$

$$\lambda = 14 + 1.4(a - 1) (a > 1)$$

El modelo de saturación reportado por T. Nguyen [9] y J. H. Nam et. al. [10] es utilizado para modelar la formación y transporte de agua líquida en el ensamble membrana-electrodos.

A partir de este conjunto de ecuaciones (Ecs. 9 – 16) se resuelven los dos campos de potencial, el consumo de los gases reactantes y la generación de corriente en la celda; además se incluyen los tres procesos electroquímicos que provocan las tres caídas de potencial que ocurren en una celda de combustible, las cuales son llamadas: sobrepotencial por activación, sobrepotencial por resistencia óhmica y sobrepotencial por concentración.

XIII Congreso Internacional de la Sociedad Mexicana del Hidrógeno Aguascalientes, México, 2013

Los parámetros electroquímicos empleados en la simulación fueron tomados de datos experimentales y datos de la literatura [11-14]. Sus valores se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Condiciones de operación y parámetros electroquímicos del modelo.

Parámetro	Símbolo	Unidad	Valor
Presión	P	atm	2
Temperatura de la celda	T_c	K	343
Temperatura de los flujos	T_f	K	343
Humedad relativa (H_2)	HR_a	%	50
Humedad relativa (O_2)	HR_c	%	100
Densidad de corriente de intercambio (ánodo)	$j_{ref,an}$	$A\ cm^{-2}$	0.2
Densidad de corriente de intercambio (cátodo)	$j_{ref,ca}$	$A\ cm^{-2}$	1×10^{-4}
Coefficiente de transferencia (ánodo)	α_{an}	-	2
Coefficiente de transferencia (cátodo)	α_{ca}	-	2
Exponente de concentración (ánodo)	γ_{an}	-	0.5
Exponente de concentración (cátodo)	γ_{ca}	-	1
Porosidad del difusor de gas	ε_{CDG}	-	0.4
Resistencia viscosa (CDG)	$R_{v,CDG}$	$1/m^2$	1×10^{12}
Porosidad de la capa catalizadora	ε_{CC}	-	0.2
Resistencia viscosa (CC)	$R_{v,CC}$	$1/m^2$	4×10^{12}

2.1.6 Condiciones de Frontera

Las condiciones de frontera aplicadas al dominio computacional fueron (1) flujos másicos a la entrada, (2) presión de salida, (3) potencial constante de cero en el ánodo y (4) potencial variable en el cátodo, el cual fue establecido para calcular la densidad de corriente en la celda. Los flujos másicos se calcularon para un área activa de $5\ cm^2$ y una estequiometría de 1.25 y 2 para el ánodo y cátodo. Así mismo, se determinaron las concentraciones de los flujos de hidrógeno y oxígeno que se alimentaron a la celda para una presión de 2 atm, temperatura de 343 K y con una humedad relativa del 50 y 100%, para el ánodo y cátodo, respectivamente. A partir de estas condiciones y el conjunto de ecuaciones de dinámica de fluidos y el modelo electroquímico, se resolvió el modelo computacional de la celda. Se utilizó el método segregado para resolver las ecuaciones, un esquema de primer orden y el algoritmo SIMPLE [15]. El modelo se evaluó a diferentes potenciales de operación y con ello se calculaba la densidad de corriente. Usando estos datos se generaron curvas de polarización para evaluar el desempeño de cada diseño.

3. Resultados y discusión

En esta sección se presentan los resultados numéricos de la simulación para los tres diseños de campos de flujo (paralelo, interdigitado y serpentin) por medio de contornos de distribución de presión, concentración de gases, conductividad protónica y densidad de corriente, que proporcionan información relevante de los procesos que se llevan a cabo en el interior de la celda de combustible. Estos se analizaron en las interfases difusor de gas – capa catalizadora (CDG/CC), capa catalizadora – membrana (CC/MEM) y en los platos bipolares (PB), tanto para el ánodo como para el cátodo.

3.1. Presión.

En la Figura 3 se presentan los resultados de las caídas de presión para los tres campos de flujo en la interfaz capa difusora de gas – capa catalizadora (CDG/CL) del cátodo a un voltaje de 0.6V. El diseño que mostró menores caídas de presión fue el diseño con canales en paralelo, seguido del interdigitado y por último el serpentin. A pesar de que el diseño interdigitado cuenta con canales discontinuos y eleva la presión en los canales de entrada, la longitud del canal resultó ser el factor más importante, algo característico de los diseños en serpentin. Por otra parte, cabe mencionar que al realizar el análisis de caídas de presión para cada diseño, se observó que la presión en el ánodo disminuye conforme disminuye el voltaje. Esto se debe a que el hidrógeno debe satisfacer la corriente demandada por la celda. En el caso del cátodo ocurrió lo contrario, conforme el voltaje disminuye la presión se incrementa, esto fue debido a la generación de agua en el electrodo, la cual provoca una mayor presión en los canales de flujo.

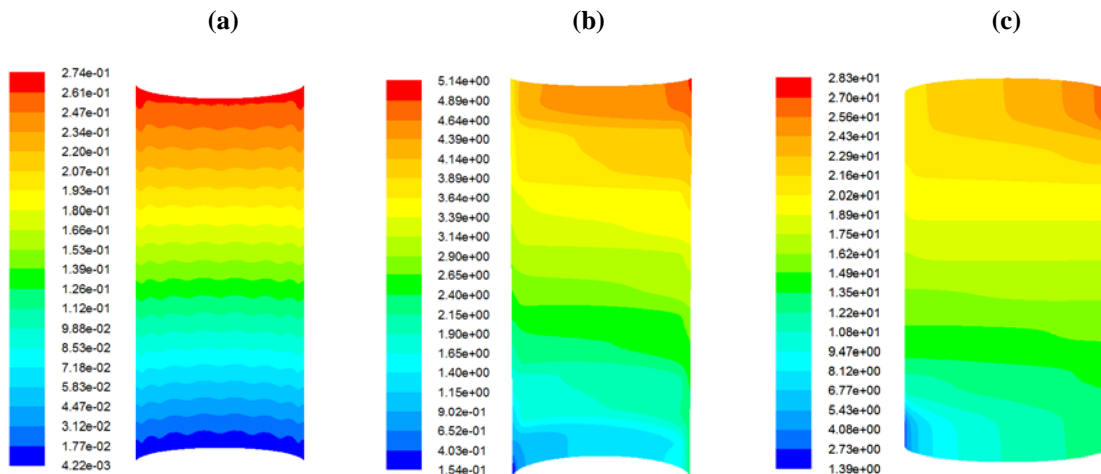


Figura 3. Distribuciones de presión (Pa) en la interfaz (CDG/CC) del cátodo. a) canales en paralelo, b) interdigitado y c) serpentin.

3.2 Concentración de Hidrógeno

En la Figura 4 se muestran los contornos de distribución de hidrógeno en la interfaz (CDG/CC) del ánodo para el diseño de serpentín. En esta se puede observar que la concentración de hidrógeno es alta a la entrada y se reduce conforme avanza en el canal, debido al consumo de combustible en la celda. Asimismo, se puede observar que la concentración de hidrógeno también disminuye conforme voltaje de la celda se reduce, esto debido a la demanda de corriente de la celda. El mismo patrón de distribución se observó para los demás diseños.

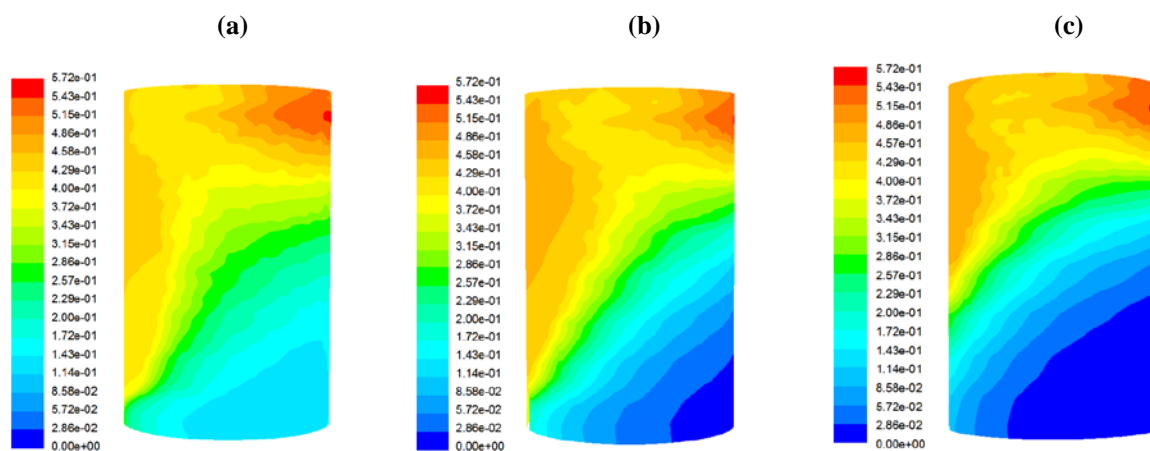


Figura 4. Distribuciones de concentración de hidrógeno en la interfaz (CDG/CC) del ánodo a diferentes voltajes. a) 0.8V, b) 0.6V y c) 0.4V.

3.3. Conductividad Protónica.

En la Figura 5 se presentan los contornos de conductividad protónica para la interfase (CC/MEM) en el cátodo del diseño interdigitado, los cuales se obtuvieron a diferentes voltajes de operación. En ellos se puede observar que la conductividad de la membrana aumenta conforme disminuye el voltaje de operación de la celda. Esto ocurre por la generación de agua en la celda, a mayor densidad de corriente mayor producción de agua en el cátodo. Esto permite tener mejor hidratada la membrana y por ende mayor conductividad iónica. Este fenómeno también se observó para los diseños de canales en paralelo y serpentín.

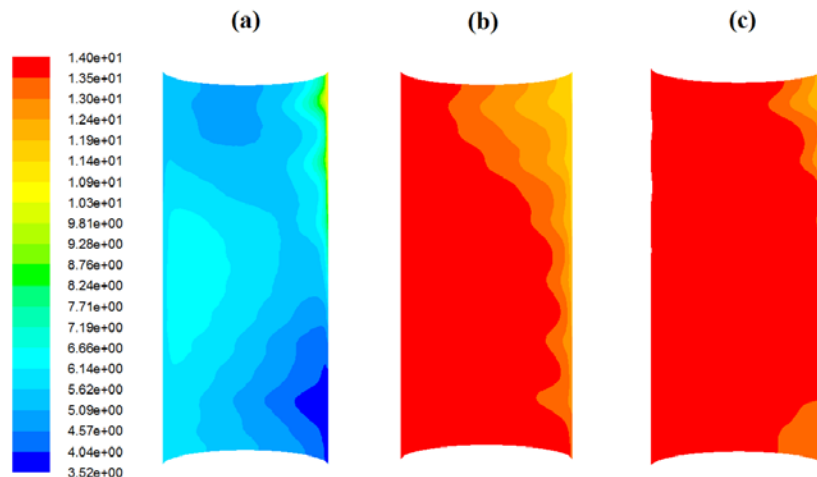


Figura 5. Distribuciones de conductividad protónica en la interfase (CC/MEM) del cátodo a diferentes voltajes de operación. a) 0.8V, b) 0.6V y c) 0.4V.

3.4 Densidad de corriente

En la Figura 6 se presentan los contornos de densidad corriente en el plato (cátodo) para el diseño con canales en paralelo, los cuales se obtuvieron a diferentes voltajes de operación. Las densidades de corriente más altas se presentan en los contactos del plato con el difusor de gas y las más bajas en las zonas de los canales. En (a) y (b) se obtuvieron densidades de corriente uniformes; sin embargo, en (c) se presentó una reducción de corriente en la salida de los canales. Esta caída en la densidad de corriente está relacionada con el exceso de agua líquida en la celda, tanto para el ánodo como para el cátodo. A pesar de que la celda requería un suministro de flujos humidificados por la temperatura y presión de operación, no se logró un equilibrio de balance de agua en el ensamble. El exceso de agua líquida provocó la obstrucción de los sitios activos en ambos electrodos, lo que corresponde a las pérdidas por transporte de masa.

Este es un fenómeno que se presenta siempre a bajos voltajes de operación. Una solución sería reducir la concentración de agua en los flujos de la celda y buscar el equilibrio entre alimentación/generación; sin embargo, en la práctica el voltaje de operación de una celda se encuentra entre los 0.7V y 0.6V, por lo que este diseño operaría sin ningún problema.

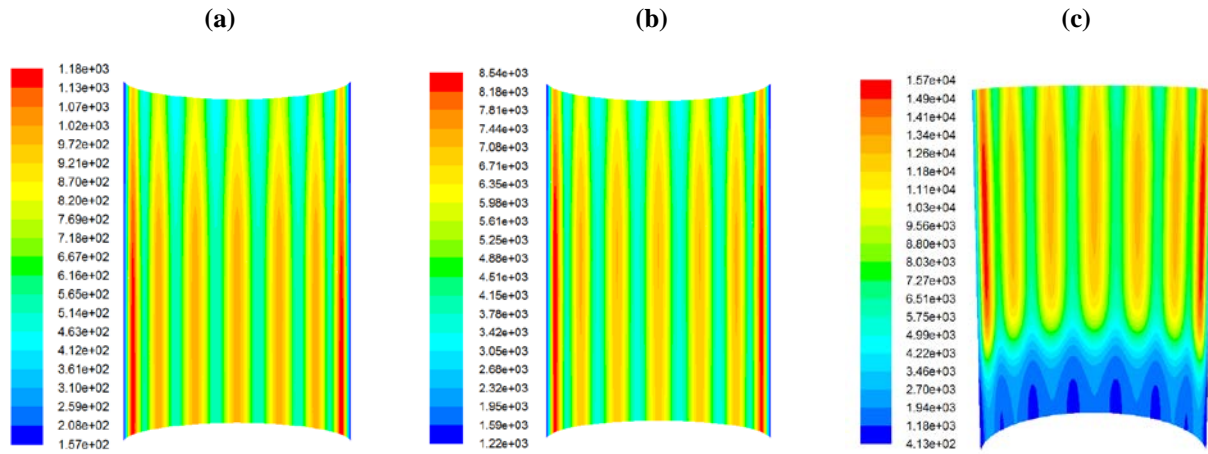


Figura 6. Distribuciones de densidad de corriente (A/cm^2) en el cátodo para el diseño con canales en paralelo. a) 0.8 V, b) 0.6 V y c) 0.4 V.

3.5 Comparación de los campos de flujo

En la Figura 7 se presentan los resultados de distribución de corriente para los tres diseños de campos de flujo a un voltaje de operación de 0.6V. En estos se observa que la distribución de densidad de corriente adopta el patrón de distribución que tiene la configuración de canales. La densidad de corriente más alta se presenta en las soportes de los canales, las zonas del plato que están en contacto directo con el difusor de gas y la más baja en los canales. Al comparar los tres diseños y normalizarlos a la misma escala de corriente se observa que el diseño en serpentin presenta las distribuciones de densidad de corriente más uniformes, algo particular de los diseños en serpentin.

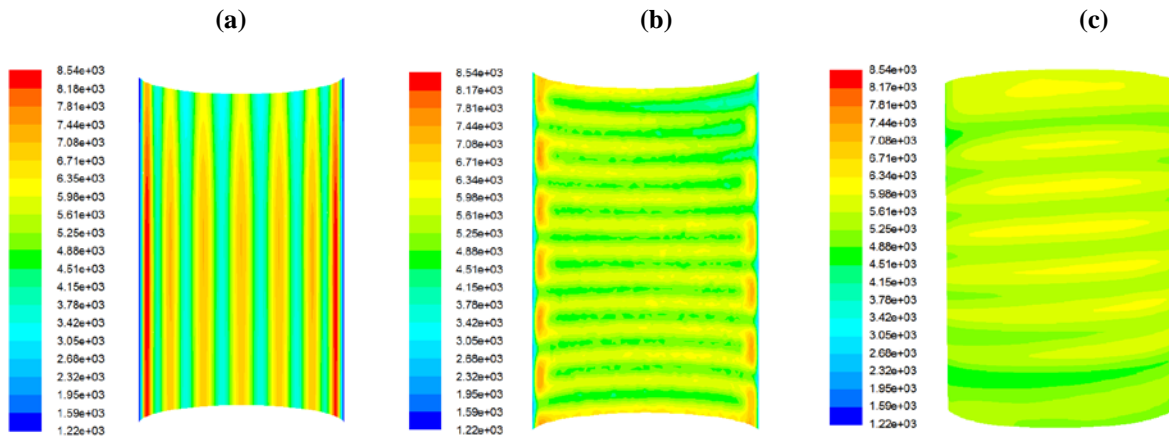


Figura 7. Distribuciones de densidad de corriente (A/m^2) en el cátodo. a) canales en paralelo, b) interdigitado y c) serpentín.

En la Figura 8 se muestran las curvas de polarización obtenidas para los tres campos de flujo. En ella se observa que el desempeño de los tres diseños fue similar bajo todo el rango de operación normal de una celda. A potenciales altos están presentes las pérdidas por activación, seguidas de las pérdidas por resistencia óhmica y a potenciales debajo de los 0.6 V comienzan a estar presentes las pérdidas por transporte de masa. Bajos estas condiciones de operación de 2 atm de presión, 343 K de temperatura en la celda y flujos, humedad relativa de 50% y 100% en los flujos del ánodo y cátodo, el diseño con canales en paralelo mostró un desempeño ligeramente superior al serpentín e interdigitado; sin embargo, el diseño de serpentín presentó distribuciones de densidad de corriente más uniformes. Por lo tanto el campo de flujo con canales en serpentín sería el más adecuado evaluarlo experimentalmente. Bajo estas condiciones de operación este diseño podría servir para realizar estudios sobre la degradación del ensamble membrana/electrodos y ser sometido a ciclos continuos de carga y descarga.

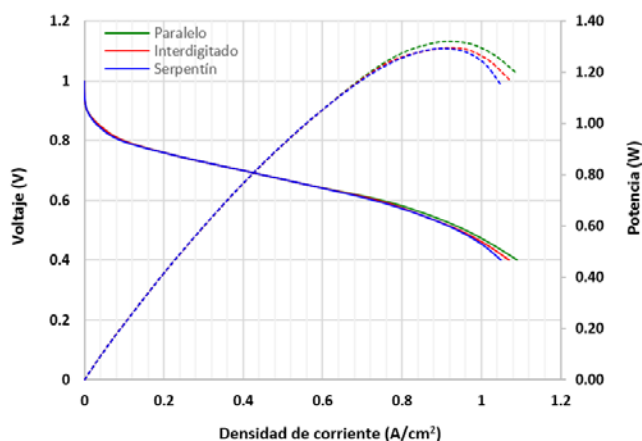


Figura 8. Comparación de las curvas de polarización y potencia de los tres diseños de campos de flujo.

4. Conclusiones

Se realizó un estudio de dinámica de fluidos computacional en una celda de combustible tipo PEM para evaluar el desempeño de tres diseños convencionales de campos de flujo adaptados a platos tubulares. A partir de la solución de las ecuaciones de dinámica de fluidos y el modelo electroquímico de la celda de combustible se obtuvieron contornos de distribución presión, concentración de especies, conductividad protónica y densidad de corriente. Estos permitieron realizar un análisis de los fenómenos de transporte que se llevan a cabo dentro la celda, así como hacer una comparación entre los diferentes campos de flujo y demostrar sus ventajas y desventajas. El diseño con canales en paralelo presentó las caídas de presión más bajas en los canales de flujo, lo cual se reflejó en una generación mayor de agua en el cátodo, incrementando la conductividad iónica en la membrana y por lo tanto un incremento de

XIII Congreso Internacional de la Sociedad Mexicana del Hidrógeno Aguascalientes, México, 2013

corriente ligeramente superior a los demás diseños; sin embargo, el diseño con canales en serpentín presentó las distribuciones de densidad de corriente más uniformes en toda el área activa de la celda. Siendo la mejor opción de diseño para ser construido y evaluado experimentalmente, lo que podría ayudar a incrementar la vida útil del ensamble/membrana electrodos y evitar su degradación. Finalmente se puede concluir que estos diseños pueden ser considerados como una alternativa más a los diseños actuales de la celda.

5. Agradecimientos

Al Instituto de Energías Renovables – UNAM por las facilidades otorgadas para realizar las simulaciones en su equipo de cómputo y el uso de la licencia del software de CFD.

6. Referencias

- [1] J. Larminie, A. Dicks, Fuel Cells Systems Explained, 2nd ed., Wiley, (2003).
- [2] G. Hoogers, Fuel Cell Technology Handbook, Ed. CRC Press, New York (2002).
- [3] Chen C-H, Jung S-P, Yen S-C. J. Power Sources 2007;173: 249-63.
- [4] Li Xianguo, Sabir Imran. Int. J. of Hydrogen Energy 2005; 30: 359-71.
- [5] A. P. Manso, F.F. Marzo, J. Barranco, X. Garikano, Int. J. of Hydrogen Energy, 2012; 37: 15256-15287.
- [6] F. Barbir, PEM Fuel Cells – Theory and Practice, Academic Press, Elsevier, 2005.
- [7] Nam Jin Hyun, Lee Kyu-Jin, Sohn Sangho, Kim Charn-Jung. J. of Power Sources 2009;188:14-23.
- [8] T. E. Springer, T.A. Zawodzinski, and S. Gottesfeld, J. Electrochemical Soc.,138, 2334 (1991).
- [9] T. Nguyen, R. White, J. Electrochem. Soc., 140 (1993) 2178-2186.
- [10] J. H. Nam, M. Kaviany, Int. J. Heat and Mass Transfer 46 (2003) 4595-4611.
- [11] S. Shimpalee, S. Greenway and J.W. Van Zee, J. Power Sources,160, 398 (2006).
- [12] N. Djilali, P.T. Nguyen and T. Berning, J. Power Sources, 130, 149 (2004).
- [13] T. Berning and N. Djilali, J. Power Sources, 124, 440 (2003).
- [14] Um S and Wang CY., J. Power Sources 2004; 125: 40-51.
- [15] Fluent 6.3 – Fuel Cells Module Manual (2007).