



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA

FACULTAD DE QUÍMICA

*MODELACIÓN MATEMÁTICA DE LA TRANSFERENCIA
DE CALOR EN OLLAS DE ACERO AGITADAS CON GAS*

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

P R E S E N T A :

FRANCISCO DANIEL MALDONADO PARRA

TUTOR:

DR. MARCO AURELIO RAMÍREZ ARGÁEZ



2008



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente Dr. González Rivera Carlos
Secretario Dr. Campillo Illanes Bernardo Fabián
Vocal Dr. Zenit Camacho José Roberto
1er. Suplente Dr. García Hinojosa José Alejandro
2do. Suplente Dr. Ramírez Argáez Marco Aurelio

Sitio donde se desarrollo el tema: Departamento de Ingeniería Metalúrgica.

Dirección: Facultad de Química, conjunto D. Primer Piso

TUTOR DE TESIS

Dr. Marco Aurelio Ramírez Argáez

Quiero expresar mi más profundo y sincero agradecimiento:

Al CONACYT por haberme apoyado con la beca correspondiente al periodo de septiembre de 2006 a agosto de 2008, ya que ello me permitió realizar y finalizar mis estudios de posgrado.

Al Dr. Marco Aurelio Ramírez Argáez por su valiosa dirección, su confianza y apoyo constante.

A todos mis maestros por que han dejado una profunda huella en mí, contribuyendo en mi formación académica, profesional y personal.

A mi familia por su infinito cariño y amor. Los amo mucho.

A mis amigos con quienes he compartido alegrías y tristezas.

A mi universidad.

Yo Nezahualcóyotl lo pregunto:
¿Acaso en verdad se vive con raíz en la tierra?
No para siempre en la tierra:
sólo un poco aquí.
Aunque sea de jade se quiebra,
aunque sea oro se rompe,
aunque sea plumaje de quetzal se desgarrar.
No para siempre en la tierra:
Sólo un poco aquí.

Por fin lo comprende mi corazón:
escucho un canto,
contemplo una flor...
¡Ojalá no se marchiten!

No acabarán mis flores,
No cesarán mis cantos.
Yo cantor los elevo,
Se reparten, se esparcen.
Aún cuando las flores se marchitan y amarillean,
Serán llevadas allá,
Al interior de la casa
del ave de plumas de oro

Nezahualcóyotl

Freude, schöner Götterfunken,
Tochter aus Elysium,
Wir betreten feuertrunken,
Himmlische, dein Heiligtum!

Deine Zauber binden wieder,
Was die Mode streng geteilt;
Alle Menschen werden Brüder,
Wo dein sanfter Flügel weilt.

Wem der grosse Wurf gelungen,
Eines Freundes Freund zu sein,
Wer ein holdes Weib errungen,
Mische seinen Jubel ein!

Ja, wer auch nur eine Seele
Sein nennt auf dem Erdenrund!
Und wer's nie gekonnt, der stehle
Weinend sich aus diesem Bund.

Schiller

"Conviertan el anhelo en más trabajo.
Conviertan la esperanza en más esfuerzo.
Conviertan el impulso en realidad concreta.
Sigán los mejores ejemplos,
los de aquellos que lo dejan todo
por construir un futuro mejor..."

Salvador Allende

Índice

	Página
Resumen	3
Objetivo	4
Capítulo 1. Marco Teórico	5
1.1. Importancia del sector acero	5
1.2. Antecedentes	6
1.3. Horno Olla	9
1.4. Investigaciones sobre el Horno Olla	11
Capítulo 2. Modelo Matemático	26
2.1 Ecuaciones generales de conservación en flujos bifásicos	26
2.2 Ecuaciones gobernantes para el sistema bifásico acero-argón en el horno olla	29
2.3 Condiciones de frontera	42
Capítulo 3. Metodología de cálculo	46
3.1 Procedimiento de solución numérica	46
3.2 Validación del presente modelo con resultados experimentales y otros modelos encontrados en la literatura.	46
3.3 Análisis de sensibilidad de las variables de proceso y diseño	61
Capítulo 4. Resultados y discusión	71
4.1 Efecto del Flujo volumétrico del gas	71
4.2 Efecto de la posición radial de los tapones	84
4.3 Efecto del número de tapones	90
4.4 Efecto de la potencia de los arcos eléctricos (flujo de calor proveniente de los electrodos)	99
Conclusiones	107
Bibliografía	109
Lista de Figuras	113
Lista de Tablas	116
Apéndice 1	117
Anexo I	118
Anexo II	125

Notación

En la siguiente lista se incluyen los símbolos comunes que se usan en esta Tesis. Los símbolos más especializados se definen al estudiar los conceptos correspondientes.

D Diámetro de la olla.

R Radio de la olla.

H Altura de la olla.

ρ Densidad

μ Viscosidad

C_p Capacidad calorífica

k Conductividad térmica

D_p Diámetro de burbuja

Q Flujo de gas

β_L Coeficiente de expansión volumétrica

ε Emisividad

R_L , fracción volumétrica de la fase líquida

R_G , fracción volumétrica de la fase gas

v_r , componente del vector velocidad en dirección r para el líquido o el gas.

v_θ , componente del vector velocidad en dirección θ para el líquido o el gas.

v_z , componente del vector velocidad en dirección z para el líquido o el gas.

T_L , Temperatura de la fase líquida

T_G , Temperatura de la fase gas.

P_L , Presión de la fase líquida

P_G , Presión de la fase gas.

κ , la energía cinética turbulenta de la fase líquida.

ε , la rapidez de disipación de la energía cinética turbulenta de la fase líquida.

Resumen

En esta tesis se desarrolló un modelo matemático bifásico acero-argón que simula la inyección de gases por el fondo a través de tapones porosos para agitar un baño de acero en una olla de refinación industrial. El modelo se resolvió numéricamente con ayuda del software comercial Phoenics versión 3.4.

El modelo se validó satisfactoriamente al mostrar excelente concordancia entre las simulaciones y las mediciones experimentales de temperatura en un horno estratificado de manera natural y luego agitado con gas. Además se pudieron reproducir de manera aproximada cálculos hechos por otros investigadores.

Se encontró que la hidrodinámica está gobernada por la turbulencia y el arrastre que ejercen las burbujas de gas sobre el acero líquido y que los gradientes de temperatura que promueven convección natural no determinan los patrones de flujo.

El modelo validado se usó para realizar un análisis exhaustivo del proceso en donde se determinó el efecto de las principales variables de operación y diseño sobre el mezclado térmico y químico en ollas industriales. De este análisis se encontró que se mejora el mezclado térmico y químico del baño aumentando el flujo de gas, inyectando fuera del centro con un tapón. Aumentar el número de tapones, disminuir el flujo de gas e inyectar por el centro empeora las condiciones de agitación en el baño.

Objetivos

- Desarrollar y validar un modelo matemático de transferencia de calor en horno olla de acero industrial agitado con gas.
- Aplicar el modelo matemático para realizar un análisis de este proceso con el propósito de determinar el efecto de las principales variables de operación y diseño sobre el mezclado térmico del acero en la olla.

Capítulo 1. Marco teórico

1.1. Importancia del Sector Acero

Con una aportación al Producto Interno Bruto (PIB) de entre 2 y 2.5%, en 2006, el sector del acero se ubica en el segundo lugar en cuanto a la economía del país. En primer lugar se ubica el sector de la construcción y en tercer lugar, el sector de la industria química ⁷⁰⁾.

Según datos de la Cámara Nacional del Hierro y el Acero (CANACERO) ⁷⁰⁾, el PIB siderúrgico fue de 125.4 mil millones de pesos en el 2006, lo que equivale a 1.6% del PIB total, 6.9% del PIB industrial y 10% del PIB manufacturero. Asimismo, es de los principales usuarios del transporte ferroviario con un volumen nacional de carga de 9.8% movilizado por esta vía.

Al resaltar la importancia de esta industria, el sector del acero es considerado como base para el desarrollo de muchas otras industrias que son abastecidas por empresas de este segmento. Por lo cual, en México existe gran potencial de esta industria para la atracción de capitales.

¿Qué sucede en el Sector Acero?

Según datos de la CANACERO, a partir del 2001 la capacidad instalada de producción de acero incrementó gradualmente. En el año de 2005 llegó a 19.5 millones de toneladas y se ubicó en 83%. “Durante este mismo período, la producción de acero creció hasta 2004 (año con el mayor récord histórico alcanzada) y en 2005 tuvo un ligero decremento de 3.2% (16.2 millones de toneladas)”, cita un documento de esta instancia gremial ⁷⁰⁾. Es decir, en 2001 se llegó a las 13.3 millones de toneladas producidas y en 2005 se cerró con 16.2 millones de toneladas.

La CANACERO reportó que en los últimos cinco años el valor de las exportaciones siderúrgicas totales presentaron un aumento de 36.4%, al pasar de 4.3 a 5.9 millones de toneladas; mientras que las importaciones crecieron 10.1%, es decir, de 6.4 a 7.1 millones de toneladas. Por otro lado, el consumo nacional aparente de acero entre 2001 y 2005 pasó de 18.8 millones de toneladas en 2001 a 22.4 millones de toneladas en 2005.

Preocupante resulta para el sector acero la competencia de China, al aumentar sus exportaciones siderúrgicas hacia nuestro país durante los primeros cinco meses del 2006 en un 300%, informó la CANACERO ⁷⁰⁾.

1.2. Antecedentes

Producción del acero: los primeros acereros

En esta sección se da una breve semblanza de la evolución tecnológica de la industria del acero, para ubicar al lector en las nuevas tecnologías usadas hoy para producir acero.

Antes de la revolución industrial, el acero era un material caro que se producía en escala reducida para fabricar armas, principalmente. Los componentes estructurales de máquinas, puentes y edificios eran de hierro forjado o fundiciones. Las fundiciones son aleaciones de hierro con carbono entre 2.5% y 5%. La aleación que contiene el 4.3% se conoce como "eutéctica" y es aquella donde el punto de fusión es mínimo (1,130°C).

Los chinos ya en el siglo VI de nuestra era, conocían y aprovechaban la composición eutéctica para producir fundiciones en hornos de leña. El producto de estos hornos era una aleación líquida llamada arrabio que contenía abundantes impurezas. El arrabio, ya en estado sólido, servía también para producir hierro forjado.

El primer paso para lograr la transformación masiva del arrabio en acero lo dió el inglés Henry Bessemer en 1856. La idea de Bessemer era eliminar las impurezas del arrabio líquido y reducir su contenido de carbono mediante la inyección de aire en un "convertidor" de arrabio en acero. Se trata de una especie de crisol, como el que muestra en la Figura 1.2.1, donde se inyecta aire soplado desde la parte inferior, que a su paso a través del arrabio líquido logra la oxidación de carbono. Así, el contenido de carbono se reduce del 4 o 5% a alrededor de un 0.5 %. Además, el oxígeno reacciona con otras impurezas del arrabio (P, Mn, Si, etc.) produciendo óxidos que flotan y se absorben en la escoria que se encuentra arriba del acero líquido.

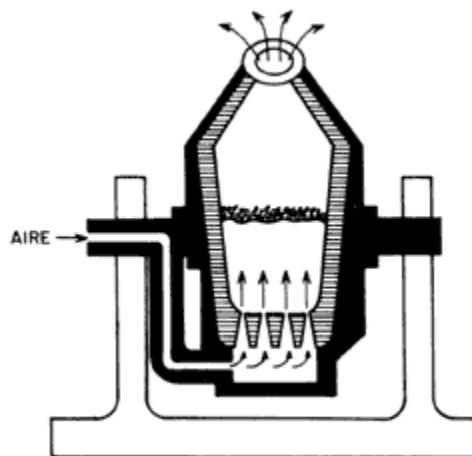


Figura 1.2.1 Convertidor de arrabio en acero inventado por Henry Bessemer⁷¹⁾.

Proceso global de producción de acero

A continuación se describirán los diferentes procesos, rutas y operaciones unitarias con que se produce actualmente acero en el mundo, los cuales se presentan esquemáticamente en la Figura 1.2.2.

El primer paso de la cadena productiva integrada (a partir de mineral de hierro) consiste en reducir al mineral concentrado de hierro (en forma de pellets extraído de las minas) en arrabio, reducción que toma lugar en los Altos Hornos. Posteriormente, en un segundo proceso (aceración) el arrabio es transformado en acero en convertidores BOF (*basic oxygen furnace*).

Otra ruta integrada alterna consiste en reducir al mineral de hierro en hierro esponja ó DRI (Direct Reduced Iron) a través de un proceso de reducción directa. El hierro esponja o DRI es un material sólido que contiene hierro metálico, óxido de hierro y carburo de hierro. El siguiente paso es mandar al hierro esponja a un horno de arco eléctrico.

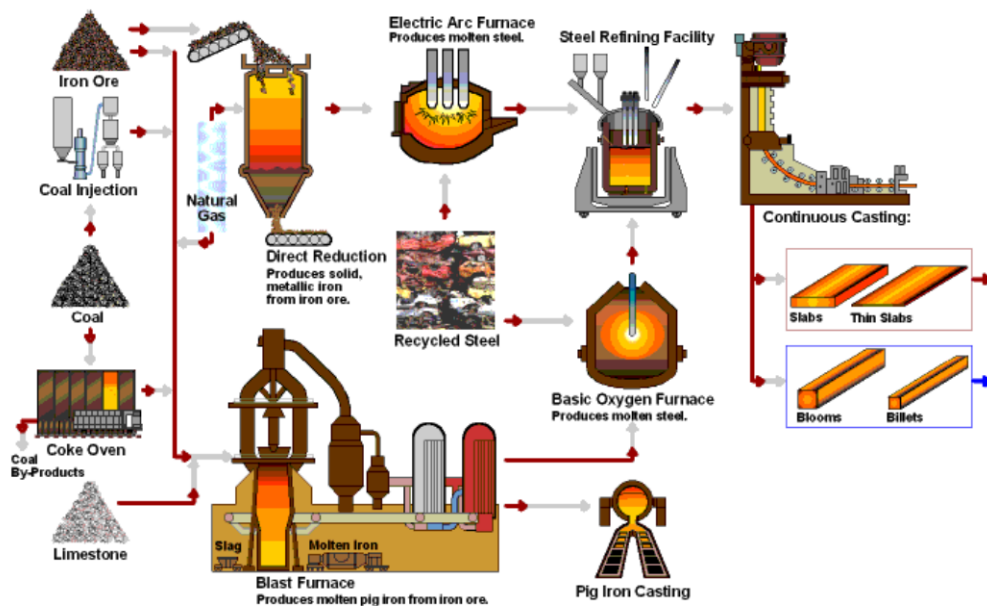


Figura 1.2.2. Diagrama de flujo del proceso de aceración.

Finalmente, en la ruta no integrada, se puede partir de chatarra de acero que se funde en hornos eléctricos de arco.

Descripciones más detalladas de los reactores de reducción del mineral y de aceración se dan a continuación.

En el alto horno (Figura 1.2.3), el mineral de hierro, el coque y la caliza se cargan por la parte superior. Por las otras toberas se inyecta el aire caliente que enciende el coque y libera el monóxido de carbono necesario para reducir al óxido de hierro. El arrabio, producto final del alto horno, se colecta por una piqueta en la parte inferior.

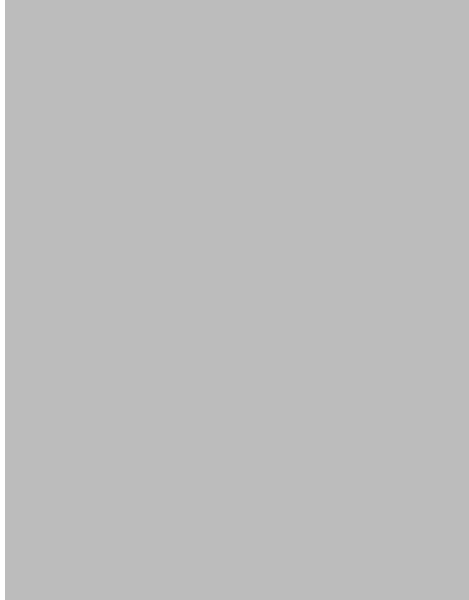


Figura 1.2.3. Representación esquemática de un alto horno⁷¹⁾.

Los convertidores Basic Oxygen Furnace (Figura 1.2.4) logran la refinación del arrabio empleando la misma idea de Bessemer para eliminar las impurezas y el exceso de carbono por oxidación, además de aprovechar el calor de las reacciones exotérmicas de oxidación como fuente de energía para la fusión. En lugar del soplo de aire que utilizaba Bessemer, en los BOF la oxidación se hace directamente soplando de oxígeno al arrabio a través de una lanza por encima.



Figura 1.2.4. Representación esquemática de un convertidor BOF⁷¹⁾.

1.3. Horno olla

La siguiente etapa en la producción del acero (después de la aceración) es la refinación de éste en estado líquido en un horno olla. A esta etapa también se le conoce como proceso de refinación secundaria del acero y es necesaria antes de solidificar al acero en máquinas de colada continua. Esta refinación (tema de esta tesis) es de suma importancia en la calidad final del acero como producto y consiste en las siguientes operaciones:

- a) Eliminar oxígeno y azufre disueltos en el acero mediante intercambios de masa entre el acero y la escoria (desoxidación y desulfuración). Estas operaciones se logran alimentando aluminio al baño de acero (desoxidar) y mediante una adecuada composición de la escoria para desulfurar.
- b) Eliminación o flotación de inclusiones no metálicas a la escoria
- c) Modificación de la morfología de las inclusiones no metálicas en formas poco dañinas para el acero (redondeadas)
- d) Eliminación de gradientes térmicos y de soluto en la olla (mezclado)
- e) Eliminación de gases disueltos en el acero.

Para acelerar los procesos de mezclado, es decir, eliminar la estratificación térmica y aumentar la recuperación de las adiciones de aleantes, así como mejorar la limpieza del acero a través de la eliminación de inclusiones, y acelerar la cinética de desoxidación y desulfuración del acero, se debe agitar vigorosamente al acero líquido.

La agitación se puede practicar de dos maneras distintas:

- a) Agitación mediante la inyección de gases inertes a través de tapones porosos colocados en el fondo de la olla o a través de lanzas sumergidas en el acero.
- b) Agitación mediante aplicación de campos electromagnéticos, que generan fuerzas electromagnéticas para agitar al acero.

La inyección de gases por el fondo sin duda es el método más ampliamente usado en todo el mundo para agitar al acero líquido. Esta inyección de gas es aplicada durante el refinamiento del acero fundido, para incrementar las rapidez de reacción, homogenizar la composición del acero eliminando gradientes de composición. También se minimiza la estratificación térmica en el acero líquido. Otro aspecto muy importante de la agitación es la remoción de partículas no metálicas conocidas como inclusiones, ya que éstas afectan las propiedades mecánicas del acero como producto. Para removerlas se utiliza una capa de óxidos fundidos (escoria), que se ubica en la parte superior del acero líquido.

La eficiencia de la inyección de gas inerte al acero para poder llevar acabo exitosamente estos procesos de refinación secundaria depende de muchas variables de proceso y de diseño, tales como:

- a) El flujo de gas para intensificar el mezclado en el acero líquido y poder evitar las heterogeneidades de composición y de temperatura, así como acelerar los intercambios metal-escoria.
- b) La geometría y el tamaño de la olla.
- c) La localización de los tapones por donde se inyecta el gas.
- d) El comportamiento hidrodinámico de las fases líquido y gas, la interacción entre las fases líquido-gas-inclusiones.

Entonces, la metalurgia de la olla es un proceso que determina en buena medida la calidad del acero pero que es sumamente complejo en su naturaleza y que está gobernado por fenómenos de transferencia de masa, transporte de energía, dinámica de fluidos y termodinámica, por lo que su estudio basado en esas ciencias es fundamental si es que se quiere entender el funcionamiento del horno olla.

1.4. Investigaciones sobre el horno olla

Los estudios de investigación acerca de los fenómenos de transporte que existen en el horno olla se han categorizado en los siguientes tres grupos:

- 1.- Estudios de modelos físicos
- 2.- Estudios de modelos matemáticos
- 3.- Combinación de los estudios físicos y matemáticos

Modelado físico del horno olla

La Figura 1.4.1 esquematiza el proceso del horno olla. Como se observa en la Figura, un flujo de gas argón es inyectado a través de uno o varios tapones, localizados en la base de la olla, a un baño de acero fundido contenido en un envase cilíndrico.

Este flujo de gas es el responsable de crear movimiento en el seno del líquido. Las burbujas de gas suben hacia la superficie libre debido a la fuerza boyante que experimentan y a la energía cinética de la salida del tapón. El acero líquido experimenta una fuerza de arrastre que generan las burbujas de gas conforme ascienden a través del acero. Así el líquido es acelerado y se mueve con el gas. El movimiento del seno del líquido transporta calor, momentum y materiales dispersos a lo largo de líneas de corriente. Este movimiento juega un papel importante en el mezclado de la olla. De esta manera el flujo de gas induce un flujo turbulento recirculatorio en el acero líquido para alcanzar una homogenización química y térmica, evita la estratificación térmica y acelera la absorción de las partículas no metálicas a la capa de escoria y los intercambios entre el metal y la escoria.

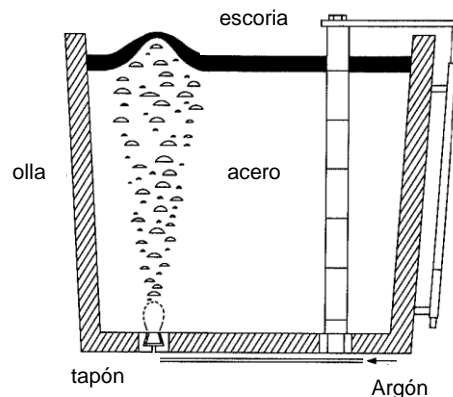


Figura 1.4.1. Representación esquemática de un Horno olla⁵⁹.

Son numerosos los procesos físicos envueltos en el proceso de agitación con gas al horno olla. Estos fenómenos son complejos debido a la geometría tridimensional (r, θ, z) de la olla, la naturaleza multifásica del sistema (acero-gas-escoria), las interacciones entre el gas y el líquido, el desarrollo de un

movimiento recirculatorio turbulento en el seno del acero líquido, que es inducido por la acción de una pluma de gas y por último la transferencia de masa (inclusiones e impurezas) que existe entre el acero líquido y la capa de escoria. Por lo que la estructura de la región de dos fases, su interacción con el seno del líquido y el movimiento recirculatorio turbulento afuera de la región de la pluma debe ser estudiada para analizar el sistema horno olla agitado con gas.

Las enormes temperaturas, la opacidad visual del acero líquido y el gran tamaño del horno olla industrial, hace que sea muy difícil realizar mediciones y observaciones experimentales de manera directa. Como el agua a 20°C y el acero a 1600°C tienen la misma viscosidad cinemática, se puede emplear un modelo físico utilizando agua para poder investigar la dinámica de fluidos en este proceso⁵⁹). Muchos estudios de modelos físicos del horno olla se han reportado en las últimas tres décadas en varios aspectos del proceso de este sistema. Estos aspectos son discutidos en la siguiente sección y son los siguientes: dinámica de fluidos, el mezclado, y la transferencia de masa y energía.

Dinámica de fluidos

La Figura 1.4.2 ilustra esquemáticamente el fenómeno físico que se observa durante la inyección de gas a través de una tobera en un modelo acuoso de horno olla. La región de dos fases gas-líquido ha sido dividida en cuatro distintas regiones físicas: burbuja primaria, burbuja libre, pluma y chorro. De estas regiones, la región pluma se caracteriza por ser una mezcla de aire y agua de burbujas esféricas dispersas. La región de pluma es la más larga y ocupa la mayor parte del baño. En contraste la región de chorro ocupa aproximadamente 3 o 4 % del baño (en un sistema acuoso y en un sistema de acero fundido). La región de burbuja primaria y de burbuja libre ocupan muy poco el volumen del horno olla.

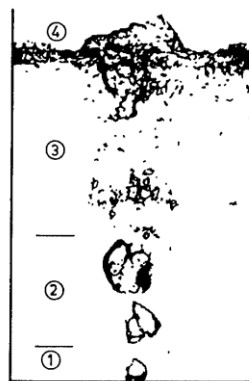


Figura 1.4.2 Regiones físicas de la región gas-líquido⁵⁹).

Actualmente es aceptado ¹⁻³⁾, que durante la refinación del acero en el horno olla, la energía cinética de entrada del gas así como el modo en que se inyecta el gas, son variables importantes en la región de vecindad inmediata al tapón. Mientras que en la región totalmente desarrollada, estas variables prácticamente no tienen influencia en el desarrollo global de la región de dos fases gas-líquido, es decir, el tamaño de la burbuja, su distribución espacial y la velocidad de ascenso de ésta son independientes de las condiciones de operación de entrada.

La fracción de volumen del gas, la frecuencia de las burbujas, así como la velocidad terminal de las burbujas en la región de dos fases, han sido medidas por numerosos investigadores en diferentes geometrías de vasijas y diferentes flujos de gas. Estas mediciones se han realizado, en general, utilizando sondas electro-resistivas ⁶⁻¹⁰⁾. El resultado de estos estudios ⁴⁻¹⁰⁾ indican que los perfiles radiales normalizados de la fracción de volumen del gas y la frecuencia de la burbuja se comportan esencialmente de manera Gaussiana.

Experimentos realizados por Castillejos y Brimacombe ⁵⁾ muestran que, excepto en la vecindad del tapón y de la superficie libre, las velocidades de ascenso de las burbujas son prácticamente independientes del eje axial. Estas observaciones se muestran en la Figura 1.4.3

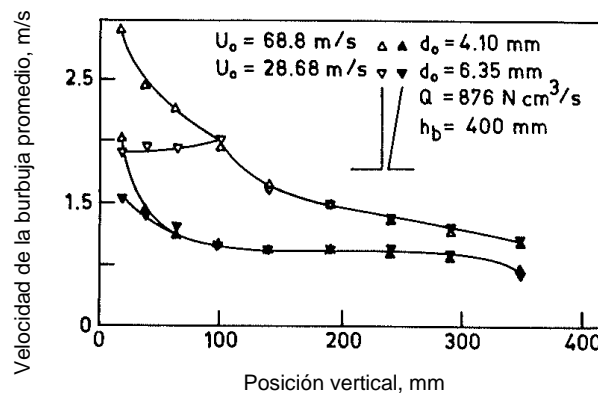


Figura 1.4.3. Velocidad de ascenso de burbuja en función de su posición axial⁵⁹⁾.

Por otra parte Sheng y Irons ⁵⁻¹⁰⁾ confirman que las condiciones hidrodinámicas cerca del tapón no son críticas en la velocidad de ascenso de la burbuja sobre una porción muy significativa del eje axial. Por su parte Sahajwalla ¹³⁾ investigó experimentalmente la región de chorro en la región de dos fases. Encontró que la tendencia en la distribución de la fracción de volumen del gas en la región de chorro es opuesta a la observada en la región de la pluma, un mínimo de burbujas de gas son encontradas en el eje axial. Sin embargo, el comportamiento de la distribución de la frecuencia de la burbuja es cercano al Gaussiano. Además, encontró que la velocidad de la burbuja disminuye con el incremento de la distancia axial en la región de chorro. Este comportamiento contrasta en la región de pluma, pues en esta región la velocidad axial de la burbuja permanece constante.

También se han realizado investigaciones acerca de cómo afecta el flujo de gas sobre estos parámetros de la región de dos fases ^{14,15,3)}. De esta manera Hsiao¹⁵⁾ encontró que la velocidad del líquido en la línea central del eje de la pluma, a cualquier flujo de gas, es prácticamente independiente del tamaño de la olla. Las únicas desviaciones de esta tendencia fueron observadas cerca del tapón de inyección y cerca de la superficie libre. Estos resultados experimentales pueden observarse en la Figura 1.4.4.

Refiriéndose a la Figura 1.4.3 y a la 1.4.4 se puede notar que cerca de la superficie libre, el líquido en ascenso pierde una significativa porción de su cantidad de momentum vertical a favor del brotamiento del chorro y de esa manera es forzado a fluir radialmente hacia fuera del eje de la pluma.

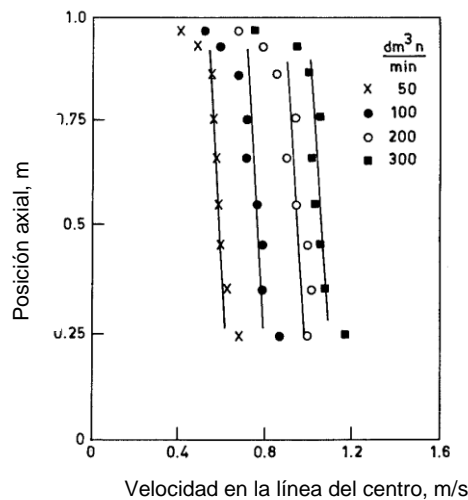


Figura 1.4.4. Velocidad de líquido como función de la posición axial y del flujo de gas⁵⁹⁾.

En un modelo axisimétrico (el tapón se coloca en el centro geométrico de la olla) el fluido en ascenso fluye radialmente hacia fuera en la vecindad de la superficie libre y después fluye hacia abajo adyacente a las paredes de la olla. Este movimiento crea un flujo de recirculación en la olla con su "ojo" toroidal localizado en la parte de arriba de la olla y desplazado hacia el lado de las paredes. Esto se puede observar en la Figura 1.4.5 ¹⁰⁾.

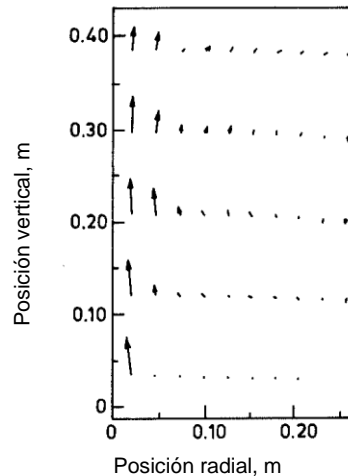


Figura 1.4.5 Patrón de flujo del líquido con inyección de gas por el centro⁵⁹⁾.

Las velocidades de ascenso de la burbuja y del líquido en la región de pluma fueron medidas simultáneamente por primera vez en un sistema acuoso por Sheng y Irons^{7,8)}. Ellos encontraron que la velocidad relativa de las burbujas en una pluma de burbujas puede ser razonablemente bien representadas por la velocidad terminal de ascenso de una sola burbuja (del mismo tamaño). Sus estudios confirmaron que las burbujas ascendentes en la pluma contribuyen significativamente a la producción de turbulencia y que esta turbulencia en la región de dos fases se comporta de manera anisotrópica.

En contraste al largo número de estudios experimentales que se han llevado a cabo de los sistemas aire-agua³⁻¹⁶⁾, los estudios de modelos físicos acerca de la hidrodinámica de los sistemas equivalentes a gas-metal-escoria han sido pocos. Tanaka y Gutrie¹⁷⁾ investigaron algunos aspectos en las interacciones escoria-metal bajo diferentes flujos de gas. Ellos sugieren que el burbujeo del gas puede inducir a la generación de gotas alrededor de la orilla de la pluma. Subsecuentemente, Mazudmar¹⁸⁾ midió el fenómeno de flujo, las características de turbulencia, el promedio de la energía cinética del fluido en movimiento, etc. Él observó experimentalmente que a cualquier flujo de gas, la energía cinética específica total del movimiento en el sistema era considerablemente reducida con la presencia de la fase escoria. Es decir, bajo condiciones del refinamiento en la olla, una gran cantidad de energía se disipa por la presencia de la fase escoria. Esta disipación está en función del espesor de la escoria, su viscosidad y densidad. Se necesitan más trabajos para cuantificar adecuadamente este fenómeno.

Mezclado

La eficiencia de muchas de las operaciones de procesos de refinación que se llevan a cabo en hornos de producción de acero están íntimamente relacionada con el fenómeno del mezclado. Al mezclar se aumenta la rapidez de la reacción química al igual que se eliminan las heterogeneidades térmicas y de soluto en la olla. El concepto de tiempo de mezclado ha sido establecido para representar el estado de agitación en la olla y por ende el índice de eficiencia del proceso. Se han hecho muchos esfuerzos para cuantificar experimentalmente el tiempo de mezclado en función de las variables de operación usando apropiadamente modelos acuosos a escala.

En algunos de estos experimentos²⁰⁻²⁸⁾ se ha encontrado que la geometría de la olla y el modo en que se adiciona la rapidez de energía cinética turbulenta al horno olla afectan de manera considerable al fenómeno de mezclado.

Por otra parte Mazumdar y Guthrie²⁷⁾, a través de una investigación teórica y experimental, demostraron que el mezclado en el sistema del horno olla agitado con gas es el resultado de la combinación de la recirculación en el seno del líquido y del fenómeno de difusión Eddy, en prácticamente igual medida.

A pesar de la naturaleza diversa de las observaciones experimentales, numerosos investigadores han obtenido correlaciones empíricas para estimar tiempos de mezclado como función de variables de operación^{27,28)}. En estas expresiones, encontradas por estos autores, ilustran el hecho de que los tiempos de mezclado están relacionados de manera inversa con la altura del líquido en la olla, se incrementan con el radio de la olla y disminuyen de acuerdo a la tercera potencia de la rapidez de energía cinética turbulenta de entrada. Estos estudios se han realizado en modelos acuosos en donde no se consideró el efecto de la fase escoria en el fenómeno de mezclado. De esta manera, Haida y otros autores³⁰⁾ investigaron el rol que tiene la fase escoria sobre el mezclado en el seno del líquido en un modelo acuoso. Estos autores encontraron que los tiempos de mezclado, medidos con una fase escoria semejante al modelo real, son considerablemente diferentes a los tiempos de mezclado donde no se consideró la fase escoria. Estas observaciones³⁰⁾ pueden ser justificadas por la razón de que el estado hidrodinámico de la olla, a cualquier flujo de gas, se comporta de manera diferente con la presencia de la fase escoria¹⁸⁾. Como ya se ha discutido anteriormente, la fase escoria disipa una parte de la rapidez de energía cinética de entrada, y por ello, los tiempos de mezclado de la olla son mayores cuando se considera la fase escoria que cuando no se considera esta segunda fase líquida. Muchos investigadores han reportado estudios acerca del escalamiento de las correlaciones del fenómeno de mezclado a condiciones industriales. Ellos sugieren^{28,29,31,32)} que las correlaciones deducidas de modelos acuosos pueden ser extrapoladas a la escala de las operaciones industriales.

Transferencia de masa

Las reacciones químicas entre el gas inyectado y el seno del líquido, como también entre dos líquidos inmiscibles (fase escoria-fase acero) en sistemas agitados es un sistema de interés y de suma importancia para los ingenieros metalúrgicos. Debido a ello, numerosos estudios experimentales se han llevado a cabo para investigar las interacciones escoria-acero-gas en el sistema de horno olla agitado con gas ^{19,33,34}.

Comúnmente se ha simulado reacciones químicas entre burbujas de gas y una fase líquida utilizando sistemas acuosos reaccionantes ^{24,31,35}. En estas simulaciones se ha encontrado que los dispositivos de inyección de gas (tapones porosos, lanza, etc.) tienen un gran efecto sobre la rapidez de absorción en los sistemas acuosos. Así ²⁴ un tapón poroso produce relativamente una mayor distribución uniforme de burbujas más pequeñas. Esto aumenta el área efectiva interfacial y con ello se aumenta la rapidez de transferencia de masa entre la fase líquida y la fase gas. Sin embargo, esta situación es bastante diferente en la práctica para el acero.

Por otra parte Kim y Fruehan ³⁶, al igual que Taniguchi ³⁷ encontraron de manera experimental que al aumentar el flujo de un gas inerte a una solución de NaOH, la absorción del gas a través del ojo de la pluma aumenta considerablemente. También encontraron que para este sistema una fase inmiscible líquida en la parte superior del baño (tipo escoria) minimiza la absorción del gas en comparación a un sistema sin esta fase escoria.

Se han reportado estudios de modelos acuosos sobre el fenómeno de transferencia de masa entre la fase escoria y fase metal en hornos ollas agitadas con argón. En estos estudios, agua y líquidos orgánicos (aceite ^{35,36}, benceno ³⁷, ciclohexano ³⁸, etc.) fueron usados para simular las fases metal y escoria, respectivamente. Generalmente, la intensidad de las reacciones entre la escoria y el metal han sido estudiadas mediante el monitoreo del transporte de un trazador, que tiene una relación de equilibrio entre el agua y la fase inmiscible. En estos sistemas, debido a las dificultades en estimar de manera precisa el área efectiva interfacial entre la escoria y el metal bajo condiciones de agitación con gas, se utiliza un coeficiente volumétrico de transferencia de masa para cuantificar los resultados experimentales.

Modelado matemático del horno olla

Durante las últimas dos décadas se han realizado y reportado numerosos modelos numéricos que abordan varios aspectos acerca de las operaciones que se realizan en el sistema horno olla agitada con gas. Se encuentran estudios en hidrodinámica^{39,40,41,42-48,51,52,53-55}, de transferencia de masa y energía^{29,53}, de fenómenos de turbulencia^{49,50,56-58}, etc.

El modelado hidrodinámico del sistema de horno olla agitado con gas se ha realizado con las siguientes tres aproximaciones⁵⁹:

- 1) El modelo de fase cuasi-monofásica. En este modelo se considera a la mezcla de gas y líquido como una sola fase. La dimensión, forma y distribución de la pluma de gas se deben conocer de manera empírica a priori. Este tipo de modelo es el más simple.
- 2) El modelo de 2 fases Lagrangiano-Euleriano. En este modelo se toma a la fase gaseosa con una ecuación de trayectoria, es decir se aproxima que las burbujas se comportan como partículas individuales en un marco de referencia de Lagrange. Por otro lado se resuelven las ecuaciones de conservación para la fase líquida.
- 3) El modelo de 2 fases Euleriano-Euleriano. En este modelo se considera a la fase líquida como una fase continua y a la fase gas como dispersa pero ambas bajo el mismo marco de referencia Euleriano, por lo que se resuelven las ecuaciones de conservación para ambas fases (líquido y gas). Este modelo es el más complejo y requiere de un mayor esfuerzo computacional para realizar los cálculos numéricos.

Como ya se ha mencionado, el sistema del horno olla agitado con gas representa un problema de flujo bifásico recirculatorio y turbulento. En este flujo las dos fases (acero líquido-gas) se encuentran en movimiento relativo una con la otra e intercambian momentum, calor, y masa. El modelo matemático utilizado en este presente trabajo de Tesis es el modelo de 2 fases Euleriano-Euleriano. Las burbujas de gas y el líquido son consideradas como dos diferentes fases que interactúan y se interpenetran una con la otra en todo el dominio.

Las fases líquida y gas tienen propiedades físicas diferentes. Cada fase tiene sus propias componentes de velocidad. Las componentes de velocidad de las dos fases están ligadas por la transferencia de momentum que ocurre en la interfase de éstas, esta transferencia se debe por la fuerza de arrastre o fricción que promueven las burbujas conforme ascienden. Las fases líquida y gas tienen su propia presión, entalpía, temperatura y composición química. De igual manera que las velocidades, las temperaturas y concentraciones de los componentes de cada fase están ligadas por la transferencia de energía y masa que ocurren en la interfase de éstas, respectivamente. Para ligar la transferencia

de momentum, energía y masa entre las fases líquido y gas, se introduce un término de fuente de interfase en las ecuaciones de conservación. En el presente estudio se considera que el intercambio de cantidad de movimiento y energía entre las dos fases se produce a través de áreas finitas de superficies interfaciales y que las presiones de ambas fases son iguales en el dominio computacional. Para cuantificar la proporción del espacio volumétrico ocupado por cada fase se emplea la fracción de volumen de cada fase. Las fracciones de volumen del gas y del líquido deben sumar la unidad. La dispersión del gas y del líquido debido a la turbulencia se cuantifica al incorporar un término de difusión de fase en las ecuaciones de conservación. Para contabilizar este término de difusión de fase se introduce un coeficiente de difusión de fase. Este coeficiente de difusión de fase se calcula a partir de la viscosidad turbulenta y el número de Prandtl de dispersión turbulenta.

Modelado físico y matemático del transporte de energía

Como ya se ha mencionado, la inyección de gases inertes en el proceso secundario de refinación del acero acelera la remoción de partículas no metálicas, la cinética de desoxidación y desulfuración del acero. También se utiliza para eliminar los gases disueltos en el acero. Otro aspecto importante ⁶⁰⁾ de la agitación con gas, es que se elimina la estratificación térmica en el baño y homogeniza la temperatura en el baño de acero. A la diferencia de temperaturas, en dirección vertical, del fondo hacia la parte superior del horno se le llama estratificación térmica. Esta estratificación térmica se forma por la convección natural que se produce en el acero líquido debido a la pérdida de calor del acero hacia las paredes del refractario de la olla.

Existen pocos estudios experimentales y computacionales que consideran el transporte de energía en el proceso del horno olla agitado con gas. El proceso de transferencia de calor en el horno olla es el resultado de varios fenómenos de transporte. Estos fenómenos de transporte se producen por la pérdida de calor del acero líquido hacia las paredes del refractario y la pérdida de calor, por radiación, de la fase escoria hacia el ambiente. Otro fenómeno de transporte de energía ocurre cuando se inyecta gas al acero líquido. Debido a que el gas se encuentra a una temperatura menor que el acero líquido, se produce un gradiente de temperaturas de la fase líquida a la fase gas. Además existe una fuente de energía que se añade al horno olla por medio de unos arcos generados entre electrodos de grafito. Esta fuente de energía se utiliza para recalentar al acero y mantenerlo en fase líquida durante la refinación.

Algunos investigadores han realizado estudios acerca del transporte de energía en el horno olla agitado con gas. En estos estudios ^{60,65)} sólo han considerado la agitación del acero líquido mediante la inyección vertical de gas, por medio de un solo tapón. Este tapón lo ubican en el centro geométrico de la base del horno olla. Debido a la simetría de la olla, el dominio de cómputo se convierte en un sistema de coordenadas cilíndricas bidimensionales (r,z) , lo que permite una

mayor facilidad en los cálculos numéricos. Además, estos estudios no toman en cuenta la transferencia de calor que se lleva a cabo en el recalentamiento del acero líquido durante la refinación secundaria de éste.

De esta manera, Turkoglu y Farouk ⁶⁵⁾ realizaron un análisis numérico de la dinámica de fluidos y el transporte de energía en un modelo a escala del horno olla agitado con gas. En este estudio se tomó en cuenta un envase cilíndrico cuyo contenido es acero líquido a 1873 K. A este envase se inyectó, de manera vertical, argón (293 K) mediante un tapón localizado en el centro del fondo de éste. Se utilizó el modelo Euleriano-Euleriano de dos fases bidimensional para resolver el problema. Este estudio se realizó para un sistema isotérmico y no isotérmico. En el estudio isotérmico, se supuso que la temperatura del gas, a la salida del tapón, era la misma que la temperatura del acero líquido. En cambio, para el sistema no isotérmico se tomó en cuenta que la temperatura del gas, a la salida del tapón, era de 293 K, mientras que la temperatura del acero líquido es de 1873 K. Para estudiar el mecanismo de transferencia de calor entre la fase líquida y gas se resolvieron las ecuaciones de conservación de energía para ambas fases. En el sistema no isotérmico no se tomó en cuenta la fuente de energía proveniente de los electrodos para el recalentamiento del acero.

Turkoglu y Farouk mencionan que en los sistemas de inyección de gas ⁶⁵⁾, la posición y forma de la superficie libre no permanece plana y uniforme cuando se inyecta gas al acero líquido. Es decir, poco después que el gas se inyecta, la región de la superficie libre se convierte en una zona de dos fases caracterizada por altos gradientes de fracciones de volumen de líquido-gas. Por lo que en el estudio que realizaron Turkoglu y Farouk ⁶⁵⁾, el dominio del cálculo computacional se extendió más allá de la altura inicial del nivel del líquido no perturbado. La región cercana a la superficie libre fue considerada dentro del cálculo del dominio computacional y los puntos nodales en esta región se trataron como puntos internos regulares de la malla. Una ventaja de esta formulación es que se pueden obtener estimados razonables de la ubicación y forma de la superficie libre sin necesidad de especificar condiciones adicionales a esta región. Las condiciones de frontera se obtuvieron considerando las condiciones de simetría de la olla. Las paredes del horno se consideraron aisladas y se tomó en cuenta el calor perdido de la superficie libre hacia el ambiente debido a la radiación. En su modelo se utilizó la ecuación de estado de gas ideal para cuantificar el cambio de la densidad del gas debido al cambio de la temperatura en el sistema.

Los resultados del estudio no isotérmico de Turkoglu y Farouk señalan que la estructura la fracción de volumen del gas en función de la posición radial es similar a la estructura obtenida en el estudio isotérmico cuando se alcanza un estado cuasi-estacionario (3 segundos después de que se inyectó el gas). Esta similitud se debe a que la temperatura del gas es diferente del líquido sólo cerca de la zona de la salida del tapón, después ya no hay diferencia. Aunque es pequeña la región en donde las dos fases tienen diferente temperatura, cerca de

la salida del tapón, el gas mantiene una temperatura considerablemente menor comparada con la temperatura del líquido, cercana a 540 K. No se observó algún cambio importante en la temperatura de la fase líquida, pues el calor transferido de la fase líquida hacia la fase gas fue muy pequeño. El calor perdido por radiación que se presenta a través de la superficie libre es también pequeño, por lo que no hay cambio de temperatura cerca de la superficie libre.

Con este análisis, Turkoglu y Farouk ⁶⁵⁾ llegaron a la conclusión de que el proceso de transferencia de calor entre la fase líquida y la fase gas es un proceso eficiente, en donde la temperatura del gas alcanza la temperatura del líquido a una corta distancia del punto de inyección. Hay que considerar que aunque la temperatura de ambas fases se equilibran a corta distancia del tapón, el gas mantiene una temperatura considerablemente diferente de la temperatura del líquido a una distancia cercana al punto de inyección.

En otro estudio, Xia y Ahokainen ⁶⁰⁾ llevaron a cabo un análisis numérico del flujo transitorio y de transferencia de calor en un horno olla agitada con gas a escala industrial. La olla es de forma cónica, contiene acero fundido y se le inyecta nitrógeno en el centro del fondo de esta para agitar al acero líquido. Como se ha mencionado antes, durante el proceso de agitación del acero, se produce un flujo bifásico transitorio y turbulento, así como un proceso de transporte de energía, como resultado de la pérdida de calor del acero líquido hacia las paredes del refractario y hacia la fase gas y la pérdida de energía de la fase escoria hacia el ambiente. Xia y Ahokainen tomaron en cuenta estos procesos de transporte de energía, pero no consideraron el calor transferido hacia la olla para recalentar el acero líquido. Estos autores utilizaron el modelo Euleriano-Euleriano de dos fases para evaluar la eficiencia de la agitación del gas para homogenizar térmicamente el baño. Sus resultados fueron comparados con datos experimentales de un horno olla industrial.

En su análisis se asumió que la temperatura inicial del acero era de 1948 K y las componentes del vector velocidad del acero eran iguales a cero. La fracción de volumen inicial del líquido se fijo a un valor muy cercano a la unidad y la fracción de volumen del gas a un valor cercano a cero (1E-6) para evitar inestabilidad numérica en las ecuaciones de conservación de la fase gas. La pérdida de calor del acero líquido hacia el refractario se fijo en un valor constante y cercano al valor numérico del promedio del calor perdido que se calculó en otro estudio que realizaron Xia y Ahokainen ⁶²⁾, donde tomaron en cuenta el refractario de la olla para realizar la simulación. La velocidad de gas a la salida del tapón se asumió constante y la superficie libre se asumió plana. Se fijo un flujo de calor perdido en la superficie libre, que se calculó como el calor perdido de la fase escoria hacia el ambiente. Las condiciones de frontera se obtuvieron considerando las condiciones de simetría de la olla.

Xia y Ahokainen ⁶²⁾ encontraron que la temperatura en la fase líquida es bastante uniforme en la región del seno del líquido. Esto significa que la inyección del gas homogeniza los campos de temperatura (minimiza la estratificación térmica) y aumenta el mezclado. Estos autores aclaran que, mediante la inyección de gas al horno olla, no se puede alcanzar una homogenización completa (diferencia de cero entre las temperaturas, en dirección vertical, del fondo hacia la parte superior del horno) y que existe una pequeña diferencia de temperaturas entre el fondo y la parte superior (estratificación térmica). Este resultado es diferente al que encontró Castillejos ⁶³⁾, quien puntualiza que una completa homogenización puede ser alcanzada después de 3 minutos de haber inyectado el gas. La razón por la cual no se puede alcanzar una completa homogenización ⁶⁰⁾, es que todavía existe, aunque es pequeña, convección natural en el acero líquido durante la agitación con gas. Xia y Ahokainen ⁶⁰⁾ puntualizan que debido a la transferencia de momentum entre las burbujas de gas y el acero, así como la pérdida de calor del acero hacia el refractario y la pérdida de calor de la superficie libre hacia el ambiente, se produce convección natural durante el agitación con gas. Estos autores indican que la razón de que la estratificación térmica fluctúe ligeramente, es que existen fluctuaciones de temperatura en la región del fondo de la olla. En su estudio ⁶⁰⁾, Xia y Ahokainen notaron que la estratificación térmica obtenida bajo la suposición de flujo de pérdida de calor constante, a lo largo de las paredes de la olla, es bastante similar a la estratificación térmica obtenida con la suposición de flujo de pérdida de calor dependiente del tiempo a lo largo de las paredes de la olla ⁶¹⁾.

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor de interfase, Xia y Ahokainen ⁶⁰⁾ recurrieron a correlaciones en términos del número de Nusselt. Ocuparon las correlaciones encontradas por Ranz-Marshall ⁶⁴⁾ y Hughmark ⁶⁴⁾. Xia y Ahokainen indican que la diferencia de los resultados obtenidos sobre la estratificación térmica utilizando las correlaciones de Ranz-Marshall y Hughmark es muy pequeña. Esto indica que la transferencia de calor a través de la interfase burbuja-líquido es eficiente y que las predicciones en el flujo y la temperatura no son sensibles a las correlaciones ocupadas para calcular el coeficiente de transferencia de calor de interfase.

Por otra parte Xia y Ahokainen ⁶⁰⁾ indican que el gas inyectado se calienta rápidamente y su temperatura alcanza la temperatura de acero a una corta distancia de la salida del tapón. También se puede notar que la transferencia de calor que se produce del acero líquido hacia el gas, tiene un efecto insignificante en el perfil de temperaturas del acero y que sólo causa una muy pequeña disminución en la temperatura del acero cerca de la región del fondo. Esto se debe a que la capacidad calorífica del gas es mucho más pequeña que la del acero líquido. Este resultado es consistente con la observación de Turkoglu y Farouk ⁶⁵⁾

Por último las predicciones hechas por Xia y Ahokainen ⁶⁰⁾ coinciden, de manera razonable, con las mediciones experimentales.

Así, Castillejos y Brimacombe ⁶⁶⁾ realizaron un estudio numérico sobre la distribución transitoria del flujo y la temperatura en ollas agitadas con argón. Su investigación se enfoca en el estudio del tiempo mínimo necesario de agitación para alcanzar una homogenización térmica en la olla equipada con un tapón poroso en el centro geométrico de ésta. Este estudio se realizó para flujos de gas típicos y la aproximación numérica combina un modelo de flujo de fluidos de recirculación turbulenta y correlaciones experimentales de la fracción gas en el baño, es decir, su modelo es del tipo cuasi-monofásico. Las ecuaciones de conservación de momentum y energía se resolvieron con una técnica numérica de volumen de control, mientras que la turbulencia se modeló con el modelo de turbulencia $k - \varepsilon$.

La simulación se realizó en un horno olla de 250 toneladas agitado por argón que se inyectó a través de un tapón localizado en el centro geométrico del fondo de este. Como suposición inicial, se asumió que el acero líquido se encontraba estático y estratificado térmicamente con una distribución lineal de temperaturas desde el fondo hasta la parte superior de la olla. La temperatura inicial se asumió uniforme en la dirección radial. De igual manera, consideran en este estudio, que el dominio de cómputo es ocupado por una sola fase con una densidad espacialmente variable. La superficie libre se considera que se encuentra plana, no existen esfuerzos cortantes en ella y se encuentra térmicamente aislada. Le dan importancia a las diferencias de densidad que se originan debido a los gradientes de la fracción de gas y de la temperatura. No se considera la transferencia de calor entre el gas y el acero, ya que el calor contenido en el gas es muy pequeño, comparado con el calor contenido en el acero. Y por último, se tomó en cuenta un flujo de calor constante que se perdía por las paredes de la olla.

En este artículo se presentan los resultados de los perfiles de temperatura en un plano (r, z) para diferentes tiempos de mezclado. Estos autores obtuvieron que se alcanzaba una completa homogenización alrededor de un tiempo de agitación de 180 segundos. Este resultado se aproxima a los resultados experimentales que se han reportado en la industria.

Los resultados generados en este artículo sirvieron como punto de partida para una comparación con el modelo construido en este proyecto de tesis. En el capítulo 3 de este proyecto de tesis se muestra dicha comparación.

Por último, Eric Grip y Pär Jonson ⁶⁷⁾ desarrollaron un modelo CFD tridimensional en el cual realizan la simulación de la convección natural que se genera en un horno olla. Esta convección natural genera una estratificación térmica en el baño de acero. Así también, midieron experimentalmente la temperatura y las velocidades en una olla de 107 toneladas (olla industrial) y de 7 toneladas (planta piloto) para validar su modelo. Las técnicas experimentales que se utilizaron para medir esta estratificación térmica, originada por la

convección natural, son muy complejas, pero, a su vez, precisas y con un error experimental aceptable.

En su modelo se resolvieron las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento en las tres direcciones del plano, así como también la de energía. Los cálculos se realizaron en estado transitorio. La superficie libre se consideró plana y que no existen esfuerzos cortantes en ella. Se consideró la condición de no deslizamiento en las paredes de la olla, así como también una pérdida constante de flujo de calor a través de éstas. Para el caso de la olla de 107 toneladas, se consideró una pérdida constante de flujo de calor por la superficie libre, en cambio, para la olla de 7 toneladas, se despreció la pérdida de calor a través la superficie libre. La densidad del acero se consideró como función de la temperatura del baño. Para resolver las ecuaciones de conservación, se utilizó el código comercial PHOENICS⁶⁸⁾.

Con los resultados experimentales presentados en este artículo se validó el modelo construido en este proyecto de tesis. En el capítulo 3 de esta tesis se muestra dicha validación. Debido a que esta validación se realizó con los resultados experimentales reportados para la olla de 7 toneladas, a continuación sólo se explicará el procedimiento experimental que siguieron Eric Grip y Pär Jonson para generar dichos resultados en la olla de 7 toneladas.

La estratificación térmica que se generó en el baño de acero, para la olla de 7 toneladas, se midió con dos termopares que se penetraron en una de las paredes de la olla. Estos termopares fueron situados a 0.135 y 0.810 m del fondo. Este arreglo se puede observar en la Figura 1.4.6.:

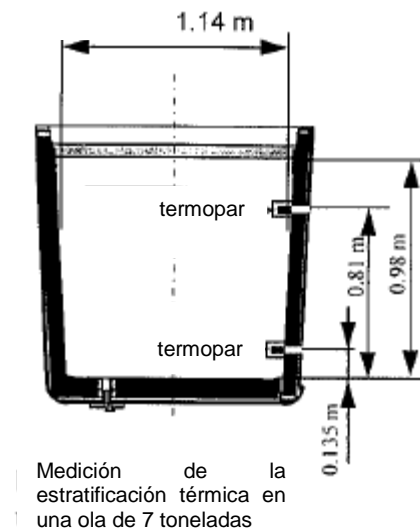


Figura 1.4.6 Arreglo experimental de Par Jonson⁶⁷⁾.

Las temperaturas medidas por estos termopares fueron registradas a partir del periodo en el cual se vacía el acero (tapping), durante 9 min del periodo de espera (holding) y durante el periodo de agitación con gas. Los resultados obtenidos de estas mediciones se muestran a continuación en la Figura 1.4.7:

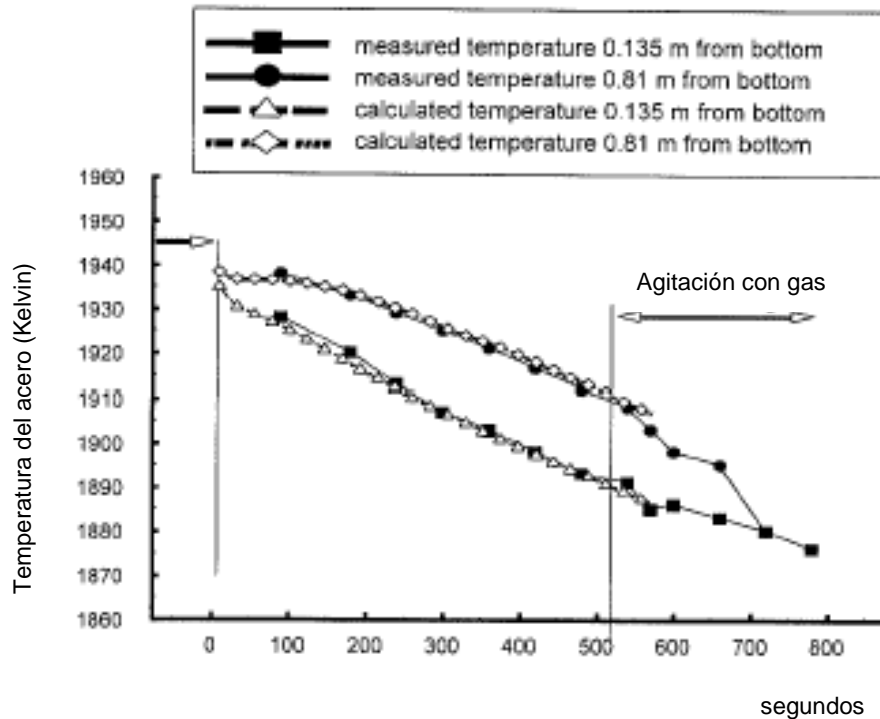


Figura 1.4.7. Estratificación térmica en una olla de 7 toneladas⁶⁷⁾.

Esta gráfica muestra que existe una diferencia de temperaturas en las lecturas de los dos termopares durante el periodo de espera (holding period) y que esta diferencia aumenta con el tiempo. Después de aproximadamente 8.5 min se comenzó a agitar. Con esta agitación, se produjo una homogenización en el baño de acero y la diferencia de temperaturas entre los termopares disminuyó. Después de aproximadamente 3 min de agitación, las lecturas de los termopares fueron idénticas.

Las mediciones experimentales se compararon con las predicciones de modelo numérico de Eric Grip y Pär Jonson. Al observar los resultados, se puede aseverar que el modelo teórico CFD da una muy buena estimación precisa de la distribución de temperaturas durante el periodo de espera donde predomina la convección natural y la estratificación térmica (holding period).

Con esta revisión bibliográfica se desprende que hay poco trabajo de modelado matemático y experimental que estudie el efecto de las principales de proceso y diseño de la olla en la estratificación térmica y el mezclado en el baño de acero bajo condiciones industriales y por eso, este trabajo pretende aportar ese conocimiento inexistente hasta la fecha.

Capítulo 2. Modelo Matemático

2.1 Ecuaciones generales de conservación en flujos bifásicos

Para resolver el presente problema de flujo bifásico recirculatorio y turbulento en ollas de acero agitadas con gas, se deben de tomar en cuenta la consideraciones expuestas en la sección de la revisión bibliográfica de los modelos matemáticos del horno olla (capítulo 1). Un análisis completo de este problema requiere la solución de las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento, energía y masa sobre el dominio del flujo y un uso apropiado de las condiciones a la frontera para calcular los valores numéricos de presión, fracción de volumen, componentes de velocidad y temperatura de la fase líquida y gas en todo el dominio.

Ecuación de continuidad de la fase i

La ecuación de continuidad de la fase i representa lo siguiente: la masa de la fase i se conserva en un punto del espacio. A continuación se escribirá la ecuación de continuidad de la fase i que interactúa e interpenetra con una fase j :

$$\frac{\partial (\rho_i R_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_i \underline{v}_i R_i) - \nabla \cdot (\Gamma_{R_i} \nabla R_i) = \tilde{n}_{j-i} \quad \dots\dots\dots (2.1)$$

donde:

R_i , la fracción de volumen de la fase i

ρ_i , la densidad de la fase i

\underline{v}_i , el vector de velocidades de la fase i

Γ_{R_i} , el coeficiente de difusión de la fase i

Cada término de la ecuación (2.1) representa:

$\frac{\partial (\rho_i R_i)}{\partial t}$, la acumulación de la fase i en un punto fijo.

$\nabla \cdot (\rho_i \underline{v}_i R_i)$, el transporte de la fase i debido al fenómeno de convección

$\nabla \cdot (\Gamma_{R_i} \nabla R_i)$, el transporte de la fase i debido al fenómeno de dispersión total de ella misma

\tilde{n}_{j-i} , la rapidez neta de masa que entra en la fase i , proveniente de la fase j

Ecuación de conservación de la propiedad escalar ϕ_i

A continuación se escribe la ecuación de conservación para cualquier propiedad escalar de la fase i, ϕ_i

$$\frac{\partial (\rho_i R_i \phi_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_i \underline{v}_i R_i \phi_i) - \nabla \cdot (\Gamma_{\phi_i} R_i \nabla \phi_i) - \nabla \cdot (\Gamma_{R_i} \phi_i \nabla R_i) = S_{\phi,i} + S_{\phi,i}^{IP} \quad \dots\dots\dots(2.2)$$

donde:

- ϕ_i , variable dependiente, propiedad (ρ, v_θ, v_z, H) de la fase i
- R_i , la fracción de volumen de la fase i
- ρ_i , la densidad de la fase i
- \underline{v}_i , el vector de velocidades de la fase i
- Γ_{R_i} , el coeficiente de difusión de la fase i
- Γ_{ϕ_i} , el coeficiente de difusión dentro de la fase i

cada término representa:

$\frac{\partial (\rho_i R_i \phi_i)}{\partial t}$, la acumulación de la propiedad ϕ_i en un punto fijo.

$\nabla \cdot (\rho_i \underline{v}_i R_i \phi_i)$, el transporte de la propiedad ϕ_i debido al fenómeno de convección.

$\nabla \cdot (\Gamma_{\phi_i} R_i \nabla \phi_i)$, el transporte de la propiedad ϕ_i dentro de la fase i debido al fenómeno de difusión.

$\nabla \cdot (\Gamma_{R_i} \phi_i \nabla R_i)$, el transporte de la propiedad ϕ_i debido a la dispersión total de la fase i .

$S_{\phi,i}^{IP}$, el término fuente de interfase de la fase i .

$S_{\phi,i}$, el término fuente dentro de la fase i .

Término fuente de interfase

Para ligar la transferencia de cantidad de movimiento, energía y masa entre las fases líquido y gas, se introduce un término de fuente de interfase en las ecuaciones de conservación. Es decir, el término fuente de interfase $S_{\phi,i}^{IP}$ permite el enlace entre las ecuaciones de conservación para el transporte de cantidad de movimiento, masa y energía vía interfase.

En forma general:

$$S_{\phi,i}^{IP} = f_{\phi,i} + \langle m_{ji} \rangle (\phi_i^{int} - \phi_i) \quad \dots(2.3)$$

donde:

$f_{\phi,i}$, coeficiente de transferencia difusiva de interfase de la propiedad ϕ para la fase i .

m_{ji} , rapidez neta de transferencia de masa entre las fases i, j

$\langle m_{ji} \rangle$, valor máximo de la comparación de 0.0 y m_{ji}

ϕ_i^{int} , valor de la propiedad ϕ en la interfase de las fases i, j para la fase i .

ϕ_i , valor de la propiedad ϕ en el seno de la fase i

Concepto de ϕ_i^{int}

ϕ_i^{int} es el valor de ϕ_i en la interfase $i-j$. Puede ser una función del espacio, tiempo o del valor local de ϕ del seno de la fase. ϕ_i^{int} es una propiedad y no una variable obtenida de una ecuación de conservación.

Valores de interfase para la transferencia de la propiedad ϕ del seno de la fase i al seno de la fase j

En este caso, el valor de interfase de ϕ en la fase i , es igual al valor de ϕ en el seno de la fase j , es decir, $\phi_i^{int} = \phi_j$. Por ello el término fuente de interfase se convierte en:

$$S_{\phi,i}^{IP} = f_{\phi,i} + \langle m_{ji} \rangle (\phi_j - \phi_i) \quad \dots(2.4)$$

donde:

ϕ_i es valor de la propiedad ϕ en el seno de la fase i

ϕ_j es valor de la propiedad ϕ en el seno de la fase j

2.2 Ecuaciones gobernantes para el sistema bifásico acero-argón en el horno olla

En la siguiente sección se escribirá, para la fase líquida y la fase gas, la ecuación de continuidad, así como las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento y energía, correspondientes al sistema horno olla agitado con gas. Es importante aclarar que el acero y el gas (Ar) son fluidos newtonianos a las condiciones de operación del horno olla y la fase gas se trata como un fluido incompresible, es decir, se considera un diámetro de burbuja constante. Debido a que se considera que el horno olla tiene una geometría cilíndrica, se utilizan coordenadas cilíndricas (r, θ, z) . También se fijarán las condiciones a la frontera para resolver las ecuaciones de continuidad y de conservación y así obtener los valores de $R_L, R_G, v_r^L, v_\theta^L, v_z^L, v_r^G, v_\theta^G, v_z^G, T_L, T_G, P_L, P_G, \kappa, \varepsilon$ en todo el dominio del sistema.

Cada variable representa:

R_L , fracción volumétrica de la fase líquida

R_G , fracción volumétrica de la fase gas

v_r , componente del vector velocidad en dirección r para el líquido o el gas.

v_θ , componente del vector velocidad en dirección θ para el líquido o el gas.

v_z , componente del vector velocidad en dirección z para el líquido o el gas.

T_L , Temperatura de la fase líquida

T_G , Temperatura de la fase gas.

P_L , Presión de la fase líquida

P_G , Presión de la fase gas. Nota: $P_G = P_L$

κ , la energía cinética turbulenta de la fase líquida.

ε , la rapidez de disipación de la energía cinética turbulenta de la fase líquida.

Ecuación de continuidad de la fase líquida L y la fase gas G

A continuación se escribe las ecuaciones de continuidad de la fase líquida L y la fase gas G . Al aplicar la ecuación (2.1) para la fase líquida y gas se obtiene:

Ecuación de continuidad de la fase líquida L

$$\frac{\partial (R_L)}{\partial t} + \nabla \cdot (v_L R_L) - \nabla \cdot (R_L \nabla R_L) = \tilde{n}_{G-L} \quad \dots \quad (2.5)$$

Ecuación de continuidad de la fase gas G

$$\frac{\partial (\rho_G R_G)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_G \underline{v}_G R_G) - \nabla \cdot (\rho_{R_G} \nabla R_G) = \tilde{n}_{L-G} \quad \dots\dots\dots (2.6)$$

En cada punto del espacio se debe de cumplir la siguiente restricción:

$$R_L + R_G = 1 \quad \dots\dots\dots (2.7)$$

Ecuación de conservación de cantidad de movimiento para la fase líquida L y la fase gas G

Ahora se usa la ecuación (2.2) para escribir las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento para la fase líquida y gas.

Ecuación de conservación de cantidad de movimiento para la fase líquida

Dirección en r

$$\frac{\partial (\rho_L R_L v_r^L)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_L \underline{v}_L R_L v_r^L) - \nabla \cdot (\rho_{v_r^L} R_L \nabla v_r^L) - \nabla \cdot (\rho_{R_L} v_r^L \nabla R_L) = S_{v_r,L} + S_{v_r,L}^{IP} \quad \dots\dots\dots (2.8)$$

Dirección en θ

$$\frac{\partial (\rho_L R_L v_\theta^L)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_L \underline{v}_L R_L v_\theta^L) - \nabla \cdot (\rho_{v_\theta^L} R_L \nabla v_\theta^L) - \nabla \cdot (\rho_{R_L} v_\theta^L \nabla R_L) = S_{v_\theta,L} + S_{v_\theta,L}^{IP} \quad \dots\dots\dots (2.9)$$

Dirección en z

$$\frac{\partial (\rho_L R_L v_z^L)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_L \underline{v}_L R_L v_z^L) - \nabla \cdot (\rho_{v_z^L} R_L \nabla v_z^L) - \nabla \cdot (\rho_{R_L} v_z^L \nabla R_L) = S_{v_z,L} + S_{v_z,L}^{IP} \quad \dots\dots\dots (2.10)$$

Ecuación de conservación de cantidad de movimiento para la fase gas

Dirección en r

$$\frac{\partial (\rho_G R_G v_r^G)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_G \underline{v}_G R_G v_r^G) - \nabla \cdot (\rho_{v_r^G} R_G \nabla v_r^G) - \nabla \cdot (\rho_{R_G} v_r^G \nabla R_G) = S_{v_r,G} + S_{v_r,G}^{IP} \quad \dots\dots\dots (2.11)$$

Dirección en θ

$$\frac{\partial (\rho_G R_G v_\theta^G)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_G \underline{v}_G R_G v_\theta^G) - \nabla \cdot (\rho_{v_\theta^G} R_G \nabla v_\theta^G) - \nabla \cdot (\rho_{R_G} v_\theta^G \nabla R_G) = S_{v_\theta,G} + S_{v_\theta,G}^{IP} \quad \dots\dots\dots (2.12)$$

Dirección en z

$$\frac{\partial (\rho_G R_G v_z^G)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_G \underline{v}_G R_G v_z^G) - \nabla \cdot (\rho_{v_z^G} R_G \nabla v_z^G) - \nabla \cdot (\rho_{R_G} v_z^G \nabla R_G) = S_{v_z,G} + S_{v_z,G}^{IP} \quad \dots\dots\dots (2.13)$$

Ecuación de conservación de energía para la fase líquida y la fase gas

Ahora se aplica la ecuación (2.2) para escribir las ecuaciones de conservación de energía para la fase líquida y gas.

Ecuación de conservación de energía para la fase líquida

$$\frac{\partial \rho_L R_L H_L}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_L v_L R_L H_L - \nabla \cdot \rho_{H_L} R_L \nabla H_L - \nabla \cdot \rho_{R_L} H_L \nabla R_L = S_{H_L} + S_{H_L}^{IP} \quad \dots\dots(2.14)$$

La ecuación (2.14) se puede poner en términos de la temperatura de la fase líquida T_L de la siguiente manera:

$$\nabla \rho_{H_L} = \left(\frac{\partial \rho_{H_L}}{\partial T} \right) \nabla T_L \quad \dots\dots(2.14.1)$$

$$\frac{\partial H_L}{\partial t} = \left(\frac{\partial H_L}{\partial T} \right) \frac{\partial T_L}{\partial t} \quad \dots(2.14.2)$$

Ecuación de conservación de energía para la fase gas

$$\frac{\partial \rho_G R_G H_G}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_G v_G R_G H_G - \nabla \cdot \rho_{H_G} R_G \nabla H_G - \nabla \cdot \rho_{R_G} H_G \nabla R_G = S_{H_G} + S_{H_G}^{IP} \quad \dots\dots(2.15)$$

La ecuación (2.15) se puede poner en términos de la temperatura de la fase gas T_G de la siguiente manera:

$$\nabla \rho_{H_G} = \left(\frac{\partial \rho_{H_G}}{\partial T} \right) \nabla T_G \quad \dots\dots(2.15.1)$$

$$\frac{\partial H_G}{\partial t} = \left(\frac{\partial H_G}{\partial T} \right) \frac{\partial T_G}{\partial t} \quad \dots\dots(2.15.2)$$

Término fuente S_ϕ de transporte de cantidad de movimiento para la fase líquida y la fase gas

Para el líquido:

$$S_{v_r,L} = -\frac{\partial P_L}{\partial r} + \rho_L g_r \quad \dots\dots\dots(2.16.1)$$

$$S_{v_\theta,L} = -\frac{1}{r} \frac{\partial P_L}{\partial \theta} + \rho_L g_\theta \quad \dots\dots\dots(2.16.2)$$

$$S_{v_z,L} = -\frac{\partial P_L}{\partial z} + \rho_L g_z \quad \dots\dots\dots(2.16.3)$$

Para el gas:

$$S_{v_r,G} = -\frac{\partial P_G}{\partial r} + \rho_G g_r \quad \dots\dots\dots(2.17.1)$$

$$S_{v_\theta,G} = -\frac{1}{r} \frac{\partial P_G}{\partial \theta} + \rho_G g_\theta \quad \dots\dots\dots(2.17.2)$$

$$S_{v_z,G} = -\frac{\partial P_G}{\partial z} + \rho_G g_z \quad \dots\dots\dots(2.17.3)$$

donde:

$$g_r = 0 \text{ m/s}^2, \quad g_\theta = 0 \text{ m/s}^2, \quad g_z = -9.81 \text{ m/s}^2$$

En estas ecuaciones se toma en cuenta el flux de fuerza constante $\rho v_z v_z$ que experimenta la componente del vector velocidad en dirección z del líquido y el gas ρ^L, v_z^G , debido a la aceleración -9.81 m/s^2 que experimentan estas fases en un campo de fuerza gravitacional.

Término fuente S_ϕ de transporte de energía para la fase líquida y la fase gas

Para el líquido:

$$S_{H_L} = \Phi_v^L + \frac{\partial P_L}{\partial t} + v_L \cdot \nabla P_L \quad \dots\dots\dots(2.18.1)$$

Para el gas:

$$S_{H_G} = \Phi_v^G + \frac{\partial P_G}{\partial t} + v_G \cdot \nabla P_G \quad \dots\dots\dots(2.18.2)$$

donde:

Φ_v^i es la función de disipación viscosa de la fase i

$$\Phi_v^i = 2 \left\{ \mu_i + \mu_i^{turb} \left[\left(\frac{\partial v_r^i}{\partial r} \right)^2 + \left[\frac{1}{r} \left(\frac{\partial v_\theta^i}{\partial \theta} + v_r^i \right) \right]^2 + \left(\frac{\partial v_z^i}{\partial z} \right)^2 \right] \right\} +$$

$$\left\{ \mu_i + \mu_i^{turb} \left[\left(\frac{\partial v_\theta^i}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_z^i}{\partial \theta} \right)^2 + \left(\frac{\partial v_z^i}{\partial r} + \frac{\partial v_r^i}{\partial z} \right)^2 + \left[\frac{1}{r} \frac{\partial v_r^i}{\partial \theta} + r \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{v_\theta^i}{r} \right) \right]^2 \right] \right\}$$

.....(2.18.3)

Término fuente de interfase de transporte de cantidad de movimiento para la fase líquida y la fase gas

El término fuente de interfase para el transporte de cantidad de movimiento, ignorando la transferencia de masa de interfase, para la fase líquida y gas es:

Término fuente de interfase de cantidad de movimiento para la fase líquida

Dirección en r :

$$S_{v_r,L}^{IP} = f_{v,L} \left(v_r^G - v_r^L \right) \quad \text{..... (2.19.1)}$$

Dirección en θ :

$$S_{v_\theta,L}^{IP} = f_{v,L} \left(v_\theta^G - v_\theta^L \right) \quad \text{..... (2.19.2)}$$

Dirección en z :

$$S_{v_z,L}^{IP} = f_{v,L} \left(v_z^G - v_z^L \right) \quad \text{..... (2.19.3)}$$

Término fuente de interfase de cantidad de movimiento para la fase gas

Dirección en r :

$$S_{v_r,G}^{IP} = f_{v,G} \left(v_r^L - v_r^G \right) \quad \text{..... (2.20.1)}$$

Dirección en θ :

$$S_{v_\theta,G}^{IP} = f_{v,G} \left(v_\theta^L - v_\theta^G \right) \quad \text{..... (2.20.2)}$$

Dirección en z :

$$S_{v_z,G}^{IP} = f_{v,G} \left(v_z^L - v_z^G \right) \quad \text{..... (2.20.3)}$$

Nota: $f_{v,i}$ es el coeficiente de arrastre de interfase entre la fase líquida y la fase gas para el tratamiento del término fuente de cantidad de movimiento.

Término fuente de interfase de transporte de energía para la fase líquida y la fase gas

El término fuente de interfase para el transporte energía, ignorando la transferencia de masa de interfase, para la fase líquida y gas es:

Término fuente de interfase de transporte de energía para la fase líquida

$$S_{H_L}^{IP} = h_{L-G} A_S (T_G - T_L) \quad \dots\dots\dots (2.21)$$

Término fuente de interfase de transporte de energía para la fase gas

$$S_{H_G}^{IP} = h_{G-L} A_S (T_L - T_G) \quad \dots\dots\dots (2.22)$$

Nota: $h_{G-L} = h_{L-G}$

Donde:

h_{i-j} es el coeficiente de transferencia de calor en la interfase $i - j$

$$h_{i-j} = \frac{k_i Nu_i}{D_p} \quad \dots\dots\dots (2.23)$$

donde:

k_i es la conductividad térmica de la fase i

Nu_i es el número de Nusselt local de la fase i

D_p es el diámetro de la burbuja

A_S es el área superficial total de las burbujas

donde:

$$A_S = \frac{6R_G Vol_{celda}}{D_p} \quad \dots\dots\dots (2.23.1)$$

Nota: En el presente trabajo de Tesis se consideró un diámetro de burbuja constante.

Difusión dentro de la fase

Para un flujo bifásico, el estudio de la difusión dentro de una de las fases, es muy similar al de un flujo monofásico.

Coefficiente de difusión dentro de la fase líquida de la propiedad ϕ

$$\Gamma_{\phi_L} = \frac{\mu_L}{Pr_{\phi_L}} + \frac{\mu_L^{turb}}{Pr^{turb}_{\phi_L}} \quad \dots\dots\dots (2.24)$$

Coefficiente de difusión dentro de la fase gas de la propiedad ϕ

$$\Gamma_{\phi_G} = \frac{\mu_L}{Pr_{\phi_G}} + \frac{\mu_L^{turb}}{Pr^{turb}_{\phi_G}} \quad \dots\dots\dots (2.25)$$

Dispersión de fase

El término de difusión de fase toma en cuenta la dispersión turbulenta de las fases, que se produce por la turbulencia de la fase líquida. Este término está presente en las ecuaciones de conservación de fase y de la variable ϕ .

Coefficiente de dispersión de fase para el líquido

$$\Gamma_{R_L} = \frac{\mu_L}{Pr_{R_L}} + \frac{\mu_L^{turb}}{Pr^{turb}_{R_L}} \quad \dots\dots\dots (2.26)$$

Coefficiente de dispersión de fase para el gas

$$\Gamma_{R_G} = \frac{\mu_L}{Pr_{R_G}} + \frac{\mu_L^{turb}}{Pr^{turb}_{R_G}} \quad \dots\dots\dots (2.27)$$

donde cada término representa:

μ_L , la viscosidad dinámica laminar de la fase líquida.

μ_L^{turb} , la viscosidad dinámica turbulenta de la fase líquida.

Pr_{ϕ} , número de Prandtl laminar de la variable ϕ para la fase líquida o gas.

Pr^{turb}_{ϕ} , número de Prandtl turbulento de la variable ϕ para el líquido o el gas.

Pr_R , número de Prandtl laminar de la variable R para la fase líquida o gas.

Pr^{turb}_R , número de Prandtl turbulento de la variable R para el líquido o el gas.

Número de Prandtl laminar de cantidad de movimiento de la fase líquida:

$$\text{Pr}_{\phi_L}^L \equiv \frac{\mu_L}{\Gamma_{\phi_L}} \quad \text{..... (2.28)}$$

Entonces:

$$\Gamma_{v_r^L} = \mu_L \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_r^L}^L \equiv \frac{\mu_L}{\mu_L} = 1 \quad \text{..... (2.29)}$$

$$\Gamma_{v_{\theta}^L} = \mu_L \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_{\theta}^L}^L \equiv \frac{\mu_L}{\mu_L} = 1 \quad \text{..... (2.30)}$$

$$\Gamma_{v_z^L} = \mu_L \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_z^L}^L \equiv \frac{\mu_L}{\mu_L} = 1 \quad \text{..... (2.31)}$$

Número de Prandtl turbulento de cantidad de movimiento de la fase líquida:

$$\text{Pr}_{\phi_L}^{turb} \equiv \frac{\mu_L^{turb}}{\Gamma_{\phi_L}^{turb}} \quad \text{..... (2.32)}$$

Entonces:

$$\Gamma_{v_r^L}^{turb} = \mu_L^{turb} \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_r^L}^{turb} \equiv \frac{\mu_L^{turb}}{\mu_L^{turb}} = 1 \quad \text{..... (2.33)}$$

$$\Gamma_{v_{\theta}^L}^{turb} = \mu_L^{turb} \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_{\theta}^L}^{turb} \equiv \frac{\mu_L^{turb}}{\mu_L^{turb}} = 1 \quad \text{..... (2.34)}$$

$$\Gamma_{v_z^L}^{turb} = \mu_L^{turb} \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_z^L}^{turb} \equiv \frac{\mu_L^{turb}}{\mu_L^{turb}} = 1 \quad \text{..... (2.35)}$$

Número de Prandtl laminar de cantidad de movimiento de la fase gas:

$$\text{Pr}_{\phi_G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L}{\Gamma_{\phi_G}} \quad \text{..... (2.36)}$$

Entonces:

$$\Gamma_{v_r^G} = \mu_G \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_r^G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L}{\mu_G} \quad \text{..... (2.37)}$$

$$\Gamma_{v_\theta^G} = \mu_G \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_\theta^G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L}{\mu_G} \quad \text{..... (2.38)}$$

$$\Gamma_{v_z^G} = \mu_G \Rightarrow$$

$$\text{Pr}_{v_z^G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L}{\mu_G} \quad \text{..... (2.39)}$$

Número de Prandtl turbulento de cantidad de movimiento de la fase gas:

$$\text{Pr}^{turb}_{\phi_G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L^{turb}}{\Gamma_{\phi_G}^{turb}} \quad \text{..... (2.40)}$$

Entonces:

$$\Gamma_{v_r^G}^{turb} = \mu_G^{turb} \Rightarrow \text{Pr}^{turb}_{v_r^G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L^{turb}}{\mu_G^{turb}}$$

$$\text{Sí } \mu_G^{turb} \rightarrow 0 \Rightarrow \text{Pr}^{turb}_{v_r^G} \rightarrow \infty \quad \text{..... (2.41)}$$

$$\Gamma_{v_\theta^G}^{turb} = \mu_G^{turb} \Rightarrow \text{Pr}^{turb}_{v_\theta^G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L^{turb}}{\mu_G^{turb}}$$

$$\text{Sí } \mu_G^{turb} \rightarrow 0 \Rightarrow \text{Pr}^{turb}_{v_\theta^G} \rightarrow \infty \quad \text{..... (2.42)}$$

$$\Gamma_{v_z^G}^{turb} = \mu_G^{turb} \Rightarrow \text{Pr}^{turb}_{v_z^G} \stackrel{G}{=} \frac{\mu_L^{turb}}{\mu_G^{turb}}$$

$$\text{Sí } \mu_G^{turb} \rightarrow 0 \Rightarrow \text{Pr}^{turb}_{v_z^G} \rightarrow \infty \quad \text{..... (2.43)}$$

Número de Prandtl laminar de energía de la fase líquida:

$$\text{Pr}_{H_L} \cong \frac{\mu_L}{\Gamma_{H_L}} \quad \text{..... (2.44)}$$

Entonces:

$$\Gamma_{H_L} = k_L / Cp_L \Rightarrow \text{Pr}_{H_L} \cong \frac{\mu_L Cp_L}{k_L} \quad \text{..... (2.45)}$$

Número de Prandtl turbulento de energía de la fase líquida:

$$\text{Pr}_{H_L}^{turb} \cong \frac{\mu_L^{turb}}{\Gamma_{H_L}^{turb}} \quad \text{..... (2.46)}$$

Entonces:

$$\Gamma_{H_L}^{turb} = k_L^{turb} / Cp_L^{turb} \Rightarrow \text{Pr}_{H_L}^{turb} \cong \frac{\mu_L^{turb} Cp_L^{turb}}{k_L^{turb}} = 1 \quad \text{..... (2.47)}$$

Este número de Prandtl turbulento de energía es un numero arbitrario que generalmente va de 0.1 a 1, en algunas ocasiones abarca hasta 2. Este número se ajusta para predecir mediciones experimentales. En el presente proyecto el número de Prandtl turbulento de energía se ajusto a un valor de 1.

Número de Prandtl laminar de energía de la fase gas:

$$\text{Pr}_{H_G} \cong \frac{\mu_L}{\Gamma_{H_G}} \quad \text{..... (2.48)}$$

Entonces:

$$\Gamma_{H_G} = k_G / Cp_G \Rightarrow \text{Pr}_{H_G} \cong \frac{\mu_L Cp_G}{k_G} \quad \text{..... (2.49)}$$

Número de Prandtl turbulento de energía de la fase gas:

$$\text{Pr}^{turb} \left(H_G \right) \equiv \frac{\mu_L^{turb}}{\Gamma_{H_G}^{turb}} \quad \dots\dots (2.50)$$

Entonces:

$$\Gamma_{H_G}^{turb} = k_G^{turb} / C p_G^{turb} \Rightarrow \text{Pr}^{turb} \left(H_G \right) \equiv \frac{\mu_L^{turb} C p_G^{turb}}{k_G^{turb}} \rightarrow \infty \quad \dots\dots (2.51)$$

donde:

$C p_i$ es la capacidad calorífica a presión constante de la fase i

k_i es la conductividad térmica de la fase i

Número de Prandtl de dispersión

Como ya se ha mencionado, la dispersión en las dos fases es un factor muy importante en el comportamiento de flujo y de mezclado. El número de Prandtl de dispersión es un numero arbitrario (0.1 a 1) y se ajusta para predecir mediciones experimentales. En este presente proyecto el número de Prandtl de dispersión se ajusto a un valor de 1.

Número de Prandtl laminar de dispersión de fase para el líquido:

$$\text{Pr} \left(R_L \right) \equiv \frac{\mu_L}{\Gamma_{R_L}} \rightarrow \infty \quad \dots\dots (2.52)$$

Número de Prandtl turbulento de dispersión de fase para el líquido:

$$\text{Pr}^{turb} \left(R_L \right) \equiv \frac{\mu_L}{\Gamma_{R_L}} = 1 \quad \dots\dots (2.53)$$

Número de Prandtl laminar de dispersión de fase para el gas:

$$\text{Pr} \left(R_G \right) \equiv \frac{\mu_L}{\Gamma_{R_G}} \rightarrow \infty \quad \dots\dots (2.54)$$

Número de Prandtl turbulento de dispersión de fase para el gas:

$$\text{Pr}^{turb} \left(R_G \right) \equiv \frac{\mu_L}{\Gamma_{R_G}} = 1 \quad \dots\dots (2.55)$$

Modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$

El modelo $\kappa - \varepsilon$ es un modelo de dos ecuaciones para describir la turbulencia que se genera en el flujo. En la literatura existen más modelos de turbulencia, pero éste es el que más se utiliza para el modelado del horno olla. Este modelo es utilizado para encontrar los valores de κ y ε para determinar el valor de la viscosidad dinámica turbulenta de la fase líquida μ_L^{turb} . Este modelo es aplicado únicamente a la fase líquida.

Ecuación de conservación de cantidad de energía cinética turbulenta κ de la fase líquida:

$$\frac{\partial \langle \rho_L \kappa \rangle}{\partial t} + \nabla \cdot \langle \rho_L \underline{v}_L \kappa \rangle - \nabla \cdot \left(\frac{\mu_L^{turb}}{\text{Pr}^{turb}} \nabla \kappa \right) = \rho_L \langle P_k \rangle + G_B - \varepsilon \quad \dots\dots (2.56)$$

Ecuación de conservación de rapidez de la disipación de energía cinética turbulenta ε de la fase líquida:

$$\frac{\partial \langle \rho_L \varepsilon \rangle}{\partial t} + \nabla \cdot \langle \rho_L \underline{v}_L \varepsilon \rangle - \nabla \cdot \left(\frac{\mu_L^{turb}}{\text{Pr}^{turb}} \nabla \varepsilon \right) = \left(\frac{\rho_L \varepsilon}{\kappa} \right) \langle C_1 P_k \rangle + C_3 G_B - C_2 \varepsilon \quad \dots\dots (2.57)$$

donde:

$$\mu_L^{turb} = C_\mu \rho_L \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \quad \dots\dots (2.58)$$

$$P_k = \frac{\mu_L^{turb}}{\rho_L} \left[\nabla \underline{v}_L \cdot \underline{\nabla} \underline{v}_L + \nabla \underline{v}_L \cdot \underline{\nabla} \underline{v}_L \right] \quad \dots\dots (2.59)$$

$$G_B = \frac{\mu_L^{turb}}{\rho_L} \underline{g} \cdot \left(\frac{1}{\text{Pr}^{turb} H_L \rho_L} \nabla \rho_L \right) \quad \dots\dots (2.60)$$

Cada término representa:

- κ , la energía cinética turbulenta de la fase líquida.
- ε , la rapidez de disipación de la energía cinética turbulenta de la fase líquida.
- P_k , es la rapidez de producción volumétrica de κ debido a esfuerzos cortantes.
- G_B , es la rapidez de producción volumétrica de κ debido a las fuerzas gravitacionales que interactúan con gradientes de la densidad.
- \underline{g} , el vector de fuerza gravitacional
- H_L , entalpía molar de la fase líquida

En los casos en los cuales se desarrolle el fenómeno de convección natural se recurre a la aproximación de Boussinesq, en donde las variaciones en la densidad son expresadas por las variaciones en la entalpía molar, la ecuación anterior se convierte en:

$$G_B = \frac{\mu_L^{turb}}{\rho_L} g \beta_L \left(\frac{1}{Pr^{turb} C_{pL}} \nabla H_L \right) \dots\dots\dots (2.61)$$

donde cada término representa:

C_{pL} , el calor específico del líquido a presión constante

β_L , el coeficiente de expansión volumétrica del líquido

La ecuación anterior se puede poner en términos de la Temperatura de la fase líquida T_L

$$G_B = \frac{\mu_L^{turb}}{\rho_L} g \beta_L \left(\frac{1}{Pr^{turb} C_{pL}} \nabla T_L \right) \dots\dots\dots (2.62)$$

Constantes empíricas

Usualmente se utilizan las siguientes constantes:

$$Pr^{turb} = 1, Pr^{turb} = 1.314, C_\mu = 0.09, C_1 = 1.44, C_2 = 1.92, C_3 = 1.0$$

La constante C_3 depende de la situación de flujo. Es cercana a cero para flujos estables estratificados y es cercana a la unidad para flujos inestables estratificados

2.3 Condiciones de frontera

A continuación se escribirán las condiciones de frontera en el sistema horno olla agitado con gas para poder resolver las ecuaciones de conservación.

Condición 1

Establece las condiciones de simetría en la olla, a lo largo del plano z:

$$\triangleright v_r^G = v_r^L = v_\theta^G = v_\theta^L = 0$$

$$\triangleright \frac{\partial v_z^G}{\partial r} = \frac{\partial v_z^L}{\partial r} = \frac{\partial \kappa}{\partial r} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial r} = \frac{\partial T_G}{\partial r} = \frac{\partial T_L}{\partial r} = \frac{\partial R_G}{\partial r} = \frac{\partial R_L}{\partial r} = 0$$

Condición 2

Establece las condiciones correspondientes a la pared del horno olla:

- No existe deslizamiento y cero turbulencia, es decir,

$$v_L = v_G = \kappa = \varepsilon = 0$$

- Se asume un flujo de calor constante que pierde la fase líquida a través de las paredes de la olla hacia el exterior, es decir,

$$q_r^L = -1.25 \times 10^4 \text{ W / m}^2$$

Condición 3

Establece las condiciones en el fondo del horno olla:

- En la tapa del fondo de la olla (excepto en la región en donde se encuentran los tapones de inyección de gas) no existe deslizamiento y cero turbulencia, es decir,

$$v_L = v_G = \kappa = \varepsilon = 0$$

- Se supone un flujo de calor constante, en la fase líquida, a través del fondo de la olla hacia el exterior, es decir,

$$q_r^L = -1.25 \times 10^4 \text{ W / m}^2$$

Condición 4

Establece las siguientes condiciones sobre la región donde se encuentran los tapones de inyección de gas al horno olla. Estos se encuentran en la tapa del fondo de esta.

➤ La entrada de flujo másico de gas al horno olla $\rho^G v_{entrada}^G$

➤ La componente del vector velocidad en dirección z de la fase gas es igual a la velocidad con que entra el gas al horno olla.

$$v_z^G = v_{entrada}^G$$

➤ La componente del vector velocidad en dirección r y θ de la fase gas es igual cero.

$$v_r^G = v_\theta^G = 0$$

➤ La rapidez de disipación de energía cinética turbulenta de la fase líquida asume el valor de la rapidez de disipación de energía cinética turbulenta a la entrada de las boquillas.

$$\mathcal{E} = \mathcal{E}_{entrada}$$

➤ La energía cinética turbulenta de la fase líquida asume el valor de la energía cinética turbulenta a la entrada de las boquillas.

$$\mathcal{K} = \mathcal{K}_{entrada}$$

➤ La temperatura de la fase gas adopta el valor de temperatura del gas de entrada

$$T_G = T_{entrada}^G$$

Condición 5

Establece las siguientes condiciones en la región de la superficie libre:

- Se permite la salida de flujo másico de gas de la superficie libre hacia el exterior.

$$\rho^G v_{salida}^G \neq 0$$

- El transporte de cantidad de movimiento de la fase gas es convectivo y no difusivo, es decir, el esfuerzo cortante es cero:

$$\frac{\partial v_r^G}{\partial z} = \frac{\partial v_\theta^G}{\partial z} = \frac{\partial v_z^G}{\partial z} = 0$$

- No se permite la salida de flux másico la líquido de la superficie libre hacia el exterior. Es decir, la componente del vector velocidad en dirección z de la fase líquida es igual cero.

$$v_z^L = 0$$

- El transporte de cantidad de movimiento de la fase líquida es convectivo y no difusivo, es decir, el esfuerzo cortante es cero:

$$\frac{\partial v_r^L}{\partial z} = \frac{\partial v_\theta^L}{\partial z} = 0$$

- El transporte de la rapidez de disipación de energía cinética turbulenta y el de la energía cinética turbulenta es convectivo y no difusivo:

$$\frac{\partial \kappa}{\partial z} = \frac{\partial \varepsilon}{\partial z} = 0$$

- El transporte de energía en la fase gas es convectivo y no difusivo:

$$\frac{\partial T_G}{\partial z} = 0$$

- Se considera que existe una pérdida de calor debido a la radiación:

$$q_z^L = -\sigma \varepsilon_e T^4$$

donde:

$$\sigma = 5.67 \times 10^{-8} W / m^2 K^4$$

$$\varepsilon_e = 0.8$$

- Existe una flujo de calor del exterior hacia el baño de acero que se emite por unos arcos generados entre tres electrodos de grafito:

$$q_z^L = 25 \times 10^6 W$$

Las ecuaciones gobernantes^{68,69)} y las condiciones de frontera ampliamente descritas en este capítulo, constituyen el modelo matemático elaborado en este trabajo.

Capítulo 3. Metodología de cálculo

3.1 Procedimiento de solución numérica

PHOENICS

Prácticamente todas las simulaciones bifásicas en los sistemas del horno olla agitado con gas, que emplean el modelo de dos fases Euleriano-Euleriano, utilizan el código computacional comercial *PHOENICS*⁶⁸⁾. Este código computacional utiliza una técnica que integra de manera numérica las ecuaciones de continuidad y de conservación sobre un volumen de control finito en el dominio computacional, respetando las condiciones a la frontera del proceso en cuestión. Es decir, en esta técnica el dominio de cálculo se discretiza en un número finito de volúmenes sin traslape, de tal manera que hay un solo volumen de control rodeando cada nodo. Las ecuaciones diferenciales parciales que representan los principios de conservación, se integran en cada volumen de control. Con ello, estas ecuaciones diferenciales parciales se transforman en sistemas de ecuaciones algebraicas que posteriormente se resuelven de manera simultánea y numérica. La característica más atractiva de esta técnica es que la solución resultante implica la conservación integral de la cantidad escalar en cuestión en los volúmenes de control y por lo tanto en el dominio entero.

En esta tesis se empleó este código computacional comercial, como herramienta, para realizar la construcción del modelo de transporte de energía en el horno olla agitado con gas. La utilización del código consiste en proporcionar la información necesaria del problema, es decir, geometría, dimensiones, número de fases, propiedades, ecuaciones de conservación, condiciones de frontera e iniciales y parámetros numéricos. Esto se logra a través de un lenguaje especial llamado PIL (Phoenix input language) a través de un archivo de texto llamado q1. Cuando algún dato de entrada es complejo y no se puede declarar en PIL con el archivo q1, se usa un archivo que se llama Ground.for y en donde se codifica cualquier dato complejo en lenguaje fortran 90. Como parte fundamental de este trabajo de tesis, se tuvo que codificar tanto el q1 en lenguaje PIL para establecer el problema como muchas subrutinas especiales en lenguaje Fortran (para calcular los tiempos de mezclado, los gradientes de temperatura, las fuerzas boyantes, la radiación en la superficie libre, etc). En los anexos I y II se encuentran ejemplos de códigos q1 y ground.for. Antes de presentar el análisis del proceso que se efectuó para evaluar el efecto de las principales variables de operación y diseño sobre el mezclado térmico y químico del acero, se presenta a continuación la validación hecha.

3.2 Validación del presente modelo con resultados experimentales y otros modelos encontrados en la literatura.

Para poder comprobar que el presente modelo matemático construido fuese considerablemente confiable se dispuso a realizar las simulaciones descritas en

dos artículos de la literatura. Esto se hizo con la finalidad de comparar los resultados numéricos y experimentales reportados en dichos artículos con los resultados obtenidos utilizando el presente modelo. Los dos artículos utilizados fueron publicados por Castillejos y Brimacombe ⁶⁶⁾ y Eric Grip y Pär Jonson ⁶⁷⁾, (ver capítulo 1). Además, con el último artículo se pudo validar nuestro modelo, ya que se reportan mediciones experimentales de temperatura en un horno olla durante el periodo de espera (holding).

Cabe mencionar, que la validación del presente proyecto de tesis tomó varios meses de trabajo en poder realizarla debido a la dificultad que se tuvo al ajustar los parámetros de simulación y numéricos pertinentes. Es decir, se realizaron numerosas simulaciones prueba para poder encontrar los valores numéricos pertinentes que ajustaban los resultados obtenidos en el presente simulador con los de los autores anteriormente señalados.

Los parámetros de simulación con los cuales se realizaron estas pruebas son el número de Prandtl turbulento de la fracción de volumen del líquido $Pr^{turb} \rho_L^{-1}$ y del gas $Pr^{turb} \rho_G^{-1}$, que producen la dispersión de una fase en otra. Es decir, estos parámetros fijan que tanto se dispersa la fase gas en la fase líquida, así como la fase líquida en la fase gas. Entre mas pequeño sea este parámetro que la unidad, mayor será la dispersión de una fase en otra. El otro parámetro que se ajustó fue el número de Prandtl de la entalpía molar de la fase líquida $Pr^{turb} H_L^{-1}$. Este parámetro fija que tanto se mezcla térmicamente la fase líquida. Es decir, entre mas pequeño sea este parámetro que la unidad, mayor será el mezclado térmico en el acero líquido.

Por otra parte, también se ajustaron parámetros numéricos de solución numérica. Es decir, durante el método numérico es útil usar factores de relajación para acelerar o desacelerar el cambio de las variables en cada iteración. De esta manera se evita una convergencia lenta o, en el peor de los casos, que diverja el problema. Así se obtiene una buena convergencia de resultados.

Comparación del presente modelo con cálculos publicados por Castillejos y Brimacombe ⁶⁶⁾

Se realizó una comparación de los resultados de artículo publicado por Castillejos y Brimacombe ⁶⁶⁾ y los resultados obtenidos por el modelo construido en el presente proyecto de Tesis (ver capítulo 1).

Se realizó una simulación con el modelo construido en este proyecto de tesis para un horno olla de 250 toneladas agitado con gas. El gas utilizado fue argón, que se inyectó a través de un tapón localizado en el centro geométrico del fondo de éste. Como suposición inicial, se asumió que el acero líquido se encontraba

estático y estratificado térmicamente con una distribución lineal de temperaturas desde el fondo hasta la parte superior de la olla. La temperatura inicial se asumió uniforme en la dirección radial. La superficie libre se considera que se encuentra plana, no existen esfuerzos cortantes en ella y se encuentra térmicamente aislada. No se considera la transferencia de calor entre el gas y el acero, ya que el calor contenido en el gas es muy pequeño, comparado con el calor contenido en el acero. Y por último, se tomó en cuenta un flujo de calor constante que se perdía por las paredes de la olla. Se utilizaron los datos de la Tabla 3.1 para dicha simulación.

Tabla 3.1: Datos para la simulación de Castillejos ⁶⁶⁾		
Olla de 250 ton		
Diámetro	D	3.58 m
Altura	H	3.57 m
Tapón		
Diámetro	D	0.013 m
Posición	En el centro geométrico de la olla	
Propiedades del Argón		
Densidad	ρ_G	0.933 kg/m ³
Viscosidad	μ_G	2.2501 × 10 ⁻⁵ kg/ms
Capacidad calorífica	Cp_G	520 J/kgK
Conductividad térmica	k_G	0.01772 W/mK
Diámetro de burbuja	D_p	0.009 m
Flujo de gas	Q	7.96 × 10 ⁻³ m ³ /s
Propiedades del acero líquido		
Densidad	ρ_L	7500 kg/m ³
Viscosidad	μ_L	6.2 × 10 ⁻³ kg/ms
Capacidad calorífica	Cp_L	755 J/kgK
Conductividad térmica	k_L	41 W/mK

Parámetros utilizados en la simulación
$Pr^{turb} \left(\overline{R_L} \right) = 0.05$
$Pr^{turb} \left(\overline{R_G} \right) = 0.05$
$Pr^{turb} \left(\overline{H_L} \right) = 1$

Flujo de calor perdido por las paredes
$q_r^L = -1.25 \times 10^4 \text{ W/m}^2$

Estratificación térmica
Hay una diferencia de 40°C desde el fondo de la olla hasta la parte superior (1540 a 1580) °C.

Resultados

La Figura 3.2.1 muestra los perfiles de velocidad (m/s) obtenidos con el presente modelo en un plano axisimétrico del sistema de inyección de gas, 180 s de haber iniciado la agitación:

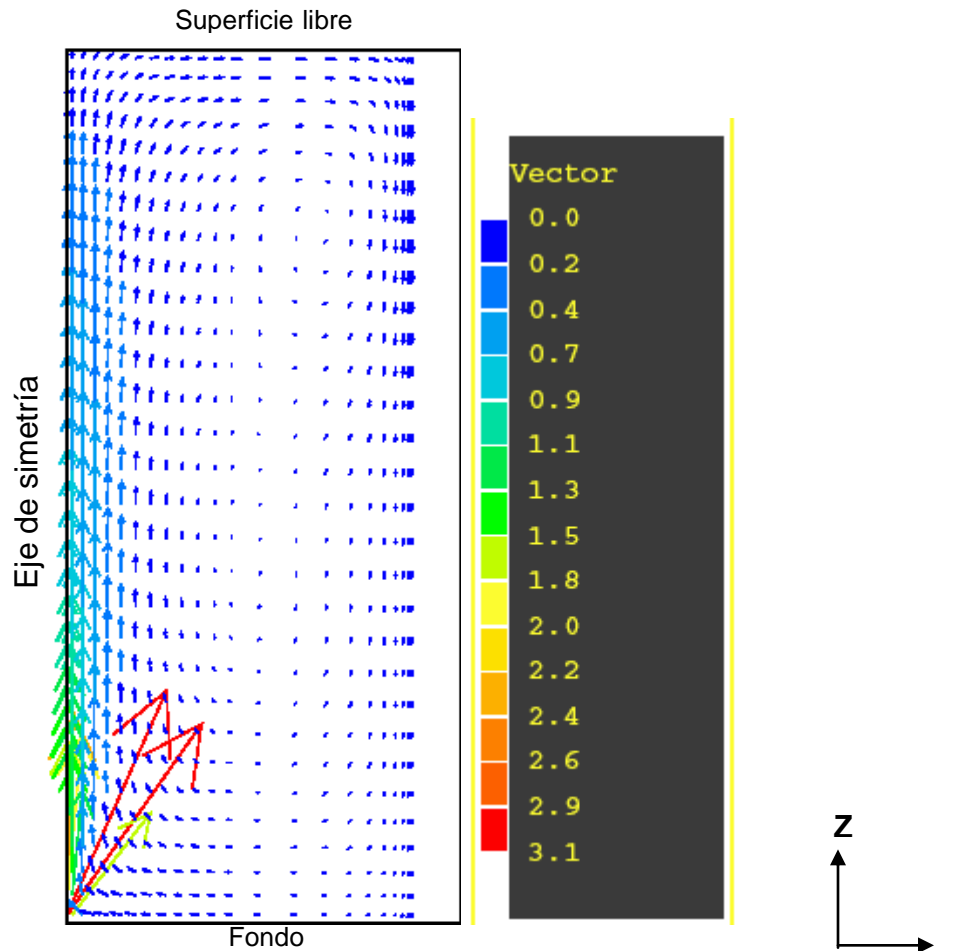
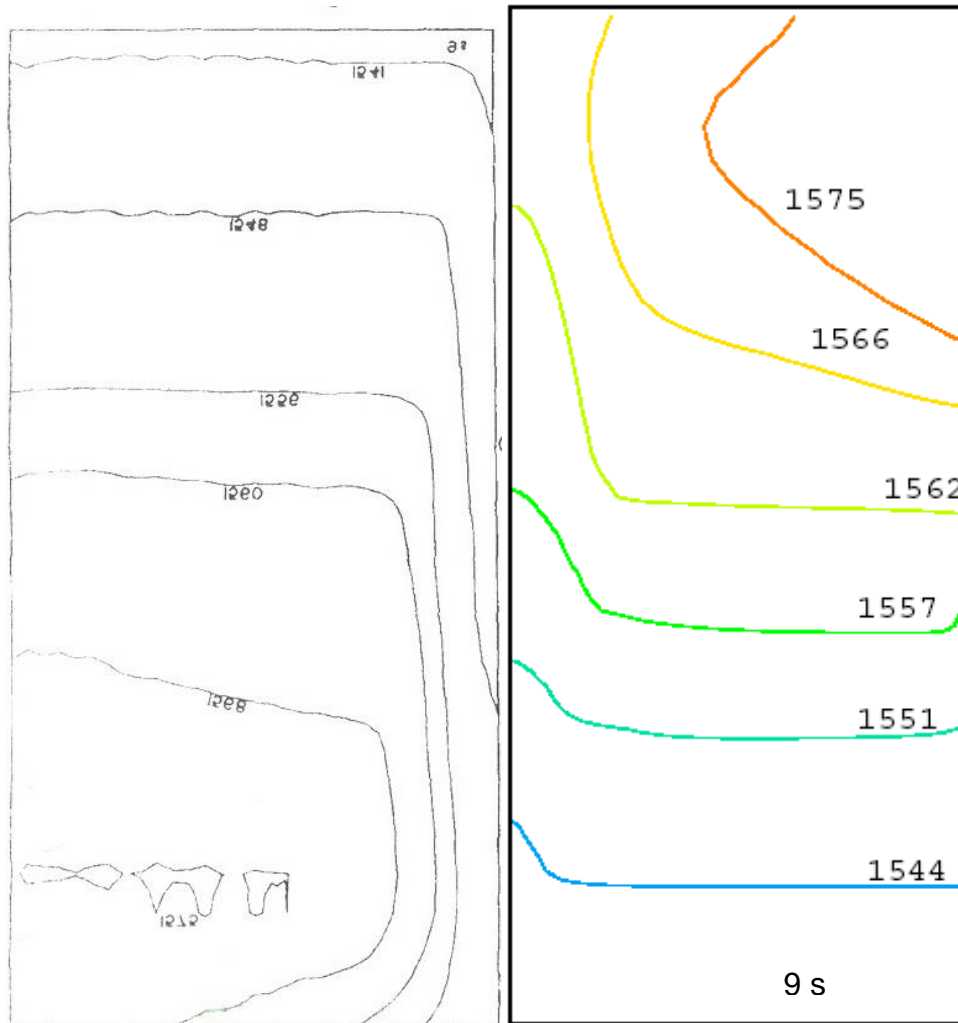


Figura 3.2.1 Distribución de velocidades obtenida con el modelo de la presente Tesis.

Comparación de los perfiles de temperatura en °C a diferentes tiempos de agitación del modelo obtenido por Castillejos y Brimacombe 66) con el modelo del presente proyecto de Tesis.

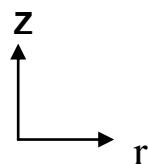
En las Figuras 3.2.2 (a) a la 3.2.2 (h) se presentan comparaciones entre los resultados numéricos de este trabajo y los reportados por Castillejos y Brimacombe a 9 segundos (Figs 3.2.2 (a) y (b)), 30 segundo(Figs 3.2.2 (c) y (d)), 60 segundos (Figs 3.2.2 (e) y (f)), y 90 segundos (Figs 3.2.2 (g) y (h)) de haber iniciado la agitación.

➤ 9 segundos de agitación

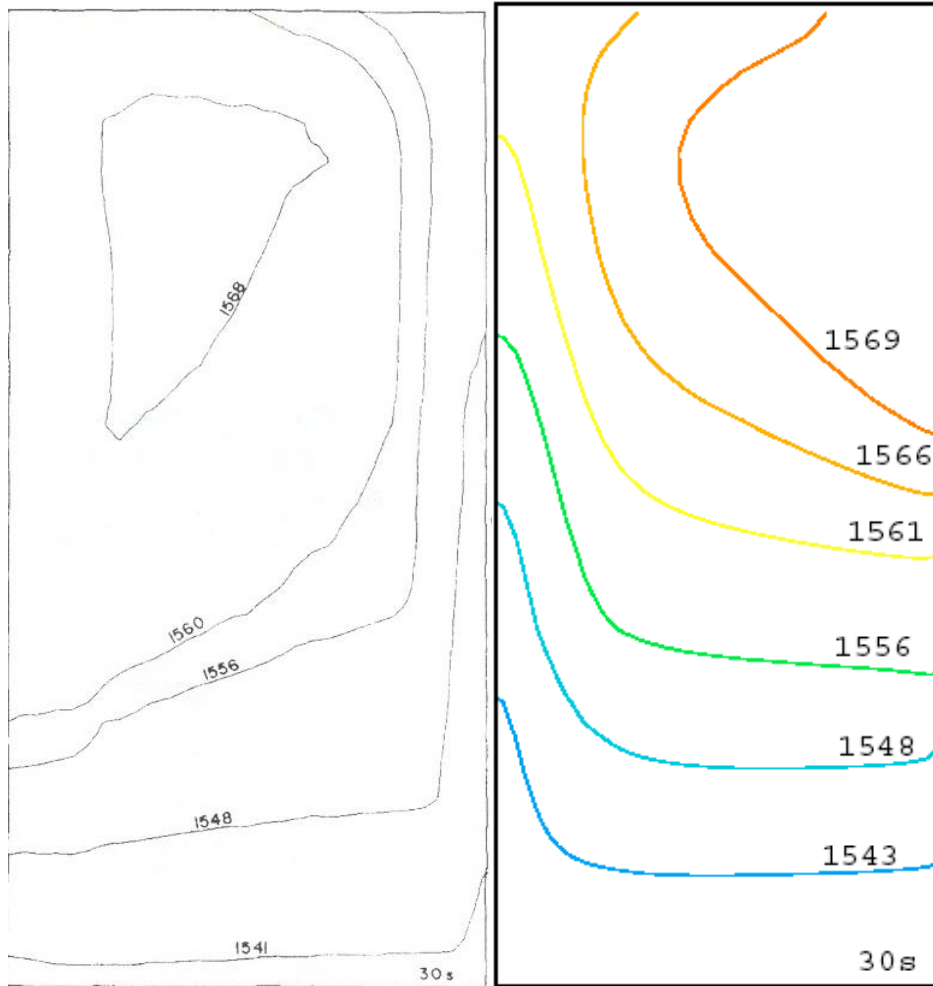


a) Modelo de Castillejos y Brimacombe

b) Modelo del presente Proyecto de Tesis

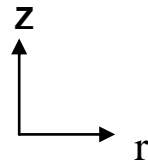


➤ 30 segundos de agitación

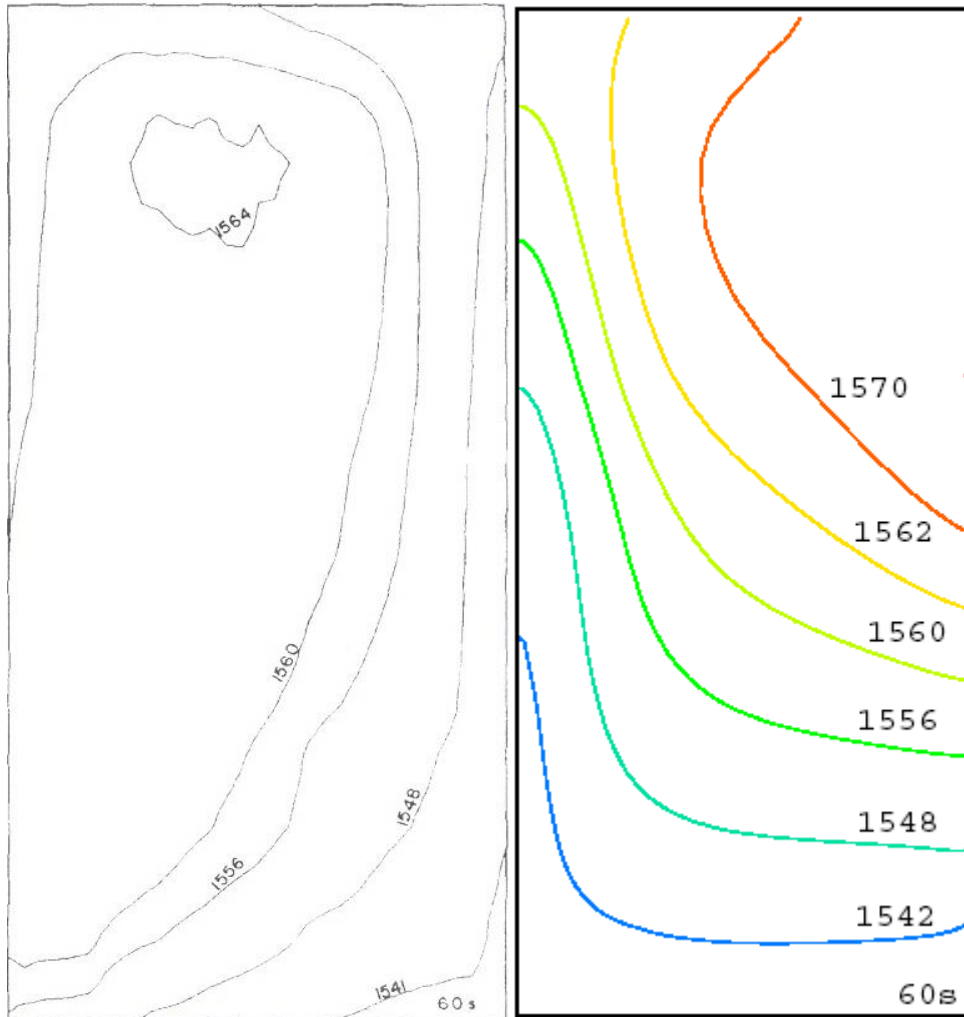


c) Modelo de Castillejos y Brimacombe

d) Modelo del presente Proyecto de Tesis

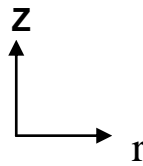


➤ A 60 segundos de agitación



e) Modelo de Castillejos y Brimacombe

f) Modelo del presente Proyecto de Tesis



➤ A 90 segundos de agitación

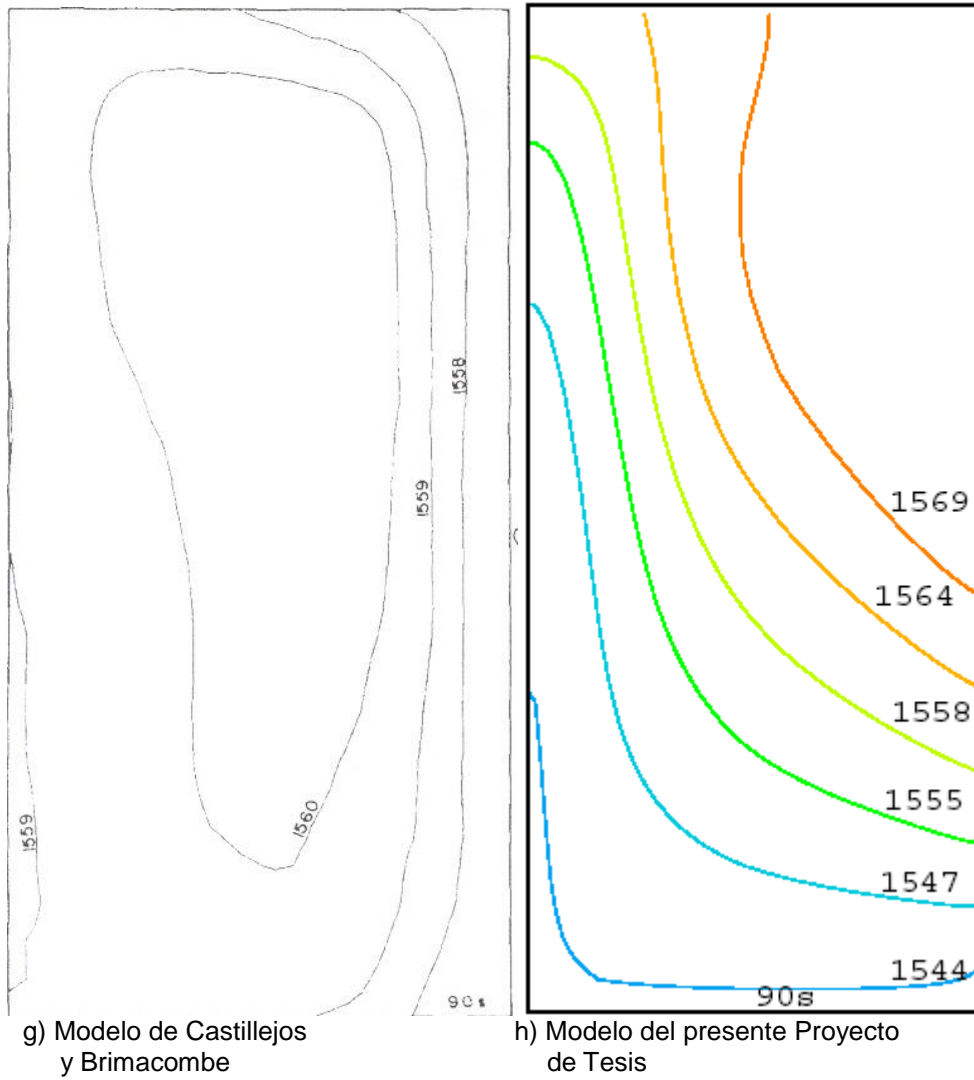


Figura 3.2.2. Comparación de las isothermas de los resultados de los cálculos obtenidos por Castillejos y Brimacombe con los obtenidos en el presente trabajo.

Al comparar los resultados obtenidos por Castillejos y Brimacombe con los resultados del modelo matemático del presente proyecto de Tesis, se observa que existe una buena similitud en la tendencia de ambos perfiles de temperatura del baño de acero en los primeros segundos de agitación, 9 y 30 segundos. Conforme aumenta el tiempo de agitación (60 y 90 s), comienza a existir una diferencia entre estos perfiles de temperatura. Esto se debe a que Castillejos y Brimacombe ⁶⁶⁾ utilizaron un método de solución numérica diferente al que se utilizó en este proyecto de tesis. A pesar de estas diferencias se puede considerar que el modelo del presente proyecto de tesis se acerca, en buena manera, a la tendencia y resultados que muestran Castillejos y Brimacombe.

Validación experimental del presente modelo matemático con los resultados de Grip y Jonson ⁶⁷⁾

Ningún modelo matemático puede ser aplicado con confianza a un proceso industrial real si este no se encuentra validado con mediciones experimentales confiables.

Para poder realizar la validación del presente modelo matemático, se recurrió a la comparación de los resultados experimentales que presentan Eric Grip y Pär Jonson ⁶⁷⁾ (estratificación térmica que se genera por convección natural en una olla de planta piloto) con los resultados obtenidos del presente modelo matemático simulando el fenómeno de convección natural en dicha olla de planta piloto (ver capítulo1).

Con el presente modelo matemático se realizó la simulación de la convección natural que se genera en un horno olla de 7 toneladas (planta piloto) y con ello se obtuvo la estratificación térmica que se genera en el baño de acero. Después se modeló el proceso de mezclado por medio de la agitación con gas. Se comenzó a agitar con argón después de 510 segundos de haber empezado el proceso de estratificación del baño de acero, con la finalidad de homogenizarlo.

Para ello se resolvieron las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento en las tres direcciones del plano, así como también la de energía, tomando en cuenta la convección natural que se genera en el baño de acero y la agitación. Los cálculos se realizaron en estado transitorio. La superficie libre se consideró plana y que no existen esfuerzos cortantes en ella. Se consideró la condición de no deslizamiento en las paredes de la olla, así como también una pérdida constante de flujo de calor a través de éstas. Se despreció la pérdida de calor a través la superficie libre. Para resolver las ecuaciones de conservación, se utilizó el código comercial PHOENICS ⁶⁸⁾.

Se utilizaron los datos reportados en la Tabla 3.2 para dicha simulación:

Tabla 3.2. Datos para la simulación de Pär Jonson ⁶⁷⁾

Olla de 7 ton		
Diámetro	D	1.14 m
Altura	H	0.98 m

Tapón		
Diámetro	D	6.35×10^{-3} m
Posición	A 55% del eje de simetría de la olla	

Propiedades del Argón		
Densidad	ρ_G	0.933 kg/m^3
Viscosidad	μ_G	$2.2501 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$
Capacidad calorífica	Cp_G	520 J/kgK
Conductividad térmica	k_G	0.01772 W/mK
Diámetro de burbuja	D_p	0.005 m
Flujo de gas	Q	$3 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$
Temperatura de entrada del Argón	$T_G^{entrada}$	293 K

Propiedades del acero líquido		
Densidad	ρ_L	6945 kg/m^3
Viscosidad	μ_L	$6.2 \times 10^{-3} \text{ kg/ms}$
Capacidad calorífica	Cp_L	789.9 J/kgK
Conductividad térmica	k_L	32.7 W/mK
coeficiente de expansión volumétrica	β_L	$1.4 \times 10^{-4} \text{ K}^{-1}$
Temperatura inicial del acero	$T_L^{inicial}$	1938 K

Parámetros utilizados en la simulación

$$Pr^{turb} \left(\rho_L \right) = 1$$

$$Pr^{turb} \left(\rho_G \right) = 1$$

$$Pr^{turb} \left(H_L \right) = 1$$

Flujo de calor perdido por las paredes

$$q_r^L = -1.1 \times 10^5 \text{ W/m}^2$$

Resultados

a) Convección natural

En la Figura 3.2.3 se presentan los perfiles de velocidad (m/s) en un plano longitudinal r-z, considerando solo el proceso de convección natural (sin agitación) a 510 segundos de haber iniciado dicho proceso en donde se aprecia el patrón de flujo con doble recirculación con acero que sube por el centro y cae por la paredes del reactor debido a que el acero frío (cercano a las paredes) presenta mayor densidad que el acero caliente (centro). Otro aspecto importante es el orden de magnitud de las velocidades de 0.01m/s, valor típico de la convección natural.

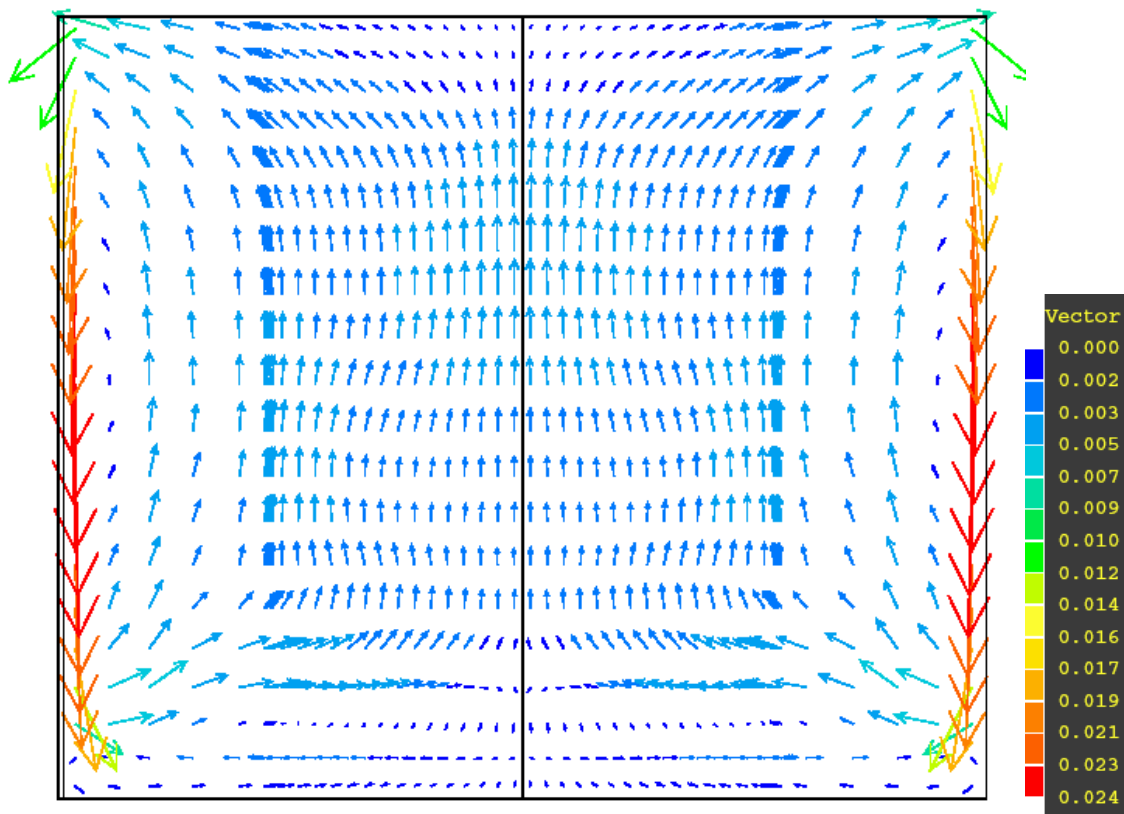
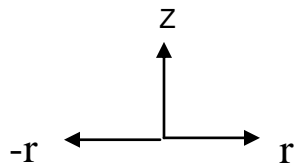


Figura 3.2.3. Distribución de vectores de velocidad durante el proceso de convección natural.



En la Figura 3.2.4 se presenta la distribución de temperaturas en un plano longitudinal, considerando solo el proceso de convección natural (sin agitación) a 510 segundos de haber iniciado dicho proceso. Se aprecia la enorme estratificación térmica que se genera de manera natural debido a la extracción de calor por las paredes y a la convección natural desarrollada.

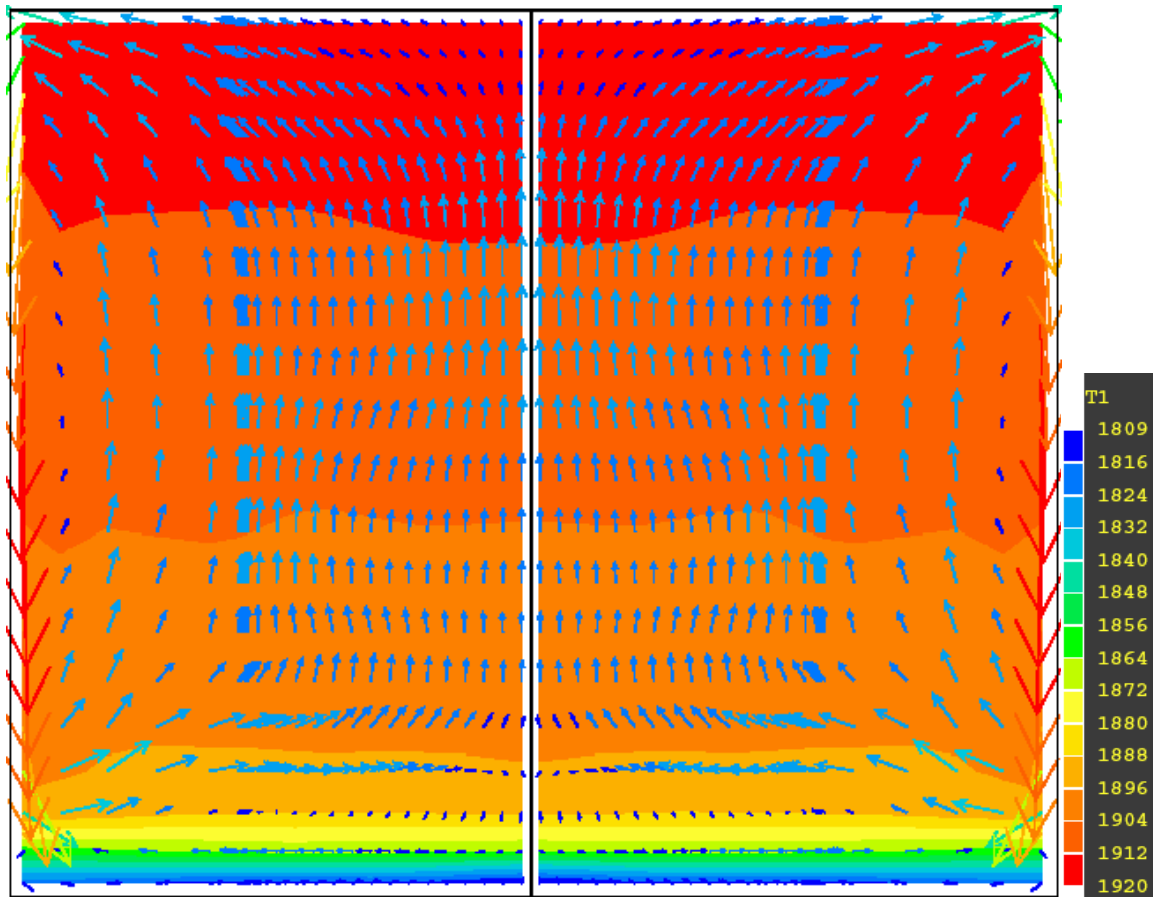
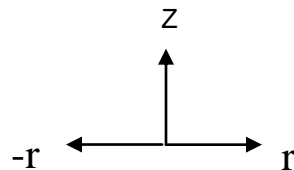


Figura 3.2.4. Distribución de contornos de temperatura y patrones de flujo durante el proceso de convección natural.



b) Agitación

En la Figura 3.2.5 se presentan los perfiles de velocidad (m/s) en un plano longitudinal, considerando el proceso de agitación con gas a 100 segundos de haber iniciado dicho proceso. Se aprecian los vectores de velocidad en el líquido con elevada magnitud dirigidos hacia arriba en la zona de la pluma de gas, debido a la fricción que ejercen las burbujas conforme ascienden a través del baño. Aquí los valores de la velocidad son de orden de 0.5m/s en la pluma, que contrastan con los pequeños valores de la velocidad con convección natural (0.01m/s).

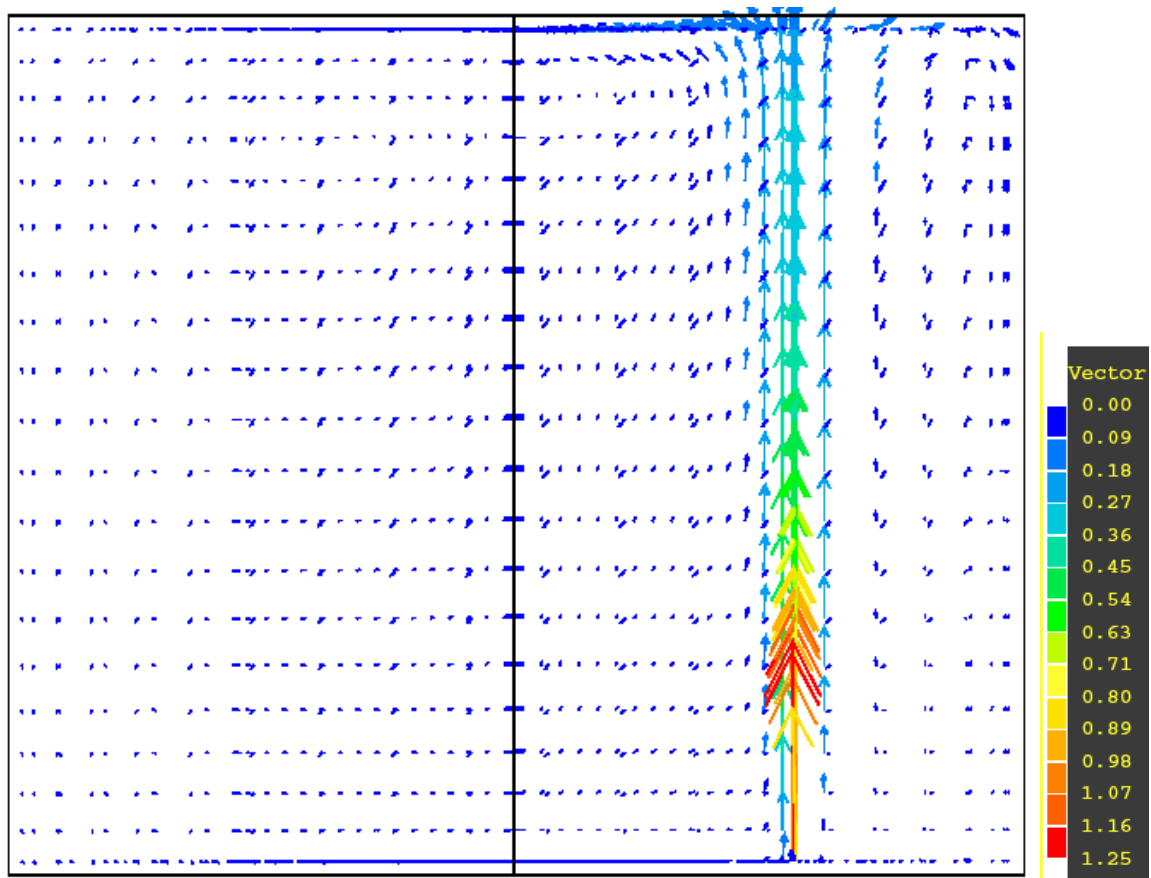
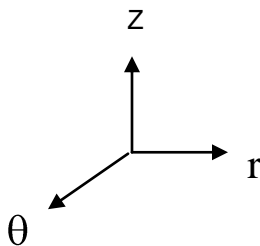


Figura 3.2.5. Distribución de vectores de velocidad durante el proceso de agitación con gas.



En la Figura 3.2.6 se presenta la distribución de temperaturas en un plano longitudinal, considerando el proceso de agitación con gas a 100 segundos de haber iniciado dicho proceso, donde se puede apreciar como apenas a los 100 segundos de iniciado el burbujeo ya se homogenizó térmicamente gran parte el baño de acero debido a la acción de la agitación con gas. De esta manera la agitación con gas disminuye la estratificación térmica que se genera en un baño de acero líquido.

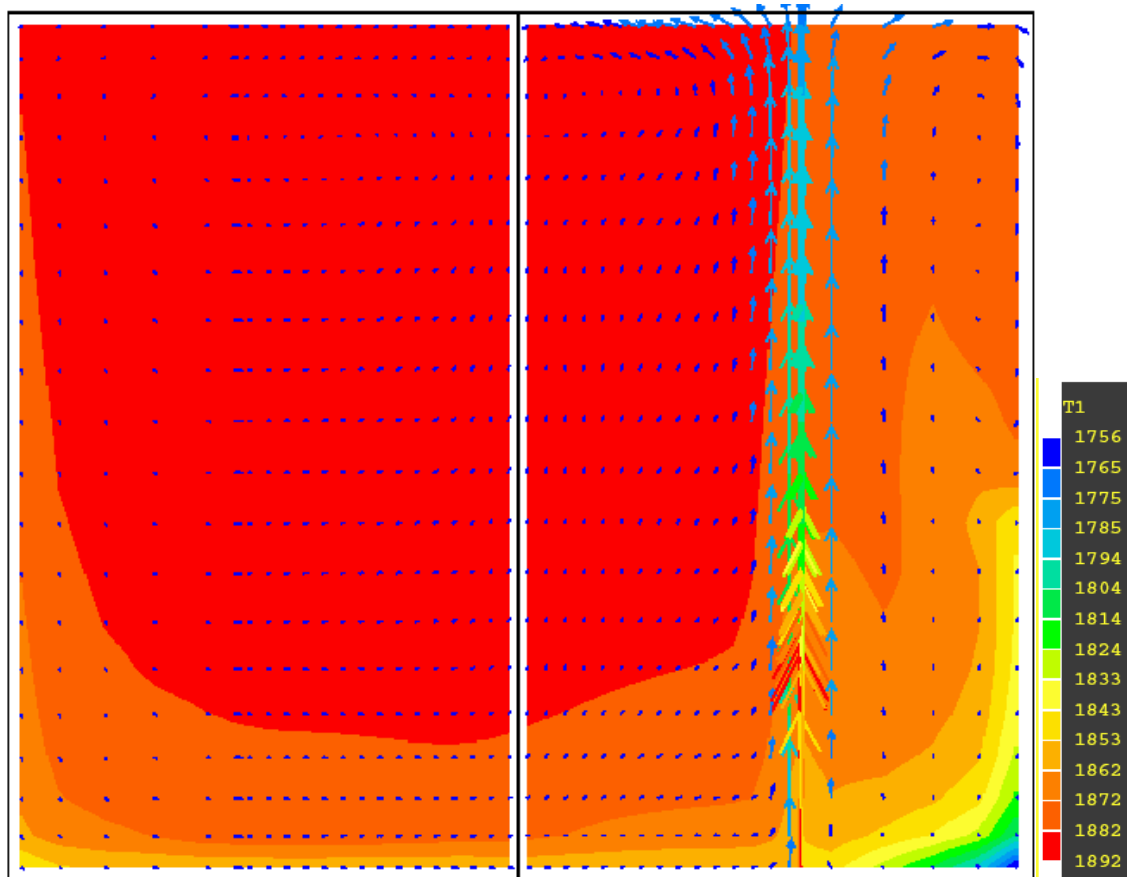
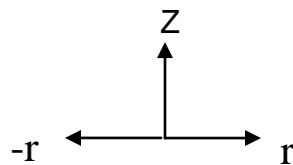


Figura 3.2.6. Distribución de contornos de temperatura y patrones de flujo durante el proceso de agitación con gas.



En la Figura 3.2.7 se muestra la comparación que se realizó con los resultados experimentales que reportan Eric Grip y Pär Jonson ⁶⁷⁾ con los resultados obtenidos al utilizar el modelo matemático del presente proyecto de Tesis para el sistema en cuestión y usando las mismas condiciones de operación referenciadas previamente (ver capítulo1).

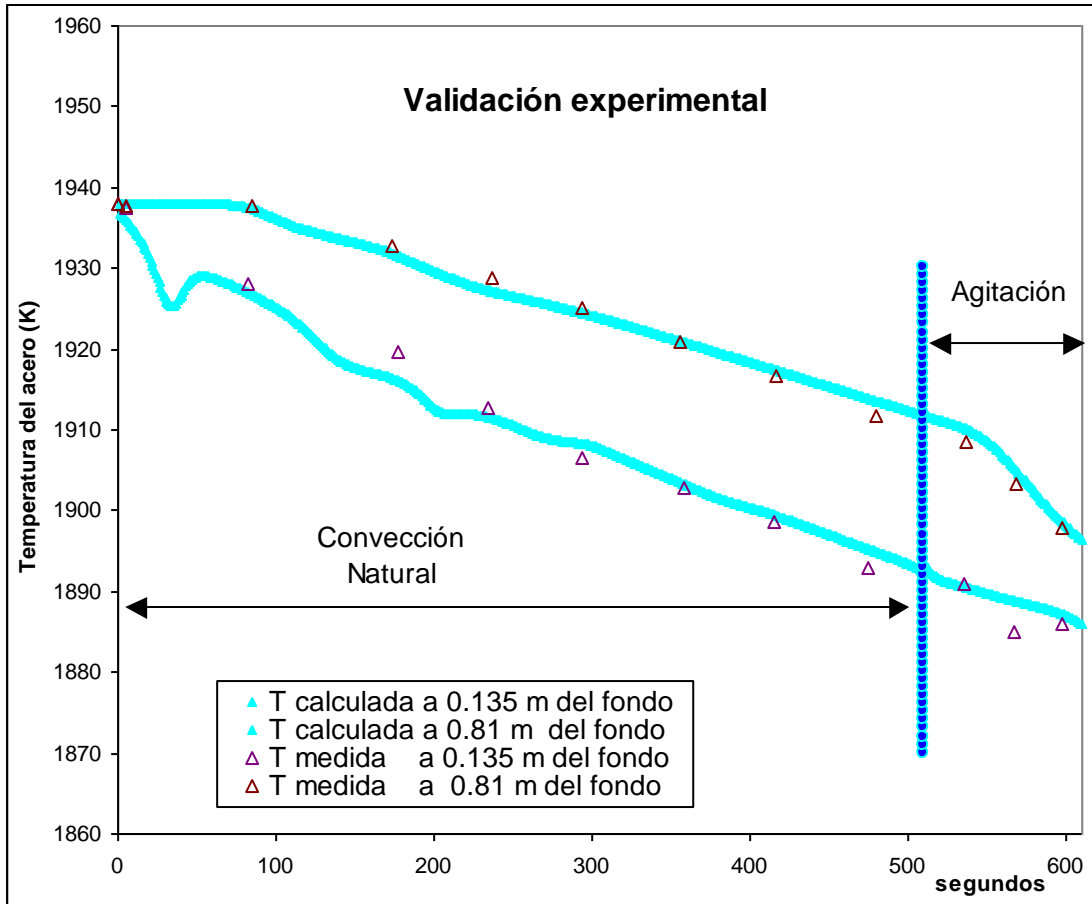


Figura 3.2.7. Comparación de los perfiles de temperatura simulados con resultados experimentales.

Al comparar los resultados experimentales de las temperaturas obtenidas por Eric Grip y Pär Jonson con los resultados del modelo matemático del presente proyecto de Tesis, se observa que existe una buena concordancia entre los resultados obtenidos en el presente trabajo con los resultados experimentales reportados por estos autores.

De esta manera se validó experimentalmente el modelo matemático construido en el presente proyecto de Tesis.

3.3 Análisis de sensibilidad de las variables de proceso y diseño

Con el modelo matemático construido en esta Tesis, ya validado, se procedió a realizar un análisis del proceso de la transferencia de calor en el horno olla industrial agitado con gas. Para ello se realizó un análisis de sensibilidad de las variables de operación y de diseño más importantes en la operación de un horno olla sobre el mezclado térmico en este reactor. Las variables utilizadas para realizar este análisis se reportan en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3 Variables de diseño y de operación		
Variable	Descripción	Unidades
Q	Flujo volumétrico de gas a la entrada	m^3 / s
$\varphi_{\text{tapón}}$	Posición radial del tapón	Adimensional
$N_{\text{tapón}}$	Número de tapones	Adimensional
$FlujoElec$	Flujo de calor de los electrodos	W

Se utilizaron los siguientes datos para realizar este análisis basado en propiedades conocidas del acero y argón y en las dimensiones y características de ollas industriales del puerto de Lázaro Cárdenas y que se reportan en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Valores de las variables de diseño de acuerdo a datos industriales

Olla de 250 ton		
Diámetro	D	3.58 m
Altura	H	3.57 m

Tapón		
Diámetro	D	0.013 m
Posición	Variable	

Propiedades del Argón		
Densidad	ρ_G	0.933 kg/m ³
Viscosidad	μ_G	2.2501 × 10 ⁻⁵ kg/ms
Capacidad calorífica	Cp_G	520 J/kgK
Conductividad térmica	k_G	0.01723 W/mK
Diámetro de burbuja	D_p	0.005 m
Flujo de gas	Q	Variable
Temperatura de entrada del Argón	$T_G^{entrada}$	311 K

Propiedades del acero líquido		
Densidad (convección)	ρ_L	6986 kg/m ³
Densidad (agitación)	ρ_L	7200 kg/m ³
Viscosidad	μ_L	6.2 × 10 ⁻³ kg/ms
Capacidad calorífica	Cp_L	789.9 J/kgK
Conductividad térmica	k_L	32.7 W/mK
coeficiente de expansión volumétrica	β_L	1.4 × 10 ⁻⁴ K ⁻¹
Emisividad	ε	0.8
Temperatura inicial del acero	$T_L^{inicial}$	1875 K

Parámetros utilizados en la simulación
$Pr^{turb} \left(R_L \right) = 1$
$Pr^{turb} \left(R_G \right) = 1$
$Pr^{turb} \left(H_L \right) = 1$
Flujo de calor perdido por las paredes
$q_r^L = -1.25 \times 10^4 W / m^2$

En la Tabla 3.5 se muestra el estado de referencia de las variables de operación y de diseño para realizar el análisis de sensibilidad

Tabla 3.5. Estado de referencia o caso estándar	
Flujo de gas	$Q = 9.72 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$
Posición de los tapones	A una distancia del 50% del eje de simetría de la olla.
Número de tapones	1 tapón
Flujo de calor emitido por los electrodos	$q_z^L = 25 \times 10^6 \text{ W}$

Procedimiento de análisis

Se obtiene un baño de acero estratificado térmicamente al realizar una simulación del proceso de convección natural que se genera en el baño de acero por la pérdida de calor del acero líquido por las paredes y por la radiación en la superficie libre. Se consideró un tiempo de estratificación térmica de 500 segundos. La temperatura inicial del baño de acero se tomó de 1875K para realizar dicha simulación.

Teniendo el baño de acero líquido estratificado térmicamente, se procede a simular el proceso de agitación con gas. Se consideró un tiempo de agitación de solo 360 segundos. Se debe considerar que durante la agitación con gas existe una pérdida de calor del acero líquido por las paredes del reactor y por la radiación en la superficie libre. Y por último, cabe señalar que se está alimentando un flujo de calor constante hacia el baño de acero que es emitido por unos arcos generados entre electrodos de grafito. Esta fuente de energía se utiliza para recalentar al acero y mantenerlo en fase líquida durante la refinación.

Para realizar este análisis de sensibilidad para el proceso de agitación, se realizaron varias series de simulaciones donde se fijaban al estado de referencia 4 variables de operación y de diseño de las 5 anteriormente mencionadas y se variaba la restante en un cierto rango. Es decir, se realizó el estudio de como afecta al proceso de mezclado térmico del acero la variación de dichas variables de operación y de diseño, al fijar las otras en un estado de referencia. De esta manera, se obtuvieron los resultados que se muestra en el capítulo 4.

Se utilizaron los siguientes indicadores en la uniformidad térmica y química del acero para determinar los valores óptimos de las variables que se deben utilizar en el proceso de agitación para obtener el mejor mezclado en el baño de acero líquido.

Estos indicadores fueron los siguientes:

- Temperatura promedio del baño de acero líquido.
- Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en todo el baño de acero líquido: $\Delta T = T_{mayor} - T_{menor}$
- Tiempo de mezclado

De esta manera, en la Tabla 3.6 se muestra las simulaciones que se realizaron para obtener el análisis de sensibilidad que se muestra en el Capítulo 4.

Tabla 3.6. Matriz de Simulaciones

	Simulación	Flujo de gas m^3/s	Posición de los tapones	Número de tapones	Flujo de calor emitido por los electrodos W
Efecto del flujo de gas	Q_{min_min}	1.39×10^{-3}	$R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
	Q_{min}	8.89×10^{-3}	$R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
	$Q_{referencia}$	9.72×10^{-3}	$R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
	Q_{max}	1.06×10^{-2}	$R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
Efecto de la posición radial de los tapones	$a \ 2/3$	9.72×10^{-3}	$2R/3$	1	$25 \times 10^6 W$
	$a \ R/2$	9.72×10^{-3}	$R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
	$a \ R/3$	9.72×10^{-3}	$R/3$	1	$25 \times 10^6 W$
	$a \ 0R$	9.72×10^{-3}	$0R$	1	$25 \times 10^6 W$
	$a \ -R/3$	9.72×10^{-3}	$-R/3$	1	$25 \times 10^6 W$
	$a \ -R/2$	9.72×10^{-3}	$-R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
	$a \ -2R/3$	9.72×10^{-3}	$-2R/3$	1	$25 \times 10^6 W$
Efecto del número de tapones	Caso 1	9.72×10^{-3}	$R/2$	2	$25 \times 10^6 W$
	Caso 2	9.72×10^{-3}	$R/2$	2	$25 \times 10^6 W$
	Caso 3	9.72×10^{-3}	$R/2$	3	$25 \times 10^6 W$
	Caso 4	9.72×10^{-3}	$R/2$	3	$25 \times 10^6 W$
	Caso 5	9.72×10^{-3}	$R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
Efecto del flujo de calor por los electrodos	- 20%	9.72×10^{-3}	$R/2$	1	$20 \times 10^6 W$
	0%	9.72×10^{-3}	$R/2$	1	$25 \times 10^6 W$
	+ 20%	9.72×10^{-3}	$R/2$	1	$30 \times 10^6 W$

Configuraciones geométricas de los casos analizados en relación a la posición de los tapones relativa a la de los electrodos

A continuación se mostrarán los esquemas usados para el análisis de sensibilidad del número de tapones en donde se definen las posiciones relativas de los tapones con respecto a la de los electrodos (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

Esquema del Caso 1

En la Figura 3.3.1 se muestra el esquema para el *Caso 1* donde un tapón está alineado con un electrodo (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

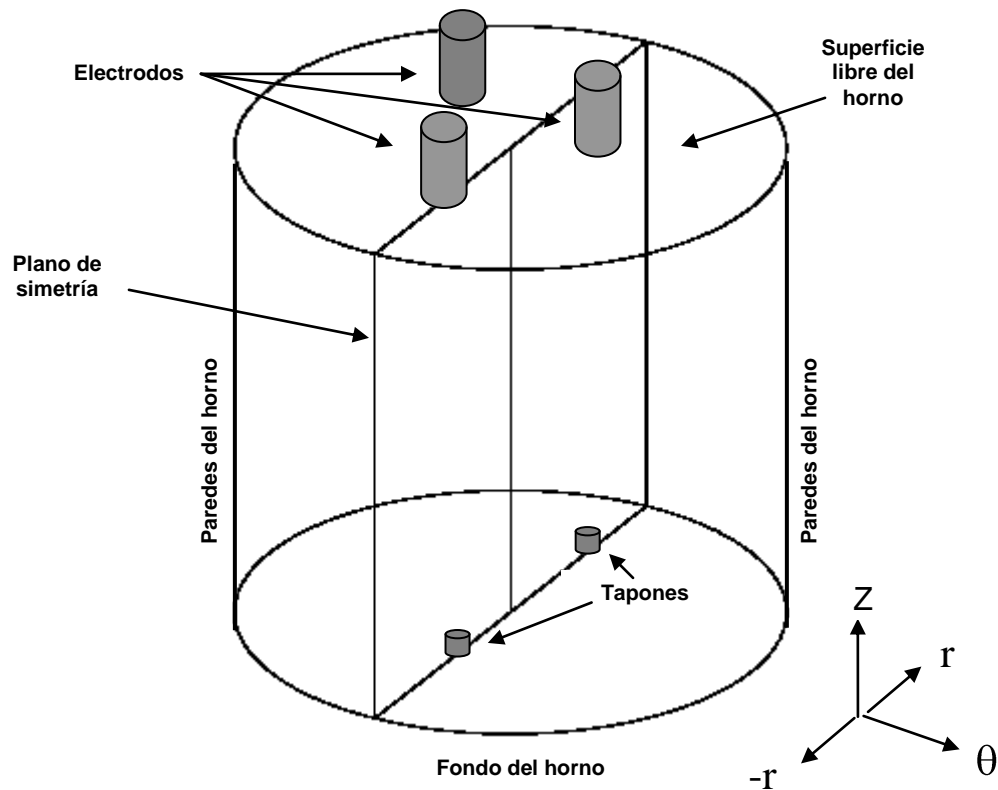


Figura 3.3.1. Configuración tapones-electrodos del esquema del *Caso 1*.

Esquema del Caso 2

En la Figura 3.3.2 se muestra el esquema para el *Caso 2* donde los electrodos están desfasados con respecto a los tapones (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

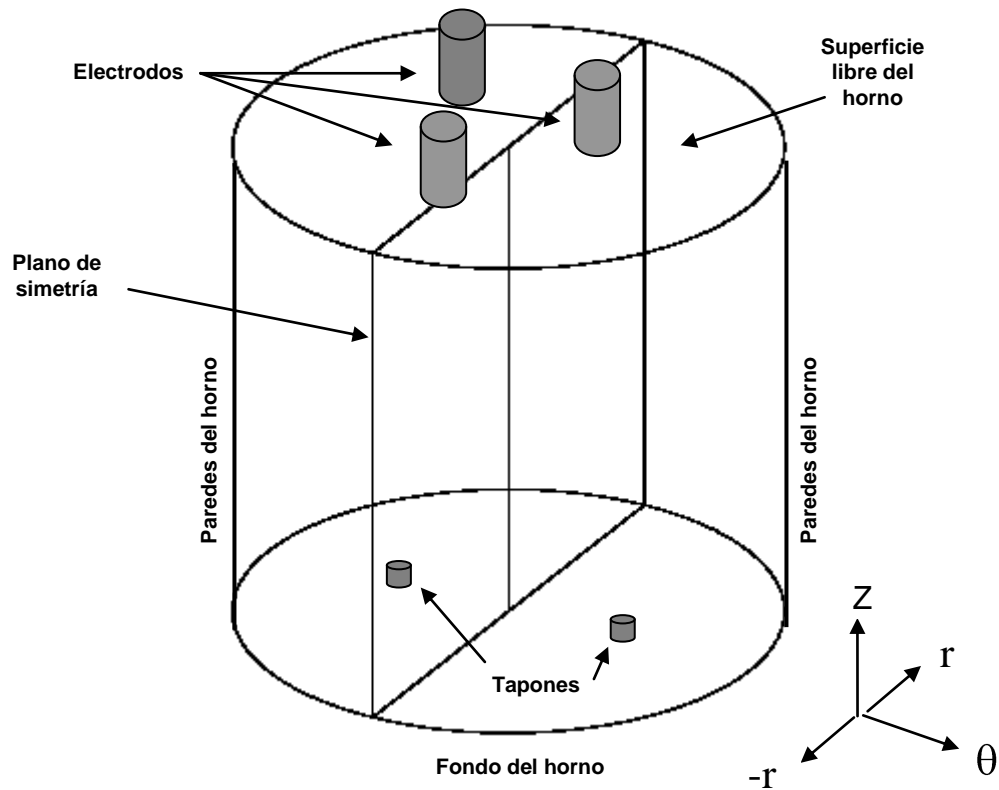


Figura 3.3.2. Configuración tapones-electrodos del esquema del *Caso 2*.

Esquema del Caso 3

En la Figura 3.3.3 se muestra el esquema para el *Caso 3* donde los electrodos están desfasados con respecto a los tapones (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

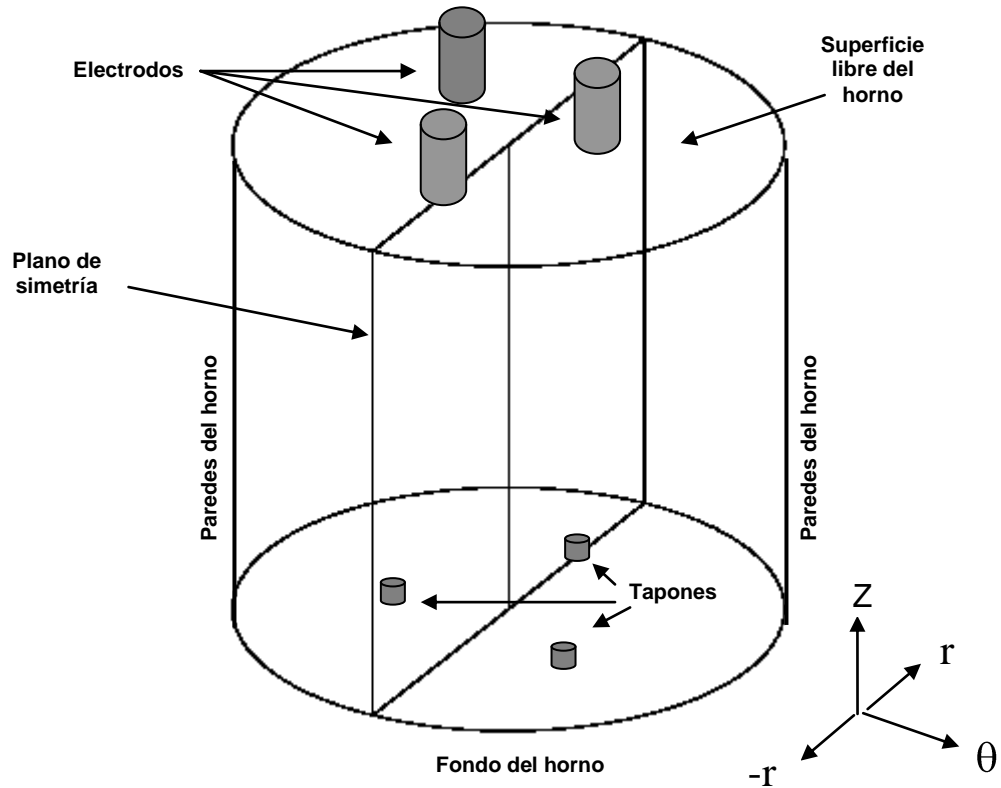


Figura 3.3.3. Configuración tapones-electrodos del esquema del *Caso 3*.

Esquema del Caso 4

En la Figura 3.3.4 se muestra el esquema para el *Caso 4* donde los tres electrodos están alineados con los electrodos (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

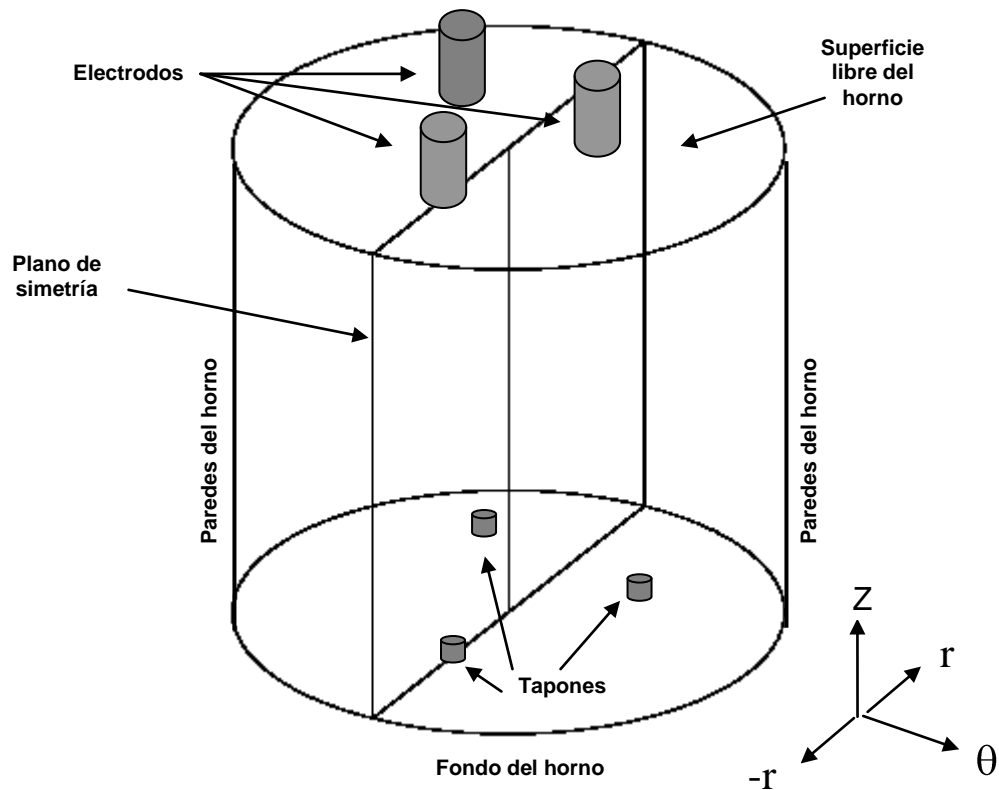


Figura 3.3.4. Configuración tapones-electrodos del esquema del *Caso 4* .

Esquema del Caso 5

En la Figura 3.3.5 se muestra el esquema para el *Caso 5* (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

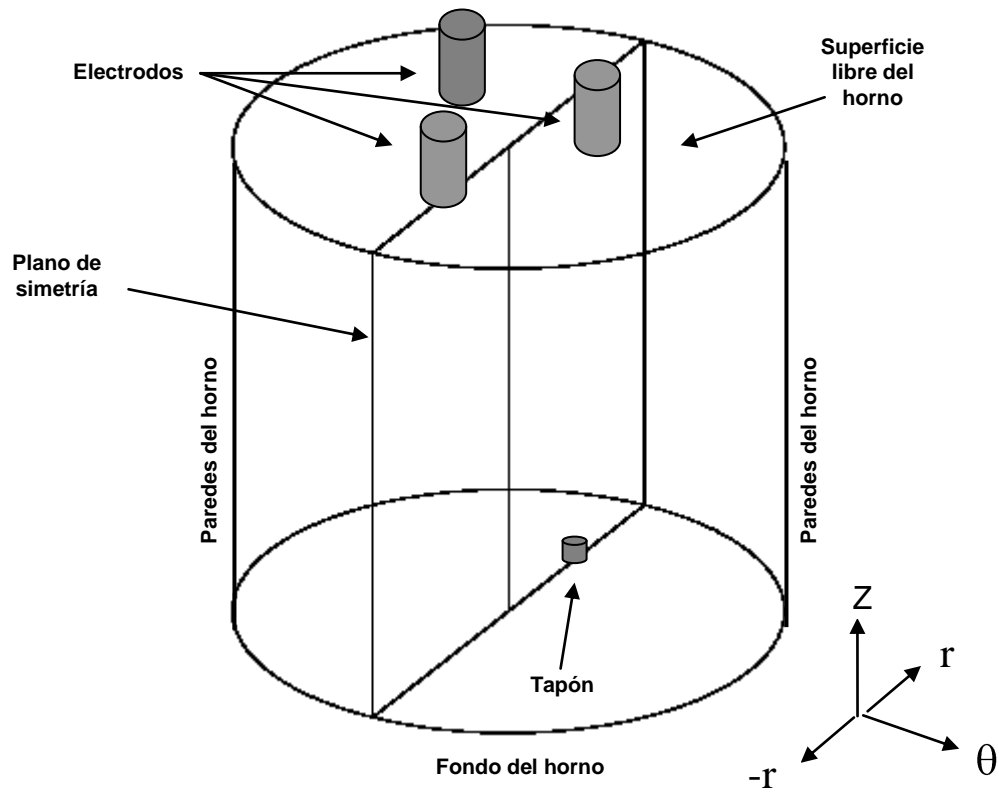


Figura 3.3.5. Configuración tapones-electrodos del esquema del *Caso 5*.

Esquema del Caso 6

En la Figura 3.3.6 se muestra el esquema para el *Caso 6* (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

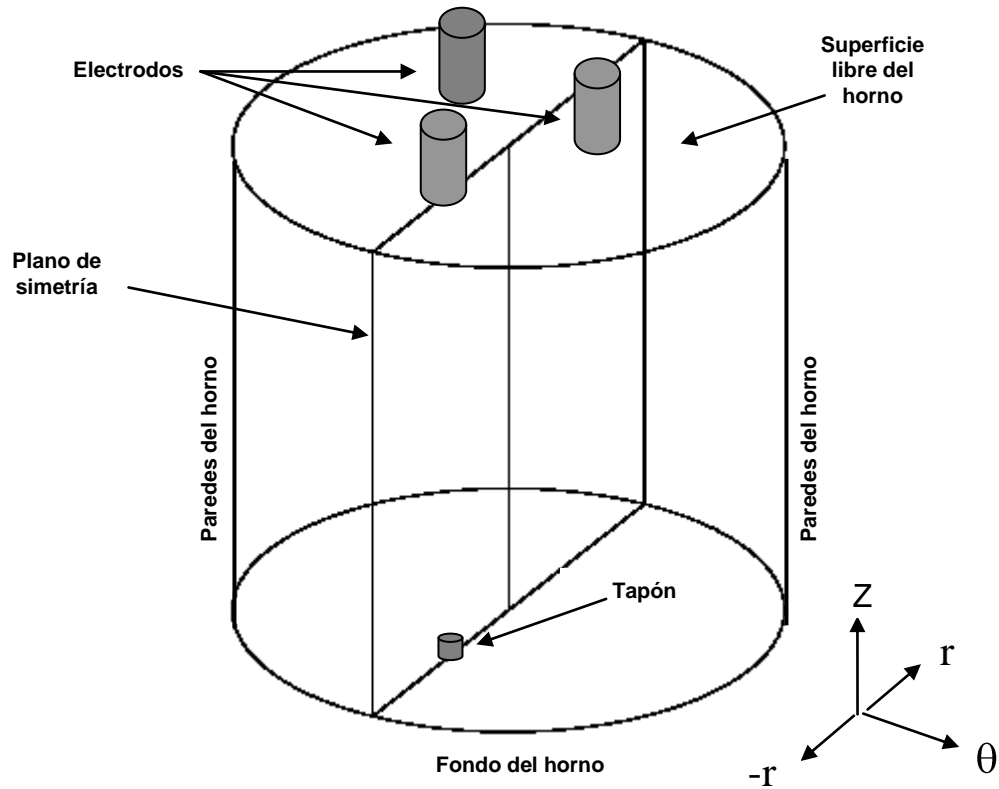


Figura 3.3.6. Configuración tapones-electrodos del esquema del *Caso 6*.

Capítulo 4. Resultados y discusión

En este capítulo se muestran los resultados que se obtuvieron del análisis de sensibilidad de parámetros bajo el esquema que se plantea en el capítulo 3.

Esquema general del sistema horno olla

En la Figura 4.1.0 se muestra el esquema general de referencia del sistema horno olla agitado con gas con el que se trabajó en el presente proyecto de Tesis. En este se encuentran las paredes, fondo y superficie libre del horno olla, los tres electrodos de grafito, así como el tapón poroso por el cual se inyecta el gas para agitar. Es de observarse que en el estado de referencia solo se cuenta con un tapón ubicado a $R/2$ del centro geométrico del horno y la ubicación triangular de los electrodos de grafito con respecto al tapón.

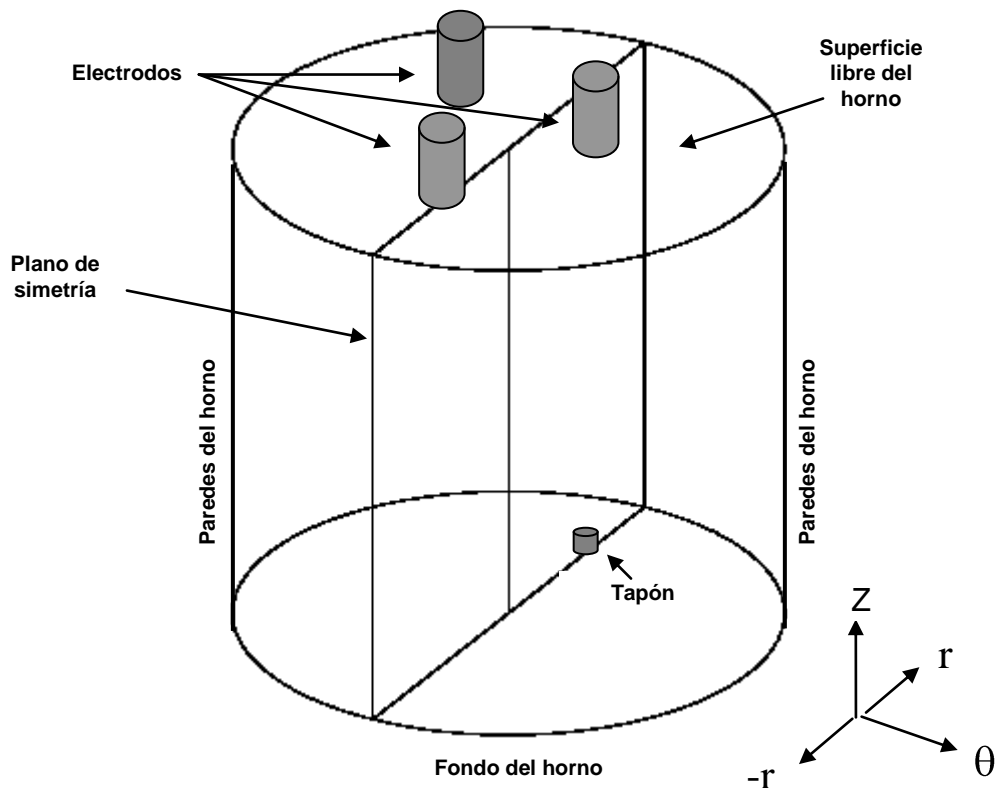


Figura 4.1.0 Esquema general del Horno Olla

4.1 Efecto del Flujo volumétrico del gas

En las Figuras 4.1.1 y 4.1.2 se presentan los perfiles de velocidad y temperatura del acero líquido respectivamente, para el flujo de gas volumétrico correspondiente a Q_{max} a un tiempo de agitación de 6 minutos en 3D.

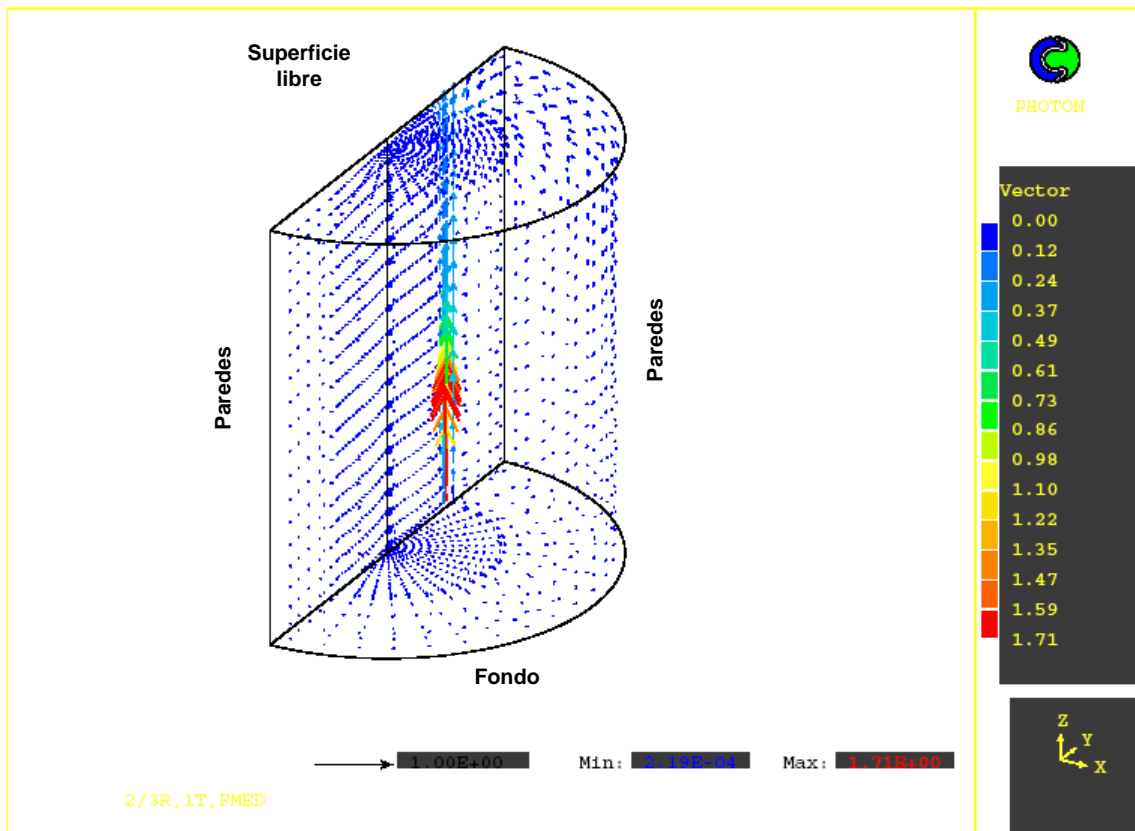


Figura 4.1.1. Perfiles de velocidad en el horno olla (m/s) para Q_{max} .

Se observa que en las Figuras 4.1.1 y 4.1.2 sólo se muestra la mitad del horno olla, debido a la simetría que se presenta en esta geometría cilíndrica. También se muestra el eje de coordenadas, donde z representa la dirección axial, y representa la dirección radial y x representa la dirección angular. Es visible la agitación que tiene el baño debido a la inyección con gas por medio de un tapón al acero líquido.

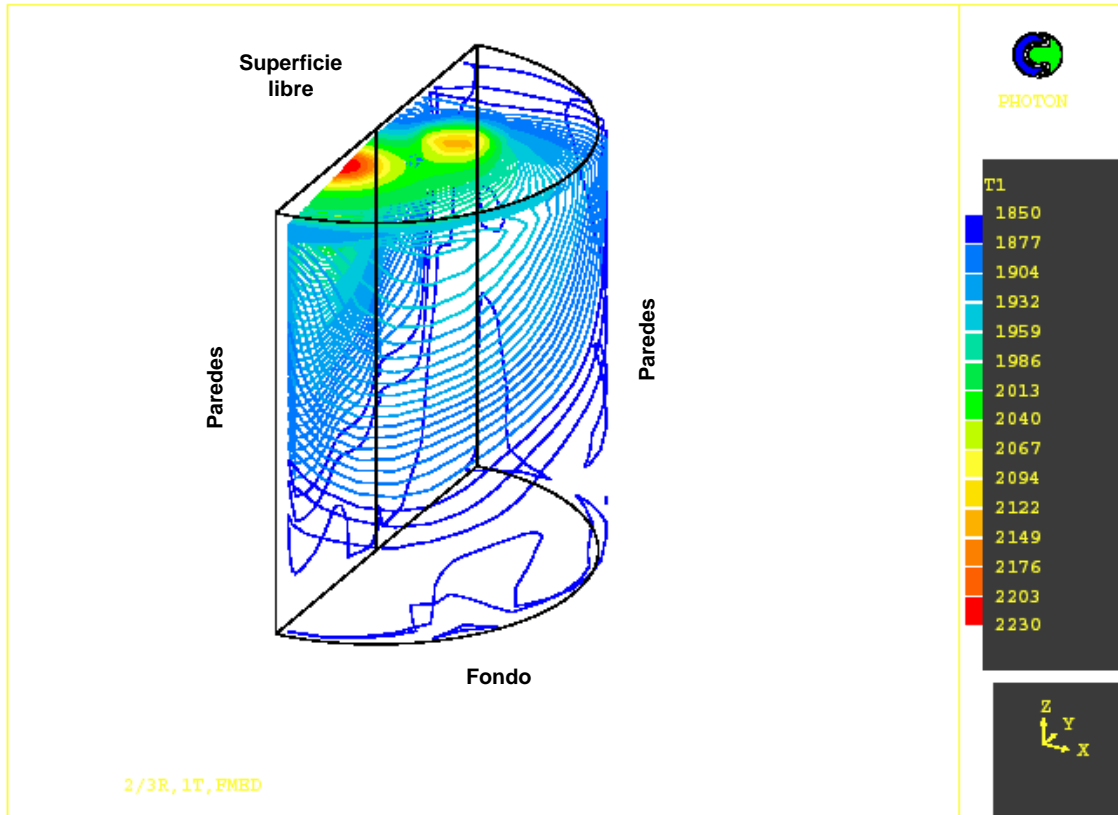



Figura 4.1.2. Perfiles de temperatura en el horno olla para .

En la Figura 4.1.2 se muestran los contornos de temperatura existentes en el horno olla debido a la agitación con gas. Se observa las altas temperaturas alcanzadas en la superficie libre del baño de acero líquido debido al flujo de calor que provee los electrodos de grafito y las bajas temperatura en el fondo del horno.

Para poder realizar un mejor análisis se realizó un corte axisimétrico del horno olla para su presentación, presentado en la Figura 4.1.3, el cual es el plano de simetría del horno olla donde se muestran los perfiles de temperatura y velocidad del baño de acero líquido.

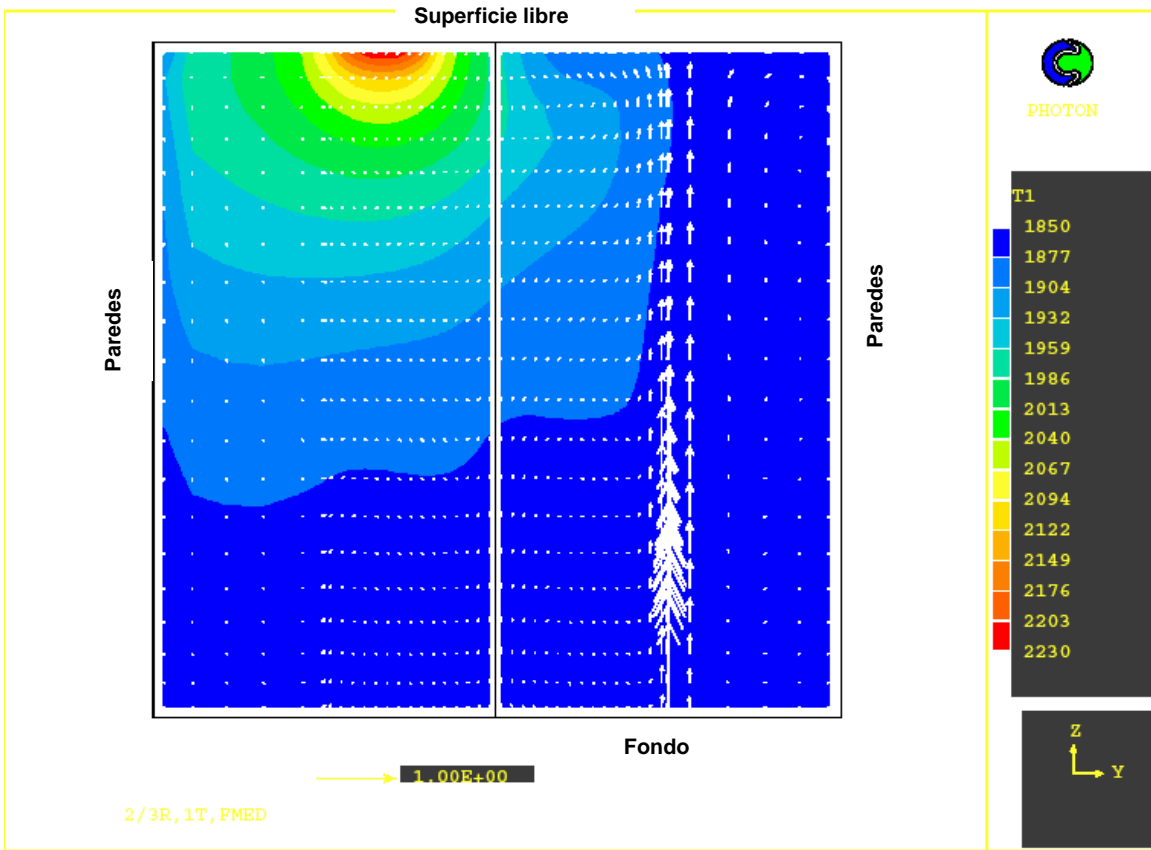


Figura 4.1.3 Perfiles de temperatura y vectores de velocidad para en el plano de simetría.

A continuación se muestra la comparación de los perfiles de temperatura y velocidad en el baño de acero líquido para los diferentes flujos volumétricos de gas escogidos para realizar el presente análisis de sensibilidad (Figuras 4.1.4(a)-4.1.4(d)). El tiempo de agitación es de 6 minutos.

Plano simétrico del horno olla

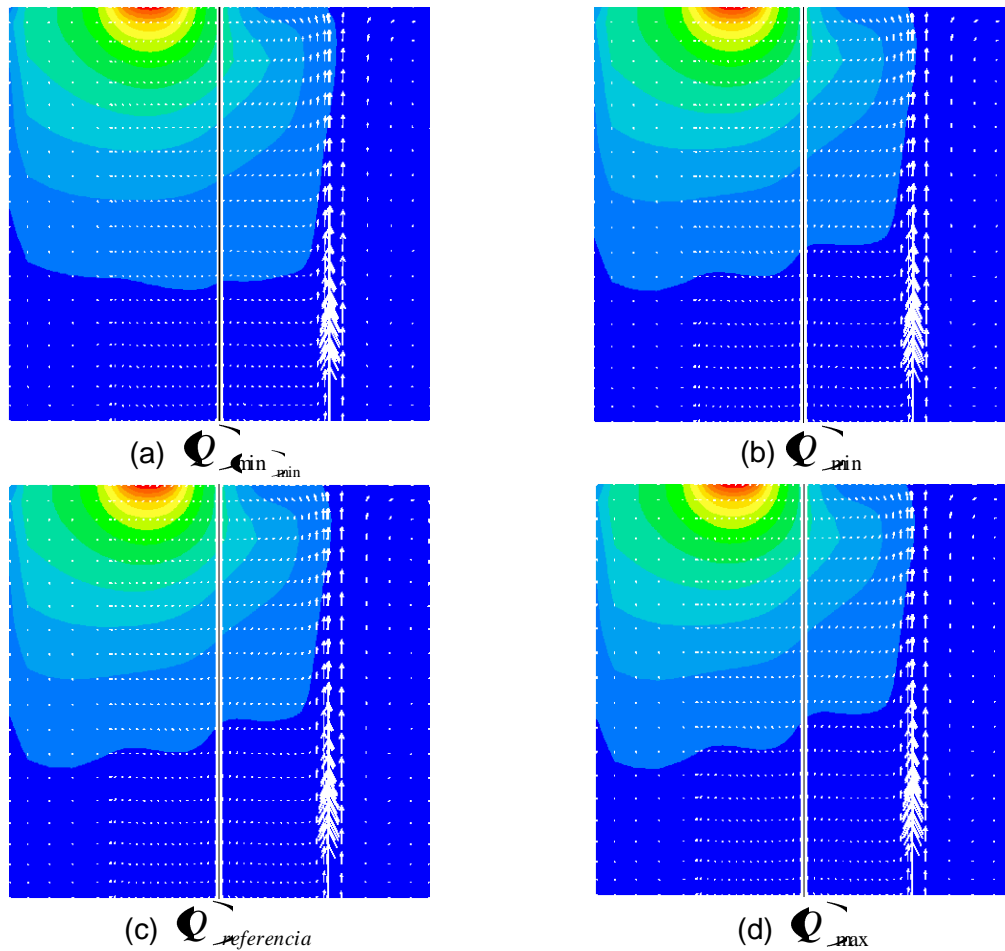


Figura 4.1.4 Perfiles de temperatura y de velocidad para los diferentes flujos de gas.

A simple vista no existe una gran diferencia visible en los perfiles de temperatura del baño de acero líquido para los cuatro flujos de gas que se manejaron.

Temperatura promedio del baño de acero líquido

En la Figura 4.1.5 se presenta la temperatura promedio del baño de acero bajo los diferentes flujos de gas escogidos para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6. Matriz de Simulaciones). Se puede observar que la temperatura promedio del acero coincide para todos los flujos de gas escogidos. Este comportamiento también sucede para todas las demás variables de operación y diseño que se escogieron para realizar el análisis de sensibilidad (a excepción de la variable de flujo de calor emitido por los electrodos). La razón de este comportamiento se debe a que durante el proceso de agitación se introduce la misma cantidad de calor por los arcos generados entre electrodos de grafito al baño de acero, así como también se pierde la misma cantidad de calor por las paredes del horno olla y por la radiación que se produce en la superficie libre. Es

decir, como esta gráfica representa la acumulación de energía del acero y como no cambian las entradas ni las salidas de calor, entonces no cambia la acumulación que satisface el balance energético. Solo se mostrará en este capítulo la gráfica de temperatura promedio del acero correspondiente a la variación del flujo del gas, puesto que para el resto de variables se aprecia el mismo comportamiento (a excepción de la potencia de los arcos).

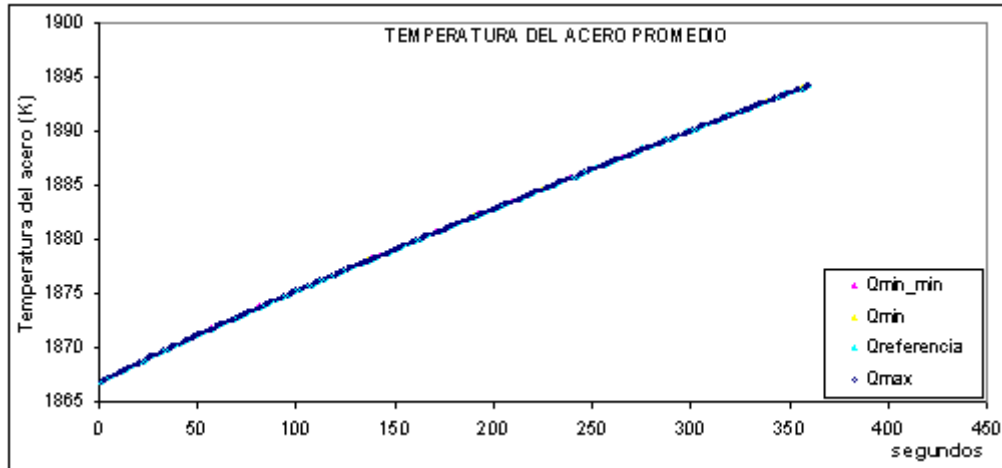


Figura 4.1.5. Temperatura promedio del baño de acero como función del tiempo con distintos flujos de gas.

La temperatura promedio del baño de acero aumento 27 K debido al suministro de calor que emitieron los arcos generados entre electrodos de grafito durante el proceso de agitación.

La velocidad de calentamiento del baño de acero (K/min) que se obtuvo a partir de estos resultados coincide con datos reportados en planta Mittal Steel Lázaro Cárdenas. En esta planta se reporta una velocidad de calentamiento del baño que va de 5 K/min a 4 K/min durante el proceso de agitación. En la Tabla 4.1 se muestra el incremento de temperatura en el baño de acero durante cada minuto de agitación. Se puede observar que este incremento va de 5 K/min hasta 4 K/min y concuerda con lo reportado en la planta de Lázaro Cárdenas, de donde se tomaron las dimensiones y variables de operación de la olla utilizadas en este modelo.

Tabla 4.1 Velocidad de calentamiento del baño de acero

Incremento de temperatura (K) en el baño de acero	Minutos
5.1	1
4.7	2
4.5	3
4.4	4
4.2	5
4.2	6

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en la superficie del baño de acero líquido:

$$\Delta T_{\text{superficie}} = T_{\text{superficie}}^{\text{mayor}} - T_{\text{superficie}}^{\text{menor}}$$

En la Figura 4.1.6 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas en la superficie del baño de acero líquido ($\Delta T_{\text{superficie}}$) bajo los diferentes flujos de gas escogidos para este análisis de sensibilidad. Se puede apreciar que para todos los flujos de gas, al comenzar la agitación se produce un enorme gradiente de temperaturas pues el $\Delta T_{\text{superficie}}$ comienza a aumentar con el tiempo de agitación. Después de un cierto tiempo de agitación (150 segundos) esta $\Delta T_{\text{superficie}}$ comienza a disminuir hasta llegar a un estado estacionario. Es decir, comienza a homogenizarse la superficie y con ello disminuye el gradiente de temperaturas y este llega a un estado estable conforme aumenta el tiempo de agitación.

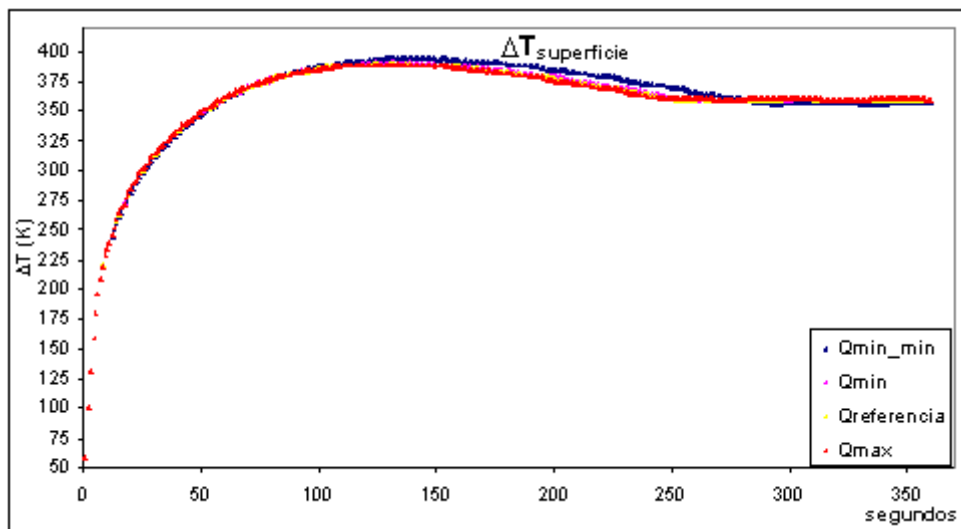


Figura 4.1.6. $\Delta T_{\text{superficie}}$ en la superficie para los distintos flujos de gas.

Para poder hacer un mejor análisis de lo que sucede en la superficie del baño de acero se realiza un cambio de escala de la Figura 4.1.6. Con ello se obtiene la Figura 4.1.7, de donde se puede apreciar que un flujo mayor de gas produce un menor gradiente de temperaturas en la superficie del baño de acero y que se llega al estado estacionario más rápido que a flujo de gas menores. Un aspecto importante de señalar de este análisis es que existe una diferencia de alrededor de 10K de ΔT entre el mayor flujo de gas y el menor.

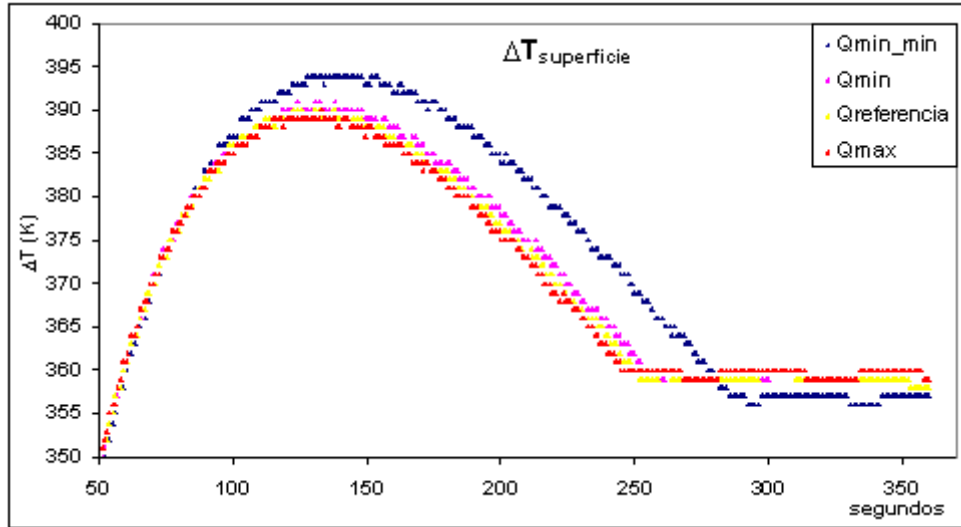


Figura 4.1.7. $\Delta T_{\text{superficie}}$ para los distintos flujos de gas con escala ampliada de temperaturas.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente cerca de la superficie del baño de acero líquido, a 0.42 m de la superficie: $\Delta T = (T_{\text{mayor}} - T_{\text{menor}})$

En la Figura 4.1.8 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas a 0.42 m de la superficie del baño de acero líquido (ΔT), donde se observa que para todos los flujos de gas, el ΔT es menor que en la superficie del baño de acero. En la superficie el ΔT mayor es de alrededor de 400 K mientras que a 0.42 m de la superficie el ΔT mayor es de alrededor 200K. La tendencia en esta parte del baño de acero es muy parecida que en la superficie. Solo que la rapidez de incremento de diferencia de temperatura $(\Delta T / \text{tiempo})$ es menor que en el caso de la superficie del baño. Similar que en el caso de la superficie, la rapidez de incremento de diferencia de temperatura va disminuyendo conforme transcurre el tiempo de agitación con gas. La diferencia que existe con el caso de la superficie del baño, es que a 0.42 m de la superficie no hay un decremento de la diferencia de temperatura (ΔT) , ni tampoco llega a un estado estacionario tan evidente como en el caso de la superficie del baño y que los gradientes coinciden sin importar el flujo de gas.

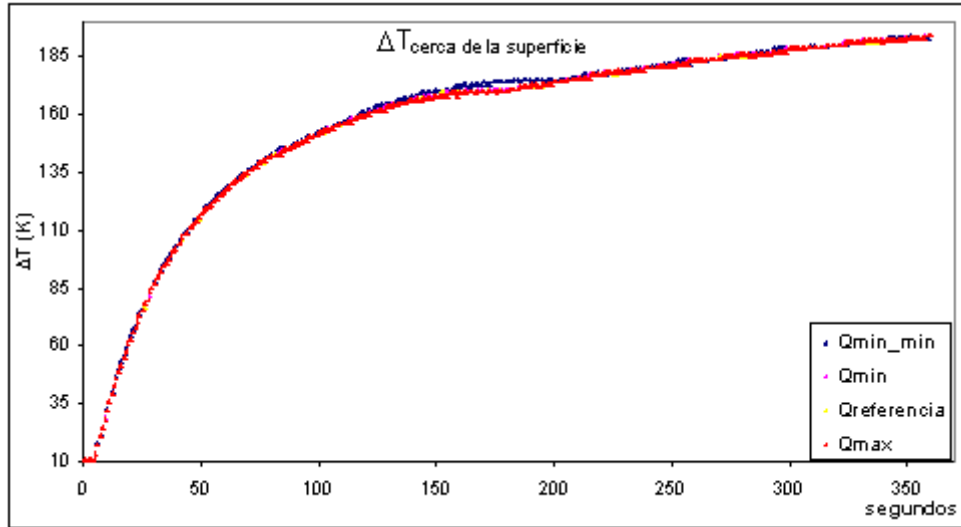


Figura 4.1. 8. ΔT a 0.42 m de la superficie para los distintos flujos de gas usados.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en la parte media del baño de acero líquido:

$$\Delta T_{partemedia} = \left(T_{partemedia}^{mayor} - T_{partemedia}^{menor} \right)$$

En la Figura 4.1.9 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas a media altura del baño de acero líquido bajo los diferentes flujos de gas escogidos para este análisis de sensibilidad, donde se observa que al principio de la agitación con gas al baño de acero líquido no hay un incremento o decremento en la diferencia de temperatura en el baño de acero líquido. Alrededor de 150 segundos de haber empezado a agitar con gas al baño de acero líquido, este comienza a subir su temperatura y con ello aumenta la ΔT del sistema. Es importante señalar que alrededor de 150 segundos de agitación comienza el decremento de la ΔT en la superficie y la disminución de la rapidez de incremento de diferencia de temperatura a 0.42 m de la superficie. Esto quiere decir, que le toma alrededor de 150 segundos de agitación al sistema poder transferir el calor emitido por los electrodos de grafito hacia la parte media del baño de acero líquido (ver Figura 4.1.10). Cabe mencionar que la diferencia de temperaturas en la parte media del baño de acero líquido es relativamente pequeña comparada con la de la superficie y a 0.42m de ella, ya que la mayor diferencia de temperaturas es alrededor de 40 K. Y la diferencia de ΔT es alrededor de 5K entre el mayor flujo de gas y el menor. Es decir, el baño de acero líquido en la zona de la parte media de la olla está más homogenizado que el de la superficie y que a 0.42 m de ella.

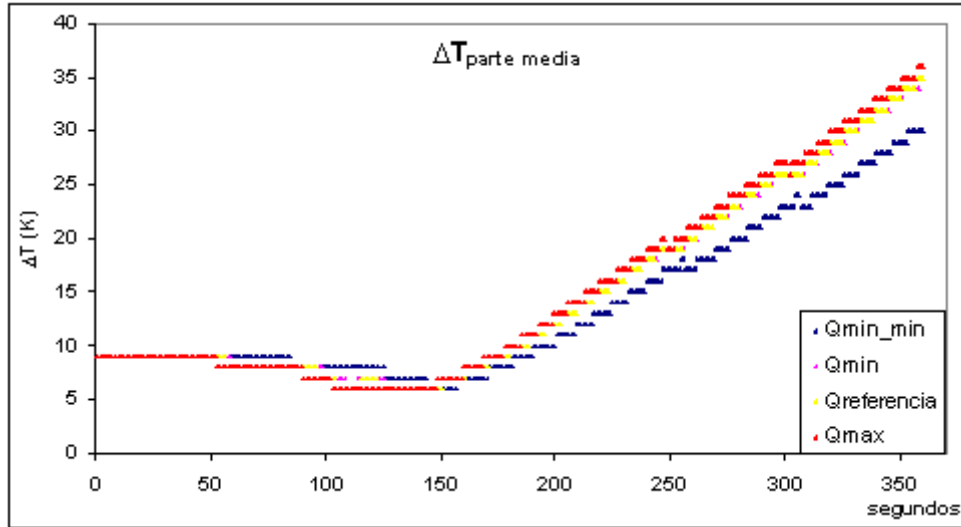


Figura 4.1.9. $\Delta T_{\text{partemedia}}$ a la mitad del reactor para los distintos flujos de gas usados.

Esta figura es representativa de la mayor fracción de masa del acero y por eso es muy importante por lo que en la Figura 4.1.10 se encuentra graficada la temperatura más alta y más baja en esta zona del baño de acero líquido. Al analizar la figura encontramos que justo a los 150 segundos de haber empezado a agitar con gas el baño, la temperatura mayor en la parte media del baño comienza a aumentar, esto quiere decir que alrededor de este tiempo comienza a llegar el acero líquido caliente proveniente de la superficie libre a la parte media del baño.

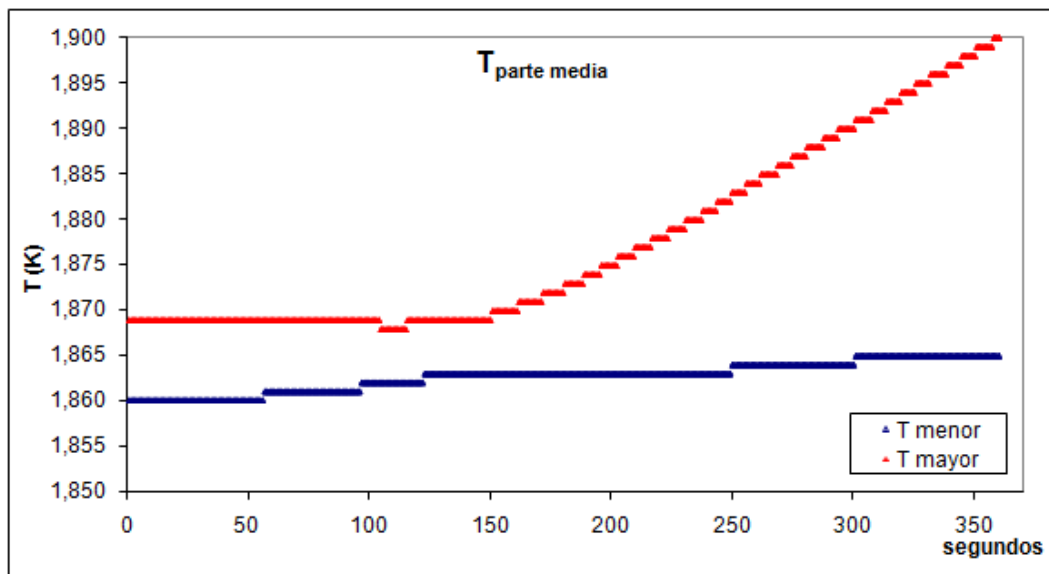


Figura 4.1.10. Temperatura máxima y temperatura mínima en la parte media de la olla.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en el fondo del baño de acero líquido: $\Delta T_{Fondo} = (T_{Fondo}^{mayor} - T_{Fondo}^{menor})$

En la Figura 4.1.11 se presenta la comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en el fondo del baño de acero líquido bajo los diferentes flujos de gas escogidos para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). Se observa en la Figura 4.1.11 que en el fondo de la olla no existe una gran diferencia de temperaturas, ya que la mayor es de alrededor de 11K. La tendencia en el fondo de la olla es que conforme aumenta el tiempo de agitación, aumenta la temperatura del acero líquido.

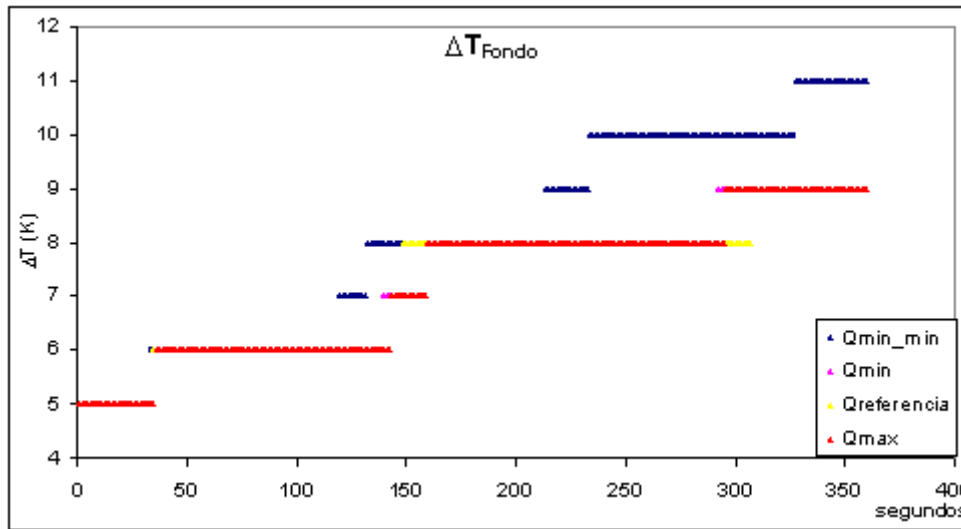


Figura 4.1.11. ΔT_{Fondo} en el fondo para los distintos flujos de gas usados.

Tiempo de mezclado

En la Figura 4.1.12 se muestra el tiempo de mezclado que se obtuvo para el baño de acero líquido bajo los diferentes flujos de gas escogidos para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

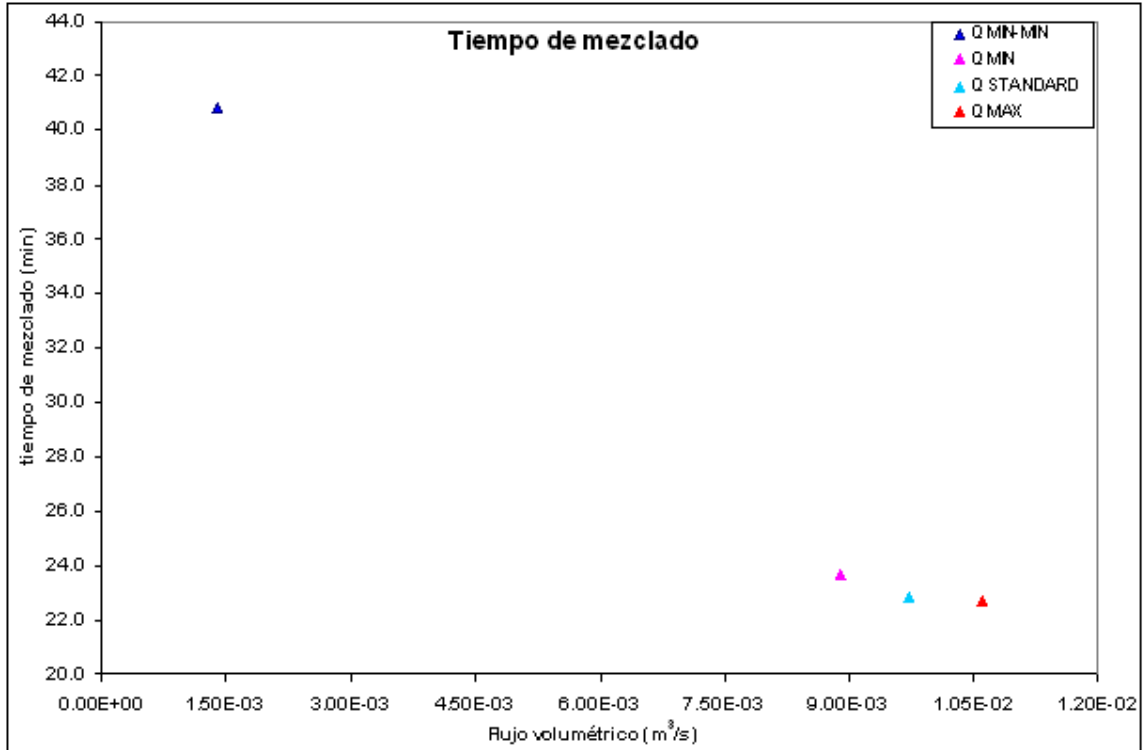


Figura 4.1.12. Tiempos de mezclado de soluto en función de flujo de gas.

Al observar la Figura 4.1.12, podemos señalar que al aumentar el flujo volumétrico de gas disminuye el tiempo de mezclado en la olla de acero líquido, ya que se agita más (más burbujas que intercambian momentum con el líquido y generan más turbulencia). El tiempo de mezclado para el menor flujo de gas es casi el doble de tiempo que el de los otros flujos de gas. Esto se debe a que el flujo menor de gas es demasiado pequeño comparado con el de los otros.

Al realizar un cambio de escala de la Figura 4.1.12 se puede observar mejor este comportamiento. En la Figura 4.1.13 se muestran tiempos de mezclado con los flujos volumétricos típicos que se usan en la planta Mittel Steel Lazaro Cardenas para mezclar el baño. Precaución se debe tomar al inyectar mas gas a una olla de acero, pues en la práctica esto implica abrir mas la capa de escoria y exponer al acero a una sobreoxidación innecesaria.

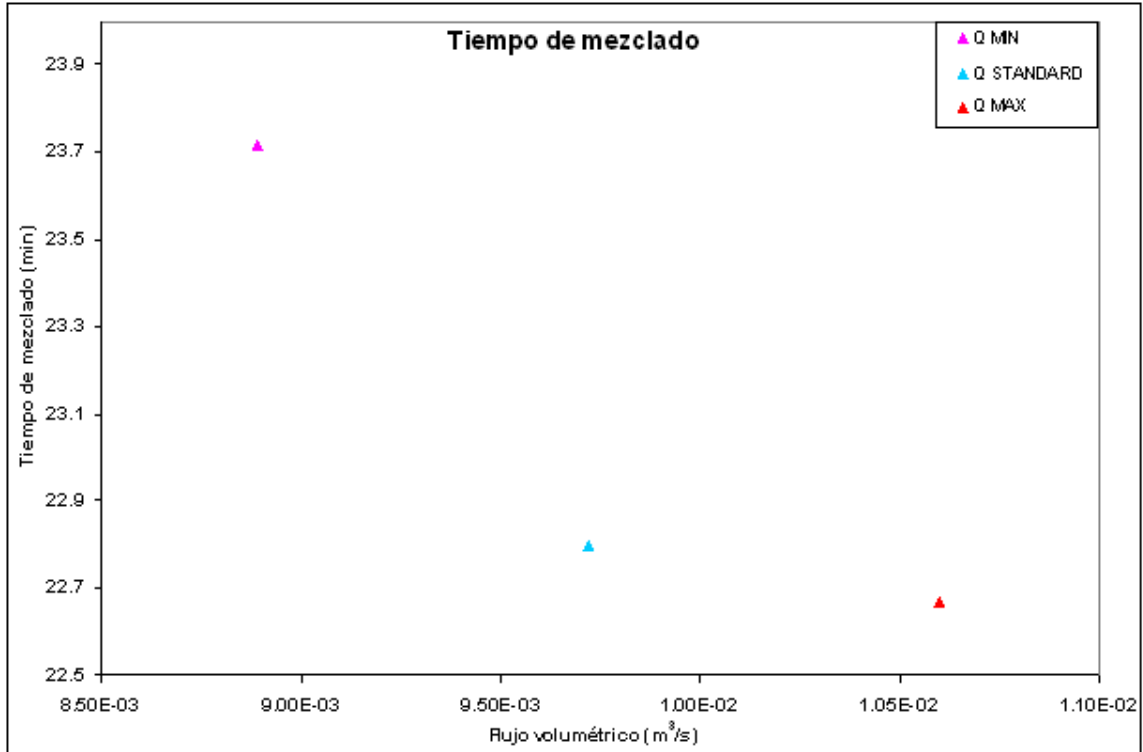


Figura 4.1.13. Tiempos de mezclado en función del flujo gas (flujos altos de gas).

4.2 Efecto de la posición radial de los tapones

A continuación se muestra la comparación de los perfiles de temperatura y velocidad en el baño de acero líquido para algunas de las diferentes posiciones radiales del tapón escogidas para realizar el presente análisis de sensibilidad (Figuras 4.2.1 (a) a 4.2.1 (d)). Las figuras muestran los contornos de temperatura y los patrones de flujo en un plano longitudinal que contiene al centro y al tapón de inyección. El tiempo de agitación es de 6 minutos.

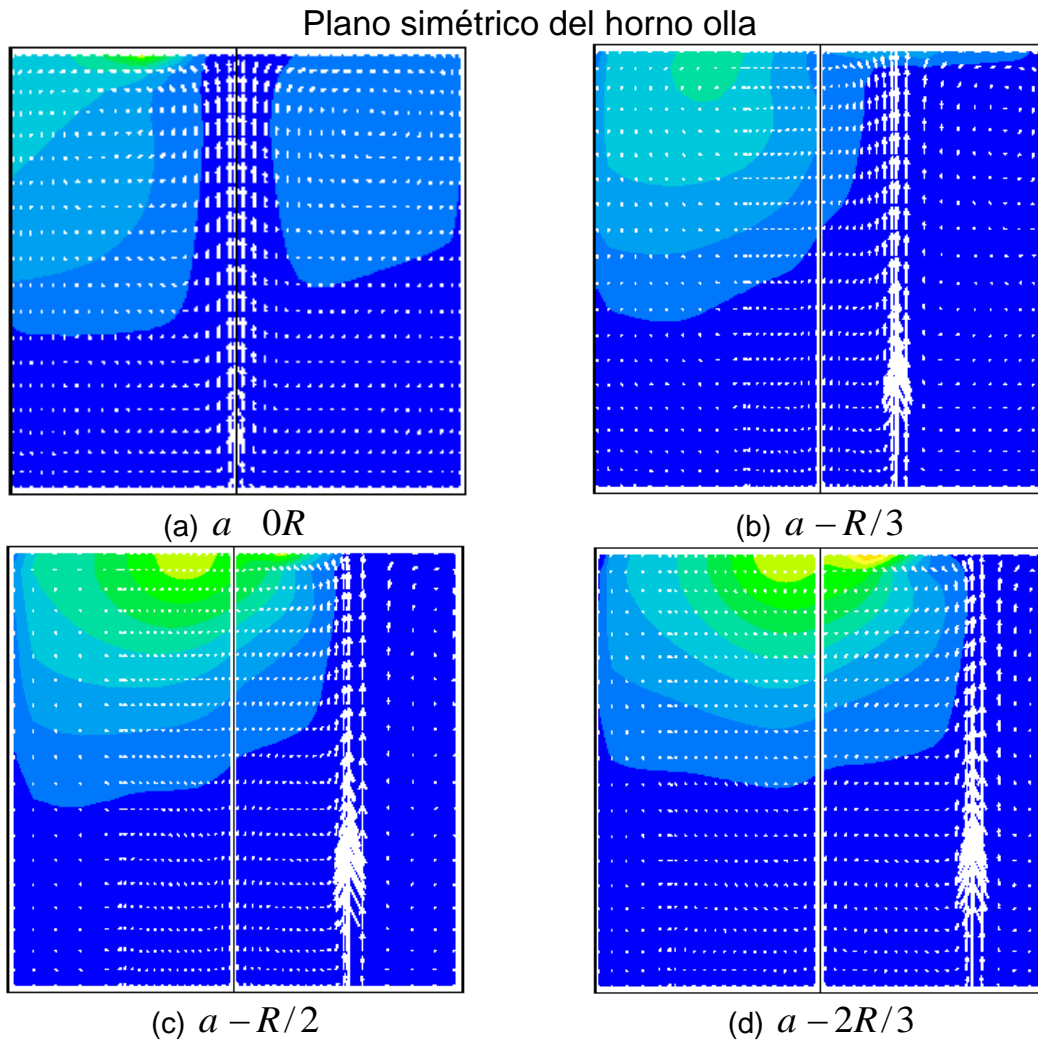


Figura 4.2.1. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para diferentes posiciones radiales del tapón.

Se observa que existe una diferencia considerable, al inyectar gas en diferentes posiciones radiales, tanto en los perfiles de temperatura como en los patrones de flujo del acero líquido, con lo que se presume que el mezclado térmico es muy sensible a esta variable.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en la superficie del baño de acero líquido: $\Delta T_{superficie} = (T_{superficie}^{mayor} - T_{superficie}^{menor})$

En la Figura 4.2.2 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas en la superficie del baño de acero líquido ($\Delta T_{superficie}$) bajo las diferentes posiciones radiales del tapón escogidas para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). Se observa que en la superficie del baño, la diferencia de temperaturas comienza a incrementarse muy rápidamente al principio de la agitación, es decir, en los primeros 20 segundos de ella. Después este gradiente comienza a disminuir hasta llegar a un gradiente de estado estacionario. Cuando no se inyecta el gas por el centro de la olla, la $\Delta T_{superficie}$ llega a un estado estacionario alrededor de 30 segundos después de haber comenzado la agitación con el gas y el gradiente es el menor. Esto significa que una mejor homogenización térmica en la superficie requiere de una inyección por el centro de la olla. Con respecto a las demás posiciones radiales, el efecto de inyectar el gas más lejos del centro ocasiona una mayor heterogeneidad térmica en la superficie. Seguramente, el flujo de acero radial desde el centro a las paredes mejora el mezclado térmico del acero en la superficie libre.

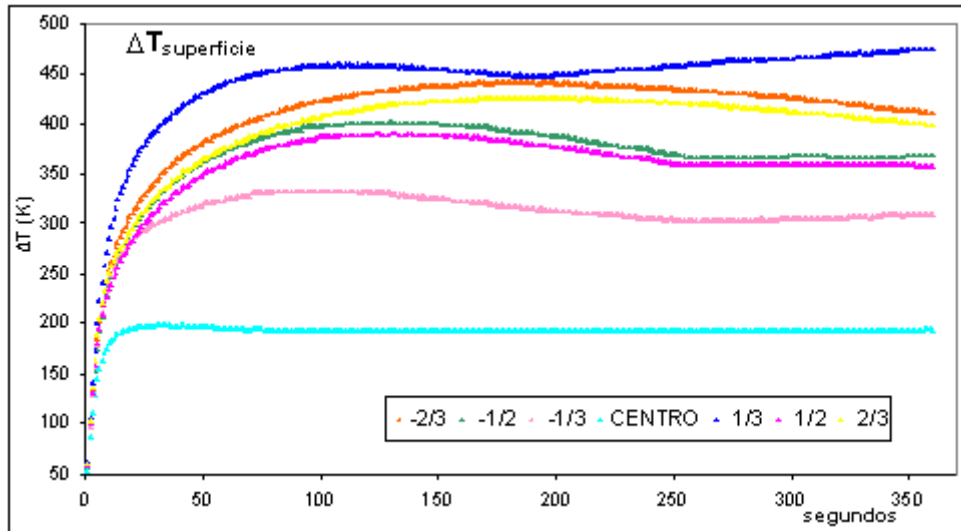


Figura 4.2.2. $\Delta T_{superficie}$ con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente cerca de la superficie del baño de acero líquido, a 0.42 m de la superficie: $\Delta T = T^{mayor} - T^{menor}$

En la Figura 4.2.3 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas a 0.42 m de la superficie del baño de acero líquido (ΔT), bajo las diferentes posiciones radiales del tapón escogidas para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). La tendencia de la diferencia de temperaturas a 0.42 m de la superficie es la misma que la existente en la superficie del baño, con la diferencia de que la ΔT correspondiente a inyectar gas por el centro, no varía tanto respecto a las otras ΔT correspondientes a inyectar gas en posiciones radiales diferentes al centro. Es decir, inyectar gas en posiciones radiales diferentes del centro empieza a ayudar a homogenizar térmicamente el acero a una posición de 0.42 m de la superficie. Es importante señalar que alrededor de 150 segundos de agitación comienza la disminución de la rapidez de incremento de diferencia de temperaturas.

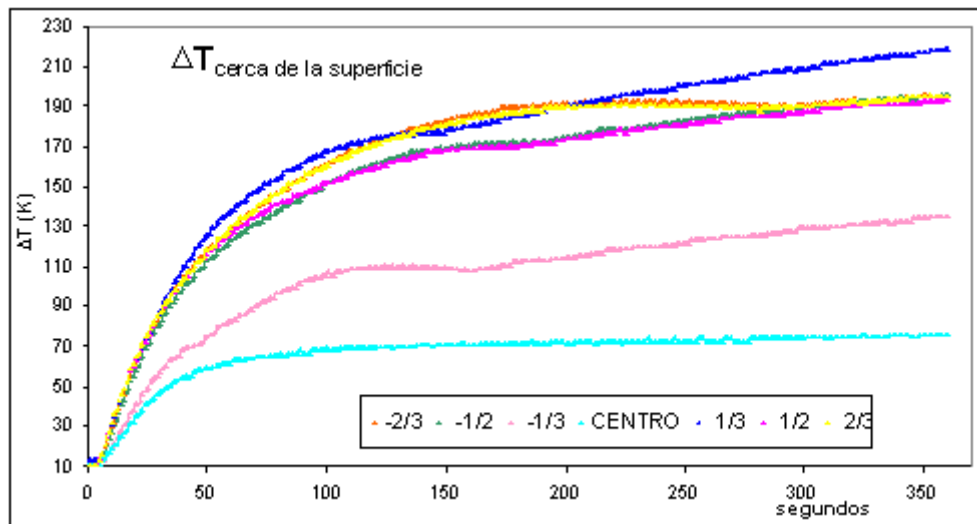


Figura 4.2.3. ΔT a 0.42 m de la superficie con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en la parte media del baño de acero líquido: $\Delta T_{partemedia} = T_{partemedia}^{mayor} - T_{partemedia}^{menor}$

En la Figura 4.2.4 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas en la parte media del baño de acero líquido (ΔT), bajo las diferentes posiciones radiales del tapón escogidas para este análisis de sensibilidad. En esta figura se observa que al principio de la agitación con gas no hay un cambio en la diferencia de temperatura en el baño de acero líquido. Después de aproximadamente 150 segundos de haber iniciado la agitación del baño de acero, comienza una respuesta térmica y comienza a subir el ΔT del sistema provocado por aumento en la temperatura local. Es importante señalar que también alrededor de 150 segundos de iniciada la agitación comienza el decremento de la ΔT en la superficie y la disminución de la rapidez de incremento de diferencia de temperatura a 0.42 m de la superficie. Esta coincidencia sugiere que toma alrededor de 150 segundos de agitación al sistema poder transferir el calor emitido por los electrodos de grafito hacia la parte media del baño de acero líquido. En la parte media del baño de acero el fenómeno de homogenización térmica es opuesto al que sucede en la superficie de este, es decir, al inyectar gas más lejos del centro geométrico de la olla, se alcanza un mejor mezclado térmico en el baño. Las zonas muertas que genera una inyección por el centro hacen que el metal caliente no pueda viajar masivamente desde la superficie libre hacia la profundidad media del reactor, lo cual se consigue de mejor manera cuando la inyección se realiza lo más alejado del centro como producto de las corrientes convectivas que abracan mayor porción del reactor. Como esta región representa un gran porcentaje del horno entero, el mezclado térmico de todo el acero se puede aproximar a este comportamiento.

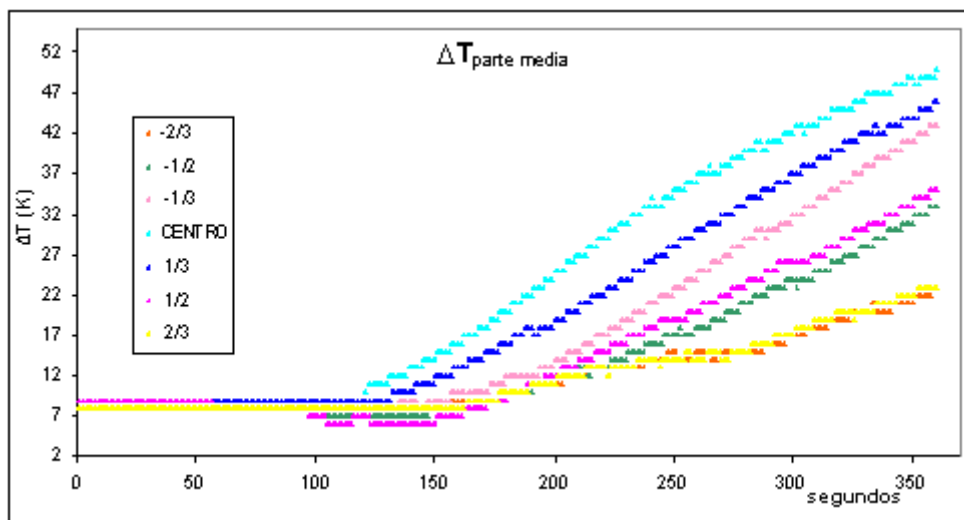


Figura 4.2.4. $\Delta T_{partemedia}$ a la mitad de la olla con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en el fondo del baño de acero líquido: $\Delta T_{Fondo} = T_{Fondo}^{mayor} - T_{Fondo}^{menor}$

En la Figura 4.2.5 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas en el fondo del baño de acero líquido (ΔT), bajo las diferentes posiciones radiales del tapón escogidas para este análisis de sensibilidad. En esta figura se observa que en el fondo de la olla no existe una gran diferencia de temperaturas. La tendencia en el fondo de la olla es que conforme aumenta el tiempo de agitación, aumenta de forma muy gradual la temperatura del acero líquido.

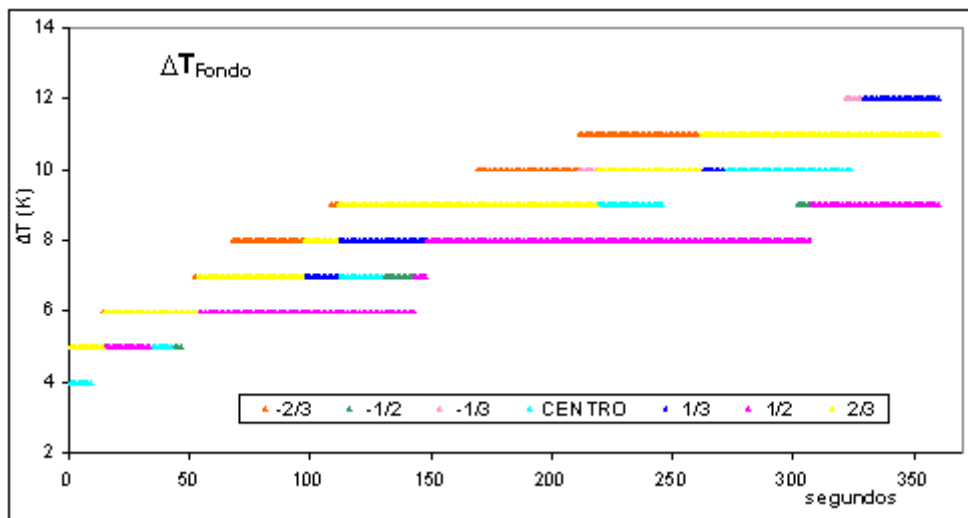


Figura 4.2.5. ΔT_{Fondo} en el fondo de la olla con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.

Tiempo de mezclado

En la Figura 4.2.6 se muestra el tiempo de mezclado que se obtuvo para el baño de acero líquido bajo las diferentes posiciones radiales escogidas para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

Se observa en la Figura 4.2.6 que al inyectar con gas en el centro geométrico de la olla se alcanza un mayor tiempo de mezclado. Es decir, el tiempo de mezclado disminuye al alejar el tapón con que se inyecta gas del centro geométrico del horno olla, ya que al inyectar en el centro se generan zonas muertas en el fondo del reactor y evitan que se homogenice el baño de acero, por el contrario, cuando se inyecta fuera del centro se promueven corriente convectivas que circulan a través de toda la olla y que mejoran el mezclado. Parece ser que estas corrientes convectivas abarcan mayor volumen del reactor conforme la posición del tapón se acerca a la pared, pero cuidado se debe tomar

al no inyectar muy cerca de la pared lateral ya que se corre el riesgo de desgastar en exceso al refractario.

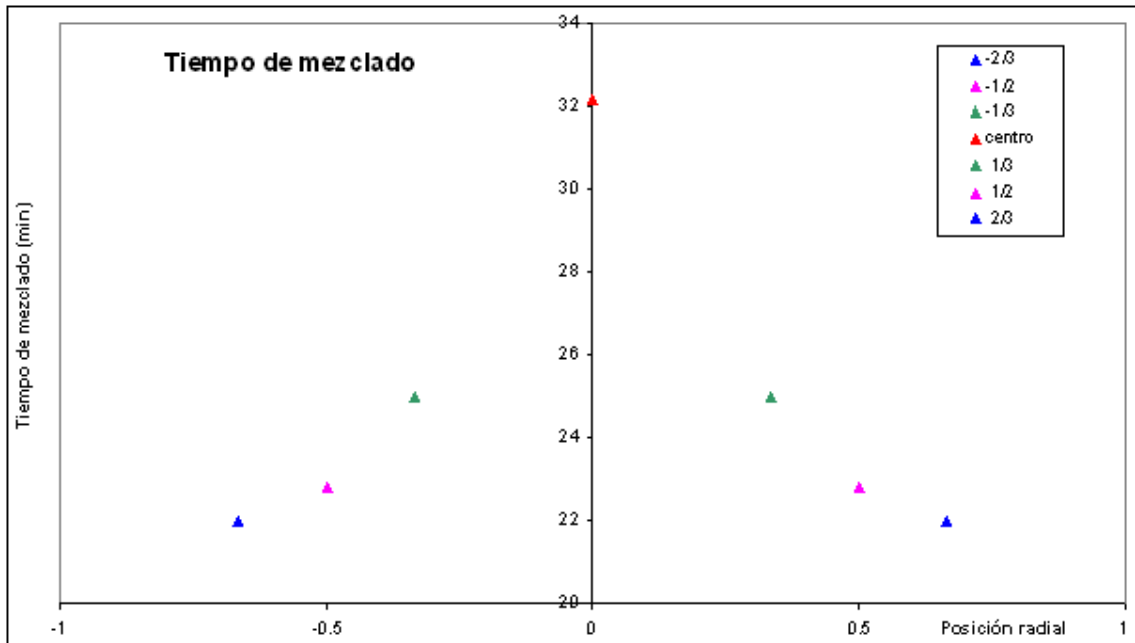


Figura 4.2.6. Tiempos de mezclado en función de la posición del tapón.

4.3 Efecto del número de tapones

En las Figuras 4.3.1 y 4.3.2 se presentan los perfiles velocidad y de temperatura para tres tapones correspondiente al *Caso 3* para un tiempo de agitación de 6 minutos en 3D.

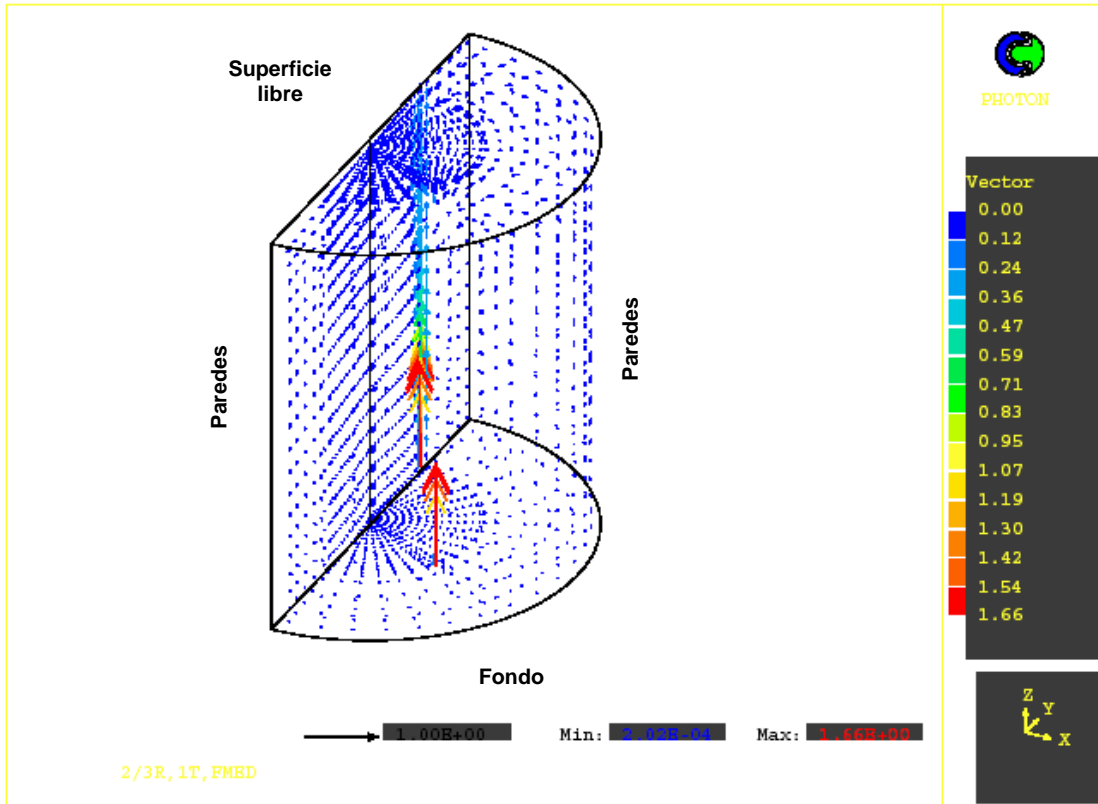


Figura 4.3.1. Perfiles de velocidad en la olla (m/s) para el *Caso 3* (3 tapones).

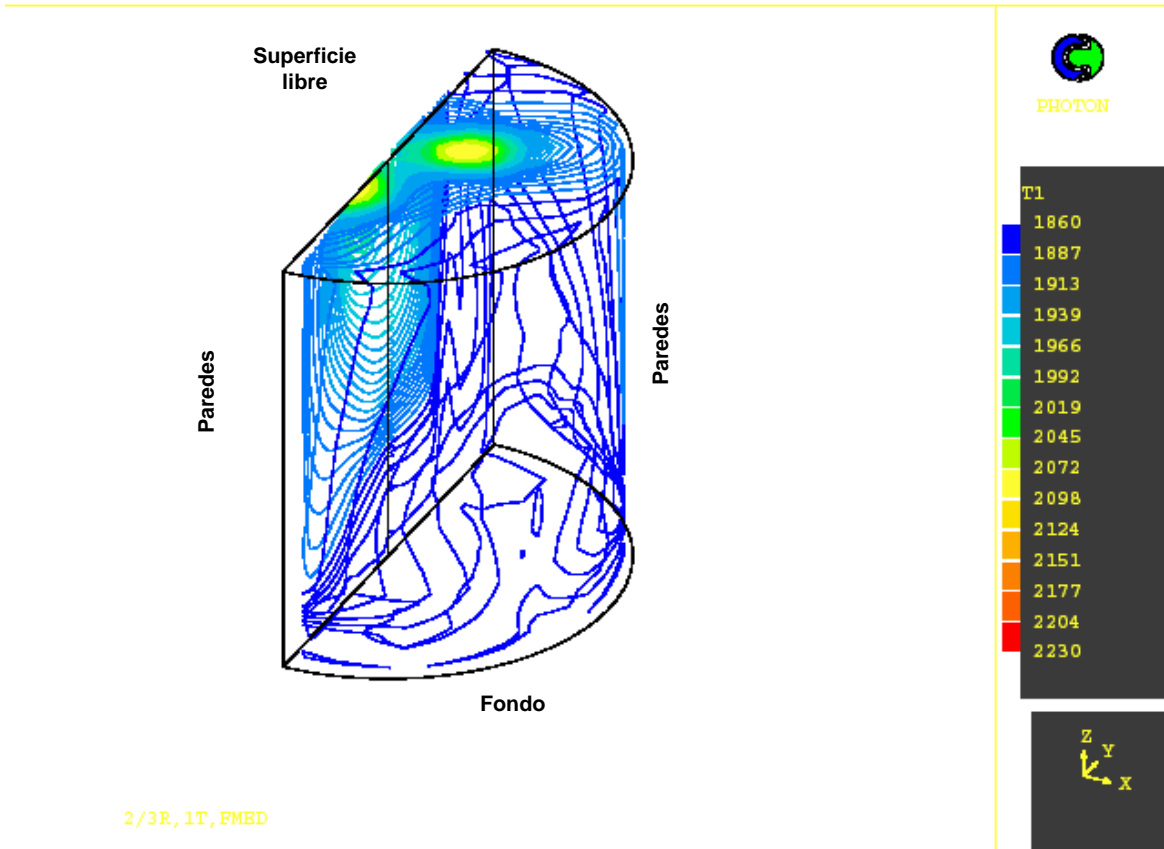


Figura 4.3.2. Perfiles de temperatura en la olla para el *Caso 3* (3 tapones).

Para poder realizar un mejor análisis se realizó dos cortes longitudinales que contiene a los dos tapones del horno olla para su presentación. Este se muestra en la Figura 4.3.3, en donde se muestran los perfiles de temperatura y velocidad del baño de acero líquido en dos cortes longitudinales del horno olla. En estos cortes se encuentran los tres tapones por donde se inyecta gas al horno olla. Se aprecia que al interior de la zona que demarcan los tres tapones el acero se está mezclando con acero caliente de la parte superior de la olla, mientras que fuera de esta zona no hay mezclado de acero caliente, es decir, los tapones actúan como cortinas o barrera físicas que evitan el paso de acero de una región a otra.

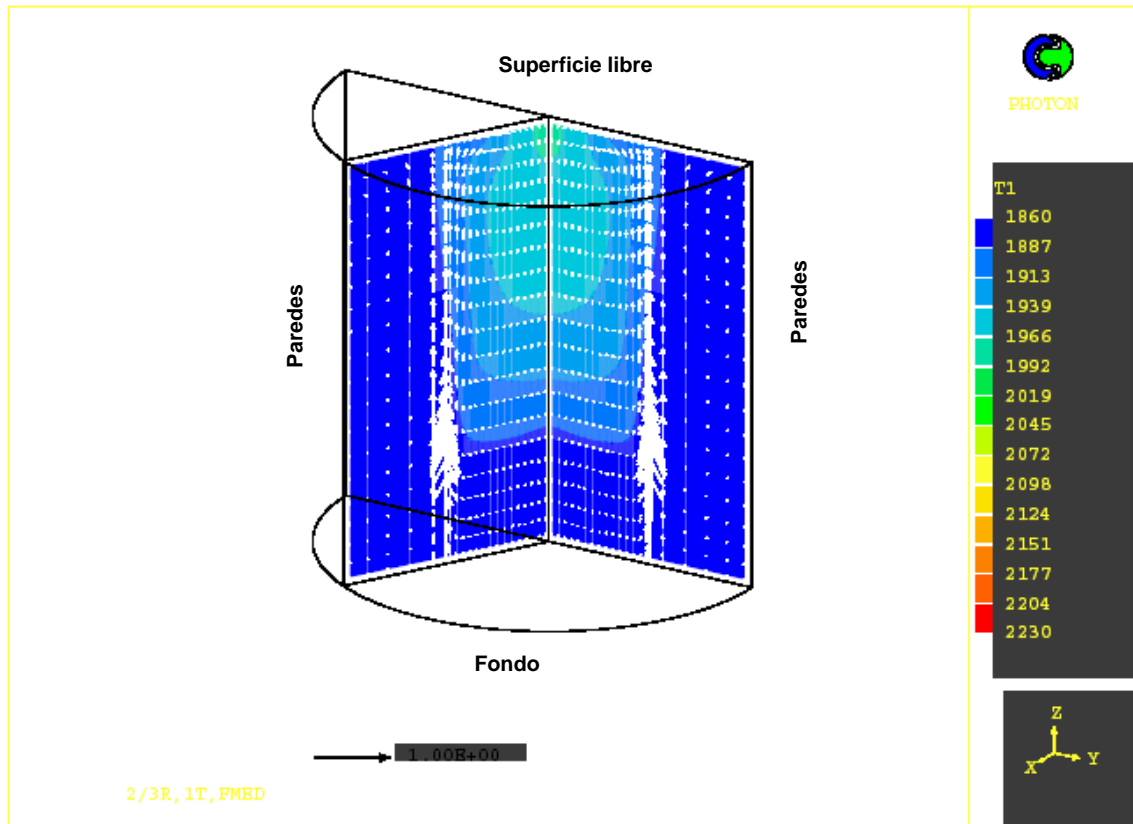
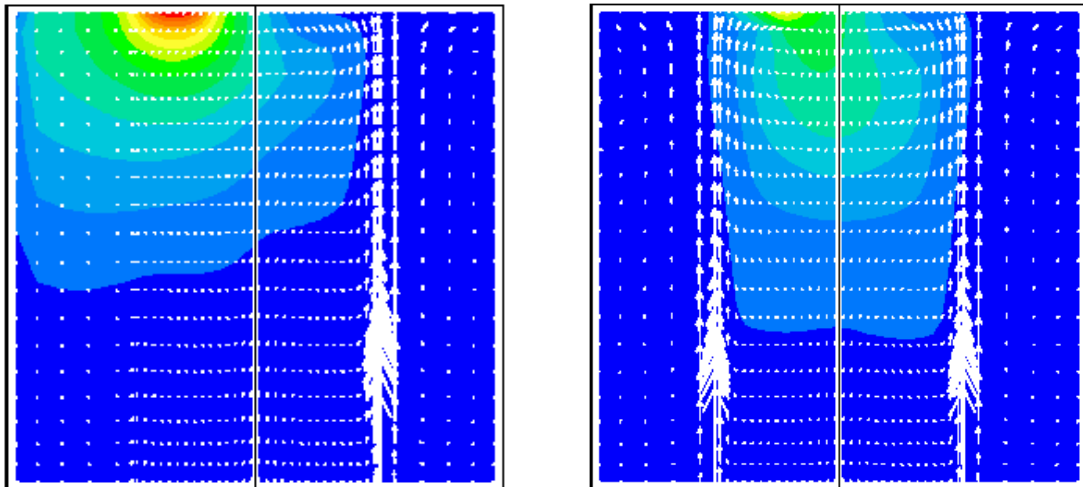


Figura 4.3.3. Perfiles de Temperatura en planos que contienen a los tapones para el *Caso 3* (3 tapones).

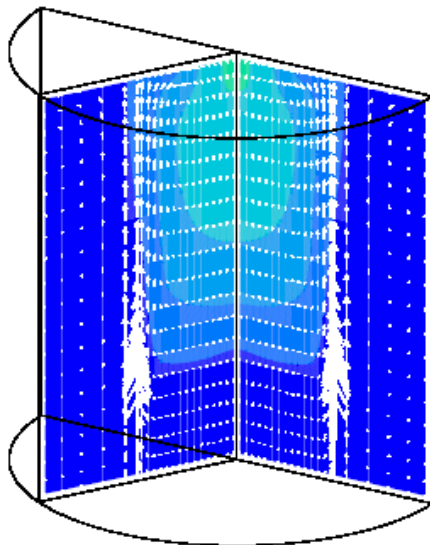
A continuación se muestra la comparación de los perfiles de temperatura y velocidad en el baño de acero líquido para algunos de los diferentes casos (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones) escogidos para realizar el presente análisis de sensibilidad (Figuras 4.3.4 (a) a 4.3.4(c)). El tiempo de agitación es de 6 minutos.

Cortes longitudinales del horno olla



(a) *Caso 5* (1 tapón)

(b) *Caso 1* (2 tapones)



(c) *Caso 3* (3 tapones)

Figura 4.3.4. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para diferentes números de tapones.

Se observa que existe una gran diferencia en inyectar gas con uno, dos o tres tapones. También es visible que los tapones sirven como una “barrera” a la transferencia de calor. Es decir, al observar los perfiles de temperatura que se encuentran entre los tapones, se encuentra que se “encierra” la energía, proporcionada por los electrodos, entre los tapones, ya que se crean cortinas que impiden flujo de acero entre las zonas del reactor que rodean a cada tapón.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en la superficie del baño de acero líquido: $\Delta T_{superficie} = T_{superficie}^{mayor} - T_{superficie}^{menor}$

En la Figura 4.3.5 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas en la superficie del baño de acero líquido ($\Delta T_{superficie}$) bajo diferentes casos en donde se varió el número de tapones para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). El comportamiento de la ΔT en la superficie es similar que en los otros experimentos. Es importante señalar que al principio de la agitación todas las gráficas van a la par. Cerca de los primeros 10 segundos después de haber agitado éstas se separan. La que tiene la mayor diferencia con respecto a las otras es cuando se agita con un tapón (Caso 5). Es casi el doble la ΔT en la superficie cuando se agita con un tapón con respecto a los demás casos (2 y 3 tapones). Se llega a la conclusión, de que la superficie libre se homogeniza mejor térmicamente cuando se agita con más tapones, ya que su ΔT es la más pequeña.

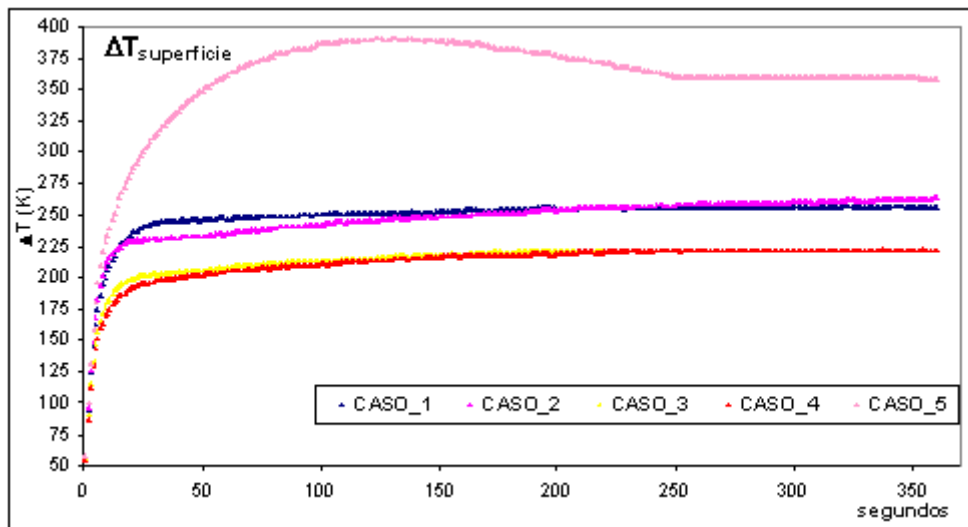


Figura 4.3.5. $\Delta T_{superficie}$ en la superficie con distintas configuraciones tapones – electrodos.

Nota: No se incluyó la gráfica correspondiente al caso 6 por motivos de simplificación del análisis.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente cerca de la superficie del baño de acero líquido, a 0.42 m de la superficie: $\Delta T = T^{mayor} - T^{menor}$

En la Figura 4.3.6 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas a 0.42 m de la superficie del baño de acero líquido (ΔT), bajo diferentes casos en donde se varió el número de tapones para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). La tendencia del comportamiento de la ΔT a 0.42 m de la superficie es similar que en la superficie libre. Es importante señalar que la gran diferencia de ΔT que existe en la superficie libre para el caso de un solo tapón (Caso 1) con respecto de los demás casos (2 y 3 tapones), se disminuye enormemente a 0.42 m de ella, pues las gráficas se encuentran más cercanas. También, se desprende de los resultados mostrados en la Figura 4.3.6 que un factor importante en la homogenización térmica es, además del número de tapones, la posición radial de estos con respecto a los electrodos de grafito, donde el caso de tres tapones desalineados respecto a los electrodos es el que presenta mayor uniformidad térmica en el baño a 0.42m de su superficie libre..

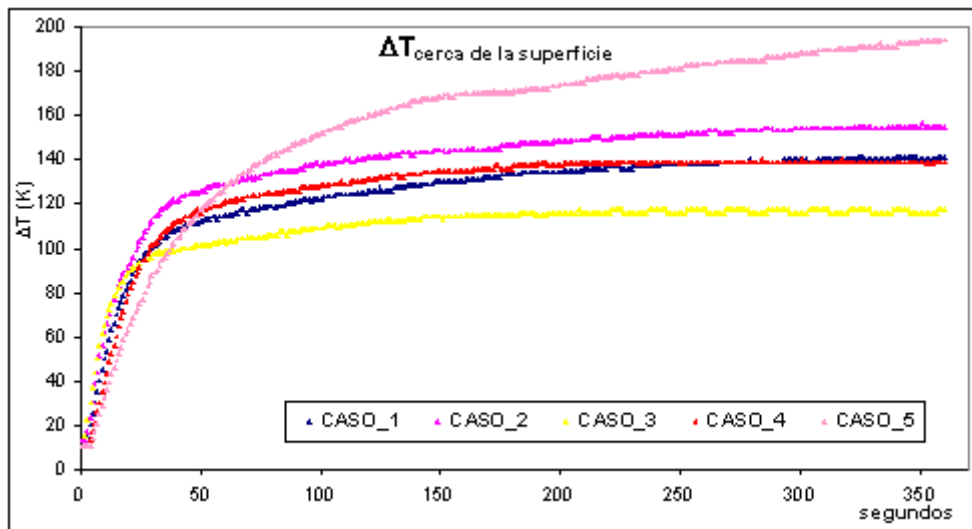


Figura 4.3.6. ΔT a 0.42 m de la superficie con distintas configuraciones tapones – electrodos.

Nota: No se incluyó la gráfica correspondiente al caso 6 por motivos de simplificación del análisis.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en la parte media del baño de acero líquido: $\Delta T_{partemedia} = T_{partemedia}^{mayor} - T_{partemedia}^{menor}$

En la Figura 4.3.7 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas en la parte media del baño de acero líquido bajo diferentes casos en donde se varió el número de tapones para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). Se observa que la parte media del baño de acero líquido se homogeniza térmicamente mejor cuando se inyecta gas con un solo tapón (caso 5), que con dos tapones (caso 1 y caso 2) ó tres tapones (caso 3 y 4). Es decir, al inyectar gas con más tapones, existe una mayor diferencia de temperaturas en la parte media del baño. También se observa que tarda más en calentarse la parte media cuando se inyecta gas con menos tapones, es decir el acero líquido caliente, proveniente de la superficie libre, se tarda en llegar a la parte media 150 segundos cuando se inyecta con un tapón (caso 5), 70 segundos con dos tapones (caso 1 y caso 2) y 40 segundos con tres tapones (caso 3 y caso 4). Nuevamente, como está región representa mayor porción del reactor, este comportamiento gobierna el mezclado térmico, por lo que inyectar con un tapón mejora el mezclado o dicho en otras palabras, al aumentar el número de tapones se empeora el mezcla del baño.

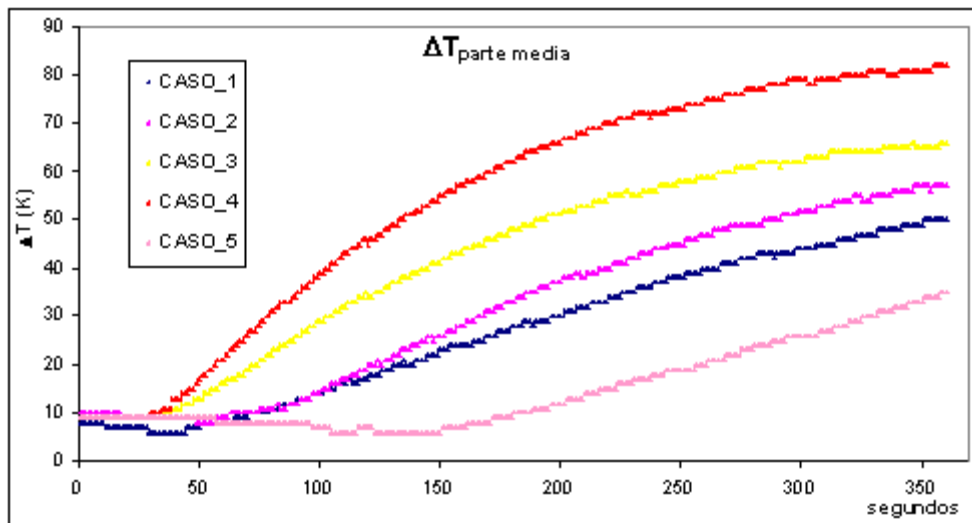


Figura 4.3.7. $\Delta T_{partemedia}$ a la mitad de la olla con distintas configuraciones tapones – electrodos.

Nota: No se incluyó la gráfica correspondiente al caso 6 por motivos de simplificación del análisis.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en el fondo del baño de acero líquido: $\Delta T_{Fondo} = (T_{Fondo}^{mayor} - T_{Fondo}^{menor})$

En la Figura 4.3.8 se presenta la comparación de la máxima diferencia de temperaturas existente en el fondo del baño de acero líquido bajo diferentes casos en donde se varió el número de tapones para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). Se observa que en el fondo de la olla no existe una gran diferencia de temperaturas. La tendencia en el fondo de la olla es que conforme aumenta el tiempo de agitación, aumenta de forma muy gradual la temperatura del acero líquido.

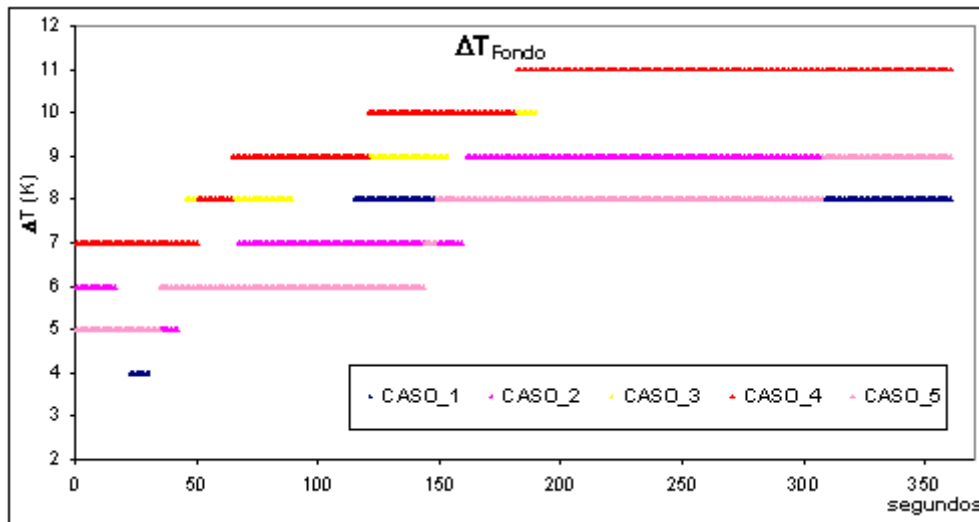


Figura 4.3.8. ΔT_{Fondo} en el fondo de la olla con distintas configuraciones tapones – electrodos.

Nota: No se incluyó la gráfica correspondiente al caso 6 por motivos de simplificación del análisis.

Tiempo de mezclado

En la Figura 4.3.9 se muestra el tiempo de mezclado que se obtuvo para el baño de acero líquido bajo diferentes casos en donde se varió el número de tapones para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

Se observa que al inyectar gas con más tapones al horno olla se alcanza un mayor tiempo de mezclado. Es decir, se alcanza un menor tiempo de mezclado al inyectar con un tapón (caso 5 y caso 6) que con dos tapones (caso 1 y caso 2), que con tres tapones (caso 3 y caso 4). Al aumentar el número de tapones crecen en igual número los circuitos circulatorios en donde el intercambio de

masa, momentum y energía entre los circuitos solo puede darse por turbulencia y no por convección, ya que estas circulaciones (una por cada tapón) crean barreras físicas para el intercambio de masa, momentum y energía entre las distintas porciones de la olla agitadas por cada tapón. Por otro lado el mezclado de soluto no depende de la configuración de tapones respecto a los electrodos, ya que el soluto se inyecta en un solo punto, cosa que es distinta a la transferencia de calor, donde el calor se transfiere en tres puntos distintos en la superficie libre y en donde si es sensible la configuración de tapones al mezclado térmico.

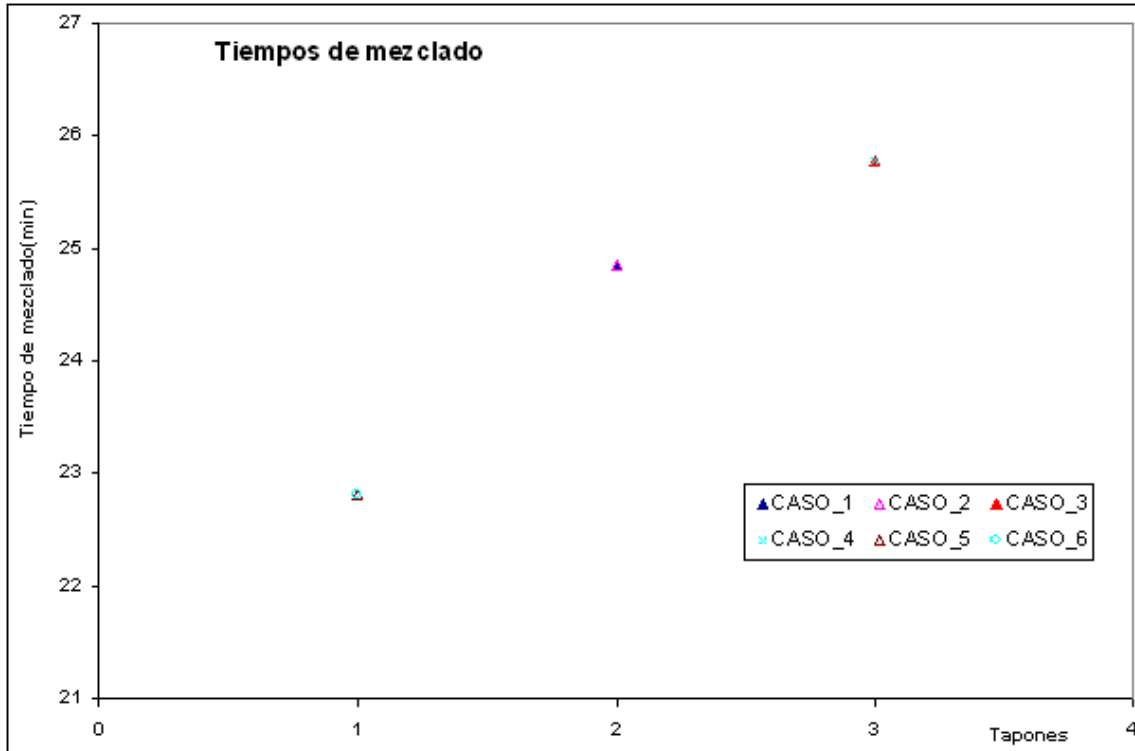


Figura 4.3.9 Tiempos de mezclado en función del número y configuración de los tapones.

4.4 Efecto de la potencia de los arcos eléctricos (flujo de calor proveniente de los electrodos)

En las Figuras 4.4.1 y 4.4.2 se presentan los perfiles velocidad y de temperatura para el caso en que se provee un 20% más del flujo de calor de referencia que generan los electrodos de grafito para un tiempo de agitación de 6 minutos en 3D.

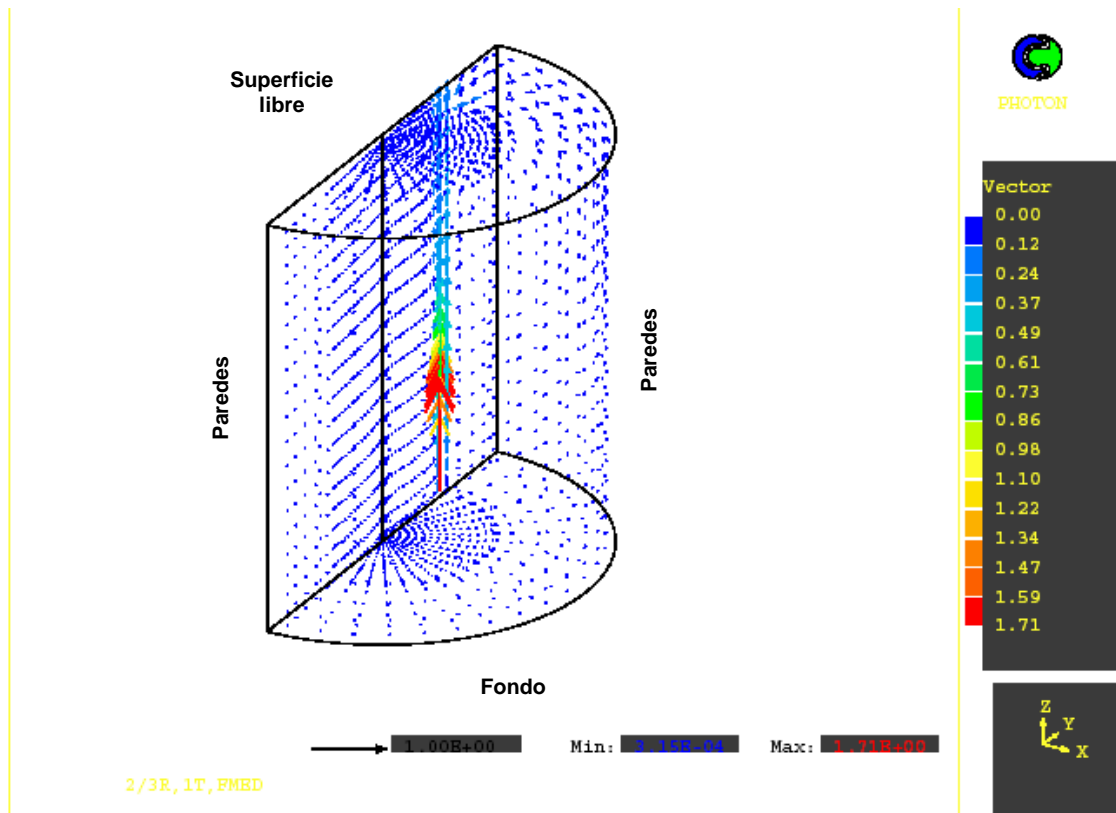


Figura 4.4.1. Perfiles de velocidad (m/s) para 20% *más* de calor provisto por los arcos eléctricos.

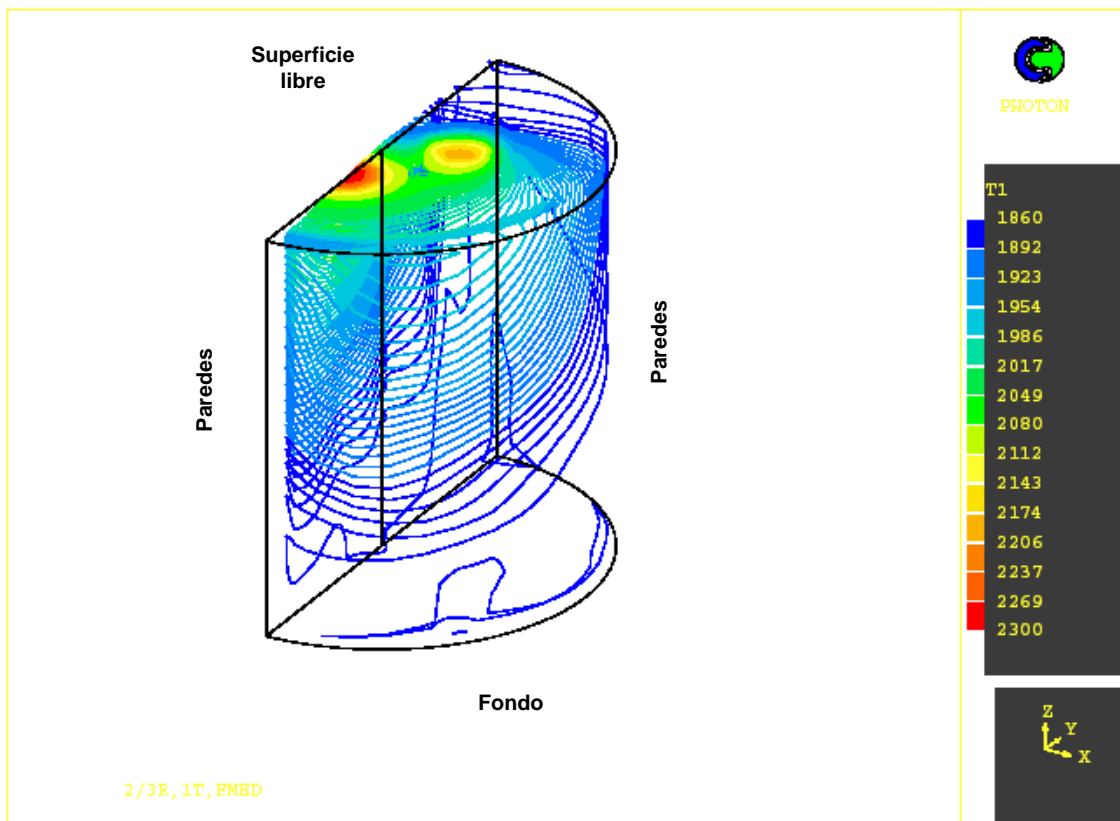


Figura 4.4.2. Perfiles de temperatura para 20% *más* de calor provisto por los arcos eléctricos.

El corte axisimétrico del horno olla que contiene al tapón y al centro del reactor se muestra en la Figura 4.4.3, donde se aprecian los contornos de temperatura y los patrones de flujo.

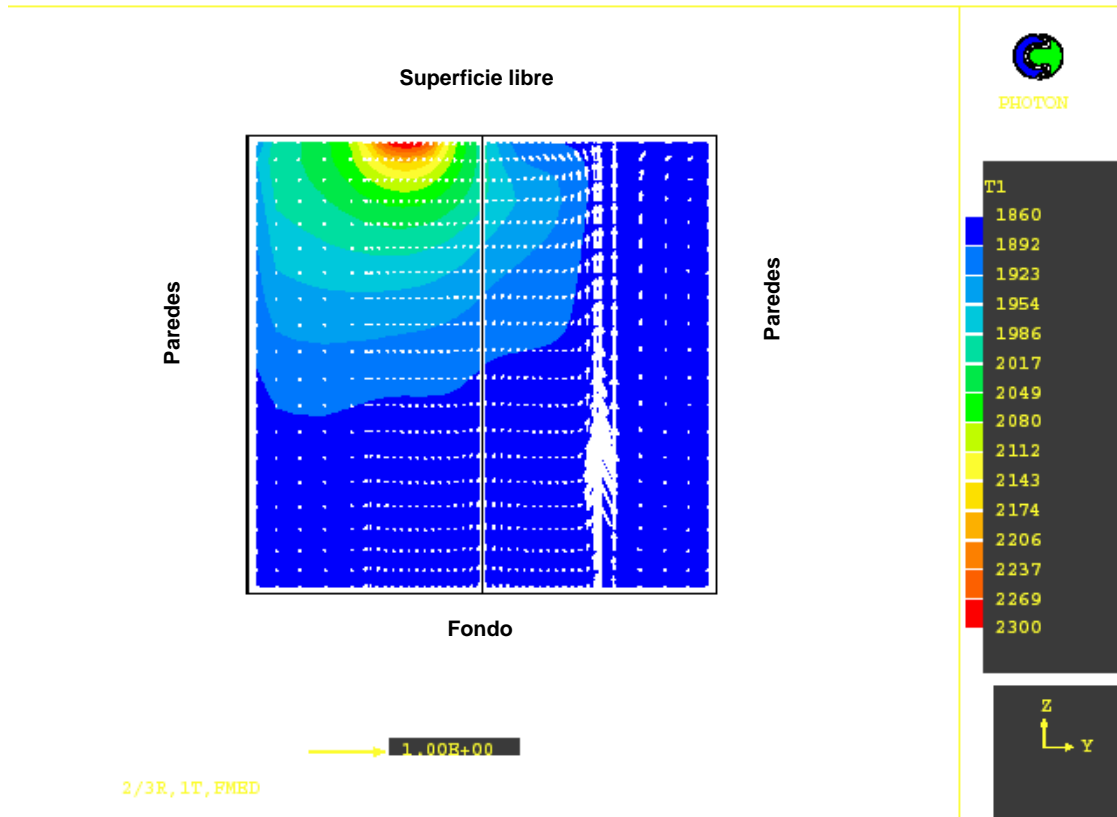


Figura 4.4.3. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para 20% más de potencia de arcos eléctricos mostrados en un plano longitudinal.

En las Figuras 4.4.4 (a) a la 4.4.4 (c) se muestra la comparación de los perfiles de temperatura y velocidad en el baño de acero líquido para 20% menos, 0% y 20% más del flujo de calor de referencia que generan los electrodos de grafito (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones) para realizar el presente análisis de sensibilidad. El tiempo de agitación es de 6 minutos. Se observa que existe una diferencia considerable en los perfiles de temperatura. Hay acero más caliente al aumentar la potencia de los arcos, lo cual se explica a través de un simple balance de energía en donde al haber mayor flujo de calor que entra al horno, aumenta la energía del acero y por ende su temperatura.

Corte axisimétrico del horno olla

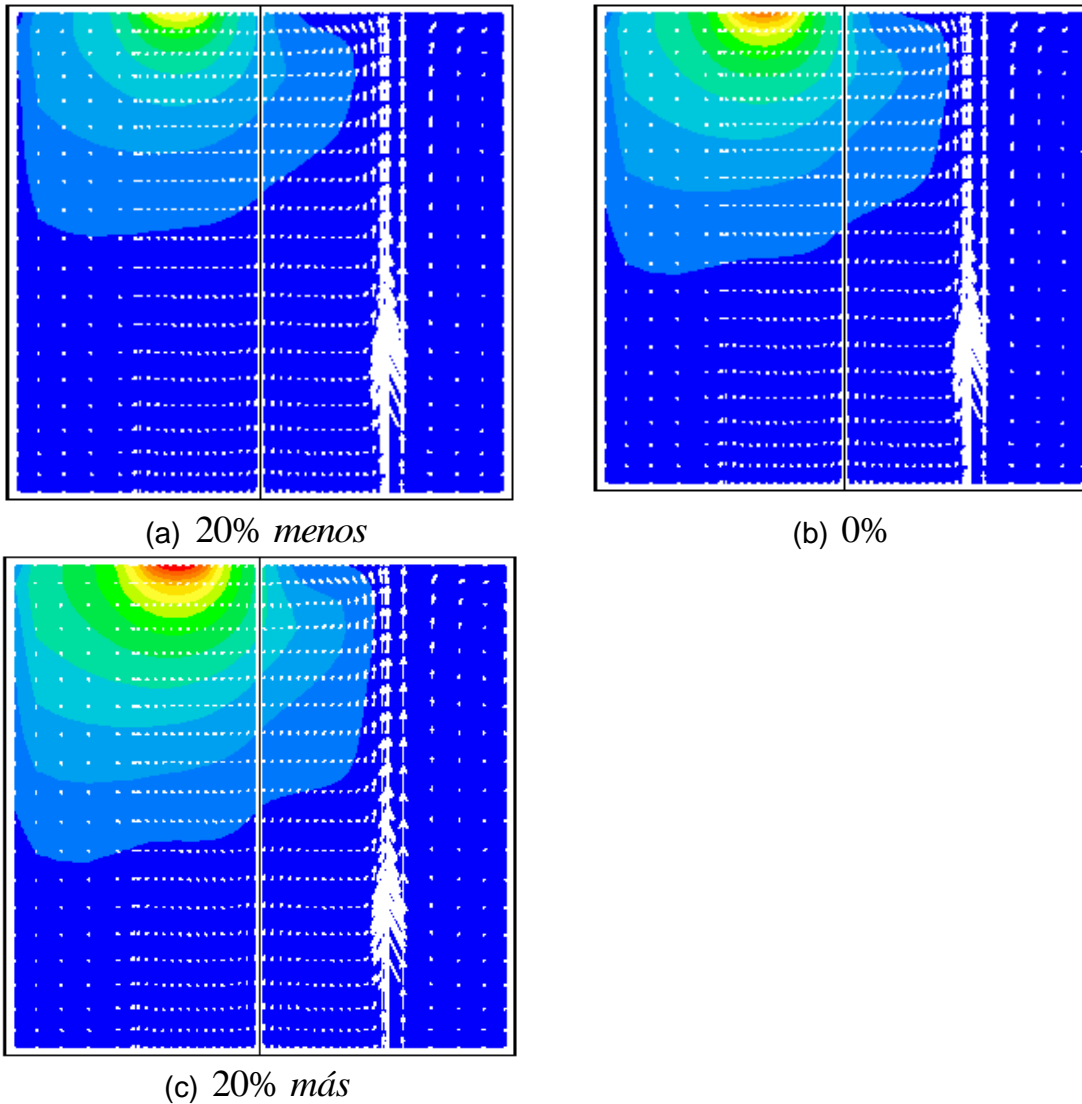


Figura 4.4.4. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para diferentes flujos de calor de los electrodos.

Temperatura promedio del baño de acero líquido

En la Figura 4.4.5 se presenta la temperatura promedio del baño de acero líquido para 20% menos, 0% y 20% más del flujo de calor de referencia que generan los electrodos de grafito para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6. Matriz de Simulaciones). Se observa que a mayor flujo de calor generado por los electrodos, se obtiene una mayor temperatura promedio en el baño y una mayor rapidez de calentamiento (pendiente de la curva), lo cual se explica con

un simple balance energético, ya que al haber mayor entrada de energía sin variar mucho las salidas, crece la acumulación de energía.

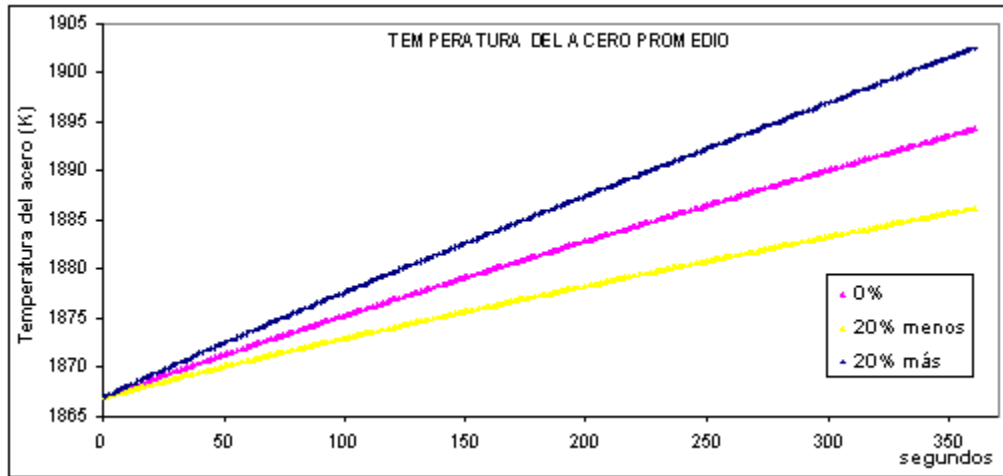


Figura 4.4.5. Temperatura promedio del baño de acero con distintas potencias de arco.

Comparación de la temperatura mayor con la temperatura menor existente en el baño de acero líquido

En la Figura 4.4.6 se presenta la comparación la máxima diferencia de temperaturas en la superficie del baño de acero líquido ($\Delta T_{superficie}$) bajo los diferentes flujos de calor generados por los electrodos de grafito escogidos para este análisis de sensibilidad (ver Tabla 3.6 de matriz de simulaciones). Las tendencias son iguales que las curvas expuestas en el análisis del efecto del flujo volumétrico del gas correspondientes a la superficie libre del baño, con la diferencia de que en este caso las diferencias de temperatura para 20% menos, 0% y 20% más del flujo de electrodos son paralelas entre sí, teniendo la relación de que a mayor flujo de calor generado por los electrodos, mayor temperatura en el baño de acero líquido.

Lo mismo ocurre a 0.42m desde la superficie libre, en la parte media del reactor y en el fondo del mismo (Figuras 4.4.7, 4.4.8 y 4.4.9) donde se grafican las máximas diferencias de temperatura con el tiempo en esas zonas, y en donde las tendencias son iguales a las ya analizadas con otras variables, pero en donde las curvas presentan una diferencia que prevalece con el tiempo (las curvas van paralelas). Obviamente al incrementar la energía suministrada al baño, aumenta la temperatura del acero localmente (debajo de los electrodos) y este acero caliente que va a distribuirse en el baño provoca un mayor gradiente de temperaturas en todos lados. No cambian las tendencias, ya que la fluidinámica y la estructura turbulenta del reactor que es lo que ayuda al mezclado no se ven modificados por el aumento en la potencia de los arcos.

Esto significa que el flujo de fluidos está gobernado por la inyección de gas y no por la convección natural que depende de los gradientes de temperatura. Cabe mencionar que se sigue cumpliendo la relación de los 150 segundos para que llegue el acero líquido caliente proveniente de la superficie libre a la parte media del baño de acero líquido.

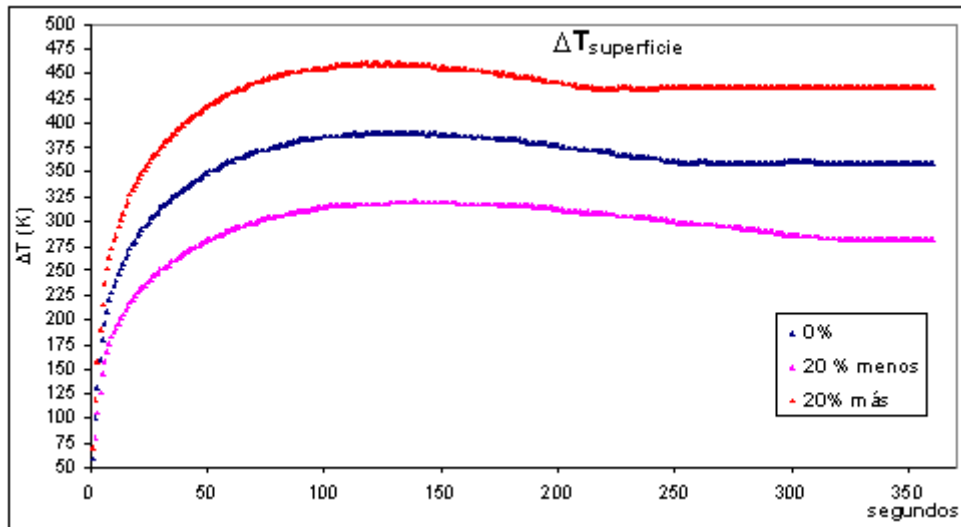


Figura 4.4.6. $\Delta T_{\text{superficie}}$ en la superficie con distintas potencias de arco.

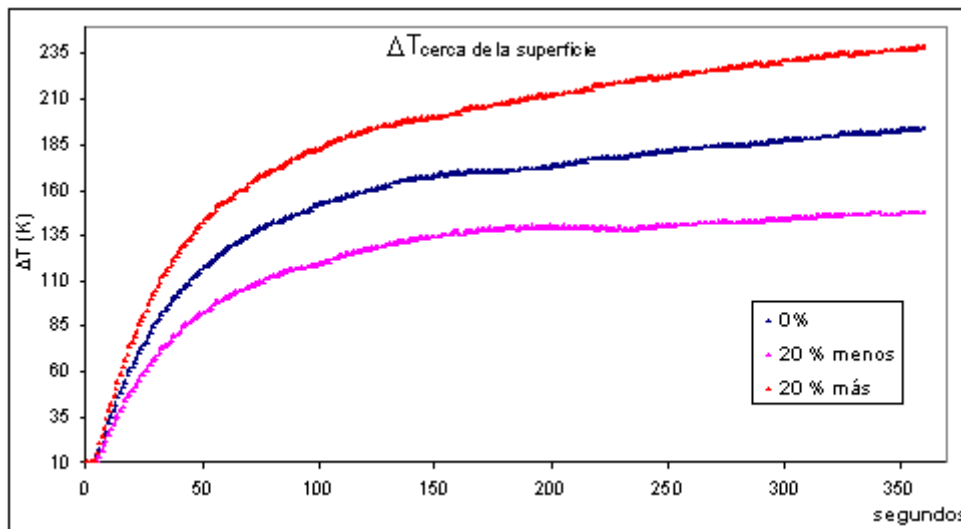


Figura 4.4.7. ΔT a 0.42 m de la superficie con distintas potencias de arco.

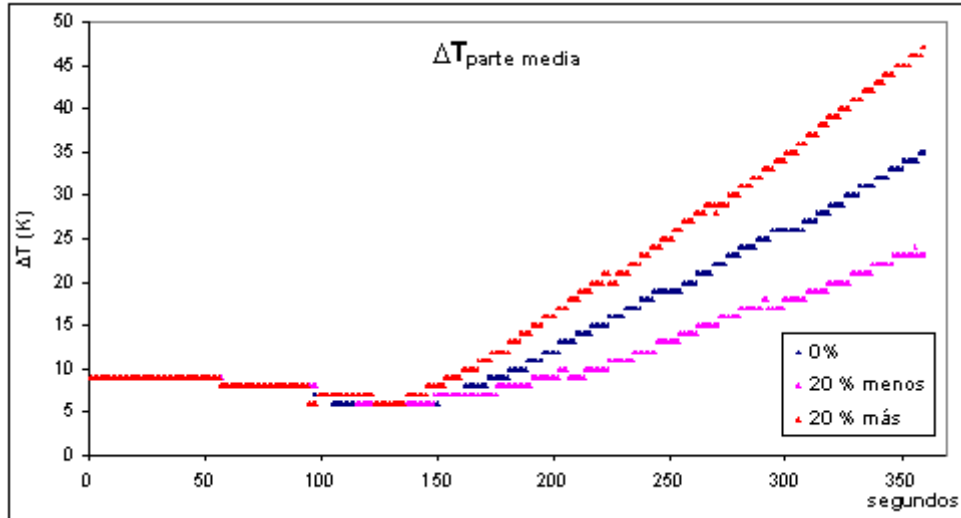


Figura 4.4.8. $\Delta T_{\text{partemedia}}$ en la parte media de la olla con distintas potencias de arco.

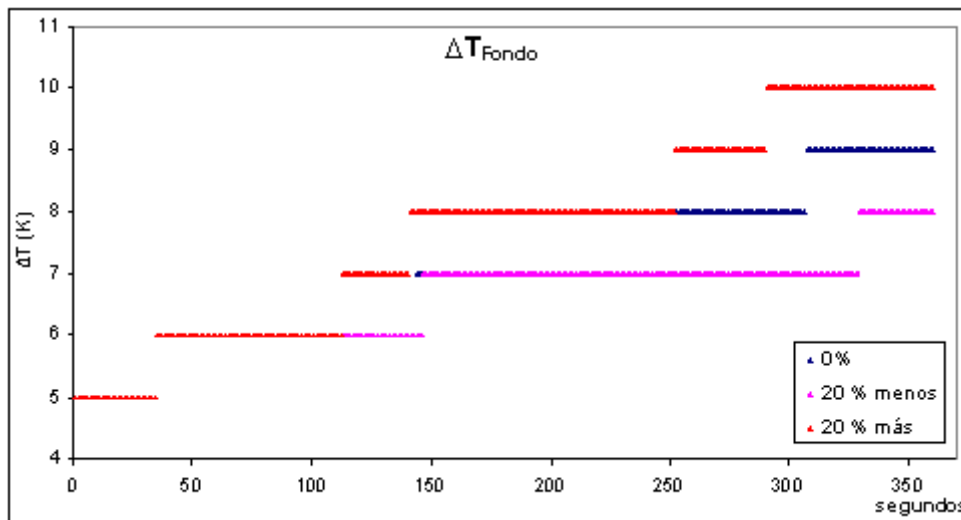


Figura 4.4.9. ΔT_{Fondo} en el fondo de la olla con distintas potencias de arco.

Tiempo de mezclado

En la Figura 4.4.10 se muestra el tiempo de mezclado que se obtuvo para el baño de acero líquido bajo los diferentes flujos de calor generados por los electrodos de grafito escogidos para este análisis de sensibilidad (ver tabla 3.6 de matriz de simulaciones).

Se observa que no importa si se aumenta o disminuye el flujo de calor generado por los electrodos en el tiempo de mezclado de soluto. Es decir, la cantidad de calor cedida al baño de acero líquido no afecta a la hidrodinámica del sistema, ya que está gobernada por la agitación promovida por la inyección de gas (flujo de gas posición y número de taponos) y no por las fuerzas boyantes que dependen del gradiente de temperaturas.

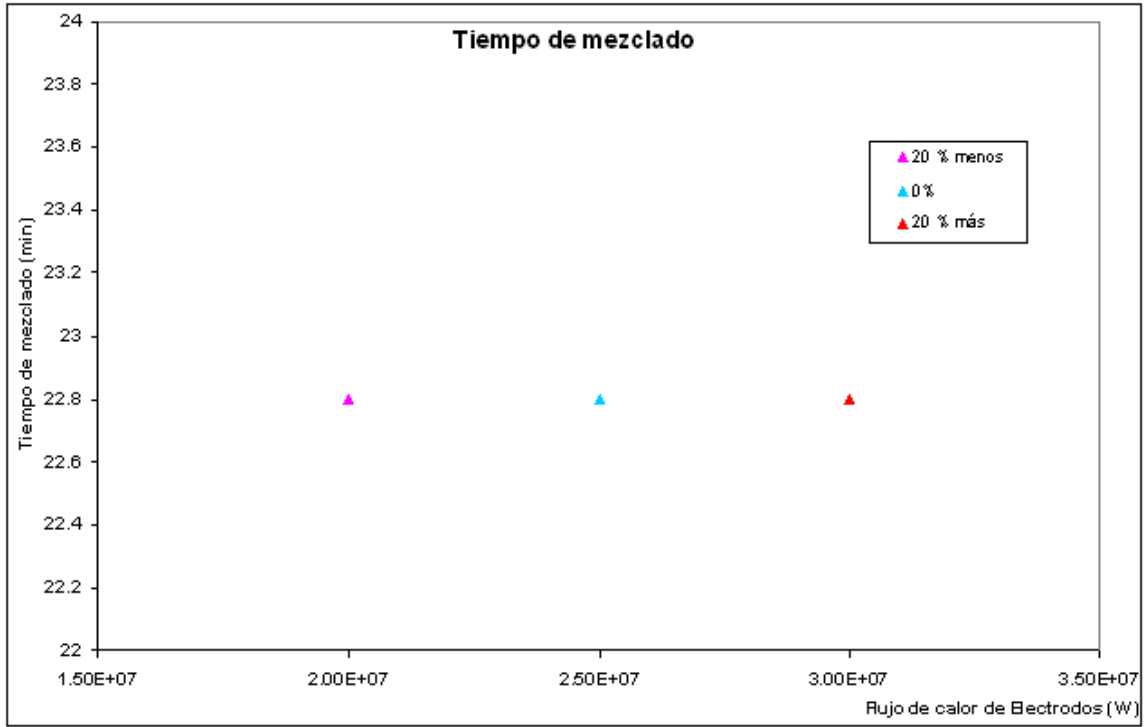


Figura 4.4.10. Tiempos de mezclado en función de la potencia de los arcos.

Conclusiones

En esta tesis se desarrolló un modelo matemático bifásico acero-argón que simula la inyección de gases por el fondo a través de tapones porosos para agitar un baño de acero en una olla de refinación industrial. El modelo se resolvió numéricamente con ayuda del software comercial Phoenics versión 3.4.

El modelo se validó satisfactoriamente al mostrar excelente concordancia entre las simulaciones y las mediciones experimentales de temperatura en un horno estratificado de manera natural y luego agitado con gas. Además se pudieron reproducir de manera aproximada cálculos hechos por otros investigadores.

El modelo validado se usó para realizar un análisis exhaustivo del proceso en donde se determinó el efecto de las principales variables de operación y diseño sobre el mezclado térmico y químico en ollas industriales. De este análisis las principales conclusiones obtenidas son:

- La dinámica de fluidos de una olla agitada con argón inyectado por el fondo a través de tapones porosos es gobernada por el arrastre y turbulencia que producen las burbujas de argón en el acero líquido y no está gobernada por la convección natural producida por gradientes de temperatura.
- Existen distintos comportamientos de mezclado térmico dependiendo de la posición axial en la olla, distinguiendo tres regiones fundamentales: a) superficie libre, b) zona media y c) fondo del reactor. El comportamiento de la parte media del reactor representa a un alto porcentaje de toda la olla y por lo tanto describe con mayor representatividad el comportamiento del mezclado térmico y químico de toda la olla. Las zonas del fondo y de la superficie libre de la olla se comportan de manera contraria a la zona media de la olla.
- Al aumentar el flujo volumétrico de gas se obtiene un mejor mezclado térmico y se disminuye el tiempo de mezclado químico en la olla. A mayor flujo de gas mayor cantidad de burbujas que representa mayor área superficial y por lo tanto se incrementa el arrastre del gas sobre el líquido y la turbulencia en el baño, lo que mejora el mezclado. La variación de esta variable de operación no es muy significativa en la homogenización del baño, así como en su mezclado químico.

- Al inyectar gas lejos del centro geométrico del horno olla se obtiene un mejor mezclado térmico y químico. La presencia de zonas muertas en la parte baja de la olla asociadas a la inyección céntrica, desaparecen cuando se inyecta gas fuera del centro y se promueve mayor circulación de líquido a través de toda la olla. La variación de esta variable de diseño es muy significativa para el tiempo de mezclado químico y térmico.
- Se encontró que al inyectar gas con más de un tapón existe más heterogeneidad térmica y aumenta el tiempo de mezclado químico. Por cada tapón se generan circuitos de circulación de fluido independientes, por lo que la única manera que se transporte masa, momentum o energía es por mecanismos de difusividad turbulenta, lo cual empeora el mezclado en la olla. La variación de esta variable de diseño es muy significativa para el mezclado térmico y químico.
- El aumento del flujo de calor emitido por los electrodos de grafito, sólo aumenta la temperatura promedio del baño de acero líquido y su rapidez de calentamiento, es decir mantiene más caliente al acero. Un aspecto importante de este análisis es que la variación de esta variable de operación y diseño prácticamente no afecta al mezclado químico, es decir la hidrodinámica no es sensible a esta variable, ya que depende exclusivamente de la inyección de gas y no de la convección natural.

Lista de Figuras

	Página
Figura 1.2.1 Convertidor de arrabio en acero inventado por Henry Bessemer.	6
Figura 1.2.2. Diagrama de flujo del proceso de aceración.	7
Figura 1.2.3. Representación esquemática de un alto horno.	8
Figura 1.2.4. Representación esquemática de un convertidor BOF	8
Figura 1.4.1. Representación esquemática de un Horno olla.	11
Figura 1.4.2 Regiones físicas de la región gas-líquido.	12
Figura 1.4.3. Velocidad de ascenso de burbuja en función de su posición axial.	13
Figura 1.4.4. Velocidad de líquido como función de la posición axial y del flujo de gas.	14
Figura 1.4.5 Patrón de flujo del líquido con inyección de gas por el centro.	15
Figura 1.4.6 Arreglo experimental de Par Jonson.	24
Figura 1.4.7. Estratificación térmica en una olla de 7 toneladas.	25
Figura 3.2.1 Distribución de velocidades obtenida con el modelo de la presente Tesis.	49
Figura 3.2.2. Comparación de los resultados de los cálculos obtenidos por Castillejos y Brimacombe con los obtenidos en el presente trabajo.	50-53
Figura 3.2.3. Distribución de vectores de velocidad durante el proceso de convección natural.	56
Figura 3.2.4. Distribución de contornos de temperatura y patrones de flujo durante el proceso de convección natural.	57
Figura 3.2.5. Distribución de vectores de velocidad durante el proceso de agitación con gas.	58
Figura 3.2.6. Distribución de contornos de temperatura y patrones de flujo durante el proceso de agitación con gas.	59
Figura 3.2.7. Comparación de los perfiles de temperatura simulados con resultados experimentales.	60
Figura 3.3.1. Configuración tapones-electrodos del esquema del <i>Caso 1</i> .	65
Figura 3.3.2. Configuración tapones-electrodos del esquema del <i>Caso 2</i> .	66
Figura 3.3.3. Configuración tapones-electrodos del esquema del <i>Caso 3</i> .	67
Figura 3.3.4. Configuración tapones-electrodos del esquema del <i>Caso 4</i> .	68
Figura 3.3.5. Configuración tapones-electrodos del esquema del <i>Caso 5</i> .	69
Figura 3.3.6. Configuración tapones-electrodos del esquema del <i>Caso 6</i> .	70
Figura 4.1.0 Esquema general del Horno Olla	71
Figura 4.1.1. Perfiles de velocidad en el horno olla (m/s) para Q_{max} .	72
Figura 4.1.2. Perfiles de temperatura en el horno olla para Q_{max} .	73
Figura 4.1.3 Perfiles de temperatura y vectores de velocidad para Q_{max} en el plano de simetría.	74
Figura 4.1.4 Perfiles de temperatura y de velocidad para los diferentes flujos de gas.	75
Figura 4.1.5. Temperatura promedio del baño de acero como función del	76

tiempo con distintos flujos de gas.	
Figura 4.1.6. $\Delta T_{superficie}$ en la superficie para los distintos flujos de gas.	77
Figura 4.1.7. $\Delta T_{superficie}$ para los distintos flujos de gas con escala ampliada de temperaturas.	78
Figura 4.1. 8. ΔT a 0.42 m de la superficie para los distintos flujos de gas usados.	79
Figura 4.1.9. $\Delta T_{partemedia}$ a la mitad del reactor para los distintos flujos de gas usados.	80
Figura 4.1.10. Temperatura máxima y temperatura mínima en la parte media de la olla.	80
Figura 4.1.11. ΔT_{Fondo} en el fondo para los distintos flujos de gas usados.	81
Figura 4.1.12. Tiempos de mezclado de soluto en función de flujo de gas.	82
Figura 4.1.13. Tiempos de mezclado en función del flujo gas (flujos altos de gas).	83
Figura 4.2.1. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para diferentes posiciones radiales del tapón.	84
Figura 4.2.2. $\Delta T_{superficie}$ con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.	85
Figura 4.2.3. ΔT a 0.42 m de la superficie con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.	86
Figura 4.2.4. $\Delta T_{partemedia}$ a la mitad de la olla con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.	87
Figura 4.2.5. ΔT_{Fondo} en el fondo de la olla con inyección en distintas posiciones radiales con un tapón.	88
Figura 4.2.6. Tiempos de mezclado en función de la posición del tapón.	89
Figura 4.3.1. Perfiles de velocidad en la olla (m/s) para el <i>Caso 3</i> (3 tapones).	90
Figura 4.3.2. Perfiles de temperatura en la olla para el <i>Caso 3</i> (3 tapones).	91
Figura 4.3.3. Perfiles de Temperatura en planos que contienen a los tapones para el <i>Caso 3</i> (3 tapones).	92
Figura 4.3.4. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para diferentes números de tapones.	93
Figura 4.3.5. $\Delta T_{superficie}$ en la superficie con distintas configuraciones tapones –electrodos.	94
Figura 4.3.6. ΔT a 0.42 m de la superficie con distintas configuraciones tapones –electrodos.	95
Figura 4.3.7. $\Delta T_{partemedia}$ a la mitad de la olla con distintas configuraciones tapones –electrodos.	96
Figura 4.3.8. ΔT_{Fondo} en el fondo de la olla con distintas configuraciones tapones –electrodos.	97
Figura 4.3.9 Tiempos de mezclado en función del número y configuración de los tapones.	98
Figura 4.4.1. Perfiles de velocidad (m/s) para 20% <i>más</i> de calor provisto por los arcos eléctricos.	99

Figura 4.4.2. Perfiles de temperatura para 20% <i>más</i> de calor provisto por los arcos eléctricos.	100
Figura 4.4.3. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para 20% <i>más</i> de potencia de arcos eléctricos mostrados en un plano longitudinal.	101
Figura 4.4.4. Perfiles de temperatura y patrones de flujo para diferentes flujos de calor de los electrodos.	102
Figura 4.4.5. Temperatura promedio del baño de acero con distintas potencias de arco.	103
Figura 4.4.6. $\Delta T_{superficie}$ en la superficie con distintas potencias de arco.	104
Figura 4.4.7. ΔT a 0.42 m de la superficie con distintas potencias de arco.	104
Figura 4.4.8. $\Delta T_{partemedia}$ en la parte media de la olla con distintas potencias de arco.	105
Figura 4.4.9. ΔT_{Fondo} en el fondo de la olla con distintas potencias de arco.	105
Figura 4.4.10. Tiempos de mezclado en función de la potencia de los arcos.	106

Lista de Tablas

	Página
Tabla 3.1: Datos para la simulación de Castillejos ⁶⁶⁾	48
Tabla 3.2. Datos para la simulación de Pär Jonson ⁶⁷⁾	55
Tabla 3.3 Variables de diseño y de operación	61
Tabla 3.4. Valores de las variables de diseño de acuerdo a datos industriales	62
Tabla 3.5. Estado de referencia o caso estándar	63
Tabla 3.6. Matriz de Simulaciones	64
Tabla 4.1 Velocidad de calentamiento del baño de acero	76

Apéndice I

Operadores diferenciales en coordenadas cilíndricas

Como se han escrito las ecuaciones con operadores vectoriales en el capítulo 2, se presentan a continuación algunas definiciones de los operadores diferenciales en coordenadas cilíndricas.

Sea $\Phi = \Phi(r, \theta, z)$ una función escalar:

$$\nabla \Phi = \frac{e_r}{h_r} \frac{\partial \Phi}{\partial r} + \frac{e_\theta}{h_\theta} \frac{\partial \Phi}{\partial \theta} + \frac{e_z}{h_z} \frac{\partial \Phi}{\partial z} \quad \text{..... (1.1)}$$

Sea $\underline{\Psi} = \underline{\Psi}(r, \theta, z)$ una función vectorial:

$$\underline{\Psi} = \underline{\Psi}_r, \underline{\Psi}_\theta, \underline{\Psi}_z$$

$$\nabla \cdot \underline{\Psi} = \frac{1}{h_r h_\theta h_z} \left[\frac{\partial (h_\theta h_z \Psi_r)}{\partial r} + \frac{\partial (h_r h_z \Psi_\theta)}{\partial \theta} + \frac{\partial (h_r h_\theta \Psi_z)}{\partial z} \right] \quad \text{..... (1.2)}$$

donde:

$$h_r = 1$$

$$h_\theta = r$$

$$h_z = 1$$

$$e_r = \hat{i} \cos \theta + \hat{j} \sin \theta + 0 \hat{k}$$

$$e_\theta = -\hat{i} \sin \theta + \hat{j} \cos \theta + 0 \hat{k}$$

$$e_z = 0 \hat{i} + 0 \hat{j} + 1 \hat{k}$$

$$\hat{i} = \underline{\underline{0, 0, 1}}$$

$$\hat{j} = \underline{\underline{1, 0, 0}}$$

$$\hat{k} = \underline{\underline{0, 0, 1}}$$

Anexo I. Ejemplo de archivo q1

TALK=F;RUN(1, 1)

***** Grupo 1*****

TEXT(2/3R,1T,FMED

REAL(DIAM,RBOQUI,QGAS,DENGAS,DENLIQ,VELGAS,PROFUN,PI,VISCOLIQ,VISCO\$
GAS,CPLIQ,CPGAS,KLIQ,KGAS)

REAL(TEKIN,EPIN,DP,REYNALDO)

REAL(FLUJELEK,ARAELEK,ARELEK)

BOOLEAN(RESTT,TRAZA)

RESTT=T

TRAZA=T

NAMFI=PHIA

QGAS=9.72E-03

RBOQUI=0.013/2

DENGAS=0.933

DENLIQ=7200

DIAM=3.58

PROFUN=3.57

DP=0.005

PI=3.1415926

VISCOLIQ=6.2E-3

VISCOGAS=2.25E-5

CPLIQ=789.9

CPGAS=520

KLIQ=32.7

KGAS=0.01723

VELGAS=QGAS/(PI*RBOQUI**2)

REYNALDO=((RBOQUI*2)*VELGAS*DENGAS)/VISCOGAS

TEKIN=(3/2)*(\VELGAS*(0.16*(REYNALDO**(-1/8))))**2

EPIN=((0.09**(3/4))*TEKIN**(3/2))/RBOQUI

FLUJELEK=25.0E06

ARAELEK=0.2035

ARELEK=0.2007

velgas

rboqui

epin

tekin

***** Grupo 2*****

IF (TRAZA) THEN

STEADY=F

GRDPWR(T,360,360,1)

ELSE

STEADY=T

ENDIF

***** Grupo 3*****

CARTES=F

NREGX=2

IREGX=1; GRDPWR(X,1,0.005704013,1)

```

IREGX=2; GRDPWR(X,20,(PI-0.005704013),1)

***** Grupo 4*****
NREGY=3
IREGY=1; GRDPWR(Y,15,((DIAM/2)*0.5)-(RBOQUI),1)
IREGY=2; GRDPWR(Y,4,RBOQUI*2.,1)
IREGY=3; GRDPWR(Y,5,((DIAM/2)*0.5)-(RBOQUI),-1.2)

***** Grupo 5*****
NREGZ=2
IREGZ=1; GRDPWR(Z,10,0.5*PROFUN,1.2)
IREGZ=2; GRDPWR(Z,10,0.5*PROFUN,-1.2)

***** Grupo 7*****
IF (TRAZA) THEN
ONEPHS=F

SOLVE(P1,U1,U2,V1,V2,W1,W2,R1,R2,H1,H2)
SOLUTN(P1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(U1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(V1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(W1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(H1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(H2,Y,Y,Y,N,N,N)

STORE(CFIPS,ENUT,GENK,REYN,VREL,CD,APRJ,WEB,T1,T2)
STORE(LISV,LISW,VRAT)
STORE(VMSV,VMSW)

TURMOD(KEMODL)

ISOLZ=-50;ISOLY=-50;ISOLX=-50

TERMS(R1,Y,Y,Y,Y,N)
TERMS(R2,Y,Y,Y,Y,N,N)
TERMS(H1,N,Y,Y,Y,Y,Y)
TERMS(H2,N,Y,Y,Y,N,Y)

RHO1=DENLIQ
RHO2=DENGAS
ENUL=VISCOLIQ/DENLIQ

PRNDTL(U1)=1
PRNDTL(V1)=1
PRNDTL(W1)=1

PRT(U1)=1
PRT(V1)=1
PRT(W1)=1

PRNDTL(U2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(V2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(W2)=VISCOLIQ/VISCOGAS

PRT(U2)=1.0E+10

```

PRT(V2)=1.0E+10
PRT(W2)=1.0E+10

CP1=CPLIQ
PRNDTL(H1)=(CP1*ENUL*RHO1)/KLIQ
PRT(H1)=1.0

CP2=CPGAS
PRNDTL(H2)=(CP2*ENUL*RHO1)/KGAS
PRT(H2)=1.0E+10

CINT(H1)=GRND7
CINT(H2)=1.E20
CFIPS=GRND7
CFIPA=0.0
CFIPB=DP
CFIPC=1.8
CFIPD=4
PHINT(H1)=CP1/CP2

ELSE

ONEPHS=F

SOLVE(P1,U1,U2,V1,V2,W1,W2,R1,R2,H1,H2)
SOLUTN(P1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(U1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(V1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(W1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(H1,Y,Y,Y,N,N,Y)
SOLUTN(H2,Y,Y,Y,N,N,Y)

STORE(CFIPS,ENUT,GENK,REYN,VREL,CD,APRJ,WEB,T1,T2)
STORE(LISV,LISW)
STORE(VMSV,VMSW)

TURMOD(KEMODL)

*****Grupo 8*****

ISOLZ=-50;ISOLY=-50;ISOLX=-50

TERMS(R1,Y,Y,Y,N,Y,N)
TERMS(R2,Y,Y,Y,N,N,N)
TERMS(H1,N,Y,Y,N,Y,Y)
TERMS(H2,N,Y,Y,N,N,Y)

*****Grupo 9*****

RHO1=DENLIQ
RHO2=DENGAS
ENUL=VISCOLIQ/DENLIQ

PRNDTL(U1)=1
PRNDTL(V1)=1
PRNDTL(W1)=1

PRT(U1)=1
PRT(V1)=1
PRT(W1)=1

PRNDTL(U2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(V2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(W2)=VISCOLIQ/VISCOGAS

PRT(U2)=1.0E+10
PRT(V2)=1.0E+10
PRT(W2)=1.0E+10

CP1=CPLIQ
PRNDTL(H1)=(CP1*ENUL*RHO1)/KLIQ
PRT(H1)=1.0

CP2=CPGAS
PRNDTL(H2)=(CP2*ENUL*RHO1)/KGAS
PRT(H2)=1.0E+10

*****Grupo 10*****

CFIPS=GRND7;CFIPB=DP;CFIPD=4;CFIPC=1.8
CINT(H1)=GRND7
CINT(H2)=1.E20
CFIPS=GRND7
CFIPA=0.0
CFIPB=DP
PHINT(H1)=CP1/CP2

ENDIF

*****Grupo 11*****

IF(RESTT) THEN

FIINIT(P1)=READFI
FIINIT(U1)=READFI
FIINIT(V1)=READFI
FIINIT(W1)=READFI
FIINIT(U2)=READFI
FIINIT(V2)=READFI
FIINIT(W2)=READFI
FIINIT(KE)=READFI
FIINIT(EP)=READFI
FIINIT(H1)=READFI
FIINIT(H2)=311*CP2
FIINIT(R1)=READFI
FIINIT(R2)=READFI

ELSE

FIINIT(P1)=0.0

```

FIINIT(U1)=0.0
FIINIT(V1)=0.0
FIINIT(W1)=0.0
FIINIT(U2)=0.0
FIINIT(V2)=0.0
FIINIT(W2)=0.0
FIINIT(KE)=TEKIN
FIINIT(EP)=EPIN
FIINIT(H1)=1870*CP1
FIINIT(H2)=293*CP2
INIADD=F
FIINIT(R1)=1.0
FIINIT(R2)=0.0

PATCH(FRACCVOL,INIVAL,1,1,15,20,1,NZ,1,LSTEP)
INIT(FRACCVOL,R1,0.0,0.5)
INIT(FRACCVOL,R2,0.0,0.5)

ENDIF

***** Grupo 12*****
WALL(PARED,NORTH,1,NX,NY,NY,1,NZ,1,LSTEP)

PATCH(PAREDE,NORTH,1,NX,NY,NY,1,NZ,1,LSTEP)
COVAL(PAREDE,H1,FIXFLU,-12500)

WALL(FOND1,LOW,2,NX,1,NY,1,1,1,LSTEP)
VALUE(FOND1,V1,0.0)
VALUE(FOND1,V2,0.0)
VALUE(FOND1,U2,0.0)
VALUE(FOND1,U1,0.0)

PATCH(FONDE1,LOW,2,NX,1,NY,1,1,1,LSTEP)
COVAL(FONDE1,H1,FIXFLU,-12500)

WALL(FOND2,LOW,1,1,1,15,1,1,1,LSTEP)

PATCH(FONDE2,LOW,1,1,1,15,1,1,1,LSTEP)
COVAL(FONDE2,H1,FIXFLU,-12500)

WALL(FOND3,LOW,1,1,20,NY,1,1,1,LSTEP)
PATCH(FONDE3,LOW,1,1,20,NY,1,1,1,LSTEP)
COVAL(FONDE3,H1,FIXFLU,-12500)

INLET(ENTGAS,LOW,1,1,16,19,1,1,1,LSTEP)
VALUE(ENTGAS,P2,VELGAS*RHO2)
VALUE(ENTGAS,W2,VELGAS)
VALUE(ENTGAS,R2,1.0)
VALUE(ENTGAS,V2,0.0)
VALUE(ENTGAS,EP,EPIN)
VALUE(ENTGAS,KE,TEKIN)
VALUE(ENTGAS,H2,311*CP2)

PATCH(SUPRF,HIGH,1,NX,1,NY,NZ,NZ,1,LSTEP)

```

```

COVAL(SUPRF,P2,FXP,0.0)
COVAL(SUPRF,W2,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,V2,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,U2,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,W1,FIXVAL,0.0)
COVAL(SUPRF,KE,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,EP,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,H2,ONLYMS,0.0)

PATCH(GRAVITY,PHASEM,1,NX,1,NY,1,NZ,1,LSTEP)
COVAL(GRAVITY,W1,FIXFLU,-9.81)
COVAL(GRAVITY,W2,FIXFLU,-9.81)

PATCH(KEDI,CELL,1,NX,1,NY,1,NZ,1,LSTEP)
EL1A=0.05
COVAL(KEDI,EP,FIXFLU,GRND3)
COVAL(KEDI,KE,FIXFLU,GRND3)

PATCH(STRALUNG,HIGH,1,NX,1,NY,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(STRALUNG,H1,FIXFLU,GRND)

PATCH(ELEKM1,HIGH,19,19,8,11,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEKM1,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARELEK)

PATCH(ELEKM2,HIGH,20,20,7,13,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEKM2,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARELEK)

PATCH(ELEKM3,HIGH,NX,NX,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEKM3,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARELEK)

PATCH(ELEK1,HIGH,6,6,7,12,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK1,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK2,HIGH,7,7,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK2,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK3,HIGH,8,8,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK3,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK4,HIGH,9,9,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK4,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK5,HIGH,10,10,7,13,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK5,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK6,HIGH,11,11,10,10,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK6,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

IF (TRAZA) THEN

LSWEEP=400
SELREF=T
RESFAC=0.1
RELAX(P1,LINRLX,0.05)
RELAX(V1,FALSDT,0.001)
RELAX(U1,FALSDT,0.001)

```

```
RELAX(W1,FALSDT,0.001)
RELAX(U2,FALSDT,1E-6)
RELAX(V2,FALSDT,1E-6)
RELAX(W2,FALSDT,1E-6)
RELAX(R1,LINRLX,0.01)
RELAX(R2,LINRLX,0.01)
RELAX(KE,LINRLX,0.01)
RELAX(EP,LINRLX,0.01)
RELAX(H1,LINRLX,0.01)
RELAX(H2,LINRLX,0.01)
IDISPA=1
CSG1=U
```

ELSE

```
LSWEEP=30
SELREF=T
RESFAC=0.1
RELAX(P1,LINRLX,0.05)
RELAX(U1,FALSDT,.005)
RELAX(V1,FALSDT,.005)
RELAX(W1,FALSDT,.005)
RELAX(U2,FALSDT,5E-6)
RELAX(V2,FALSDT,5E-6)
RELAX(W2,FALSDT,5E-6)
RELAX(R1,LINRLX,0.05)
RELAX(R2,LINRLX,0.05)
RELAX(KE,LINRLX,.05)
RELAX(EP,LINRLX,.05)
RELAX(H1,LINRLX,.01)
RELAX(H2,LINRLX,.01)
```

ENDIF

```
NXPRIN=1
NYPRIN=1
NZPRIN=1
```

```
IXMON=1;IYMON=17;IZMON=18
TSTSWP=-1
NUMCLS=5
IPROF=2
NOCOPY=T;NOCOMM=T
NODEF=T
STOP
```



```

C
  IXL=IABS (IXL)
  IF (IGR.EQ.13) GO TO 13
  IF (IGR.EQ.19) GO TO 19
  GO TO (1,2,3,4,5,6,25,8,9,10,11,12,13,14,25,25,25,25,19,20,25,
  21,23,24), IGR
25 CONTINUE
  RETURN
C*****
C
C--- GROUP 1. Run title and other preliminaries
C
  1 GO TO (1001,1002,1003),ISC
C
1001 CONTINUE
C   OPEN (60,FILE='Jonsson1.txt',STATUS='unknown')
C   OPEN (61,FILE='Jonsson2.txt',STATUS='unknown')
C   OPEN (62,FILE='Jonsson3.txt',STATUS='unknown')
C   OPEN (63,FILE='Jonsson4.txt',STATUS='unknown')
  OPEN (60,FILE='TPROMEDIO.txt',STATUS='unknown')
  OPEN (61,FILE='TDOWN.txt',STATUS='unknown')
  OPEN (62,FILE='TMIDDLE.txt',STATUS='unknown')
  OPEN (63,FILE='TUP-2.txt',STATUS='unknown')
  OPEN (64,FILE='TUP.txt',STATUS='unknown')

C
C * -----GROUP 1 SECTION 3 -----
C--- Use this group to create storage via MAKE, GXMAKE etc which it is
C essential to dump to PHI (or PHIDA) for restarts
C User may here change message transmitted to the VDU screen
  IF (.NOT.NULLPR.AND.IDVCGR.EQ.0)
  CALL WRYT40('GROUND file is GROUND.F of: 240802 ')
C
  CALL MAKE (VOL)

  RETURN
C * -----GROUP 1 SECTION 3 -----
C--- Use this group to create storage via GXMAKE which it is not
C necessary to dump to PHI (or PHIDA) for restarts
C
1003 CONTINUE
  GO TO 25
1002 CONTINUE
  RETURN
C*****
C
C--- GROUP 2. Transience; time-step specification
C
  2 CONTINUE
  RETURN
C*****
C
C--- GROUP 3. X-direction grid specification
C
  3 CONTINUE

```

```

RETURN
C*****
C
C--- GROUP 4. Y-direction grid specification
C
  4 CONTINUE
    RETURN
C*****
C
C--- GROUP 5. Z-direction grid specification
C
  5 CONTINUE
    RETURN
C*****
C
C--- GROUP 6. Body-fitted coordinates or grid distortion
C
  6 CONTINUE
    RETURN
C*****
C * Make changes for this group only in group 19.
C--- GROUP 7. Variables stored, solved & named
C*****
C
C--- GROUP 8. Terms (in differential equations) & devices
C
  8 GO TO (81,82,83,84,85,86,87,88,89,810,811,812,813,814,815,816)
    ,ISC
  81 CONTINUE
C * ----- SECTION 1 -----
C   For U1AD.LE.GRND--- phase 1 additional velocity. Index VELAD
    RETURN
  82 CONTINUE
C * ----- SECTION 2 -----
C   For U2AD.LE.GRND--- phase 2 additional velocity. Index VELAD
    RETURN
  83 CONTINUE
C * ----- SECTION 3 -----
C   For V1AD.LE.GRND--- phase 1 additional velocity. Index VELAD
    RETURN
  84 CONTINUE
C * ----- SECTION 4 -----
C   For V2AD.LE.GRND--- phase 2 additional velocity. Index VELAD
    RETURN
  85 CONTINUE
C * ----- SECTION 5 -----
C   For W1AD.LE.GRND--- phase 1 additional velocity. Index VELAD
    RETURN
  86 CONTINUE
C * ----- SECTION 6 -----
C   For W2AD.LE.GRND--- phase 2 additional velocity. Index VELAD
    RETURN
  87 CONTINUE
C * ----- SECTION 7 ---- Volumetric source for gala
    RETURN
  88 CONTINUE
C * ----- SECTION 8 ---- Convection fluxes

```

```

C--- Entered when UCONV =.TRUE.; block-location indices are:
C   LD11 for east and north (accessible at the same time),
C   LD12 for west and south (accessible at the same time),
C   LD2  for high (which becomes low for the next slab).
C   User should provide INDVAR and NDIREC IF's as appropriate.
      RETURN
89 CONTINUE
C   * ----- SECTION 9 ---- Diffusion coefficients
C--- Entered when UDIFF =.TRUE.; block-location indices are LAE
C   for east, LAW for west, LAN for north, LAS for
C   south, LD11 for high, and LD11 for low.
C   User should provide INDVAR and NDIREC IF's as above.
C   EARTH will apply the DIFCUT and GP12 modifications after the user
C   has made his settings.
C
      RETURN
810 CONTINUE
C   * ----- SECTION 10 --- Convection neighbours
      RETURN
811 CONTINUE
C   * ----- SECTION 11 --- Diffusion neighbours
      RETURN
812 CONTINUE
C   * ----- SECTION 12 --- Linearised sources
      RETURN
813 CONTINUE
C   * ----- SECTION 13 --- Correction coefficients
      RETURN
814 CONTINUE
C   * ----- SECTION 14 --- User's own solver
      RETURN
815 CONTINUE
C   * ----- SECTION 15 --- Change solution
      RETURN
816 CONTINUE
C   * ----- SECTION 16 --- Change DVEL/DPs
      RETURN
C
C   * See the equivalent section in GREX for the indices to be
C   used in sections 7 - 16
C
C   * Make all other group-8 changes in GROUP 19.
C*****
C--- GROUP 9. Properties of the medium (or media)
C
C   The sections in this group are arranged sequentially in their
C   order of calling from EARTH. Thus, as can be seen from below,
C   the temperature sections (10 and 11) precede the density
C   sections (1 and 3); so, density formulae can refer to
C   temperature stores already set.
      9 GO TO (91,92,93,94,95,96,97,98,99,900,901,902,903,904,905),ISC
C*****
800 CONTINUE
C   * ----- SECTION 10 -----
C   For TMP1.LE.GRND----- phase-1 temperature Index TEMP1
      RETURN

```

```

901 CONTINUE
C * ----- SECTION 11 -----
C For TMP2.LE.GRND----- phase-2 temperature Index TEMP2
  RETURN
902 CONTINUE
C * ----- SECTION 12 -----
C For EL1.LE.GRND----- phase-1 length scale Index LEN1
  RETURN
903 CONTINUE
C * ----- SECTION 13 -----
C For EL2.LE.GRND----- phase-2 length scale Index LEN2
  RETURN
904 CONTINUE
C * ----- SECTION 14 -----
C For SOLVE(TEM1)----- phase-1 specific heat
  RETURN
905 CONTINUE
C * ----- SECTION 15 -----
C For SOLVE(TEM2)----- phase-2 specific heat
  RETURN
91 CONTINUE
C * ----- SECTION 1 -----
C For RHO1.LE.GRND--- density for phase 1      Index DEN1
  RETURN
92 CONTINUE
C * ----- SECTION 2 -----
C For DRH1DP.LE.GRND--- D(LN(DEN))/DP for phase 1
C                                     Index D1DP
  RETURN
93 CONTINUE
C * ----- SECTION 3 -----
C For RHO2.LE.GRND--- density for phase 2      Index DEN2
  RETURN
94 CONTINUE
C * ----- SECTION 4 -----
C For DRH2DP.LE.GRND--- D(LN(DEN))/DP for phase 2
C                                     Index D2DP
  RETURN
95 CONTINUE
C * ----- SECTION 5 -----
C For ENUT.LE.GRND--- reference turbulent kinematic viscosity
C                                     Index VIST
  RETURN
96 CONTINUE
C * ----- SECTION 6 -----
C For ENUL.LE.GRND--- reference laminar kinematic viscosity
C                                     Index VISL
  RETURN
97 CONTINUE
C * ----- SECTION 7 -----
C For PRNDTL( ).LE.GRND--- laminar PRANDTL nos., or diffusivity
C                                     Index LAMPR
  RETURN
98 CONTINUE
C * ----- SECTION 8 -----
C For PHINT( ).LE.GRND--- interface value of first phase
C                                     Index FII1

```

```

RETURN
99 CONTINUE
C * ----- SECTION 9 -----
C For PHINT( ).LE.GRND--- interface value of second phase
C Index FII2
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 10. Inter-phase-transfer processes and properties
C
C 10 GO TO (101,102,103,104,105),ISC
C 101 CONTINUE
C * ----- SECTION 1 -----
C For CFIPS.LE.GRND--- inter-phase friction coeff.
C Index INTFRC
RETURN
c<a name="10.2"></a>
C 102 CONTINUE
C * ----- SECTION 2 -----
C For CMDOT.EQ.GRND- inter-phase mass transfer Index INTMDT
RETURN
C 103 CONTINUE
C * ----- SECTION 3 -----
C For CINT( ).EQ.GRND--- phase1-to-interface transfer coefficients
C Index COI1
RETURN
C 104 CONTINUE
C * ----- SECTION 4 -----
C For CINT( ).EQ.GRND--- phase2-to-interface transfer coefficients
C Index COI2
RETURN
C 105 CONTINUE
C * ----- SECTION 5 -----
C For CVM.EQ.GRND--- virtual mass coefficient
C Index LD12
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 11. Initialization of variable or porosity fields
C Index VAL
C 11 CONTINUE
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 12. Convection and diffusion adjustments
C
C 12 CONTINUE
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 13. Boundary conditions and special sources
C Index for Coefficient - CO
C Index for Value - VAL
C 13 CONTINUE
C GO TO (130,131,132,133,134,135,136,137,138,139,1310,
█ 1311,1312,1313,1314,1315,1316,1317,1318,1319,1320,1321),ISC
C 130 CONTINUE

```

```

C----- SECTION 1 ----- coefficient = GRND
      RETURN
131 CONTINUE
C----- SECTION 2 ----- coefficient = GRND1
      RETURN
132 CONTINUE
C----- SECTION 3 ----- coefficient = GRND2
      RETURN
133 CONTINUE
C----- SECTION 4 ----- coefficient = GRND3
      RETURN
134 CONTINUE
C----- SECTION 5 ----- coefficient = GRND4
      RETURN
135 CONTINUE
C----- SECTION 6 ----- coefficient = GRND5
      RETURN
136 CONTINUE
C----- SECTION 7 ----- coefficient = GRND6
      RETURN
137 CONTINUE
C----- SECTION 8 ----- coefficient = GRND7
      RETURN
138 CONTINUE
C----- SECTION 9 ----- coefficient = GRND8
      RETURN
139 CONTINUE
C----- SECTION 10 ----- coefficient = GRND9
      RETURN
1310 CONTINUE
C----- SECTION 11 ----- coefficient = GRND10
      RETURN
1311 CONTINUE
C----- SECTION 12 ----- value = GRND
      CALL FN5 (VAL, LBNAME ('H1'), 0, 0, 0, 0, -5.67E-8*0.8*2.568689111E-12)
      RETURN
1312 CONTINUE
C----- SECTION 13 ----- value = GRND1
      RETURN
1313 CONTINUE
C----- SECTION 14 ----- value = GRND2
      RETURN
1314 CONTINUE
C----- SECTION 15 ----- value = GRND3
      RETURN
1315 CONTINUE
C----- SECTION 16 ----- value = GRND4
      RETURN
1316 CONTINUE
C----- SECTION 17 ----- value = GRND5
      RETURN
1317 CONTINUE
C----- SECTION 18 ----- value = GRND6
      RETURN
1318 CONTINUE
C----- SECTION 19 ----- value = GRND7
      RETURN

```

```

1319 CONTINUE
C----- SECTION 20 ----- value = GRND8
      RETURN
1320 CONTINUE
C----- SECTION 21 ----- value = GRND9
      RETURN
1321 CONTINUE
C----- SECTION 22 ----- value = GRND10
      RETURN
C*****
C
C--- GROUP 14. Downstream pressure for PARAB=.TRUE.
C
      14 CONTINUE
      RETURN
C*****
C* Make changes to data for GROUPS 15, 16, 17, 18 GROUP 19.
C*****
C
C--- GROUP 19. Special calls to GROUND from EARTH
C
      19 GO TO (191,192,193,194,195,196,197,198,199,1910,1911),ISC
191 CONTINUE
C * ----- SECTION 1 ---- Start of time step.

      ASUMA(NY,1)=0
      BSUMA(NY,1)=0

      RETURN
192 CONTINUE
C * ----- SECTION 2 ---- Start of sweep.
      RG(1)=0
      RG(2)=0
      RG(3)=0

      RETURN
193 CONTINUE
C * ----- SECTION 3 ---- Start of iz slab.
      RETURN
194 CONTINUE
C * ----- SECTION 4 ---- Start of iterations over slab.
      RETURN
1911 CONTINUE
C * ----- SECTION 11---- After calculation of
convection
C                               fluxes for scalars, and of volume
C                               fractions, but before calculation
of
C                               scalars or velocities
      RETURN
199 CONTINUE
C * ----- SECTION 9 ---- Start of solution sequence for
C                               a variable
      RETURN

```

```

1910 CONTINUE
C * ----- SECTION 10----- Finish of solution sequence
for
C                                     a variable
      RETURN
195 CONTINUE
C * ----- SECTION 5 ---- Finish of iterations over
slab.
      RETURN
196 CONTINUE
C * ----- SECTION 6 ---- Finish of iz slab.
      CALL FN2(LBNAME('T1'),LBNAME('H1'),0,1.265983036E-3)
      CALL FN2(LBNAME('T2'),LBNAME('H2'),0,0.001923076923)

C * ----- TEMPERATURA PROMEDIO-----*
      L0FVOL=L0F(VOL)
      L0FTEM=L0F(LBNAME('T1'))
C * ----- TEMPERATURA PROMEDIO INICIO-----*

      IF (isweep.eq.l sweep) THEN
        DO IX=1, NX
          DO IY=1, NY
            II=IY+NY*(IX-1)
            RG(2)=F(L0FTEM+II)*F(L0FVOL+II)+RG(2)
            RG(3)=RG(3)+F(L0FVOL+II)
          ENDDO
          ENDDO
          IF (IZ.EQ.NZ) THEN
            RG(1)=RG(2)/RG(3)
            WRITE(60,*) ISTEP, RG(1), RG(3)
          ENDIF
        ENDIF
C * ----- TEMPERATURA PROMEDIO FIN-----*
C * ----- TEMPERATURA MAYOR INICIO-----*

      IF (isweep.eq.l sweep) THEN
        MAYOR=0
        IF (IZ.EQ.1) THEN
          DO IX=1, NX
            DO IY=1, NY
              II=IY+NY*(IX-1)
              IF (MAYOR.LT.F(L0FTEM+II)) THEN
                MAYOR=F(L0FTEM+II)
              ENDIF
            ENDDO
          ENDDO
          MENOR=MAYOR
          DO IX=1, NX
            DO IY=1, NY
              II=IY+NY*(IX-1)
              IF (MENOR.GT.F(L0FTEM+II)) THEN
                MENOR=F(L0FTEM+II)
              ENDIF
            ENDDO
          ENDDO
          TMAX=MAYOR

```



```

        TMIN=MENOR
        WRITE (61, *) ISTEP, TMAX, TMIN
    ENDIF
C *****
MAYOR=0
IF (IZ.EQ.NZ/2) THEN
    DO IX=1, NX
        DO IY=1, NY
            II=IY+NY*(IX-1)
            IF (MAYOR.LT.F(LOFTEM+II)) THEN
                MAYOR=F(LOFTEM+II)
            ENDIF
        ENDDO
    ENDDO
MENOR=MAYOR
    DO IX=1, NX
        DO IY=1, NY
            II=IY+NY*(IX-1)
            IF (MENOR.GT.F(LOFTEM+II)) THEN
                MENOR=F(LOFTEM+II)
            ENDIF
        ENDDO
    ENDDO
    TMAX=MAYOR
    TMIN=MENOR
    WRITE (62, *) ISTEP, TMAX, TMIN
ENDIF
C *****
C *****
MAYOR=0
IF (IZ.EQ.NZ-2) THEN
    DO IX=1, NX
        DO IY=1, NY
            II=IY+NY*(IX-1)
            IF (MAYOR.LT.F(LOFTEM+II)) THEN
                MAYOR=F(LOFTEM+II)
            ENDIF
        ENDDO
    ENDDO
MENOR=MAYOR
    DO IX=1, NX
        DO IY=1, NY
            II=IY+NY*(IX-1)
            IF (MENOR.GT.F(LOFTEM+II)) THEN
                MENOR=F(LOFTEM+II)
            ENDIF
        ENDDO
    ENDDO
    TMAX=MAYOR
    TMIN=MENOR
    WRITE (63, *) ISTEP, TMAX, TMIN
ENDIF
C *****
MAYOR=0
IF (IZ.EQ.NZ) THEN
    DO IX=1, NX

```

```

DO IY=1, NY
  II=IY+NY*(IX-1)
  IF (MAYOR.LT.F(LOFTEM+II)) THEN
    MAYOR=F(LOFTEM+II)
  ENDIF
ENDDO
ENDDO
MENOR=MAYOR
DO IX=1, NX
  DO IY=1, NY
    II=IY+NY*(IX-1)
    IF (MENOR.GT.F(LOFTEM+II)) THEN
      MENOR=F(LOFTEM+II)
    ENDIF
  ENDDO
ENDDO
TMAX=MAYOR
TMIN=MENOR
WRITE (64, *) ISTEP, TMAX, TMIN
ENDIF
ENDIF
C * ----- TEMPERATURA MAYOR FIN

RETURN
197 CONTINUE
C * ----- SECTION 7 ---- Finish of sweep.
RETURN
198 CONTINUE
C * ----- SECTION 8 ---- Finish of time step.
C
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 20. Preliminary print-out
C
20 CONTINUE
RETURN
C*****
C--- GROUP 21. Special print-out to screen
21 CONTINUE
GO TO 25
C*****
C* Make changes to data for GROUP 22 only in GROUP 19.
C*****
C
C--- GROUP 23. Field print-out and plot control
23 CONTINUE
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 24. Dumps for restarts
C
24 CONTINUE
END
c</pre></strong></body></html>

```

Bibliografía

- 1) F. Oeters, W. Pluschkell, E. Steinmetz and H. Wilhelmi: *Steel Res.*, **59** (1988), 192.
- 2) P. E. Anagbo, J. K. Brimacombe and A. H. Castillejos: *Can. Metall. Q.*, **28** (1989), 323.
- 3) P. E. Anagbo, J. K. Brimacombe and A. H. Castillejos: *Metall. Trans.*, **21B** (1990), 637.
- 4) A. H. Castillejos and J. K. Brimacombe: *Metall. Trans.*, **18B** (1987), 649.
- 5) A. H. Castillejos and J. K. Brimacombe: *Metall. Trans.*, **18B** (1987), 659.
- 6) K. H. Tacke, H. G. Schubert, D. J. Weber and K. Schwerdtfeger: *Metall. Trans.*, **16B** (1985), 263.
- 7) S. C. Korla and S. Singh: *Steel Res.*, **60** (1989), 301.
- 8) S. C. Korla and S. Singh: *Trans. Indian Inst. Met.*, **44** (1991), 223.
- 9) Y. Sheng and G. A. Irons: *Inst. J. Multiphase Flows*, **17** (1991), 585.
- 10) Y. Sheng and G. A. Irons: *Metall. Trans.*, **23B** (1992), 779.
- 11) M. A. S. C. Castello-Branco and K. Schwerdtfeger: *Metall. Trans.*, **25B** (1994), 359.
- 12) G. G. Krishnamurthy, S. P. Mehrotra and A. Ghosh: *Metall. Trans.*, **19B** (1988), 885.
- 13) V. Sahajwalla, A. H. Castillejos and J. K. Brimacombe: *Metall. Trans.*, **21B** (1990), 71.
- 14) S. T. Johansen and T. A. Engh: *Scand. J. Metall.*, **14** (1985), 214.
- 15) C. T. Hsiao, T. Lehner and B. Kjellberg: *Scand. J. Metall.*, **9** (1980), 105.
- 16) S. T. Johansen, D. G. C. Robertson, K. Woje and T. A. Engh: *Metall. Trans.*, **19B** (1988), 745.
- 17) S. Tanaka and R. I. L. Guthrie: *Process Technology Proc.*, 6th Int. Iron Steel Cong., Vol. 6, (1986), 249.

- 18) D. Mazumdar, H. Nakajima and R. I. L. Guthrie: *Metall. Trans.*, **19B** (1988), 507.
- 19) K. Nakanishi, K. Saito, T. Nozaki, Y. Kato, K. Suzuki and T. Emi: *Proc., Steelmaking Conf.*, **65** (1982), 101.
- 20) S. Asai, T. Okamoto, J. C. He and I. Muchi: *Trans. Iron Steel Inst. Jpn.*, **23** (1985), 43.
- 21) F. Oeters, H. C. Dromer and J. Kepura: *Scaninject III*, (1983), 7.1-7.22.
- 22) J. Mietz and F. Oeters: *Steel Res.*, **59** (1988), 52.
- 23) J. Mietz and F. Oeters: *Steel Res.*, **60** (1989), 387.
- 24) T. Stapurewicz and N. J. Themelis: *Can. Metall. Q.*, **26** (1987), 123.
- 25) G. G. Krishnamurthy, S. P. Mehrotra and A. Ghosh: *Process Technology Proc.*, 6th Iron Steel Congress, Vol. 6, (1986), 401.
- 26) G. G. Krishnamurthy, S. P. Mehrotra and A. Ghosh: *Metall. Trans.*, **19B** (1988), 839.
- 27) D. Mazumdar and R. I. L. Guthrie: *Metall. Trans.*, **17B** (1986), 725.
- 28) M. Sano and K. Mori: *Trans. Iron Steel Inst. Jpn.*, **23** (1983), 169.
- 29) M. Neifer, S. Rodi and D. Sucker: *Steel Res.*, **64** (1993), 54.
- 30) O. Haida, T. Emi, S. Yamada and F. Sudo: *Proc., Scaninject II*, (1980), 20.1
- 31) O. Haida and J. K. Brimacombe: *Scaninject III*, (1983), 5.1.
- 32) K. Ogawa and T. Onoue: *ISIJ Int.*, **29** (1989), 148.
- 33) M. Frohberg, F. Geriachand, G. Handschuh: *Steel Res.*, **61** (1990), 151.
- 34) R. J. Matway, R. J. Fruehan and H. Henien: *Iron Steelmaker*, **9** (1988), 51.
- 35) S. H. Kim, R. J. Fruehan and R. I. L. Guthrie: *Steelmaking Conf. Proc.*, **70** (1987), 107.
- 36) S. H. Kim, R. J. Fruehan : *Metal. Trans.*, **18B** (1987), 381.

- 37) S. Taniguchi, Y. Okada, A. Sakai and A. Kikuchi: Proc. 6 th Int. Iron Steel Cong. , ISIJ, Tokyo, (1990), 394
- 38) J. Mietz, S. Scheider and F. Oeters: *Steel Res.*, **62** (1991), 1.
- 39) D. Balaji and D. Mazumdar: *Steel Res.*, **62** (1991),16.
- 40) D. Mazumdar, R. I. L. Guthrie and Y. Sahai: *Appl. Math. Model.*, **17** (1993), 255.
- 41) S. T. Johansen and F. B. Boysan: *Metall Trans.*, **19B** (1987), 755.
- 42) T. Debroy and A. K. Majumdar: *J. Met.*, **33** (1981), 42.
- 43) T. Debroy and A. K. Majumdar: *Appl. Math. Model*, **7** (1983), 278.
- 44) J. W. Mckelliget, M. Cross and R. D. Gibson: *Appl. Math. Model.*, **6** (1982), 469.
- 45) M. Salcudean, C. H. Low, A. H. Hurda and R. I. L. Guthrie: *Chemical Eng. Communication*, **21** (1982), 89.
- 46) D. Mazumdar and R. I. L. Guthrie: *Steel Res.*, **64** (1993), 286.
- 47) A. H. Castillejos, M. Salcudean and J. K. Brimacombe: *Metall. Trans.*, **20B** (1989), 603.
- 48) J. S. Woo, J. Szekely. A. H. Castillejos and J. K. Brimacombe: *Metall. Trans.*, **21B** (1990), 269.
- 49) O. J. Ilegbusi and J. Szekely: *ISIJ Int.*, **30** (1990), 731.
- 50) O. J. Ilegbusi and J. Szekely, M Iguchi, H. Takeuchi and Z. Morita: *ISIJ Int.*, **33** (1993), 474.
- 51) M. Cross and N. C. Markatos: Process Technology Proc., **4** (1984), 11.
- 52) P. L. T. Koh, M. Cross and N. C. Markatos: *Phys. Chim. Hydrodynamics*, **9** (1987), 197.
- 53) M. Salcudean and K. Y. M. Lai: *Numer. Heat Transfer*, **14** (1988), 97.
- 54) K. Y. M. Lai and M. Salcudean: *Computers and Fluids*, **15** (1987), 281.
- 55) D. Mazumdar and R. I. L. Guthrie: *ISIJ Int.* **34** (1994), 384.
- 56) Y. Sahai and R. I. L. Guthrie: *Metall. Trans.*, **13B** (1982), 125.

- 57) D. Mazumdar: *Metall. Trans.* **20B** (1989), 922.
- 58) Y. Sheng and G. A. Irons: *Metall. Trans.*, **24B** (1993), 695.
- 59) D. Mazumdar, R Guthrie: *ISIJ Int.*,**35** (1995), No.1,1.
- 60) J.L. Xia, T. Ahokainen: *Scandinavian Journal of Metallurgy*,**32** (2003),211.
- 61) J.L. Xia, T. Ahokainen: *Can Metall Quart*, **40(4)** (2001), 479.
- 62) J.L. Xia, T. Ahokainen: *Metall Mater Trans B*, **32B** (2001), 733.
- 63) A.H Castillejos, M. E. Salcudean, J. K. Brimacombe: *Metall Trans*, **20B** (1989), 603.
- 64) AEA Technology, CFX-4.2, Solver Manual, Harwell 1997.
- 65) H. Turkoglu and B. Farouk: *Numerical Heat Transfer, Part A*, **21**, (1992), 377.
- 66) A.H Castillejos, J.K Brimacombe: *M. Transactions B*, **20B** (1989),603.
- 67) C.E. Grip, L. Jonsson, P. Jonsson: *ISIJ Int.*,**39** (1999), No. 7,715.
- 68) M. C. Gunton, H. I. Ronsten, D. B. Spalding and D. G. Tatchtell: PHOENICS Instruction Manual, CHAM (2007).
- 69) B. Bird, N. Lightfoot: *Fenómenos de Transporte*. Ed. Reverté, (2004).
- 70) <http://www.canacero.org.mx/>
- 71) http://omega.ilce.edu.mx:3000/sites/ciencia/volumen2/ciencia3/080/htm/sec_7.htm

Anexo I. Ejemplo de archivo q1

TALK=F;RUN(1, 1)

***** Grupo 1*****

TEXT(2/3R,1T,FMED
REAL(DIAM,RBOQUI,QGAS,DENGAS,DENLIQ,VELGAS,PROFUN,PI,VISCOLIQ,VISCOG
GAS,CPLIQ,CPGAS,KLIQ,KGAS)
REAL(TEKIN,EPIN,DP,REYNALDO)
REAL(FLUJELEK,ARAELEK,ARELEK)

BOOLEAN(RESTT,TRAZA)
RESTT=T
TRAZA=T
NAMFI=PHIA

QGAS=9.72E-03
RBOQUI=0.013/2
DENGAS=0.933
DENLIQ=7200
DIAM=3.58
PROFUN=3.57
DP=0.005
PI=3.1415926
VISCOLIQ=6.2E-3
VISCOGAS=2.25E-5
CPLIQ=789.9
CPGAS=520
KLIQ=32.7
KGAS=0.01723
VELGAS=QGAS/(PI*RBOQUI**2)
REYNALDO=((RBOQUI**2)*VELGAS*DENGAS)/VISCOGAS
TEKIN=(3/2)*(VELGAS*(0.16*(REYNALDO**(-1/8))))**2
EPIN=((0.09**(3/4))*TEKIN**(3/2))/RBOQUI
FLUJELEK=25.0E06
ARAELEK=0.2035
ARELEK=0.2007
velgas
rboqui
epin
tekin

***** Grupo 2*****

IF (TRAZA) THEN
STEADY=F
GRDPWR(T,360,360,1)
ELSE
STEADY=T
ENDIF

***** Grupo 3*****

CARTES=F

NREGX=2
IREGX=1; GRDPWR(X,1,0.005704013,1)
IREGX=2; GRDPWR(X,20,(PI-0.005704013),1)

***** Grupo 4*****

NREGY=3
IREGY=1; GRDPWR(Y,15,((DIAM/2)*0.5)-(RBOQUI),1)
IREGY=2; GRDPWR(Y,4,RBOQUI*2.,1)
IREGY=3; GRDPWR(Y,5,((DIAM/2)*0.5)-(RBOQUI),-1.2)

***** Grupo 5*****

NREGZ=2
IREGZ=1; GRDPWR(Z,10,0.5*PROFUN,1.2)
IREGZ=2; GRDPWR(Z,10,0.5*PROFUN,-1.2)

***** Grupo 7*****

IF (TRAZA) THEN
ONEPHS=F

SOLVE(P1,U1,U2,V1,V2,W1,W2,R1,R2,H1,H2)
SOLUTN(P1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(U1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(V1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(W1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(H1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(H2,Y,Y,Y,N,N,N)

STORE(CFIPS,ENUT,GENK.REYN,VREL,CD,APRJ,WEB,T1,T2)
STORE(LISV,LISW,VRAT)
STORE(VMSV,VMSW)

TURMOD(KEMODL)

ISOLZ=-50;ISOLY=-50;ISOLX=-50

TERMS(R1,Y,Y,Y,Y,N)
TERMS(R2,Y,Y,Y,Y,N,N)
TERMS(H1,N,Y,Y,Y,Y)
TERMS(H2,N,Y,Y,Y,N,Y)

RHO1=DENLIQ
RHO2=DENGAS
ENUL=VISCOLIQ/DENLIQ

PRNDTL(U1)=1
PRNDTL(V1)=1
PRNDTL(W1)=1

PRT(U1)=1
PRT(V1)=1
PRT(W1)=1

PRNDTL(U2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(V2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(W2)=VISCOLIQ/VISCOGAS

PRT(U2)=1.0E+10
PRT(V2)=1.0E+10

PRT(W2)=1.0E+10

CP1=CPLIQ
PRNDTL(H1)=(CP1*ENUL*RHO1)/KLIQ
PRT(H1)=1.0

CP2=CPGAS
PRNDTL(H2)=(CP2*ENUL*RHO1)/KGAS
PRT(H2)=1.0E+10

CINT(H1)=GRND7
CINT(H2)=1.E20
CFIPS=GRND7
CFIPA=0.0
CFIPB=DP
CFIPC=1.8
CFIPD=4
PHINT(H1)=CP1/CP2

ELSE

ONEPHS=F

SOLVE(P1,U1,U2,V1,V2,W1,W2,R1,R2,H1,H2)
SOLUTN(P1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(U1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(V1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(W1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(H1,Y,Y,Y,N,N,Y)
SOLUTN(H2,Y,Y,Y,N,N,Y)

STORE(CFIPS,ENUT,GENK,REYN,VREL,CD,APRJ,WEB,T1,T2)
STORE(LISV,LISW)
STORE(VMSV,VMSW)

TURMOD(KEMODL)

*****Grupo 8*****

ISOLZ=-50;ISOLY=-50;ISOLX=-50

TERMS(R1,Y,Y,Y,N,Y,N)
TERMS(R2,Y,Y,Y,N,N,N)
TERMS(H1,N,Y,Y,N,Y,Y)
TERMS(H2,N,Y,Y,N,N,Y)

*****Grupo 9*****

RHO1=DENLIQ
RHO2=DENGAS
ENUL=VISCOLIQ/DENLIQ

PRNDTL(U1)=1

PRNDTL(V1)=1
PRNDTL(W1)=1

PRT(U1)=1
PRT(V1)=1
PRT(W1)=1

PRNDTL(U2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(V2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(W2)=VISCOLIQ/VISCOGAS

PRT(U2)=1.0E+10
PRT(V2)=1.0E+10
PRT(W2)=1.0E+10

CP1=CPLIQ
PRNDTL(H1)=(CP1*ENUL*RHO1)/KLIQ
PRT(H1)=1.0

CP2=CPGAS
PRNDTL(H2)=(CP2*ENUL*RHO1)/KGAS
PRT(H2)=1.0E+10

*****Grupo 10*****

CFIPS=GRND7;CFIPB=DP;CFIPD=4;CFIPC=1.8
CINT(H1)=GRND7
CINT(H2)=1.E20
CFIPS=GRND7
CFIPA=0.0
CFIPB=DP
PHINT(H1)=CP1/CP2

ENDIF

*****Grupo 11*****

IF(REST) THEN

FIINIT(P1)=READFI
FIINIT(U1)=READFI
FIINIT(V1)=READFI
FIINIT(W1)=READFI
FIINIT(U2)=READFI
FIINIT(V2)=READFI
FIINIT(W2)=READFI
FIINIT(KE)=READFI
FIINIT(EP)=READFI
FIINIT(H1)=READFI
FIINIT(H2)=311*CP2
FIINIT(R1)=READFI
FIINIT(R2)=READFI

ELSE

FIINIT(P1)=0.0
FIINIT(U1)=0.0

FIINIT(V1)=0.0
FIINIT(W1)=0.0
FIINIT(U2)=0.0
FIINIT(V2)=0.0
FIINIT(W2)=0.0
FIINIT(KE)=TEKIN
FIINIT(EP)=EPIN
FIINIT(H1)=1870*CP1
FIINIT(H2)=293*CP2
INIADD=F
FIINIT(R1)=1.0
FIINIT(R2)=0.0

PATCH(FRACCVOL,INIVAL,1,1,15,20,1,NZ,1,LSTEP)
INIT(FRACCVOL,R1,0.0,0.5)
INIT(FRACCVOL,R2,0.0,0.5)

ENDIF

***** Grupo 12*****

WALL(PARED,NORTH,1,NX,NY,NY,1,NZ,1,LSTEP)

PATCH(PAREDE,NORTH,1,NX,NY,NY,1,NZ,1,LSTEP)
COVAL(PAREDE,H1,FIXFLU,-12500)

WALL(FOND1,LOW,2,NX,1,NY,1,1,1,LSTEP)
VALUE(FOND1,V1,0.0)
VALUE(FOND1,V2,0.0)
VALUE(FOND1,U2,0.0)
VALUE(FOND1,U1,0.0)

PATCH(FONDE1,LOW,2,NX,1,NY,1,1,1,LSTEP)
COVAL(FONDE1,H1,FIXFLU,-12500)

WALL(FOND2,LOW,1,1,1,15,1,1,1,LSTEP)

PATCH(FONDE2,LOW,1,1,1,15,1,1,1,LSTEP)
COVAL(FONDE2,H1,FIXFLU,-12500)

WALL(FOND3,LOW,1,1,20,NY,1,1,1,LSTEP)
PATCH(FONDE3,LOW,1,1,20,NY,1,1,1,LSTEP)
COVAL(FONDE3,H1,FIXFLU,-12500)

INLET(ENTGAS,LOW,1,1,16,19,1,1,1,LSTEP)
VALUE(ENTGAS,P2,VELGAS*RHO2)
VALUE(ENTGAS,W2,VELGAS)
VALUE(ENTGAS,R2,1.0)
VALUE(ENTGAS,V2,0.0)
VALUE(ENTGAS,EP,EPIN)
VALUE(ENTGAS,KE,TEKIN)
VALUE(ENTGAS,H2,311*CP2)

PATCH(SUPRF,HIGH,1,NX,1,NY,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(SUPRF,P2,FXP,0.0)

COVAL(SUPRF,W2,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,V2,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,U2,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,W1,FIXVAL,0.0)
COVAL(SUPRF,KE,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,EP,ONLYMS,0.0)
COVAL(SUPRF,H2,ONLYMS,0.0)

PATCH(GRAVITY,PHASEM,1,NX,1,NY,1,NZ,1,LSTEP)
COVAL(GRAVITY,W1,FIXFLU,-9.81)
COVAL(GRAVITY,W2,FIXFLU,-9.81)

PATCH(KEDI,CELL,1,NX,1,NY,1,NZ,1,LSTEP)
EL1A=0.05
COVAL(KEDI,EP,FIXFLU,GRND3)
COVAL(KEDI,KE,FIXFLU,GRND3)

PATCH(STRALUNG,HIGH,1,NX,1,NY,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(STRALUNG,H1,FIXFLU,GRND)

PATCH(ELEKM1,HIGH,19,19,8,11,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEKM1,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARELEK)

PATCH(ELEKM2,HIGH,20,20,7,13,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEKM2,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARELEK)

PATCH(ELEKM3,HIGH,NX,NX,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEKM3,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARELEK)

PATCH(ELEK1,HIGH,6,6,7,12,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK1,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK2,HIGH,7,7,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK2,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK3,HIGH,8,8,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK3,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK4,HIGH,9,9,7,14,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK4,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK5,HIGH,10,10,7,13,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK5,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

PATCH(ELEK6,HIGH,11,11,10,10,NZ,NZ,1,LSTEP)
COVAL(ELEK6,H1,FIXFLU,(FLUJELEK/3)/ARAELEK)

IF (TRAZA) THEN

LSWEEP=400
SELREF=T
RESFAC=0.1
RELAX(P1,LINRLX,0.05)
RELAX(V1,FALSDT,0.001)
RELAX(U1,FALSDT,0.001)
RELAX(W1,FALSDT,0.001)

```
RELAX(U2,FALSDT,1E-6)
RELAX(V2,FALSDT,1E-6)
RELAX(W2,FALSDT,1E-6)
RELAX(R1,LINRLX,0.01)
RELAX(R2,LINRLX,0.01)
RELAX(KE,LINRLX,0.01)
RELAX(EP,LINRLX,0.01)
RELAX(H1,LINRLX,0.01)
RELAX(H2,LINRLX,0.01)
IDISPA=1
CSG1=U
```

ELSE

```
LSWEEP=30
SELREF=T
RESFAC=0.1
RELAX(P1,LINRLX,0.05)
RELAX(U1,FALSDT,.005)
RELAX(V1,FALSDT,.005)
RELAX(W1,FALSDT,.005)
RELAX(U2,FALSDT,5E-6)
RELAX(V2,FALSDT,5E-6)
RELAX(W2,FALSDT,5E-6)
RELAX(R1,LINRLX,0.05)
RELAX(R2,LINRLX,0.05)
RELAX(KE,LINRLX,.05)
RELAX(EP,LINRLX,.05)
RELAX(H1,LINRLX,.01)
RELAX(H2,LINRLX,.01)
```

ENDIF

```
NXPRIN=1
NYPRIN=1
NZPRIN=1
```

```
IXMON=1;IYMON=17;IZMON=18
TSTSWP=-1
NUMCLS=5
IPROF=2
NOCOPY=T;NOCOMM=T
NODEF=T
STOP
```

Anexo I. Ejemplo de archivo q1

TALK=F;RUN(1, 1)

***** Grupo 1*****

TEXT(2/3R,1T,FMED
REAL(DIAM,RBOQUI,QGAS,DENGAS,DENLIQ,VELGAS,PROFUN,PI,VISCOLIQ,VISCO\$
GAS,CPLIQ,CPGAS,KLIQ,KGAS)
REAL(TEKIN,EPIN,DP,REYNALDO)
REAL(FLUJELEK,ARAELEK,ARELEK)

BOOLEAN(RESTT,TRAZA)
RESTT=T
TRAZA=T
NAMFI=PHIA

QGAS=9.72E-03
RBOQUI=0.013/2
DENGAS=0.933
DENLIQ=7200
DIAM=3.58
PROFUN=3.57
DP=0.005
PI=3.1415926
VISCOLIQ=6.2E-3
VISCOGAS=2.25E-5
CPLIQ=789.9
CPGAS=520
KLIQ=32.7
KGAS=0.01723
VELGAS=QGAS/(PI*RBOQUI**2)
REYNALDO=((RBOQUI*2)*VELGAS*DENGAS)/VISCOGAS
TEKIN=(3/2)*(VELGAS*(0.16*(REYNALDO**(-1/8))))**2
EPIN=((0.09**(3/4))*TEKIN**(3/2))/RBOQUI
FLUJELEK=25.0E06
ARAELEK=0.2035
ARELEK=0.2007
velgas
rboqui
epin
tekin

***** Grupo 2*****

IF (TRAZA) THEN
STEADY=F
GRDPWR(T,360,360,1)
ELSE
STEADY=T
ENDIF

***** Grupo 3*****

CARTES=F

NREGX=2
IREGX=1; GRDPWR(X,1,0.005704013,1)
IREGX=2; GRDPWR(X,20,(PI-0.005704013),1)

***** Grupo 4*****

NREGY=3
IREGY=1; GRDPWR(Y,15,((DIAM/2)*0.5)-(RBOQUI),1)
IREGY=2; GRDPWR(Y,4,RBOQUI*2.,1)
IREGY=3; GRDPWR(Y,5,((DIAM/2)*0.5)-(RBOQUI),-1.2)

***** Grupo 5*****

NREGZ=2
IREGZ=1; GRDPWR(Z,10,0.5*PROFUN,1.2)
IREGZ=2; GRDPWR(Z,10,0.5*PROFUN,-1.2)

***** Grupo 7*****

IF (TRAZA) THEN
ONEPHS=F

SOLVE(P1,U1,U2,V1,V2,W1,W2,R1,R2,H1,H2)
SOLUTN(P1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(U1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(V1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(W1,Y,Y,N,Y,N,N)
SOLUTN(H1,Y,Y,Y,N,N,N)
SOLUTN(H2,Y,Y,Y,N,N,N)

STORE(CFIPS,ENUT,GENK,REYN,VREL,CD,APRJ,WEB,T1,T2)
STORE(LISV,LISW,VRAT)
STORE(VMSV,VMSW)

TURMOD(KEMODL)

ISOLZ=-50;ISOLY=-50;ISOLX=-50

TERMS(R1,Y,Y,Y,Y,N)
TERMS(R2,Y,Y,Y,Y,N)
TERMS(H1,N,Y,Y,Y,Y)
TERMS(H2,N,Y,Y,Y,N)

RHO1=DENLIQ
RHO2=DENGAS
ENUL=VISCOLIQ/DENLIQ

PRNDTL(U1)=1
PRNDTL(V1)=1
PRNDTL(W1)=1

PRT(U1)=1
PRT(V1)=1
PRT(W1)=1

PRNDTL(U2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(V2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(W2)=VISCOLIQ/VISCOGAS

PRT(U2)=1.0E+10
PRT(V2)=1.0E+10

PRT(W2)=1.0E+10

CP1=CPLIQ

PRNDTL(H1)=(CP1*ENUL*RHO1)/KLIQ

PRT(H1)=1.0

CP2=CPGAS

PRNDTL(H2)=(CP2*ENUL*RHO1)/KGAS

PRT(H2)=1.0E+10

CINT(H1)=GRND7

CINT(H2)=1.E20

CFIPS=GRND7

CFIPA=0.0

CFIPB=DP

CFIPC=1.8

CFIPD=4

PHINT(H1)=CP1/CP2

ELSE

ONEPHS=F

SOLVE(P1,U1,U2,V1,V2,W1,W2,R1,R2,H1,H2)

SOLUTN(P1,Y,Y,Y,N,N,N)

SOLUTN(U1,Y,Y,N,Y,N,N)

SOLUTN(V1,Y,Y,N,Y,N,N)

SOLUTN(W1,Y,Y,N,Y,N,N)

SOLUTN(H1,Y,Y,Y,N,N,Y)

SOLUTN(H2,Y,Y,Y,N,N,Y)

STORE(CFIPS,ENUT,GENK,REYN,VREL,CD,APRJ,WEB,T1,T2)

STORE(LISV,LISW)

STORE(VMSV,VMSW)

TURMOD(KEMODL)

*****Grupo 8*****

ISOLZ=-50;ISOLY=-50;ISOLX=-50

TERMS(R1,Y,Y,Y,N,Y,N)

TERMS(R2,Y,Y,Y,N,N,N)

TERMS(H1,N,Y,Y,N,Y,Y)

TERMS(H2,N,Y,Y,N,N,Y)

*****Grupo 9*****

RHO1=DENLIQ

RHO2=DENGAS

ENUL=VISCOLIQ/DENLIQ

PRNDTL(U1)=1

PRNDTL(V1)=1
PRNDTL(W1)=1

PRT(U1)=1
PRT(V1)=1
PRT(W1)=1

PRNDTL(U2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(V2)=VISCOLIQ/VISCOGAS
PRNDTL(W2)=VISCOLIQ/VISCOGAS

PRT(U2)=1.0E+10
PRT(V2)=1.0E+10
PRT(W2)=1.0E+10

CP1=CPLIQ
PRNDTL(H1)=(CP1*ENUL*RHO1)/KLIQ
PRT(H1)=1.0

CP2=CPGAS
PRNDTL(H2)=(CP2*ENUL*RHO1)/KGAS
PRT(H2)=1.0E+10

*****Grupo 10*****

CFIPS=GRND7;CFIPB=DP;CFIPD=4;CFIPC=1.8
CINT(H1)=GRND7
CINT(H2)=1.E20
CFIPS=GRND7
CFIPA=0.0
CFIPB=DP
PHINT(H1)=CP1/CP2

ENDIF

*****Grupo 11*****

IF(RESTT) THEN

FIINIT(P1)=READFI
FIINIT(U1)=READFI
FIINIT(V1)=READFI
FIINIT(W1)=READFI
FIINIT(U2)=READFI
FIINIT(V2)=READFI
FIINIT(W2)=READFI
FIINIT(KE)=READFI
FIINIT(EP)=READFI
FIINIT(H1)=READFI
FIINIT(H2)=311*CP2
FIINIT(R1)=READFI
FIINIT(R2)=READFI

ELSE

FIINIT(P1)=0.0
FIINIT(U1)=0.0


```

IXL=IABS(IXL)
IF(IGR.EQ.13) GO TO 13
IF(IGR.EQ.19) GO TO 19
GO TO (1,2,3,4,5,6,25,8,9,10,11,12,13,14,25,25,25,25,19,20,25,
21,23,24),IGR
25 CONTINUE
RETURN

```

```

C*****

```

```

C
C--- GROUP 1. Run title and other preliminaries

```

```

C
1 GO TO (1001,1002,1003),ISC

```

```

C
1001 CONTINUE
OPEN(60,FILE='Jonsson1.txt',STATUS='unknown')
OPEN(61,FILE='Jonsson2.txt',STATUS='unknown')
OPEN(62,FILE='Jonsson3.txt',STATUS='unknown')
OPEN(63,FILE='Jonsson4.txt',STATUS='unknown')
OPEN(60,FILE='TPROMEDIO.txt',STATUS='unknown')
OPEN(61,FILE='TDOWN.txt',STATUS='unknown')
OPEN(62,FILE='TMIDDLE.txt',STATUS='unknown')
OPEN(63,FILE='TUP-2.txt',STATUS='unknown')
OPEN(64,FILE='TUP.txt',STATUS='unknown')

```

```

C
C * -----GROUP 1 SECTION 3 -----

```

```

C--- Use this group to create storage via MAKE, GXMAKE etc which it is
essential to dump to PHI (or PHIDA) for restarts
User may here change message transmitted to the VDU screen
IF(.NOT.NULLPR.AND.IDVCGR.EQ.0)

```

```

CALL WRYT40('GROUND file is GROUND.F of: 240802 ')

```

```

C
CALL MAKE (VOL)

```

```

RETURN

```

```

C * -----GROUP 1 SECTION 3 -----

```

```

C--- Use this group to create storage via GXMAKE which it is not
necessary to dump to PHI (or PHIDA) for restarts

```

```

1003 CONTINUE

```

```

GO TO 25

```

```

1002 CONTINUE

```

```

RETURN

```

```

C*****

```

```

C--- GROUP 2. Transience; time-step specification

```

```

2 CONTINUE

```

```

RETURN

```

```

C*****

```

```

C--- GROUP 3. X-direction grid specification

```

```

3 CONTINUE

```

```

RETURN

```

```

C*****
C
C--- GROUP 4. Y-direction grid specification
C
C 4 CONTINUE
C  RETURN
C*****
C
C--- GROUP 5. Z-direction grid specification
C
C 5 CONTINUE
C  RETURN
C*****
C
C--- GROUP 6. Body-fitted coordinates or grid distortion
C
C 6 CONTINUE
C  RETURN
C*****
C
C * Make changes for this group only in group 19.
C--- GROUP 7. Variables stored, solved & named
C*****
C
C--- GROUP 8. Terms (in differential equations) & devices
C
C 8 GO TO (81,82,83,84,85,86,87,88,89,810,811,812,813,814,815,816)
C  .ISC
C 81 CONTINUE
C * ----- SECTION 1 -----
C  For U1AD.LE.GRND--- phase 1 additional velocity. Index VELAD
C  RETURN
C 82 CONTINUE
C * ----- SECTION 2 -----
C  For U2AD.LE.GRND--- phase 2 additional velocity. Index VELAD
C  RETURN
C 83 CONTINUE
C * ----- SECTION 3 -----
C  For V1AD.LE.GRND--- phase 1 additional velocity. Index VELAD
C  RETURN
C 84 CONTINUE
C * ----- SECTION 4 -----
C  For V2AD.LE.GRND--- phase 2 additional velocity. Index VELAD
C  RETURN
C 85 CONTINUE
C * ----- SECTION 5 -----
C  For W1AD.LE.GRND--- phase 1 additional velocity. Index VELAD
C  RETURN
C 86 CONTINUE
C * ----- SECTION 6 -----
C  For W2AD.LE.GRND--- phase 2 additional velocity. Index VELAD
C  RETURN
C 87 CONTINUE
C * ----- SECTION 7 ----- Volumetric source for gas
C  RETURN
C 88 CONTINUE
C * ----- SECTION 8 ----- Convection fluxes
C--- Entered when UCONV =.TRUE.; block-location indices are:

```

```

        II=IY+NY*(IX-1)
        IF (MAYOR.LT.F(LOFTEM+II)) THEN
            MAYOR=F(LOFTEM+II)
        ENDIF
    ENDDO
ENDDO
MEMOR=MAYOR
DO IX=1, NX
    DO IY=1, NY
        II=IY+NY*(IX-1)
        IF (MENOR.GT.F(LOFTEM+II)) THEN
            MENOR=F(LOFTEM+II)
        ENDIF
    ENDDO
ENDDO
TMAX=MAYOR
TMIN=MENOR
WRITE (64, *) ISTEP, TMAX, TMIN
ENDIF
C * ----- TEMPERATURA MAYOR FIN
RETURN
197 CONTINUE
C * ----- SECTION 7 ---- Finish of sweep.
RETURN
198 CONTINUE
C * ----- SECTION 8 ---- Finish of time step.
C
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 20. Preliminary print-out
C
20 CONTINUE
RETURN
C*****
C--- GROUP 21. Special print-out to screen
21 CONTINUE
GO TO 25
C*****
C* Make changes to data for GROUP 22 only in GROUP 19.
C*****
C
C--- GROUP 23. Field print-out and plot control
23 CONTINUE
RETURN
C*****
C
C--- GROUP 24. Dumps for restarts
C
24 CONTINUE
END
c</pre></strong></body></html>

```