



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

**REVISIÓN CRÍTICA DEL MEZCLADO QUÍMICO Y TÉRMICO EN
DISTRIBUIDORES DE COLADA CONTINUA DE ACERO**

TESINA

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO METALÚRGICO**



PRESENTA
YAZMÍN DÍAZ PEREA
TUTOR-DIRECTOR DE TESIS
MARCO AURELIO RAMÍREZ ARGÁEZ

Ciudad Universitaria CD. MX.

AÑO 2022



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.

ÍNDICE

Capítulo 1: Planteamiento del problema	2
1.1. Objetivo:	2
Capítulo 2: Metodología	2
Capítulo 3: Fundamentos teóricos	3
Capítulo 4: Resultados y discusión	6
4.1. Revisión en el periodo 1970-1999¹	6
4.1.1. Estudios de Modelado Físico	9
4.1.2. Estudios de modelación matemática	26
4.1.3. Estudios combinados de modelación física y de modelación matemática	35
4.2. Revisión en el periodo 1999-2010⁵⁶	36
4.2.1. Aspectos relevantes del modelado físico	37
4.2.2. Aspectos relevantes del modelado matemático	39
4.2.3. Trabajo de investigación en la década 1999-2010	46
4.3. Trabajo de investigación en la última década 2010-2020⁹⁷⁾	62
4.3.1. Operaciones del distribuidor metalúrgico y su modelado matemático	63
4.3.2. Revisión del modelado multifásico de las operaciones metalúrgicas del distribuidor	67
4.3.3. Modelado de flujos y transferencia de calor en operaciones de metalurgia de un distribuidor	74
4.4. Trabajos de investigación no considerados en las revisiones	82
Capítulo 5: Conclusiones	85
Capítulo 6: Referencias bibliográficas	87

Capítulo 1: Planteamiento del problema

El distribuidor de colada continua del acero ó “tundish”, es un reactor metalúrgico que ha recibido mucha atención por parte de la comunidad científica a través de centenas de artículos de investigación a través de varias décadas en las cuales se ha consolidado la producción de acero con máquinas de colada continua por su capacidad de producir masivamente acero de elevada calidad. Destacan los estudios teóricos y experimentales sobre el control de flujo de fluidos en el distribuidor, evaluando dispositivos modificadores de flujo a través de modelado matemático y modelado físico. El mezclado químico y térmico en reactores continuos como el análisis de curvas RTD y curvas F también han sido objeto de extenso estudio. Es de interés académico e industrial revisar de manera comprensiva, exhaustiva y crítica los avances en el estudio de la fluidodinámica y fenómenos de transporte de masa y energía, específicamente sobre el mezclado químico y térmico en distribuidores de colada continua, los cuales se han reportado en diferentes fuentes bibliográficas, cuya compilación y clasificación será un aporte hacia futuras

investigaciones enfocadas en dicha temática con el propósito de entender mejor el funcionamiento del mismo y su optimización para el control térmico y químico del acero.

1.1. Objetivo:

Obtener una revisión bibliográfica profunda y critica sobre los avances más significativos en el estudio del mezclado químico y térmico en distribuidores de colada continua.

Capítulo 2: Metodología

Con la ayuda de una combinación de operadores lógicos booleanos y con sinónimos, obtuvimos una serie de conjuntos de palabras claves y conectores, de tal forma que nos permitiera obtener una búsqueda más específica y nos ayudara a filtrar de forma más rápida la búsqueda de archivos de artículos, libros y capítulos de libro asociadas a nuestra tesina. Las palabras clave usadas fueron: “continuous casting”, “tundish”, “mixing”, “Steel” y los sinónimos fueron: “colada continua”, “distribuidor”, “mezclado” y “acero”. Una vez obtenida esta serie de palabras claves, las metimos en el buscador Scopus para sacar todos los archivos que

tuvieran todos los conceptos seguidos, así como los sinónimos que habíamos obtenido. La cadena final de palabras clave y sinónimos con sus operadores booleanos fue: ***("continuous casting" OR "colada continua") AND (tundish OR distribuidor) AND (mixing OR mezclado) (steel OR acero).***

En esta primera búsqueda, el Scopus nos arrojó 138 artículos, entre los cuales empezamos a refinar más nuestra búsqueda, para esto, primero quitamos los archivos de conferencias, capítulos de libros y los que eran de baja calidad o relevancia técnica, para quedarnos solamente con los tipos de documentos clasificados como revisiones y artículos. Esto dio como resultado aproximadamente 50 archivos. Entre los 50 artículos, seleccionamos 20 archivos, que pensamos eran los que podíamos leer y revisar a detalle en las 14 semanas que teníamos programadas para tal efecto, ponderando en su selección, el número de citas que tenían y que abarcaran los máximos años posibles.

Luego proseguimos a descargar los archivos encontrados, los cuales solo encontramos 19, y ver cuáles eran los más importantes de estos, teniendo la

fortuna de contar con 3 revisiones que hablaban de los fenómenos térmicos, químicos y físicos en el distribuidor de colada continua, los cuales leí y estudié de manera profunda y a detalle, ya que estos 3 artículos nos sirvieron de base para el análisis de éste trabajo. Por otro lado, con los archivos restantes se leyeron y se hicieron resúmenes de todos estos. Finalmente, después de estudiar a profundidad las 3 revisiones encontradas en la literatura, se decidió presentar nuestro trabajo de forma cronológica.

Capítulo 3: Fundamentos teóricos

En colada continua del acero, un distribuidor tradicionalmente se refiere a un recipiente intermedio situado entre la olla y el molde, diseñado para suministrar y distribuir el acero fundido a diferentes moldes de colada continua, a una tasa casi constante. Más importante, con el énfasis continuo en la calidad superior del acero, es ahora cada vez más claro que un distribuidor de colada continua tiene una función mucho más importante como reactor continuo que la prevista originalmente. Así, en los recientes años, el distribuidor de colada continua ha evolucionado hasta convertirse en un reactor útil para el

refinado del acero líquido. De hecho, ahora tiene importantes funciones que desempeñar, además de su función tradicional como un recipiente amortiguador o distribuidor continuo de acero líquido a los moldes. Por lo tanto, un distribuidor de acero moderno está diseñado para proporcionar la máxima oportunidad de llevar a cabo diversas operaciones metalúrgicas como la separación de inclusiones, su flotación, el ajuste de la aleación de acero, la modificación de inclusiones con

calcio, el control de recalentamiento, la homogeneización térmica y de partículas. Estas operaciones unitarias han cobrado una importancia considerable debido a su relevancia actual, lo que ha llevado al desarrollo de un área separada de refinado secundario del acero, denominada "Metalurgia de los distribuidores". La **Figura 1a** proporciona un esquema de la disposición de la olla-Distribuidor-molde relevante para la colada continua del acero.

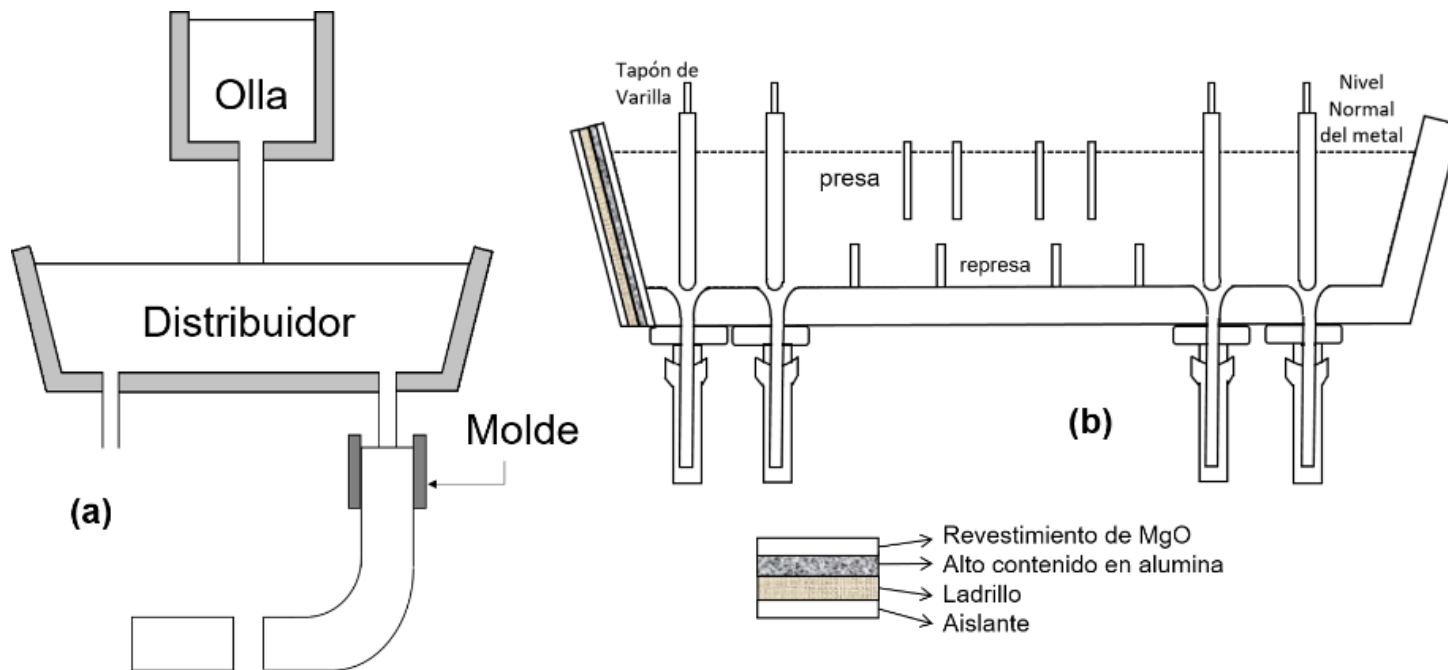


Figura 1. Esquema: (a) La máquina de colada continua completa del acero con el arreglo olla-distribuidor-molde y (b) distribuidor de la colada continua.

De manera similar, en la **Figura 1b** se muestra una ilustración más detallada de un típico distribuidor industrial de cuatro canales. Ahí, el acero fundido de la olla se introduce en el tundish que distribuye el acero líquido entre los cuatro canales de la máquina de colada continua. Excepto por un corto período de tiempo durante el cambio de olla, el distribuidor se opera a una profundidad de baño prácticamente constante, de tal manera que la cabeza ferrostática del líquido permanece dinámicamente estable, proporcionando así un flujo constante de acero fundido al molde de abajo.

Referida a la **Figura 1b**, en el proceso de transferencia del acero fundido desde la olla a los moldes, el acero líquido que pasa por el distribuidor permanece, en promedio, durante un período de tiempo que es una fracción significativa del tiempo de residencia teórico. El tiempo de residencia teórico, τ , se define como:

$$\tau = \frac{V_d}{T_d} \quad (1)$$

V_d = Volumen del Distribuidor.

T_d = Tasa del flujo volumétrico que entra (sale) del distribuidor.

Con la disponibilidad de un tiempo de residencia significativo (10 minutos más o menos para el distribuidor

de fundición industrial), el distribuidor proporciona un sitio excelente para llevar a cabo operaciones como la separación y la flotación de las inclusiones no metálicas, ajustes en la aleación, el control de la temperatura y el recalentamiento, etc. Sin embargo, la eficiencia de esas operaciones de procesamiento, que a menudo se controla por la velocidad de los procesos de transporte de calor o masa asociados, y que están intrínsecamente relacionada con la naturaleza precisa del flujo de acero dentro del distribuidor. Por consiguiente, el conocimiento detallado de los parámetros de flujo del acero fundido (es decir, la distribución espacial de los componentes de velocidad, la energía cinética de la turbulencia, etc.) en un distribuidor es un requisito previo para cualquier análisis u optimización eficaz del proceso.

Desde la introducción de la colada continua, la metalurgia de las ollas y de los distribuidores ha adquirido una gran importancia y en consecuencia se han introducido muchas innovaciones en la fabricación del acero. La transferencia de acero fundido desde una olla a un molde a través de un distribuidor, durante la colada continua, se fue transformando mediante la

introducción de puertas corredizas, cubiertas de olla, modificadores de flujo, inyección de gas, etc. Estos ayudaron a minimizar el deterioro de la calidad del acero y aseguraron una mejor colabilidad y limpieza del producto, condiciones necesarias para sostener la colada continua del acero, particularmente durante secuencias largas.

El desarrollo industrial y la demanda cada vez mayor del acero de alta calidad, dio lugar a investigaciones sobre los sistemas de distribución de colada continua. En general, se aplicó modelado físico y matemático, apoyado en ocasiones con datos de prueba de plantas a escala, y se investigaron diversos fenómenos.

Durante los últimos treinta años más o menos, el porcentaje de acero producido por colada continua ha aumentado notablemente. Asociado con este aumento de la producción, el acero ha sido sometido a un control de especificaciones más estricto (tanto en composición como en limpieza) para cumplir los diversos requisitos de un mercado desafiante.

Capítulo 4: Resultados y discusión

Como resultado de la búsqueda bibliográfica se tuvo la fortuna de encontrar 3 revisiones exhaustivas y extensas de la literatura, cuyos autores son dos de los más prestigiosos investigadores en la tecnología de la metalurgia del mundo, los profesores Guthrie y Mazumdar. Las tres revisiones corresponden a tres etapas cronológicas distintas, siendo la primera de 1970 a 1999, la segunda de 1999 a 2010 y la tercera de 2010 a 2019. Obviamente, estas revisiones sirvieron como punto de partida de la presente revisión y se decidió conservar la estructura cronológica antes mencionada, dada la calidad sobresaliente de la revisión reportada. Al final de las tres revisiones, se presenta una discusión final y se revisa de manera puntual los aspectos de mezclado químico y térmico en el tundish.

4.1. Revisión en el periodo 1970-1999¹

En las décadas de los 80 y 90 del siglo pasado se hicieron considerables esfuerzos en la academia y en la industria, a través de numerosos estudios de modelado físico y matemático reportados en la literatura, para explotar y mejorar completamente el rendimiento del

sistema de distribución de colada continua. Por conveniencia y claridad de presentación, los estudios han sido categorizados en tres grupos:

1. Estudios de Modelado Físico
2. Estudios de Modelado Matemático
3. Estudios combinados de Modelado Físico y Matemático

En cada una de estas categorías, un gran número de publicaciones consideraron varios aspectos del distribuidor metalúrgico, como son: criterio de modelado, flujo turbulento de fluidos, distribución de tiempo de residencia (RTD), transporte y separación de inclusiones, pérdida de calor y caídas de temperatura, transición de grados e intermezclado, etc. Estos trabajos permitieron mejorar considerablemente nuestra comprensión de los diversos procesos de transporte (como son, RTD, flotación de inclusiones, transporte de energía térmica, etc.) asociados con las operaciones del distribuidor. También se presentan los modelos matemáticos completos y en esos entonces permitían realizar predicciones a escala, diseños de ingeniería y

cálculos de procesos. No obstante, persistían en el año 2000 ciertas incertidumbres. Éstas se discutieron junto con sugerencias de áreas en las que era necesario seguir investigando.

Durante esas dos décadas, investigadores de todo el mundo realizaron importantes esfuerzos para explotar y mejorar plenamente el potencial del distribuidor de colada continua como recipiente para refinar el acero fundido. En consecuencia, las actividades de investigación en el área de "la metalurgia de los distribuidores" dieron lugar a un gran número de investigaciones, tanto teóricas como experimentales, que abarcan muchas facetas diversas del proceso de colado de acero fundido en los distribuidores.

El distribuidor metalúrgico, en esos años ya se estaba convirtiendo en un componente integral de la tecnología de producción de acero limpio, y las actividades de investigación con respecto a los aspectos teóricos y aplicados dieron lugar naturalmente a un gran número de publicaciones. Por ejemplo, la literatura ya tenía un libro,

monografías, reseñas y muchos artículos de investigación que trataban aspectos muy variados de "Metalurgia de distribuidores". De hecho, el volumen de la literatura sobre los distribuidores metalúrgicos es bastante grande y diverso. Resumir cada estudio requiere cubrir un área extremadamente vasta de investigación, y parecería estar fuera del alcance de esta tesina. Como se ilustra en la **Figura 2**, donde se resumen la revisión de la literatura, se clasificaron los artículos de investigación publicados en dos amplias categorías: i) Modelado Físico y Matemático y ii) Operaciones y Prácticas Industriales. Como tal, se presenta solo la revisión del trabajo de investigación en una importante, pero específica, área del distribuidor metalúrgico, que es el Modelado físico y matemático de los sistemas de distribución de colada continua.

Entonces, la primera revisión recopila los resultados de un gran número de investigaciones de esta área, y presenta una revisión completa y crítica. Adelante, se resumen estudios de laboratorios, escala piloto y modelos matemáticos del sistema de distribución de colada continua.

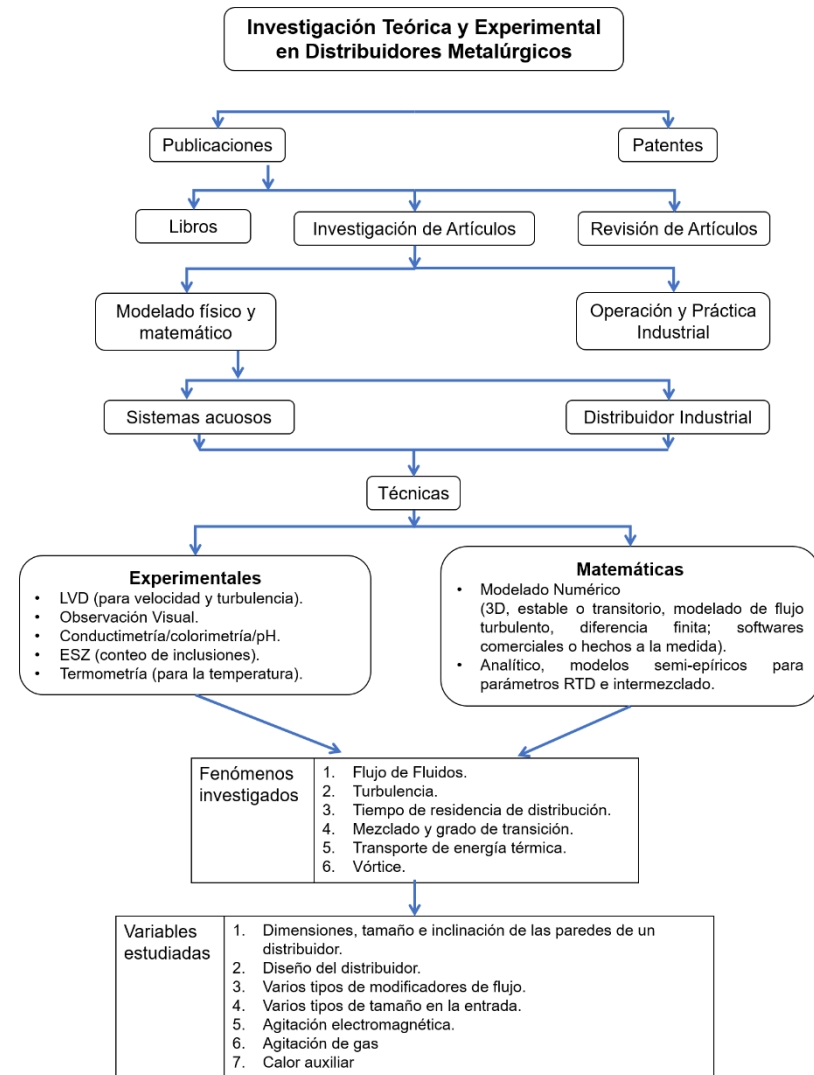


Figura 2. Resumen de la revisión de la literatura en las décadas de 1980 y 1990 ¹.

Estas investigaciones se han clasificado en tres grupos principales: i) Estudios de modelos físicos, ii) Estudios de modelos matemáticos y iii) Estudios combinados de modelos físicos y matemáticos.

4.1.1. Estudios de Modelado Físico

Como es bien sabido, las altas temperaturas, junto con la opacidad visual del acero líquido y el tamaño relativamente grande de los distribuidores industriales, hacen que estas unidades de procesamiento de acero fundido sean bastante complicadas para las mediciones experimentales directas y prácticamente imposibles para las observaciones visuales. Por lo tanto, como alternativa, se han utilizado a menudo modelos físicos transparentes a escala reducida que utilizan el agua como fluido de simulación para investigar la hidrodinámica y los procesos de transporte asociados dentro de un distribuidor de colada continua. Como se muestra en la **Tabla 1**, el agua (a 20°C) y el acero fundido (a 1600°C) tienen viscosidades cinemáticas prácticamente equivalentes, lo que hace que los modelos acuosos a escala reducida sean una herramienta excelente para investigar diversos fenómenos de

transporte (como el flujo de fluidos, el mezclado, las trayectorias de las aleaciones, la transferencia de masa sólido-líquido, etc.) en los reactores de fabricación de acero (por ejemplo, hornos, ollas, distribuidores y similares).

Tabla 1. Propiedades Físicas del agua a 20°C y del Acero a 1600°C (Reproducido desde la referencia 2)

Propiedades	Agua	Acero
Viscosidad molecular (kg/ms)	0.001	0.0064
Densidad (kg/m ³)	1000	7014
Viscosidad Cinemática (m ² /s)	10 ⁻⁶	0.913x10 ⁻⁶
Tensión superficial (J/m ²)	0.073	1.6

En las secciones siguientes se examinan los artículos reportados en esas dos décadas sobre modelado físico, bajo tres subtítulos principales: a) Consideraciones sobre la similitud y criterios de modelado, b) Rendimiento metalúrgico del distribuidor de colada continua y, por último, c) Innovación en tecnología y diseño.

a) Consideraciones sobre la similitud y criterios de modelado.

En los estudios de modelado a escala reducida de sistemas isotérmicos que no reaccionan, es necesario

que se satisfagan dos tipos de similitudes, la geométrica y la dinámica, entre el modelo y el tundish industrial de escala completa. La similitud geométrica requiere que cada dimensión del modelo guarde una relación fija con la dimensión correspondiente en la escala completa. La similitud dinámica (en la situación actual, es sinónimo de similitud cinemática) se refiere a las diversas fuerzas que actúan sobre un elemento fluido y requiere que las proporciones de las fuerzas correspondientes sean idénticas entre el modelo y los sistemas a escala completa.

En cualquier sistema de flujo (horno básico al oxígeno, olla, distribuidor, etc.) los equilibrios entre las diversas fuerzas que actúan sobre un elemento fluido pueden describirse mediante las ecuaciones de Navier-Stokes. Para los flujos monofásicos y tridimensionales en los distribuidores metalúrgicos que funcionan en condiciones de flujo laminar e isotérmico, el equilibrio del momento en un volumen elemental de acero líquido puede expresarse en notación tensorial de Einstein como:

$$\text{Donde } \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\mu \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) + \rho g_i \quad (2)$$

$u_i, \mu, p, \rho, x_i, g_i$ son la velocidad, la viscosidad, la densidad y la presión, la posición y la gravedad respectivamente, mientras que los subíndices i y j denotan las componentes del sistema de coordenadas específicas. En su correspondiente forma adimensional, la Ec. (2) puede también representarse como:

$$N_{Eu} = f(N_{Re}, N_{Fr}) \quad (3)$$

Donde N_{Re}, N_{Eu} y N_{Fr} son el número de Reynolds, de Euler y de Froude respectivamente. La ecuación (3) es clave en la similitud dinámica entre dos sistemas geoméricamente similares. Puede satisfacerse exactamente entre el modelo y los sistemas de distribuidor a escala completa siempre que el factor de escala geométrica, $\lambda (= L_{mod}/L_{f.s})$ sea la unidad. Esto significa esencialmente que las dimensiones del modelo (L_{mod}) y de los sistemas a escala completa ($L_{f.s}$) deben ser idénticas. Sin embargo, en los estudios de modelización a escala reducida ($\lambda < 1.0$), en los que se emplea el agua como fluido de simulación, es imposible respetar simultáneamente la igualdad de los requisitos de similitud de Reynolds y Froude.

Esto es así, ya que la viscosidad cinemática del agua y del acero fundido son casi idénticas. Como consecuencia de esto, la influencia de uno de los dos números (Reynolds o Froude) en el flujo del fundido debe ser ignorada. A menudo, en las operaciones turbulentas de procesamiento de metales, como las de los distribuidores, la transferencia de momento por medio de las fuerzas viscosas se ha considerado de importancia secundaria.

La ecuación para el balance de momento, equivalente a la Ec. 2 se escribe así para las condiciones de flujo turbulento:

$$\frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\mu_{eff} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) + \rho g_i \quad (4)$$

Donde μ_{eff} es la viscosidad efectiva que es igual a la suma de la viscosidad molecular (μ) y la viscosidad turbulenta (μ_t). Mientras que en forma adimensional es:

$$N_{Eu} = f(N_{Re,t}, N_{Fr}) \quad (5)$$

Donde $N_{Re,t}$ es el número turbulento de Reynolds. Este representa una relación entre las fuerzas de inercia y de viscosidad en un flujo turbulento. El trabajo

computacional de Sahai y Burval ³⁾ y el trabajo experimental de Singh y Korla ^{4,5)}, parecen indicar que bajo condiciones de flujo turbulento, la magnitud del número de Reynolds, $N_{Re,t}$, en diferentes distribuidores, independientemente de su geometría y dimensiones, se espera que sea muy similar.

Entonces, para los distribuidores que siguen esta dinámica similar entre el modelo y el sistema de distribuidores y que operan en flujo turbulento, la similitud dinámica puede ser expresada como:

$$N_{Fr,mod} = N_{Fr,f.s} \quad (6)$$

De tal manera que la similitud dinámica entre el modelo del distribuidor y de su escala completa puede respetarse manteniendo la equivalencia entre ellos con el número de Froude.

Para que el Froude sea similar entre el modelo y el sistema del distribuidor de la escala completa, se requiere que la relación entre el flujo de entrada del agua (Q_{mod}) esté relacionada con la tasa de entrada de acero fundido ($Q_{f.s}$) en el sistema a escala completa se establezca de acuerdo a:

$$Q_{mod} = Q_{f,s} \lambda^{5/2} \quad (7)$$

Debido a esto, se han realizado muchos estudios de modelado físico, donde se aplican criterios de Froude donde se mantiene una similitud dinámica entre 2 sistemas de distribuidores geoméricamente similares, pero de diferente tamaño.

Esto se muestra en la **Tabla 2**, en la cual se muestran características de muchos estudios de modelos físicos reportados en la literatura que han sido resumidos. En la **Tabla 2** vemos que se han realizado numerosas investigaciones experimentales en distribuidores de dimensiones y escalas muy variadas, adoptando un criterio de Froude aplicando la Ec. 7.

En otras, se aplica un criterio combinado de modelado Weber junto con el Froude donde no se incorpora ninguna dependencia del flujo con respecto a las fuerzas de tensión superficial como se muestra en las ecuaciones 2 y 4.

Por último, se muestran estudios donde se utilizaron modelos acuosos donde es posible respetar

simultáneamente las similitudes de Froude y Reynolds. Cabe mencionar que Nakajima y sus colaboradores ¹¹⁾, basándose en sus extensos ensayos experimentales, han demostrado que un modelo de agua a escala completa ($\lambda=1,0$) produce resultados prácticamente equivalentes a los derivados de un modelo de agua a escala reducida ($\lambda=0,19$) de un distribuidor industrial. Sus observaciones, como se ilustra en la **Figura 3**, muestran que la proporción removidas/introducidas de esferas de vidrio huecas flotadas y arrastradas (que simulan inclusiones no metálicas en el acero), en los modelos de agua a escala completa y a escala reducida de los distribuidores, pueden ser correlacionados efectivamente a través del factor de escala geométrica, λ .

Como consecuencia de esos resultados, cabe esperar que el modelo del distribuidor reducido sobre la base de las similitudes geométricas y dinámicas, simule con bastante precisión los fenómenos de flujo del correspondiente sistema a escala completa.

Tabla 2. Detalles de varias investigaciones de modelado físico reportados en la literatura.

Sl. no	Investigador	Características del modelo del Distribuidor				Criterios similares	Técnicas de Medición	
		Dimensiones (LxWxH), m	N° De canales	Escala Factor	Medidas del Distribuidor		RTD	Otras
1	Govindarajan et al. ⁶	3.415x0.38x 0.288	Seis	0.6	Rectangular con pared inclinada.	Froude + Weber	-----	-----
2	Collur et al. ⁷	2.25x0.86x 0.40 altura variable	Uno	1	Rectangular con pared inclinada; fondo curvado.	Froude + Reynolds	Espectrofotometría.	Flotación de inclusión: COULTER Multisizer Ile.
3	Sahai y Ahuja. ⁸	1.32x0.305x 0.27	Dos	0.33	Rectangular con pared inclinada.	Froude	Espectrofotometría.	-----
4	Singh y Korla. ^{4,5}	1.0x0.310x 0.37; ancho y altura variables	Uno	0.28	Rectangular con y sin pared inclinada.	Froude	Conductimetría.	Patrón de flujo: Movimiento del colorante mediante grabación de vídeo.
5	Xintian et al. ⁹	0.815x0.23x 3.000 (largo y ancho en la base del recipiente)	Uno	0.33	Rectangular con pared inclinada.	Froude	Conductimetría.	Filtración de acero en un distribuidor de función actual.
6	Kemeny et al. ²	6.768x0.65x 0.750	Dos	1	Rectangular con pared inclinada.	Reynolds + Froude	Espectrofotometría.	Patrón de flujo: a través de movimiento del colorante.
7	Godiwala et al. ¹⁰	1.50x0.20x 0.30	dos, tres y cuatro	-----	Rectangular con pared inclinada.	-----	-----	-----
8	Nakajima et al. ¹¹	4.14x0.85x 0.75 y 0.78x 0.167x0.14	Dos	1 y 0.19	Rectangular con pared lateral inclinada.	Reynolds + Froude	-----	Flotación de inclusiones a través del método en línea ESZ.
9	Martinez et al. ¹²	1.32x0.3x 0.28	Dos	0.33	Rectangular con pared inclinada.	Froude	Colorimetría	Flotación de inclusiones por método de densidad.
10	Chiang. ¹³	2.08(L) y 0.4699(H); W no es mencionado	Uno	0.5	Sección transversal rectangular con pared inclinada.	Froude	Colorimetría.	-----
11	Mazumdar et al. ^{14,15}	1.2(L)x0.14(H);1.76(L)x 0.24(H); W no mencionado	dos, cinco y seis	0.15 y 0.33	Rectangular con pared inclinada, con forma	Froude	Conductimetría.	Patrón de flujo: a través de movimiento del colorante.

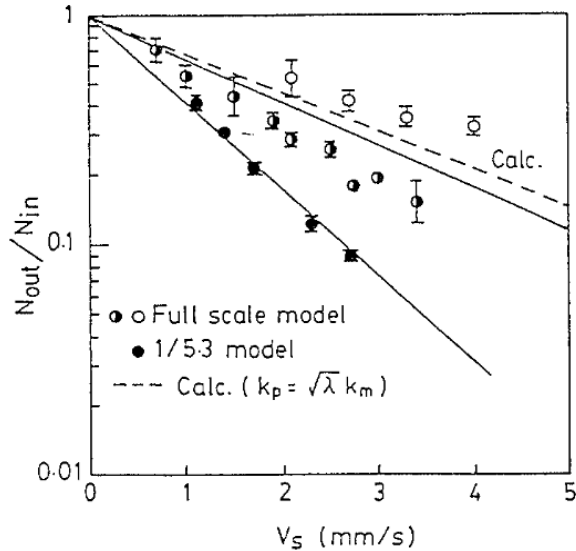


Figura 3. Razón de separación de esferas huecas de vidrio en función de la velocidad de Stokes en dos tamaños de modelos acuosos ($\lambda = 1$ y $\lambda = 0.19$) de distribuidores de dos canales ¹¹.

En la **Figura 4** se presentan más pruebas de la correspondencia entre un modelo y un distribuidor a escala completa, en las que se comparan directamente las respectivas curvas RTD adimensionales. Esas pruebas en la bibliografía demuestran que el Froude es un criterio de similitud dinámica, totalmente apropiado para las simulaciones de flujo isotérmico de los sistemas de distribuidor de colada continua.

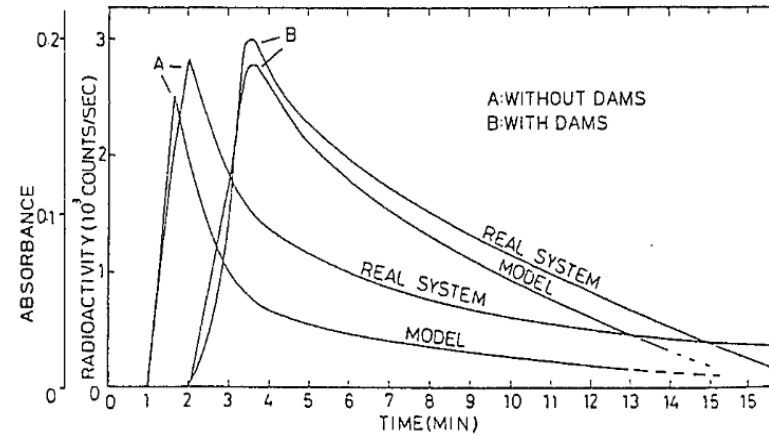


Figura 4. Curva de distribución de tiempos de residencia (curvas C) medidos experimentalmente en modelo acuoso de un tundish a escala reducida y prototipo a escala completa (alta temperatura) con y sin modificadores de flujo¹².

En la literatura, la similitud basada en Froude para investigar el flujo de metal fundido en los distribuidores fue puesta en duda por Sahai y Burval en una de sus publicaciones³. Los autores, basándose en sus resultados experimentales y computacionales, sostuvieron que el modelado isotérmico con agua de flujo (en general turbulento) en un distribuidor, sólo es necesario mantener la similitud geométrica, ya que el modelo puede funcionar a cualquier flujo. Sin embargo, de acuerdo a la literatura consultada, la profundidad de líquido dentro del modelo del distribuidor

debe corresponder geométricamente al distribuidor de escala completa para que sea una representación fiel del otro. Esta profundidad de equilibrio del líquido en un distribuidor depende de los flujos de entrada y salida por lo que se relaciona unívocamente con el flujo de entrada del líquido. Por lo tanto, es difícil de entender como un modelo de distribuidor puede funcionar a cualquier flujo y ser al mismo tiempo geométricamente similar a escala completa.

En un estudio posterior, Mazumdar y colaboradores¹⁴ demostraron que la profundidad del líquido en el modelo y en los distribuidores a escala completa sólo se corresponderá de tal manera que se mantenga la similitud geométrica completa entre ambos. En resumen, el trabajo de Nakajima y sus colaboradores¹¹, Martínez y colaboradores¹², así como otros numerosos investigadores se resumen en la **Tabla 2**, indican que los estudios de modelos a escala reducida que incorporan el criterio de modelado de Froude, son suficientemente efectivos para simular los fenómenos de flujo isotérmico en sistemas de distribución de colada continua.

Para la cuestión de los sistemas no isotérmicos, Damle y Sahai¹⁶ hicieron análisis dimensional de las ecuaciones

que rigen el flujo de fluidos y el transporte de energía térmica y demostraron la similitud entre las condiciones térmicas y de flujo no isotérmico, y en estas condiciones los distribuidores son gobernados por 3 números tridimensionales: $\rho U L_c / \mu_{eff}$, $\beta T_o L_c g / U_{in}^2$ y $k_{eff} / \rho_{eff} C_p U_{in} L_c$, donde U_{in} , β , g , ρ , μ , C_p , k y L_c son la velocidad de entrada, coeficiente de expansión térmica, constante gravitatoria, viscosidad, calor específico, conductividad térmica y longitud característica respectivamente, mientras que el subíndice *eff* denota la propiedad efectiva. Se argumentó que, bajo flujo turbulento, los números de Reynolds de Prandtl son muy similares en diferentes sistemas de tundish. En consecuencia, mantener $\beta T_o L_c g / U_{in}^2$ idéntico entre el modelo y el sistema de escala completa, produce una dinámica de fluidos similar entre los dos sistemas, que puede ser logrado en condiciones no isotérmicas. Además, es importante mencionar que el número adimensional $\beta T_o L_c g / U_{in}^2$, representa la relación de la flotabilidad térmica con fuerzas de inercia y por lo tanto es fundamentalmente similar al número de Froude, definido anteriormente, para los flujos isotérmicos.

b) Desempeño metalúrgico de los sistemas de distribución de colada continua

Entre las más importantes funciones del distribuidor se tienen: i) conducir acero líquido desde la olla hasta los canales, ii) actuar como depósito de acero durante los cambios de olla para que la fundición pueda continuar, y iii) remover por flotación a las inclusiones no metálicas. Para las inclusiones metálicas se han reportado varios estudios de modelado físico y matemático en la literatura. Sin embargo, no se pueden calcular la cinética de remoción de inclusiones con precisión debido a las grandes diferencias entre los modelos y los distribuidores de escala completa, además de las complejas reacciones físico-químicas que se producen en la práctica. De esos estudios de modelización física y matemática puede deducirse, información útil y cualitativa, fundamental para el funcionamiento del distribuidor.

Para cuantificar el rendimiento del proceso metalúrgico, es decir, la capacidad de un determinado diseño de distribuidor para flotar y separar las inclusiones no metálicas, los investigadores han aplicado comúnmente dos enfoques experimentales diferentes. Entre ellos

figuran i) la medición de las distribuciones del tiempo de residencia (RTD), y ii) la medición directa de la separación de las inclusiones mediante simulación física acuosa.

El tiempo de residencia del fluido dentro de un reactor se define como el tiempo que un solo elemento de fluido pasa en el recipiente del reactor. En la **Tabla 2**, se muestran características de los RTD que se han medido experimentalmente en numerosas investigaciones utilizando diversas técnicas de medición, estas incluyen, colorimetría, conductimetría y espectrofotometría. Típicamente, un trazador se inyecta de manera finita o continua en la corriente que viene de la olla al tiempo $t=0$ y la concentración del trazador se monitorea a la salida de manera dinámica con una de las técnicas señaladas anteriormente.

A partir de estas mediciones, se puede obtener la variación de las concentraciones de salida en función del tiempo. Las concentraciones típicas en función del tiempo, comúnmente conocida como la curva C, se muestra esquemáticamente en la **Figura 5**.

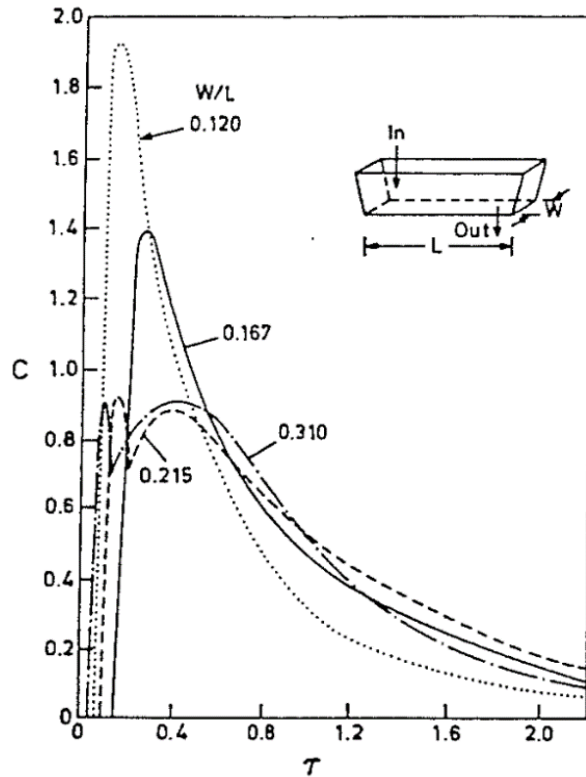


Figura 5. Curvas C medidas experimentalmente en un modelo físico de agua de un tundish de un solo hilo con varios valores del ancho adimensional del distribuidor¹⁸.

En cuanto a la forma de las curvas C en los sistemas del distribuidor, éstas están asociadas a uno o dos picos, dependiendo de la anchura adimensional de un distribuidor determinado ($= W/L$). Como se muestra en la **Figura 5**, es probable que los distribuidores estrechos

muestren dos picos en lugar de un pico en los distribuidores más anchos, lo que está estrechamente relacionado con la naturaleza del movimiento de los fluidos en los distribuidores.

Así, se comprobó que parámetros como la capa de escoria, la distancia de la buza de la cuchara a la boquilla del distribuidor y sus ubicaciones simétricas y asimétricas, las paredes inclinadas o perpendiculares, los mecanismos de control de la velocidad de flujo (boquilla o barra tapón), la altura del baño y la profundidad de inmersión de la buza de la cuchara, no tenían prácticamente ninguna influencia en la forma de las curvas de RDT.

Los parámetros importantes de las curvas RDT, son el tiempo mínimo de ruptura, θ_{min} , el tiempo para alcanzar la concentración y el tiempo medio de residencia (t^* o e^*), y que pueden ser fácilmente estimados e incorporados en un modelo de flujo apropiado para estimar las proporciones de volumen muerto (V_{dv}), volumen pistón (V_{pv}) y flujo bien mezclado (V_{mv}) en el volumen de un distribuidor determinado.

Kemeny y colaboradores²⁾ aplicaron un modelo mixto para analizar sus datos experimentales de distribución de tiempo de residencia. En este, los diversos volúmenes fraccionarios se correlacionan con los parámetros de RTD como:

$$V_{dv} = 1. - \theta_{av} \quad (8)$$

$$V_{pv} = \theta_{min} = \theta_{peak} \quad (9)$$

$$V_{mv} = \frac{1}{C_{peak}} \quad (10)$$

Además, las tres fracciones de volumen calculadas, al sumarse deben de dar la unidad:

$$V_{dv} + V_{pv} + V_{mv} = 1 \quad (11)$$

Un estudio posterior realizado por Ahuja y Sahai⁸, de acuerdo a sus observaciones de sus experimentos, cuestionaron la idoneidad del modelo de flujo mixto y sugirieron que no es realmente aplicable es los sistemas de distribución dado que: (i) Una considerable difusión axial, o longitudinal, está presente en los sistemas del distribuidor. Por lo que, el tiempo mínimo de ruptura y el

tiempo en el que se alcanza la concentración máxima no son iguales, es decir, $\theta_{min} \neq \theta_{peak}$ y (ii) las tres fracciones de volumen calculadas utilizando las Ec. (8) a (10) no suman la unidad como lo sugiere la Ec. (11).

Así que, propusieron un nuevo modelo de flujo mixto, “modelo modificado mixto” el cual proponía que el volumen del distribuidor estaba dividido en tres partes, volumen muerto, volumen de pistón disperso y volumen bien mezclado. Estas fracciones de volumen son calculadas a partir de curvas C como:

$$V_{dv} = 1. - \theta_{av} \quad (12)$$

$$V_{dpv} = \frac{(\theta_{min} + \theta_{peak})}{2} \quad (12)$$

$$V_{mv} = 1. - V_{dv} - V_{dpv} \quad (13)$$

En varios estudios posteriores, el modelo modificado mixto fue usado por varios investigadores para caracterizar el flujo en los sistemas de distribución en la colada continua. En las **Figuras 6a** y **6b** se muestran las curvas C teóricas asociadas al modelo mixto y al modelo mixto modificado.

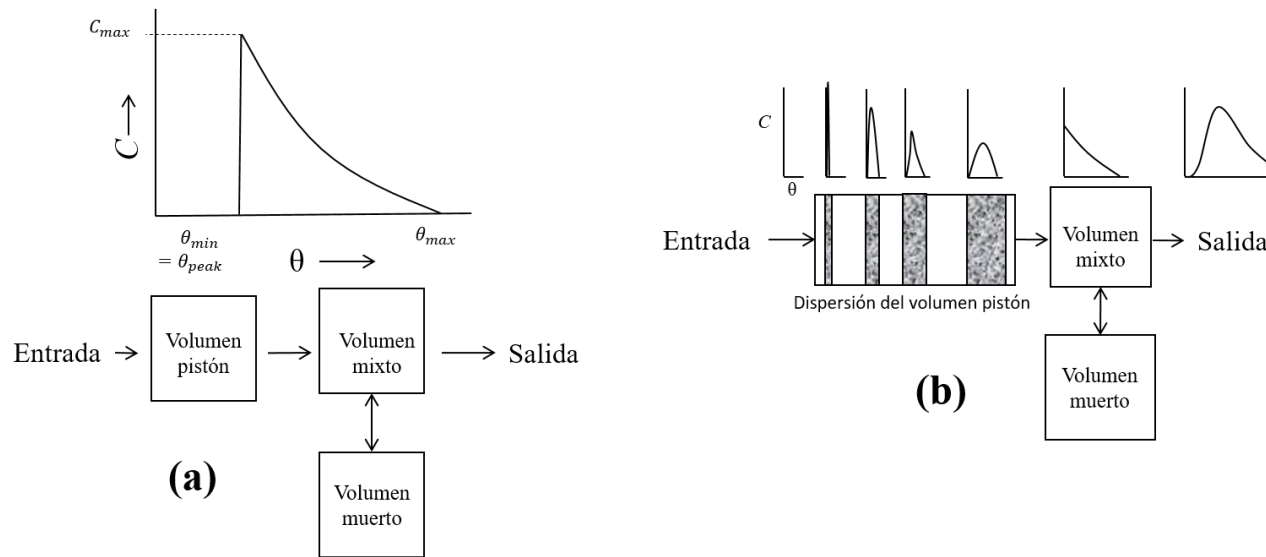


Figura 6. Representaciones esquemáticas de los modelos de flujo y sus curvas C teóricas (obtenidas de la referencia 8) asociadas para **(a)** modelo de flujo mixto y **(b)** modelo de flujo mixto modificado.

El cálculo del volumen muerto, definido como el volumen que se mantiene en el distribuidor más de dos veces el tiempo de residencia promedio, a partir de curvas C experimentales, ha sido clave para la estimación de varias fracciones de volumen en un distribuidor, el cual, ha sido revisado por Sahai y Emi¹⁷, donde expresaban que la región “muerta” de un distribuidor, no suelen estar estancadas, sino que tenían un movimiento muy lento. Debido a esta situación, Sahai y Emi demostraron que la expresión correcta para la eliminación fraccional de

volumen muerto es:

$$V_{dv} = 1 - \frac{Q_a}{Q} \theta_{av} \quad (14)$$

En esta última ecuación, la tasa de flujo fraccionado del volumen a través de la región activa es igual al área debajo de la curva. Si Q_a/Q es igual a la unidad, las ecuaciones 12 y 15 se vuelven análogas, siempre y cuando la región muerta del distribuidor esté estancada. De acuerdo a la literatura, numerosos estudios de RTD

en diferentes distribuidores la relación $Q_a/Q = 1$. La relación Q_a/Q puede tener un valor mucho menor a la unidad, pero esto es probable que conduzca a errores significativos en el cálculo del volumen muerto y a las fracciones de volumen asociadas, como habían demostrado Sahai y Emi.

La eliminación y separación de inclusiones no metálicas en los distribuidores ha generado un gran número de investigaciones de modelado físico, mediante la identificación de RTD específicas en los sistemas de distribución. Es por eso que Ahuja y Sahai⁸ postularon que para lograr una máxima relación de separación de inclusiones en un distribuidor es necesario asegurar:

- 1) La distribución con dispersión mínima de los tiempos de residencia
- 2) Mínimo de volumen muerto.
- 3) Una relación grande del volumen pistón entre volumen muerto, y una relación relativamente grande entre volumen pistón y volumen mezclado.
- 4) Flujo dirigido hacia la superficie.
- 5) El uso de una capa de escoria inactiva.
- 6) Las regiones de mezclado contenidas.

Muchos estudios han demostrado que el diseño básico del distribuidor, parámetros de funcionamiento, así como varios modificadores de flujo, influyen en los valores RTD en los distribuidores y, por lo tanto, ejercen una influencia considerable sobre la eficiencia de la separación de inclusiones.

Las distribuciones de tiempo de residencia, dependen en gran medida de la geometría básica y las dimensiones físicas del distribuidor. Según Singh y Korla¹⁸, el ancho del distribuidor, la profundidad del líquido en el distribuidor, y la distancia entre la entrada y la salida, influyen más en los valores RTD medidos. Por lo tanto, se espera que el rendimiento de cualquier distribuidor, sea sensible a la elección de tales variables operativas.

Esto se ilustra en la **Tabla 3**, en la cual se han resumido los tiempos de residencia medidos en un modelo de distribuidor de agua de un solo canal para diferentes valores de ancho de distribuidor adimensional, profundidad de baño adimensional y distancias adimensionales de entrada y salida. De las tres dimensiones de los distribuidores mencionados anteriormente, es la distancia de entrada y salida la que más influye en los parámetros de RTD. Además de lo

anterior, se encontró que el método de vertido en un determinado diseño de distribuidor, también tiene una influencia considerable en las distribuciones de tiempo de residencia. Por ejemplo, la extensión del cortocircuito, el nivel de turbulencia dentro del distribuidor, las proporciones de varios volúmenes de fluido, etc., dependen considerablemente del método de vertido. También se demostró experimentalmente por Koría y Sing¹⁹ que los modificadores de flujo probablemente influyan en la RTD de manera diferente, bajo diferentes métodos de vertido.

Tabla 3. Influencia del ancho, altura del baño y la distancia entre la entrada y salida de los parámetros de Distribución de Tiempo de Residencia en un modelo de agua de un solo canal en un distribuidor de colada.

Sl. No.	Dimensiones de Distribuidor			Parámetros de Distribución del Tiempo de Residencia (s)		
	Ancho	Alto	Distancia entrada-salida	t_{min}	t_{peak}	t_{av}
1	310	180	780	32	209	310
2	310	260	780	31	262	444
3	310	340	780	35	253	618
4	310	260	680	23	234	419
5	310	260	880	43	256	457
6	150	180	780	36	72	150
7	150	260	780	44	79	216

8	150	340	780	44	101	283
9	150	260	680	27	78	208
10	150	260	880	62	103	230
11	120	120	780	21	40	75
12	120	180	780	25	51	112
13	120	260	780	30	45	175
14	72	260	680	8	16	94
15	72	260	780	12	20	100
16	72	260	880	24	33	104

El papel de la inyección de gas en los distribuidores junto con los modificadores de flujo ha sido ampliamente estudiado por muchos investigadores. Los ensayos con modelos de agua, así como a escala piloto, han indicado que el burbujeo de gas inerte puede reducir la extensión de los volúmenes muertos en los distribuidores y, por lo tanto, mejorar la eficiencia de separación de las inclusiones. Estos estudios también han indicado que la mejora del rendimiento de los distribuidores depende de la ubicación adecuada de los inyectores de gas, su número y las tasas de flujo de gas aplicadas. Con base en a sus propios experimentos y en la literatura. Singh y Koría^{5,18} desarrollaron varias relaciones empíricas para correlacionar los parámetros de las RTD con las condiciones de operación. Sus

estudios muestran que θ_{\min} y θ_{peak} son ligeramente independientes del número de Froude de la boquilla, θ_{av} es independiente del número de Froude de la boquilla. Por otro lado, Burval y Sahai³ también informaron en sus estudios hallazgos similares y concluyeron que el tiempo medio de residencia en el sistema de reparto es independiente del número de Froude. Esas observaciones son difíciles de racionalizar, ya que se sabe que los fenómenos de flujo en los distribuidores están dominados esencialmente por Froude.

Dentro de la literatura también existen otras contradicciones sobre la influencia de la tasa de rendimiento en la RTD. Por ejemplo, Collur y colaboradores⁷ han informado de que un aumento notable del tiempo mínimo de residencia, t_{\min} , junto con una mejor separación de inclusiones, puede lograrse disminuyendo la tasa de rendimiento en cualquier distribuidor determinado. En cambio, Chiang¹³, basándose en sus resultados experimentales, sugirió todo lo contrario. Análogamente, mientras que Collur⁷ y otros descubrieron que el tiempo mínimo de residencia puede aumentarse aumentando la profundidad del baño del distribuidor, la labor de Singh y Korla¹⁸ indica que el

tiempo mínimo de residencia es inversamente proporcional a la profundidad del baño. Esto puede deberse a que los investigadores no suelen informar sobre los procedimientos y condiciones experimentales de manera detallada. Por lo tanto, se hace prácticamente imposible comparar los resultados de un estudio de modelo físico con los de otro.

La mayoría de los estudios mostrados en la **Tabla 2**, se referían principalmente a sistemas de distribuidor de un solo canal y de dos canales simétricas. Sin embargo, hay distribuidores de varios canales, tanto simétricos como asimétricos, los cuales se ha investigado poco. Si bien los requisitos para la flotación de inclusiones, etc. en esos sistemas siguen siendo esencialmente los mismos que los de los sistemas de distribución de un solo canal (es decir, el volumen muerto, flujo dirigido a la superficie, región contenida de turbulencia, etc.), la similitud (tanto térmica como de materia) entre los canales es una cuestión de interés práctico, ya que la uniformidad de la calidad del producto sólo puede mantenerse manteniendo la similitud de los canales. Con este fin, los estudios de modelos físicos de Martínez y Solís²⁰, así

como de Mazumdar¹⁵ y otros han indicado que las considerables variaciones de los canales son típicas de tales sistemas y están fuertemente influenciadas por la geometría del distribuidor y las condiciones de funcionamiento. Estos estudios, han indicado además que la disimilitud de los canales puede reducirse y controlarse eficazmente incorporando modificadores de flujo apropiados dentro de un diseño de distribuidor determinado. Esto se ilustra en la **Figura 7**, en la que la mejora de la similitud de los canales en un distribuidor de cinco canales, a través de la colocación de un conjunto de presas adecuadamente diseñadas, es evidente.

En los estudios de modelos físicos de los distribuidores de múltiples canales o hilos, los datos experimentales sobre la RDT se medían y notificaban típicamente sólo para los canales individuales. Por ello, muchos factores no podían estimarse en los distribuidores de múltiples canales como las proporciones de los diversos volúmenes de flujo (por ejemplo, flujo muerto, flujo tapón, flujo bien mezclado, etc. Que se dedujeron para los distribuidores de un hilo). Además, el tiempo mínimo de penetración, o el momento en que se alcanza la

concentración máxima para la boquilla de salida más exterior, puede a veces ser mayor o cercano al doble del tiempo de residencia teórico. Como consecuencia de estas consideraciones, se requieren procedimientos modificados para evaluar el conjunto de curvas C, y por lo tanto los parámetros de rendimiento, para un sistema de distribuidor de varios canales. Consideremos, por lo tanto, un distribuidor de múltiples canales, que tiene N canales, operando a una altura de líquido constante, de tal manera que la tasa de flujo volumétrico Q a través de los canales individuales es idéntica. La cantidad de trazador inyectado, Δm_i , que fluye en un período de tiempo Δt a través de cualquiera de los N canales es:

$$\Delta m_i = C_i(t)Q\Delta t \quad (15)$$

De manera similar, la fracción correspondiente al material que fluye a través de la salida "i" en el mismo período está representada por:

$$\frac{\Delta m_i}{M} = E_i(t)\Delta t \quad (16)$$

O en forma diferencial:

$$\frac{dm_i}{M} = E_i(t)dt \quad (17)$$

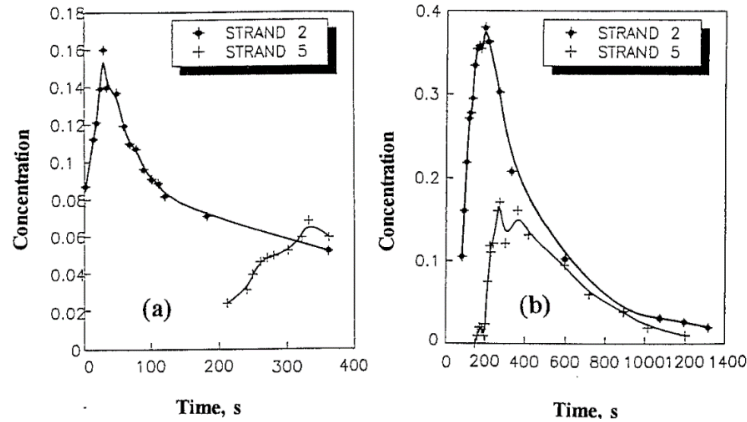


Figura 7. Gráfica de concentración en función del tiempo en un distribuidor de 5 hilos que ilustra la influencia de los modificadores de flujo sobre el grado de disimilar del número de hilos (a) antes de la aplicación de los modificadores de flujo y (b) después de aplicar modificadores de flujo (strand #2 más cercano de la corriente de acero y strand #5 más alejado).

Varios investigadores también han realizado mediciones directas de la separación de las partículas flotantes hidrófilas e hidrofóbicas en sistemas de distribuidores acuosos para identificar las condiciones de flujo de fluidos esenciales para la flotación de inclusiones no metálicas en sistemas de distribuidores de colada continua. En estos estudios, se introdujeron esferas de vidrio huecas (simulando inclusiones no metálicas en

fundiciones de acero). Aunque no es evidente que las relaciones de separación medidas de los sistemas acuosos se puedan comparar con el sistema de escala completa sobre una base de uno a uno, sin embargo, tales estudios pueden proporcionar una visión útil de la cinética de la flotación y separación de inclusiones en los sistemas de colada continua.

Nakajima y colaboradores¹¹ en dos modelos de agua de tamaño diferente han confirmado que cualquier aumento en la proporción del volumen de flujo tapón es probable que lleve a un aumento de la eficiencia de separación de las inclusiones. Análogamente, los ensayos experimentales de Martínez y colaboradores¹² en dos distribuidores de forma diferente, operados con y sin modificadores de flujo, han demostrado que cualquier aumento del valor de θ_{peak} , el momento en que se alcanza la concentración máxima, conduce a un aumento notable de la eficiencia de separación (~80 μm diámetro) de inclusiones. Estas observaciones, que se ilustran respectivamente en las **Figuras 8a** y **8b**, también parecen indicar que la eliminación de las inclusiones de tamaño relativamente mayor de los sistemas de distribuidores de colada continua puede evaluarse

cuantitativamente a partir de las curvas RTD correspondientes. A este respecto, es instructivo observar que las pruebas a escala de planta en los sistemas de distribuidores industriales también han confirmado que la mayor eficiencia de separación de las inclusiones no metálicas, como Al_2O_3 , SiO_2 , etc. ($\sim 50\mu\text{m}$ de diámetro) puede lograrse aumentando las proporciones relativas de los volúmenes de flujo tapón, mediante la colocación de modificadores de flujo adecuadamente diseñados (por ejemplo, una represa) en el distribuidor.

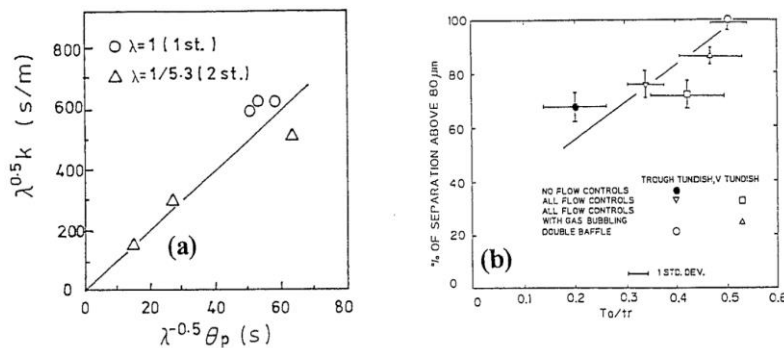


Figura 8. Separación de inclusiones (micro esferas de vidrio huecas) y su relación con los parámetros de las curvas de distribución de tiempos de residencia (a) la variación de la constante de rapidez de separación con la fracción de flujo pistón y (b) la variación de la constante de rapidez de separación como función de θ_{peak} ¹².

c) Tecnología y diseño innovador

Gracias a los modelos de agua a escala se han diseñado e innovado mejoras asociadas a los distribuidores de la industria siderúrgica, entre estos se destacan los diseños operativos apropiados de las almohadillas de vertido, que inhiben la turbulencia, también llamados “inhibidores de turbulencia”. La turbulencia en un distribuidor, si no está bien contenida, puede ser perjudicial para la capacidad de eliminación de las inclusiones de los sistemas de distribución de colada continua. Al reducir la turbulencia en el distribuidor, las condiciones más cercanas a la laminar se puede lograr un flujo más terso, permitiendo una mayor separación de inclusiones. La **Figura 9** proporciona una descripción directa de la comparación de la forma de dos configuraciones diferentes de distribuidores en términos de sus respectivos RTD, operados con, y sin, una almohadilla para inhibir la turbulencia. Allí, se observa claramente que la almohadilla aumenta el valor de concentración máxima. Esto, a su vez, es probable que disminuya las proporciones de volumen bien mezclado en el sistema, mejorando así la eficiencia de la separación de inclusiones, como se ha observado experimentalmente

por Crowley y Lawson²¹. También basándose en esos mismos estudios, se observa que el diseño apropiado de almohadillas para el vertido en los distribuidores mejora la limpieza del acero. La presencia del vórtice también ha sido estudiada, ya que estos vórtices pueden atrapar escoria del tundish al molde y por eso debe evitarse y en este sentido se han desarrollado eliminadores de vórtices.

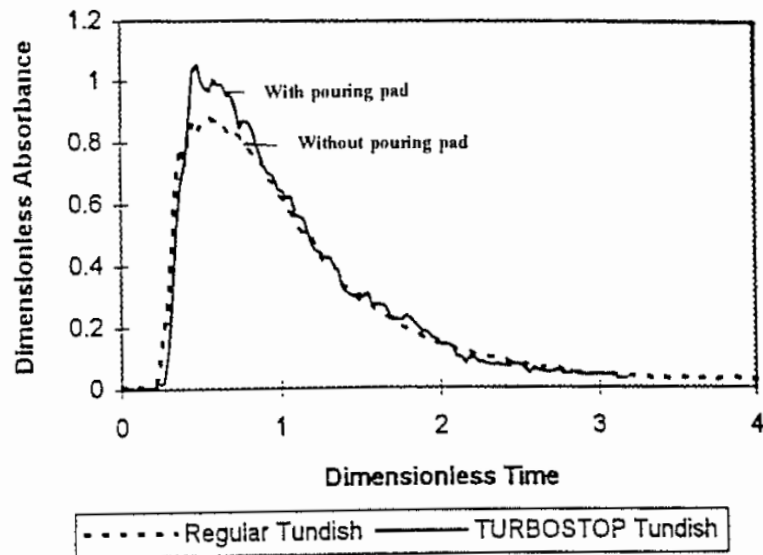


Figura 9. La influencia de usar un inhibido de turbulencia en la corriente de acero sobre el pico de concentración²¹.

4.1.2. Estudios de modelación matemática

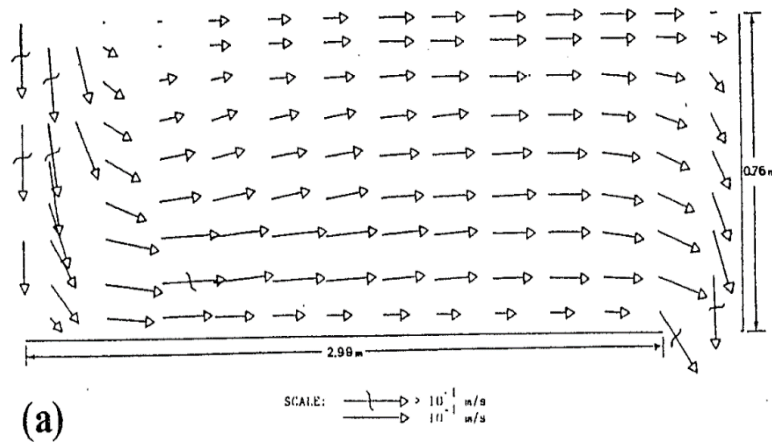
Las condiciones de operación de las plantas siderúrgicas prevalecen altas temperatura y opacidad que impiden un estudio experimental. En consecuencia, el modelado matemático ha sido una alternativa para investigar la hidrodinámica y la transferencia de calor y de masa asociados a los fenómenos presentes en los sistemas de distribución de colada continua. Extensa modelación matemática se ha hecho en varios aspectos de la metalurgia del tundish como hidrodinámica, distribuciones de tiempos de residencia, remoción de inclusiones, transporte de energía, agitación electromagnética, fenómenos de turbulencia, etc.

Por ello, los estudios de modelo matemático se dividen principalmente en tres principales áreas:

- a) Flujo de fluidos y distribución de tiempos de residencia
- b) Transporte y separación de inclusiones
- c) Transporte de energía térmica

a) Flujo de fluidos y distribución de Tiempo de residencia

Debroy y Sychterz²² fueron pioneros en llevar a cabo simulaciones numéricas de flujo de fluidos en un distribuidor de dos hilos simétrico donde los fenómenos modelados fueron en estado estable, en 2D y en régimen de flujo turbulento, donde se ignoraba la variación del flujo a lo largo del ancho del distribuidor (**Figura 10**) comparando con modelos tridimensionales, donde se puede observar patrones de flujo diferentes en la vertical



central en el sistema del distribuidor de manera simétrica en los canales en comparación con el modelo tridimensional de He y Sahai²³, no se muestra el arrastre del chorro del líquido entrante (**Figura 10a**). Entonces esta **Figura 10** junto con otras disponibles en la literatura, indican que los fenómenos de flujo de fluidos en los distribuidores de colada continua son tridimensionales, por lo que el modelo de flujo turbulento bidimensional no es adecuado para describir el flujo típico en los distribuidores.

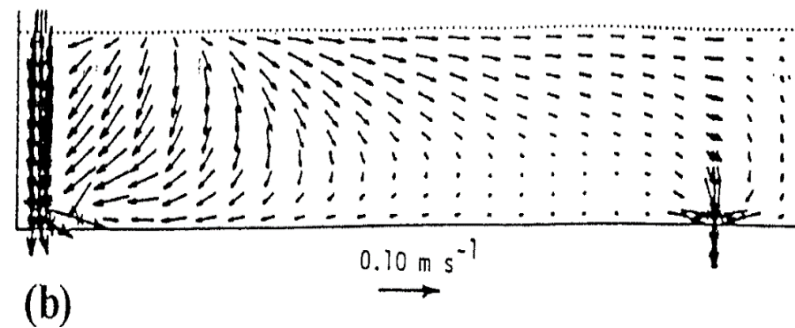


Figura 10. Comparación de los patrones de flujo predichos en el plano vertical central de un distribuidor de dos hilos simétrico calculados (a) en 2D (b) en 3D con régimen de flujo turbulento. (a) Debroy and Sychterz²² (b) He y Sahai²³.

Los modelos tridimensionales de flujo turbulento (estable o inestable) han sido una base para el estudio del flujo de fluidos en los sistemas de distribución de colada continua, así como también el proceso de los fenómenos de transporte asociados, como se muestra en la **Figura 11**.

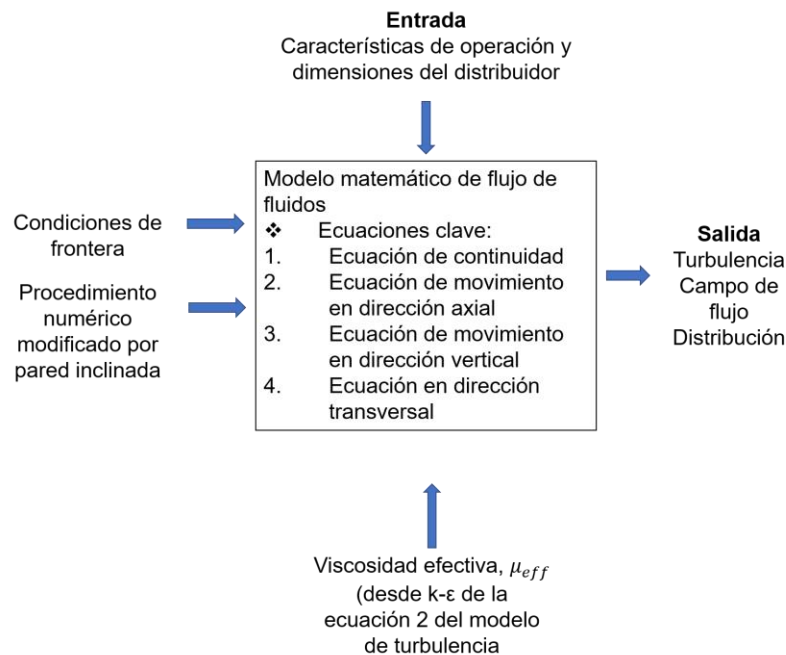


Figura 11. Esquema de los componentes de un modelo matemático de flujo turbulento aplicado a un distribuidor de colada continua.

Para este modelo de flujo turbulento comprende la ecuación de continuidad y un conjunto de 3 ecuaciones

de conservación del momento para los 3 ejes de coordenadas x, y y z. Las ecuaciones de conservación del momento incluyen la viscosidad efectiva, la influencia de la turbulencia en el flujo.

La distribución de la viscosidad efectiva en el dominio del flujo puede calcularse a partir de un modelo de turbulencia como lo es k- ϵ estándar de Launder y Spalding²⁴. En muchas investigaciones, para modelar la inclinación de la geometría de la pared del distribuidor o los modificadores de flujo, tales como una presa, un vertedero, deflectores de ranuras y así sucesivamente (estos son obstáculos sólidos en el dominio del flujo), el flujo y las ecuaciones del modelo de turbulencia fueron modificadas adoptando técnicas numéricas específicas. También se ha modelado la transferencia de energía, la de masa y la población de inclusiones.

Así, las ecuaciones que engloban el flujo, la turbulencia y los procesos de transporte asociados se han resuelto numéricamente, adaptando el procedimiento de cálculo de diferencias finitas. La solución numérica de flujo tridimensional, con un sistema de ecuaciones diferenciales parciales no lineales, implica extensos esfuerzos de computación. Por lo que se han

implementado paquetes de software comercial más que software hecho por los investigadores en el modelado de los flujos, las RDT y los procesos de transporte en los sistemas de distribución. Todo esto está resumido en la **Tabla 4**, en donde se ve que el software PHOENICS es el que más se usó en las décadas de los 80's y 90's.

Tabla 4. Procedimiento adaptado para varios investigadores de Modelos matemáticos de fenómenos de transporte en sistemas de distribución de colada continua.

Sl. No	investigadores	Software	Naturaleza del Software
1	Illebussi y colaboradores ²⁵⁻²⁹ , Tacke y Ludwig ³⁰ , Kaufmann et al. ³¹ , Lee et al. ³²	PHOENICS	Comercial.
2	Guthrie y colaboradores. ³³⁻³⁵	METFLO-3D	Construido; semi-comercial.
3	Hsiao y colaboradores ³⁶	CF-X4	Comercial.
4	Sahai y colaboradores. ^{23,25,37-40} , Yeh y colaboradores. ⁴¹ , Salcudean y colaboradores. ⁴² , Hill y colaboradores. ⁴³	Transitorio hecho a la medida, Modelo de flujo turbulento 3D	Modelos desarrollados por un grupo individual de investigadores.

Las predicciones de los modelos matemáticos, son también dependientes de los parámetros numéricos, como la distribución de la malla, el criterio de convergencia entre otros. El trabajo de Joo y Guthrie⁴⁴ demostró que las mallas numéricas tienen una considerable influencia en los campos de flujo previstos. Chakraborty y Sahai⁴⁵ también tuvieron conclusiones similares, ya que señalaron que la distancia del nodo de la pared cercana, particularmente de la base del distribuidor y a lo largo de las direcciones verticales, tiene una influencia significativa en los resultados de las curvas RTD. Se reportaron en esas décadas que la simulación numérica del flujo y RTD tanto para los sistemas de distribuidor a escala geométrica y a escala completa son muy variadas e incorpora una variedad de configuraciones de mallas. En la **Tabla 5**, las características de muchos estudios numéricos de esas dos décadas se han resumido, y se observa que se utilizaron distancias de malla prácticamente similares en modelos de agua y sistemas a escala completa. Mientras que las mallas relativamente más finas eran aplicadas en las direcciones vertical y transversal, y el sistema de cuadrícula en la dirección axial era más grueso.

Tabla 5. Características de algunas investigaciones numéricas reportadas en la literatura del sistema de distribución.

Investigador	Mallado del Sistema	Dimensiones del distribuidor (m)			Cálculo promedio de los espacios del mallado (m)			Distribuidor
		L	H	W	ΔX	ΔY	ΔZ	
Lai et al. ⁴²	25x12x14	1.167	0.25	0.167	0.025	0.025	0.007	Modelo de agua
El-Kaddah y Szekely ⁴⁶	25x11x11	6.790	0.75	0.650	0.150	0.080	0.035	Escala completa
He y Sahai ²³	30x12x10	1.320	0.34	0.340	0.024	0.034	0.021	Modelo de agua
Tacke y Ludwig ³⁰	30x20x12	7.000	0.70	0.700	0.120	0.038	0.035	Escala completa
Illebussi y Szekely ²⁷	25x15x15	1.000	0.50	0.250	0.210	0.038	0.010	Modelo de agua
Joo y Guthrie ⁴⁴	40x24x16	7.120	1.20	0.680	0.090	0.054	0.024	Escala completa
Y. Sahai ⁴⁷	30x12x15	8.200	1.20	0.600	0.150	0.120	0.023	Escala completa

En esas décadas muchas investigaciones se reportaron en la literatura sobre el flujo de acero en una gran variedad de geometrías de distribuidores: rectangulares³³, de poca profundidad²⁷, forma de T⁴⁸, bajo una gran variedad de configuraciones de flujo. Por ejemplo, se han reportado casos con paredes verticales o inclinadas²³, con modificadores de flujo como represas,

mamparas^{46,47}, con agitación electromagnética^{27,29}, con calentamiento auxiliar⁴⁹. En estos trabajos se establece que las condiciones de operación influyen profundamente el flujo de acero.

Para evaluar el desempeño del tundish teóricamente, la distribución de tiempos de residencia RTD se ha predicho bajo una gran variedad de condiciones de

operación mediante simulaciones numéricas de la inyección pulsada de un trazador en la corriente de entrada del tundish, para lo cual se resuelve la ecuación de transporte de masa de un soluto en estado transitorio con términos difusivos y convectivos. Se pudo comparar satisfactoriamente las predicciones del modelo matemático con las mediciones con modelos físicos.

(b) Transporte y separación de inclusiones

Se debe considerar un balance poblacional para las inclusiones del mismo grupo caracterizado por su tamaño (diámetro para partículas esféricas). Illegbusi y Szekely²⁷ mostraron que el transporte de inclusiones en un tundish se puede predecir con una ecuación diferencial parcial de transporte.

La **Tabla 6** resume los trabajos de modelado para transporte y eliminación de inclusiones, donde se aprecia que se postula un coeficiente de absorción ideal en la intercara escoria metal y consecuentemente, se establece un flux definido de inclusiones que sale del tundish y que contabiliza su tasa de remoción. En general se indica que la remoción de inclusiones es fuerte función del valor de su velocidad terminal, que a su vez depende

del tamaño y la composición química de la partícula. Sinha y Sahai⁵⁰ sugieren que las inclusiones de tamaño grande (120 micras o más) se remueven fácilmente, mientras que inclusiones pequeñas (menores a 40~micras) no flotan naturalmente a la escoria.

Tabla 6. Detalles de las condiciones de frontera y procedimientos de modelado aplicados a la simulación numérica del transporte de inclusiones en Distribuidores (Tundish) de Colada Continua.

Investigadores	Forma de las ecuaciones del transporte de inclusiones.	Condiciones de Frontera	
		En las paredes laterales y en el fondo	En la interface escoria-metal
Illegbusi y Szekely ²⁷	Transitorio, modelo de multi-partículas con S_i finito	Pared reflejante; flujo de inclusiones es cero	Absorción ideal, $q_i = u_{T,i}C_{is}$
Joo et al. ⁴⁴	Estado estable, modelo de una sola partícula con S_i cero	Pared reflejante; flujo de inclusiones es cero	Absorción ideal, $q_i = u_{T,i}C_{is}$
Sinha y Sahai ⁴⁰	Estado estable, modelo de multi-partículas con S_i finito	$q_{wsf} = D_{eff}(\delta C/\delta l)$; l es la distancia desde la superficie sólida más cercana.	Absorción ideal, $q_i = u_{T,i}C_{is}$

Tacke y Ludwig ³⁰	Estado estable, modelo de una sola partícula con S_i cero	Pared reflejante; flujo de inclusiones es cero	Absorción ideal, $q_i = u_{T,i}C_{is}$
Kaufmann et al. ³¹	Estado estable, modelo de una sola partícula con S_i cero	No se menciona	Flujo de Absorción de inclusiones, $q_i = u_{T,i}C$

La influencia de modificadores de flujo (presas, mamparas, etc.) en la eliminación de la inclusión fue investigada computacionalmente por varios investigadores^{30,44,40,31}. El trabajo de Joo et al.⁴⁴ muestra que mejoras considerables en la remoción de inclusiones (tamaño superior a 40 micras) se logran aplicando una combinación adecuada de presa y vertedero como modificadores de flujo en un tundish. El trabajo de Joo et al.⁴⁴, quienes investigaron la separación de inclusiones en el rango de tamaño de 20-120 micras en distribuidores diferentes, también muestran que la eliminación de inclusiones es relativamente insensible a la geometría básica del distribuidor, y que tasas de remoción correspondientes para las inclusiones de mayor tamaño exhiben una dependencia considerable a la geometría

del tundish. Observaciones similares fueron reportadas por Tacke y Ludwig³⁰, quienes también señalaron que las dimensiones del distribuidor tienen alguna influencia y un aumento en el ancho promueve la separación de inclusiones (presumiblemente para inclusiones de mayor tamaño, aproximadamente 100 micras).

Los resultados computacionales de Sinha y Sahai sugieren que la adhesión de inclusiones a la superficie sólida es el mecanismo dominante de eliminación de la inclusión (en comparación a flotación o colisión) de un distribuidor. Tales resultados computacionales no se verificaron con observaciones experimentales.

(c) Transporte de energía térmica

La pérdida de calor y su influencia sobre el flujo de acero líquido, sobre las curvas RTD, y sobre la estratificación de temperatura, etc. en distribuidores, han sido objeto de un gran número de investigaciones con modelos matemáticos.^{51-54,49,34,38-39}. Hasta ahora, para modelar matemáticamente varios fenómenos térmicos, tres tipos diferentes de modelos han comúnmente aplicado:

(i) modelos macroscópicos (o algebraicos) ^{48,51}, (ii) sistema experto basado en modelo de entrada-salida, ⁵² y (iii) modelos diferenciales ^{49 ~ 54}.

El modelado macroscópico proporciona información sobre la evolución temporal de la temperatura promedio en el seno del acero en un tundish determinado durante el proceso de colada. Tales modelos son semi-empíricos. Por otro lado, los modelos basados en el sistema experto, la experiencia, que forma el conocimiento base del modelo, se expresa como un conjunto de declaraciones simples, heurísticas, del tipo "si-entonces" en forma de árbol de decisión. Esta clase de modelos son inherentemente de naturaleza empírica. A diferencia de lo anterior, los modelos diferenciales son basados en las leyes fundamentales de la transferencia de calor y proporcionan una mayor comprensión y una mejor información sobre el proceso general de transporte de energía térmica, resolviendo la ecuación de conservación de energía con términos de conducción y convección de calor, empleando además k_{eff} para incluir la turbulencia con un número de Pr turbulento de 0.9 en algunos estudios ⁴⁹). Se ha resuelto la transferencia de

calor en distribuidores de distintas geometrías y con distintas condiciones de operación y condiciones de frontera. Un compendio de las diferentes condiciones de frontera usadas se muestra en la **Tabla 7**.

Tabla 7. Rango de eliminación total predicha numéricamente de inclusiones de varios tamaños de tres diferentes condiciones (Reproducida de la ref. 117)

Configuración	Rango de Tamaño (µm)	Removido por adhesión, (%)	Removido por colisiones, (%)	Removido por Flotación, (%)	Removido Total, (%)
Sin control de flujo	25-40	57.92	9.5	4.7	72.2
	45-72	56.4	0.04	16.0	72.4
	75-150	47.65	0.00	31.0	78.7
Presa y represa	25-40	53.38	10.57	4.93	68.9
	45-72	53.31	0.08	16.15	69.5
	75-150	42.41	0.03	35.5	77.9
Presa, represa y deflector de ranura	25-40	62.96	16.60	3.55	83.1
	45-72	63.09	0.52	20.39	84.0
	75-150	58.44	0.04	33.20	91.7

Tabla 8. Detalles de condiciones consideradas para varios investigadores para calcular los campos de temperatura en sistemas de distribuidores de colada continua.

Investigador	Condiciones computacionales	Temperatura inicial de fusión, (°C)	Condiciones de frontera	
			Superficie libre	Paredes
Illegbussi y Szekely ^{27, 29}	Constante	1600	Conducción y radiación con $T_a = 600$ K	Todas las paredes aisladas
Chakraborty y Sahai ³⁷⁻³⁹	Constante como transitoria	1567 y temperatura inicial variable con el tiempo.	15 kW/m ²	3.2, 3.8 y 2.3 kW/m ² en longitudinal, transversal y al fondo de la pared
Joo et al. ^{34,35,44}	Constante	1580	75 kW/m ²	2.6 kW/m ² en todas las paredes

Se destaca que la superficie libre presenta diferentes fluxes de calor como salidas al igual que las paredes que a veces se presentan aisladas. Las condiciones iniciales también son variadas. En casi todos los estudios la boyancia debida a los gradientes térmicos que provocan cambios de densidad se modelan con la aproximación de Boussinesque y se ha establecido que la fuerza boyante

es significativa en los patrones de flujo reales en un tundish de acero a escala completa.

Las influencias de varios tipos de modificadores de flujo en los campos de temperatura fueron investigadas computacionalmente por Joo et al.^{34, 35, 44} en geometrías de distribuidores muy variadas.

En un trabajo computacional Illegbussi y Szekely,²⁷ basado en los resultados de su modelo matemático, sugirieron que una forma adecuada de compensar tales caídas de temperatura es mediante la provisión de calentamiento en distribuidores. En ese contexto, fue demostrado por esos autores²⁷ que el tipo de calentador (es), así como su ubicación (es) dentro del tundish, son críticas para la tasa en cual calor puede ser transferido de tal fuente al acero líquido.

Los fenómenos térmicos transitorios como una temperatura variable en la corriente de acero líquido entrante, u operaciones de cambio de grado, etc., que son de considerable importancia práctica, fueron investigados teóricamente por Sahai y compañeros de trabajo^{37 ~ 39}. Ha sido computacionalmente observado por estos autores^{37 ~ 39} que, durante las operaciones de

cambio de la cuchara, aunque la profundidad del líquido en el distribuidor cambia algo, el patrón de flujo del acero líquido sigue siendo similar al esperado en condiciones de estado estacionario. Resultados computacionales de Chakraborty y Sahai³⁹ también muestran que las cubiertas térmicas protectoras en las ollas son beneficiosas y tienen el potencial de reducir las pérdidas térmicas de un distribuidor descubierto.

4.1.3. Estudios combinados de modelación física y de modelación matemática

En esas dos décadas se realizaron un gran número de trabajos teóricos combinados con estudios experimentales sobre aspectos muy diversos de la metalurgia de distribuidores, como la hidrodinámica, curvas RTD, modelado de turbulencia, transporte de energía térmica, transporte y separación de inclusiones, etc. En estos, se han hecho esfuerzos considerables para desarrollar un marco matemático confiable y predictivo que se puede extrapolar convenientemente para investigar fenómenos en los correspondientes sistemas industriales. Hasta ese momento, las mediciones y comparaciones más extensas entre

patrones de flujo simulados y experimentales en modelos de agua, para distribuidores fueron de Lee et al.⁵⁵). Se concluyó que los patrones de flujo predichos y los experimentales son muy similares, aunque un examen cuidadoso y minucioso de los mismos revela algunas discrepancias. Puede haber varias razones para tal discrepancia entre los patrones de flujo predichos y experimentales. Según los presentes autores, el procedimiento adoptado para modelar (i) la región de la pared cercana en un tono con inclinación paredes frontales y laterales, así como (ii) fenómenos de turbulencia en el sistema, pueden ser las posibles causas de tal discrepancia. Fue demostrado computacionalmente que la distancia del nodo de la pared cercana desde la base del distribuidor tiene profunda influencia en la curva RTD predicha. Además, casi todas las investigaciones usaron el modelo k-epsilon estándar para simular la turbulencia y no hay mediciones de la energía cinética turbulenta por lo que era difícil validar la turbulencia en distribuidores.

Numerosos estudios de modelado físico y matemático se reportaron en la literatura sobre los fenómenos de dispersión del trazador en distribuidores de colada

continua. Chakraborty y Sahai⁴⁸ evaluaron directamente la concentración de salida predicha numéricamente en función del tiempo contra mediciones experimentales.

Numerosos estudios de modelado físico y matemático se realizaron en esas dos décadas sobre los fenómenos de dispersión del trazador en colada continua sistemas de tundish. Amplio modelado matemático de fenómenos térmicos en distribuidores de colada continua se realizó. En contraste con tales esfuerzos teóricos, no se realizó ningún trabajo experimental para evaluar la fiabilidad de los modelos térmicos desarrollados.

Estudios de modelización matemática sobre transporte y separación de inclusiones en distribuidores se han reportado en esas décadas y son numerosos. La fiabilidad de los modelos desarrollados a menudo no se conoce, ya que la comparación entre predicción y mediciones experimentales han sido limitado. Estudios en la literatura abierta sobre la eliminación de inclusiones de sistemas industriales están prácticamente ausentes y los ensayos experimentales en modelos acuosos habían sido relativamente pocos.

4.2. Revisión en el periodo 1999-2010⁵⁶

Después de la primera revisión hecha en 1999, surge la necesidad en 2010 de actualizar el estado del arte en temas relacionados con las operaciones metalúrgicas que se desarrollan en los distribuidores de colada continua del acero. Se sigue haciendo énfasis en las herramientas de la ingeniería de procesos a través de modelado físico, matemático y mediciones en planta. Aspectos específicos cobraron trascendencia, como por ejemplo el papel de los modificadores de flujo y su ubicación dentro del distribuidor que dependen en gran medida de la geometría del distribuidor, las condiciones de operación y el rango de tamaño de las inclusiones presentes dentro del acero fundido. La mezcla, tanto térmica como química, por otro lado, requiere condiciones de flujo significativamente diferentes. Se pueden hacer inferencias útiles sobre el rendimiento de los distribuidores industriales a partir de observaciones derivadas de modelos de agua a escala reducida. El modelado matemático extenso del flujo de fluidos y los fenómenos de transporte y la validación simultánea de las predicciones del modelo matemático contra el laboratorio, así como los datos experimentales a escala

de planta, indican que ahora existe un marco matemático razonablemente preciso para el diseño efectivo de los distribuidores y el análisis de procesos. Por lo tanto, esta revisión se ha dividido en tres partes: aspectos relevantes del modelado físico, aspectos relevantes del modelado matemático y trabajo de diferentes investigadores en la década 1999-2010.

4.2.1. Aspectos relevantes del modelado físico

El modelado físico implica el uso generalmente de agua para representar al metal fundido en el distribuidor. Aquí, el recipiente industrial se conoce como el prototipo, y su contraparte a escala de laboratorio se conoce como modelo. Se usa el flujo de agua en un modelo transparente para observar físicamente el flujo de fusión. Los modelos pueden ser de escala reducida o completa. Existen ciertas ventajas en el uso de un modelo a escala completa sobre un modelo a escala reducida y estas son mencionadas por Guthrie e Isac⁵⁷. Para la representación fiel del flujo en el modelo del distribuido, debe haber criterios de similitud que incluyen similitud geométrica, cinemática, dinámica y térmica.

La propiedad individual más importante del agua es que su viscosidad cinemática (es decir, viscosidad / densidad molecular) es esencialmente equivalente a la del acero fundido a 1600°C. Por lo tanto, los experimentos de visualización de flujo en sistemas acuosos que utilizan tintes u otros trazadores han demostrado ser muy útiles para desarrollar una comprensión cualitativa de varios flujos en sistemas reales de acero líquido. De manera similar, también ha sido posible obtener información más detallada sobre las características del flujo midiendo los campos de velocidad mediante el seguimiento del movimiento de partículas flotantes neutrales o mediante el uso de alambre caliente o anemometría de película caliente, o por anemometría láser Doppler y, últimamente, por PIV (Velocimetría de imagen de partículas). Además, las mediciones de la distribución del tiempo de residencia para caracterizar la mezcla en experimentos con modelos de agua utilizando colorantes, ácidos o solución salina de KCl han demostrado ser muy populares y eficientes.

En esa década, un nuevo número adimensional ha ganado una gran importancia y es el número Bond. El número de Bond, Bo , es un número adimensional que

expresa la relación entre las fuerzas del cuerpo (a menudo gravitacionales o de flotabilidad) y las fuerzas de tensión superficial, en donde σ es la tensión superficial y el resto de símbolos ya se han definido.

$$Bo = \frac{\rho g L^2}{\sigma} \quad (18)$$

Un número de Bond alto indica que el sistema no se ve relativamente afectado por los efectos de la tensión superficial; un número bajo (típicamente menos de uno) indica que domina la tensión superficial. Los números intermedios indican un equilibrio no trivial entre los dos efectos.

Otros números adimensionales que están relacionados con el número de Bond son:

$$Bo = Eo = 2Go^2 = De^2 \quad (19)$$

Donde Eo , Go y De son respectivamente los números Eötvös, Goucher y Deryagin. Donde la mayor "diferencia" entre los números de Goucher y Deryagin es que el número de Goucher (surge en los problemas de recubrimiento de los canales) usa la letra R para representar escalas de longitud mientras que el número

de Deryagin (surge en problemas de espesor de película de placa) usa L.

La similitud de We y Bo se vuelve muy importante cuando simulamos la fase de escoria con aceites o emulsiones. Diferentes líquidos como benceno, tolueno, CCl_4 , aceites, aceite de parafina, etc. se han utilizado para simular la fase de la escoria, pero G.A. Irons ⁵⁸⁾ señaló que el aceite de parafina es el mejor líquido para simular la fase de escoria en modelos de agua.

Si usamos modelos a escala reducida, no podemos lograr simultáneamente la similitud del número de Reynolds y la similitud del número de Froude, ya que solo uno de ellos puede ser respetado. Dado que los flujos en distribuidores están asociados con altos números de Reynolds, las fuerzas de inercia superan con creces las fuerzas viscosas laminares. Por el contrario, las fuerzas inerciales y gravitacionales son similares en magnitud. Como tal, los flujos en distribuidores están dominados por Froude y, por lo tanto, se mantiene la similitud del número de Froude entre el modelo y el prototipo. Sin embargo, empleando el modelado físico a escala completa, se pueden lograr similitudes tanto del Re como del Fr simultáneamente.

Los criterios de similitud mencionados anteriormente son correctos cuando no hay cambios de temperatura ni efectos de las fuerzas de flotación. Sin embargo, para el modelado no isotérmico se debe usar una forma de número de Froude modificado, que representa la relación inversa de las fuerzas inerciales a las diferencias en las fuerzas de flotabilidad.

Damle y Sahai¹⁶ llamó a esto el número de Tundish Richardson, Tu , el cual denota la relación entre la fuerza de flotabilidad y la fuerza de inercia:

$$Tu = \frac{Gr}{Re^2} = \frac{gL\beta\Delta T_0}{U^2} \quad (20)$$

Donde ΔT_0 , Gr son el gradiente de temperatura y el número de Grashoff respectivamente. Si se realiza el modelado de eliminación de inclusiones de acuerdo a lo siguiente:

$$\frac{V_{f,m}}{V_{f,p}} = \frac{V_{r,m}}{V_{r,p}} \quad (21)$$

Donde V_f y V_r son la velocidad del fluido y la velocidad del ascenso de Stokes, respectivamente y los subíndices m y p denotan modelo y prototipo respectivamente. Sin embargo, las inclusiones no siempre se mueven de acuerdo al régimen de Stokes.

En el modelo de transferencia de calor, los sistemas deben ser térmicamente similares, es decir, estos sistemas deben guardar una relación constante entre sí en las posiciones correspondientes. La similitud cinemática es prerequisite para cualquier similitud térmica. Por lo tanto, la relación de transferencia de calor por conducción, convección y/o radiación a una determinada posición en el modelo debe llevar una relación fija con las correspondientes relaciones en el prototipo. Por otro lado, la similitud química entre el modelo y el sistema a escala completa debe tener una similitud dinámica (ya que la transferencia de masa y las reacciones químicas ocurren por procesos de convección y difusión) y térmica (debido a que la cinética química normalmente es dependiente de la temperatura).

4.2.2. Aspectos relevantes del modelado matemático

El modelado matemático involucra la resolución de varias ecuaciones de transporte, que de manera general se han implementado en varios softwares comerciales como FLUENT, CFX, FLOW-3D, PHOENICS, FIDAP, COMSOL etc., cuya disponibilidad ha permitido que el

CFD se convierta cada vez más en una herramienta común para los no expertos. Además, varios modelos de turbulencia están disponibles como κ - ϵ , RNG κ - ϵ , Realizable κ - ϵ , etc.

De acuerdo a la bibliografía publicada, el modelado matemático en distribuidores se puede dividir en tres sub-categorías, a) la definición del problema, el cual se expresa en términos de variables física mediante ecuaciones diferenciales parciales de acuerdo a las condiciones operativas y condiciones de frontera, b) “Generación de la malla del dominio de cómputo” para discretizar las ecuaciones diferenciales parciales y generar un sistema de ecuaciones algebraicas, utilizando diferentes esquemas numéricos; y c) “soluciones de las ecuaciones discretizadas” mediante técnicas numéricas. La principal variable física para los estudios de modelado matemático relacionada con el flujo es la velocidad de entrada del acero líquido. Además, la mayoría de los trabajos de modelado matemático asumen que los flujos son tridimensionales y turbulentos. Diferentes investigadores han utilizado diferentes ecuaciones para predecir la distribución de la temperatura en condiciones no isotérmicas, describir la

trayectoria de las inclusiones, parámetros como “Distribución del tiempo de residencia” (RTD), la distribución de la capa de escoria de la superficie superior, etc. Se reconoce hasta ese momento que es prácticamente imposible resolver estas ecuaciones numéricamente mediante Simulación Numérica Directa (DNS) debido a su requisito de memoria computacional, potencia y tiempo irracionalmente altos. Se desarrolló una práctica donde se promedia en el tiempo la ecuación de “Continuidad” y las de “Navier-Stokes” y luego se resuelve para las cantidades de velocidad (\bar{U}) y presión (\bar{P}) medias. Esta práctica fue introducida por primera vez por Reynolds y se denomina como las ecuaciones de Navier-Stokes con el promedio de Reynolds (RANS).

$$\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_i} = 0 \quad (22)$$

$$\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial t} + U_j \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial \bar{P}}{\partial x_i} + \nu \nabla^2 \bar{U}_i - \frac{\partial \overline{(u'_i u'_j)}}{\partial x_j} \quad (23)$$

En la ecuación (24) el término $\overline{(u'_i u'_j)}$ es llamado el “tensor de esfuerzos de Reynolds”, R_{ij} . Sin embargo, las ecuaciones de continuidad (23) y de Navier-Stokes (24)

no forman un sistema de ecuaciones. La presión y la velocidad media pueden ser solo calculadas si los seis componentes desconocidos del tensor de esfuerzos de Reynolds se expresan en términos de velocidad media de manera consistente.

Modelos de turbulencia

Hay diferentes métodos de aplicación de modelos de turbulencia, uno de ellos es el concepto de “Viscosidad de Eddy”. En analogía con las tensiones viscosas en los flujos laminares, Boussinesq sugirió que los esfuerzos turbulentos son proporcionales a los gradientes de velocidad media. En este concepto, el tensor de esfuerzos de Reynolds se expresa de la siguiente manera:

$$R_{ij} = -v_t \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) + \frac{2}{3} \kappa \delta_{ij} \quad (24)$$

Donde κ y δ_{ij} son la energía cinética turbulenta y la delta de Kronecker respectivamente y como la viscosidad de Eddy, v_t , tiene unidades de longitud, l_0 , multiplicadas por la velocidad, v_0 , esta se puede expresar como:

$$v_t \propto v_0 l_0 \quad \text{or} \quad v_t \propto l_0^2 / \tau_0 \quad (25)$$

Los modelos que adoptan el concepto de viscosidad de Eddy se distinguen de acuerdo a como estiman v_t . Por lo tanto, las ecuaciones RANS en el modelo de Viscosidad de Eddy se convierte en:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} = & - \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\frac{\bar{P}}{\rho} + \frac{2}{3} \kappa \delta_{ij} \right) + v \nabla^2 \bar{U}_i \\ & + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[v_i \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) \right] \end{aligned} \quad (26)$$

En la literatura hay pocos modelos que han sido usados para el modelado del distribuidor. Uno de ellos es el desarrollado por Prandtl's llamado “Modelo de longitud de mezcla”.

En este modelo, define la longitud de mezcla, l_m , como la distancia recorrida por una masa de fluido en la dirección transversal antes de que cambie la velocidad media por una cantidad igual a la velocidad de fluctuación transversal. También postuló que la escala de longitud de turbulencia, l_0 , es igual a la longitud de mezcla l_m , y la velocidad escalar v_0 , es igual al gradiente de velocidad medio multiplicado por la longitud de

mezcla. Que de acuerdo a la ecuación (26), esta se convierte en:

$$v_t = l_m^2 \left| \frac{d\bar{U}}{dy} \right| \quad (27)$$

Sin embargo, este modelo no es adecuado cuando se especifica la longitud de mezcla. Debroy y Sychterz ²² utilizaron este modelo para estudios numéricos del patrón del flujo en el distribuidor. Pero en investigaciones posteriores se observó la asignación de un único valor para l_m , a través de todo el flujo es cuestionable y es una debilidad de este modelo de turbulencia. Aunque no se utilizó mucho en años posteriores para el modelado del distribuidor, la “función Pared” se utilizó con frecuencia para condiciones de frontera en paredes para los modelos de turbulencia más sofisticados.

Para determinar la viscosidad de Eddy se han determinado modelos de dos ecuaciones. En estos modelos se resuelven por separado 2 ecuaciones de transporte, que resuelven la longitud y la velocidad para calcular la viscosidad de Eddy que se presenta en la ecuación (26). El más popular, son los modelos $\kappa - \varepsilon$.

De acuerdo a la literatura, la mayoría de los investigadores han usado el modelo $\kappa - \varepsilon$ de Launder

and Spalding para calcular la viscosidad de Eddy. En este modelo las escalas longitud y tiempo se construyen a partir de la energía cinética turbulenta, κ y la tasa de disipación turbulenta, ε , utilizando los argumentos dimensionales siguientes:

$$l_o \propto \frac{\kappa\sqrt{\kappa}}{\varepsilon} \quad y \quad \tau_o \propto \frac{\kappa}{\varepsilon} \quad (28)$$

Así la ecuación (26) y (27) que daría de la siguiente manera:

$$v_t = C_\mu \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \quad (29)$$

Donde C_μ es un constante empírica.

La energía cinética turbulenta (κ) y la tasa de disipación (ε) se obtienen resolviendo las ecuaciones de transporte (31) y (32)

$$\begin{aligned} \frac{\partial \kappa}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} = v_t \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) - \varepsilon \\ + \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(v + \frac{v_t}{\sigma_\kappa} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_i} \right] \end{aligned} \quad (30)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} = C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{\kappa} v_t \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) - C_{\varepsilon 2} \frac{\varepsilon^2}{\kappa} \\ + \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(v + \frac{v_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] \end{aligned} \quad (31)$$

Otros investigadores usaron el modelo $\kappa - \varepsilon$ derivado de la ecuación de Navier-Stokes, que usa una técnica matemática llamada método de “Grupo de Renormalización” (RNG). Para este modelo se utilizan las ecuaciones (33) y (34)

$$\frac{\partial \kappa}{\partial t} + \bar{U}_i \frac{\partial \kappa}{\partial x_i} = v_t S^2 - \varepsilon + \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\alpha v + \frac{\partial \kappa}{\partial x_i} \right) \quad (32)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \bar{U}_i \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} = C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{\kappa} v_t S^2 - C_{\varepsilon 2} + \frac{\varepsilon^2}{\kappa} - R \\ + \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\alpha v_t + \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right) \end{aligned} \quad (33)$$

Donde S es el tensor de tensiones definido como $S^2 = 2S_{ij}S_{ij}$, mientras que $C_{\varepsilon 1}, C_{\varepsilon 2}, \sigma_\varepsilon, \sigma_\kappa$ son constantes y R que es un término extra en este modelo, que se expresa como:

$$R = \frac{C_\mu \eta^3 (1 - \eta/\eta_0) \varepsilon^3}{1 + \beta \eta^3} \frac{\varepsilon^3}{\kappa} \quad (34)$$

Y $\eta = Sk/\varepsilon$. Para evaluar los efectos de los diferentes modelos de turbulencia para la predicción de diferentes parámetros, muchos investigadores han realizado

estudios comparativos. Por ejemplo, Schwarze et al.⁵⁹⁻⁶⁰ utilizaron diferentes modelos de turbulencia en la predicción del comportamiento del campo del flujo y la fase dispersa. En base a sus resultados se concluyó que el modelo RNG, aproxima mejor la turbulencia en situaciones de flujo con una alta curvatura de las líneas de corriente mejor que otros modelos. Sin embargo, la mayoría de los investigadores en sus simulaciones han utilizado el modelo estándar de turbulencia $\kappa - \varepsilon$, a pesar de que se sabe que este modelo sobre predice los valores de κ , porque no toma en cuenta el hecho de que la velocidad de deformación del campo de flujo influye en la turbulencia. Hou y Zou⁶¹) llegaron a la misma conclusión. Compararon los dos modelos de turbulencia, en una simulación en un distribuidor con flujo giratorio y obtuvieron de manera más fácil un resultado convergente utilizando el modelo RNG de turbulencia, por lo que concluyó que este modelo era el más apropiado para un movimiento giratorio.

Jha et al.⁶²) estudiaron el efecto de diferentes modelos de turbulencia para la predicción de la distribución del tiempo de residencia. Además, fueron los únicos

investigadores que aplicaron LES (Large Eddy Simulation o simulación de grandes remolinos) en el modelado de distribuidores. Los modelos como el estándar $\kappa - \varepsilon$, RNG $\kappa - \varepsilon$, Chen-Kim $\kappa - \varepsilon$, LES etc. predicen las propiedades del flujo total, mientras que otros como el modelo Lam-Bremhorst que tienen un número de Reynolds $\kappa - \varepsilon$ bajo predice la variación inicial mejor que los otros.

Algunos otros investigadores usaron el modelo de Shih et al. ⁶³⁾ Dicho modelo, consiste en una nueva ecuación de velocidad de disipación y una nueva formulación de la viscosidad de Eddy. La ecuación del nuevo modelo ε y la formulación de la viscosidad de Eddy se obtienen de las ecuaciones (36) y (37) respectivamente.

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \bar{U}_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} = C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{\kappa} C_{3\varepsilon} \beta g_i \frac{v}{Pr} \frac{\partial T}{\partial x} + C_1 S \varepsilon - C_2 \frac{\varepsilon^2}{\kappa + \sqrt{v \varepsilon}} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(v + \frac{v_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] \quad (35)$$

$$v_t = C_\mu \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \quad (36)$$

En este nuevo modelo C_μ no es una constante, por lo que se define de la siguiente manera:

$$C_\mu = \frac{1}{A_0 + A_s \frac{\kappa U^*}{\varepsilon}} \quad (37)$$

dónde A_0 y A_s son constantes del modelo y U^* los valores que deben calcularse en términos de la tasa media de rotación y tasa media del tensor de deformación.

Como ya habíamos mencionado, el modelo de turbulencia más utilizado es el estándar $\kappa - \varepsilon$ a pesar de que este modelo tiende a sobrestimar las situaciones de mezcla en las que coexisten regiones altamente turbulentas y esencialmente laminares, como sucede en la operación de un distribuidor. Para predecir adecuadamente esas situaciones, el modelo debe ser capaz de representar la probabilidad de existencia del fluido turbulento en un lugar determinado y laminar o transicional en otras regiones. Dándose cuenta de este hecho, Ilegbusi, utilizó un modelo de dos fluidos de turbulencia para predecir el comportamiento del flujo en un distribuidor. Este modelo considera esencialmente

que el sistema está compuesto por dos fluidos interpenetrantes [Fluido turbulento y no turbulento]. Se les permite intercambiar masa, impulso y energía en la interfaz. En cualquier lugar, las ecuaciones de transporte se resolverían para caracterizar cada fluido, incluyendo los componentes de velocidad, temperatura, y fracciones de volumen. La fracción de volumen del fluido turbulento proporciona una medida de la turbulencia. Por lo tanto, el modelo es muy adecuado para representar todo el dominio del distribuidor, el factor de intermitencia siendo alto en la región turbulenta de la entrada y bajo en la región inactiva.

Solo unos pocos investigadores han utilizado el método de números bajos de Reynolds, el cual requiere una malla muy fina cerca de la pared. El método de números bajos de Reynolds de Lauder y Jones se utilizó para estudiar la distribución de tiempo de residencia en un distribuidor de 6 canales y se encontró una buena concordancia con los resultados experimentales. Por otro lado, el método de números bajos de Reynolds de Lam y Bremhorst y el de Chen-Kim se utilizaron solo para fines comparativos.

Los modelos RANS tienen capacidades limitadas, pero en determinadas condiciones, estos modelos pueden ser muy precisos, sin embargo, no son adecuados para los flujos transitorios debido a que en la mayoría de los procesos se anulan las características más importantes de una solución dependiente del tiempo. Por otro lado, la “simulación numérica directa” (DNS), es una solución directa de la ecuación turbulenta de Navier-Stokes no sirve en el 99.9% de los problemas CFD, debido a los requisitos demasiado altos de tiempo y el consecuente alto potencial computacional. Por eso, se desarrolló una nueva técnica de simulación llamada “Simulación de grandes remolinos” (LES). En este método la contribución de remolinos a grandes escalas al momento y a la transferencia de energía, permitió que se calcularan como DNS, mientras los pequeños remolinos son modelados.

Solución al conjunto de Ecuaciones Diferenciales Parciales

Debido a la complejidad de la física y de la geometría que gobiernan el flujo de fluidos multifásicos en los distribuidores de colada continua, se han desarrollado

soluciones numéricas para el análisis de estas que requieren de la generación de una malla o un mallado.

Las diferentes técnicas numéricas de solución son:

- Método de diferencias finitas (FDM)
- Método de elementos finitos (FEM)
- Métodos espectrales
- Esquemas híbridos (como el método de elementos finitos de volumen de control, método de diferencias finitas de volumen de control, etc.)

Cada uno de estos métodos sigue los siguientes pasos:

- Aproximación de variables de flujo desconocidas mediante funciones simples.
- Discretización por sustitución de las aproximaciones en las ecuaciones gobernantes de flujo.
- Soluciones matemáticas posteriores.

De acuerdo a estudios en la bibliografía, la ecuación de continuidad y la ecuación de momento, están estrechamente acopladas ya que en ambas ecuaciones aparecen todos los componentes de velocidad. Sin

embargo, el campo de la presión es más complejo de obtener, ya que no hay una ecuación disponible para la presión para el caso del flujo de fluidos incompresibles como es el flujo en un distribuidor. Por ello es que se han implementado estrategias interactivas para establecer el acoplamiento de velocidad y presión, tales como los algoritmos SIMPLE, SIMPLER, SIMPLEC, PISO.

4.2.3. Trabajo de investigación en la década 1999-2010

A continuación, se muestran diferentes investigaciones que se han realizado en la década de 1999 a 2010:

Fan y Hwang (2000) ⁶⁴). Desarrollaron un modelo matemático para analizar los fenómenos de flujo de fluidos del acero líquido en el distribuidor, durante su etapa de llenado y la posterior operación de colada en el proceso de colada continua del acero. Su objetivo era garantizar operaciones de colada iniciales fluidas y que no hubiera obstrucciones en la boquilla. Para su modelo matemático, se utilizó una técnica CFD, llamada SOLA-MAC la cual utiliza un esquema de diferencias finitas para el análisis de los problemas de flujo de fluidos, y el

modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$. Este modelo matemático fue probado primero en un modelo a escala y se pudo observar comparaciones exitosas de los patrones de llenado simulados con los experimentales del modelo acuoso. También se mostró la distribución y trayectoria de inclusiones y la cantidad de “suciedad” a través de la salida de los canales del distribuidor. Como resultado de las simulaciones, se observó que la contaminación por inclusiones no era uniforme en los diferentes canales, lo cual también se pudo observar en la planta industrial real.

Odenthal et al. (2000) ⁶⁵). Reportaron resultados de imágenes de velocimetría de partícula digitales (DPIV) de un modelo a escala a un cuarto de un distribuidor de un solo canal, para observar fenómenos dinámicos de flujo de fluidos. Se desarrolló un modelo de dos ecuaciones para describir la turbulencia y los resultados obtenidos con este modelo matemático correspondieron adecuadamente con los datos de DPIV. Concluyeron que DPIV se puede utilizar con eficiencia para la determinación de campo de velocidad bidimensionales y campos de velocidad transitoria.

Sheng y Jasson (2008) ⁶⁶). Desarrollaron un modelo matemático transitorio de dos fluidos, para simular el flujo del fluido y la transferencia de calor en un modelo de agua no isotérmico en un distribuidor de colada continua. Este modelo con dos fluidos hizo que el efecto de la convección natural fuera más claro en comparación con el modelo $\kappa - \varepsilon$ de un solo fluido. Pero la sobrevaloración de la transferencia de calor por conducción en la región de transición del sistema al usar un solo fluido, eliminó el uso del modelo $\kappa - \varepsilon$ de dos fluidos.

Ana et al. (2000) ⁶⁷). Estimaron el cambio de concentración durante las operaciones de transición durante la colada de acero en planchones delgados, basado en simulaciones por computadora, un modelo de agua y pruebas en planta. Basados en sus resultados, desarrollaron un modelo computacional simple, eficiente y preciso para la predicción del perfil de concentración en la salida del distribuidor. Esto se desarrolló mediante modelos 3D, con los que analizaron patrones de flujo y comportamiento de mezcla de flujos con varios niveles de líquido en el distribuidor, así como variando el flujo. Con este modelo, se analizaron las mezclas

considerando EMBR (Rotura electromagnética) y concluyeron que las condiciones óptimas de funcionamiento del distribuidor para minimizar las placas entremezcladas dependen en gran medida de la geometría del distribuidor.

Sinha (2001) ⁶⁸⁾. Realizó un estudio sistemático del comportamiento del flujo de fluidos en un distribuidor de 2 canales con diferentes niveles de agua, en dos diferentes condiciones: 1) boquilla de entrada sumergida (SEN), con un tubo recto y 2) boquilla de entrada abierta (OEN), con tubo recto y con tubo en T. Para obtener la uniformidad de composición, se encontró que a 34mm de profundidad de inmersión de la cubierta de la olla recta, se produjo el nivel óptimo de flujo mixto en el distribuidor. Mientras que, para la boquilla de entrada abierta, en cuanto mayor era la altura de la boquilla, menor era el volumen muerto y aumentaba el volumen de mezcla.

Sahai (2001) ⁶⁹⁾. Hizo un resumen del modelado de flujo de fluidos en el distribuidor de colada continua. Hizo hincapié en la importancia de controlar el tipo de flujo para la producción de acero limpio y de alta calidad y que

esto se puede lograr mediante un buen diseño del distribuidor y la tasa óptima de flujo volumétrico del metal líquido. También analizó las similitudes de Reynolds y Froude en modelos de escala completa y reducida, vio que Froude era suficiente criterio de similitud para un modelo de agua. Por otro lado, el número de Richardson del distribuidor es criterio de similitud suficiente para el modelado de sistemas no isotérmicos donde las fuerzas de flotabilidad se vuelven importantes.

Robert y Mazumdar (2001) ⁷⁰⁾. Desarrollaron un modelo de flujo turbulento 3D y en estado estacionario para analizar el flujo en un sistema de distribución de acero. Utilizaron diferencias finitas basadas en el volumen de control a través del algoritmo SIMPLE. Este se aplicó a 4 distribuidores diferentes, sin embargo, para 3 de ellos se encontraron grandes diferencias entre las mediciones y las predicciones para estas geometrías.

También encontraron que con el modelo de turbulencia propuesto Launder y Jones se producen estimaciones de los parámetros de RTD que están en razonable acuerdo

con los resultados experimentales correspondientes y superiores de los deducidos por el modelo $\kappa - \varepsilon$ de alto número de Reynolds.

Ferro et al. (2001)⁷¹). Presentaron dos modelos matemáticos para la evaluación de curvas de distribución del tiempo de residencia para una gran variedad de distribuidores. El primer modelo era eficiente para describir la mayoría de las curvas RTD de un pico. El segundo caracterizaba con éxito todas las diferentes curvas RTD consideradas, incluidas las de doble pico. La característica clave de estos modelos fue la introducción de un nuevo volumen, Volumen de difusión por convección.

Gardin et al. (2002)⁷²). Llevaron a cabo estudios experimental y CFD numérico en un distribuidor. Realizaron mediciones de velocidad media y fluctuante usando LDA (Laser Doppler Anemometry) para determinar el campo de flujo, datos que se utilizaron para la validación del modelo numérico. La descripción exacta del chorro es la más importante y requiere una cuadrícula fina localizada, pero también un modelo de turbulencia

que prediga las velocidades de propagación correctas del chorro y las capas límite de la pared que lo impiden. El objetivo de su trabajo fue aplicar y validar el modelo $\kappa - \varepsilon$ de Wilcox en un problema de flujo del distribuidor y mediante estudios 2D y 3D se confirmó que el modelo $\kappa - \varepsilon$ difunde el chorro de la pared demasiado rápido. También modelaron la turbulencia con la aproximación para números de Reynolds bajo con el modelo $\kappa - \varepsilon$ y calcular el flujo y compararlas contra mediciones experimentales. Estas modificaciones indicaron que no hay necesidad de usar modelos de esfuerzos de Reynolds diferenciales más sofisticados, ya que son más difíciles de implementar, tardan más en converger y no mejoran significativamente las predicciones.

Guthrie e Isac (2003)⁵⁷). Reportaron sobre la importancia del uso de modelos físicos a escala real para el estudio del flujo de fluidos y los fenómenos de transporte en operaciones olla-distribuidor-molde. Mencionan que los modelos de escala reducida son convenientes para simulaciones de flujos de primer orden, pero para analizar con mayor detalle el flujo de

fluido, los modelos a escala completa pueden respetar de manera simultánea la similitud dinámica basada en los números de Re , Fr , Tu .

Jha y Dash (2004)⁷³). Emplearon diferentes modelos de turbulencia para predecir de mejor manera los flujos de acero en un distribuidor. Utilizó la ecuación de Navier-Stokes y la ecuación de continuidad de especies para un distribuidor de tamaño industrial a escala completa. Con la ayuda de la ecuación de conservación de especies químicas se predijo la evolución del tiempo de la concentración de un marcador en las salidas de un distribuidor de colada de 6 canales. Para la predicción numérica de la concentración del marcador se utilizaron 6 modelos de turbulencia [el modelo estándar $\kappa - \varepsilon$, el $\kappa - \varepsilon$ RNG, el modelo Lam-Bremhorst de bajo número de Re , el modelo Chen-Kim de números altos de Re (CK), el modelo Chen-Kim de números bajos de Re (CKL) y el modelo de constantes simples de viscosidad efectiva (CEV)] los cuales se compararon con lo observado experimentalmente en un distribuidor de un solo canal. Con la ayuda de los modelos, se calcularon los parámetros de mezcla, como la relación entre el volumen

de mezcla y el volumen muerto y el tiempo medio de residencia, todo esto para el distribuidor de seis canales en diferentes posiciones de salida, la altura del cajón de vertido avanzado (APB) o inhibidor de turbulencia y la profundidad de inmersión de la buza. Con esto se encontraron altura y profundidad de inmersión óptimas del APB en la relación entre el volumen de mezclado y el volumen muerto y el tiempo medio de residencia. Sin embargo, ninguno de los modelos de turbulencia predice la misma altura óptima ni la misma profundidad de inmersión. Así que la altura óptima y la profundidad de inmersión se decidió cuando 2 o más modelos de turbulencia predecían los mismos valores.

Jha et al. (2003)⁶²). Realizaron simulaciones de grandes remolinos (LES) para estudiar el mezclado en un distribuidor. Un mallado refinado proporcionó una solución independiente del tiempo para LES y ayudó a resolver la ecuación de conservación de especies químicas. También predicen tiempos medios de residencia y volumen mixto, aunque no pudieron predecir la evolución de la concentración del trazador con los modelos estándar $\kappa - \varepsilon$, RNG y Lam-Bremhorst.

López-Ramírez et al. (2004) ⁷⁴). Estudiaron la influencia de los cambios de temperatura en la entrada de flujo de acero fundido en el distribuidor mediante modelos físicos y matemáticos. El estudio del cambio de temperatura ayudó a estudiar el comportamiento real del flujo del acero fundido dominado por fuerzas de flotación en un distribuidor.

Pardeshi et al. (2004) ⁷⁵). Desarrollaron un modelo de flujo de fluidos y la transferencia de calor en un distribuidor de tal forma que pudieron capturar la dinámica de los procesos transitorios. Dicho modelo se basó en un análisis térmico de la transferencia de calor del acero líquido, el refractario, el acero y los modificadores de flujo. Este modelo se validó comparando las predicciones de modelos para las condiciones de flujo de fluidos laminar y turbulento citadas en la literatura.

Kumar et al. (2004) ⁷⁶). Hicieron estudios experimentales y computacionales sobre el modelado del flujo y RTD e indicaron que una malla suficientemente pequeña es necesaria para llegar a una solución

independiente de la malla. Encontraron que el modelo de turbulencia de Esfuerzos de Reynolds simula mejor el RTD que el modelo de turbulencia estándar $\kappa - \varepsilon$.

Zamora et al. (2004) ⁷⁷). Estudiaron los flujos de agua promovidos por inercia y flotabilidad en condiciones de burbujeo de gas y estratificación térmica en un distribuidor de un solo canal, utilizando un modelo de agua a escala 2/5. El uso de inhibidores de turbulencia produjo un aumento del volumen de flujo pistón en condiciones no isotérmicas, mejorando el flujo de fluidos. El flujo alto originó un flujo recirculante en ambos lados de la cortina de burbujas de gas.

Ramos-Banderas et al. (2004) ⁷⁸). Realizaron simulaciones en modelos físicos y matemáticos de flujo de fluidos inestables en un modelo acuoso de un distribuidor. Utilizaron un enfoque LES para predecir cualitativamente los campos de flujo de agua de recirculación superior en el modelo físico. Por lo tanto, determinaron que LES era adecuado para la simulación de los parámetros del chorro, como lo es el ángulo del chorro y la posición de impacto de los chorros de entrada

en la pared estrecha del molde. Las entradas escalonadas de agua caliente condujeron corrientes de este fluido hacia la superficie del baño debido a las fuerzas de flotación, mientras que las entradas escalonadas de agua fría conducían corrientes de líquido a lo largo del fondo del distribuidor.

Tripathi y Ajmani (2005) ⁷⁹. De acuerdo a la **Figura 12**, ellos hicieron una investigación numérica de los fenómenos de flujo de fluidos en un distribuidor curvo, mediante un modelo matemático 3D. Con este tipo de distribuidor, ellos pudieron observar mejoras en el flujo de fluidos y en la flotación de inclusiones, además, de un aumento del volumen pistón.

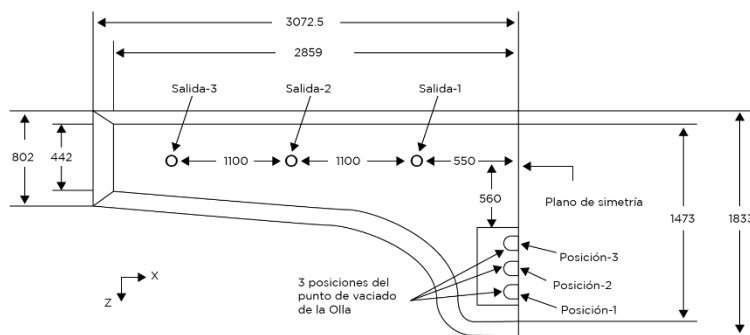


Figura 12. Vista superior de un distribuidor con forma curva.

Cho y Kim (2006) ⁸⁰. Propusieron un nuevo modelo de mezclado en el distribuidor para predecir la concentración de salida del distribuidor durante el cambio de olla que trae consigo cambio de temperatura. Este modelo fue diseñado para minimizar el número de parámetros a solo uno en comparación con **Huang y Thomas (1996)** ⁸¹ que tenían 6 parámetros para ajustar.

Vayrynen et al. (2007) ⁸². Hicieron simulaciones CFD de las operaciones de un distribuidor en estado estable y transitorio y llegaron a la conclusión que el software no podía simular con precisión el comportamiento del modelo acuoso, pero para el caso de la temperatura y el estado transitorio a escala completa, fueron satisfactorias las predicciones, esto debido a que, en el modelo a escala, las áreas de flujo son mucho más pequeñas.

Zorzut et al. (2007) ⁸³. Desarrollaron un modelo matemático con el cual podían predecir el cambio de grado del acero. En este modelo se establecieron celdas elementales de interconexión de dilución que describían la cubierta y cada canal, las celdas se consideraron con

una concentración uniforme. Este modelo fue muy útil para la operación de cambio de grado del acero.

La eliminación de inclusiones en el distribuidor es una operación muy importante y se ha trabajado mucho en la literatura durante esa década del 1999 a 2010.

Mazumdar y Guthrie¹ habían discutido los estudios sobre la separación por inclusiones en que la velocidad de Stokes de las partículas, $u_{T,i}$, se añadía vectorialmente a la componente vertical del movimiento del fluido, v , en la ecuación diferencial parcial que es básicamente una ecuación de convección-difusión para la transferencia de especies químicas. Esta consideración les llevo a obtener una ecuación de conservación de inclusiones en estado estable (39), con la cual se resuelve la concentración de inclusiones, c_i .

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho c_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u c_i)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho[v + u_{T,i}]c_i)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w c_i)}{\partial z} \\ = \frac{\partial}{\partial x} \left(\Gamma_{eff} \frac{\partial c_i}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\Gamma_{eff} \frac{\partial c_i}{\partial y} \right) \\ + \frac{\partial}{\partial z} \left(\Gamma_{eff} \frac{\partial c_i}{\partial z} \right) + S_i \end{aligned} \quad (38)$$

Generalmente cada grupo de inclusiones se caracteriza por su diámetro. También discutieron el término que representa la generación o destrucción de un tamaño determinado de inclusiones por coalesción, S_i , y las condiciones de frontera. **Hamill y Lucas (1999)**⁸⁴⁾ utilizaron un modelo algebraico de deslizamiento (ASM) para estudiar el movimiento y eliminación de inclusiones, resolviendo la ecuación de fracción de volumen escalar y la ecuación básica de conservación multifase. Utilizaron un software CFX para obtener los resultados numéricos que fueron comparados con los resultados publicados anteriormente por **Joo et al. (1991)**⁸⁵⁾ quien usó la ecuación (39) y el software METFLO 3D para resolver las ecuaciones. Así, mostraron que las inclusiones mayores a 100 micras deberían flotar hacia afuera, mientras que las inclusiones menores a 40 micras, se quedan retenidas en el acero líquido que sale por los canales.

Schwarze et al. (2001)⁸⁶⁾ y **Huelstrung et al. (2005)**⁸⁷⁾ hicieron predicciones del grado de separación de inclusiones, el segundo utilizó un “modelo de fase discreta” y utilizó los resultados para diseñar un

distribuidor con una mayor capacidad. Además, investigaron el comportamiento de partículas sólidas de alumina utilizando el método Euler-Lagrangiano. Resolvieron las ecuaciones básicas de conservación junto con la siguiente ecuación:

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + \frac{g_x(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x \quad (39)$$

Para esto, se definió el coeficiente de fricción como:

$$F_D = \frac{18\mu c_D Re}{24\rho_p d_p^2} \quad (40)$$

donde Re y c_D son el número de Reynolds y el coeficiente de arrastre definidos como:

$$Re = \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu} \quad (41)$$

$$c_D = a_1 + \frac{a_2}{Re} + \frac{a_3}{Re^2} = \frac{24}{Re} \quad (42)$$

F_x es la fuerza requerida para acelerar la capa líquida redondeando y adherida a la partícula.

Schwarze et al. (2001) ⁸⁶). Consideraron la masa agregada (**Figura 13**) en sus estudios isotérmicos y no isotérmicos en un distribuidor en forma V, para el caso de estimar la trayectoria de una partícula en un marco de Lagrange. También incluyeron un término para la fuerza de la presión, F_p , creada por la aceleración del movimiento del fluido:

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + \frac{g_x(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x + F_p \quad (43)$$

Para un fluido uniforme se encontró:

$$F_p = \frac{\rho}{\rho_p} \left(u_p \frac{du}{dx} \right) \quad (44)$$

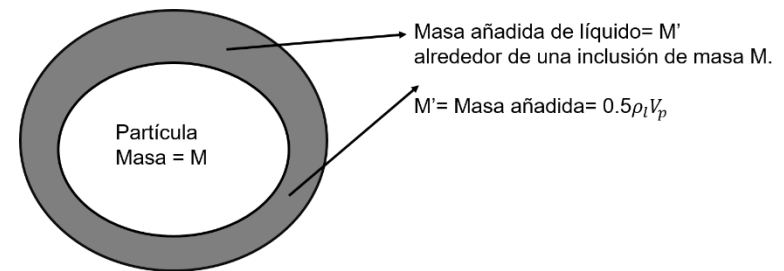


Figura 13. Ilustración de la “masa añadida” asociada a una película de líquido que rodea a la partícula o inclusión

Para simular el efecto caótico de los remolinos de turbulencia en la fase líquida en las trayectorias de las inclusiones, **Díaz et al. (2005)** ⁸⁸⁾ desarrollaron un modelo, el cual incluía el vector de velocidad aleatoria fluctuante (u'_i), el vector de velocidad promedio en el tiempo calculado (u_i), con el fin de obtener la velocidad de inclusiones en cada paso de tiempo. Cada componente aleatorio de la velocidad de inclusiones es proporcional al nivel de energía cinética turbulenta (k_p), de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$u'_i = \zeta_i \sqrt{\bar{u}'^2} = \zeta_i \sqrt{\frac{2k}{3}} \quad (45)$$

Donde ζ_i es un número aleatorio, normalmente distribuido entre -1 y 1 que cambia a cada paso de la integración. Además, Díaz consideró la siguiente ecuación en vez de la ecuación 40

$$\frac{dv_{p,j}}{dt} = \frac{18 \rho v}{\rho_p d_p^2} (1 + 0.015 Re_p^{0.687}) (u_i - v_{p,j}) + \left(1 - \frac{\rho}{\rho_p}\right) g_i \quad (46)$$

Zhang et al. (2000) ⁸⁹⁾. Propusieron 3 modos de eliminación de inclusiones del acero fundido en un distribuidor: por flotación a la superficie, colisión y coalescencia de inclusiones para formar otras más grandes y adhesión al revestimiento de superficies sólidas. Estas remociones de inclusiones fueron estudiadas en flujos de fluidos en 3D y sin dispositivos de control de flujo, aunque los dispositivos de flujo han sido favorables para la eliminación de inclusiones. El modo de colisión y coalescencia, fueron las formas más favorables para eliminar las inclusiones de menor tamaño, ya que el número de colisiones por unidad de tiempo por unidad de volumen de acero fue mucho mayor para las inclusiones más pequeñas que para las más grandes.

Schwarze et al. (2001) ⁸⁶⁾. Estudiaron el grado de separación de inclusiones en diferentes configuraciones de distribuidores en forma de V mediante modelos numéricos. Consideraron flujos isotérmicos y no isotérmicos en los cuales solo se presentan pequeñas diferencias en los resultados. El grado más alto de

separación de inclusiones se alcanzó cuando la presa se colocó justo al comienzo del brazo del distribuidor, lo cual se muestra en la **Figura 14**.

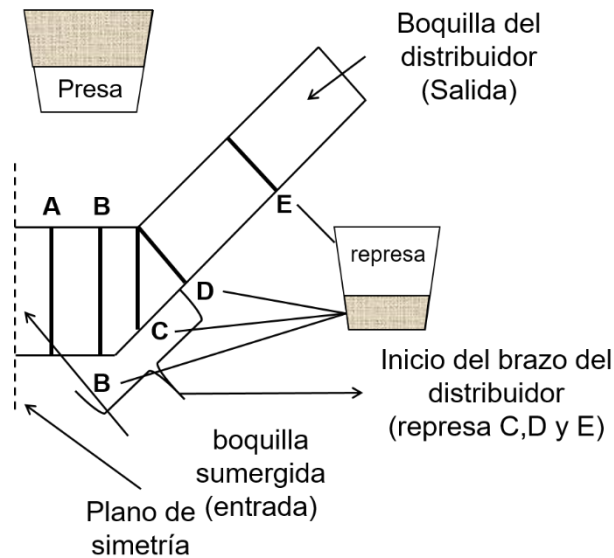


Figura 14. Ilustración de un distribuidor en forma V con diferentes arreglos de paredes y barreras.

Thomas y Bai (2001) ⁹⁰⁾ Resumieron los mecanismos de formación, los métodos de detección y la prevención de la obstrucción de las boquillas del distribuidor, centrándose en los modelos computacionales y en la cuantificación de los aspectos no relacionados con la

composición. Clasificaron la obstrucción del distribuidor en 4 tipos:

1. El transporte de óxidos presentes en el acero a la pared de la boquilla.
2. Aspiración de aire en la boquilla.
3. Reacción química entre el refractario de la boquilla
4. Acero y la solidificación del acero en la boquilla.

También minimizaron las inclusiones optimizando el flujo de fluidos, controlando las adiciones de aleaciones de acero, escorias y composiciones refractarias, mejorando el material de la boquilla y evitando la aspiración de aire.

Rogler et al. (2004) ⁹¹⁾ Informaron la posibilidad de la eliminación de inclusiones del distribuidor mediante burbujeo. Desarrollaron un modelo matemático simple y llegaron a la conclusión de que la probabilidad de adhesión de la partícula/burbuja (P_{at}) es el producto de las probabilidades de tres pasos fundamentales de este proceso, incluyendo el adelgazamiento, la ruptura y la estabilidad de contacto trifásico (**Figura 15**).

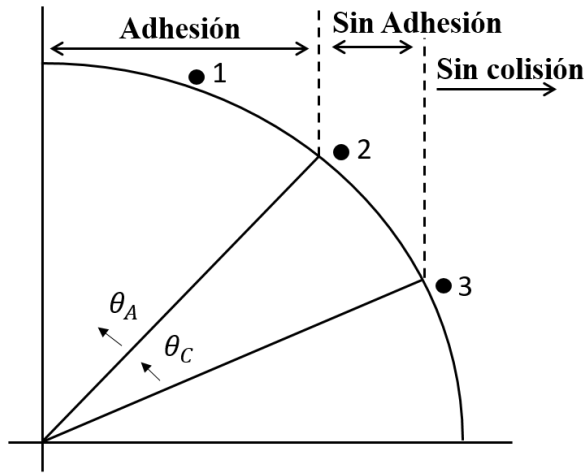


Figura 15. Diagrama esquemático de ángulos de impacto críticos

Llegaron a la conclusión de que la eficiencia de separación de las partículas de inclusión dentro del baño líquido que fluye en un distribuidor se ve influida por una serie de factores como el comportamiento general del flujo de fluidos, la naturaleza química y física de las inclusiones, el tamaño de las inclusiones y las velocidades y mecanismos de captura de partículas por varios sumideros de partículas potenciales. A partir de su estudio, demostraron que el FCD mejoró la eficiencia de separación de partículas y las burbujas de tamaño adecuado indujeron las mayores eficiencias de

separación de partículas. Sin embargo, no consideraron refractarios, escorias ni flujos.

Solhed et al. (2002) ⁹²⁾ estudiaron e incluyeron las interacciones acero-escoria en un distribuidor de colada continua. Con su modelo se determinó la ubicación óptima de los dispositivos de flujo, mejorando la distribución de temperatura en el acero y la eliminación de inclusiones hacia la escoria. Concluyeron que la intercara acero-escoria es muy inestable y que el acero líquido puede atrapar escoria y formar inclusiones en el producto final. También hicieron investigación sobre la flotación y atrapamiento de la escoria. Resolvieron la ecuación de conservación de especies químicas α , para cada fase j , además de la ecuación de conservación de masa, conservación de momento y conservación de energía.

$$\rho \cdot \vec{V} \cdot \frac{Dn_{\alpha}}{Dt} = \nabla \cdot \left(\sum_j \rho D_j \cdot n_{\alpha j} \cdot \nabla m_j \right) \quad (47)$$

Incorporaron la fase de escoria en su modelo:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_l c_l) + \text{div}(\rho_l \vec{V}_l c_l) = 0 \quad (48)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_s c_s) + \text{div}(\rho_s \vec{V}_s c_s) = 0 \quad (49)$$

Los volúmenes relativos de acero y escoria en un volumen de control particular vienen dados por las siguientes ecuaciones.

$$V_{acero} = \frac{c_l}{c_l + c_s} \frac{1}{\rho_{acero}} \quad (50)$$

$$V_{escoria} = \frac{c_s}{c_l + c_s} \frac{1}{\rho_{escoria}} \quad (51)$$

De acuerdo a sus resultados computacionales, se vio que las concentraciones de escoria eran muy bajas en las regiones cercanas a la pared, mientras que cerca de la cubierta y la varilla de tope, las concentraciones de escoria eran más altas.

Una cubierta de olla giratoria (SLS) puede ser muy útil para reducir la energía cinética turbulenta dentro de la zona de entrada.

Díaz et al. (2004) ⁹³⁾ propusieron un dispositivo para controlar la turbulencia del chorro en la entrada del distribuidor y mediante las mediciones de Velocimetría de Imágenes de Partículas (PIV) indicaron que este diseño disminuyó la velocidad de impacto en el fondo del distribuidor a 1/3 de una olla convencional. Los efectos de remolino ayudaron a disipar la energía de turbulencia del chorro antes de que llegue al fondo del distribuidor, disminuyendo así las velocidades de los fluidos que impactan en la espalda y las paredes delanteras del distribuidor.

Con las mediciones experimentales de las velocidades en el flujo de fluidos con la técnica PIV, se validaron modelos matemáticos empleando varios modelos de turbulencia como el $\kappa - \varepsilon$, $\kappa - w$ y RSM, pero solo este último arrojó predicciones que coincidían con los mediciones experimentales (**Figuras 16, 17 y 18**). Con estos resultados, ya no fue necesario utilizar dispositivos de control de flujo como presas o inhibidores de turbulencia.

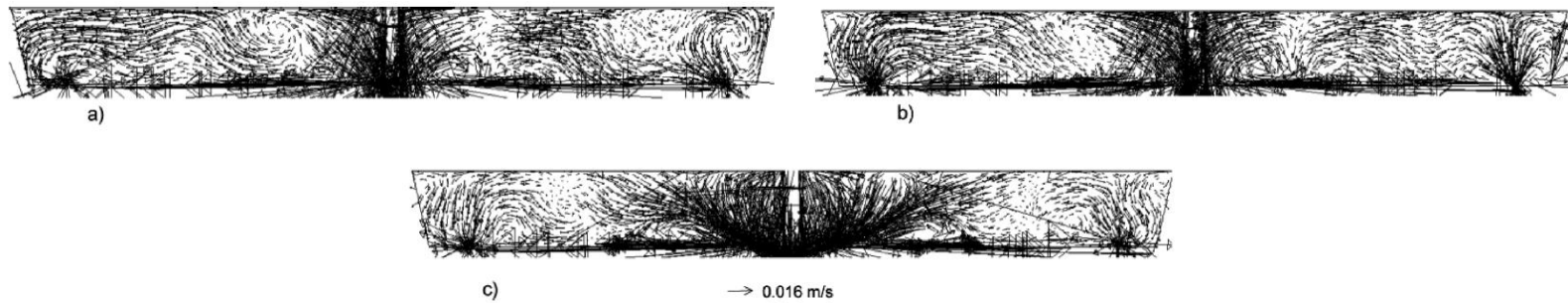


Figura 16. Campos de velocidad a lo largo del plano simétrico-longitudinal predicho matemáticamente, utilizando diferentes modelos de turbulencia; a) modelo $\kappa - \epsilon$, b) modelo $\kappa - w$ y c) modelo RSM.

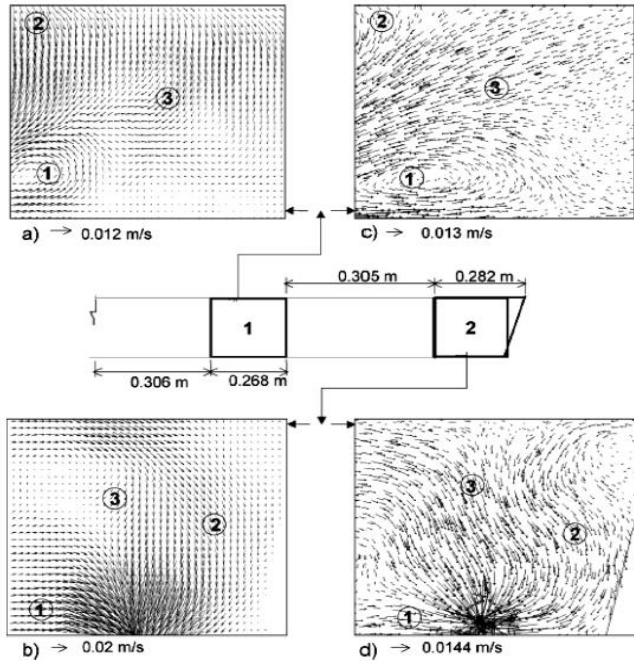


Figura 17. Campos de velocidad medidos, que se predijeron matemáticamente utilizando el modelo RSM en planos longitudinales simétricos; (a) mediciones PIV en el plano 1, (b) predicciones matemáticas en el plano 1, (c) medición PIV en el plano 2 y (d) predicciones matemáticas en el plano 2.

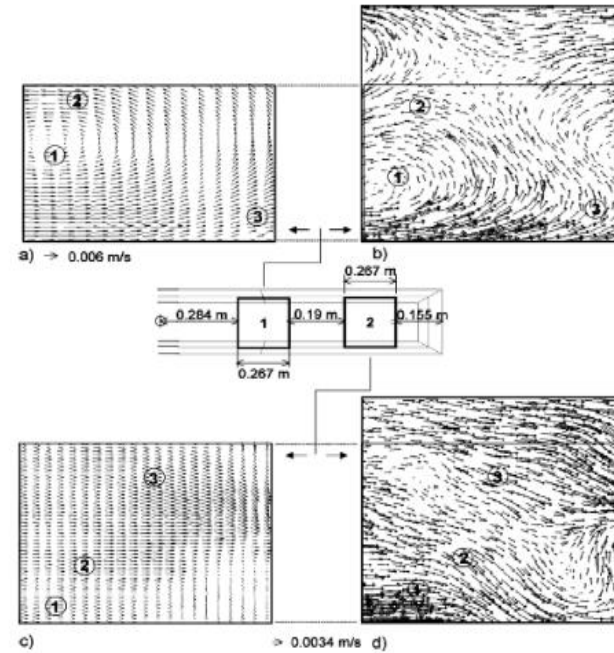


Figura 18. Campos de velocidad medidos, que se predijeron matemáticamente utilizando el modelo RSM en planos horizontales simétricos; (a) mediciones PIV en el plano 1, (b) predicciones matemáticas en el plano 1, (c) medición PIV en el plano 2 y (d) predicciones matemáticas en el plano 2.

Hou y Zou (2005) ⁹⁴⁾. Estudiaron patrones de flujo en un distribuidor con flujo arremolinado en una cámara giratoria. De acuerdo a las simulaciones numéricas, sugirieron que el modelo más adecuado era el modelo RNG $\kappa - \varepsilon$, ya que podía converger con más facilidad que el modelo estándar $\kappa - \varepsilon$ para flujos de curvatura fuerte y para flujos con diferentes números de Reynolds en diferentes áreas. También concluyeron que los patrones de flujos asimétricos eran debido a flujos

arremolinados fuera de la cámara giratoria a causa de las fluctuaciones de turbulencia.

Diaz et al. ⁹⁵⁾ En otro estudio concluyeron que el SLS evita de manera eficiente la formación de vórtices y flujos recirculantes tanto en condiciones isotérmicas como no isotérmicas. SLS mejora la flotación de la inclusión y hace que la tasa de flotación dependa menos del tamaño de partícula. Las trayectorias de las inclusiones en el flujo de agua se muestran en **Figuras 19, 20 y 21**.

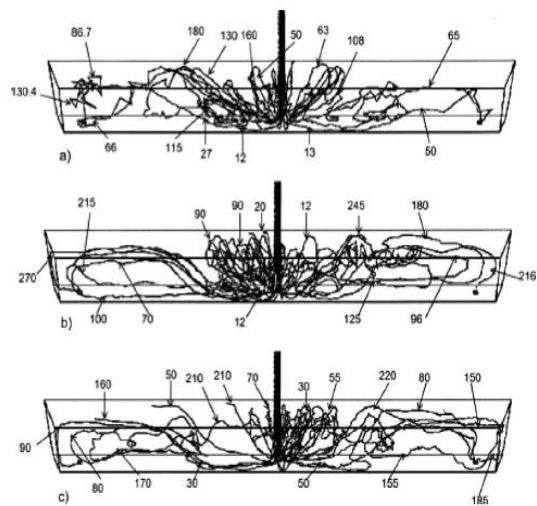


Figura 19. Trayectorias de inclusiones en el flujo de agua obtenidas por simulación matemática: vista isométrica usando cubierta de olla convencional y partículas de 20 micras; (a) 27 s después, (b) 120 s después y (c) 240 s después de la entrada del escalón térmico.

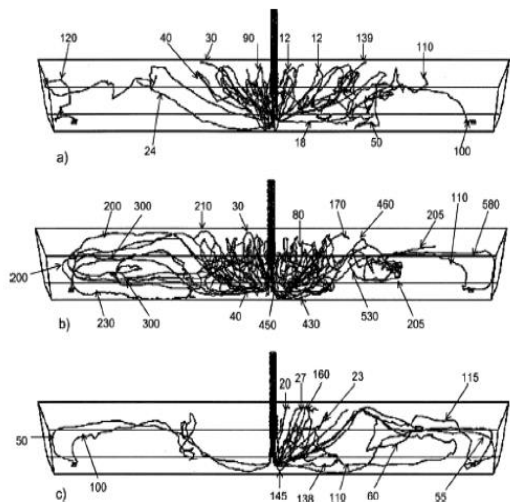


Figura 20. Trayectorias de inclusiones dentro del flujo de agua obtenidas por simulación matemática: vista isométrica usando cubierta de olla convencional y partículas de 100 micras; (a) 27 s después, (b) 120 s después y (c) 240 s después de la entrada del escalón térmico.

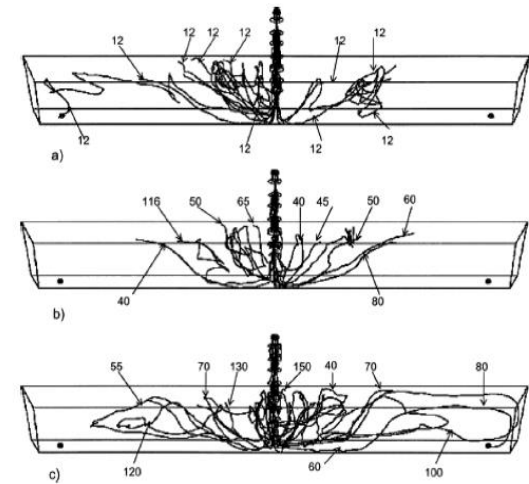


Figura 21. Trayectorias de inclusiones en el flujo de agua obtenidas por simulación matemática: vista isométrica usando cubierta de olla giratoria y partículas de 20 micras; (a) 27 s después, (b) 120 s después y (c) 240 s después de la entrada del escalón térmico.

También estudiaron el efecto de la cubierta de la olla giratoria (SLS) sobre el flujo de fluidos y la transferencia de masa en un modelo acuoso. Sus simulaciones experimentales y matemáticas, presentaron 2 tipos de cubierta de olla; la cubierta de olla convencional y la giratoria que disipa la energía cinética turbulenta mediante el movimiento de rotación del chorro en la entrada del distribuidor.

Con la exhaustiva revisión de flujo de fluidos y las turbulencias en los distribuidores que existe en la literatura, es importante discutir también flujos no isotérmicos. Existen muchas situaciones en la práctica real en las que la temperatura de la corriente entrante de la olla es diferente de la del acero presente en el distribuidor. Ha sido demostrado por **Chakraborty y Sahai**³⁹, y por **Joo y Guthrie**⁴⁴), que los patrones de flujo de fluidos desarrollados en tales casos son bastante diferentes de los obtenidos en condiciones isotérmicas. Las condiciones no isotérmicas dan lugar a flujos impulsados por convección natural y flotabilidad dentro del distribuidor que son de un orden de magnitud comparable a los flujos impulsados por inercia.

Damle y Sahai. (1996)¹⁶ Examinaron criterios de modelado necesarios para un sistema de distribuidor no isotérmico. Para flujos no isotérmicos, es necesario satisfacer la similitud térmica además de las similitudes geométricas y dinámicas. Los flujos de fluidos y la mezcla de acero fundido en un distribuidor de colada continua de doble hilo, se investigaron utilizando un modelo de mezcla en condiciones no isotérmicas de **Alizadeh. et al. (2008)**⁹⁶). Este modelo condujo a un conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias que se resolvieron con un algoritmo de Runge-Kutta. Las pruebas de modelado de agua en estado estacionario se llevaron a cabo en condiciones no isotérmicas. Se utilizaron datos experimentales obtenidos del modelo de agua para calibrar el modelo de mezcla. Como resultado de la presencia de fenómenos de convección mixta en el distribuidor no isotérmico, partes del fluido primario se mezclaron con el fluido entrante tibio. Debido a la diferencia de densidad entre los dos fluidos, la canalización de fluidos se hizo evidente dentro del distribuidor. Se encontró que la tasa de flujo volumétrico del fluido en el canal depende de la relación entre las fuerzas de inercia y las de flotabilidad dentro del

distribuidor. Como observaciones finales, se puede decir que se hizo mucho trabajo en la década de 1999 a 2010 en cuanto a modelado físico y matemático de las operaciones de distribuidores de colada continua. Sin embargo, el arrastre de escoria, que es uno de los problemas más importantes en la colada continua, no había recibido hasta ese entonces mucha atención y solo unos pocos investigadores lo han informado en la literatura. Esta revisión también muestra una tendencia del modelado de condiciones no isotérmicas. En realidad, las operaciones de los distribuidores no son isotérmicas y existen efectos de la temperatura del acero de entrada y las fuerzas de flotación. Por lo tanto, las predicciones del modelado isotérmico pueden no ser correctas ya que los flujos de los distribuidores son muy sensibles a pequeñas fluctuaciones en la temperatura del acero / escoria (es decir, $\sim 5^\circ \text{C}$).

4.3. Trabajo de investigación en la última década 2010-2020 ⁹⁷⁾

Durante 1985 - 2010, predominó el modelado de flujo turbulento homogéneo y el enfoque se centró en general en el modelado, durante el período de funcionamiento

estable de un distribuidor. Paralelamente, se hicieron grandes esfuerzos para modelar los fenómenos de turbulencia en los sistemas de distribuidores y, muy a menudo se hicieron mediciones en modelos de agua. Los estudios en esta nueva década de 2010 a 2020 siguieron abarcando fenómenos tales como como el flujo de fluidos, la turbulencia, la distribución del tiempo de residencia (RTD) o mezclado químico, flotación y remoción de inclusiones y pérdida de calor, etc. Desde 2008, el modelado transitorio y multifase del distribuidor metalúrgico empezó a hacer popular. Potente software dinámico de Fluidos computacional (CFD) en conjunto con los flujos multifase (2 y 3 fases) se desarrollaron y aplicaron en distribuidores. Estos se restringieron en gran medida al cálculo del flujo de gas - líquido en estado estacionario, isotérmicos, en condiciones de flujo turbulento. Principalmente, los esquemas numéricos usados son VOF (volumen de fluido) así como VOF + DPM (modelado de fase discreta) combinando cálculos de procedimientos multifásicos, no isotérmicos, flujos reaccionantes (reacciones escoria-metal o gas-metal). A pesar de los avances en la teoría y los poderosos procedimientos computacionales hasta 2010, se destaca

que el progreso fue lento en el modelado matemático del distribuidor metalúrgico, particularmente durante la década de 2010 a 2020 y se ha perdido interés en estas simulaciones. Al final de esta sección se presenta la simulación numérica de dos operaciones metalúrgicas de diferentes distribuidores destacando la importancia de la integración de las características reales del proceso y las mediciones de apoyo en los estudios de modelos matemáticos.

4.3.1. Operaciones del distribuidor metalúrgico y su modelado matemático

Un distribuidor es un reactor de carga en el que el acero fundido normalmente entra por una buza por arriba y sale por una o varias salidas por el fondo. Salvo en su llenado inicial, cambio de olla y al final del periodo de vaciado, el distribuidor opera prácticamente en estado estacionario. Dependiendo del calor y la duración de la secuencia, los períodos transitorios pueden ser una pequeña fracción o una fracción apreciable de la duración del estado estable. Diversos fenómenos en los dos períodos característicos de operación de un distribuidor (estable o transitorio), de relevancia para las acerías, se resumen en **Figura 22**.

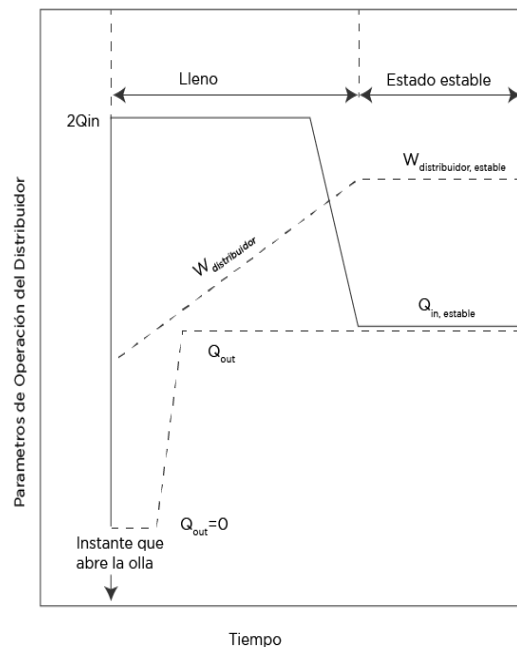


Figura 22. Resumen de las operaciones en un distribuidor en estado estacionario y transitorio, así como sus fenómenos asociados.

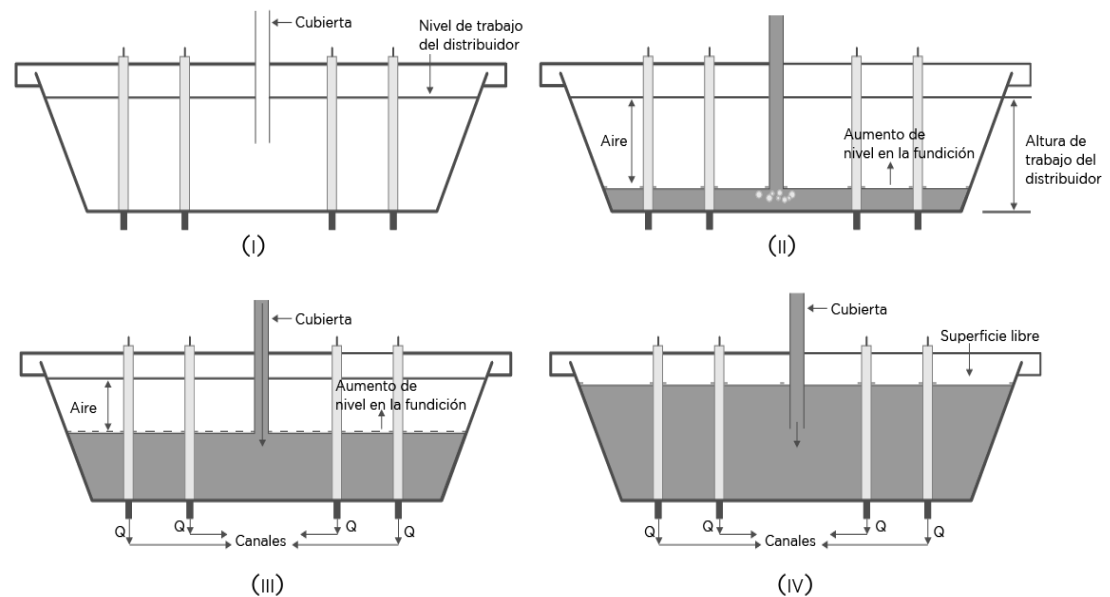
El distribuidor es precalentado (a 1250°C aprox.) para la transferencia de acero fundido desde la olla hasta el molde. Al inicio, el acero líquido de la olla se alimenta a un mayor flujo que el flujo neto del distribuidor, esto para garantizar la rápida inmersión de la buza de la olla para minimizar la mezcla de la escoria líquida con acero y evitar la absorción del gas en el distribuidor.

La variación típica de los parámetros operativos clave durante el arranque se muestra en **Figura 23a**, mientras que las etapas correspondientes de la operación de puesta en marcha del distribuidor se representan esquemáticamente en la **Figura 23b**. Durante el período

de llenado progresivo de un distribuidor, se añaden reactivos formadores de escoria adecuados para formar una cubierta protectora de escoria necesaria para limitar las pérdidas por radiación y ayudar en la asimilación de las inclusiones.



(a)



(b)

Figura 23. (a) Variación de los parámetros operativos clave durante la puesta en marcha y (b) representación esquemática idealizada de las distintas etapas de la puesta en marcha de un distribuidor [(i) distribuidor precalentado y sin llenar (ii) llenado inicial con la punta de la cubierta expuesta (iii) llenado y colada continua con la punta de la cubierta sumergida y (iv) colada continua en estado estable].

Todos los distribuidores modernos permanecen cubiertos físicamente durante la operación para asegurar una alta eficiencia térmica y química (por ejemplo, pérdida mínima de calor, ingreso de aire insignificante, etc.).

Los principales parámetros operativos tales como, el caudal, el volumen de acero líquido, etc. permanecen prácticamente constantes. Las interacciones escoria-metal durante el período de estado estacionario son generalmente menos pronunciadas a menos que se introduzca argón a través de la cubierta de la cuchara en el distribuidor. Fenómenos de interés durante el período de flujo estable incluye, flotación de inclusiones, distribuciones de tiempo de residencia (RTD), caída de temperatura, formación de ojos en el distribuidor y reacciones escoria-metal (es decir, reducción de sílice presente en la escoria del distribuidor por aluminio disuelto en la masa fundida).

Los fenómenos reaparecen en el distribuidor durante el cambio de olla, así como durante las operaciones de fin de secuencia (ver **Figura 22**). Durante estas etapas transitorias, el flujo cesa por un momento y la profundidad del baño disminuye. Por lo tanto, a medida

que el material de una olla nueva alimenta al distribuidor, puede producirse una mezcla térmica y de material severa entre la escoria y el ambiente (aire). El arrastre de escoria y las pérdidas de metales residuales también se convierten en un problema importante durante el cambio de olla y las operaciones de fin de secuencia. Los estados físicos idealizados de un distribuidor, durante el cambio de olla y el final de las operaciones de secuencia, se representan esquemáticamente en la **Figura 24**.

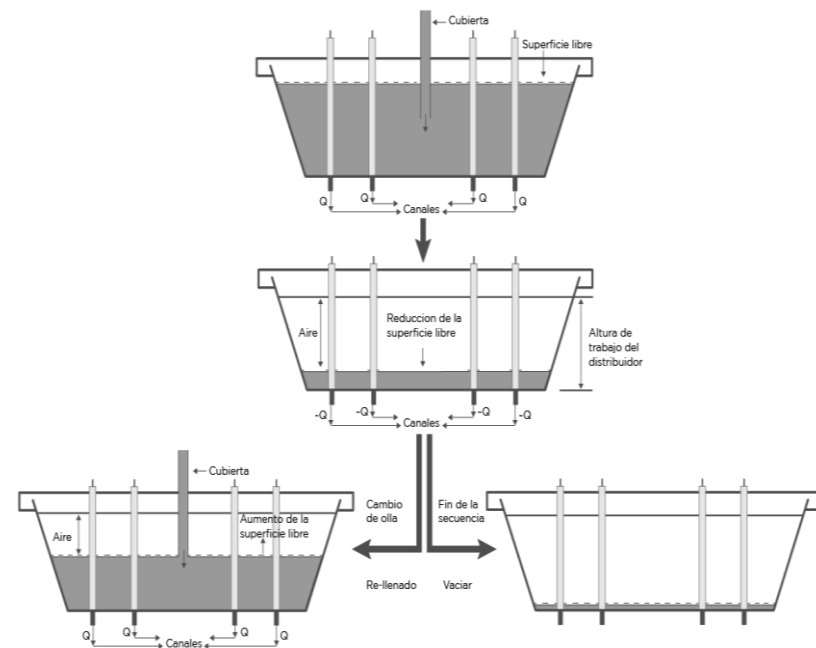


Figura 24. Operaciones transitorias y esquemas de varios estados de un distribuidor durante el cambio de olla y el final de las secuencias de operaciones.

Tabla 9. Volumen y capacidad del distribuidor y estimaciones de algunos parámetros derivados del proceso en integrados y mini fábricas (plantas especiales de acero).

Planta de acero	Capacidad (Ton)	Volumen (m ³)	Área superficial (m ²)	Tiempo residencial nominal (min)	Área superficial con relación al volumen (m ⁻¹)
Un solo canal slab y fino slab en el sistema del distribuidor de fundición					
A	32	4.44	18.25	10.32	4.11
B	37	5.14	10.98	16.8	4.08
C	28	3.8	18.11	5.00	4.76
Multi canales en un sistema abierto de distribución de colada					
D	27	3.76	23.75	15.88	6.33
E	11.6	1.61	20.65	13.8	12.8
F	10	1.39	19.6	12.34	14.1

La forma, capacidad, tasa de rendimiento y parámetros operativos de diferentes distribuidores de seis plantas de acero, reproducidas de ⁹⁸⁾, se presentan en las **Tablas 9** y **10**, respectivamente. Estos varían de una planta de acero a otra y, por lo tanto, el tiempo de residencia nominal asociado, la relación entre el área de superficie y el volumen, la profundidad de inmersión de la buza, la distancia de la buza al canal, etc. también varían considerablemente entre las plantas.

En consecuencia, es probable que el rendimiento metalúrgico de los sistemas de distribuidores de fabricación de acero sea específico en cada planta. Por lo tanto, las soluciones para mejorar el funcionamiento de los distribuidores se desarrollan mediante modelos matemáticos elaborados y validados por mediciones a escala industrial y de laboratorio.

Tabla 10. Parámetros clave de operación en 6 plantas de acero mostradas en la Tabla 9.

Planta de Acero	Tasa de rendimiento medio (Ton min ⁻¹)	Inyección de argón en la cubierta	Número de canales	Dimensiones de profundidad sumergida en la cubierta	Dimensiones del mínimo y máximo de la distancia de la cubierta al canal
A	3.1	Ninguno	1	0.20	0.72
B	2.2	Interno	1	0.18	0.829
C	3.67	Interno	1	0.74	0.96
D	1.7	Ninguno	4	0.42	0.298; 0.895
E	0.840	Interno	3	0.568	0; 0.852
F	0.810	Externo	3	0.4	0; 0.873

4.3.2. Revisión del modelado multifásico de las operaciones metalúrgicas del distribuidor

Las simulaciones numéricas de las operaciones de metalúrgicas de los distribuidores, comenzaron en los 80's con modelos hidrodinámicos bidimensionales (2-D) en estado estable, incorporando un modelo algebraico de viscosidad turbulenta. Posteriormente se desarrollaron modelos 3-D, con flujos turbulentos homogéneos, junto con ecuaciones de conservación de energía térmica y de masa apropiadas y / o ecuaciones de trayectoria de partículas, para investigar las distribuciones de tiempo de residencia (RTD), el transporte de energía térmica, la trayectoria de inclusiones entre otras cosas. Los modelos bifásicos

usando DPM son más recientes y se usan para simular burbujeo de gases en el tundish. Más recientemente se han desarrollado modelos de 3 fases.

Chattopadhyay et al. ⁹⁹⁻¹⁰¹) investigó las trayectorias de partículas y burbujas en modelos de agua de sistemas de distribución de colada continua en estado estable mediante el acoplamiento de las ecuaciones turbulentas de Navier-Stokes con un modelo de fase discreta (DPM). En sus estudios, las trayectorias, la población y la distribución de la fase dispersa (es decir, burbujas) se calcularon numéricamente incorporando burbujas/partículas con cierta forma y tamaño, se empleó

un modelo de 2 ecuaciones para modelar la turbulencia. Posteriormente, **Chatterjee et al.** ¹⁰²⁾ abordaron un problema más desafiante y predijo numéricamente la formación del ojo de escoria en el distribuidor (tundish open eye; TOE) a través de un procedimiento combinado de los algoritmos VOF de dos fases acero-escoria + DPM para modelar la trayectoria de las burbujas de gas. Se encontró buena concordancia entre predicciones de TOE y observaciones en planta.

En la literatura metalúrgica, VOF acoplado + DPM ha sido popular en los últimos años y se ha aplicado para calcular flujos de gas-metal-escoria en los procesos del acero. Las ecuaciones que gobiernan el mezclado y la fase discreta del movimiento en el acoplamiento del VOF + DPM son de naturaleza muy diferente y su acoplamiento puede ser no riguroso. Esto se puede analizar mediante sus formulaciones representadas por: Ecuación de conservación de cantidad de movimiento de la mezcla, *mix*:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho_{mix} * \bar{v}_{mix}) + \nabla * (\rho_{mix} * \bar{v}_{mix} * \bar{v}_{mix}) \\ = -\nabla p + \nabla * (\mu_{eff} \nabla \bar{v}_{mix}) + S_{\bar{v}_{mix}} \\ + \rho_{mix} \bar{g} + \bar{F}_B + f_{\sigma} \end{aligned} \quad (52)$$

Ecuación de movimiento de la fase discreta:

$$\frac{d\bar{V}_b}{dt} = \bar{F}_{drag} + \left(1 \cdot \frac{\rho_l}{\rho_g}\right) \bar{g} \quad (53)$$

Donde \bar{F}_B y F_{drag} son la fuerza de arrastre por unidad de volumen en ecuación (53) y la fuerza de arrastre por unidad de masa en la ecuación (54) y que están interrelacionadas una con la otra. La última fuerza se define como:

$$\bar{F}_{drag} = \frac{3\mu}{4d_b^2\rho_b} C_D Re(\bar{V}_{liq} \cdot \bar{V}_b) \quad (54)$$

En la cual, d_b^2 es el tamaño de la burbuja, C_D es el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds, Re es expresado como:

$$Re = \frac{d_b \rho_{liq}}{\mu} |\bar{V}_{liq} - \bar{V}_b| \quad (55)$$

Solorio-Díaz et al. ¹⁰³⁾ y **Morales y et al.** ¹⁰⁴⁾ desarrollaron modelos computacionales de 2 y 3 fases de flujos en la buza de la olla y el sistema de distribución. Se demostró que los fenómenos de arrastre y atrapamiento de escoria se pueden modelar razonablemente bien mediante el procedimiento de cálculo del algoritmo VOF. Sin embargo, el cambio de olla y el final de las secuencias aún no se han modelado ni se ha reportado que las técnicas numéricas reproduzcan estas operaciones con éxito.

Siddiqui y Jha ¹⁰⁵⁾ y **Alam et al.** ¹⁰⁶⁾ también han investigado la hidrodinámica, la dinámica poblacional y las trayectorias de las inclusiones, así como el mezclado térmico en los distribuidores, adaptando enfoques similares a los mencionados anteriormente. Si bien se aplicó DPM para estudiar las trayectorias de inclusión, el volumen establecido de nivel del fluido, CLSVOF ¹⁰⁷⁾ se aplicó un modelo a los fenómenos de mezclado de calor.

Zhang y col. ¹⁰⁷⁾ Estos autores desarrollaron modelos VOF trifásicos, considerando diferentes etapas en el cambio de olla, pero no consideran una velocidad

constante de colada ni la temperatura diferencial entre el líquido entrante y el residual. La secuencia de procesamiento simulada en este estudio está representada por la **Figura 25**. La característica importante de una olla industrial de cambio de olla y de intermezclado de grado de acero con una rapidez de colada constante no se ha simulado aún.

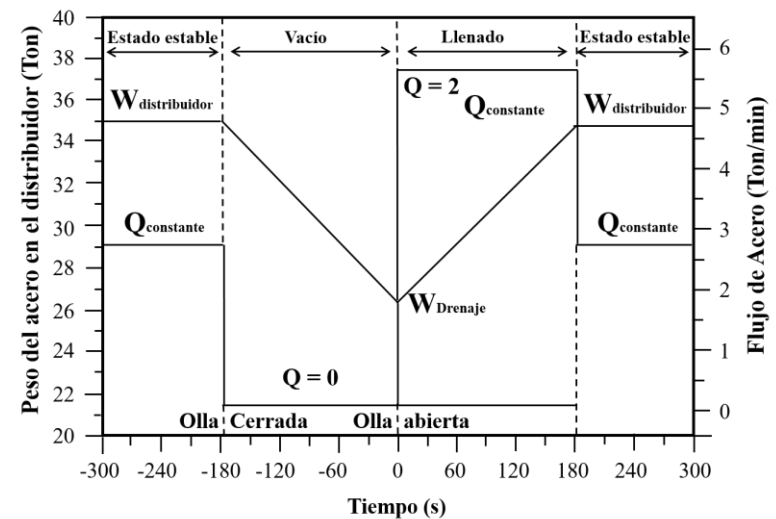
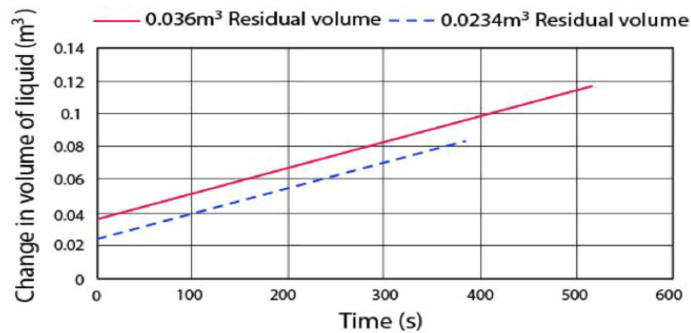


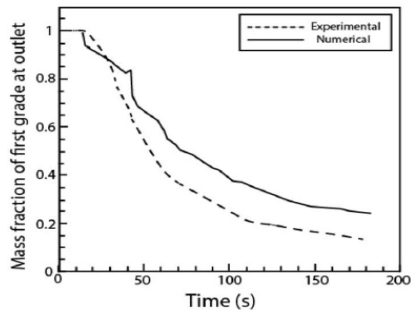
Figura 25. Características del proceso de operación de cambio de olla simulado numéricamente por Zhang y colaboradores ¹⁰⁷⁾

Krshnavtar y Mazumdar ¹⁰⁸⁾ adoptaron un procedimiento numérico diferente y adecuado, el cual era un predictor/corrector del algoritmo de presión, conocido

como “algoritmo de dividir y conquistar”. Este para asegurar un flujo constante en el canal del distribuidor. Así los flujos de masa y el mezclado térmico podrían estudiarse manteniendo una salida constante (**Figura 26**).



(a)



(b)

Figura 26. (a) Cambio numérico predicho ¹⁰⁸⁾ en el volumen de líquido en el modelo del tundish ¹⁰⁹⁾ durante el llenado con caudales de entrada y salida constantes, y (b) comparación entre la concentración predicha numéricamente y la medida experimentalmente ¹⁰⁹⁾ frente a las variaciones de tiempo.

El modelado multifásico del proceso del acero y su refinamiento, implica la simulación de una variedad de fenómenos coexistentes que requieren una solución simultánea de muchas ecuaciones diferenciales parciales acopladas no lineales (PDE' s). Para mejor ilustración tenemos la **Figura 27** donde se muestra la operación de un horno industrial y los fenómenos que se presentan. Parte de las operaciones del horno son: Flujo turbulento multifásico (de sólidos, líquidos y gases), arrastre y absorción de aire, transferencia de calor y masa entre las diferentes fases, fusión de aleaciones y agentes formadores de escoria, reacciones químicas, etc. A medida que se produce el sangrado, la profundidad del baño aumenta y la altura de la corriente cambia continuamente con el tiempo que influye en la intensidad del flujo de la olla y a su vez, influye en la tasa de arrastre de aire, las tasas de fusión y disolución de la aleación, la reacción química controlada por transferencia de masa, etc.

El modelado matemático de la fabricación de acero implica naturalmente la consideración simultánea de una variedad de fenómenos físico-químicos y, por lo tanto, la solución de una gran cantidad de PDE ' s.

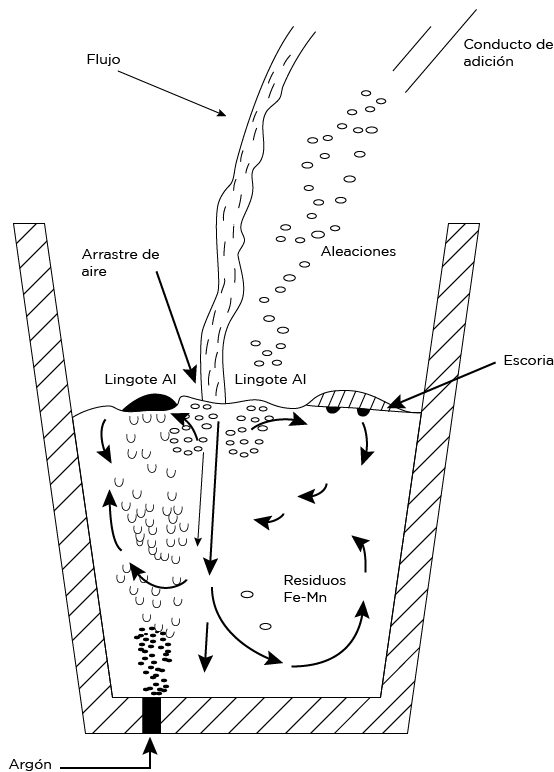


Figura 27. Esquema de las operaciones en hornos industriales y los fenómenos asociados.

El número de PDE's que son utilizados para formular cualquier proceso, pueden tomarse como un indicador de la " exhaustividad " de cualquier investigación; a menor número de PDE's menos riguroso será el modelo y viceversa. Por lo tanto, para el modelado del flujo turbulento en el distribuidor implica la solución de cinco o

seis PDE's, mientras que para la simulación completa de todas las operaciones del distribuidor relacionadas con flujos multifásicos, transferencia de calor y masa, reacción química, etc., pueden requerir la solución numérica de un gran número de ecuaciones diferenciales parciales.

No hay estudios reportados del arranque del distribuidor. De la misma manera, estudios de modelado matemático asociados a transferencia de energía y masa (mezclado térmico de líquido residual y nuevo o reacciones meta escoria etc.) están también ausentes de la literatura. La validación de modelos matemáticos con experimentos no es frecuente. Las capacidades predictivas de varios procedimientos de flujo multifásico no se han evaluado rigurosamente contra mediciones experimentales y la mayoría de estudios vienen de la academia sin datos industriales ni aplicaciones de modelos a tundish industriales. Un modelo, además debe incluir simultánea e integralmente toda la fenomenología compleja y esto requiere acoplar muchos fenómenos. En la **Tabla 10** se listan las ecuaciones diferenciales parciales que rigen los principios de conservación que hay que incluir para fenómenos relevantes.

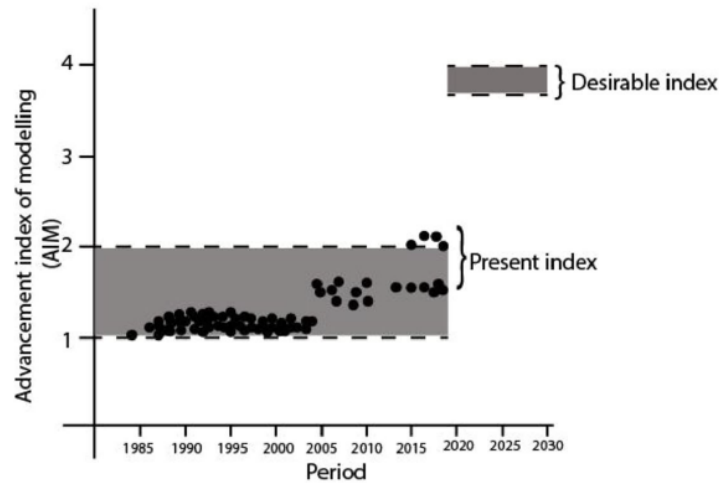
Tabla 11. Número mínimo de PDE's necesarias para formular matemáticamente diferentes fenómenos de interés en los sistemas de distribución en la fabricación de acero (suponiendo que la turbulencia se simule mediante un modelo de turbulencia de dos ecuaciones).

Variante	Fenómeno	Configuraciones del Modelo	Número de PDE's Gobernantes						Menor número de PDE's totales requeridas
			flujo	turbulencia	DPM	Mezcla térmica	Mezcla de materia	Transferencia de masa	
1	Flujo fundido/liq en un plano particular	2D flujo turbulento homogéneo	3	2	---	---	---	---	5
2	Flujo fundido/liq en el distribuidor completo	3D flujo turbulento homogéneo	4	2	---	---	1	---	6
3	Flujo de fundido/liq y RTD	3D flujo turbulento homogéneo y mezclado	4	2	---	---	---	---	7
4	Flujo fundido/liq y movimiento de burbujas/inclusiones	3D flujo turbulento homogéneo y movimiento de partículas	4	2	3	---	---	---	9
5	Flujos del gas-liq y movimiento de burbujas/inclusiones	3D turbulento, 2 fases en VOF y movimiento de partículas/burbujas	5	2	3	---	---	---	10
6	Flujos del gas-liq, movimiento de burbujas/inclusiones y RTD/intermezclado	3D turbulento inestable, 2 fases VOF-DPM y mezclado	5	2	3	---	1	---	11

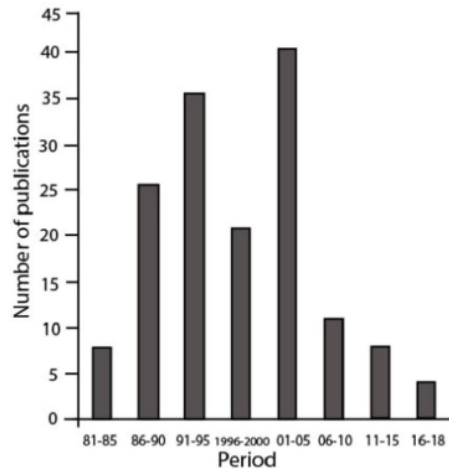
7	Flujos del gas-fundido-escoria, movimiento de burbujas/inclusiones, RTD/intermezclado, distribución de energía térmica y transferencia de masa de escoria-metal	3D inestable, turbulento, 3 fases VOF-DPM, energía térmica, mezclado y transferencia de masa de una especie.	6	2	3	3	1	1	17
8	Flujos del gas-fundido-escoria, movimiento de burbujas/inclusiones, RTD/intermezclado, distribución de energía térmica y transferencia de masa de escoria-metal	3D turbulento Eulerian 3 fases, energía térmica, mezclado y transferencia de masa de una especie.	12	2		3	1	1	19

AIM se define como el cociente del número de PDE's resueltas en una investigación sobre el número de PDE's requeridas para formular fenómenos de flujo de fluidos homogéneo y turbulento en 2D (el valor de referencia es

5). En la **Figura 28** se grafica el AIM para estudios desde 1985 a 2018.



(a)



(b)

Figura 28. (a) Índice de avance de modelado (AIM) como función del año desde 1985 y (b) Publicaciones de la metalurgia del tundish durante el periodo 1985-2018.

4.3.3. Modelado de flujos y transferencia de calor en operaciones de metalurgia de un distribuidor

A continuación, se presenta el trabajo reciente de Mazumdar y sus colaboradores sobre flujo en la buza de la olla, con y sin inyección de argón, y la influencia sobre el rendimiento hidrodinámico del distribuidor (RTD y la caída de temperatura en la buza se presenta brevemente.

Modelado de la inyección de argón en la buza de la olla

Para investigar el papel de la inyección de gas en la buza de la olla y su influencia sobre la hidrodinámica del distribuidor y los fenómenos de mezclado evaluado mediante curvas RTD, se ha desarrollado un procedimiento de cálculo de VOF transitorio en sistemas de distribución en colada continua de tres canales descritos en **Tabla 9** (Planta E y F). Inicialmente se hicieron cálculos isotérmicos sin presencia de escoria con una tasa volumétrica de argón a una temperatura media de 1873K y 1 Atm de presión. Así, las ecuaciones gobernantes de continuidad, de movimiento, y el modelo

de turbulencia y el transporte de especies químicas se representan en notación tensorial compacta como:

Ecuación de continuidad:

$$\frac{\partial \rho_{mix}}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho_{mix} v_{j,mix}) = 0 \quad (56)$$

Ecuación de conservación de cantidad de movimiento:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_{mix}}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho_{mix} v_{i,mix} v_{j,mix}) = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \\ \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\mu_{eff} \left(\frac{\partial v_{i,mix}}{\partial x_j} + \frac{\partial v_{j,mix}}{\partial x_i} \right) \right) + F_i \end{aligned} \quad (57)$$

Por lo tanto, $v_{i,mix}$ y $v_{j,mix}$ son la velocidad de mezcla promediadas en el tiempo en las direcciones i y j respectivamente, y P es la presión dinámica referida a la presión hidrostática local. F_i representa la tasa de transferencia de momento volumétrico adicional debido a las fuerzas de tensión superficial. La densidad de mezcla, ρ_{mix} , que aparece en la ecuación (57) y (58) se estima a partir de la ley de mezcla y se expresa como:

$$\rho_{mix} = \rho_1 \alpha_1 + \rho_2 \alpha_2 \quad (58)$$

En la ecuación (59), los sufijos 1 y 2, representan las dos fases presentes en el sistema, es decir, el aire y el agua o el acero y el argón, respectivamente. La fracción de

volumen de la fase primaria (fase 1), se obtiene resolviendo una ecuación de expansión de volumen adicional representada como:

$$\frac{\partial a_1}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (a_1 v_{j,mix}) = 0 \quad (59)$$

Por lo tanto, la fase secundaria o fase dos, se obtiene así:

$$a_2 = 1.0 - a_1 \quad (60)$$

La viscosidad efectiva, ($\mu_{eff} = \mu + \mu_t$), que se menciona en las ecuaciones anteriores de RANS en el presente estudio se ha estimado a partir del coeficiente estándar del modelo de turbulencia k- ϵ . A partir del modelo de turbulencia k- ϵ , la energía cinética de la turbulencia k y su tasa de disipación ϵ que aparecen en la ecuación (62) se calculan resolviendo dos ecuaciones transporte adicionales, que expresan la conservación de la energía cinética de turbulencia específica, k y su tasa de disipación, ϵ , respectivamente (ecuación 63 y 64).

$$\mu_t = C_\mu \rho_{mix} \frac{k^2}{\epsilon} \quad (61)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho_{mix} k) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho_{mix} k v_{j,mix}) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\mu_{eff}}{\sigma_k} \left(\frac{\partial k}{\partial x_j} \right) \right) \\ + S_k \end{aligned} \quad (63)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_{mix}\varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho_{mix}\varepsilon v_{j,mix}) = \frac{\partial}{\partial x_j}\left(\frac{\mu_{eff}}{\sigma_\varepsilon}\left(\frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j}\right)\right) + S_\varepsilon \quad (62)$$

En donde, $S_k = G - \rho_{mix}\varepsilon$, y G es la tasa volumétrica de generación de turbulencia debido al trabajo de corte del gradiente de velocidad. Lo cual se representa de la siguiente manera:

$$G = \mu_t \frac{\partial v_{i,mix}}{\partial x_j} \left(\left(\frac{\partial v_{i,mix}}{\partial x_j} + \frac{\partial v_{j,mix}}{\partial x_i} \right) \right) \quad (63)$$

Mientras que el término, S_ε , que se muestra en la ecuación 64, se define como:

$$S_\varepsilon = \frac{C_1 G_\varepsilon - C_2 \rho_{mix} \varepsilon^2}{k} \quad (64)$$

De la ecuación 62 a la 66 aparecen las constantes $c_1, c_2, c_\mu, \sigma_k$ y σ_ε a las que se les ha asignado valores estándares los cuales son: 1.44, 1.92, 0.09, 1 y 1.30 respectivamente. Además, se resolvió una ecuación de transporte escalar para deducir numéricamente la "curva C-" (que representa esencialmente la variación de concentración con el tiempo a la salida del distribuidor) y, por consiguiente, los parámetros asociados a la

distribución del tiempo de residencia (RTD). Se definió una expresión apropiada que representa la conservación de la masa de una especie añadida "s" como se muestra a continuación:

$$\frac{\partial m_s}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j}(m_s v_{j,mix}) = \frac{\partial}{\partial x_j}\left(D_{eff} \frac{\partial m_s}{\partial x_j}\right) \quad (65)$$

En la Ecuación (67), D_{eff} es la suma de la difusividad molecular turbulenta y la difusividad molecular ($D_t + D$) y se deduce de la teoría de la turbulencia, suponiendo que el número de Schmidt turbulento, $\mu_{eff}/(\rho_l D_{eff})$, es la unidad. La adición de un trazador en el distribuidor se simuló mediante la solución numérica de la Ecuación (67). El campo de flujo se calculó primero y sobre la base de campos de flujo y turbulencia, se resolvió la ecuación de dispersión del trazador (la ecuación (67)). A partir de la variación prevista de la concentración con el tiempo, se dedujo la "curva C-". En la **Tabla 12**, se resumen las condiciones iniciales y de frontera aplicadas en las ecuaciones diferenciales gobernantes.

En la **Tabla 13** se muestra la geometría del distribuidor, las dimensiones de la buza y los parámetros operativos.

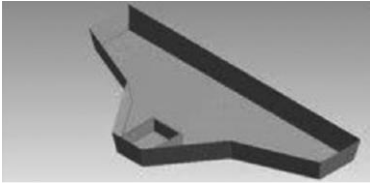
Mientras que en la **Figura 29** se observa en: a) La distribución del tiempo promediado de las fracciones de volumen de fase en la cubierta, es decir, se muestra una región de chorro de líquido libre seguida de una intensa zona de flujo mixto gas-líquido, que se extiende más allá

de la longitud de la cubierta hasta el distribuidor, b) los resultados experimentales que corroboran las predicciones del modelo y c) un flujo de líquido homogéneo en toda la longitud de la cubierta debido a la ausencia de argón y a las fugas de aire

Tabla 12. Condiciones iniciales y de frontera aplicadas en la investigación de inyección de gas en la cubierta y la influencia en el RTD en un sistema de distribución de acero.

Límites	Descripción
Entrada	Velocidad constante del líquido en la entrada de la cubierta y velocidad constante del gas en la entrada del gas. Fracción de volumen de gas en la entrada de gas en todo momento es = 1.0 Fracción de volumen de líquido en la entrada de la cubierta es = 1.0
Salida del distribuidor	Salida de presión y presión manométrica = 0
Todas las paredes sólidas	No hay deslizamiento y tratamientos de pared estándar para todas las variables. Flujo cero para añadir un trazador
Superficies libres del distribuidor	Salida de presión y presión manométrica = 0 y la fracción de volumen del gas = 1

Tabla 12. Dimensiones físicas y parámetros de funcionamiento en el distribuidor de fundición de tres canales (Planta E, Tabla 9).

Sistema de distribución	Parámetros	Sistema de distribución de 11 toneladas
	Tasa típica de flujo de masa (kgs^{-1})	13.5
	Longitud de la base del distribuidor (mm)	3200
	Ancho de la base del distribuidor (mm)	1580
	Profundidad del metal fundido (mm)	700
	Diámetro de entrada en la cubierta (mm)	50
	Longitud de la cubierta (mm)	1200
	Diámetro de salida (mm)	30
	Fluido de operación	Steel
Temperatura (k)	1840-1870	

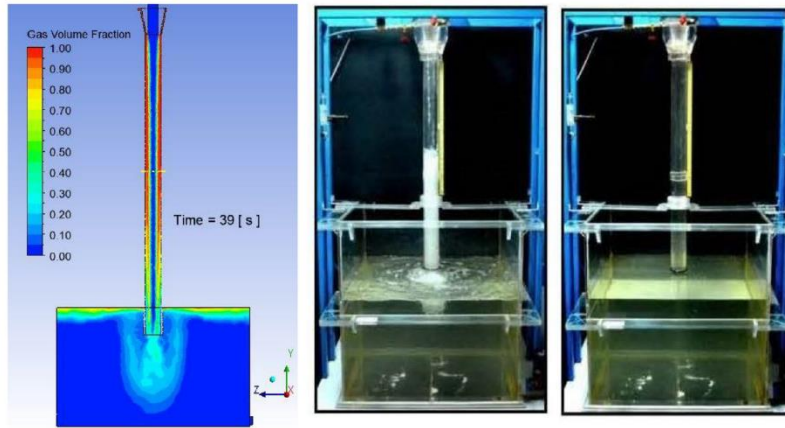


Figura 29. (a) Flujo bifásico de argón-acero en la superficie de la olla abierta de fundición (Planta E/F **Tabla 9** con un promedio de flujo de argón= $30L\ min^{-1}$ y un porcentaje de flujo másico= $720kg\ min^{-1}$ y distribución de la fase del volumen fraccionado asociado), (b) Observación experimental del flujo de la superficie de la olla abierta de fundición a escala completa en un modelo acuoso con inyección de gas, (c) Lo mismo que b) pero sin inyección de gas.

Por otro lado, para investigar la influencia del gas de cobertura para el rendimiento hidrodinámico del distribuidor, primero se realizaron cálculos de flujo homogéneo y se predijeron flujos en dos planos diferentes del distribuidor, los cuales se muestran en las **Figura 30(a)** y **30(b)** respectivamente.

Estos indican la presencia sustancial de un flujo dirigido hacia arriba en el distribuidor en ausencia de cualquier inyección de gas en la cubierta. Mientras que en la

Figura 31, podemos observar la influencia de la inyección de argón en el flujo del líquido inducido en el distribuidor. Allí se observa claramente la flotabilidad de las burbujas de gas para restringir la penetración del chorro de líquido entrante dentro del distribuidor. Sin embargo, esto retarda el movimiento descendente del líquido para dar lugar a flujos algo diferentes y lentos, que los presentados en la **Figura 30**.

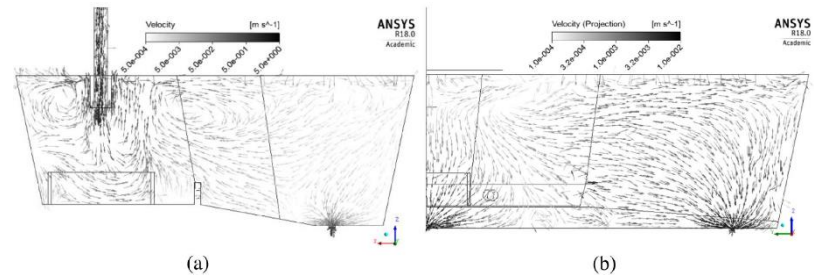


Figura 30. Vectores de velocidad a lo largo de a) Un plano vertical transversal que pasa por la entrada y la salida central y b) Un plano vertical longitudinal que pasa por la salida central y una de las dos salidas externas (se muestra la mitad de la artesa a escala completa para mayor claridad de presentación) (Planta E Distribuidor con un porcentaje de flujo másico de acero = $810\ kg\ min^{-1}$).

En la **Figura 32**, se presentan las correspondientes “Curvas-C” con y sin presencia de argón e indican la influencia de la inyección de gas en los fenómenos de RTD. Como se ha visto anteriormente, la inyección de argón produce una “curva-C” más difusa que es coherente con los patrones de flujo que se muestran en

las **Figuras 30 y 31**. Por lo tanto, se puede anticipar que la inyección de gas en la superficie probablemente influya en el rendimiento metalúrgico de los sistemas de distribución de acero.

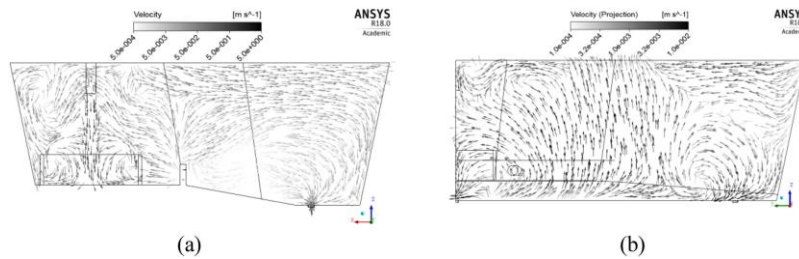


Figura 31. (a) Velocidad de la mezcla a lo largo de a) un plano vertical transversal que pasa a través de la entrada y un canal central y (b) un plano vertical longitudinal que pasa por la salida central y una de las dos salidas externas (se muestra la mitad de la artesa a escala completa para mayor claridad de presentación) (porcentaje del flujo de argón = $1.33 \times 10^{-4} \text{m}^3 \text{s}^{-1}$ y porcentaje de flujo de masa del acero = 810kg min^{-1}).

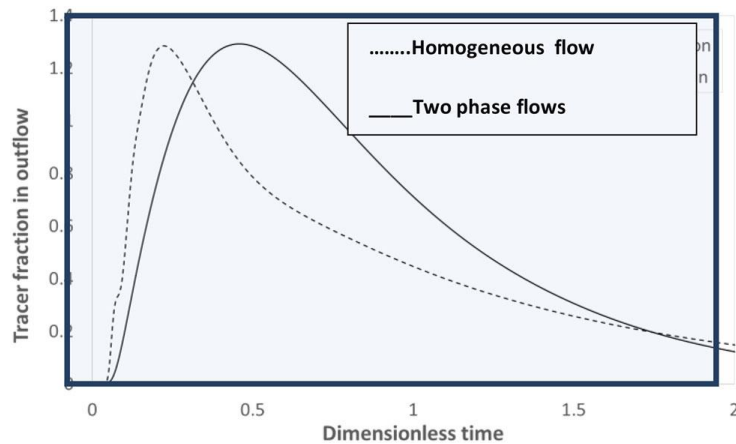


Figura 32. Curvas de distribución del tiempo de residencia en el distribuidor a escala industrial (Planta E, Tabla 1) con y sin envoltura de gas inerte.

Modelado de la caída de la temperatura de fusión en la superficie de la olla

En la **Figura 33** se muestran 3 diseños diferentes de buzas de ollas industriales, en las cuales podemos observar: en (b) y (c) características destinadas a llevar el gas de la cubierta al exterior. Por el contrario, en el diseño (d) el argón se introduce directamente en el interior de la buza junto con el acero fundido en el distribuidor. Los resultados en los modelos físicos, indican que en los diseños (b) y (c) en ausencia de cualquier entrada de aire, permanece totalmente lleno y se produce un flujo turbulento homogéneo de acero líquido en el interior de la buza durante el vaciado del acero de la olla al distribuidor, lo cual se puede observar en la **Figura 34(a)**. Cuando el acero líquido pasa a través de la buza hay una importante pérdida de calor; lo que ocasiona la disminución de la temperatura del metal líquido entre la olla y el distribuidor. El conocimiento de la caída de temperatura que se produce durante el vaciado es importante, en particular para el estudio de los fenómenos de transferencia de calor en el distribuidor y el molde de colada continua.

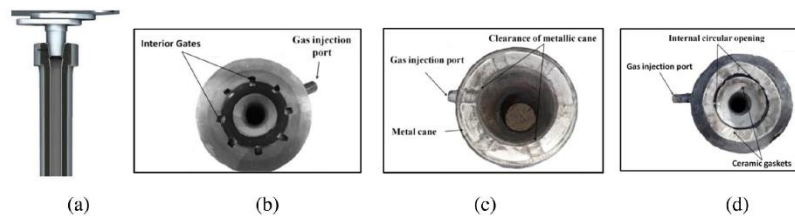


Figura 33. (a) Vista frontal de una cubierta de olla montada en una boquilla de placa colectora y **b - d)** tres variantes de los sistemas de cubierta de olla convencionales que ilustran modos de inyección y suministro de gas inerte. **b)** Múltiples salidas externas con compuerta, **c)** salida de gas externa circular en la superficie de la cubierta superior, y **d)** Única salida interna y entrega a través de una ranura circunferencial.

En la **Figura 34a**, se muestra la superficie de la buza, la cual se expuso a diferentes condiciones a las cuales se expone en la práctica, para ello, se aplicaron condiciones de frontera con temperaturas ambiente de 298 y 1073 K, sobre las regiones A y B respectivamente, asumiendo que la superficie sumergida de la buza estaba aislada. Los cálculos numéricos se llevaron a cabo mediante ANSYS-CFX, en el que se aplicaron la densidad representativa, la conductividad térmica y el calor específico de la buza sólida, deducidos a partir de un cuidadoso análisis de los datos disponibles en la bibliografía. De forma similar, se estimaron e incorporaron en un esquema de solución numérica las resistencias térmicas específicas de grado apropiado entre la pared de la buza incorporaron en un esquema de

solución numérica las resistencias térmicas específicas de grado apropiado entre la pared de la buza sólida (refractario) y el acero líquido fluyente para calcular la distribución de la temperatura en la geometría conjugada de la buza. Es importante mencionar que las estimaciones de las resistencias de contacto térmico se hicieron con la teoría unidimensional de la conducción radial del calor en la geometría cilíndrica e incorporando mediciones a escala de planta. Las propiedades y los parámetros utilizados en la simulación numérica se resumen en la **Tabla 14**.

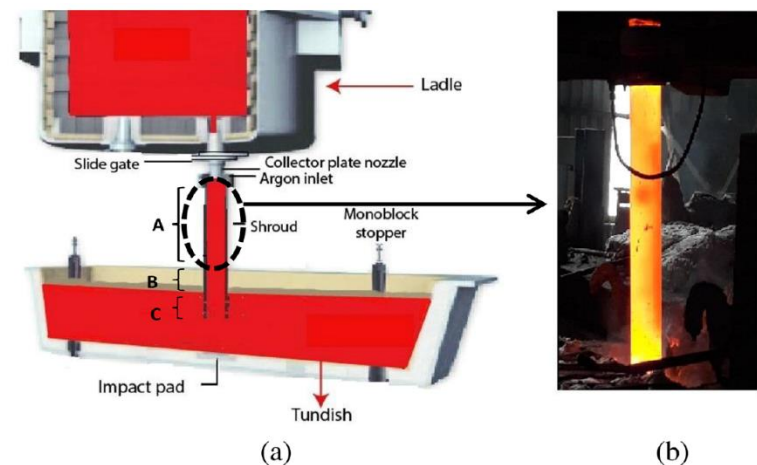


Figura 34. a) Esquema de transferencia del metal líquido de la olla al distribuidor sin ningún gas envolvente y b) Parte expuesta de la cubierta de fundición (Planta F, Tabla 2) durante la práctica real.

Tabla 13. Propiedades y valores característicos aplicados para la estimación de temperaturas superficiales de la buza.

Propiedades			
Material	Conductividad térmica (K[W/mk])	Calor específico (Cp [J/kgk])	Densidad ([Kg/m³])
Refractario	10	864.2	3699
Acero líquido	41	755	7200
Parámetros			
Longitud de la cubierta (mm)	1200-1250		
Diámetro de la cubierta (arriba) (mm)	70		
Diámetro de la cubierta (abajo) (mm)	67		
Diámetro de la boquilla del colector (mm)	42, 45		
Sólido (refractario de la cubierta) – L (líquido) resistencia térmica interface (k/m ² W)	0.0026 – 0.0126		
Velocidad de entrada (m/s)	1.193 – 1.378		
Rango de colada (kg/min)	820 - 825		
Temperatura de extracción de la olla (°C)	1522 – 1605		
Temperatura estimada (corregida) de fusión instantánea en la entrada de la cubierta (°C)	1497 - 1571		

En la **Figura 34b**, se muestra la altura de la buza expuesta, en la cual se midieron las temperaturas de superficie en 4 lugares diferentes mediante un pirómetro de infrarrojos y los resultados obtenidos se han comparado con las predicciones numéricas, lo cual se ilustra en la **Figura 35**.

Aun con la presente incertidumbre de las reacciones entre el refractario y el acero que afectan las propiedades

termofísicas de la buza, las aproximaciones involucradas en la estimación de la temperatura del acero fundido en la entrada de la cubierta, es evidente que existe una excelente concordancia entre la medición y la predicción. Sin embargo, lo más importante es que el presente estudio indica que es probable que haya una caída de temperatura de aproximadamente 2-3 °C, mientras el acero fundido fluye por una buza de 1200 mm de largo a una tasa de 800 kg min⁻¹ durante la colada industrial.

Similares investigaciones se hacen mediante cálculos de VOF para estudiar el descenso de la temperatura de colada y el aumento asociado con la temperatura del gas durante los flujos de argón-acero de la olla a un distribuidor a través de una buza.

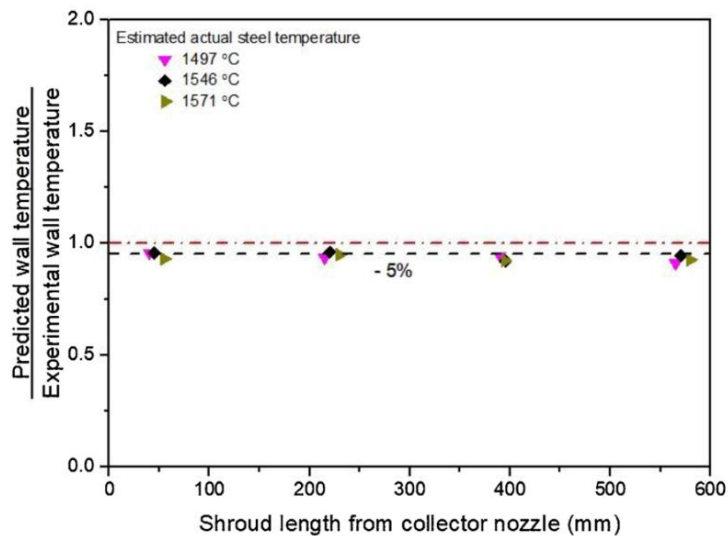


Figura 35. Predicción de la temperatura en las paredes de la cubierta en dos diferentes mini acerías en comparación con las medidas con el pirómetro infrarrojo.

4.4. Trabajos de investigación no considerados en las revisiones

Merder y Pieprzyca ¹¹⁰⁾ hicieron modelado físico y matemático del flujo y la mezcla del acero en un distribuidor de 2 canales. Su objetivo fue mejorar el control del flujo de acero y evitar el desgaste del revestimiento de lado frontal del distribuidor. Así que se analizaron 4 tipos de inhibidores de turbulencia (IT) y mediante simulaciones numéricas se obtuvieron curvas RTD y curvas F que complementaron con curvas tipo E. También calcularon flujo de volumen muerto, flujo pistón disperso y el flujo de volumen mixto. Su investigación ayudó a estimar el diseño óptimo de los IT y su influencia en el distribuidor.

Chen y Pehlke ¹¹¹⁾ se abocaron a estudiar la reducción al mínimo de los planchones de transición en las operaciones de colada continua, lo cual es fundamental para lograr una calidad y una productividad óptima. Por lo que mediante simulaciones a computadora, predijeron curvas RTD y perfiles de concentración de transición, para investigar el flujo y la mezcla del distribuidor con varias configuraciones y diferentes niveles de

funcionamiento del distribuidor. Finalmente, se evaluaron las operaciones propuestas en un cambio de grado para minimizar los planchones de transición.

Bolling, Odenthal y Pfeifer ¹¹²⁾ estudiaron los efectos transitorios que se producen en la fundición en estado estable y transitoria. Estos efectos son causados por condiciones de frontera transitorias en la entrada del distribuidor. Una temperatura de entrada dependiente del tiempo provoca un flujo de convección libre durante la colada en estado estable. Durante la colada transitoria, como durante un cambio de olla, el flujo másico en la entrada depende del tiempo y, por lo tanto, se desarrolla un flujo transitorio. En general, el flujo transitorio no es deseado porque el flujo transitorio significa un cambio de condiciones para la separación de partículas no metálicas. El análisis del caudal en el tundish se realiza mediante simulaciones tanto numéricas como físicas. En este caso, las investigaciones experimentales se llevan a cabo en un modelo de agua. Los resultados de las investigaciones ópticas con láser que utilizan anemometría láser Doppler (LDA) y velocimetría de imágenes de partículas (DPIV) sirven como validación de

los resultados numéricos. Los efectos causados por un nivel de baño cambiante durante la colada transitoria (cambio de cuchara) se investigan utilizando el modelo de volumen de fluido (VOF). Más allá de esto, se tiene en cuenta la interacción entre la masa fundida y la escoria, utilizando el sistema trifásico acero fundido-escoria-aire.

Alizadeh, Edris y Pischevar ¹¹³⁾ estudiaron la transición del grado del acero durante el cambio de olla. Presentaron un nuevo modelo matemático con el cual hicieron simulaciones del proceso de mezclado en un distribuidor no isotérmico con la ayuda de un modelo acuoso. Simularon los mecanismos de transferencia de calor y el proceso de solidificación para un sistema de colada continua y se predijo la forma geométrica del baño teniendo en cuenta las diferentes condiciones. El proceso de mezclado en el baño se investigó mediante un modelo de mezclado. Cuando se completa el proceso de solidificación en el canal, se calculan las variaciones de la composición química en el producto final. Para verificar los resultados del modelo de mezcla, se toman varias muestras de las diferentes posiciones del planchón y se mide la composición química de varios

elementos mediante una técnica de espectrometría. Los resultados obtenidos muestran que el efecto del proceso de mezclado en el baño en el canal es más significativo que el proceso de mezclado del baño en el distribuidor.

Cwudziński y colaboradores ¹¹⁴⁾ evaluaron el impacto de los cambios locales en la hidrodinámica del flujo de acero líquido en un distribuidor de planchones de un solo canal sobre el comportamiento de la adición de los aleantes y, en consecuencia, la homogeneización química del acero líquido que entra en el molde. Basándose en el método pulso-paso y con ayuda de curvas de mezclado, se calculó el tiempo de mezclado tanto para la alimentación simétrica y asimétrica en relación con el eje longitudinal del distribuidor.

Zhang, Wang ¹¹⁵⁾ y colaboradores estudiaron una máquina de colada continua vertical que fue puesta en marcha por Voestalpine Stahl en 2015. Zhong Yuan Special Steel requería un diseño especial por su calidad y tamaño, que incluía un distribuidor especial, un molde, un sistema de enfriamiento secundario y una disposición de rodillos verticales. Este nuevo diseño mejoró la

calidad de la colada, la eficiencia en la producción y redujo los costos en comparación con la colada tradicional en lingotes. El distribuidor y la mezcla electromagnética se optimizaron mediante extensas simulaciones de dinámica de fluidos en computadora. Mientras que el diseño del distribuidor se optimizó con modelos físicos acuosos.

Braga y Tavares ¹¹⁶⁾ estudiaron y analizaron el modelo propuesto por Cho y Kim, el cual podía predecir la cantidad de mezcla de acero generado por el cambio de olla (diferentes grados de acero producidos) en un distribuidor. Resolvieron ecuaciones del modelo matemático y validaron su modelo para dos diferentes distribuidores. Las soluciones obtenidas dependen de una sola variable. Esta variable permite identificar fácilmente los parámetros de funcionamiento óptimos para el cambio de olla. También se investigó el significado del parámetro del modelo Cho y Kim en términos de la teoría de mezclado de reactores químicos.

Capítulo 5: Conclusiones

En este trabajo monográfico se contó con la gran fortuna de tener disponible 3 revisiones de la literatura exhaustivas y comprensivas de Guthrie y Mazumdar, quienes en conjunto revisaron 185 artículos sobre las operaciones de distribuidores de acero. Las revisiones están segmentadas en etapas históricas de acuerdo a su aparición, siendo la primera de 1970's a 1999, la segunda de 1999-2010 y la tercera de 2010 al presente. Se clasificó la información en las revisiones como: 1) estudios de modelado físico, 2) estudios de modelado matemático y 3) estudios combinados de modelado físico y matemático.

La modelación física se hizo casi en todos los estudios en sistemas transparentes de acrílico, usando agua en vez de acero. Los criterios de similitud dinámica primitivos fueron en base al Reynolds y al Froud y se clamaba que una escala completa era necesaria para satisfacer simultáneamente ambos criterios. Recientemente se proponen otros criterios de similitud basados en los números de Bond y de Tundish Richardson. El modelado físico se usó desde los

primeros estudios para determinar el desempeño de los distribuidores, es decir, su habilidad para eliminar inclusiones no metálicas a la escoria y proveer un chorro de acero estable al molde de colada continua con temperatura y limpieza adecuadas. Este desempeño casi de manera universal se basó en la determinación de curvas de mezclado químico RTD y en la determinación cuantitativa de porcentajes de flujo pistón, flujo mezclado y volumen muerto a través de distintos procedimientos propuestos. Así, se evaluaron desempeños de distribuidores de distintas formas y con todo tipo de modificadores de flujo. Más recientemente se empezó a incluir en el modelo físico de distribuidores el uso de cortinas de gas, la presencia de capas de escoria y se analizaron patrones de flujo y turbulencia mediante PIV o DLA, aunque no tan extensivamente como con la adquisición de curvas C o RTD. Finalmente, los modelos físicos han servido para validar las simulaciones numéricas

En cuanto a modelado numérico y en concordancia con la evolución en poder de cómputo mediante software y hardware especializado, los primeros modelos

empleados, cuyos principios recaen en la solución numérica de las ecuaciones de continuidad, turbulentas de Navier-Stokes y un modelo de turbulencia, solo describían la fluidodinámica de flujos homogéneos unifásicos en estado estable, isotérmicos y en 2D con modelos de turbulencia regulares como el k- ϵ estándar. La evolución se dio al incluir flujos en 3D, verificando la malla y el modelo de turbulencia que mejor concordancia tuviese con las mediciones experimentales. En este sentido se debe remarcar que hay mucha validación con curvas C o RTD y dispersión de soluto e incluso patrones de flujo, pero no hay muchas comparaciones contra parámetros turbulentos. Precisamente uno de los problemas del modelado matemático radica en que la fluidodinámica en el tundish es peculiar, habiendo zonas de alta turbulencia como la zona en donde el acero entra y zonas más bien laminares, por lo que no existe modelos con esas características de representar zonas turbulentas y de bajo Reynolds en el mismo dominio al mismo tiempo. Así, se probaron con versiones de modelos de bajo Reynolds, con Large Eddy Simulation (LES) o incluso flujo de dos fluidos distintos con éxito moderado, quedando aún pendiente una verdadera

descripción realista de la turbulencia. La remoción de inclusiones y cálculos no isotérmicos también son comunes en la literatura, aunque en el caso de la transferencia de calor los cálculos se enfocan únicamente a pérdidas de calor y no al mezclado térmico o cambio de grado. Más recientemente en las últimas décadas se han incluido flujos multifásicos (acero-escoria, acero-escoria-gas o acero-escoria-gas-inclusiones) con algoritmos VOF, DPM y otros en software comercial como PHOENICS, FLUENT, CFX, etc.

En general se reconoce que solo se ha estudiado con modelos físicos y matemáticos de manera sistemática la operación de distribuidores en estado estable (con nivel constante de acero) pero no se ha hecho trabajo en estudiar los aspectos transitorios de la operación como el arranque de un tundish, el cambio de olla o el cambio de olla con cambio de grado de acero. Tampoco hay muchos estudios con resultados experimentales en planta. Además, existe una integración de estudios que ataquen al mismo tiempo el vaciado de la olla, la fluidodinámica y limpieza en el tundish y la solidificación

en el molde. Es más, en la última revisión queda claro que en los últimos años ha venido a menos el número de trabajos reportados en la literatura acerca de distribuidores, a pesar de que aún existen aspectos interesantes a estudiar y de que el acero sigue siendo una industrial económicamente vital en muchas economías. A pesar de contar con un estado de arte en simulación numérica que pudiese ser usada para una representación realista de todos los fenómenos de flujo de fluidos multifásicos en 3D no isotérmicos en estados transitorios y con transporte de especies químicas, inclusiones y presencia de gas, el grado de sofisticación en el modelado numérico, dado por el índice AIM, no excede actualmente el valor de 2 (equivalente a 10 Ecuaciones diferenciales parciales usadas) cuando debería ser de 3.5 o 4 (17 a 20 ecuaciones involucradas). Lo mismo se puede decir del modelado físico que se redujo a la obtención de curvas RTD cuando con técnicas noveles como PLIF (Planar Laser Induce Fluorescence) se puede medir el mezclado químico y térmico sobre todo en etapas transitorias de la operación.

Capítulo 6: Referencias bibliográficas

1. Mazumdar, D. & Guthrie, R. I. L. Physical and mathematical modelling of continuous casting tundish systems. *ISIJ International*, 39(6), 524–547(1999) . <https://doi.org/10.2355/isijin..>
2. F. Kemeny, D. J. Harris, A. McLean, T. R. M. and J. D. Y. Proc. 2nd Process Technology Conf. TMS, Warrendale, PA 2, 232 (1981).
3. Y. Sahai and M. D, B. Proc. of the Electric Furnace Conf. TMS, Warrendale, PA 469 (1992).
4. S. Singh and S. C. Koria. Physical modeling of steel flow in continuous casting tundish. *Ironmak. Steelmak.* 20, 221–230 (1993).
5. Koria, C. & Singh, S. Physical Modeling of the Effects of the Flow Modifier on the Dynamics of Molten Steel Flowing in a Tundish. *ISIJ Int.* 34, 784–793 (1994).
6. S. Govindarajan. R. Dutta and A. Chatterjee. Proc. of the Sixth Int. Iron and Steel Cong. *ISIJ Int.* 3, 197 (1990).
7. M. M. Collur, D. B. L. V. P. Proc. of the Steelmaking Conf. TMS, Warrendale, PA 313 (1997).

8. Y. Sahai and R. Ahuja. Fluid flow and mixing of melt in steelmaking tundishes. *Ironmak. Steelmak.* 13, 241–247 (1986).
9. Liu, X., Zhou, Y., Shang, B. & Jiang, W. Flow behavior and filtration of steel melt in continuous casting tundish. *Ironmak. Steelmak.* 19, 221–225 (1992).
10. K. M. Godiwala, S. K. S. and C. S. S. Proc. of the Steelmaking Conf. TMS, Warrendale, PA 703 (1994).
11. H. Nakajima, F. Sebo, S. Tanaka, I. Dumitru, D. J. H. and R. I. L. G. Proc. of the Steelmaking Conf. TMS, Warrendale, PA 705-undefined (1986).
12. MARTINEZ, E., MAEDA, M., HEASLIP, L. J., RODRIGUEZ, G. & MCLEAN, A. Effects of fluid flow on the inclusion separation in continuous casting tundish. *Trans. Iron Steel Inst. Japan* 26, 724–731 (1986).
13. L. K. Chiang. *Steelmaking Proc.* 75, 437–450 (1992).
14. Mazumdar, D., Yamanoglu, G., Shankarnarayanan, R. & Guthrie, R. I. L. Similarity considerations in the physical modelling of steel making tundish systems. *Steel Res.* 66, 14–19 (1995).
15. Mazumdar, D., Yamanoglu, G. & Guthrie, R. I. L. Hydrodynamic performance of steelmaking tundish systems: a comparative study of three different tundish designs. *Steel Res.* 68, 293–300 (1997).
16. Damle, C. & Sahai, Y. A Criterion for Water Modeling of Non-isothermal Melt Flows in Continuous Casting Tundishes. *ISIJ Int.* 36, 681–689 (1996).
17. Sahai, Y. & Emi, T. Melt Flow Characterization in Continuous Casting Tundishes. *ISIJ Int.* 36, 667–672 (1996).
18. Singh, S. & Koria, S. C. Model Study of the Dynamics of Flow of Steel Melt in the Tundish. *ISIJ Int.* 33, 1228–1237 (1993).
19. Singh, S. & Koria, S. C. Study of fluid flow in tundishes due to different types of inlet streams. *Steel Res.* 66, 294–300 (1995).
20. R. E. Martinez and T. H. Solis. Proc. of the Steelmaking Conf. TMS, Warrendale, PA 893 (1992).
21. R. W. Crowley and G. D. Lawson. Proc. of the Steelmaking Conf. TMS, Warrendale, PA, 629-

- undefined (1995).
22. Debroy, T. & Sychterz, J. A. Numerical calculation of fluid flow in a continuous casting tundish. *Metall. Trans. B* 16, 497–504 (1985).
 23. He, Y. & Sahai, Y. The effect of tundish wall inclination on the fluid flow and mixing: A modeling study. *Metall. Trans. B* 18, 81–92 (1987).
 24. Launder, B. E. & Spalding, D. B. The numerical computation of turbulent flows. *Comput. Methods Appl. Mech. Eng.* 3, 269–289 (1974).
 25. O. J. Illegbussi and J. Szekely. *Mathematical Modelling of Materials Processing Operations*. TMS 409-undefined (1987).
 26. J. Szekely, O. J. I. and N. E.-K. *Physicochemical Hydrodynamics*. 9, 453-undefined (1987).
 27. Illegbusi, O. J. & Szekely, J. Effect of magnetic field on flow, temperature and inclusion removal in shallow tundishes. *ISIJ Int.* 29, 1031–1039 (1989).
 28. Illegbusi, O. J. & Szekely, J. Fluid flow and tracer dispersion in shallow tundishes. *Steel Res.* 59, 399–405 (1988).
 29. Illegbusi, O. J. . S. J. Effect of externally imposed magnetic field on tundish performance. *Ironmak. Steelmak.* 16, 110–115 (1989).
 30. Tacke, K.-H. & Ludwig, J. C. Steel flow and inclusion separation in continuous casting tundishes. *Steel Res.* 58, 262–270 (1987).
 31. Kaufmann, B., Niedermayr, A., Sattler, H. & Preuer, A. Separation of nonmetallic particles in tundishes. *Steel Res.* 64, 203–209 (1993).
 32. S. M. Lee, Y. S. K. T. K. I. R. L. and Y. K. S. *Proc. of the Sixth Int. Iron Steel Cong., ISIJ, Tokyo 3*, 239-undefined (1990).
 33. Joo, S., Han, J. W. & Guthrie, R. I. L. Inclusion behavior and heat-transfer phenomena in steelmaking tundish operations: Part II. Mathematical model for liquid steel in tundishes. *Metall. Trans. B* 24, 767–777 (1993).
 34. Joo, S., Han, J. W. & Guthrie, R. I. L. Inclusion behavior and heat-transfer phenomena in steelmaking tundish operations: part III. applications-computational approach to tundish design. *Metall. Trans. B* 24, 779–788 (1993).
 35. S. Joo, R. I. L. G. and C. J. D. *Proc. Steelmaking Conf. Chicago, ISS-AIME, Warrendale, PA*, 72, 401–408 (1989).

36. Sheng, D.-Y., Kim, C.-S., Yoon, J.-K. & Hsiao, T.-C. Water Model Study on Convection Pattern of Molten Steel Flow in Continuous Casting Tundish. *ISIJ Int.* 38, 843–851 (1998).
37. Chakraborty, S. . S. Y. Mathematical modeling of transport phenomena in continuous casting tundishes. Part 1. Transient effects during ladle transfer operations. *Ironmak. Steelmak.* 19, 479–487 (1992).
38. Chakraborty, S. . S. Y. Mathematical modelling of transport phenomena in continuous casting tundishes. Part 2. Transient effects owing to varying ladle stream temperature. *Ironmak. Steelmak.* 19, 488–494 (1992).
39. Chakraborty, S. & Sahai, Y. Effect of holding time and surface cover in ladles on liquid steel flow in continuous casting tundishes. *Metall. Trans. B* 23, 153–167 (1992).
40. Sinha, A. K. & Sahai, Y. Mathematical Modeling of Inclusion Transport and Removal in Continuous Casting Tundishes. *ISIJ Int.* 33, 556–566 (1993).
41. Yeh, J. L. . H. W. S. . C. C. L. Physical modelling validation of computational fluid dynamics code for tundish design. *Ironmak. Steelmak.* 19, 504–501 (1992).
42. Lai, K. Y. M., Salcudean, M., Tanaka, S. & Guthrie, R. I. L. Mathematical modeling of flows in large tundish systems in steelmaking. *Metall. Trans. B* 17, 449–459 (1986).
43. J. J. Barreto-Sandoval, A. W. D. H. M. A. B.-M. R. D. M. and J. J. U.-G. Proc. of the Steelmaking Conf. TMS, Warrendale, PA, 529–529 (1997).
44. Joo, S. & Guthrie, R. I. L. Heat flow and inclusion behaviour in a tundish for slab casting. *Can. Metall. Q.* 30, 261–269 (1991).
45. Chakraborty, S. & Sahai, Y. Role of near-wall node location on the prediction of melt flow and residence time distribution in tundishes by mathematical modeling. *Metall. Trans. B* 22, 429–437 (1991).
46. J. Szekely and N. El-Kaddah: Proc, of the Steelmaking Conf., TMS,Warrendale. PA, (1986), 761.
47. Y. Sahai: *Mathematical Modelling of Materials Processing Operations*, ed. by J. Szekely et al., TMS.Warrendale, PA, (1987), 431.
48. M. L. Lawry and Y. Sahai. Proc. of the Steelmaking

- Conf. TMS, Warrendale, PA, 71–71 (1989).
49. O. J. Illegbussi and J. Szekely: *Steel Res.*, 62 (1991), 193.
 50. A. K. Sinha and Y. Sahai: *ISIJ Int.*, 33 (1993), 556.
 51. A. Gaston, R. Laura and M. Medina: *Ironmaking Steelmaking*, 18 (1991), 370.
 52. M. Sillanpaa: *Proc. of the Steelmaking Conf.. TMS, Warrendale, PA*, (1992), 899.
 53. S. Chakraborty and Y. Sahai: *Ironmaking Steelmaking*, 19 (1992), 479.
 54. T. Robertson and A. Perkins: *Ironmaking Steelmaking*, 13 (1986), 301.
 55. S. M. Lee, Y. S. Koo, T. Kang, I. R. Lee and Y. K. Shin: *Proc. of the Sixth Int. Iron and Steel Cong.*, ISIJ, Tokyo, 3(1990), 239.
 56. Mazumdar, D. Review, Analysis, and Modeling of Continuous Casting Tundish Systems. *Steel Res. Int.* 90, 1–14 (2019).
 57. R. I. L. Guthrie and M. Isac: *IISTech Conf.*, 2003, Indianapolis.
 58. K. Krishnapisharody and G. Irons: *ICS 2008*, (2008), 367.
 59. R. Schwarze, F. Obermeier, J. Hantusch, A. Franke and D. Janke: *Steel Res.*, 72 (2001), Nos. 5–6, 215.
 60. R. Schwarze, F. Obermeier and D. Janke: *Modelling and Simulation in Material Science and Engineering*, 9 (2001), 279.
 61. Q. Hou and Z. Zou: *ISIJ Int.*, 45 (2005), No. 3, 325.
 62. P. K. Jha, R. Ranjan, S. S. Mondal and S. K. Dash: *Int. J. Numer. Methods Heat Fluid Flow*, 13 (2003), No. 8, 964.
 63. T.-H. Shih, W. W. Liou, A. Shabbir, Z. Yang and J. Zhu: *A New k – ϵ Eddy Viscosity Model for High Reynolds Number Turbulent Flows—Model Development and Validation*, NASA TM 106721, (1994).
 64. C.-M. Fan and W.-S. Hwang: *ISIJ Int.*, 40 (2000), No. 11, 1105.
 65. H.-J. Odenthal, H. Pfeifer and M. Klaas: *Steel Res.*, 71 (2000), No. 6–7, 210.
 66. D. Y. Sheng and L. Jonsson: *Metall. Mater. Trans. B*, 31B (2008), 867.
 67. J. H. Ahn, J.-E. Lee and J. K. Yoon: *2nd Int. Conf. on Processing Materials for Properties*, TMS, Warrendale, PA, (2000).

68. S. K. Sinha, K. M. Godiwalla, D. K. Shaw and C. S. Sivaramakrishnan: *Scand. J. Metall.*, 30 (2001), 103.
69. Y. Sahai: *Modelling of Melt Flow in Continuous Casting Tundishes*, The Brimacombe Memorial Symposium, 631.
70. A. Robert and D. Mazumdar: *Steel Res.*, 72 (2001), No. 3, 97.
71. S. P. Ferro, R. J. Principe and M. B. Goldschmit: *Metall. Mater. Trans. B*, 32B (2001), 1185.
72. P. Gardin, M. Brunet, J. F. Domgin and K. Pericelous: *Appl. Math. Model.*, 26 (2002), 323.
73. P. K. Jha and S. K. Dash: *Int. J. Numer. Methods Heat Fluid Flow*, 14 (2004), No. 8, 953.
74. S. Lopez-Ramirez, J. de J. Barreto, P. Vite-Martinez, Serrano, J. A. Romero and C. Duran-Valencia: *Metall. Mater. Trans. B*, 35B (2004), No. 5, 957.
75. R. Pradeshi, S. Basak, A. K. Singh, B. Basu, V. Mahashabde, S. K. Roy and S. Kumar: *ISIJ Int.*, 44 (2004), No. 9, 1534.
76. A. Kumar, S. C. Koria and D. Mazumdar: *ISIJ Int.*, 44 (2004), No. 8, 1334.
77. A. V. Zamora, R. D. Morales, M. Diaz-Cruz, J. Palafox-Ramos and J. De J. Barreto Sandoval: *Metall. Mater. Trans. B*, 35B (2004), 247.
78. A. Ramos-Banderas, R. Sanchez-Perez, R. D. Morales, J. Palafox-Ramos, L. Demedices-Gracia and M. Diaz-Cruz: *Metall. Mater. Trans. B*, 35B (2004), 449.
79. A. Tripathi and S. K. Ajmani: *ISIJ Int.*, 45 (2005), No. 11, 1616.
80. M. J. Cho and I. C. Kim: *ISIJ Int.*, 46 (2006), No. 10, 1416.
81. X. Huang and B. G. Thomas: *Metall. Mater. Trans. B*, 27B (1996), 617.
82. P. Vayrynen, S. Vapalahti, S. Louhenkilpi, M. Clark and T. Wagner: *STEEL SIM 2007*, Austria.
83. M. Zorzut, F. Vecchiet, N. Kapaj and A. Paderno: *BHM*, 152. Jg. (2007), Heft 11.
84. I. Hamil and T. Lucas: *Proc. of TMS Annual Meeting on Fluid Flow Phenomena in Metals Processing*, TMS, Warrendale, PA, (1999), 279.
85. S. Joo and R. I. L. Guthrie: *Can. Metall. Q.*, 30 (1991), 261.

86. R. Schwarze, F. Obermeier, J. Hantusch, A. Franke and D. Janke: *Steel Res.*, 72 (2001), Nos. 5–6, 215.
87. J. Hulstrung, M. Zeimes, A. Au, W. Oppermann and G. Redusch: *Steel Res.*, 76 (2005), No. 1, 59.
88. G. Solorio-Diaz, R. D. Morales, J. Palafox-Ramos and A. Ramos-Banderas: *ISIJ Int.*, 45 (2005), No. 8, 1129.
89. L. Zhang, S. Taniguchi and K. Cai: *Metall. Mater. Trans. B*, 31B (2000), 253.
90. B. G. Thomas and Hua Bai: 18th Process Technology Division Conf. Proc., Vol. 18, Iron and Steel Society, Warrendale, PA, (2001), 895.
91. J. P. Rogler, L. J. Heaslip and M. Mehrvar: *Can. Metall. Q.*, 43 (2004), No. 3, 407.
92. H. Solhed and L. Jonsson: *Scand. J. Metall.*, 32 (2003), No. 1, 15.
93. G. S. Diaz, R. D. Morales, J. Palafox-Ramos, L. G. Demedices and A. R. Banderas: *ISIJ Int.*, 44 (2004), No. 6, 1024.
94. Q. Hou and Z. Zou: *ISIJ Int.*, 45 (2005), No. 3, 325.
95. S. Diaz, R. D. Morales, J. Palafox-Ramos and A. R. Banderas: *ISIJ Int.*, 45 (2005), No. 8, 1129.
96. M. Alizadeh, H. Edris and A. Shafyei: *J. Iron Steel Res. Int.*, 15 (2008), No. 2, 7. 22.
97. Mazumdar, D. (2019), Review, Analysis, and Modeling of Continuous Casting Tundish Systems. *steel research int.*, 90: 1800279. <https://doi.org/10.1002/srin.201800279>
98. D. Mazumdar, *Trans. Indian Inst. Met.* 2013, 66, 597.
99. K. Chattopadhyay, M. Hasan, M. Issac, R. I. L. Guthrie, *Metall. Mater. Trans. B* 2010, 41B, 225.
100. K. Chattopadhyay, M. Issac, R. I. L. Guthrie, *ISIJ Int.* 2011, 51, 759.
101. K. Chattopadhyay, M. Issac, R. I. L. Guthrie, *ISIJ Int.* 2011, 51, 573.
102. S. Chatterjee, D. Li, K. Chattopadhyay, *Metall. Mater. Trans. B* 2018, 49, 756.
103. G. Solorio-Diaz, R. D. Morales, J. De Jesus Barreto-Sandoval, H. J. Vergara-Hernandez, A. Ramos-Banderas, S. R. Galvan, *Steel Res. Int.* 2013, 85, 863.

104. R. D. Morales, S. G. Hernandez, J. De Jesus Barreto, A. Ceballos- Huerta, I. Calderon-Ramos, E. Gutierrez, *Metall. Mater. Trans. B* 2016, 47B, 2595.
105. M. I. H. Siddiqui, P. K. Jha, *ISIJ Int.* 2014, 54, 2578.
106. M. Alam, T. Q. Hashmi, M. I. H. Siddiqui, *J. Basic Appl. Eng. Res.* 2015, 22, 1941.
107. H. Zhang, R. H. Luo, Q. Fang, H. W. Ni, X. Song, *Metals* 2018, 8, 146.
108. Krashnavtar, D. Mazumdar, *J. Met.* 2018, <https://doi.org/10.1007/s11837-018-2988-8>.
109. A. Muralikrishna, S. Bagui, D. Mazumdar, *Trans. Indian Inst. Met.* 2013, 66, 281.
110. Ą, T. M. and Pieprzyca, J. (2012) "Optimization of Two-Strand Industrial Tundish Work with Use of Turbulence Inhibitors : Physical and Numerical Modeling," 83(11), pp. 1029– 1038. doi: 10.1002/srin.201200059.
111. Alizadeh, M., Edris, H. and Pischevar, A. R. (2008) "Behavior of Mixed Grade during the Grade Transition for," 48(1), pp. 28–37.
112. Bolling, R., Odenthal, H. and Pfeifer, H. (2005) "Transient Fluid Flow in a Continuous Casting Tundish during Ladle Change and Steady-state Casting," 7(figure 1), pp. 71–80.
113. Chen, H. S. and Pehlke, R. D. (1996) "% o _ U!," 27(October), pp. 745–756.
114. Cwudziński, A. et al. (2020) "Physical modelling of fluids ' interaction during liquid steel alloying by pulse-step method in the continuous casting slab tundish," *Ironmaking & Steelmaking.* Taylor & Francis, 0(0), pp. 1–11. doi: 10.1080/03019233.2019.1708670.
115. Bernardo Martins BRAGA* and Roberto Parreiras TAVARES *Horizonte*, B. (2018) "Additional Information on 'Simple Tundish Mixing Model of Continuous Casting during a Grade Tran- sition' by Cho and Kim," 58(6), pp. 1178–1180.
116. Zhang, L. W. et al. (2019) "A vertical continuous casting machine for large blooms," 9233. doi: 10.1080/03019233.2017.1408244
117. A. K. Sinha and Y. Sahai: *ISIJ Int.*, 33 (1993), 556.