

## **SIMULACIÓN DINÁMICA TRIDIMENSIONAL DE UN SEPARADOR DE AGUA-PETRÓLEO TIPO FREE WATER KNOCK-OUT CON TUBOS DE FUEGO USANDO EL MODELO DE DRIFT FLUX EN OPENFOAM**

**Luis F. Barceló<sup>a,c</sup>, Pablo A. Caron<sup>a</sup>, Axel E. Larreteguy<sup>a</sup>, Rodolfo Gayoso<sup>b</sup>, Federico Gayoso<sup>b</sup> y Germán Guido Lavalle<sup>c</sup>**

<sup>a</sup>*Instituto de Tecnología, Universidad Argentina de la Empresa, Lima 717, (C1073AAO) Buenos Aires, Argentina. pcaron@uade.edu.ar, alarreteguy@uade.edu.ar*

<sup>b</sup>*Transeparation S.A., Hipólito Yrigoyen 1264 2b, (C1086AAV) Buenos Aires, Argentina. rodolfo.gayoso@transeparation.com, federico.gayoso@transeparation.com*

<sup>c</sup>*Candoit Ingeniería y Tecnología, Viamonte 1526 6a, (C1055ABD) Buenos Aires, Argentina. gguidolavalle@candoit.com.ar, fbarcelo@candoit.com.ar. <http://www.candoit.com.ar>*

**Palabras Clave:** separadores de fases, petróleo, OpenFOAM, drift-flux, CFD, FWKO

### **Resumen.**

Los procesos de separación de fases son inherentemente complejos, involucrando fenómenos tales como: corrientes de densidad, coalescencia y rotura de gotas, y sensibilidad a surfactantes, entre otros.

El diseño de los equipos de separación de fases utilizados actualmente en la industria del petróleo presenta aún muchas oportunidades de mejora, y el proceso puede beneficiarse mucho de las capacidades que proveen las herramientas de la Fluidodinámica Computacional.

El presente trabajo se enmarca en una línea orientada a desarrollar capacidades de simulación para analizar procesos de separación de fases, basadas en modelos para flujos multifásicos capaces de ser utilizados en forma eficaz para el análisis, optimización, y diseño de componentes para la industria del petróleo.

Se utiliza un modelo del tipo drift-flux, que permite un razonable equilibrio entre representación adecuada de la realidad y costo computacional, y adicionalmente se incorpora una aproximación de Boussinesq para el modelado de las corrientes convectivas y la transferencia de calor por conducción, a fin de aplicar el modelo a equipos de separación de agua-petróleo con tubos de fuego para el calentamiento de la mezcla.

Se añade además, una correlación entre la temperatura y la velocidad de separación, modelando acorde a cada caso, los cambios de las propiedades de cada fase en función de la energía interna del fluido.

Se aplicó el modelo a un equipo separador existente del tipo free-water knock-out (FWKO) con tubos de fuego, realizándose simulaciones transitorias tridimensionales del equipo completo. Se utilizó un modelo de medio poroso para representar baffles perforados presentes en el equipo. Las simulaciones permitieron verificar el efecto positivo del calentamiento en la eficiencia separadora del equipo, y también detectar oscilaciones internas de la interfase agua-petróleo cuyo origen no está aún completamente entendido y que deberán validarse contra mediciones experimentales en el equipo real.

## 1. INTRODUCCIÓN

Para entender las necesidades de equipamiento de la industria del petróleo, es necesario tener una idea del proceso de extracción del crudo. Dependiendo de la zona donde se encuentra un yacimiento, y de su historia de producción, la forma de extracción del petróleo puede clasificarse en primaria, secundaria, o terciaria. En la primaria, el petróleo sube sólo a la superficie empujado por la presión del gas almacenado sobre él y/o del agua almacenada debajo. Cuando este empuje decae, con la consiguiente degradación del rendimiento del pozo, debe recurrirse a métodos de la etapa secundaria, como la reinyección de agua en el yacimiento para mantener su presión interna. En la última etapa de explotación, la llamada terciaria, se recurre a métodos más complejos, que incluyen por ejemplo la combustión controlada en el seno de la formación.

Debido a que el agua está casi siempre presente en el proceso, es usual que el crudo salga del pozo acompañado entre otras cosas por cierta cantidad de agua, dando lugar al llamado corte de agua. Este corte de agua puede ser muy grande, superando en proporción al propio petróleo, sobre todo en yacimientos con gran historia de producción, usualmente bajo extracción secundaria. El fenómeno (indeseable) que lleva a que el pozo produzca agua y gas además de petróleo se denomina conificación, nombre que refiere a la forma característica de la deformación local de las interfaces agua-petróleo-gas en las cercanías del pozo.

El agua extraída junto con el petróleo, a la que denominaremos agua producida (produced water), aparece presente en la mezcla en las siguientes tres condiciones: libre, emulsionada, y disuelta. El agua libre es la que aparece en forma de gotas relativamente grandes que son fácilmente separables por gravedad en cuestión de minutos en un tanque con flujos lentos y libres de turbulencia. El agua emulsionada está presente en forma de gotas más pequeñas que pueden tardar horas e incluso días para separarse en las mismas condiciones. Finalmente, el agua disuelta se considera no separable, aunque por su escasa cantidad no suele afectar la calidad del crudo procesado.

Una parte importante de los equipos que se encuentran aguas abajo de los pozos están pensados justamente para separar el petróleo del agua producida. En una primera etapa se efectúa una separación relativamente rápida del agua libre, en los equipos denominados FWKO (Free-Water Knock-Out), usualmente presentes en forma de largos cilindros horizontales. El petróleo resultante es enviado a otro tipo de equipos denominados deshidratadores, que se ocupan de remover el agua emulsionada. El agua recuperada del FWKO, por otro lado, debe ser limpiada de restos de petróleo para su disposición final o reinyección en los pozos, para lo que se utilizan los llamados Skimmer, que suelen ser enormes tanques en forma de cilindro vertical.

Respecto de los procesos físicos que ocurren dentro de estos equipos, es importante entender que los procesos de separación de fases involucran flujos multicomponente. Siguiendo a Drew & Passman (Drew y Passman, 1999) un fluido multicomponente o mezcla consiste en "...partículas rodeadas de uno o más medios continuos, o una matriz porosa identificable a través de la cual uno o más de los medios continuos están dispersos". Los flujos multicomponente son inherentemente complejos, involucrando fenómenos tales como: corrientes de densidad, coalescencia y rotura de gotas, modificación del nivel de turbulencia por presencia de la fase dispersa, y sensibilidad a surfactantes, entre otros. Muchos equipos utilizados en la industria del petróleo se siguen diseñando a partir de modelos muy simplificados, o con la experiencia ganada en gran parte con procesos de prueba y error, y en muchos casos por la mera replicación de otros equipos anteriores. No se han incorporado aún en escala significativa al proceso de diseño herramientas de modelado avanzado como las disponibles en Fluidodinámica Computacional. Adicionalmente, dado lo costoso y técnicamente dificultoso de instrumentar internamente estos

equipos, pocas veces se tiene idea cabal de qué está ocurriendo dentro de ellos, y en muchas ocasiones no es fácil entender por qué no se comportan como se había pensado originalmente, con las consecuentes pérdidas de eficiencia y/o eficacia, discontinuidades en la línea de producción, y otros problemas.

Dada la importancia económica del negocio del petróleo, el desarrollo local de conocimientos, capacidades, y herramientas de simulación adecuadas para el correcto diseño de componentes de esta industria cobra singular importancia. Las simulaciones numéricas, cuando se realizan con el suficiente conocimiento y el correspondiente cuidado, arrojan luz y enorme grado de detalle acerca de los fenómenos que se producen en cada punto, para cada instante, y para cada variable de proceso dentro de estos equipos, permitiendo mejorar diseños existentes o repensar completamente conceptos desde su base.

El presente trabajo se enmarca en una línea orientada a desarrollar modelos de simulación para analizar procesos de separación de fases, basados en modelos para flujos multifásicos, capaces de ser utilizados en forma eficaz para el análisis, optimización, y diseño de componentes para la industria del petróleo. Se utiliza un modelo del tipo drift-flux que permite un razonable equilibrio entre representación adecuada de la realidad y costo computacional. El modelo de drift-flux, como todos los modelos de campo para flujo multifase, se basa en una visión estadística del flujo. No hay entidades identificables en estos modelos, sino sólo pseudofluidos que se interpenetran, cada uno de los cuales ocupa todo el dominio. Es un modelo semiempírico que relaciona la velocidad relativa entre las fases con la velocidad de deslizamiento (drift-velocity). Este modelo ha sido desarrollado principalmente Zuber, Findlay, Wallis e Ishii (Zuber y Findlay, 1965; Wallis, 1979; Ishii, 1977), y perfeccionado desde entonces por ellos y sus colaboradores.

El foco de este trabajo está puesto en equipos del tipo FWKO con tubos de fuego, que intentan aprovechar el aumento de la velocidad de separación con la temperatura. Se utilizó una herramienta de simulación basada en el paquete de código libre OpenFOAM® (<http://www.openfoam.org>), desarrollada por Barceló y colaboradores (Barceló et al., 2010, 2011), a partir de una aplicación de otros autores (Brennan, 2001) destinada a la simulación de procesos de decantación de aguas servidas. Se considera que los efectos más importantes que aparecen a consecuencia de la temperatura son el aumento de la velocidad de separación entre las fases y la aparición de corrientes convectivas que se suman a las ya presentes debidas a cambios de densidad por cambios de concentración de fases. Si bien el primero de los efectos es esperado y deseado, el segundo puede conspirar contra la eficacia y eficiencia del proceso, produciendo mezclado y agitación. Este es uno de los motivos por los cuales cobran importancia estudios tridimensionales detallados como los que permite esta aplicación.

A continuación se presenta un breve reseña de trabajos previos en el tema, un resumen de los modelos matemático y numérico, y finalmente simulaciones transitorias tridimensionales de un equipo de separación de petróleo del tipo FWKO con tubos de fuego.

## 2. TRABAJOS PREVIOS

Desde hace muchos años, y aún en la actualidad, el rendimiento de los tanques separadores se aproxima en la industria petrolera basándose en el método del tiempo de residencia (RTD). Básicamente este método propone obtener el tiempo que la mezcla pasa en el separador mediante el cociente entre el volumen del tanque y el caudal de mezcla, obteniendo luego de aquí una aproximación de la cantidad de petróleo que se llega a separar del agua.

Simmons y colaboradores presentan un análisis de tanques separadores (Simmons et al., 2004) aplicando esta teoría, con un modelo matemático llamado Modelo del Camino Alternativo, APM por sus siglas en inglés (Alternative Path Model). Al contrastar estos resultados

con experimentos realizados con respaldo de British Petroleum, obtuvieron resultados satisfactorios, pero notaron la presencia de flujos secundarios dentro de los tanques indicando que el comportamiento del fluido dentro del dispositivo no es tan simple como propone el método de tiempo de residencia. En la introducción de dicho estudio, se especifica además que la capacidad computacional del momento no era suficiente para aplicar CFD a este tipo de fenómenos.

Lee y Frankiewicz utilizan CFD para el diseño interno de un tanque del tipo Skimmer (Lee y Frankiewicz, 2005), aplicando un modelo estacionario monofásico para simular el comportamiento del flujo de agua pura dentro del tanque, y luego el modelo Volume Of Fluids (VOF), para analizar el tiempo de residencia y el recorrido de partículas inyectadas de petróleo.

En relación con este último y con otros trabajos que consideran como válido el campo de flujo obtenido con un modelo monofásico, nuestra experiencia indica que las fuerzas boyantes prevalecen por sobre las fuerzas de inercia inclusive para muy bajas concentraciones, del orden de una parte por mil. Numerosas simulaciones con el modelo de drift-flux en tanques de distintos diseños y dimensiones han confirmado que el patrón de flujo de la mezcla dentro del tanque es dominado por corrientes de densidad, siendo por lo tanto notablemente diferente del monofásico.

Abdulkadir y Hernandez-Perez, por ejemplo, sí tienen en cuenta este punto, presentando una aproximación mediante CFD multifásico del flujo dentro de un tanque tipo FWKO (Abdulkadir y Hernandez-Perez, 2010). En este caso se calcula el comportamiento *estacionario* del fluido en una malla bidimensional, utilizando un modelo Euleriano de dos fases miscibles, que sí pone en evidencia la notable influencia de las fuerzas boyantes.

### 3. MODELO MATEMÁTICO

En el trabajo de Barceló y colaboradores (Barceló et al., 2010) se detalla el desarrollo del modelo de drift-flux isotérmico a partir del modelo de dos fluidos (Ishii, 1987), más completo pero también más costoso desde el punto de vista computacional. El modelo de drift-flux (Ishii y Hibiki, 2010), tiene como característica principal el considerar a la mezcla como un solo seudofluido y no como dos fases separadas, e introduce el concepto de velocidad de deslizamiento para tener en cuenta la diferencia de velocidad entre las fases.

En un trabajo posterior los autores extendieron el modelo para simular equipos con calentamiento (Barceló et al., 2011), ya que este proceso es uno de los típicos utilizados en la industria para mejorar la eficiencia de los equipos separadores. El efecto de la temperatura se simuló mediante la aproximación de Boussinesq (Boussinesq, 1897) que permite representar físicamente los efectos de las fuerzas boyantes generadas por la diferencia de densidad resultante de los cambios de temperatura de la mezcla. Además se incorporan ecuaciones que describen directamente el efecto de la temperatura sobre la velocidad de separación entre fases, la viscosidad de ambos fluidos, y la concentración máxima posible de petróleo en la emulsión extraída.

Presentamos a continuación un resumen de este desarrollo del modelo con efectos térmicos, partiendo del modelo de dos fluidos para llegar al de drift-flux. Para más detalles consultar el trabajo de Barceló (Barceló et al., 2011).

#### 3.1. Modelo de Dos Fluidos

Para definir las variables del modelo de Dos Fluidos introducimos la función *indicador de fase* o *característica*,  $X_k$ , definida como

$$X_k(\mathbf{x}, t) = \begin{cases} 1 & \text{si } \mathbf{x} \in k \text{ en el tiempo } t, \\ 0 & \text{en caso contrario.} \end{cases}, \quad (1)$$

donde  $\mathbf{x}$  es la posición espacial y  $k$  la fase. En este trabajo  $k = 1$  corresponde al agua y  $k = 2$  al petróleo. Es importante remarcar que el indicador de fase selecciona *únicamente* la fase correspondiente, ignorando no solo las demás fases, sino también las interfases.

Aplicando el proceso de promediado conocido como “ensemble averaging”, descrito por ejemplo en (Drew y Passman, 1999) - §11.2, podemos escribir variables promediadas para cada fase  $k$ . La variable fundamental a definir es la fracción de la fase  $k$ , o  $\alpha_k(\mathbf{x}, t)$ , que indica en este contexto la probabilidad de encontrar la fase  $k$  en la posición  $\mathbf{x}$  en el instante  $t$  del dominio espacio-temporal. Definimos esta fracción como

$$\alpha_k = \overline{X_k}. \quad (2)$$

donde la barra superior simboliza el proceso de promediado. Salvo que se establezca lo contrario, se entiende en adelante que todas las variables con subíndice  $k$  son variables promedio, en general dependientes del espacio y del tiempo, obtenidas por “ensemble averaging” con la función característica  $X_k$ . Estas variables son:

Definición	Significado
$\rho_k = \overline{X_k \rho} / \alpha_k$	densidad
$p_k = \overline{X_k p} / \alpha_k$	presión
$\mathbf{v}_k = \overline{X_k \rho \mathbf{v}} / \alpha_k \rho_k$	velocidad
$\hat{u}_k = \overline{X_k \rho \hat{u}} / \alpha_k \rho_k$	energía interna
$\mathbf{q}_k = \overline{X_k \mathbf{q}} / \alpha_k$	flujo interno de calor
$R_k = \overline{X_k \rho r} / \alpha_k \rho_k$	fuerza volumétrica de calor
$E_k = \overline{\mathbf{q} \cdot \nabla X_k}$	flujo de calor interfacial
$\mathbf{v}'_k = \mathbf{v} - \mathbf{v}_k$	campo de fluctuaciones de velocidad
$\boldsymbol{\tau}_k^t = -\overline{X_k \rho \mathbf{v}'_k \mathbf{v}'_k} / \alpha_k$	tensor de tensiones de Reynolds
$\mathbf{M}_k = -\overline{\boldsymbol{\tau} \cdot \nabla X_k}$	fuerza interfacial
$\boldsymbol{\tau}_k = \overline{X_k \boldsymbol{\tau}} / \alpha_k + p_k \mathbf{I}$	desviador de tensiones promedio

donde  $\boldsymbol{\tau}$  es el tensor de tensiones e  $\mathbf{I}$  el tensor identidad.

Ahora, utilizando estas definiciones, suponiendo que no existe transferencia de masa entre las fases, y despreciando la generación de calor por disipación viscosa, las ecuaciones del modelo de Dos Fluidos para la conservación de masa, momento, y energía para las variables promediadas de cada fase  $k$  quedan

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k = 0, \quad (3)$$

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k \mathbf{v}_k = -\nabla(\alpha_k p_k) + \nabla \cdot \alpha_k (\boldsymbol{\tau}_k + \boldsymbol{\tau}_k^t) + \alpha_k \rho_k^B \mathbf{g} + \mathbf{M}_k, \quad (4)$$

$$\frac{\partial \alpha_k \rho_k \hat{u}_k}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_k \hat{u}_k = -\nabla \cdot (\alpha_k \mathbf{q}_k) + E_k + R_k. \quad (5)$$

Es importante notar la aparición del símbolo  $\rho_k^B$  en lugar de simplemente  $\rho_k$  en el sumando que expresa las fuerzas volumétricas en la ecuación de momento, Ec.(4). Esto se debe a que en el presente trabajo adoptamos la aproximación de Boussinesq con lo cuál consideraremos las densidades de cada fase como independientes de la temperatura, salvo en el caso del término de fuerzas mencionado, responsable de la aparición de las fuerzas boyantes térmicas. Por esto, distinguimos en adelante dos densidades, indicadas con  $\rho_k$  y  $\rho_k^B$ . En el presente trabajo adoptamos para  $\rho_k^B$  un modelo de variación lineal con la temperatura, dado por

$$\rho_k^B = \rho_k [1 - \beta_k (T - T_{ref})] \quad (6)$$

donde  $\beta_k$  es el coeficiente de expansión térmica de la fase  $k$ , y  $T_{ref}$  es la temperatura de referencia a la que son especificadas las densidades  $\rho_k$ .

### 3.2. Modelo de Drift-Flux

Para escribir el modelo de Drift-Flux a partir del modelo de Dos Fluidos comenzamos definiendo el flujo volumétrico, o velocidad del centro de volumen, como

$$\mathbf{j} = \alpha_1 \mathbf{v}_1 + \alpha_2 \mathbf{v}_2, \quad (7)$$

y la velocidad media o del centro de masa como

$$\mathbf{v}_m = \frac{\alpha_1 \rho_1 \mathbf{v}_1 + \alpha_2 \rho_2 \mathbf{v}_2}{\rho_m}, \quad (8)$$

donde

$$\rho_m = \alpha_1 \rho_1 + \alpha_2 \rho_2 \quad (9)$$

es la densidad media, siendo su análoga a utilizar en el término boyante definida como

$$\rho_m^B = \alpha_1 \rho_1^B + \alpha_2 \rho_2^B. \quad (10)$$

Definimos también la velocidad de deslizamiento  $\mathbf{v}_{kj}$ , o drift-velocity de la fase  $k$ , como la velocidad de dicha fase respecto del centro de volumen, o expresado de otra manera, relativa al flujo volumétrico  $\mathbf{j}$ . Es decir

$$\mathbf{v}_{kj} = \mathbf{v}_k - \mathbf{j}. \quad (11)$$

Otras velocidades relativas útiles son las velocidades de las fases relativas al centro de masa de la mezcla, definidas como

$$\mathbf{v}_{km} = \mathbf{v}_k - \mathbf{v}_m, \quad (12)$$

para las que por definición (Ishii y Hibiki, 2010) se cumple que

$$0 = \alpha_1 \rho_1 \mathbf{v}_{1m} + \alpha_2 \rho_2 \mathbf{v}_{2m}. \quad (13)$$

Usaremos además las relaciones

$$\mathbf{v}_{1m} = \frac{-\alpha_2 \rho_2}{\alpha_1 \rho_1} \mathbf{v}_{2j}; \quad \alpha_1 \neq 0, \quad (14)$$

$$\mathbf{v}_{2m} = \frac{\rho_1}{\rho_m} \mathbf{v}_{2j}. \quad (15)$$

Más adelante nos ocuparemos de proponer un modelo para la velocidad de deslizamiento de la fase 2,  $\mathbf{v}_{2j}$ .

Comenzamos el desarrollo sumando para ambas fases las tres ecuaciones de conservación obtenidas anteriormente. Realizando manipulaciones para cerrar el sistema, obtenemos tres ecuaciones de conservación para la mezcla. Adicionamos también una cuarta ecuación, que es la de continuidad de la fase 2, es decir la Ec.(3) para  $k = 2$  expresada en términos de la velocidad de deslizamiento. Las cuatro ecuaciones diferenciales para la mezcla obtenidas con

este procedimiento (Barceló et al., 2011) son finalmente

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_m \mathbf{v}_m = 0, \quad (16)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_m \mathbf{v}_m}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_m \mathbf{v}_m \mathbf{v}_m &= -\nabla p_m + \nabla \cdot (\boldsymbol{\tau} + \boldsymbol{\tau}^t) \\ &\quad - \nabla \cdot \left[ \frac{\alpha_2 \rho_1 \rho_2}{(1 - \alpha_2) \rho_m} \mathbf{v}_{2j} \mathbf{v}_{2j} \right] + \rho_m^B \mathbf{g}, \end{aligned} \quad (17)$$

$$\begin{aligned} C p_m \left[ \frac{\partial \rho_m T_m}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_m \mathbf{v}_m T_m \right] &= -\frac{\alpha_2 \rho_1 \rho_2}{\rho_m} (C p_2 - C p_1) \mathbf{v}_{2j} \cdot \nabla T_m \\ &\quad + \nabla \cdot K^{eff} \nabla T_m + R, \end{aligned} \quad (18)$$

$$\frac{\partial \alpha_2 \rho_2}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_2 \rho_2 \mathbf{v}_m = -\nabla \cdot \left( \frac{\alpha_2 \rho_1 \rho_2}{\rho_m} \mathbf{v}_{2j} \right), \quad (19)$$

En la ecuación de momento, Ec.(17), hemos introducido la presión y las tensiones medias como

$$p_m = \alpha_1 p_1 + \alpha_2 p_2, \quad (20)$$

$$\boldsymbol{\tau}_m = \alpha_1 \boldsymbol{\tau}_1 + \alpha_2 \boldsymbol{\tau}_2, \quad (21)$$

$$\boldsymbol{\tau}_m^t = \alpha_1 \boldsymbol{\tau}_1^t + \alpha_2 \boldsymbol{\tau}_2^t. \quad (22)$$

Finalmente, respecto de la Ec.(18) que expresa la conservación de energía interna, hemos definido la capacidad calorífica de la mezcla como

$$C p_m = \frac{\sum_{k=1}^2 \alpha_k \rho_k C p_k}{\rho_m}, \quad (23)$$

donde  $C p_k$  es la capacidad calorífica a presión constante de la fase  $k$ , la cual consideraremos constante por coherencia con la aproximación de Boussinesq que hemos adoptado. También definimos la fuente térmica total

$$R = \sum_{k=1}^2 R_k, \quad (24)$$

e introducido la variable temperatura,  $T$ , modelando la energía interna como

$$\hat{u}_k = C p_k T_k = C p_k T_m, \quad (25)$$

donde hemos asumido equilibrio termodinámico entre las fases.

Para cerrar el modelo para la energía interna de la mezcla hemos relacionado el flujo de calor como es usual con el gradiente de la temperatura de mezcla, a través de una conductividad efectiva  $K^{eff}$ , de la siguiente manera:

$$\sum_{k=1}^2 \alpha_k \mathbf{q}_k = -K^{eff} \nabla T_m. \quad (26)$$

La conductividad efectiva  $K^{eff}$  tendrá una componente de difusión molecular pura (flujo laminar),  $K$ , y otra debida a la turbulencia,  $K^t$ , es decir

$$K^{eff} = K + K^t. \quad (27)$$

La conductividad molecular será función de la concentración de las fases y de la topología de la mezcla. Por consistencia con otras aplicaciones térmicas ya desarrolladas por otros autores sobre OpenFOAM®, se ha adoptado el uso del número de Prandtl, definido como

$$Pr = \frac{\nu}{\Gamma} \quad (28)$$

donde  $\nu$  y  $\Gamma$  son respectivamente la viscosidad cinemática y la difusividad térmica de la mezcla. El número de Prandtl se provee como dato del problema, y se utiliza para calcular la conductividad molecular con la siguiente relación:

$$K = \rho_m C_p \Gamma = \rho_m C_p \frac{\nu}{Pr} \quad (29)$$

La conductividad turbulenta, siguiendo éstos lineamientos, se modela usando el concepto del Prandtl turbulento,  $Pr^t$ , definido como

$$Pr^t = \frac{\nu^t}{\Gamma^t} \quad (30)$$

donde  $\nu^t$  es la viscosidad cinemática turbulenta y  $\Gamma^t$  la difusividad turbulenta. El  $Pr^t$  será otro parámetro a suministrar al modelo, con lo que podremos evaluar entonces  $K^t$  de la forma

$$K^t = \rho_m C_p \Gamma^t = \rho_m C_p \frac{\nu^t}{Pr^t} \quad (31)$$

### 3.3. La velocidad de deslizamiento

Quedó pendiente en el desarrollo anterior, entre otros detalles que veremos más adelante, la especificación de la llamada velocidad de deslizamiento,  $\mathbf{v}_{2j}$ , utilizada en la Ec.(19). En el presente modelo se ha optado por una relación simple en la cual dicha velocidad depende en cada punto del dominio de la fracción local de la fase 2 y de la temperatura local de mezcla:

$$\mathbf{v}_{2j} = \mathbf{v}_{2j}(\alpha_2, T_m). \quad (32)$$

No se considera en este modelo ninguna dependencia de esta velocidad con la topología de la mezcla de fases.

La determinación de esta función debiera hacerse en cada caso particular a través de experimentos con los fluidos reales que se intenta simular. En el presente trabajo se propone un modelo simple que intenta capturar la esencia del proceso de separación. El modelo propuesto es el siguiente:

$$\mathbf{v}_{2j} = V_0 [1 + \gamma(T_m - T_{ref})] \left[ 1 - \min\left(1, \frac{\alpha_2}{\alpha_{2max}^\omega}\right) \right]^a \check{k}, \quad (33)$$

donde

$$\alpha_{2max}^\omega = \alpha_{2max} [1 + \omega(T_m - T_{ref})], \quad (34)$$

y donde  $\check{k}$  es el versor en la dirección vertical. Los otros parámetros que aparecen en estas ecuaciones son la velocidad de deslizamiento a dilución infinita y temperatura de referencia,  $V_0$ , la fracción máxima admisible de petróleo a esa temperatura,  $\alpha_{2max}$ , dos coeficientes  $\gamma$  y  $\omega$  que afectan a los dos primeros parámetros con una variación lineal con la temperatura, y un exponente  $a$  que controla la dependencia general de  $\mathbf{v}_{2j}$  con la fracción de la fase 2.

La velocidad  $V_0$  debe ser interpretada como la velocidad de ascenso de una gota solitaria de petróleo en un mar de agua, es decir, como la velocidad de Stokes de la gota. El presente modelo requiere por lo tanto definir un diámetro típico de gota, a partir del cuál se puede calcular este parámetro  $V_0$ .

El parámetro  $\gamma$ , que regula la variación de esta velocidad con la temperatura, se puede deducir de un análisis del flujo de Stokes de un fluido de viscosidad  $\mu$  alrededor de una esfera. Es fácil demostrar que

$$\gamma = -\frac{1}{\mu} \frac{d\mu}{dT}. \quad (35)$$

Respecto de los otros dos parámetros, debemos recordar que la fase dispersa es en este caso el petróleo, si bien en el caso de los separadores de fases estudiados en este trabajo el petróleo aparece en algunas situaciones en el papel de fase continua, conteniendo agua *no separable o emulsionada* como fase dispersa. Además, es importante notar que esta fracción de agua que se considera no separable es en general un valor que depende de la temperatura, de manera que a mayor temperatura, menor la cantidad de agua que permanece emulsionada. Este fenómeno está representado en el presente modelo por el límite  $\alpha_{2max}^\omega$ , por encima del cual no es esperable separación ulterior, ya que para este valor la velocidad de deslizamiento es nula. Este límite  $\alpha_{2max}^\omega$  depende como es de esperar de la temperatura, dependencia que ha sido modelada como lineal en la Ec.(34) con un coeficiente  $\omega$ .

Es útil ver en un gráfico de  $v_{2j}(\alpha_2, T_m)$  un ejemplo para un caso particular. Consideremos los siguientes valores para los parámetros:

$$\begin{aligned} V_0 &= 0,00103m/s \\ \alpha_{2max} &= 0,75 \\ \omega &= 0,00733 \\ \gamma &= 0,0282 \\ a &= 1. \end{aligned}$$

El gráfico para este caso es el que muestra la Fig.(1). El efecto del parámetro  $a$  es modificar la forma de la curva de dependencia con la fracción de petróleo. La Fig.(2) muestra el efecto obtenido con  $a = 2$ .

### 3.4. Un modelo para la viscosidad de la mezcla

La viscosidad dinámica  $\mu_m^{eff}$  de la mezcla tiene una contribución molecular o laminar  $\mu_m$  y otra turbulenta  $\mu_m^t$ .

La viscosidad laminar de mezcla de un fluido compuesto por dos fluidos simples no-miscibles depende fuertemente de la fracción en que se encuentran ambos en la mezcla. En el caso de las mezclas agua-petróleo hay innumerables trabajos teóricos y experimentales en la materia. Un ejemplo de resultados experimentales y correlaciones de la dependencia de la viscosidad de estas mezclas con la fracción de agua se observa en la Fig.(3), tomada del trabajo de Hansen (Hansen, 2001).

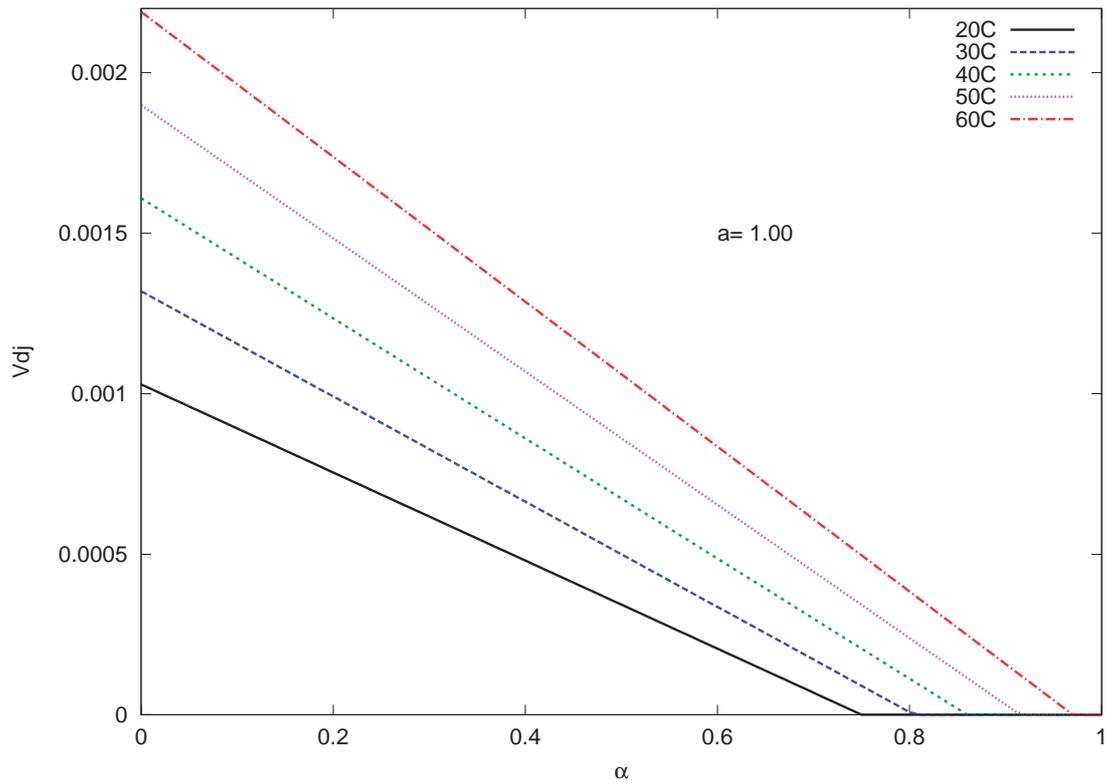


Figura 1: Módulo de la velocidad de deslizamiento  $V_{dj} = v_{2j}(\alpha, T)$  para  $a = 1$ , en m/s.

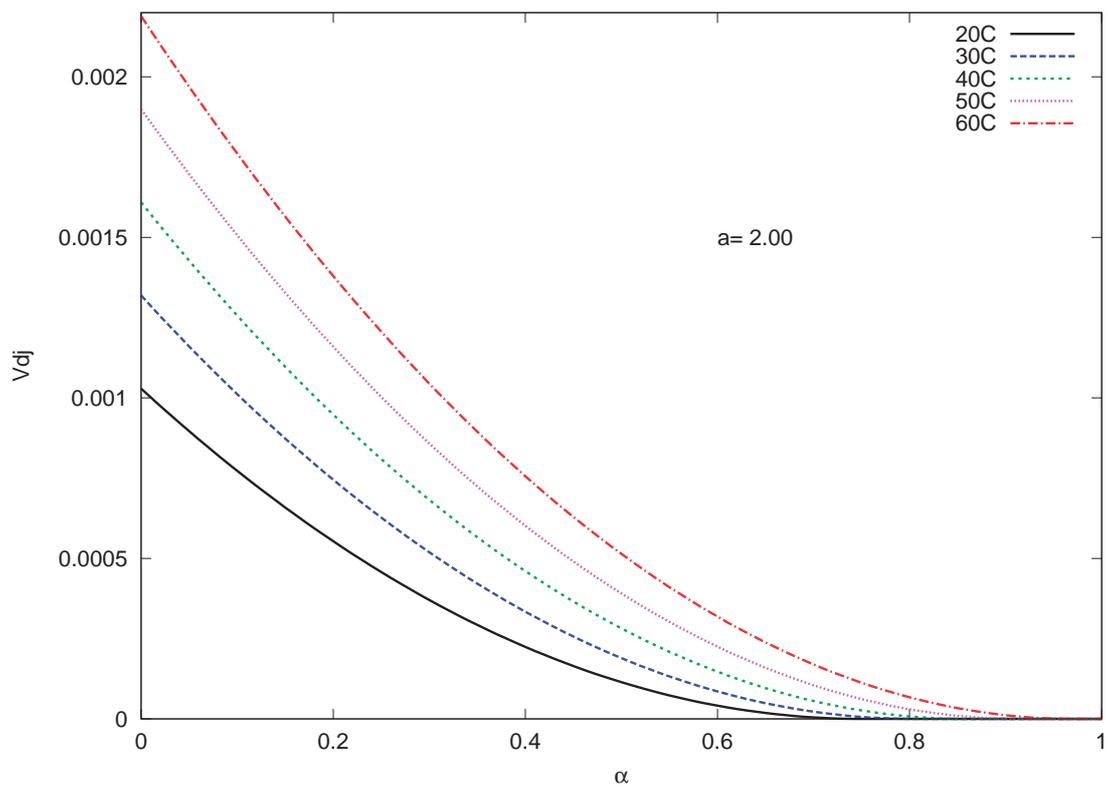


Figura 2: Módulo de la velocidad de deslizamiento  $V_{dj} = v_{2j}(\alpha, T)$  para  $a = 2$ , en m/s.

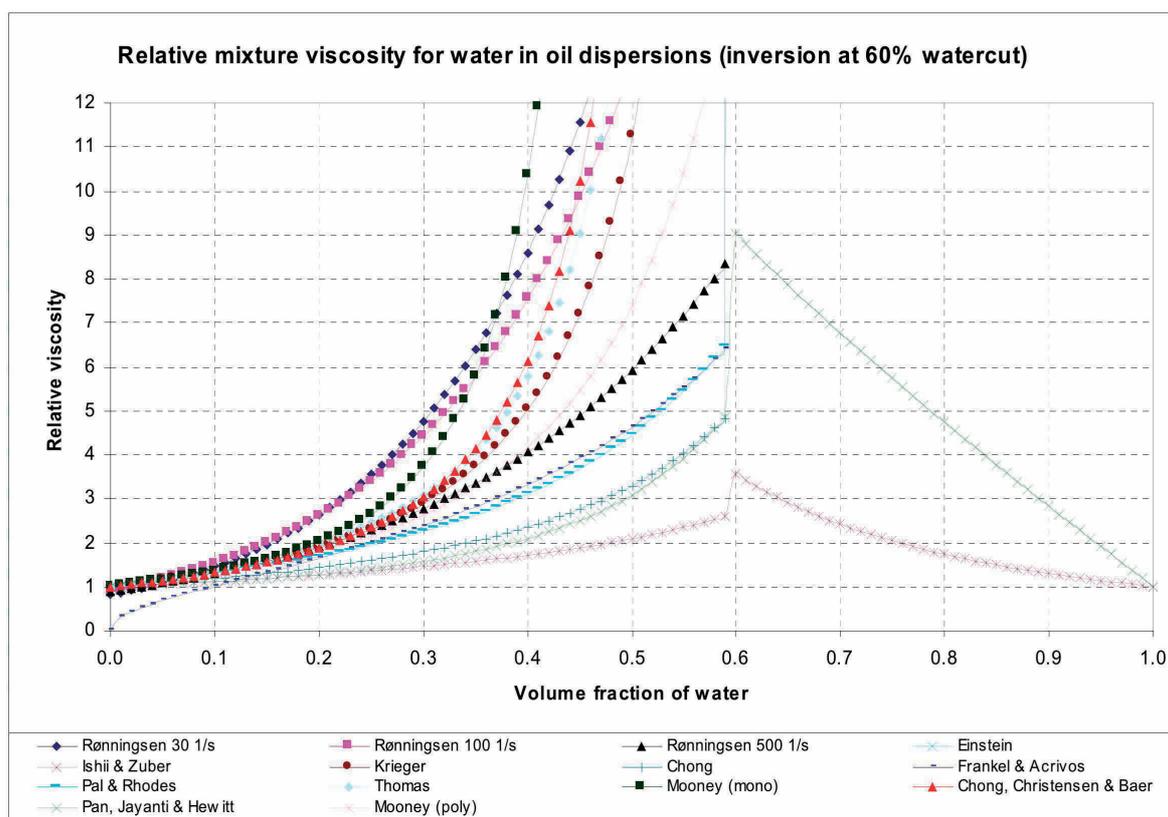


Figura 3: Viscosidades relativas en función de la fracción de agua: ejemplos de diversos autores

La Fig.(4) muestra la viscosidad relativa de la mezcla respecto de la de cada una de las fases, en función de la fracción de agua, es decir, de  $\alpha_1$  en nuestra notación. Se observan dos sectores claramente diferenciados, a izquierda y derecha de la concentración o corte de agua de inversión,  $\alpha_1 = 0,6$ , para la cuál se invierten los papeles de las fases como continua y dispersa. En el sector de la izquierda se representan valores de viscosidad de mezcla relativos a la del petróleo puro,  $\mu_m/\mu_2$ , mientras que en el derecho relativos a la del agua pura,  $\mu_m/\mu_1$ . Es evidente la enorme variación entre los distintos casos, y también el hecho de que la viscosidad de mezcla puede ser mucho mayor que la de los fluidos puros para concentraciones intermedias con lo cual es un efecto importante que no debe ser ignorado.

Al igual que en el caso anterior de la velocidad de deslizamiento, la determinación de esta dependencia debiera hacerse en cada caso particular a través de experimentos con los fluidos reales que se intenta simular. En el presente trabajo se ha adoptado un modelo simple que intenta capturar la esencia del efecto de variación de viscosidad con las fracciones de los fluidos intervinientes. El modelo adoptado, que representa cualitativamente el comportamiento general mostrado en la Fig.(4), es el siguiente:

$$\mu_m = \mu_1(1 - \psi) \left(1 + \frac{\alpha_2}{\alpha_{2inv}}\right)^2 + \mu_2\psi \left(1 + \frac{1 - \alpha_2}{1 - \alpha_{2inv}}\right)^3. \quad (36)$$

donde  $\alpha_{2inv}$  es la fracción de petróleo para la cuál se produce la inversión de fases. La función auxiliar  $\psi(\alpha_2)$ , definida como

$$\psi = \left[ \frac{1 + atan(\eta(\alpha_2 - \alpha_{2inv}))}{2atan(\eta\alpha_{2inv})} \right], \quad (37)$$

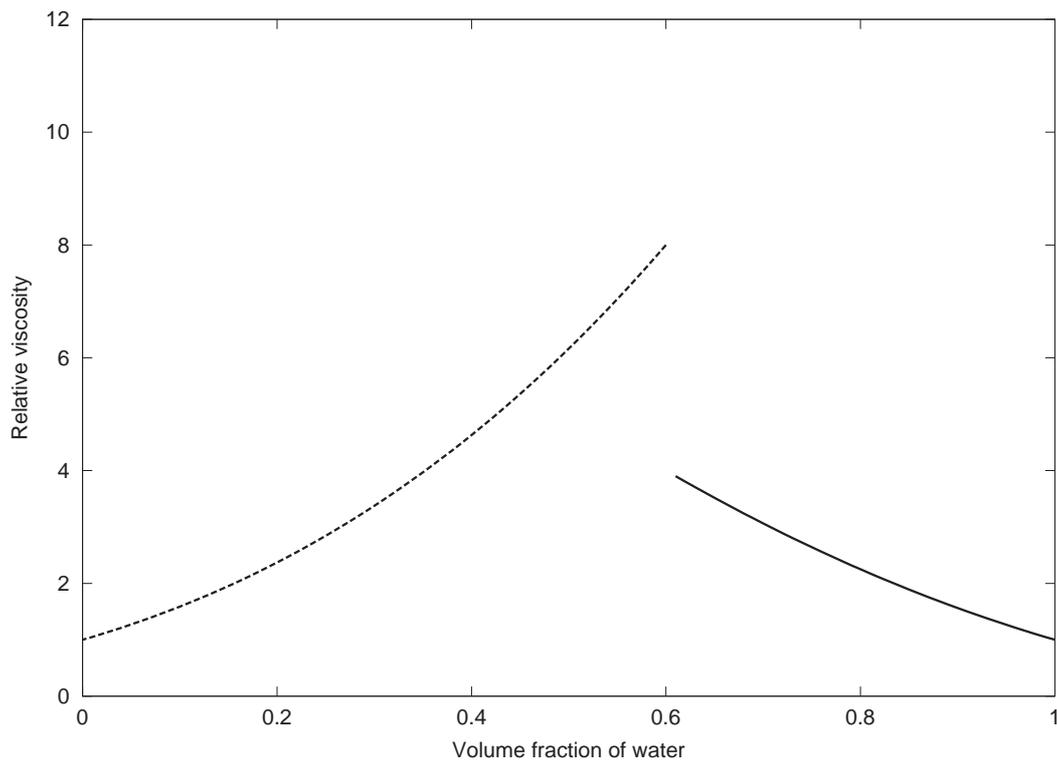


Figura 4: Viscosidades relativas en función de la fracción de agua: modelo adoptado en el presente trabajo

es una función de solapamiento correspondiente a un escalón unitario regularizado, que permite concatenar en una sola curva los modelos de los sectores izquierdo y derecho. El parámetro  $\eta$  es el coeficiente de regularización; cuanto mayor es este valor más abrupto es el escalón de  $\psi$ . En este trabajo se adoptó  $\eta = 1000$ .

En la Fig.(5) se muestra finalmente la variación de la viscosidad absoluta laminar utilizada en este trabajo, obtenida con el modelo anterior. La escala de la abscisa está invertida respecto de los dos gráficos anteriores, para mostrar la variación en función de la concentración de petróleo,  $\alpha_2$ , que es la variable realmente calculada en el modelo.

#### 4. MODELO NUMÉRICO

En este trabajo utilizamos una versión modificada del programa *settlingFoam* (Brennan, 2001), contenido dentro de la librería OpenFOAM® (<http://www.openfoam.org>). Dicho software, de código abierto permite resolver las ecuaciones mencionadas en el capítulo anterior mediante el método de volúmenes finitos, incluyendo modelos turbulentos para simular las condiciones de transporte en este tipo de flujos.

En este trabajo se ha incorporado la definición de una zona porosa dentro del dominio a simular, que representaría el efecto del baffle perforado. Dicha zona responde al modelo de Darcy-Forchheimer (Brinkman, 1947).

Las modificaciones aplicadas al código *settlingFoam* implicaron la incorporación de la ecuación de conservación de energía, y un cambio sustancial en el modo en que se tratan las viscosidades. Se ha llevado a cabo además, un cambio respecto del tratamiento de la restricción de las concentraciones, discutido debajo, que permitió mantener la variable concentración de petróleo dentro de sus límites naturales 0 y 1 sin introducir correcciones artificiales que terminaban

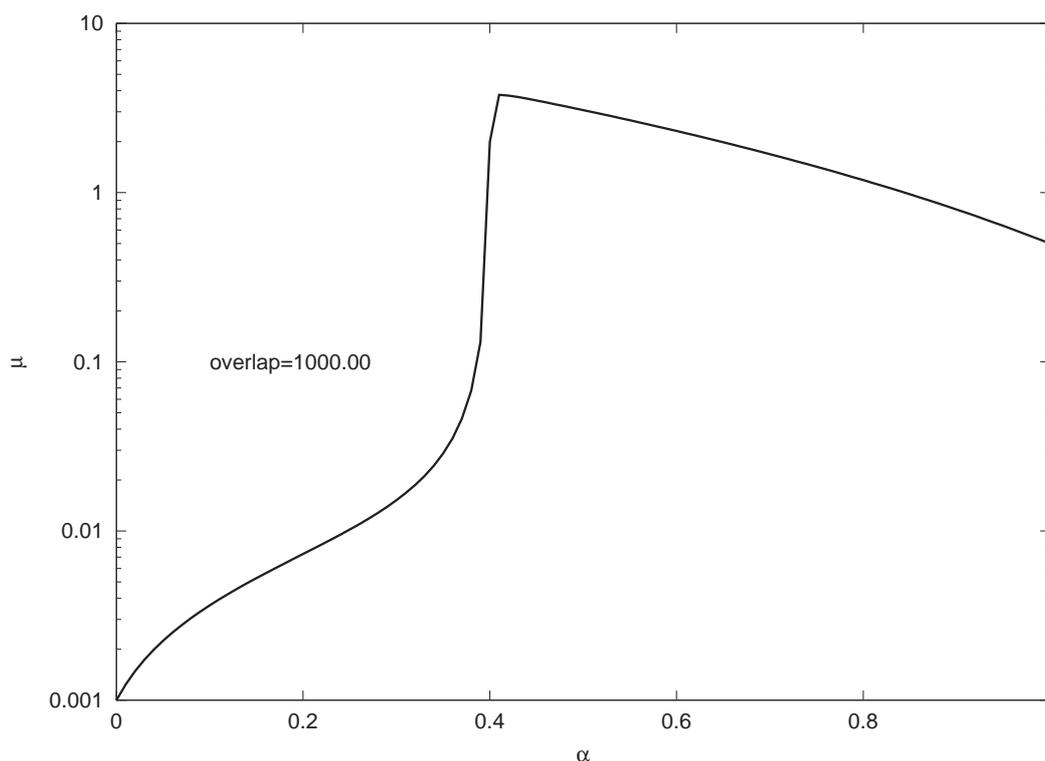


Figura 5: Viscosidad absoluta en función de la concentración de petróleo: modelo adoptado en el presente trabajo ( $\eta \equiv overlap$ )

produciendo pérdidas y ganancias espúreas de masa.

Las concentraciones  $\alpha_k$  están limitadas a tomar valores positivos y a cumplir la restricción algebraica

$$\sum_{k=1}^2 \alpha_k = 1. \quad (38)$$

Calculando  $\alpha_2$  con la Ec.(19), y evaluando posteriormente  $\alpha_1$  con la Ec.(38), se asegura su cumplimiento. Resta sin embargo restringir las soluciones posibles para  $\alpha_2$  al rango  $[0, 1]$  para no generar soluciones no realistas. Para esta aplicación en particular, es normal además encontrar situaciones en donde parte del agua queda atrapada en la matriz continua de petróleo, y puede considerarse inseparable a los fines prácticos de la simulación. Debido a esto, la concentración  $\alpha_2$  no alcanza nunca el valor 1, quedando limitada por debajo de una concentración máxima,  $\alpha_{2max}^\omega$  en nuestra notación, cuyo valor debe ser determinado para cada caso particular. Esto se puede modelar, como en nuestro caso, haciendo que para esta concentración o cualquiera superior se anule la velocidad de deslizamiento  $v_{2j}$  (ver Eq.(33)), obligando de esta manera a ambas fases a moverse en forma conjunta impidiendo su separación.

En la implementación original de Brennan (Brennan, 2001) la restricción sobre los valores de concentración se impone a posteriori simplemente truncando en cada iteración por debajo y por arriba el campo  $\alpha_2$  para mantenerlo dentro del rango válido. Esta solución, que aparentemente funcionó para los casos mostrados por Brennan, se reveló como no adecuada para la presente aplicación al área petróleo, produciendo efectos espúeos de creación y destrucción de masa de petróleo, sobre todo en las zonas de alta concentración de éste.

Para solucionar este problema se eliminó el truncamiento y se modificó la forma en que se

discretiza por volúmenes de control la ecuación de transporte, Ec.(19).

La idea en que se basa la solución es la siguiente. Consideremos dos volúmenes de control adyacentes, que comparten una dada cara. El flujo de petróleo a través de la cara tiene dos contribuciones, una convectiva y otra “difusiva”, estando esta última representada en el modelo de drift-flux por la velocidad de deslizamiento ya mencionada, la cuál debe ser evaluada en esa cara.

En el trabajo de Brennan, las velocidades de deslizamiento se calculan en base a las concentraciones en los volúmenes de control adyacentes por esa cara, y se interpola linealmente esta velocidad en la cara. A diferencia de esto, la propuesta presentada por Barceló y colaboradores (Barceló *et al.*, 2010) es utilizar la concentración de petróleo del volumen de control que se encuentra aguas abajo (downwind) respecto de esa cara para calcular la velocidad de deslizamiento que se usará para evaluar los flujos de petróleo entre volúmenes de control vecinos. De esta manera, por ejemplo, si el volumen de control aguas abajo ya tiene una concentración  $\alpha_{2max}^{\omega}$  la velocidad de deslizamiento utilizada para calcular el flujo difusivo tendrá valor nulo, impidiendo la llegada de más petróleo a este volumen de control por este mecanismo. Esta estrategia probó ser eficaz, como se muestra en el ya citado trabajo de Barceló y en avances posteriores (Barceló *et al.*, 2010, 2011), por lo que es utilizada en el presente trabajo.

## 5. APLICACIÓN: FWKO TRIDIMENSIONAL

Se simuló el comportamiento de un tanque FWKO real, en un dominio tridimensional completo. Se buscó obtener una primera aproximación de los patrones de flujo posibles, de naturaleza tridimensional, del tanque real.

Se considera un tanque de diámetro exterior 3.626m. A los efectos de la simulación, se definió un dominio tridimensional respetando los planos originales del equipo, realizando algunas simplificaciones a fin de acelerar el cálculo, específicamente en las zonas de inyección y de salida de agua. El dominio efectivamente simulado, expuesto en la Fig.(6), corresponde a un cilindro con su parte superior truncada a una altura de 3.155m correspondiente al nivel de fluido de diseño dentro del equipo y una longitud de 22.2m delimitada por la zona de inyección y el tabique final de rebase.

La inyección de la mezcla se produce en forma descendente en dos secciones horizontales de entrada de longitud 1.134m que intentan representar el efecto que tendría el particular diseño de la zona de inyección del equipo original. La salida de petróleo se encuentra sobre el extremo superior derecho del dominio y tiene una altura de 0.055m. La salida de agua es rectangular de dimensiones 0.912m x 0.723m y se encuentra sobre el suelo del equipo, casi sobre el extremo derecho, protegida por un tabique de 0.6125m de altura para evitar el arrastre de sólidos.

Al ser un separador con efectos térmicos, se incorporan a la geometría 2 tubos de fuego que se extienden desde la zona de inyección hasta casi el centro del equipo, donde forman un codo de 180° extendiéndose nuevamente hasta la zona de inyección, desembocando en dos chimeneas. En nuestro dominio quedarán representados por cuatro cilindros de 11.2m de largo y 0,762m de diámetro, ubicados a 0,96m y 1,93m sobre el piso del dominio.

El tanque posee dos tabiques en su interior que ocupan casi la totalidad del diámetro interno del equipo. El primero de ellos está ubicado a una distancia de 11,5m de la zona de inyección, con una ranura de 2.8m de ancho y 0.152m de altura ubicada a 0.610m del centro del equipo. Este primer tabique deja un espacio entre su parte superior y la superficie libre de 0.055 m y su parte inferior está ubicada a 0.616m sobre el suelo del equipo. El segundo es un baffle perforado, ubicado a una distancia de 19.1m desde la zona de inyección, con perforaciones de 50mm de diámetro y espaciamiento de 58mm entre los centros de las perforaciones (pitch). Tiene iguales

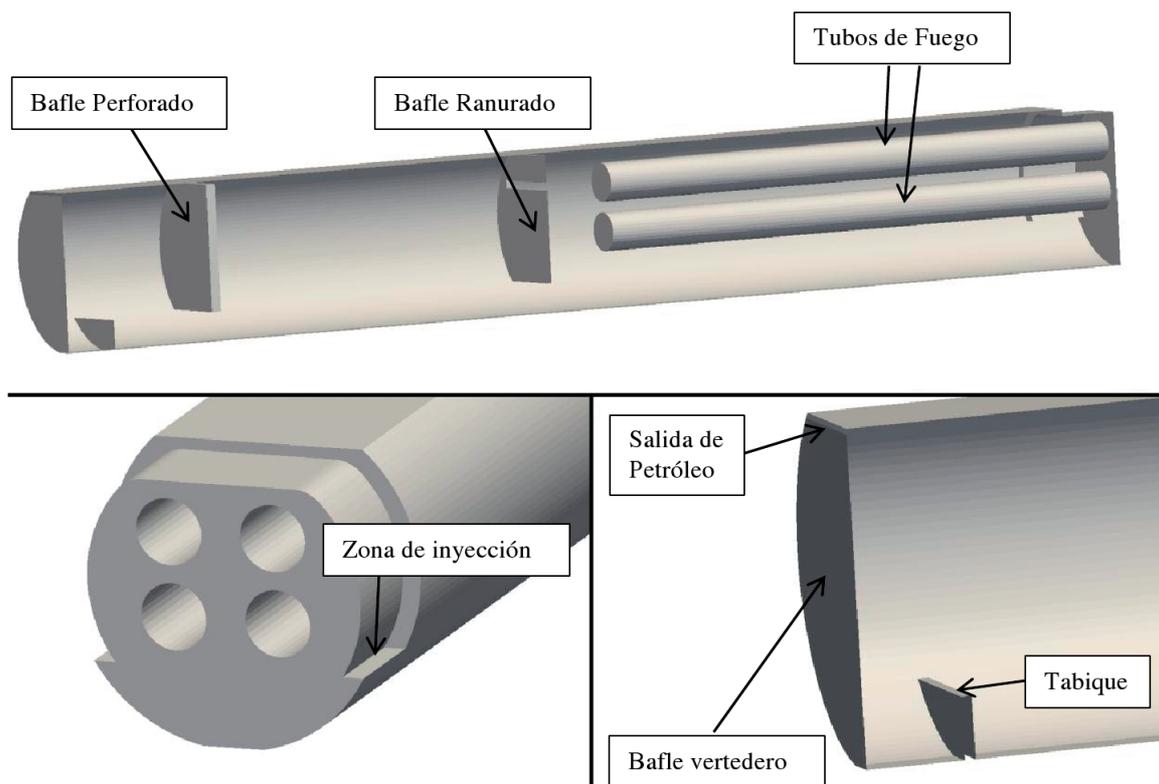


Figura 6: Geometría simulada.

dimensiones que el baffle anterior y en nuestro caso será representado como una zona porosa según el modelo de Darcy-Forchheimer (Brinkman, 1947).

Se expone en la Fig.(7) la malla de volúmenes de control utilizada para las simulaciones, con aproximadamente 700000 volúmenes de control. Como se aprecia en la figura, la malla surge de una sección subdividida en triángulos y rectángulos y luego extrudada, obteniendo como resultado elementos hexaédricos y prismáticos de base triangular. El nivel de detalle de la malla apuntó a simular el comportamiento global del tanque, descartando representar correctamente las capas límite alrededor del tubo de fuego y sobre las paredes del equipo. La simulación detallada de estas capas límite volvería inmanejable el tamaño del problema.

Respecto de la capa límite térmica, se decidió modelar la transferencia de calor de los tubos a la mezcla como fuentes volumétricas ubicadas en una capa alrededor de las paredes de los tubos, de un espesor de 0.174m. Estas fuentes de calor responden a una ecuación del estilo  $\dot{q} = h(T_w - T)$  donde  $T$  es la temperatura local del fluido y  $T_w$  representa la temperatura de pared del tubo de fuego. Se definieron los valores de  $h$  y  $T_w$  para representar la potencia total entregada al fluido estimando un temperatura de operación de 60°C.

### Condiciones de la simulación

Como en cuanto a la velocidad en la inyección se especificó una condición de flujo libre, con derivada normal nula. Se determinó el flujo entrante como una mezcla de petróleo-agua con una concentración de petróleo  $\alpha_2 = 0,3$ , es decir, un corte de agua del 70 %.

En la salida de petróleo, se definió una velocidad de salida constante horizontal, de manera tal de que salga la misma cantidad de petróleo que ingresa al tanque. De esta manera se lo-

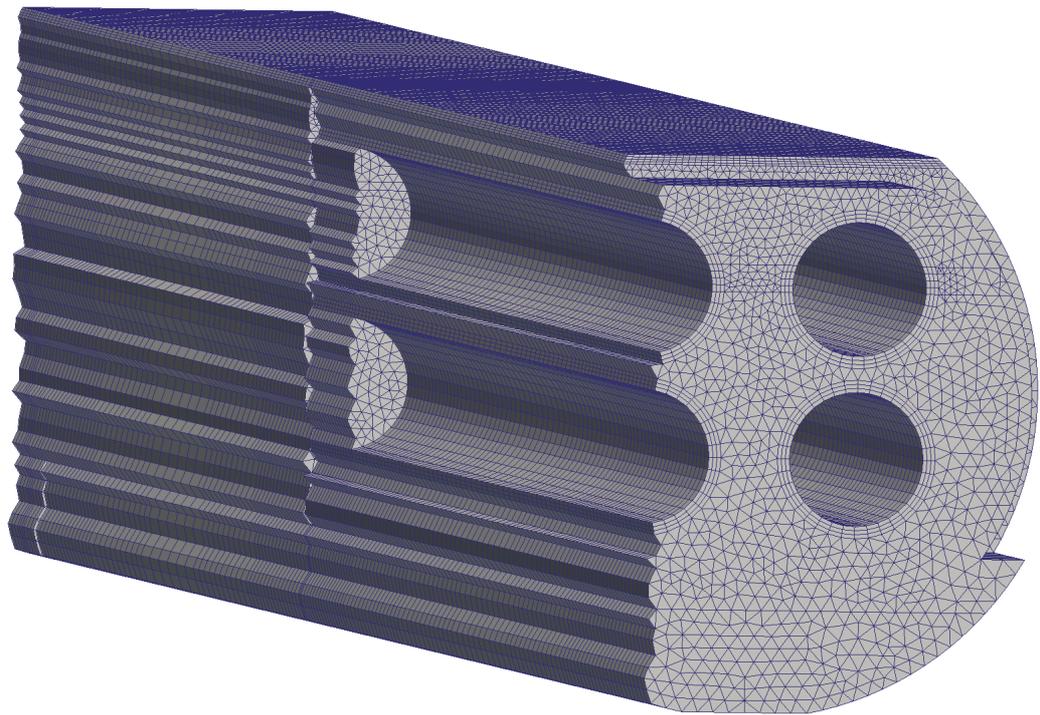


Figura 7: Recorte de la malla del dominio. Se aprecian elementos Hexaédricos y prismáticos de base triangular.

gra mantener prácticamente fija la altura de la interfaz entre la zona de petróleo y la zona de dispersión, ya que la concentración de petróleo en la salida inferior es despreciable.

En la zona de salida de agua se definió una velocidad constante horizontal logrando un caudal que sumado al anterior, complete los  $Q=5000 \text{ m}^3/\text{día}$  especificados para este diseño.

En cuanto al petróleo a separar, se considera un diámetro de gota de 150 micrones.

Se asumió que el crudo en la zona de rebase aún conserva un corte de agua no separada del 75 % a  $20^\circ\text{C}$ .

En cuanto al campo interior de concentraciones, se inician las simulaciones con agua pura hasta los 2,4m de altura, y una capa de 0.74 m con 75 % de petróleo en la zona superior.

## Resultados

Se corrió una simulación hasta lograr una situación estable, lo que requirió simular unos 8000 segundos. La corrida tomó un tiempo de CPU de aproximadamente 140 horas en un cluster de tipo Bewolf compuesto por 12 computadoras Core i5, utilizando dos núcles de cada una, para un total de 24 procesadores.

El estado estable corresponde aproximadamente a un transitorio periódico, con oscilaciones que discutiremos más adelante.

La Fig.(8) muestra una vista lateral de concentraciones en un corte por el plano de simetría del equipo, coloreadas con una escala logarítmica. Se puede observar que el equipo cumple con su cometido de separar los fluidos, hecho evidenciado por las bajas concentraciones de petróleo en la zona de la salida inferior.

Entre el baffle ranurado y el final del dominio simulado, correspondiente al baffle vertedero,

han aparecido fenómenos de ondas transversales. Son ondas de densidad, y no queda claro aún cuál es el mecanismo que las excita.

Se nota además que el baffle perforado parece tener en este cálculo tridimensional poca influencia en el patrón de flujo. Dado que este tipo de flujos bifásicos está completamente dominado por corrientes de densidad, las capas de iso-concentración de petróleo deben ser aproximadamente horizontales en las zonas donde no existe calentamiento. Este comportamiento es interrumpido por el baffle ranurado, ya que al ser sólido en la mayoría de su área, permite que las densidades sean diferentes a un lado y al otro de él, dando un efecto favorable de reducción de la banda de dispersión. El baffle perforado, por el contrario, no permite esa diferencia de densidades, lo que podría ser el motivo de su poca influencia en el funcionamiento del equipo.

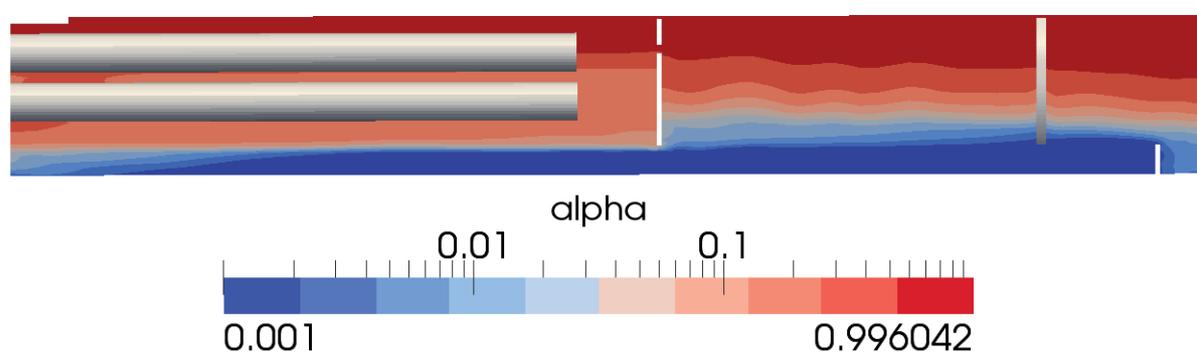


Figura 8: Perfil de concentraciones lo largo y alto del equipo.

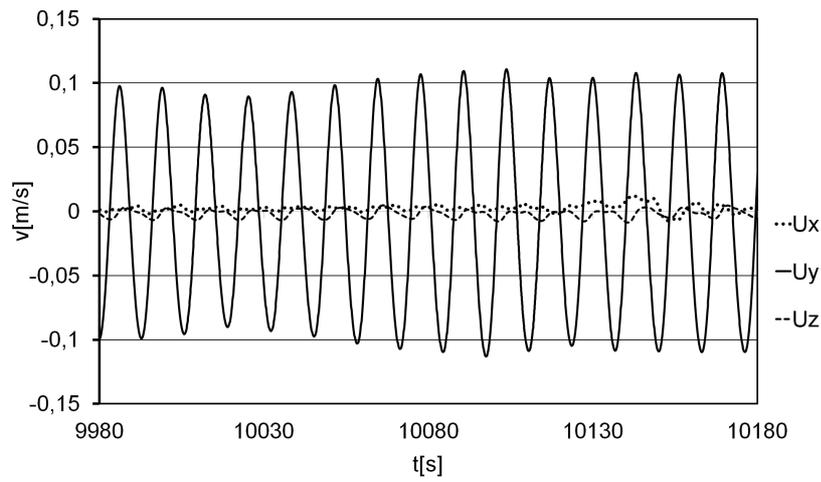
En la Fig.(9) se exponen tres gráficos que muestran la evolución de las velocidades, la concentración y la temperatura en un punto de prueba situado en el centro radial del equipo, a apenas 10 centímetros del baffle vertedero, que es el fin de nuestro dominio.

Estos gráficos muestran los patrones de ondas que se pueden ver en dicha ubicación, poniendo en evidencia una agitación que explicaría en parte la dispersión de las concentraciones en esta segunda zona del equipo. Analizando los gráficos obtenidos en el punto de prueba, se puede determinar que estas ondas tienen un período aproximado de unos 12 o 13 segundos.

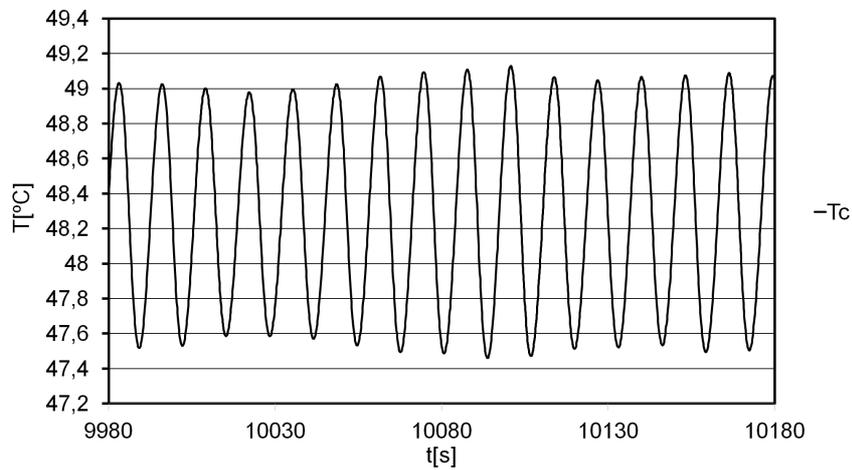
En las Figs.(10) y (11) se exponen resultados de velocidad vertical y concentración en dos instantes de la simulación, separados exactamente 5 segundos (es decir, casi medio ciclo).

Como se puede apreciar, observando especialmente la última sección de corte del equipo antes de llegar al baffle vertedero, las velocidades en el eje vertical (Y) se invierten para estas dos observaciones. Además se puede analizar cómo este patrón de velocidades actúa sobre el perfil de concentraciones interrumpiendo la estratificación y formación de capas estables de concentraciones.

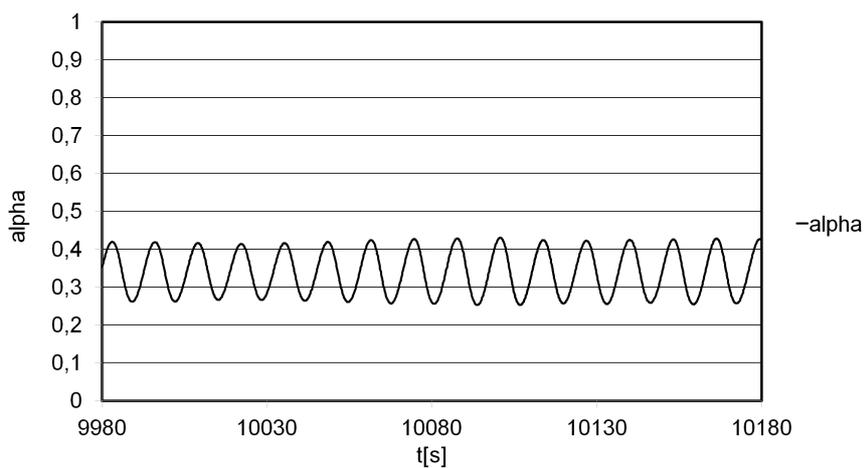
Una posibilidad es que estas ondas sean generadas por un fenómeno detectado en estudios anteriores, bidimensionales. En aquel caso, se simuló un equipo con un baffle ranurado bidimensional, y apareció un efecto de ondas en la interfase entre la banda de dispersión y la capa de petróleo. En un análisis más minucioso de lo que sucedía en la ventana, se pudo ver que a través de la ventana, existía fluido moviéndose en ambas direcciones respecto al eje longitudinal del equipo. Es posible que las ondas que aparecen en la zona de interfase se deban a este conflicto en la ventana, aunque no se han realizado aún pruebas destinadas a comprobarlo o descartarlo.



(a)



(b)



(c)

Figura 9: Mediciones en un punto de prueba ubicado cerca del bafle vertedero. (a) Mediciones de Velocidad en el sentido vertical (Y) y longitudinal (Z); (b) Mediciones de temperatura; (c) mediciones de concentración.

Como se puede ver en la Fig.(12), extraída de la simulación tridimensional, se da un fenómeno similar en la ventana del baffle ranurado. En este caso, además de tener velocidades longitudinales (eje z) en ambos sentidos en a lo alto de la ventana, tenemos variabilidad de velocidades en el sentido transversal. Esto demuestra que el fluido con regiones de diferente densidad de alguna manera compite por el pasaje a través de la ventana, y estimamos que esto podría generar las ondas observadas.

Para poner en evidencia la importancia de los tubos de fuego en la eficiencia separadora del equipo, se realizó una segunda simulación con éstos inactivos. En las Figs.(13) y (14) se pueden observar ambas situaciones, en donde se hace evidente la efectividad del calentamiento. Finalmente, es necesario mencionar que esta simulación no considera aceleraciones de Coriolis, a la vez que no incorpora como parte del dominio el rompevórtices ubicado en la zona de salida de agua. Esto es así dado que en el equipo real el efecto de dicho dispositivo es justamente eliminar gran parte de los efectos de Coriolis.

## 6. CONCLUSIONES

Se presentó en forma resumida un modelo para resolver procesos de separación de fases incluyendo efectos térmicos, implementado en OpenFOAM®. éste se basa en el modelo de drift-flux.

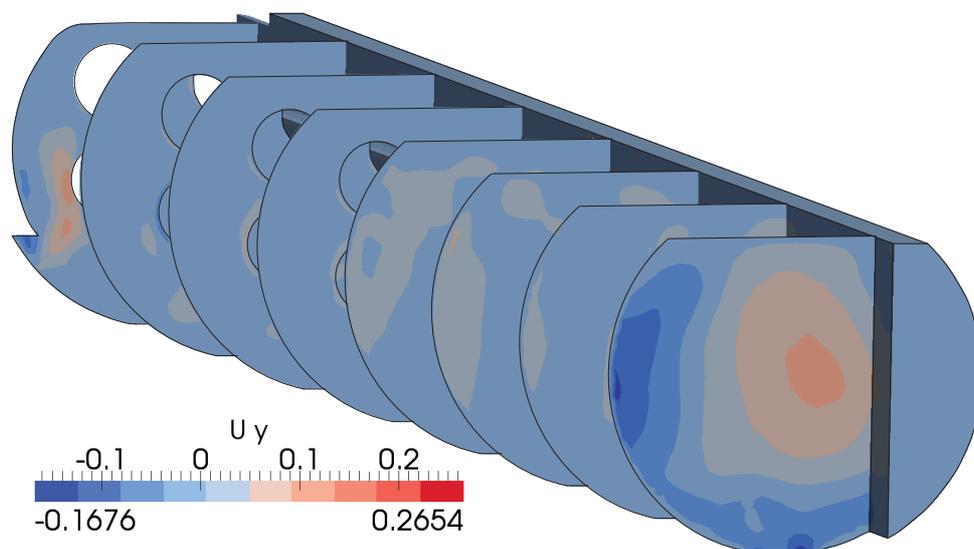
Se ha implementado exitosamente una zona porosa al modelo para la representación de baffles perforados, obteniendo un gran beneficio en tiempos y costo computacional.

Se simuló el comportamiento de un tanque separador de agua y petróleo del tipo free water knock-out con tubos de fuego.

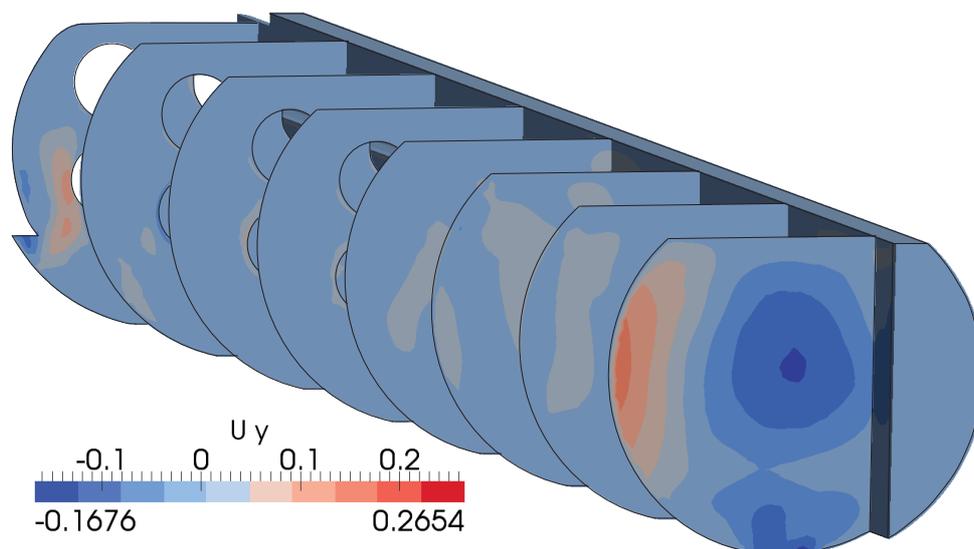
Se ha logrado una corrida tridimensional que describiría al flujo interno de este equipo casi en su totalidad, obteniendo resultados conceptual y cualitativamente aceptables.

En cuanto al análisis, se han encontrado numerosos efectos que deben ser estudiados con más detalle. Entre ellos resulta particularmente destacable la existencia de ondas de densidad en la zona entre el baffle ranurado y el baffle vertedero.

Se pretende, en un futuro cercano, estudiar un equipo en funcionamiento mediante el modelo aquí presentado, y contrastar los resultados obtenidos con aquellos medidos en el tanque real. De esta manera se buscaría ajustar lo más posible los parámetros que definen las propiedades del fluido y las condiciones iniciales de la simulación, optimizando las simulaciones para el diseño de equipos posteriores. Naturalmente, un estudio de este tipo resulta estrictamente necesario a fin de validar completamente el modelo.

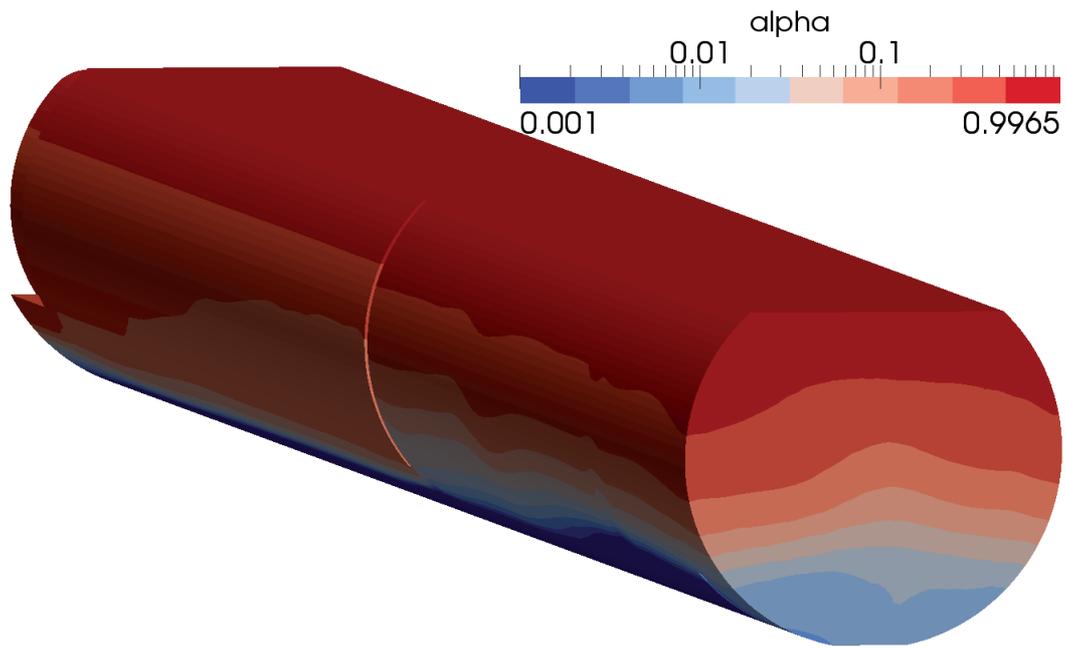


(a)

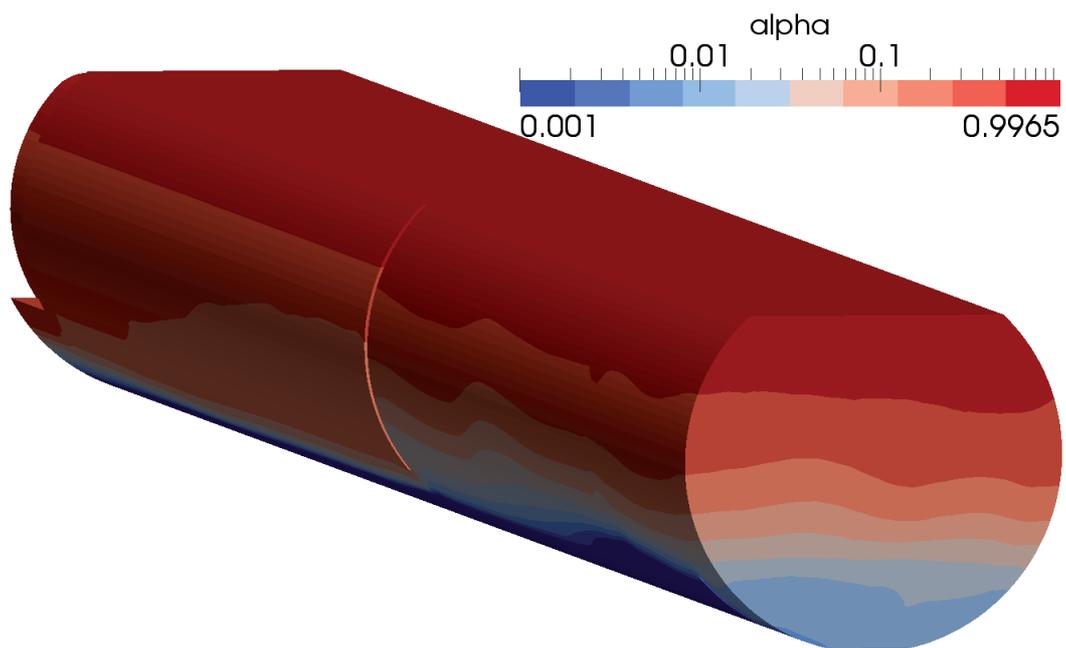


(b)

Figura 10: Rodajas que muestran la velocidad vertical en las diferentes zonas del equipo para a)  $t=7752s$ , b)  $t=7767s$



(a)



(b)

Figura 11: Perfil de concentraciones para a)  $t=7752s$ , b)  $t=7767s$

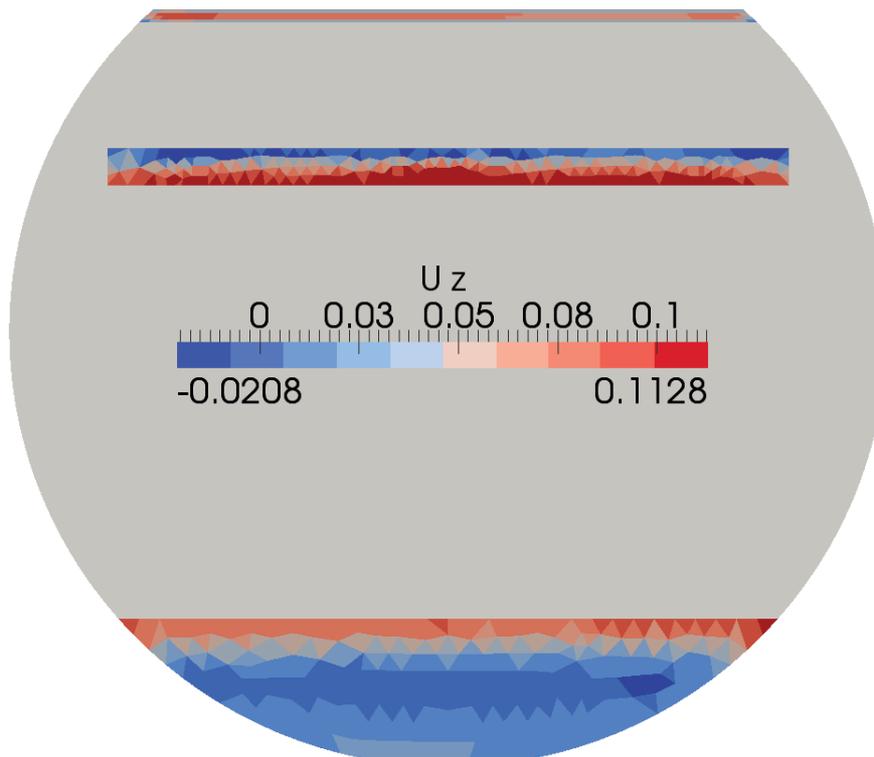


Figura 12: Vista frontal del baffle ranurado y perfil de velocidades en la ventana y en los pasajes superior e inferior.

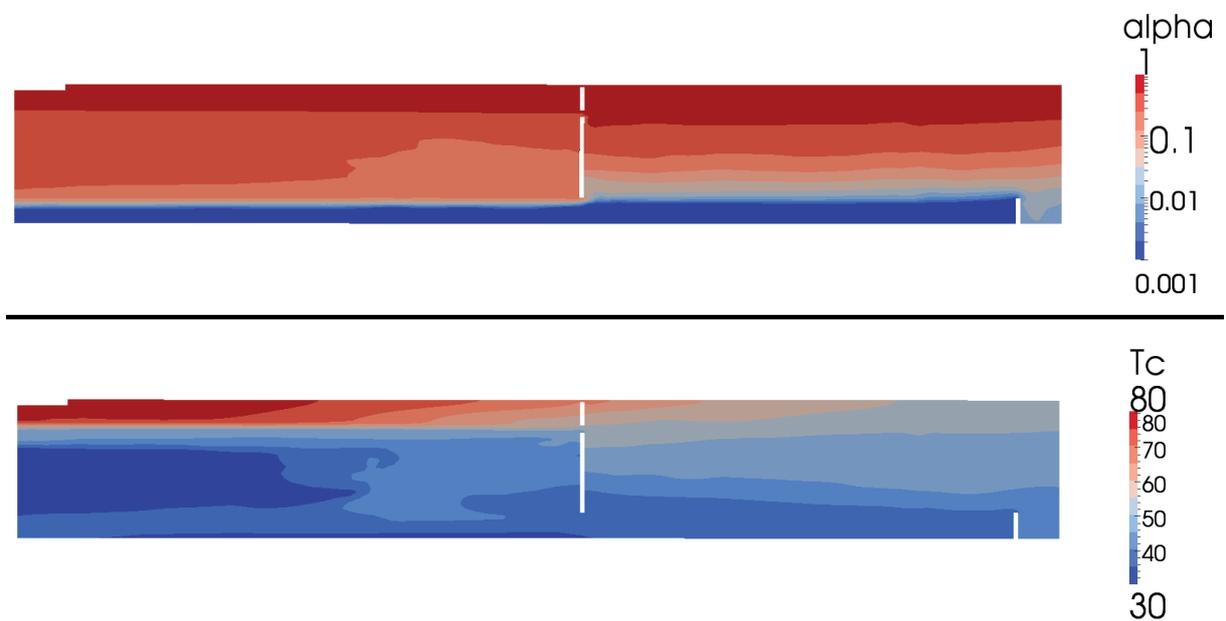


Figura 13: Corte de concentraciones y temperaturas con tubos de fuego activos.

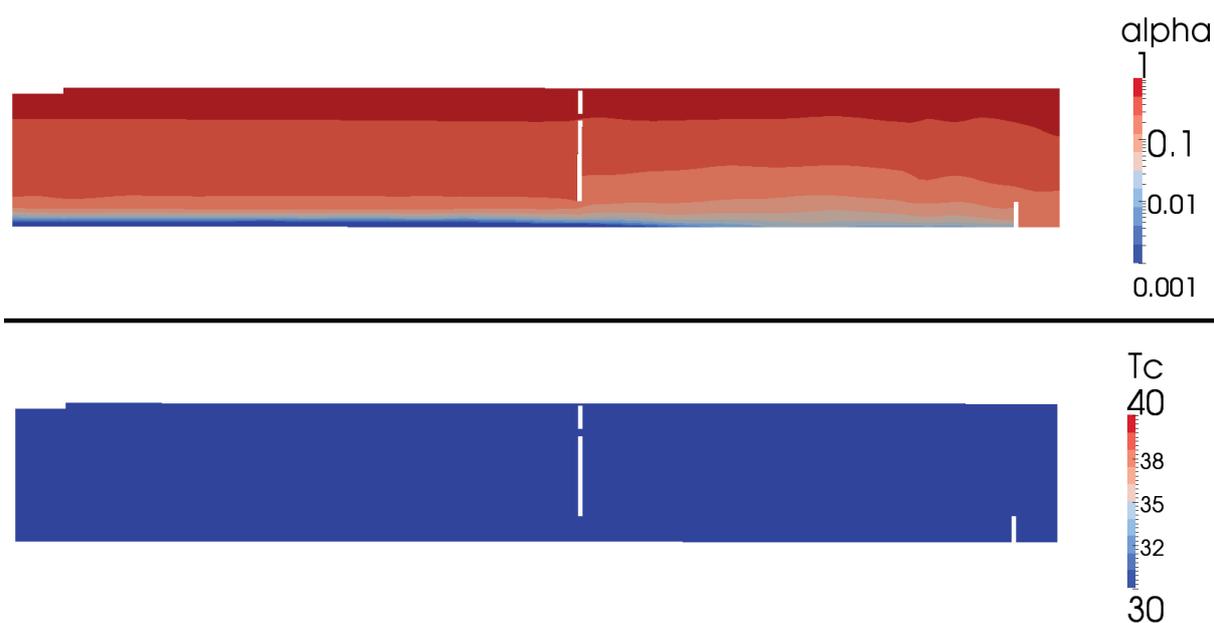


Figura 14: Corte de concentraciones y temperaturas con tubos de fuego inactivos.

## REFERENCIAS

- Abdulkadir M. y Hernandez-Perez V. The Effect of Mixture Velocity and Droplet Diameter on Oil-water Separator using Computational Fluid Dynamics (CFD). *World Academy of Science, Engineering and Technology*, 61:35–43, 2010.
- Barceló L.F., Caron P.A., Larreteguy, Gayoso R., Gayoso F., y Guido Lavallo G. Análisis del Comportamiento de Equipos Separadores de Agua-Petróleo Usando Volúmenes Finitos y el Modelo Drift-Flux. *Mecánica Computacional*, XXIX(87):8463–8480, 2010.
- Barceló L.F., Caron P.A., Larreteguy, Guido Lavallo G., Gayoso F., y Gayoso R. Modelado de procesos de separación agua-petróleo incluyendo efectos térmicos. *Mecánica Computacional*, XXX(32):2431–2459, 2011.
- Boussinesq J. *Théorie de l'écoulement tourbillonnant et tumultueux des liquides dans les lits rectilignes a grande section*, volumen 1. Gauthier-Villars, 1897.
- Brennan D. *The numerical simulation of two-phase flows in settling tanks*. Tesis de Doctorado, Imperial College of Science, Technology, and Medicine. University of London, 2001.
- Brinkman H.C. A calculation of the viscous force exerted by a flowing fluid on a dense swarm of particles. *Appl. Sci. Res.*, A1(27), 1947.
- Drew D. y Passman S. *Theory of multicomponent fluids*. Springer Verlag, 1999.
- Hansen E. Phenomenological modelling and simulation of fluid flow and separation behaviour in offshore gravity separators. *Emerging Technologies for Fluids, Structures and Fluid Structure Interaction*, 431:23–29, 2001.
- Ishii M. One-Dimensional Drift-Flux Model and Constitutive Equations for Relative Motion Between Phases in Various Two-Phase Flow Regimes. Informe Técnico 77-47, Argonne National Lab, 1977.
- Ishii M. Two-fluid model for two-phase flow. In *2nd Intl. Workshop on Two-phase Flow Fundamentals*. Argonne National Lab., IL (USA), Troy, NY, 1987.
- Ishii M. y Hibiki T. *Thermo-fluid dynamics of two-phase flow*. Springer Verlag, Paris, 2010.
- Lee C. y Frankiewicz T. The Design of Large Diameter Skim Tanks Using Computational Fluid

- Dynamics (CFD) For Maximum Oil Removal. In *15th Annual Produced Water Seminar*, January. Houston, Texas, U.S.A., 2005.
- Simmons M.J.H., Komonibo E., Azzopardi B.J., y Dick D.R. Residence time distributions and flow behaviour within primary crude oil-water separators treating well-head fluids. *Chemical Engineering Research and Design*, 82(October):1383–1390, 2004.
- Wallis G. *One-Dimensional Two-Phase Flow*. McGraw Hill, New York, 1979.
- Zuber N. y Findlay J. Average volumetric concentration in two-phase flow systems. *Journal of Heat Transfer*, 87:453, 1965.