



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**“MODELADO MATEMÁTICO DE LA  
DESEMULSIFICACIÓN EN UNA DESALADORA  
INDUSTRIAL CON GEOMETRÍA COMPLETA”**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA**

**EMILIO OMAR SERRANO HERNÁNDEZ**

**MÉXICO D.F.**

**2013**





Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **JURADO ASIGNADO**

<b>PRESIDENTE</b>	<b>Eusebio Cándido Atlatenco Tlapanco</b>
<b>VOCAL</b>	<b>Carlos González Rivera</b>
<b>SECRETARIO</b>	<b>Marco Aurelio Ramírez Argáez</b>
<b>1er. SUPLENTE</b>	<b>Adrián Manuel Amaro Villeda</b>
<b>2° SUPLENTE</b>	<b>Agustín Gerardo Ruíz Tamayo</b>

**ESTA TESIS FUE DESARROLLADA EN:**

**Departamento de Ingeniería Metalúrgica  
Laboratorio de Solidificación y Simulación Matemática  
Edificio D, Facultad de Química, UNAM**

---

**DR. MARCO AURELIO RAMÍREZ ARGÁEZ**

**ASESOR DE TESIS**

---

**EMILIO OMAR SERRANO HERNÁNDEZ**

**SUSTENTANTE**

# INDICE

1. INTRODUCCIÓN .....	2
1.1 <i>La refinación del petróleo</i> .....	2
1.2 <i>Características del petróleo crudo en México</i> .....	3
1.3 <i>Desalado y deshidratación de petróleo</i> .....	4
1.4 <i>Rompimiento de la emulsión</i> .....	8
2. HIPOTESIS .....	11
3. OBJETIVO .....	11
4. MODELADO MATEMÁTICO.....	12
4.1 <i>Estudio previo.</i> .....	12
4.2 <i>Suposiciones en el modelo.</i> .....	12
4.3 <i>Condiciones de frontera</i> .....	13
4.4 <i>Ecuaciones gobernantes</i> .....	14
4.6 <i>Geometría y malla del desalador</i> .....	19
5. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	21
5.1 <i>Efecto de la tensión superficial</i> .....	21
5.2 <i>Efecto de la viscosidad.</i> .....	25
5.3 <i>Efecto del tamaño de gota.</i> .....	30
5.4 <i>Efecto del campo eléctrico</i> .....	33
5.5 <i>Efecto de la humedad.</i> .....	38
6. CONCLUSIONES.....	47
7. SUGERENCIAS .....	48
8. BIBLIOGRAFÍA .....	49
9. ÍNDICE DE FIGURAS.....	51

# 1. INTRODUCCIÓN

## *1.1 La refinación del petróleo*

Desde el descubrimiento del petróleo, la utilización racional de las diferentes fracciones que lo componen ha influido fuertemente en el desarrollo de los diversos procesos (1). La refinación del petróleo ha evolucionado continuamente en respuesta a la demanda de productos mejores y diferentes por parte de los consumidores.

En la actualidad existe una capacidad mundial de refinación que excede la demanda de los productos derivados, lo que ha provocado que en Europa algunas refinerías pequeñas hayan sido cerradas, y que los proyectos de construcción de nuevas refinerías hayan sido remplazados por proyectos de reconfiguraciones y en un aumento de la capacidad de refinación de las instalaciones ya existentes.

En el año 2012 en México se produjeron 2,602 mbd (miles de barriles diarios) de crudo, con una participación mundial del 0.7%, contando con una capacidad de refinación de 1,690 mbd.; se procesaron un promedio de 1,121 mbd y para su exportación se enviaron un promedio de 1,268 mbd (2). Con ello, Pemex se coloca como la octava compañía productora de petróleo crudo a nivel mundial.

Pemex esta obligada a entregar el 60.8% de sus ingresos al gobierno, lo que constituye cerca del 33% del ingreso fiscal total del gobierno (3). Las reformas hacendaria y energética serán determinantes en el rumbo que tomará la empresa en los próximos años.

Aun cuando Pemex emprendió un programa de reconfiguración de refinerías para incrementar la capacidad de procesamiento de crudos pesados y obtener mejores rendimientos de gasolina y diésel, únicamente tres de ellas cuentan con procesos de conversión profundas (4). Para poder responder a la demanda actual de los petrolíferos y obtener productos que cumplan con las actuales normas rigurosas ambientales, se requiere un mayor estudio de las operaciones unitarias dentro del proceso, de tal manera que se puedan optimizar para

obtener una mayor operabilidad y mayores rendimientos.

## ***1.2 Características del petróleo crudo en México***

El petróleo crudo es una mezcla compleja que consta de 200 o más compuestos orgánicos diferentes, en su mayoría hidrocarburos (5). El valor del crudo se determina por su rendimiento en productos refinados y dicho rendimiento depende de sus características físico-químicas, siendo las principales el contenido de azufre y la densidad. (6). Conforme a su densidad se clasifica con valores numéricos que se identifican como grados API (*American Petroleum Institute*). Físicamente, la densidad API da una idea de la composición del crudo, que será más ligero cuanto mayor es su grado API, tendrá mayor proporción de destilados ligeros, y por tanto, es más favorable para la obtención de productos destilados de mayor valor agregado como gasolinas y gasóleos mediante un esquema de refinación simple; mientras que un crudo con menor grado API, más pesado, necesitará de un esquema de refinación más complejo que incluya procesos de conversión para obtener los mismos destilados. De acuerdo con su contenido de azufre, se clasifica como: “amargo” con un porcentaje mayor de 1.5, “semi –amargo” con un porcentaje de entre 0.5 y 1.5 o “dulce” con un porcentaje menor del 0.5. En la Tabla 1, se presentan algunas variedades de petróleo y cómo se clasifican de acuerdo a sus características.

Para su exportación PEMEX prepara tres variedades de petróleo crudo:

- Itsmo

Ligero con densidad de 33.6 grados API y 1.3% de azufre en peso

- Maya

Pesado con densidad de 22 grados API y 3.3% de azufre en peso

- Olmeca

Superligero con densidad de 39.3 grados API y 0.8% de azufre en peso

Para su comercialización se mezclan los diferentes tipos de petróleo para obtener la denominada mezcla mexicana

**Tabla 1. Propiedades del Petróleo Crudo**

<b>Crudo</b>	<b>Parafinas % vol</b>	<b>Naftenos % vol</b>	<b>Aromáticos % vol</b>	<b>Sulfuros % wt.</b>	<b>API gravedad (°API)</b>
<b>Crudos Ligeros</b>					
Saudi Light	63	18	19	2	34
South Louisiana	79	45	19	0	35
Beryl	47	34	19	0.4	37
North Sea Brent	50	34	16	0.4	37
LostHills Light	50% Alifáticos	-	50	0.9	>38
<b>Crudos de Rango Medio</b>					
Venezuela Light	52	34	14	1.5	30
Kuwait	63	20	24	2.4	31
USA West Texas sour	46	32	22	1.9	32
<b>Crudos Pesados</b>					
PrudhoeBay	27	36	28	0.9	28
Saudi Heavy	60	20	15	2.1	28
Venezuela Heavy	35	53	12	2.3	24
Belridge Heavy	Alifáticos 37%		63	1.1	14

### ***1.3 Desalado y deshidratación de petróleo***

Cuando el contenido en sal del crudo es mayor a 20 lb de sal por cada 1000 barriles, el crudo, precisa el tratamiento de desalado, siendo este el primer proceso en la refinación del petróleo (Figura 1).

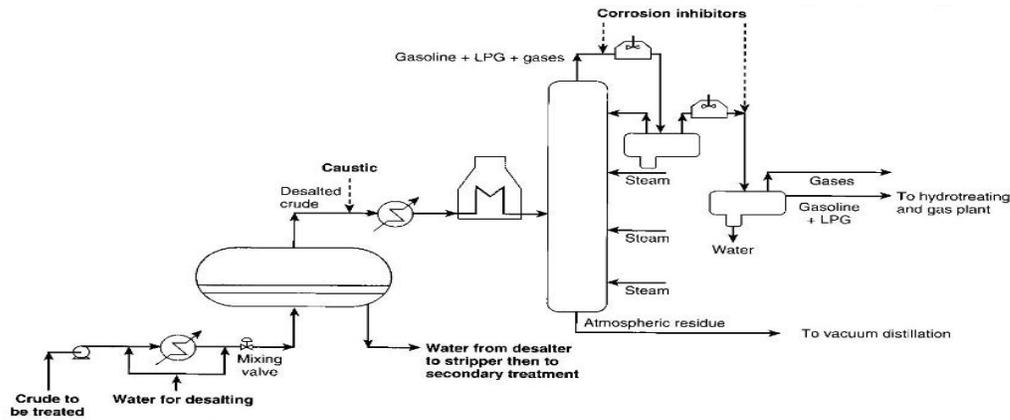


Figura 1. Desalado y destilación primaria de petróleo.

La sal viene disuelta en agua congénita que tiene concentraciones que van de 0.8% a 2% (7), aunque se agrega agua de lavado hasta llegar a niveles de 6 a 8% (8).

La Tabla 2, presenta el contenido en sales de un cierto número de crudos, estos valores provienen de medidas puntuales en refinería e incluyen por lo tanto las sales aportadas. (1).

**Tabla 2. Contenido en sales de algunos crudos**

Crudos	País de Origen	NaCl mg/Kg (ppm peso)
Arabian Light	Arabia Saudita	25
AghaJari	Irán	25
HassiMessaud	Argelia	30
Kuwait	Kuwait	35
Boscan	Venezuela	60
Bonny	Nigeria	135
Brega	Libia	155
Safaniyah	Arabia Saudita	280
Sarir	Libia	345

El porcentaje de agua congénita aumenta al aumentar la vida del pozo. El agua y el crudo son líquidos inmiscibles, pero los esfuerzos de corte aplicados a la mezcla crudo-agua desde su extracción en el pozo hasta su transporte a la refinería (por tuberías, codos, cambios de sección, etc.), promueven la formación de (9).

Debido a que la presencia de sal en el crudo no existe cuando este se encuentra seco, sino que está disuelta cuando el crudo presenta un cierto contenido de agua, las operaciones de desalado y deshidratación se realizan simultáneamente. La salinidad del agua se debe a la presencia de cloruros, bicarbonatos, sulfatos de sodio, calcio, magnesio y los rangos van de unas cuantas ppm a 240,000 ppm (9).

Las principales razones para desalar son (10):

- a) La sal produce corrosión en las refinерías
- b) Los productos de corrosión inhiben los intercambios de calor
- c) Algunas sales o compuestos metálicos envenenan los catalizadores, donde el sodio es el peor.

Razones para deshidratar:

- a) Reducir tamaños de las tuberías,
- b) Ahorro en la cantidad de calor (la capacidad calorífica del agua es mayor que la del crudo)
- c) Minimizar la corrosión.

Algunos de los factores que afectan el grado de emulsión son (10):

- Densidad del crudo
- Viscosidad del crudo
- Tensión superficial entre el agua y el crudo
- Conductividad eléctrica del crudo
- Tamaño de las gotas

- Antigüedad de la emulsión
- % en volumen de agua
- El % de asfáltenos, parafinas, sólidos suspendidos
- Densidad del agua, contenido de agua, su pH, su salinidad y el porcentaje de sólidos en el agua.
- La estabilidad se incrementa con el porcentaje de asfáltenos, de resinas, de ceras y de ácidos nafténicos
- Ciclos de temperatura y presión
- Energía suministrada

En cuanto a las condiciones de operación (11), las temperaturas altas son adecuadas (177°F) para bajar la densidad y viscosidad de crudo. También la presión debe de controlarse, ya que una presión baja produce: precipitación de ceras, asfáltenos y cristalización de sal, formación de bacterias, corrosión y pérdida de sustancias ligeras que al desprenderse del crudo elevan su densidad. Por esto, la presión debe mantenerse alta para evitar ebulliciones de ligeros y no estabilizar la emulsión.

Crudos con conductividades eléctricas ( $k$ ),  $k < 4000 \frac{ps}{m}$ , no responden al desalado en campos DC, aunque si aumenta  $k$  a  $200,000 \frac{ps}{m}$  se requieren campos potentes. Los sólidos, arcillas, arena, óxidos, sulfuros y sulfatos pueden estar presentes en el crudo. Si la concentración es mayor a 100 ppm se reportan problemas para usar desemulsificantes adecuados. En cuanto a la tensión superficial, esta determina la estabilidad de las gotas. La tensión superficial depende del pH, salinidad, temperatura, % H<sub>2</sub>O, y presencia de sólidos finos. La tensión superficial va de  $50$  a  $0.5 \frac{dina}{cm}$  y si es menor a  $1 \frac{dina}{cm}$  la emulsión es espontánea. La tensión superficial disminuye al aumentar la concentración de desemulsificante y con aumento de temperatura. El aumento en salinidad reduce la tensión superficial y el campo eléctrico, mientras que un aumento en agua también lo baja.

En cuanto a las características del agua, el pH del agua mientras más ácido es mejor para la separación. Si la concentración de sólidos suspendidos en el agua es mayor a 100 ppm (partes por millón), alrededor de 0.01%, se dificulta la acción del desemulsificante.

#### **1.4 Rompimiento de la emulsión**

El proceso de desestabilización de la emulsión ocurre con una combinación de tres factores (10) (ver Figura 2):

1. Floculación- algunas gotas de la fase dispersa se encuentran y forman agregados de gotas manteniendo su integridad
2. Sedimentación- las gotas o agregados se depositan en el fondo del recipiente debido a la gravedad, la diferencia de densidades, y la viscosidad del crudo.
3. Coalescencia- gotas de tamaños pequeños logran romper la interfase y unirse para formar gotas de mayor tamaño que se separan más fácilmente por gravedad.

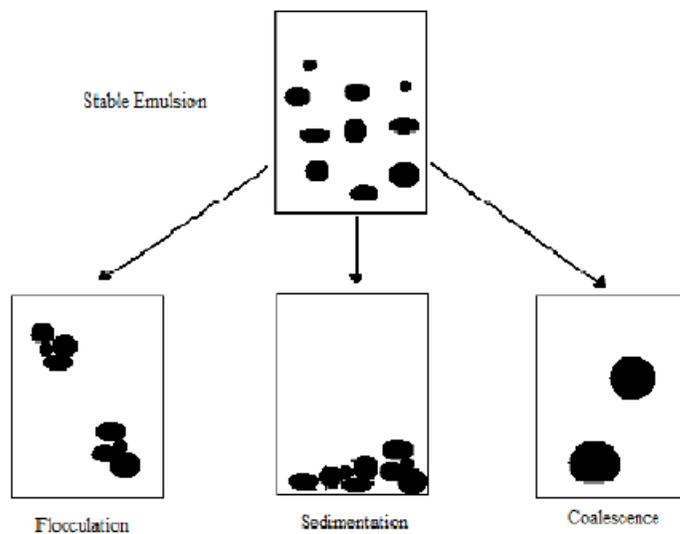


Figura 2. Floculación, coalescencia y sedimentación de emulsiones de agua en crudo

Existen varios métodos para romper la emulsión y se han estudiado las fuerzas que intervienen como son:

- Separación por gravedad, mediante la ley de Stokes se calcula la velocidad de asentamiento de una gota debido a la fuerza de gravedad.

$$v = \frac{2}{9} \left( \frac{\pi r \Delta \rho g}{\mu} \right) \quad (1)$$

Donde  $v$  es la velocidad con la que caen las gotas,  $r$  es el radio de las gotas,  $\Delta \rho$  es la diferencia de densidades entre los dos fluidos,  $\mu$  es la viscosidad y  $g$  es la aceleración gravitacional.

- La inyección de desemulsificante, separación que se da por adsorción de un desemulsificante que fomenta el drenado y/o ruptura de una película que rodea dos gotas que colisionan.
- Campo eléctrico, debido a que la fase dispersa es conductora (las gotas de agua) y la otra no (crudo), el campo genera la deformación de las gotas y además promueve atracciones entre las gotas debido a fuerzas dipolares y/o de electrofóresis. Las fuerzas dipolares entre dos gotas separadas una distancia  $l$ , pueden calcularse como:

$$F = \frac{k d^6 E^2}{l^4} \quad (2)$$

Donde  $F$  es la fuerza dipolar a la que están sometidas las gotas,  $k$  es la constante dieléctrica del crudo,  $d$  es el diámetro de gota,  $E$  el campo eléctrico y  $l$  la distancia entre dos gotas.

Si se excede el campo eléctrico se puede promover la ruptura de las gotas estabilizando la emulsión.

$$E_{crit} = K \sqrt{\frac{\gamma}{d}} \quad (3)$$

El voltaje crítico para romper la emulsión  $E_{crit}$ , se calcula con la ecuación (3) donde  $k$  es la constante dieléctrica del crudo,  $\gamma$  la tensión superficial y  $d$  es el diámetro de gota.

- Calentamiento, la temperatura tiene efectos contrarios, mientras que disminuye la viscosidad y la densidad para mejorar la separación también aumenta la conductividad del crudo empeorándola.

La idea de un separador electrostático es someter a las gotas de agua a varias fuerzas (hidrodinámicas, gravitacionales y electrostáticas) que las aproxime una con otra para que hayan muchas colisiones y floculen o coalezcan. El campo eléctrico se puede aplicar de diversas formas, ya sea AC, DC o combinados. Se debe considerar que los campos DC son muy eficientes para deshidratar, pero promueven corrosión en cambio los AC soportan porcentajes elevados de agua, pero su naturaleza es no electrostática (12).

El desalado se hace en dos o tres etapas agregando agua de lavado. El tiempo de residencia en las desaladoras va de unos cuantos minutos a 2 horas (13), que junto con el campo eléctrico aplicado promueven la coalescencia. El desalado óptimo incluye un flujo isocinético para reducir cortos circuitos en los flujos y un campo electrostático agresivo (12).

## **2. HIPOTESIS**

A través de un modelo matemático que describa la fluido-dinámica de un flujo bifásico crudo-agua, en una emulsión agua en crudo, se podrán determinar las variables principales que intervienen en la separación o desemulsificación (deshidratado/desalado) en una desaladora industrial con las características de internos completas (electrodos tubo de entrada de la emulsión y tubos de salida de agua y crudo desalado)

## **3. OBJETIVO**

- Desarrollar un modelo matemático del flujo de fluidos bifásico para la desemulsificación de una emulsión de agua en crudo en una desaladora industrial con todas las características geométricas basado en principios fundamentales de conservación de masa y cantidad de movimiento en flujos bifásicos (agua dispersa en forma de gotas en petróleo crudo).
- Resolver el modelo planteado con un software comercial *FLUENT ANSYS* y aplicar el modelo para realizar un análisis del proceso que determine el efecto de las principales variables: viscosidad, tensión superficial, humedad y campo eléctrico sobre la capacidad de desalado y deshidratado.

## 4. MODELADO MATEMÁTICO

### 4.1 Estudio previo.

Para la simulación se consideró un modelo matemático que fue desarrollado previamente, donde se calcula el tiempo que tardan en colisionar dos gotas de agua, usando la segunda ley de Newton del movimiento y asumiendo que solamente aplican fuerzas electrostáticas en un campo eléctrico DC. Obteniéndose la siguiente ecuación que determina el tiempo requerido para que haya una colisión entre dos gotas en función del contenido de humedad ( $X$ ), el valor del campo eléctrico ( $E$ ), y la viscosidad del crudo ( $\mu$ ):

$$t_{colision} = 93433.33X^{-3.24237}E^{-1.96422}\mu^{0.945284} \quad (4)$$

El coeficiente de correlación obtenido fue de 0.997306. Con base en estos resultados se plantea un modelo fluidodinámico bifásico que describa el movimiento de los fluidos dentro de una desaladora industrial. Este tipo de modelado es muy complejo y tiene que ser resuelto numéricamente, por lo que requiere que se planteen suposiciones adecuadas para lograr una representación del sistema preservando el realismo en las simulaciones (14).

### 4.2. Suposiciones en el modelo.

La operación es independiente del tiempo (estado estacionario), el sistema es isotérmico, el medio es isotrópico, el fluido se comporta como un medio continuo, el fluido es newtoniano e incompresible. Existen una distribución inicial del tamaño de gotas sumido en nuestro cálculo con un rango de tamaños de  $10^{-6}$  a  $10^{-3}$  m. Uso de funciones pared y de procedimientos estándar para calcular la turbulencia en la entrada de emulsión, así como interpolar las zonas turbulentas a las paredes estáticas a través de funciones pared (15). Quizá la suposición

menos realista es no imponer el campo electrostático de operación solo entre los electrodos, ya que el software usado no cuenta con un módulo electromagnético y es imposible aplicar dicho campo. En vez de esto, como ya se había mencionado, se usa una frecuencia de colisión calculada previamente en otro estudio, el cual se aplica en toda la desaladora y que fue desarrollado para campos DC y no AC

### ***4.3 Condiciones de frontera***

En cuanto a las condiciones de frontera, estas representan en todas las paredes sólidas del sistema condiciones de no deslizamiento, e impermeabilidad, lo cual implica que las 3 componentes del vector velocidad son cero en las paredes. Por otro lado, se usaron funciones pared estándar para conectar el núcleo turbulento del sistema con las zonas laminares cercanas a las paredes estáticas, donde no hay turbulencia. En las salidas de crudo en la parte alta de la desaladora y en las de agua en la parte inferior existen salidas de fluido (outlets) en los cuales se permite la salida de fluido por convección, pero los gradientes de todas las variables en dirección del flujo son cero. Finalmente, hay una entrada de flujo (inlet), en donde se determina la velocidad normal al área de acuerdo al flujo másico de operación, mientras que las otras dos componentes de la velocidad son cero y los dos parámetros turbulentos  $k$  y  $\epsilon$  se calculan de acuerdo con procedimientos ya reportados (16).

#### 4.4 Ecuaciones gobernantes

El problema de flujo de fluidos bifásicos asociado a la operación de la desaladora, está gobernado por los principios de conservación de masa y de cantidad de movimiento de dos fluidos en un marco de referencia de Euler, por lo que se resolvieron simultáneamente las ecuaciones de continuidad y de conservación de momentum, así como el modelo k-ε realizable para turbulencia y además un modelo de Concentración del Área Interfacial. El modelo usando para representar el problema bifásico se denomina como “Mixture” (17), cuyas ecuaciones de conservación se describen a continuación.

- La ecuación de continuidad.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0 \quad (5)$$

Donde  $v$  es el vector de velocidades de la mezcla bifásica (emulsión agua en crudo),  $\rho$  es la densidad de la mezcla y  $t$  es el tiempo.

- La ecuación de conservación de momentum en un marco no inercial (no acelerado).

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (6)$$

Donde  $p$  es la presión estática,  $\bar{\tau}$  es el tensor de esfuerzos,  $\rho \vec{g}$  y  $\vec{F}$  son la fuerza gravitacional y las fuerzas externas, respectivamente.

El tensor de esfuerzos está definido como:

$$\bar{\tau} = \mu \left[ (\nabla \vec{v} + \nabla \vec{v}^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{v} I \right] \quad (7)$$

Donde  $\mu$  es la viscosidad molecular,  $I$  es la matriz identidad y el segundo término a mano derecha es el efecto por la dilatación del volumen

El modelo Mixture involucra promediar todas las cantidades en la mezcla, por lo que la ecuación de continuidad para una mezcla es:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \nabla \cdot (\rho_m \vec{v}_m) = 0 \quad (8)$$

Donde  $\vec{v}_m$  es el promedio de la velocidad de la masa definido como

$$\vec{v}_m = \frac{\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \vec{v}_k}{\rho_m} \quad (9)$$

Y la densidad de la mezcla  $\rho_m$  se define como

$$\rho_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \quad (10)$$

Donde  $\alpha_k$  es la fracción de volumen de la fases.

- El modelo de turbulencia k-ε realizable involucra las siguientes dos ecuaciones de conservación:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \bar{\nabla} k \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (11)$$

Y

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \varepsilon u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S_\varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\varepsilon \nu}} - C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b + S_\varepsilon \quad (12)$$

En estas ecuaciones,  $G_k$ , representa la generación de energía cinética debida a gradientes de velocidad,  $G_b$ , representa la generación de energía cinética debida a efectos boyantes,  $Y_M$ , es la contribución de debida efectos de compresibilidad,  $C_2$  y  $C_{1\varepsilon}$  son constantes,  $\sigma_k$ - $\sigma_\varepsilon$  números de Prandtl, y  $S_k$  -  $S_\varepsilon$  términos fuente

Para el cálculo de la viscosidad turbulenta se utiliza la siguiente ecuación:

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (13)$$

Donde  $C_\mu$  es una constante que el programa calcula y  $\varepsilon$  es una función de la rapidez de deformación y de rotación, la velocidad angular del sistema de rotación y de la turbulencia (k y ε).

- El modelo de la Concentración del Área Interfacial.

La Concentración de Área Interfacial se define como la zona interfacial entre dos fases por unidad de volumen de la mezcla. Este es un parámetro importante para la predicción de las transferencias de masa, cantidad de movimiento y energía a través de la interface entre las fases. En los sistemas de flujo de dos fluidos, una discreta ( partículas ) y uno continua, el tamaño y la distribución de la fase discreta o partículas puede cambiar rápidamente debido al crecimiento (transferencia de masa entre las fases ), expansión debido a cambios de presión, de coalescencia, rotura y/o mecanismos de nucleación.

$$\frac{\partial(\rho_g \chi_p)}{\partial x} + \nabla \cdot (\rho_g \vec{v}_g \chi_p) = \frac{1}{3} \frac{D\rho_g}{Dt} \chi_p + \frac{2}{3} \frac{m_g}{\alpha_g} \chi_p + \rho_g (S_{WE} + S_{RC} + S_{TI}) \quad (14)$$

Donde  $\chi_p$  es la concentración de área Interfacial  $\left[\frac{m^2}{m^3}\right]$ , y  $\alpha_g$  es la fracción de volumen del gas en caso de fluidos compresibles. El primero y segundo término de lado izquierdo son transitorio y convectivo respectivamente. Los dos primeros términos del lado derecho corresponden al crecimiento por expansión (en presencia de un fluido compresible) y por transferencia de masa. El último corresponde al término fuente donde  $S_{RC}$  y  $S_{WE}$  son términos de coalescencia y  $S_{TI}$  es el término de fragmentación debido a impactos de turbulencia (18).

#### ***4.5 Método de solución***

El problema planteado con todas las ecuaciones de conservación sujetas a las condiciones de frontera señaladas no posee solución analítica, por lo que se debe de emplear métodos numéricos. En este estudio se usó el método del elemento finito desarrollado y codificado en el software Computational Fluid Dynamics, CFD, FLUENT ANSYS 14.5. La técnica consisten en dividir el volumen completo de cómputo en elementos o volúmenes, sin traslape, llamados nodos a lo que se le denomina discretización y cuyo producto es una malla o “grid”. En seguida se resuelven todas las ecuaciones de conservación en cada elemento de manera iterativa hasta que se alcanza la solución convergida, en este caso en estado estable.

#### 4.6 Geometría y malla del desalador

Se dibujó la geometría del desalador industrial (Figura 3a) y de los internos (Figura 3b) sin considerar las alarmas de nivel de agua y los soportes de los electrodos y de los tubos de alimentación y de salida. Debido a que el desalador es simétrico se optó por simular solo la mitad del desalador para disminuir el número de nodos final y obtener una convergencia en un menor tiempo. En la “Figura 3c” se muestra la geometría completa del desalador.

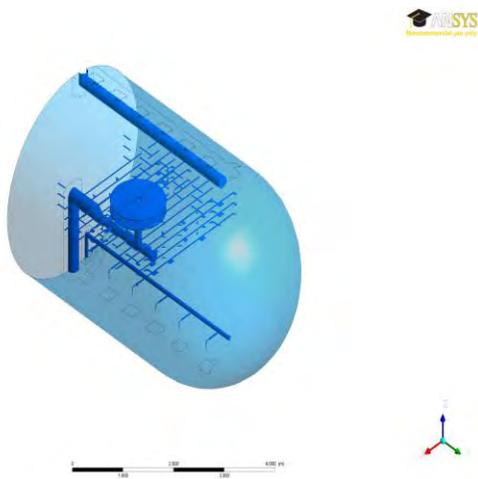


Figura 3a. Geometría de la desaladora.

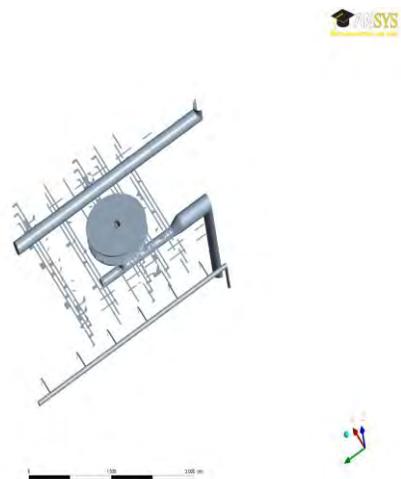


Figura 3b. Internos de la desaladora.

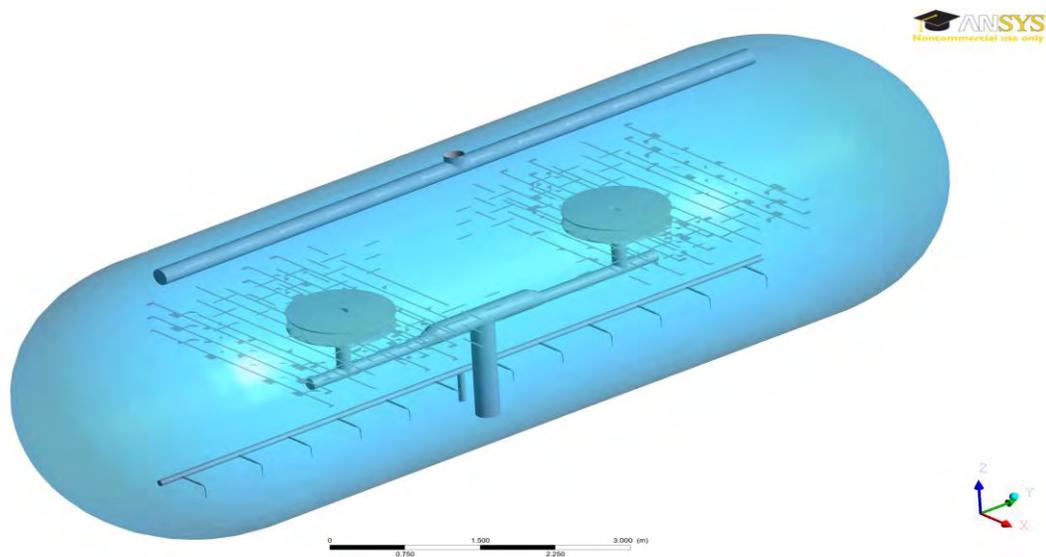


Figura 3c. Desaladora completa.

Para la construcción de la malla se generaron más de medio millón de nodos, con elementos hexaédricos, utilizando un algoritmo de discretización llamado cut-cell, basado en la proximidad y curvatura del sistema, en las figuras 4a y 4b podemos observar la malla en todo el volumen y en un plano específico.

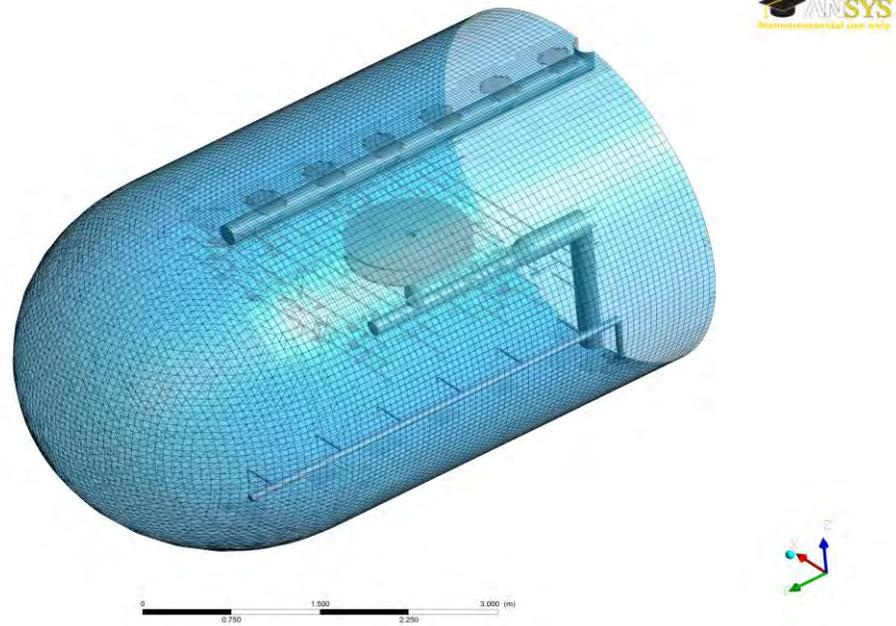


Figura 4a. Malla con elementos hexaédricos.

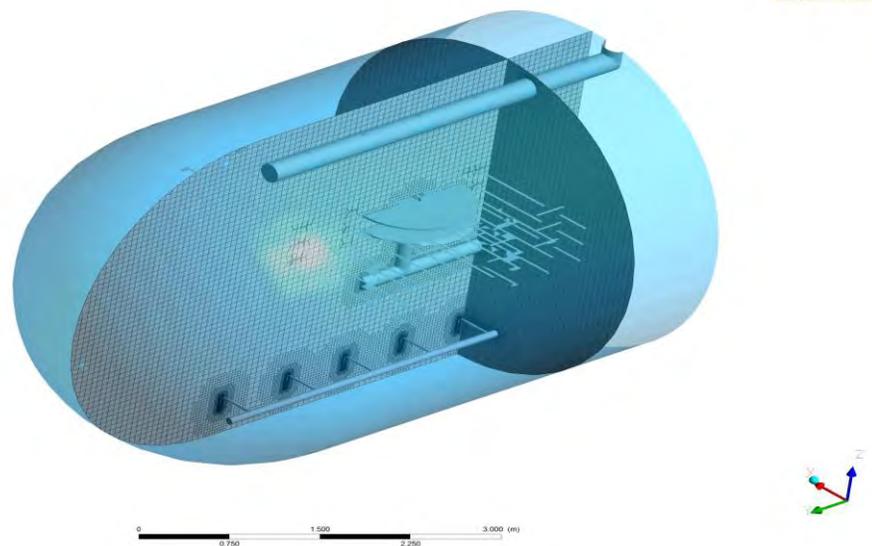


Figura 4b. Malla en un plano.

## 5. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Se presentan resultados de la fracción de volumen petróleo, la turbulencia, el campo de velocidades y el tiempo de residencia para cada uno de los casos estudiados.

Se estudió el comportamiento de la fracción de agua (humedad al 5%, 7% y 10%), del campo eléctrico (0.5 KV, 1 kV, 2kV y 3kV), de la tensión superficial ( $4 \frac{mN}{m}$  y  $8 \frac{mN}{m}$ ), de la viscosidad del crudo ( $0.017 \frac{Kg}{m \cdot s}$ ,  $0.044 \frac{Kg}{m \cdot s}$  y  $0.071 \frac{Kg}{m \cdot s}$ ), y con rangos de tamaño de gota  $10^{-6}$  a  $10^{-3} [m]$  y de  $10^{-5}$  a  $10^{-2} [m]$

Para el desarrollo de la matriz experimental se partió de un caso base con un campo eléctrico de 1 KV, humedad del 7%, tensión superficial de  $4 \frac{mN}{m}$ , viscosidad del crudo de  $0.044 \frac{Kg}{m \cdot s}$  y un rango de tamaño de gota de  $10^{-5}$  a  $10^{-2} [m]$ .

### 5.1 Efecto de la tensión superficial

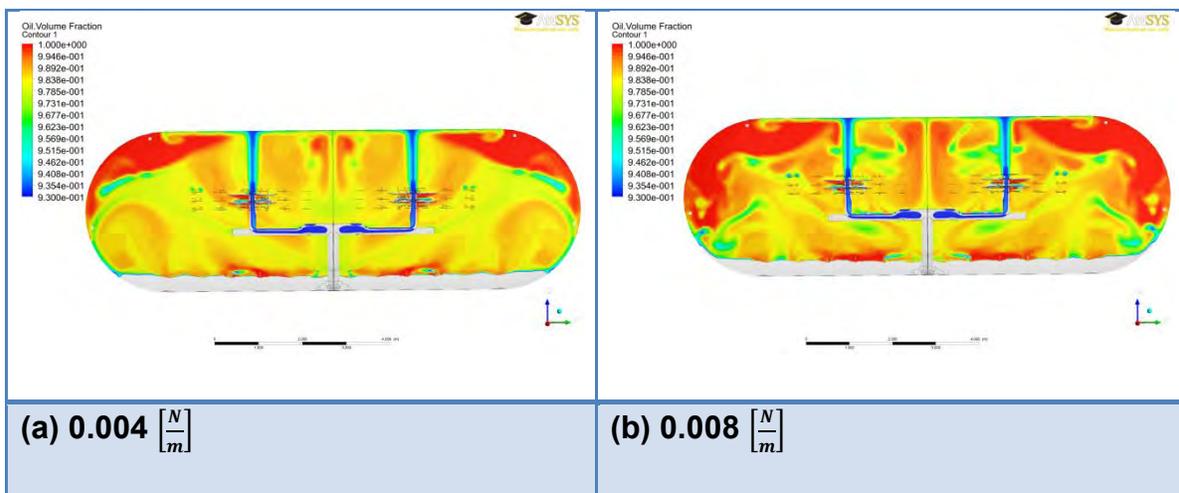


Figura 5.1. Efecto de la tensión superficial. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 0.97 en fracción de volumen de crudo .

Para estudiar el efecto de la tensión superficial se tomaron valores de  $4 \frac{mN}{m}$  y  $8 \frac{mN}{m}$ , manteniendo todas las demás variables constantes. Se debe recordar que

para el estudio se hicieron muchas simplificaciones entre ellas, se despreciaron los efectos del porcentaje de asfaltenos y demás surfactantes naturales (que son los que estabilizan la emulsión). Tampoco se tomaron en cuenta efectos como el de drenado de película (Efecto Gibbs-Maragoni) y el rompimiento de burbujas de agua generando gotas de menor tamaño debido a las colisiones. Se aprecia que al aumentar la tensión superficial se mejora el proceso de desalado, lo cual es lógico si establecemos que a mayor tensión superficial entre el agua y el crudo, menos estable es la emulsión y más fácil pueden colisionar las gotas de agua.

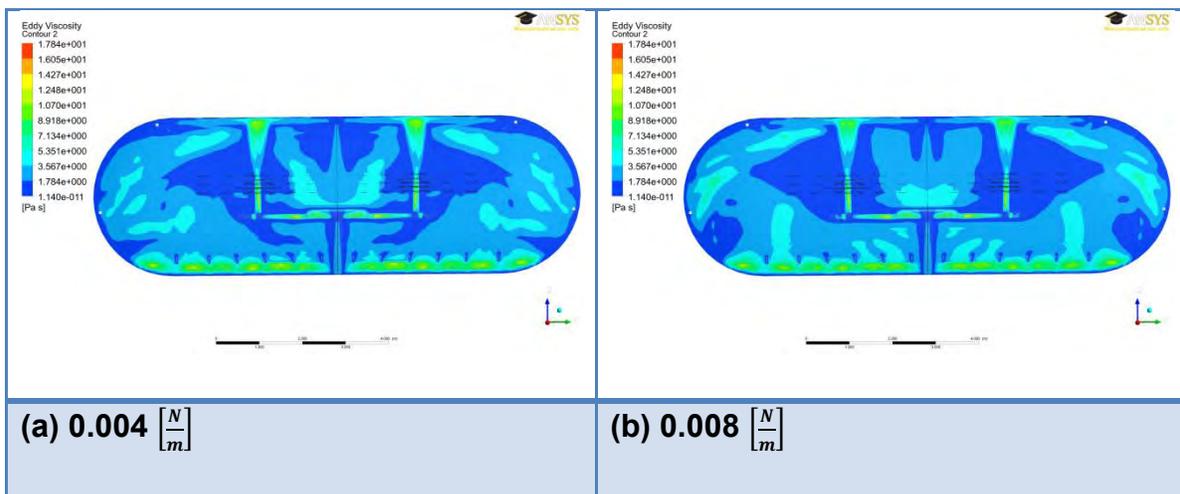


Figura 5.2. Efecto de la tensión superficial. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial.

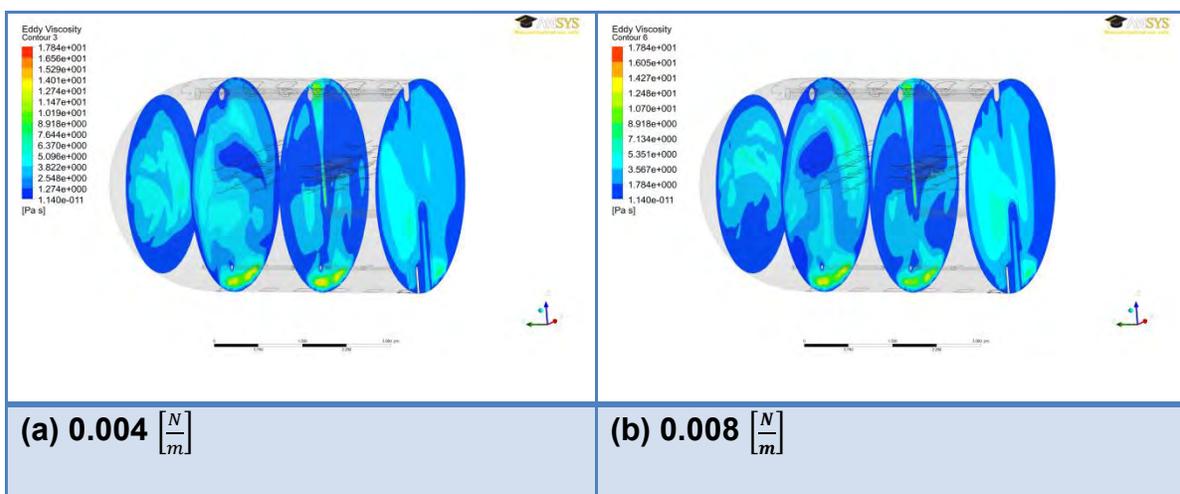


Figura 5.3. Efecto de la tensión superficial. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

Se puede observar que al aumentar la tensión superficial aumenta la turbulencia en el sistema (Figuras 5.2 y 5.3), lo que puede derivar en que la emulsión sea más estable, lo cual dificulta la separación, aunque como se puede observar en la Figura 5.1, por el tubo de salida de crudo en los tres casos se logra la deshidratación del crudo. Sin embargo, es necesaria la presencia de turbulencia para promover colisiones y la eventual coalescencia de gotas, lo cual sería muy difícil de lograr en un régimen laminar. En este caso, parece ser que el incremento en turbulencia es benéfico para promover el desalado.

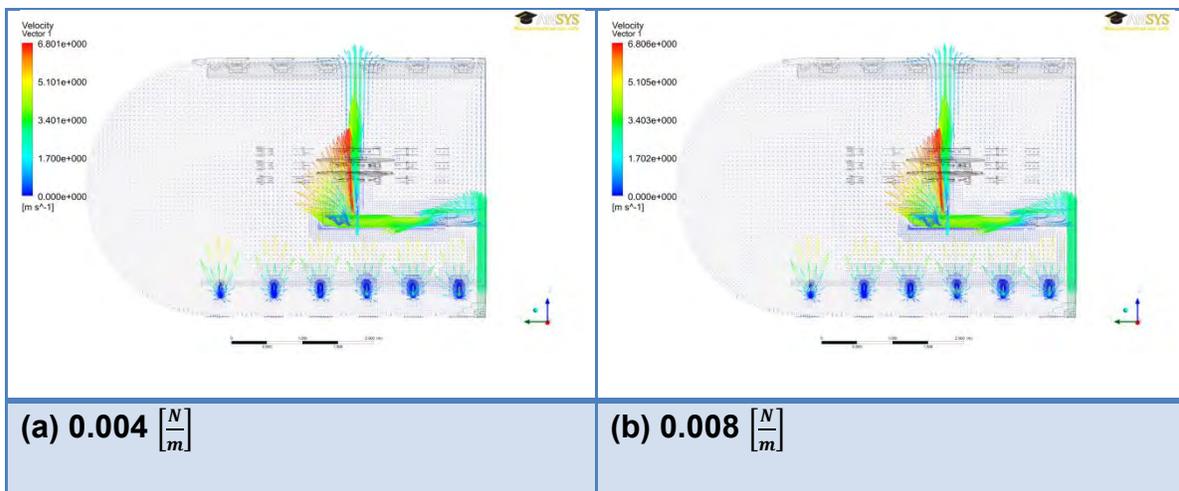


Figura 5.4. Efecto de la tensión superficial. Campo de velocidades.

Se puede observar (figura 5.4) que el campo de velocidades presenta un patrón similar en los tres casos alcanzando la mayor velocidad a la salida del tubo distribuidor. Siendo relativamente mayor la velocidad promedio del agua para el caso de una tensión de  $0.004 \left[\frac{N}{m}\right]$  con un valor de  $0.114023 \left[\frac{m}{s}\right]$  y para el caso de  $0.008 \left[\frac{N}{m}\right]$  de  $0.111396 \left[\frac{m}{s}\right]$ .

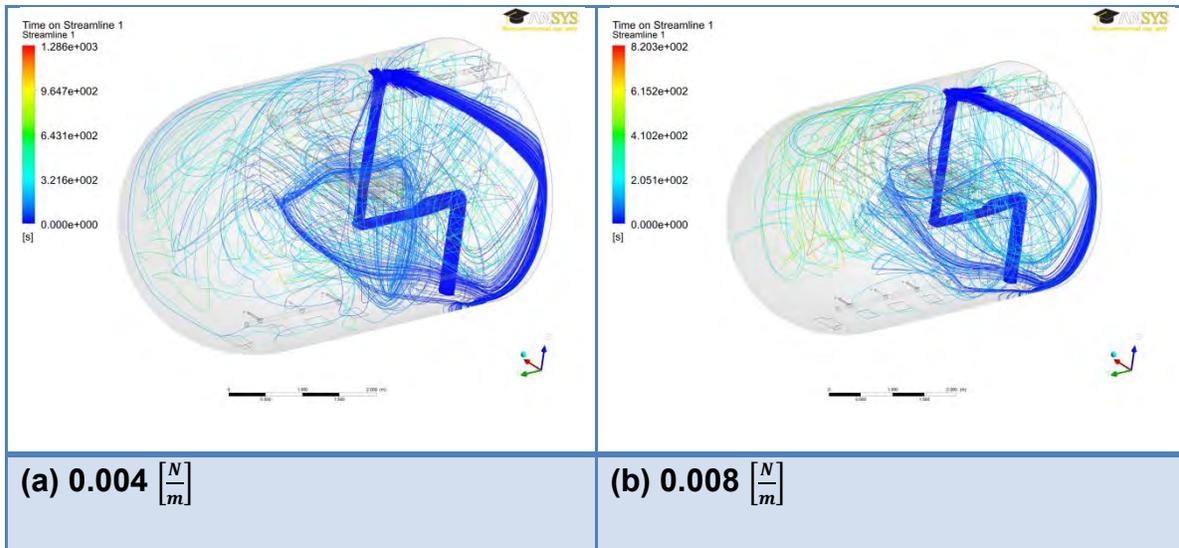


Figura 5.5. Efecto de la tensión superficial. Tiempo de residencia.

En cuanto a la trayectoria que siguen las partículas se puede observar en el tiempo de residencia que mientras aumenta la tensión superficial el tiempo que permanecen las partículas es mayor siendo de 688.74 segundos para el caso de  $0.004 \left[ \frac{N}{m} \right]$  y de 1098.8 segundos para el caso de  $0.008 \left[ \frac{N}{m} \right]$ .

En resumen, se observó que un aumento en la tensión superficial entre el agua y el crudo mejora la separación de gotas, ya que se incrementa la inestabilidad de la emulsión y también se incrementa la turbulencia, lo que redundaría en una mejor separación, aunque el tiempo de residencia disminuye un poco.

## 5.2 Efecto de la viscosidad.

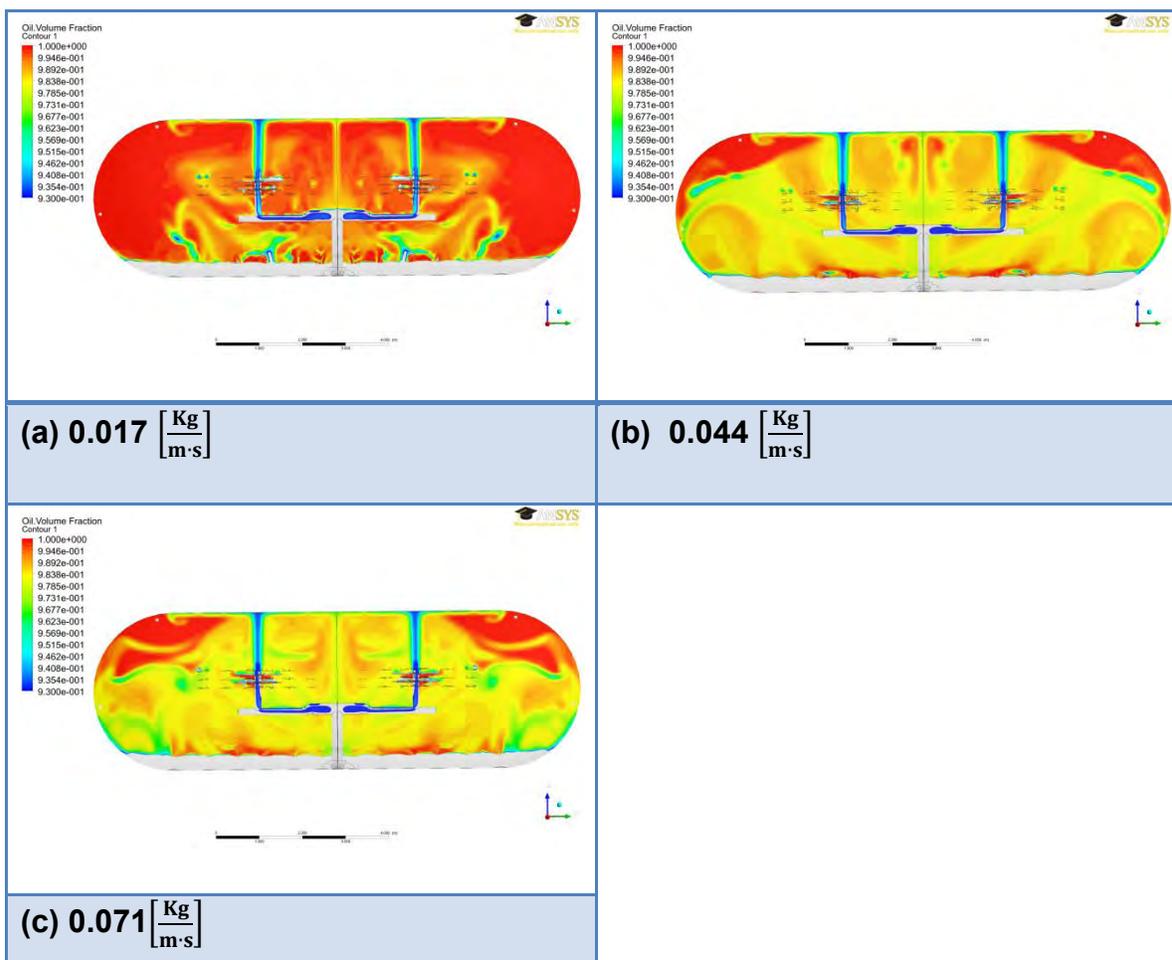


Figura 6.1. Efecto de la viscosidad. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 1 en fracción de volumen de crudo

Para estudiar el efecto de la viscosidad se tomaron los valores de  $0.017 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$ ,  $0.044 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$  y  $0.071 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$ , manteniendo todas las demás variables constantes. Como se puede observar la separación se complica mucho entre más viscoso es el crudo. Este parámetro está relacionado con la temperatura de operación del equipo y con la mezcla de crudo que se trabaja en la refinería. (Figura 6.1) Es evidente al observar la Figura 6.1, que la viscosidad del crudo tiene una gran influencia en la separación por lo que un crudo ligero se va a desalar fácil en comparación con un crudo más pesado, por lo que el diseño de la desaladora debe concordar con el grado API del crudo a procesar.

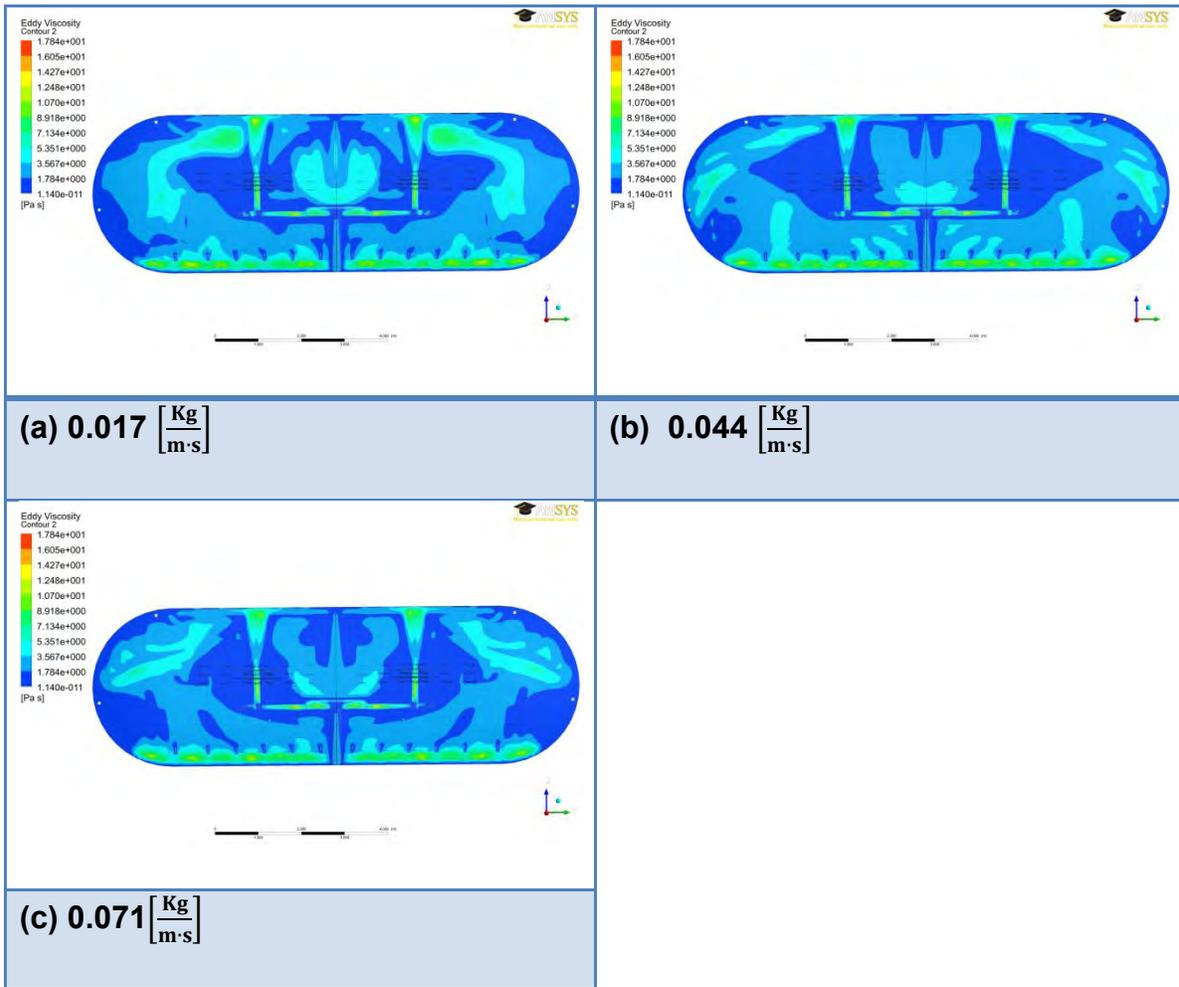


Figura 6.2. Efecto de la viscosidad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial

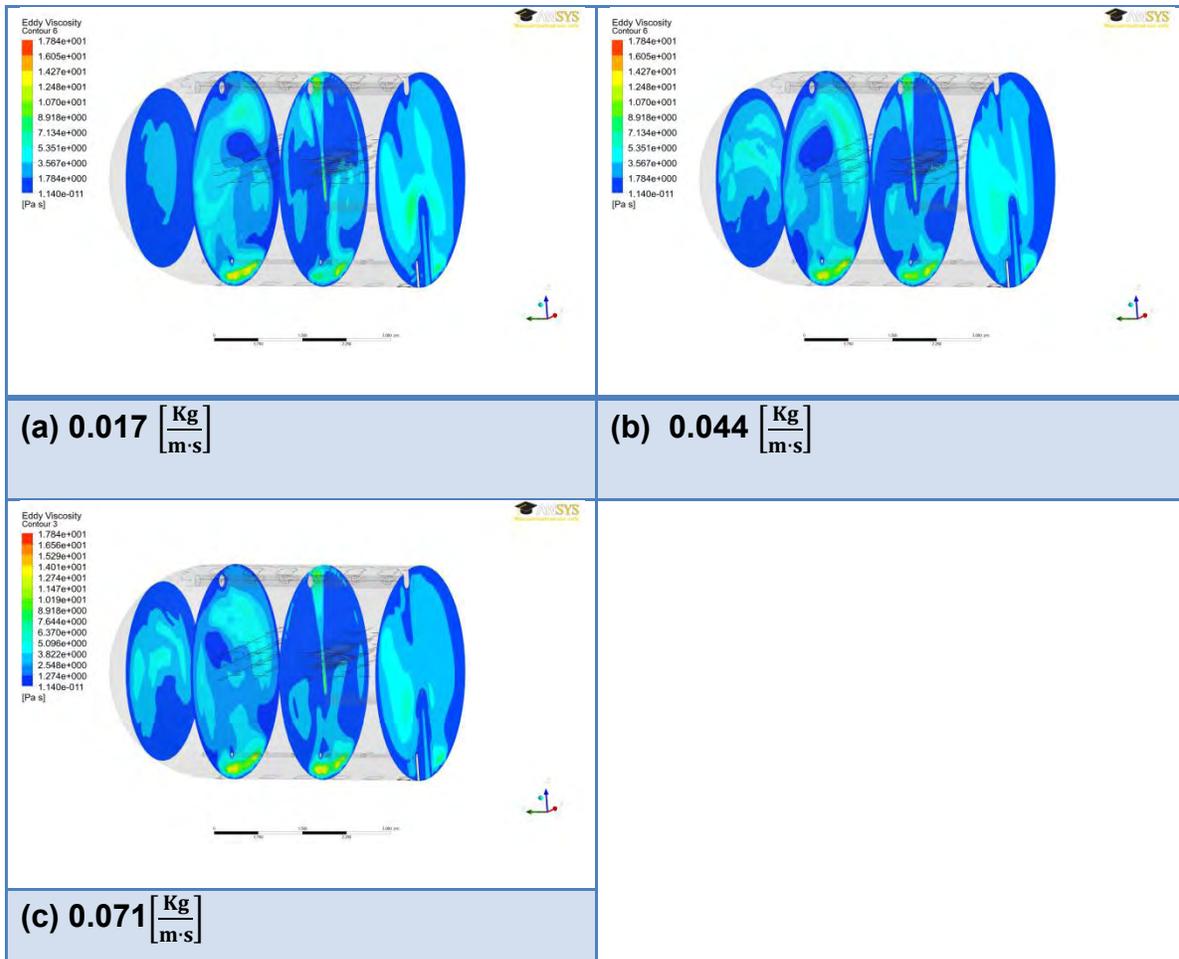


Figura 6.3. Efecto de la viscosidad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

Como se puede observar en las Figuras 6.2 y 6.3, mientras menos viscoso es el crudo la turbulencia aumenta, debido a que existe una menor oposición al movimiento en la fase continua, genera que la movilidad de las gotas de agua en el crudo aumente, lo que genera una mayor colisión y una mejor separación.

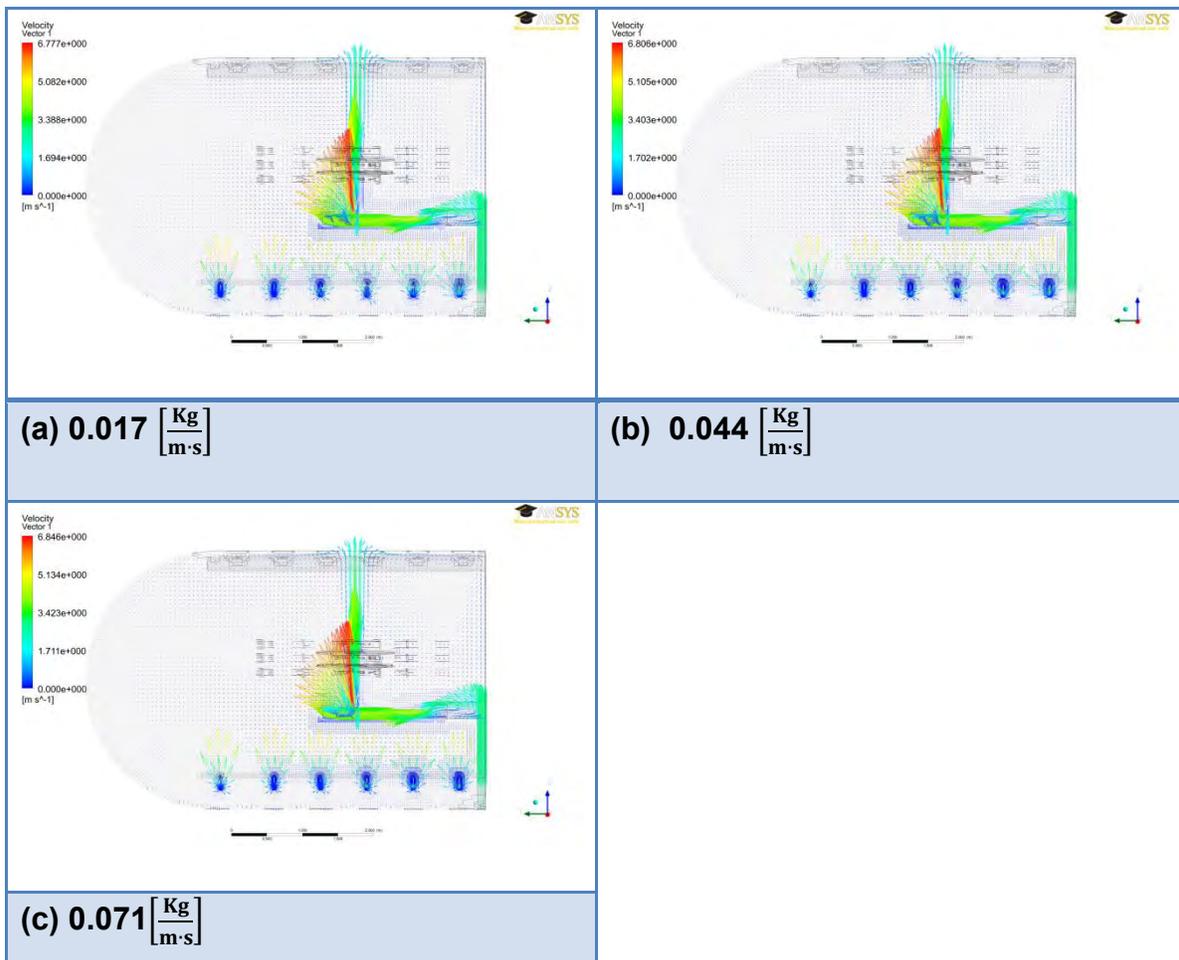


Figura 6.4. Efecto de la viscosidad. Campo de velocidades.

Como se puede observar en la Figura 6.4, el campo de velocidades es similar en los tres casos teniendo una velocidad promedio para el agua de  $0.132171 \left[ \frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$  para el caso de  $0.017 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$  y una velocidad promedio menor con un valor de  $0.104984 \left[ \frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$  para el caso de  $0.071 \left[ \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$ . Obviamente el flujo con menor viscosidad promueve una mayor velocidad del fluido que con mayor viscosidad.

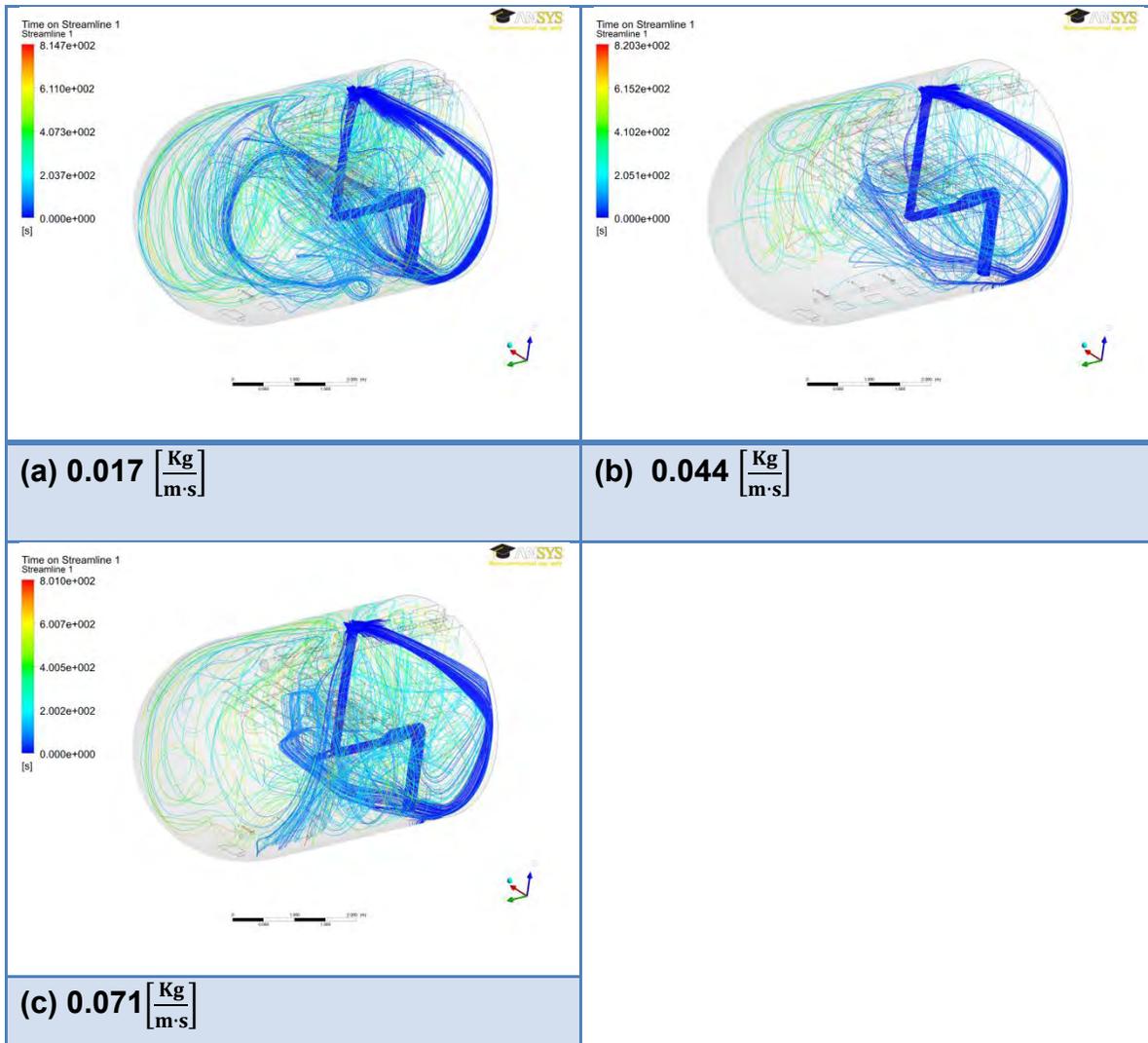


Figura 6.5. Efecto de la viscosidad. Tiempo de residencia

Con respecto al tiempo de residencia es de 2771.85 segundos para el caso de  $0.017 \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$  y un valor de 1315.5 segundos para el caso de  $0.071 \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$ , es decir el doble de tiempo de residencia. En resumen, se puede concluir que con una viscosidad menor, es decir, alta temperatura y alto grado API o crudo ligero la separación se mejora, ya que la movilidad de las gotas dispersas en el crudo es más fácil, además de que se genera más turbulencia que promueve coalescencia y se permite un mayor tiempo de residencia que también ayuda a mejorar la separación.

### 5.3 Efecto del tamaño de gota.

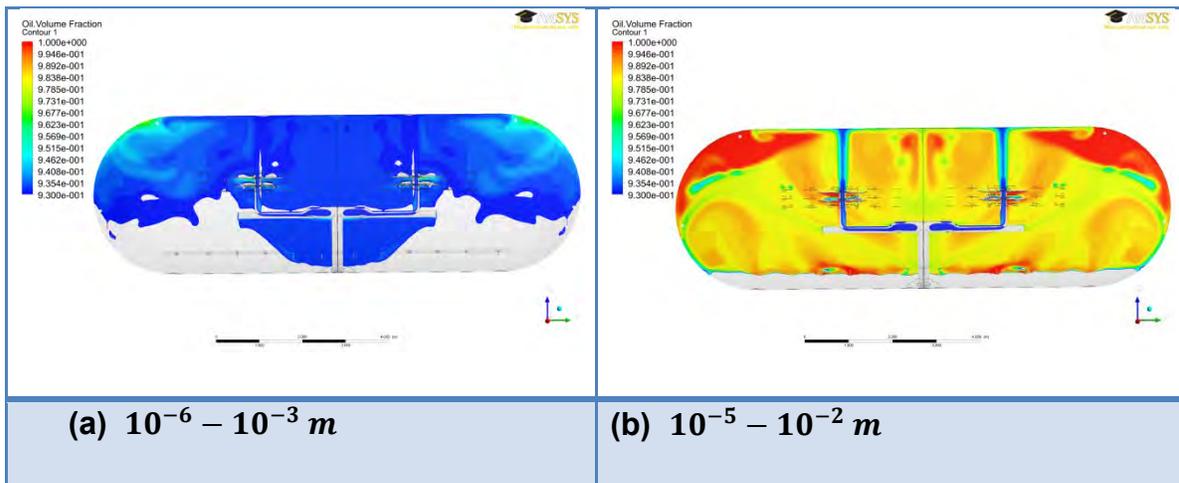


Figura 7.1. Efecto del tamaño de gota. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 1 en fracción de volumen de crudo

Solo se tomaron dos rangos de tamaño de partículas y como se puede observar no hay separación en un rango de gotas con partículas muy pequeñas pues dadas sus dimensiones son arrastradas por el fluido lo que implica que no colisionan, haciendo la emulsión más estable y por lo tanto la separación es pobre. (Figura 7.1). Si el tamaño inicial de las gotas de agua es pequeño, las fuerzas boyantes y gravitacionales decrecen, mientras que las fuerzas de arrastre aumentan, lo cual supone que la emulsión puede abandonar la desaladora sin tener separación. El tamaño de gotas en la emulsión depende de la magnitud en la caída de presión que existe en la válvula mezcladora que forma la emulsión entre el crudo y el agua de lavado. Esta caída de presión es clave para formar una emulsión con gotas mayores a 10 micras, las cuales se pueden separar fácilmente.

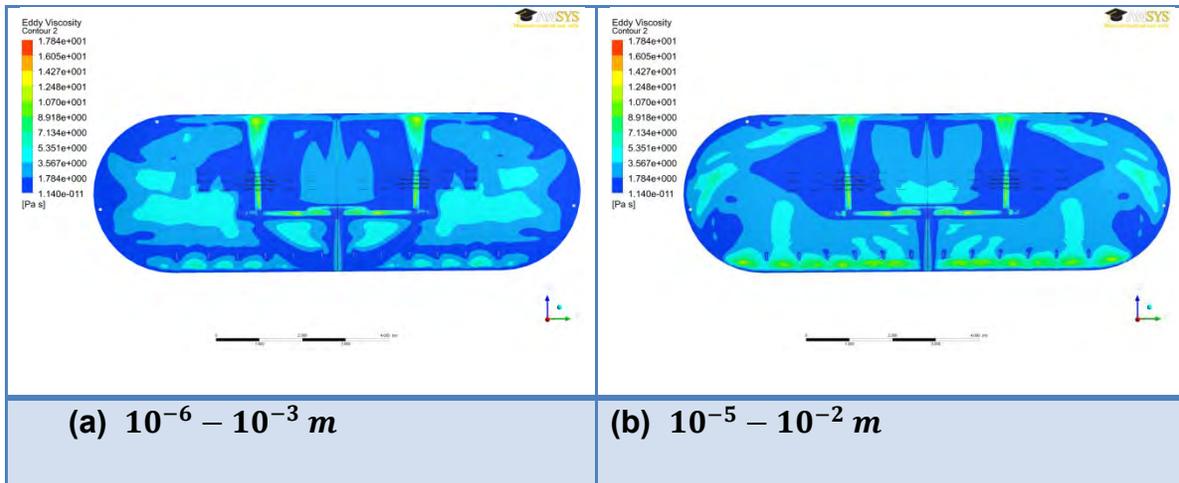


Figura 7.2. Efecto del tamaño de gota. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial

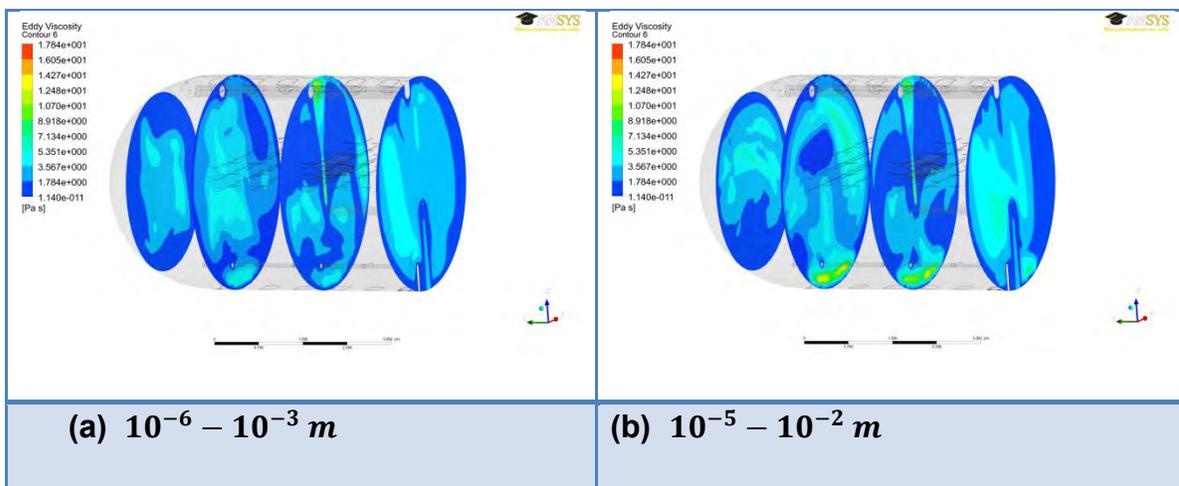


Figura 7.3. Efecto del tamaño de gota. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

Como se puede observar entre más grandes son las gotas mayor es la turbulencia debido a que hay una mayor movilidad de las gotas en el crudo, especialmente en la parte inferior de la desaladora y cerca de las salidas de agua. (Figuras 7.2 y 7.3). El campo de velocidades tiene el mismo comportamiento (Figura 7.4) sin mostrar ninguna diferencia apreciable con distintos rangos de tamaño de gotas y el tiempo de residencia (Figura 7.5) disminuye ligeramente conforme el tamaño de gota aumenta, ya que mientras las gotas son más grandes no son arrastradas tanto tiempo ni tan fácilmente por el fluido.

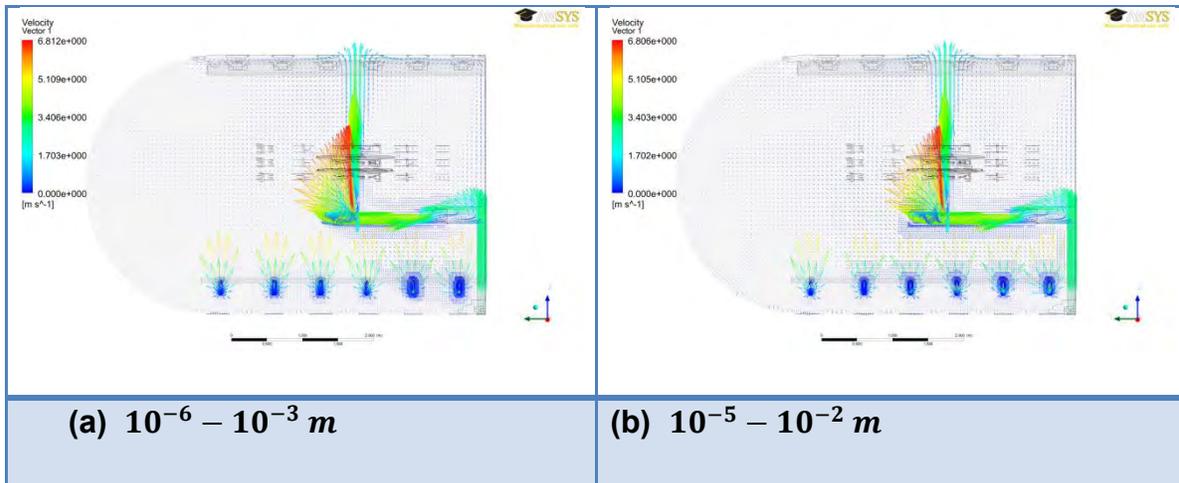


Figura 7.4. Efecto del tamaño de gota. Campo de velocidades.

Como se puede observar en la figura 7.4, el campo de velocidades es similar en ambos casos teniendo una velocidad promedio para el agua de  $0.10231 \left[ \frac{m}{s} \right]$  para un rango de tamaño de gota de  $10^{-6}$  a  $10^{-3} [m]$  y para el rango de  $10^{-5}$  a  $10^{-2} [m]$  la velocidad promedio tiene un valor de  $0.114023 \left[ \frac{m}{s} \right]$ .

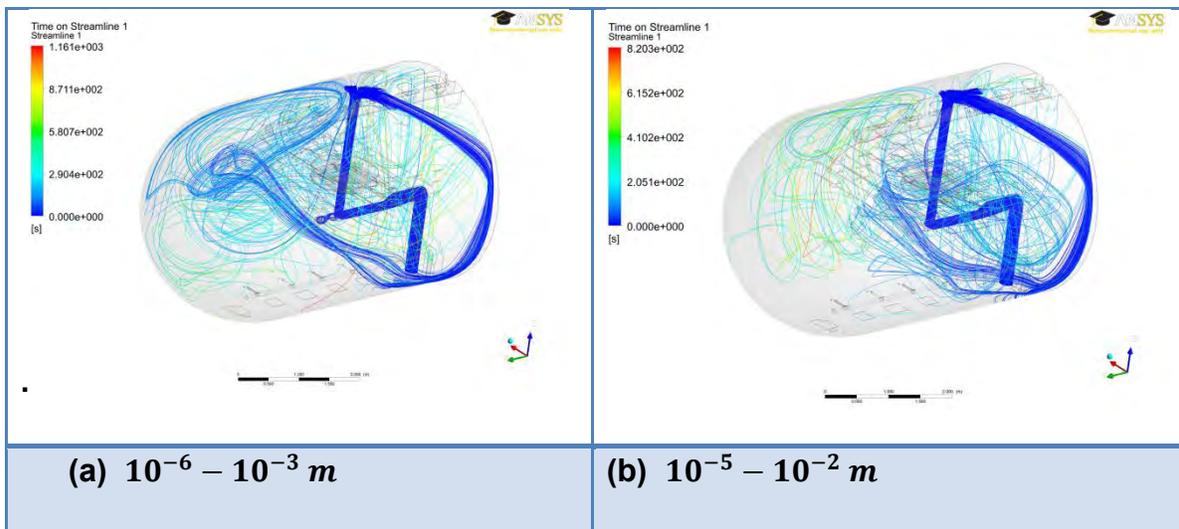


Figura 7.5. Efecto del tamaño de gota. Tiempo de residencia

En cuanto al tiempo de residencia el caso para un rango de gotas de  $10^{-6}$  a  $10^{-3} [m]$  tuvo un valor de 1574.34 s y de 1098.78 segundos para el caso de rango de  $10^{-5}$  a  $10^{-2} [m]$ , es decir, una disminución de una tercera parte en el tiempo de residencia.

## 5.4 Efecto del campo eléctrico

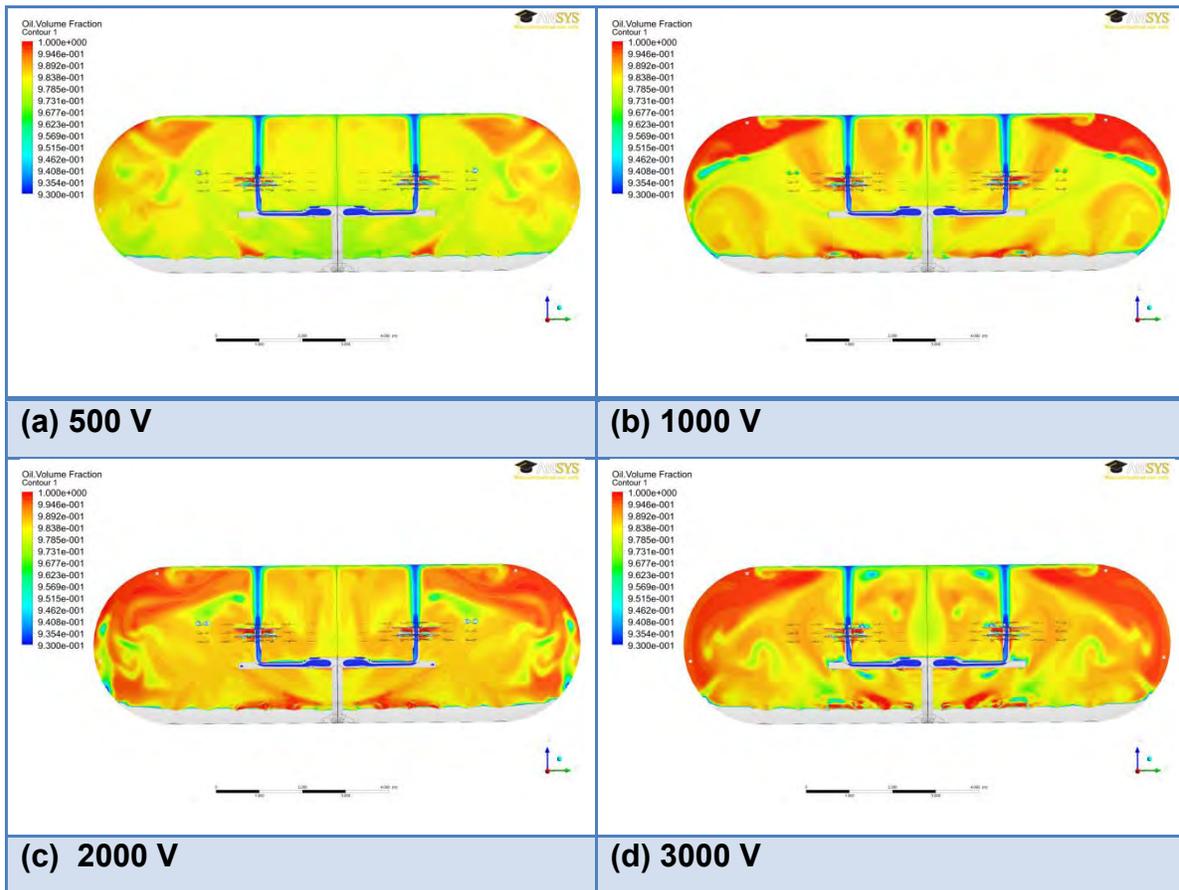


Figura 8.1. Efecto del campo eléctrico. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 1 en fracción de volumen de crudo

Para estudiar el efecto del campo eléctrico se tomaron los valores de 0.5 kV, 1 kV, 2kV y 3kV manteniendo todas las demás variables constantes. Se puede observar que cuando aumenta el campo eléctrico se beneficia la separación debido a que aumenta la frecuencia entre colisiones, lo que favorece la coalescencia y la separación (Figura 8.1).

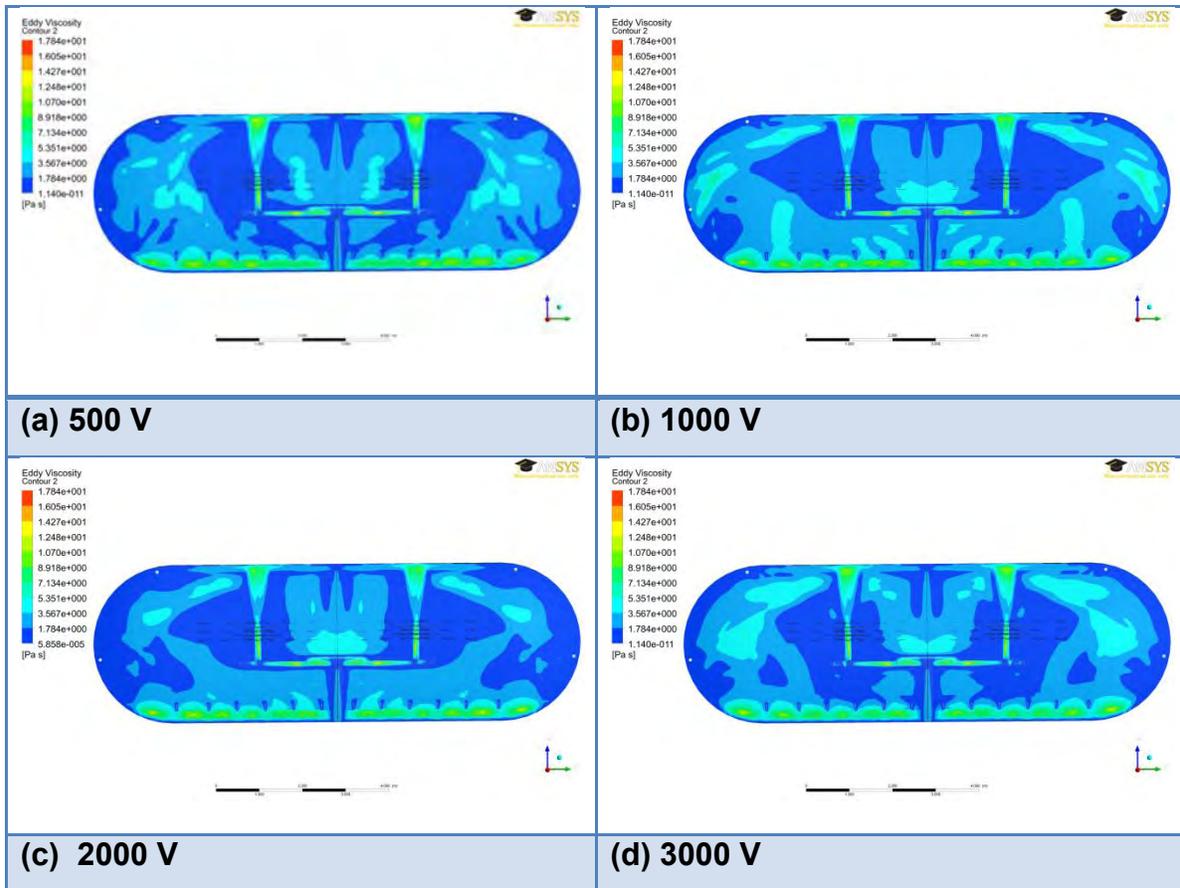


Figura 8.2. Efecto del campo eléctrico. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial

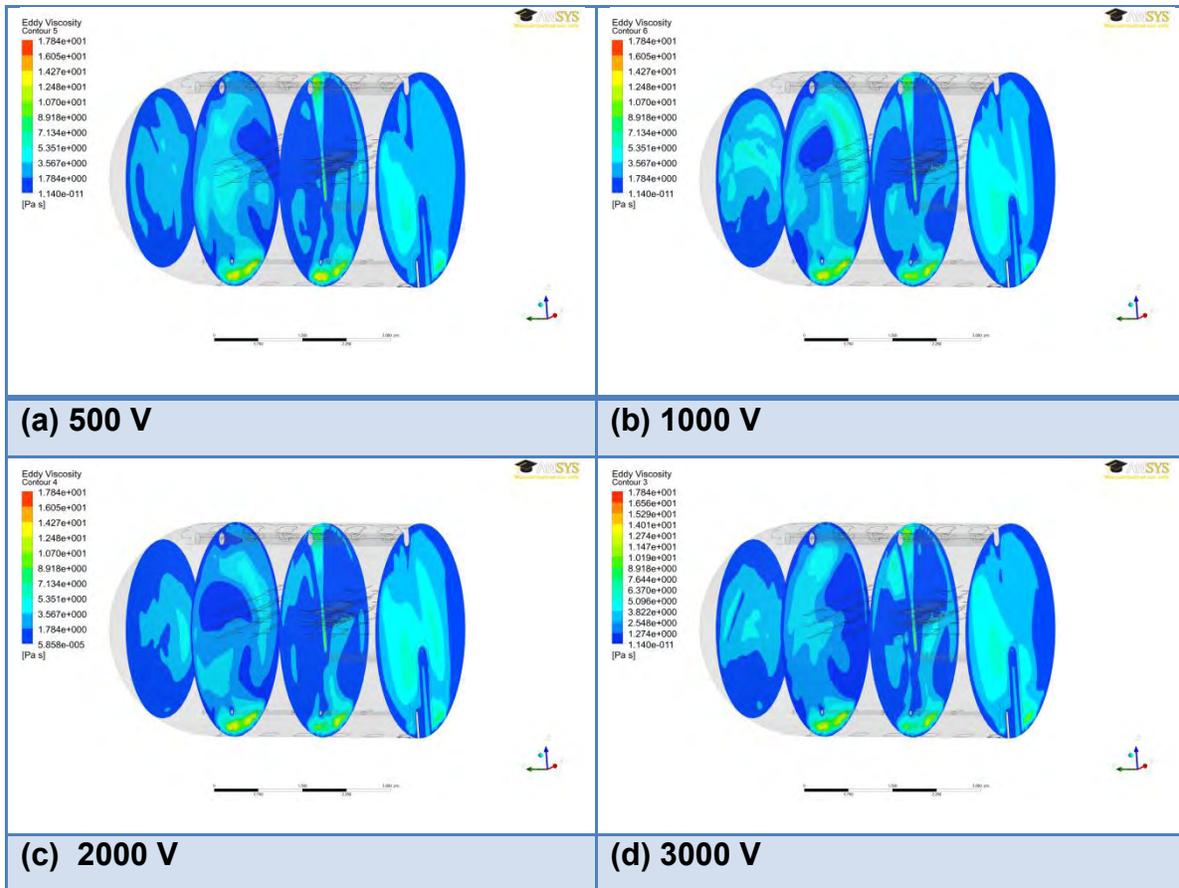


Figura 8.3. Efecto del campo eléctrico. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

Como se puede observar en las Figuras 8.2 y 8.3, entre mayor es el potencial eléctrico la turbulencia aumenta muy ligeramente, probablemente porque se establece una mayor movilidad de las gotas de agua en el medio. Cabe destacar que mientras más sal tenga el agua mayor será la separación ya que el campo eléctrico actuará más intensamente, aunque para el presente modelo no se consideró la concentración de sal. (Figuras 8.2 y 8.3).

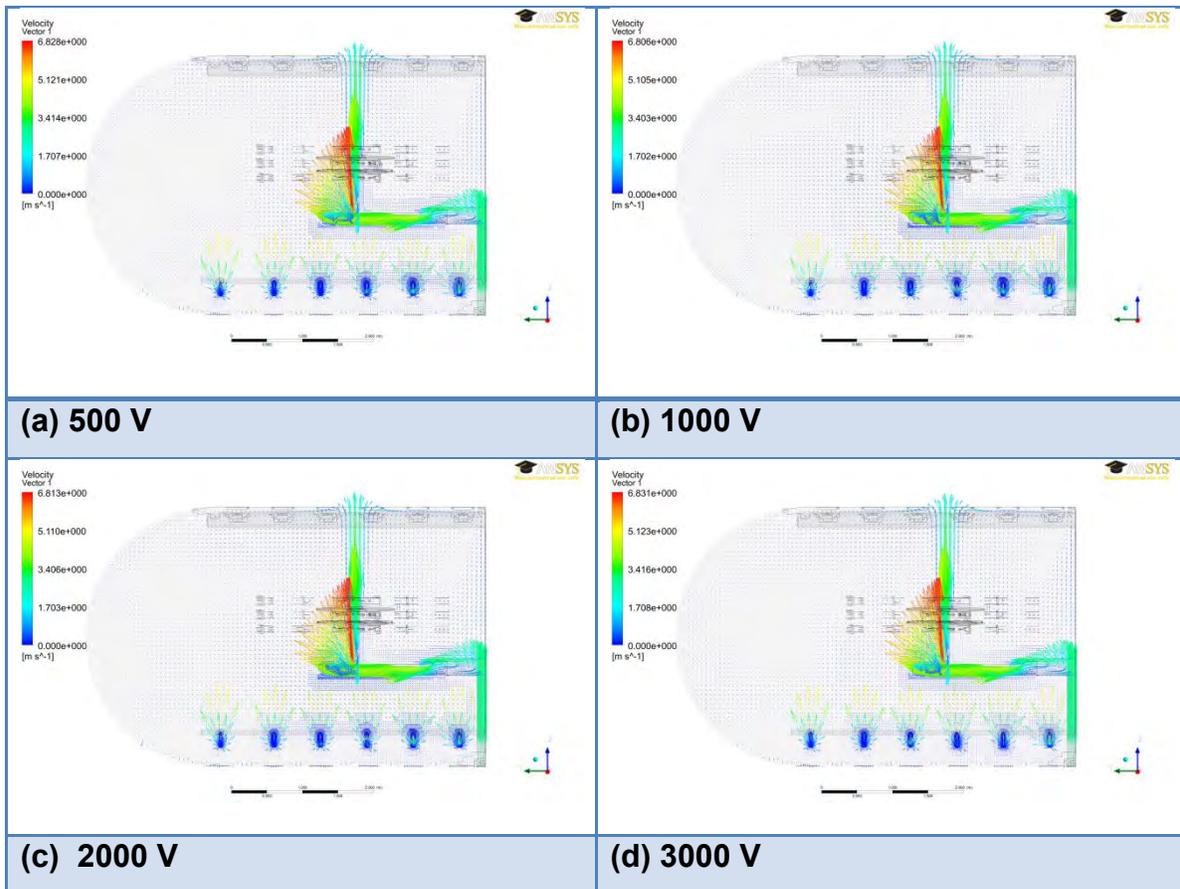


Figura 8.4. Efecto del campo eléctrico. Campo de velocidades.

El campo de velocidades es muy similar en los cuatro casos, la velocidad promedio para el agua en el caso de 500 V fue de  $0.114576 \left[ \frac{m}{s} \right]$  mientras que para el caso de 3000 V fue de  $0.114612 \left[ \frac{m}{s} \right]$ .

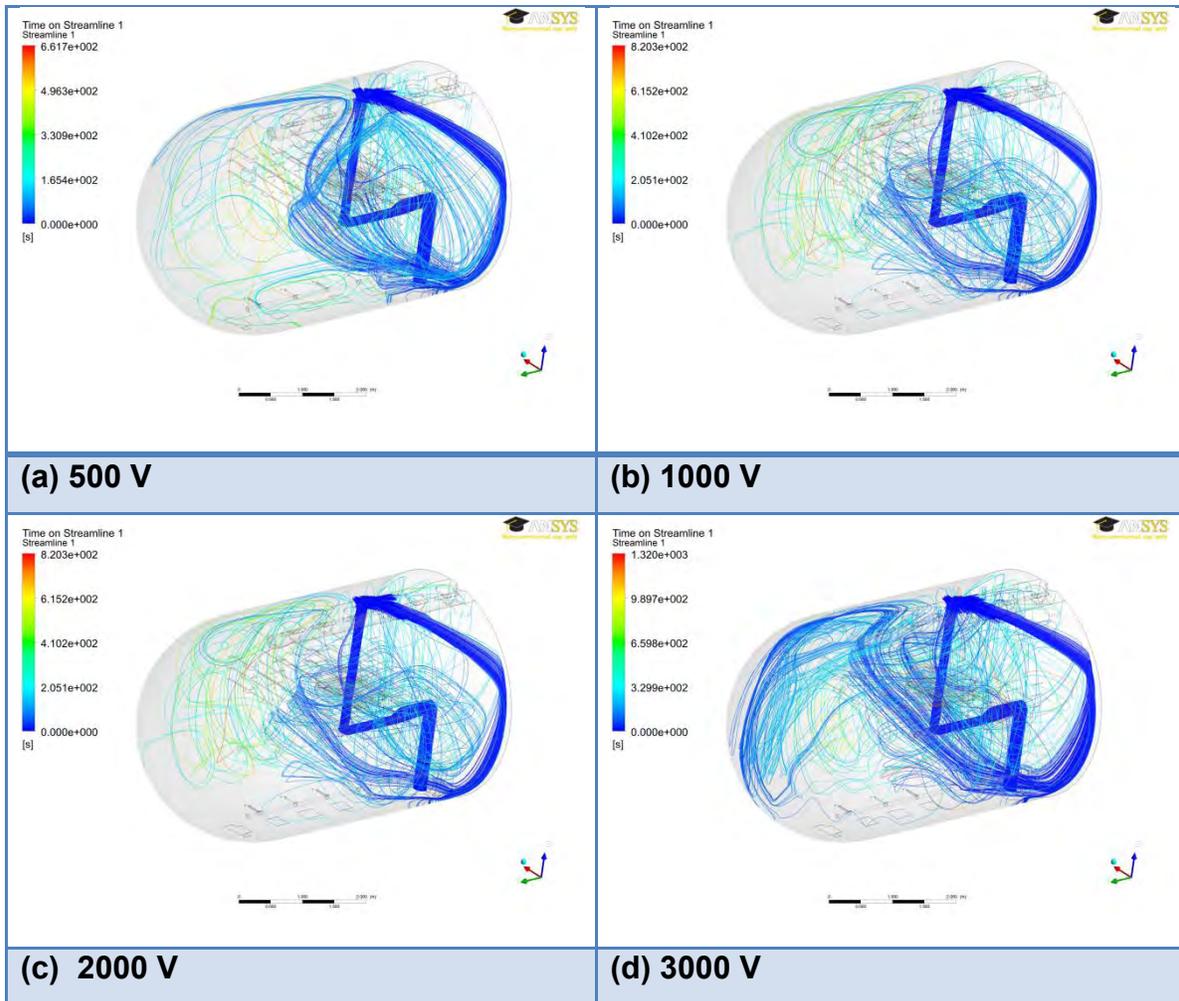


Figura 8.5. Efecto del campo eléctrico. Tiempo de residencia

En cuanto al tiempo de residencia de las partículas en el caso de 500 V fue de 1375 segundos mientras que para el caso de 3000 V fue de 2016.62 segundos, es decir casi el doble de aumento, lo cual indica una vez más que un aumento en el campo eléctrico favorece la separación.

## 5.5 Efecto de la humedad.

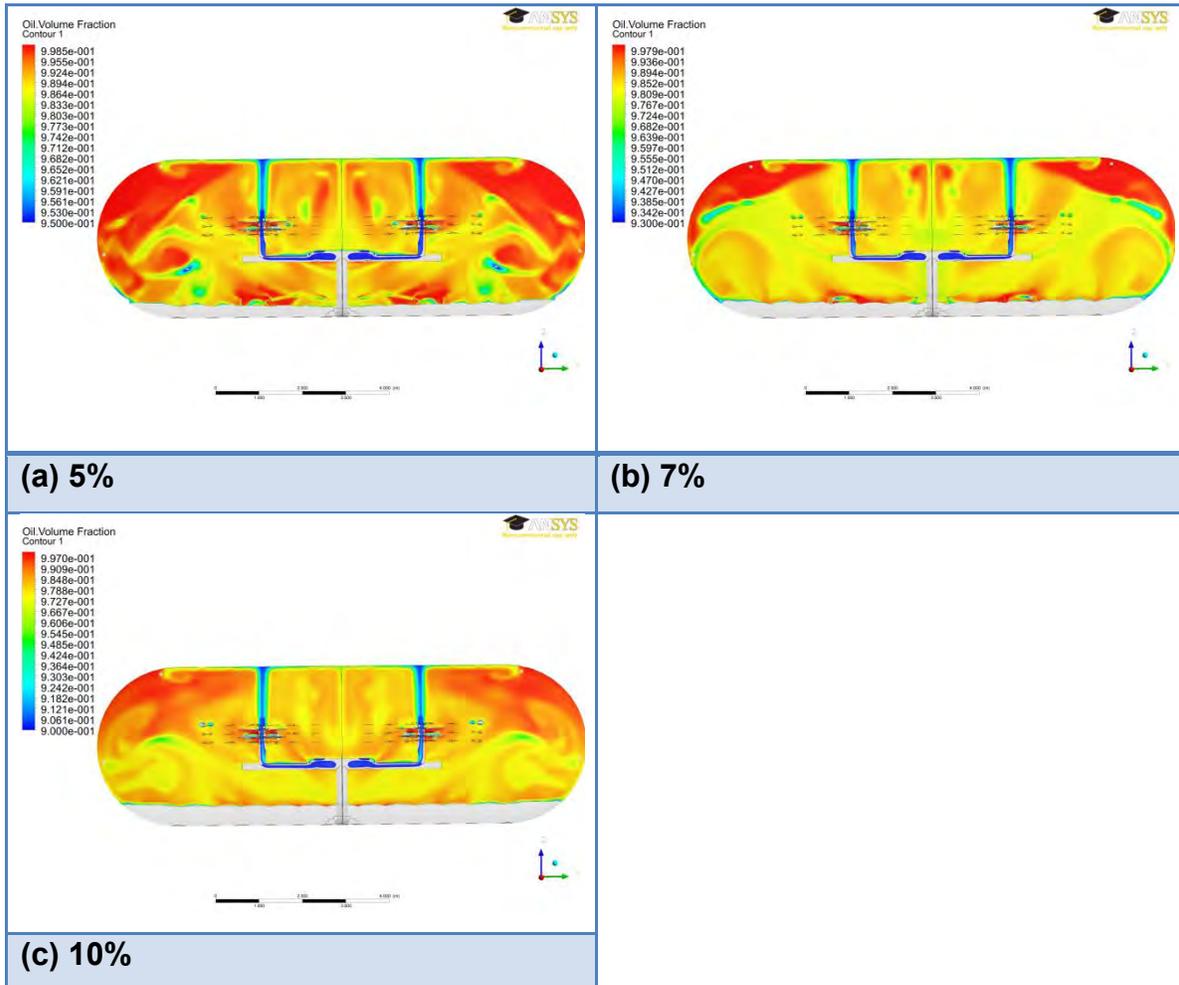


Figura 9.1. Efecto de la humedad. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.95 a 1(a), un rango de 0.93 a 1 (b) y un rango de 0.9 a 1 (c) en fracción de volumen de crudo

Para estudiar el efecto de la humedad se tomaron los valores de 5% ,7% y 10%, manteniendo todas las demás variables constantes. Se puede observar que mientras mayor sea el volumen de agua se beneficia la separación, debido a que incrementando el volumen de la fase dispersa se incrementa el área interfacial y el número de gotas, además la distancia entre las gotas se reduce lo que aumenta la probabilidad de colisión de las gotas y favorece la separación. Como se puede observar (Figura 9.1.), en los tres casos por el tubo de salida se obtiene el mismo resultado, la deshidratación del crudo, siendo el mejor el caso

de 10%, al tener mayor contenido de agua. Las concentraciones graficadas dentro del desalador son distintas en cada gráfica de la Figura 9.1 y están en el rango de entre 0.93 a 1 en fracción de volumen para el caso de 7 %, entre 0.95 a 1 en fracción de volumen para el caso de 5 %, y de 0.9 a 1 en fracción de volumen para el caso de 10% de agua..

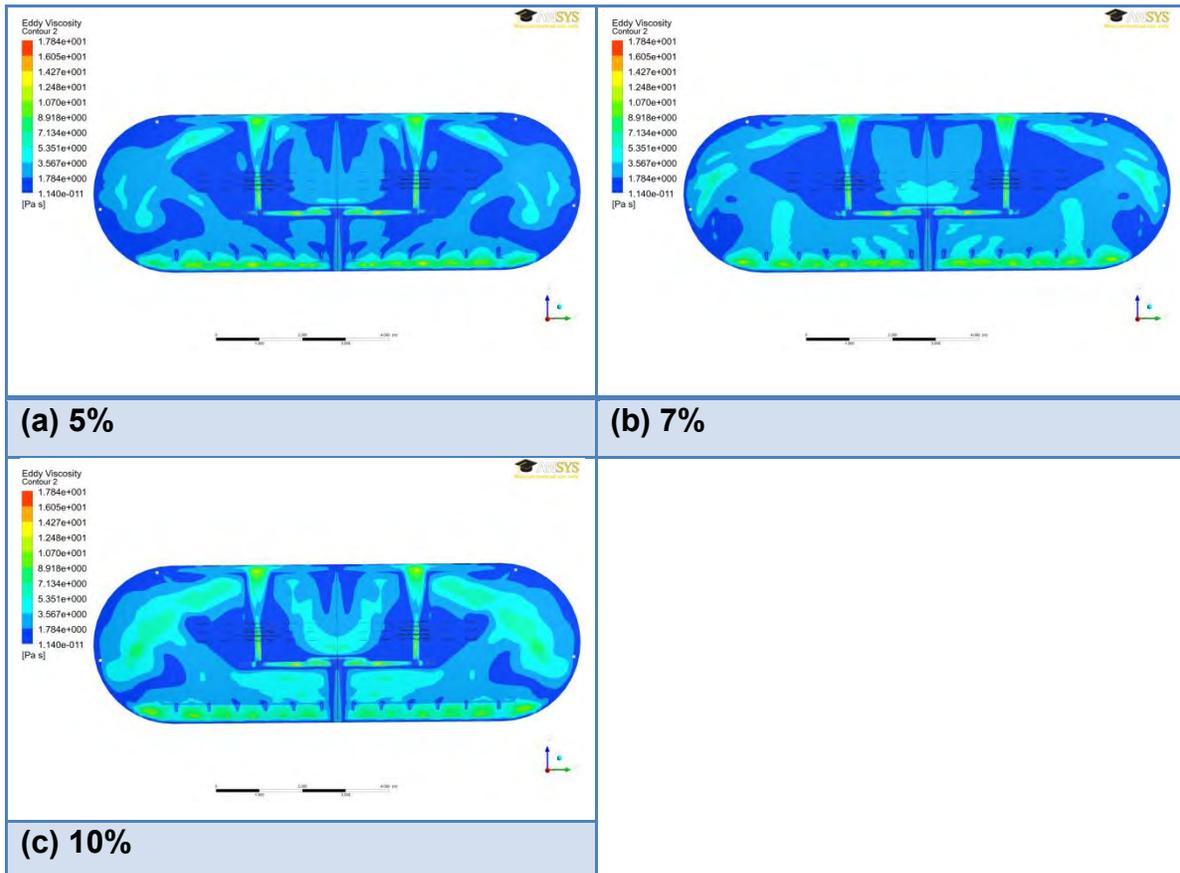


Figura 9.2. Efecto de la humedad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial.

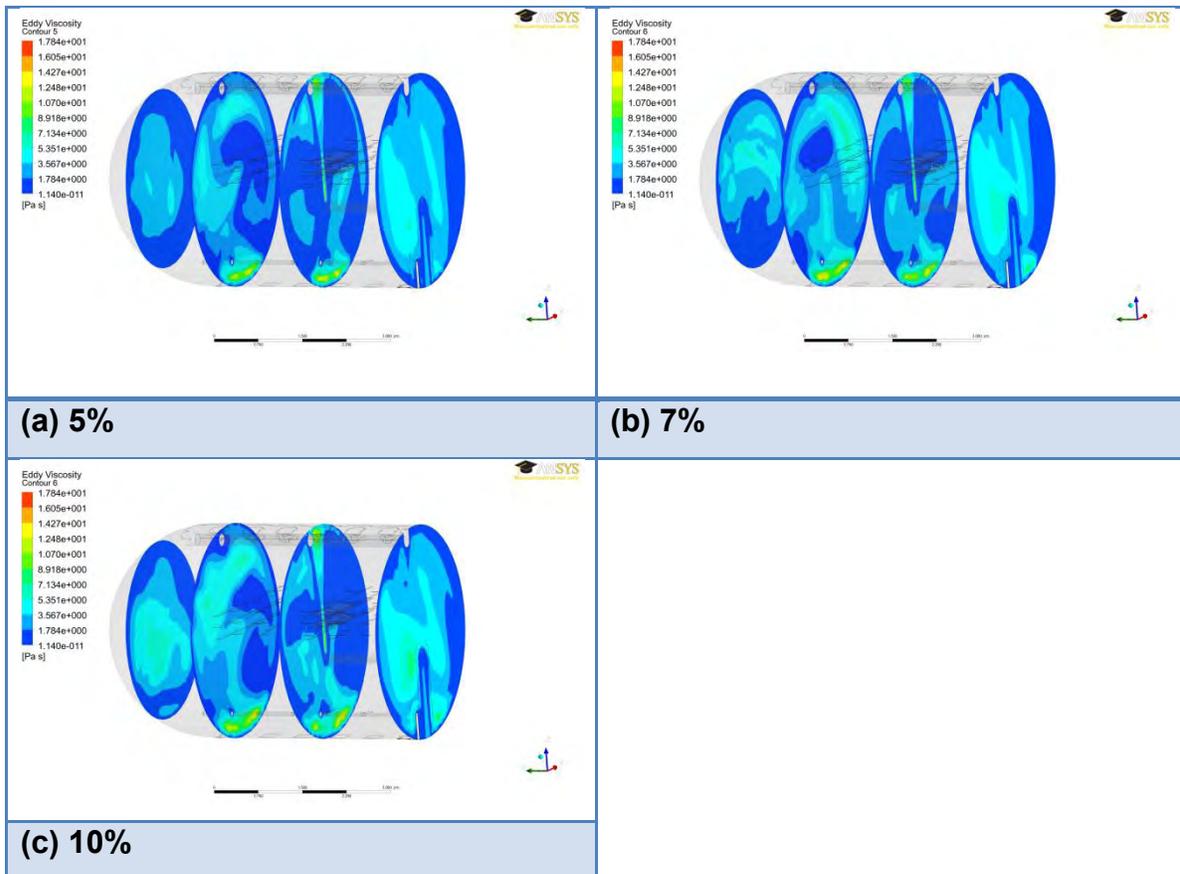


Figura 9.3. Efecto de la humedad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

Como se puede observar en las Figuras 9.2 y 9.3, la turbulencia aumenta cuando aumenta el contenido de agua, debido a que en el sistema existe una mayor cantidad de gotas de agua dispersas en crudo, y es bien conocido que cuando aumenta la fracción de volumen o el número de gotas en un sistema de este tipo, se genera más turbulencia y colisiones entre las gotas de agua.

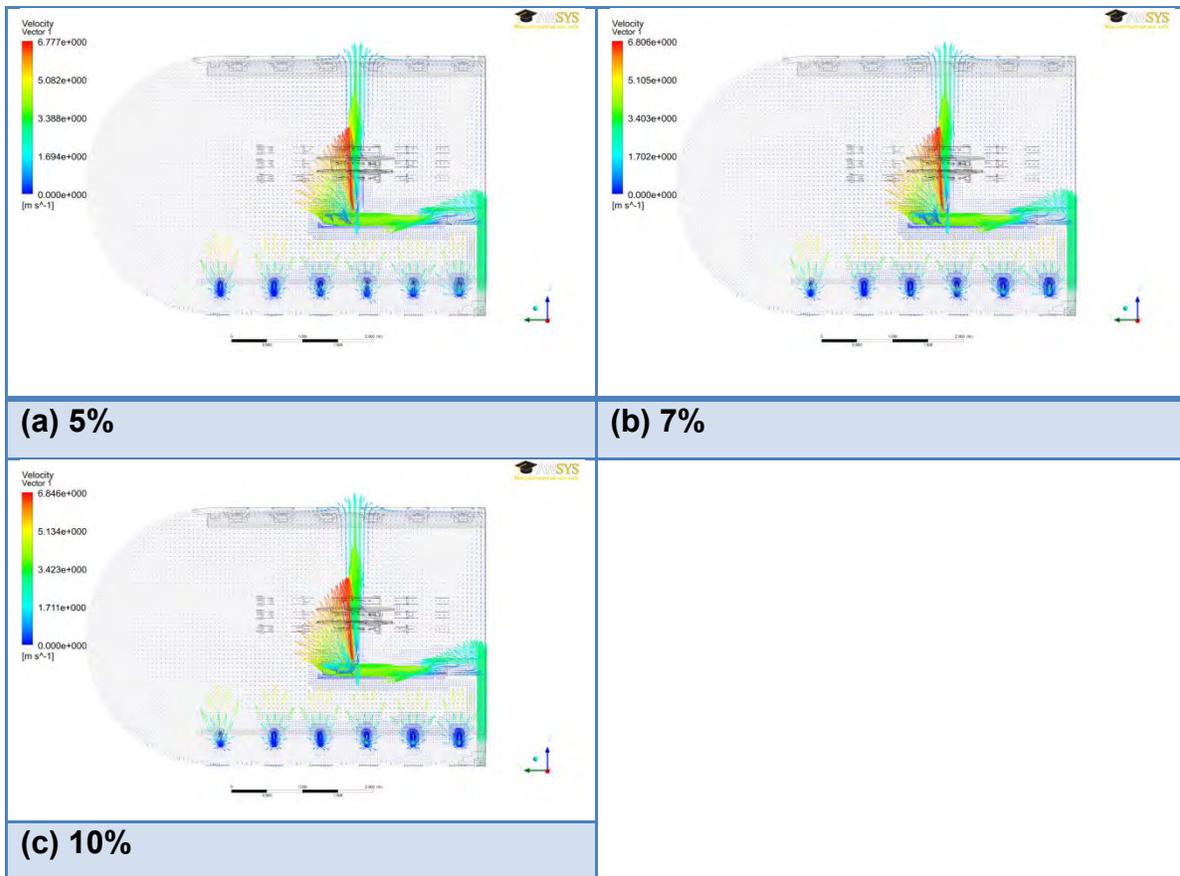


Figura 9.4. Efecto de la humedad. Campo de velocidades

El perfil de velocidades es similar en los tres casos, para el caso de 5% la velocidad promedio del agua es de  $0.119575 \left[ \frac{m}{s} \right]$  y para el caso de 10 % tiene un valor de  $0.117095 \left[ \frac{m}{s} \right]$  siendo muy cercanos los valores para los tres casos.

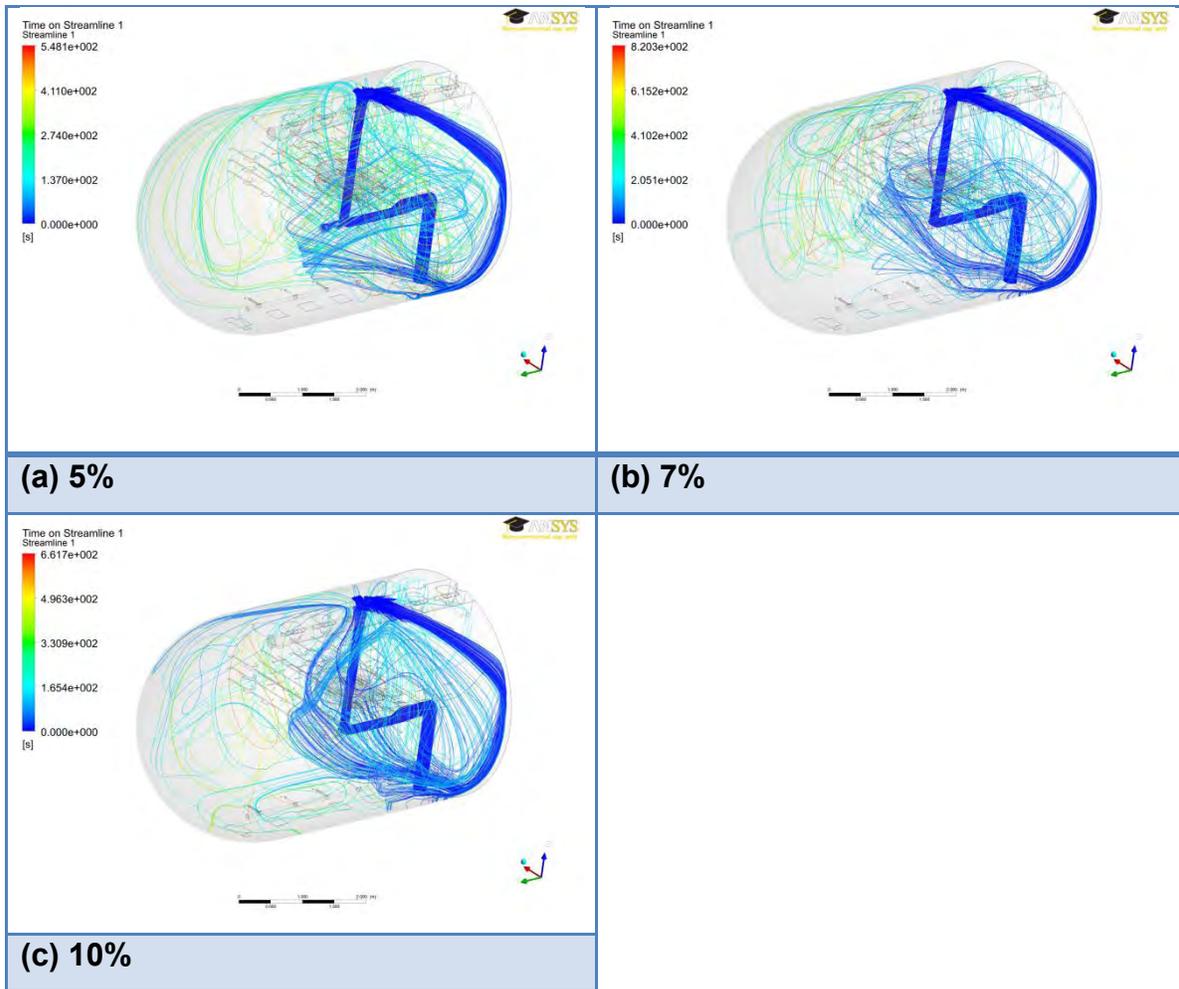


Figura 9.5. Efecto de la humedad. Tiempo de residencia

En cuanto al tiempo de residencia de las partículas disminuye conforme aumenta la cantidad de humedad.

Finalmente, se observó que por las salidas del tubo de purga de agua había pérdida de petróleo con contenidos de agua de 7% y menores. Esta observación se logró determinar cuándo se trazaron dos líneas en la primera y última salidas del tubo de purga de agua con el fin de comparar la fracción de petróleo en ellas. Las dos líneas se muestran en la Figura 9.6 sobre las cuales se graficó la fracción de volumen de crudo donde en los tres casos variaba la cantidad de agua en 5, 7 y 10% (ver Figuras 9.7 y 9.8). En ambas figuras también se señala con líneas verticales moradas la posición exacta de la salida de agua.

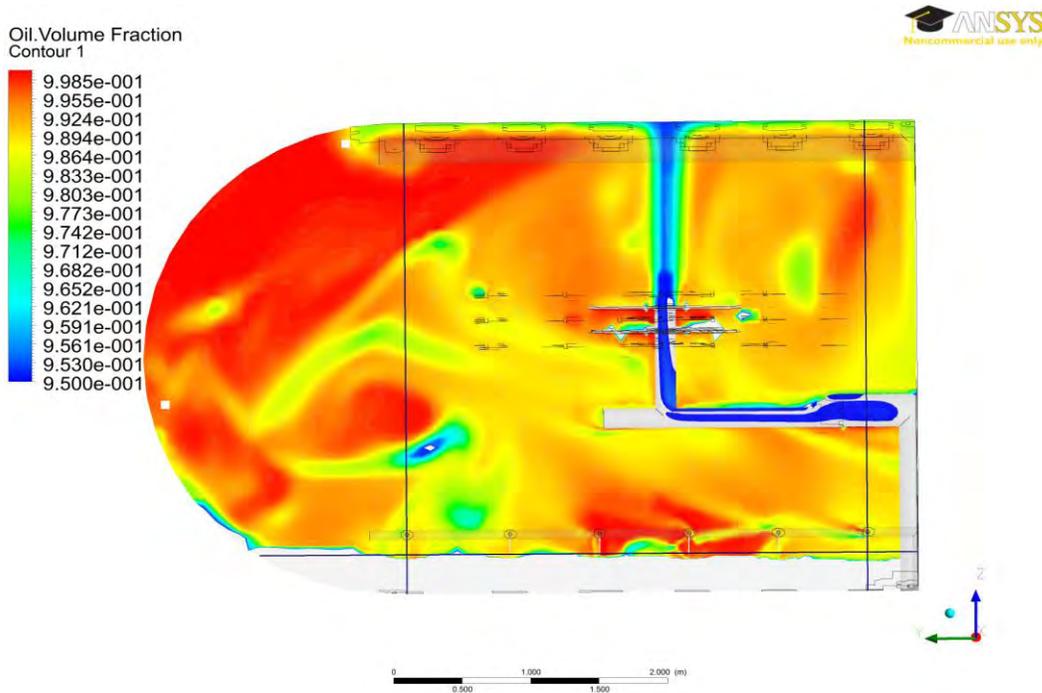


Figura 9.6. Líneas de fracción de volumen de petróleo en la primera y última salidas del tubo de purga de agua

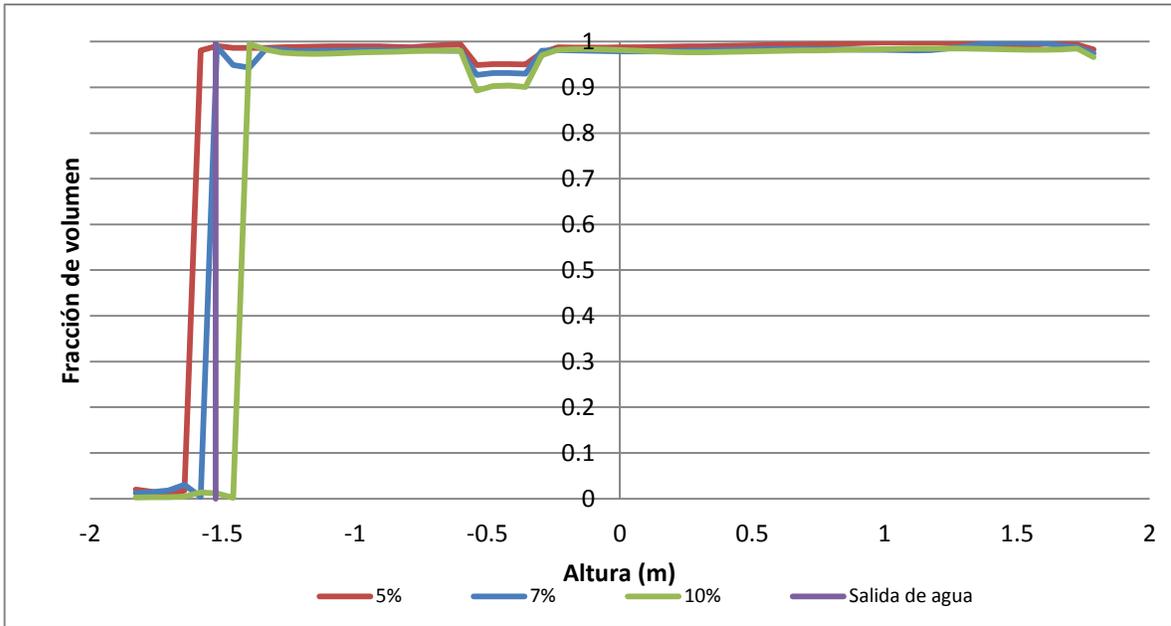


Figura 9.7. Perfil de fracción de volumen de petróleo en la primera salida del tubo de purga de agua.

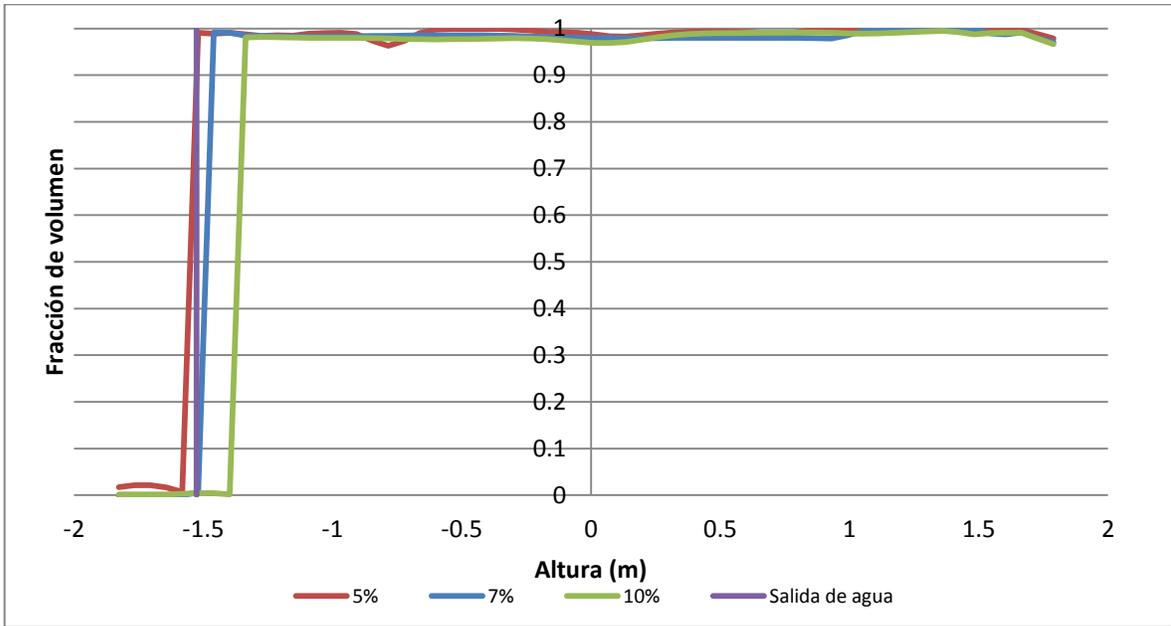


Figura 9.8. Perfil de fracción de volumen de petróleo en la última salida del tubo de purga de agua.

Como se puede observar de las Figuras 9.7 y 9.8 para el caso de 5% de agua, se tiene una pérdida de petróleo en la primera salida del tubo de purga de agua (Figura 9.6) y para los casos de 5% y 7% hay pérdidas de petróleo en la última salida de agua (Figura 9.7). Entonces, si los resultados se pudiesen validar en planta, se puede establecer una cantidad mínima de agua que debe emplearse para evitar una salida indeseada de crudo a través de las líneas de la salmuera.

Haciendo un análisis en 3D para evitar sobre simplificar el proceso de desalado con los resultados graficados en un plano 2D, se desplegaron contornos de fracción de volumen de fase crudo para todos los casos, en donde se observó que hay una mejor separación en las tapas de la desaladora (Figura 10.1) y además de un lado de la desaladora hay una mejor separación que del otro (ver Figura 10.2), lo que implica un desempeño asimétrico del desalador electrostático. Esta asimetría puede explicarse por las contracciones en el tubo alimentador de emulsión, lo que modifica distribución del fluido y genera un desbalance en el flujo, siendo mayor de un lado de la desaladora que en el otro (Figura 10.2).

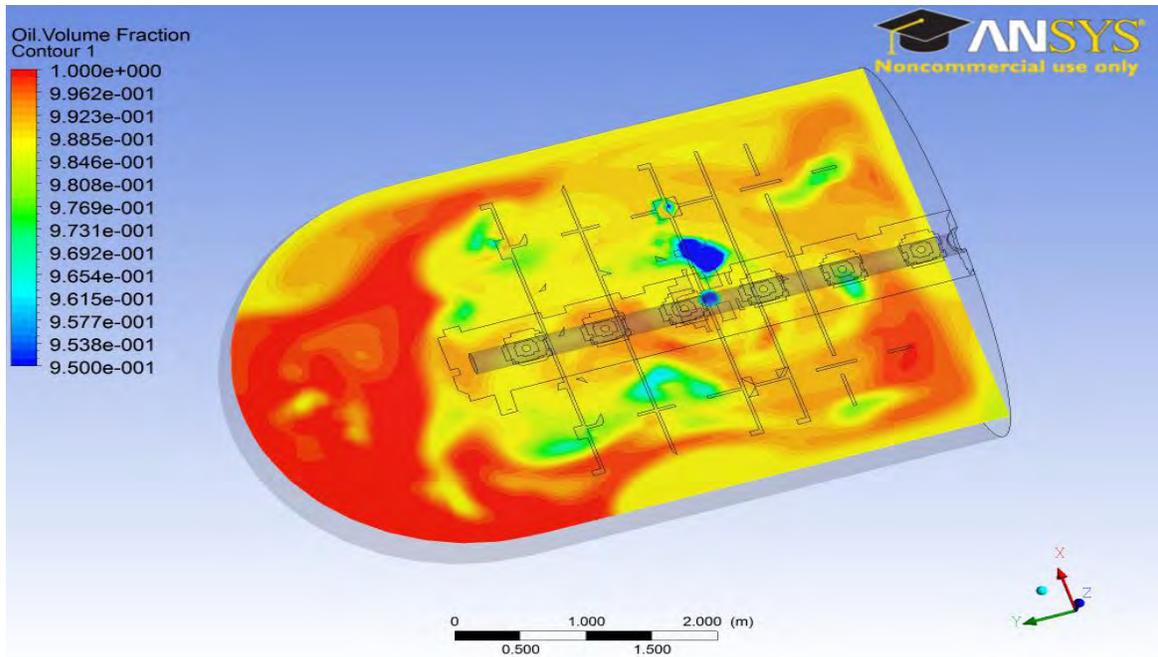


Figura 10.1. Perfiles de fracción de volumen de petróleo en un plano longitudinal.

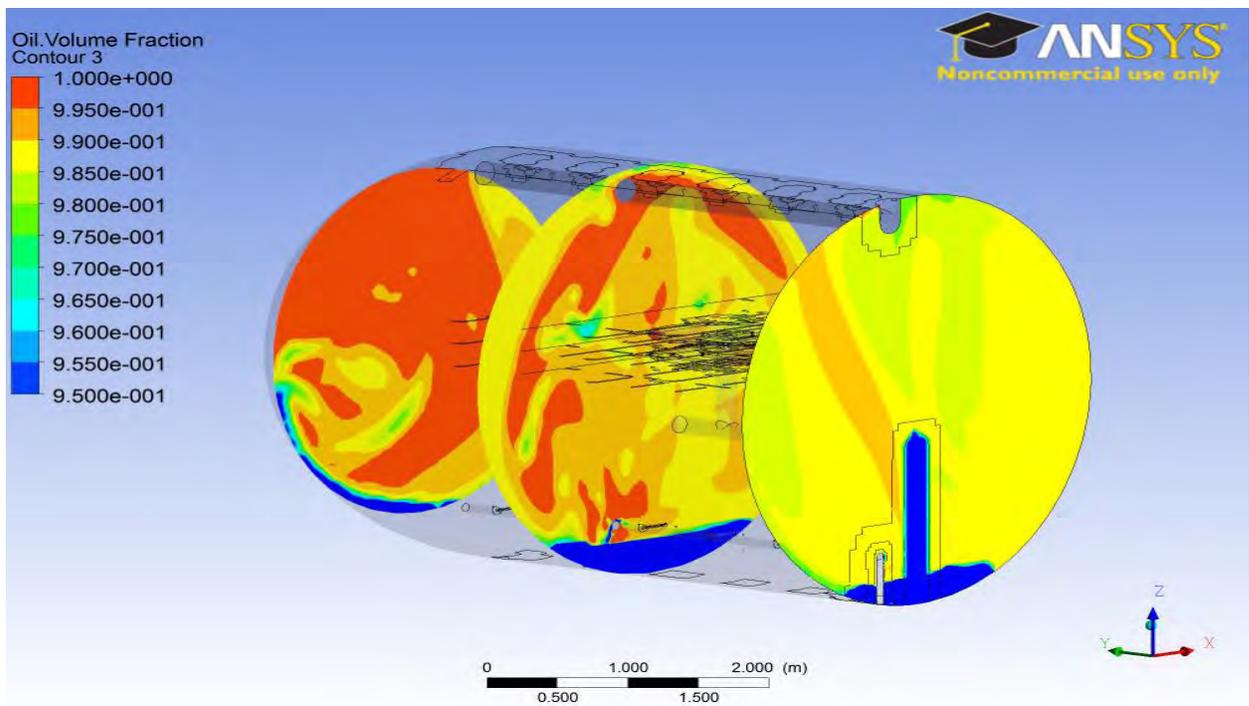


Figura 10.2. Perfiles de fracción de volumen de petróleo en un plano radial.

## 6. CONCLUSIONES

En este estudio, a diferencia de estudios anteriores, se contó con toda la geometría completa de una desaladora real de una refinería mexicana. Sin embargo, aun cuando se tenía la información de los internos, los planos fueron difíciles de descifrar y quizás la interpretación no ha sido tan fiel como debería de ser. Otro aspecto que impide determinar confiablemente el desempeño de la desaladora es el no contar con un módulo electromagnético para aplicar campos AC solo entre los electrodos, con lo que se pierde realismo.

Se pudo observar que las variables que afectan en mayor medida a la separación del crudo son (de mayor a menor efecto) la viscosidad, la humedad y el tamaño de partícula, siguiendo el campo eléctrico y por último la tensión superficial que tiene efectos mínimos en la separación del crudo.

Dado el patrón de flujo de la mezcla, se pudo observar que es malo el acomodo de los electrodos, pues no se promueve el paso de la mezcla a través de los paneles.

Hay pérdidas de petróleo con una humedad del 5 y 7% de agua pues el nivel de agua es bajo para alcanzar el tubo de purga de agua, por lo que se considera que fue un mal diseño el de este tubo.

## **7. SUGERENCIAS**

El estudio de sistemas tan complejos requiere de un análisis de las variables y cómo interactúan para poder optimizar el proceso.

Para tener una mayor idea de cuáles serían las condiciones óptimas para obtener una mejor separación en el equipo en un futuro valdría la pena realizar un estudio económicos de los servicios de calentamiento, agua, electricidad y la cantidad de desemulsificante, a fin de saber cómo se relacionan con las variables estudiadas. También, se propone un estudio experimental en planta piloto encaminado a validar este y previos trabajos de modelado.

## 8. BIBLIOGRAFÍA

1. Wauquier, J. P. (2004). *El refino del petróleo. Petróleo crudo, productos petrolíferos*. (2da ed.). Madrid: Ediciones Díaz de Santos.
2. SENER. (2013). *Estrategia Nacional de Energía 2013-2027*. México.
3. Trovamala Guadarrama, G. L. (2013). *La tecnología como factor determinante del desarrollo económico de México y Brasil. El caso de Pemex y Petrobras* (Vol. Tesis de licenciatura). (U. F. Economía., Ed.) México.
4. SENER. (2013). *Sistema de Información Energética. SIE*. Recuperado el 10 de Octubre de 2013, de Sistema de Información Energética. SIE.: <http://sie.energia.gob.mx/>
5. Devold, H. (June de 2006). Oil and gas production handbook. *Oil and gas production handbook. An introduction to oil an gas production*. Oslo: ABB ATPA Oil and GAs.
6. PEMEX. (8 de Octubre de 2013). *PEMEX*. Recuperado el 2010 de Octubre de 2013, de PEMEX. Productos y servicios.: <<[http://www.pemex.mx/productos/petroleo\\_crudo/Paginas/default.aspx#Umi9NHCBq2W](http://www.pemex.mx/productos/petroleo_crudo/Paginas/default.aspx#Umi9NHCBq2W)>>
7. Varadaraj, R., Savage, D., & Brons, C. (2001). *Patente nº US Patent Office 6,168,702, Patented Jan. 2,.* EEUU.
8. Kremer, L. (5 de January de 1993). *Patente nº US Patent Office 5,176,847*. EEUU.
9. Sams, G. W., & Moshen, Z. (2000). Emulsion Resolution in Electrostatic Processes. *Energy & Fuels*, 14, 31-37.
10. Khairan Alshehri, A. (2009). Modeling and Optimization of Desalting Process in Oil Industry. Master of Applied Science Thesis. University of Waterloo. Waterloo, Ontario., Canadá.
11. Warren, K., & Armstrong, J. (2001). *Desalting Heavy Crude Oils-The Venezuelan Experience*, 1-10. NATCO Group, Inc.

12. W. Warren, K., & W. Sams, G. (April de 2004). New Methods of Application of Electrostatic Fields. *AICHE Spring National Meeting Recent Advances in Desalting New Orleans*. NATCO Group, Inc.
13. Abdel-AAI, H., Aggour, M., & Fahim , M. (2003). *Petroleum and gas field processing*. New York: Ed. Marcel Dekker.
14. Delint, S. (2013). Coalescencia de gotas en una emulsión de crudo: una solución numérica. *Tesis de Licenciatura*. (Facultad de Química. Universidad Nacional Autónoma de México.)
15. Launder, B., & Spalding, D. (1974). "The Numerical Computation of Turbulent Flows". En *Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering* (págs. 269–289).
16. Shih, T.-H., Liou, W., Shabbir, A., Yang, Z., & Zhu, J. (1995). *A New - Eddy-Viscosity Model for High Reynolds Number Turbulent Flows - Model Development and Validation* (Vol. Computers Fluids).
17. Luo, J. Y., Issa, R. I., & Gosman , A. D. (1994). Prediction of Impeller-Induced Flows in Mixing Vessels Using Multiple Frames of Reference. *ICHEME Symposium Series, 136*, 549–556.
18. Hibiki, T., & Ishii, M. (2000). "One-group Interfacial Area Transport of Bubbly Flows in Vertical Round Tubes". *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 2711–2726.

## 9. ÍNDICE DE FIGURAS

**Figura 1.** Desalado y destilación primaria de petróleo.

**Figura 2.** Floculación, coalescencia y sedimentación de emulsiones de agua en crudo.

**Figura 3a.** Geometría de la desaladora.

**Figura 3b.** Internos de la desaladora

**Figura 3c.** Desaladora completa.

**Figura 4a.** Malla con elementos hexaédricos.

**Figura 4b.** Malla en un plano.

**Figura 5.1** Efecto de la tensión superficial. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 0.97 en fracción de volumen de crudo

**Figura 5.2.** Efecto de la tensión superficial. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial.

**Figura 5.3.** Efecto de la tensión superficial. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

**Figura 5.4.** Efecto de la tensión superficial. Campo de velocidades

**Figura 5.5.** Efecto de la tensión superficial. Tiempo de residencia.

**Figura 6.1.** Efecto de la viscosidad. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 0.97 en fracción de volumen de crudo

**Figura 6.2.** Efecto de la viscosidad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial.

**Figura 6.3.** Efecto de la viscosidad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

**Figura 6.4.** Efecto de la viscosidad. Campo de velocidades

**Figura 6.5.** Efecto de la viscosidad. Tiempo de residencia.

**Figura 7.1.** Efecto del tamaño de gota. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 0.97 en fracción de volumen de crudo

**Figura 7.2.** Efecto del tamaño de gota. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial.

**Figura 7.3.** Efecto del tamaño de gota. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

**Figura 7.4.** Efecto del tamaño de gota. Campo de velocidades

**Figura 7.5.** Efecto del tamaño de gota. Tiempo de residencia.

**Figura 8.1.** Efecto del campo eléctrico. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.93 a 0.97 en fracción de volumen de crudo

**Figura 8.2.** Efecto del campo eléctrico. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial.

**Figura 8.3.** Efecto del campo eléctrico. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

**Figura 8.4.** Efecto del campo eléctrico. Campo de velocidades

**Figura 8.5.** Efecto del campo eléctrico. Tiempo de residencia.

**Figura 9.1.** Efecto de la humedad. Contornos de fase de fracción de volumen de petróleo. Con un rango de 0.95 a 1 (a), un rango de 0.93 a 1 (b) y un rango de 0.9 a 1 (c) en fracción de volumen de crudo

**Figura 9.2.** Efecto de la humedad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano axial.

**Figura 9.3.** Efecto de la humedad. Contornos de turbulencia del sistema en un plano radial.

**Figura 9.4.** Efecto de la humedad. Campo de velocidades

**Figura 9.5.** Efecto de la humedad. Tiempo de residencia.

**Figura 9.6.** Líneas de fracción de volumen de petróleo en la primera y última salidas del tubo de purga de agua

**Figura 9.7.** Perfil de fracción de volumen de petróleo en la primera salida del tubo de purga de agua.

**Figura 9.8.** Perfil de fracción de volumen de petróleo en la última salida del tubo de purga de agua.

**Figura 10.1.** Perfiles de fracción de volumen de petróleo en un plano longitudinal.

**Figura 10.2.** Perfiles de fracción de volumen de petróleo en un plano radial.