

OPTIMIZACIÓN DE TANQUES DE SEPARACIÓN DE AGUA LIBRE MEDIANTE CFD

**Gonzalo Mognol^a, Marcela Raviculé^a, Damián E. Ramajo^b, Norberto M. Nigro^b,
Santiago Márquez Damián^b y Juan M. Giménez^b**

^aYPF Tecnología S.A., Avenida del Petróleo Argentino s/n entre 129 y 143. Berisso, Buenos Aires.
C.P: 1923, Argentina, gonzalo.mognol@ypftecnologia.com, marcela.ravicule@ypftecnologia.com
<https://www.y-tec.com.ar>

^bCIMEC Centro de Investigación de Métodos Computacionales, UNL, CONICET, FICH, Col. Ruta
168 s/n, Predio Conicet "Dr Alberto Cassano", 3000 Santa Fe, Argentina, nnigro@santafe-
conicet.gov.ar, <http://www.cimec.org.ar>

Palabras clave: OpenFOAM, multifásico, tanque cortador, petróleo, optimización.

Resumen. Los tanques cortadores se utilizan en la producción de petróleo para separar el agua libre de crudo que se extrae de los pozos. En este trabajo se consideran tanques diseñados para los casos en que la proporción de agua presente en el crudo es mayor al 80% y procesan crudos livianos. Estos tanques de sedimentación utilizan para separar el petróleo del agua solamente las fuerzas gravitacionales y para su dimensionamiento es comúnmente basado en el tiempo de residencia. El diseño de tanques cortadores en la industria del petróleo históricamente se ha realizado utilizando métodos empíricos y experiencias del funcionamiento de tanques existentes. Sin embargo, estos métodos de diseño generalmente conducen a sobredimensionamientos que encarecen el costo de los tanques en gran medida. Debido a los altos costos de estas instalaciones y a que la situación mundial del precio del crudo exige que las empresas sean cada vez más eficientes en sus gastos, se ha realizado este estudio con el objetivo de reducir el tamaño de los equipos, así como la cantidad y dimensiones de sus internos, al mismo tiempo que se maximiza el caudal de petróleo y agua tratado. Para realizar la optimización, se utilizaron las herramientas de CFD de la suite OpenFOAM con un modelo de flujo multifásico de tipo mezcla. La formulación tiene en cuenta el comportamiento de las emulsiones que se presentan en estos tanques. En esta primera fase del trabajo se ajustó el modelo con condiciones reales de un tanque en operación encontrando un buen acuerdo entre los resultados numéricos y el comportamiento real del tanque. Adicionalmente, se estudió la eficiencia del tanque ante cambios de caudal y corte de agua.

1 INTRODUCCIÓN

Los tanques cortadores son instalaciones de superficie que se utilizan en la industria del petróleo desde hace más de 150 años [Ball, 2013]. A pesar de ser instalaciones muy costosas debido a su tamaño y a la necesidad de proteger las superficies contra la corrosión, su uso sigue siendo generalizado pues presentan ventajas como la flexibilidad y la capacidad de operar con grandes volúmenes de sólidos y otros contaminantes sin que se vea afectado su funcionamiento. El inconveniente de estas instalaciones es que su diseño se basa en la experiencia del funcionamiento de tanques anteriores y en el uso de ecuaciones muy simplificadas como la de Stokes o basadas en el tiempo de residencia. Es decir que no se tienen en cuenta aspectos fluidodinámicos como recirculaciones, zonas de flujo de muy baja o nula velocidad o zonas de alta turbulencia.

Debido a los altos costos de estas instalaciones y a que los precios internacionales del crudo exigen que los procesos sean cada vez más eficientes, se realizó este estudio con el objetivo futuro de reducir el tamaño de los equipos, así como la cantidad y dimensiones de sus internos, al mismo tiempo que se maximiza el caudal de petróleo y agua tratados.

La instalación en estudio es un tanque cortador con internos del tipo plato o paraguas. En el mismo el ingreso se realiza a través de la columna central y entre medio de los dos platos. La salida de agua se encuentra por debajo del plato inferior y el crudo se colecta en dos bandejas periféricas que funcionan por rebalse. Una de ellas se encuentra a la mitad del tanque y la otra en la parte superior, posibilitando operar el tanque en distintas condiciones. En la Figura 1 se muestra un esquema del tanque en estudio.

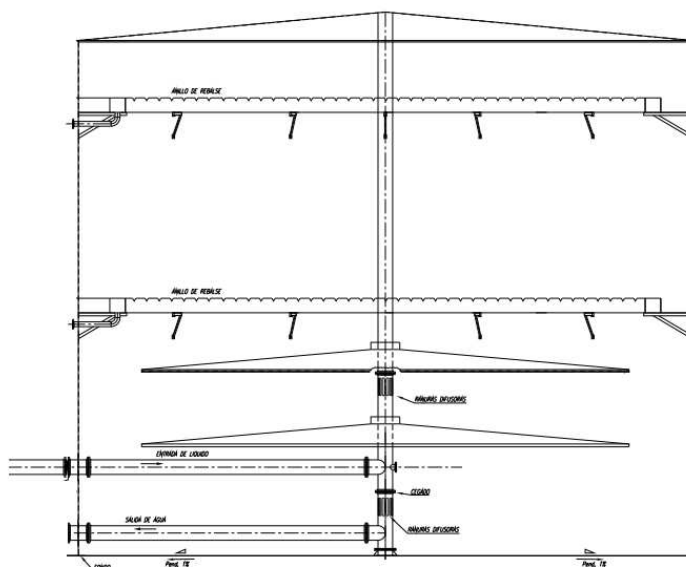


Figura 1: Esquema del tanque en estudio

Dado que este equipo procesa crudo liviano ($^{\circ}\text{API}=31$) con un corte de agua (WC) elevado (93%), la separación de las fases por flotación se modela considerando que en el interior del tanque hay un perfil de concentraciones y dos zonas continuas u homofases (agua en la zona de abajo, y petróleo en la capa superior). Por encima de la homofase de agua hay una zona de sedimentación donde las gotas de petróleo pueden viajar en forma relativamente libre, y arriba de esta hay una zona densa-empaquetada donde la interacción entre gotas dificulta su ascenso a la fase de petróleo.

Debido a las diferentes escalas espaciales y temporales en las que sucede el fenómeno de separación de fases, resulta inviable resolver la fluidodinámica del tanque y el movimiento de

las gotas en un solo modelo. Es por ello, que se resuelven las ecuaciones de Navier-Stokes para estudiar el comportamiento fluidodinámico global del tanque, y la flotación de las gotas se modela mediante una modificación de la Ley de Stokes extraída de la bibliografía [Frising, 2008]. Por otra parte, el modelo no contempla los fenómenos de coalescencia ni rotura de las gotas de crudo ni tampoco los efectos de los productos químicos que se adicionan al tanque para mejorar el proceso, como floculantes o desemulsionantes.

El modelo descrito se utilizó para representar el funcionamiento de un tanque completamente limpio en operación y contrastar resultados de mediciones con las simulaciones. Posteriormente será utilizado para realizar la optimización del diseño fluidodinámico y para determinar la sensibilidad operativa del diseño optimizado.

2 DESCRIPCIÓN DE LOS MODELOS DESARROLLADOS

2.1 Modelo de separación y *Hindering*

Debido a la simetría axial que presenta el tanque, se decidió realizar un modelo 2D axisimétrico. La Figura 2 muestra el modelo simulado con las entradas y salidas y la malla generada mediante la herramienta blockMesh de OpenFOAM.

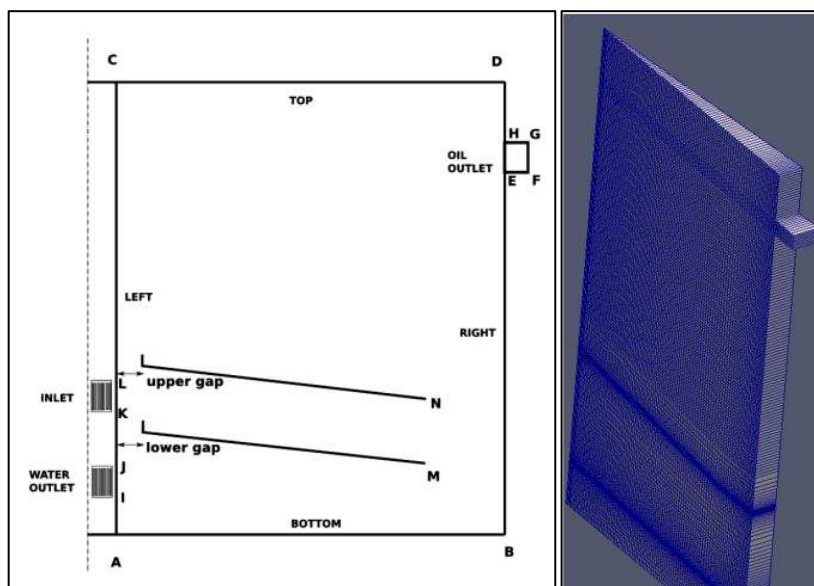


Figura 2: Modelo 2D del tanque y malla generada

Para el modelado del fenómeno de separación, y considerando que el corte de agua es alto (superior al 90%), se hicieron pruebas preliminares utilizando dos modelos multifásicos ampliamente utilizados: el modelo de mezcla y el modelo multifluido. El primero de ellos resuelve el sistema bifásico considerándolo como una mezcla con propiedades locales dependientes de la fracción de cada una de las fases (crudo y agua) y asumiendo una velocidad de separación entre ellas definida a priori. Esta velocidad de separación es normalmente la velocidad terminal de flotación de la fase menos densa. Por otra parte, el modelo multifluido considera que las fases son interpenetrantes y coexisten en cada celda del dominio. Cada una de estas fases tiene una ecuación de balance de masa y momento y términos apropiados para la interacción de fases en la interfase entre ellas (drag, lift, masa virtual, etc.). Las simulaciones preliminares (no presentadas aquí) mostraron que ambos modelos dan resultados similares, aunque el segundo de ellos con un costo computacional mayor pero con una mayor capacidad de incorporar modelos de separación.

Por otra parte, se realizaron simulaciones en una geometría 3D del tanque para verificar que en el modelo simplificado 2D se resolvía correctamente la turbulencia, como se muestra en los contornos de velocidades de la Figura 3.

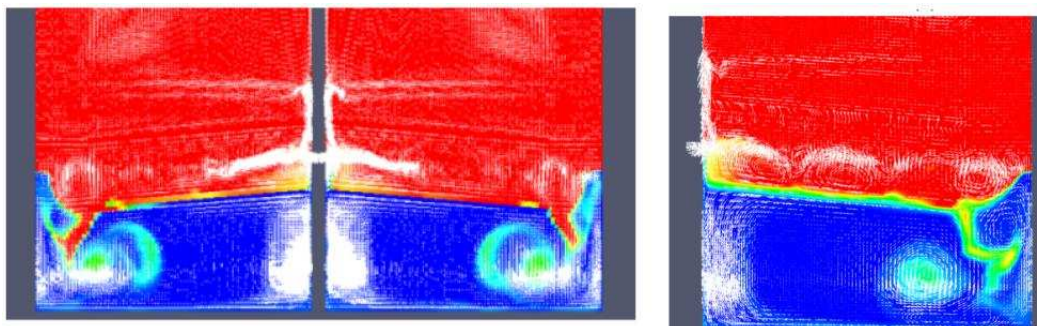


Figura 3: Comparación del campo de velocidades entre el modelo 3D (izq.) y 2D (der.)

Estas comparaciones se llevaron a cabo considerando separación perfecta. Es decir, asumiendo que la velocidad de separación es la velocidad terminal de Stokes sin tener en cuenta el efecto de entorpecimiento o *hindering* que se da cuando las gotas de crudo comienzan a aproximarse y empaquetarse en la zona de separación. Una vez comprobado que el modelo 2D de mezcla representa de manera adecuada la fluidodinámica del tanque se procedió a incorporar el efecto de *hindering* en la formulación de la velocidad de separación entre fases. Al calcular la velocidad de ascenso teniendo en cuenta este fenómeno, se llega a una diferencia sustancial respecto a los cálculos teniendo en cuenta sólo la ley de Stokes, ya que a medida que la fracción de crudo crece la velocidad de ascenso tiende a un valor nulo rápidamente, volviéndose despreciable para fracciones de crudo próximas al empaquetamiento (del orden de 0.6 a 0.7). La siguiente ecuación fue la utilizada para calcular la sedimentación entre las fases:

$$V_{ow} = (V_{sed} - V_{drain})(1 - \alpha_{oil})^a + V_{drain} \frac{H_{DPL}}{H_{setpoint}}$$

Donde V_{ow} es la velocidad de separación entre la fase agua y el crudo y V_{sed} es la velocidad de sedimentación calculada con la ecuación de Stokes.

El exponente usado para el primer término es $a=0.6$ y surge de una expresión usada habitualmente en la literatura, conocida como corrección de Richardson y Zaki. El segundo término contiene un valor asintótico al que el modelo arriba cuando la fracción de crudo se aproxima al límite de empaquetamiento. Este segundo término permite obtener una velocidad de drenaje no nula para el crudo en la interfaz entre la capa densa y la homofase de crudo cuando la fracción se aproxima al límite de empaquetamiento. En la realidad el proceso de coalescencia de las gotas de crudo contra la interfaz entre produce una velocidad de drenaje algo mayor y tanto mayor en la medida que se agregan agentes químicos desestabilizantes. Luego, el factor $\frac{H_{DPL}}{H_{setpoint}}$ sirve para ajustar esta velocidad de drenaje teniendo en cuenta que cuando ingresa más crudo en el sistema la zona de separación se engrosa progresivamente en altura hasta alcanzar una nueva altura de equilibrio [Polderman, 1997]. La justificación de este término de corrección radica en que al aumentar el espesor de la capa densa aumenta la presión que la columna de crudo ejerce por flotación sobre las gotas más próximas a la interfase con la homofase de crudo. Esto acelera el proceso de rotura de las gotas y el ingreso a la zona continua, lo cual redundará en un aumento de la velocidad de drenaje (V_{drain}).

El modelo actual asume una variación lineal de V_{drain} con la altura H_{DPL} . Aunque Polderman muestra que el comportamiento es no lineal, ante la falta de datos experimentales para el ajuste de este parámetro se optó por una ley lineal. Los valores de V_{sed} y de V_{drain} surgen de un balance de caudales que garantiza que el espesor de la capa densa se va a establecer en un valor H_{DPL} igual a un *setpoint* $H_{setpoint}$ ingresado por el usuario a partir de al menos un punto conocido de operación del tanque. Este modelo considera que las gotas de crudo poseen el mismo tamaño, lo cual se conoce como modelo monodisperso.

El modelo no considera la presencia de aire y la superficie libre es una pared con deslizamiento libre. De este modo se evita la necesidad de modelar una fase adicional. Esto es una aproximación muy razonable teniendo en cuenta que la altura de la superficie libre es constante y definida por la altura del rebalse.

A los fines de simular la lógica de control del tanque real se incorporó un control para el caudal de salida de agua para mantener la interfase de $\alpha = 0.3$ a una altura fija, análogo a lo que se hace en operación real. Este control actúa modificando el caudal en la salida de agua, bajándolo para subir la interfase y subiéndolo para bajarla.

La condición de presión constante en la salida superior (de crudo) equivale a una condición de rebalse, ya que se impone una presión sobre el contorno y la libertad para que el líquido pueda salir del dominio dependiendo de las condiciones internas. Dado que el caudal en la salida inferior no puede ser mayor al caudal de ingreso (por una restricción del control), no es posible que ingrese fluido por la salida superior del tanque. Luego, si el caudal que ingresa al tanque es superior al que egresa por la salida de agua (inferior) entonces el remanente sale por la salida superior. Por otro lado, sí el caudal que entra es igual al que sale por la salida inferior entonces no habrá caudal saliendo por la salida superior.

Para introducir esta lógica de funcionamiento se programó una nueva condición de borde dentro de Open-FOAM denominada `controlledFlowRateInletVelocity`, la cual se configura de la siguiente forma:

```
Outlet_water
{
    type controlledFlowRateInletVelocity;
    baseFlowRate      0.001584;
    prevFlowRate      0.001584;
    inletFlowRate     0.00176;
    maxFlowRateCoeff  1.0;
    refHeight 18;
    targetHeight      7.2;
    heightDirection   (0 1 0);
    controlGain       0.1;
    value uniform     (0 0 0);
}
```

Donde:

- **baseFlowRate**: es el caudal base de salida
- **prevFlowRate**: es el caudal efectivamente establecido en la iteración anterior
- **inletFlowRate**: es el caudal de ingreso al tanque
- **maxFlowRateCoeff**: es el coeficiente de máxima modulación del caudal de salida respecto al caudal de entrada
- **refHeight**: es la altura de referencia (por lo general la altura del tanque)

- **targetHeight**: es la posición buscada para la base de la capa densa
- **heightDirection**: es la dirección en la que será medida la altura
- **controlGain**: es la ganancia del sistema de control
- **value**: es el valor inicial para los datos del borde (valores indistintos)

2.2 Calibración con datos operativos

A partir de los parámetros operativos actuales del tanque se realizaron una serie de cuatro simulaciones buscando caracterizar su comportamiento. Estas simulaciones tienen la particularidad de que el tanque actualmente está siendo operado con el rebalse de crudo intermedio (ver Figura 1). Es por ello que se modificó la geometría y la malla imponiendo la salida de crudo a una nueva altura y se modifica la altura de la interfase ($\alpha = 0.3$) adecuada a esta nueva condición operativa. Para estas simulaciones se empleó una malla 2D con 6500 elementos.

La Figura 4 y la Figura 5 muestran los contornos de concentraciones de crudo en todo el tanque marcando los niveles con líneas de colores a los cuales se encuentran las concentraciones de 500ppm (rojo), 50ppm (verde) y 5ppm (amarillo). Para mejorar la visualización se ha utilizado un *threshold* para mostrar sólo las mezclas con una concentración de crudo mayor a un ppm. Es decir que, la zona no coloreada corresponde a agua pura.

En la Figura 4 se muestra la fracción de crudo para los diámetros de gota de crudo de 100 y 150 μm , donde no se aprecian grandes diferencias entre ambos casos. La altura de la capa densa (definida para concentraciones entre $0.3 < \alpha < 0.7$) es de 1.645m para 100 μm y de 1.452m para 150 μm . Para el tamaño de 150 μm (derecha) las tres líneas son casi coincidentes, mientras que para 100 μm hay similitud entre las iso-superficies de 500 y 50 ppm pero la de 5 ppm se separa bastante de las otras. No obstante, incluso para esta condición el porcentaje de crudo en la salida inferior de agua es insignificante (menos de 1 ppm). A medida que el tamaño de gota se reduce, también lo hace la velocidad de Stokes y para el tamaño de 75 μm es de 0.5 mm/s mientras que para 50 μm se reduce a la mitad (0.26 mm/s). En ambos casos se observa, en la Figura 5, como las tres iso-superficies avanzan hacia la salida de agua, ocupando mayor volumen de tanque. De hecho, para el menor tamaño, la iso-superficie de 5ppm ha alcanzado la salida inferior y las otras dos (50 y 500 ppm) son casi coincidentes entre ellas y se ubican a menos de un metro de la salida.

Por otra parte, los datos operativos actuales del tanque marcan que en la salida inferior hay una concentración de crudo del orden de 35 ppm. Esto no es observado en el modelo para tamaños iguales o mayores a 75 μm lo cual implica que el porcentaje de crudo encontrado podría ser causado por crudo ingresando en la forma de gotas con tamaños del orden de 50 μm o menores. Lamentablemente, resulta muy complejo obtener la distribución de tamaños de gotas a la entrada del tanque real. No obstante, se está evaluando estudiar dicha distribución en la salida inferior para poder confirmar esta hipótesis.

En la Figura 6 se muestran las velocidades de la mezcla para los casos de 100 y 150 μm , donde se observa que los patrones de velocidad son similares en ambos casos. Se aprecian dos grandes vórtices ubicados en los extremos de los platos superior e inferior y una marcada recirculación inducida por el ingreso del flujo. Por otra parte, la velocidad máxima es mayor para el mayor tamaño de gota de crudo, siendo de 0.503m/s para 150 μm y de 0.43m/s para 100 μm . Esto no se observa en la Figura 6 ya que la escala ha sido acotada a 0.05m/s.

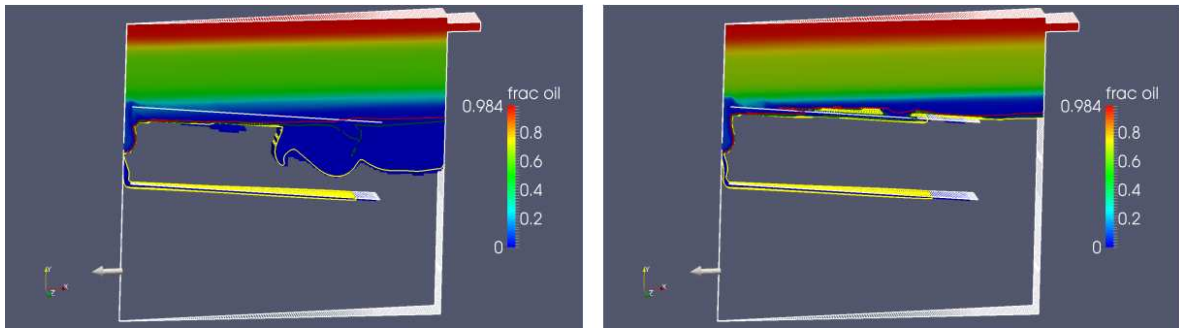


Figura 4: Concentraciones de crudo para un tamaño de partículas de 100µm (izq.) y 150µm (der.)

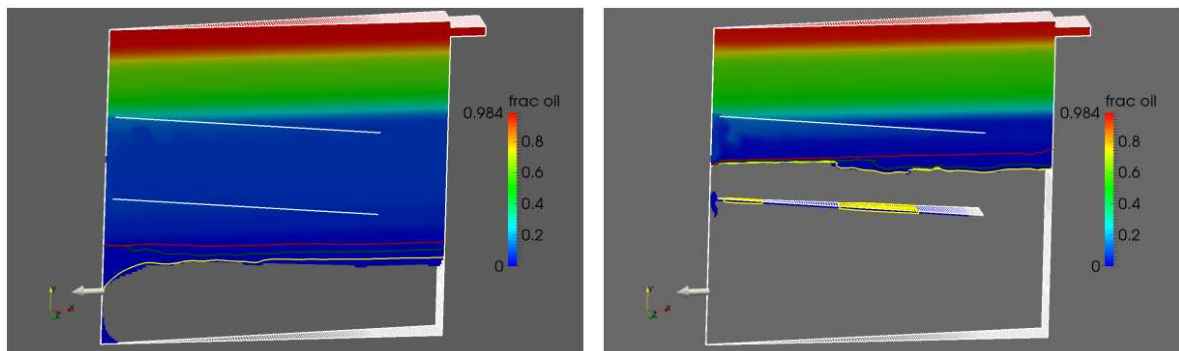


Figura 5: Concentraciones de crudo para un tamaño de partículas de 50µm (izq.) y 75µm (der.)

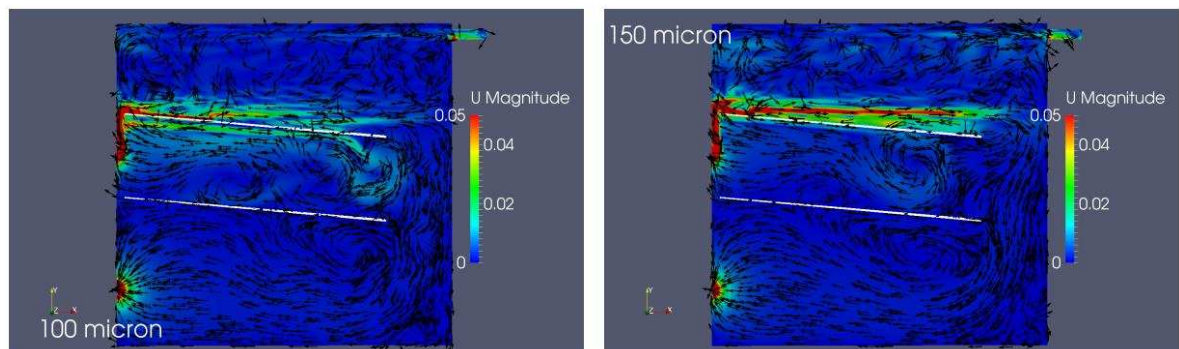


Figura 6: Velocidades del fluido para un tamaño de partículas de 100µm (izq.) y 150µm (der.)

2.3 Operación del tanque a diferentes caudales

Se analizaron variaciones de caudal (Q , $1.5Q$, $2Q$, $2.5Q$ y $3Q$), siendo Q el caudal de diseño del tanque, para diferentes cortes de agua (93%, 90% y 80%) considerando distintos tamaños de gotas (100, 125 y 150µm). Con el objetivo de encontrar situaciones en las cuales el tanque falla, ya sea porque la concentración de petróleo es mayor a 500ppm en la salida de agua (Bottom Fail, BF) o porque el límite superior de la zona de separación sube hasta alcanzar la salida de crudo (Top Fail, TF). Para todos los casos se utilizó la misma velocidad de drenaje (V_{drain}).

En primer lugar se resolvieron los casos en los que se incrementó sustancialmente el caudal de ingreso manteniendo constante el corte de agua, es decir, incrementando en la misma proporción el caudal de agua y de petróleo. En la Tabla 1 se muestran los resultados de las simulaciones para un corte de agua constante ($WC=93\%$), diferentes caudales y tamaños de gotas de crudo. Como se observa, para un tamaño de gota superior a 125µm el tanque funciona correctamente incluso para caudales muy por encima del nominal ($3Q$), mientras que

para $100\mu\text{m}$ el tanque falla para 2Q arrastrando una cantidad excesiva de crudo en la salida de agua (BF).

ϕ_{oil} \ Q	1Q	1.5Q	2Q	2.5Q	3Q
$100\mu\text{m}$	OK	OK	BF	-	-
$125\mu\text{m}$	-	-	OK	OK	OK
$150\mu\text{m}$	-	-	-	-	-

Tabla 1: Resultados de las simulaciones para WC=93% y diferentes caudales y tamaños de gotas

ϕ_{oil} \ Q	1Q	1.5Q	2Q	2.5Q	3Q
$100\mu\text{m}$	OK	OK	-	-	-
$125\mu\text{m}$	OK	-	TF	-	-
$150\mu\text{m}$	-	-	-	-	-

Tabla 2: Resultados de las simulaciones para WC=90%, diferentes caudales y tamaños de gotas

Al reducir el corte de agua a 90% (Tabla 2) para las gotas de $125\mu\text{m}$ el comportamiento es diferente y el tanque falla por la parte superior (TF) ya que la interfase con la homofase de crudo no se estabiliza para caudales del orden de 2Q.

En la Figura 7 se muestra el caso en el que el tanque falla por exceso de crudo en la salida de agua (WC=93%, $\phi_{oil} = 100\mu\text{m}$ y 2Q). A la izquierda se muestra cómo evoluciona el espesor de la capa densa estabilizándose a medida que pasa el tiempo. A la derecha se muestra que el frente de concentración de crudo de 500ppm desciende progresivamente lo cual conduce a la falla del tanque (BF).

En la Figura 8 se muestra el caso del tanque fallando por la parte superior (TF), es decir, la capa densa crece sin control hasta alcanzar la salida de crudo y el contenido de agua en la salida superior del tanque es excesiva. Este caso corresponde a un corte de agua del 80%, $\phi_{oil} = 100\mu\text{m}$ y 1Q. Es de destacar que el frente de 500ppm se mantiene constante. Cabe observar que, a pesar de que la malla 2D tiene solo 6500 elementos, la evolución temporal del problema implica resolver hasta 250.000 seg antes de alcanzar un estado estacionario. Esto demanda aproximadamente 2 semanas de cómputo empleando cálculo distribuido en 3 procesadores.

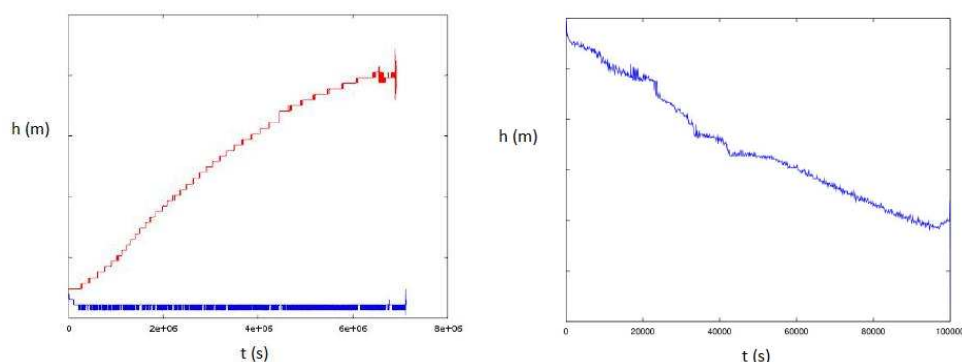


Figura 7: Resultados de las simulaciones para WC=93%, $\phi_{oil} = 100\mu\text{m}$ y 2Q. Izq: Posición de los límites superior e inferior de la capa densa. Der: Posición del frente de 500ppm.

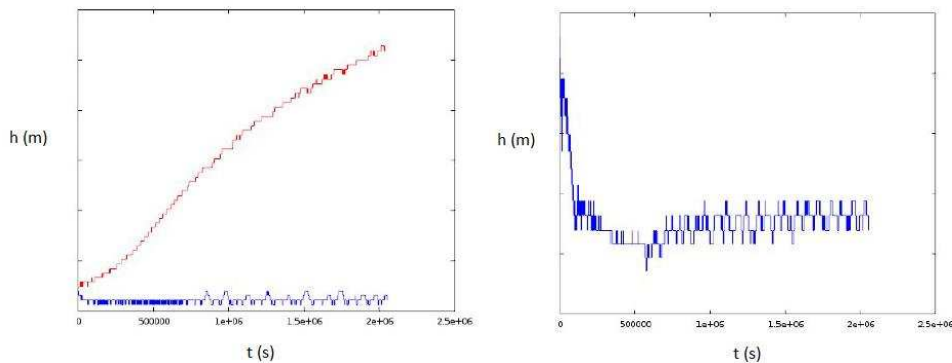


Figura 8: Resultados de las simulaciones para $WC=80\%$, $\phi_{oil} = 100\mu m$ y 1Q. Izq: Posición de los límites superior e inferior de la capa densa. Der: Posición del frente de 500ppm.

En la Figura 9 se muestra la fracción de crudo para los casos en que el tanque falla por BF y TF. En este caso la línea negra marca el límite de concentración de crudo de 1000ppm. Como se observa en la figura de la izquierda este nivel coincide con la altura de la salida de agua, comprometiendo de esta manera el funcionamiento del tanque. Por otro lado, en la figura de la derecha se observa cómo la interfase de $\alpha_{oil} = 0.6$ alcanza la salida de crudo, comprometiendo el funcionamiento del tanque.

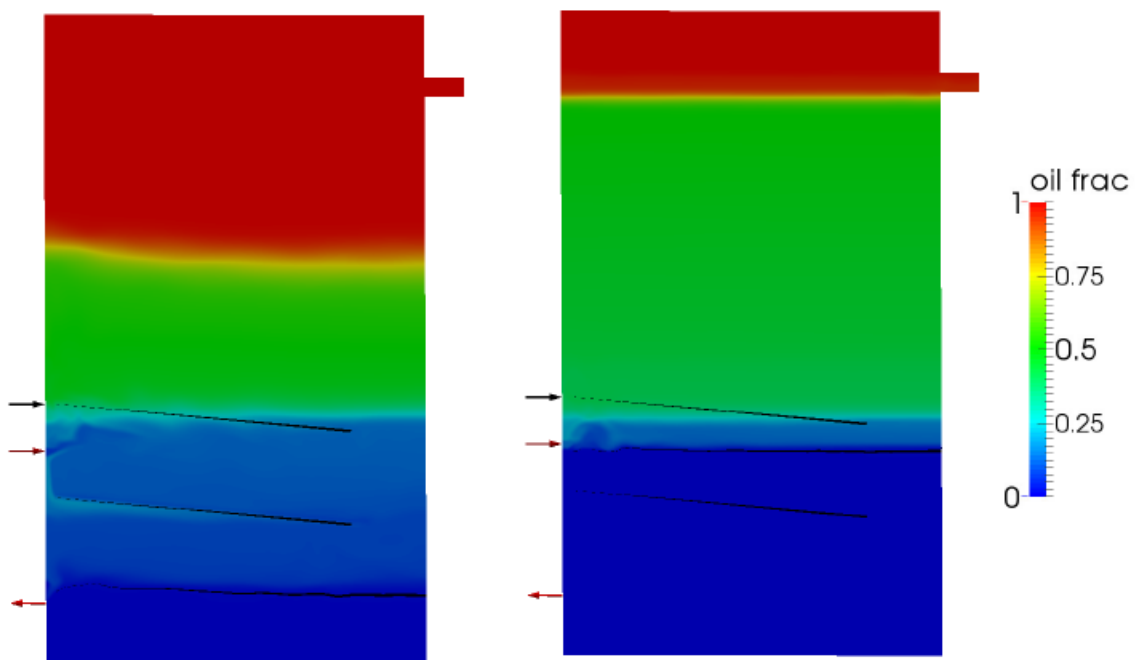


Figura 9: Concentraciones de crudo en tanque. Izq: $WC=93\%$, $\phi_{oil} = 100\mu m$ y 2Q, Bottom Fail. Der: $WC=87\%$, $\phi_{oil} = 125\mu m$ y 2Q, Top Fail.

3 OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DEL TANQUE

La optimización de la geometría del tanque se realizó mediante un proceso iterativo, en el cual se seleccionan algunos parámetros para realizar modificaciones y estudiar el comportamiento del tanque a medida que son modificados. Los parámetros tenidos en cuenta en la optimización son los siguientes:

- 1- Posición de los platos y la altura de los ingresos y egresos
- 2- Relación entre la altura del tanque y su diámetro
- 3- Volumen del tanque
- 4- Forma de los internos

Estos parámetros fueron modificados de a uno por vez en el orden presentado y manteniendo los restantes constantes. De los análisis de los resultados obtenidos de las simulaciones se selecciona la mejor configuración, entendiéndose por ésta a aquella que presenta el menor contenido de crudo en la salida de agua y no presenta agua en la salida de crudo. Esta mejor configuración fue utilizada luego para realizar las simulaciones variando el segundo parámetro manteniendo los restantes parámetros constantes y este proceso continuó hasta que se evalúa el último parámetro.

La geometría del tanque base a partir del cual se comienza la optimización es similar a la que se muestra en la Figura 2 pero con algunas modificaciones en sus dimensiones y las propiedades de los fluidos y condiciones de operación son las que se muestran en la Tabla 3.

Caudal de bruta	10000 m ³ /día
Corte de agua (WC)	90 %
Temperatura de operación	40 °C
Densidad del crudo	871 Kg/m ³
Viscosidad del crudo	13.8 cP
Diámetro de las gotas de crudo	100 µm
Densidad del agua	1078 Kg/m ³
Viscosidad del agua	1 cP

Tabla 3: Condiciones de operación para la optimización del tanque

El desempeño del tanque se evalúa determinando: la cantidad de crudo en la salida de agua, la altura de la capa densa y la distancia que hay entre la interfase de $\alpha_{oil} = 0.6$, donde se considera que está la separación entre la emulsión y la zona de crudo en especificación, con la salida de crudo.

Una vez que se completa un ciclo de optimización, se repite nuevamente hasta llegar finalmente a un diseño optimizado en su geometría.

Las simulaciones del caso base mostraron que el tanque falla por exceso de crudo en la salida de agua, ver Figura 10 izquierda. Por otra parte, se observa que en el tanque hay gran movimiento perturbando toda la zona inferior del tanque (ver Figura 10, derecha) lo que provoca el gran arrastre de crudo que se observa.

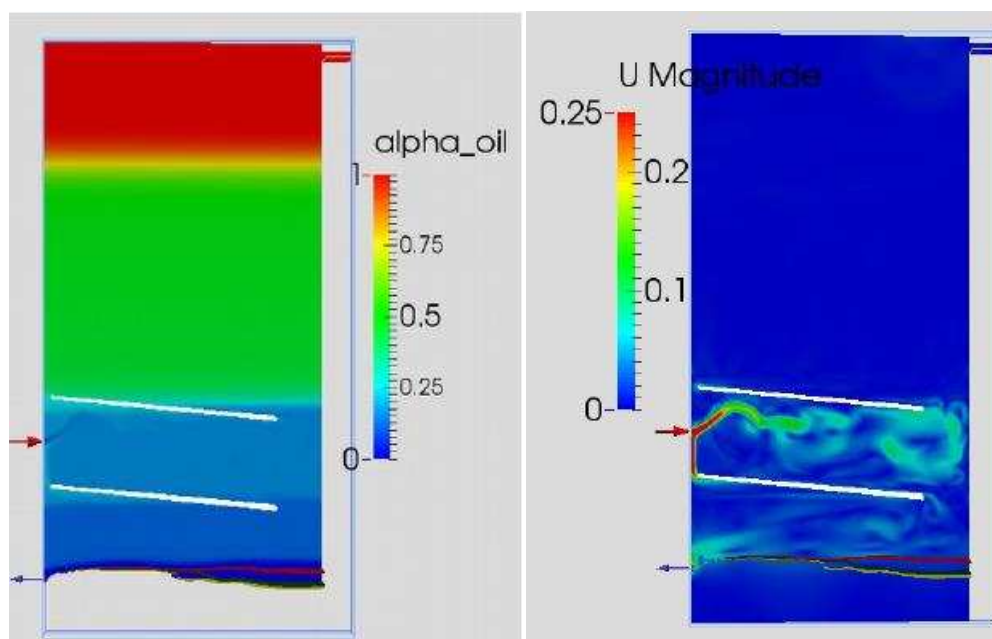


Figura 10: Concentraciones de crudo en el tanque y velocidades en el caso base

El proceso de optimización del tanque se realizará en un trabajo futuro. A partir del diseño optimizado se realizarán estudios de sensibilidad para determinar cuál es el rango operativo del tanque optimizado.

4 CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO

Se logró desarrollar un modelo de tanque cortador con internos de platos que se encuentra validado contra condiciones operativas de planta y tiene un control de altura de interfase que se corresponde con la operación real del tanque. El modelo del tanque muestra un funcionamiento adecuado para las condiciones de caudal de crudo y el rango de cortes de agua actualmente en operación.

El modelo es adecuado para predecir la falla del tanque cuando se varían las condiciones operativas, es decir, se aumenta el caudal o se modifica el corte de agua de ingreso.

Resta por realizar la optimización del diseño base y analizar su rango operativo en cuanto a caudal y corte de agua.

Para incorporar una variación de la velocidad de drenaje que no sea lineal sino de tipo potencial (como muestra Polderman) en función de la altura de la capa densa será necesario realizar experimentos para medir la velocidad de drenaje con diferentes alturas de capa densa.

Será necesario también determinar los parámetros de ajuste para diferentes crudos que pueden tener diferentes comportamientos en la formación de emulsiones.

5 AGRADECIMIENTOS

Se agradece a YPF-Tecnología e YPF por la financiación y el permiso para publicar este trabajo.

6 REFERENCIAS

Ball, Bill, Separation in Oilfield Operations, Gunbarrles: Myths versus Realities, High-Tech Consultants, Inc., 2013

- H.G. Polderman, J.S. Bouma, H. van der Poel, Design Rules for Dehydration Tanks and Separator Vessels, Society of Petroleum Engineers, SPE 38816, 1997.
- M. Henschke, L. H. Schlieper, A. Pfennig, Determination of a coalescence parameter from batch-settling experiments, *Chemical Engineering Journal*, 85, 369-378, 2002.
- T. Frising , C. Noik , C. Dalmazzone , Y. Peysson and T. Palermo, Contribution of the Sedimentation and Coalescence Mechanisms to the Separation of Concentrated Water-in-Oil Emulsions, *Journal of Dispersion Science and Technology*, 29:827-834, 2008.
- E. Pereyra, R. Mohan and O. Shoham, A Simplified Mechanistic Model for an Oil/Water Horizontal Pipe Separator, Society of Petroleum Engineers, SPE 163077, 2003.
- S. Márquez Damián and G. C. Buscaglia, Water/Oil Separation Modeling by Population Balance Equations - Solution of the Probability Density Function, *Mecánica Computacional Vol XXXIII*, págs. 453-472, 2014.