

# Computational model for transient studies of IRIS pressurizer behavior

Rives Sanz R.<sup>a</sup>; Montesino Otero M E<sup>a,1</sup>; González Mantecón J<sup>a</sup>; Rojas Mazaira L<sup>a</sup>;  
Brayner de Oliveira Lira C. A.<sup>b</sup>.

<sup>a</sup> Department of Nuclear Engineering, Higher Institute of Technology and Applied Science, La Habana, Cuba.

<sup>b</sup> Department of Nuclear Energy, Federal University of Pernambuco, Pernambuco, Brazil.

## Abstract

International Reactor Innovative and Secure (*IRIS*) excels other Small Modular Reactor (*SMR*) designs due to its innovative characteristics regarding safety. *IRIS* integral pressurizer makes the design of larger pressurizer system than the conventional PWR, without any additional cost. The *IRIS* pressurizer volume of steam can provide enough margins to avoid spray requirement to mitigate in-surge transient. The aim of the present research is to model the *IRIS* pressurizer's dynamic using the commercial finite volume Computational Fluid Dynamic code CFX 14. A symmetric tridimensional model equivalent to 1/8 of the total geometry was adopted to reduce mesh size and minimize processing time. The model considers the coexistence of three phases: liquid, steam, and vapor bubbles in liquid volume. Additionally, it takes into account the heat losses between the pressurizer and primary circuit. The relationships for interfacial mass, energy, and momentum transport are programmed and incorporated into CFX by using expressions in CFX Command Language (CCL) format. Moreover, several additional variables are defined for improving the convergence and allow monitoring of boron dilution sequences and condensation-evaporation rate in different control volumes. For transient states a non - equilibrium stratification in the pressurizer is considered. This paper discusses the model developed and the behavior of the system for representative transients sequences such as the in/out-surge transients and boron dilution sequences. The results of analyzed transients of *IRIS* can be applied to the design of pressurizer internal structures and components.

**Keywords:** IRIS Pressurizer, CFD, IRIS transient processes, Boron homogenization.

## Introducción

El reactor *IRIS* destaca por sus innovadoras características de seguridad con respecto a otros diseños de reactores. La configuración integral del *IRIS* posibilita diseñar un compensador de presión mucho más grande que los de los PWR tradicionales y la eliminación del sistema de aspersión para mitigar los transitorios de incremento de temperatura del refrigerante (Barroso A.C.O. 2002; Carelli M. D. et al, 2002).

---

<sup>1</sup> Corresponding Autor.  
Email: mmontesi@instec.cu

En los últimos años se reportan diferentes estudios que centran su atención en los procesos de homogenización del boro en el circuito primario y de los parámetros que influyen en este proceso (Queral C., 2004; Gango 1997; Perona 1998; Gavrilas M. 1999). Las investigaciones han demostrado que el mezclado de fluidos con diferentes concentraciones depende de la geometría en estudio, entre otros factores. La peculiar configuración del compensador de presión (CP) del IRIS requiere el empleo de códigos computacionales en tres dimensiones complementados con experimentos que aporten datos que sean temporal y espacialmente confiables. Los modelos analíticos hasta ahora desarrollados determinan temporalmente la concentración media del boro, pero no son sensibles para predecir la concentración de boro a nivel espacial en el interior del CP. La deficiencia en la homogenización está relacionada a eventos externos o internos que conducen a la formación, en el sistema primario, de volúmenes parcial o completamente desprovistos de boro.

El volumen de líquido en el compensador de presión está separado del circuito principal de circulación del reactor por una estructura metálica donde se ubican los orificios de entrada al CP. Las variaciones de la temperatura en el circuito primario ocasionan transitorios de entrada/salida del refrigerante al compensador de presión que podrían ocasionar, entre otras consecuencias, disturbios en la potencia debido al mezclado de fluidos con diferentes concentraciones. La predicción de la respuesta dinámica del CP del reactor IRIS ante los eventos transitorios de entrada/salida de refrigerante y el estudio de los procesos de dilución de boro en diferentes condiciones de operación adquieren importancia desde el punto de vista práctico en la presente etapa de diseño, del reactor IRIS, pues reducen la probabilidad de cometer errores en la construcción del prototipo y una garantía en la operación estable del reactor.

El empleo de la dinámica de fluidos computacional en sistemas de geometrías complejas, como es el caso de un reactor nuclear avanzado, proporciona la comprensión necesaria de los fenómenos que en el sistema tienen lugar, minimizando los costos y los diseños experimentales. El presente trabajo está dirigido al estudio de los procesos de homogenización del boro en el compensador de presión del IRIS y la verificación de su respuesta dinámica ante transitorios de variación de la temperatura del refrigerante del primer circuito mediante el empleo del ANSYS CFX 14.

## **2. Descripción de los modelos físicos empleados**

Actualmente el enfoque de CFD más convencional para el modelado de fluidos bifásicos con fracciones de volumen significativas de ambas fases es la descripción euleriana de interpenetración continua. Este modelo resuelve por separado las "n" ecuaciones de fase, suponiendo una de las fases como primaria. Para el flujo de agua con burbujas de vapor la ecuación de la energía se resuelve sólo para el líquido, mientras que el vapor se supone que está saturado en todo el volumen. En presencia de fluidos que sean simultáneamente multifásicos y multicomponentes, el código sólo proporciona el marco principal para el cálculo de las ecuaciones básicas, por lo que las relaciones deben ser programadas por el usuario e incorporadas al código mediante expresiones en el Lenguaje de Comandos del CFX (formato CCL) a través de la definición de subdominios que permiten la incorporación de fuentes y sumideros en las ecuaciones de continuidad y de energía.

## 2.1. Modelo de Turbulencia

Debido a la menor densidad del vapor, se supone comúnmente que, en el flujo de ebullición nucleada, el movimiento del vapor (fase dispersa) sigue las fluctuaciones de la fase líquida continua. Debido a limitaciones en el código CFX, cuando existen dos o más fluidos continuos, se requiere definir un modelo homogéneo de turbulencia, no siendo así en el caso de que exista un fluido continuo y otro disperso. La turbulencia se calcula por el modelo de dos ecuaciones k-ε. En los flujos bifásicos con burbujas en el líquido, se genera una producción adicional de turbulencia por la fluctuación debido a las estelas detrás de las grandes burbujas.

El modelo k-ε es uno de los principales modelos de turbulencia, ha sido implementado en la mayoría de las aplicaciones para las que se emplean los códigos CFD y es considerado el modelo estándar de la industria. Este modelo está basado en el concepto de viscosidad de remolino, por lo tanto la viscosidad efectiva se calcula por:

$$\mu_{eff} = \mu + \mu_t + \mu_b \quad (1)$$

donde  $\mu_t$  es la viscosidad de turbulencia inducida por cizallamiento y  $\mu_b$  es la viscosidad de turbulencia inducida por las burbujas.

La viscosidad de turbulencia inducida por cizallamiento se define como:

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon}$$

donde  $C_\mu$  es una constante igual a 0.09, k se define como la variación de las fluctuaciones en la velocidad y ε es la disipación de la turbulencia de remolino.

La viscosidad inducida por las burbujas depende de la fracción de volumen del vapor α, del diámetro local de la burbuja  $d_b$  y la velocidad relativa entre la fase gaseosa y líquida:

$$\mu_b = C_{\mu b} \rho_l \alpha d_b |\vec{u}_g - \vec{u}_l|$$

Generalmente, el parámetro  $C_{\mu b}$  toma el valor de 0.6, tal como se recomienda por Sato et al. (1981). Además de la intensidad de la turbulencia, el diámetro de la burbuja  $d_b$  determina la transferencia interfacial de momento, de calor y de masa (condensación).

## 2.2. Modelo de Transferencia Interfacial

La transferencia interfacial de momento se modela con las fuerzas interfaciales, que incluyen fuerza de arrastre, las cargas, las fuerzas de dispersión turbulenta y la fuerza de lubricación en las paredes. Las fuerzas de arrastre ( $F_D$ ) se determinan:

$$\vec{F}_D = \frac{4C_D}{3d_b} \alpha_g \rho_l |\vec{u}_g - \vec{u}_l| (\vec{u}_g - \vec{u}_l)$$

donde  $C_D$  es el coeficiente de arrastre de la burbuja, que depende del régimen de flujo y se puede obtener experimentalmente. En el presente estudio se ha considerado la correlación de Ishii y Zuber (1979) para el coeficiente de arrastre. El cual es aplicable para el régimen de partícula distorsionada. En este régimen, el coeficiente de arrastre ( $C_D$ ) es aproximadamente constante, independiente del número de Reynolds, pero depende de la forma de la partícula a través del grupo adimensional conocido como el número de Eotvos. Este número adimensional proporciona la relación entre las fuerzas gravitacionales y las de tensión superficial:

$$E_o = \frac{g\Delta\rho d_p^2}{\sigma} \quad (2)$$

donde  $\Delta\rho$  es la diferencia de densidad entre las fases,  $g$  es la aceleración de la gravedad,  $\sigma$  es el coeficiente de tensión superficial y  $d_p$  el diámetro de la partícula. Mediante la correlación de Ishii-Zuber y a partir de este grupo adimensional, se calcula el coeficiente de arrastre ( $C_D$ ) como sigue:

$$C_D(\text{elipse}) = \frac{2}{3} E_o^2 \quad (3)$$

En este caso, el CFX automáticamente toma en cuenta la partícula esférica y la capa límite esférica estableciendo:

$$C_D(\text{dist}) = \min(C_D(\text{elipse}), C_D(\text{capa})) \quad (4)$$

donde:

$$C_D(\text{capa}) = 8/3 \quad (5)$$

Finalmente el coeficiente de arrastre ( $C_D$ ) se calcula:

$$C_D = \max(C_D(\text{esfera}), C_D(\text{dist})) \quad (6)$$

### 2.3. Modelo de cambio de fase térmico (Thermal Phase Change Model)

Este modelo describe el cambio de fase inducido por la transferencia de calor en la interface es empleado en el presente trabajo para simular los procesos de ebullición y condensación en los transitorios de variación de la temperatura.

#### 2.3.1. Modelo de ebullición en superficies sobrecalentadas (Wall Boiling Model)

La ebullición en las paredes empieza cuando la temperatura de la superficie alcanza una temperatura que es lo suficiente grande como para iniciar la activación de nucleación en la

pared. Esta temperatura de activación es típicamente unos pocos grados por encima de la saturación.

Una característica fundamental de este modelo es el algoritmo para decidir como el flujo de calor en la pared se divide entre los diferentes procesos físicos de evaporación y calor sensible de la fase líquida. En las regiones de la superficie no influenciadas por los sitios de nucleación, se considera que el flujo de calor sólo contribuye a la transferencia de calor por convección, como si sólo estuviera presente la fase líquida. Sin embargo, en la vecindad de los sitios de nucleación, parte del calor contribuye a la formación de vapor, y el restante a sobrecalentar el líquido al desplazarse las burbujas ascendentes. Este último proceso se conoce como *quenching*.

El flujo de calor correspondiente a la ebullición en la superficie se calcula por medio de la fórmula:

$$q_E = \frac{\pi}{2} \rho_v d_p^3 f n L \quad (7)$$

donde  $\rho_v$  es la densidad del vapor,  $d_p$  es el diámetro de la partícula,  $f$  es la frecuencia de salida de la burbuja,  $n$  es la densidad de nucleación y  $L$  es el calor latente.

La definición de un diámetro variable de la partícula para la fase dispersa ( $d_p$ ) es posible mediante la utilización del modelo RPI (ANSYS CFX, 2012). Este modelo, comprobado experimentalmente, supone que el diámetro de la partícula es función de algunos parámetros de referencia y de las temperaturas de saturación y del líquido mediante la siguiente formula:

$$d_p = \min(d_{ref} * \exp\left(-\frac{\Delta T_{sub}}{\Delta T_{ref}}\right), d_{max}) \quad (8)$$

donde  $d_{max} = 1.4$  [mm],  $d_{ref} = 0.6$  [mm],  $\Delta T_{ref} = 45$  [K] y  $\Delta T_{sub}$  se inserta en formato CCL de la siguiente forma:

$$\Delta T_{sub} = \text{Liquido.Tsaturation} - \text{Liquido.T} \quad (9)$$

donde:  $\text{Liquido.Tsaturation}$  es la temperatura de saturación a la presión de trabajo del CP y  $\text{Liquido.T}$  es la temperatura del líquido.

## 2.4. Modelo de transferencia de calor interfacial

Después de la salida de la pared sobrecalentada, la burbuja está rodeada por el líquido subenfriado ó saturado. Se asume que el vapor dentro de las burbujas y la interface entre las burbujas y el líquido están a la temperatura de saturación. La tasa de condensación interfacial ( $\Gamma$ ) se define como:

$$\Gamma = h_{if} A_i (T_{sat} - T_l) / h_{fg}$$

donde  $A_i$  es el área interfacial por unidad de volumen,  $h_{if}$  es el coeficiente de transferencia de calor interfacial modelado por las correlaciones de Hugmark y de cero resistencia .

Hay situaciones donde el uso de un coeficiente global de transferencia no es suficiente para modelar los procesos de transferencia de calor en la interface. Un modelo más general considera los procesos de transferencia de calor en la interface por separado para cada fase. Esto se logra utilizando dos coeficientes de calor definidos en cada fase de la interface. En simulaciones multifásicas donde se utiliza el modelo de partícula, se recomienda para la fase continua utilizar la correlación de Ranz-Marshall:

$$N_u = 2 + 0.6 * R_e^{0.5} * P_r^{0.3} (0 \leq R_e < 200)(0 \leq P_r < 250) \quad (10)$$

No obstante en este trabajo, se utilizó la correlación de Hughmark debido a que la correlación de Ranz-Marshall exige que el número de Reynolds sea menor que 200, es decir, laminar y en las simulaciones realizadas el flujo era turbulento. La correlación de Hughmark es la siguiente:

$$N_u = 2 + 0.27 * R_e^{0.62} * P_r^{0.33} (776.06 \leq R_e)(0 \leq P_r < 250) \quad (11)$$

Para la fase dispersa es posible especificar una condición de resistencia cero (zero resistance). Esto es el equivalente a considerar un coeficiente de transferencia de calor infinito para esa fase ( $h_a \rightarrow \infty$ ). Este modelo fuerza a la temperatura de la interface a ser la misma de dicha fase, es decir, se considera que el vapor se mantiene en las condiciones de saturación.

La Figura 1 muestra las regiones en las que se ha dividido el CP. La región 1 se localiza entre la parte más baja del CP y el plano de expansión de la parte líquida. En ella se encuentran los orificios de entrada/salida a través de los cuales ocurre la transferencia de masa (agua sub-enfriada ó saturada) entre el circuito primario y el CP, ante oscilaciones de la temperatura del refrigerante del primario. En ella se ubican los calentadores. La región 2 (ubicada encima de la región 1) contiene el líquido saturado y posee los orificios de circulación en su base. La región 3 (ubicada en la parte superior del CP) contiene el vapor y la película de condensado en las paredes.

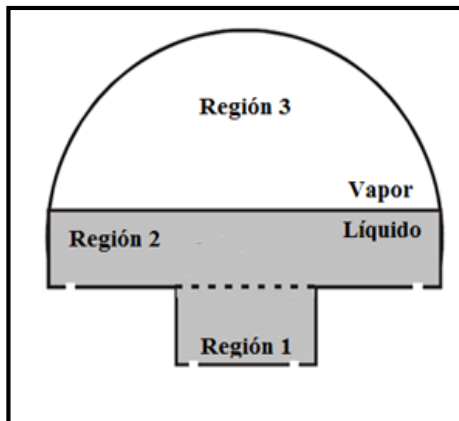


Figura 1. Representación de las regiones de estudio en el CP.

La geometría de interés se construyó en tres dimensiones utilizando la herramienta *Design Modeler* dentro de la plataforma ANSYS 14 a partir del diseño del CP del IRIS (Barroso A.C.O. 2002). Se utilizó  $\frac{1}{8}$  del CP para aprovechar la simetría del dominio y disminuir el tiempo de procesamiento. En la Tabla 1 se detallan los parámetros característicos (concentración de boro en las condiciones iniciales y concentración de boro en el primario, así como el volumen que ocupa el líquido saturado en el CP) para los 5 estados de operación simulados. Los casos A, B y C se dedican al estudio de la homogenización del boro. En ellos, el área de interés es sólo el líquido (regiones 1 y 2). Se considera que los parámetros de trabajo del reactor (presión y temperatura) se corresponden a las condiciones normales de operación al respectivo nivel de potencia. Los valores de la concentración inicial de boro en el líquido del CP y del flujo del refrigerante primario se asumen con el propósito de comparar los resultados con otros estudios (Rosa 2013, Bezerra J. d. L, 2012).

Por su parte, los casos D y E están enfocados a la verificación de la respuesta dinámica del CP ante transitorios de aumento/disminución de la temperatura media del refrigerante y de los principales fenómenos físicos que ocurren en todo el volumen del CP. En estos últimos casos se incluye en el modelo geométrico a la región 3 (contiene vapor).

. Tabla 1. Principales parámetros de las simulaciones.

Casos	Estado operacional	Concentración inicial (ppm)	Concentración de entrada (ppm)	Volumen de líquido en el CP ( m <sup>3</sup> )
<b>A</b>	Potencia 100 (%)	0	100	32.4
<b>B</b>	Potencia 20 (%)	0	400	32.33
<b>C</b>	Potencia 0 (%)	0	1000	13.59
<b>D</b>	<i>Insurge</i>	400	100	32.4
<b>E</b>	<i>Outsurge</i>	400	-	32.4

Dentro del volumen del CP se incorpora el calentador eléctrico y se ubica en el centro, encima de los orificios de entrada/salida. En el modelo el calentador es la fuente de calor para todo el CP y se asume como una única superficie (en la realidad hay 3 grupos) en forma anular.

### **Definición de materiales o componentes a considerar**

Se definieron 3 fluidos: Líquido (representa el volumen de agua saturada o sub-enfriada presente en el compensador de presión), Superior Steam (representa el volumen de vapor que ocupa la región superior del compensador de presión), y burbujas (simula las burbujas que se forman debido a la acción de los calentadores y se encuentran dispersas en el líquido).

En particular, para el estudio de la dilución del boro (casos A, B, C de la Tabla 1) se considera el fluido compuesto por:

Fluido 1: *Líquido* (fase líquida): Está presente en las regiones 1 y 2 (ver Figura 1) y se define como un fluido continuo.

Fluido 2: *burbujas* (fase gaseosa): Se encuentra inmerso dentro del Líquido y se localiza en las regiones 1 y 2. Se define como medio disperso.

En los casos D y E donde se analiza el comportamiento del compensador ante variaciones de la temperatura se consideran tres fluidos: Dos medios continuos (Líquido y Superior Steam) y un medio disperso (burbujas). De forma tal que:

Fluido 1 (*Líquido*) y Fluido 2 (*burbujas*) se definen de igual forma que en los casos A, B y C descritos anteriormente.

Fluido 3: *Superior Steam* (fase gaseosa): Ocupa la región 3 y se define como un medio continuo, en estado de vapor saturado.

Mediante la base de datos IAPWS-IF97 se definen las propiedades termodinámicas de los fluidos empleados. En particular se usa la biblioteca 5 que comprende el rango de las propiedades de interés (la temperatura entre los 450 y 900 K, mientras que la presión entre 1 y 30 MPa). Lo anterior se adapta perfectamente a las condiciones reales existentes en el CP del IRIS, de ahí su aplicación en este trabajo.

### Condiciones iniciales y de frontera.

En las condiciones iniciales se asumió que el fluido se encontraba en reposo y que no existían burbujas de vapor. Las condiciones de frontera consideradas en las simulaciones se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Condiciones de frontera.

Parámetro	Valor	Observaciones
Presión de operación (MPa)	15.5	
<b>Boundary Type: Inlet</b> Velocidad de entrada (m/s)	8.02*10 <sup>-03</sup>	Simulaciones A-C
<b>Boundary Type: Inlet</b> Flujo de entrada	if(t<2[s],0[kg s <sup>-1</sup> ], 60[kg s <sup>-1</sup> ])* *if(t<3[s],0,1)	(Simulación D)
<b>Boundary Type: Outlet</b> Flujo de salida	if(t<2[s],0[kg s <sup>-1</sup> ], 60[kg s <sup>-1</sup> ])* *if(t<3[s],0,1)	(Simulación E)
Potencia térmica de los calentadores (kW)	459	Simulaciones A-E

La geometría utilizada representa 1/8 del CP, por lo cual para las paredes planas verticales se escogió una condición de simetría. En el resto de las paredes se consideran las pérdidas de calor. Se definen dos subdominios que consideran los procesos de condensación y evaporación en todo el volumen del CP. Las relaciones para la transferencia de calor y masa en estos procesos son programadas en el código mediante expresiones en el Lenguaje de Comandos del CFX (formato CCL) con la incorporación de fuentes y sumideros en las ecuaciones de continuidad y energía. Se estableció una simulación transitoria para los casos de estudio, con duración de 50 horas para los casos A, B y C, de 10 segundos para la simulación D y de 200 segundos para la simulación E.



### 3.- Estudio de los transitorios de dilución del boro

Para la verificación de la capacidad del modelo desarrollado en CFX para simular eventos transitorios de dilución de boro se utilizan como referencia los experimentos realizados en la instalación de prueba de la UFPE (Bezerra J. d. L, 2012) y los resultados obtenidos con un modelo teórico que describe el comportamiento del ácido bórico en el interior de la instalación de prueba del CP de la UFPE (Narain R, 2012).

Con la combinación de la metodología de semejanza conocida como Análisis de Escala Fraccional, (FSA), una escala local del número de Froude y un factor de escala previamente establecido, Silva determinó (Silva 2010), los criterios geométricos y parámetros adimensionales que hacen semejantes (equivalentes) los diseños de la instalación de prueba de la UFPE (modelo) y del compensador de presión del reactor IRIS (prototipo). La instalación de la UFPE tiene como propósito principal el estudio de los procesos de dilución de boro en el CP del reactor IRIS.

Los estados operacionales, parámetros de trabajo, duración de los experimentos y datos relativos a las concentraciones de boro inicial y de entrada provenientes del tanque o reservorio usados en la instalación de pruebas de la UFPE para la realización de los experimentos de dilución de boro se corresponden a la Tabla 1 (Jair 2012). Se emplea además para la comparación, los resultados de un modelo numérico que describe la dependencia temporal de la concentración media de boro en el interior del CP de la instalación de prueba de la UFPE (Nair 2012)

Las escalas de tiempo en que trascurren los eventos transitorios en la instalación de pruebas de la UFPE (máximo 4,5 h) y la modelación en CFX del CP del IRIS desarrollada en la presente investigación (máximo 50 h) son diferentes, por lo que se emplea la escala temporal obtenida por Silva ( $S_t = t_p/t_m = 0.196$ ) para el escalado y comparación entre los resultados experimentales y los modelos analíticos y computacionales. Se especifica que las mediciones realizadas en la instalación de prueba no se reportan en concentración en ppm, por lo que para los fines prácticos de la presente comparación, los resultados experimentales (dados en Tonalidad) se normalizan a la concentración (dada en ppm) del tanque de reservorio externo (fuente externa de ácido bórico) y luego se ajustan a una función analítica, lo que facilita la representación de los datos experimentales y los de la simulación en una escala temporal equivalente.

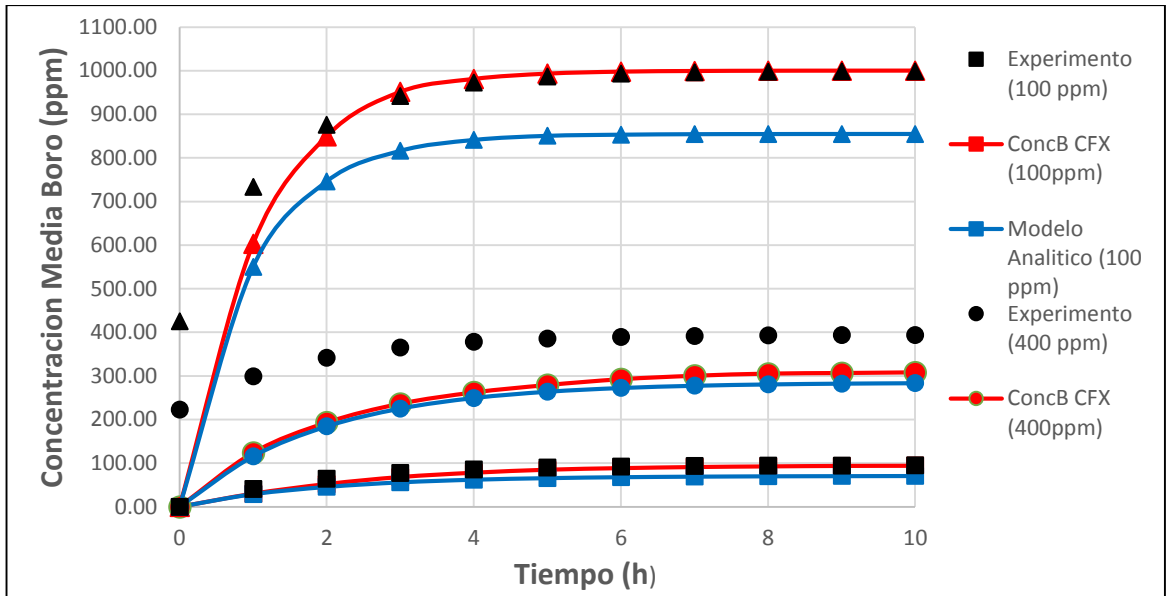


Figura 2. Comparación de la dependencia temporal de la concentración de ácido bórico promedio para diferentes estudios.

En la Figura 2 se representan los resultados de la dependencia temporal de la concentración de ácido bórico promedio para diferentes estudios realizados. En la misma se identifica como ConcBPress, los resultados de la modelación computacional en el interior del CP del reactor IRIS del presente estudio. Se muestran además, las mediciones experimentales (en su equivalente en ppm, se nombra Experimento) realizadas en la instalación de prueba de la UFPE y los resultados del modelo analítico (Modelo Analítico) reportados por de Narain (Narain R, 2012). Las comparaciones se realizan para los 3 estados de operación (A, B y C, ver Tabla 1) y se identifican en la figura como 100 ppm, 400 ppm y 1000 ppm. Se observa el mismo comportamiento exponencial asintótico para las 3 curvas y un buen grado de concordancia entre los experimentos y los resultados del modelo desarrollado en CFX. Existen diferencias más significativas entre los valores experimentales, los resultados de CFX y el modelo teórico (Modelo teórico en la Figura 2)). Lo que se atribuye a que la solución analítica no tiene en cuenta la geometría del problema. No obstante, la saturación en todos los casos se alcanza entre las 6 y las 7 horas, lo cual se corresponde a las 40 horas en el tiempo real de simulación.

### Tiempo de homogenización del boro en el caso A.

En este trabajo se considera como tiempo de homogenización del boro, el tiempo necesario para que no existan diferencias significativas entre las concentraciones de boro en el tiempo y espacio. Para determinar el tiempo de homogenización se utilizan las herramientas del ANSYS-CFX para el post-procesamiento.

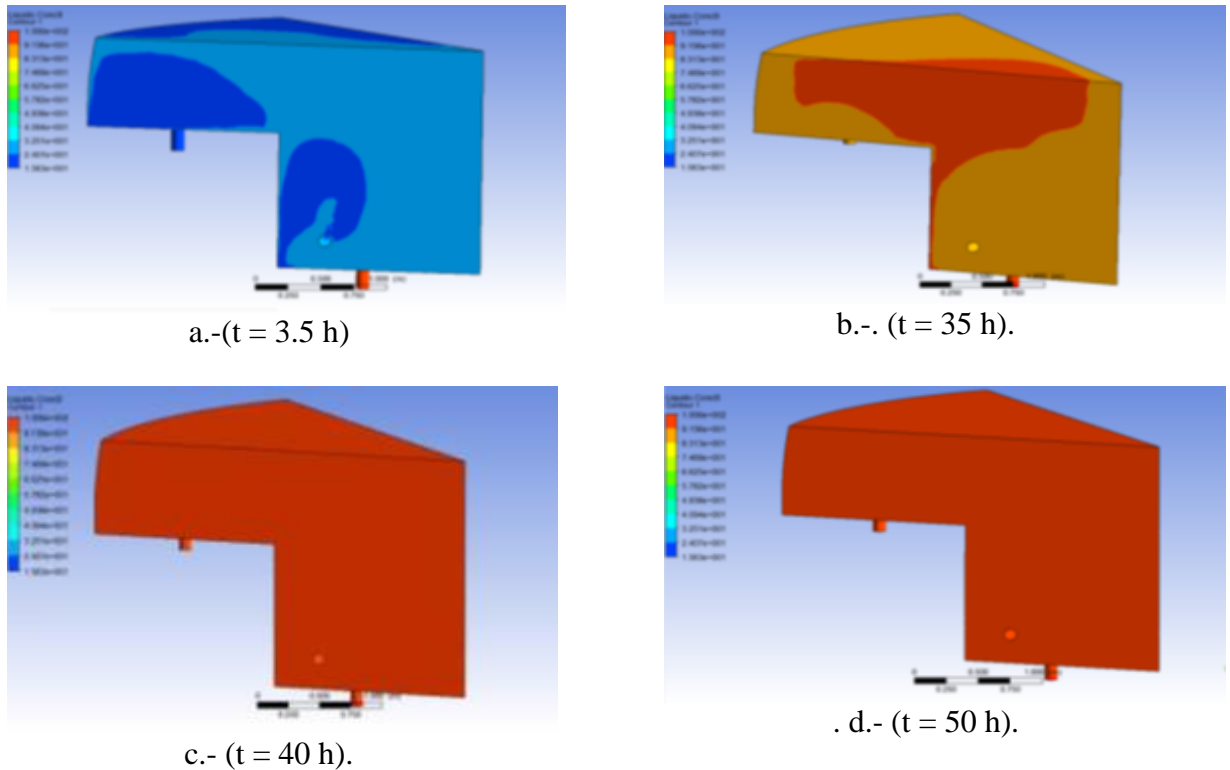


Figura 3.- Representación de diferentes contornos de la concentración de boro en el CP en diferentes tiempos de simulación

En la Figura 3 se muestran los contornos de la distribución de la concentración de boro en el CP en diferentes tiempos de simulación, como ilustración se representa el caso A, aunque es similar el comportamiento de los restantes estudios realizados.

### **VARIABLES QUE INFLUYEN EN LA HOMOGENIZACIÓN DEL BORO.**

El número de Reynolds y las condiciones geométricas de la instalación tienen una gran influencia en la homogenización del boro (Kiger 2001; Gango 1997; Gavrilas 1999). Además, se conoce que algunos fenómenos como la condensación/evaporación que tienen lugar en distintas partes del circuito primario pueden conllevar a eventos internos de dilución heterogénea del boro (Queral 2004). A tal efecto, la evaluación en los estudios de homogenización del boro de la influencia de la fracción de volumen del vapor, la velocidad y las tasas volumétricas de condensación y de evaporación, juegan un importante rol en la optimización del diseño del CP del IRIS.

A modo de ilustración, en la Figura 4 se muestra la distribución espacial de la fracción de volumen de vapor a las 5 horas, se observa la corriente de burbujas y la acumulación de estas en la parte superior del CP. En la Figura 5 se observa la distribución espacial de la concentración de boro en el CP. Si se comparan ambas figuras, se puede observar (de acuerdo a las respectivas leyendas) que las zonas que rodean a la columna de vapor así como la zona superior en donde se acumula el vapor hay una mayor concentración de boro. De lo anterior, se puede concluir que la distribución espacial de la fracción de volumen de vapor influye en la distribución homogénea de la concentración del boro.

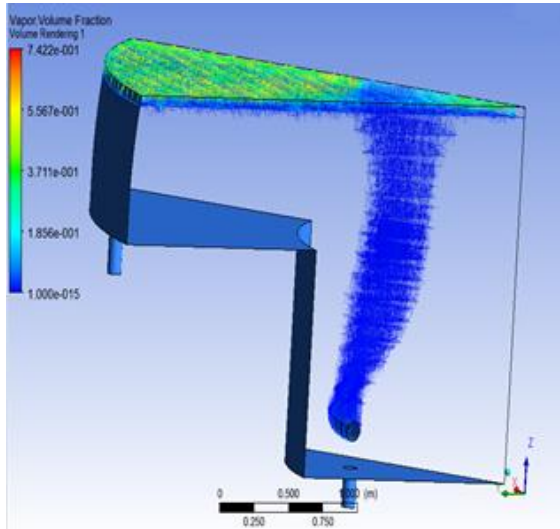


Figura 4. Distribución espacial de la fracción de volumen del vapor SA (t = 5 h).

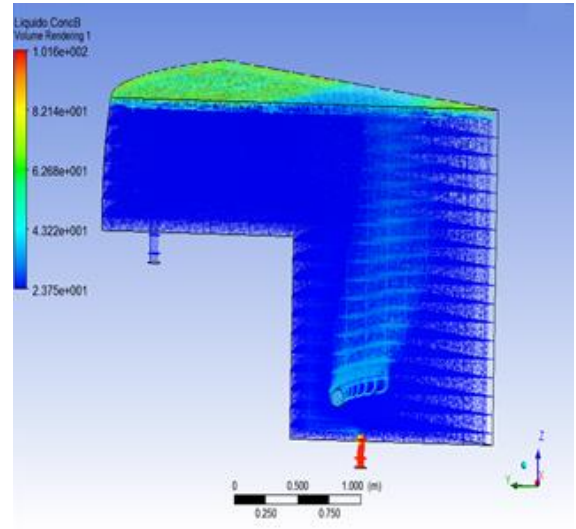


Figura 5. Distribución espacial de la concentración de boro (t= 5 h).

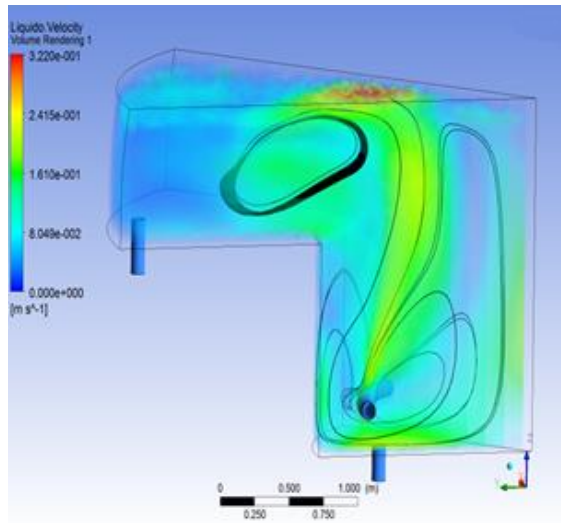


Figura 6. Distribución espacial de la velocidad SA (t = 10 h).

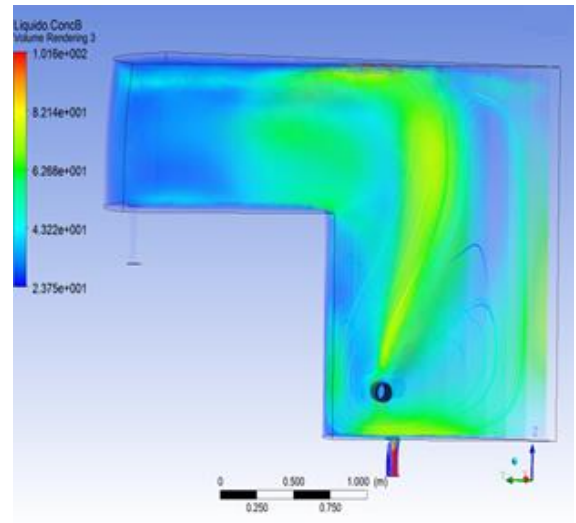


Figura 1. Distribución espacial de la concentración de boro SA (t = 10 h).

En la Figura 6 se representa la distribución espacial de la velocidad del fluido en el interior del CP. Se aprecia la tendencia del fluido a desplazarse hacia la pared cilíndrica inferior, bordear el calentador, y después formar un lazo de recirculación en la zona central del CP y otro lazo muy bien definido en el cilindro superior. Este comportamiento del fluido se corresponde a la distribución espacial de la concentración del boro mostrado en la Figura 7. Al comparar ambas figuras, se observa que en las zonas de mayor velocidad también existe una mayor concentración de boro, lo que corrobora la influencia del número de Reynolds en la homogenización. La identificación de las zonas de recirculación es muy importante ya que permite conocer cuáles son los lugares del CP que tardan más en homogenizar la mezcla de

boro, así como trazar estrategias en busca de eliminar o al menos disminuir la existencia de dichas zonas.

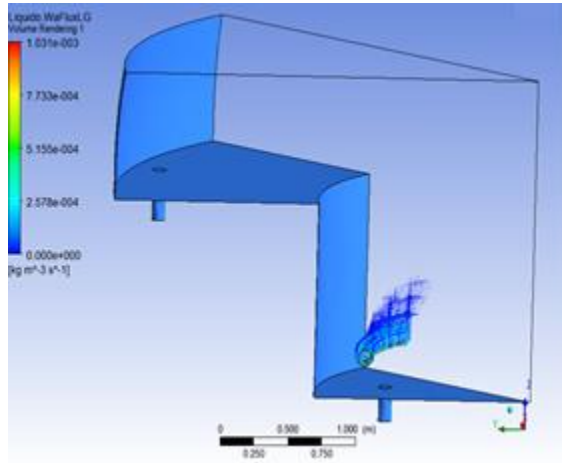


Figura 8. Distribución espacial de la tasa volumétrica de evaporación en la SA ( $t = 50$  h).

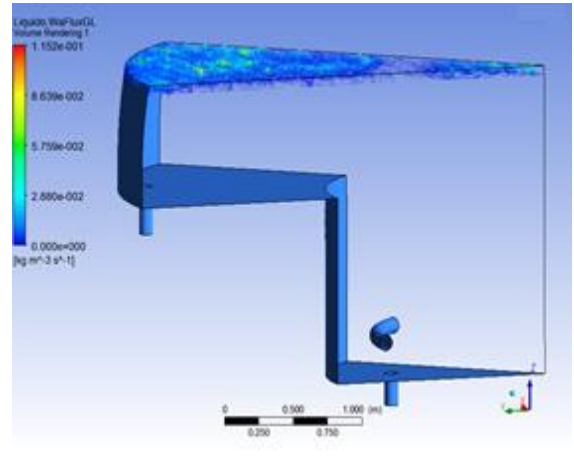


Figura 9. Distribución espacial de la tasa volumétrica de condensación en la SA ( $t = 50$  h).

#### 4.- Resultados de los transitorios con variaciones de la temperatura media del refrigerante.

El incremento de la temperatura media del refrigerante en el reactor ocasiona una entrada adicional de refrigerante al volumen del líquido del CP, lo que a su vez provoca una subida del nivel del agua dentro del CP. Este transitorio se corresponde a la simulación D de la Tabla 1 y se identifica como un *insurge* (ver Figura 10). Se corresponde con el aumento del gasto en la entrada del compensador de presión a los 2 s con un valor típico de  $60 \text{ [kg s}^{-1}\text{]}$  (Botelho, 2005), el cual se mantiene durante un período de tiempo de 1 s. La respuesta dinámica del CP ante la disminución de la temperatura media del refrigerante primario (*outsurge*) se muestra en la Figura 11. La presión al cabo de los 200 segundos no alcanza su valor nominal, esto se debe a que el IRIS tiene una gran inercia, además de un gran volumen de vapor, por lo tanto requiere de un tiempo más largo para recuperarse de los transitorios de *outsurge* que de los de *insurge*. No obstante, se ve claramente su tendencia a aumentar hasta los valores nominales.

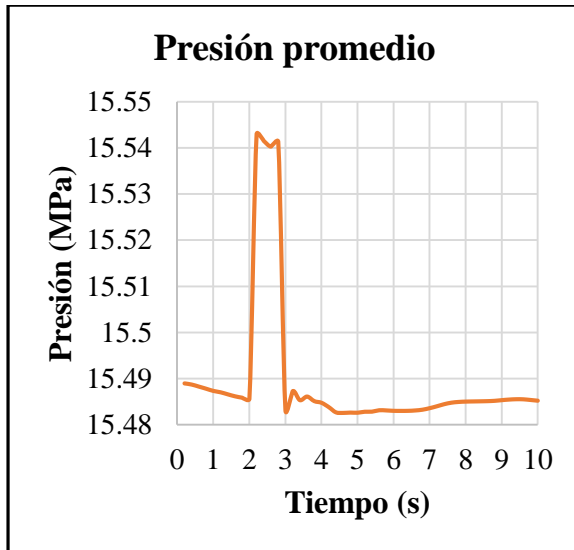


Figura 10. Respuesta del CP durante un *insurge*.

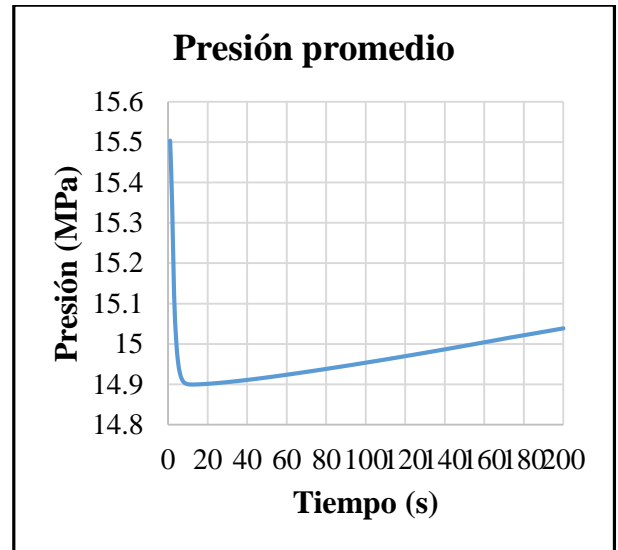


Figura 11. Presión promedio en el CP durante un *outsurge*.

Los fenómenos físicos más importantes durante un insurge y outsurge son la condensación parcial del vapor que se encuentra en la región 3 (superior) del CP y la evaporación instantánea (*flashing*) respectivamente. En la Figura 12 se muestra la tasa de condensación durante el insurge, apreciándose que esta se localiza en la zona superior del CP con un máximo de  $0.0293 \text{ [kg m}^{-3}\text{]}$ . La Figura 13 muestra la tasa de evaporación durante el outsurge, se observa que alcanza un máximo  $7.781\text{e-}006 \text{ [kg m}^{-3}\text{]}$  en las cercanías de la interface entre el líquido y el vapor continuo de la región 3.

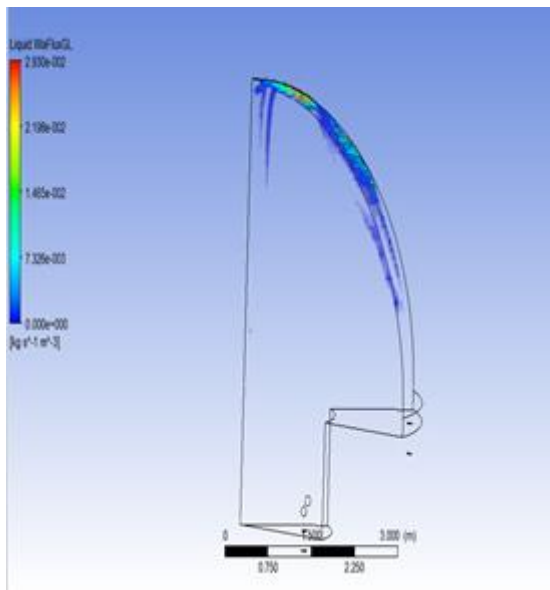


Figura 12. Tasa volumétrica de condensación durante un *insurge*.

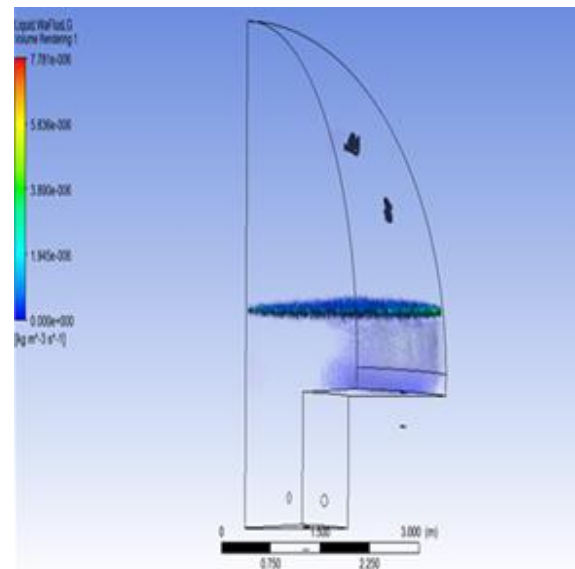


Figura 13. Tasa volumétrica de evaporación durante un *outsurge*.

En la Figura 14 se representa un contorno de la concentración de boro al aumentar la temperatura del refrigerante en el reactor. Cuando ocurre un *insurge* la concentración de boro

en el primario (100 ppm) es inferior a la considerada en las condiciones iniciales del CP (400 ppm). Al transcurrir 10 s, se aprecia que en las regiones cercanas a la entrada hay una concentración menor, lo que concuerda con lo anterior. Se distingue además que dentro del volumen de líquido (región 1 y 2) las concentraciones de boro no son homogéneas, apreciándose que en la parte superior de esta región (cercana a la zona de la interface líquido vapor) la concentración es ligeramente inferior.

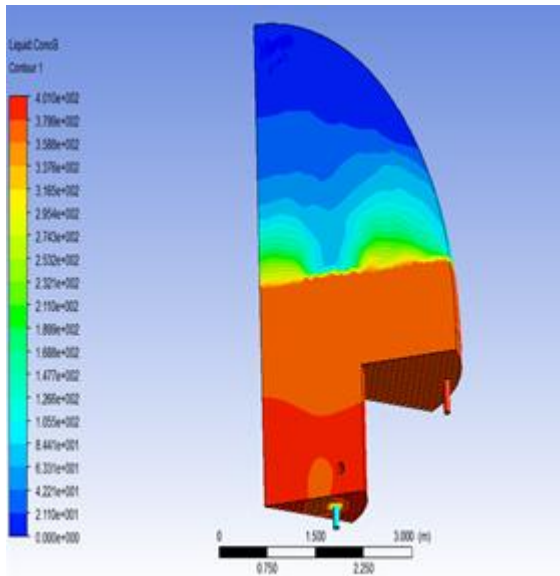


Figura 14. Distribución de la concentración de boro durante un *insurge* (t=10 s).

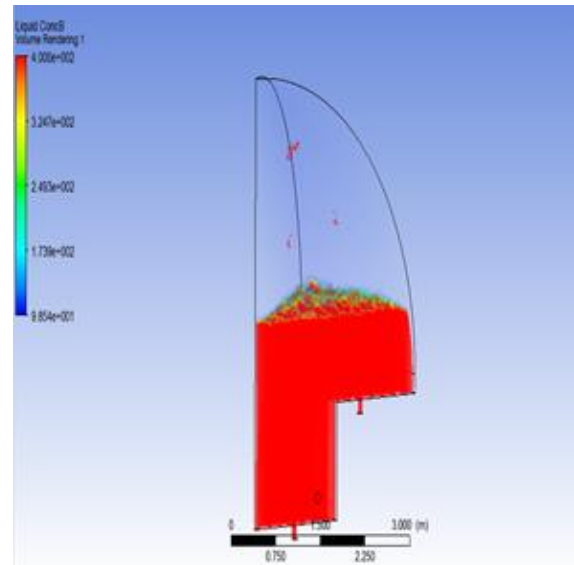


Figura 15. Distribución de la concentración de boro durante un *outsurge* (t=200 s).

Estas diferencias son el resultado del mezclado del vapor condensado y libre de boro de la región 3 (vapor) con el líquido de la región 1 y 2 que tiene una concentración de boro superior. Este mezclado prevalece ante el mezclado que tiene lugar entre el insurge y el volumen de líquido a la concentración inicial de 400 ppm. En la Figura 15 se observa que la concentración de boro se mantiene constante en todo el dominio. Esto era de esperar debido a que en este caso no hay ninguna entrada sino salida de líquido, por lo tanto no se afecta la distribución del boro en el CP.

## Conclusiones

La modelación por CFD y en particular por CFX, muestra las potencialidades de esta técnica para ser empleadas en condiciones de fluidos multifásicos y multicomponentes y son aplicables a los estudios de homogenización del ácido bórico en el interior del CP y de la obtención de su respuesta dinámica ante transitorios de variación de la temperatura media del refrigerante.

La comparación realizada empleando los datos experimentales de la instalación de prueba de la UFPE muestra una satisfactoria concordancia. La dependencia temporal y distribución espacial de la concentración de ácido bórico en el compensador de presión del reactor IRIS para diferentes condiciones de operación obtenidas evidencian la dependencia del tiempo de



homogenización con respecto al número de Reynolds, las condiciones de turbulencia, los fenómenos de condensación/evaporización y la transferencia de calor en el compensador de presión

Los resultados obtenidos para los transitorios de variación de la temperatura media del refrigerante en el primario, muestran la excelente capacidad del diseño del compensador del IRIS de compensar las variaciones de presión del reactor. Futuras comparaciones con datos reales son recomendados para la validación cuantitativa del modelo en CFX. Los resultados para los transitorios analizados son aplicables para el diseño de los componentes y estructuras internas del compensador de presión.

### **Agradecimientos**

El trabajo de investigación fue realizado en el marco del proyecto internacional CAPES- MES 114 -2011.

### **Referencias Bibliográficas**

ANSYS CFX, RPI Sub-cooled Boiling Model, Manuscript, CFX Inc, Release 14. 2012 ANSYS Europe Ltd.,» 2012.

Barroso A. C. O. so, B. F.B.D., I. D. Arone, L. A. Macedo, P. A. B. Sampaio y M. M., «IRIS pressurizer design», Cordoba, 2003.

Barroso, A.C.O., Baptista F., B.D., Palmieri, E.T., Sabundjian. G., Andrade, D.A., Macedo, L.A., "CNEN IN THE IRIS PROJECT", LAS-ANS Symposium 2002 – Power Supply and its Challenges: The Nuclear Proposal, 17-20 June, 2002, Rio de Janeiro, Brazil

Bezerra J d L, Estudo do processo de homogeneização do boro em uma bancada experimental de baixa pressão simulando o pressurizador do reator IRIS, Tese (doutorado) - Programa de Pós-graduação em Tecnologías Energéticas e Nucleares (PROTEN), Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Energia Nuclear, Recife, 2012.

Carelli, M. D. et al, IRIS – International Reactor Innovative and secure - YEAR TWO TECHNICAL PROGRESS REPORT, Westinghouse Electric Company, LCC, internal report STD-ES-02-7, March 22, 2002

Gango P., Numerical boron mixing studies for Loviisa nuclear power plant», Nuclear Engineering and Design, vol. 177, pp. 239-254, 1997

Gavrilas M. y V. Palazov, A scaling approach for fluid mixing in rapid boron-dilution transients» de 7th International Conference on Nuclear Engineering, Tokyo, Japan, 1999

Kiger K.y. Gavelli F, Boron mixing in complex geometries: flow structures details», Nuclear Engineering and Design, vol. 230, pp. 67-85, 2001

Narain, R., Comunicação – Departamento de Energia Nuclear – UFPE, 2012



Perona J.J., T.D. Hylton, E.L. Youngblood, R.L. Cummins, Jet mixing of liquids in long horizontal cylindrical tanks», Ind. Eng. Chem. Res., 1998, v.37, p.1478-1482

Queral C. y I. González, Analysis of Heterogeneous Boron Dilution Sequences», de Nuclear Energy for New Europe, Portoroz, Eslovenia, 2004

Rosa, José Eduardo Pereira da Simulação computacional da homogeneização do ÁCIDO BORICO em um pressurizador de um reator nuclear avançado, Programa de Pós Graduação em Ciência e Tecnologia Nucleares do Instituto de Engenharia Nuclear da Comissão Nacional de Energia Nuclear Tese, (Mestre em Ciências), Rio de Janeiro: CNEN/IEN, 2013.

Silva M. A. B. d., C. A. B. d. O. Lira y A. C. d. O. Barroso, Fractional Scaling Analysis for IRIS pressurizer reduced scale experiments, Annals of Nuclear Energy, vol. 37, pp. 1415-1419, 2010.

Silva M. A. d. Determinação dos Parâmetros de uma Seção de Testes para o Pressurizador do Reator Nuclear IRIS, Tese (doutorado), Programa de Pós-graduação em Tecnologías Energéticas e Nucleares (PROTEN), Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Energia Nuclear, Pernambuco, 2008