

**PROPUESTA PARA LA SEPARACIÓN CONTROLADA DE AGUA Y SALES  
DEL PETRÓLEO CRUDO EN LA SECCIÓN DE DESALADO DE UNA  
REFINERÍA, REDUCIENDO EFECTOS CORROSIVOS AGUAS ABAJO.**

**JULIANA PARRA AVENDAÑO**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ, D.C.  
2020**

**PROPUESTA PARA LA SEPARACIÓN CONTROLADA DE AGUA Y SALES  
DEL PETRÓLEO CRUDO EN LA SECCIÓN DE DESALADO DE UNA  
REFINERÍA, REDUCIENDO EFECTOS CORROSIVOS AGUAS ABAJO.**

**JULIANA PARRA AVENDAÑO**

**Proyecto integral de grado para optar al título de:  
INGENIERO QUÍMICO**

**Director  
IVÁN ALBERTO OCHOA MARTÍNEZ  
Ingeniero Químico., MSc. Ingeniería Mecánica**

**Co-director  
JAIME EDUARDO ARTURO CALVACHE  
Ingeniero Químico., MSc. Ingeniería Química**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ, D.C.  
2020**

Nota de Aceptación

---

---

---

---

---

---

---

Ing. Juan Camilo Cely Garzón

---

Ing. Néstor Humberto Agudelo Díaz

Bogotá, D.C., febrero de 2020.

## **DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD**

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro.

**Dr. Mario Posada García Peña**

Consejero Institucional.

**Dr. Luis Jaime Posada García-Peña**

Vicerrectora Académica y de Investigaciones.

**Dra. María Claudia Aponte Gonzáles**

Vicerrector Administrativo y Financiero.

**Dr. Ricardo Alfonso Peñaranda Castro**

Secretaria General.

**Dra. Alexandra Mejía Guzmán**

Decano de la Facultad de Ingenierías.

**Ing. Julio César Fuentes Arismendi**

Director Programa Ingeniería Química.

**Ing. Iván Ramírez Marín**

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a la autora

*A Dios, que siempre me ha mostrado el camino.*

*A ti mami,  
por velar mis sueños pese a no poder dormir,  
por inspirarme a ser mejor y ser mi motivación todos los días,  
por enseñarme a florecer en sequía  
y darme alas fuertes para volar,  
por tu infinito amor y paciencia en todo momento.  
Te amo mucho.*

## **AGRADECIMIENTOS**

A la empresa ECOPETROL S.A, por abrirme sus puertas, en especial a mi director, el Ingeniero Iván Alberto Ochoa, por brindarme la oportunidad de realizar este trabajo de grado, por el tiempo dedicado, por su amabilidad y disposición desde que inicié mis prácticas en la empresa, por su orientación y guía a fin de cumplir los objetivos propuestos.

A mi profe y co-director, el ingeniero Jaime Arturo Calvache, por su paciencia, por el tiempo y consejos recibidos, por compartirme su conocimiento desde su experiencia profesional, y por su destacada asesoría para llevar a cabo este proyecto de manera exitosa.

A mis docentes y en general a la Universidad de América por la orientación brindada y las oportunidades recibidas durante toda la carrera.

A mi papá, por inspirarme a estudiar esta carrera.

A mi hermana, por aconsejarme, permanecer a mi lado siempre y apoyarme hasta el final.

A mi novio, por levantarme en cada tropiezo y hacerme sentir que puedo hacer cualquier cosa que me proponga.

Por último, a todas aquellas personas que aportaron un granito adicional para ayudarme a culminar esta etapa de mi vida con éxito.

## CONTENIDO

	pág.
<b>INTRODUCCIÓN</b>	29
<b>OBJETIVOS</b>	30
<b>1. GENERALIDADES DEL PROCESO DE DESALADO</b>	31
<b>1.1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA</b>	31
<b>1.2 AGUAS DE PRODUCCIÓN</b>	33
<b>1.3 EMULSIONES</b>	35
1.3.1 Estabilidad de las emulsiones	38
1.3.2 Problemas ocasionados por emulsiones w/o.	39
1.3.2.1 Corrosión.	40
1.3.2.2 Incrustaciones.	41
1.3.2.3 Envenenamiento de catalizadores.	42
1.3.3 Rotura de la Emulsión.	42
1.3.3.1 Acercamiento de las gotas.	43
1.3.3.2 Drenaje de la película inter-gota.	44
1.3.3.3 Rotura de la película inter-gota y coalescencia.	45
1.3.3.4 Técnicas de rotura.	46
<b>1.4 DESHIDRATADO Y DESALADO DE CRUDO</b>	47
1.4.1 Descripción del proceso.	48
1.4.2 Condiciones de Operación.	51
1.4.2.1 Temperatura del desalador.	51
1.4.2.2 Caídas de presión.	52
1.4.2.3 Adición de desmulsificador.	52
1.4.2.4 pH.	52
1.4.2.5 Intensidad del campo eléctrico.	52
<b>2. DIAGNÓSTICO SITUACIÓN ACTUAL DEL PROCESO DE DESALADO</b>	53
<b>2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO EN CAMPO</b>	53
2.1.1 Carga y precalentamiento.	55



2.1.1.1 Descripción del proceso.	55
2.1.1.2 Análisis.	59
2.1.2 Zona de inyección de agua.	61
2.1.2.1 Descripción del proceso.	62
2.1.2.2 Análisis.	64
2.1.3 Zona de separación.	67
2.1.3.1 Descripción del proceso.	67
2.1.3.2 Análisis.	71
2.1.3.3 Equipos involucrados.	79
<b>2.2 DIAGNÓSTICO Y PROPUESTA INICIAL</b>	<b>80</b>
<b>3. SELECCIÓN DEL MODELO DE DESALADO DE CRUDO</b>	<b>83</b>
<b>3.1 MODELOS DE DESALADO CONSIDERADOS</b>	<b>83</b>
3.1.1 Modelo propuesto por Alves, R. & Oliveira, R.	83
3.1.1.1 Análisis de variables.	83
3.1.1.2 Metodología.	84
3.1.1.3 Modelo propuesto.	84
3.1.1.4 Resultados.	85
3.1.2 Modelo propuesto por Cauby Coutinho, R.	85
3.1.2.1 Análisis de variables.	85
3.1.2.2 Metodología.	86
3.1.2.3 Modelo propuesto.	86
3.1.2.4 Resultados.	86
3.1.3 Modelo propuesto por Mello Duarte Da Cunha, P.	87
3.1.3.1 Análisis de variables.	87
3.1.3.2 Metodología.	88
3.1.3.3 Modelo.	88
3.1.3.4 Resultados.	89
3.1.4 Modelo híbrido de Khajehesamedini, Ali, et al.	90
3.1.4.1 Análisis de variables.	90
3.1.4.2 Metodología.	90
3.1.4.3 Modelo.	91
3.1.4.4 Resultados.	93

3.1.5 Comparativa Inicial.	94
<b>3.2 EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DEL MODELO DE DESALADO</b>	<b>96</b>
3.2.1 Criterios de comparación.	97
3.2.1.1 Antigüedad del modelo.	97
3.2.1.2 Variables de interés.	97
3.2.1.3 Complejidad numérica.	97
3.2.1.4 Precisión del modelo	97
3.2.1.5 Disponibilidad de la información.	98
3.2.1.6 Aplicabilidad Industrial.	98
3.2.1.7 Costo de implementación.	98
3.2.2 Estructura de la matriz.	98
3.2.3 Resultados de la matriz de selección.	99
<b>3.3 VALIDACIÓN DEL MODELO SELECCIONADO</b>	<b>100</b>
3.3.1 Densidad de las fases.	101
3.3.2 Viscosidad dinámica por regresión.	102
3.3.2.1 Viscosidad por ecuaciones Beggs y Robinson	104
3.3.3 Gradiente de voltaje.	104
3.3.4 Sedimento básico y agua <i>BSWf</i> .	106
3.3.5 Tiempo de residencia.	108
3.3.6 Resultados del modelo	108
<b>4. PROPUESTA PARA FAVORECER EL CONTROL DE LA SEPARACIÓN DE AGUA Y SALES CORROSIVAS</b>	<b>113</b>
<b>4.1 ZONA DE PRECALENTAMIENTO</b>	<b>113</b>
4.1.1 Caracterización de la carga.	114
4.1.1.1 Asfaltenos.	115
4.1.1.2 Cloruros.	116
4.1.1.3 Propuesta	117
4.1.2 Tratamiento químico.	118
<b>4.2 ZONA DE INYECCIÓN DE AGUA</b>	<b>119</b>
<b>4.3 ZONA DE SEPARACIÓN</b>	<b>122</b>
4.3.1 Desempeño de los desaladores.	123
4.3.1.1 Electrocoalescencia.	123

4.3.2 Remoción de lodos.	125
4.3.1.2 Variables operativas deshidratado D-001.	125
4.3.2 Válvulas de mezcla.	130
<b>5. COSTOS DE LA PROPUESTA A CONSIDERAR</b>	<b>131</b>
<b>5.1 COSTOS ZONA DE PRECALENTAMIENTO</b>	<b>131</b>
<b>5.2 COSTOS ZONA DE INYECCIÓN DE AGUA</b>	<b>133</b>
<b>5.3 COSTOS ZONA DE SEPARACIÓN</b>	<b>133</b>
<b>5.4 RESUMEN COSTOS DE LA PROPUESTA</b>	<b>135</b>
5.4.1 Inversión Tangible.	135
5.4.2 Inversión Intangible.	136
5.4.3 Capital de trabajo	137
5.4.4 Depreciación anual de activos.	138
5.4.5 Estructura e inversión	138
<b>CONCLUSIONES</b>	<b>140</b>
<b>RECOMENDACIONES</b>	<b>142</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>144</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>151</b>

## LISTA DE FIGURAS

pág.

<b>Figura 1.</b> Ubicación de la Refinería de Cartagena .....	32
<b>Figura 2.</b> Inyección de agua .....	34
<b>Figura 3.</b> Agentes emulsionantes presentes en mezclas agua-crudo .....	36
<b>Figura 4.</b> Neutralización de cargas superficiales por desmulsificantes .....	45
<b>Figura 5 .</b> Efecto del flujo de agua de lavado sobre el desalado de crudo .....	65
<b>Figura 6.</b> Efecto del NaCl (%) sobre la densidad ( $\text{g/cm}^3$ ) de la salmuera .....	65
<b>Figura 7.</b> Influencia de la temperatura en la solubilidad del agua en petróleo .....	72
<b>Figura 8.</b> (a) Influencia de $\Delta P$ en el desalado; (b) en el deshidratado.....	73
<b>Figura 9.</b> Sección transversal de un desalador de baja velocidad .....	77
<b>Figura 10.</b> Configuración de los equipos de desalado de la UDC.....	78
<b>Figura 11.</b> Funcionamiento de un transformador ideal.....	105
<b>Figura 12.</b> Corte transversal del desalador .....	106
<b>Figura 13.</b> Dimensiones del desalador 1 .....	108
<b>Figura 14.</b> Análisis causa raíz zona de precalentamiento .....	114
<b>Figura 15.</b> Análisis causa raíz zona de inyección de agua.....	119
<b>Figura 16.</b> Análisis causa raíz zona de separación .....	123
<b>Figura 17.</b> Temperatura de ebullición del agua a diferentes presiones.....	127
<b>Figura 18.</b> Comportamiento del tiempo de residencia vs agua separada .....	129

## LISTA DE TABLAS

pág.

<b>Tabla 1.</b> Iones presentes en aguas de producción .....	34
<b>Tabla 2.</b> Especificación por corrientes "precalentamiento" .....	56
<b>Tabla 3.</b> Especificación de equipos "precalentamiento" .....	57
<b>Tabla 4.</b> Características del crudo cargado*** .....	57
<b>Tabla 5.</b> Especificación por corrientes "inyección de agua" .....	62
<b>Tabla 6.</b> Especificación de equipos "inyección de agua" .....	63
<b>Tabla 7.</b> Características del agua inyectada a D-002 .....	63
<b>Tabla 8.</b> Especificación por corrientes "separación" .....	68
<b>Tabla 9.</b> Especificación de equipos "separación" .....	69
<b>Tabla 10.</b> Condiciones de operación D-001 .....	71
<b>Tabla 11.</b> Condiciones de operación D-002 .....	71
<b>Tabla 12.</b> Dimensionamiento y diseño de los desaladores.....	79
<b>Tabla 13.</b> Dimensionamiento y diseño de las válvulas de mezcla.....	80
<b>Tabla 14.</b> Comparación datos de campo y resultado .....	85
<b>Tabla 15.</b> Resultado de estimación de parámetros .....	87
<b>Tabla 16.</b> Resultado de estimación de parámetros .....	90
<b>Tabla 17.</b> Formas matemáticas evaluadas para ( $Ke$ ) .....	92
<b>Tabla 18.</b> Formas matemáticas evaluadas para ( $C\phi$ ) .....	93
<b>Tabla 19.</b> Resultados del modelo de Khajehesamedini, Ali, et Al.....	93
<b>Tabla 20.</b> Comparativo preliminar del modelo entre crudos .....	93
<b>Tabla 21.</b> Comparación entre modelos.....	95
<b>Tabla 22.</b> Ecuaciones de balance para el desalador 1 .....	107
<b>Tabla 23.</b> Resultados de la estimación de parámetros para el modelo .....	109
<b>Tabla 24.</b> Análisis de varianza (ANOVA) no lineal.....	110
<b>Tabla 25.</b> Tabla de iteraciones. ....	111
<b>Tabla 26.</b> Matriz de correlaciones de estimaciones de parámetro.....	111
<b>Tabla 27.</b> Matriz de muestreo de las corrientes de interés .....	115

<b>Tabla 28.</b> Análisis SARA y otras propiedades del crudo cargado.....	115
<b>Tabla 29.</b> Caracterización aguas agrias de la UDC .....	120
<b>Tabla 30.</b> Costos asociados a la dosificación química* .....	132
<b>Tabla 31.</b> Costo de analizador de cloruros* .....	132
<b>Tabla 32.</b> Costo lazo de control conductividad* .....	133
<b>Tabla 33.</b> Maquinaria y equipo .....	135
<b>Tabla 34.</b> Materia prima.....	136
<b>Tabla 35.</b> Gastos intangibles .....	136
<b>Tabla 36.</b> Mano de obra al mes .....	137
<b>Tabla 37.</b> Gastos operativos.....	138
<b>Tabla 38.</b> Depreciación anual .....	138
<b>Tabla 39.</b> Estructura general de costos .....	139
<b>Tabla 40.</b> Inversión inicial .....	139

## LISTA DE GRÁFICAS

pág.

<b>Gráfica 1.</b> Contenido de sal en la carga .....	61
<b>Gráfica 2.</b> Concentración de sal que ingresa a D-002.....	66
<b>Gráfica 3.</b> Eficiencia de deshidratado y desalado en D-001.....	74
<b>Gráfica 4.</b> Eficiencia de deshidratado y desalado en D-002.....	74
<b>Gráfica 5.</b> Predicción del modelo seleccionado de deshidratado .....	112
<b>Gráfica 6.</b> Conductividad del crudo de la refinería .....	124
<b>Gráfica 7.</b> Análisis de la temperatura en el proceso.....	126
<b>Gráfica 8.</b> Análisis del flujo de crudo en el deshidratado.....	128
<b>Gráfica 9.</b> Análisis del voltaje aplicado en el deshidratado .....	129

## LISTA DE DIAGRAMAS

pág.

<b>Diagrama 1.</b> Procesos de separación de fases emulsionadas o dispersas .....	43
<b>Diagrama 2.</b> Extracción liquido-líquido convencional vs desalado de crudo .....	48
<b>Diagrama 3.</b> Desalado de una etapa.....	50
<b>Diagrama 4.</b> Desalado de dos etapas con reciclo.....	51
<b>Diagrama 5.</b> Producción de petróleo.....	54
<b>Diagrama 6.</b> Secciones de la UDC.....	54
<b>Diagrama 7.</b> Etapas relevantes para el desalado de crudo.....	55
<b>Diagrama 8.</b> Zona de carga y precalentamiento de crudo .....	56
<b>Diagrama 9.</b> Zona de inyección de agua.....	62
<b>Diagrama 10.</b> Zona de separación de agua y sales .....	68
<b>Diagrama 11.</b> Metodología de selección matriz PUGH.....	96
<b>Diagrama 12.</b> Balance de materia primera en el desalador 1 .....	107
<b>Diagrama 13.</b> Propuesta de control de cloruros en el agua de lavado.....	122



## LISTA DE ECUACIONES

	pág.
<b>Ecuación 1.</b> Ley de Navier-Stokes.....	44
<b>Ecuación 2.</b> Ley de Hadamard-Rybczynski .....	44
<b>Ecuación 3.</b> Fuerza de atracción entre gotas.....	49
<b>Ecuación 4.</b> Ley de Fick.....	67
<b>Ecuación 5.</b> Modelo propuesto por Alves, R. & Oliveira, R.....	84
<b>Ecuación 6.</b> Modelo propuesto por Cauby Coutinho, R.....	86
<b>Ecuación 7.</b> Modelo propuesto por Mello Duarte Da Cunha, P. ....	89
<b>Ecuación 8.</b> Equilibrio poblacional para el deshidratado de crudo.....	92
<b>Ecuación 9.</b> Relación coeficiente de agregación y captura.....	92
<b>Ecuación 10.</b> Puntaje total por modelo .....	99
<b>Ecuación 11.</b> Puntaje ponderado por modelo .....	99
<b>Ecuación 12.</b> Densidad del agua respecto a la temperatura .....	102
<b>Ecuación 13.</b> Densidad del crudo respecto a la temperatura .....	102
<b>Ecuación 14.</b> Viscosidad dinámica del crudo.....	103
<b>Ecuación 15.</b> Estimación parámetro $A_1$ .....	103
<b>Ecuación 16.</b> Estimación parámetro $B_1$ .....	103
<b>Ecuación 17.</b> Correlación de Beggs, H.D y Robinson, J.R .....	104
<b>Ecuación 18.</b> Gradiente de voltaje entre electrodos .....	104
<b>Ecuación 19.</b> Relación de voltajes en transformadores ideales.....	105
<b>Ecuación 20.</b> Contenido básico de sedimento y agua final.....	106
<b>Ecuación 21.</b> Ecuación de balance de materia general .....	107
<b>Ecuación 22.</b> Contenido básico de sedimento y agua final.....	107
<b>Ecuación 23.</b> Tiempo de residencia entre electrodos .....	108
<b>Ecuación 24.</b> Coeficiente de correlación no lineal .....	110
<b>Ecuación 25.</b> Costos de Energía eléctrica al mes.....	134
<b>Ecuación 26.</b> Calentamiento requerido en D-001 .....	134

**Ecuación 27. Cp del crudo a diferentes temperaturas .....134**

## LISTA DE CUADROS

pág.

**Cuadro 1.** Agentes emulsionantes .....37

**Cuadro 2.** Matriz de selección del modelo para el deshidratado de crudo .....100

## LISTA DE ANEXOS

	pág.
<b>Anexo A.</b> Limpieza de datos de viscosidad	152
<b>Anexo B.</b> Balance de materia desalado de crudo	153
<b>Anexo C.</b> Encuesta selección de modelo	155

## LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS Y ACRÓNIMOS

<b>ANOVA</b>	Análisis de varianza (Analysis of Variance)
<b>API</b>	Gravedad API (American Petroleum Institute)
<b>ASTM</b>	American Society for Testing and Materials
<b>BS&amp;W</b>	Sedimento básico y agua (Basic Sediment and Water)
<b>CA</b>	Corriente alterna
<b>CAPEX</b>	Gasto en capital (Capital Expenditure)
<b>CC</b>	Corriente continua
<b>CENPES</b>	Centro de Investigación y Desarrollo Leopoldo A. Miguez de Mello
<b>ER</b>	Error relativo
<b>GL</b>	Grados de Libertad
<b>GLP</b>	Gas licuado de petróleo
<b>gpm</b>	Galones por minuto
<b>kbdc</b>	Miles de barriles día calendario
<b>kbpd</b>	Miles de barriles por día
<b>MMUS</b>	Miles de millones de dólares
<b>MSE</b>	Error cuadrático medio
<b>NACE</b>	Asociación Nacional de Ingenieros de Corrosión
<b>ONAC</b>	Organismo Nacional de Acreditación de Colombia
<b>OPEX</b>	Gasto operative (Operational Expenditure)
<b>PIB</b>	Producto Interno Bruto
<b>PLC</b>	Controlador Lógico Programable
<b>PTB</b>	Libras por cada mil barriles (Pounds per Thousand Barrels)
<b>ppm</b>	Partes por millón
<b>SPSS</b>	Social Package for Social Sciense
<b>UDC</b>	Unidad de Destilación Combinada
<b>USD</b>	Dólar americano (US Dollar)
<b>w/o</b>	Agua en crudo (water in oil)
<b>KPI</b>	Indicador clave de rendimiento (Key Performance Indicator)

## NOMENCLATURA

$V_{sed}$	Velocidad de sedimentación de Navier Stokes (m/s).
$V_H$	Velocidad de sedimentación de Hadamard (m/s).
$\rho_a$	Densidad del agua (kg/m <sup>3</sup> ).
$\rho_o$	Densidad del crudo (kg/m <sup>3</sup> ).
$g$	Aceleración de gravedad (m/s <sup>2</sup> ).
$d$	Diámetro de las gotas de agua dispersas en el crudo (m).
$\mu_a$	Viscosidad de la fase acuosa (Pa*s).
$\mu_o$	Viscosidad de la fase oleosa (Pa*s).
$K_s$	Constante dieléctrica
$\varepsilon$	Campo eléctrico aplicado entre gotas (V)
$s$	Distancia entre los centros de las gotas (m)
$F$	Fuerza de atracción entre gotas (N)
$D_{AB}$	Coefficiente de difusividad de A a B (m <sup>2</sup> /s)
$J_{AZ}$	Flujo difusivo (mol/m <sup>2</sup> *s)
$dC_A/dZ$	Gradiente de concentración (mol/m <sup>3</sup> *m)
$\Delta P$	Caída de presión (psig)
$E_1$	Campo primario de voltaje (V/cm)
$E_2$	Campo de voltaje secundario (V/cm)
$TWO_f$	Contenido de agua en el crudo, Alves y Oliveira (%v)
$\alpha, \beta, \gamma$	Constantes del modelo, Alves y Oliveira
$KP$	Parámetro derivado de la ecuación de Stokes
$TRP$	Tiempo de residencia entre electrodos
$GT$	Gradiente de voltaje
$\delta_a$	Densidad de la fase acuosa (g/cm <sup>3</sup> )
$\delta_o$	Densidad de la fase oleosa (g/cm <sup>3</sup> )
$A_T$	Área transversal del equipo
$Le$	Distancia entre electrodos
$Q_p$	Flujo de crudo
$V_e$	Voltaje entre electrodos
$BS\&W_f$	Contenido de agua en el crudo tratado
$A_0, B_0, C_0, C_1, D_0$	Constantes del modelo, Cauby Coutinho
$Asf$	Contenido de asfaltenos en el crudo (%m/m)
$\mu_p$	Viscosidad del crudo en función de la temperatura (g/cm*s)
$\Delta\rho$	Diferencia de densidad entre fase acuosa y oleosa (g/cm <sup>3</sup> )
$A, B, C, D, E$	Constantes del modelo de Mello Duarte Da Cunha

$C\phi$	Coeficiente de captura
$Ke$	coeficiente de frecuencia de agregación
$C_{cap}$	Coeficiente de sedimentación de captura
$n$	Número de densidad de partículas
$n^\circ$	Densidad de partículas que entran al tratador
$t$	Tiempo (s)
$v$	Volumen de partícula
$\alpha$	Frecuencia de agregación
$T_H$	Temperatura de proceso de Khajehesamedini, et al (K)
$Ee$	Campo eléctrico entre electrodos (kV/cm)
$\rho_{agua}$	Densidad de la fase acuosa (g/cm <sup>3</sup> )
$T$	Temperatura de proceso (°F)
$\rho_{oleosa}$	Densidad del crudo en la emulsión (g/cm <sup>3</sup> )
$\rho_{01}$	Densidad estándar del crudo (Lb/ft <sup>3</sup> )
$v_{crudo}$	viscosidad cinemática del crudo (cst)
$A_1, B_1$	Coeficientes de regresión de viscosidad
$\mu$	Viscosidad dinámica del crudo (cP)
$n$	Número de datos
$\gamma_{API}$	Gravedad API
$\mu_{od}$	Viscosidad del petróleo libre de gas (cP)
$V_p$	Voltaje primario (kV)
$V_s$	Voltaje secundario (kV)
$x$	Distancia entre electrodos, Cunha (cm)
$N_s/N_p$	Relación de transformación
$N_s$	Número de espirales en el bobinado secundario
$N_p$	Número de espirales en el bobinado primario
$I_s$	Corriente en el bobinado secundario (A)
$I_p$	Corriente en el bobinado primario (A)
$m_{agua}$	Masa de agua (kg)
$m_{crudo}$	Masa de crudo (kg)
$F$	Flujo de proceso (bbl/día)
$W_i$	Porcentaje en volumen de agua en la corriente i (%)
$O_i$	Porcentaje en volumen de crudo en la corriente i (%)
$E_i, B_i, V_i, Q_i, R_i,$	Corrientes de proceso (m <sup>3</sup> /hr)
$\rho_{w_i}$	Densidad de agua en la corriente i (kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_{o_i}$	Densidad de crudo en la corriente i (kg/m <sup>3</sup> )
$Q_p$	Caudal de crugo entrante (cm <sup>2</sup> /s)

<b><i>PkVA</i></b>	Potencia (kVA)
<b><i>Fo</i></b>	Flujo másico de crudo (kg/h)
<b><i>Cpoil</i></b>	Capacidad calorífica crudo (kJ/kg K)
<b><i>Fw</i></b>	Flujo másico de agua (kg/h)
<b><i>Cpwater</i></b>	Capacidad calorífica crudo (kJ/kg K)
<b><math>\Delta T</math></b>	Cambio de temperatura (K)
<b><i>Qd1</i></b>	Calor (kJ/h)
<b><i>Cpcrudo</i></b>	Capacidad calorífica crudo (BTU/libra°F)
<b><i>SG</i></b>	Gravedad específica

## **SUBÍNDICES**

<b><i>i</i></b>	Especie
<b><i>I</i></b>	A la entrada del tratador
<b><i>O</i></b>	A la salida del tratador
<b><i>O</i></b>	Parámetro derivado del modelo de Alves y Oliveira
<b><i>C</i></b>	Parámetro derivado del modelo de Cauby Coutinho
<b><i>M</i></b>	Parámetro derivado del modelo de Mello Duarte Da Cunha



## GLOSARIO

**AGUA PRODUCIDA.** El agua producida se clasifica como atrapada o libre. El agua atrapada genera una emulsión estable que no se logra depositar rápidamente cuando los fluidos producidos se mantienen en reposo en un recipiente, mientras que el agua libre se deposita en minutos.

**BS&W.** El petróleo, tal y como se produce a partir del pozo y el equipo de producción puede contener cantidades considerables de salmuera, así como materiales sólidos, el contenido de sedimento básico y agua se conoce como BS&W y se determina en campo mediante la prueba ASTM D96<sup>1</sup>.

**BUSHING.** Cojinete de aislación para transformadores. El aislador suele ser de tipo seco con revestimientos de caucho de silicona o porcelana como aislamiento exterior.

**CORTE DE AGUA.** Se refiere al porcentaje en volumen de agua presente en la mezcla de petróleo crudo/agua.

**CRUDO LIMPIO.** Se define como el petróleo crudo libre de sedimentos básicos y agua, se utiliza como base hipotética para medir el contenido de sales de un crudo.

**DESMULSIFICANTE.** Se trata de una mezcla de productos químicos utilizados para romper una emulsión al destruir o debilitar la película estabilizadora alrededor de las gotas de la fase dispersa. Para el caso la fase dispersa es la salmuera y la fase continua el crudo.

**DESALACIÓN.** El retiro de sales de un fluido es necesario, pues estas generan diversos problemas de corrosión, incrustaciones, entre otros, que obstaculizan el adecuado rendimiento en las plantas de proceso. El desalado generalmente incluye el deshidratado de crudo, asumiendo el arrastre de sales disueltas en la fase acuosa.

**DESHIDRATACIÓN.** Se refiere al proceso de remover el agua presente en un medio particular mediante técnicas varias, generalmente se realiza a medios líquidos o gaseosos. Para el presente proyecto, el deshidratado comprende una fase del desalado de crudo y se llevará a cabo por electrocoalescencia de la fase dispersa.

---

<sup>1</sup> ASTM. Standard Test Methods for Water and Sediment in Crude Oil by Centrifuge Method. Designation: 88(1998) [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 2. [Consultado 6 de enero de 2020]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D96.htm>

**ELECTRODOS O REJILLAS.** Son las placas utilizadas para establecer el campo eléctrico en los tratadores electrostáticos, el gradiente de voltaje depende en gran medida de la distancia y número de rejillas en los tratadores.

**EMULSIÓN.** Combinación de dos líquidos inmiscibles, se trata de una suspensión casi estable de gotas finas de un líquido disperso en otro, el líquido presente como pequeñas gotas es la fase dispersa, mientras que el líquido circundante es la fase continua o externa. En el proceso de producción de crudo estas emulsiones son estabilizadas por componentes del crudo mismo y la turbulencia a través del aparataje de transporte.

**EMULSIONANTE.** Además del crudo y el agua, una tercera sustancia, llamada emulsionante o agente surfactante, debe estar presente para que se produzca una emulsión estable. Estos emulsionantes generalmente existen como una película en la superficie de las gotas dispersas impidiendo la floculación y obstaculizando la sedimentación por acción de la gravedad.

**GRAVEDAD ESPECÍFICA.** Es la relación entre la masa de un volumen dado de una sustancia y la de un volumen igual de otra sustancia utilizada como estándar. A menos que se indique lo contrario, el aire se usa como estándar para gases y agua para líquidos y los volúmenes medidos a 60 °F y presión atmosférica.<sup>2</sup>

**INTERFAZ.** La superficie de contacto entre los límites de dos líquidos inmiscibles, por ejemplo, el área de superficie entre las gotas de agua y el crudo circundante, es uno de los factores más difíciles de controlar durante el proceso de desalado ya que, un inadecuado nivel de interfaz puede provocar daños al sistema eléctrico de los desaladores electrostáticos.

**RESOLUCIÓN DE EMULSIÓN.** La resolución de una emulsión implica la separación de fases presentes en ella generalmente vistas como fase dispersa y continúa, ya sea por métodos químicos, térmicos, mecánicos, eléctricos o una combinación de los mismos

**TRATADOR ELECTROSTÁTICO.** Tratador que aplica campos eléctricos a las emulsiones de tipo agua en aceite para formar dipolos magnéticos en las gotas de agua e inducir a su atracción y posterior coalescencia.

---

<sup>2</sup> MANNING, Francis & THOMPSON, Richard. Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil, 1995. 2<sup>da</sup> ed. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books, p. 47

## RESUMEN

A medida que se extiende la explotación petrolera, se producen cantidades importantes de agua, parte de ella forma emulsiones en el crudo, favoreciendo el potencial corrosivo y contaminante del mismo por el arrastre de sales y otros compuestos<sup>3</sup>. Debido a esto, es fundamental establecer un programa adecuado de desalado y deshidratado de crudo enfocado en aumentar la eficiencia del proceso para disminuir los riesgos de accidentalidad con daño potencial al ambiente, a la infraestructura y a las personas, por pérdida de integridad de los equipos aguas abajo.

De esta manera, el presente proyecto busca generar una propuesta para mejorar el rendimiento del desalado y deshidratado de crudo actual en la refinería, favoreciendo así, la separación de las fases presentes, manteniendo constantes y dentro de especificaciones, los contenidos de sal y agua en el crudo producto, por lo que se llevó a cabo un diagnóstico del estado actual del proceso para establecer un punto problema de partida. Posteriormente, y con el fin de evaluar el efecto de las variables de interés sobre la eficiencia del desalado, se seleccionó un modelo matemático capaz de dar repetibilidad, con cierto nivel de precisión a los valores reales y a partir de este, se evaluaron las condiciones óptimas de trabajo.

Partiendo de dichas condiciones y una serie de análisis de causa raíz, se determina que la principal debilidad del desalado actual, es debida a la inadecuada caracterización de la carga de crudo, a la baja eficiencia del tratamiento químico para rotura de emulsión y al alto contenido de sales e hidrocarburo en el agua de lavado, por lo que se realizaron una serie de propuestas para rediseñar los procedimientos de caracterización e inyección del tratamiento químico y aguas de lavado para promover la ruptura adecuada de las emulsiones y favorecer la coalescencia en los desaladores. Finalmente, se evalúan los costos de la propuesta, con una inversión de 241300 USD al mes de haber sido implementada.

**Palabras clave:** Eficiencia, Emulsión, Desalado, Deshidratado, Electrocoalescencia, Refinación,

---

<sup>3</sup> ROLDÁN PÉREZ, Raul & MANRIQUEZ ÁNGELES, Verónica. Control de la Hidrólisis de Sales para Reducir la Corrosión en Unidades de Destilación de Crudo. México: Informe XVIII Foro de Avances de la Industria de la Refinación. 2012. [Citado el 6 de julio 2019]. Disponible en: <https://akbal.imp.mx/foros-ref/xviii/TQ/TQ6.pdf>

## ABSTRACT

As the oil exploitation expands, significant amounts of water are produced, part of it forms emulsions in the crude, favoring the corrosive and contaminating potential of the same by the dragging of salts and other compounds. Due to this, it is essential to establish an adequate crude-oil desalination and dehydration program focused on increasing the efficiency of the process to reduce the risks of accidents with potential damage to the environment, infrastructure and people, due to loss of integrity of the water equipment down.

In this way, the present project seeks to generate a proposal to improve the performance of the desalting and dehydration of current crude oil in the refinery, thus favoring the separation of the present phases, keeping the salt and water contents constant and within specifications. The crude product, so a diagnosis of the current state of the process was carried out to establish a starting problem point. Subsequently, and in order to evaluate the effect of the variables of interest on the desalination efficiency, a mathematical model capable of giving repeatability, with a certain level of precision to the real values, was selected, and from this, the optimal conditions were evaluated of work.

Based on these conditions, evaluated for one of the teams and a series of root cause analyzes, it is determined that the main weakness of the current desalination is due to the inadequate characterization of the crude oil load, the low efficiency of the chemical treatment for breakdown of the emulsion and the high content of salts and hydrocarbon in the wash water, therefore, a series of proposals were made to redesign the procedures for characterization and injection of the chemical treatment and wash waters to promote adequate breakdown of the emulsions and promote coalescence in desalination plants. Finally, the costs of the proposal are evaluated, with an investment of 241,300 USD a month after it has been implemented.

**Key words:** Efficiency, Emulsion, Desalting, Dehydrated, Electrocoalescence, Refining,

## INTRODUCCIÓN

Los campos petroleros exhiben habitualmente crecientes cortes de agua de formación que varían según la edad del depósito y el método de recuperación, cuando el petróleo y parte del agua de formación se ponen en contacto debido al alto cizallamiento durante el aparataje de producción y transporte, se forman emulsiones de tipo agua en aceite (w/o) que son altamente problemáticas pues albergan variedad de contaminantes que pueden comprometer la integridad mecánica de los equipos de proceso, por lo que el crudo debe ser procesado para separar el agua asociada, ya sea en forma emulsionada o libre, con el objetivo de reducir su contenido a un porcentaje especificado

En la Unidad de Destilación Combinada de la refinería de Cartagena, se instaló una sección de deshidratado y desalado, previa al cargue al horno atmosférico, en dicha sección se inyecta desmulsificante y agua de lavado al crudo, antes de la entrada de éste a los desaladores electrostáticos, en donde se cubre el proceso de remoción de contaminantes mediante la inducción de dipolos eléctricos en las gotas de agua para su posterior coalescencia y separación por gravedad. Sin embargo, el proceso de desalado presenta una eficiencia global no mayor a 74% frente al 95% que debería reportar según literatura.

Con base en esta premisa y a raíz del ensuciamiento repetitivo por cloruros, agua y sedimentos en las unidades aguas abajo de la refinería de Cartagena, se hace necesario, a través del presente proyecto, formular una propuesta integral para mejorar el rendimiento de los procesos de deshidratación y desalado de crudo, cuyo fin es reducir principalmente la susceptibilidad a corrosión, ensuciamiento y pérdidas de contención en los activos.

Para desarrollar dicha propuesta, el presente proyecto se estructura en 5 partes, la primera de las cuales abarca información general y relevante para comprender la naturaleza de las emulsiones y su debida ruptura, la segunda parte por su lado, es un diagnóstico del proceso actual para establecer un análisis de causalidad inicial, posteriormente son presentados y comparados los modelos matemáticos que representan el deshidratado de crudo, la elección del modelo a trabajar en el proyecto depende de la correcta validación del mismo. Una vez validado, el siguiente capítulo establece una serie de propuestas para mejorar la eficiencia del deshidratado/desalado partiendo de un análisis de sensibilidad y una serie de análisis de proceso integral. El quinto y último capítulo, abarcará los costos de implementación de la propuesta planteada.

## **OBJETIVOS**

### **OBJETIVO GENERAL**

Formular una propuesta para la separación controlada de agua y sales corrosivas del petróleo crudo en la sección de desalado de una refinería colombiana.

### **OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Identificar las propiedades, condiciones y características del desalado de crudo con base al procedimiento actual en campo.
- Seleccionar un modelo matemático que describa adecuadamente el comportamiento de la separación en función de las variables relevantes para el proceso.
- Establecer las condiciones de operación que favorecen el control de la separación partiendo del modelo seleccionado.
- Realizar un análisis de costos de la propuesta considerada.

## 1. GENERALIDADES DEL PROCESO DE DESALADO

El desarrollo de una propuesta para retirar de manera estable el agua y sales corrosivas presentes en el petróleo crudo que ingresa a la refinería, requiere de un conocimiento previo sobre los procedimientos de desalado y deshidratado durante la producción y refinación del crudo, debido a esto, el propósito del siguiente capítulo es proporcionar información de interés para entender el origen y tratamiento de las emulsiones de agua en aceite y su influencia en el carácter salado del crudo, así como los problemas que ocasionan. Es apremiante dar un enfoque al proceso de deshidratado y desalado por electrocoalescencia pues es la técnica de interés para el presente proyecto, de esta manera se abordan los factores determinantes para el comportamiento y la eficiencia de la separación agua-crudo

### 1.1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

Ecopetrol S.A. es una compañía dedicada al desarrollo, en Colombia o en el exterior, de actividades comerciales o industriales correspondientes o relacionadas con la exploración, explotación, refinación, transporte, almacenamiento, distribución y comercialización de hidrocarburos, sus derivados y productos. Es una de las 300 empresas más grandes del planeta, según el ranking Global 2000 realizado por la revista Forbes en 2019, su margen de utilidades se acerca a los 12 billones de pesos y cuenta con participación en Brasil, Perú y el Golfo de México<sup>4</sup>. La empresa alcanza en promedio una producción de 720,000 barriles diarios y sus reservas han aumentado en los últimos años. En 2018, incorporó 307 millones de barriles de petróleo equivalentes en reservas probadas para cerrar esa vigencia con 1,727 millones de barriles, lo que significaría una autosuficiencia superior a los 6 años.<sup>5</sup>

Adicionalmente, cuenta con campos de extracción de hidrocarburos en el centro, el sur, el oriente y el norte de Colombia, tres puertos para exportación e importación de combustibles y crudos en ambas costas, una red de transporte de 8500 kilómetros de oleoductos y poliductos a lo largo de toda la geografía nacional, dos refinерías en Cartagena y Barrancabermeja con una carga en conjunto de 372.9 kbdc a 2018.<sup>6</sup>

---

<sup>4</sup>DINERO. [sitio web]. ¿Cuál es la clave del éxito de Ecopetrol que rompió récord de utilidades? [Citado el 19 de diciembre 2019]. Disponible en: <https://www.dinero.com/empresas/articulo/cuantas-utilidades-dejo-ecopetrol-en-el-primer-semester-de-2019/275492>

<sup>2</sup>DINERO. [sitio web]. Ecopetrol saca la cara en Latinoamérica. [Citado el 1 agosto 2019]. Disponible en: <https://www.dinero.com/edicion-impres/negocios/articulo/cual-es-el-balance-de-ecopetrol-en-2018/269232>

<sup>6</sup> ECOPETROL. [sitio web]. Colombia: Reporte Integrado de Gestión Sostenible 2018. [Citado el: 22 julio 2019]. Disponible en: <https://nuevoportal.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/publicaciones/informes-de-gestion-y-sostenibilidad>

La refinera de Cartagena (Reficar S.A.) tiene una capacidad instalada de 150 kbpd y una conversi3n del 97%<sup>7</sup>, se encuentra ubicada en la zona industrial de Mamonal, su localizaci3n se presenta en la Figura 1.

**Figura 1.** Ubicaci3n de la Refinería de Cartagena



**Fuente:** REFINERÍA DE CARTAGENA. [Sitio web]. Google, Ubicaci3n refinera. [Consulta: 16 julio 2019]. Disponible en: <https://www.google.com/maps/search/refineria+de+cartagena+ecopetrol/@10.3133104,-75.5017178,15z>

La refinera se carga con 60% crudos dom3sticos y 40% crudos importados para la producci3n de di3sel, gasolina, jet, GLP, propileno, azufre y coque<sup>8</sup>, cumpliendo especificaciones internacionales en cuanto al contenido de azufre (gasolina 30 ppm y di3sel 10 ppm) para abastecer el mercado nacional y exportar excedentes de combustible y coque a mercados internacionales.

Reficar S.A. busca administrar, optimizar y mejorar continuamente la capacidad instalada, asegurar la confiabilidad, la integridad, los est3ndares de desempe1o y la eficiencia del proceso mediante iniciativas de mejora operacional que permitan continuar con un destacado desempe1o, reflejado en mayores rendimientos de productos valiosos y menores riesgos tanto econ3micos como humanos, debido a esto surge la necesidad de presentar una propuesta para corregir las perturbaciones del proceso de desalado que a menudo incrementan el nivel del escenario de riesgo de corrosi3n en varias unidades aguas abajo,

---

<sup>7</sup> ECOPETROL. [sitio web]. Colombia: Refinería de Cartagena. [Citado el 12 julio 2019]. Disponible en: <https://nuevoportal.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/quienes-somos/lo-que-hacemos/refinacion/Nueva-Refineria-de-Cartagena/Una%20refiner%C3%ADa%20m%C3%A1s%20amigable%20con%20el%20medio%20ambiente>

<sup>8</sup> Ibid., p. 2.



para ello se hace necesario comprender como primera medida, la formación de emulsiones asociadas al agua de producción y al crudo.

## 1.2 AGUAS DE PRODUCCIÓN.

El agua a menudo está presente en el fondo de los pozos petroleros ejerciendo presión sobre las acumulaciones de crudo. A medida que el crudo se produce y se envía hacia la superficie, el agua avanza hacia los espacios saturando los poros de las rocas, arenas y carbonatos que constituyen dichos yacimientos petroleros y perturba el contacto petróleo/agua, la agitación de dichos fluidos puede dar una emulsión estable de agua en aceite (w/o) en la que la fase acuosa permanece dispersa durante un largo período de tiempo.

Conforme el pozo envejece, la presión del yacimiento disminuye y la producción de agua aumentará promediando seis veces la cantidad de crudo que se lleva a la superficie, de manera que; la eficacia de los procesos de producción y refinación está relacionada con su capacidad para controlar el agua producida, cuya composición depende de una serie de parámetros que incluyen el ambiente depositacional, la mineralogía de la formación, su historial de presión y temperatura, y el influjo o la migración de los fluidos<sup>9</sup>, constantemente dichos cortes de agua corresponden a soluciones de alta salinidad compuestas principalmente por NaCl, CaCl<sub>2</sub> y MgCl<sub>2</sub>, además de otras combinaciones orgánicas, sólidos en suspensión, metales pesados y gases disueltos que pueden ocasionar diferentes problemas en los procesos de transporte y refinación.

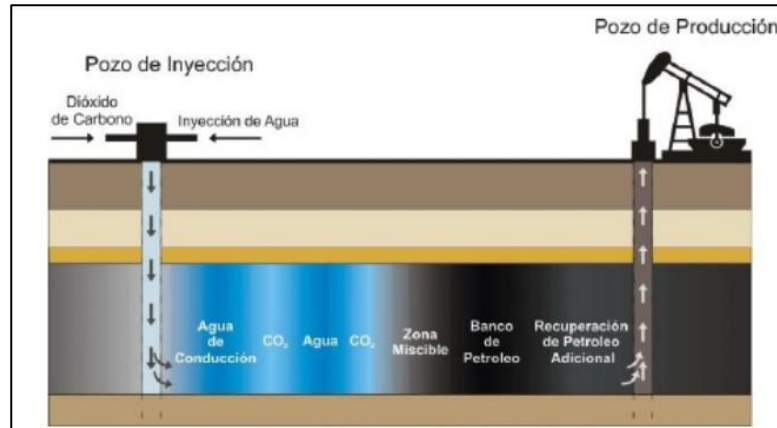
En algunos yacimientos incluso, el agua es inyectada intencionalmente como parte de proyectos de recuperación secundaria o para mantener la presión, en éste último el agua se inyecta a la fase acuosa o capa freática del yacimiento para que no disminuya la presión general del depósito aumentando la recuperación de petróleo hasta en un 40%, mientras que en un proceso de recuperación secundaria el agua proveniente del pozo inyector penetra entre los poros de la roca saturada con petróleo y lo empuja hacia las zonas de menor presión, es decir hacia el pozo productor recuperando hasta un 60% de crudo<sup>10</sup>, tal como se muestra en la Figura 2.

---

<sup>9</sup> ABDOU, Medhat, *et al.* Valor del Agua de Formación. Oilfield Review [en línea]. 2011, 23 (1).. [Citado el 11 de julio de 2019]. p. 27. Disponible en: [https://connect.slb.com/~media/Files/resources/oilfield\\_review/spanish11/spr11/composito.pdf](https://connect.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish11/spr11/composito.pdf)

<sup>10</sup> CURTIS, Carl., *et al.* Yacimientos de Petróleo Pesado. EUA: Schlumberger., 2003. Oilfield Review. [Citado el 20 de julio de 2019]. p. 33. Disponible en: [http://www.oilproduction.net/files/petroleos\\_pesados.pdf](http://www.oilproduction.net/files/petroleos_pesados.pdf)

**Figura 2.** Inyección de agua



**Fuente:** MÉNDEZ, José. Análisis de agua de producción. [Sitio web]. Universidad Industrial de Santander. Colombia. [Consulta: 16 julio 2019]. Disponible en: [https://www.academia.edu/9254018/An%C3%A1lisis\\_de\\_agua\\_de\\_producci%C3%B3n](https://www.academia.edu/9254018/An%C3%A1lisis_de_agua_de_producci%C3%B3n)

Por lo general, todos los pozos producen ciertas cantidades de agua que varían según la edad del depósito y el método de recuperación, con las nuevas tecnologías de recobro mejorado, la fracturación hidráulica a futuro, entre otros procedimientos para aumentar las reservas de crudo en el país, se prevé que los volúmenes de agua aumenten dramáticamente, por lo que deben instalarse entonces, equipos para separar el petróleo del agua y para disponer de ésta última tanto en la etapa de producción previa al transporte como en la etapa de refinación. Considerando que el agua al ser un disolvente universal presente por muchos años en las formaciones rocosas, realza la presencia de iones tendientes a formar sales o compuestos insolubles, en la Tabla 1 se presentan algunos cationes comunes en este tipo de aguas.

**Tabla 1.** Iones presentes en aguas de producción

Cationes	Aniones
Calcio ( $Ca^{++}$ )	Cloruro ( $Cl^{-}$ )
Magnesio ( $Mg^{++}$ )	Carbonato ( $CO_3^{-}$ )
Sodio ( $Na^{+}$ )	Bicarbonato ( $HCO_3^{-}$ )

**Tabla 1.** Continuación

Hierro ( $Fe^{+++}$ )	Sulfato ( $SO_4^{--}$ )
Bario ( $Ba^{++}$ )	
Estroncio ( $Sr^{+++}$ )	
Radio ( $Ra^{+++}$ )	

**Fuente:** Modificado de ARPEL. Disposición y tratamiento del agua producida. [Sitio web]. Uruguay. [Consulta: 12 julio 2019]. Disponible en: <http://www.ingenieroambiental.com/4000/GUIA%2001%20-%20OK.pdf>

Siendo el Sodio el catión más abundante, forma NaCl en altas concentraciones aumentando drásticamente el potencial corrosivo del agua, otros materiales como el Magnesio o el Hierro pueden producir incrustaciones en los equipos, el Bario, Estroncio y Radio son altamente tóxicos y radioactivos.

Dicho eso, las concentraciones de los diversos componentes solubles en el agua presente en el petróleo crudo, dependen de la composición de éste, la temperatura, la salinidad del agua y la proporción de los volúmenes de agua/crudo que entran en contacto. Para entender cómo funciona el proceso de deshidratación y desalado (eliminación de salmueras emulsionadas) del petróleo crudo mediante campo eléctrico, es necesario conocer la naturaleza de las emulsiones de agua en aceite (w/o).

### 1.3 EMULSIONES

Alrededor del 80% de los crudos explotados existen en estado de emulsión, en todo el mundo<sup>11</sup>. Una emulsión es un sistema heterogéneo que consiste por lo menos en un líquido inmiscible disperso íntimamente en otro bajo la forma de gotas. Las emulsiones más comunes en la industria petrolera son del tipo agua en aceite (w/o), donde el agua junto con las sales disueltas es la fase dispersa y el crudo es la fase continua. Este tipo de emulsiones están fuertemente estabilizadas por tensioactivos naturales del petróleo crudo o químicos surfactantes añadidos al agua de producción<sup>12</sup>; como asfaltenos, resinas, ceras y pequeñas partículas sólidas que actúan como barrera estructural a la fusión de

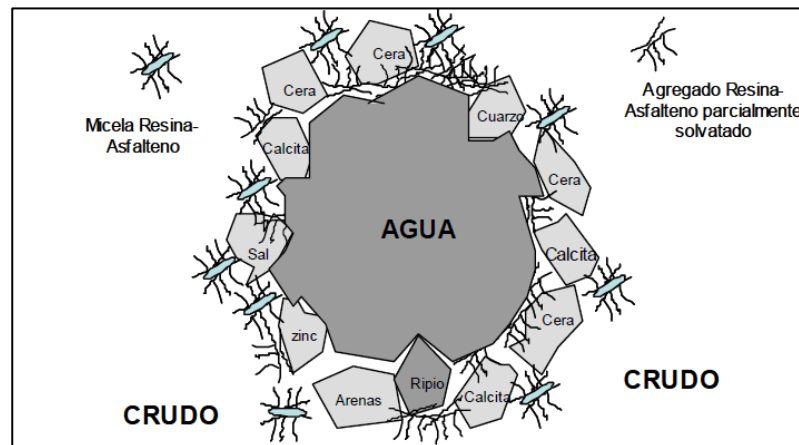
<sup>11</sup> WANLI, Kang, et al. Stability mechanism of W/O crude oil emulsion stabilized by polymer and surfactant. [en línea]. Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects. 2011, abril-mayo, 384 (1) p. 555-556. [Consultado: 28 julio 2019]. DOI: 10.1016/j.colsurfa.2011.05.017. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0927775711003335?via%3Dihub>

<sup>12</sup> VELÁSQUEZ, Ingrid & PEREIRA, Juan. Emulsiones de agua en crudo. Aspectos Generales. Venezuela: Universidad de Carabobo., Revista de Ingeniería. 21 (3), 2014. pp. 45-54. Disponible en: <https://www.redalyc.org/pdf/707/70732643007.pdf>

las gotas de agua, al formar una película rígida o viscosa en la interfaz crudo-agua tal como se muestra en la Figura 3.

La película formada estabiliza la emulsión pues; disminuye la tensión interfacial que para las emulsiones de crudo suele ser de 30 a 36 mN/m, forma una barrera viscosa que inhibe la coalescencia de las gotas y, si el surfactante o partícula adsorbida en la interfase es polar, su carga eléctrica provoca que se repelen unas gotas con otras.<sup>13</sup>

**Figura 3.** Agentes emulsionantes presentes en mezclas agua-crudo



**Fuente:** MARFISI, Shirley y SALAGER, Jean Louis. Deshidratación de Crudo: principios y tecnología. [En línea]. Venezuela: Universidad de los Andes, 2004. p. 6. [Consultado: 28 julio 2019]. Disponible en: [http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP\\_Deshi dratacion.pdf](http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP_Deshi dratacion.pdf)

Durante las operaciones de extracción del petróleo, este se pone en contacto con agua de formación o agua inyectada que se usa como pistón para empujar el crudo del pozo a la superficie y que posteriormente sea transportado a las refinерías, la emulsión no se produce durante el flujo de dicha mezcla bifásica a través de medios porosos sino más tarde debido a los esfuerzos durante el levantamiento y el transporte en superficie por medio de bombas, válvulas, tuberías, codos, restricciones y otros equipos que producen la agitación suficiente para que el agua se disperse en el petróleo en forma de emulsión y sea estabilizada por compuestos presentados en el Cuadro 1, dicho proceso ocurre en menos de tres días, de manera que la emulsión debe tratarse lo más

<sup>13</sup> MARFISI, Shirley y SALAGER, Jean Louis. Deshidratación de Crudo: principios y tecnología. [En línea]. Venezuela: Universidad de los Andes, 2004. p. 5. [Consultado: 28 julio 2019]. Disponible en: [http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP\\_Deshidratacion.pdf](http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP_Deshidratacion.pdf)

pronto posible con distintos métodos tales como: química deshidratante, calor, sedimentación por centrifugación o electrocoalescencia.

Una emulsión dura es muy estable y difícil de romper ya que no es capaz de sedimentar por sí misma en un tiempo definido sin la intervención de alguna forma de tratamiento mecánico, químico o eléctrico, esto debido a que el diámetro de las gotas dispersas es muy pequeño, de acuerdo con Sullivan y Kilpatrick: el tamaño de gota típico de la fase dispersa en una emulsión de agua en aceite en las refinerías se encuentra entre 1-30  $\mu\text{m}$ <sup>14</sup>. Por otro lado, una emulsión suave es inestable y fácil de romper ya que gran parte del agua presente se encuentra en forma de gotas de diámetro considerable que pueden ser separadas fácilmente por la fuerza gravitacional.

La cantidad de agua remanente emulsionada varía ampliamente desde 1 a 60 % en volumen. En los crudos medianos y livianos, las emulsiones contienen típicamente de 5 a 20 % volumen de agua, mientras que en los crudos pesados y extra pesados, tienen a menudo de 10 a 35 % de agua.<sup>15</sup> La cantidad de agua que se separa en menos de cinco minutos es llamada agua libre y depende de la relación agua/crudo, que varía significativamente de un pozo a otro.

#### Cuadro 1. Agentes emulsionantes

Tipo de agente	Ejemplos
Surfactantes naturales	Asfaltenos, resinas, ácidos orgánicos, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de azufre, fenoles, cresoles
Sólidos finos	Arena, arcilla, finos de formación, esquistos, lodos de perforación, fluidos para estimulación, incrustaciones minerales, sulfuro de hierro, óxidos, parafinas, asfaltenos precipitados.
Químicos de producción	Inhibidores de corrosión, biocidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes.

**Fuente:** Modificado de MARFISI, Shirley y SALAGER, Jean Louis. Deshidratación de Crudo: principios y tecnología. [En línea]. Venezuela: Universidad de los Andes, 2004. p. 6. [Consultado: 28 julio 2019]. Disponible en: [http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP\\_Deshidratacion.pdf](http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP_Deshidratacion.pdf)

<sup>14</sup> SULLIVAN, Andrew. KILPATRICK, Peter. The Effects of Inorganic Solid Particles on Water and Crude Oil Emulsion Stability. *Industrial & Engineering Chemistry Research* (2002)., v. 41, (14), pp. 3389-3404. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie010927n> [Consultado: 28 julio 2019]. Disponible en: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie010927n>

<sup>15</sup>Ibíd., p. 4.

**1.3.1 Estabilidad de las emulsiones.** La estabilidad de estas emulsiones varía dependiendo de la naturaleza y las propiedades físicas de los fluidos involucrados. Su comportamiento está controlado por las propiedades de las sustancias anfipáticas presentes en la película formada y la reología interfacial alrededor de la gota de agua que informa sobre la elasticidad y viscosidad de la mezcla. Algunos de los factores que afectan la estabilidad de la emulsión se resumen a continuación:

- Emulsificantes: a medida que transcurre el tiempo estos compuestos migran a la interfaz de agua en aceite formando monocapas con propiedades viscoelásticas que impiden la aproximación entre gotas.
- Tamaño de gota: el agua se divide en gotas más pequeñas al aplicar una acción de corte sobre ella, lo que facilita la estabilidad de la emulsión
- BSW: El petróleo, tal como se produce del pozo y del aparataje de producción, puede contener cantidades considerables de salmuera, así como también materiales sólidos, dicho contenido se conoce como sedimento básico y agua, el cual proporciona una medida del agua tanto libre, como en emulsión y sedimentos presentes en el crudo, esta propiedad influyen en la estabilidad de la emulsión pues los sólidos se depositan en la interfaz dificultando la fusión de las gotas, sin embargo conforme aumentan los cortes de agua, disminuye la concentración de los agentes emulsionantes favoreciendo la rotura de la emulsión.
- Viscosidad del crudo: una viscosidad alta disminuye el coeficiente de difusión y la frecuencia de colisión de las gotas, por lo que se incrementa la estabilidad de la emulsión
- Edad de la emulsión: conforme las emulsiones envejecen, se vuelven más difíciles de tratar, además de causar resistencia a la película
- Tensión interfacial: disminuye drásticamente cuando se incrementa la concentración de surfactante, este fenómeno provoca una mayor estabilidad ya que evita la coalescencia entre gotas.
- Temperatura: incrementando la temperatura se reduce la adsorción de surfactantes naturales y se disminuye la viscosidad de la fase externa, la rigidez de la película interfacial y la tensión superficial.
- Tipo de aceite: los crudos base parafínica normalmente no forman emulsiones estables, mientras que los crudos nafténicos y de base mixta forman emulsiones estables.

- Presencia de cationes: los cationes divalentes como calcio y magnesio compactan las películas adsorbidas por efecto de pantalla electrostática de un lado, y por otro, la precipitación de sales insolubles en la interfase.

**1.3.2 Problemas ocasionados por emulsiones w/o.** El petróleo crudo generalmente contiene algo de agua, sales minerales y sedimentos, a medida que se extiende la explotación, se producen cantidades crecientes de agua de formación y en algún momento de la vida útil del yacimiento se extraerán agua y petróleo simultáneamente, ya sea como resultado de condiciones de formación natural o como efecto de métodos de producción secundaria o terciaria.<sup>16</sup>

El agua recuperada se encuentra en solución acuosa con diferentes especies químicas tales como el dióxido de carbono CO<sub>2</sub>, el ácido sulfhídrico H<sub>2</sub>S, y en su gran mayoría cloruros de Sodio, Magnesio y Calcio. La sal se presenta en diferentes formas, la mayoría de las veces disuelta en gotas de agua de formación emulsionadas en el petróleo crudo, o sólidos cristalizados y en suspensión

El efecto negativo de estas emulsiones se encuentra en la dificultad de transportar líquidos de alta viscosidad que requieren más energía de bombeo, la formación de depósitos de sal como escamas donde se produce el cambio de fase de agua a vapor, la corrosión en tuberías y equipos por la presencia de ácido clorhídrico formado en la descomposición de sales de cloruro a altas temperaturas (aproximadamente 350 °C)<sup>17</sup> y la presencia de otros metales en compuestos inorgánicos que producen intoxicación de catalizadores.

Sin mencionar los ingresos que se dejan de percibir por la presencia de dichas sales en forma de salmuera, pues ésta última disminuye la gravedad API del petróleo ya que aumenta la gravedad específica del mismo debido al incremento que produce el agua en su densidad, y por lo tanto disminuye el precio de venta del crudo, y aumenta los costos de transporte por el incremento en la viscosidad del aceite, pues típicamente produce un aumento de viscosidad del 2% en un crudo API de 30° y un aumento de la viscosidad del 4% en un crudo API de 15°. En general, un aumento de una parte por millón (ppm) de agua y salmuera reduce el costo del petróleo crudo en aproximadamente 0.85-1.3 USD por barril.<sup>18</sup>

---

<sup>16</sup> MUSLEH, Al-Otaibi. *Modelling and optimising of crude oil desalting process*. p. 4-10. [en línea]. Trabajo de grado de Doctor en Filosofía. Loughborough University, 2004. [Consultado: 26 julio 2019]. Disponible en: [https://repository.lboro.ac.uk/articles/Modelling\\_and\\_optimising\\_of\\_crude\\_oil\\_desalting\\_process/9238217](https://repository.lboro.ac.uk/articles/Modelling_and_optimising_of_crude_oil_desalting_process/9238217)

<sup>17</sup> PEREIRA, Juan, et al. Crude Oil Desalting Process. En: Intechopen [sitio web]. 2015. [Citado el 15 de agosto de 2019] DOI: 10.5772/61274. Disponible en: <https://www.intechopen.com/books/advances-in-petrochemicals/crude-oil-desalting-process>

<sup>18</sup> KIANI, H., et, al. Study of a Crude Oil Desalting Plant of the National Iranian South Oil Company in Gachsaran by Using Artificial Neural Networks. International Journal of Environmental and



Además, los compradores de petróleo crudo especifican los contenidos máximos permisibles de sedimento básico y agua, BS&W. Típicamente, los límites varían de 0.1-3% en peso, en Estados Unidos, fuera de esos límites el hidrocarburo se desvaloriza

**1.3.2.1 Corrosión.** El problema más frecuente que causan las sales y el agua durante la producción y refinación del petróleo crudo es la corrosión en tuberías, recipientes, válvulas y piezas de instrumentos en las plantas de procesamiento. Los costos asociados con el control de dicha problemática, con el reemplazo de tuberías corroídas y otras instalaciones metálicas, así como la mano de obra han aumentado a medida que los pozos se perforan más profundamente y en entornos cada vez más hostiles, con el 33%, la corrosión se convierte en la falla más importante para la integridad de los activos que van desde pozos y plataformas de perforación en el segmento *upstream*, hasta poliductos, y refinerías en los segmentos *midstream* y *downstream*.

Según NACE en 2013, el costo global de la corrosión, se estimó en \$ 2,505 MMUS, lo que equivalía al 3,4% del PIB mundial en ese año. Sin embargo, si se utilizan de forma adecuada y controlada prácticas de tratamiento y prevención, se estima que se podrían lograr ahorros de entre el 15 y el 35% del costo de la corrosión; es decir, entre \$ 375 y \$875 MMUS anuales sobre una base global.<sup>19</sup>

Durante la refinación de petróleo, la corrosión se categoriza en tres grupos:

- Corrosión por componentes presentes en el petróleo crudo
- Corrosión por químicos usados durante el proceso de refinación
- Corrosión ambiental

Aunque se ha demostrado que la variación de la composición química del fluido de proceso junto a otros parámetros, como la temperatura, la presión, la concentración de inhibidores, la velocidad del flujo, el corte de agua, los cationes metálicos, el sustrato metálico, los electrolitos, el pH, la humedad, además de la presencia de cloruros orgánicos e inorgánicos, sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, compuestos de azufre orgánico, dióxido de carbono, oxígeno disuelto, agua, ácidos orgánicos y compuestos de nitrógeno influyen en el avance de la corrosión, el problema atribuido a las sales presentes en el petróleo crudo se enfocará como la principal fuente de corrosión en este documento.

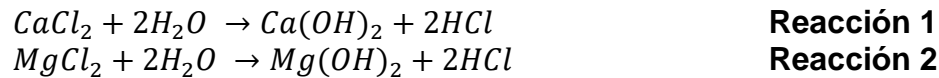
---

Ecological Engineering [en línea]. 2013, 7 (12). p. 1015-1018. [Consultado: 20 agosto 2019]. ISNI:0000000091950263. Disponible en: <https://waset.org/publications/9996850/study-of-a-crude-oil-desalting-plant-of-the-national-iranian-south-oil-company-in-gachsaran-by-using-artificial-neural-networks>

<sup>19</sup> KOCH, Gerhardus., et al. International Measures of prevention, application, and economics of corrosion technologies study. Houston: NACE International. p. 3-65. 2016. [Citado el 16 de agosto de 2019]. Disponible en: <http://impact.nace.org/documents/Nace-International-Report.pdf>



Este tipo de corrosión es debida principalmente al vapor de cloruro de hidrógeno (HCl) producido por hidrólisis de ciertas sales de cloruro inorgánico presentes cuando la carga cruda se calienta antes de la destilación. Las sales de cloruro se derriten en los calentadores, donde la temperatura puede alcanzar hasta 300 °C, como resultado, y en presencia de agua, se forma HCl como sigue:



Dicho proceso podría causar serios problemas con equipos e instrumentos hechos de hierro y otros metales ya que después de formado el HCl, este pasa a través de los intercambiadores de calor, el horno y entra a la columna de destilación donde tiene mayor potencial corrosivo al entrar en contacto con el agua a 100 °C. El HCl reacciona con el hierro (Fe), de la siguiente manera:



En presencia de H<sub>2</sub>S, esta reacción anterior se repite varias veces y causa mayor corrosión.



La mitigación de estos mecanismos de degradación debe involucrar varias partes de la unidad de destilación entre las que destacan los tanques de crudo, intercambiadores, desaladores, puntos de inyección, entre otros, y **se necesita una combinación de diferentes enfoques**, como mejorar el rendimiento operativo de los desaladores o la inyección de agentes químicos, para evitar paradas no planeadas o accidentes de proceso costosos por falla en la integridad mecánica de los equipos.

**1.3.2.2 Incrustaciones.** Las sales pueden depositarse en los equipos de proceso debido a las altas temperaturas, los sulfuros de calcio precipitan desarrollando incrustaciones en tubos de calentamiento.

El problema de las incrustaciones o también llamadas precipitaciones no solo afecta negativamente las tasas de transferencia de calor en los intercambiadores y los tubos del horno, lo que provoca un mayor consumo de combustible y un mayor costo, sino que también afecta la hidráulica del sistema al aumentar las caídas de presión y, por lo tanto, un aumento en la potencia de bombeo que puede sobrecargar el sistema y reducir su eficiencia. La sal también obstruye las bandejas de las columnas de fraccionamiento provocando una transferencia de

masa reducida, es decir, una eficiencia de separación reducida por lo que se hace necesario aumentar las cargas del rehervidor y condensador.<sup>20</sup>

**1.3.2.3 Envenenamiento de catalizadores.** La sal, la suciedad y arena del yacimiento presentes en el crudo generalmente tienen una fuente de compuestos metálicos, lo que podría causar envenenamiento del catalizador en el hidrot ratamiento y otras unidades de la refinería, debido a que se adsorben químicamente en la superficie del catalizador.

Las sales tienen efectos negativos en los catalizadores, que se utilizan en plantas de craqueo y unidades de procesamiento de hidrógeno para productos de petróleo pesado. Como las temperaturas de procesamiento son altas en estas unidades, la sal podría depositarse en catalizadores en altas concentraciones y, por lo tanto, podría disminuir la actividad del catalizador o podría causar envenenamiento del mismo y reducir el ciclo de vida de la unidad de procesamiento.

Atendiendo a esta necesidad de disminuir costos y evitar la reducción en la eficiencia del proceso por presencia de contaminantes en el crudo producido que puedan llegar a afectar la integridad de los equipos, en la industria petrolera se procesa el crudo separando el agua asociada ya sea en forma emulsionada o libre, para lograr reducir su contenido a un porcentaje especificado y de esta manera sustraer también, las impurezas en solución, principalmente sales de cloruro, a este proceso se le denomina deshidratado y desalado de petróleo crudo.

**1.3.3 Rotura de la Emulsión.** El petróleo crudo es una mezcla compleja que contienen un alto grado de impurezas como agua, sales, gases, sólidos, metales y otros minerales. Específicamente, las salmueras, como se mencionó previamente, conllevan efectos adversos como corrosión, incrustaciones y alteraciones de la unidad, para tratarlas es necesario separar el aceite y el agua en forma de emulsión a través de unidades de desalado y deshidratado.

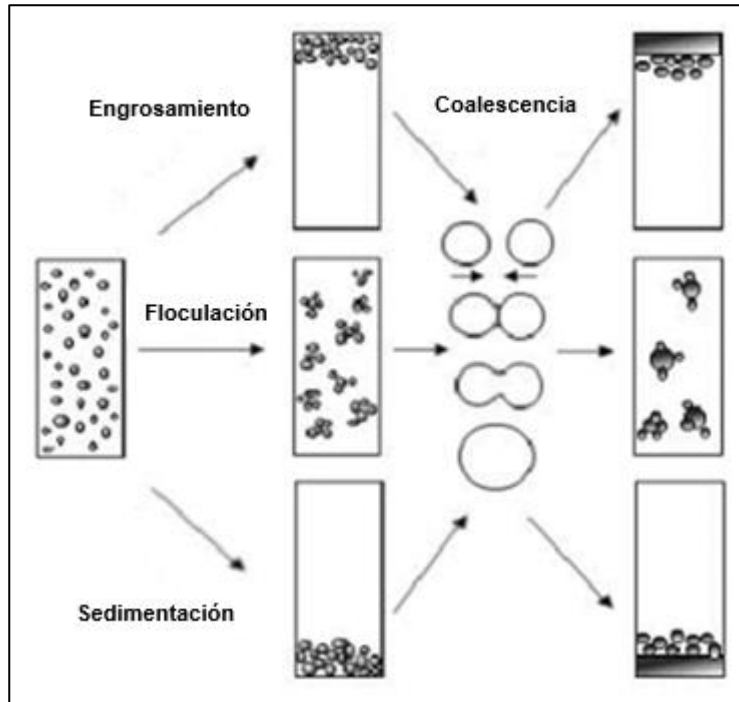
La resolución de una emulsión tiene como resultado la separación en sus componentes, puede llevarse a cabo por métodos químicos, térmicos, mecánicos y eléctricos. Una de las formas más eficaces de ruptura en la industria petrolera es la inyección de productos químicos (desmulsificantes), estos productos actúan para neutralizar el efecto de los agentes emulsionantes, su acción se da en la interfaz agua-crudo induciendo a la posterior floculación y coalescencia, pues impiden la continua formación de una película rígida en la

---

<sup>20</sup> SHAHROKH, Ilkhaani. Modeling and Optimization of Crude Oil Desalting. [en línea]. Master's degree work in Applied Sciences of Chemical Engineering. University of Waterloo. 2009. p.3-11. Corpus ID: 108428364 [Consultado: 30 julio 2019]. Disponible en: <https://pdfs.semanticscholar.org/af9c/b5f2cb4c9e76b7a068b68a2a663d15848a76.pdf>

superficie de las gotas de agua promoviendo su unión y rompiendo la película delgada que ya las rodea<sup>21</sup>. A medida que se produce la coalescencia, las gotas de agua crecen lo suficiente como para establecerse y separarse fácilmente del crudo por sedimentación. (ver Diagrama 1)

**Diagrama 1.** Procesos de separación de fases emulsionadas o dispersas



**Fuente:** CAUBY COUTINHO, Raquel Campos. Estudio da estabilidade de emulsões de água em petróleos, Dissertação, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, 2005. p. 12

De manera que, la ruptura de una emulsión comprende fundamentalmente tres etapas<sup>22</sup>:

**1.3.3.1 Acercamiento de las gotas.** Cuando las gotas de agua son de tamaño considerable se aproximan hasta llegar a flocular y separarse de la fase continua por sedimentación gravitacional gobernadas por la ley de Stokes suponiendo gotas esféricas rígidas (ver Ecuación 1) o por el modelo de Hadamard según el

<sup>21</sup> *Ibíd.*, p. 20.

<sup>22</sup> JEFFREYS, G. y DAVIES, A. C., Coalescence of Liquid Droplets and Liquid Dispersion, Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction. [En línea]. New York, USA. C. Hanson (ed.), Pergamon Press, 1971, p. 11-13. ISBN: 9781483151663 [Consultado: 13 julio 2019]. Disponible en: <https://www.elsevier.com/books/recent-advances-in-liquid-liquid-extraction/hanson/978-0-08-015682-8>

movimiento convectivo interno en las gotas y el efecto de la viscosidad de la fase interna<sup>23</sup> (ver Ecuación 2)

**Ecuación 1.** Ley de Navier-Stokes.

$$V_{sed} = \frac{g(\rho_a - \rho_o)d^2}{18\mu_o}$$

**Fuente:** MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar. Modelagem matemática do proceso de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

**Ecuación 2.** Ley de Hadamard-Rybczynski

$$V_H = V_{sed} \frac{(\rho_a + \rho_o)d^2}{6\mu_o} * \frac{(\mu_a + \mu_o)}{3\mu_a + 2\mu_o}$$

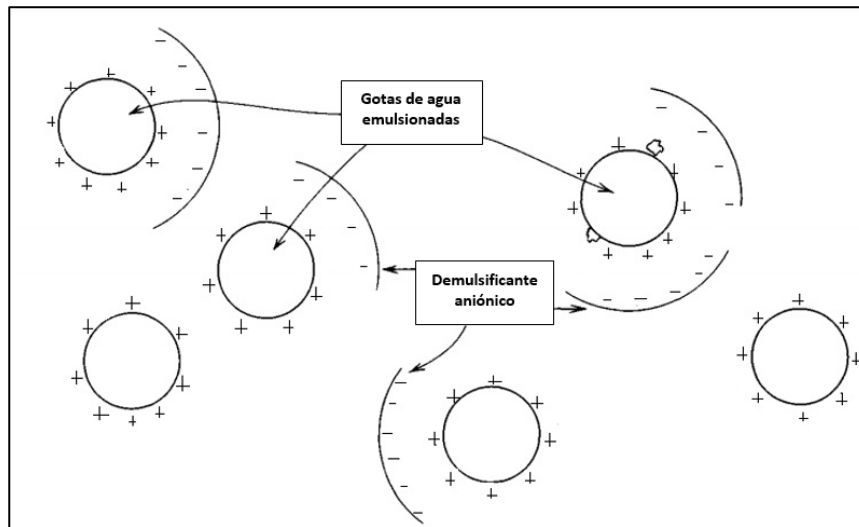
**Fuente:** MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar. Modelagem matemática do proceso de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

**1.3.3.2 Drenaje de la película inter-gota.** Debido a que son más activos en la superficie, los rompedores de emulsión logran desplazar a los agentes emulsionantes de la interfaz agua-crudo. Este proceso se puede mejorar mediante el calentamiento para reducir la viscosidad y aumentar la solubilidad y velocidad de difusión del agente desmulsificante en la fase oleosa es decir en el crudo. Como las cargas eléctricas acumuladas en las gotas de agua emulsionadas son iguales, se repelen y por lo tanto se separan, para contrarrestar este proceso se introduce una carga opuesta que es proporcionada mediante los rompedores de emulsión química (ver Figura 4), ya que las gotas de agua en el aceite tienden a estar cargadas positivamente, las emulsiones formadas generalmente se tratan con un rompedor de emulsión orgánico aniónico (carga negativa).

---

<sup>23</sup> SALAGER, Jean Louis. Métodos de Análisis Granulométrico: Laboratorio de formulación, interfaces, reología y procesos. Venezuela: Universidad de los Andes, 1991. p. 5. . [Citado el 27 de junio de 2019]. Disponible en: <http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/s552.pdf>

**Figura 4.** Neutralización de cargas superficiales por desmulsificantes



**Fuente:** Elaboración propia. Datos: NALCO CHEMICAL COMPANY. The Nalco Water Handbook. [En línea]. Segunda edición. New York: McGraw-Hill Book Company, 1988, p, 11.1-11.17. ISBN: 0-07-045872-3 [Consultado: 11 julio 2019]. Disponible en: [https://www.academia.edu/18218712/The Nalco Water Handbook 2nd Edition](https://www.academia.edu/18218712/The_Nalco_Water_Handbook_2nd_Edition)

**1.3.3.3 Rotura de la película inter-gota y coalescencia.** Por la variación de la tensión interfacial con el tiempo, la tasa de adsorción de los desmulsificantes en la interfase agua-crudo es más rápida que la de los emulsionantes naturales del crudo. Cuando la película que rodea y estabiliza a las gotas llega a ser muy delgada y debido a la proximidad de la fase dispersa, las fuerzas de atracción de Van der Waals dominan y ocurre la coalescencia que es la fusión de gotas de agua para crear gotas más grandes.

Se debe evitar que los sólidos finos en la interfaz bloqueen físicamente la fusión de las gotas. Las arcillas, los lodos de perforación y los finos de sulfuro de hierro pueden humedecerse con agua para que salgan de la interfaz de la película y las ceras se pueden disolver o humedecer con aceite para dispersarlas en la fase oleosa. En cualquier caso, los reactivos de tratamiento deben mezclarse completamente en la emulsión w/o para proporcionar un contacto íntimo con las gotas de agua dispersadas. Calentar la emulsión a menudo produce una separación rápida, siempre permitiendo un tiempo de sedimentación adecuado para proporcionar una resolución óptima de las fases de aceite, agua y sólidos.<sup>24</sup>

<sup>24</sup> NALCO CHEMICAL COMPANY. The Nalco Water Handbook. [En línea]. Segunda edición. New York: McGraw-Hill Book Company, 1988, p, 11.12. ISBN: 0-07-045872-3 [Consultado: 11 julio 2019]. Disponible en: [https://www.academia.edu/18218712/The Nalco Water Handbook 2nd Edition](https://www.academia.edu/18218712/The_Nalco_Water_Handbook_2nd_Edition)

**1.3.3.4 Técnicas de rotura.** La separación de las gotas de agua arrastradas o emulsionadas de la fase continua, es decir; del crudo, se puede llevar a cabo por diferentes métodos que incluyen:

- Sedimentación por gravedad
- Separación centrífuga
- Tratamiento térmico
- Desmulsificación química
- Ajuste de pH
- Coalescencia electrostática
- Método de congelación/descongelación
- Filtración por precapa de vacío
- Separación de membrana
- Radiación de microondas
- Energía ultrasónica, entre otras.

Cada uno de estos métodos tiene ventajas y desventajas. Por ejemplo, la sedimentación se encarga de separar el agua libre, pero requiere turbulencia reducida y mayores tiempos de residencia para la separación, el ajuste del pH puede utilizarse para alterar la viscosidad de las fases o incrementar el tamaño de partícula<sup>25</sup>, pero no suele ser eficaz para romper dichas emulsiones, exceptuando los casos en los que el ácido añadido disuelva algunos de los materiales sólidos reduciendo la tensión superficial. La centrifugación rompe las emulsiones separando las fases de aceite y agua bajo la influencia de la fuerza centrífuga, aunque es un método efectivo para algunas emulsiones, no es adecuado de usar a escala industrial pues conlleva un alto costo operativo. El tratamiento térmico puede reducir la viscosidad del crudo, permitiendo que las gotas de agua caigan más rápidamente a través de la fase continua, ayudando a la separación de cualquier gas atrapado en el petróleo crudo, sin embargo, a altas temperaturas este método puede reducir los grados API del petróleo crudo debido a la evaporación de hidrocarburos ligeros del mismo. La filtración de las emulsiones de crudo se puede lograr a través de filtros de arena de alta velocidad o filtros de tierra de diatomeas, pero el funcionamiento de estos equipos debe controlarse cuidadosamente para proporcionar la mejor calidad de crudo y sólo es posible en ciertas condiciones.<sup>26</sup>

En comparación con dichos métodos, la coalescencia electrostática es la tecnología de deshidratación más eficiente que se ha adoptado en las

---

<sup>25</sup> KOSEGARTEN CONDE, C & JIMÉNES MUNGUÍA, M. Factores principales que intervienen en la estabilidad de una emulsión doble. México: Universidad de las Américas Puebla. 2012. p. 13 [Consultado: 17 noviembre 2019]. Disponible en: [https://www.usfx.bo/nueva/vicerrectorado/citas/TECNOLOGICAS\\_20/Ingenieria%20de%20Alimentos/TSIA-62Kosegarten-Conde-et-al-2012.pdf](https://www.usfx.bo/nueva/vicerrectorado/citas/TECNOLOGICAS_20/Ingenieria%20de%20Alimentos/TSIA-62Kosegarten-Conde-et-al-2012.pdf)

<sup>26</sup> *Ibíd.*, p. 11.11

operaciones petroleras debido a su eficiencia y al bajo impacto ambiental y económico. El principio fundamental de dicho proceso es aprovechar la energía mecánica y eléctrica para separar las emulsiones de agua en crudo en presencia de un campo eléctrico, un producto químico de desalación adecuado y suficientes cortes de agua de lavado.

#### 1.4 DESHIDRATADO Y DESALADO DE CRUDO

Típicamente, los crudos pesados contienen grandes proporciones de surfactantes que estabilizan las emulsiones w/o complicando en mayor medida su tratamiento, de manera que, una simple sedimentación por gravedad o desmulsificación química no da lugar a la separación oportuna de las fases de crudo y agua. Por lo que, en la industria petrolera se suelen combinar algunos de los métodos típicos de deshidratación de crudo (químico, térmico, mecánico y eléctrico), dependiendo del tipo de aceite y de la disponibilidad de recursos. En general, se usa una combinación de los métodos térmicos y químicos con uno mecánico o eléctrico para aumentar la velocidad y la eficiencia de separación agua/crudo y con esta lograr el arrastre de las sales disueltas en agua y de aquellas sales cristalizadas en forma de suspensión.

Una vez rota la emulsión, comienza el proceso de desalado en deshidratadores electrostáticos, el proceso consiste en separar las sales inorgánicas presentes en el crudo, aprovechando su solubilidad con el agua tanto libre como en emulsión que se extrae del reservorio junto con el hidrocarburo, este proceso:

*(...) “es un caso especial de extracción líquido/líquido que utiliza un contacto íntimo seguido de separación de fases para lograr la transferencia de masa desde la corriente de alimentación a una segunda corriente que consiste en una fase inmiscible. Se diferencia de la extracción líquida de dos fases convencional en que la corriente de alimentación es una dispersión heterogénea en lugar de una solución, y el material a extraer consiste principalmente en líquido disperso en la alimentación en lugar de solutos”.<sup>27</sup>*

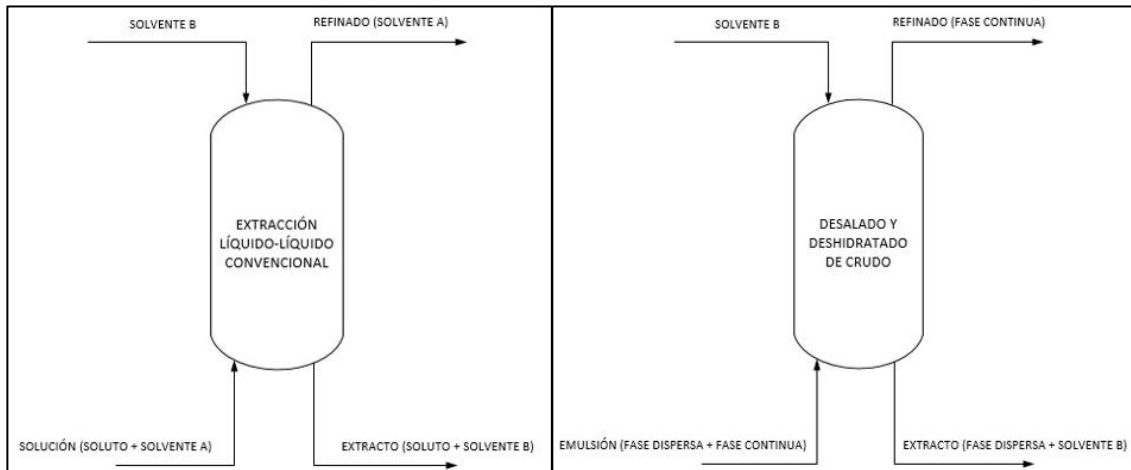
Los procesos de extracción líquido-líquido convencionales consisten en la separación de uno o más componentes (solutos) de una solución líquida por medio de un compuesto inmiscible (solvente) que disuelve preferentemente a algunos de los componentes de interés dando lugar a la operación de dos capas inmiscibles de diferentes densidades, denominadas comúnmente como extracto (fase rica en el soluto a separar con disolvente) y refinado (fase pobre en el componente separado), dicho proceso se diferencia del desalado de crudo

---

<sup>27</sup> KENNETH, Warren. Desalting Heavy Crude Oil by Counter-Flow Electrostatic Mixing. Society of Petroleum Engineers: Latin America Petroleum Engineering Conference. p.1. [en línea]. 1990, octubre. [Consultado: 2 agosto 2019]. DOI: <https://doi.org/10.2118/21176-MS>

puesto que este se trata de la separación de emulsiones, es decir, se separa un fluido disperso en forma de gotas (no un soluto) de una mezcla heterogénea (no una solución), este proceso se evidencia más claramente en el Diagrama 2.

**Diagrama 2.** Extracción líquido-líquido convencional vs desalado de crudo



**Fuente:** Elaboración propia

**1.4.1 Descripción del proceso.** El proceso de extracción en la desalación consta de tres pasos entre los que se encuentra el contacto íntimo entre las dos fases inmiscibles, la coalescencia o crecimiento de las gotas de la fase dispersa y por último la separación de las fases por sedimentación.

Se trata de una operación de lavado con agua que se realiza inicialmente en el campo de producción donde las operaciones de pretratamiento se aplican al petróleo para cumplir con las regulaciones en cuanto al contenido de sal y agua antes del transporte por tubería y posteriormente se efectúa en las refinerías donde dichos requerimientos se hacen aún más rígidos debido a su efecto negativo en el aparataje por la formación de incrustaciones, el potencial corrosivo y envenenamiento de los catalizadores.

El proceso implica precalentar la carga de crudo sin procesar en una serie de intercambiadores de precalentamiento en frío que funcionan normalmente a menos de 150°C aguas arriba del desalador y posteriormente mezclarlo con agua de lavado (menos salina) para diluir las gotas de BS&W, la tasa de inyección del agua requerida suele ser del 3-10% del caudal bruto dependiendo de la gravedad API del petróleo<sup>28</sup>, para la mezcla usualmente se utiliza una válvula que genere una suficiente caída de presión para asegurar el contacto adecuado entre ambos fluidos. Dado que generalmente se presentan emulsiones del tipo w/o se añaden desmulsificantes químicos para impulsar su

<sup>28</sup> PEREIRA. Op. cit., p. 69.



ruptura y agentes humectantes para la eliminación de sólidos finos si es necesario.

La mezcla se envía a los recipientes de separación en donde se aplica un campo electrostático entre dos electrodos instalados, debido a la naturaleza dipolar de la molécula de agua, este campo eléctrico promueve una atracción con las otras moléculas de agua en las gotas vecinas causando su coalescencia y posterior separación de la fase orgánica por sedimentación. Se pueden utilizar campos de CA o CC y potenciales de 12,000 a 35,000 voltios<sup>29</sup>. La fuerza de atracción entre las gotas de agua viene dada por la ecuación 3.

### Ecuación 3. Fuerza de atracción entre gotas

$$F = \frac{\epsilon^2 K_s d^6}{s^4}$$

**Fuente:** PEREIRA, Juan, et al. Crude Oil Desalting Process. En: Intechopen [sitio web]. 2015. [Citado el 15 de agosto de 2019] DOI: 10.5772/61274. Disponible en: <https://www.intechopen.com/books/advances-in-petrochemicals/crude-oil-desalting-process>

Una vez desalado el crudo, los efluentes de agua de descarte resultan con grandes contenidos de sal y otros compuestos que deben ser enviados a las unidades de tratamiento de agua residual, una moderna planta de tratamiento en la industria petroquímica utiliza diversos métodos para reducir los contaminantes presentes en el efluente, el uso de estos depende del tipo de agua y sus características.

Entre dichos métodos se encuentra la eliminación de los sólidos, sistemas de ósmosis inversa, sistemas de floculación y coagulación, tratamientos biológicos, filtración, retiro de sales, entre otros procesos para mejorar la calidad del agua y reutilizarla en otras unidades o en su defecto descargarla en aguas superficiales.<sup>30</sup>

---

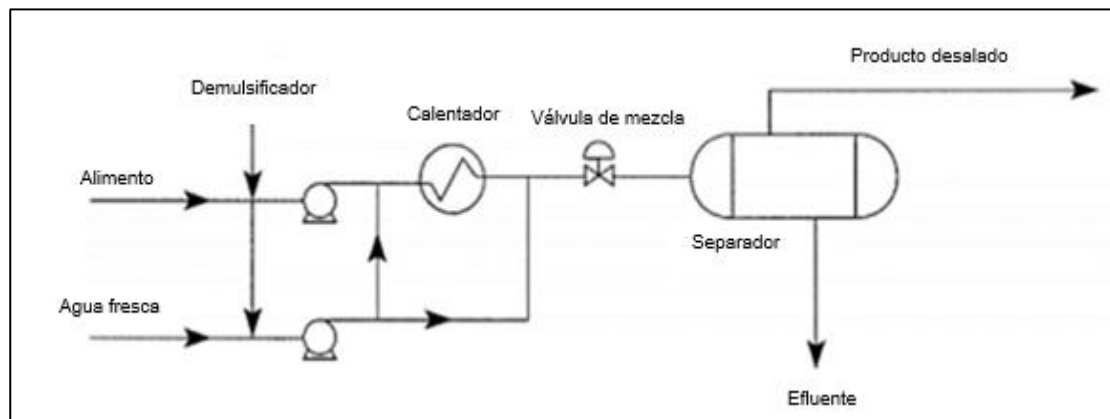
<sup>29</sup> GARY, James. & HANDWERK, Glenn. Petroleum Refining: Technology and Economics. [En línea]. 4a edición. New York: Marcel Dekker. Inc. (2001). p.49 ISBN: 0-8247-0482-7. [Consultado: 11 julio 2019]. Disponible en: [https://www.academia.edu/6888755/Petroleum\\_Refining\\_Technology\\_and\\_Economics\\_Fourth\\_Edition](https://www.academia.edu/6888755/Petroleum_Refining_Technology_and_Economics_Fourth_Edition)

<sup>30</sup> NAVARRO, Javier. Uso de las aguas servidas para el tratamiento de las refinerías. [Sitio web] 2019. [Consultado: 11 julio 2019]. Disponible en: <https://www.iagua.es/blogs/javier-navarro/uso-aguas-servidas-tratamiento-refinerias>

Además de disminuir cierta cantidad de sales, la desalación es conveniente pues disminuye de la carga de petróleo crudo un porcentaje considerable de sólidos en suspensión (arena, arcilla, partículas de tierra, etc.), reduce también incrustaciones de sal, la corrosión en los intercambiadores de precalentamiento; en las columnas superiores de *preflash*, atmosféricas y de vacío y la cantidad de compuestos metálicos suspendidos que van a las unidades aguas abajo a través de residuos de crudo. Sin embargo, la desalación no tiene efecto sobre algunos tipos de cloruros orgánicos a veces presentes en el crudo que son insolubles en agua y, **por lo tanto, no se extraen por desalación.**

Dependiendo del contenido de sal deseado en el petróleo crudo desalado que, para fines de refinación, se desea menor a 1 PTB, se aplica un proceso de uno o dos pasos (ver Diagramas 3 y 4).

**Diagrama 3.** Desalado de una etapa.

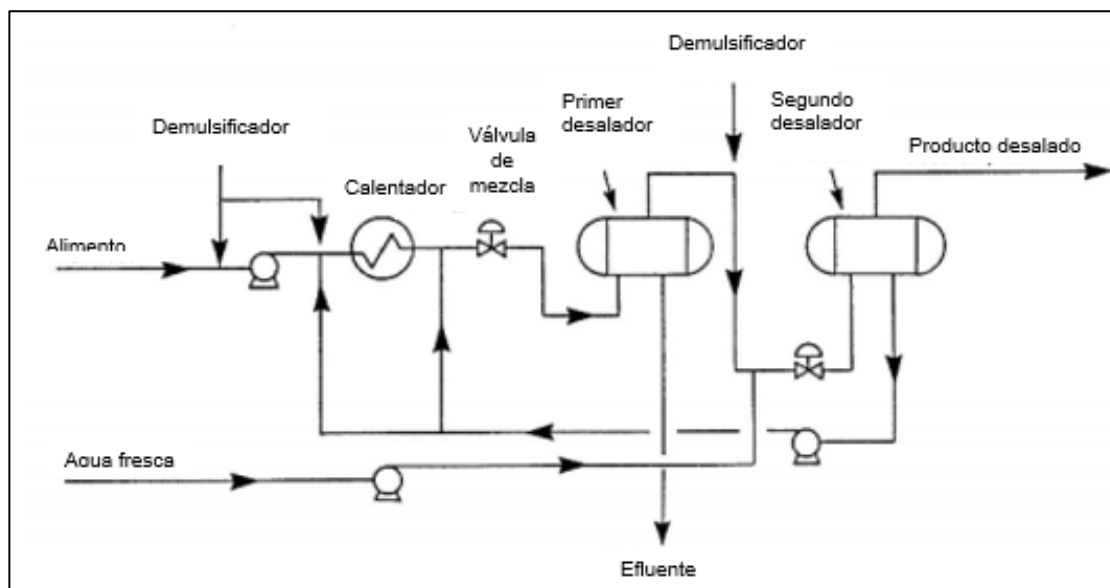


**Fuente:** GARY, James. & HANDWERK, Glenn. Petroleum refining: technology and economics. [En línea]. 4a edición. New York: Marcel Dekker. Inc. (2001). p.47 ISBN: 0-8247-0482-7. [Consultado: 11 julio 2019]. Disponible en: [https://www.academia.edu/6888755/Petroleum\\_Refining\\_Technology\\_and\\_Economics\\_Fourth\\_Edition](https://www.academia.edu/6888755/Petroleum_Refining_Technology_and_Economics_Fourth_Edition)

En este esquema, el equipo convencional requerido para la desalación normalmente incluye:

- Un equipo de calentamiento para el tratamiento inicial de la emulsión
- Un punto de inyección el agua de dilución
- Un dispositivo para mezclar el agua de dilución con las gotas BS&W arrastradas en la salmuera
- Un segundo tratador para separar el crudo y la dilución (generalmente un tratador térmico y electrostático)
- Un punto de inyección de desmulsificante

**Diagrama 4.** Desalado de dos etapas con reciclo.



**Fuente:** GARY, James. & HANDWERK, Glenn. Petroleum Refining: Technology and Economics. [En línea]. 4a edición. New York: Marcel Dekker. Inc. (2001). p.47 ISBN: 0-8247-0482-7. [Consultado: 11 julio 2019]. Disponible en: [https://www.academia.edu/6888755/Petroleum\\_Refining\\_Technology\\_and\\_Economics\\_Fourth\\_Edition](https://www.academia.edu/6888755/Petroleum_Refining_Technology_and_Economics_Fourth_Edition)

Para unidades desaladoras de una sola etapa, se obtienen eficiencias del 90 al 95% y los procesos de dos etapas alcanzan una eficiencia del 99% o superior. En este esquema, el agua que sale del segundo desalador contiene cierta cantidad en sales y es inyectada a la primera etapa como agua de dilución, este proceso aumenta la transferencia de masa de las sales inorgánicas al agua y además reduce los requerimientos globales de agua.

**1.4.2 Condiciones de Operación.** En general, las variables más importantes que afectan el rendimiento de desalinización incluyen la temperatura de proceso, las caídas de presión generadas en las válvulas de mezcla, el porcentaje de agua de lavado y la intensidad del campo eléctrico. Otros factores como el tiempo de sedimentación, la inyección del desmulsificador, la cantidad de sólidos y el pH deben ser tenidos en cuenta.

**1.4.2.1 Temperatura del desalador.** La temperatura óptima de los desaladores suele ser de 95-120°C para crudos ligeros, 110-125°C para crudos intermedios y 120-150°C para crudos pesados. Estos requisitos de temperatura dependen principalmente de las propiedades del fluido como la gravedad API, la gravedad

específica, el contenido de asfaltenos y la viscosidad. La temperatura límite es de 150 °C.<sup>31</sup>

**1.4.2.2 Caídas de presión.** La caída de presión óptima de la válvula de mezcla que generalmente es una válvula tipo globo suele ser de 70-210 kPa para crudos ligeros, 50-155 kPa para crudos intermedios y 20-105 kPa para crudos pesados.<sup>32</sup>

**1.4.2.3 Adición de desmulsificador.** La velocidad óptima de adición del desmulsificador para la mayoría de los crudos es de 6-12 mg/L. Con crudos pesados, se utilizan 12-24 mg/L ya que estos son más difíciles de separar.<sup>33</sup>

**1.4.2.4 pH.** Para la mayoría de los aceites crudos es deseable mantener el pH por debajo de 8,0. Se obtiene una mejor deshidratación en los desaladores eléctricos cuando se operan en el rango de pH de 6 a 8, con la mejor deshidratación obtenida a un pH cercano a 6.<sup>34</sup>

**1.4.2.5 Intensidad del campo eléctrico.** La aplicación de un campo eléctrico para la resolución de la emulsión solo es eficaz en situaciones donde la fase dispersa es conductora, mientras que la fase continua no lo es, según literatura la intensidad del campo debe oscilar entre 1.4-12 kV/cm<sup>35</sup>

---

<sup>31</sup> GUTZEIT, Joerg. Controlling Crude Unit Overhead Corrosion - Rules of Thumb for Better Crude Desalting. [En línea]. Nashville, Tennessee. NACE International. Conference & Expo. (2007). p.5. Paper 07567. [Consultado: 11 julio 2019]. Disponible en: <https://www.onepetro.org/conference-paper/NACE-07567>

<sup>32</sup> *Ibíd.*, p. 100.

<sup>33</sup> GUTZEIT, op. cit, p. 8

<sup>34</sup> GUTZEIT, op. Cit., p. 7

<sup>35</sup> NALCO CHEMICAL COMPANY, op cit., p.3

## **2. DIAGNÓSTICO DE LA SITUACIÓN ACTUAL DEL PROCESO DE DESALADO**

El análisis del desalado de crudo a menudo se realiza según la experiencia de la industria; principalmente de refinerías, fabricantes de equipos y productos químicos, quienes indican que la mejora del proceso debe basarse en un diagnóstico industrial amplio, de acuerdo con los síntomas e ineficiencias observados.

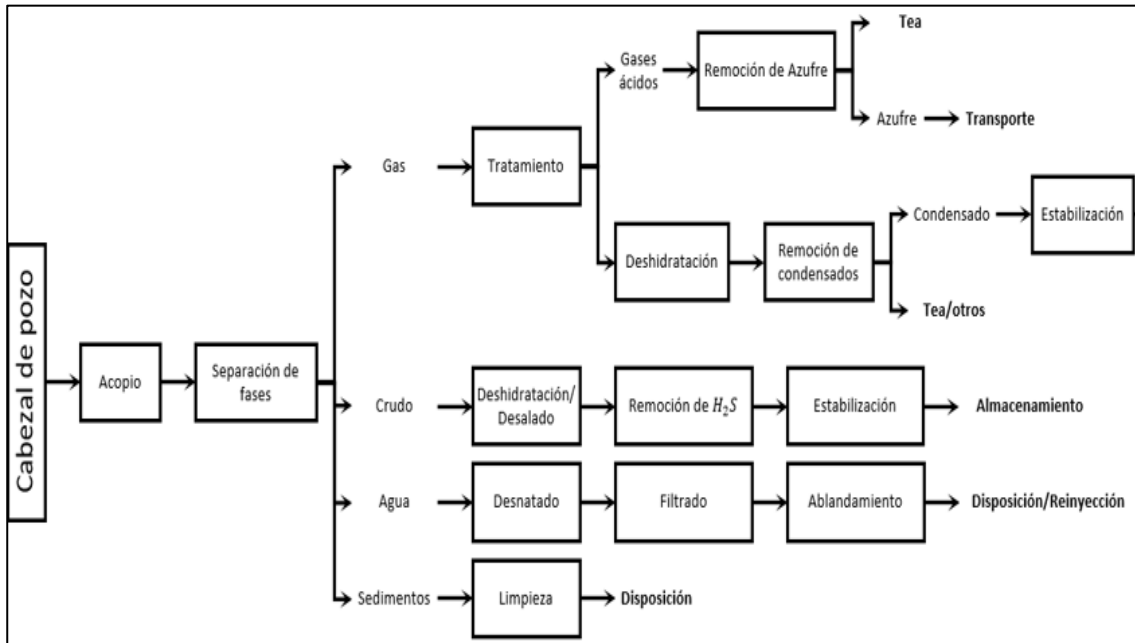
Debido a esto, el propósito del siguiente capítulo es describir el funcionamiento del desalado de crudo que se lleva a cabo actualmente en la refinería con el objetivo de analizar su eficiencia e identificar las variables relevantes y factores que puedan estar afectando el rendimiento de la separación de agua y sales.

Se contempla, además, el estudio de los equipos de separación y mezclado utilizados en dicho proceso, mediante la descripción de dimensiones, límites operativos y condiciones normales de trabajo que permitirán llevar a cabo una breve comparación con las recomendaciones reportadas en bibliografía para desalado de crudos teniendo en cuenta los factores de diseño de los equipos en cuestión. De esta manera, con la información recolectada es posible diagnosticar el estado actual del proceso y proponer algunas medidas preliminares que deban tenerse en cuenta si el objetivo es mejorar la eficiencia del desalado.

### **2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO EN CAMPO**

Los procesos de transformación de petróleo son numerosos y requieren de una inversión considerablemente alta para convertir una mezcla de hidrocarburos de origen fósil en combustibles de consumo directo para transporte, calefacción, producción, entre otros. Así, las instalaciones de tratamiento luego de la exploración y extracción generalmente comienzan con la separación de los fluidos provenientes del pozo productor en tres componentes que son el petróleo, el gas y el agua asociada junto con sedimentos. Tal y como se muestra en el Diagrama 5, el crudo pasa por una primera etapa de deshidratado y desalado cuya finalidad es eliminar gran parte del agua libre restante y una parte del agua emulsionada, el contenido de sales generalmente no se mide en este punto, pero una vez retirada el agua se puede esperar que el crudo que sale del deshidratador contenga menores concentraciones de sal, todo esto con el fin de cumplir con las especificaciones requeridas para el paso del combustible a través de las tuberías y aparataje durante el transporte a la refinería.

**Diagrama 5.** Producción de petróleo

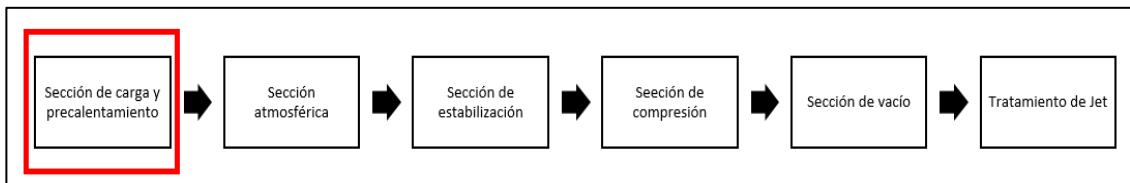


**Fuente:** elaboración propia

Una vez en la refinería, el petróleo se encuentra típicamente libre de gases asociados y agua libre-no emulsionada, listo para ser tratado en la Unidad de Destilación Combinada en donde se adecúa para seguir su curso aguas abajo

Dentro de las principales secciones de la Unidad de Destilación Combinada de la Refinería se encuentra la sección de carga y precalentamiento del crudo, la sección atmosférica, la sección de estabilización, de compresión, de vacío y el sistema de tratamiento de Jet (ver Diagrama 6). Se prestará atención a la sección de carga y precalentamiento pues es allí donde se da la segunda etapa de deshidratado y desalado cuyo fin es remover con mayor detalle cantidades no especificadas de salmuera emulsionada y cristales de sal atrapados que permanecen en el crudo, objeto de estudio del presente proyecto.

**Diagrama 6.** Secciones de la UDC



**Fuente:** elaboración propia

Esta sección abarca la entrada del crudo a la unidad y sus tratamientos previos para ingresar al Horno Atmosférico, entre los que se encuentran; el flujo a través del primer tren precaliente, la inyección de agua, la separación en desaladores, la separación en tambor de evaporación instantánea (*flash*), y el segundo tren precaliente; sin embargo, la explicación de proceso a detalle se limitará a las 3 primeras pues afectan directamente la separación de las sales y el agua del crudo (ver Diagrama 7).

**Diagrama 7.** Etapas relevantes para el desalado de crudo

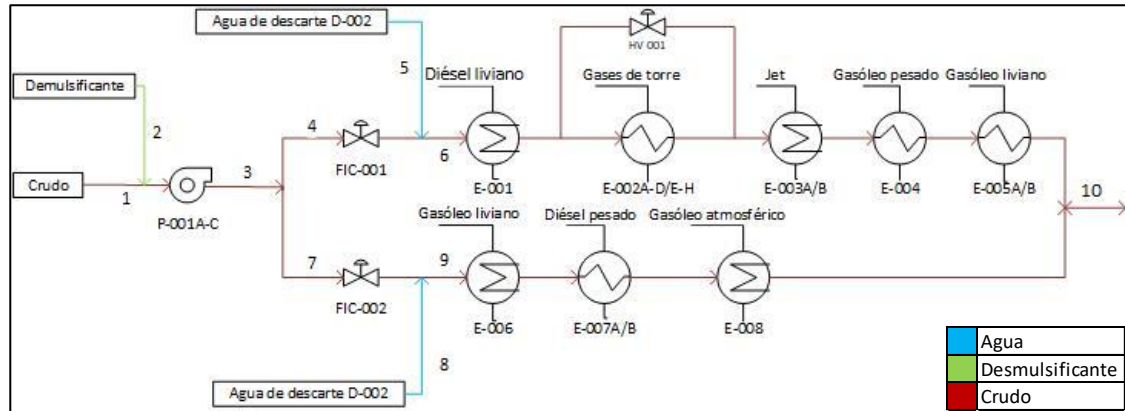


**Fuente:** elaboración propia

**2.1.1 Carga y precalentamiento.** El proceso de carga y precalentamiento es crucial para la planta puesto que deben controlarse las propiedades con las que el fluido ingresa a la unidad, entre estas la viscosidad, el flujo, la composición, la temperatura, el contenido de sal, agua y sólidos, de igual manera se busca precalentar el crudo para alcanzar las temperaturas requeridas en los equipos de desalación posteriores.

**2.1.1.1 Descripción del proceso.** El crudo llega a la unidad proveniente de los tanques de almacenamiento de materias primas y productos con un caudal promedio de 159.671 kbpd, el Diagrama 8 representa el flujo de proceso a través de la zona de precalentamiento. Para determinar la calidad del crudo se realizan mediciones constantes del contenido de agua, sales, grados API, viscosidad dinámica, entre otras propiedades que dan cuenta del estado del fluido y los ajustes requeridos para su ingreso a los desaladores. La caracterización del petróleo crudo y de su paso por la sección de precalentamiento se muestra en las Tablas 2, 3 y 4.

**Diagrama 8. Zona de carga y precalentamiento de crudo**



Fuente: Elaboración propia

**Tabla 2. Especificación por corrientes "precalentamiento"**

	1	2	3	4	5
<b>T (°F)</b>	100	60	95	95	258
<b>(%) vapor</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Crudo (%)</b>	99.73	0	99.73	99.73	0
<b>Agua (%)</b>	0.26	0	0.26	0.26	99.99
<b>Sal (%)</b>	4.75 * 10 <sup>-4</sup>	0	4.75 * 10 <sup>-4</sup>	4.75 * 10 <sup>-4</sup>	1.66 * 10 <sup>-3</sup>
<b>Desmulsificante (%)</b>	0	100	9.56 * 10 <sup>-4</sup>	9.56 * 10 <sup>-4</sup>	0
<b>Flujo (bpd)</b>	160000	1.53	160002	96001	3000
	6	7	8	9	10
<b>T (°F)</b>	120	95	258	120	275
<b>(%) vapor</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Crudo (%)</b>	96.71	99.73	0	95.26	96.12
<b>Agua (%)</b>	3.28	0.26	99.99	4.72	3.86
<b>Sal (%)</b>	5.10 * 10 <sup>-4</sup>	4.75 * 10 <sup>-4</sup>	1.66 * 10 <sup>-3</sup>	5.28 * 10 <sup>-4</sup>	5.17 * 10 <sup>-4</sup>
<b>Desmulsificante (%)</b>	9.27 * 10 <sup>-4</sup>	9.56 * 10 <sup>-4</sup>	0	9.13 * 10 <sup>-4</sup>	9.21 * 10 <sup>-4</sup>
<b>Flujo (bpd)</b>	99001	64001	3000	67001	166002

Fuente: elaboración propia



**Tabla 3.** Especificación de equipos "precalentamiento"

<b>Código</b>	<b>Equipo</b>	<b>Fluido</b>
<b>P-001A-C</b>	Bombas de carga	Carga de crudo
<b>FIC-001</b>	Controlador de flujo	Crudo-desmulsificante
<b>FIC-002</b>	Controlador de flujo	Crudo-desmulsificante
<b>E-001</b>	Intercambiador de calor	Crudo-agua/
<b>E-002A-D</b>	Banco de intercambiadores	Crudo-agua/Gases torre atmosférica
<b>E002E-H</b>	Banco de intercambiadores	Crudo-agua/Gases torre atmosférica
<b>HV-001</b>	Válvula de control manual	Crudo-agua
<b>E-003A/B</b>	Intercambiadores de calor	Crudo-agua/Jet
<b>E-004</b>	Intercambiador de calor	Crudo-agua/Gasóleo pesado
<b>E-005A/B</b>	Intercambiadores de calor	Crudo-agua/Gasóleo liviano
<b>E-006</b>	Intercambiador de calor	Crudo-agua/Gasóleo liviano de vacío
<b>E-007A/B</b>	Intercambiadores de calor	Crudo-agua/Diésel pesado
<b>E-008</b>	Intercambiador de calor	Crudo-agua/Gasóleo atmosférico

**Fuente:** elaboración propia

**Tabla 4.** Características del crudo cargado\*\*\*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor promedio</b>	<b>Valor mínimo</b>	<b>Valor máximo</b>	<b>Desviación</b>
Caudal (kbpd)	159.67	152.42	163.16	3.06
Contenido de agua (%)	0.26	0.05	1.81	0.36
Contenido de sal NaCl (PTB)	3.60	0.52	13.80	3.18
Grados API	22.66	21.48	23.59	0.55
Viscosidad a 100 °F (cP)	29.77	22.24	52.97	8.02
Temperatura carga (°F)	98.90	96.59	100.67	1.20
Gravedad específica**	0.92	0.91	0.92	0.003
Contenido de aromáticos (%)	46.00	20.10	50.10	10.31
Contenido de resinas (%)	13.94	10.90	32.20	7.66
Contenido de asfaltenos (%)	21.5	20.5	22.5	1.41

\*\* La gravedad específica, tomada a 60 °F

\*\*\*Datos de enero de 2019

**Fuente:** Elaboración propia

El proceso comienza entonces con la carga de crudo (corriente 1), en donde este recibe una inyección previa de desmulsificante (corriente 2), cuya función es promover la ruptura de la emulsión (w/o) formada y por lo tanto mejorar la eficiencia de la separación. La mezcla llega a la succión de las bombas de carga (P-001A-C) cuya corriente de descarga (corriente 3) pasa a través de una serie de indicadores y controladores de flujo utilizados para controlar el caudal de carga a la unidad, posteriormente pasa por indicadores de temperatura y presión que controlan su transcurso. La corriente a su vez se divide en dos; (corrientes 4 y 7) cuyo flujo es controlado.

La corriente 4 representa un 60% de la carga, pasa por un controlador de flujo (FIC-001) y recibe una inyección de agua de descarte (corriente 5) que proviene del desalador 2 (D-002) con el fin de lavar el crudo para lograr un arrastre inicial de sales a la fase acuosa, luego, la mezcla crudo-agua es precalentada a través del lado casco del intercambiador de Crudo/Diésel Liviano (E-001) y vuelve a dividirse, una parte ingresa por el lado tubos del banco de intercambiadores Crudo/Gases (E-002A-D) y (E-002E-H) en donde continúa su precalentamiento con el calor de gases provenientes de la torre atmosférica, la otra parte de la mezcla se desvía a través de un bypass con válvula de globo (HV-001) la cual desvía una parte del crudo de los (E-002A-D) y (E-002E-H) para evitar la condensación de los gases de cima de la Torre Atmosférica T-001 que corren por el lado casco con el paso del crudo a temperaturas más bajas.

Luego de esto, la mezcla absorbe nuevamente calor por su paso a través del lado casco de dos intercambiadores de Crudo/Jet (E-003A/B) en donde absorbe calor de la corriente de Jet que fluye por los tubos, seguido ingresa al lado tubos del intercambiador Crudo/Gasóleo (E-004) en donde absorbe calor del gasóleo pesado producto que fluye por el lado casco, posteriormente ingresa al lado tubos de los Intercambiadores de crudo/Gasóleo liviano (E-005A/B) aumentando su temperatura producto de la transferencia con gasóleo liviano que fluye por el lado casco de dichos equipos.

Por su parte, la corriente 4 proveniente de la (FIC-002) recibe una inyección de agua de descarte (corriente 8) que llega del desalador 2 (D-002) con el mismo objetivo de arrastrar sales a la fase acuosa, la mezcla crudo-agua se precalienta con gasóleo liviano a través del lado casco del intercambiador (E-006) para luego ingresar al lado tubos de los intercambiadores (E-007A/B) en donde continua su precalentamiento con diésel pesado que fluye por el lado caso, finalmente la mezcla termina de precalentarse con gasóleo atmosférico a través del lado casco del intercambiador (E-008).

Posteriormente las corrientes de salida de los intercambiadores (E-005A/B) y (E-008) se unen en un cabezal común

**2.1.1.2 Análisis.** Durante el proceso de carga y precalentamiento es necesario controlar algunas propiedades fisicoquímicas con las que el crudo ingresa a la unidad como: el contenido de sales, BS&W, conductividad, grados API, densidad, entre otros, además del tratamiento previo que debe realizarse para lograr las especificaciones requeridas en busca de un eficiente proceso de desalado más adelante.

La desalación se basa en la premisa de que el agua es más pesada e inmisible con el crudo y que las emulsiones del tipo w/o se pueden separar en presencia de un campo eléctrico y un producto químico de desalación adecuado, agregado con el suficiente tiempo para lograr interactuar en la interfaz de la emulsión. De acuerdo con la Ley de Stokes, la tasa de sedimentación de las gotas de salmuera fusionadas en los desaladores es directamente proporcional a la diferencia en la gravedad específica entre la salmuera y la emulsión de aceite, e inversamente proporcional a la viscosidad de la emulsión, por lo que los crudos ligeros son relativamente fáciles de desalar en comparación con los crudos intermedios y pesados.

En términos de desalado, los crudos generalmente se dividen en tres categorías principales:

- Crudos ligeros con gravedad API mayor a 30 (gravedad específica menor a 0.875)
- Crudos medianos con gravedad API entre 20 y 30 (gravedad específica entre 0.875 y 0.935)
- Crudos pesados con gravedad API entre 10 y 20 (gravedad específica entre 0.935 y 1.000)

Cerca de la mitad del petróleo que se produce en Colombia proviene de los Llanos Orientales, cuyo potencial de extracción de crudo pesado y extra pesado es cada vez mayor.

La decisión de Ecopetrol de acentuar la operación en crudos pesados hizo que la compañía se fijara el reto de ser más competitiva en su procesamiento y, con el uso de tecnologías diferenciadoras, pudiera producir grandes volúmenes a menores costos, de esta manera; para 2018, el 42% de los 866,488 barriles de petróleo que produjo a diario el país, correspondía a este tipo de hidrocarburos.<sup>36</sup>

Para el transporte de dichos crudos, las instalaciones de producción implementaron un complejo esquema de dilución con nafta. La refinería, por su

---

<sup>36</sup> SEMANA. [sitio web]. Colombia: Colombia se adaptó al mercado de los crudos pesados. (2018). p.1. [Consulta: 12 octubre 2019]. Disponible en: <https://www.semana.com/contenidos-editoriales/hidrocarburos-son-el-futuro/articulo/colombia-se-adapto-al-mercado-de-los-crudos-pesados/590038>

parte, introdujo dos tecnologías de alto impacto para el tratamiento: la reformulación inteligente de mezclas de crudo y la utilización de diluyentes no convencionales, de esta manera se logra aumentar la diferencia de gravedad específica entre la salmuera y la emulsión de aceite, así como disminuir la viscosidad del crudo.

Por consiguiente, la refinería controla y/o modifica algunas características fisicoquímicas del crudo cuyo fin es lograr cumplir con las especificaciones recomendadas para un óptimo proceso de desalado, logrando producir materia prima con gravedad API promedio de 22.66, viscosidad de 29.77 cP y una gravedad específica de 0.91, considerablemente diferente a la del agua que en promedio suele ser más cercana a 1.00. Sin embargo, el contenido de aromáticos en la dieta de crudo trabajada tiene una notable variabilidad de 10.31%, esto puede indicar que los hidrocarburos mezclados son de diferente naturaleza, que puede ser parafínica, nafténica o aromática dependiendo de su proporción, los crudos parafínicos por su parte poseen una densidad menor, los aromáticos una mayor densidad, mientras que los nafténicos poseen densidades intermedias, la mezcla de estos puede desestabilizar los agentes emulsionantes presentes y estabilizar las emulsiones problemáticas.

En cuanto a la temperatura, generalmente, la carga de crudo sin procesar se debe precalentar en una serie de "intercambiadores de precalentamiento en frío" que funcionan normalmente a menos de 150°C (300°F) aguas arriba del desalador<sup>37</sup>, como se pudo observar en el diagrama 1, el crudo pasa a través de 15 intercambiadores en promedio para aumentar su temperatura con el fin de disminuir tanto la viscosidad, como los requerimientos energéticos, al proporcionar el calor necesario al crudo para que la velocidad de sedimentación de la fase acuosa aumente.

Es común que el contenido de BS&W haya sido considerado en literatura, como uno de los parámetros más importantes durante el proceso, pues puede alterar la probabilidad y frecuencia en la variación del contenido de sales y agua, cualquier aumento repentino en el contenido de BS&W produce graves perturbaciones de desalinización, a menos que la operación pueda ajustarse de inmediato (lo cual rara vez es el caso). Por lo tanto, el petróleo que ingresa a la refinería no debe exceder el 1.0% en volumen<sup>38</sup>, aunque no se tienen registros respecto al contenido de sedimento básico, el contenido de agua en el crudo entrante es acorde a esta recomendación con un valor promedio de 0.26% en volumen y una desviación de 0.36%.

Por otro lado, el contenido normal de sal del crudo que ingresa a la refinería no debe exceder los límites de 5-20 PTB, estos valores han sido especificados por

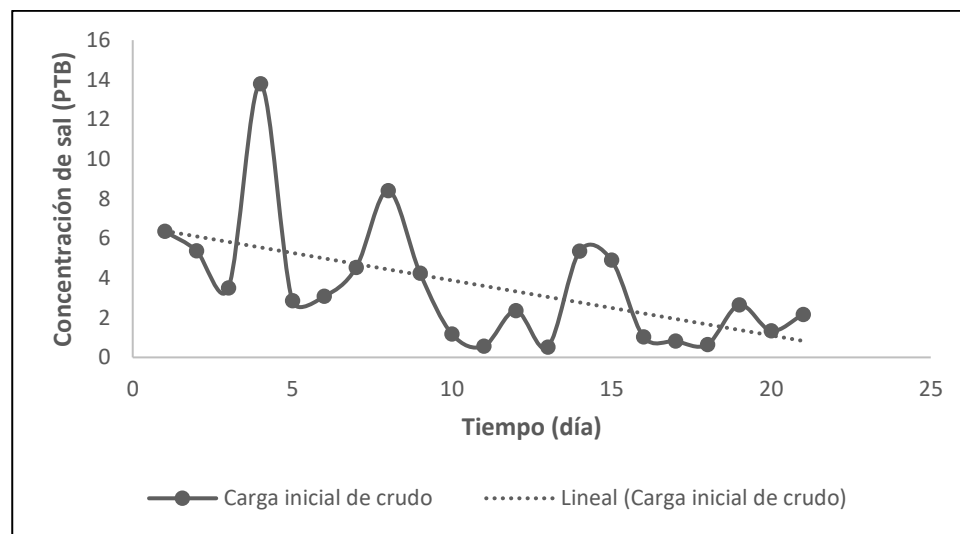
---

<sup>37</sup> GUTZEIT, op. cit., p. 5.

<sup>38</sup> Ibid, p. 6.

grandes compañías petroleras en sus procesos, pues al igual que el contenido de BS&W, el contenido de sal es uno de los parámetros más importantes a ser controlados. Respecto a este punto, el crudo trabajado se encuentra acorde a las recomendaciones pues, como se puede observar en la Gráfica 1, las concentraciones máximas de sal registradas fueron de 13.80 PTB, sin mencionar que la desviación de los datos no es pronunciada (3.17 PTB) y se evidencia una pendiente negativa de contenidos de sal que disminuyen con el tiempo, ya que al ingreso a la unidad generalmente se busca que las propiedades del crudo sean constantes para disminuir la variabilidad del proceso y evitar reajustes drásticos a los equipos, es importante sin embargo, reducir la variabilidad del contenido de sal en el crudo cargado, pues aunque se encuentre dentro del rango, para la refinería es óptimo trabajar con crudos que contengan máximo 5 PTB y los picos presentados en la gráfica son pronunciados, lo que puede llegar a indicar un problema de tratamiento en la etapa de producción en donde se realiza un retiro previo de gases, agua y sales del crudo o un problema de mezcla de crudos con características muy disímiles.

**Gráfica 1.** Contenido de sal en la carga

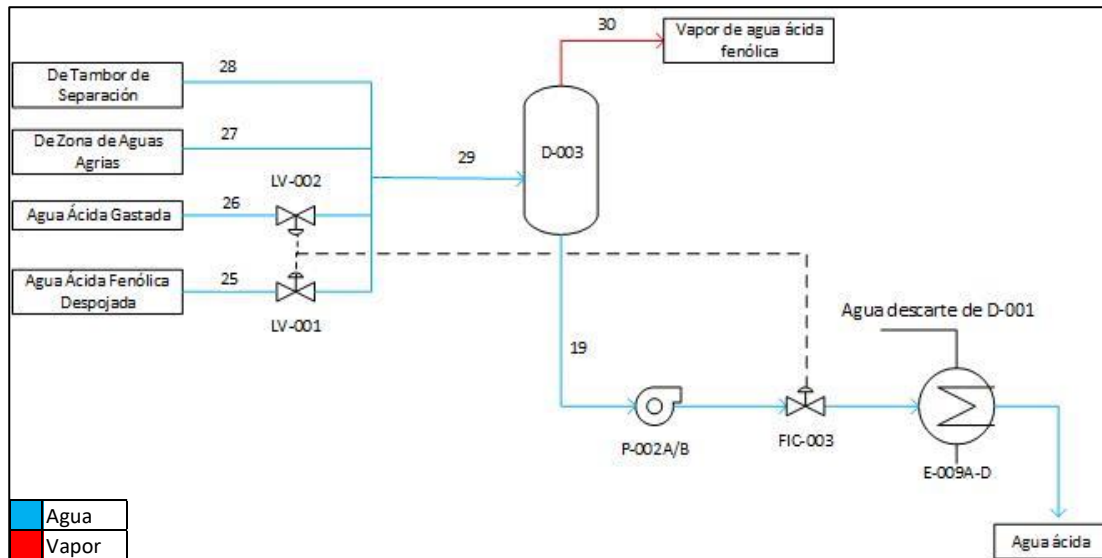


**Fuente:** Elaboración propia

**2.1.2 Zona de inyección de agua.** El proceso de inyección explica la adición de agua a la segunda etapa de desalación, previa a la entrada del (D-002), es importante controlar el flujo con el que el agua ingresa a los equipos en comparación con el flujo de crudo cargado, además de analizar la procedencia del fluido utilizado y su contenido, pues la presencia de ciertos componentes puede llegar a afectar el arrastre de sales del crudo.

**2.1.2.1 Descripción del proceso.** Diferentes corrientes de agua de despojo llegan al tambor de alimentación (D-003) en donde los vapores de agua ácida se separan por cimas y un porcentaje del agua se separa por fondos para unirse al segundo desalador con un caudal promedio de 9.86 kbpd, lo que representa aproximadamente un 6% del crudo cargado al proceso, el Diagrama 9 representa el flujo de proceso a través de la zona de inyección de agua a desalador. Para determinar la calidad del agua que ingresa se realizan mediciones constantes del contenido de sales y de temperatura. Aspectos relevantes del agua inyectada se muestran en las Tablas 5, 6 y 7.

**Diagrama 9.** Zona de inyección de agua



Fuente: Elaboración propia

**Tabla 5.** Especificación por corrientes "inyección de agua"

	25	26	27	28
<b>Fracción vapor</b>	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Crudo (%)</b>	--	--	--	--
<b>Agua (%)</b>	99.99	99.99	99.99	99.99
<b>Sal (%)</b>	$1.26 * 10^{-3}$	$1.52 * 10^{-3}$	$1.69 * 10^{-3}$	$1.34 * 10^{-3}$

	29	30	19
<b>Fracción vapor</b>	0.00	1.00	0.00
<b>Crudo (%)</b>	--	--	--
<b>Agua (%)</b>	99.99	99.99	99.99
<b>Sal (%)</b>	$2.27 * 10^{-3}$	--	$1.48 * 10^{-3}$
<b>Flujo (bpd)</b>	--	--	6902

Fuente: elaboración propia

**Tabla 6.** Especificación de equipos "inyección de agua"

<b>Código</b>	<b>Equipo</b>	<b>Fluido</b>
<b>D-003</b>	Tambor de alimentación	Agua acida fenólica despojada, aguas agrias, vapores de agua
<b>LV-001</b>	Válvula de control de nivel	Agua acida fenólica despojada, aguas agrias
<b>LV-002</b>	Válvula de control de nivel	Agua acida fenólica despojada, aguas agrias
<b>P-002A/B</b>	Bombas de agua al D-002	Agua acida fenólica despojada, aguas agrias
<b>FIC-003</b>	Válvula de control de flujo	Agua acida fenólica despojada, aguas agrias
<b>E-009A-D</b>	Intercambiadores de precalentamiento	Agua acida fenólica despojada, aguas agrias/ Agua descarte de D-001

**Fuente:** elaboración propia

**Tabla 7.** Características del agua inyectada a D-002

<b>Parámetro</b>	<b>Valor promedio</b>	<b>Valor mínimo</b>	<b>Valor máximo</b>	<b>Desviación</b>
Caudal (kbpd)	9.86	9.41	9.96	0.15
Contenido de sal (PTB)	11.32	1.47	22.18	15.50

**Fuente:** Elaboración propia

El agua de lavado que ingresa al desalador 2 (D-002) proviene del tambor de alimentación de agua (D-003) en el que ingresa:

- Una corriente de agua ácida fenólica despojada proveniente de la Unidad de Aguas Agrias y Sodas Gastadas, que pasa por la válvula de control de nivel LV-001 la cual trabaja en rango dividido con la LV-002
- Otra corriente de agua ácida despojada proveniente de la Unidad del Bloque de Azufre que pasa por la válvula de control de nivel LV-002 y se une con la corriente proveniente de la LV-001
- Dos corrientes más, provenientes de una de las descargas de las bombas de aguas agrias y del tambor separador de otra unidad.

La corriente así compuesta ingresa al (D-003). Una vez en el tambor de alimentación, se separa por la cima una corriente de vapores de agua fenólica y por fondos; agua ácida que llega a la succión de las bombas de agua al desalador 2 (D-002), (P-002A/B).

La corriente de agua ácida pasa luego por la válvula del controlador de flujo (FIC-003) que trabaja en cascada con un indicador-controlador de nivel ubicado en el

tambor y que regula la salida de las válvulas (LV-001) y (LV-002), para seguir su paso a través de una serie de intercambiadores de precalentamiento (E-009A-D) en donde recibe el calor del agua de descarte del (D-001) y se une a la corriente de crudo que sale del mismo desalador.

**2.1.2.2 Análisis.** De acuerdo con las recomendaciones publicadas por NACE International, el condensado de agua por cimas, de las columnas de crudo y *preflash*, la eyección de vapor condensado de la columna de vacío, el agua agria despojada\* o una mezcla de estos puede utilizarse como agua desaladora en la mayoría de las unidades.

Muchos de los procesos de la refinería producen corrientes de aguas residuales (comúnmente conocidas como aguas ácidas) que contienen Sulfuro de Hidrógeno disuelto ( $H_2S$ ) y Amoniacó ( $NH_3$ ). Por lo general, la refinería recoge la totalidad de sus aguas ácidas y utiliza torres de destilación de vapor (llamadas despojadoras de agua agria) para despojar a prácticamente todo el  $H_2S$  y un poco menos del  $NH_3$  del agua tratada. Dicho fluido, se recicla para la reutilización como agua de lavado en los desaladores, junto con aguas ácidas fenólicas despojadas.

Algunas de las corrientes de aguas ácidas contienen también fenoles, que no son fácilmente despojados. Así, el agua agria despojada utilizada como agua de lavado puede contener fenoles que son absorbidos preferentemente por el petróleo crudo y posteriormente pasarán a formar parte de las fracciones de nafta y queroseno destilados del petróleo crudo, por lo que no representarían un riesgo latente de alteración en el desalado.

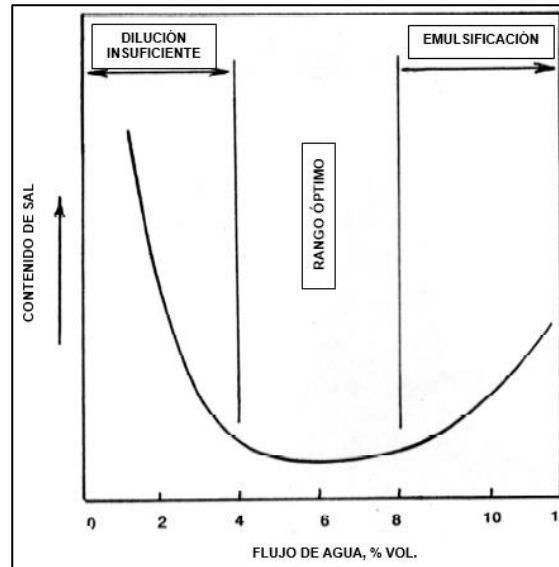
La cantidad óptima de estas aguas de lavado dependen del tipo de crudo tratado, la refinería generalmente recibe crudos del tipo mediano, pesado y los adecúa para mantener sus parámetros constantes (22.6 API), por lo que se recomienda entre 5 y 8% de inyección de agua con respecto al flujo de crudo cargado, esto se debe a que, como se muestra en la Figura 5, la cantidad de agua desaladora tiene una relación directa con la estabilidad de la emulsión que se forma. Generalmente, menos del 4% en volumen de agua de lavado proporciona una dilución insuficiente y aumenta el contenido de sal de las gotas de salmuera que se forman y más del 8% en volumen de agua desaladora promueve la formación de emulsiones herméticas y aumenta el arrastre de agua con crudo desalado, debido a esto la refinería maneja una tasa de inyección de agua de un 6% del flujo de crudo a tratar.

---

\* Una Unidad de Aguas Agrias tiene como finalidad disminuir el contenido de  $H_2S$  y  $NH_3$  en el agua agria. El  $H_2S$  y  $NH_3$  que se obtienen, se envían a la Unidad de Recuperación de Azufre. El agua despojada se retorna a los procesos o se envía a la Unidad de Tratamiento de Aguas Residuales.



**Figura 5 . Efecto del flujo de agua de lavado sobre el desalado de crudo**



**Fuente:** GUTZEIT, Joerg. Controlling Crude Unit Overhead Corrosion - Rules of Thumb for Better Crude Desalting. [En línea]. Nashville, Tennessee. NACE International. Conference & Expo, 2007. p.5. Paper 07567. [Consultado: 11 octubre 2019]. Disponible en: <https://www.onepetro.org/conference-paper/NACE-07567>

En cuanto al contenido de sales, se recomienda que el agua de lavado contenga un bajo contenido de sal, en algunos reportes se recomienda incluso el uso de agua dulce como agua de lavado, esto es debido al incremento de la densidad y viscosidad de la salmuera conforme aumentan sus concentraciones de sal (ver Figura 6), dicho factor dificultaría la difusión y el movimiento de las partículas de interés a través del sistema.

**Figura 6. Efecto del NaCl (%) sobre la densidad (g/cm<sup>3</sup>) de la salmuera**

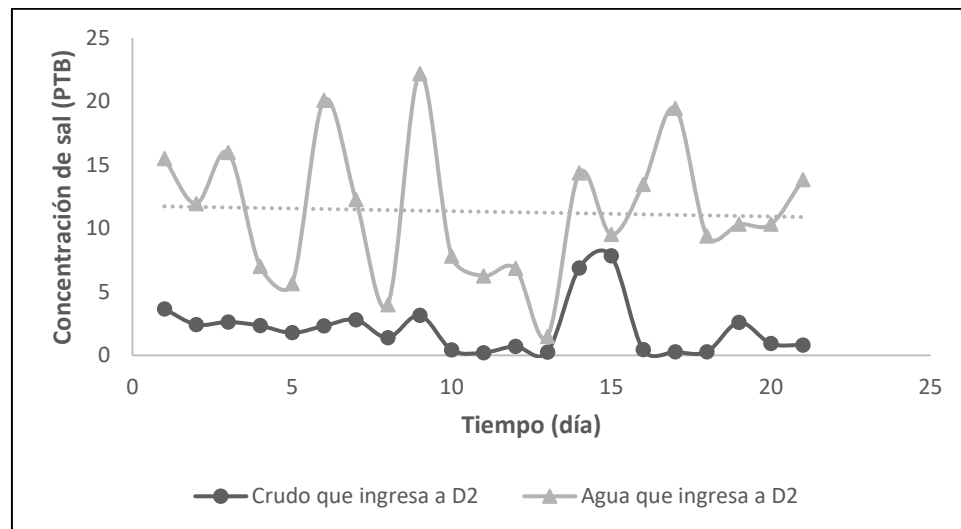
%	0°C	10°C	25°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.00747	1.00707	1.00409	0.99908	0.9900	0.9785	0.9651
2	1.01509	1.01442	1.01112	1.00593	.9967	.9852	.9719
4	1.03038	1.02920	1.02530	1.01977	1.0103	.9988	.9855
8	1.06121	1.05907	1.05412	1.04798	1.0381	1.0264	1.0134
12	1.09244	1.08946	1.08365	1.07699	1.0667	1.0549	1.0420
16	1.12419	1.12056	1.11401	1.10688	1.0962	1.0842	1.0713
20	1.15663	1.15254	1.14533	1.13774	1.1268	1.1146	1.1017
24	1.18999	1.18557	1.17776	1.16971	1.1584	1.1463	1.1331
26	1.20709	1.20254	1.19443	1.18614	1.1747	1.1626	1.1492

**Fuente:** PERRY, Robert H., GREEN, Don W. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 7<sup>a</sup> edición. Nueva York: McGraw-Hill Professional. 1997. p. 2-105

El agua inyectada a D-002 presenta concentraciones de sal más altas que las contenidas en el crudo que ingresa al mismo equipo (ver Gráfica 2), salvo en una muestra en la que se observan concentraciones similares a las del crudo, esto puede ser debido a perturbaciones en el rendimiento de los procesos de separación de agua-crudo-sal unidades aguas debajo de la refinería, ya que el agua de descarte de dichas unidades llega a la zona de desalado, una variabilidad en el rendimiento de dichos procesos se traduce en aguas salobres con contenidos muy disímiles.

Inicialmente se pensaría que debido a la diferencia de concentración en el medio, la naturaleza tendería a igualar las concentraciones forzando el flujo de sales desde la región de alta concentración (agua de lavado) a la región de baja concentración (crudo); sin embargo, es de recordar que el carácter salado del crudo se debe principalmente a las gotas de salmuera dispersas en forma de emulsión, así como a los cristales de sal secos y suspendidos, por lo que la difusión ocurre predominantemente entre las gotas de salmuera (una vez rota la emulsión) y el agua de lavado, que también se usa para la hidratación y el arrastre de los cristales sólidos. Dicho de otra manera, la dirección de la transferencia de masa vendría siendo desde las gotas de salmuera, que tienen una mayor concentración de sales por unidad de volumen, hacia el agua de lavado.

**Gráfica 2.** Concentración de sal que ingresa a D-002



**Fuente:** Elaboración propia

Sin embargo, la variabilidad de la concentración de sales en el agua de lavado si influye negativamente sobre la tasa de transferencia de masa en el proceso, pues se observa una desviación de 15.50 PTB. Según la Ley de Fick (véase Ecuación 4). El flujo molar de la especie A en la dirección Z, que para el caso

representaría el flujo de sal al agua, se ve afectado por el gradiente de concentración de sal en el sistema, que según los datos industriales se encuentra en cambio constante por lo que la transferencia de sales al agua de lavado se vería afectada en forma directamente proporcional, esto ocurre tanto para el D-002, al que se le inyectan aguas ácidas, como para el D-001, cuya agua de lavado es el agua de descarte del D-002 que también contiene una variación importante en cuanto a la concentración de sales (11.63 PTB), para cuestiones prácticas la variabilidad de dicha transferencia trae consigo cierto grado de incertidumbre respecto a la eficiencia y el contenido final de sal en el crudo tratado.

#### Ecuación 4. Ley de Fick

$$J_{AZ} = -D_{AB} \frac{dC_A}{dZ}$$

**Fuente:** GEANKOPLIS, Christie., John. Procesos de Transporte y Principios de Procesos de Separación. 4ª edición. México: S.L. (Grupo Patria Cultural) Alay Ediciones. 2011. p. 423.

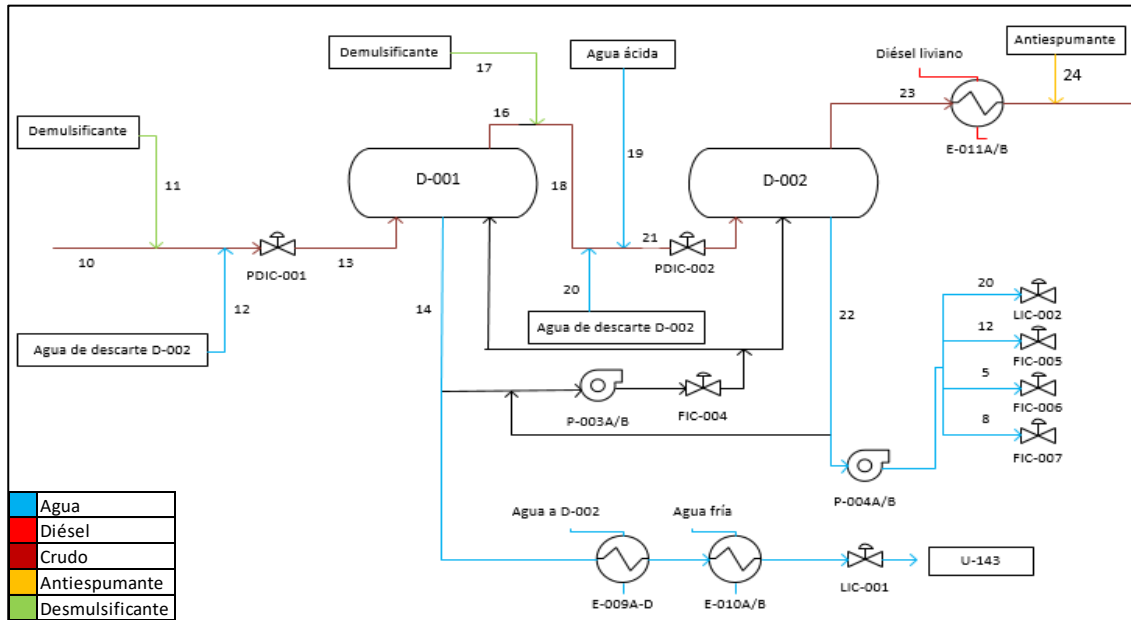
Respecto a los puntos de adición del agua de lavado, NACE International recomienda que para procesos de desalado con dos etapas, el agua fresca se agregue aguas arriba de la válvula de mezcla del desalador de la segunda etapa y que el efluente de salmuera de dicho equipo se agregue inmediatamente aguas arriba de la válvula de mezcla para el desalador de la primera etapa, este proceso se lleva a cabo en la refinería, agregando además agua de lavado inmediatamente aguas arriba de los intercambiadores de precalentamiento en frío con el fin de proporcionar cierto grado de lavado con agua de dichos equipos y mantenerlos limpios, además de promover con tiempo suficiente la ruptura de la emulsión mediante la dosificación conjunta (desmulsificador-agua de lavado).

**2.1.3 Zona de separación.** Este proceso es quizá el más importante durante el desalado del crudo, puesto que explica el ingreso de la mezcla crudo-desmulsificante-agua a los equipos de desalado que incluyen a D-001 y D-002, los cuales trabajan en serie, así como a las válvulas de mezcla ubicadas inmediatamente aguas arriba de los desaladores. Se explica además las condiciones normales de operación y los parámetros de interés.

**2.1.3.1 Descripción del proceso.** La corriente de crudo 10, que resultó de la unión entre las corrientes 6 y 9, entra a la zona de separación y recibe una inyección de desmulsificante y agua de descarte proveniente del D-002. El diagrama 10, representa el flujo de proceso a través de la zona de separación

de la unidad. Las condiciones normales de operación y especificación de corrientes son registradas en las Tablas 8, 9, 10 y 11.

**Diagrama 10.** Zona de separación de agua y sales



Fuente: Elaboración propia

**Tabla 8.** Especificación por corrientes "separación"

	11	12	13	14	16
<b>Temperatura (°F)</b>	60	258	275	271	271
<b>Fracción vapor</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Crudo (%)</b>	0	0	93.44	0	98.31
<b>Agua (%)</b>	0	99.99	6.53	99.99	1.67
<b>Sal (%)</b>	0	$1.66 \times 10^{-3}$	$5.49 \times 10^{-4}$	$5.78 \times 10^{-3}$	$2.76 \times 10^{-4}$
<b>Desmulsificante (%)</b>	100	0	$1.79 \times 10^{-3}$	0.02	$6.16 \times 10^{-4}$
<b>Flujo (bpd)</b>	1.53	4750	170753	8467	162286
	17	18	19	20	21
<b>Temperatura (°F)</b>	60	271	--	258	271
<b>Fracción vapor</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Crudo (%)</b>	0.00	98.30	0.00	0	91.6
<b>Agua (%)</b>	0	1.67	99.99	99.99	8.30
<b>Sal (%)</b>	0	$2.76 \times 10^{-4}$	$1.48 \times 10^{-3}$	$1.66 \times 10^{-3}$	$3.48 \times 10^{-4}$
<b>Desmulsificante (%)</b>	100	$9.42 \times 10^{-4}$	0.00	0.00	$8.88 \times 10^{-4}$
<b>Flujo (bpd)</b>	1.53	162287	6902	2958	172147

**Tabla 8. Continuación**

	<b>22</b>	<b>23</b>
<b>Temperatura (°F)</b>	258	258
<b>Fracción vapor</b>	0.00	0.00
<b>Crudo (%)</b>	0.00	99.52
<b>Agua (%)</b>	99.99	0.48
<b>Sal (%)</b>	$1.66 * 10^{-3}$	$2.34 * 10^{-4}$
<b>Desmulsificante (%)</b>	0.00	$9.64 * 10^{-4}$
<b>Flujo (bpd)</b>	13708	158439

**Fuente:** elaboración propia

**Tabla 9. Especificación de equipos "separación"**

<b>Código</b>	<b>Equipo</b>	<b>Fluido</b>
<b>PDIC-001</b>	Válvula de mezcla	Crudo, desmulsificante y agua
<b>D-001</b>	Desalador	Crudo, desmulsificante y agua
<b>D-002</b>	Desalador	Crudo, desmulsificante y agua
<b>PDIC-002</b>	Válvula de mezcla	Crudo, desmulsificante y agua
<b>P-003A/B</b>	Bombas de remoción de lodos	Agua de descarte D-001 o D-002
<b>FIC-004</b>	Controlador de flujo	Agua de descarte D-001 o D-002
<b>P-004A/B</b>	Bomba de agua de descarte de D-002	
<b>LIC-002</b>	Válvula de control de nivel	Agua de descarte de D-002
<b>FIC-005</b>	Válvula de control de flujo	Agua de descarte de D-002
<b>FIC-006</b>	Válvula de control de flujo	Agua de descarte de D-002
<b>FIC-007</b>	Válvula de control de flujo	Agua de descarte de D-002
<b>E-011A/B</b>	Banco de intercambiadores	Crudo desalado/Diésel liviano
<b>E-009A-D</b>	Intercambiadores de precalentamiento a D-002	Agua de descarte D-001/Agua de lavado D-002
<b>E-010A/B</b>	Enfriadores de agua descarte D-001	Agua de descarte D-001/Agua enfriante
<b>LIC-001</b>	Válvula de control de nivel	Agua de descarte de D-001

**Fuente:** elaboración propia

La mezcla pasa entonces por la válvula (PDIC-001) cuya función es proporcionar una caída de presión adecuada para facilitar el contacto entre los fluidos y promover el retiro de las sales corrosivas del crudo.

Esta mezcla (corriente 13) ingresa por el fondo del desalador D-001, pasa a través de los distribuidores y llega al centro del campo eléctrico entre los electrodos del equipo en donde se intensifica la coalescencia de las gotas. Por diferencia de densidades los fluidos se separan, el producto superior es el crudo tratado y el producto inferior es la salmuera cuya temperatura es registrada para posteriormente ingresar al lado tubos de los intercambiadores de precalentamiento de agua a desalador (E-009A-D) en donde le transfiere calor al agua ácida que ingresa como lavado al desalador D-002 y que fluye por el lado casco

La corriente que sale de dichos intercambiadores pasa por el lado tubos de los enfriadores de agua de descarte del D-001 E010A/B cuyo medio de enfriamiento es agua enfriante que fluye por el lado casco, para dirigirse finalmente a la unidad de tratamiento de productos y aguas residuales U-143

Para realizar el procedimiento de remoción de lodos en los desaladores, se envía una parte de la corriente de agua de descarte a la succión de las bombas P-003A/B, la corriente de descarga de las bombas pasa por el controlador de flujo FIC-004 y se puede dirigir a cualquiera de los dos desaladores, dependiendo de cuál esté en procedimiento de remoción de lodos.

El crudo tratado recibe nuevamente una inyección de desmulsificante y un 9% de agua de lavado en relación con el flujo de crudo cargado (3% proveniente del agua de descarte del D-002 como reciclo interno y 6% proveniente de la zona de aguas ácidas), luego el crudo pasa a través de la válvula mezcladora PDIC-002 e ingresa por el fondo del desalador 2 donde ambos fluidos se separan por el mismo mecanismo mencionado en la primera etapa. Por acción de la diferencia de densidades el agua sale por el fondo del equipo y pasa a través de una serie de bombas cuya descarga se divide en cuatro corrientes que se dirigen; a la zona de precalentamiento inicial como primeras fases de lavado, a la corriente de crudo que ingresa al desalador D-001 y una pequeña parte es recirculada al equipo mismo.

El crudo libre de sales corrosivas y demás contaminantes sale por la parte superior del D-002 e ingresa por el lado tubos al banco de Intercambiadores E011A/B en donde se calienta con diésel liviano que fluye por el lado casco y posteriormente recibe una inyección de antiespumante.

**Tabla 10.** Condiciones de operación D-001

<b>Parámetro</b>	<b>Valor promedio</b>	<b>Valor mínimo</b>	<b>Valor máximo</b>	<b>Desviación</b>
Temperatura de operación (°F)	272.20	258.00	282.00	5.95
Presión de operación (psig)	199.15	195.70	201.28	1.66
Eficiencia de deshidratado (%)	75.66	10.03	86.69	17.88
Eficiencia de desalado (%)	58.23	-17.37	85.90	28.76
Caída de presión (psig)*	13.14	11.87	14.70	0.73
Voltaje primario (V)	508.4	462.00	597.00	33.24

**Fuente:** Elaboración propia

**Tabla 11.** Condiciones de operación D-002

<b>Parámetro</b>	<b>Valor promedio</b>	<b>Valor mínimo</b>	<b>Valor máximo</b>	<b>Desviación</b>
Temperatura de operación (°F)	258.66	247.00	269.00	5.45
Presión de operación (psig)	185.97	184.88	186.51	0.43
Eficiencia de deshidratado (%)	93.82	85.48	112.779	6.99
Eficiencia de desalado (%)	73.13	44.27	92.92	17.16
Caída de presión (psig)*	8.17	6.00	9.82	1.56
Voltaje primario (V)	787.80	732.00	930.00	53.26

**Fuente:** Elaboración propia

**2.1.3.2 Análisis.** De acuerdo con la literatura, la temperatura óptima de los desaladores depende principalmente de la gravedad <sup>o</sup>API del crudo a tratar, sin embargo, factores como la viscosidad y el contenido de asfaltenos deben ser tenidos en cuenta. Generalmente la refinería recibe mezclas de crudos medianos y pesados, por lo que se recomienda un intervalo de temperaturas entre (230-300 °F), en las Tablas 10 y 11 se puede observar que tanto esta recomendación, como la de trabajar a temperaturas menores a los 300°F para evitar el daño de los bujes de entrada de los electrodos durante períodos prolongados de tiempo han sido tenidos en cuenta durante el proceso, pues la temperatura de operación en ambos equipos no excede los 275°F en promedio.

\* Caída de presión proporcionada por la válvula de mezcla PDIC-001

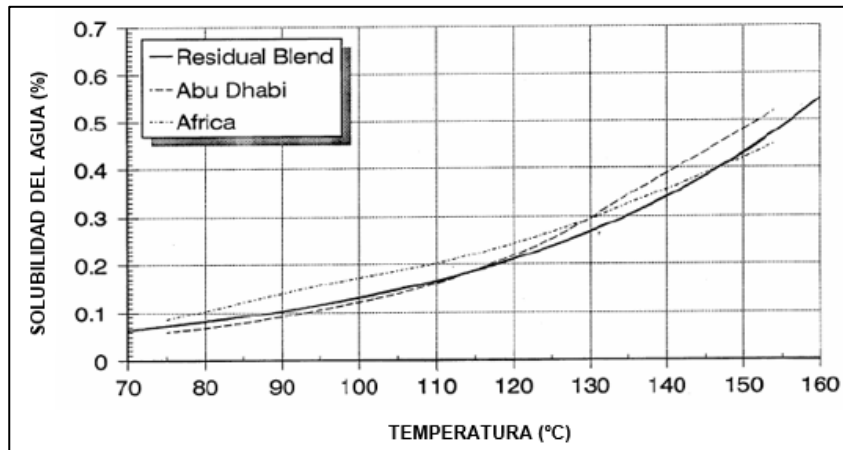
\* Caída de presión proporcionada por la válvula de mezcla PDIC-002

La temperatura es uno de los factores más importantes durante el proceso pues puede conllevar diferentes ventajas y desventajas de no ser controlada.

La principal ventaja de usar temperaturas de desalado superiores a las normales es la disminución de la viscosidad del crudo, esto ayuda a compensar la diferencia de gravedad específica entre la fase acuosa y la oleosa, que es considerablemente menor cuando se trata de crudos pesados, lo que influye positivamente en la tasa de sedimentación de la salmuera

Sin embargo, el aumento de la temperatura de desalado aumentaría el contenido de agua y sales en el crudo tratado, debido a que, como se muestra en la Figura 7, la solubilidad del agua en el crudo aumenta conforme aumenta la temperatura y las gotas de salmuera pueden llegar a evaporarse más fácilmente, llegando a concentrarse y formar cristales de sal nuevamente, dicho de esta manera es recomendable no mantener la temperatura por encima del rango normal pues implicaría más daño al proceso que beneficio

**Figura 7.** Influencia de la temperatura en la solubilidad del agua en petróleo



**Fuente:** WARREN, Kenneth. W. The Dual Polarity treater: principles and operation. Brasil: NATCO GROUP. Presentado a PETROBRAS S.A., 2002. p.13

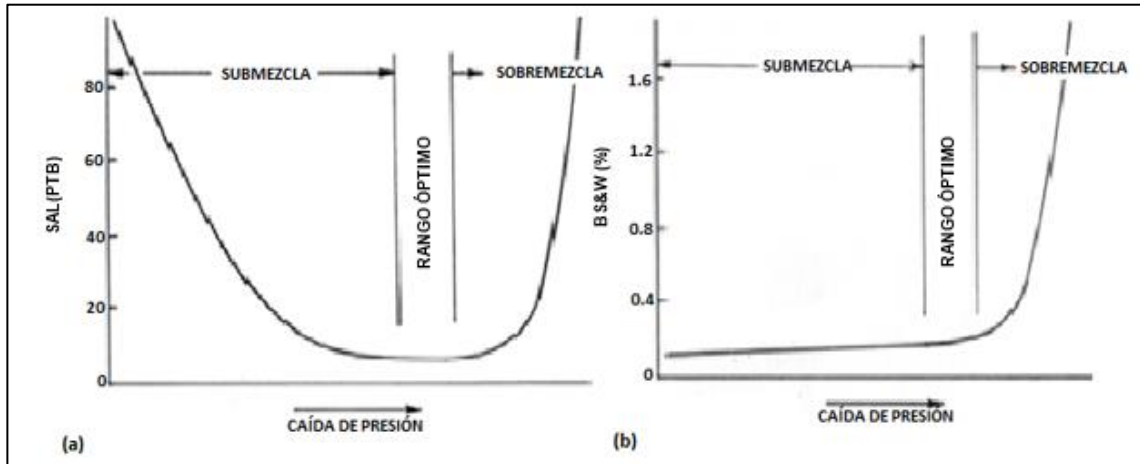
Empero, no es recomendable utilizar temperaturas de desalado inferiores a las normales, pues aumentaría la viscosidad cruda, esto disminuye la tasa de coalescencia de gotas aumentando el contenido de sal y agua en el crudo tratado

En cuanto a la eficiencia de mezcla, la caída de presión debe ajustarse para obtener la mejor mezcla posible sin crear una emulsión que no pueda separarse, pues un aumento dramático en la presión diferencial podría formar emulsiones estables difíciles de romper, por consiguiente una válvula con alta  $\Delta P$  causa una sobremezcla y aumenta tanto el contenido de sal como BS&W del crudo



desalado debido a la baja coalescencia de las gotas, mientras que una válvula con baja  $\Delta P$  causa una submezcla y aumenta el contenido de sal del crudo desalado debido a la extracción insuficiente de sal, tal y como se muestra en la Figura 8.

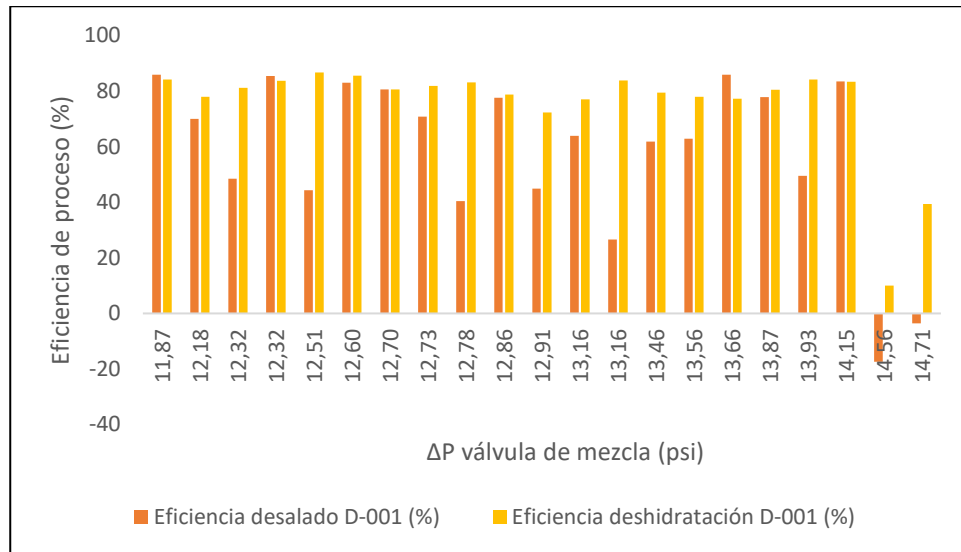
**Figura 8.** (a) Influencia de  $\Delta P$  en el desalado; (b) en el deshidratado.



**Fuente:** GUTZEIT, Joerg. Controlling Crude Unit Overhead Corrosion: Rules of Thumb for Better Crude Desalting. [En línea]. Nashville, Tennessee. NACE International. Conference & Expo, 2007. p.5. Paper 07567. [Consultado: 13 octubre 2019]. Disponible en: <https://www.onepetro.org/conference-paper/NACE-07567>

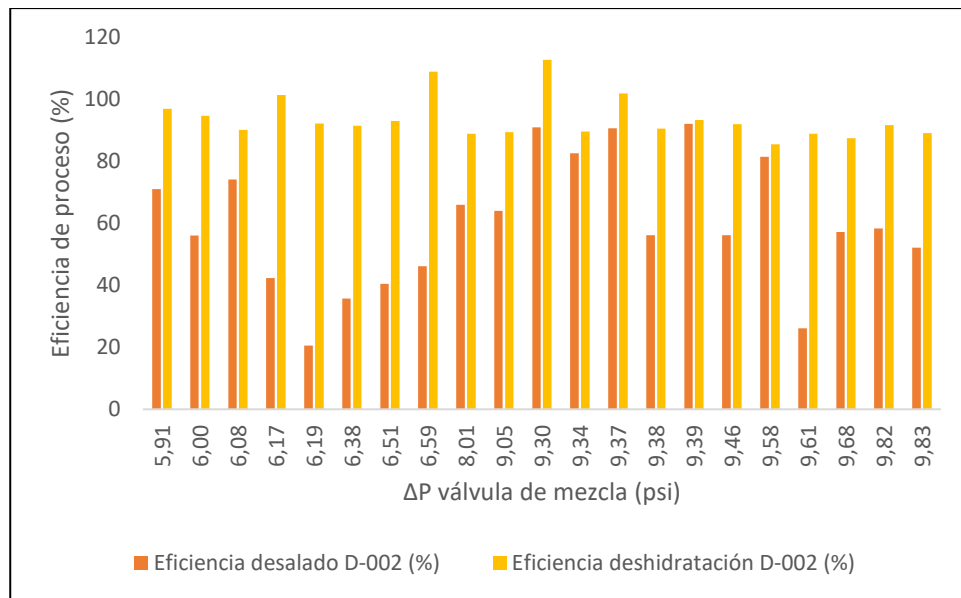
Generalmente, la caída de presión óptima se determina de forma experimental, pero de acuerdo con NACE International los valores promedio de  $\Delta P$  varían entre 10-30 psi para crudos ligeros, 7-22 psi para crudos intermedios y 3-15 psi para crudos pesados. Como se ha mencionado previamente, la UDC se reciben mezclas de crudo pesado y mediano para trabajar con una materia prima de 22° API en promedio, por lo que se recomendaría trabajar con caídas de presión de 7-22 psi; los  $\Delta P$  industriales varían entre 11.87-14.70 psi con un promedio de 13.14 psi para el primer desalador y 6.00-9.82 psi con un promedio de 8.17 psi para el segundo desalador, por lo que se encuentran dentro del rango esperado, sin embargo, se graficó la eficiencia del proceso como función de la caída de presión generada por las válvulas de mezcla (Gráficas 3 y 4) esto para establecer una relación determinada.

**Gráfica 3. Eficiencia de deshidratado y desalado en D-001**



**Fuente:** Elaboración propia

**Gráfica 4. Eficiencia de deshidratado y desalado en D-002**



**Fuente:** Elaboración propia

Como se puede observar en las gráficas 3 y 4, la eficiencia de deshidratado para ambos desaladores permanece relativamente constante con una media de (70-90%) a medida que la caída de presión generada en la válvula de mezcla aumenta. Sin embargo, en la Gráfica 3 se puede observar una disminución de la eficiencia de desalado y deshidratado que puede relacionarse con altas caídas

de presión, generando la sobremezcla mencionada anteriormente, ergo, un alto contenido en sales y agua en el crudo tratado.

Por otro lado, las eficiencias de desalado en ambos equipos son bajas y variables, con una media de (58-60%) de retiro de sales y una desviación de (21-28%) entre los datos, se presenta incluso un punto de eficiencia negativa de desalado (-17.37%) que indica un crudo producto con mayor contenido de sales que el crudo cargado, este punto se considera un valor atípico atribuido principalmente a la ubicación y al estado del tomamuestras del D-001 y a errores humanos en el análisis de sales del crudo tratado, por lo que sería de provecho revisar o cambiar el tomamuestras del equipo y analizar a detalle los procedimientos continuos de conteo de sales y agua, establecer planes de muestreo con un horario específico para evitar variaciones tan pronunciadas en la eficiencia del proceso.

En las gráficas se observa que la separación entre las fases acuosa y oleosa se realiza con mejor rendimiento, empero, existe un problema en la transferencia de masa de sales en el proceso que puede ser debido a dos factores principales: el agua de dilución y la caída de presión generada por la válvula de mezcla.

Es importante tener en cuenta que la eficiencia de desalado en el D-002 puede verse disminuida con respecto a la eficiencia del D-001 ya que teóricamente en este último se realiza un mayor retiro de sales en comparación con el contenido del crudo cargado, las sales remanentes que permanecen en el producto de D-001 pueden encontrarse severamente encapsuladas por asfaltenos y otros surfactantes por lo que pueden ser complicadas de retirar, por otro lado, la mezcla que ingresa a D-002 ingresa a temperaturas menores, disminuyendo la difusión del demulsificante y la rotura de las emulsiones presentes. En la Gráfica 4 además, se evidencian dos valores reducidos de eficiencia de desalado en el D-002, en ambos casos, los contenidos de sal en el agua inyectada presentan los valores más altos de 63 y 57 ppm, esto apoya la teoría de que el contenido y la variabilidad del agua de lavado utilizada afecta el proceso de desalado general.

La sal en el sistema se encuentra de dos formas, como gotas de salmuera dispersas en el crudo, o como cristales secos rodeados de aceite o unidos a pequeñas gotas de solución acuosa saturada. Un correcto proceso de desalado debe atacar ambas presencias de sal.

Aunque los crudos pesados no generan grandes cantidades de gas y su agua arrastrada generalmente no es altamente salina, exhiben sal cristalina con frecuencia creciente.<sup>39</sup> Esto se debe a la práctica de propagación en las

---

<sup>39</sup> WAUQUIER, J. Petroleum Refining II: Separation Processes. Francia. Technip Editions. (2000). p. 242.

operaciones de campo con el uso de tambores flash para deshidratar crudos difíciles, en pro de cumplir con las especificaciones de transporte.

Como ha sido mencionado, el carácter salado del crudo que llega a la refinería se debe principalmente a cristales de sal atrapados y en forma de suspensión o gotas de salmuera emulsionadas, con un simple asentamiento, todas las sales ionizadas deberían eliminarse teóricamente, pero la viscosidad del tipo de crudo que recibe generalmente la refinería (crudo pesado, mediano) requeriría una capacidad de almacenamiento muy grande.

Como la sal cristalina no es conducida hacia la coalescencia por una fuerte tensión interfacial ni es acelerada por fuerzas eléctricas, el contacto entre un cristal de sal y una gota de agua de dilución que la hidrate depende de impartir suficiente energía cinética a la gota de agua sola para producir una colisión capaz de penetrar cualquier película circundante y humedecer la superficie del cristal para que este sea arrastrado, dicho de otra manera, aumentar la caída de presión de las válvulas de mezcla generaría un mejor contacto entre el agua de lavado y las especies de sal cristalina con el fin de extraerlas de la fase oleosa y así mejorar las eficiencias de desalado.

En cuanto a las gotas de salmuera, teóricamente hablando, en un sistema líquido-líquido, el aumento en la agitación dará un aumento inicial rápido en el área interfacial por una reducción en el tamaño promedio de caída y, en consecuencia, producirá un aumento en la tasa de transferencia de masa. Sin embargo, la tasa de aumento en el área interfacial disminuye a medida que la tasa de agitación continúa aumentando (ver Figura 8) esto tiende a detener el aumento de la tasa de transferencia de masa pues a medida que disminuye el tamaño de gota de la fase dispersa, se suprime la circulación de fluido dentro de las gotas hasta que finalmente actúan como esferas rígidas impidiendo el proceso de difusión molecular y por lo tanto disminuyendo el coeficiente de transferencia de masa de la fase dispersa. Este no parece ser el caso del proceso en cuestión debido a que dicho aumento excesivo de mezcla dificultaría la separación del agua por el mínimo tamaño de gota generado y como se pudo observar en las Gráficas 3 y 4, el retiro de agua en ambos equipos es adecuado por debajo de un  $\Delta P$  de los 14 psi para D-001 y de 9 psi para D-002.

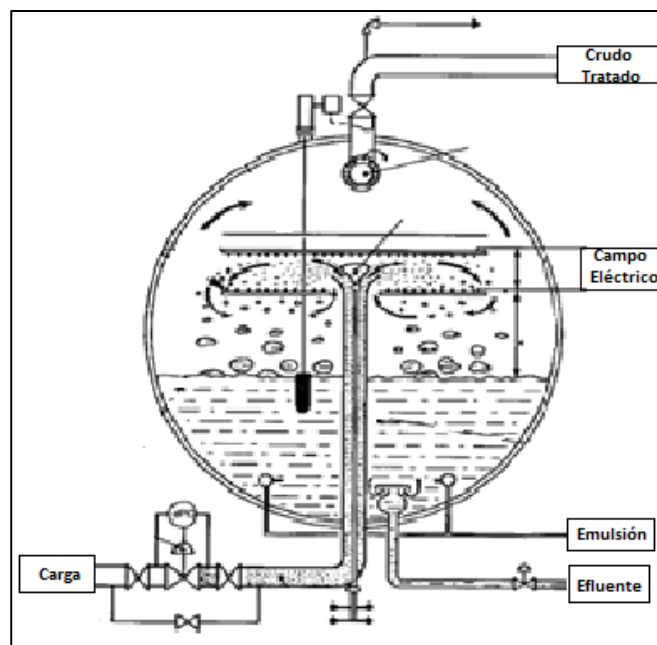
Por otro lado, una insuficiente caída de presión reduce la capacidad del esfuerzo cortante para romper las gotas de salmuera y hace que el agua se separe fácilmente por sedimentación, sin embargo, disminuye la eficiencia de la mezcla, aumentando la concentración de sal en la salmuera y manteniendo las gotas en forma de emulsión dentro del crudo, este sí parece ser el caso del proceso en cuestión, pues explicaría el buen retiro de agua general y la baja eficiencia del desalado.

Respecto al campo eléctrico, para el proceso de desalado y deshidratado de crudo se utilizan 2 deshidratadores electrostáticos que aplican un campo eléctrico de corriente alterna de 50 a 60 Hz a la emulsión para acelerar la coalescencia de las gotas.

Existen diversos tipos de desaladores de corriente alterna, cuya principal diferencia es la forma en que la emulsión se introduce en el recipiente, lo que resulta en un flujo laminar (desalador de baja velocidad) o turbulento (desalador de alta velocidad).

En los desaladores de baja velocidad, la emulsión se introduce desde el fondo del recipiente y se descarga en la fase acuosa a lo largo de su longitud, de modo que se lava para eliminar las sales cristalinas y otras partículas sólidas presentes en la fase oleosa, además de promover cierta fusión de las gotas de agua, a medida que se eleva hacia el campo eléctrico (véase Figura 9)

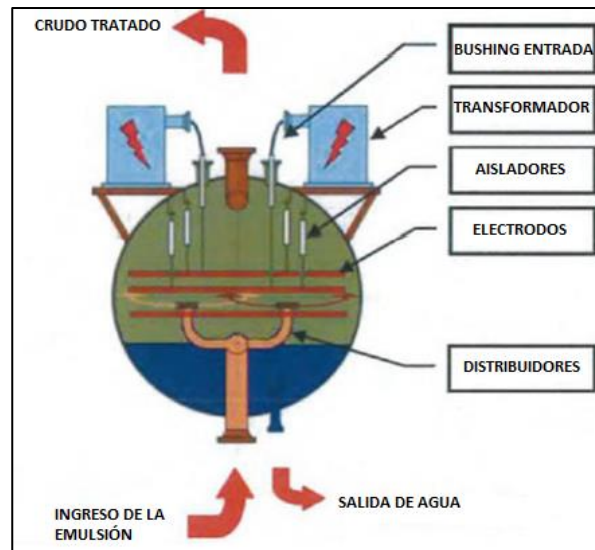
**Figura 9.** Sección transversal de un desalador de baja velocidad



**Fuente:** ORTEGA RIVERA, Nancy Evelyn. Análisis de fallas en desaladoras electrostáticas y soluciones. Tesis profesional para obtener el título de Ingeniero Químico Petrolero. Instituto Politécnico Nacional. México D.F., febrero de 2011. Disponible en: <https://tesis.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/25707/Analisis%20de%20fallas%20en%20desaladoras%20electrostaticas.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Los dos desaladores ubicados en la UDC siguen la disposición anterior y utilizan un sistema de electrodos de 3 rejillas horizontales de las cuales, las 2 superiores se encuentran energizadas por los transformadores y la rejilla inferior está conectada a tierra, la distribución entra al sistema justo encima de la rejilla inferior (ver Figura 10).

**Figura 10.** Configuración de los equipos de desalado de la UDC



**Fuente:** PROSERMAT. "Electrostatic Coalescers Your Crude Oil Separation Technology", Francia, p. 2.

La fusión de las gotas a medida que la emulsión asciende en el equipo, se debe al campo eléctrico débil también llamado "campo primario ( $E_1$ )" establecido entre el electrodo inferior y la interfaz agua-crudo, cuando la emulsión finalmente alcanza el campo eléctrico principal o "campo secundario  $E_2$ " que actúa entre el primer y el segundo electrodo y cuya intensidad es mucho mayor (aproximadamente 1000 V/cm) ocurre el resto del proceso.

Actualmente, según documentos de diseño, existen 2 configuraciones de campo secundario  $E_2$  disponibles en los transformadores que son de 28 kV y 12 kV, la conexión estándar es de 28 kV por lo que se asume que los transformadores se encuentran trabajando en dicha configuración, sin embargo; según informes de campo, el consumo de corriente aparentemente está forzando una reducción de voltios que afecta el proceso de electrocoalescencia.

Por otro lado, la distancia promedio entre los electrodos de los desaladores de baja velocidad generalmente oscila entre 150 y 300 mm y el campo eléctrico

establecido entre las redes debe estar en el rango de 1.2-2.0 kV/cm<sup>40</sup>. Estos valores son considerablemente diferentes a los datos industriales puesto que, aunque la distancia entre los electrodos es de 199.898 mm, el voltaje secundario se presume menor por lo que el campo eléctrico establecido entre las rejillas está siendo afectado. Esto representa un problema, debido a que en medio de un campo eléctrico débil, la fuerza atractiva entre las gotas polarizadas disminuye y empeora la tasa de coalescencia, por lo que dicho voltaje tiene un efecto significativo sobre la eficiencia de deshidratado y desalado.

**2.1.3.3 Equipos involucrados.** Como se ha mencionado previamente, la zona de separación cuenta con dos equipos de desalado en serie y dos válvulas de mezcla aguas arriba de cada desalador, el dimensionamiento y diseño estructural de los equipos se presenta en las Tablas 12 y 13

**Tabla 12.** Dimensionamiento y diseño de los desaladores.

<b>Parámetro</b>	<b>Valor promedio</b>
Rendimiento (bpd)	165,000
Diámetro (m)	3.59
Longitud (m)	28.00
Cabezales	Elípticos (2:1)
Longitud de cabezal (m)	0.19
Coraza	Acero al carbono
Número de electrodos	3
Transformadores (kVA)	200
Presión máxima (psig)	275
Temperatura máxima (°F)	350
Tiempo de residencia del crudo (min)	13.40

**Fuente:** Elaboración propia con base en: ECOPETROL S.A. Informe interno de investigación. Datos: Nalco Champion, an Ecolab Company (2019)

<sup>40</sup> MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar, Modelagem matemática do processo de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

**Tabla 13.** Dimensionamiento y diseño de las válvulas de mezcla

<b>Parámetro</b>	<b>Valor promedio</b>
Tipo de válvula	Globo de doble puerto
Diámetro nominal (pulgadas)	16
BS&W (%)	<0.3
Sal (PTB)	<1
Caída de presión (psi)	<50

**Fuente:** Elaboración propia con base en: ECOPETROL S.A. Informe interno de investigación. Datos: Nalco Champion, an Ecolab Company (2019)

## 2.2 DIAGNÓSTICO Y PROPUESTA INICIAL

Teniendo presente la información recolectada respecto a la zona de precalentamiento en frío. La refinería controla y/o modifica algunas propiedades fisicoquímicas de la materia prima que ingresa a la UDC mediante técnicas de mezclado de crudos y adición de diluyentes, esto con el fin de mantener constantes los parámetros de ingreso y evitar el reajuste del proceso, se recomienda evitar la mezcla con crudos que contienen ácido nafténico pues pueden desestabilizar los asfaltenos presentes en crudos pesados que luego encapsulan los cristales de sal y dificultan su extracción.

Tanto el caudal, como el contenido de agua y sales del crudo cargado, que son los parámetros que más alteran la eficiencia del proceso, cumplen con las especificaciones de ingreso a la refinería.

Dado que la temperatura de los desaladores depende de la cantidad de calor recibido en los intercambiadores de precalentamiento en frío aguas arriba, es importante configurar el tren de precalentamiento bruto para que sea capaz de proporcionar suficiente calor incluso cuando se produce un ensuciamiento significativo de los intercambiadores, debido a esto, el crudo pasa a través de 15 intercambiadores, recibiendo el calor suficiente para evitar sobre costos de energía y mejorar la eficiencia de desalado.

Previo al ingreso al tren de precalentamiento, el crudo recibe una inyección de desmulsificante y agua de lavado que permite comenzar un proceso de ruptura de emulsión y lavado de sales corrosivas con tiempo suficiente para garantizar un buen rendimiento de desalado y deshidratado aguas abajo, sin embargo, como la eficiencia de desalado se está viendo comprometida, en algunas unidades, los operadores experimentan con diferentes puntos de adición de agua de lavado para determinar el rendimiento óptimo del desalado. El uso



alternativo o simultáneo de varios puntos de adición de agua puede proporcionar una flexibilidad óptima cuando se desalan mezclas crudas variables por lo que cabría evaluar los puntos de adición actuales.

Entre las propiedades del crudo controladas, sería de provecho analizar la conductividad del crudo trabajado a altas temperaturas, pues este valor tiene un efecto considerablemente importante durante la ruptura de la emulsión w/o y la separación de las fases agua-crudo. Así mismo, analizar el tipo de sales presentes en la carga, puesto que se presume la presencia de cloruros orgánicos cuyo origen se asocia primariamente a aditivos químicos utilizados en producción o disposición de *s/lop* contaminado.

Este tipo de cloruros generalmente son solubles en hidrocarburos y presentan una limitada solubilidad en agua debido a la presencia de un enlace covalente entre el carbono y el cloro, por lo tanto, no son extraíbles por desalación, ergo, se rompen durante el procesamiento aguas abajo ocasionando ensuciamiento y corrosión.

En cuanto a la zona de inyección de agua de lavado a D-002, el caudal de agua ácida despojada proveniente de D-003 representa un 6% del flujo de crudo cargado, como este parámetro es constante, el flujo de agua no presenta variaciones considerables y se encuentra en el rango recomendado según la carga de crudo. Sin embargo, el contenido de sal en el agua inyectada al D-002 es preocupante por su variación pronunciada entre 1.40-22.10 PTB, ya que esto influye negativamente sobre la tasa de transferencia de masa pues afecta el gradiente de concentración del volumen de control, por lo que se recomendaría monitorear el contenido de sales previo a la inyección a D-002 y a D-001.

Dependiendo de la ubicación geográfica, la disponibilidad y los costos de tratamiento, se pueden evaluar otros tipos de agua para la desalación de ser necesario un cambio.

Por último, respecto a la zona de separación, tanto las temperaturas como presiones de trabajo de los desaladores se encuentran de acuerdo a las recomendaciones reportadas en la literatura, sin embargo, las eficiencias de proceso, especialmente las eficiencias de desalado en ambos equipos presentan una variabilidad considerablemente alta y se encuentran por debajo de los objetivos de un proceso de desalado, se plantea que es debido a la concentración variable de sales presente en el agua de lavado y a la caída de presión generada por las válvulas de mezcla, ambos parámetros afectan directamente el proceso de transferencia de masa.

Se plantea aumentar la caída de presión de las válvulas de mezcla, pues cuanto mayor es la caída de presión, más efectivamente se lava el crudo y el proceso de transferencia de masa mejora.

De otro modo, se recomienda establecer la configuración óptima de la válvula de mezcla para diferentes tipos de crudo de forma experimental, el procedimiento habitual es cambiar la configuración de la válvula de mezcla de forma incremental a intervalos de 30 minutos y luego representar la caída de presión de la válvula de mezcla  $\Delta P$  frente al contenido de sal y BS&W del crudo desalado. Para una desalación óptima, la válvula de mezcla  $\Delta P$  se establece aproximadamente a 2 psi por debajo del punto donde el contenido de BS&W aumenta bruscamente. Véase Figura 8(b)

En algunos desaladores, se coloca incluso otra válvula o un elemento de mezcla estático aguas arriba de la válvula de mezcla para mejorar la mezcla inicial de crudo y agua. Si se utiliza una segunda válvula, debe diseñarse para proporcionar una acción de mezclado en lugar de corte. Se pueden colocar mezcladores dinámicos, en línea y de velocidad variable entre la válvula de mezcla y el recipiente desalinizador para mejorar la mezcla, pero son costosos de instalar y operar.

Según reportes previos al presente proyecto, el aumento de la tasa de flujo de agua fresca disminuye la concentración de sal en la emulsión de agua en aceite, y aumenta la eficiencia de eliminación de sal, se recomienda mantener similar la tasa de agua de lavado en ambas etapas pues el flujo de crudo cargado no cambia, de esta manera se busca mantener una distribución de gotas consistente en el crudo lavado, se puede evaluar el porcentaje de inyección experimentalmente, sin embargo, las tasas de agua de lavado son acordes a lo que se reporta en bibliografía por lo que la reevaluación debe encontrarse en valores cercanos a los porcentajes ya trabajados.

La fuerza del campo eléctrico es una de las características principales en el proceso de desalación de petróleo crudo que influye en la eficiencia de separación de agua y sal. La razón por la cual el sistema de distribución de emulsión es importante es que los electrodos trabajan para juntar las gotas de agua en el crudo y de esta forma lograr crear gotas más grandes.

Si la emulsión se distribuye de manera uniforme y los electrodos son capaces de mantener un voltaje elevado, entonces el rendimiento del deshidratado será adecuado, este no parece ser el caso del proceso en campo, puesto que el voltaje establecido entre los electrodos aparentemente es insuficiente en comparación con lo reportado en bibliografía para el diseño operativo de estos equipos, debido a dicho problema, como se menciona al principio de este apartado, sería recomendable analizar la conductividad del crudo trabajado pues con algunos crudos de alta conductividad, la intensidad del campo eléctrico cambia exponencialmente. Esto hace que el voltaje a través de los electrodos disminuya considerablemente. Para evitar sobrecargar el sistema eléctrico, se podría recomendar, de ser posible, ajustar los electrodos para cambiar la caída de voltaje cuando se procesan crudos problemáticos.

### 3. SELECCIÓN DEL MODELO DE DESALADO DE CRUDO

Con el fin de mejorar la comprensión sobre los procesos de desalado y deshidratado de crudo buscando seleccionar los mejores parámetros operativos, se han realizado intentos para modelar dicho proceso.

El propósito del siguiente capítulo es describir algunos de los modelos matemáticos registrados en literatura que se han venido utilizando para la representación del proceso de desalado y deshidratado de crudo en diferentes partes del mundo, entre ellos, se encuentran modelos empíricos y fenomenológicos que serán descritos a detalle en la sección 3.1 del presente capítulo. A su vez, se realizará una matriz PUGH para seleccionar el modelo que se adecúe mejor al proceso de desalado en campo según el objetivo del proyecto, partiendo de una serie de parámetros y un juicio de expertos.

#### 3.1 MODELOS DE DESALADO CONSIDERADOS

Para el proceso de selección, se han tenido en cuenta cuatro modelos que representan específicamente el deshidratado de crudo, es decir, la separación de las fases acuosa y oleosa, asumiendo el retiro de sales, arrastradas con el agua. Los modelos fueron desarrollados en conjunto con el Centro de Investigación y Desarrollo Leopoldo A. Miguez de Mello (CENPES) de PETROBRAS S.A. una de las petroleras más grandes del mundo cuya producción generó en promedio 3 millones de barriles diarios de petróleo y gas natural equivalentes para 2019,<sup>41</sup> esto influye positivamente en cuanto a la confiabilidad de los modelos a tratar, cuya diferencia radica principalmente en las variables involucradas.

**3.1.1 Modelo propuesto por Alves, R. & Oliveira, R.** En este proyecto, los autores realizaron diversos estudios experimentales con crudos brasileños en una planta piloto demostrando la posibilidad de simular el rendimiento del proceso de desalación electrostática mediante un modelo matemático de carácter semiempírico con el fin de mejorar el rendimiento y la capacidad del desalado en plantas reales.

**3.1.1.1 Análisis de variables.** Como variables libres, se incluyeron en el análisis las variables vinculadas a la calidad de la emulsión, es decir, que no se pueden manipular, como la masa específica de petróleo crudo y el agua; la viscosidad del petróleo crudo y su composición química, así como las características de la emulsión formada.

---

<sup>41</sup> EFE. [sitio web]. Edición América: La petrolera brasileña Petrobras alcanzó una producción récord en agosto [Consulta: 12 noviembre 2019]. Disponible en: <https://www.efe.com/efe/america/economia/la-petrolera-brasilena-petrobras-alcanzo-una-produccion-record-en-agosto/20000011-4056107>

El grupo de variables operacionales incluye cualquier variable cuyo ajuste resulte en la calidad del producto, como lo son: el caudal de petróleo crudo, el gradiente de tensión, el espaciado entre electrodos, temperatura, presión y características del desmulsificante. Por su parte, las variables de respuesta son aquellas que se utilizan para evaluar el proceso o la calidad del producto final, como el corte de agua o la salinidad en el petróleo crudo tratado.

Las variables libres incluidas en el modelo fueron flujo de carga, temperatura de tratamiento y gradiente de voltaje del electrodo. Para todos los crudos, estas variables libres se consideraron al menos en tres niveles diferentes, manteniendo constantes las demás condiciones del proceso. Como variable de respuesta, se midió el contenido de agua del crudo tratado.

**3.1.1.2 Metodología.** Las emulsiones (w/o) de crudos comprendidos entre un rango de 15.7°API hasta 28.1° API fueron tratadas a través de un diseño experimental para evaluar el efecto de unas variables sobre otras y determinar cuáles de ellas ejercen un valor considerable dentro del proceso, de esta manera se considera la dependencia inversamente proporcional entre el tiempo de residencia entre electrodos y el corte de agua en el crudo final, así como la relación directa de éste último con el factor KP y el gradiente de voltaje, se comprende además la no dependencia entre el corte de agua de entrada y el corte de agua de salida cuando se trata de crudos con un porcentaje inicial entre 5% a 20% de agua.

**3.1.1.3 Modelo propuesto.** Finalmente, el modelo matemático considerado tiene en cuenta las características físicas y físico-químicas de las fases involucradas, y también su interacción (Ecuación 5)

**Ecuación 5.** Modelo propuesto por Alves, R. & Oliveira, R

$$\begin{aligned}
 T W O_f &= \left( \alpha + \beta \frac{K P}{T R P} \right) G T_o^Y \\
 K P_o &= \frac{\mu_o}{\delta_a - \delta_o} \\
 T_{R P o} &= \frac{A_{T O} * L_{e o}}{Q_{P o}} \quad G T_o = \frac{V_{e o}}{L_{e o}}
 \end{aligned}$$

**Fuente:** ALVES, Robson., & OLIVEIRA, Roberto.. How To Establish a Mathematical Model for the Electrostatic Desalting Process Based on Pilot Plant Studies. SPE. San Antonio, 2006. pp. 24-27 . doi:<https://doi.org/10.2118/102790-MS>. Citado por CAUBY COUTINHO, Raquel Campos, Estudo da estabilidade de emulsões de água em petróleos, Dissertação, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, 2005.

**3.1.1.4 Resultados.** Se realizaron 109 pruebas para los crudos trabajados, en las que los parámetros KP, GT y TRP fueron variados y la variable respuesta fue  $TWO_f$ . Las constantes  $\alpha$ ,  $\beta$  y  $\gamma$  se calcularon mediante regresión no lineal, utilizando el software Statistica® y los datos recopilados de la planta piloto. Para validar el modelo matemático, se recolectaron muestras del petróleo crudo tratado de varios deshidratadores electrostáticos industriales para replicar las mismas condiciones y comparar los valores predichos con los reales, obteniendo los datos de la tabla 14

**Tabla 14.** Comparación datos de campo y resultado

Tipo de crudo	T (°C)	°API	Corte de agua en crudo tratado (%v/v)	
			Datos Industriales	Modelo matemático
A	145	27.2	0.59	0.57
B	60	28.5	0.40	0.40
C	70	26.0	0.90	0.84
D	70	27.0	0.70	0.68
E	84	19.7	0.87	0.89
F	72	23.8	0.42	0.44

**Fuente:** ALVES, Robson, & Roberto OLIVEIRA. How To Establish a Mathematical Model for the Electrostatic Desalting Process Based on Pilot Plant Studies. SPE Annual Technical Conference and Exhibition. San Antonio, 2006. pp. 24-27. doi:<https://doi.org/10.2118/102790-MS>.

Mediante el análisis de esta tabla, se observa que el modelo propuesto puede predecir, con alta precisión, el corte de agua en el petróleo crudo tratado, en diferentes condiciones de proceso.

**3.1.2 Modelo propuesto por Cauby Coutinho, R.** Se caracterizaron varios crudos brasileños en términos fisicoquímicos, utilizando una serie de estudios experimentales realizados en planta piloto, cuyo objetivo fue comprender los procesos de desestabilización de las emulsiones (w/o) bajo la influencia de campos eléctricos. Los autores correlacionan las variables de interés, descubriendo que dicha estabilidad de emulsión depende en gran parte de la densidad, viscosidad y contenido de asfaltenos del crudo, además, proponen un modelo no lineal diferente, producto del efecto de la fuerza impulsora de la fusión de gotas.

**3.1.2.1 Análisis de variables.** Los autores evaluaron la metodología para medir la estabilidad de las emulsiones (w/o) y plantean que el grado de dificultad del tratamiento de un crudo se encuentra relacionado con su contenido de asfaltenos además de su viscosidad y densidad. Al igual que en los modelos de Alves, R. &

Oliveira, R., plantean mantener los parámetros KP y TRP pero con efectos diferentes sobre el contenido de agua final en el crudo y consideraron incluir el voltaje aplicado a los electrodos en lugar del gradiente de voltaje pues este cambio explicaría mejor los datos experimentales obtenidos.

**3.1.2.2 Metodología.** Fueron analizadas 7 muestras de crudos brasileños con el fin de evaluar el efecto del contenido de asfaltenos y agua inicial para el desalado del crudo, así como el efecto del cambio en el campo eléctrico, además se propuso la expansión de la matriz de datos utilizada para la estimación de los parámetros del modelo de Alves, R. & Oliveira, R., volviendo a analizar los valores que habían sido rechazados en su totalidad, y realizando una detección de valores atípicos en los datos de cada crudo por separado, de esta manera se logra observar el efecto negativo que tiene el uso del agua industrial para el análisis pues se desconoce su contenido en sólidos, por lo que estos datos al igual que aquellos provenientes de un crudo sospechoso de estar contaminado se excluyeron del estudio, partiendo de este tratamiento se logra ampliar la matriz de Alves y Oliveira de 133 a 227 puntos experimentales.

**3.1.2.3 Modelo propuesto.** Con dichos datos experimentales se probaron varias formas de modelos empíricos obteniendo la ecuación presentada a continuación

**Ecuación 6.** Modelo propuesto por Cauby Coutinho, R.

$$BSW_{fC} = [A_0 + B_0 \log(KPc) + D_0 \log(TRPc)] V e^{(C_0 + C_1 \text{Asfaltenos})}$$

**Fuente:** CAUBY COUTINHO, Raquel Campos, Estudo da estabilidade de emulsões de água em petróleos, Dissertação, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, 2005.

Donde los asfaltenos representan el contenido de asfaltenos insolubles en n-heptano en el petróleo probado. En este nuevo modelo, los parámetros KP y TRP se mantuvieron, pero los efectos en el BSWF se identificaron de forma diferente desembocando en la no agrupación de estos dentro de un parámetro independiente. El efecto no lineal del modelo puede interpretarse como la fuerza impulsora de la fusión que tiene un límite de efectividad y confirma las observaciones experimentales de la existencia de una asíntota BSWF para valores máximos de KP y TRP pues se plantea que infinitos tiempos no ayudarán a eliminar las gotas de agua más pequeñas.

**3.1.2.4 Resultados.** La Tabla 15 presenta los parámetros estimados para una muestra de crudo de 26°API utilizando el modelo de Coutinho, los resultados se obtienen a partir de un análisis de regresión no lineal, sus intervalos de confianza del 95% y el coeficiente de correlación (R<sup>2</sup>).

**Tabla 15.** Resultado de estimación de parámetros

<i>Número de datos = 220</i>				
<i>R<sup>2</sup> = 0.90</i>				
<b>Parámetro</b>	<b>Estimativa</b>	<b>Desviación estándar</b>	<b>Confianza - 95%</b>	<b>Confianza +95%</b>
A	538.06	1537653	234.98	841.14
B	405.21	106.24	195.78	614.63
C0	-0.77	0.03	-0.83	-0.71
C1	-0.00	0.00	-0.00	-0.00
D	-284.00	74.91	-431.66	-136.34

**Fuente:** CAUBY COUTINHO, Raquel Campos, Estudo da estabilidade de emulsões de água em petróleos, Dissertação, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Brasil, 2005.

Los errores experimentales involucrados en la variable de respuesta, con un 95% de confianza, serían  $\pm 0.077\%$  p/p (BSWF), esto muestra la correlación satisfactoria entre los datos experimentales y los pronosticados.

**3.1.3 Modelo propuesto por Mello Duarte Da Cunha, P.** El objetivo de este estudio es analizar las variables del proceso de deshidratación electrostática de petróleo, mediante la evaluación de los datos experimentales obtenidos en la unidad piloto de tratamiento electrostático del CENPES de Petrobras S.A y de las pruebas realizadas a los desaladores de dos refinerías de la compañía.

Se realiza, además, una comparación entre la eficiencia del deshidratado electrostático de las unidades piloto e industrial, basada en la duplicación de las condiciones probadas en las refinerías a la unidad piloto, de esta manera se propone un modelo matemático empírico más amplio del proceso, basado en los resultados obtenidos y cuya finalidad será predecir el rendimiento de las unidades industriales.

**3.1.3.1 Análisis de variables.** Como variables libres se contemplaron en el estudio las propiedades fisicoquímicas importantes para el desempeño del proceso de deshidratación electrostática, entre las que se incluye el contenido de agua, sal, resinas, aromáticos, asfaltenos, metales, azufre, níquel, vanadio, hierro y nitrógeno del crudo, además de su viscosidad, densidad, grados API, tensión interfacial, conductividad, índice de acidez y distribución del tamaño de gota en emulsión, por su parte se tuvo en cuenta la densidad de la fase acuosa en emulsión.

Partiendo del análisis de dichos factores, se concluye que las variables libres que se incluirán en el modelo serán: la viscosidad dinámica del crudo a la temperatura de operación y la densidad de ambas fases. Es importante resaltar

que el contenido de sal en el crudo finalmente no se incluyó como una variable libre, **puesto que se considera que los modelos matemáticos del proceso de deshidratado infieren eficiencia de desalado.** Del mismo modo, la distribución del tamaño de las gotas de agua en emulsión no fue incluida ya que dicho factor no fue determinado en todos los experimentos.

Las variables operativas probadas para cada crudo analizado fueron: el contenido de agua en la emulsión sintética, el gradiente de voltaje entre electrodos, la temperatura de operación y el tiempo de residencia entre electrodos. De tal forma, se decide considerar en el modelo únicamente el gradiente de voltaje y el tiempo de residencia como variables operativas directas ya que el efecto de la temperatura se encuentra implícito en las propiedades analizadas del crudo y el agua.

Como variable respuesta se midió el contenido de agua en el crudo tratado.

**3.1.3.2 Metodología.** 7 crudos nacionales representativos de la producción y refinación de Petrobras S.A. (13.0°API - 27.8°API), fueron utilizados junto con agua destilada o alcalina como agua de dilución y salmuera proveniente de algunas refinerías para preparar emulsiones artificiales con el fin de someterlas a deshidratación electrostática en la unidad piloto del CENPES y de esta manera evaluar el efecto que tienen las variables libres y operativas sobre el proceso de deshidratado.

Dichos experimentos realizados entre 2005 y 2007 se recolectaron para evaluar la contribución individual de las variables probadas para cada crudo mediante análisis de las matrices de correlación y la técnica de regresión lineal múltiple, posteriormente determinan la correlación de las variables libres entre sí, analizando además el efecto de la alcalinidad del agua de dilución, la intensidad de corte en la preparación de la emulsión y el contenido de desmulsificantes. Estos pasos influyeron en el desarrollo del modelo matemático empírico propuesto.

**3.1.3.3 Modelo.** Partiendo de un análisis de correlación entre las variables libres se decide emplear en el modelo únicamente la viscosidad del crudo y la diferencia de densidades entre la fase acuosa y la oleosa, del mismo modo; las variables operativas son el gradiente de voltaje y el tiempo de residencia entre electrodos. El modelo propuesto se presenta en la Ecuación 7



**Ecuación 7.** Modelo propuesto por Mello Duarte Da Cunha, P.

$$BS\&W_{fM} = A * \frac{\mu_p^B}{\Delta\rho^C * T_{RPM}^D} * GT_M^E$$

**Fuente:** MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar, Modelagem matemática do proceso de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

Del comportamiento del deshidratado de crudo, el autor postula lo siguiente:

- El proceso no estaría bien representado por un modelo lineal ya que presenta variaciones del tipo exponencial
- El contenido de agua inicial no afecta el desempeño del deshidratado para los experimentos realizados
- El factor ( $TRP$ ) afecta el desempeño del deshidratado debido a su comportamiento inversamente proporcional con ( $BSW_f$ ), esto era de esperarse ya que la velocidad de coalescencia aumenta al aumentar el tiempo de residencia
- El factor ( $GT_c$ ) es inversamente proporcional al contenido de agua en el crudo tratado, efecto esperado ya que la coalescencia aumenta al aumentar el voltaje del electrodo
- La temperatura afecta el desempeño del proceso al ser directamente proporcional con ( $BSW_f$ ), esto no era de esperarse ya que a mayor temperatura disminuye la viscosidad y por lo tanto mejora la separación de fases, sin embargo, una vez sea aumentada la temperatura, tanto la conductividad como la solubilidad del agua en el crudo aumentan, lo que dificulta el deshidratado.
- De las variables libres, la viscosidad presenta un efecto directo con ( $BSW_f$ ), esto debido a la disminución del proceso de separación gravitacional con el aumento de la temperatura, por su parte la diferencia entre las densidades resulta inversamente proporcional a ( $BSW_f$ ) debido al aumento en la separación de fases con una mayor diferencia entre sus densidades.

**3.1.3.4 Resultados.** Para evaluar el modelo se utiliza la suma de cuadrados de los residuos entre los valores predichos y los observados para estimar el error en lugar de utilizar el error puro, se obtienen los resultados presentados en la tabla 16.

**Tabla 16.** Resultado de estimación de parámetros

<i>Número de datos = 68</i>				
<i>R<sup>2</sup> = 0.8263</i>				
<b>Parámetro</b>	<b>Estimativa</b>	<b>Desviación estándar</b>	<b>Confianza - 95%</b>	<b>Confianza +95%</b>
A	3.0781	1.3015	0.4772	5.6791
B	0.1466	0.0499	0.0469	0.2464
C	0.6517	0.0981	0.4558	0.8477
D	0.4140	0.0433	0.3276	0.5004
E	-0.8548	0.1663	-1.1871	-0.5225

**Fuente:** MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar, Modelagem matemática do processo de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

El modelo presenta una correlación satisfactoria entre los datos observados y los pronosticados, los residuos se distribuyen entre números negativos y positivos y se concentran, principalmente, en valores más bajos.

**3.1.4 Modelo híbrido de Khajehesamedini, Ali, et al.** Se desarrolló un modelo híbrido fenomenológico basado en ecuaciones de equilibrio poblacional y ecuaciones semiempíricas de agregación, esto con el fin de representar el proceso de electrocoalescencia en las emulsiones de agua en aceite y lograr así su simulación. Los resultados del modelo híbrido propuesto se compararon con los datos experimentales y los modelos empíricos previos reportados en la literatura, mostrando un buen acuerdo entre los datos predichos, los datos reales y los valores predichos por los demás modelos.

**3.1.4.1 Análisis de variables.** El proyecto consiste en simular un proceso práctico de electrocoalescencia, que es, de hecho, la interacción de una toda población de gotas. Dicha población, al igual que un conjunto de partículas resulta conveniente de modelar a partir de **ecuaciones de equilibrio poblacional** teniendo en cuenta la acumulación de gotas en el sistema, la tasa de flujo de gotas que ingresan a la celda electrostática, el flujo de gotas presentes en el crudo deshidratado, la frecuencia de agregación y ruptura y la sedimentación de la fase acuosa, en el trabajo se analiza además la influencia del campo eléctrico, la temperatura de operación y el tiempo de residencia entre electrodos sobre el rendimiento del sistema.

**3.1.4.2 Metodología.** Se realizaron pruebas experimentales a dos tipos de crudo en la planta piloto de deshidratación electrostática del CENPES, evaluando la influencia del campo eléctrico aplicado, la temperatura de operación y el tiempo de residencia entre electrodos sobre la eficiencia del proceso, partiendo de un

diseño experimental semifactorial. Además, se plantea la ecuación de equilibrio poblacional inicial proponiendo, para el caso, la discretización de la variable "diámetro de gota" en N clases, un flujo de tipo laminar y una serie de premisas como la insignificancia de la difusión en comparación con la convección, la no acumulación de masa en el tratador, la no presencia de gradientes axiales y la insignificancia de la rotura de partículas.

Para resolver la ecuación de balance poblacional, se utiliza el modelo de clases propuesto por Kumar<sup>42</sup>. El coeficiente de frecuencia de agregación y el coeficiente de sedimentación de captura presentes en dicha ecuación, se estimaron para encontrar los valores que expliquen mejor los datos experimentales de BS&W. Para realizar dicho proceso y siguiendo la ruta propuesta por Kumar, se obtiene un conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias que son resueltas utilizando un método de integración de múltiples pasos en FORTRAN

La estimación preliminar del coeficiente de frecuencia de agregación y el coeficiente de sedimentación de captura muestra que estos parámetros están altamente correlacionados pues son directamente proporcionales y dependen de una nueva constante denominada coeficiente de captura ( $C\varphi$ ). Se consideraron varias formas matemáticas de relación para ( $Ke$ ) y ( $C\varphi$ ) suponiendo una relación con el campo eléctrico entre los electrodos, la temperatura de funcionamiento y la velocidad de flujo entrante, que es proporcional al tiempo de residencia entre los electrodos. La validez de los modelos se evaluó mediante la comparación de los resultados calculados y experimentales para ambos crudos analizados.

Finalmente, los rendimientos del modelo escogido para ambos tipos de crudo se compararon con los rendimientos utilizando otros modelos empíricos.

**3.1.4.3 Modelo.** La validez de los modelos propuestos se examinó comparando los resultados calculados y experimentales para el crudo A, el mejor modelo fue probado para predecir el comportamiento del proceso de deshidratación del crudo B, la ecuación de equilibrio poblacional se presenta a continuación

---

<sup>42</sup> KUMAR, S. & RAMAKRISHNA, D. On the solution of population balance equations by Discretization: I. A fixed pivot technique, Chem. Eng. Sci. 51, 1311–1332. 1996.

**Ecuación 8.** Equilibrio poblacional para el deshidratado de crudo

$$\frac{dn(v, t)}{dt} = n_{i,l}^{\circ}(v, t) - n_{i,o}^{\circ} + \frac{1}{2} \int_0^v n(v-v, t)n(v, t)\alpha(v-v, v)dv - \int_0^{\infty} n(v, t)n(v, t)\alpha(v, v)dv - C_{cap}n(v, t)$$

**Fuente:** KHAJEHESAMEDINI, Ali, *et al.*, Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

Donde el término  $\alpha$  se denomina coeficiente de frecuencia de agregación ( $Ke$ ) y se consideró como un parámetro a estimar, mediante su relación con el coeficiente de captura expresada en la Ecuación 9

**Ecuación 9.** Relación coeficiente de agregación y captura

$$C_{cap} = C\phi * Ke$$

**Fuente:** KHAJEHESAMEDINI, Ali, *et al.*, Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

Como se ha mencionado previamente, diferentes modelos fueron propuestos para evaluar tanto el coeficiente de agregación como el de captura (Tablas 17 y 18.)

**Tabla 17.** Formas matemáticas evaluadas para ( $Ke$ )

Representación	Coeficiente de frecuencia de agregación ( $Ke$ )
I	$10^{Par1}$
II	$10^{(Par1+Par2*Ee+\frac{Par3}{T_H})}$
III	$10^{(Par1+Par2*Ee+\frac{Par3}{T_H}+\frac{Par4}{Q})}$

**Fuente:** KHAJEHESAMEDINI, Ali, *et al.*, Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

**Tabla 18.** Formas matemáticas evaluadas para ( $C\phi$ )

Representación	Constante del coeficiente de captura ( $C\phi$ ).
I	$10^{Par0}$
II	$10^{Par5} * T_H$

**Fuente:** KHAJEHESAMEDINI, Ali, *et al.*, Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

Los términos “Par” representan los parámetros de cada modelo, que fueron estimados como exponentes de una potencia para evitar valores negativos de ( $Ke$ ) y ( $C\phi$ ). Cada forma matemática difiere en la relación de los coeficientes con el campo eléctrico, la temperatura y el tiempo de residencia.

Fueron elegidas las representaciones III y II para el coeficiente de frecuencia de agregación y para el coeficiente de captura respectivamente

**3.1.4.4 Resultados.** El modelo representa adecuadamente el comportamiento de la deshidratación del petróleo en un tratador continuo de plantas piloto, los resultados para cada tipo de crudo considerado se presentan en las Tablas 19 y 20.

**Tabla 19.** Resultados del modelo de Khajehesamedini, Ali, et Al.

Crudo	Caso	Par0	Par1	Par2	Par3	Par4	Error
A	4	17.24	-15.97	7.29E-5	-849.486	2.68	0.176
B	5	18.01	-17.98	1.29E-3	-390.36	1.384	0.291

**Fuente:** KHAJEHESAMEDINI, Ali, *et al.*, Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

**Tabla 20.** Comparativo preliminar del modelo entre crudos

Crudo A		Crudo B	
Datos experimentales	Modelo propuesto	Datos experimentales	Modelo propuesto
1.05	0.69	1.10	0.42
0.53	0.30	0.52	0.40
0.53	0.30	0.72	0.40
0.60	0.46	0.81	0.41
0.79	0.79	0.77	1.07
1.06	1.33	1.35	1.07

**Tabla 20.** Continuación

0.70	0.76	0.80	0.94
0.47	0.47	0.50	0.43
0.60	0.57	0.69	0.73
0.58	0.56	0.67	0.73
0.64	0.57	0.71	0.73
<b>Error</b>	0.18	<b>Error</b>	0.29
<b>Desviación</b>	-0.38	<b>Desviación</b>	-0.68

**Fuente:** KHAJEHESAMEDINI, Ali, *et al.*, Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

La representación matemática para el coeficiente de frecuencia de agregación y el término constante de captura utilizando cinco parámetros, se adoptó para predecir el comportamiento del proceso de deshidratación presentando una mejora evidente en comparación con los demás modelos planteados, sin embargo, se sugiere la necesidad de incluir un término adicional que explique el comportamiento de las emulsiones w/o

**3.1.5 Comparativa Inicial.** El acercamiento a los modelos presentados en las secciones anteriores permite dar cuenta de la ventaja del modelo de Khajehesamedini et al. frente a los demás, ya que se basa en un análisis matemático más robusto que tiene en cuenta el comportamiento de las gotas de agua como un sistema de partículas afectadas por el campo eléctrico inducido, aspecto que los modelos de Alves y Oliveira, Coutinho y Cunha no tuvieron en cuenta, esto sin mencionar que es más reciente y tiene sus cimientos en los modelos anteriores, sin embargo, para efectos del presente proyecto, el análisis del crudo se limitó únicamente a los datos industriales, no se cuenta con datos experimentales de la distribución ni el comportamiento de las gotas de agua dispersas en la emulsión.

Por otro lado, tanto el modelo de Oliveira como el de Coutinho y el de Cunha, propusieron una relación inexistente entre la fracción volumétrica de la fase dispersa en el crudo que ingresa al proceso y el contenido de agua final postratamiento, concluyendo que dicho factor tiene poco efecto sobre el desempeño del proceso de deshidratación electrostática, sin embargo, en ningún análisis, salvo el de Cunha, fue posible observar la influencia del contenido de agua inicialmente disperso en la emulsión a tratar, por lo que este postulado pierde validez para los modelos de Oliveira y Coutinho.

Caso contrario ocurre con el modelo propuesto por Cunha en donde se analiza el contenido de agua en la emulsión y se determina que no tiene mayor influencia sobre el contenido final de agua el en crudo tratado, no obstante,

Khajehesamedini et al. plantean que el efecto del contenido de agua debe considerarse explícitamente en los modelos puesto que este influye en los regímenes de flujo de fluidos afectando la eficiencia de la electrocoalescencia, atribuyendo que en el modelo híbrido propuesto, el efecto del contenido de agua si está implícito.

El modelo de Coutinho consideró incluir directamente el voltaje aplicado a los electrodos, en lugar del gradiente de voltaje pues el efecto del campo eléctrico no se encontraría limitado al espacio generado entre las rejillas para equipos y placas pequeños, no obstante, para el presente trabajo, considerando las dimensiones de los tratadores, se hace necesario incluir el gradiente de voltaje teniendo en cuenta el espacio generado entre las rejillas como una posibilidad de cambio para mejorar el rendimiento de proceso.

Se ha demostrado que el contenido de asfaltenos, como agentes emulsionantes, tiene un efecto considerable sobre el desempeño del deshidratado siendo directamente proporcionales al contenido de agua en el crudo tratado, esto representa una ventaja para el modelo propuesto por Coutinho pues es el único que tiene en cuenta esta variable libre en su tesis, proponiendo que la coalescencia promovida por la tensión aplicada demostró ser significativamente dependiente del contenido de asfaltenos y que la exclusión de este parámetro del modelo conduce a un empeoramiento moderado del coeficiente de correlación obtenido.

Es importante mencionar que en el artículo presentado por Khajehesamedini *et al.* se realizó una comparativa entre la capacidad predictiva de los modelos previamente mencionados, los resultados se presentan en la tabla 21.

**Tabla 21.** Comparación entre modelos

<b>Tipo de crudo</b>	<b>Modelos</b>	<b>Oliveira</b>	<b>Coutinho</b>	<b>Cunha</b>	<b>Modelo híbrido</b>
Crudo A	Error	0.295	0.169	0.191	0.18
	Desviación máxima	-0.51	-0.34	0.32	-0.38
Crudo B	Error	0.23	0.25	0.17	0.29
	Desviación máxima	-0.53	-0.58	0.42	-0.68

**Fuente:** KHAJEHESAMEDINI, Ali, *et al.*, Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

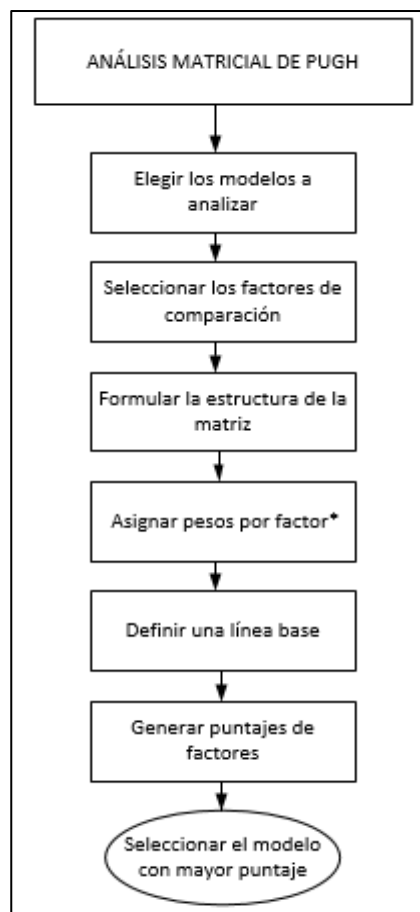
Se observa que tanto los modelos empíricos como el modelo híbrido, pudieron predecir adecuadamente los datos experimentales y capturar las tendencias. El

modelo híbrido; sin embargo, es el único que representa efectivamente la velocidad a la que se produce la fusión de las gotas. No obstante, no se concluye que haya sido el mejor modelo pues el error y las desviaciones entre los valores reales y los predichos para ambos tipos de crudo son mayores a los valores presentados por los modelos empíricos, de los cuales, la correlación de Cunha presenta una mejor predicción del contenido de agua final en el crudo, para el crudo B mejor incluso que la predicción del modelo híbrido.

### 3.2 EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DEL MODELO DE DESALADO

Para seleccionar el modelo matemático que represente adecuadamente el proceso de desalado y deshidratado de crudo, es necesario construir una matriz de selección PUGH utilizada para comparar de manera lógica diferentes opciones con base en criterios predefinidos, el diagrama de flujo para la construcción de la matriz se presenta a continuación.

**Diagrama 11.** Metodología de selección matriz PUGH



\* El peso para cada factor se asigna por medio de un juicio de expertos

**Fuente:** elaboración propia



Los modelos considerados para la selección son aquellos previamente mencionados y descritos durante el desarrollo de este capítulo.

**3.2.1 Criterios de comparación.** En cuanto a los criterios de comparación, - también llamados factores-, es necesario tener en cuenta las necesidades y recursos de la refinería, por lo que se plantean 7 factores comparativos, entre ellos: la antigüedad del modelo, las variables de interés, la complejidad numérica, la precisión, disponibilidad de la información, aplicabilidad industrial y costo de implementación.

**3.2.1.1 Antigüedad del modelo.** Este factor es importante debido a que, con el transcurso del tiempo, la incorporación de nueva tecnología en el diseño y estudio de procesos, así como la disponibilidad de información, sirven como mecanismo de realimentación para realizar ajustes a los modelos representativos de un proceso particular y permiten generar nuevos o mejores elementos para la comprensión de los fenómenos involucrados, para el caso, los modelos actuales de deshidratado tienen en cuenta el movimiento y distribución de las partículas de agua dentro de la emulsión, propiedad que no fue analizada en los modelos anteriores, de esta manera, la representación del proceso se asemeja más a la experiencia real.

**3.2.1.2 Variables de interés.** Cualquier simulación de un proceso requiere disponer del valor de las propiedades relevantes que han de afectar directamente el comportamiento del fenómeno representado, puesto que la utilidad del modelo para conocer o predecir está condicionada principalmente por una buena selección de los factores relevantes para el problema y una adecuada descripción de sus relaciones funcionales.

**3.2.1.3 Complejidad numérica.** Un modelo es un objeto, concepto o conjunto de relaciones que se utiliza para representar y estudiar de forma simple y comprensible una porción de la realidad empírica, el nivel de complejidad al momento de implementar el modelo es crucial para el proceso pues influye en la probabilidad de cometer errores y aumentar los tiempos de ejecución debido a la dificultad del análisis, para efectos prácticos un modelo simplificado para el usuario final permite disminuir los tiempos de simulación además de reducir la probabilidad de cometer errores durante el procesamiento de los datos por lo que sería recomendable programar el modelo utilizado para uso de la empresa.

**3.2.1.4 Precisión del modelo** Para que los modelos puedan decir algo sobre el objeto que representan, es necesario que se construyan estableciendo una relación con la realidad que debe ser simétrica, es decir, la relación de correspondencia entre el objeto real y el modelo debe ser al menos parcialmente reversible y debe permitir la traducción de algunas propiedades del modelo a la realidad

**3.2.1.5 Disponibilidad de la información.** Es necesario que la información que se requiere para la resolución del modelo matemático seleccionado o en su defecto, los medios para hallar los datos solicitados se encuentren disponibles para quien hace uso de dicho modelo.

**3.2.1.6 Aplicabilidad Industrial.** Este es uno de los factores más importantes para el presente proyecto pues se refiere al alcance del modelo matemático para poder representar el proceso a escala industrial, depende de si se trata de un modelo empírico o puramente teórico y de la experiencia en cuanto a su utilización para simulaciones en campo.

**3.2.1.7 Costo de implementación.** Existen diversos modelos para simular el proceso de desalado de crudo que generalmente difieren en cuanto a los parámetros evaluados y su respectiva relación, este factor hace referencia a la capacidad financiera y operativa de reajustar dichos parámetros una vez sea corrida la simulación con el modelo seleccionado

**3.2.2 Estructura de la matriz.** Una vez que se han determinado los criterios de comparación, se puede dibujar la matriz con los modelos a lo largo de un borde y la lista de factores a lo largo del otro. Los factores se enumeran en el eje  $y$  y los modelos a lo largo del eje  $x$ . En esta matriz se incluyen filas para los diversos totales que se generarán mediante el análisis, así como una columna para el peso asignado a cada factor.

Asignar pesos a los factores es un componente crítico del proceso puesto que estos no presentan la misma importancia, debido a esto se establece un mecanismo para "priorizar" los factores con respecto a su importancia relativa.

Para abordar esta tarea se decide realizar un juicio de expertos, definido como: una opinión informada de personas con trayectoria en el tema, que son reconocidas por otros como expertos cualificados, y que pueden dar información, evidencia, juicios y valoraciones<sup>43</sup>. Por lo que se realizaron 10 encuestas dirigidas a profesionales de la industria petroquímica con experiencia en campo, abordando la importancia de priorizar adecuadamente los factores comparativos a la hora de seleccionar un modelo matemático adecuado para la simulación de un proceso de la industria petrolera (Ver anexo C).

Esto con el fin de que los expertos en el tema asignen individualmente un peso relativo a cada factor en función de la importancia que dicho factor tiene desde

---

<sup>43</sup> ESCOBAR, Jazmine y CUERVO, Ángela. Validez de contenido y juicio de expertos: una aproximación a su utilización. Colombia. Facultad de Psicología Universidad El Bosque. Facultad de Psicología Institución Universitaria Iberoamericana. (2008). [Citado el 12 de noviembre de 2019]. Disponible en: [http://www.humanas.unal.edu.co/psicometria/files/7113/8574/5708/Articulo3\\_Juicio\\_de\\_expertos\\_27-36.pdf](http://www.humanas.unal.edu.co/psicometria/files/7113/8574/5708/Articulo3_Juicio_de_expertos_27-36.pdf)

su perspectiva, cada uno de los encuestados debe distribuir el número predeterminado de puntos entre los factores y así presentar su escala de valorización. Luego, los pesos de los factores de todos los miembros se promedian para obtener un peso de factor general que se utilizará en la matriz final. Sin embargo, si los miembros de la encuesta asignan valores radicalmente diferentes al mismo factor, esto debe discutirse para comprender las causas y lograr un acuerdo en cuanto al valor. Como el número de factores o criterios de selección son 7, se distribuirán 20 puntos entre todos los factores.

El siguiente paso es definir una línea de base para la comparación, que, por su antigüedad, será el modelo de (Alves y Oliveira). Para cada comparación de factores, el modelo actual se evalúa con respecto a la línea de base como mejor (+1), igual (0) o peor (-1).

Los números positivos deben reflejar calificaciones deseables y los números negativos deben reflejar calificaciones indeseables.

Para completar el proceso de clasificación, se generarán cuatro puntajes: el número de puntajes positivos, el número de puntajes negativos, los puntajes totales generales y los totales ponderados. El total general se calcula restando el número de puntajes negativos del número de puntajes positivos (Ecuación 10). El total ponderado es el puntaje multiplicado por el factor de ponderación respectivo (Ecuación 11) y el modelo con el valor mayor será el seleccionado

#### **Ecuación 10.** Puntaje total por modelo

$$Total\ general = Puntajes\ positivos - puntajes\ negativos$$

**Fuente:** elaboración propia

#### **Ecuación 11.** Puntaje ponderado por modelo

$$Total\ ponderado = \sum peso\ de\ factor * puntaje\ asignado$$

**Fuente:** elaboración propia

**3.2.3 Resultados de la matriz de selección.** A partir del proceso de selección con metodología PUGH se puede determinar, que el modelo planteado por Cunha, resulta ser el más apropiado para simular el deshidratado de crudo, según los requerimientos y disponibilidades del proceso, esto debido a que dicho modelo obtuvo el puntaje ponderado mayor en medio de la comparativa (ver Cuadro 2).

Este modelo se caracteriza por tener un buen comportamiento frente al deshidratado de diferentes tipos de crudo, sin embargo, no tiene en cuenta el contenido de sal en el petróleo crudo como una variable libre de proceso debido a que teóricamente los modelos de deshidratado infieren eficiencia de desalado, es decir que un adecuado retiro de agua conlleva a la reducción del contenido de sales de la carga inicial. Las variables probadas que afectan el contenido de BS&W del crudo tratado fueron el gradiente de voltaje entre electrodos y el tiempo de residencia dentro del campo como variables operativas, y la viscosidad y densidad del crudo y del agua a la temperatura de operación, como variables libres.

**Cuadro 2.** Matriz de selección del modelo para el deshidratado de crudo

		MODELOS PARA EL DESALADO DE CRUDO			
FACTORES COMPARATIVOS	PESO	Coutinho, R.	Cunha, P.	Khajehesamedini., et al.	Oliveira., et al.
Antigüedad	2	1	1	1	0
VARIABLES DE INTERÉS	3	-1	0	1	0
Complejidad numérica	3	0	0	-1	0
Precisión	4	0	1	1	0
Disponibilidad de información	3	-1	0	-1	0
Aplicabilidad industrial	3	0	0	0	0
Costo de implementación	2	0	0	-1	0
<b>TOTAL +</b>		4	4	2	0
<b>TOTAL -</b>		4	4	3	0
<b>TOTAL GENERAL</b>		0	0	-1	0
<b>TOTAL PONDERADO</b>		-4	6	1	0

**Fuente:** Elaboración propia

Es importante recalcar que el modelo a utilizar en este trabajo se basó aproximadamente en el dominio de las mismas variables de los otros modelos comparados, pues su principal diferencia radica en la relación entre variables, debido a esto, los modelos con mayor puntaje en la matriz fueron resumidos más detalladamente.

### 3.3 VALIDACIÓN DEL MODELO SELECCIONADO

El modelo seleccionado depende de una serie de variables relacionadas con la naturaleza de las fases presentes, como la viscosidad del crudo a la temperatura de operación, la diferencia de densidades entre la fase acuosa y oleosa, y la variable respuesta que es el contenido de agua en el crudo tratado, además tiene en cuenta las condiciones operativas del proceso como el caudal de crudo inyectado, la distancia entre electrodos, el voltaje aplicado en las rejillas, y el área transversal del equipo en cuestión (Véase Ecuación 7). Es apremiante aclarar que el presente modelo se enfoca directamente en lograr un adecuado retiro de agua, asumiendo la correcta dilución de sales en esta, por lo que la modelación se realizará específicamente para el desalador 1 ya que es el equipo que presenta baja eficiencia de deshidratado. Para lograr un arrastre de sales

adecuado deben considerarse propuestas adicionales enfocadas en el tratamiento a la emulsión y al lavado del crudo.

Los parámetros A, B, C, D y E dependen del tipo de crudo tratado y deben ser estimados a partir de una regresión no lineal multivariable, dichos parámetros dan cuenta de la capacidad del modelo para predecir el comportamiento de los datos reales en campo.

La información suministrada por parte de la empresa incluyó algunos flujos de proceso con su contenido en agua y sales, las temperaturas y voltajes de trabajo, así como algunas de las propiedades más importantes del crudo. La determinación de las propiedades faltantes se realizó a partir de correlaciones matemáticas disponibles en la literatura. Como primera medida, las variables explicativas del modelo deben estar disponibles para la estimación.

**3.3.1 Densidad de las fases.** En la mayoría de yacimientos, los grados API del crudo permanecen constantes en el tiempo, sin embargo, debido a que la refinería procesa una mezcla de crudos provenientes de más de un pozo, la variación en la densidad de las fases presentes ejerce un papel fundamental en el proceso de deshidratado pues se relaciona directamente con la velocidad de asentamiento de las gotas de agua dispersas en el crudo.

Dicha densidad se ve influenciada por factores físicos o por la composición química del fluido, en particular, la densidad del crudo varía de 0.75 – 0.95 kg/L<sup>44</sup> ya que es más liviano que el agua, mientras que la densidad de ésta última se mantiene cerca de 1 kg/L. El impacto de la temperatura sobre la densidad de ambas fases presentes debe representarse en el modelo trabajado, por lo que se decide trabajar con la correlación de Figueiredo *et al.*, para la fase acuosa (véase Ecuación 12) y la correlación de Gottfried para la fase oleosa (véase Ecuación 13). Se hace imperioso aclarar que, para el presente proyecto, la fase acuosa será tomada como agua en emulsión.

---

<sup>44</sup> SERVICIO GEOLÓGICO MEXICANO. [sitio web]. México: Características del petróleo. [Consulta: 12 noviembre 2019]. Disponible en: [https://www.sgm.gob.mx/Web/MuseoVirtual/Aplicaciones\\_geologicas/Caracteristicas-del-petroleo.html](https://www.sgm.gob.mx/Web/MuseoVirtual/Aplicaciones_geologicas/Caracteristicas-del-petroleo.html)

### Ecuación 12. Densidad del agua respecto a la temperatura

$$\rho_{agua} = 0.99965 + 2.0438E - 4 * T - 6.1744E - 5 * T^{1.5}$$

**Fuente:** FIGUEIREDO, A; PASSOS, F. & RIBEIRO, P.H.M.Q. Análise experimental do processo de dessalgação eletrostática de petróleos. Relatório Interno CENPES/PETROBRAS S.A., 2004. Citado por MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar, Modelagem matemática do proceso de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.p. 66.

### Ecuación 13. Densidad del crudo respecto a la temperatura

$$\rho_{oleosa} = \frac{\rho_{01} * (1.022 - 0.000378 T)}{62.428}$$

**Fuente:** GOTTFRIED, B.S. A mathematical Model of Thermal Oil Recovery in Linear Systems. Pittsburgh. Society of Petroleum Engineers. AIME (1964) 234. pp. 196-210. DOI: <https://doi.org/10.2118/1117-P>

**3.3.2 Viscosidad dinámica por regresión.** En general, la viscosidad de un fluido es una medida de la fricción interna o resistencia que ofrecen sus moléculas a fluir, debido a que el efecto de la temperatura sobre la viscosidad de petróleos sin gas y en solución es disminuirla, se hace necesario tener en cuenta este parámetro para la modelación del proceso de deshidratado, pues ejerce un efecto importante sobre velocidad de sedimentación y el tiempo de residencia en los equipos. En ausencia de datos de laboratorio, una de las formas más comunes de representar dicha relación es a través de la normatividad ASTM mediante la designación D-341<sup>45</sup> que sigue la siguiente relación.

---

<sup>45</sup> ASTM. Standard Viscosity-Temperature chart 0361-39 Nat. Bur. Stds. Circular C461, 1947. Citado por BÁNZER, Carlos. Correlaciones numéricas PVT. Venezuela: Universidad de Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros. (1996).

#### Ecuación 14. Viscosidad dinámica del crudo

$$\text{LogLog}(v_{\text{crudo}} + 0,7) = A_1 + B_1 \text{Log}((T - 32) + 491,67)$$

$$v = \frac{\mu}{\rho_{\text{oleosa}}}$$

**Fuente:** BÁNZER, Carlos. Correlaciones numéricas PVT. Venezuela: Universidad de Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros, 1996.

A partir de dicha ecuación, y con valores de la viscosidad dinámica a diferentes temperaturas, es posible determinar las constantes  $A_1$  y  $B_1$  mediante un ajuste de mínimos cuadrados (Ecuaciones 15 y 16), de esta manera obtener una expresión matemática para predecir  $\mu$  en función de  $T$ .

#### Ecuación 15. Estimación parámetro $A_1$

$$A_1 = \frac{\sum_{i=1}^n \text{Log} \left[ \text{Log} \left[ \frac{\mu}{\rho_{\text{oleosa}}} + 0.7 \right] \right] - B_1 \sum_{i=1}^n \text{Log} T_i}{n}$$

**Fuente:** BÁNZER, Carlos. Correlaciones numéricas PVT. Venezuela: Universidad de Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros, 1996.

#### Ecuación 16. Estimación parámetro $B_1$

$$B_1 = \frac{\sum_{i=1}^n \text{Log} \left[ \text{Log} \left[ \frac{\mu}{\rho_{\text{oleosa}}} + 0.7 \right] \right] \text{Log} T_i - \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \text{Log} T_i \sum_{i=1}^n \text{Log} \left[ \text{Log} \left[ \frac{\mu}{\rho_{\text{oleosa}}} + 0.7 \right] \right]}{\sum_{i=1}^n (\text{Log} T_i)^2 - \frac{1}{n} (\sum_{i=1}^n \text{Log} T_i)^2}$$

**Fuente:** BÁNZER, Carlos. Correlaciones numéricas PVT. Venezuela: Universidad de Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros, 1996.

**3.3.2.1 Viscosidad por ecuaciones Beggs y Robinson.** Se propone un método adicional para la estimación de la viscosidad en función de la temperatura y la gravedad API del crudo, partiendo del uso de las correlaciones propuestas por Beggs y Robinson<sup>46</sup>, tal como se muestra en la ecuación 17

**Ecuación 17.** Correlación de Beggs, H.D y Robinson, J.R

$$\begin{aligned} \mu_{od} &= 10^x - 1 \\ x &= y * T^{-1.163} \\ y &= 10^z \\ z &= 3.0324 - 0.02023\gamma_{API} \end{aligned}$$

**Fuente.** BEGGS, H.D and ROBINSON, J.R.. Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems, J. Pet. Tech. Forum, Sept. 1975, pp. 1140-1141. Citado por BÁNZER, Carlos. Correlaciones numéricas PVT. Venezuela: Universidad de Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros, 1996.

**3.3.3 Gradiente de voltaje.** Las desaladoras trabajan cada una con dos transformadores trifásicos ubicados en la parte superior de los equipos que operan con tensiones de 480 V en señal alterna y alimentan una carga a la salida de 28 kV, dicha carga es alimentada a través de un buje denominado *bushing* o sello de presión, el cual se conecta a las rejillas encargadas de inducir el efecto electrostático en la emulsión.

El campo eléctrico de mayor intensidad se produce entonces entre las placas energizadas, dependiendo del voltaje secundario entregado por el transformador, y la distancia entre rejillas, dicha relación se expresa en la ecuación 18 como:

**Ecuación 18.** Gradiente de voltaje entre electrodos

$$GTc = \frac{V_s}{x}$$

**Fuente.** MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar, Modelagem matemática do proceso de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

---

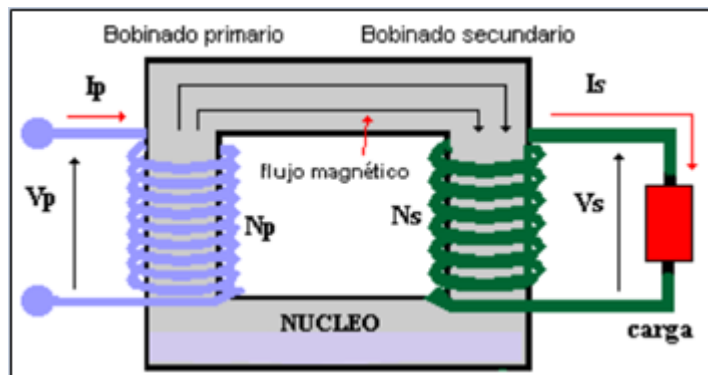
<sup>46</sup> BEGGS, H.D and ROBINSON, J.R.. Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems, J. Pet. Tech. Forum (Sept. 1975), 1140-1141. Citado por BÁNZER, Carlos. Correlaciones numéricas PVT. Venezuela: Universidad de Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros. (1996).



Como la carga aplicada a la emulsión no es constante, pues depende de las características de los fluidos presentes, los valores de voltaje primario recibido por los transformadores son registrados en campo.

La bobina primaria del transformador es quien recibe este voltaje que hará circular una corriente alterna, dicha corriente induce un flujo magnético en el núcleo ferromagnético del equipo que está conectado igualmente al bobinado secundario, por lo que el flujo magnético circulará a través de las espiras de este último generando un nuevo voltaje tal y como se muestra en la figura 11

**Figura 11.** Funcionamiento de un transformador ideal



**Fuente:** Transformador Ideal (transformador eléctrico ideal), en: Electrónica Unicrom (Sitio web), 2016. [Consultado 19 de noviembre de 2019]. Disponible en: <https://unicrom.com/transformador-ideal/>

La relación de transformación de voltaje entre el bobinado primario y secundario según la Ley de Faraday, asumiendo un comportamiento ideal (sin pérdidas de potencia) se expresa en la ecuación 19

**Ecuación 19.** Relación de voltajes en transformadores ideales

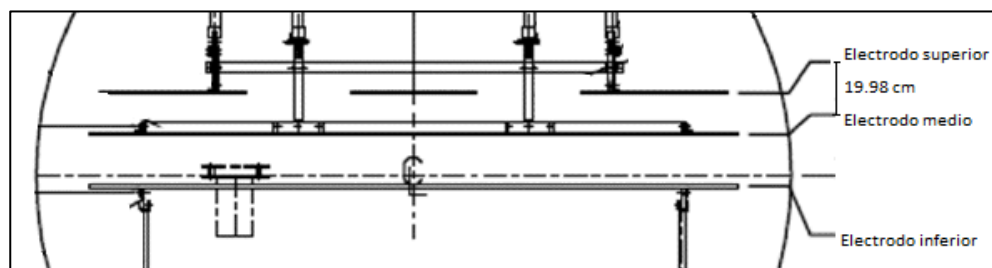
$$\frac{V_p}{V_s} = \frac{N_p}{N_s} *$$

**Fuente:** SALAZAR GÓMEZ, Antonio José, Fundamentos de circuitos, Bogotá: Facultad de Ingeniería, Universidad de los Andes, 2008. pp. 106 y ss. Disponible en: <http://wwwprof.uniandes.edu.co/~ant-sala/descargas/LibroFDC.pdf>

Dicha relación permite hallar el voltaje secundario entregado por el transformador como función del voltaje primario registrado en campo y la relación de transformación  $N_s/N_p$ .

En cuanto a la distancia del campo eléctrico, sólo el primer y el segundo electrodo de la configuración se encuentran energizados por los transformadores, mientras que el tercer electrodo se encuentra conectado a tierra, la distancia a tener en cuenta para las consideraciones del modelo será aquella entre el primer y segundo electrodo (19.98 cm), tal y como se muestra en la figura 12

**Figura 12.** Corte transversal del desalador



**Fuente.** Elaboración propia

**3.3.4 Sedimento básico y agua ( $BSW_f$ ).** Es importante aclarar que para que exista un retiro de agua, y con ella un retiro de sales adecuado, los sistemas de tratamiento químico para la ruptura de las emulsiones, tratamiento térmico para facilitar el asentamiento, el lavado adecuado del crudo y el tratamiento electrostático deben funcionar a cabalidad como un conjunto.

El proceso ocurre en estado estacionario, por lo que al resolver los balances del sistema no se involucrará la variable temporal, el contenido de sedimentación básico y agua en el crudo tratado se expresa en porcentaje másico de la siguiente manera:

**Ecuación 20.** Contenido básico de sedimentación y agua final

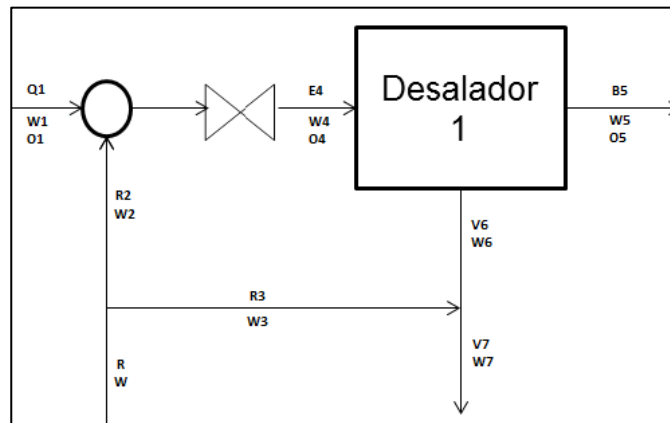
$$BSW_f = \frac{m_{agua}}{m_{agua} + m_{crudo}} * 100$$

**Fuente:** elaboración propia

Los flujos de carga de agua y crudo fueron suministrados por la empresa, sin embargo, el flujo de crudo tratado debe estimarse a partir del balance de materia teniendo en cuenta los contenidos de agua y asumiendo que no debe existir

arrastre de hidrocarburo en la fase acuosa, a continuación, se presenta el diagrama del proceso de desalado en la primera etapa.

**Diagrama 12.** Balance de materia primera en el desalador 1



**Fuente:** elaboración propia

El balance de materia para un proceso en estado estacionario, sin reacción y sin acumulación se presenta en la ecuación 21

**Ecuación 21.** Ecuación de balance de materia general

$$F_i (salida) = F_i (salida)$$

**Fuente:** elaboración propia

Para el desalador D-001 los balances se realizaron en flujo volumétrico y se representan a continuación:

**Tabla 22.** Ecuaciones de balance para el desalador 1

<i>Agua</i> →	$W_4 E_4 = W_5 B_5 + W_6 V_6$
<i>Crudo</i> →	$O_4 E_4 = O_5 B_5 + O_6 V_6$
<i>Global</i> →	$Q_1 + R_2 = B_5 + V_7$

**Fuente:** elaboración propia

De esta manera se obtiene

**Ecuación 22.** Contenido básico de sedimento y agua final

$$BSW_f \left( \% \frac{m}{m} \right) = \frac{(W_5 B_5) \rho_{W_5}}{(W_5 B_5) \rho_{W_5} + (O_5 B_5) \rho_{O_5}} * 100$$

**Fuente:** elaboración propia

**3.3.5 Tiempo de residencia.** Al interior de los desaladores, los fluidos presentes deben tener un tiempo de retención suficiente para permitir el asentamiento de las gotas de salmuera, este tiempo deberá depender de la velocidad de sedimentación y para el modelo presentado, estará asociado a las dimensiones del desalador y al caudal de crudo tal como se presenta en la Ecuación 23.

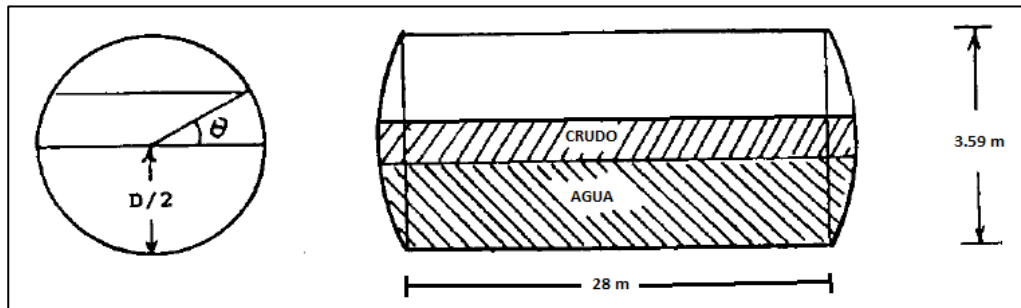
**Ecuación 23.** Tiempo de residencia entre electrodos

$$T_{RP} = \frac{A_t * L_e}{Q_p}$$

**Fuente:** MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar, Modelagem matemática do proceso de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

Para determinar el área transversal del desalador, cuya orientación es horizontal, se debe tener en cuenta la dirección de flujo de crudo el cual es alimentado desde la parte inferior del equipo, el área variable proporcionada por los cabezales laterales no será tenida en cuenta, de esta forma el área calculada dependerá únicamente de la longitud del largo y ancho del equipo (Figura 13).

**Figura 13.** Dimensiones del desalador 1



**Fuente.** Elaboración propia

**3.3.6 Resultados del modelo.** Partiendo de los valores calculados con base al procedimiento actual en la refinería, se realizó una regresión no lineal multivariable para determinar el valor de los parámetros del modelo, particulares para cada tipo de crudo.

Según Ratkowsky en estadística, la regresión no lineal es una forma de análisis de regresión en el que los datos de observación son modelados por una función que es una combinación no lineal de los parámetros del modelo y depende de una

o más variables independientes. Los datos se ajustan por un método de aproximaciones sucesivas<sup>47</sup>.

Los métodos de aproximaciones sucesivas se basan en técnicas de métodos numéricos, los cuales pretenden hallar los coeficientes de las variables independientes que garanticen el mejor ajuste posible con la variable dependiente.

Se pretende analizar la validez de la fuerza del ajuste de regresión en la ecuación de modelado matemático para el deshidratado de crudo, la cual, según su naturaleza, es una ecuación no lineal múltiple (más de una variable dependiente con al menos un grado diferente de 1 de una de las variables predictoras); lo anterior con el fin de validar si es un modelo adecuado para ser utilizado en el cálculo de estimaciones.

Cabe aclarar que un ajuste apropiado de la regresión con respecto a los datos reales, permite utilizar el modelo para predecir el comportamiento del proceso cuando se cambia alguna variable. La función objetivo utilizada para la estimación de parámetros\* fue la minimización de la media cuadrática de las diferencias entre los valores de salida calculados y experimentales: La Tabla 23 representa los coeficientes calculados para un intervalo de confianza de 95%, que indican el rango en el que variarán las estimaciones de los parámetros reales el 95% de las veces.

**Tabla 23.** Resultados de la estimación de parámetros para el modelo

<b>Número de datos experimentales = 21</b>				
<b>R<sup>2</sup> = 0.907</b>				
<b>Parámetro</b>	<b>Estimativa</b>	<b>Desv. Error</b>	<b>Confianza -95%</b>	<b>Confianza 95%</b>
A	9.818E-22	0.00	-6.35E-20	6.54E-20
B	6.26	1.49	3.09	9.43
C	-9.66	4.37	-18.94	-0.39
D	-22.82	4.07	-31.46	-14.17
E	-3.97	1.95	-8.12	0.17

**Fuente:** elaboración propia

Lo primero que se valida es si existe o no un modelo significativo entre la variable dependiente y la variables independientes, para ello se corre un análisis de varianza no lineal. Los resultados se describen de la siguiente manera.

<sup>47</sup> RATKOWSKY, Davis A., Handbook of nonlinear regression models. New York: Marcel Dekker, 1990.

\*El análisis de los datos se realizó mediante el software estadístico Social Package for Social Science (SPSS) versión 25.

**Tabla 24.** Análisis de varianza (ANOVA) no lineal.

<b>Origen</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>GL</b>	<b>Medias cuadráticas</b>
Regresión	124.66	5	24.93
Residuo	5.44	16	0.340
Total, sin corrección	130.11	21	
Total, corregido	58.78	20	

**Fuente:** elaboración propia

El análisis de Varianza no lineal evidencia que se tiene un modelo significativo (la razón Regresión/ Residuo es mayor valor crítico), eso significa que el conjunto de variables explican significativamente el comportamiento de la variable dependiente.

Por otra parte, para medir la asociación y fuerza del modelo, el software calcula el coeficiente  $R^2$ , llamado coeficiente de determinación y busca cuanta varianza es explicada por el modelo de variables independientes<sup>48</sup> (véase Ecuación 24).

**Ecuación 24.** Coeficiente de correlación no lineal

$$R^2 = 1 - \frac{\text{Suma de cuadrados residual}}{\text{Suma de cuadrados corregida}} = 0.907$$

**Fuente:** elaboración propia

Como regla general se establece que el  $R^2$  siempre debe estar entre 0 y 100%:

- 0% indica que el modelo no explica ninguna porción de la variabilidad de los datos de respuesta en torno a su media.
- 100% indica que el modelo explica toda la variabilidad de los datos de respuesta en torno a su media.

El coeficiente  $R^2$  obtenido fue de 0.907, el cual es un valor muy cercano a 100% lo que significa que la varianza explicada por las variables dependientes es del 91% (el otro porcentaje es explicado por variables exógenas al modelo), lo anterior permite confirmar que la combinación del modelo es pertinente y adecuada para estimar el valor de la variable dependiente.

<sup>48</sup> MARTÍNEZ ORTEGA, Rosa María., *et al.*, El coeficiente de correlación de los rangos de spearman caracterización. (2009). Revista Habanera de Ciencias Médicas, 8(2). [Consulta: 12 noviembre 2019]. Disponible en: [http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1729-519X2009000200017&lng=es&tlng=es](http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1729-519X2009000200017&lng=es&tlng=es)

**Tabla 25.** Tabla de iteraciones.

Número de iteración	Suma de cuadrados residual	Parámetro				
		A	B	C	D	E
478.0	5.448	1.133E-21	6.267	-9.685	-22.803	-3.981
478.1	5.448	1.080E-21	6.265	-9.680	-22.810	-3.978
479.0	5.448	1.080E-21	6.265	-9.680	-22.810	-3.978
479.1	5.448	1.029E-21	6.263	-9.674	-22.816	-3.976
480.0	5.448	1.029E-21	6.263	-9.674	-22.816	-3.976
480.1	5.448	9.818E-22	6.261	-9.669	-22.822	-3.974

\*La tabla presenta evidencia de las últimas iteraciones

**Fuente:** elaboración propia

Cabe mencionar que el coeficiente de correlación pudo ser más alto debido a dos factores principales, que las iteraciones por parte del software llegaron a su máximo permitido de memoria (véase Tabla 25) y que el número de datos fuera suficiente para lograr captar la normalidad del conjunto y permitir un mejor ajuste.

Es importante resaltar que, a diferencia de los métodos de regresiones lineales, los modelos no lineales no necesitan cumplir los supuestos que si son necesarios en la regresión lineal: independencia, homocedasticidad e independencia de los residuales; ello implica que no fue necesario hacer validaciones con respecto al comportamiento de los residuales.

Además del  $R^2$ ; se espera que las variables explicativas sean homogéneas entre si, situación que se cumple para este modelo; ya que en la matriz de correlaciones (véase Tabla 26) se presentan valores muy cercanos a 1 o -1 (en su mayoría); otra dinámica que confirma la bondad del modelo.

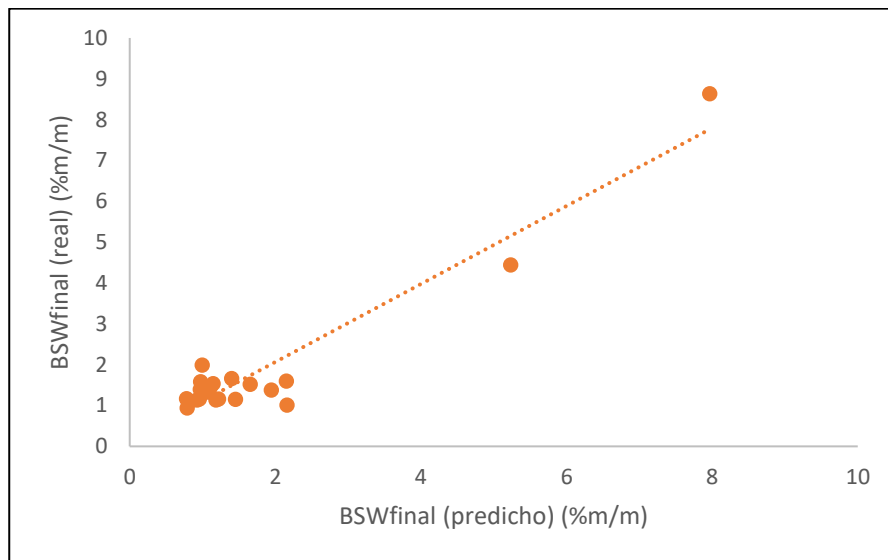
**Tabla 26.** Matriz de correlaciones de estimaciones de parámetro.

	A	B	C	D	E
A	1.000	0.782	-0.825	0.739	-0.458
B	0.782	1.000	-0.886	0.220	-0.223
C	-0.825	-0.886	1.000	-0.243	0.125
D	0.739	0.220	-0.243	1.000	-0.585
E	-0.458	-0.223	0.125	-0.585	1.000

**Fuente:** elaboración propia

Con estos parámetros, particulares para cada tipo de crudo, es posible comparar las predicciones del contenido de agua final en el crudo tratado con los datos observados tal como se muestra en la Gráfica 5. En la cual se puede observar que el modelo predictivo logra captar el comportamiento real del proceso, sin mencionar que el error cuadrático medio (MSE) es de 0.25 y el error relativo (ER) máximo observado en las estimaciones es de 1.14, por lo que se concluye que el modelo es válido para representar el deshidratado de crudo en la refinería.

**Gráfica 5.** Predicción del modelo seleccionado de deshidratado



**Fuente:** elaboración propia



#### **4. PROPUESTA PARA FAVORECER EL CONTROL DE LA SEPARACIÓN DE AGUA Y SALES CORROSIVAS**

Como se ha mencionado en capítulos anteriores, la presencia de cloruros durante el procesamiento de crudo y corrientes intermedias se encuentra por encima del valor de control establecido, generando afectación en la eficiencia y disponibilidad operacional de las diferentes unidades de proceso.

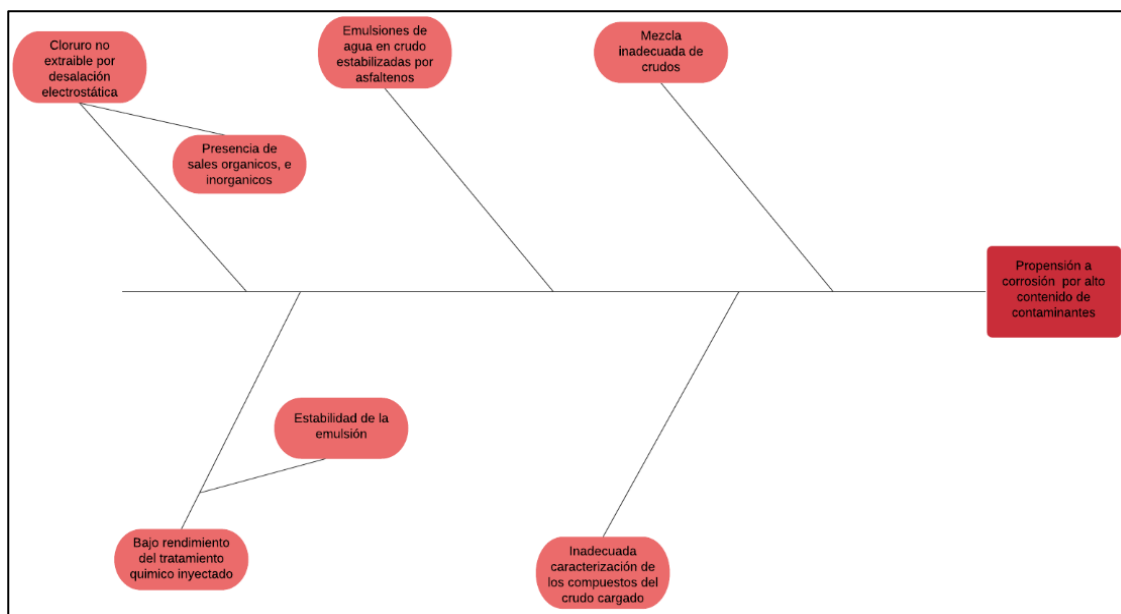
Debido a que los crudos pesados presentan problemas únicos de tratamiento que requieren consideraciones adicionales, se hace necesario realizar un análisis de causa raíz cuyo fin será determinar las oportunidades de mejora de cada etapa del desalado de crudo, para esto, las causas principales del problema deberán ser visualizadas, así como su respectiva alternativa de solución a través de la construcción de diagramas de espina de pescado para evaluar el riesgo que se está gestionando y su causalidad.

##### **4.1 ZONA DE PRECALENTAMIENTO.**

Los procesos clave para lograr un desalado y deshidratado de crudo eficiente según reportes de literatura incluyen: el tiempo de asentamiento, la inyección de químicos desmulsificantes, la aplicación de calor, la agregación de agua fresca, la mezcla adecuada y la electrocoalescencia.

Dos de los anteriores procesos y parte de un tercero ocurren durante la fase de precalentamiento en frío de la mezcla por su paso a través de los intercambiadores de calor, por lo que un diagnóstico inadecuado durante esta etapa, tendrá efectos considerablemente importantes sobre el rendimiento del desalado general, tal y como se observa en la Figura 14

**Figura 14.** Análisis causa raíz zona de precalentamiento



**Fuente:** elaboración propia

Si siguiendo con la metodología planteada y luego de obtener las causas raíces, es posible identificar las acciones para reducir la variabilidad del contenido en sales del crudo y consolidar las oportunidades de mejora para los procesos en los cuales se presentan estas falencias. Dichas propuestas se detallan en los capítulos siguientes.

**4.1.1 Caracterización de la carga.** Como se ha mencionado, las emulsiones de agua en crudo contienen mezclas complejas de materiales orgánicos e inorgánicos que pueden incluir asfaltenos, resinas, fenoles, ácidos orgánicos, sales metálicas, limo, arcillas, cera y muchos otros, estos agentes tienen el potencial de alterar el proceso de desalado de crudo.

Generalmente, en la refinería se realiza un análisis de la carga y corrientes de crudo; sin embargo, para estudiar la causa raíz de la variabilidad en la eficiencia del proceso de desalado, se realizó una matriz de muestreo y una caracterización robusta del crudo cargado, para determinar los compuestos presentes que pueden afectar el retiro de sales, agua y sedimentos del crudo tratado. Los resultados se presentan en las Tablas 27 y 28

**Tabla 27.** Matriz de muestreo de las corrientes de interés

Parámetro Muestra	Cloruros No Extraíbles	Cloruros Extraíbles	Sólidos	Insolubles en N- C7*	Insolubles en Tolueno	BS&W
Carga de crudo a la unidad	Presente	Presente	Presente	Presente	Presente	Presente
Crudo tratado de D-001	Presente	Presente	Presente	Presente	Presente	Presente
Crudo tratado de D-002	Presente	Presente	Presente	Presente	Presente	Presente

\*Insolubles en n-heptano

**Fuente:** elaboración propia, con base en: ECOPETROL S.A. Informe interno de investigación., (2020).

**Tabla 28.** Análisis SARA y otras propiedades del crudo cargado

Propiedad del crudo cargado	Valor promedio
Gravedad °API	22.66
Níquel (mg/Kg)	47
Vanadio (mg/Kg)	135
Calcio (mg/Kg)	23.5
Azufre total (mg/Kg)	12130
Hierro (mg/Kg)	4.3
Agua y sedimentos (%)	0.41
Aromáticos (%)	46.00
Resinas (%)	13.94
Asfaltenos (%)	2.17
Cloruros extraíbles (PTB)	5.18
Cloruros totales (PTB)	4.77
Sólidos filtrables (%masa)	0.04

**Fuente:** elaboración propia, con base en: ECOPETROL S.A. Informe interno de investigación., (2019).

Estos resultados muestran que efectivamente el crudo cargado contiene cloruros no extraíbles por desalación electrostática, que pueden proceder de cloruros inorgánicos encapsulados en los asfaltenos o cloruros orgánicos, además de sólidos, sedimentos, agua y compuestos metálicos cuyo efecto adverso sobre la eficiencia del proceso ya se ha mencionado.

**4.1.1.1 Asfaltenos.** Se puede evidenciar que el contenido de asfaltenos en la carga supera el valor esperado, que es del orden de 0.05%. A nivel de laboratorio, los asfaltenos se definen como la fracción orgánica del crudo que es insoluble en alcanos ligeros como el n-heptano, por medio de extracción líquido-

líquido, los asfaltenos presentes en el crudo precipitan al aplicar el solvente y su porcentaje varía de un crudo a otro.

La presencia de estas fracciones de crudo son un indicativo de cuan estables pueden estar las emulsiones de w/o ya que, junto con las ceras y las partículas sólidas presentes, actúan como surfactantes (Véase Cuadro 1), pues se encargan de encapsular los cloruros inorgánicos impidiendo su contacto con el agua de lavado y por lo tanto el arrastre de estos a la fase acuosa, sin mencionar que los análisis de cuantificación de sales de la refinería no detectan este tipo de cloruros encapsulados, lo que impide su eliminación y promueve su liberación por hidrólisis a altas temperaturas durante el calentamiento del crudo aguas abajo, favoreciendo la corrosión en los equipos instalados.

Debe considerarse, que pueden surgir problemas de compatibilidad con la mezcla de crudos de dieta que ingresa a la refinería, al mezclar crudos de naturaleza parafínica con crudos asfálticos, lo que conduce a la desestabilización de los asfaltenos, los cuales pueden estabilizar las emulsiones y encapsular otro tipo de compuestos como metales, afectando las propiedades del crudo mismo, principalmente la conductividad.

El análisis de insolubilidad en tolueno indica la presencia de una fracción de asfaltenos insoluble en especies aromáticas, esto debido a la naturaleza coloidal de dichos compuestos cuyo centro y periferia presentan solubilidades diferentes en el solvente. Los insolubles en tolueno, también dan cuenta de la presencia de productos procedentes de la contaminación externa en un aceite, es decir que actúan como un indicativo del porcentaje de compuestos que resultan de la degradación de la fase oleosa como las resinas.

**4.1.1.2 Cloruros.** Se presenta alto contenido de cloruros no extraíbles por desalación cuya presencia puede deberse a; como se mencionó en el apartado anterior, cloruros inorgánicos encapsulados por los asfaltenos y sólidos presentes, o a, cloruros orgánicos (cuyo valor debe ser de menor a 1ppm<sup>49</sup>), como tetracloruro de carbono, percloroetileno, clorobenceno, entre otros compuestos, que son solubles en la fase oleosa y presentan una limitada solubilidad en la fase acuosa debido a la presencia de enlaces covalentes entre los átomos de carbono y cloro, este tipo de sales no son extraíbles por los desaladores electrostáticos ubicados en la unidad, por lo que al igual que las sales encapsuladas, permanecerán en la carga de crudo tratado y continuarán su rumbo aguas abajo en donde se hidrolizan formando HCl.

---

<sup>49</sup>ASTM. Standard Test Method for Determination of Organic Chloride Content in Crude Oil. Designation: D4929-19a [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 9. [Consultado 18 de agosto de 2019]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D4929.htm>

**4.1.1.3 Propuesta** Según lo anterior, el cumplimiento de las especificaciones técnicas de las corrientes de entrega de crudo depende del conocimiento de las características de la corriente de alimento.

Dicha corriente de crudo evidencia contenido de cloruros orgánicos e inorgánicos (encapsulados) con valores superiores al límite establecido para la operación, teniendo en cuenta que dichas sales no son extraíbles por desalación, de manera que teóricamente saldrían en los mismos porcentajes después del tratamiento en los desaladores, se hace necesario establecer en la refinería un seguimiento y tratamiento adecuado para este tipo de compuestos ya que los análisis de cuantificación de sales actuales no detectan este tipo de cloruros.

Para ello se plantea implementar métodos y procedimientos estándar para la medición de cloruros no desalables en hidrocarburos de forma rutinaria en cada unidad y garantizar que el contenido de cloruros orgánicos y totales en el crudo se mantengan por debajo de cierto nivel. Dichos métodos incluyen la determinación de cloruros inorgánicos del hidrocarburo bajo la normatividad ASTM Designación 512<sup>50</sup> por método de ion selectivo, y la determinación de cloruros orgánicos en la fracción de nafta lavada de petróleo crudo por espectrometría de fluorescencia de rayos X bajo la normatividad ASTM Designación 4929-C<sup>51</sup>. Para estos análisis, se plantea la adquisición de un analizador compacto para medir el cloro total en hidrocarburos líquidos como aromáticos, destilados, combustibles pesados, aceites crudos y soluciones acuosas.

En cuanto al contenido de asfaltenos, sedimentos, sólidos, y su influencia en la estabilidad de la emulsión, se recomienda siempre evaluar la dieta que ingresa a la unidad para evitar las mezclas de crudos parafínicos con crudos asfálticos, ocasionando la desestabilización y aglomeración de los asfaltenos presentes, que promueven la estabilización de la emulsión, el aumento de petróleo en los efluentes y la acumulación de suciedad en los intercambiadores de calor de precalentamiento en frío.

---

<sup>50</sup>ASTM. Standard Test Methods for Chloride Ion In Water. Designation: D512-12 [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 9. [Consultado 18 de agosto de 2019]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D512.htm>

<sup>51</sup>ASTM. Standard Test Method for Determination of Organic Chloride Content in Crude Oil. Designation: D4929 - 19a [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 2. [Consultado 18 de agosto de 2019]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D4929.htm>

**4.1.2 Tratamiento químico.** Debido a que la eficiencia promedio de desalación y deshidratación en los tratadores electrostáticos se encuentra entre 58.23% y 75.69% respectivamente para el primer desalador y, 73.13% y 93.82% para el segundo desalador y no se evidencia una adecuada remoción de sólidos en los equipos, se propone re-evaluar el tratamiento químico actual que incluye la adición de agua de lavado y químicos desmulsificantes al crudo, previo a su ingreso a los intercambiadores de precalentamiento en frío.

Por lo tanto, se recomienda ejecutar un tratamiento de múltiples químicas seleccionadas para un fin específico con el objetivo de dar un tratamiento integral al sistema de ruptura de emulsión, que conduzca a un rendimiento operativo más eficiente cuando se procesan crudos pesados. Dicho tratamiento puede incluir opciones como la inyección de desmulsificadores primarios tanto en el crudo como en el agua. Es de provecho señalar que la inyección química generalmente se aplica en la práctica a modo de prueba y error<sup>52</sup>. Los operadores inyectan una cierta cantidad de producto evaluando su efecto en la eficiencia y de esta manera se ajusta la cantidad óptima, así mismo se evalúa la ubicación de los puntos de inyección de los agentes y del agua de lavado, se plantea además evaluar la calidad del agua de lavado actual y compararla con otras fuentes de agua.

Por otro lado, en miras a que los procesos de fracturación hidráulica o *fracking* cada vez se hacen más reales en Colombia, se espera que los crudos extraídos de dichos procesos contengan valores más bajos de gravedad API y un aumento considerable en el arrastre de sólidos, que, comparados con aquellos sólidos encontrados en crudos tradicionales, probablemente serán más pequeños, pero con un volumen mayor. El aumento de la carga de sólidos puede superar la capacidad de los desaladores de removerlos eficientemente, por lo que el programa químico debe evaluarse cuidadosamente teniendo en cuenta el manejo del sistema de residuos sólidos impregnados con hidrocarburos considerando la ubicación y forma de inyectar los estabilizadores de crudo y agentes humectantes.

Como siempre, los programas químicos deben evaluarse cuidadosamente, no solo debe considerarse la preparación de la química elegida al acceder al programa de tratamiento completo sino también la tecnología de aplicación, pues es otra condición que puede afectar el rendimiento del programa. Por ello, cómo y dónde se aplica el tratamiento químico es casi tan importante como la selección de la química en sí.

---

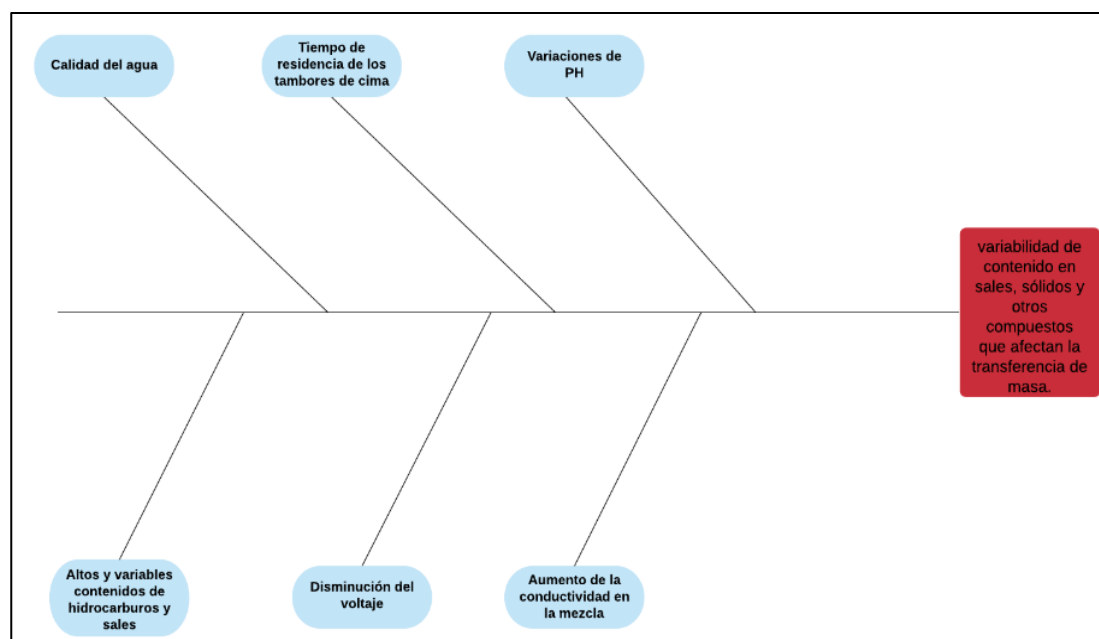
<sup>52</sup>MUSLEH, Al-Otaibi., et al. Experimental investigation of crude oil desalting and dehydration. *Chemical Engineering Communications*,190: 65-82, 2003. [Consultado: 5 enero 2020]. Disponible en: [https://www.researchgate.net/publication/250229116\\_Experimental\\_investigation\\_of\\_crude\\_oil\\_desalting\\_and\\_dehydration](https://www.researchgate.net/publication/250229116_Experimental_investigation_of_crude_oil_desalting_and_dehydration)

## 4.2 ZONA DE INYECCIÓN DE AGUA.

La cantidad de agua de lavado, su calidad y los puntos de inyección son factores clave para lograr un proceso de desalado de crudo integral y eficiente. El agua dulce se inyecta lo suficientemente lejos del desalador, generalmente antes del tren de precalentamiento en frío para aumentar así la eficiencia de la mezcla, comenzar un lavado previo del crudo y evitar la formación de incrustaciones dentro de las tuberías y los tubos de calefacción.

Tal y como se mencionó en el capítulo 2, el porcentaje de agua inyectado a ambos desaladores parece ser el adecuado para los flujos de carga trabajados, sin embargo, la calidad de la misma influye negativamente en el proceso pues presenta variabilidad de contenido en sales, sólidos y otros compuestos que afectan la transferencia de masa. El diagrama de espina de pescado para representar la causalidad del proceso se presenta a continuación.

**Figura 15.** Análisis causa raíz zona de inyección de agua



**Fuente:** Elaboración propia

Debido a esto, la refinería realizó una serie de reportes de campo para registrar la calidad de las aguas agrias en la Unidad de Destilación Combinada, los resultados (véase Tabla 29) evidenciaron un contenido de cloruros en el agua de inyección proveniente del D-003 (véase Diagrama 13) superiores al límite de control en la refinería que es de 30 ppm, sin mencionar que se presenta arrastre de hidrocarburo en valores por encima del permitido para reutilizar en desalado (100 ppm) y variaciones muy significativas de pH.

**Tabla 29.** Caracterización aguas agrias de la UDC

Equipos	HC en agua (ppm)**	Cloruros (ppm)**	pH	
			Min	Max
D-003	15,000	50.10	4.92	6.30
D-002*	12,000	119.10	5.79	8.12
D-008	53,000	69.80	4.33	8.00
D-006	20,000	71.60	5.42	7.33
D-005	16,000	57.20	5.65	7.38

\*Agua de descarte del desalador D-002 inyectada como lavado a D-001. \*\* Valores máximos registrados

**Fuente:** elaboración propia, con base en: ECOPETROL S.A. Informe interno de investigación., (2019).

El tambor D-003 recibe aguas provenientes del tambor de separación D-006 y de otras unidades, el agua agria de salida se dirige al desalador D-002 como agua de lavado, el flujo de descarte de D-002 se dirige a al desalador D-001 y al tren de precalentamiento aguas arriba para lavar el crudo.

Como se puede observar, el agua de lavado que ingresa a la zona de desalado proviene del tanque D-003 el cual presenta registros de hidrocarburo en agua hasta de 15000 ppm, un contenido de cloruros muy variable de hasta 50.10 ppm y variaciones de pH comprendidas entre 4.92-6.30 sólo para las muestras analizadas.

Estos valores indican un problema en el tiempo de residencia de los tambores de cima de la UDC utilizados para separar fases de agua, crudo y gas, pues las corrientes que llegan al D-003 ya presentan altos contenidos de hidrocarburo y sales. Mientras estos valores permanezcan tan cambiantes, no se recomienda utilizar dichas corrientes como agua de lavado a los desaladores, pues un alto y variable contenido de cloruros afecta el proceso de transferencia de masa en la sal de la fase oleosa a la acuosa, pues disminuye el efecto de la electrocoalescencia a razón del aumento de conductividad en la mezcla y por ende la disminución del voltaje, en el Anexo B se presenta el cambio en la concentración de sal del crudo tratado cuando el flujo y la concentración de sales en el agua de lavado se ve alterada, esto cuando el efecto de electrocoalescencia falla. Por otro lado, dicha variación aumenta la pérdida de hidrocarburo arrastrado en el agua, pues en teoría el proceso de electrocoalescencia dentro de los desaladores no tiene efecto sobre emulsiones de crudo en agua llamadas comúnmente emulsiones inversas y en cambio, a altas temperaturas la solubilidad del hidrocarburo en la fase acuosa aumentará promovida a su vez por la ya existente concentración de crudo en el agua.

Sin mencionar que, a raíz del alto contenido de cloruros en el agua y las variaciones de pH, se puede presentar hidrolisis de sal saliendo de los



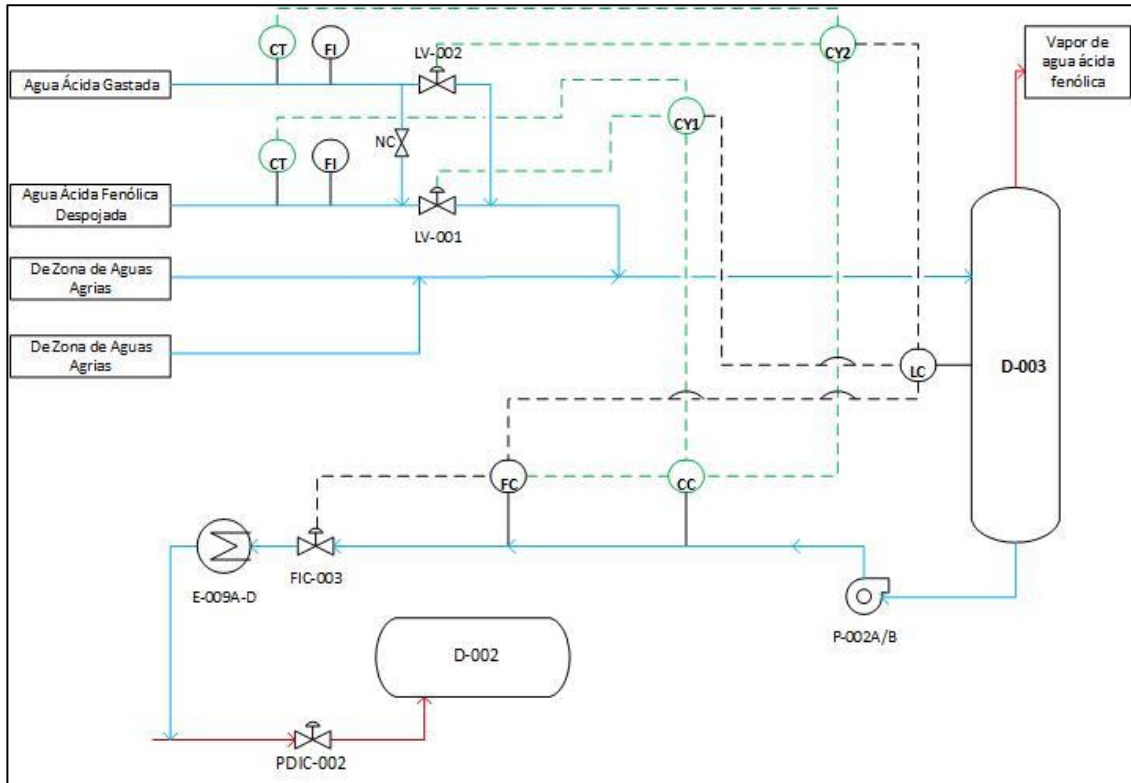
desaladores lo que se traduce en mayor corrosión por formación de sales de cloruro de amina y amonio provocando así depósitos y propensión del sistema de la UDC a corrosión.

Por lo que se propone evaluar el uso de otra fuente de agua de lavado o en su defecto, realizar una caracterización de las aguas agrias de los tambores de la UDC continuamente y reajustar los límites establecidos para su inyección a los desaladores, así mismo se recomienda modificar e inspeccionar continuamente la dosificación de los modificadores de pH para mantener el agua de lavado a los desaladores ácida y a niveles constantes, esta modificación promueve la eliminación de aminas y amoniaco pues contribuye a su particionamiento en el agua, además favorece la ruptura de la emulsión, pues como se observa, el agua de descarte de D-002 presenta valores de pH hasta de 8.12 favoreciendo la formación de sales sódicas de sulfonatos que presentan gran actividad superficial y estabilizan los contaminantes, por lo que el pH debe ser disminuido y regulado

En términos de sales, se propone realizar el diseño de ingeniería para ubicar dos PLC (CY1 y CY2) que son elementos de procesamiento, los cuales controlarán la apertura gradual de las válvulas LV-001 y LV-002 respectivamente, dicha apertura deberá depender de dos variables; la conductividad de las corrientes de agua ácida gastada, de agua ácida fenólica despojada y de agua de lavado a D-002, y del nivel de llenado del tanque D-003. Medir la conductividad de las corrientes que ingresan y salen del tanque puede ser relacionada con su contenido en sales pues ya es conocida su relación y, además, permite disminuir el amperaje dentro de los desaladores y por lo tanto aumentar el voltaje efectivo proporcionado a la emulsión para favorecer la coalescencia. Consecuentemente, al controlar el agua de lavado que ingresa al desalador D-002 es posible controlar indirectamente la concentración de sales del agua de lavado de D-001 ya que es la misma corriente de descarte del segundo desalador.

De este modo, se propone ubicar un controlador de conductividad previo al controlador de flujo de la válvula FC-001, esto con el fin de medir continuamente la conductividad de la corriente de agua de lavado que va directa al desalador D-002, una vez que la variable se salga de especificación, que generalmente es máximo de 140 S/m, este equipo enviará la señal a los relés para que regulen el flujo de las corrientes según su concentración de cloruros la cual es proporcional a su conductividad. Cuando el CC se encuentre entre los límites establecidos de operación, enviará la señal al controlador FC para la apertura de la válvula FC-001. El diagrama general de la propuesta se presenta a continuación.

**Diagrama 13.** Propuesta de control de cloruros en el agua de lavado



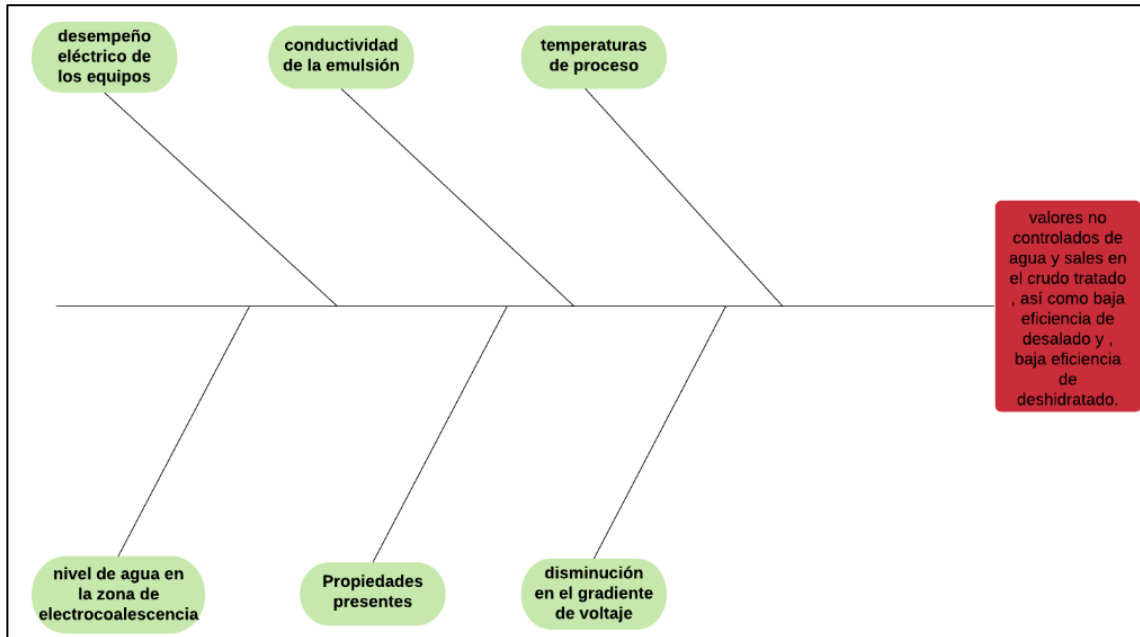
**Fuente:** elaboración propia

Como recomendación adicional no comprendida en el presente proyecto se propone aumentar los tiempos de residencia en los separadores de fases de la UDC en general y caracterizar las aguas agrias, esto con el fin de regular el contenido de hidrocarburo y otros contaminantes arrastrados en la fase acuosa, por otro lado, considerar el tipo de válvula para implementar el control de sales, puesto que se considera provechoso manejar válvulas de apertura gradual para garantizar bajo daño a los internos.

### 4.3 ZONA DE SEPARACIÓN

Como se ha mencionado, la efectividad de la zona de separación incluye el retiro de sales arrastradas con la fase acuosa junto con sedimentos y otros contaminantes, en esta zona se evalúan dos de los procesos clave para lograr un desalado y deshidratado de crudo óptimo, la electrocoalescencia en los desaladores y el contacto de fases adecuado en las válvulas de mezcla. En el capítulo dos se realizó un análisis de causalidad descriptivo inicial, en este capítulo se evalúan las causas más probables de ocurrencia a partir del diagrama de espina de pescado que se observa en la Figura 16.

**Figura 16.** Análisis causa raíz zona de separación



**Fuente:** elaboración propia

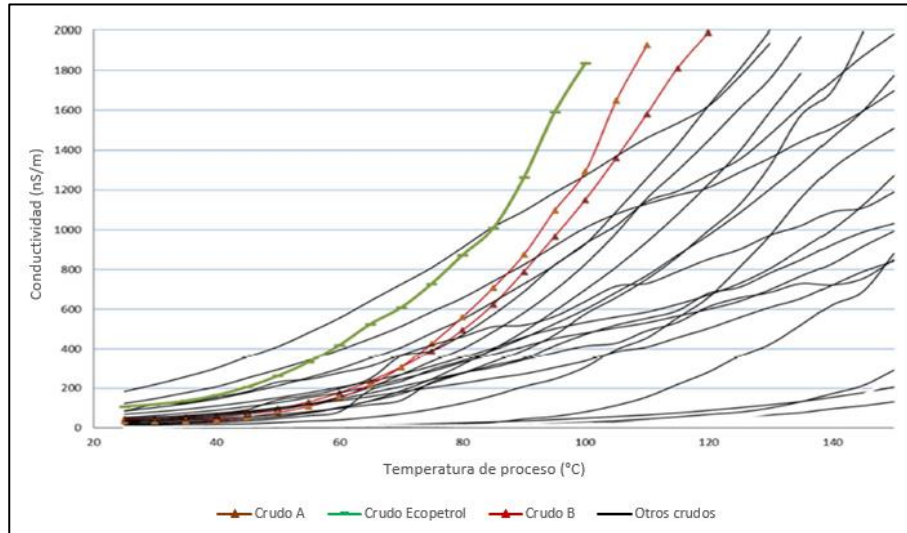
Partiendo de dicho diagrama es posible identificar las oportunidades de mejora en lo que respecta a la zona de separación que incluye el rendimiento de los desaladores y las válvulas. Dichas propuestas se detallan en los subcapítulos siguientes.

**4.3.1 Desempeño de los desaladores.** El rendimiento del proceso de desalado en la unidad de destilación combinada de la refinería de Cartagena se ha visto comprometido, debido a valores no controlados de agua y sales en el crudo tratado. En esta sección se evalúa el desempeño de los desaladores D-001 y D-002, ya que ambos presentan baja eficiencia de desalado y D-001, baja eficiencia de deshidratado.

**4.3.1.1 Electrocoalescencia.** El principal factor a evaluar es el desempeño eléctrico de los equipos, pues de acuerdo a inspecciones realizadas en campo, el consumo de potencia ha aumentado respecto a los valores registrados normalmente (24%-40% de kVA de diseño) aumentando también la intensidad de corriente en la emulsión, lo que provoca que el circuito de reactancia comience a reducir en gran medida el voltaje obtenido para controlar la carga, desembocando en una disminución de rendimiento en los desaladores. Esta situación presentada puede deberse a la conductividad de la emulsión, las temperaturas de proceso, o al nivel de agua en la zona de electrocoalescencia.

Para el análisis de conductividad, una muestra de crudo procedente de la refinería fue enviada a Nalco Champion para su caracterización, los resultados se presentan en la Gráfica 6.

**Gráfica 6.** Conductividad del crudo de la refinería



**Fuente:** ECOPETROL S.A. Informe interno de investigación.  
**Datos:** Nalco Champion, an Ecolab Company (2019)

La gráfica muestra una comparativa en la conductividad de la muestra de crudo proveniente de la refinería de Cartagena respecto a otras muestras conocidas, en verde se visualizan los resultados obtenidos para el crudo Ecopetrol, evidenciando una pendiente positiva, más pronunciada respecto a las demás muestras, lo que implica que a menores temperaturas, la conductividad del crudo trabajado en la refinería aumentaría considerablemente, un comportamiento similar al perfil de crudos representados en rojo, conocidos por sus altos niveles de conductividad.

Debido a que la muestra enviada no estaba procesada, se descarta la hipótesis de que la alta conductividad evidenciada provenga de la inyección de desmulsificantes al crudo, y se enfoca entonces en las propiedades del mismo, atribuyendo su conductividad al contenido de metales y salmueras presentes (véase Tabla 28) que al ser conductores, provocan un aumento de corriente a través del crudo y por lo tanto una disminución en el gradiente de voltaje dentro de los equipos que es la situación presentada en campo, esto genera un detrimento en la fuerza de atracción de las gotas de agua dispersas disminuyendo así su floculación y posterior coalescencia.

Sobre la base de esto y teniendo en cuenta que los elevados niveles de agua y de temperatura también provocan un aumento del amperaje y disminución del

voltaje en los equipos, se recomienda evaluar el sistema de aislamiento eléctrico de los tratadores con el fin de descartar fugas de energía y programar inspecciones rutinarias generales del equipo para evaluar el rendimiento al cambiar el *tap* de voltaje secundario de los transformadores, sin embargo no se recomienda disminuir el voltaje ya que esto provocaría un aumento de corriente que no tiene efecto sobre la eficiencia de proceso.

Se propone además analizar la conductividad de los crudos que llegan a la refinería y proponer en la dieta, una mezcla cuya conductividad se vea disminuida, así como realizar revisiones de los dispositivos de medición de nivel de interfase agua-aceite, puesto que las sondas tipo capacitivo generalmente utilizadas como medidores de nivel dependen de la conductividad eléctrica que se presente en el tratador, dando así control tanto a los niveles de la emulsión como a la conductividad de la misma.

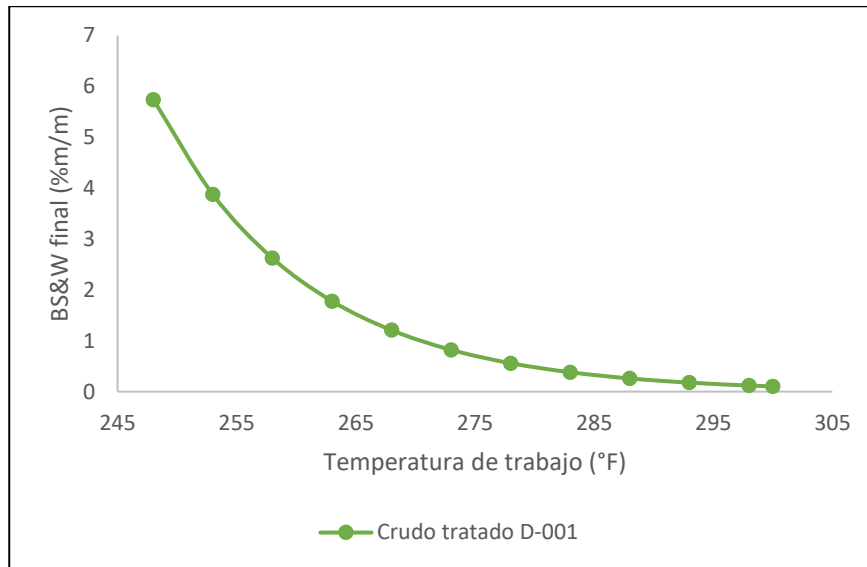
**4.3.2 Remoción de lodos.** Se ha presentado una baja frecuencia de remoción de lodos y bajo flujo durante la misma ( $\leq 123$  gpm, según recomendaciones del fabricante). Los lodos afectan el proceso de desalado debido a que los sólidos presentes pueden llegar a establecerse en la interfase agua-aceite y otras zonas de los desaladores, esto disminuye la velocidad de sedimentación de las gotas de agua dispersas y por lo tanto se traduce en un crudo con mayor contenido de agua y sales al final del proceso.

Los desaladores tienen cabezales de lavado de lodo que consisten en un sistema de reciclaje de salmuera. El agua se bombea fuera del desalador y vuelve a entrar a través de pequeñas boquillas que lavan a presión el fondo del recipiente. Es muy importante tener una rutina de lavado de lodo, se propone un proceso de remoción continua debida al volumen de carga, en caso de dificultad, realizar limpieza programada durante todos los días, se propone mantener los flujos recomendados por diseño a lapsos de tiempo promedio de 40 minutos según experiencia de expertos, y evaluar la periodicidad de remoción para cada desalador con el fin de obtener efluentes y crudo sin contenido de sólidos.

**4.3.1.2 Variables operativas deshidratado D-001.** En los procesos de deshidratado/desalado de crudo existen diversos parámetros que pueden alterarse para lograr una combinación óptima de condiciones operativas que se reflejen en el rendimiento del proceso general. Haciendo uso del modelo matemático propuesto por Mello Duarte da Cunha, P., seleccionado y validado en el capítulo 3 del presente proyecto, se pretende evaluar el efecto de: el gradiente de voltaje aplicado a la emulsión, la temperatura de proceso y el caudal de crudo, sobre el contenido final de agua en el producto deshidratado del primer desalador, ya que éste presenta baja y variable eficiencia de deshidratado (promedio de 75.66% y desviación de 17.88%) en comparación con el segundo desalador (Véase Tabla 10), asumiendo una correcta solubilización de las sales presentes en la emulsión.

En el Gráfico 7, se muestra el comportamiento que tiene la eficiencia de deshidratado vista como el contenido de agua final en el crudo, respecto a la temperatura del proceso, tanto el caudal como el voltaje se mantuvieron constantes.

**Gráfica 7.** Análisis de la temperatura en el proceso



**Fuente:** elaboración propia

La eficiencia del deshidratado aumenta conforme aumenta la temperatura, se evidencia una tendencia semiparabólica con una pendiente negativa pronunciada a bajas temperaturas, cuya inclinación va disminuyendo conforme la temperatura aumenta en los rangos de 285°F a 300°F que es el límite máximo de trabajo establecido para evitar el daño en los bujes de entrada de los desaladores. La gráfica muestra que, cuando el crudo se calienta por encima de los 275°F el contenido de agua comienza a presentar valores más bajos y su variabilidad disminuye, esto se debe a que, el calentamiento provoca una disminución de la viscosidad de la fase oleosa, lo que permite que las partículas o gotas de agua puedan fluir con más libertad dentro de la emulsión promoviendo su fusión, de igual forma, al calentar las emulsiones w/o se busca disminuir el grosor y la cohesión de la película de surfactantes que rodea las gotas de agua. Por consiguiente, se propone trabajar a una temperatura de 285°F que no afecte el aislamiento interno del equipo y a presiones cercanas a los 200 psig, que es la presión de trabajo normal de los desaladores para evitar pérdida de livianos.

Sin embargo, estas condiciones deberán depender del análisis de la carga de crudo y su contenido en agua y sales, ya que, cualquier calor excesivo puede conducir a la evaporación de los fluidos presentes, lo que resulta, para el caso del crudo, no solo en una pérdida de volumen, sino también en una reducción en

su precio debida a la disminución de la gravedad API por la pérdida de fracciones de volátiles.

Para el caso del agua, esta puede ser expulsada como vapor, sin embargo, las sales no se arrastran con el vapor, sino que cristalizan y pueden permanecer suspendidas en el crudo o formar incrustaciones dentro del equipo.

Por lo tanto, para evitar pérdidas económicas y conservar la integridad de los equipos es necesario regular la temperatura de trabajo junto con la presión. Partiendo de las tablas de vapor del agua<sup>53</sup> es posible determinar que a las condiciones operativas de trabajo propuestas (140.55°C y 13.79 bar) la fase acuosa (asumida como agua) se encontrará en estado líquido, pues a esa presión, las temperaturas de ebullición son superiores a los 179.9°C (Véase Figura 17)

**Figura 17.** Temperatura de ebullición del agua a diferentes presiones

Presión	Temp,
bar	°C
10,0	179,9
15,0	198,3

**Fuente:** MORAN, M, & SHAPHIRO, H. Fundamentos de Termodinámica Técnica. 2<sup>da</sup> edición. Barcelona. Ed Reverté. (2004).

Por otro lado, para la fase oleosa, la pérdida de volátiles puede evitarse realizando el análisis del crudo entrante, siguiendo la normatividad ASTM designación D323 para la determinación de la presión de vapor de productos derivados del petróleo (Método Reid)<sup>54</sup> o la designación D6377 para la determinación de la presión de vapor del petróleo crudo: VPCR<sub>x</sub> (Método de expansión)<sup>55</sup>. Por heurísticas de proceso, los volátiles no se evaporan a las condiciones de trabajo propuestas.

En el Gráfico 8, se muestra el comportamiento que tiene la eficiencia de deshidratado vista como el contenido de agua final en el crudo, respecto a la carga de crudo, tanto la temperatura como el voltaje se mantuvieron constantes.

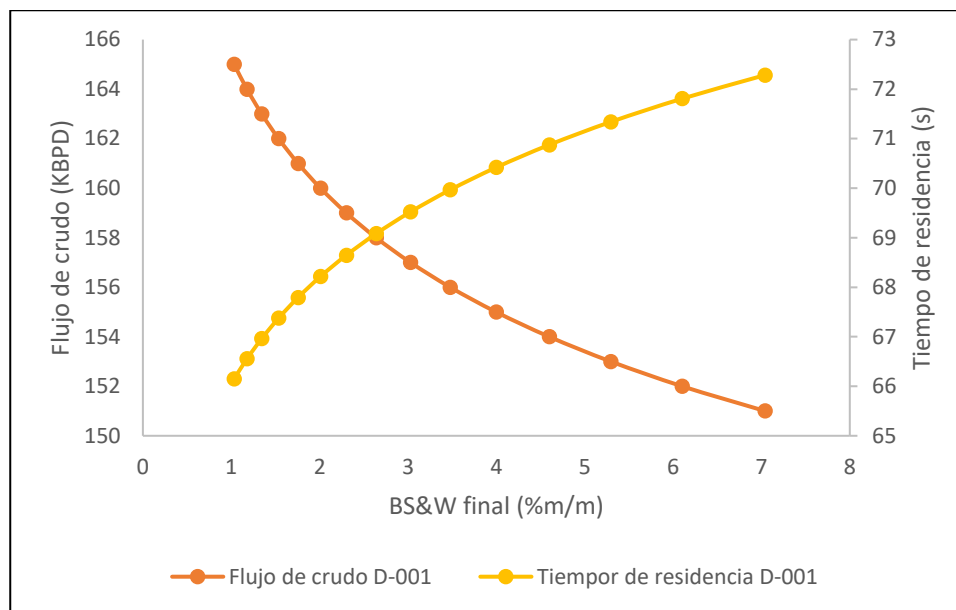
---

<sup>53</sup> Moran, M, & Shaphiro, H. Fundamentos de Termodinámica Técnica. 2<sup>da</sup> edición. Barcelona. Ed Reverté. (2004). p. 810

<sup>54</sup>ASTM. Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method). Designation: D323-15a [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 3. [Consultado 5 de enero de 2020]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D323.htm>

<sup>55</sup>ASTM. Standard Test Method for Determination of Vapor Pressure of Crude Oil: VPCR<sub>x</sub> (Expansion Method). Designation: D6377-20 [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 1. [Consultado 25 de diciembre de 2019]. Disponible en <https://www.astm.org/Standards/D6377.htm>

**Gráfica 8.** Análisis del flujo de crudo en el deshidratado



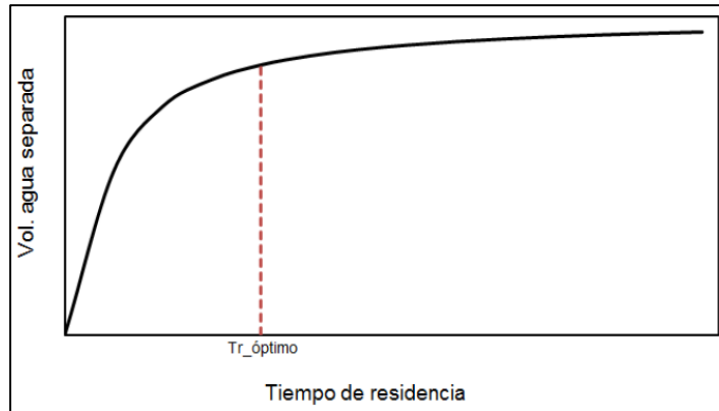
**Fuente:** elaboración propia

En la gráfica anterior, se puede observar una pendiente negativa que indica que, a medida que la carga a la unidad aumenta, menor es el contenido de agua en el crudo tratado, el límite establecido para la carga de crudo se establece en 165 kbpd que es la capacidad de diseño de los desaladores.

El flujo de crudo está directamente relacionado con el tiempo de residencia entre electrodos, a través de una relación inversamente proporcional, lo que indica que conforme el flujo aumenta, el tiempo de residencia disminuye favoreciendo la eficiencia de deshidratado. Como es bien sabido, inicialmente, tiempos prolongados de residencia de la emulsión en los equipos favorecen la separación de los fluidos presentes, ya que permiten la colisión de un mayor número de gotas dispersas, aumentando así, la probabilidad de sedimentación de la fase acuosa y disminuyendo el contenido de la misma en el crudo tratado. Sin embargo, después de un tiempo dado, el diámetro de gotas y el porcentaje de agua disminuyen debido al progreso de coalescencia, reduciendo también la probabilidad de colisionar de las gotas para que se sigan separando por sedimentación (véase Figura 18), según el comportamiento del proceso observado en la gráfica 8, este tiempo dado ocurre cuando se alcanza un flujo de crudo promedio de 160 a 165 kbpd, después de ese tiempo, se disminuye la eficiencia del proceso. Por lo tanto, se propone trabajar con 160 kbpd y tiempo de 66 segundos entre los electrodos ya que es un proceso continuo.



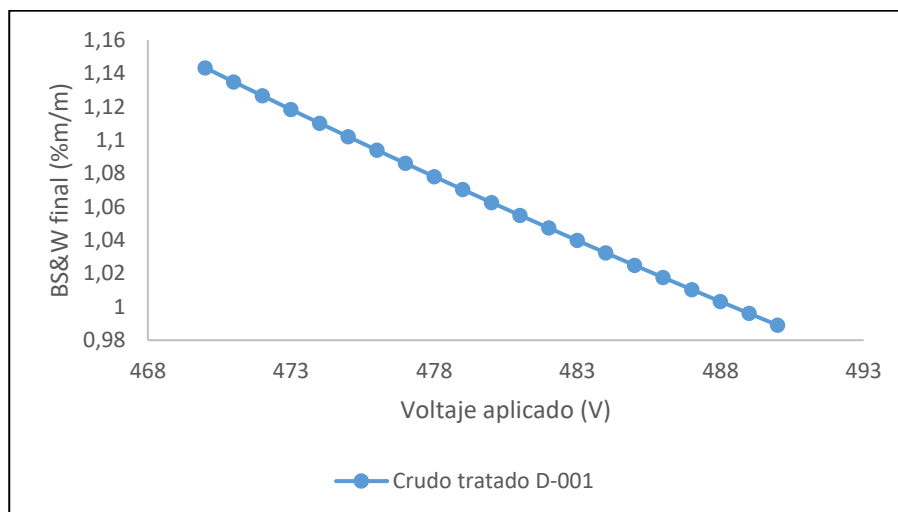
**Figura 18.** Comportamiento del tiempo de residencia vs agua separada



**Fuente:** PÉREZ BARRERO, Marcela. Propuesta metodológica para el diseño y operación de instalaciones de separación y procesamiento de crudonina. Tesis de investigación presentada como requisito parcial para optar al título de: Magister en Ingeniería. Universidad Nacional de Colombia. 2017 p.40

En cuanto al voltaje aplicado a la emulsión, los transformadores tienen una tensión de entrada primaria de 480 V y entregan una tensión de salida de 28 kV, que es la configuración inicialmente establecida para aplicar a las rejillas del desalador, encargadas de realizar el efecto electrostático. No obstante, debido a las propiedades del crudo, el voltaje aplicado a la emulsión puede variar y es registrado y controlado, manteniendo un promedio de 485 V, por lo que el análisis de esta variable se limita a valores de voltaje entre 470V y 490 V, manteniendo la temperatura y el flujo de carga constantes.

**Gráfica 9.** Análisis del voltaje aplicado en el deshidratado



**Fuente:** elaboración propia

Partiendo de la Gráfica 9, se puede observar una relación inversamente proporcional entre ambas variables, pues la eficiencia del deshidratado se ve favorecida a voltajes más altos, esto debido a la fuerza de atracción entre las gotas de agua dispersas en el crudo, que debe ser de magnitud suficiente para que, al chocar, se rompan las películas de surfactantes y otros compuestos que las rodean, permitiendo la coalescencia. Dicha fuerza de atracción, puede ser estimada a partir de la ecuación 3, mencionada en el capítulo 1, en la cual se establece que entre mayor sea el gradiente de voltaje aplicado y el diámetro de la gota de agua, mayor será la fuerza de atracción entre gotas y por lo tanto su fusión y posterior sedimentación, debido a esto, se propone que el voltaje primario aplicado siga siendo controlado y manteniéndose en valores cercanos a los 485 V y teniendo como límite la capacidad del transformador que es de 28 kV.

**4.3.2 Válvulas de mezcla.** En el capítulo dos, se diagnosticó una posible caída de presión insuficiente para explicar el retiro de agua alto en comparación con el bajo retiro de sales, sin embargo, a lo largo del presente proyecto se ha planteado que la inadecuada desalación puede ser debida a la presencia de cloruros orgánicos e inorgánicos encapsulados, que no son retirados en los desaladores, a un problema de conductividad y voltaje en los equipos, a un inadecuado control de la carga y del agua de lavado o a un posible problema con el tratamiento químico a la emulsión, por lo que no puede considerarse un bajo  $\Delta P$  como la causa principal del inadecuado desalado y tampoco puede considerarse que exista un adecuado deshidratado de crudo, especialmente crítico para el primer desalador, pues en conjunto, el KPI planteado en la refinería para el contenido de agua final en el crudo tratado es de máximo 0.3% en volumen.

La razón por la cual el sistema de mezclado es importante, es que los electrodos trabajan para flocular las gotas y formar gotas más grandes para promover la coalescencia y sedimentación, si las gotas se distribuyen adecuadamente, la fuerza de atracción será suficiente para promover su choque, pero si se produce una sobremezcla, el diámetro de gotas será tan pequeño que las fuerzas de atracción no lograrán unir las gotas dispersas y estas saldrán en el crudo junto con las sales, que es el caso actual de la refinería, del mismo modo, si se produce una submezcla, la emulsión no se romperá y las gotas de agua dispersas emulsionadas saldrán en el crudo junto con las sales, por lo que ambos procesos pueden ser los causantes del rendimiento actual de desalado.

Por lo que, se propone sea establecida una configuración óptima de las válvulas de mezcla para diferentes tipos de crudo de forma experimental, siguiendo el procedimiento mencionado en el capítulo dos del presente proyecto, y considerando el límite de  $\Delta P$  evidenciado en la Gráfica 2 que para el desalador D-001 sería de 14 psi.

## **5. COSTOS DE LA PROPUESTA A CONSIDERAR**

Actualmente, la refinería presenta pérdida paulatina de integridad en algunos equipos de proceso de la UDC y unidades aguas abajo debido a altas concentraciones de cloruros y presencia de agua en el crudo, por lo que en el capítulo anterior fue presentada una propuesta global enfocada en mejorar el rendimiento del desalado y deshidratado del crudo. Debido al incremento de costos que estos cambios operacionales traen consigo, se realizó una evaluación para cuantificar el impacto financiero.

Dicha evaluación será dividida por secciones de proceso que comprenden la zona de precalentamiento en frío, la zona de inyección y la zona de separación, para ello se estudiaron las variables costo de inversión (CAPEX) y costo de operación (OPEX), esto con el fin de explicar a detalle los egresos en los que incurre la propuesta. La unidad monetaria de valor corriente empleada es el dólar estadounidense (USD), puesto que es la divisa que utiliza la empresa para realizar todas sus operaciones financieras.

### **5.1 COSTOS ZONA DE PRECALENTAMIENTO**

Los costos principales establecidos para implementar las propuestas en esta sección están relacionados con la adquisición de un nuevo equipo para analizar el contenido de cloruros en la carga, los costos relacionados con las horas hombre requeridas para los análisis del proceso y los insumos para adecuar el tratamiento químico que incluye la adición de desmulsificantes y humectantes.

En cuanto a la evaluación del tratamiento químico. Los químicos actuadores para emulsiones w/o están disponibles en el mercado como líquidos premezclados en diferentes proporciones, regularmente solubles en aceite e insolubles en agua, lo que favorece su dispersión a través de la fase continua hasta alcanzar las gotas de agua en la interfase. Debido a la compleja composición del crudo, los efectos sobre su combinación e inyección deberán ser evaluados en campo a través de pruebas de laboratorio. Los costos de dos desmulsificantes y un humectante utilizados en campos petroleros colombianos fueron consultados y se presentan en la Tabla 30

**Tabla 30.** Costos asociados a la dosificación química\*

Concepto	Costo por galón (USD)	Dosificación (ppm)	Galones dosificados	Costo (USD)
Desmulsificante D1	10	9-10	36.22	362.20
Desmulsificante D2	12	7	28.17	338.04
Humectante	8	8	32.2	257.60
<b>Costo total</b>				<b>957.84</b>

\*Año 2020

**Fuente:** elaboración propia

Para caracterizar las sales que ingresan al crudo se plantea la adquisición de un analizador de cloruros que cumpla con la normatividad ASTM D4929C<sup>56</sup> y D7536<sup>57</sup>, para la determinación del contenido de cloruro orgánico en el petróleo crudo, con límites de detección por debajo de 1ppm para el análisis de cloro total en hidrocarburos líquidos como aromáticos, destilados, combustibles pesados y aceites crudos, así como soluciones acuosas. Se evaluó el costo de un equipo para el proceso presentado en la Tabla 31

**Tabla 31.** Costo de analizador de cloruros\*

Concepto	Característica
Método de prueba	ASTM D7536
Dimensiones	37 cm x 50 cm x 34 cm
Potencia	100-120 VA, 47-63 Hz a 6.0 Amps/200-240 VA, 47-63 Hz a 6.0 Amps
Volumen de copa de muestra	10ml
Temperatura	5-40°C (40-104°F)
Medición	30-900 s
<b>Costo total (USD)</b>	<b>100,000</b>

\*Año 2020

**Fuente:** elaboración propia

Los costos de mano de obra de esta sección se resumen en la Tabla 36 y están asociados a la ejecución de las pruebas de tratamiento y caracterización química.

<sup>56</sup> ASTM. Standard Test Method for Determination of Organic Chloride Content in Crude Oil. Designation: D4929 - 19a [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 2. [Consultado 18 de agosto de 2019]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D4929.htm>

<sup>57</sup> ASTM. Standard Test Method for Chlorine in Aromatics by Monochromatic Wavelength Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry. Designation: 7536-16 [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 5. [Consultado 18 de junio de 2019]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D7536.htm>

## 5.2 COSTOS ZONA DE INYECCIÓN DE AGUA

Los costos asociados a la inyección de agua son atribuidos al lazo de control de análisis de conductividad que se propuso en las corrientes de aguas agrias y cuyo costo promedio de equipos se presenta a continuación:

**Tabla 32.** Costo lazo de control conductividad\*

Equipo	Costo unitario (USD)	Unidades	Costo total (USD)
PLC	535.42	2	1070.84
Sensores de conductividad	402.02	3	1206.08
Transmisores de conductividad	316.70	2	633.41
Controlador de conductividad	812.15	1	812.15
<b>Costo total</b>			<b>3722.49</b>

\*Año 2020

**Fuente:** elaboración propia

Adicional para el diseño de ingeniería de detalle los costos de mano de obra se describen en la tabla 36

## 5.3 COSTOS ZONA DE SEPARACIÓN

Los costos principales de la zona de separación están asociados a la mano de obra y a los costos de energía consumida. Debido a que entre las propuestas no se considera el cambio en el flujo de agua inyectada, el costo de la misma no será comprendido dentro del presente capítulo.

Ya que las desaladoras tienen una potencia de 200 kVA se considera un factor de corrección de 0.8 kW a los cálculos de consumo energético, los costos generales se realizan para un mes de operación continua a un precio de 0.368 USD/kWh año 2020 en Cartagena. (Véase Ecuación 25)

Se plantea una reducción en los costos de energía, debida a las evaluaciones periódicas programadas al sistema eléctrico de los equipos, al seguimiento de la conductividad de la mezcla crudo-agua, así como al nivel de emulsión dentro de los desaladores, de esta manera se pretenden una disminución de la corriente y potencia consumidas, así como el aumento del voltaje aplicado. Debido a que los equipos estaban manejando potencias fuera de diseño, se presentaban reversos en los transformadores, al evaluar el sistema eléctrico se plantea un consumo de potencia igual al de diseño, ergo un costo de energía menor.

### Ecuación 25. Costos de Energía eléctrica al mes

$$\frac{\$ \text{Energía}}{\text{desalador}} = PkVA * 0.8 \text{ KW} * \frac{24hr}{\text{día}} * \frac{30\text{días}}{\text{mes}} * \frac{\text{USD}}{\text{kWh}}$$

Fuente: elaboración propia

De esta forma:

$$\frac{\$ \text{Energía}}{\text{desalador}} = 200kVA * 0.8 \text{ kW} * \frac{24hr}{\text{día}} * \frac{30\text{días}}{\text{mes}} * \frac{0.368\text{USD}}{\text{kWh}} = 42393.6 \text{ USD/mes}$$

Por otro lado, los registros de temperatura de la mezcla al ingreso a D-001 se encuentran en un promedio de 275°F, en el capítulo 4 se recomendó trabajar con temperaturas de 285°F para favorecer la separación del agua, el calor requerido para aumentar la temperatura de la mezcla se presenta en la ecuación 26.

### Ecuación 26. Calentamiento requerido en D-001

$$Qd1 = (Fo * (Cpoil) + Fw * (Cpwater))(\Delta T)(1 + 0.02)$$

Fuente: MANNING, Francis & THOMPSON, Richard. Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil, 1995. 2<sup>da</sup> ed. Tlsa, Oklahoma: PennWell Books,

Siendo 0.02 el factor que representa las pérdidas de calor externas. El Cp del crudo a diferentes temperaturas se expresa mediante la ecuación 27.

### Ecuación 27. Cp del crudo a diferentes temperaturas

$$Cp_{\text{crudo}} = \frac{0.388 + 0.00045T}{\sqrt{SG}}$$

Fuente: GAMBILL, citado en: SOMERTON, W. H. "Thermal Properties and Temperature-Related Behavior of Rock/Fluid Systems", Volume 37, 1st Edition, 1992. p. 15. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0376-7361\(09\)70022-6](https://doi.org/10.1016/S0376-7361(09)70022-6)

Mientras que por tablas termodinámicas<sup>58</sup> fue hallado el Cp del agua a la temperatura promedio. Cabe recalcar que el flujo de crudo será, como se propuso de 160 kbpd y el porcentaje de agua de lavado de un 7% aproximadamente, es decir 11 kbpd. Según lo anterior, el calor necesario para aumentar la temperatura de la mezcla sería:

<sup>58</sup> CENGEL, Y.A. & BOLES, M.A. Thermodynamics: An Engineering Approach., 6<sup>ta</sup> ed., New York., McGraw Hill, 2008.

$$Q = \left( \frac{895165.54 \text{ kg}}{h} * \left( 2.24 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \right) + \frac{67430.76 \text{ kg}}{h} * \left( 4.216 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \right) \right) (413.70 - 408.1) (1.002)$$

$$Q = 12726931.88 \text{ kJ/h} = 3538.08 \text{ kWh}$$

Ya que se consume mayor energía para aumentar la temperatura de la mezcla, es necesario representar los costos extra adquiridos durante un mes, siguiendo la ecuación 25 nuevamente se obtiene:

$$\frac{\text{Costocalentamiento}}{D - 001} = 3538.08 \text{ kW} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} * \frac{30 \text{ días}}{\text{mes}} * \frac{0.368 \text{ USD}}{\text{kWh}} = 937449.67 \text{ USD}$$

Sin embargo, el calentamiento de la mezcla no es realizado por energía eléctrica en el D-001, sino a través de la integración energética de otras corrientes durante el paso del crudo a través del tren de precalentamiento, por lo que este costo no será incluido dentro del análisis.

Los costos de mano de obra para realizar las inspecciones de equipos y el control de las fases presentes en los desaladores, así como la verificación del adecuado proceso de remoción de lodos y el análisis del  $\Delta P$  de mezcla, son evidenciados en la tabla 30.

## 5.4 RESUMEN COSTOS DE LA PROPUESTA

Una vez entendidos los costos más representativos de la propuesta planteada, es necesario evaluar a detalle los costos de inversión y de operación en que incurrirá Reficar S.A. para llevar a cabo la propuesta durante 2020.

**5.4.1 Inversión Tangible.** Representa la inversión en compra de materiales ya sea maquinaria o materia prima.

**Tabla 33.** Maquinaria y equipo

Nº	Descripción	Cantidad	Precio Unitario USD	Monto Total USD
1	Analizador de Cloruros ASTM D7536	1	100,000	100,000
2	Controlador PLC	2	535.42	1070.84
3	Sensores de Conductividad	3	402.02	1206.06
4	Transmisores de Conductividad	2	316.70	633.40

**Tabla 33.** Continuación

5	Controlador de Conductividad	1	812.15	812.15
<b>Total de maquinaria y equipo</b>				<b>103,722.45</b>

Fuente: elaboración propia

**Tabla 34.** Materia prima

Nº	Descripción	Cantidad gal/día	Precio gal (USD)	Precio gal/día (USD)	Precio gal/mes (USD)
1	Desmulsificante D1 (gal)	36.22	10	362.20	10866.00
2	Desmulsificante D2 (gal)	28.17	12	338.04	10141.20
3	Humectante (gal)	32.2	8	257.60	7728.00
<b>Total de Materia Prima</b>				<b>957.84</b>	<b>28735.20</b>

Fuente: elaboración propia

**5.4.2 Inversión Intangible.** Representa la inversión en prestación de servicios o documentación, para lo cual se propuso incluir los costos de certificación de calibración de los equipos por la ONAC y una capacitación sobre los riesgos de proceso que contraen los cloruros remanentes en el crudo.

**Tabla 35.** Gastos intangibles

Descripción	Costo (USD)	Resumen de Gastos (USD)
<b>Gastos de organización</b>		
Gastos Imprevistos	1500.00	1500.00
<b>Gastos por Certificación</b>		
Certificado de Calibración de Analizador de Cloruros (Incluido en la compra)	--	
Calibración Controladores PLC	151.40	605.60
Calibración de sensores de Conductividad	151.40	
Calibración transmisores de Conductividad	151.40	
Calibración Controlador de Conductividad	151.40	
<b>Gastos en Capacitación</b>		
Capacitación de Riesgo de Proceso	1850.00	1850.00
<b>Total Intangibles</b>		<b>3955.60</b>

Fuente: elaboración propia



**5.4.3 Capital de trabajo.** Representa el gasto en mano de obra requerida para llevar a cabo los procesos de caracterización, mantenimiento, evaluación, capacitación, limpieza y demás actividades planteadas en la propuesta, además del costo de operación referente a la energía consumida, materiales de oficina, entre otros.

**Tabla 36.** Mano de obra al mes

<b>Personal</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Valor hora (USD)</b>	<b>Remuneración diaria (8h) (USD)</b>	<b>Remuneración mes (30d) (USD)</b>
<b>Mano De Obra Directa zona precalentamiento</b>				
Ingeniero de Procesos	1	13	104.00	3120.00
Operario UDC	1	7.5	60.00	1800.00
<b>Total M.O Precalentamiento/Mes</b>				<b>4920.00</b>
<b>Mano de obra directa zona inyección</b>				
Ingeniero de Procesos	2	13	208.00	6240.00
Operario UDC	1	7.5	60.00	1800.00
<b>Total M.O Inyección/Mes</b>				<b>8040.00</b>
<b>Mano de obra directa zona de separación</b>				
Operario UDC	2	7.5	120.00	150.00
<b>Total M.O Separación/Mes</b>				<b>150.00</b>
<b>Mano De Obra Indirecta</b>				
Jefe de Dpto. de Fondos	1	25	200.00	6000.00
<b>Total M.O Indirecta/Mes</b>				<b>6000.00</b>
<b>Total Mano De Obra Directa</b>				<b>13110.00</b>
<b>Total Mano De Obra Indirecta</b>				<b>6000.00</b>
<b>Total Mano De Obra</b>				<b>19110.00</b>

Fuente: elaboración propia

**Tabla 37. Gastos operativos**

Descripción	Valor día (USD)	Valor mes (USD)
<b>Gastos generales</b>		
Consumo de energía 2 desaladores (200kVA)	2826.24	84787.20
Consumo de energía calentamiento 1 desalador	N/A	N/A
<b>Total gastos generales</b>		<b>84,787</b>
<b>Gastos administrativos</b>		
Útiles de oficina y artículos de limpieza	33.00	990.00
Otros gastos		N/A
<b>Total gastos administrativos</b>		<b>990.00</b>
<b>Total gastos de operación</b>		<b>85777.20</b>

Fuente: elaboración propia

**5.4.4 Depreciación anual de activos.** Según la normatividad colombiana, la depreciación para maquinaria y equipo es del 10% anual sobre su valor inicial.

**Tabla 38. Depreciación anual**

N.	Equipos	Monto (USD)	Vida útil (años)	Depreciación %	Depreciación anual (USD)
1	Analizador de cloruros	100,000	10.00	10%	10,000
2	Controlador PLC	535.42	10.00	10%	53.54
3	Sensores	402.02	10.00	10%	40.20
4	Transmisores	316.70	10.00	10%	31.67
6	Controladores	812.15	10.00	10%	81.22
<b>Total depreciación por año (USD)</b>					<b>10,206.63</b>

Fuente: elaboración propia

**5.4.5 Estructura e inversión.** De acuerdo a las secciones anteriores, los costos se dividen en costos fijos y costos variables, de igual forma la inversión inicial dependerá del capital de trabajo y la inversión fija, la estructura de los costos

incurridos por la empresa a nivel general para implementar la propuesta planteada se presenta a continuación.

**Tabla 39.** Estructura general de costos

<b>Costos fijos</b>	<b>Mes (USD)</b>
Depreciacion	850.55
Gastos generales	84787.20
Gastos administrativos	990.00
Gastos de ventas	N/A
Gastos financieros	N/A
<b>Costo fijo total</b>	<b>86627.75</b>
<b>Costos variables</b>	
Materiales e insumos	28735.20
Mano de obra directa	13110.00
<b>Costo variable total</b>	<b>41845.20</b>
<b>Sumatoria costo fijo y variable</b>	<b>128,472.95</b>

Fuente: elaboración propia

**Tabla 40.** Inversión inicial

<b>Inversión</b>	<b>Rubro</b>	<b>Inversión desagregada</b>	<b>Inversión parcial</b>	<b>Total (USD)</b>
<b>Inversion Fija</b>	<b>inversion tangible</b>	Maquinaria y Equipamiento	USD 103722.45	<b>132457.65</b>
		Materia Prima	USD 28735.20	
	<b>inversion intangible</b>	Gastos de organización	USD 1500.00	<b>3955.60</b>
		Gastos de Certificación	USD 605.60	
<b>Capital de Trabajo</b>	<b>Capital de trabajo</b>	Gastos en Capacitación	USD 1850.00	<b>104887.20</b>
		Pago de sueldos y salarios	USD 19110.00	
		Gastos de operación	USD 85777.20	
<b>Inversión total</b>				<b>241300.45</b>

Fuente: elaboración propia

## CONCLUSIONES

- De acuerdo con el diagnóstico realizado sobre la situación actual del deshidratado y desalado de crudo en la refinería, se identificaron tres zonas que integran en conjunto el procedimiento; la carga y el precalentamiento en el tren de intercambiadores, la inyección de agua de lavado y la zona de separación, partiendo de los diagramas de flujo y las condiciones de operación promedio, se identificaron altos y variables contenidos de sales en el crudo, baja eficiencia de deshidratado en D-001 comparada con D-002, entre otros aspectos de perturbación del sistema. Por lo que se establecen oportunidades de mejora preliminares para mejorar la calidad del crudo producto.
- Diversos modelos matemáticos representativos del deshidratado de crudo fueron reportados y comparados partiendo de la metodología PUGH, por medio de la cual se selecciona el propuesto por Mello Duarte da Cunha dando un mayor peso a la precisión de la variable respuesta, el modelo se valida exitosamente, con un coeficiente de correlación no lineal de R2 de 0.907 indicando que un 91% del contenido de agua final en el crudo tratado, está siendo explicado por las variables independientes.
- El modelo seleccionado es utilizado para realizar un análisis de sensibilidad en D-001 con el fin de mejorar el retiro de agua en el equipo, se propone que caudales de 160 kbpd, temperaturas de 285°F, tiempo de 68 segundos de la mezcla entre los electrodos del desalador y voltajes de 485 V, mejorarán la eficiencia del procedimiento, siempre y cuando actúen en conjunto con procedimientos complementarios de separación.
- Se formularon diversas propuestas de mejora para cada una de las secciones de desalado, principalmente se propone la adquisición de un analizador de cloruros orgánicos e inorgánicos en crudo para establecer el límite de eficiencia por desalación electrostática, además se propone establecer un lazo de control de conductividad de las aguas agrias para controlar el nivel de corriente que causa reversos en los transformadores de los desaladores y además controlar la transferencia de masa, por otro lado se recomienda viabilizar la dosificación de un tratamiento químico integral de desmulsificantes, modificadores de pH y humectantes, para mejorar la rotura de la emulsión.
- Los costos de la propuesta en conjunto son atribuidos principalmente a la adquisición de maquinaria y equipo, así como al mantenimiento e inspección rutinario de los procesos, por lo que se establecen costos fijos

por un valor de 86627.75 USD, costos variables de 41845.20 USD, para una inversión total de 241300 USD

## RECOMENDACIONES

- Se recomienda implementar las propuestas presentadas para las diferentes secciones de la zona de desalado, que incluyen insumos, equipos, inspecciones periódicas, capacitaciones y análisis de laboratorio, generando así beneficios a la empresa mejorando la calidad del crudo tratado y disminuyendo los riesgos asociados a la presencia de agua y sales.
- Se recomienda evaluar el contenido de sales e hidrocarburo continuamente en los tanques de separación de otras unidades de proceso y aumentar de ser el caso el tiempo de residencia para favorecer la separación entre crudo y agua.
- Se recomienda evaluar la adquisición de dos válvulas de cortina en la sección de inyección de aguas agrias para mantener un flujo controlado y sin daño a los internos de las válvulas
- Se recomienda llevar a cabo un análisis de ingeniería para la propuesta de implementar un control de sales al agua de lavado en los desaladores.
- Se recomienda realizar un análisis financiero exhaustivo determinando la integración energética en los desaladores para aumentar la temperatura de la carga de crudo, de esta manera ahorrar energía y costos
- De ser utilizado el modelo para el estudio de las variables de proceso, se recomienda aumentar la cantidad de datos poblacionales (mínimo 30) para evaluar el cumplimiento del supuesto de normalidad en los datos y aumentar la confiabilidad del análisis.
- Siguiendo el modelo de Gestión Integral HSE de Ecopetrol S.A, se recomienda dar una especial atención a la disponibilidad de la información pertinente, con el fin de orientar la toma de decisiones y la continua incorporación de las mejores prácticas, en cada uno de los temas que permiten el fortalecimiento de los procesos.
- Se recomienda programar capacitaciones periódicas que involucren la determinación del contexto, la identificación, análisis, tratamiento, comunicación y monitoreo regular de los riesgos asociados a la presencia de cloruros y contaminantes en el crudo, con el fin de efectuar procedimientos para controlar los peligros asociados y evitar afectaciones significativas a las personas, al ambiente, la propiedad y pérdidas para el negocio.

- Se recomienda manejar poblaciones muestrales con mayores datos para favorecer la confiabilidad del modelo utilizado, además de establecer un plan de muestreo de contenido de sales y agua en el crudo tratado para disminuir la variabilidad presentada en los datos.

## BIBLIOGRAFÍA

ALVES, Robson., & OLIVEIRA, Roberto.. How To Establish a Mathematical Model for the Electrostatic Desalting Process Based on Pilot Plant Studies. SPE Annual Technical Conference and Exhibition. San Antonio, 2006. Disponible en: <https://doi.org/10.2118/102790-MS>

ABDOU, Medhat, et al. Valor del Agua de Formación. Oilfield Review [en línea]. 2011, 23 (1). Disponible en: [https://connect.slb.com/~media/Files/resources/oilfield\\_review/spanish11/spr11/composito.pdf](https://connect.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish11/spr11/composito.pdf)

ARPEL. Disposición y tratamiento del agua producida. [Sitio web]. Uruguay. Disponible en: <http://www.ingenieroambiental.com/4000/GUIA%2001%20-%20OK.pdf>

ASTM. Standard Test Method for Chlorine in Aromatics by Monochromatic Wavelength Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry. Designation: 7536-16 [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D7536.htm>

ASTM. Standard Test Methods for Chloride Ion In Water. Designation: D512-12 [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D512.htm>

ASTM. Standard Test Method for Determination of Organic Chloride Content in Crude Oil. Designation: D4929-19a [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D4929.htm>

ASTM. Standard Test Method for Determination of Vapor Pressure of Crude Oil: VPCR<sub>x</sub> (Expansion Method). Designation: D6377-20 [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. Disponible en <https://www.astm.org/Standards/D6377.htm>

ASTM. Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method). Designation: D323-15a [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D323.htm>

ASTM. Standard Test Methods for Water and Sediment in Crude Oil by Centrifuge Method. Designation: 88(1998) [En línea]. West Conshohocken, United States: ASTM, s.f. p. 2. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/D96.htm>



BÁNZER, Carlos. Correlaciones numéricas PVT. Venezuela: Universidad de Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros, 1996.

BEGGS, H.D and ROBINSON, J.R.. Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems, J. Pet. Tech. Forum, Sept. 1975, pp. 1140-1141.

CURTIS, Carl., et al. Yacimientos de Petróleo Pesado. EUA: Schlumberger., 2003. Oilfield Review. p. 33. Disponible en: [http://www.oilproduction.net/files/petroleos\\_pesados.pdf](http://www.oilproduction.net/files/petroleos_pesados.pdf)

DINERO. [sitio web]. ¿Cuál es la clave del éxito de Ecopetrol que rompió récord de utilidades? Disponible en: <https://www.dinero.com/empresas/articulo/cuantas-utilidades-dejo-ecopetrol-en-el-primer-semester-de-2019/275492>

DINERO. [sitio web]. Ecopetrol saca la cara en Latinoamérica. Disponible en: <https://www.dinero.com/edicion-impresia/negocios/articulo/cual-es-el-balance-de-ecopetrol-en-2018/269232>

CAUBY COUTINHO, Raquel Campos. Estudo da estabilidade de emulsões de água em petróleos, Dissertação, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, 2005.

ECOPETROL. [sitio web]. Colombia: Reporte Integrado de Gestión Sostenible 2018. Disponible en: <https://nuevoportal.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/publicaciones/informes-de-gestion-y-sostenibilidad>

ECOPETROL. [sitio web]. Colombia: Refinería de Cartagena. Disponible en: <https://nuevoportal.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/quienes-somos/lo-que-hacemos/refinacion/Nueva-Refineria-de-Cartagena/Una%20refiner%C3%ADa%20m%C3%A1s%20amigable%20con%20el%20medio%20ambiente>

ECOPETROL S.A. Informe interno de investigación., (2019).

EFE. [sitio web]. Edición América: La petrolera brasileña Petrobras alcanzó una producción récord en agosto. (2019) Disponible en: <https://www.efe.com/efe/america/economia/la-petrolera-brasilena-petrobras-alcanzo-una-produccion-record-en-agosto/20000011-4056107>

ESCOBAR, Jazmine & CUERVO, Ángela. Validez de contenido y juicio de expertos: una aproximación a su utilización. Colombia. Facultad de Psicología Universidad El Bosque. Facultad de Psicología Institución Universitaria

Iberoamericana. (2008). Disponible en: [http://www.humanas.unal.edu.co/psicometria/files/7113/8574/5708/Articulo3\\_Juicio de expertos 27-36.pdf](http://www.humanas.unal.edu.co/psicometria/files/7113/8574/5708/Articulo3_Juicio_de_expertos_27-36.pdf)

FIGUEIREDO, A.M.P; PASSOS, F. & RIBEIRO, P. Análise experimental do processo de dessalgação eletrostática de petróleos. Relatório Interno CENPES/PETROBRAS S.A., 2004.

GAMBILL, citado en: SOMERTON, W. H. "Thermal Properties and Temperature-Related Behavior of Rock/Fluid Systems", Volume 37, 1st Edition, 1992. p. 15. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0376-7361\(09\)70022-6](https://doi.org/10.1016/S0376-7361(09)70022-6)

GARY, James. & HANDWERK, Glenn. Petroleum Refining: Technology and Economics. [En línea]. 4a edición. New York: Marcel Dekker. Inc. (2001). p.49 ISBN: 0-8247-0482-7. Disponible en: [https://www.academia.edu/6888755/Petroleum\\_Refining\\_Technology\\_and\\_Economics\\_Fourth\\_Edition](https://www.academia.edu/6888755/Petroleum_Refining_Technology_and_Economics_Fourth_Edition)

GEANKOPLIS, Christie., John. Procesos de Transporte y Principios de Procesos de Separación. 4ª edición. México: S.L. (Grupo Patria Cultural) Alay Ediciones. 2011. p. 423.

GOTTFRIED, B.S. A mathematical Model of Thermal Oil Recovery in Linear Systems. Pittsburgh. Society of Petroleum Engineers. AIME (1964) 234. pp. 196-210. DOI: <https://doi.org/10.2118/1117-P>

GUTZEIT, Joerg. Controlling Crude Unit Overhead Corrosion - Rules of Thumb for Better Crude Desalting. [En línea]. Nashville, Tennessee. NACE International. Conference & Expo. (2007). p.5. Paper 07567. Disponible en: <https://www.onepetro.org/conference-paper/NACE-07567>

ICONTEC INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Compendio de normas para trabajos escritos. NTC-1486-6166. Bogotá D.C. El instituto, 2018 ISBN 9789588585673 153 p.

JEFFREYS, G. y DAVIES, A. C., Coalescence of Liquid Droplets and Liquid Dispersion, Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction. [En línea]. New York, USA. C. Hanson (ed.), Pergamon Press, 1971, p. 11-13. ISBN: 9781483151663 Disponible en: <https://www.elsevier.com/books/recent-advances-in-liquid-liquid-extraction/hanson/978-0-08-015682-8>

KHAJEHESAMEDINI, Ali, et al., Hybrid Modeling of the Electrocoalescence Process in Water-in-Oil Emulsions, Energy Fuels, 32 (4), 2018. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b03602

KENNETH, Warren. Desalting Heavy Crude Oil by Counter-Flow Electrostatic Mixing. Society of Petroleum Engineers: Latin America Petroleum Engineering Conference. p.1. [en línea]. 1990, octubre. DOI: <https://doi.org/10.2118/21176-MS>

KIANI, H., et al. Study of a Crude Oil Desalting Plant of the National Iranian South Oil Company in Gachsaran by Using Artificial Neural Networks. International Journal of Environmental and Ecological Engineering [en línea]. 2013, 7 (12). p. 1015-1018. ISNI:0000000091950263. Disponible en: <https://waset.org/publications/9996850/study-of-a-crude-oil-desalting-plant-of-the-national-iranian-south-oil-company-in-gachsaran-by-using-artificial-neural-networks>

KOCH, Gerhardus., et al. International Measures of prevention, application, and economics of corrosion technologies study. Houston: NACE International. p. 3-65. 2016. Disponible en: <http://impact.nace.org/documents/Nace-International-Report.pdf>

KOSEGARTEN CONDE, C & JIMÉNES MUNGUÍA, M. Factores principales que intervienen en la estabilidad de una emulsión doble. México: Universidad de las Américas Puebla. 2012. Disponible en: [https://www.usfx.bo/nueva/vicerrectorado/citas/TECNOLOGICAS\\_20/Ingenieria%20de%20Alimentos/TSIA-62Kosegarten-Conde-et-al-2012.pdf](https://www.usfx.bo/nueva/vicerrectorado/citas/TECNOLOGICAS_20/Ingenieria%20de%20Alimentos/TSIA-62Kosegarten-Conde-et-al-2012.pdf)

KUMAR, S. & RAMAKRISHNA, D. On the solution of population balance equations by Discretization: I. A fixed pivot technique, Chem. Eng. Sci. 51, 1311–1332. 1996.

MANNING, Francis & THOMPSON, Richard. Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil, 1995. 2da ed. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books,.

MARFISI, Shirley y SALAGER, Jean Louis. Deshidratación de Crudo: principios y tecnología. [En línea]. Venezuela: Universidad de los Andes, 2004. p. 6. Disponible en: [http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP\\_Deshidratacion.pdf](http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP_Deshidratacion.pdf)

MARTÍNEZ ORTEGA, Rosa María., et al., El coeficiente de correlación de los rangos de spearman caracterización. Revista Habanera de Ciencias Médicas, 8(2) (2009). Disponible en: [http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1729-519X2009000200017&lng=es&tlng=es](http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1729-519X2009000200017&lng=es&tlng=es)

MELLO DUARTE DA CUNHA, Patricia Suemar. Modelagem matemática do proceso de desidratação eletrostática de petróleos, Dissertação de Mestrado, Brasil: Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

MÉNDEZ, José. Análisis de agua de producción. [Sitio web]. Universidad Industrial de Santander. Colombia. Disponible en: [https://www.academia.edu/9254018/An%C3%A1lisis\\_de\\_agua\\_de\\_producci%C3%B3n](https://www.academia.edu/9254018/An%C3%A1lisis_de_agua_de_producci%C3%B3n)

MORAN, M, & SHAPHIRO, H. Fundamentos de Termodinámica Técnica. 2da edición. Barcelona. Ed Reverté. (2004).

MUSLEH, Al-Otaibi., et al. Experimental investigation of crude oil desalting and dehydration. Chemical Engineering Communications.,190: 65-82, 2003. Disponible en: [https://www.researchgate.net/publication/250229116\\_Experimental\\_investigation\\_of\\_crude\\_oil\\_desalting\\_and\\_dehydration](https://www.researchgate.net/publication/250229116_Experimental_investigation_of_crude_oil_desalting_and_dehydration)

MUSLEH, Al-Otaibi. Modelling and optimising of crude oil desalting process. p. 4-10. [en línea]. Trabajo de grado de Doctor en Filosofía. Loughborough University, 2004. Disponible en: [https://repository.lboro.ac.uk/articles/Modelling\\_and\\_optimising\\_of\\_crude\\_oil\\_desalting\\_process/9238217](https://repository.lboro.ac.uk/articles/Modelling_and_optimising_of_crude_oil_desalting_process/9238217)

NALCO CHEMICAL COMPANY. The Nalco Water Handbook. [En línea]. Segunda edición. New York: McGraw-Hill Book Company, 1988, p, 11.1-11.17. ISBN: 0-07-045872-3 Disponible en: [https://www.academia.edu/18218712/The\\_Nalco\\_Water\\_Handbook\\_2nd\\_Edition](https://www.academia.edu/18218712/The_Nalco_Water_Handbook_2nd_Edition)

NAVARRO, Javier. Uso de las aguas servidas para el tratamiento de las refinerías. [Sitio web] 2019. Disponible en: <https://www.iaqua.es/blogs/javier-navarro/uso-aguas-servidas-tratamiento-refinerias>

ORTEGA RIVERA, Nancy Evelyn. Análisis de fallas en desaladoras electrostáticas y soluciones. Febrero de 2011. Tesis profesional para obtener el título de Ingeniero Químico Petrolero. Instituto Politécnico Nacional. México D.F. Disponible en: <https://tesis.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/25707/Analisis%20de%20fallas%20en%20desaladoras%20electrostaticas.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

PEREIRA, Juan, et al. Crude Oil Desalting Process. En: Intechopen [sitio web]. 2015. DOI: 10.5772/61274. Disponible en: <https://www.intechopen.com/books/advances-in-petrochemicals/crude-oil-desalting-process>

PÉREZ BARRERO, Marcela. Propuesta metodológica para el diseño y operación de instalaciones de separación y procesamiento de crudonina. Tesis de

investigación presentada como requisito parcial para optar al título de: Magister en Ingeniería. Universidad Nacional de Colombia. 2017 p.40

PERRY, Robert H., GREEN, Don W. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 7ª edición. Nueva York: McGraw-Hill Professional. 1997. p. 2-105

PROSERMAT. "Electrostatic Coalescers Your Crude Oil Separation Technology", Francia, p. 2.

RATKOWSKY, Davis A., Handbook of nonlinear regression models. New York: Marcel Dekker, 1990.

REFINERÍA DE CARTAGENA. [Sitio web]. Google, Ubicación refinería. Disponible en: <https://www.google.com/maps/search/refineria+de+cartagena+ecopetrol/@10.3133104,-75.5017178,15z>

ROLDÁN PÉREZ, Raul & MANRIQUEZ ÁNGELES, Verónica. Control de la Hidrólisis de Sales para Reducir la Corrosión en Unidades de Destilación de Crudo. México: Informe XVIII Foro de Avances de la Industria de la Refinación. 2012. Disponible en: <https://akbal.imp.mx/foros-ref/xviii/TQ/TQ6.pdf>

SALAGER, Jean Louis. Métodos de Análisis Granulométrico: Laboratorio de formulación, interfaces, reología y procesos. Venezuela: Universidad de los Andes, 1991. Disponible en: <http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/s552.pdf>

SALAZAR GÓMEZ, Antonio José, Fundamentos de circuitos, Bogotá: Facultad de Ingeniería, Universidad de los Andes, 2008. pp. 106 y ss. Disponible en: <http://www.prof.uniandes.edu.co/~ant-sala/descargas/LibroFDC.pdf>

SEMANA. [sitio web]. Colombia: Colombia se adaptó al mercado de los crudos pesados. (2018). p.1. Disponible en: <https://www.semana.com/contenidos-editoriales/hidrocarburos-son-el-futuro/articulo/colombia-se-adapto-al-mercado-de-los-crudos-pesados/590038>

SHAHROKH, Ilkhaani. Modeling and Optimization of Crude Oil Desalting. [en línea]. Master's degree work in Applied Sciences of Chemical Engineering. University of Waterloo. 2009. p.3-11. Corpus ID: 108428364. Disponible en: <https://pdfs.semanticscholar.org/af9c/b5f2cb4c9e76b7a068b68a2a663d15848a76.pdf>

SULLIVAN, Andrew. KILPATRICK, Peter. The Effects of Inorganic Solid Particles on Water and Crude Oil Emulsion Stability. Industrial & Engineering Chemistry Research (2002)., v. 41, (14), pp. 3389-3404. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie010927n>

VELÁSQUEZ, Ingrid & PEREIRA, Juan. Emulsiones de agua en crudo. Aspectos Generales. Venezuela: Universidad de Carabobo., Revista de Ingeniería. 21 (3)., 2014. pp. 45-54. Disponible en: <https://www.redalyc.org/pdf/707/70732643007.pdf>

WARREN, Kenneth. W. The Dual Polarity treaters: principles and operation. Brasil: NATCO GROUP. Presentado a PETROBRAS S.A., 2002. p.13

WANLI, Kang, et al. Stability mechanism of W/O crude oil emulsion stabilized by polymer and surfactant. [en línea]. Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects. 2011, abril-mayo, 384 (1) p. 555-556. DOI: 10.1016/j.colsurfa.2011.05.017. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0927775711003335?via%3Dihub>

WAUQUIER, J. Petroleum Refining II: Separation Processes. Francia. Technip Editions. (2000). p. 242.

# **ANEXOS**

## ANEXO A

### LIMPIEZA DE DATOS DE VISCOSIDAD

Para realizar estas estimaciones de viscosidad en función de la temperatura, es necesario realizar un tratamiento inicial a los datos de viscosidad para determinar los *outliers*\* que afecten el modelo predictivo mediante el método basado en la desviación típica, considerando *outliers* a todo los datos fuera del intervalo ( $media - 3 * Desviación\ típica$ ,  $media + 3 * Desviación\ típica$ ), proponiendo un valor de  $K = 3$ . La tabla 1 representa los resultados del análisis.

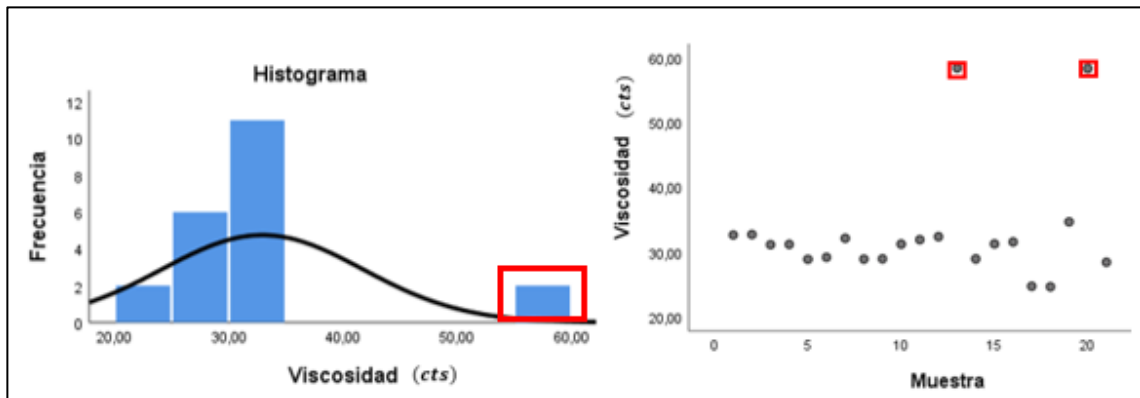
**Tabla 1.** Condiciones de operación D-001

Parámetro	Mediana	Valor menor	Valor mayor	Desviación estándar	Desviación típica	Límite inferior	Límite superior
Viscosidad (cSt)	32.94	24.60	58.44	8.81	8.60	7.12	58.76

**Fuente:** elaboración propia

De esta manera, y como se presenta en las Gráficas 1(a) y 1(b) del presente anexo, dos datos son excluidos de la estimación puesto que presentan valores cercanos al límite superior del intervalo, la base poblacional se compone entonces de 19 datos para la regresión.

**Gráfica 1.** (a) Histograma de viscosidad. (b) Datos atípicos de viscosidad cinemática



**Fuente:** elaboración propia

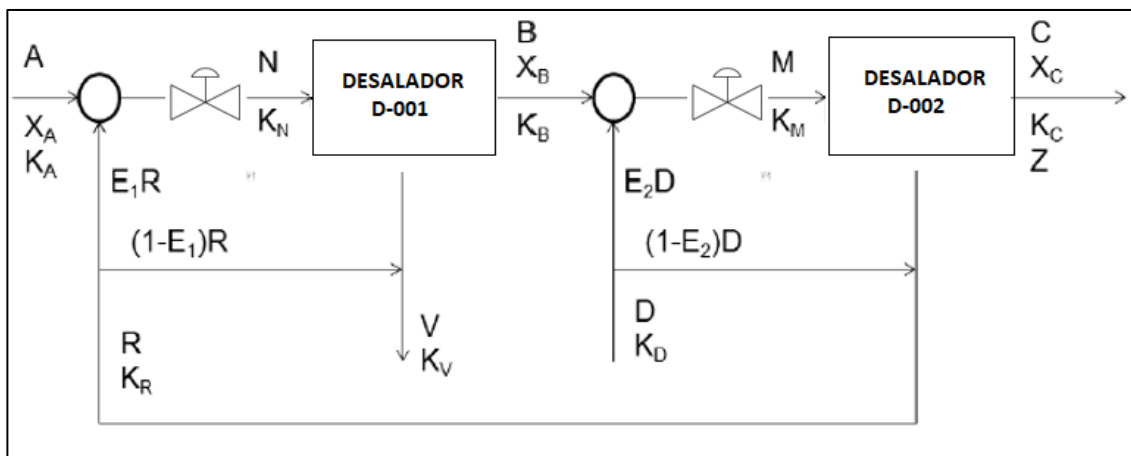
\* Un outlier o dato extremo es una observación que se desvía de las otras o en otro sentido, valores que parecen inconsistentes con el conjunto de datos general



## ANEXO B

### BALANCE DE MATERIA DESALADO DE CRUDO

Los balances de materia para el proceso de desalado de crudo de dos etapas con reciclo son presentados por Manning & Thompson<sup>59</sup>. A partir de los cuales, es posible diferenciar el efecto que ejerce el contenido de sales en el agua de inyección, sobre la calidad del crudo deshidratado.



**Fuente:** elaboración propia con base en: MANNING, Francis & THOMPSON, Richard. Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil, 2<sup>da</sup> ed. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books 1995. p.137

Donde:

A, N, B, M, C, R, V y D Corresponden a los flujos de salmuera por barril de crudo

$K_A, K_N, K_B, K_M, K_C, K_R, K_D$  y  $K_V$  Corresponden a la concentración de sal expresada

$E_1$  y  $E_2$  corresponden a la eficiencia de mezclado. Varía entre 0-1.

Z Representa el contenido de sal en la corriente de producto expresado en PTB si el flujo de salmuera esta expresado por cada 1000 barriles de crudo.

$X_A, X_N, X_B, X_M, X_C, X_R, X_V$  y  $X_D$  Indican la fracción de salmuera

A partir del balance es posible observar el efecto que tiene la inyección del agua de lavado y su concentración de sal sobre el rendimiento del proceso, por lo que se presentan dos casos de estudio comunes:

<sup>59</sup> MANNING, Francis & THOMPSON, Richard. Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil, 1995. 2<sup>da</sup> ed. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books, p. 137

**1)** Calcular el agua de dilución (D), cuando se conoce el contenido de sal (PTB) en la corriente de producto (Z), para lo cual se tiene la siguiente rutina de cálculo:

$$1. \text{ Calcular } F = Z - C * KD$$

$$2. G = E1 * E2 * F$$

$$3. H = (B * E1 + A * E2 - C * E1 * E2) * F$$

$$4. J = A * B * (Z - C * KA)$$

$$5. D = \frac{-H + \sqrt{H^2 - 4 * G * J}}{2} * G$$

**2)** Determinar el contenido de sal en el crudo producto (Z), cuando las características del agua de dilución son conocidas.

$$1. R = B + D - C$$

$$2. N = A + E_1 * R$$

$$3. M = B + E_2 * D$$

$$4. RK_R = \frac{B * A * K_A * (M - C) + (N * D * K_D * (M - E_2 * C))}{M * N + B * E_1 * (C - M)}$$

$$5. K * B = (A * K_A + E_1 * R * K_R) / N$$

$$6. Z = B * K_B + D * K_D - R * K_R$$

## ANEXO C

### ENCUESTA SELECCIÓN DE MODELO

<b>FORMATO ENCUESTA MODELOS DE SIMULACIÓN</b>	<b>Octubre de 2019</b>
---	------------------------

<b>OBJETIVO</b>	<b>SELECCIONAR LOS CRITERIOS DE MAYOR RELEVANCIA A LA HORA DE ELEGIR UN MODELO REPRESENTATIVO DE PROCESO</b>
-----------------	--

<b>NOMBRE</b>	
<b>PROFESIÓN</b>	
<b>EXPERIENCIA EN PROCESOS (AÑOS)</b>	

Con el fin de seleccionar un modelo para la representación de un proceso en particular, distribuya 20 puntos entre los siguientes factores comparativos, dando un puntaje mayor a aquel factor que desde su experiencia, sea más relevante al momento de realizar la selección.

<b>FACTOR COMPARATIVO</b>	<b>PUNTAJE</b>
ANTIGÜEDAD DEL MODELO	
VARIABLES DE INTERÉS	
COMPLEJIDAD NUMÉRICA	
PRECISIÓN	
DISPONIBILIDAD DE LA INFORMACIÓN	
APLICABILIDAD INDUSTRIAL	
COSTO DE IMPLEMENTACIÓN	
<b>PUNTAJE TOTAL</b>	<b>20</b>

***Gracias por su colaboración.***