

## ESTUDIO DEL PROCESO DE SEPARACIÓN AGUA-PETRÓLEO UTILIZANDO OPENFOAM Y ANÁLISIS DIMENSIONAL

Luis F. Barceló<sup>a,b</sup>, Pablo A. Caron<sup>a</sup> y Axel E. Larreteguy<sup>a</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>*Candoit Ingeniería y Tecnología, Viamonte 1526 6a, (C1055ABD) Buenos Aires, Argentina. fbarcelo@candoit.com.ar. <http://www.candoit.com.ar>*

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

### Resumen.

En muchas industrias es común encontrar equipos cuya función es la separación de fluidos de diferente naturaleza, o de diferentes fases del mismo fluido. En la industria del petróleo, en particular, cobran singular importancia los separadores de agua-petróleo, parte fundamental de las instalaciones de superficie aguas abajo de los pozos. Entre ellos encontramos por ejemplo los tanques cortadores, los skimmers, y los así llamados FWKO (Free-Water Knock Out), entre otros. Si bien cumplen papeles diferentes, todos se ocupan de separar el agua del petróleo, la primera para volver a ser normalmente reinyectada a la formación y el segundo para proceder a su refinamiento y utilización comercial.

En este trabajo se realiza un análisis dimensional del problema de separación en un caso bidimensional correspondiente a un FWKO típico, para identificar de qué variables independientes adimensionales depende el problema. Además, se define una batería de simulaciones a correr sobre un caso específico a fin de verificar que los números hallados efectivamente describan la totalidad del problema.

El presente trabajo se enmarca en una línea orientada a desarrollar sobre OpenFOAM 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. El modelo completo, presentado por los autores en trabajos previos incorpora un tratamiento de las viscosidades de mezcla que permite, para cada caso particular, especificar una determinada concentración de inversión de fase.

Se resuelve un conjunto de escenarios operativos diferentes para una aproximación bidimensional de un tanque separador de agua-petróleo del tipo free-water knock-out (FWKO), obteniendo resultados transitorios del campo de velocidades y perfil de concentraciones de agua-petróleo dentro del equipo. Se verifica que los números adimensionales propuestos describen adecuadamente el problema.

## 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.

Este informe está organizado como se describe a continuación. En la siguiente sección se mencionan algunos antecedentes de trabajos propios o de otros autores relacionados con la simulación de separadores agua-petróleo. Luego se describe el modelo matemático utilizado. Lo sigue la sección dedicada a explicar brevemente la técnica del análisis dimensional, y nuestra propuesta de aplicación al problema en estudio. Lo sigue la descripción del modelo numérico utilizado, y finalmente la sección dedicada a los resultados.

## 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 en este tipo de equipos, la presencia de una segunda fase modifica considerablemente los patrones de flujo incluso para muy bajas concentraciones de inyección de fase dispersa, del orden de una parte por mil y relaciones de densidad entre fases del orden de 0,9, como es el caso de una mezcla de agua y petróleo típica en un equipo tipo Skimmer. Numerosas simulaciones con el modelo de drift-flux en tanques de distintos diseños y dimensiones nos 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 único 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.

#### 3.1. Ecuaciones básicas

Llamaremos fase 1 o primaria al agua, y 2 o secundaria al petróleo. Utilizaremos los correspondientes subíndices para indicar campos de variables primarias y secundarias tales como las velocidades  $\mathbf{v}_1$  y  $\mathbf{v}_2$  y las densidades  $\rho_1$  y  $\rho_2$ . Definiremos también como es usual en estos modelos las concentraciones volumétricas  $\alpha_1$  y  $\alpha_2$  para indicar las fracciones del volumen ocupadas por agua y petróleo, respectivamente, en un dado punto del espacio a un dado tiempo.

El modelo de Drift-Flux utiliza los conceptos de flujo volumétrico o velocidad del centro de volumen, definido como

$$\mathbf{j} = \alpha_1 \mathbf{v}_1 + \alpha_2 \mathbf{v}_2, \quad (1)$$

y de velocidad media o del centro de masa, definido como

$$\mathbf{v}_m = \frac{\alpha_1 \rho_1 \mathbf{v}_1 + \alpha_2 \rho_2 \mathbf{v}_2}{\rho_m}, \quad (2)$$

donde

$$\rho_m = \alpha_1 \rho_1 + \alpha_2 \rho_2 \quad (3)$$

es la densidad media. 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

$$\mathbf{v}_{kj} = \mathbf{v}_k - \mathbf{j}. \quad (4)$$

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

$$\mathbf{v}_{km} = \mathbf{v}_k - \mathbf{v}_m, \quad (5)$$

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

$$0 = \alpha_1 \rho_1 \mathbf{v}_{1m} + \alpha_2 \rho_2 \mathbf{v}_{2m}. \quad (6)$$

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

El modelo matemático comprende las ecuaciones de conservación de masa y momento para la mezcla, más la de continuidad de la fase 2, a saber

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_m \mathbf{v}_m = 0, \quad (7)$$

$$\frac{\partial \rho_m \mathbf{v}_m}{\partial t} + \nabla \cdot \rho_m \mathbf{v}_m \mathbf{v}_m = -\nabla p_m + \nabla \cdot (\boldsymbol{\tau} + \boldsymbol{\tau}^t) - \nabla \cdot \left[ \frac{\alpha_2 \rho_1 \rho_2}{(1 - \alpha_2) \rho_m} \mathbf{v}_{2j} \mathbf{v}_{2j} \right] + \rho_m \mathbf{g}, \quad (8)$$

$$\frac{\partial \alpha_2 \rho_2}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_2 \rho_2 \mathbf{v}_m = -\nabla \cdot \left( \frac{\alpha_2 \rho_1 \rho_2}{\rho_m} \mathbf{v}_{2j} \right), \quad (9)$$

En la ecuación de momento, Ec.(8), hemos introducido la presión y las tensiones medias laminar y turbulenta como

$$p_m = \alpha_1 p_1 + \alpha_2 p_2, \quad (10)$$

$$\boldsymbol{\tau}_m = \alpha_1 \boldsymbol{\tau}_1 + \alpha_2 \boldsymbol{\tau}_2, \quad (11)$$

$$\boldsymbol{\tau}_m^t = \alpha_1 \boldsymbol{\tau}_1^t + \alpha_2 \boldsymbol{\tau}_2^t. \quad (12)$$

### 3.2. 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.(9). En el presente modelo se ha optado por una relación simple en la cual dicha velocidad depende en cada punto del dominio de la concentración local secundaria:

$$\mathbf{v}_{2j} = \mathbf{v}_{2j}(\alpha_2). \quad (13)$$

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:

$$\mathbf{v}_{2j} = V_0 \left[ 1 - \min\left(1, \frac{\alpha_2}{\alpha_{2max}}\right) \right]^a \check{k}, \quad (14)$$

donde  $\check{k}$  es el versor en la dirección vertical. Los parámetros que aparecen en esta ecuación son la velocidad de deslizamiento a dilución infinita,  $V_0$ , la concentración máxima admisible de petróleo,  $\alpha_{2max}$ , y un exponente  $a$  que controla la dependencia general de  $\mathbf{v}_{2j}$  con la concentración 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  $V_0$ .

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. Este fenómeno está representado en el presente modelo por el límite  $\alpha_{2max}$ , por encima del cual no es esperable separación ulterior, ya que para este valor la velocidad de deslizamiento es nula.

### 3.3. 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 concentración 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 concentración de agua se observa en la Fig.(1), tomada del trabajo de Hansen ([Hansen, 2001](#)).

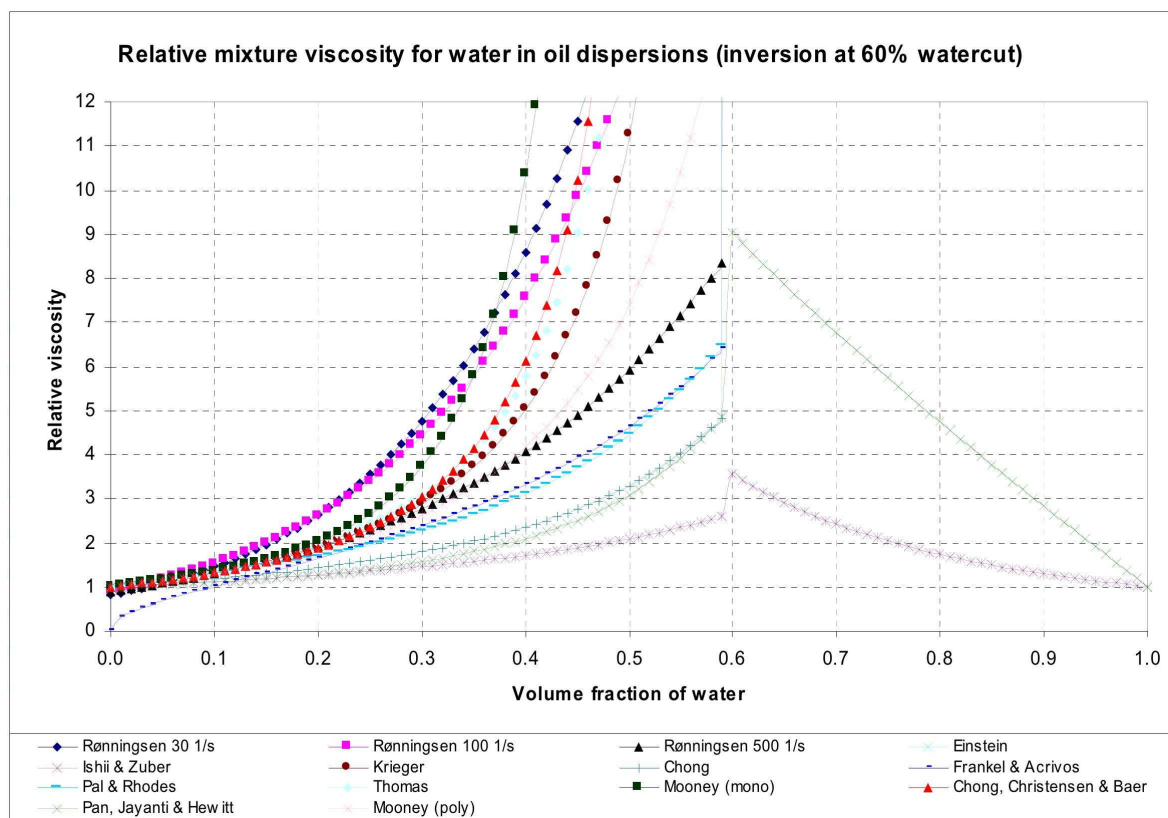


Figura 1: Viscosidades relativas en función de la concentración de agua: ejemplos de diversos autores

La Fig.(2) muestra la viscosidad relativa de la mezcla respecto de la de cada una de las fases, en función de la concentración 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



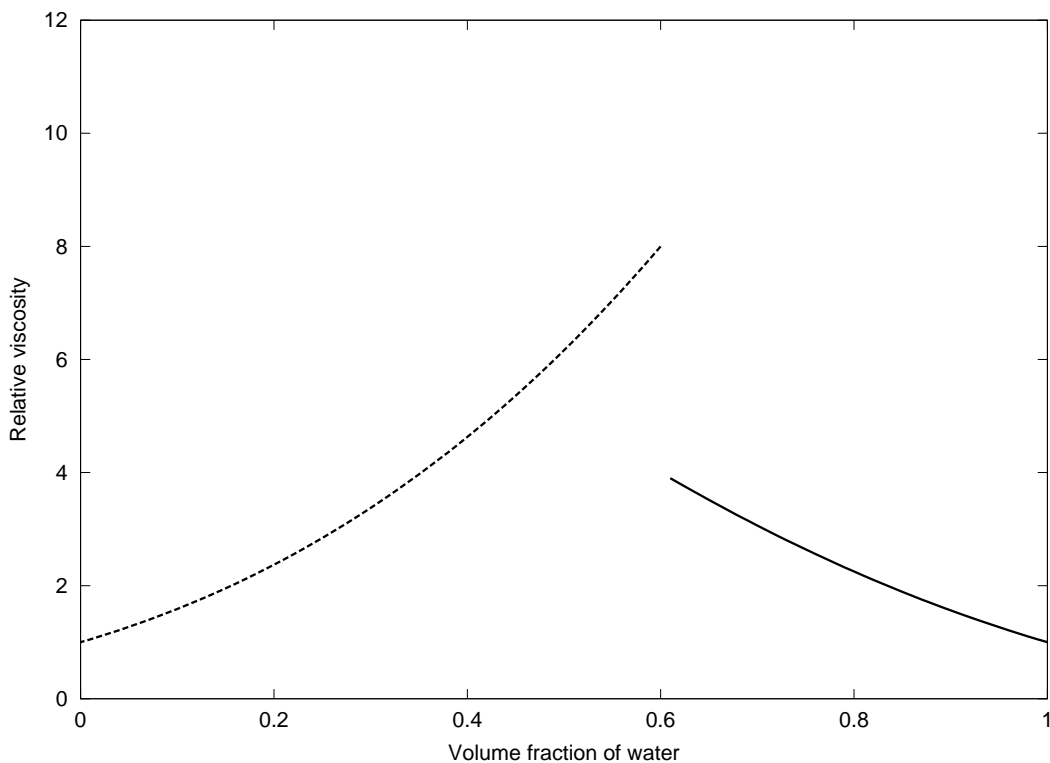


Figura 2: Viscosidades relativas en función de la concentración de agua: modelo adoptado en el presente trabajo

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 que representa cualitativamente el comportamiento general mostrado en la Fig.(2), expresado como:

$$\mu_m = \mu_1(1 - \psi) \left(1 + \frac{\alpha_2}{\alpha_{2inv}}\right)^2 + \mu_2\psi \left(1 + \frac{1 - \alpha_2}{1 - \alpha_{2inv}}\right)^3. \quad (15)$$

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

$$\psi = \left[ \frac{1 + \operatorname{atan}(\eta(\alpha_2 - \alpha_{2inv}))}{2\operatorname{atan}(\eta\alpha_{2inv})} \right], \quad (16)$$

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.(3) 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.

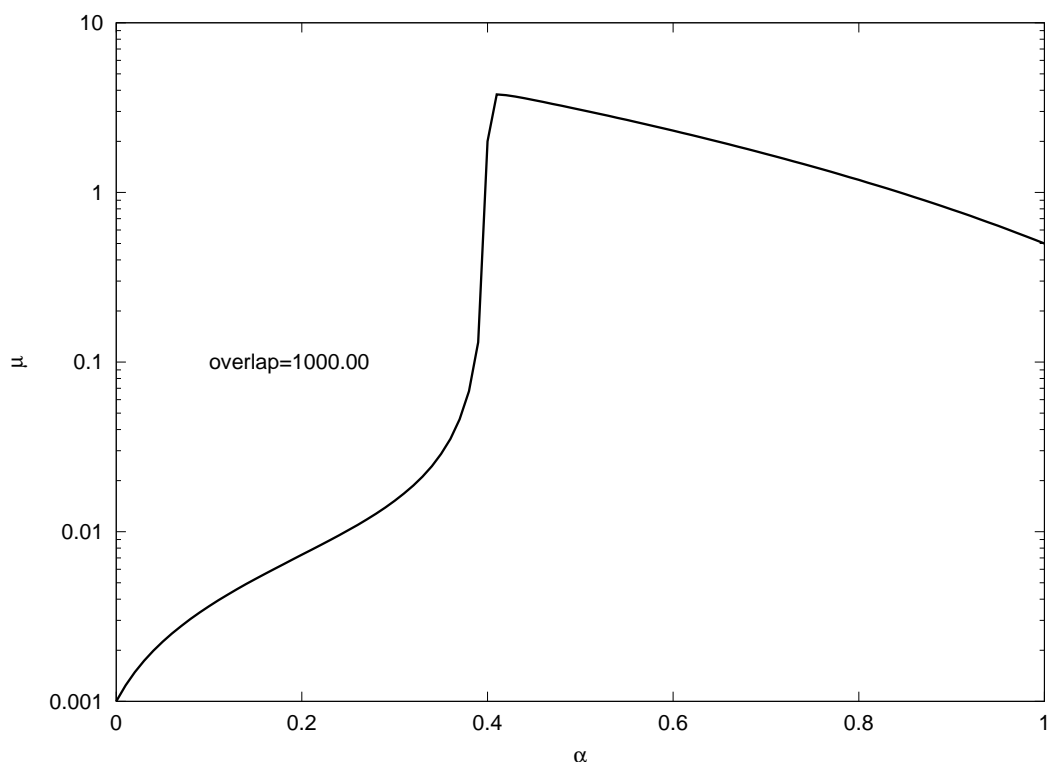


Figura 3: Viscosidad absoluta en función de la concentración de petróleo: modelo adoptado en el presente trabajo ( $\eta \equiv overlap$ )

## 4. ANÁLISIS DIMENSIONAL

### 4.1. Descripción de la herramienta

El análisis dimensional es una de las tres herramientas fundamentales en el análisis de problemas fluidodinámicos, junto con el análisis diferencial y el análisis integral (o por balances en volúmenes de control).

La técnica de análisis dimensional adquiere relevancia sobre todo en la planificación de experimentos y presentación de resultados en forma compacta, pero se utiliza con frecuencia en estudios teóricos. Esta técnica se basa en que las variables involucradas en cualquier situación física real pueden ser agrupadas en un cierto número de grupos adimensionales (llamados números  $\Pi$ ) los cuales son suficientes para caracterizar el fenómeno físico. En general, la cantidad de grupos adimensionales es menor a la cantidad original de variables dimensionales.

El análisis dimensional permite además relacionar los datos medidos en un modelo experimental con la información requerida para el diseño de un prototipo a escala real, ya que proporciona leyes de escala basadas en las similitudes geométrica, cinemática y dinámica entre modelo y prototipo.

Como ejemplo, podemos citar el conocido problema de la pérdida de carga por unidad de longitud, o gradiente de presión, en tuberías horizontales en flujo completamente desarrollado.



Dicho gradiente depende de 5 variables: 2 geométricas (diámetro y rugosidad absoluta de la tubería), 1 cinemática (velocidad media del flujo), y 2 dinámicas (densidad y viscosidad del fluido). El análisis dimensional permite reducir el problema y expresarlo como uno en el cuál un gradiente de presión adimensional depende de sólo dos variables adimensionales: el conocido número de Reynolds y la rugosidad relativa respecto del diámetro de la tubería. De esto modo, de 6 variables dimensionales pasamos a sólo 3 números  $\Pi$ , sin reducir en nada la generalidad del problema.

Debe quedar claro sin embargo que la técnica no puede predecir qué variables son importantes ni permite explicar el mecanismo involucrado en el proceso físico, si no es con ayuda de las pruebas experimentales.

#### 4.2. Separador bidimensional simplificado

Consideremos un equipo tipo FWKO simplificado, bidimensional, como se muestra en la figura 4.

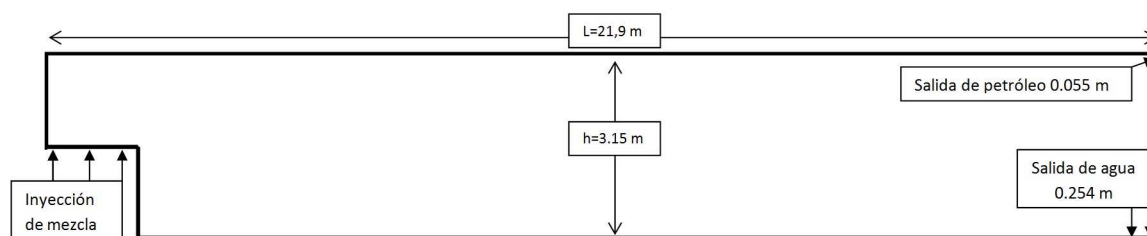


Figura 4: Esquema del equipo simulado.

Proponemos en este trabajo que este problema depende de los siguientes parámetros independientes:

- adimensionales - la concentración de inyección  $\alpha_i$
- geométricos - la longitud  $L$  y la altura  $H$  del equipo
- cinemáticos - la velocidad de avance  $U$  y la velocidad terminal de gota aislada  $V_0$
- dinámicos - las densidades de agua y petróleo  $\rho_1$  y  $\rho_2$

La velocidad de avance  $U$  es una variable secundaria, calculada con el caudal total  $Q$  de fluido que circula por el equipo y el área total de paso  $A$ , es decir

$$U = Q/A, \quad (17)$$

que representa la velocidad horizontal que tendría el flujo dentro del tanque si se cumpliera la hipótesis, totalmente irreal, de flujo tipo pistón (velocidad uniforme). De esta definición se desprende también el muy usado y a veces abusado concepto de *tiempo de residencia*, que se puede calcular como

$$t_r = L/U, \quad (18)$$

y que representaría el tiempo promedio que pasa una partícula fluida dentro del tanque.

Consideraremos fijas en este trabajo las viscosidades del agua y el petróleo puros, así como las constantes del modelo para la viscosidad de la mezcla. Debido a esto, podemos dejar la viscosidad fuera del presente análisis.

Respecto del modelo de la velocidad de deslizamiento, el único parámetro que consideraremos variable es la ya mencionada velocidad terminal,  $V_0$ . Es decir, que mantendremos constantes en todo el análisis la máxima concentración separable  $\alpha_{max} = 1,0$  y el exponente  $a = 1$  (lo que define una relación lineal entre velocidad de deslizamiento y fracción de petróleo).

Es importante notar además que con esta elección de parámetros independientes, el diámetro  $d$  típico de las gotas de petróleo pasa a ser un parámetro dependiente, que resulta de la expresión de la velocidad de Stokes

$$V_0 = \frac{(\rho_1 - \rho_2)gd^2}{18\mu_1}, \quad (19)$$

que luego de despejar queda

$$d = \sqrt{\frac{18\mu_1 V_0}{(\rho_1 - \rho_2)g}}. \quad (20)$$

Debido a esto, si se quisieran comparar casos con el mismo diámetro típico, será necesario respetar la restricción entre los valores de los parámetros que impone la ecuación anterior.

Postulamos entonces que dada una posición  $\mathbf{x}$  cualquiera dentro del equipo y un tiempo  $t$  arbitrario, las variables dependientes del problema, como por ejemplo la concentración de petróleo  $\alpha_2$ , dependen de estos parámetros a través de una función multivariable a determinar, o sea

$$\alpha_2 = \alpha_2(\alpha_i, L, h, U, V_0, \rho_1, \rho_2, \mathbf{x}, t) \quad (21)$$

Los exponentes de las unidades de estas magnitudes son las que figuran en la Tabla 1.

Tabla 1: Magnitudes y unidades

DIM	$\alpha_i$	$L$	$h$	$U$	$V_0$	$\rho_1$	$\rho_2$	$\mathbf{x}$	$t$
masa	0	0	0	0	0	1	1	0	0
longitud	0	1	1	1	1	-3	-3	1	0
tiempo	0	0	0	-1	-1	0	0	0	1

Una vez definidas las variables involucradas, se puede encarar el trabajo de encontrar los números  $\Pi$  que representan el problema. Esto puede hacerse de varias maneras, entre las cuáles se pueden mencionar el método de las potencias o el propuesto por Buckingham (White, 2008). Como resultado de aplicar cualquiera de estas técnicas, se arriba a conjuntos de números  $\Pi$ , de los cuales se muestra un posible conjunto en la Tabla 2.

Tabla 2: Grupos adimensionales

Grupo adimensional	Descripción
$\Pi_1 = \alpha_i$	concentración de petróleo de entrada
$\Pi_2 = L/H = L'$	longitud adimensional del tanque
$\Pi_3 = \frac{L/U}{H/V_0} = r_t$	relación entre tiempo de residencia y tiempo de subida de la gota
$\Pi_4 = \rho_2/\rho_1 = r_\rho$	relación de densidades
$\Pi_5 = \mathbf{x}/L = \mathbf{x}'$	vector posición adimensional
$\Pi_6 = Ut/L = t'$	tiempo adimensionalizado con el de residencia

La concentración de petróleo muestra entonces la siguiente dependencia de los grupos adimensionales:

$$\alpha_2 = \alpha_2(\alpha_i, L', r_t, r_\rho, \mathbf{x}', t') \quad (22)$$

De esto se deduce que para tanques geoméricamente similares (mismo  $L'$ ), la concentración de petróleo en puntos homólogos a tiempos homólogos (mismos  $\mathbf{x}'$  y  $t'$ ) es la misma si se respetan también los otros 3 grupos adimensionales, es decir la concentración de entrada y las relaciones de tiempos y de densidades. Esta afirmación será la base para seleccionar los casos a simular en la sección de resultados.

Es importante notar que no nos aparece entre los números adimensionales encontrados uno de los usualmente empleados para caracterizar este tipo de problemas, es decir, el número de Richardson, definido como

$$Ri = \frac{gL\Delta\rho}{\rho U^2}. \quad (23)$$

Esto se debe a haber dejado a la gravedad fuera de los parámetros dimensionales originales, dado que queda implícita en la variable  $V_0$ .

## 5. 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. El código utiliza el conocido lazo tipo PISO para la resolución del acople entre continuidad y cantidad de movimiento.

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 produciendo pérdidas y ganancias espúreas de masa.

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

$$\sum_{k=1}^2 \alpha_k = 1. \quad (24)$$

Calculando  $\alpha_2$  con la Ec.(9), y evaluando posteriormente  $\alpha_1$  con la Ec.(24), 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.(14)), 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 en cada iteración simplemente truncando 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 su aplicación al área petróleo, produciendo efectos espúreos de creación y destrucción de masa de petróleo, sobre todo en las zonas de alta concentración de éste.

Otros autores han propuesto soluciones matemáticamente elegantes y elaboradas de este problema notando que en general la ecuación de transporte de la fase secundaria es una ecuación hiperbólica con un flujo no convexo, lo que da lugar a ondas simples y compuestas. El tipo de ondas depende de la ley elegida para la velocidad de deslizamiento, y de las condiciones iniciales. Los esquemas elegidos debieran entonces ser capaces de capturar choques, rarefacciones, y ondas compuestas. Se necesitan esquemas de interpolación de alto orden para mantener una precisión razonable sin perder la capacidad de producir soluciones acotadas. Según Marquez (Márquez Damián, 2013), dos técnicas posibles son los resolvers Riemann-free y los esquemas TVD, ambos con Flux Corrected Transport (FCT) limitados a un cierto máximo para evitar los valores espúreos de concentración. Entre las muchas contribuciones presentes en la literatura una de las más importantes es el esquema KT de Kurganov y Tadmor citepKurganov2000, capaz de usar los flujos en las caras obtenidos en el lazo PISO. Este flujo es la parte convectiva del flujo total utilizado en la ecuación de transporte de la fase secundaria. Esta característica lo hace adecuado para ser usado en un esquema de volúmenes finitos centrado en las celdas. Extensiones multidimensionales de esquemas tipo KT se pueden definir escribiendo estos como esquemas MUSCL (Monotone Upstream-centered Scheme for Conservation Laws) (Van Leer, 1979). Como ejemplo reciente, un resolver Riemann-Free para esquemas de volúmenes finitos centrados en la celda ha sido propuesto por Marquez (Márquez Damián, 2013), incluyendo una extensión multidimensional con flujos centrados basada en el trabajo de Greenshields et al. (Greenshields, 2010).

En este trabajo elegimos otro camino para obtener soluciones acotadas y realistas, sin utilizar esquemas de alto orden. Se eliminó el truncamiento utilizado por Brennan y se modificó la forma en que se discretiza por volúmenes de control la ecuación de transporte, Ec.(9). 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; Barceló et al., 2011), por lo que es utilizada en el presente trabajo.

## 6. RESULTADOS

Se seleccionó un dominio 2D basado en un separador FWKO, como ya fue especificado en la sección 4, cuyas dimensiones se muestran en la figura 4.

Debido a que OpenFOAM requiere que, aún en cálculos bi-dimensionales, la malla a utilizar

sea tridimensional, se desarrolló una malla a partir de la extrusión de una superficie traingulada, obteniendo prismas de base triangular (wedges). Se utilizã una malla compuesta por 21769 celdas, discretizada selectivamente en las zonas que requieren más detalle. La misma se puede ver en la figura 5. La simulación fue realizada con paso temporal variable a fin de asegurar un courant máximo  $Co = 0,8$  durante todo el tiempo simulado. El paso temporal medio se mantuvo en  $\Delta t = 0,04s$ .

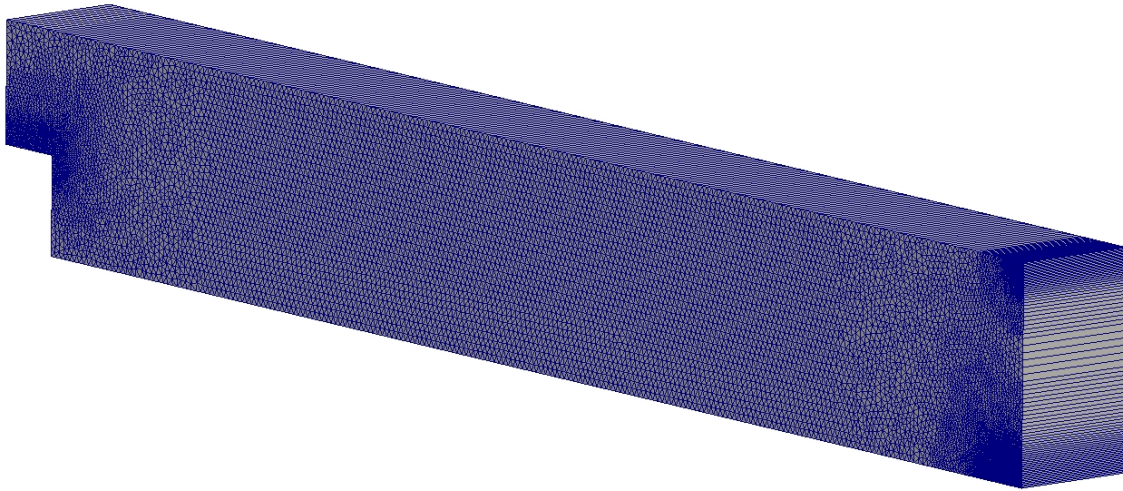


Figura 5: Malla utilizada para las simulaciones.

Se realizaron en total 22 corridas. En 4 de ellas se mantuvieron constantes los números 3 adimensionales seleccionados, es decir la concentración de entrada  $\alpha_i$  y las relaciones de tiempos y de densidades  $r_t$  y  $r_\rho$ , pero modificando los parámetros que componen dichos números, a fin de comprobar que, efectivamente, si los números adimensionales se mantienen constantes no se modifica el resultado del problema. Las 18 corridas restantes componen un estudio preliminar de sensibilidad a variaciones en los tres números adimensionales seleccionados.

Se exponen en la tabla 3 los valores seleccionados para cada una de las simulaciones.

Tabla 3: Casos

	$\rho_2 = 950kg/m^3$	$\rho_2 = 900kg/m^3$	$\rho_2 = 800kg/m^3$	
$alpha = 0,001$	2	5	8	$V_0 = 0,001$
$alpha = 0,01$	3	6	9	$V_0 = 0,001$
$alpha = 0,1$	4	7	10	$V_0 = 0,001$
	$\rho_2 = 950kg/m^3$	$\rho_2 = 900kg/m^3$	$\rho_2 = 800kg/m^3$	
$alpha = 0,001$	11	14	17	$V_0 = 0,01$
$alpha = 0,01$	12	15	18	$V_0 = 0,01$
$alpha = 0,1$	13	16	19	$V_0 = 0,01$

Las 4 variantes sin modificación de los números adimensionales se realizaron respecto al caso nro. 6 y se resumen en la tabla 4.

Tabla 4: Variantes de verificación

Caso	$U$	$V$	$V/U$	$\rho_2$	$\rho_c$	$\rho_2/\rho_c$
6	0,03145	0,001	0,0318	900	1000	0,9
6-v1	0,0629	0,002	0,0318	900	1000	0,9
6-v2	0,015725	0,0005	0,0318	900	1000	0,9
6-v3	0,03145	0,001	0,0318	1080	1200	0,9
6-v4	0,03145	0,001	0,0318	720	800	0,9

La velocidad de inyección para todos los cálculos (exceptuando 6-v1 y 6-v2) es la misma y corresponde a un caudal de  $5000m^3/dia$ . La velocidad en la zona de salida de petróleo fue fijada de manera tal de extraer por allí todo el petróleo que es inyectado, asumiendo que en esa zona hay una concentración del 100 % de petróleo.

Se determina como indicador de mérito la fracción del caudal de petróleo inyectado que llega a la salida de agua, es decir, la relación entre el flujo de petróleo en la salida de agua sobre el de la entrada. Esta es una clara referencia de la capacidad de separación del equipo para diferentes condiciones de operación.

Todos los resultados se muestran respecto al tiempo adimensionalizado definido en la tabla 2.

### 6.1. Verificación del Análisis Dimensional

En la figura 6 se muestran en un mismo gráfico las soluciones para las 4 variantes que mantienen los mismos números adimensionales y el caso original de referencia.

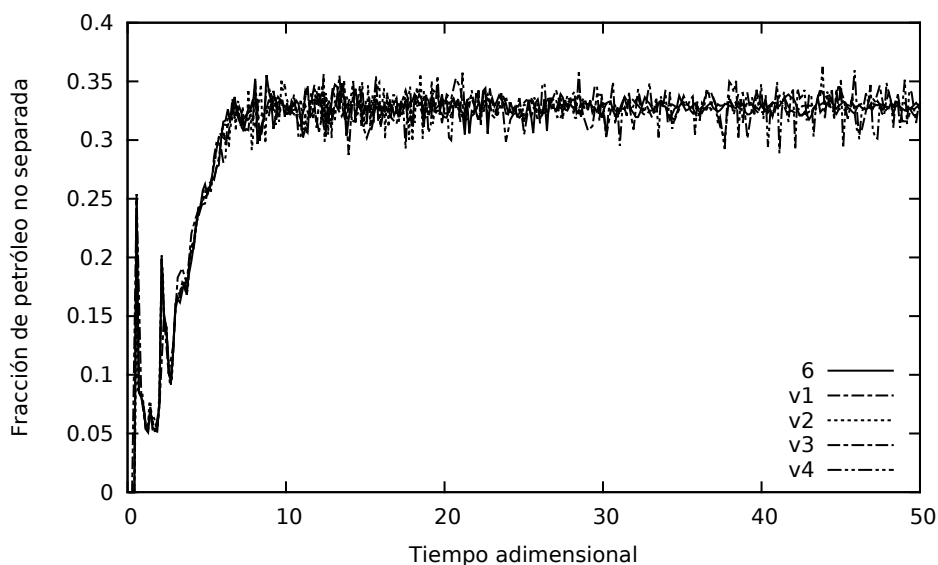


Figura 6: Fracción no separada versus tiempo adimensional para el caso 6 y 4 variantes con los mismos números adimensionales

Se puede apreciar que los resultados son idénticos durante el principio de la simulación, y luego oscilan todos alrededor de una misma fracción final de petróleo no separado, cercana al 32 %. Estos resultados respaldan el análisis adimensional realizado y a su vez funcionan como verificación del código programado.

Se muestra en la figura 7 una imagen del perfil de concentración dentro del equipo para los mismos tiempos adimensionales en los 5 casos.



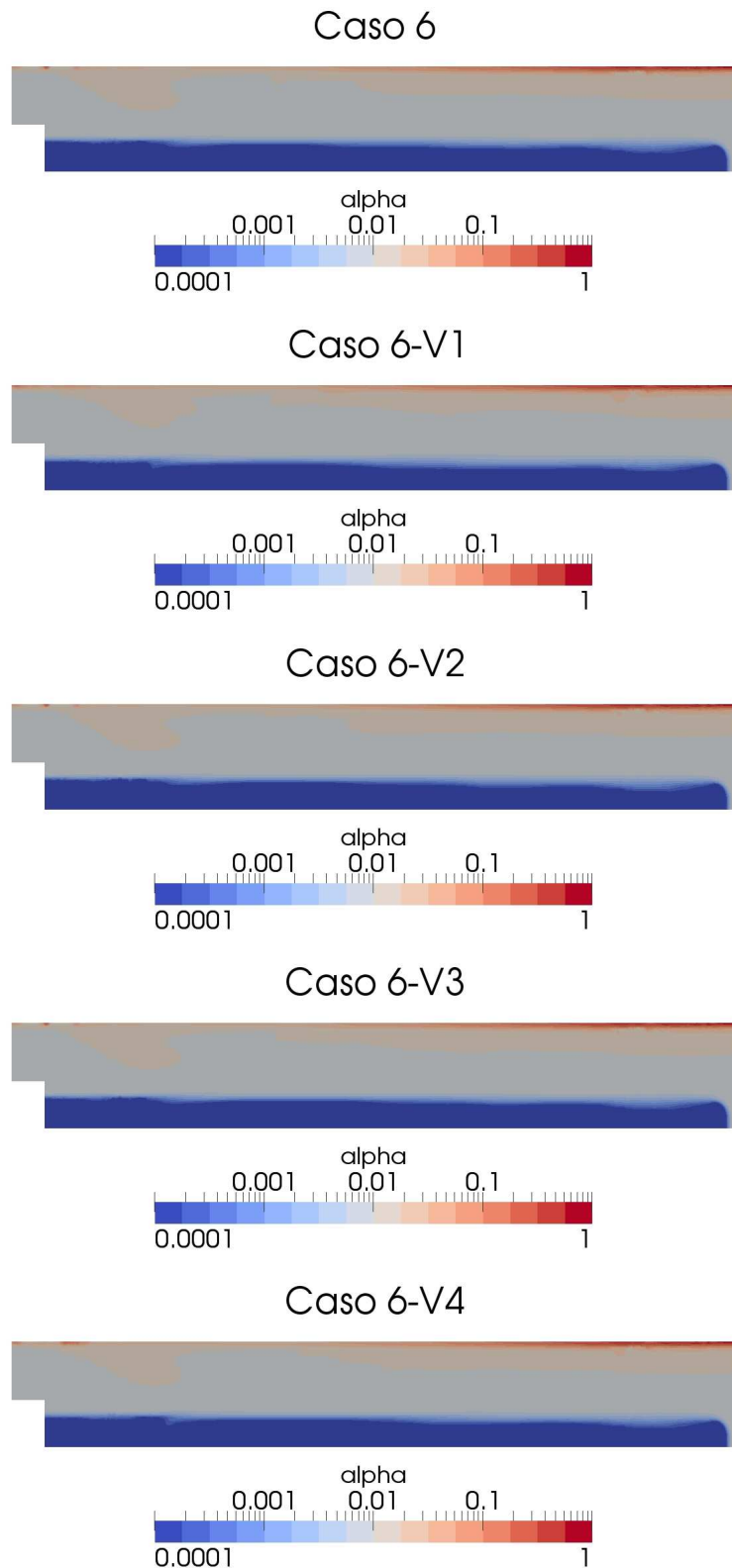


Figura 7: Perfiles de concentración dentro del equipo para los 5 casos

### 6.1.1. Estudio Preliminar de Sensibilidad

En cuanto al estudio de sensibilidad se exponen imágenes representativas de los resultados obtenidos en las 18 simulaciones.

El primer efecto, más visible, y naturalmente esperable, es que casos con diferentes velocidades ascensionales presentan fracciones no separadas muy diferentes. Esto corrobora la idea intuitiva de que éste debiera ser el principal factor del cual depende la separación en nuestro modelo. Marca además la importancia de determinar correctamente este número que, aunque nuestro análisis lo considera fijo, depende entre otras cosas del diámetro de gota de petróleo y de la diferencia de densidades. Esto se puede ver en la figura 8 donde cada gráfico compara dos casos con la misma velocidad ascensional, pero diferente relación de densidad entre fases y diferente concentración de inyección.

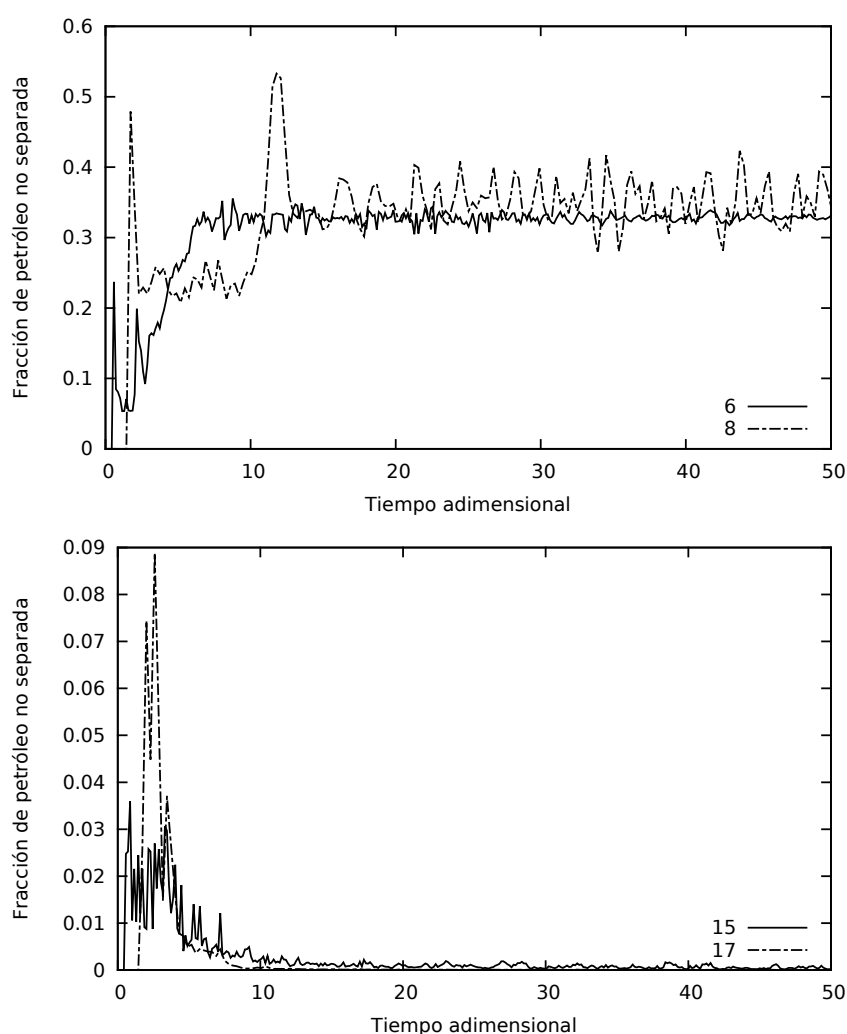


Figura 8: Fracción no separada para casos con  $V_0 = 0,001$  y  $V_0 = 0,01$  respectivamente.

Por ejemplo, entre los casos 6 y 8 se puede ver que, aunque el cambio en la concentración de inyección es de un orden de magnitud, al compartir la misma velocidad ascensional, la fracción de petróleo no separada en ambos casos es similar. Por el contrario, si comparamos las curvas de los casos 6 y 15, podemos ver que al variar un orden de magnitud la velocidad ascensional  $V_0$ , la fracción de petróleo no separada difiere en varios ordenes de magnitud. Para notar tal

diferencia basta con reparar en la diferencia de escala en el eje de ordenadas de cada curva de fracción no separada vs. tiempo adimensional.

En segundo lugar, analizando los casos con velocidad ascensional más cercana a la utilizada actualmente para este tipo de simulaciones (del orden de  $1 \times 10^{-3}$ ), se puede ver que cuanto mayor es la concentración de inyección mejor es la eficiencia de separación y la estabilidad del cuasi estacionario. Este efecto queda reflejado en la figura 9.

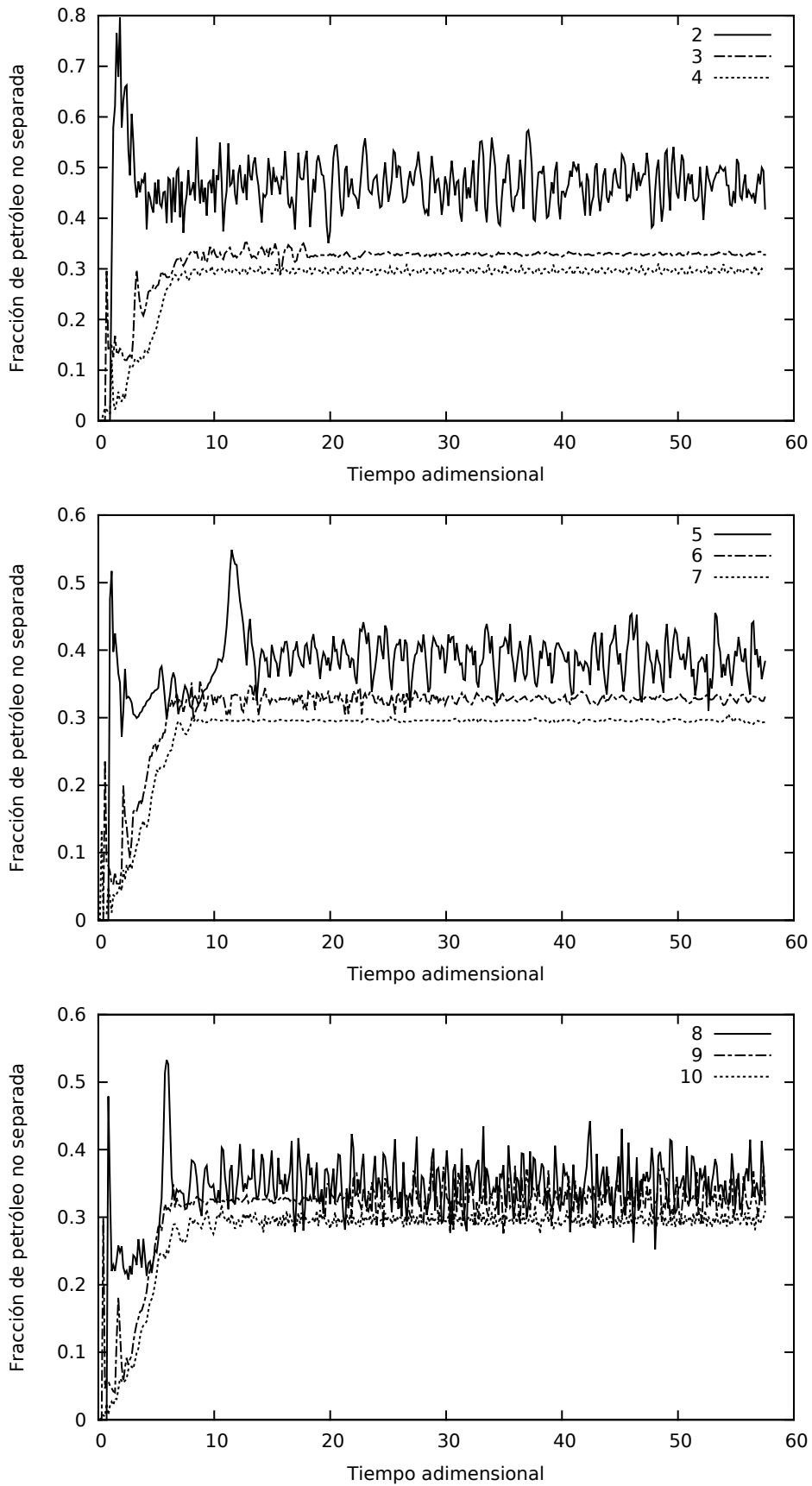


Figura 9: Fracción no separada para casos con diferente concentración de entrada.

Como un tercer efecto, poco relevante frente a la importancia de los anteriores, se encuentra la diferencia de densidades entre ambos fluidos expuesta en la figura 10. Habiendo mantenido fija la velocidad de deslizamiento en todos estos casos, la diferencia de densidades sólo influye sobre la estratificación del flujo. A mayor diferencia de densidades, por efecto de la gravedad, las diferentes bandas de iso-concentración (agua pura, petróleo puro y banda de dispersión) aparecen más horizontales y definidas. Esto favorece a la separación, especialmente en casos de baja concentración de inyección, como es el caso de la comparación entre los casos 2 y 8 que se puede apreciar en la figura 11.

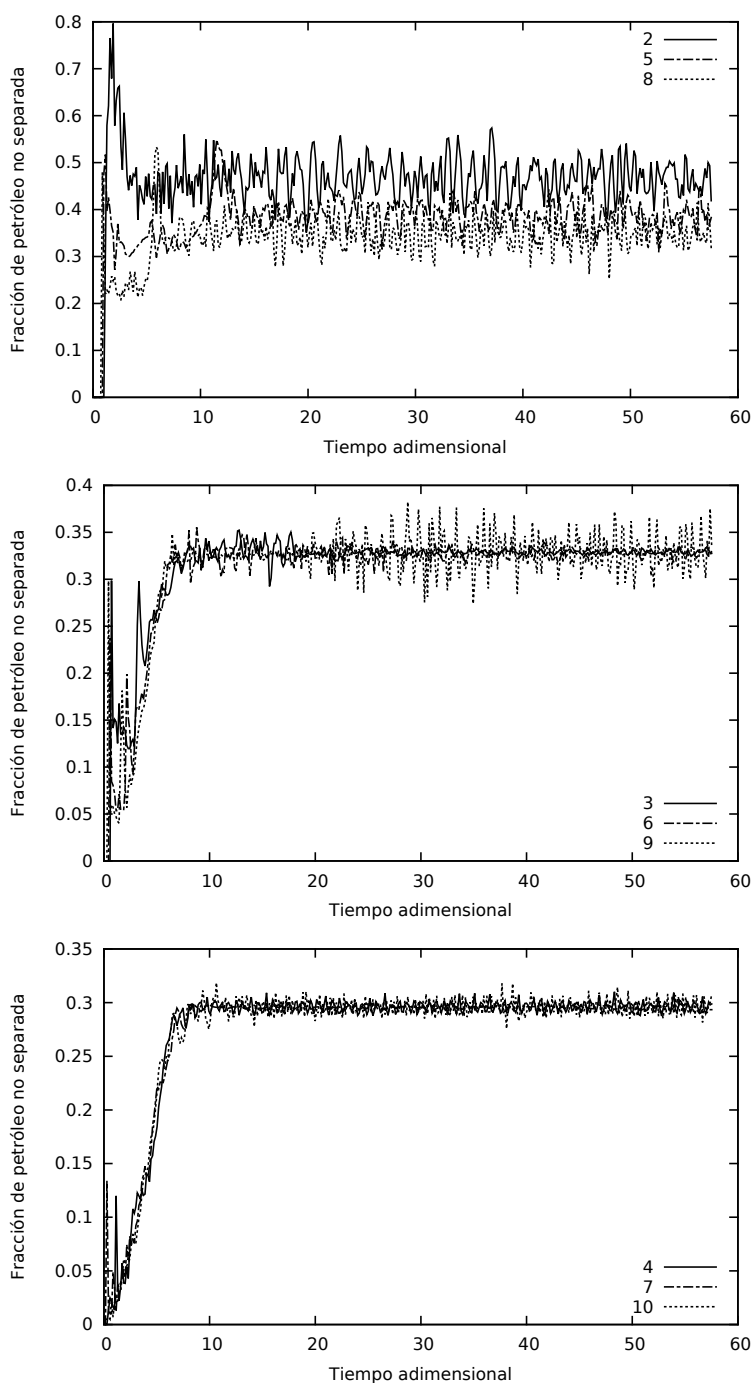


Figura 10: Fracción no separada para casos con diferente  $\rho_2$ .

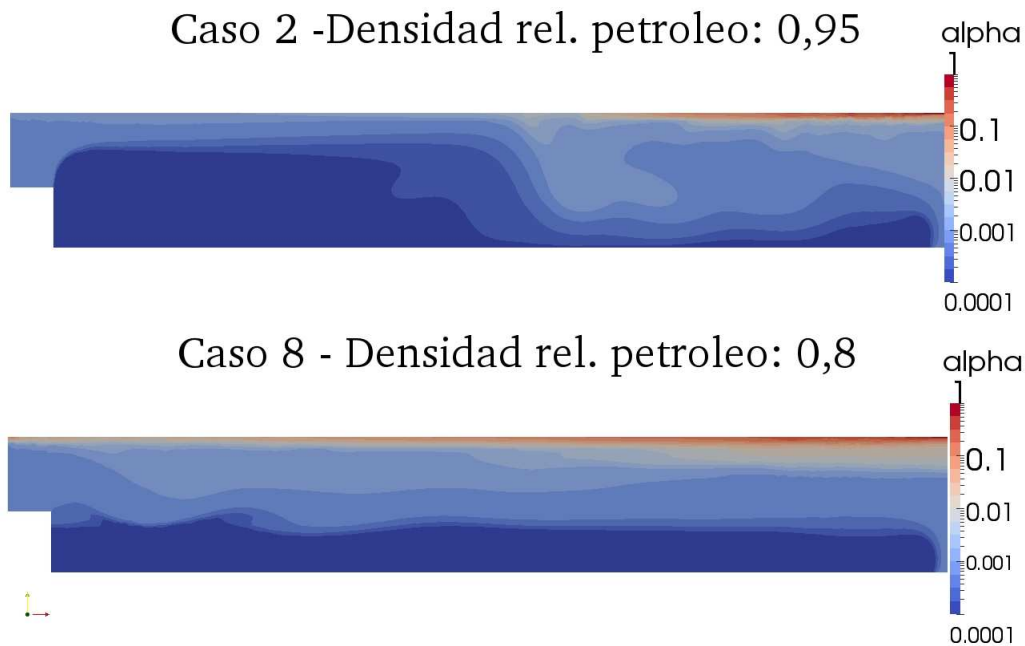


Figura 11: Perfil de concentración para dos casos con diferente densidad de fase dispersa.

Cabe destacar que estos resultados no significan que la diferencia de densidades sea irrelevante en la física del problema. Sucede que nuestro análisis supone una velocidad ascensional de gota constante (independiente de la diferencia de densidades). Esto significa que en realidad, al modificar las densidades manteniendo la velocidad de ascenso constante, implícitamente estaríamos modificando, por ejemplo, el diámetro de la gota (que no es parámetro del análisis). En resumen, las figuras 10 y 11 dejan en claro que *sí y solo sí la velocidad ascensional de las gotas de petróleo se mantuviese constante* la diferencia de densidades afectaría poco al flujo, teniendo únicamente un efecto sobre la estratificación.

## 7. CONCLUSIONES

Se ha identificado un conjunto de 8 variables como representativas del problema de separación de fases en un equipo conceptual bidimensional tipo Free Water Knock Out, a saber, la concentración de petróleo, las densidades de los fluidos, la concentración de petróleo inyectada, la longitud y altura del equipo, la velocidad media de avance de la mezcla, y la velocidad ascensional de una gota aislada de petróleo. Aplicando análisis dimensional se redujo el problema a una relación entre 5 números adimensionales.

Se realizaron simulaciones considerando como indicador de mérito la fracción del caudal de petróleo inyectado al equipo que escapa por la salida de agua. Mediante simulación fluidodinámica, se verificó que manteniendo fija la geometría los números adimensionales restantes representan adecuadamente el fenómeno. Se llevó a cabo además un análisis preliminar de sensibilidad a variaciones en los tres números  $\Pi$  verificados mediante CFD. Se simularon 18 variantes. De dicho estudio se desprenden conclusiones respecto a la eficiencia de separación, determinando el siguiente orden de influencia de las variables estudiadas. En primer lugar la eficiencia de separación se ve afectada por la velocidad ascensional, resaltando la importancia de determinar adecuadamente dicha variable. En segundo lugar, una mayor concentración de petróleo en la inyección favorece la eficiencia de separación y la estabilidad del flujo dentro del equipo. Finalmente, las diferentes densidades relativas del petróleo no afectan demasiado la efi-

ciencia de separación (siempre que la velocidad ascensional se mantenga constante) pero tienen un claro efecto sobre la estratificación de la mezcla, sobre todo en casos con baja concentración de petróleo en el interior del equipo.

## AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen el aporte de fondos provenientes de la Universidad Argentina de la Empresa en el marco de su proyecto P13T03 y de la empresa Candoit Ingeniería y Tecnología.

## 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 Lavalle 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 Lavalle G., Gayoso F., y Gayoso R. Modelado de procesos de separación agua-petróleo incluyendo efectos térmicos. *Mecánica Computacional*, XXX(32):2431–2459, 2011.
- 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.
- Drew D. y Passman S. *Theory of multicomponent fluids*. Springer Verlag, 1999.
- Greenshields C. Implementation of semi-discrete, non-staggered central schemes in a colocated, polyhedral, finite volume framework, for high-speed viscous flows. *International journal for numerical methods in fluids*, 2010.
- 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.m. 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.
- Márquez Damián S. *An Extended Mixture Model for the Simultaneous Treatment of Short and Long Scale Interfaces*. Tesis de Doctorado, Universidad Nacional del Litoral, 2013.
- 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.
- Van Leer B. Towards the ultimate conservative difference scheme. V. A second-order sequel to Godunov's method. *Journal of computational Physics*, 1979.
- Wallis G. *One-Dimensional Two-Phase Flow*. McGraw Hill, New York, 1979.
- White F.M. *Mecánica de Fluidos*. McGraw-Hill, sexta edición, 2008. ISBN 978-0-07-293844-9.



Zuber N. y Findlay J. Average volumetric concentration in two-phase flow systems. *Journal of Heat Transfer*, 87:453, 1965.