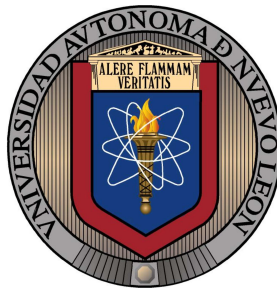


**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y**  
**ELÉCTRICA**



**“Análisis en un Modelo Bidimensional Axisimétrico del  
Proceso de Combustión en un Quemador Industrial ”**

**MONTERREY, NUEVO LEÓN**

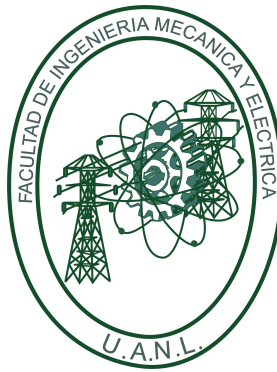
**Por:**

**LEONEL ALEJANDRO MARTÍNEZ DANIEL**

**Como requisito parcial para obtener el grado de MAESTRÍA en Ciencias  
de la Ingeniería con Orientación en Energías Térmica y Renovable.**

**DICIEMBRE, 2011**

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y**  
**ELÉCTRICA**



**“Análisis en un Modelo Bidimensional Axisimétrico del  
Proceso de Combustión en un Quemador Industrial”**

**MONTERREY, NUEVO LEÓN**

**Por:**

**LEONEL ALEJANDRO MARTÍNEZ DANIEL**

**Como requisito parcial para obtener el grado de MAESTRÍA en Ciencias  
de la Ingeniería con Orientación en Energías Térmica y Renovable.**

**DICIEMBRE, 2011**

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

Los miembros del Comité de Tesis recomendamos que la tesis “Análisis en un Modelo Bidimensional Axisimétrico del Proceso de Combustión en un Quemador Industrial” realizada por el alumno Leonel Alejandro Martínez Daniel, con número de matrícula 1143672, sea aceptada para su defensa como opción al grado de Maestro en Ciencias de la Ingeniería con Orientación en Energías Térmica y Renovable.

El Comité de Tesis

---

Dr. Fausto Alejandro Sánchez Cruz

Asesor

---

Dr. Simón Martínez Martínez  
Revisor

---

M.C. Miguel García Yera  
Revisor

---

Dr. Moisés Hinojosa Rivera  
Subdirector de la División de Estudios de Posgrado

San Nicolás de los Garza, N.L.

Diciembre 2011



*Dedico mi tesis con mucho cariño a mi familia. A mis padres que me dieron la vida y siempre han estado ahí para apoyarme. A mis hermanos Adriana, Álvaro y Mayte, y a mis sobrinos Alexa, María Fernanda y Gael. A todos mis tíos y primos, en especial a mis tíos Martel y Osvaldo. Finalmente la dedico a mis cuatro abuelos Alvaro, Leonarda, Juan, y especialmente a mi abuela Petra.*

## AGRADECIMIENTOS

---

*Agradezco primeramente a Dios por la salud y la oportunidad que me dio para hacer cumplir una meta más en la vida.*

*Durante el proceso de desarrollo de esta tesis han sido varias las personas que han participado, haciendo posible este trabajo, es por eso que agradezco su apoyo y ayuda.*

*Agradezco a mi familia por el ánimo y amor que me ha dado a lo largo de la vida, principalmente a mi Madre que sin ella no podría haber sido posible lograr esta tesis. Gracias por el soporte de mi Padre que siempre ha sido un gran ejemplo de perseverancia y el impulsor para estudiar el posgrado. A mi abuela por estar siempre ahí. A mis hermanos por ser un estímulo de lucha y de esfuerzo para seguir adelante.*

*Quiero agradecer también al Ing. Jorge Rivera Garza, por abrirme la posibilidad de trabajar en su empresa y darme la confianza de ser parte de su visión. Agradezco mucho a los profesores de la maestría por compartir su conocimiento, primeramente a mi tutor de tesis el Dr. Fausto Alejandro Sánchez Cruz por su paciencia y consejos. Al Dr. Simón Martínez Martínez por sus comentarios y su gran ayuda para poder llevar a cabo esta tesis.*

*También le doy gracias a mis maestros: M.C. Miguel Angel García Yera, Dr. Jesús Chávez Galán y Dr. Santos Méndez, Dr. Arturo Morales, por ser parte de este trabajo, además su colaboración en mi desarrollo.*

*Agradezco a mis compañeros de la maestría, a Hugo Ramírez, David Mares, Edgar Martínez, Bernardino Brizuela, Eliud Soto y Fernando Ibarra por su ayuda, apoyo y amistad durante la maestría.*

*Finalmente agradezco a nuestro señor director, el Ing. Báez por su soporte para el desarrollo de nuestra maestría, enfocando sus esfuerzos al desarrollo de conocimiento y nuevas tecnologías.*

# ÍNDICE GENERAL

---

<b>Resumen</b>	<b>IV</b>
<b>Nomenclatura</b>	<b>V</b>
<b>1. Antecedentes</b>	<b>2</b>
1.1. Motivación . . . . .	2
1.2. Introducción . . . . .	3
1.2.1. Equilibrio Químico . . . . .	3
1.2.2. Estequiometría del proceso de combustión . . . . .	5
1.2.3. Propiedades físicas . . . . .	6
1.2.4. Generalidades . . . . .	7
1.3. Hipótesis y objetivo de la presente investigación . . . . .	8
<b>2. Metodología</b>	<b>10</b>
2.1. Actividades previas . . . . .	10
2.2. Modelo bidimensional axisimétrico del quemador . . . . .	15
2.2.1. Diseño de la geometría del quemador . . . . .	15
2.2.2. Mallado de la geometría del quemador . . . . .	19
2.3. Condiciones de operación del quemador . . . . .	22
2.4. Selección del modelo de turbulencia para la simulación del quemador . . . . .	24
2.5. Selección del modelo de combustión para la simulación del quemador . . . . .	28
2.6. Condiciones de frontera para las diferentes simulaciones	29



<b>3. Resultados</b>	<b>31</b>
3.1. Quemador de $20 \times 10^6$ Btu/hr . . . . .	32
3.2. Quemador de $10 \times 10^6$ Btu/hr . . . . .	44
3.3. Quemador de $30 \times 10^6$ Btu/hr . . . . .	58
3.4. Comparativo entre diferentes capacidades . . . . .	71
<b>4. Conclusiones</b>	<b>76</b>
4.1. Sobre la selección de modelos para la simulación com- putacional . . . . .	76
4.2. Sobre la estabilidad del cómputo numérico . . . . .	77
4.3. Sobre las prestaciones del quemador . . . . .	77
4.4. Sobre las oportunidades del modelado tridimensional .	78

# RESUMEN

---

En este documento se presenta un estudio del proceso de combustión en un quemador industrial de gas natural que tiene la particularidad de operar a altas relaciones de aire-combustible. En base a un prototipo originalmente desarrollado por Industrias ControlPro, se diseñó un modelo axisimétrico bidimensional con la finalidad de llevar a cabo el análisis computacional a través de la solución numérica de los modelos matemáticos adecuados en tres dimensiones. Partiendo de una relación aire-combustible de 40 a 1 propuesta con base a los resultados de pruebas físicas previas, se desarrolló un estudio mediante el cual se determinaron las condiciones adecuadas para la operación del quemador.

Se definieron las condiciones de frontera del sistema y mediante la Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) se realizaron las simulaciones correspondientes para evaluar las prestaciones del quemador. Se plantearon las capacidades de operación de  $10 \times 10^6$ ,  $20 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr, y se obtuvieron resultados cualitativos, como los campos de velocidad y las distribuciones de temperatura, presión y especies químicas, además de resultados cuantitativos, como curvas de la temperatura y especies químicas a lo largo del eje del quemador y en la dirección radial de planos creados a lo largo del quemador.

Finalmente, mediante una comparativa entre las capacidades de operación planteadas, se determinó la capacidad térmica adecuada para el modelo axisimétrico bidimensional estudiado.

# NOMENCLATURA

---

## Mayúsculas

$A$	Área [ $m^2$ ].
$A_{axi}$	Área axisimétrica [ $m^2$ ].
$A_n$	Reactivos/Productos.
$D_H$	Diámetro hidráulico [m].
$D_{i,m}$	Coefficiente de difusión de especies
$E_A$	Energía de activación [J].
$G_b$	Generación de energía cinética turbulenta debido a la flotabilidad.
$G_k$	Generación de energía cinética turbulenta.
$I$	Intensidad de flujo turbulento [%].
$\vec{J}$	Flujo de difusión de especies.
$K_c$	Constante de equilibrio.
$K_p$	Coefficiente de proporcionalidad.
$P$	Perímetro [m].
$PC_i$	Poder calorífico inferior [kJ/kg].
$\tilde{R}$	Constante universal de gas.
$R_i$	Factor neto de formación de especies en la reacción.
$S_i$	Factor añadido por la adición de las fases dispersas.
$T$	Temperatura [K].
$\dot{V}$	Flujo volumétrico [ $m^3/s$ ].
$Vel$	Velocidad [m/s].
$\dot{W}_n$	Capacidad térmica [Btu/hr].
$Y_i$	Fracción de masa para cada especie.
$Y_m$	Fluctuación de expansión en turbulencia.

---

### Minúsculas

- $k$  Energía cinética turbulenta [ $m^2/s^2$ ].  
 $k_f$  Coeficiente de velocidad de reacción hacia adelante.  
 $k_r$  Coeficiente de velocidad de reacción hacia atrás.  
 $\dot{m}$  Flujo másico [kg/s].  
 $p$  Presión [ $N/m^2$ ].  
 $u_i$  Componente de la velocidad en coordenadas cartesianas.

### Números adimensionales

- $Re$  Número de Reynolds.  
 $Sc_t$  Número de Schmidt turbulento.

### Letras Griegas

- $\varepsilon$  Razón de disipación.  
 $\mu$  Viscosidad dinámica [ $Pa \cdot s$ ].  
 $\mu_t$  Viscosidad dinámica turbulenta [ $Pa \cdot s$ ].  
 $\nu$  Viscosidad cinemática [ $m^2/s$ ].  
 $\nu_i$  Coeficientes estequiométricos.  
 $\rho$  Densidad [ $kg/m^3$ ].  
 $\sigma_\varepsilon$  Número de Prandtl turbulento  $\varepsilon$ .  
 $\sigma_k$  Número de Prandtl turbulento  $k$ .

### Subíndices

- $a$  Aire.  
 $g$  Gas.  
 $m$  Masa.  
 $v$  Volúmen.

### Superíndices

- ° Presión de referencia a 1 atm.

---

# CAPÍTULO 1

## ANTECEDENTES

---

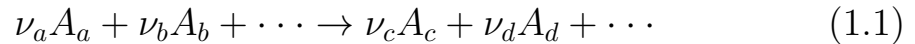
### 1.1. Motivación

En la actualidad es de suma importancia aprovechar al máximo la energía de los combustibles fósiles, ya que el uso de estos energéticos no sólo impacta en la economía, sino también tiene implicaciones ambientales. Una forma de estudiar los procesos termofluidodinámicos que ocurren durante la liberación de la energía química de combustibles es mediante la dinámica de fluidos computacional (CFD), ésta se ha convertido en una herramienta recurrente a medida que las capacidades de cómputo disponibles se han ido incrementado. La empresa Industrias ControlPro emprendió la tarea de desarrollar un modelo de quemador de gas natural de alta eficiencia que tiene su principal aplicación en el área de los procesos industriales, entre ellos la generación de vapor para procesos y la generación de electricidad. Por tal motivo, Industrias ControlPro ha colaborado con el área de Termofluidos, de la Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica de la Universidad Autónoma de Nuevo León, en el trabajo de investigación necesario para el desarrollo del diseño del quemador.

## 1.2. Introducción

### 1.2.1. Equilibrio Químico

Una reacción química entre los reactivos  $A_a$ ,  $A_b$ , etc., que forma los productos  $A_c$ ,  $A_d$ , etc. se describe de la siguiente manera:



donde el término  $\nu_i$  señala los coeficientes estequiométricos de la reacción. Puesto que teóricamente cada reacción química puede funcionar tanto hacia adelante como hacia atrás, como sucede a nivel molecular, la flecha que diferencia los reactivos de los productos puede sustituirse por un signo de igual. A nivel macroscópico, la dirección de la reacción resulta de la simple diferencia entre los productos y reactivos. Por esto, el equilibrio químico representa un caso especial, en el cual las reacciones hacia adelante y hacia atrás ocurren con igualdad de rapidez, de modo que no se produce una conversión de material visible a nivel macroscópico. Mientras que la velocidad de reacción macroscópica está siempre encaminada hacia el equilibrio químico, el análisis de este equilibrio no proporciona información correspondiente a la velocidad de reacción absoluta, especialmente al tiempo necesario para lograr el equilibrio químico. Esto se puede conocer a través de la cinética de la reacción. Para la reacción química anterior, el cambio temporal en la concentración de las especies,  $A_c$ , puede obtenerse mediante la siguiente formulación empírica

$$\frac{d[A_c]}{dt} = \nu_c (k_f [A_a]^{\nu_a} [A_b]^{\nu_b} - k_r [A_c]^{\nu_c} [A_d]^{\nu_d}) \quad (1.2)$$

donde el primer término del lado derecho de la ecuación describe la reacción hacia adelante y el segundo término la reacción hacia atrás; y donde  $k_f$  y  $k_r$  son los llamados coeficientes de velocidad de reacción,

hacia adelante y hacia atrás, respectivamente. Éstos deben ser determinados para cada reacción química en particular. Como los coeficientes de velocidad de la mayoría de las reacciones dependen fuertemente de la temperatura, normalmente se representan de la forma de la ecuación de Arrhenius

$$k = AT^b \exp\left(-\frac{E_A}{\tilde{R}T}\right) \quad (1.3)$$

donde la constante  $A$ , el exponente  $b$  y la energía de activación  $E_A$  se encuentran resumidas en la literatura para muchas reacciones químicas.

El hecho de estar familiarizado con los coeficientes de velocidad de la reacción es suficiente, ya que en el caso especial del equilibrio químico, el término del lado izquierdo se vuelve cero debido a que la reacción en ambas direcciones se lleva a cabo con la misma rapidez. De esta forma obtenemos la siguiente ecuación:

$$\frac{k_f}{k_r} = \frac{[A_c]^{\nu_c}[A_d]^{\nu_d}}{[A_a]^{\nu_a}[A_b]^{\nu_b}} \equiv K_c \quad (1.4)$$

donde  $K_c$  es la constante de equilibrio que depende de la concentración de las especies, como se presenta a continuación:

$$K_c = K_p \left(\frac{p^\circ}{\tilde{R}T}\right)^{\sum_i \nu_i} . \quad (1.5)$$

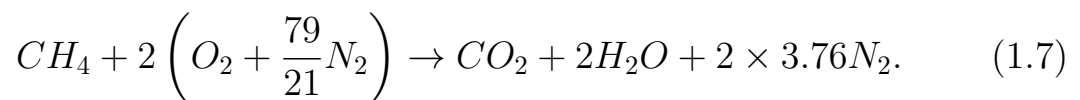
Como los coeficientes de la velocidad y la constante de equilibrio dependen exclusivamente de la temperatura y no de la concentración de especies, obtenemos la siguiente ecuación

$$\frac{k_f}{k_r} = K_p \left(\frac{p^\circ}{\tilde{R}T}\right)^{\sum_i \nu_i} \quad (1.6)$$

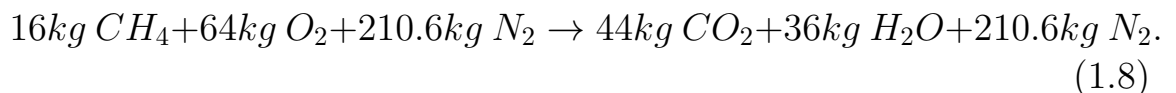
que es válida no solo para el estado de equilibrio sino también de manera general.

### 1.2.2. Estequiometría del proceso de combustión

Una combustión estequiométrica se determina a través de la cantidad de aire necesaria para oxidar completamente el combustible. La relación estequiométrica entre el gas metano y el aire se expresa de la siguiente manera



Las ecuaciones químicas también puede escribirse en términos de las masas que participan en la reacción, ya que un mol de cualquier sustancia contiene una masa numéricamente igual a su masa molecular relativa. Por esto, la ecuación mostrada anteriormente puede escribirse como sigue



Midiendo las cantidades en volumen, la relación estequiométrica aire-metano  $AFR_v$  es

$$AFR_v = \frac{2(1 + 3.76)}{1} = 9.52. \quad (1.9)$$

y midiendo las cantidades en masa, la relación estequiométrica aire-metano  $AFR_m$  es

$$AFR_m = \frac{2(32 + 105.3)}{1 \times 16} = 17.16. \quad (1.10)$$



Cuando el oxidante o el combustible de la mezcla se encuentran por encima de sus proporciones estequiométricas se utiliza el término *mezcla pobre* o *mezcla rica*, respectivamente. Es posible tener una combustión completa con una mezcla pobre, obteniendo como productos  $CO_2$ ,  $H_2O$  y exceso de aire. Por otra parte es imposible tener una combustión completa con una mezcla rica y la composición de los productos no puede definirse si no se tiene información más detallada.

### 1.2.3. Propiedades físicas

Los modelos físicos de propiedades de transporte relacionados a los gases resultan de la teoría cinética de gases. Esta teoría proporciona información molecular útil, a nivel científico e ingenieril, de las propiedades más importantes de mezclas de gases ideales, incluyendo densidad, presión, temperatura y energía interna. Las suposiciones en relación a la teoría cinética de gases son:

- La distancia promedio entre moléculas es tal que las interacciones entre moléculas se desprecian.
- El número de moléculas por unidad de volumen es grande y constante.

Las suposiciones en relación a la cinemática de los gases son:

- En una colisión, el movimiento de cada partícula es rectilínea y uniforme.
- La dirección de los vectores de velocidad obedecen una distribución espacial uniforme.
- El módulo de los vectores de velocidad varía de acuerdo a la ley de distribución la cual no depende del tiempo cuando las variables macroscópicas son fijas.

En sistemas prácticos de combustión, la longitud y forma de la flama depende en gran medida del proceso de mezcla entre el combustible

y el comburente. La velocidad en el mezclado depende de las características del flujo, como el nivel de turbulencia, esfuerzos cortantes, geometría, relación de aire-combustible, etc.

El estudio de flamas turbulentas en conjunto con la predicción de las especies contaminantes necesita de una excelente comprensión de los fenómenos físicos y químicos que ocurren durante este proceso. Por esto, existe una amplia área de oportunidad para mejorar el desempeño de este proceso, especialmente para disminuir el impacto que la combustión de hidrocarburos tiene en el medio ambiente. Para poder lograrlo, se requiere de modelos físicos que describan perfectamente el complejo mecanismo de la combustión. La implementación de estos modelos físicos en simulaciones numéricas es una de las partes más importantes para determinar y predecir el comportamiento y estructura de la flama, eficiencia, transferencia de calor, entre otras.

#### 1.2.4. Generalidades

Una mezcla de hidrocarburos gaseosos se producen en embalses de rocas porosas, generalmente arena o piedra, protegidos por estratos impermeables. El gas natural consiste en su mayoría de metano ( $CH_4$ ) y etano ( $C_2H_6$ ), con pequeños porcentajes de propano ( $C_3H_8$ ), butano ( $C_4H_{10}$ ), alcanos superiores ( $C_5H_{12}$  y mayores), nitrógeno ( $N_2$ ), oxígeno ( $O_2$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ), sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) y en ocasiones algunos gases como el Helio (He), Neón (Ne), Xeón (Xe). El gas natural es usado como combustible doméstico e industrial y se transporta mediante largas tuberías o en tanques refrigerados como líquido. A diferencia de otros combustibles fósiles, el gas natural se considera limpio y de baja emisión de productos dañinos para el ambiente.

La quema adecuada de combustible está ligada con la tecnología en el diseño para obtener un mejor uso energético del proceso exotérmico que se produce. Un quemador se define como una serie de mecanismos diseñados para brindar un mezclado adecuado entre el combustible y

el oxidante con la finalidad de producir una combustión con una flama de características específicas. Un quemador debe de contar con las siguientes funciones:

- Permitir la regulación de los flujos del combustible y oxidante.
- Asegurar el mezclado del combustible y el oxidante en la proporción correcta.
- Llevar a cabo la combustión con las dimensiones y propiedades físicas y químicas adecuadas conforme a la aplicación, manteniendo el proceso de transferencia de calor.
- Mantener la flama estable.

El oxidante más utilizado es el aire del ambiente. Sin embargo, dependiendo de la aplicación, se puede utilizar aire caliente o aire enriquecido con oxígeno. En lugar de aire, también puede utilizarse oxígeno puro o productos de la combustión con un alto contenido de oxígeno.

### **1.3. Hipótesis y objetivo de la presente investigación**

Mediante el desarrollo y la simulación en un diseño axisimétrico bidimensional de un quemador industrial, se pueden caracterizar con un estudio computacionalmente económico, los fenómenos físicos que ocurren en el proceso de combustión en el quemador. El análisis del modelo de quemador axisimétrico se puede realizar resolviendo los modelos matemáticos adecuados que consideren los principios de conservación de masa, energía, cantidad de movimiento y especies químicas. Estos modelos matemáticos deberán considerar el transporte en condiciones turbulentas y una vez resueltos sentarán las bases necesarias para el planteamiento de una investigación en sistemas de combustión tridimensionales.

El objetivo de este trabajo es realizar el estudio de un quemador industrial mediante la Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) partiendo de una simplificación axisimétrica bidimensional. Se pretende determinar los modelos matemáticos adecuados para caracterizar el proceso de combustión en el quemador de tal forma que la información obtenida en este estudio se pueda utilizar para realizar análisis en tres dimensiones. Se busca sentar las bases para definir un diseño que pueda ser probado físicamente.

---

# CAPÍTULO 2

## METODOLOGÍA

---

### 2.1. Actividades previas

Como primera parte de la investigación y para poder iniciar con la geometría del quemador, se realizaron una serie de tutoriales de ANSYS para las aplicaciones de diseño y mallado, las cuales se describen brevemente a continuación.

#### Tutoriales DESIGN MODELER

**Taller 1: GUI Navigation** Abrir un archivo database (.agdb), con el cual se generará un volumen al que se extruye un cilindro.

**Taller 2: Sketching** Se dibuja un rectángulo al cual se le agregará un círculo, con el objetivo de conocer la interfaz gráfica de usuario para familiarizarse con las diversas herramientas con las que cuenta la aplicación DesignModeler.

**Taller 3: 3D Geometry** En este taller se utiliza el modelo anterior (taller 2) para generar una geometría 3D. Una vez generada la geometría se le extruye otro volumen.

**Taller 4: Static Mixer** Para realizar este tutorial se requieren una serie de pasos para la creación de una geometría en DesingModeler y usar el método de mallado automático para crear la malla para esta geometría. Los pasos a seguir para la creación de la malla para CFD son: 1. Crear

la geometría (DesignModeler). 2. Definir zonas para algunas regiones 2D (DesignModeler). 3. Crear malla en la superficie y en el volumen (Meshing). Para el proceso de mallado se dan unas recomendaciones sobre qué tipo de malla elegir.

**Taller 5: Catalytic Converter** Construcción de un convertidor catalítico separado en cinco cuerpos: tubo de entrada, tubo de salida, cono de entrada, cono de salida y medio poroso.

**Taller 6: 3D Curve** En este taller se genera un volumen 3D a partir de una curva 2D importándola de un archivo de texto, en el cual se contiene la información de los puntos de la curva 2D. Se utiliza las funciones sweep, extrude y revolve para crear dicho volumen.

**Taller 7: Pattern Operation** Se importa una geometría creada en el formato Parasolid, agregándole unos agujeros utilizando la función pattern. Se especifica el tipo de material y unidades para que exista una buena interpretación de datos importados.

**Taller 8: Enclosure Operation** Se importa una geometría creada en el formato Parasolid. Utilizando la función enclosure para crear una región del sólido representando así el campo que envuelve al modelo.

**Taller 9: Mid Surface Creation** El objetivo de este taller es familiarizarse con el uso de la función Mid-Surface. Esta función nos permite identificar las caras o superficies repetidas dentro de un volumen, el cual es de vital importancia en el proceso de mallado, ya que contar con caras o superficies repetidas ocasionaría pérdida de información en la etapa de la simulación, al no contar con los nodos alineados en la malla.

**Taller 10: Fill and Face Delete** En este taller se usa la función Fill que se utiliza cuando se tiene un molde o contenedor, el cual se rellena

para extraer la geometría interna y posteriormente eliminar las caras innecesarias con la función Face Delete.

**Taller 11: Enclosure and Slice** En ocasiones la función Fill puede fallar por geometrías complejas. Para este tipos de geometrías, podremos ser capaces de crear un recinto en todo el cuerpo y luego utilizar la función Slice Material para rebanar materiales que no sean necesarios.

**Taller 12: CAD Repair** Se importa la geometría que se va a reparar, al contar con caras o superficies faltantes. Otro proceso es el de preparar la geometría para el tipo de malla que se utilizará.

**Taller 13: Pulley Model with Parameters** En este taller se creará una geometría 3D a partir de figuras simples (2D) como lo son círculos, cuadrados, rectángulos, pentágonos, utilizando las funciones Extrude, Revolve, Sweep, etc. Ya creada la geometría 3D, se podrá modificar los parámetros mediante una ecuación.

**Taller 14: Lines and Surface Bodies** En este taller se crearán caras o superficies 2D a partir de líneas.

## Tutoriales MESHING APPLICATION

**Capítulo 1: Introduction to Workbench** En este tutorial se presentan las principales partes que conforman la ventana principal del Workbench, así como la ubicación de las aplicaciones de DesignModeler, Meshing Application y Fluent, que son las más utilizadas. Se muestra también la forma de hacer enlaces entre la geometría, el mallado y la simulación, con la idea de tener todo en un mismo archivo de una manera más organizada y metódica. El archivo se guarda en Workbench y se crea un respaldo de archivos, los cuales contienen la geometría, el mallado y la simulación.

**Capítulo 2: Meshing Application Overview** En este tutorial se mencionan algunas consideraciones importantes en el mallado como es el Refinement e Inflation para obtener resultados de calidad al simular. Se introduce el parámetro de calidad Skewness, la cual es una medida de la distorsión del elemento comparado con el ideal, el cual puede ir de cero (excelente) a uno (inaceptable). Se presenta también algunos tipos de malla, como es el caso de la Tetraédrica, Tetraédrica/Prismática Híbrida, Hexaédrica, etc. Se plantea un ejercicio en el cual se practica desde el inicio de la pantalla principal del Workbench para abrir Meshing Application, crear un archivo nuevo y buscar una geometría ya existente para empezar a trabajar. Se introducen los comandos de Named Selections (para nombrar ciertas partes de interés en la simulación) e Inflation (para mejorar la resolución de la malla en ciertos puntos) para generar la malla. Posteriormente se muestra el procedimiento para enlazar la malla a la aplicación Fluent.

**Capítulo 3: Meshing Methods for 3D Geometries** En este tutorial se importa nuevamente una geometría ya existente al área de trabajo Meshing Application y se ilustran los comandos Patch Conforming Tetrahedrons y Sweep Methods para un sólido compuesto por varias partes. Una vez utilizando estos comandos, se utiliza nuevamente el comando Inflation para ver las diferencias de la calidad de la malla con y sin este comando.

**Capítulo 4: Common Meshing Application Controls** En este tutorial se muestra la diferencia entre la calidad de una malla de configuración Mecánica y CFD. También, aborda algunos parámetros del mallado para mejorar la calidad de la malla de acuerdo a los requerimientos específicos. Se plantean dos ejercicios, el primero ilustra los efectos globales y locales de los controles de tamaño de malla, incluyendo Curvatura y Proximidad, los cuales agregan sensibilidad al algoritmo de la malla. Se muestra también la manera de agregar un sistema de coordenadas con la finalidad de utilizar el comando Sphere of Influence



para refinar ciertas zonas de la malla. El segundo ejercicio introduce los comandos Mapped Face y Edge Sizing para mejorar la calidad de la malla.

**Capítulo 5: Tetrahedral Mesh with Inflation** Este tutorial contiene dos ejercicios, en el primero se crea la malla para una porción de fluido dentro de una tubería en forma de T, utilizando un mallado mediante Patch Conforming Tetrahedral y el comando Inflation para las capas límite. También se nombran las extremidades del fluido dentro de la tubería para dejar la malla preparada para llevarla a la simulación. El segundo ejercicio es muy similar, solo que la geometría es un colector múltiple.

**Capítulo 6: Sweep Meshing** En este tutorial se introducen los comandos Sweep Method, Thin Sweep Method y Multizone Method. En el primer ejercicio se presenta el uso del Sweep Method para una geometría formada de varios cuerpos y muestra como el comando Edge Sizing puede ser usado para orientar ordenadamente la malla en dirección al barrido. En el segundo ejercicio se presenta el uso del Thin Model Sweep Method para un cuerpo simple con múltiples perforaciones. Se realiza prácticamente el mismo ejercicio y se muestra como la topología puede ser utilizada para convertir el modelo a una forma más apropiada para hacer el barrido, lo cual permite aplicar un Bias Factor en dirección al barrido.

**Capítulo 7: Introduction to Multizone Meshing** En este tutorial se presentan las diferencias entre los comandos Sweep Method, Thin Sweep Method y Multizone Method, así como cuando es conveniente utilizarlos. Se presentan, igual que en los anteriores, dos ejercicios. En el primero, se ilustra básicamente el uso del Multizone Method para crear una malla hexaédrica, aplicándole también a la geometría la capa límite. En el segundo ejercicio, se propone generar una malla adecuada para simular en CFD un movimiento de un proceso químico. La ge-

ometría consiste en tres partes que forman un tanque con dos tuberías, una de entrada y una de salida. Se utiliza igualmente el comando Multizone Method para producir una malla hexaédrica sin sufrir ninguna descomposición debido a la geometría circular.

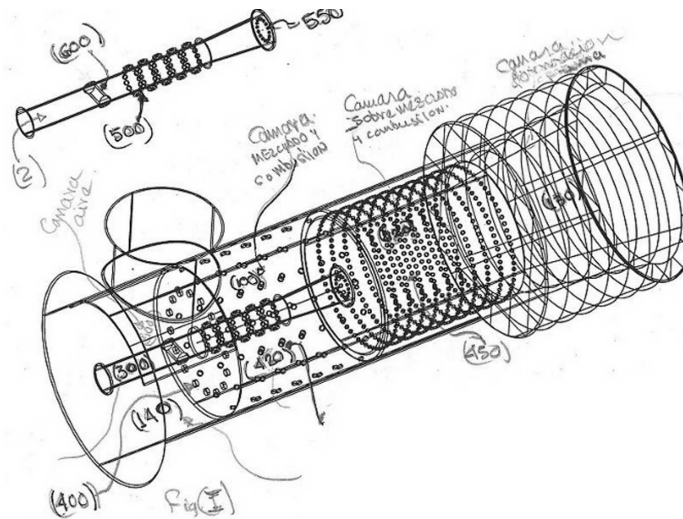
**Capítulo 8: Meshing 2D Geometries** En este último tutorial se pretende realizar un mallado en 2D para una geometría tipo codo con una unión. Se importa la geometría y se selecciona la preferencia CFD. Se llevan a la práctica los comandos antes utilizados para mejorar la calidad de la malla, entre ellos Edge Sizing y Mapped Face Meshing. Cabe mencionar que este tutorial, por el contenido que presenta, será de gran utilidad para la realización del mallado del quemador en 2D.

## 2.2. Modelo bidimensional axisimétrico del quemador

### 2.2.1. Diseño de la geometría del quemador

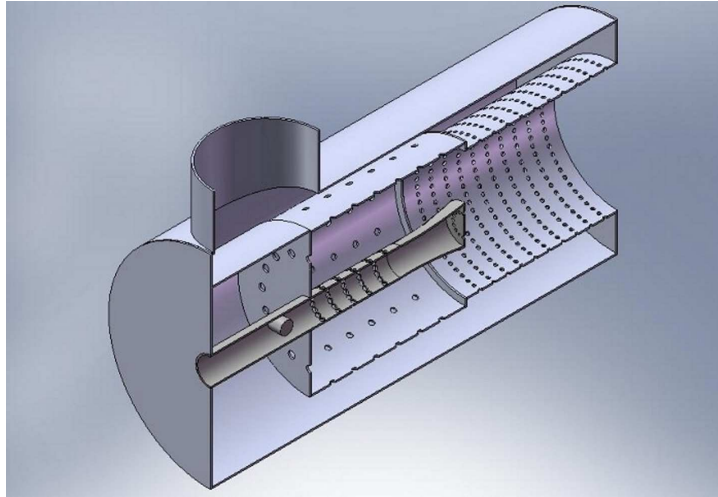
La figura 2.1 muestra los planos originales del diseño del quemador propiedad de Industrias ControlPro. El funcionamiento de este diseño en particular produce dentro del *cañón de alimentación* (2) un flujo turbulento de gas natural al pasar por el dispositivo (600). Este flujo turbulento atraviesa los orificios (500) y (550) inyectando chorros de gas en la *cámara de mezclado y combustión* (100). De esta forma se obtiene una mayor homogeneidad en la mezcla y aumenta la velocidad de avance del frente de la flama. Se espera un incremento en la tasa de quemado al lograrse una máxima energía cinética turbulenta en el gas natural que choca con los chorros de aire (420) provenientes de la *cámara de aire*, además de una alta energía cinética. Todo el flujo pasa posteriormente a la *cámara de sobre-mezclado y combustión* centrando la flama y facilitando la combustión de los gases antes de pasar a la boquilla hacia la *cámara de formación de flama* donde se

controla la forma de ésta. Las figuras 2.2 y 2.3 ilustran mediante cortes longitudinales la geometría interior del quemador.

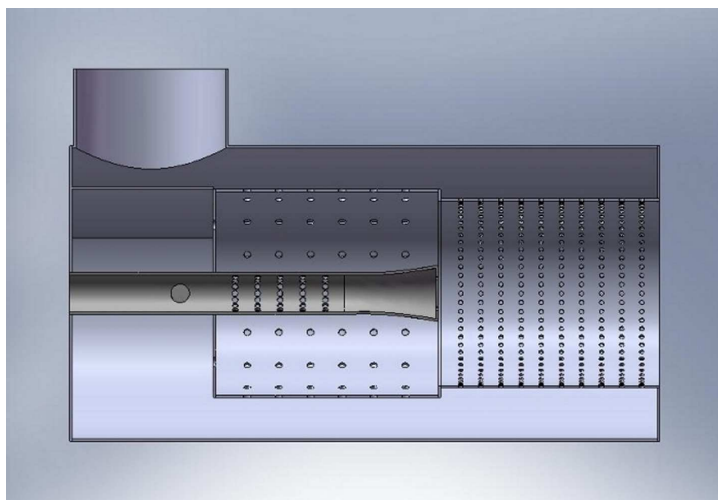


**Figura 2.1:** Esquema tridimensional del modelo del quemador

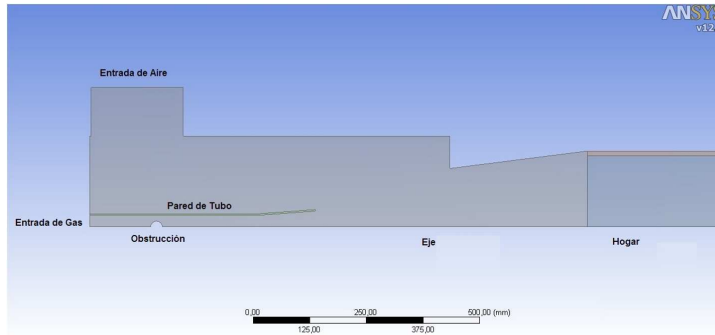
Respetando en la medida de lo posible lo establecido en los planos del diseño del quemador propiedad de Industrias ControlPro, se trabajó en la creación de modelos de tipo bidimensional axisimétrico; bajo la suposición de que existe simetría respecto al eje del quemador, condición que se ha empleado para simplificar el modelo verdadero y obtener información útil con un menor costo computacional. Se realizaron específicamente dos diseños, el primero constaba solamente del cuerpo del quemador con el tubo interior por el que entra el gas; en éste se omitió la pared lateral con orificios que proporcionan un flujo de aire principalmente radial que se mezcla con el gas que fluye en la dirección axial del quemador. En el segundo diseño se incluyó la pared lateral con sus respectivas perforaciones respetando el área lateral disponible para el flujo de aire, de acuerdo a los planos de la geometría en 3D.



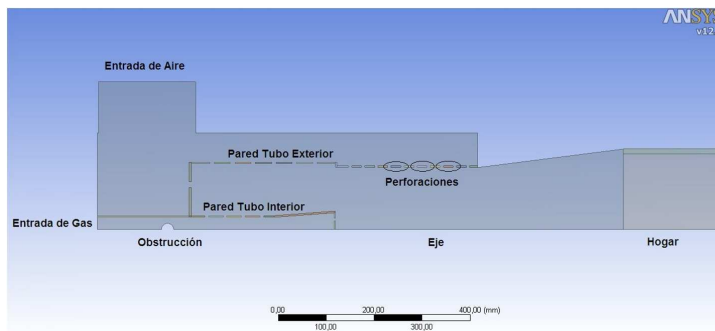
**Figura 2.2:** Esquema que muestra la mitad del quemador a través de un corte longitudinal



**Figura 2.3:** Esquema que muestra un plano longitudinal del quemador



**Figura 2.4:** Esquema 2D axisimétrico del quemador Modelo 1



**Figura 2.5:** Esquema 2D axisimétrico del quemador Modelo 2

A continuación se presentan imágenes de las geometrías bidimensionales axisimétricas realizadas con el programa ANSYS Design Modeler. Es importante mencionar que estos diseños se realizaron para analizar el comportamiento y la interacción de una manera más sencilla, y para poder seleccionar los parámetros adecuados cuando se realice la simulación con la geometría 3D final. La figura 2.4 muestra la primera geometría realizada.

La figura 2.5 muestra la segunda geometría desarrollada. Se puede observar que se incorporó al primer diseño, un tramo de tubo y per-

foraciones. Las perforaciones simulan los orificios que lleva la tubería para pre-mezclar el gas con el aire y la geometría representa la vista lateral del quemador real.

### 2.2.2. Mallado de la geometría del quemador

Una vez realizadas las geometrías bidimensionales, se le incluyó a éstas un hogar, con la finalidad de realizar una simulación más real. Posteriormente se inició el proceso de mallado. ANSYS Meshing Application tiene varios parámetros para revisar la calidad de la malla, uno de ellos es el skewness, el cual está dentro de los parámetros de ANSYS Fluent. El primer modelo no presentó grandes problemas de mallado, ya que la geometría era muy simple, pero en el segundo modelo, se utilizaron una gran cantidad de comandos en el mallado para mejorar la calidad de la misma. A su vez, para esta primera geometría se especificó una malla conformada en su mayoría por cuadriláteros, ya que la geometría por su forma rectangular lo permitía, además que el modelo matemático se vuelve más sencillo. La figura 2.6 muestra la malla del quemador en la cual se alcanza a apreciar una parte del hogar. Los datos de la malla de la primera geometría son:

- Tamaño mínimo: 2 mm.
- Tamaño máximo: 3 mm.
- Elementos: 147,439.

También es importante señalar que se utilizó el comando inflation para resolver el problema de la capa límite debido a la condición de no deslizamiento, en ciertas zonas en las que se requería una mayor resolución para analizar los gradientes. Estas zonas fueron las zonas del fluido cercanas a las paredes, por ejemplo del tubo y de la obstrucción que se tiene en el interior de la entrada de gas. La figura 2.7 muestra los detalles mencionados, los cuales se pueden apreciar señalados con un círculo.

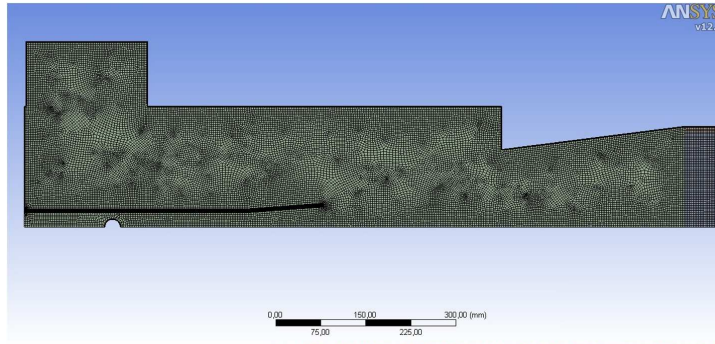


Figura 2.6: Malla empleada para el Modelo 1

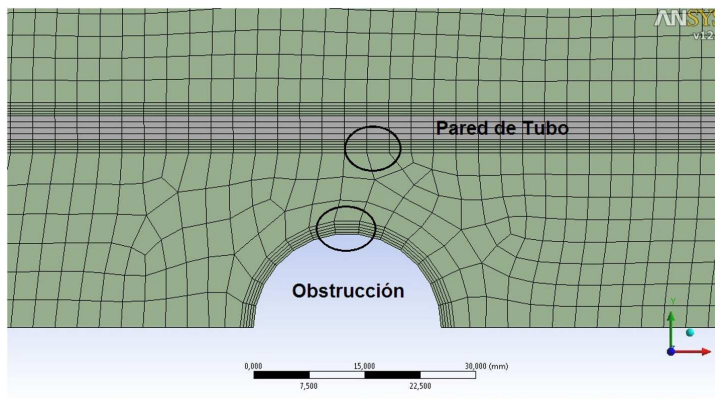


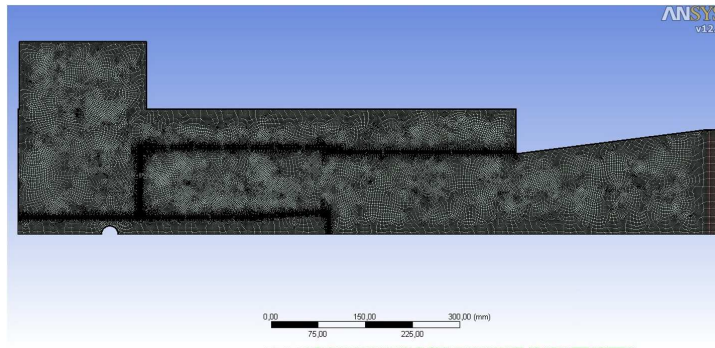
Figura 2.7: Detalles de la malla del Modelo 1

A su vez se utilizaron los comandos Mapped Face y Edge Sizing para darle una orientación adecuada a la malla, como se puede apreciar en la misma imagen mencionada.

Para el mallado del segundo modelo, se utilizaron las mismas consideraciones que en la anterior. Es importante mencionar que aún agregando la nueva sección de tubo a esta geometría, se conservó en su mayoría cuadriláteros. La figura 2.8 muestra la malla del quemador para esta geometría, la cual como lo comentamos, es el diseño bidimensional ax-

isimétrico de la vista lateral del quemador real. Los datos de la malla de la segunda geometría son:

- Tamaño mínimo: 1 mm.
- Tamaño máximo: 2 mm.
- Elementos: 331,201.



**Figura 2.8:** Malla empleada para el Modelo 2

Se utilizó de igual manera el comando inflation para resolver el problema de la capa limite debido a la condición de no deslizamiento en ciertas zonas en las que se requería una mayor resolución para analizar los gradientes. La figura 2.9 muestra detalles de este comando igualmente en la parte del fluido cercana al tubo, a la obstrucción y ahora en la unión del tubo interior con el incorporado en esta segunda geometría bidimensional axisimétrica, como se alcanza a apreciar en esta misma imagen con una línea negra más gruesa. En esta última unión se aprecia con mayor claridad los efectos del comando Mapped Face, para acoplar la malla de la pared del tubo en la unión con el tubo incorporado.



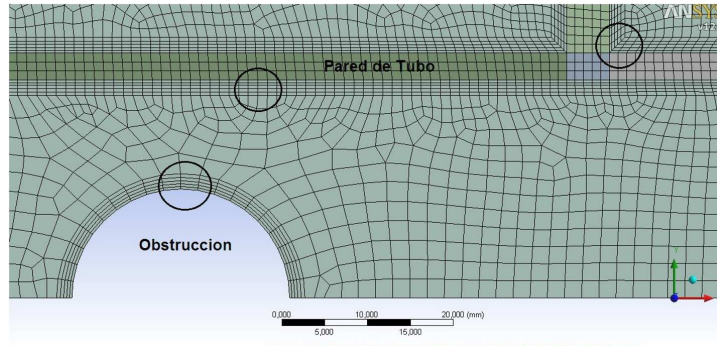


Figura 2.9: Detalles de la malla del Modelo 2

### 2.3. Condiciones de operación del quemador

Partiendo de una capacidad térmica del quemador ( $\dot{W}_n$ ) de  $20 \times 10^6$  Btu/hr y una relación másica aire-combustible de 40 a 1; datos obtenidos mediante pruebas en campo realizadas por Industrias ControlPro, se calcularon las condiciones de operación para nuestro sistema. De acuerdo a la Norma Oficial Mexicana (NOM), el poder calorífico del gas natural ( $PC_i$ ) es de 50,050 kJ/kg, equivalente a 47,438.51 Btu/kg. Con ayuda de los datos anteriores y mediante la siguiente relación

$$\dot{m}_g = \frac{\dot{W}_n}{PC_i} \quad (2.1)$$

calculamos el flujo másico de gas  $\dot{m}_g = 0.11711 \text{ kg/s}$ ; y con la relación másica de 40 a 1, el flujo másico de aire  $\dot{m}_a = 4.6844 \text{ kg/s}$ .

Por otro lado, es necesario conocer las condiciones de los chorros de gas y aire que entran a la cámara de mezclado. Para ello utilizamos los valores de las densidades a temperatura y presión ambiente del aire ( $\rho_a$ ) y el gas ( $\rho_g$ ), para estimar los flujos volumétricos como

$$\dot{V} = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (2.2)$$

de tal forma que los flujos volumétricos para el gas y el aire son  $\dot{V}_g = 0.17558 \text{ m}^3/\text{s}$  y  $\dot{V}_a = 4.00376 \text{ m}^3/\text{s}$ , respectivamente. Con las áreas de nuestro modelo axisimétrico  $A_{axi_g} = 20.27 \times 10^{-4} \text{ m}^2$  y  $A_{axi_a} = 39.22 \times 10^{-2} \text{ m}^2$ , que corresponden a la entrada de gas y aire respectivamente, es posible estimar de forma aproximada el valor medio de la velocidad de los chorros de gas y aire:

$$Vel = \frac{\dot{V}}{A_{axi}}. \quad (2.3)$$

La velocidad del gas es  $Vel_g = 86.63 \text{ m/s}$  y la del aire  $Vel_a = 10.2 \text{ m/s}$ . Utilizamos el concepto de diámetro hidráulico

$$D_H = \frac{4A}{P}, \quad (2.4)$$

de tal forma que para las entrada de gas y aire tenemos  $D_{H_g} = 0.0508 \text{ m}$  y  $D_{H_a} = 0.4064 \text{ m}$ , respectivamente. Utilizando los valores de la viscosidad cinemática a temperatura ambiente para el gas  $\nu_g = 2 \times 10^{-2} \text{ m}^2/\text{s}$  y para el aire  $\nu_a = 1.6 \times 10^{-2} \text{ m}^2/\text{s}$ , es posible estimar el número de Reynolds:

$$Re = \frac{Vel D_H}{\nu} \quad (2.5)$$

Se encontró entonces que los valores de los números de Renolds para

el gas y el aire son  $Re_g = 219,055$  y  $Re_a = 259,080$ , respectivamente. Con esta información es posible estimar la intensidad de turbulencia ( $I$ ) a través de la siguiente correlación:

$$I = 0.16 (Re_{D_H})^{-\frac{1}{8}}. \quad (2.6)$$

Se tiene entonces que la intensidad de turbulencia para el gas es  $I_g = 0.0344$  y para el aire  $I_a = 0.03369$ , valores que se encuentran dentro del rango de 0 a 0.1 esperado.

## 2.4. Selección del modelo de turbulencia para la simulación del quemador

Considerando que la propia geometría del quemador origina un mezclado altamente turbulento, se utilizó el modelo de turbulencia k- $\epsilon$ , ya que a elevados números de Reynolds resulta en un método eficiente de resolución. Este modelo se basa en las ecuaciones de transporte para la energía cinética turbulenta  $k$  y la razón de disipación  $\epsilon$ , las cuales se definen de la siguiente forma:

$$\frac{\partial}{\partial x_i} (\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_m \quad (2.7)$$

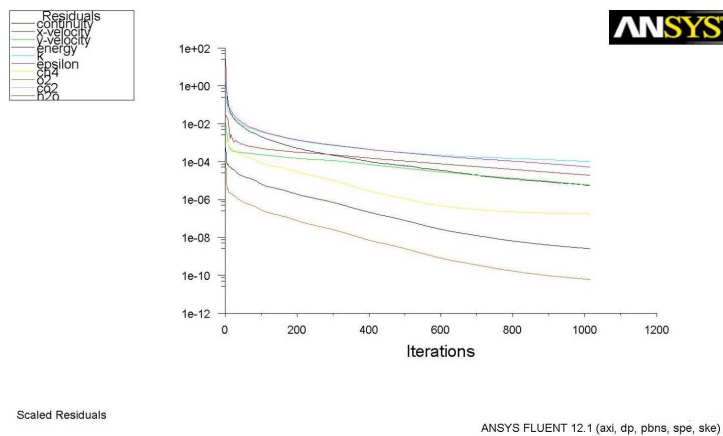
$$\frac{\partial}{\partial x_i} (\rho \epsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} \quad (2.8)$$

donde  $i, j = 1, 2, 3$ .

Una vez que se cuenta con el dominio de cómputo mallado, se procede a realizar la simulación en Fluent para determinar el modelo de

turbulencia adecuado. Se simuló la primera geometría con modelos de turbulencia k- $\epsilon$  Standard, k- $\epsilon$  RNG y k- $\epsilon$  Realizable. En términos de la estabilidad del método computacional y de la convergencia, se obtuvieron mejores resultados con el modelo k- $\epsilon$  Standard. Es importante mencionar que las primera simulaciones se hicieron sin considerar la combustión, es decir, se analizó la hidrodinámica de los flujos sin reacciones químicas. El objeto de llevar a cabo esta etapa obedecía a la necesidad de definir el modelo de turbulencia adecuado para este problema, tomando en consideración el proceso de cómputo hacia la convergencia.

La figura 2.10 muestra los residuales con el modelo de turbulencia k- $\epsilon$  Standard. Por otra parte, la figura 2.11 ilustra el comportamiento de los residuales obtenidos con el modelo de turbulencia k- $\epsilon$  RNG. Finalmente, la figura 2.12 presenta el valor de los residuales a lo largo del proceso de simulación computacional para el modelo k- $\epsilon$  Realizable para el primer modelo axisimétrico.



**Figura 2.10:** Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$  Standard para el modelo 1

Partiendo de estos resultados, se espera obtener un comportamiento semejante para la simulación del segundo modelo planteado, que es

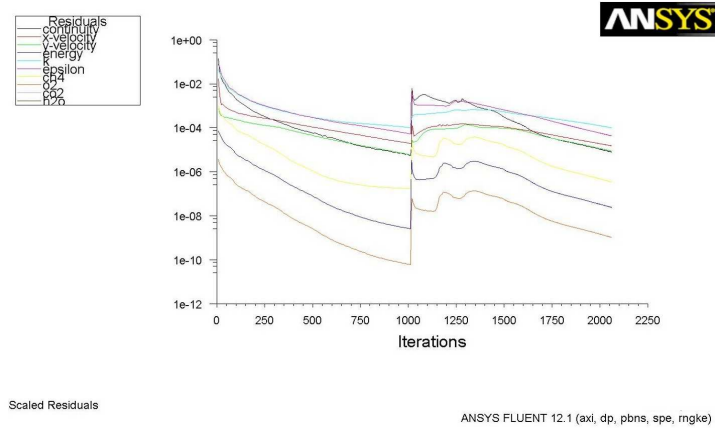


Figura 2.11: Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$  RNG para el modelo 1

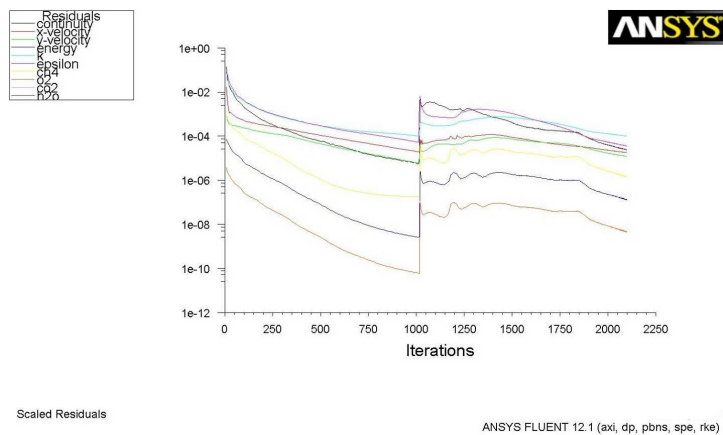
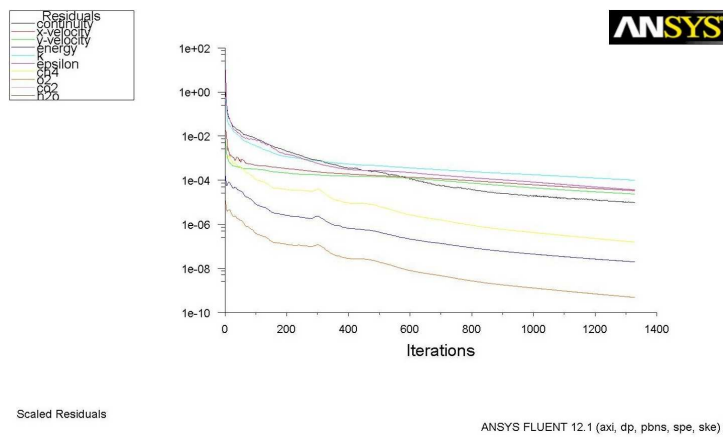


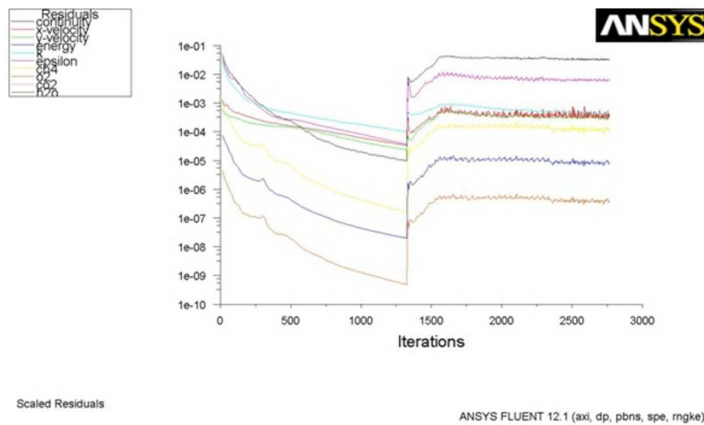
Figura 2.12: Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$  Realizable para el modelo 1

el modelo con el que se realizarán las simulaciones posteriores debido a su similitud con el diseño original y las condiciones de transporte dominadas por la turbulencia. La figura 2.13 presentan los residuales con el modelo de turbulencia k- $\epsilon$  Standard. La figura 2.14 muestra los

residuales con el modelo de turbulencia  $k-\epsilon$  RNG y la figura 2.15 ilustra los residuales para el modelo  $k-\epsilon$  Realizable.



**Figura 2.13:** Residuales empleando el modelo  $k-\epsilon$  Standard para el modelo 2



**Figura 2.14:** Residuales empleando el modelo  $k-\epsilon$  RNG para el modelo 2

Se puede apreciar que, en términos de la convergencia y estabilidad del método numérico, el modelo  $k-\epsilon$  Standard tiene mejores resultados.

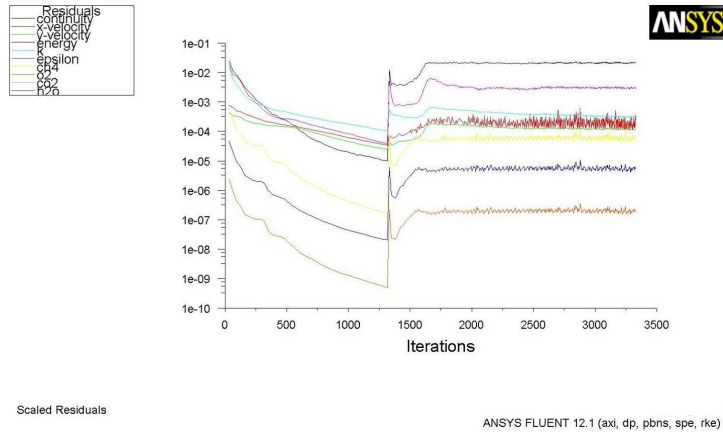


Figura 2.15: Residuales empleando el modelo  $k-\epsilon$  Realizable para el modelo 2

Por tal motivo, para el modelado del fenómeno turbulento, este método resulta ser el más adecuado en la búsqueda de soluciones que converjan a soluciones estables numéricamente.

## 2.5. Selección del modelo de combustión para la simulación del quemador

Debido que es muy alto el exceso de aire que se está analizando, los flujos de gases a través de los orificios de entrada a la zona de mezclado tienen velocidades altas por lo que los fenómenos de transporte son dominados por la turbulencia. El modelo de transporte utilizado es el modelo *eddy-dissipation* debido a que cuando ocurren las reacciones de la combustión los fenómenos de transporte están dominados por la turbulencia y no por la cinética química. El modelo *eddy-dissipation* resuelve las ecuaciones de conservación para cada una de las especies químicas consideradas, prediciendo para cada una de dichas especies la fracción de masa local  $Y_i$  mediante la solución de una ecuación de convección-difusión para cada una de las  $i_{th}$  especies.

$$\nabla \cdot (\rho \bar{u} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i \quad (2.9)$$

donde

$$\vec{J} = \left( \rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{S_{Ct}} \right) \nabla Y_i \quad (2.10)$$

La figura 2.16 presenta la distribución de los residuales de esta simulación.

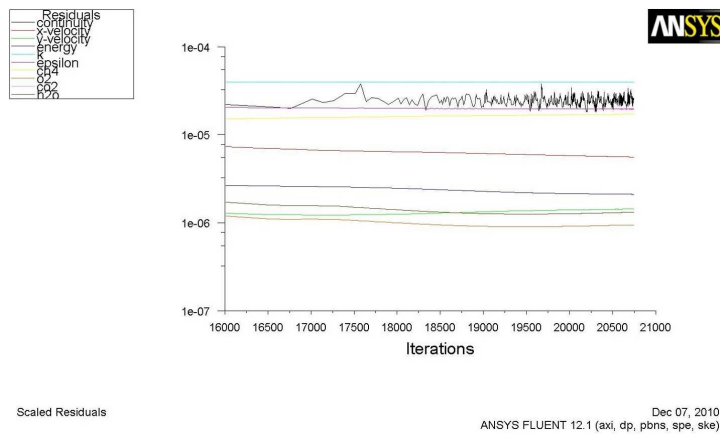


Figura 2.16: Residuales empleando el modelo de combustión *eddy-dissipation*

## 2.6. Condiciones de frontera para las diferentes simulaciones

El principal objetivo de la investigación, además de la correcta determinación de los modelos matemáticos adecuados, es poder comprender mediante resultados cualitativos y cuantitativos el comportamiento del quemador. Por esto, partiendo de la capacidad térmica original de  $20 \times 10^6$  Btu/hr, se plantearon dos simulaciones más con la finalidad



de hacer una comparativa mejor estructurada y determinar si la capacidad térmica determinada es la adecuada. La primera al 50 % de la capacidad térmica original, que corresponde a  $10 \times 10^6$  Btu/hr; y la segunda al 150 %, equivalente a  $30 \times 10^6$  Btu/hr. Se calcularon nuevamente los parámetros de la misma forma que se mostró al inicio de este capítulo. Las condiciones de frontera son las siguientes:

$\dot{W}_n$ (Btu/hr)	$10 \times 10^6$	$20 \times 10^6$	$30 \times 10^6$
$\dot{m}_g$ (kg/s)	0.058555	0.11711	0.175665
$\dot{m}_a$ (kg/s)	2.3422	4.6844	7.0266
$vel_g$ (m/s)	43.3133	86.63	129.94
$vel_a$ (m/s)	5.1044	10.2	15.3131
$I_g$ (%)	3.7513	3.44	3.27
$I_a$ (%)	3.673	3.369	3.2017

Para las simulaciones, se consideraron adiabáticas las paredes externas del quemador, mientras que a la pared del hogar, se le estableció un coeficiente de convección externo de  $8.1 \text{ W/m}^2\text{K}$  debido a que aún cuando esta pared quede aislada, pierde calor.

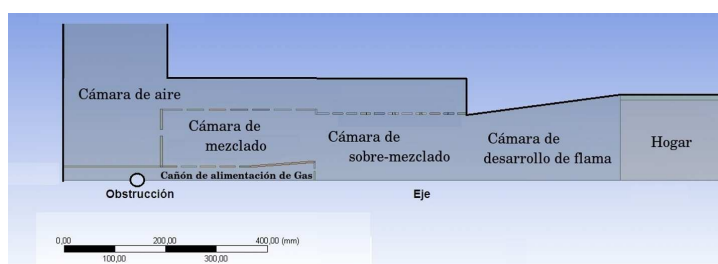
---

## CAPÍTULO 3

# RESULTADOS

---

Se llevaron a cabo de forma exitosa las simulaciones en dos dimensiones axisimétrico del proceso de combustión empleando las condiciones reales de aire-metano que entran al quemador a temperatura ambiente. Se utilizó el modelo de transporte turbulento *k-ε Standard* y el modelo de Combustión *Eddy Dissipation*. Además de la condición de operación de  $20 \times 10^6$  Btu/hr, que consideraremos como base, se han probado condiciones de operación de  $10 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr. Se ha desarrollado un análisis comparativo entre los resultados de las tres condiciones de operación con el objeto de identificar la variación de las prestaciones del quemador cuando opera con distintos consumos de gas. La figura 3.1 muestra las zonas que conforman el quemador para una mejor comprensión de los resultados.



**Figura 3.1:** Esquema que ilustra las zonas que conforman el quemador

### 3.1. Quemador de $20 \times 10^6$ Btu/hr

Para este análisis se considera la operación del quemador con una liberación de calor de aproximadamente  $20 \times 10^6$  Btu/hr. La figura 3.2 muestra los vectores de velocidad dentro del quemador. El análisis computacional estima que la velocidad del gas dentro del cañón de alimentación está entre 80 y 105 m/s. Los chorros de aire provenientes de la cámara de aire y los chorros de gas provenientes del cañón de alimentación entran a la cámara de mezclado aproximadamente a 40 m/s. En la zona de mezclado los chorros de gas son arrastrados por una corriente de aire en la dirección axial y el ingreso de aire en dirección radial desde la cámara de aire es poco importante.

En la zona de sobre-mezclado existe un ingreso de aire en la dirección radial que se mezcla con la corriente principal proveniente de la zona de mezclado. En la zona de sobre-mezclado se observa una aceleración intensa en el flujo debido al proceso de combustión y la expansión de los gases, alcanzándose velocidades de hasta 130 m/s en esta zona. En la cámara de formación de flama se alcanzan velocidades de hasta 140 m/s (las más altas en el proceso) que definen una geometría toroidal alineada con el eje del quemador. Una parte importante del aire que entra de forma radial en la zona de sobre-mezclado no alcanza a mezclarse y viaja axialmente cerca de las paredes del quemador a velocidades de aproximadamente 50 m/s.

La figura 3.3 muestra la distribución de la temperatura en el quemador. A través del incremento de temperatura es posible distinguir la región en la que ocurre la combustión. Es evidente que en la región media de la zona de mezclado ocurre una parte importante del proceso de combustión. La temperatura máxima de la flama alcanza los 2000 K en la zona de mezclado. En la zona de sobre-mezclado continua la combustión pero la temperatura máxima en esa zona es un poco menor alcanzando 1800 K. En la cámara de desarrollo de la flama continua la combustión alcanzando nuevamente temperaturas de

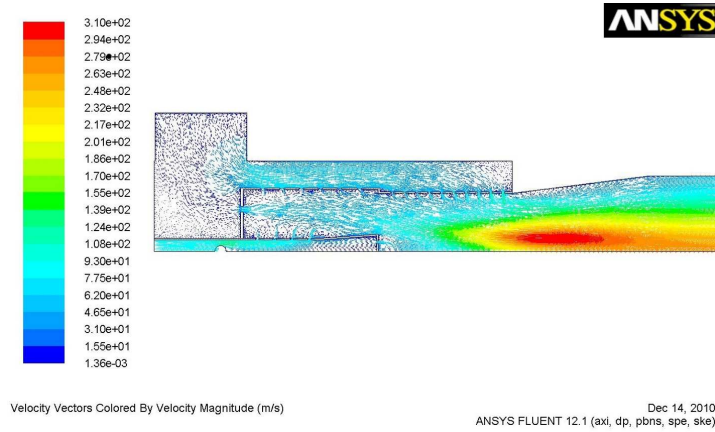


Figura 3.2: Campo de velocidades en el quemador

aproximadamente 1900 K. Para este caso en particular el análisis computacional estima que el calor liberado en la reacción es de 5,847,214 W ( $19.95 \times 10^6$  Btu/hr), y el calor perdido en las paredes del hogar es de 38,280 W que equivale al 0.65 por ciento del calor total liberado.

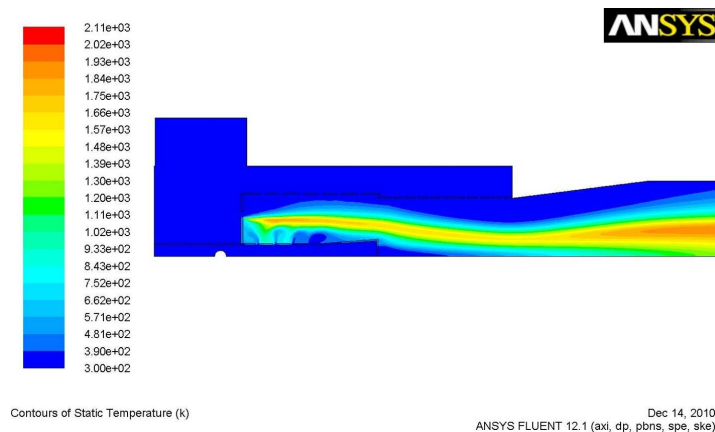
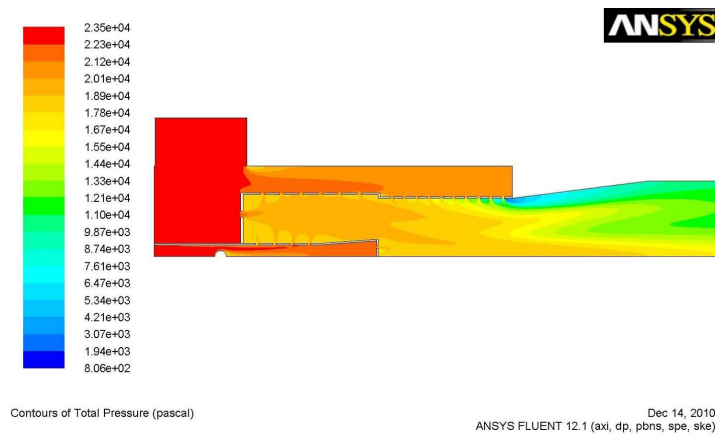


Figura 3.3: Distribución de la temperatura en el quemador

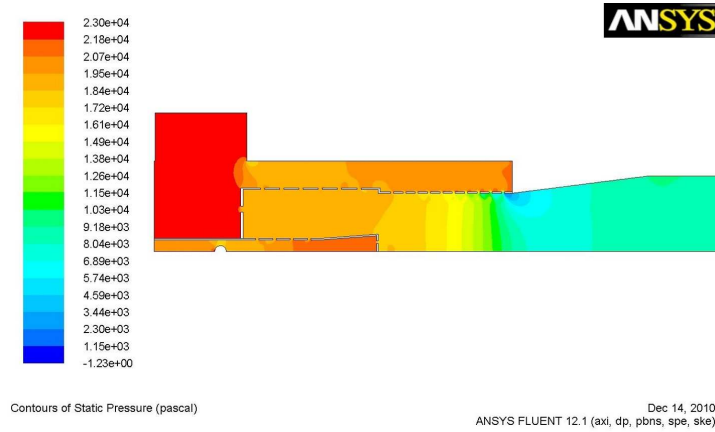
La figura 3.4 presenta la distribución de la presión total en el interior del quemador. Es claro que la presión total es máxima para el gas y el aire en la entrada y disminuye conforme éstos fluyen hacia la salida del quemador. La obstrucción dentro del cañón de alimentación produce una caída importante en la presión total, al igual que las perforaciones hacia el interior de la cámara de mezclado. La expansión generada por el aumento de área transversal en la zona de desarrollo de la flama también produce una disminución importante en la presión total, especialmente cerca de la pared del quemador.



**Figura 3.4:** Distribución de la presión total dentro de quemador

La figura 3.5 muestra la distribución de la presión estática. El aire sufre una caída importante de presión estática al ingresar en la cámara de mezclado, pero en esta cámara en particular la variación en la presión estática es mínima. Por otra parte, en la cámara de sobre-mezclado sí se registra una caída de presión importante previo al ingreso en la cámara de desarrollo de flama.

La figura 3.6 ilustra la distribución de la fracción de masa del oxígeno ( $O_2$ ). Esta figura en particular es muy útil para observar la zona en



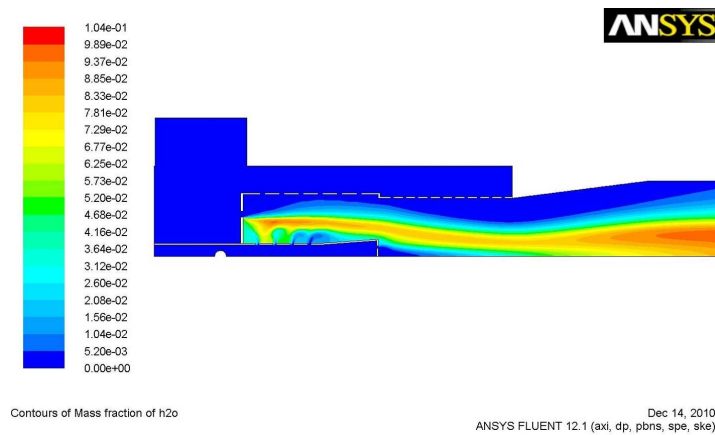
**Figura 3.5:** Distribución de la presión estática en el quemador

la que ocurre el proceso de mezclado y combustión. La región entre el color azul y el rojo indica la zona en la que el oxígeno disminuye de concentración, i.e. la zona en la que se mezcla y reduce el oxígeno.



**Figura 3.6:** Distribución de la fracción de masa del oxígeno,  $O_2$ , en el quemador

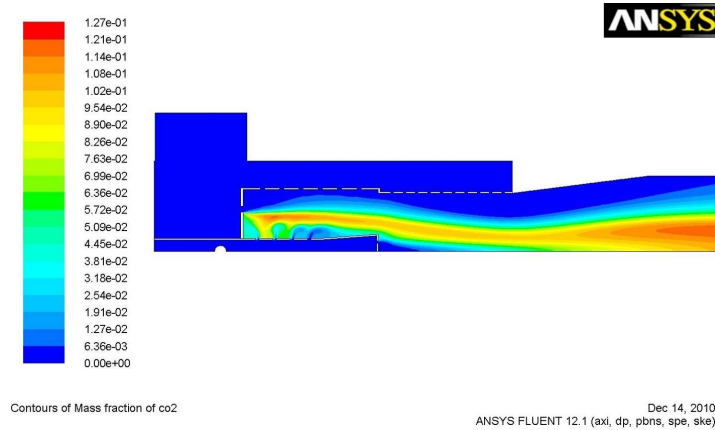
La figura 3.7 muestra la distribución de la fracción de masa del agua ( $H_2O$ ) que se produce a partir de la oxidación del hidrógeno. Esta figura es muy útil para observar la zona en la que el proceso de combustión es más intenso. Las regiones en donde la concentración de agua es más alta corresponden a los sitios en los que el agua se genera, i.e. los sitios de combustión más intensa.



**Figura 3.7:** Distribución de la fracción de masa del agua,  $H_2O$ , en el quemador

Por su parte, la figura 3.8 muestra la distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono ( $CO_2$ ). Las distribuciones de las figuras 3.7 y 3.8 lucen prácticamente idénticas, la diferencia está en las escalas para cada una de las figuras. Lo anterior indica que el  $CO_2$  y el  $H_2O$  se generan en los mismos sitios y se transportan de manera análoga en el interior del quemador.

La figura 3.9 muestra la distribución del metano ( $CH_4$ ) en el quemador. Esta figura en particular permite identificar la región en la que ocurre el proceso de combustión. Una vez que el gas sale del cañón de alimentación se mezcla y oxida. Es claro que la zona de mezclado es una parte muy importante en el proceso de combustión. En la cámara de

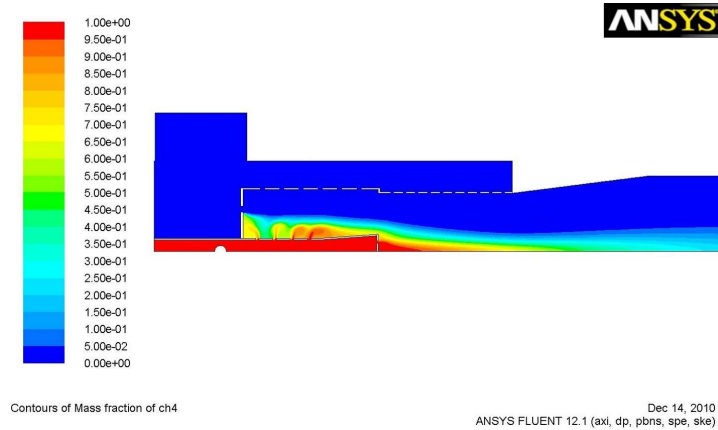


**Figura 3.8:** Distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono,  $\text{CO}_2$ , en el quemador

sobre-mezclado también se lleva a cabo la otra parte importante de la combustión y en este caso se ubica cerca del eje del quemador. En estas dos zonas ocurre la combustión con *alta* concentración de metano. La región de color verde define la condición en la que la concentración del metano es de 0.5 respecto a la entrada de gas. Entonces, como puede verse, en la cámara de desarrollo de flama inicia la combustión con *baja* concentración de metano.

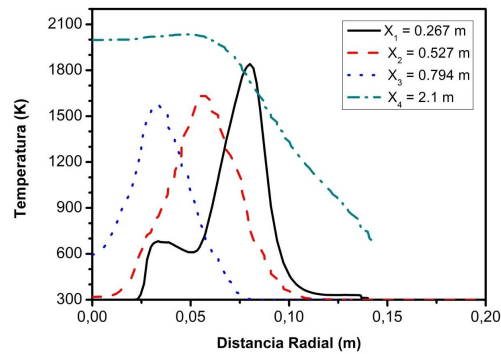
Para analizar con más detalle los resultados de esta simulación, se analizó la variación de las propiedades de interés en la dirección radial. Para esto se definieron 4 planos transversales a lo largo del quemador. En particular se definieron los planos ubicados a  $x = 0.267, 0.527, 0.794, 2.1$  mts. medidos desde el borde donde inicia el quemador. Resultan de especial interés la variación de la temperatura en la dirección radial mismos que se ilustran en la figura 3.10. Como puede verse el eje del quemador es una zona de baja temperatura, sin embargo, la zona de máxima temperatura se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general la región cercana a las paredes del quemador es de baja temperatura. Es importante observar





**Figura 3.9:** Distribución de la fracción de masa del metano,  $\text{CH}_4$ , en el quemador

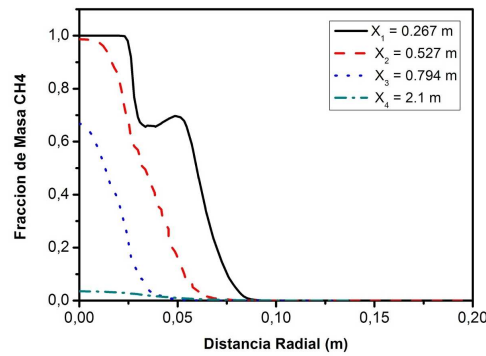
que la distribución de la temperatura tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ).



**Figura 3.10:** Perfiles de la temperatura en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

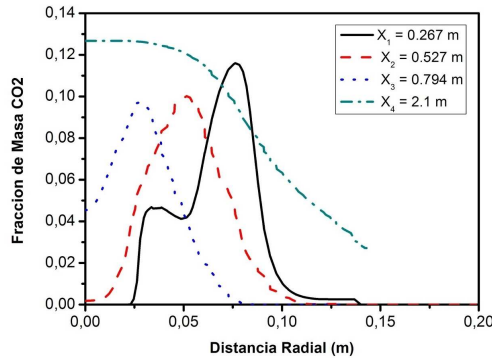
La figura 3.11 muestra la variación de la fracción de masa del metano en la dirección radial en las cuatro ubicaciones definidas anteriormente.

Es evidente que la zona de alta concentración de metano está en el eje del quemador, además, los gradientes en la concentración del metano disminuyen con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ). De las gráficas se puede estimar que la concentración promedio de metano es de aproximadamente 0.3 a una distancia de 0.8 m desde el inicio del quemador; además, el metano prácticamente se ha consumido a una distancia de aproximadamente 2.1 m, sitio donde cesa la combustión. Adicionalmente, se puede ver que la región en la que ocurre la combustión se vuelve más angosta con el aumento de la distancia axial.



**Figura 3.11:** Perfiles de la fracción de masa del metano en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

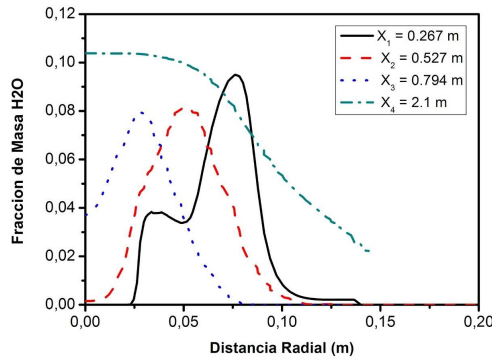
La figura 3.12 muestra la variación de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial para las cuatro ubicaciones elegidas. Como se puede observar, el eje del quemador es una zona de baja concentración, sin embargo, la zona de máxima concentración se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general la región cercana a las paredes del quemador es de baja concentración. La concentración del  $\text{CO}_2$  tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ).



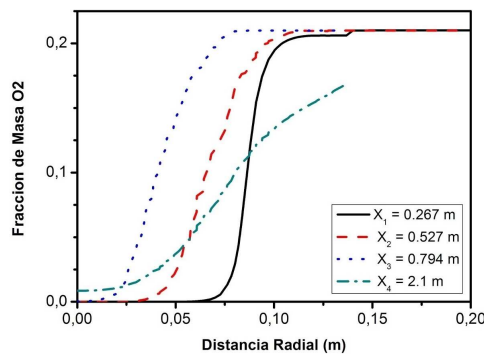
**Figura 3.12:** Perfiles de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

La figura 3.13 muestra la variación de la fracción de masa del agua en la dirección radial para las cuatro ubicaciones elegidas. Como en el caso anterior, el eje del quemador es una zona de baja concentración, sin embargo, la zona de máxima concentración se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general la región cercana a las paredes del quemador también es de baja concentración y la concentración del  $\text{CO}_2$  tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ). Como se había observado en las figuras 3.7 y 3.8, las variaciones de las concentraciones del  $\text{CO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{O}$  son muy parecidas, como también se puede comprobar al comparar las figuras 3.12 y 3.13.

La figura 3.14 muestra la variación de la fracción de masa del oxígeno para las cuatro ubicaciones elegidas. Puede apreciarse que el eje del quemador es siempre una zona de baja concentración. Con el aumento en la distancia axial ( $x$ ) la concentración de  $\text{O}_2$  en la zona cercana al eje del quemador aumenta, lo que favorece la posibilidad de combustión en la zona cercana al eje del quemador, donde aún existe metano en baja concentración.



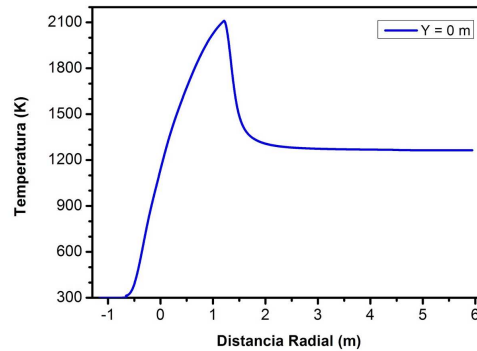
**Figura 3.13:** Perfiles de la fracción de masa del agua en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador



**Figura 3.14:** Perfiles de la fracción de masa del oxígeno en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

La figura 3.15 muestra la temperatura a lo largo del eje del quemador. Se puede ver que la variación de la temperatura con la dirección axial ( $x$ ) es aproximadamente uniforme a través de la zona que corresponde a las cámaras de mezclado, sobre-mezclado y desarrollo de flama; hasta alcanzar un valor máximo cercano a los 2100 K. Posteriormente en el

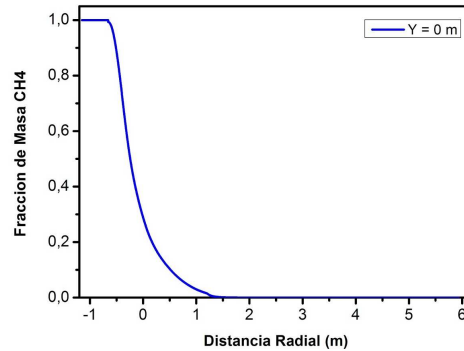
hogar, la temperatura en el eje de la flama disminuye hasta un valor aproximadamente constante de 1300 K.



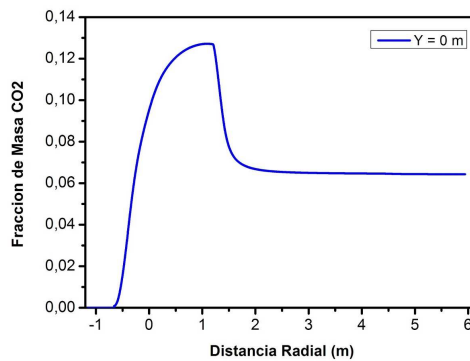
**Figura 3.15:** Perfil de la temperatura a lo largo del eje del quemador

La figura 3.16 presenta la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador. El inicio de la gráfica, donde la fracción de masa es 1, corresponde la zona del cañón de alimentación. La gráfica disminuye rápidamente desde la zona en la que el gas sale radialmente hacia la cámara de mezclado y continúa su descenso ilustrando la razón con la que se consume el metano. El 80% del metano se ha consumido en la posición  $x = 0$  y se requiere de una distancia de 1.5 m para quemar el metano restante de tal manera que en la posición  $x = 1.5$  m el metano se ha consumido en su totalidad y la combustión cesa.

La figura 3.17 muestra la fracción de masa del dióxido de carbono. En el inicio del quemador no existe  $\text{CO}_2$  y la concentración de éste se comienza a elevar en la zona en la que el metano ingresa a la cámara de mezclado. El incremento de la concentración de  $\text{CO}_2$  comienza a ceder cuando  $x = 0.5$ , alcanza un valor máximo de 0.13 y desciende de manera abrupta cuando  $x > 1.2$  m, logrando un valor aproximadamente constante de 0.068 cuando  $x > 2$  m.



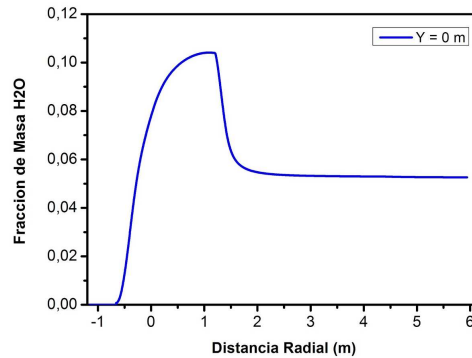
**Figura 3.16:** Perfil de la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador



**Figura 3.17:** Perfil de la fracción de masa del dióxido de carbono a lo largo del eje del quemador

La figura 3.18 muestra la fracción de masa del agua. En el inicio del quemador no existe  $\text{H}_2\text{O}$  y la concentración de ésta comienza a elevar en la zona en la que el metano ingresa a la cámara de mezclado. El incremento de la concentración de  $\text{H}_2\text{O}$  comienza a ceder cuando  $x = 0,5$ , alcanza un valor máximo de 0,105 y desciende de manera abrupta cuando  $x > 1,2$  m, logrando un valor aproximadamente constante de

0.055 cuando  $x > 2$  m.

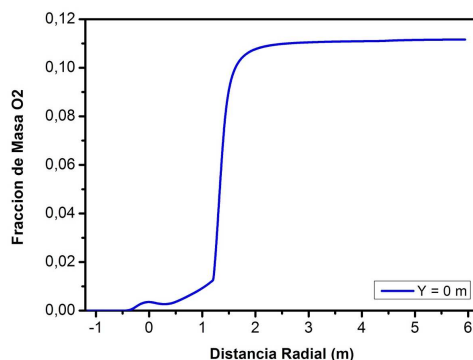


**Figura 3.18:** Perfil de la fracción de masa del agua a lo largo del eje del quemador

La figura 3.19 muestra la fracción de masa del oxígeno en el eje del quemador. Como se puede ver, en el inicio del quemador no hay oxígeno, incluyendo la cámara de mezclado. Esto ocurre debido a que el oxígeno se emplea para la combustión del metano y antes de alcanzar el eje del quemador, el oxígeno se consume en su totalidad. Más adelante, cuando  $x > 0.5$  m y  $1.2 < x < 2$ , el oxígeno alcanza el eje del quemador y se presenta un incremento abrupto en su fracción de masa debido a que la combustión en esa región ocurre con bajas concentraciones de metano. Finalmente, cuando  $x > 2.5$  la concentración de oxígeno alcanza un valor prácticamente constante de 0.11, indicando que la combustión ha cesado.

### 3.2. Quemador de $10 \times 10^6$ Btu/hr

Para este segundo análisis se consideró la operación del quemador con una liberación de calor de aproximadamente  $10 \times 10^6$  Btu/hr. La figura 3.20 muestra los vectores de velocidad dentro del quemador. El análisis computacional estima que la velocidad del gas dentro del cañón de

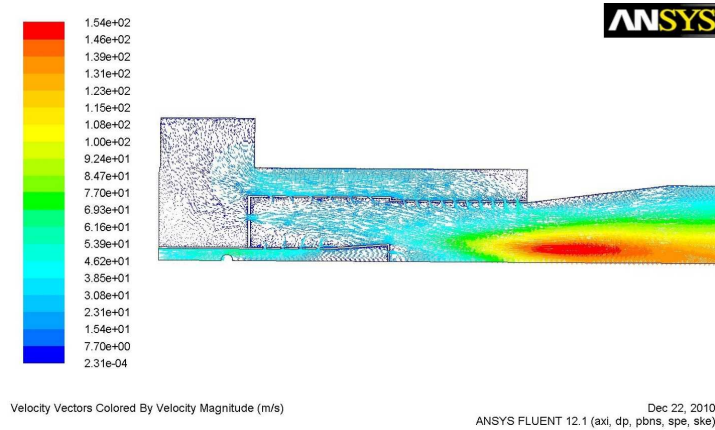


**Figura 3.19:** Perfil de la fracción de masa del oxígeno a lo largo del eje del quemador

alimentación está entre 30 y 65 m/s. Los chorros de aire provenientes de la cámara de aire y los chorros de gas provenientes del cañón de alimentación entran a la cámara de mezclado aproximadamente a 35 m/s. En la zona de mezclado los chorros de gas no interactúan de manera importante con la corriente de aire en la dirección axial y el ingreso de aire en dirección radial desde la cámara de aire es poco importante. En la zona de sobre-mezclado existe un ingreso importante de aire en la dirección radial que se mezcla con la corriente principal proveniente de la zona de mezclado. Al final de la zona de sobre-mezclado se observa una aceleración intensa en el flujo debido al proceso de combustión y a la expansión de los gases, alcanzándose velocidades mínimas de 40 m/s y máximas de hasta 130 m/s. En la cámara de formación de flama se alcanzan velocidades de hasta 150 m/s, que son las más altas en el proceso, y que definen una geometría toroidal alineada con el eje del quemador. Una parte importante del aire que entra de forma radial en la zona de sobre-mezclado no alcanza a mezclarse y viaja axialmente cerca de las paredes del quemador a velocidades de aproximadamente 40 m/s.

La figura 3.21 muestra la distribución de la temperatura en el que-

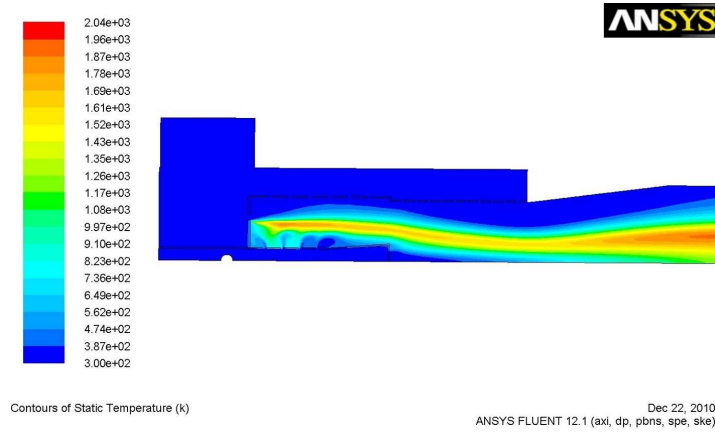




**Figura 3.20:** Campo de velocidades en el quemador

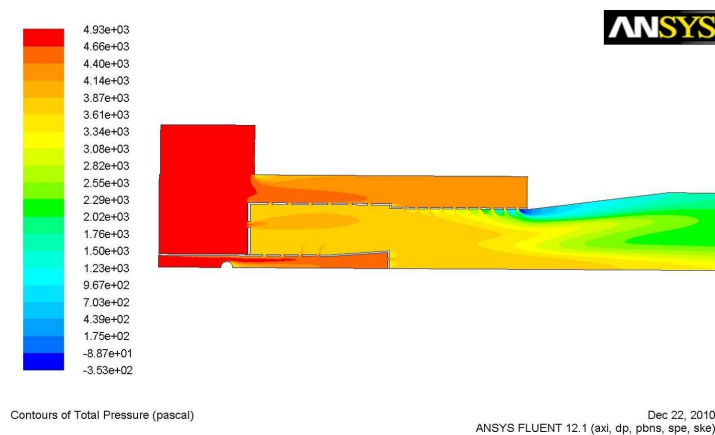
mador. A través del incremento de temperatura es posible distinguir la región en la que ocurre la combustión. En la región media de la cámara de mezclado ocurre una parte importante del proceso de combustión y la temperatura máxima de la flama alcanza los 1780 K. En la zona de sobre-mezclado continua la combustión pero la temperatura máxima en esa zona es un poco menor alcanzando 1600 K. En la cámara de desarrollo de la flama alcanza nuevamente temperaturas alrededor de los 1800 K. Para este caso en particular, el análisis computacional estima que el calor liberado en la reacción es de 2,911,994 W ( $9.94 \times 10^6$  Btu/hr); y con la condición considerada, el calor perdido en las paredes es de 19,280 W, que equivale al 0.66 por ciento del calor liberado.

La figura 3.22 presenta la distribución de la presión total en el interior del quemador. La presión total es máxima para el gas y el aire en la entrada y disminuye conforme éstos fluyen hacia la salida del quemador. La obstrucción dentro del cañón de alimentación produce una caída importante en la presión total, al igual que las perforaciones hacia el interior de la cámara de mezclado. La expansión generada por el au-



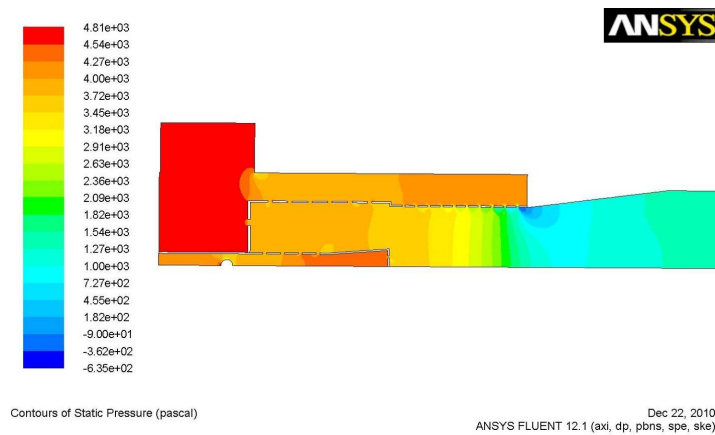
**Figura 3.21:** Distribución de la temperatura en el quemador

mento de área transversal en la zona de desarrollo de flama también produce una disminución importante en la presión total, especialmente cerca de la pared del quemador.



**Figura 3.22:** Distribución de la presión total dentro del quemador

La figura 3.23 muestra la distribución de la presión estática. El aire sufre una caída importante de presión estática al ingresar en la cámara de mezclado; pero en esta cámara en particular, la variación en la presión estática es mínima. En la cámara de sobre-mezclado se registra una caída de presión importante previo al ingreso a la cámara de desarrollo de flama.



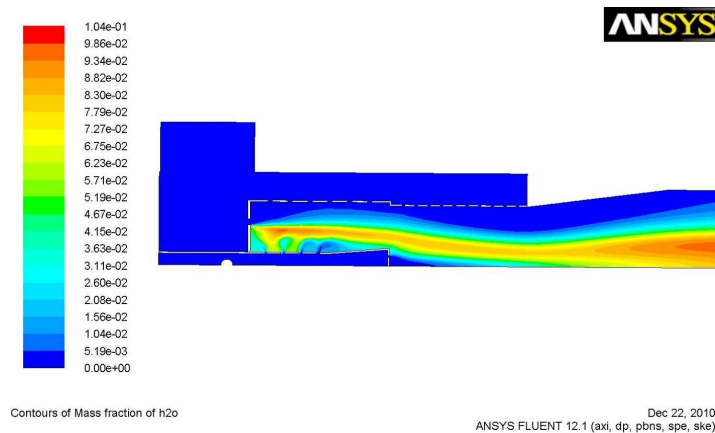
**Figura 3.23:** Distribución de la presión estática en el quemador

La figura 3.24 ilustra la distribución de la fracción de masa del oxígeno ( $O_2$ ). En esta figura en particular se puede observar la zona en la que ocurre el proceso de mezclado y combustión. La región entre el color azul y el rojo indica la zona en la que el oxígeno disminuye de concentración, i.e. la zona en la que se mezcla y se reduce el oxígeno.

La figura 3.25 muestra la distribución de la fracción de masa del agua ( $H_2O$ ) que se produce a partir de la oxidación del hidrógeno. Esta figura es muy útil para observar la zona en la que el proceso de combustión es más intenso. Las regiones en donde la concentración de agua es más alta corresponden a los sitios en los que la combustión es más intensa.



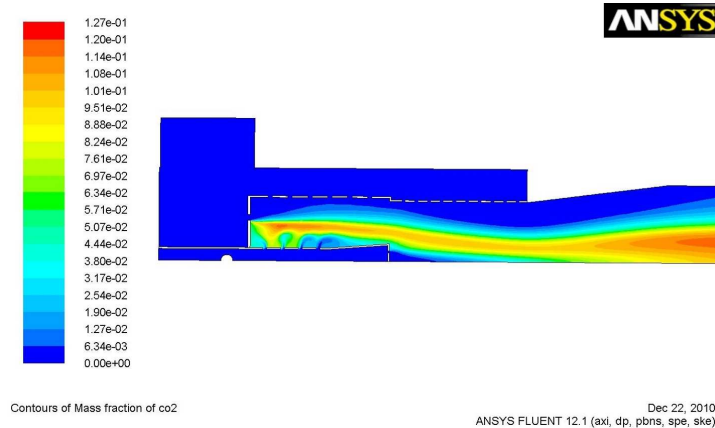
**Figura 3.24:** Distribución de la fracción de masa del oxígeno,  $O_2$ , en el quemador



**Figura 3.25:** Distribución de la fracción de masa del agua,  $H_2O$ , en el quemador

La figura 3.26 muestra la distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono ( $CO_2$ ). Las distribuciones de las figuras 3.25 y 3.26 lucen prácticamente idénticas; la diferencia está en las escalas para cada una de las figuras. Esto indica que el  $CO_2$  y el  $H_2O$  se generan en los mismos

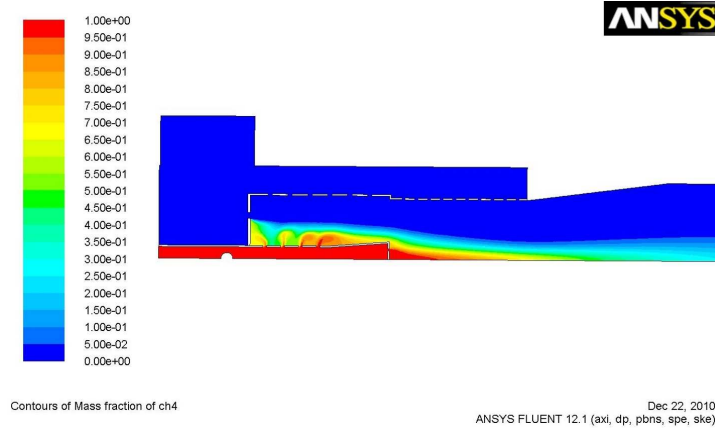
sitios y se transportan de manera análoga en el interior del quemador.



**Figura 3.26:** Distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono,  $\text{CO}_2$ , en el quemador

La figura 3.27 muestra la distribución del metano ( $\text{CH}_4$ ) en el quemador. Esta figura en particular permite identificar la región en la que ocurre el proceso de combustión. Una vez que el gas sale del cañón de alimentación se mezcla y oxida. Es claro que la zona de mezclado es una parte muy importante en el proceso de oxidación. En la cámara de sobre-mezclado también se lleva a cabo la otra parte importante de la combustión, misma que se ubica cerca del eje del quemador. En estas dos zonas ocurre la combustión con *alta* concentración de metano. La región de color verde define la condición en la que la concentración del metano es de 0.5 respecto a la entrada de gas. Entonces, como puede verse, en la cámara de desarrollo de flama inicia la combustión con baja concentración de metano.

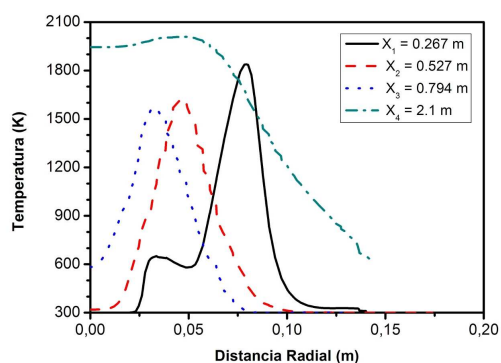
Nuevamente, se definieron cuatro ubicaciones a lo largo del quemador. Se analizaron las variaciones de las propiedades en la dirección radial en las ubicaciones  $x = 0.267, 0.527, 0.794, 2.1$  mts. medidos desde el borde donde inicia el quemador. La variación de la temperatura se



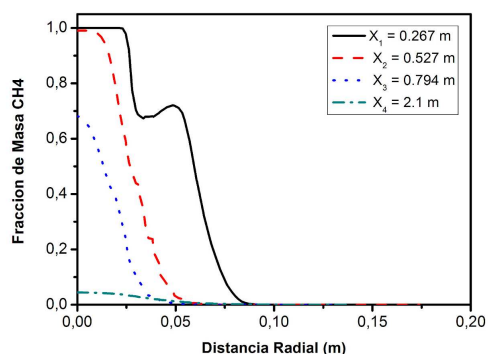
**Figura 3.27:** Distribución de la fracción de masa del metano,  $\text{CH}_4$ , en el quemador

ilustra en la figura 3.28. El eje del quemador es una zona de baja temperatura, sin embargo, la zona de máxima temperatura se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general la región cercana a las paredes del quemador es de baja temperatura. Es importante observar que la distribución de la temperatura tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ).

La figura 3.29 muestra la variación de la fracción de masa del metano en la dirección radial en las cuatro ubicaciones definidas anteriormente. La zona de alta concentración de metano está en el eje del quemador, además, los gradientes en la concentración del metano disminuyen con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ). De las gráficas se puede estimar que la concentración promedio de metano es de aproximadamente 0.3 a una distancia de 0.8 m desde el inicio del quemador; además, el metano prácticamente se ha consumido a una distancia de aproximadamente 2.1 m. Adicionalmente, se puede ver que la región en la que ocurre la combustión se vuelve más angosta con el aumento de la distancia axial.



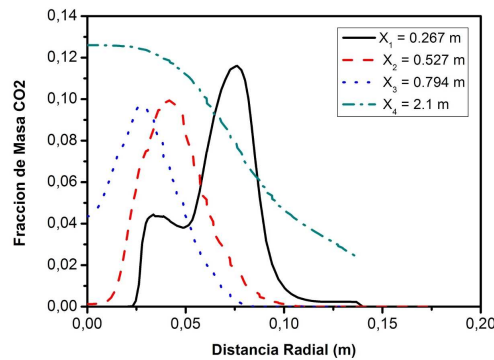
**Figura 3.28:** Perfiles de la temperatura en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador



**Figura 3.29:** Perfiles de la fracción de masa del metano en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

La figura 3.30 muestra la variación de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial para las cuatro ubicaciones elegidas. El eje del quemador es una zona de baja concentración, sin embargo, la zona de máxima concentración se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general la

región cercana a las paredes del quemador es de baja concentración. La concentración del  $\text{CO}_2$  tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ).

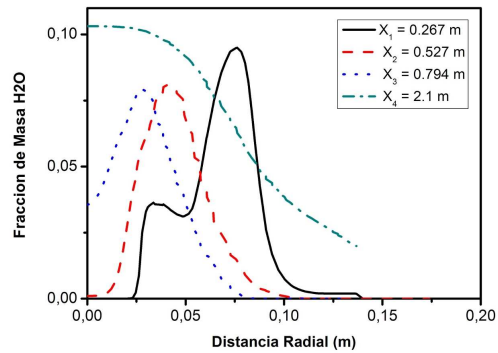


**Figura 3.30:** Perfiles de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias medidas a lo largo del eje del quemador

La figura 3.31 muestra la variación de la fracción de masa del agua en la dirección radial para las cuatro ubicaciones elegidas. Como en el caso anterior, el eje del quemador es una zona de baja concentración, sin embargo, la zona de máxima concentración se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general la región cercana a las paredes del quemador también es de baja concentración. La concentración del  $\text{CO}_2$  tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ). Como se había observado en las figuras 3.25 y 3.26, las variaciones de las concentraciones del  $\text{CO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{O}$  son muy parecidas, como también se puede comprobar al comparar las figuras 3.30 y 3.31.

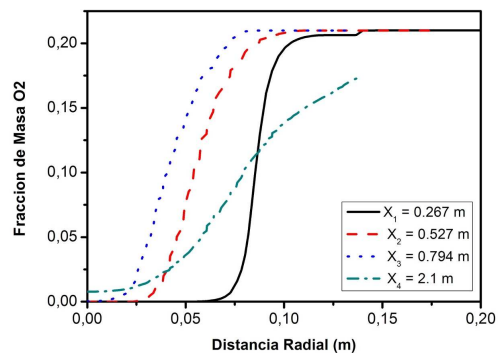
La figura 3.32 muestra la variación de la fracción de masa del oxígeno para las cuatro ubicaciones elegidas. Puede observarse que el eje del quemador es siempre una zona de baja concentración. Con el aumento





**Figura 3.31:** Perfiles de la fracción de masa del agua en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

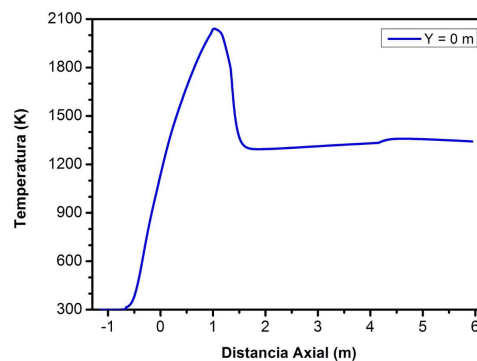
en la distancia axial ( $x$ ) la concentración de  $O_2$  en la zona cercana al eje del quemador aumenta, lo que favorece la posibilidad de combustión en esa zona, donde aún existe metano en baja concentración.



**Figura 3.32:** Perfiles de la fracción de masa del oxígeno en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

La figura 3.33 muestra la temperatura a lo largo del eje del quemador.

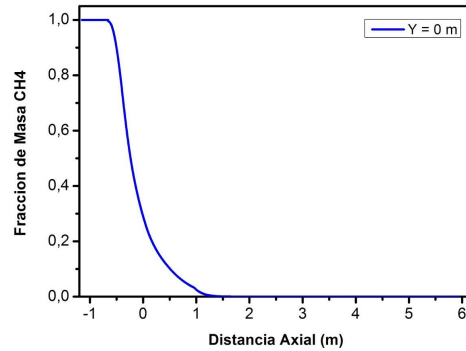
Se puede ver que la variación de la temperatura con la dirección axial ( $x$ ) es aproximadamente uniforme en las zonas que corresponden a las cámaras de mezclado, sobre-mezclado y desarrollo de flama, hasta alcanzar un valor máximo cercano a los 2000 K; posteriormente en el hogar, la temperatura en el eje de la flama disminuye hasta alcanzar un valor aproximadamente constante de 1300 K.



**Figura 3.33:** Perfil de la temperatura a lo largo del eje del quemador

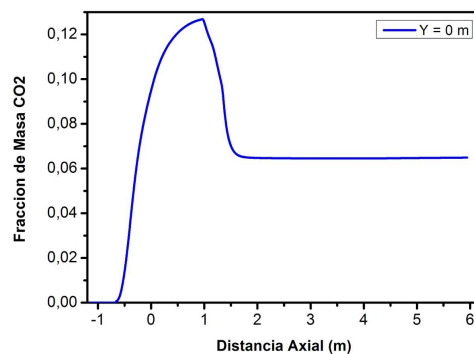
La figura 3.34 presenta la fracción de masa del metano. El inicio de la gráfica, donde la fracción de masa es 1, corresponde a la zona del cañón de alimentación. La gráfica disminuye rápidamente desde la zona en la que el gas sale radialmente hacia la cámara de mezclado y continúa su descenso, mostrando la razón con la que se consume el metano. El 75 % del metano se ha consumido en la posición  $x = 0$  y se requiere de una distancia de 1.3 m para quemar el metano restante, de tal manera que en la posición  $x = 1.3$  m, el metano se ha consumido en su totalidad y la combustión cesa.

La figura 3.35 muestra la fracción de masa del dióxido de carbono. En el inicio del quemador no existe  $\text{CO}_2$  y la concentración de éste inicia su incremento en la zona en la que el metano ingresa a la cámara de



**Figura 3.34:** Perfil de la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador

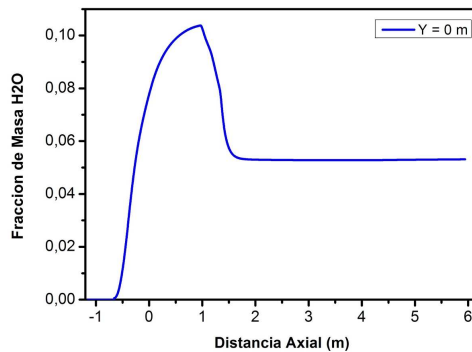
mezclado. El aumento de la concentración de  $\text{CO}_2$  comienza a ceder cuando  $x = 0,3$ , alcanza un valor máximo de 0,126 y desciende de manera abrupta cuando  $x > 1,1$  m, logrando un valor aproximadamente constante de 0,068 cuando  $x > 1,5$  m.



**Figura 3.35:** Perfil de la fracción de masa del dióxido de carbono a lo largo del eje del quemador

La figura 3.36 muestra la fracción de masa del agua. En el inicio del

quemador no existe  $\text{H}_2\text{O}$  y la concentración de ésta inicia su ascenso en la zona en la que le metano ingresa a la cámara de mezclado. El incremento de la concentración de  $\text{H}_2\text{O}$  comienza a ceder cuando  $x = 0.3$ , alcanza un valor máximo de 0.103 y desciende de manera abrupta cuando  $x > 1.1$  m, logrando un valor aproximadamente constante de 0.055 cuando  $x > 1.5$  m.



**Figura 3.36:** Perfil de la fracción de masa del agua a lo largo del eje del quemador

La figura 3.37 muestra la fracción de masa del oxígeno en el eje del quemador. En el inicio del quemador no hay oxígeno, incluyendo la cámara de mezclado. Esto ocurre debido a que el oxígeno se emplea para la combustión del metano y antes de alcanzar el eje del quemador, el oxígeno se consume en su totalidad. Más adelante, el oxígeno alcanza el eje del quemador y se observa un incremento en su fracción de masa cuando  $x > 0.4$  m. Cuando  $1 < x < 1.5$  se presenta un incremento abrupto debido a que la combustión en esa región ocurre con bajas concentraciones de metano. Finalmente, cuando  $x > 1.8$  la concentración de oxígeno alcanza un valor prácticamente constante de 0.11.

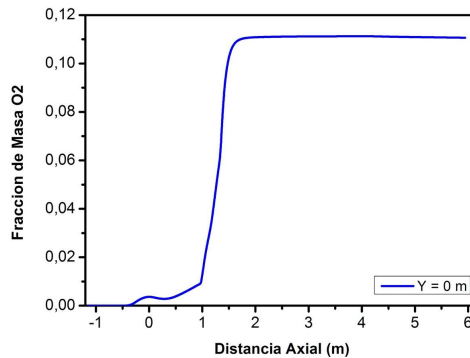
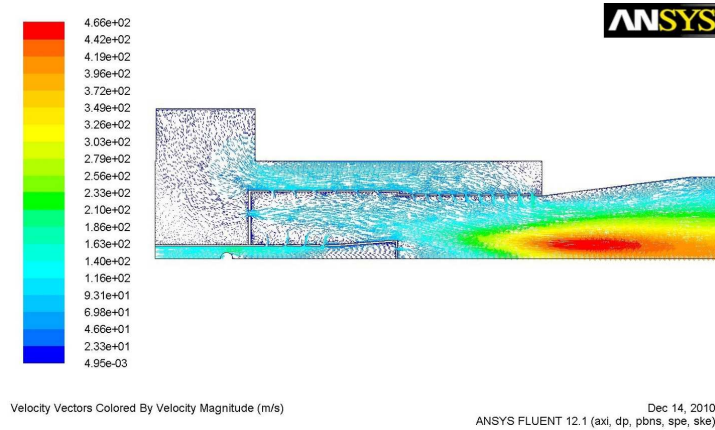


Figura 3.37: Perfil de la fracción de masa del oxígeno a lo largo del eje del quemador

### 3.3. Quemador de $30 \times 10^6$ Btu/hr

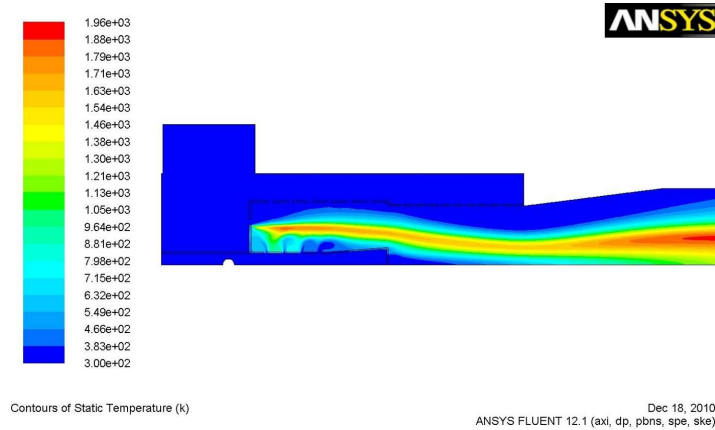
Para este tercer análisis bidimensional se consideró la operación del quemador con una liberación de calor de aproximadamente  $30 \times 10^6$  Btu/hr. La figura 3.38 muestra los vectores de velocidad dentro del quemador. El análisis computacional estima que la velocidad del gas dentro del cañón de alimentación está entre 115 y 210 m/s. Los chorros de aire provenientes de la cámara de aire y los chorros de gas provenientes del cañón de alimentación entran a la cámara de mezclado aproximadamente a 140 m/s. En la zona de mezclado los chorros de gas interactúan de manera importante con la corriente de aire en la dirección axial y el ingreso de aire en dirección radial desde la cámara de aire es importante. En la zona de sobre-mezclado existe un ingreso importante de aire en la dirección radial que se mezcla con la corriente principal proveniente de la zona de mezclado. En la zona media de la cámara de sobre-mezclado se observa una aceleración intensa en el flujo debido al proceso de combustión y la expansión de los gases, alcanzándose velocidades mínimas de 116 m/s y máximas de hasta 396 m/s en esta zona. En la cámara de formación de flama se alcanzan



**Figura 3.38:** Campo de velocidades en el quemador

velocidades de hasta 450 m/s, que son las más altas en el proceso, y que definen una geometría toroidal alargada y alineada con el eje del quemador. Una parte importante del aire que entra de forma radial en la zona de sobre-mezclado no alcanza a mezclarse y viaja axialmente cerca de las paredes del quemador a velocidades de aproximadamente 90 m/s.

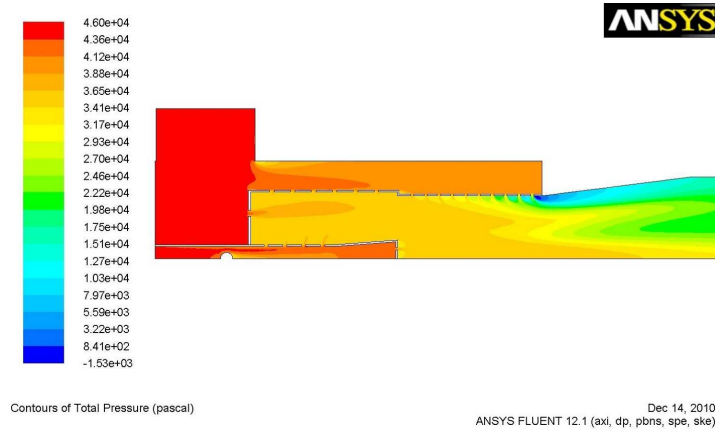
La figura 3.39 muestra la distribución de la temperatura en el quemador. La distribución de temperatura permite distinguir la región en la que ocurre la combustión. En la región media de la zona de mezclado ocurre una parte importante del proceso de combustión. La temperatura máxima de la flama alcanza 1850 K en la zona de mezclado. En la zona de sobre-mezclado continua la combustión pero la temperatura máxima en esa zona es un poco menor, alcanzando 1700 K. En la cámara de desarrollo de la flama continua de manera importante la combustión, alcanzando nuevamente temperaturas de alrededor de 1850 K. Es importante notar que en este caso existe una combustión intensa en la zona del hogar, situación que no se observó cuando el quemador opera con  $10 \times 10^6$  y  $20 \times 10^6$  Btu/hr. La temperatura más alta



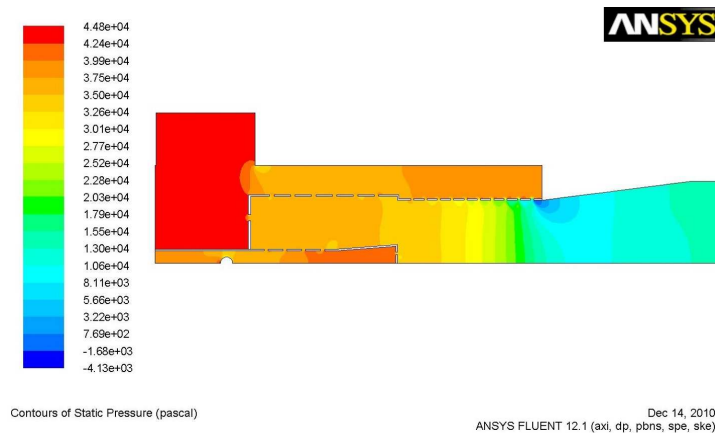
**Figura 3.39:** Distribución de la temperatura en el quemador

en el proceso se presenta en el inicio del hogar y alcanza temperaturas superiores a 1900 K. Para este caso en particular el análisis computacional estima que el calor liberado en la reacción es de 8,486,915 W ( $28.96 \times 10^6$  Btu/hr), y con la condición considerada el calor perdido en las paredes es de 42,815 W, que equivale al 0.5 % del calor liberado. La figura 3.40 presenta la distribución de la presión total en el interior del quemador. La presión total es máxima para el gas y el aire en la entrada y disminuye conforme fluyen hacia la salida del quemador. La obstrucción dentro del cañón de alimentación produce una caída importante en la presión total del gas, al igual que las perforaciones hacia el interior de la cámara de mezclado. La expansión generada por el aumento de área en la zona de desarrollo de flama también produce una disminución importante en la presión total, especialmente cerca de la pared del quemador.

La figura 3.41 muestra la distribución de la presión estática. El aire sufre una caída importante de presión estática al ingresar en la cámara de mezclado, pero en esta cámara en particular la variación en la presión estática es mínima. En la cámara de sobre-mezclado se registra



**Figura 3.40:** Distribución de la presión total dentro de quemador



**Figura 3.41:** Distribución de la presión estática en el quemador

una caída de presión importante previo al ingreso a la cámara de desarrollo de flama.

La figura 3.42 ilustra la distribución de la fracción de masa del oxígeno ( $O_2$ ). En esta figura en particular se puede observar la zona en la que

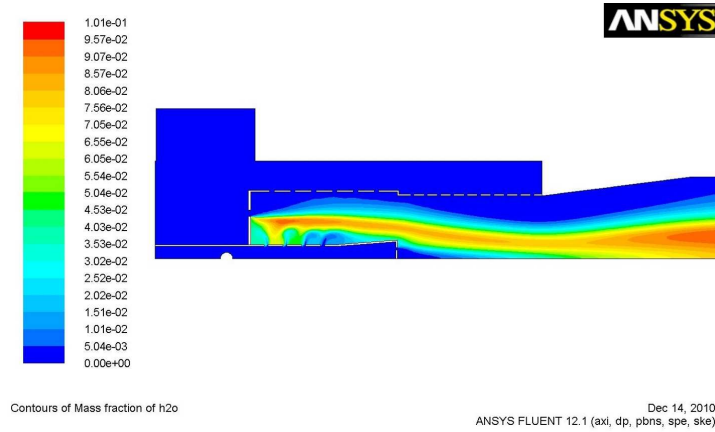




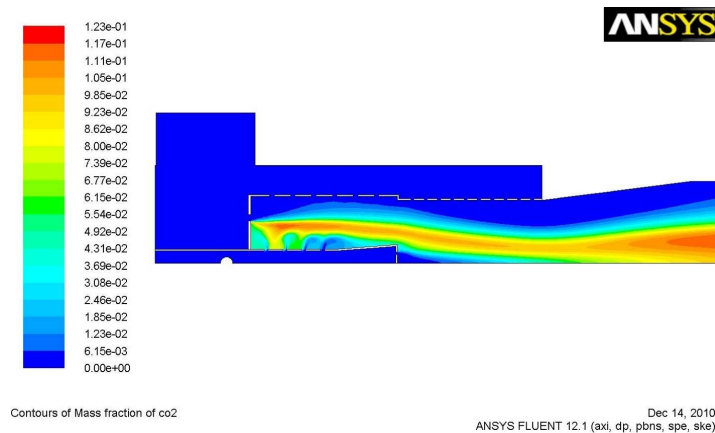
**Figura 3.42:** Distribución de la fracción de masa del oxígeno,  $O_2$ , en el quemador

ocurre el proceso de mezclado y combustión. La región entre el color azul y el rojo indica la zona en la que el oxígeno se mezcla y se reduce. La figura 3.43 muestra la distribución de la fracción de masa del agua ( $H_2O$ ) que se produce a partir de la oxidación del hidrógeno. Esta figura es muy útil para observar la zona en la que el proceso de combustión es más intenso. Las regiones en donde la concentración de agua es más alta corresponden a los sitios en los que el agua se genera, i.e. los sitios de combustión más intensa.

La figura 3.44 muestra la distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono ( $CO_2$ ). Las distribuciones de las figuras 3.43 y 3.44 lucen prácticamente idénticas, la diferencia está en las escalas para cada una de las figuras, indicando que el  $CO_2$  y el  $H_2O$  se generan en los mismos sitios y se transportan de manera análoga en el interior del quemador. La figura 3.45 muestra la distribución de la fracción de masa del metano ( $CH_4$ ) en el quemador. Esta figura en particular permite identificar la región en la que ocurre el proceso de combustión. Una vez que el gas sale del cañón de alimentación se mezcla y oxida. Es claro que la zona de mezclado es una parte muy importante en el proceso de

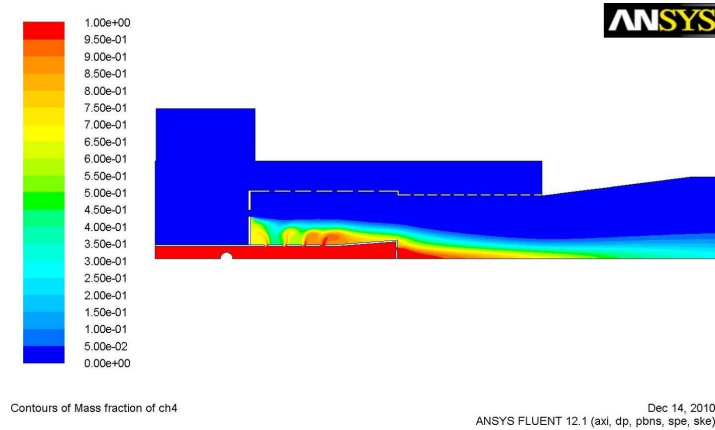


**Figura 3.43:** Distribución de la fracción de masa del agua,  $H_2O$ , en el quemador



**Figura 3.44:** Distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono,  $CO_2$ , en el quemador

combustión al igual que la cámara de sobre-mezclado, especialmente cerca del eje del quemador. En estas dos zonas ocurre la combustión con *alta* concentración de metano. La región de color verde define la condición en la que la concentración del metano es 50% respecto a la

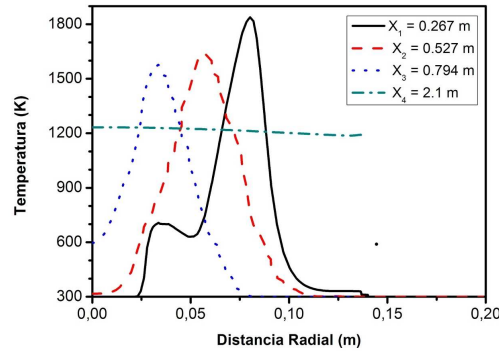


**Figura 3.45:** Distribución de la fracción de masa del metano,  $\text{CH}_4$ , en el quemador

entrada de gas. Como puede verse, en la cámara de desarrollo de flama la combustión con baja concentración de metano es muy importante. Se observa además que cerca del eje del quemador existe una corriente que entra al hogar con una concentración de metano de al menos 25 % respecto a la alimentación de gas.

Nuevamente, se definieron cuatro ubicaciones a lo largo del quemador. Se analizaron las variaciones en la dirección radial en las ubicaciones  $x = 0.267, 0.527, 0.794, 2.1$  mts. medidos desde el borde donde inicia el quemador. La variación de la temperatura se ilustra en la figura 3.46. Como puede verse el eje del quemador es una zona de baja temperatura, sin embargo, la zona de máxima temperatura se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general, la región cercana a las paredes del quemador es de baja temperatura. La distribución de la temperatura tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ), siendo prácticamente uniforme con 1200 K en la zona del hogar.

La figura 3.47 muestra la variación de la fracción de masa del metano en la dirección radial en las cuatro ubicaciones definidas anteriormente.

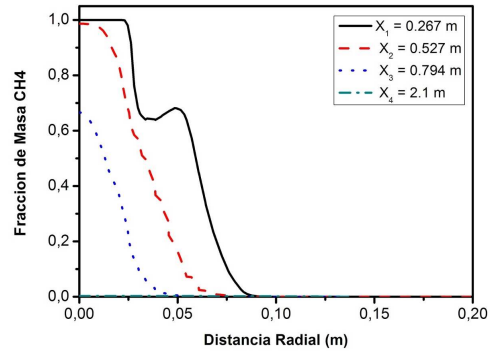


**Figura 3.46:** Perfiles de la temperatura en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

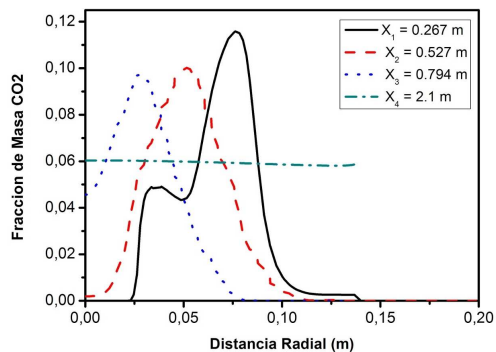
La zona de alta concentración de metano está en el eje del quemador, además, los gradientes en la concentración del metano disminuyen con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ). De las gráficas se puede estimar que la concentración promedio de metano es de aproximadamente 0.3 a una distancia de 0.8 m desde el inicio del quemador; además, el metano prácticamente se ha consumido a una distancia de aproximadamente 2.1 m. Adicionalmente, se puede ver que la región en la que ocurre la combustión se vuelve más angosta con el aumento de la distancia axial.

La figura 3.48 muestra la variación de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial para las cuatro ubicaciones elegidas. El eje del quemador es una zona de baja concentración, sin embargo, la zona de máxima concentración se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general, la región cercana a las paredes del quemador es de baja concentración. La concentración del  $\text{CO}_2$  tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ).

La figura 3.49 muestra la variación de la fracción de masa del agua

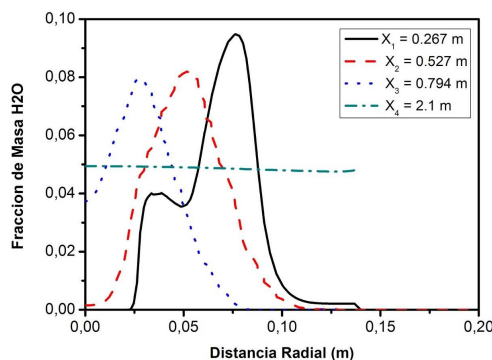


**Figura 3.47:** Perfiles de la fracción de masa del metano en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador



**Figura 3.48:** Perfiles de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

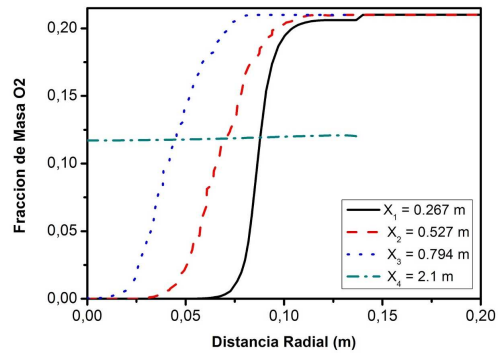
en la dirección radial para las cuatro ubicaciones elegidas. Como en el caso anterior, el eje del quemador es una zona de baja concentración, sin embargo, la zona de máxima concentración se acerca al eje del quemador conforme aumenta la distancia en la dirección axial ( $x$ ). En general la región cercana a las paredes del quemador también es



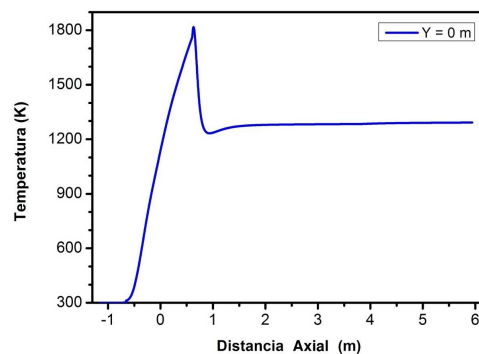
**Figura 3.49:** Perfiles de la fracción de masa del agua en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador

de baja concentración. La concentración del  $\text{CO}_2$  tiende a volverse uniforme con el aumento de la distancia en la dirección axial ( $x$ ). Como se había observado en las figuras 3.43 y 3.44, las variaciones de las concentraciones del  $\text{CO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{O}$  son muy parecidas, como también se puede comprobar al comparar las figuras 3.48 y 3.49.

La figura 3.50 muestra la variación de la fracción de masa del oxígeno para las cuatro ubicaciones elegidas. Puede observarse que el eje del quemador es siempre una zona de baja concentración. Con el aumento en la distancia axial ( $x$ ) la concentración de  $\text{O}_2$  en la zona cercana al eje del quemador aumenta, lo que favorece la posibilidad de combustión en la zona cercana al eje, donde aún existe metano en baja concentración. La figura 3.51 muestra la temperatura a lo largo del eje del quemador. Se puede ver que la variación de la temperatura con la dirección axial ( $x$ ) es prácticamente uniforme en las zonas que corresponden a las cámaras de mezclado, sobre-mezclado y desarrollo de flama, hasta alcanzar un valor máximo cercano a los 1800 K en la entrada del hogar; posteriormente, la temperatura de la flama en el eje disminuye hasta un valor aproximadamente constante de 1300 K.

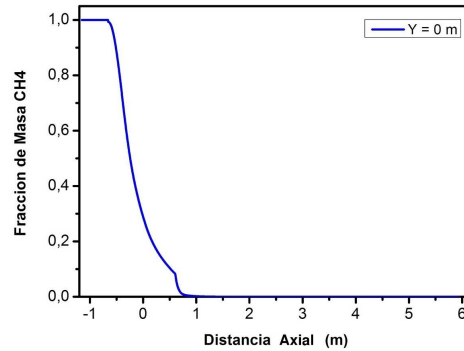


**Figura 3.50:** Perfiles de la fracción de masa del oxígeno en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias medidas a lo largo del eje del quemador



**Figura 3.51:** Perfil de la temperatura a lo largo del eje del quemador

La figura 3.52 presenta la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador. El inicio de la gráfica, donde la fracción de masa es 1, corresponde a la zona del cañón de alimentación. La gráfica disminuye rápidamente desde la zona en la que el metano sale radialmente hacia la cámara de mezclado y continúa su descenso mostrando la razón con



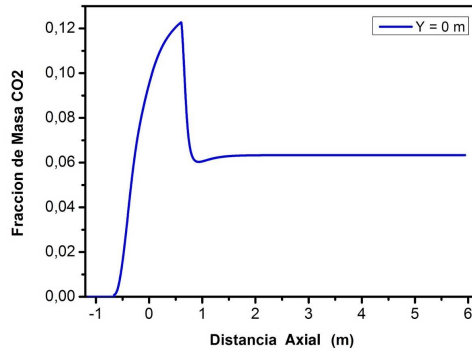
**Figura 3.52:** Perfil de la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador

la que se consume el combustible. El 75 % del metano se ha consumido en la posición  $x = 0$  y se requiere una distancia de 0.8 m para quemar el metano restante, de tal manera que en la posición  $x = 0.8$  m el metano se ha consumido en su totalidad y la combustión cesa.

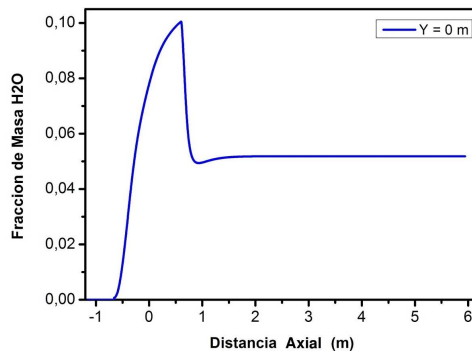
La figura 3.53 muestra la fracción de masa del dióxido de carbono en el eje del quemador. En el inicio del quemador no existe  $\text{CO}_2$  y la concentración de éste se comienza a elevar en la zona en la que el metano ingresa a la cámara de mezclado. El incremento de la concentración de  $\text{CO}_2$  comienza a ceder cuando  $x = 0$ , alcanza un valor máximo de 0.123 y desciende de manera abrupta cuando  $x > 0.7$  m, logrando un valor aproximadamente constante de 0.063 cuando  $x > 1.3$  m, indicando que la combustión ha concluido.

La figura 3.54 muestra la fracción de masa del agua. En el inicio del quemador no existe  $\text{H}_2\text{O}$  y la concentración de ésta comienza a elevar en la zona en la que el metano ingresa a la cámara de mezclado. El incremento de la concentración de  $\text{H}_2\text{O}$  comienza a ceder cuando  $x = 0$ , alcanza un valor máximo de 0.101 y desciende de manera abrupta cuando  $x > 0.7$  m, logrando un valor aproximadamente constante de 0.052 cuando  $x > 1.3$  m.



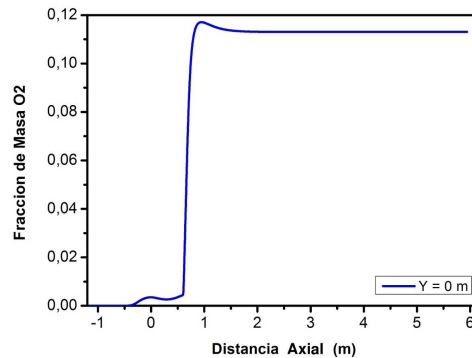


**Figura 3.53:** Perfil de la fracción de masa del dióxido de carbono a lo largo del eje del quemador



**Figura 3.54:** Perfil de la fracción de masa del agua a lo largo del eje del quemador

La figura 3.55 muestra la fracción de masa del oxígeno en el eje del quemador. En el inicio del quemador no hay oxígeno, incluyendo la cámara de mezclado. Esto ocurre debido a que el oxígeno se emplea para la combustión del metano y antes de alcanzar el eje del quemador, el oxígeno se consume en su totalidad. Más adelante el oxígeno alcanza el eje del quemador y se observa un incremento en su fracción de masa



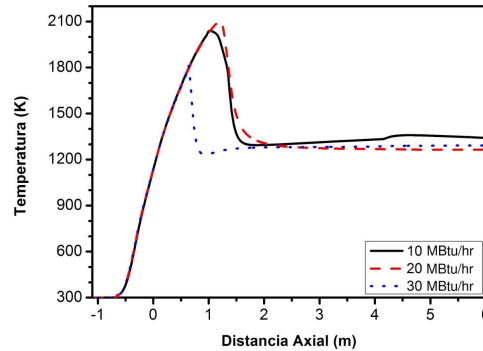
**Figura 3.55:** Perfil de la fracción de masa del oxígeno a lo largo del eje del quemador

cuando  $x > -0.4$  m. Cuando  $0.6 < x < 0.9$  se presenta un incremento abrupto debido a que la combustión en esa región ocurre con bajas concentraciones de metano. Finalmente, cuando  $x > 1.4$ , la concentración de oxígeno alcanza un valor prácticamente constante de 0.112.

### 3.4. Comparativo entre diferentes capacidades

Resulta de gran interés conocer las prestaciones del quemador cuando opera bajo las tres distintas condiciones de alimentación de metano y aire, para generar  $10 \times 10^6$ ,  $20 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr. Con fines de comparación, se emplean las curvas de temperatura y fracciones de masa de las especies que corresponden al eje del quemador.

La figura 3.56 muestra de forma comparativa la temperatura en el eje del quemador para los tres casos de interés. Es evidente que la temperatura a lo largo del eje para los tres casos de  $10 \times 10^6$  y  $20 \times 10^6$  Btu/hr es muy parecida. Por su parte, en el caso de  $30 \times 10^6$  Btu/hr la temperatura en el eje disminuye de forma considerable, sin embargo, el valor máximo en este caso ocurre más cerca del quemador. En los casos de  $10 \times 10^6$  y  $20 \times 10^6$  Btu/hr la máxima temperatura se alcanza

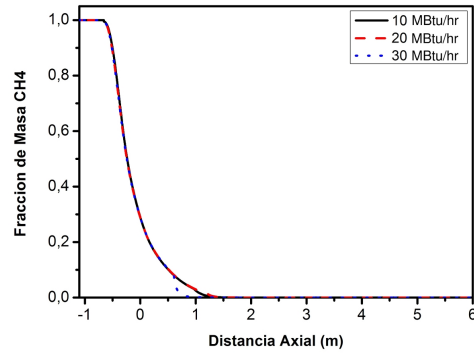


**Figura 3.56:** Temperatura en el eje del quemador. Comparación entre los casos de  $10 \times 10^6$ ,  $20 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr

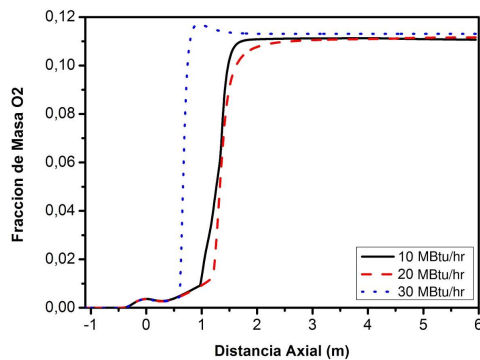
en el interior del hogar. Finalmente, la temperatura de los gases a la salida del hogar muestra una diferencia máxima de 100 K entre los casos analizados.

La figura 3.57 muestra la fracción de masa de metano a lo largo del eje del quemador para los tres casos estudiados. En esta figura es claro que la rapidéz con la que se consume el metano en el eje no cambia de manera importante, especialmente cerca del cañón de alimentación. La diferencia más notable se presenta en la combustión con baja concentración de metano, misma que ocurre con mayor rapidéz para el caso de  $30 \times 10^6$  Btu/hr en comparación con los otros dos casos analizados. La figura 3.58 muestra la fracción de masa del oxígeno en el eje de forma comparativa. Puede verse que en la zona cercana al quemador los tres casos siguen un comportamiento prácticamente idéntico, sin embargo, el caso de  $30 \times 10^6$  Btu/hr muestra un adelanto importante en el cambio abrupto en la fracción de masa del  $O_2$ . Ésto como resultado de que la combustión cesa antes en el caso de  $30 \times 10^6$  Btu/hr.

La figura 3.59 muestra la fracción de masa del dióxido de carbono en el eje del quemador para los tres casos analizados. Nuevamente, en

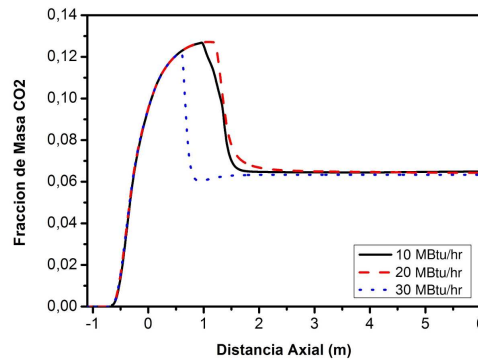


**Figura 3.57:** Fracción de masa del metano en el eje del quemador. Comparación entre los casos de  $10 \times 10^6$ ,  $20 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr



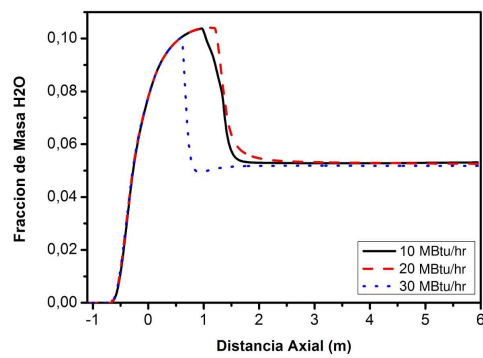
**Figura 3.58:** Fracción de masa del oxígeno en el eje del quemador. Comparación entre los casos de  $10 \times 10^6$ ,  $20 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr

el inicio de la combustión, cerca del cañón de alimentación, los tres casos presentan un comportamiento similar, sin embargo, el caso de  $30 \times 10^6$  Btu/hr muestra un adelanto en la reducción abrupta de la fracción de masa del dióxido de carbono. Nuevamente, esto indica que la combustión cesa antes en éste último caso.



**Figura 3.59:** Fracción de masa del dióxido de carbono en el eje del quemador. Comparación entre los casos de  $10 \times 10^6$ ,  $20 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr

Finalmente, la figura 3.60 presenta la fracción de masa del agua en el eje del quemador. Las figuras 3.59 y 3.60 son muy parecidas entre sí, la diferencia fundamental está en las escalas. Como ya se ha comentado antes, la formación y el transporte del dióxido de carbono y del agua ocurre de manera semejante. Nuevamente la conclusión es que en el caso de  $30 \times 10^6$  Btu/hr la combustión cesa antes que en los otros dos casos.



**Figura 3.60:** Fracción de masa del agua en el eje del quemador. Comparación entre los casos de  $10 \times 10^6$ ,  $20 \times 10^6$  y  $30 \times 10^6$  Btu/hr

---

## CAPÍTULO 4

### CONCLUSIONES

---

#### 4.1. Sobre la selección de modelos para la simulación computacional

Como se puede observar en la sección de resultados, los vectores de velocidad de las diferentes simulaciones realizadas presentan magnitudes por encima de los 160 m/s. Esto no solo se debe a la alta relación aire-combustible con la cual opera el quemador, sino también a la geometría y diseño particular, mismo que favorece el mezclado turbulento.

En los análisis realizados sobre los fenómenos turbulentos se encontró que a elevados números de Reynolds, el modelo de turbulencia  $k-\epsilon$  resulta eficiente en la obtención de soluciones numéricas. Se llevó a cabo un estudio comparativo entre los resultados obtenidos con los modelos  $k-\epsilon$  Standard,  $k-\epsilon$  RNG y  $k-\epsilon$  Realizable. Se observó que el modelo  $k$ -Epsilon Standard presenta un comportamiento más estable en los residuales, además de que la obtención de las soluciones numéricas es más eficiente.

Para el caso del transporte de especies, debido al fenómeno turbulento que se presenta, el modelo *eddy-dissipation* resulta ser el más conveniente para los requerimientos de la simulación y del problema físico. Esta situación en parte se debe al hecho de que este modelo condiciona las características de las reacciones de la combustión al fenómeno turbulento y no a la cinética química.

## 4.2. Sobre la estabilidad del cómputo numérico

Como se puede ver en las imágenes de los residuales de las ecuaciones del modelado, al utilizar el modelo  $k-\epsilon$  Standard junto con el modelo *eddy-dissipation* se logra una estabilidad numérica en la búsqueda de las soluciones para las ecuaciones de la conservación de la masa, cantidad de movimiento, energía y especies químicas.

Al evaluar el comportamiento típico de los residuales de las ecuaciones de modelado, es importante mencionar la ocurrencia de una inestabilidad que se presenta a partir de la iteración 17,000. Durante todo el proceso de la simulación y hasta este punto, los residuales mostraron un comportamiento suave en la búsqueda de las soluciones. Posteriormente se observan oscilaciones en los residuales de la conservación de la masa. Esta oscilación se presenta después de una cantidad muy alta de iteraciones. Se presume que al estar muy cerca de la solución del problema en específico, las soluciones se adaptan entre una gran posibilidad de situaciones muy semejantes entre sí que cumplen con las ecuaciones de conservación. Esta figura también nos ayuda a estimar el número de iteraciones necesarias de la simulación para obtener mejores resultados. Una solución satisfactoria se puede seleccionar como aquella en la cual los residuales mantienen una variación insignificante entre iteraciones, además de que este comportamiento se mantiene durante un número considerable de iteraciones.

## 4.3. Sobre las prestaciones del quemador

Se pudieron observar, a través de los vectores de velocidad y las distribuciones de temperatura y especies, las características del proceso de la combustión. El diseño que tiene el quemador resulta conveniente para lograr operar con un exceso de aire muy grande, característica que resulta atípica para quemadores de uso industrial.

Los resultados comparativos de la temperatura dentro del quemador



mostraron que existe un comportamiento muy semejante en las curvas correspondientes a las capacidades de  $10 \times 10^6$  y  $20 \times 10^6$  Btu/hr, alcanzando en el eje del quemador temperaturas superiores a los 2000 K. Por su parte, para  $30 \times 10^6$  Btu/hr, la temperatura no sobrepasa los 1800 K, además, ésta disminuye drásticamente al entrar al hogar. Las curvas de temperatura mostraron claramente que a lo largo del quemador se presenta un rendimiento inferior para la capacidad de  $30 \times 10^6$  Btu/hr. Esta situación descarta por completo esta capacidad para el uso de este diseño.

Dado que para las capacidades de  $10 \times 10^6$  y  $20 \times 10^6$  Btu/hr se obtuvieron resultados bastante similares y un comportamiento adecuado, se puede determinar que este modelo axisimétrico bidimensional opera adecuadamente en ambos casos. No obstante lo anterior, se pudo observar que para la capacidad de  $20 \times 10^6$  Btu/hr las temperaturas son ligeramente más elevadas en la dirección radial de los planos creados a lo largo del quemador. Estas evidencias indican que el modelo axisimétrico bidimensional se comporta mejor para una capacidad de  $20 \times 10^6$  Btu/hr.

#### **4.4. Sobre las oportunidades del modelado tridimensional**

Haciendo una comparación entre el modelo axisimétrico bidimensional propuesto y la geometría original tridimensional, se pueden observar diferencias en el diseño. La más significativa es el arreglo de perforaciones a lo largo de las cámaras de mezclado y sobre-mezclado. El diseño original cuenta con un arreglo de perforaciones de 6 filas de 16 agujeros para la cámara de mezclado y de 10 filas de 64 agujeros para la cámara de sobre-mezclado. En el modelo axisimétrico bidimensional, este arreglo de perforaciones no se puede realizar. En el modelo axisimétrico el arreglo de agujeros corresponde físicamente a franjas perforadas. A pesar de esta diferencia, el diseño axisimétrico se

mantiene muy cerca del diseño original debido a que el área disponible para el ingreso de los gases a las cámaras sí es el mismo en ambos modelos, por lo que es posible esperar que las velocidades de los gases en un modelo tridimensional sean relativamente cercanas a aquellas que ocurren en el modelo axisimétrico. En tal caso, este estudio resulta ser una forma *económica* de probar los modelos de combustión y los criterios empleados en el modelado antes de la preparación de un estudio en tres dimensiones.

Entonces, se espera que los resultados sean similares para la simulación tridimensional. Adicionalmente, en este estudio se ha probado el adecuado comportamiento de los modelos de turbulencia y formación de especies químicas, así como de la estabilidad del método numérico.

# BIBLIOGRAFÍA

---

- [1] **Fluent**, *User's Guide*, Version 12.0, 2009.
- [2] **Fluent**, *Theory Guide*, Version 12.0, 2009.
- [3] **Wan Azelee Wan Abu Bakar, Rusmidah Ali**, *Natural Gas*, Ed. Sciyo, 2010.
- [4] **Le Corre Olivier, Loubar Khaled**, *Natural Gas: Physical Properties and Combustion Features*, Ed. Sciyo, 2010.
- [5] **David Castiñeira, Thomas F. Edgar**, *CFD for Simulation of Steam-Assisted and Air-Assisted Flare Combustion Systems*, Energy & fuels 20, 1044-1056, 2006.
- [6] **Yunus A. Çengel, Michael A. Boles**, *Thermodynamics*, Fourth Edition, Ed. McGRAW-HILL, 2003.
- [7] **Charles E. Baukal Jr., Vladimir Y. Gershtein, Xianming Li**, *Computational Fluid Dynamics in Industrial Combustion*, First Edition, Ed. CRC Press, 2001.
- [8] **Patankar Suhas V.**, *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*, First Edition, Ed. Taylor & Francis, 1980.
- [9] **Frank M. White**, *Viscous Fluid Flow*, Third Edition, Ed. McGRAW-HILL, 2006.
- [10] **F. El-Mahallawy, S. El-Din Habik**, *Fundamentals and Technology of Combustion*, ELSEVIER, 2002.

- 
- [11] **Guenter P. Merker, Christian Schwarz, Gunnar Stiesch, Frank Otto**, *Simulating Combustion*, Springer, 2004.
- [12] **Guenter P. Merker, Christian Schwarz, Ruediger Teichmann**, *Combustion Engines Development - Mixture Formation, Combustion, Emissions and Simulation*, Springer, 2009.
- [13] **Tarek Echehki, Epaminondas Mastorakos**, *Turbulent Combustion Modelling*, Springer, 2011.
- [14] **Hilmar Straube, Otwin Breitenstein**, *Estimation of Heat Loss in Thermal Wave Experiments*, American Institute of Physics, 2011.
- [15] **T. Mahmud, S. K. Sangha**, *Prediction of a Turbulent Non-Premixed Natural Gas Flame in a Semi-Industrial Scale Furnace using a Radiative Flamelet Combustion Model*, Springer, 2009.
- [16] **Shaurya Prakash, Roald Akberov, Damena Agonafer, Adrian D. Armijo, Mark A. Shannon**, *Influence of Boundary Conditions on Sub-Millimeter Combustion*, American Chemical Society, 2009.
- [17] **Jimmy Andersen, Christian Lund Rasmussen, Trine Giselsson, Peter Glarborg**, *Global Combustion Mechanisms for Use in CFD Modeling under Oxy-Fuel Conditions*, American Chemical Society, 2009.
- [18] **Wu Zhonghua, Arun S. Mujumdar**, *Pulse Combustion Characteristics of Various Gaseous Fuels*, American Chemical Society, 2008.
- [19] **Young Gun Go, Sangmin Choi, Won Yang**, *Experimental Study of Effects of Axi-Asymmetric Combustion Air Supply in Horizontally Oil-Fired Burner and Furnace*, American Chemical Society, 2009.

- [20] **Gasser Hassan, Mohamed Pourkashanian, Derek Ingham, Lin Ma, Stephen Taylor**, *Reduction in Pollutants Emissions from Domestic Boilers - Computational Fluid Dynamics Study*, Journal of Thermal Science and Engineering Applications, 2009.
- [21] **Risto V. Filkoski**, *Pulverised-Coal Combustion with Staged Air Introduction: CFD Analysis with Different Thermal Radiation Methods*, Bentham Open, 2010.
- [22] **Kenneth K. Kuo**, *Principles of Combustion*, Second Edition, Ed. John Wiley & Sons, 2005.

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

2.1.	Esquema tridimensional del modelo del quemador . . .	16
2.2.	Esquema que muestra la mitad del quemador a través de un corte longitudinal . . . . .	17
2.3.	Esquema que muestra un plano longitudinal del quemador	17
2.4.	Esquema 2D axisimétrico del quemador Modelo 1 . . .	18
2.5.	Esquema 2D axisimétrico del quemador Modelo 2 . . .	18
2.6.	Malla empleada para el Modelo 1 . . . . .	20
2.7.	Detalles de la malla del Modelo 1 . . . . .	20
2.8.	Malla empleada para el Modelo 2 . . . . .	21
2.9.	Detalles de la malla del Modelo 2 . . . . .	22
2.10.	Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$ Standard para el modelo 1 . . . . .	25
2.11.	Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$ RNG para el mod- elo 1 . . . . .	26
2.12.	Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$ Realizable para el modelo 1 . . . . .	26
2.13.	Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$ Standard para el modelo 2 . . . . .	27
2.14.	Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$ RNG para el mod- elo 2 . . . . .	27
2.15.	Residuales empleando el modelo k- $\epsilon$ Realizable para el modelo 2 . . . . .	28
2.16.	Residuales empleando el modelo de combustión <i>eddy-</i> <i>dissipation</i> . . . . .	29

3.1. Esquema que ilustra las zonas que conforman el quemador	31
3.2. Campo de velocidades en el quemador . . . . .	33
3.3. Distribución de la temperatura en el quemador . . . . .	33
3.4. Distribución de la presión total dentro de quemador . .	34
3.5. Distribución de la presión estática en el quemador . . .	35
3.6. Distribución de la fracción de masa del oxígeno, $O_2$ , en el quemador . . . . .	35
3.7. Distribución de la fracción de masa del agua, $H_2O$ , en el quemador . . . . .	36
3.8. Distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono, $CO_2$ , en el quemador . . . . .	37
3.9. Distribución de la fracción de masa del metano, $CH_4$ , en el quemador . . . . .	38
3.10. Perfiles de la temperatura en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	38
3.11. Perfiles de la fracción de masa del metano en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	39
3.12. Perfiles de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	40
3.13. Perfiles de la fracción de masa del agua en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	41
3.14. Perfiles de la fracción de masa del oxígeno en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	41
3.15. Perfil de la temperatura a lo largo del eje del quemador	42
3.16. Perfil de la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador . . . . .	43
3.17. Perfil de la fracción de masa del dióxido de carbono a lo largo del eje del quemador . . . . .	43

3.18. Perfil de la fracción de masa del agua a lo largo del eje del quemador . . . . .	44
3.19. Perfil de la fracción de masa del oxígeno a lo largo del eje del quemador . . . . .	45
3.20. Campo de velocidades en el quemador . . . . .	46
3.21. Distribución de la temperatura en el quemador . . . . .	47
3.22. Distribución de la presión total dentro del quemador . . . . .	47
3.23. Distribución de la presión estática en el quemador . . . . .	48
3.24. Distribución de la fracción de masa del oxígeno, O <sub>2</sub> , en el quemador . . . . .	49
3.25. Distribución de la fracción de masa del agua, H <sub>2</sub> O, en el quemador . . . . .	49
3.26. Distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono, CO <sub>2</sub> , en el quemador . . . . .	50
3.27. Distribución de la fracción de masa del metano, CH <sub>4</sub> , en el quemador . . . . .	51
3.28. Perfiles de la temperatura en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	52
3.29. Perfiles de la fracción de masa del metano en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	52
3.30. Perfiles de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias medidas a lo largo del eje del quemador . . . . .	53
3.31. Perfiles de la fracción de masa del agua en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	54
3.32. Perfiles de la fracción de masa del oxígeno en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	54
3.33. Perfil de la temperatura a lo largo del eje del quemador . . . . .	55



3.34. Perfil de la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador . . . . .	56
3.35. Perfil de la fracción de masa del dióxido de carbono a lo largo del eje del quemador . . . . .	56
3.36. Perfil de la fracción de masa del agua a lo largo del eje del quemador . . . . .	57
3.37. Perfil de la fracción de masa del oxígeno a lo largo del eje del quemador . . . . .	58
3.38. Campo de velocidades en el quemador . . . . .	59
3.39. Distribución de la temperatura en el quemador . . . . .	60
3.40. Distribución de la presión total dentro de quemador . . . . .	61
3.41. Distribución de la presión estática en el quemador . . . . .	61
3.42. Distribución de la fracción de masa del oxígeno, O <sub>2</sub> , en el quemador . . . . .	62
3.43. Distribución de la fracción de masa del agua, H <sub>2</sub> O, en el quemador . . . . .	63
3.44. Distribución de la fracción de masa del dióxido de carbono, CO <sub>2</sub> , en el quemador . . . . .	63
3.45. Distribución de la fracción de masa del metano, CH <sub>4</sub> , en el quemador . . . . .	64
3.46. Perfiles de la temperatura en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	65
3.47. Perfiles de la fracción de masa del metano en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	66
3.48. Perfiles de la fracción de masa del dióxido de carbono en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	66
3.49. Perfiles de la fracción de masa del agua en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias a lo largo del eje del quemador . . . . .	67

3.50. Perfiles de la fracción de masa del oxígeno en la dirección radial del quemador para cuatro distintas distancias medidas a lo largo del eje del quemador . . . . .	68
3.51. Perfil de la temperatura a lo largo del eje del quemador	68
3.52. Perfil de la fracción de masa del metano a lo largo del eje del quemador . . . . .	69
3.53. Perfil de la fracción de masa del dióxido de carbono a lo largo del eje del quemador . . . . .	70
3.54. Perfil de la fracción de masa del agua a lo largo del eje del quemador . . . . .	70
3.55. Perfil de la fracción de masa del oxígeno a lo largo del eje del quemador . . . . .	71
3.56. Temperatura en el eje del quemador. Comparación entre los casos de $10 \times 10^6$ , $20 \times 10^6$ y $30 \times 10^6$ Btu/hr . . .	72
3.57. Fracción de masa del metano en el eje del quemador. Comparación entre los casos de $10 \times 10^6$ , $20 \times 10^6$ y $30 \times 10^6$ Btu/hr . . . . .	73
3.58. Fracción de masa del oxígeno en el eje del quemador. Comparación entre los casos de $10 \times 10^6$ , $20 \times 10^6$ y $30 \times 10^6$ Btu/hr . . . . .	73
3.59. Fracción de masa del dióxido de carbono en el eje del quemador. Comparación entre los casos de $10 \times 10^6$ , $20 \times 10^6$ y $30 \times 10^6$ Btu/hr . . . . .	74
3.60. Fracción de masa del agua en el eje del quemador. Comparación entre los casos de $10 \times 10^6$ , $20 \times 10^6$ y $30 \times 10^6$ Btu/hr . . . . .	75