

III. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

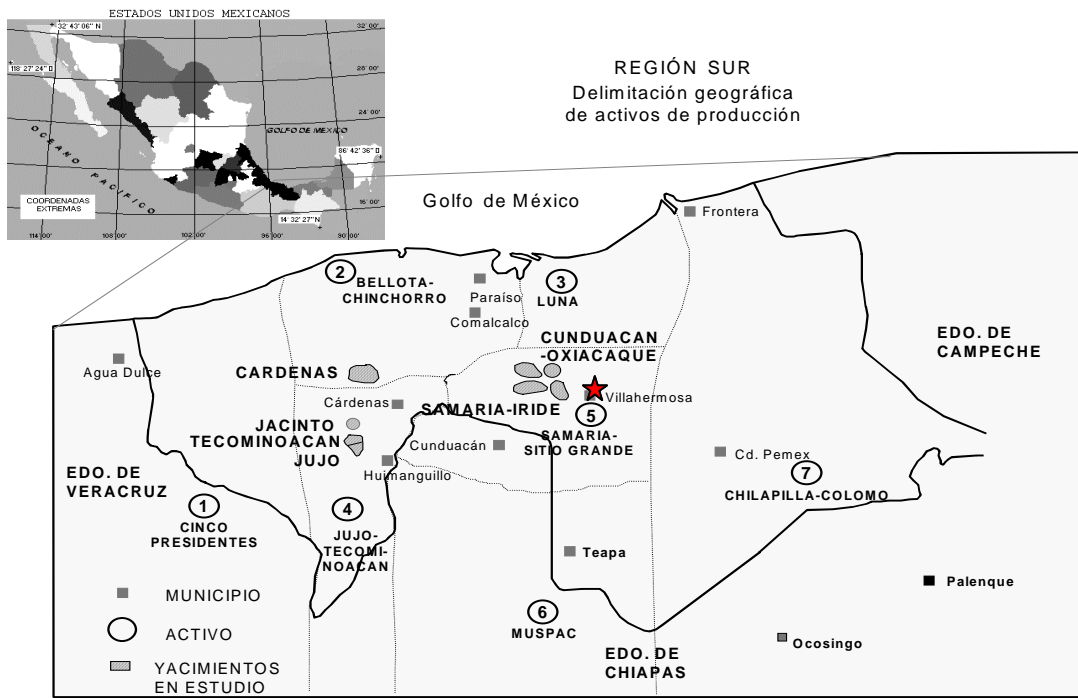
5.1 Ubicación geográfica

La Planta Deshidratadora Samaria II, se localiza geográficamente a los 17° 57' 12" de latitud Norte y 93° 05' 24" de longitud Oeste del meridiano de Greenwich. Se encuentra ubicada en la Ranchería Cumuapa del Municipio de Cunduacán, del estado de Tabasco, a 17 kilómetros al Oeste de la Ciudad de Villahermosa, en las coordenadas X= 116967.44 m Y= -21239.25m (figura 10). La planta está adscrita al Activo de Producción Samaria Sitio Grande en la Región Sur de Pemex Exploración Producción.

El acceso a la instalación es a través de la carretera federal Villahermosa-Cárdenas, hasta el kilómetro 152 y posteriormente hacia la Ranchería Cumuapa a 2.0 kilómetros, haciéndose un recorrido de 17 kilómetros aproximadamente.

En esta zona se tienen las siguientes condiciones climatológicas:

- Clima: Cálido húmedo con abundante lluvias en verano.
- Temperatura ambiente extrema promedio: 32.0 °C.
- Humedad relativa promedio: 75.0%.
- Vientos dominantes: Norte 45.0 Km/hr.
- Altura sobre el nivel del mar (asnm): 17.0 mt.

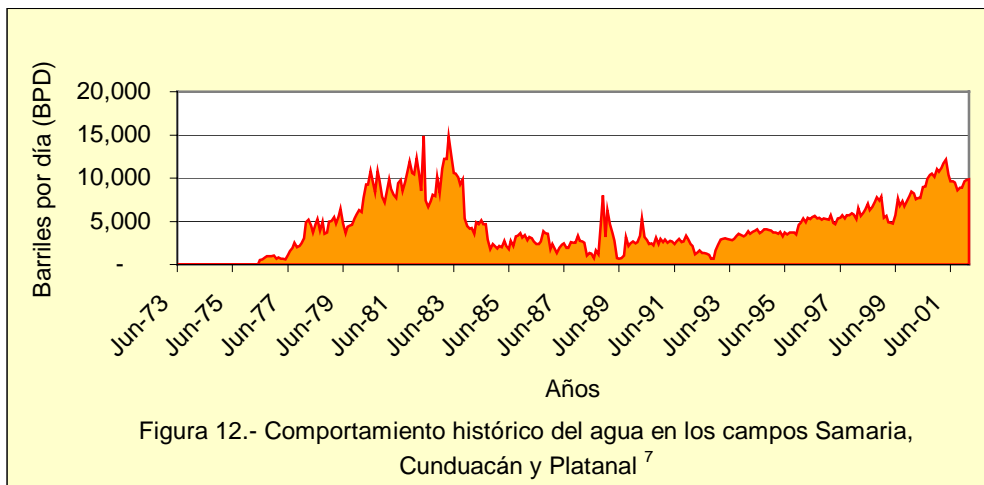
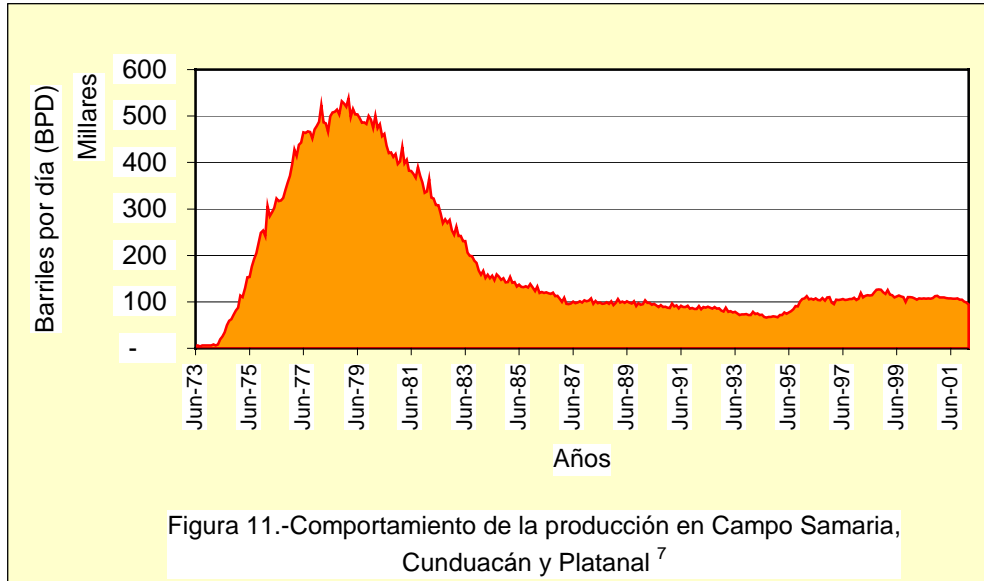


★ Ubicación de la Planta deshidratadora

Figura 10. Localización general de la planta deshidratadora Samaria II

5.2. Antecedentes de la planta

Esta planta opera desde hace más de 25 años. En ese lapso de tiempo por la propia maduración del yacimiento, la producción de crudo ha disminuido de 350,000 barriles por día (bpd) a 120,000 bpd, disminuyendo considerablemente también la presión del yacimiento. La implementación de procesos de recuperación secundaria por medio de inyección de agua al yacimiento combinado con tecnologías de sistemas artificiales de producción (inyección de “gas lift”) para el mantenimiento de la producción de crudo aunado al fracturamiento natural del yacimiento ha incrementado el porcentaje de agua congénita emulsionada con el aceite y contenido de salinidad del mismo.



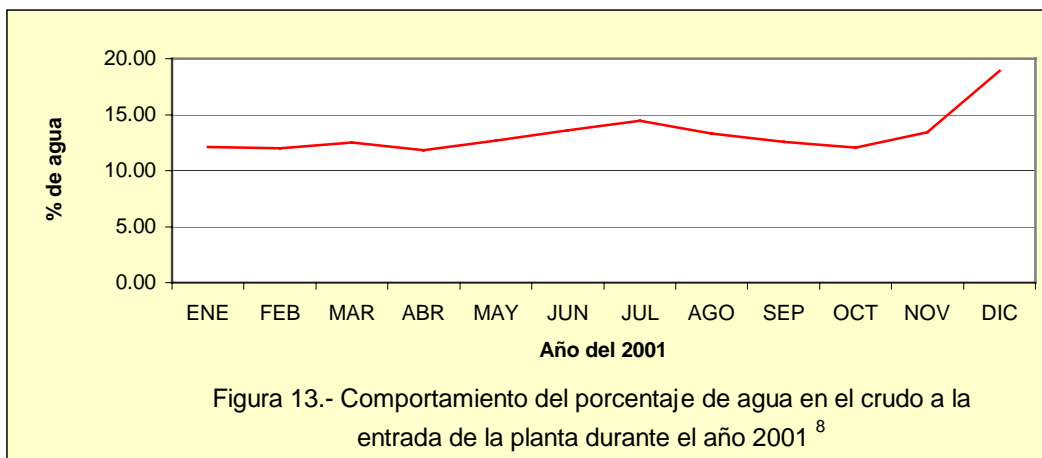
La función de la planta deshidratadora Samaria II es eliminar el agua congénita y la salinidad contenida en el crudo, para que cumpla con especificaciones de calidad convenidas contractualmente con refinerías nacionales e internacionales, sin embargo por las condiciones anteriormente expuestas la salinidad del crudo entregado por la planta presenta desviaciones en su cumplimiento.

Los datos de campo recopilados corresponden al período de enero a diciembre del 2001.

- ✓ **Comportamiento del porcentaje de agua en el crudo a la entrada de la planta durante el año 2001**

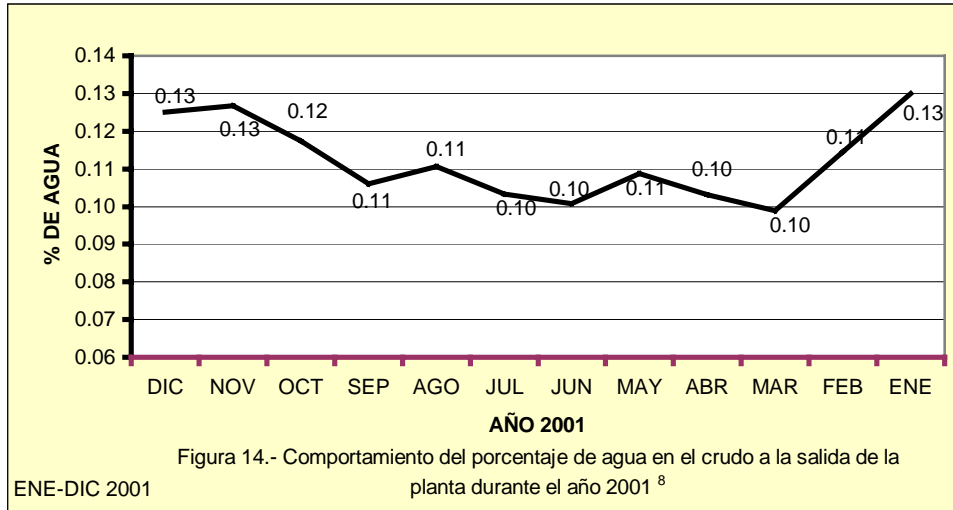
7. PEP, Area de yacimientos, Activo Samaria Sitio Grande”

Es importante observar aquí (figura 13) la inestabilidad en ésta variable de entrada que afecta al proceso actual de deshidratación y desalado en una sola etapa. El análisis del proceso actual nos indica que la inestabilidad en esta variable de entrada es debido al tipo de flujo de llegada (tipo batch) y a variaciones en el bombeo de los tanques de almacenamiento de las baterías de producción del campo, por necesidades operativas. Asimismo, la ausencia de drenado de los tanques de almacenamiento expone al proceso de la planta a recibir golpes de agua y da carga de crudo con altos niveles de sales; por lo que la etapa adicional propuesta amortiguará o absorberá la inestabilidad actual en la primera etapa provocada por la inestabilidad de la entrada.



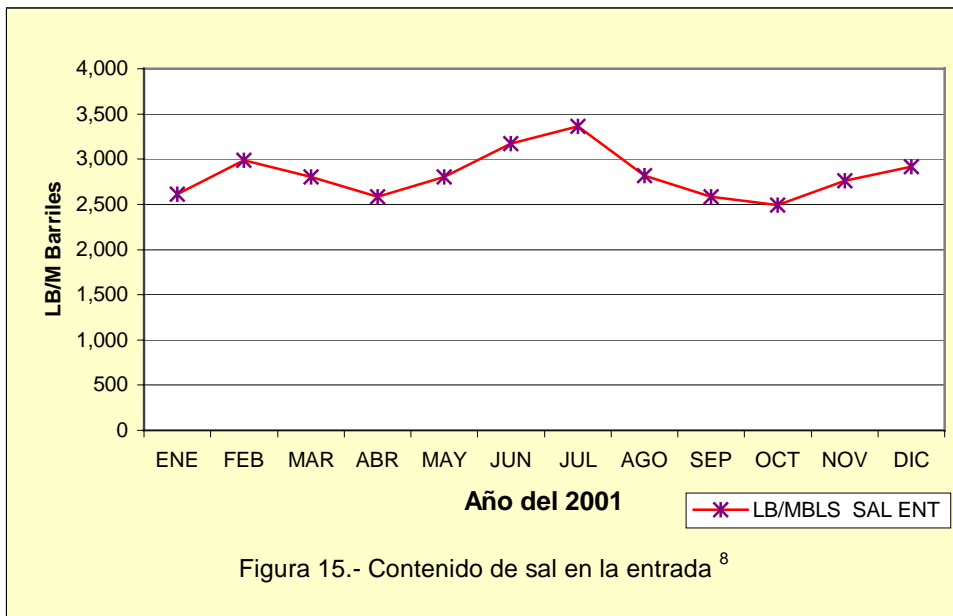
✓ **Comportamiento del porcentaje de agua en el crudo a la salida de la planta durante el año 2001**

En la figura 14 se grafica el valor del porcentaje de agua del crudo procesado en la planta. La especificación contractual es de 0.5% máximo por lo que se observa en general el cumplimiento en esta especificación. Sin embargo, es importante mencionar que en la etapa de deshidratación hay una relación directa entre el porcentaje de agua y el contenido de salinidad del crudo, es decir, a mayor porcentaje de agua, mayor contenido de sal.



✓ **Comportamiento de la salinidad del crudo a la entrada de la planta durante el año 2001**

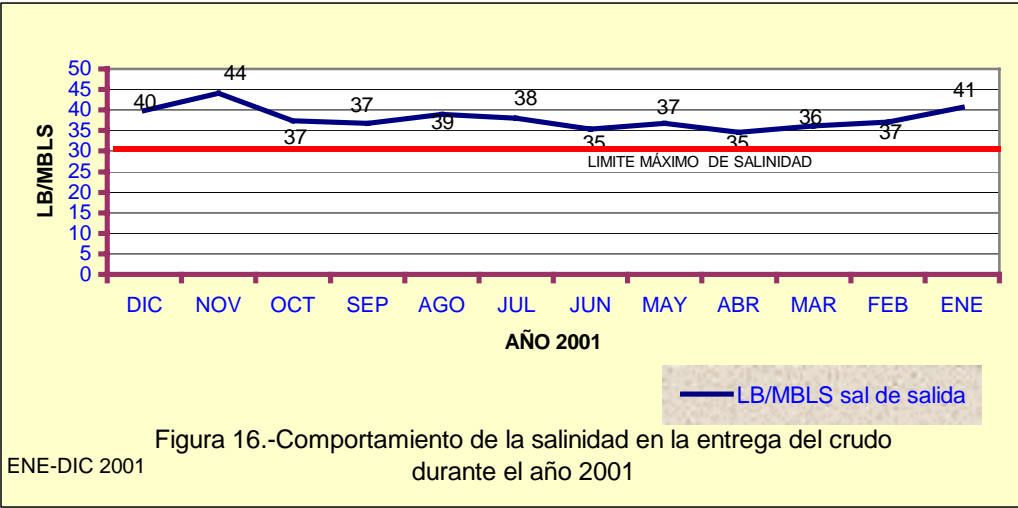
En la figura 15 se grafica las variaciones en la salinidad de entrada al proceso, la cual guarda cierta relación con el porcentaje de agua en la entrada.



✓ **Comportamiento de la salinidad en el crudo a la salida de la planta durante el año 2001**

8. PEP, Area de operación, Activo Samaria Sitio Grande ”

La figura 16 permite observar que durante todo el transcurso del año 2001, sin excepción, el valor de salinidad del crudo procesado siempre estuvo por arriba del valor límite especificado que es de 30 LMB, dándonos una frecuencia de desviación de 100 % en ésta variable de salida de la planta. Aquí es importante mencionar que el contenido de salinidad en el crudo es la principal variable de eficacia que vigilan los clientes (refinación) por el gran impacto negativo que les provoca en sus procesos y dado que actualmente presenta un total incumplimiento, aquí es donde reside la importancia de este trabajo: en proponer cambios en el proceso para lograr que el valor de salinidad se mantenga continuamente por abajo del límite máximo especificado.



A continuación se presentan los resultados estadísticos de los datos de todo el año 2001.

Tabla 2. Comportamiento promedio de las condiciones del proceso actual (2001)

	ENTRADA DEL CRUDO (BPD)	SALIDA DEL CRUDO (BPD)	% DE AGUA ENTRADA (agua congénita + agua de dilución)	% DE AGUA SALIDA	LB/MBLS SAL ENT
Desviación estándar	18,363	16,642	3.17	0.02	640
Mediana	140,658	121,349	12.40	0.10	2,794
Moda	131,047	121,646	10.50	0.10	2,885
Promedio	138,771	119,369	13.01	0.11	2,874

	LB/MBLS SAL DE SALIDA	AGUA CONGENITA BPD
Desviación estándar	5.34	6,668
Mediana	37.40	16,567
Moda	36.10	17,373
Promedio	38.06	16,584

5.3. Resultados vinculados con cada objetivo específico

5.3.1. Resultados del primer objetivo específico

Descripción del proceso actual

El sistema de proceso actual está integrado por los siguientes componentes (ver figura 17):

- ✓ Sistema de dosificación de desemulsificante y agua de lavado
- ✓ Sistema de estabilización de crudo
- ✓ Sistema de motobombas
- ✓ Tratadores electrostáticos

✓ Sistema de dosificación de desemulsificante y agua de lavado

El desemulsificante actualmente utilizado en la planta es una mezcla de dos básicos: resinas y sulfonatos (30%) con tolueno (70%) como disolvente. Este desemulsificante denominado RSS2 fue diseñado en el año 2000 por el proveedor Instituto Mexicano del Petroleo (IMP), quien lo seleccionó mediante pruebas de botella. Este desemulsificante se inyecta desde el cabezal recolector de pozos de la batería de producción a una dosificación promedio de 500 litros por día que representa una dosificación de 26 ppm. Posteriormente se inyecta al crudo agua de dilución a un gasto promedio de 2000 barriles por día lo que representa una dosificación de 1.7%.

✓ Sistema de estabilización de crudo

El crudo con tratamiento de desemulsificante químico y con el agua de dilución es pasado a dos tanques estabilizadores de crudo que operan a una presión de 0.800 Kg/cm² manométrica y en los cuales se le elimina al crudo los vapores disueltos. Estos tanques se encuentran instalados a 20 metros de altura para que después de la estabilización del crudo, la columna hidrostática le de la presión requerida de 3 Kg/cm² manométrica para la succión del equipo de bombeo.

✓ Sistema de motobombas

Para alimentar a los tratadores electrostáticos a una presión de 6.7 Kg/cm² manométrica se cuenta con un sistema de bombeo el cual esta integrado por 5 motobombas centrífugas, que reciben carga proveniente de los tanques estabilizadores. Las motobombas 1 y 2 tienen una potencia de 200 HP y una capacidad de 100,000 barriles por día (BPD) cada una, las motobombas 3, 4 y 5 tienen una potencia de 100 HP y una capacidad de 70,000 BPD cada una.

✓ Tratadores electrostáticos

Para llevar a cabo el proceso actual de deshidratación y desalado se cuenta con 6 tratadores electrostáticos, instalados en paralelo que tienen una dimensión de 144 pulgadas de diámetro y 60 pies de longitud. Cada tratador tiene una capacidad de

50,000 BPD, operan a una presión de 6.5 Kg/cm² manométrica y una temperatura de 50 °C.

El agua salada de la etapa de deshidratación es enviada a un sistema de tratamiento de aguas residuales donde es inyectada nuevamente a los yacimientos y evitar la contaminación al medio ambiente.

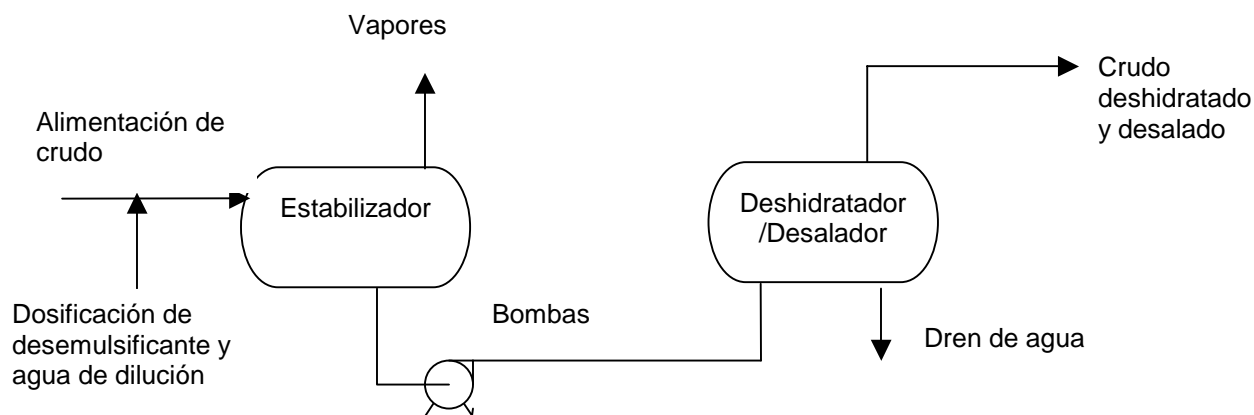


Figura 17. Diagrama de flujo del proceso actual.

Propuesta para optimizar el proceso.

Tomando en consideración que con el decremento de la producción de crudo antes mencionada, la planta cuenta actualmente con equipo disponible, específicamente con tratadores electrostáticos disponibles, este proyecto plantea la utilización de dicho equipo para convertir el proceso de una a dos etapas, es decir, para repasar el aceite de salida de la primera etapa, realizando previamente el análisis de capacidad del equipo de bombeo instalado, la reubicación del punto de inyección del agua de lavado y provocar el mezclado del agua de lavado con el crudo de salida de la primera etapa (deshidratado) para pasar a la segunda etapa (desalado).

Dado que los seis tratadores electrostáticos (TH1, TH2, TH3, TH4, TH5, TH6) instalados en paralelo en la planta tienen una capacidad nominal de 50,000 BPD cada uno (capacidad nominal total = 300,000 BPD) y que la producción promedio

actualmente manejada es de 120,000 BPD, se desprende que con tres tratadores en paralelo se puede manejar toda la carga, por ello la descripción de la propuesta de mejora es la siguiente:

- Recibir la producción de petróleo crudo (120,000 BPD) en los tres primeros tratadores instalados en paralelo (TH1, TH2, TH3) con presión de operación de 6.5 kg/cm^2 , para llevar a cabo en este paso el proceso de deshidratación.
- A la salida de crudo deshidratado de los tres primeros tratadores se inyectará agua dulce para lograr la dilución del contenido de sal, la inyección de 2 MBPD de agua se trasladará a este nuevo punto.
- Posteriormente el aceite más el agua dulce pasarán a través de una válvula de compuerta convencional que estará estrangulada para provocar una caída de presión de 1.0 kg/cm^2 y propiciar un mejor mezclado del agua de dilución con el crudo deshidratado.
- Después de la válvula mezcladora, se añadirá producto desemulsificante de alta velocidad para romper la emulsión inducida en el mezclado
- Finalmente la corriente entrará a los otros tres tratadores electrostáticos (TH4, TH5, TH6) con presión de operación de 4.2 kg/cm^2 , para llevar a cabo el proceso de desalado de crudo y paso final del proceso (ver figura 18).

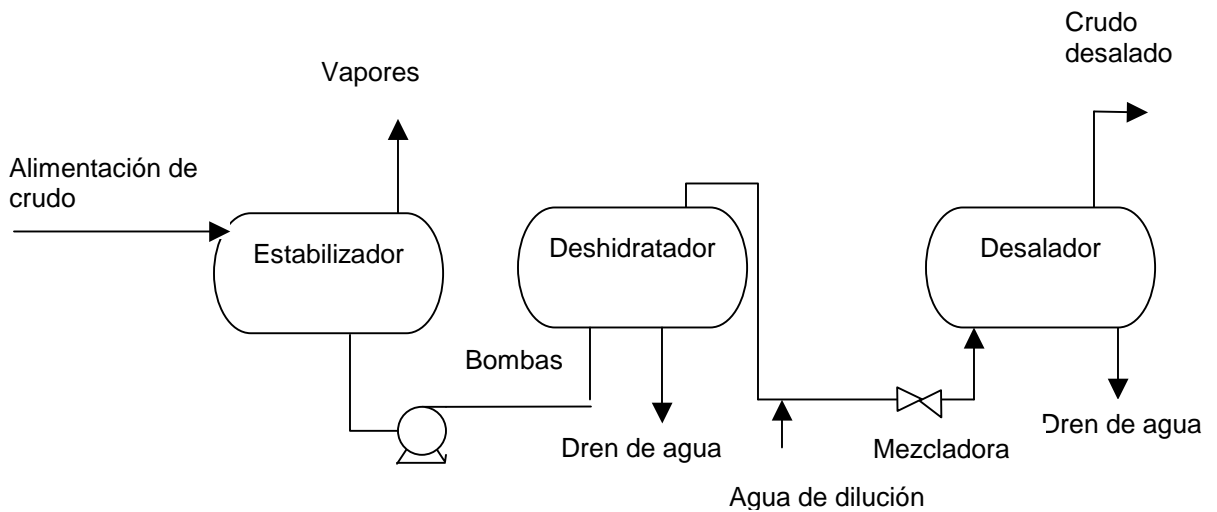


Figura 18. Diagrama de flujo del proceso propuesto

Desarrollo de modelo teórico para predecir resultados de la propuesta de mejora.

Para predecir la salinidad del crudo en el proceso propuesto se realizó lo siguiente:

- Se suspendió la inyección de agua de dilución y se hizo pasar todo el flujo de alimentación por tres tratadores, dándonos los siguientes resultados promedio de campo: 0.2% de agua y 60 LMB de salinidad.
- Con los datos anteriores se calculó Z correspondiente al contenido de sal en la corriente de salida del desalador. Efectuando el balance de materiales de la ecuación 13 indicada en la revisión bibliográfica (ver figura 9):

$$Z = \left(\frac{B(A * K_A + E * DK_D)}{A + ED} \right) \quad \text{Ec 13}$$

Donde:

A. Barriles de agua en T barriles de crudo limpio a la entrada a el desalador y es

igual a $\left(\frac{TX_A}{(1 - X_a)} \right)$

B. Barriles de agua en T barriles de crudo limpio saliendo del desalador.

D. Barriles del agua de dilución por T barriles de crudo limpio.

E. Eficiencia de mezclado de D con A.

K. Contenido de sal en el agua $\frac{lb\ de\ NaCl}{1\ _{blde}\ _{agua}}$

T. Volumen de crudo limpio (libre de agua) = 1,000 barriles.

V. Barriles de agua drenada que salen del desalador.

X. Fracción volumen de agua en la corriente de crudo.

Z. Contenido de sal en la corriente de crudo a la salida del tratador (lb NaCl/ 1000 bl de crudo limpio).

Desarrollo:

Considerando una base T = 1,000 barriles de crudo limpio, podemos calcular los volúmenes de agua de entrada, A, para un crudo con 0.2% de agua ($X_A = 0.002$), de la siguiente manera:

$$A = \frac{TX_A}{1 - X_A} = \frac{(1000\ bls)(0.002)}{0.998} =$$

$$A = 2.004 \text{ barriles de agua}$$

De tal forma que tenemos 60 lb de NaCl en 2 barriles de agua, es decir tenemos 30 lb de NaCl por barril de agua:

$$K_A = \frac{30\ lb\ _{de}\ _{NaCl}}{1\ _{barril}\ _{de}\ _{agua}}$$

la concentración de NaCl del agua dulce de dilución es de 2 lb de NaCl/ 1 barril de agua, es decir:

$$K_D = \frac{2\ lb\ _{de}\ _{NaCl}}{1\ _{barril}\ _{de}\ _{agua}}$$

considerando un 2% de agua de dilución en 1000 barriles de crudo limpio:

$$D = \frac{(1000)(0.02)}{0.98} = 20.4\ _{barriles}$$

Podemos considerar conservadoramente que podemos alcanzar 0.2% de agua en el crudo a la salida del desalador, es decir $X_B = 0.002$. Con el valor de X_B , podemos calcular los barriles de salmuera en 1000 barriles de crudo limpio,

$$B = \frac{TX_B}{1 - X_B} = \frac{(1000\ barriles)(0.002)}{0.998} =$$

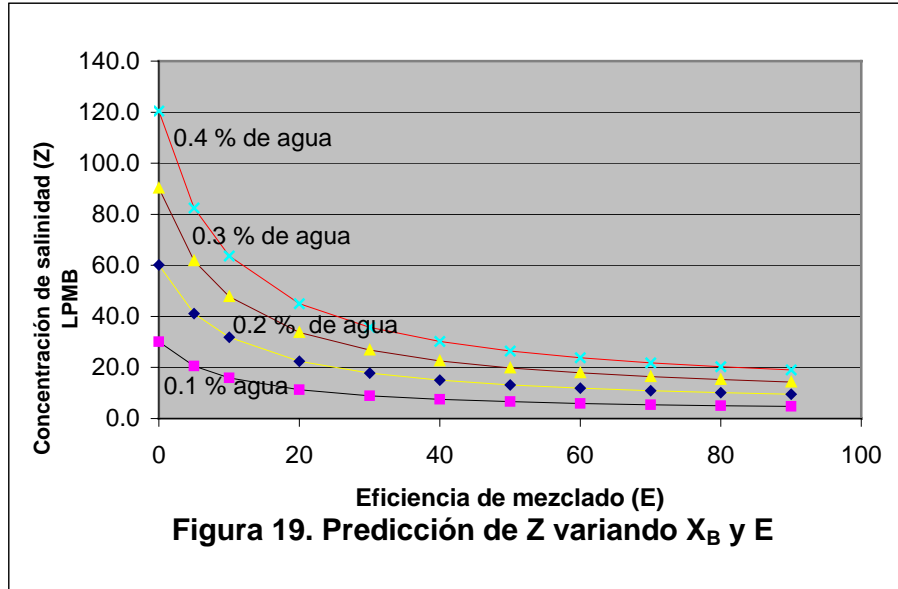
B= 2.004 barriles

Considerando una baja eficiencia de mezclado, E = 0.5 y sustituyendo en la ecuación (5.1) se tiene:

$$Z = \frac{(2.004 \text{ bls_agua_salida}) \left[(2 \text{ bls_agua_entr}) \left(\frac{30 \text{ lb NaCl}}{1 \text{ bl_agua_entr}} \right) + (0.5)(20.461)(2) \right]}{(2 \text{ bls_agua_entr} + (0.5)(20.4 \text{ bls_agua_dilución})}$$

Z = 13.21 NaCl/1000 bl crudo limpio

Utilizando la misma ecuación para diferentes valores de eficiencia de mezclado (E) y diferentes valores de la fracción de agua de salida X_B (nivel de deshidratación alcanzado en el proceso de desalado) se pueden predecir los siguientes valores de la concentración de salinidad Z, del proceso propuesto:



En base a la figura anterior podemos emitir los siguientes comentarios:

- a. Para un nivel de deshidratación alcanzado de 0.1 % de agua a la salida del desalador se pueden alcanzar la especificación de salinidad de 30 LMB con una baja eficiencia de mezclado del crudo con el agua de dilución (E).
- b. En la medida que se incrementa el porcentaje de agua a la salida del desalador se requiere una mayor eficiencia de mezclado (E).
- c. Para un nivel de deshidratación alcanzado, en el peor de los casos de 0.4 % de agua en la salida del desalador se requerirá una eficiencia de mezclado $E = 0.6$ para cumplir con la especificación de salinidad requerida. Lo que se puede lograr provocando una mayor caída de presión en la válvula mezcladora.
- d. Para un nivel de deshidratación alcanzado de 0.3% de agua a la salida del desalador se puede alcanzar la especificación requerida de 30 LMB con una $E = 0.38$.

En general se puede concluir que a menor eficiencia de deshidratación en el proceso de desalado requerirá un mejor mezclado del agua de dilución con el crudo.

5.3.2. Resultados vinculados con el segundo objetivo específico

A continuación se presentan los resultados del simulador Hysys donde se verificó que el equipo de bombeo instalado tiene la potencia suficiente para manejar los cambios:

Cálculo de la potencia requerida del equipo de bombeo.

Se simuló en el software de simulación de procesos HYSYS utilizando la ecuación de estado Peng Robinson, se utilizó esta ecuación ya que lo que se bombea hacia los tratadores electrostáticos y la sección de desalado es petróleo crudo con un porcentaje de agua.

Se simuló 120 000 BPD de crudo desde el tanque elevado de una altura de 20 m con un diámetro de 24" donde el aceite llega a la succión de la bomba (P-100) con 3 kg/cm² (man) y descarga con 6.5 kg/cm² (man), hacia los tratadores electrostáticos V-101. Posteriormente se le inyectan al crudo 2,000 BPD de agua de dilución.

El resultado de la simulación nos da como resultado que se necesita una potencia de 195.9 Hp. La potencia disponible instalada es de 700 Hp, tal como se describió en la descripción del proceso actual (inciso 5.3.1), es decir, que la potencia instalada cumple con los requisitos de la simulación, de tal forma que podemos hacer diferentes operaciones tomando en cuenta la potencia de cada una de ellas. En la figura 20 se muestra un diagrama de flujo del proceso propuesto en el simulador HYSYS con cada corriente y sus respectivas variables más importantes como son: presión, temperatura y flujo.

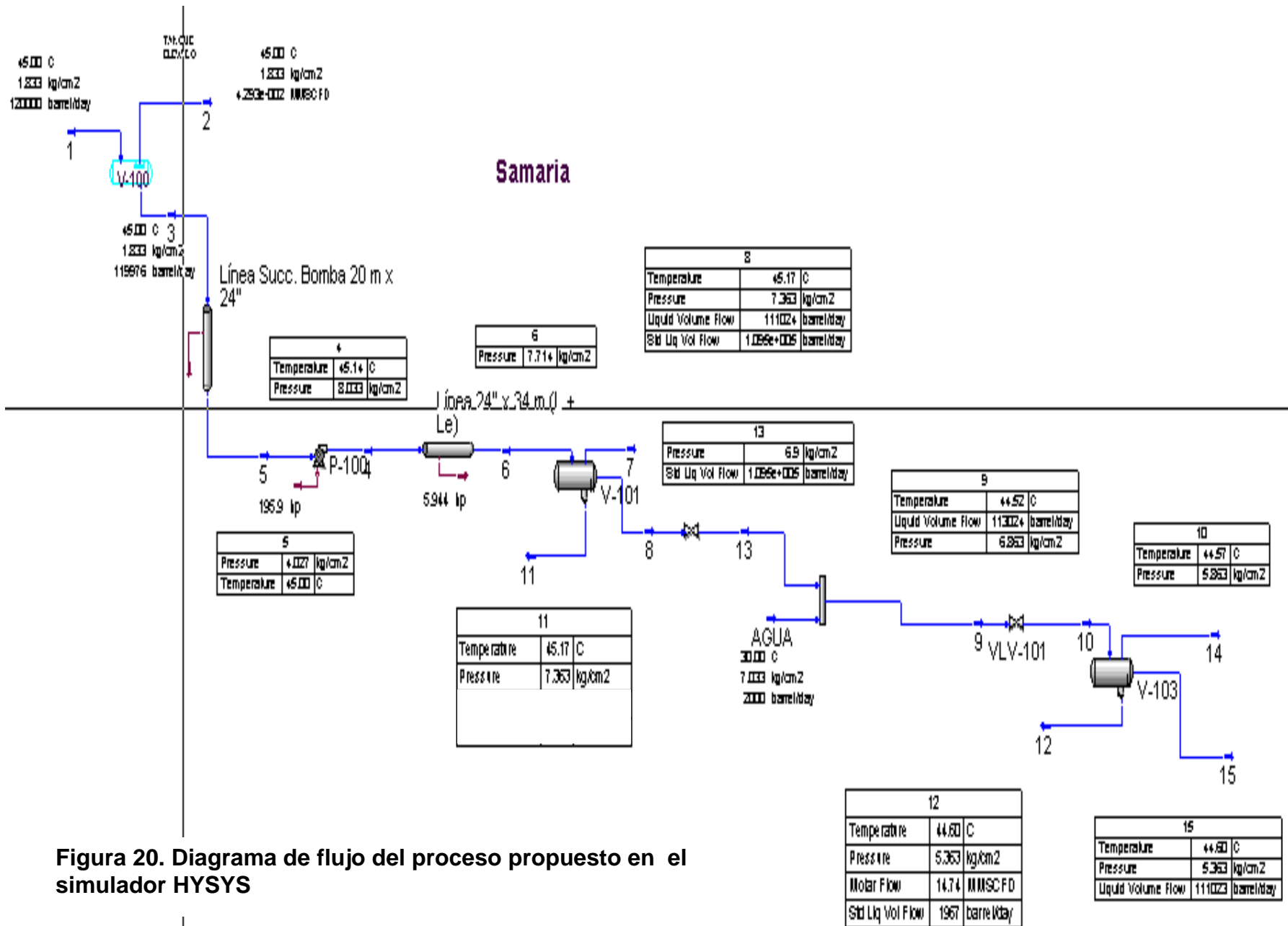


Figura 20. Diagrama de flujo del proceso propuesto en el simulador HYSYS

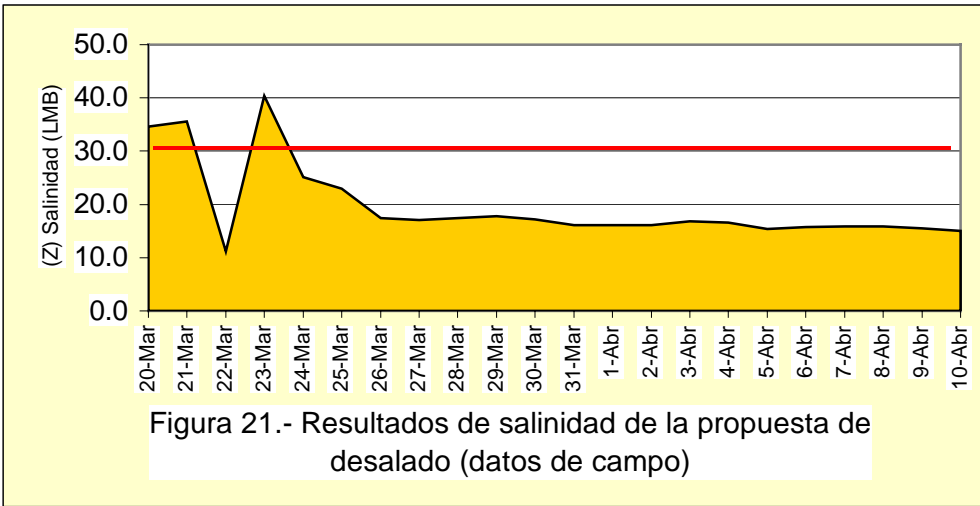
5.3.3. Resultados vinculados con el tercer objetivo específico.

Dada la factibilidad técnica de la propuesta anteriormente analizada; entre los meses de noviembre de 2001 y marzo de 2002 se llevaron a cabo los trabajos de modificación del proceso en campo, el cual entró en operación el día 22 de marzo del año en curso.

En la tabla 3 y figura 21 se muestran los datos de salinidad en el petróleo crudo, obtenidos después de haber llevado a cabo la propuesta:

Tabla. 3 Resultados de campo de la propuesta de desalado		
Fecha	Salinidad a la salida del desalador LMB (Z)	Nivel de deshidratación alcanzado a la salida del desalador (% de agua)
24-Mar-02	25.1	0.2
25-Mar-02	23.0	0.15
26-Mar-02	17.2	0.11
27-Mar-02	17.2	0.11
28-Mar-02	17.4	0.12
29-Mar-02	17.3	0.12
30-Mar-02	17.5	0.11
31-Mar-02	16.6	0.10
01-Abr-02	16.6	0.11
02-Abr-02	16.8	0.12
03-Abr-02	16.7	0.12
04-Abr-02	16.2	0.12
05-Abr-02	15.1	0.12
06-Abr-02	15.1	0.11
07-Abr-02	15.3	0.12
08-Abr-02	15.7	0.12
09-Abr-02	15.9	0.11
10-Abr-02	15.9	0.12

Comparando el nivel de deshidratación alcanzado promedio en el proceso propuesto en operación que es de 0.12 % de agua así como el valor de Z alcanzado de 17.2 LMB, con el modelo teórico de predicción (figura 19), podemos concluir que la eficiencia (E) actual de la válvula mezcladora es de 0.25. Esta baja eficiencia se debe a que esta válvula mezcladora es una válvula de compuerta convencional estrangulada. Se puede mejorar la eficiencia de mezclado de dicha válvula con una mayor estrangulación que provoque una mayor caída de presión; sin embargo actualmente no se requiere ya que el valor de Z se encuentra por debajo de la especificación requerida.



5.3.4. Resultados vinculados con el cuarto objetivo específico.

Análisis económico del proyecto

Para llevar a cabo este análisis se consulto el contrato de compraventa de petróleo crudo entre “PEMEX EXPLORACIÓN PRODUCCIÓN” Y “PEMEX REFINACIÓN” .

En el anexo I el cual trata de “Mecanismos de compensación” los apartados 2.1 y 2.2 dicen respectivamente: “El monto de la compensación se determinará multiplicando las libras de sal/MB que rebasen lo especificado para el tipo de petróleo crudo de que se trate, por la tarifa de tratamiento del exceso de sal en el crudo, que aparezca en el Catálogo de precios Interorganismos para el mes de que se trate” & “en tanto no aparezcan en el Catálogo de precios Interorganismos las tarifas antes mencionadas, se continuará aplicando la tarifa única acordada de \$0.47 por cada libra de sal excedente de 30 lb sal/MB”.

El costo del proyecto haciendo la conversión del proceso utilizando las mismas vasijas deshidratadoras como vasijas desaladoras ascendió a \$1,116,765.

Ahorro en el suministro, colocación y puesta en operación de 3 vasijas desaladoras nuevas.

Comportamiento de la producción de petróleo crudo proyectada a 12 años (datos proporcionados por la coordinación de Diseño Samaria).

La tabla 4 muestra los datos con los que se realizó el análisis.

PRODUCCIÓN MENSUAL PROMEDIO (MBPD)	120.0
PENALIZACIÓN POR LIBRA DE SAL EXCEDENTE A 30 LB SAL/1000 BPD	\$0.47
LIBRAS DE SAL DE SALIDA DE CRUDO/1000 BL (PROMEDIO ANTES)	38.06
LIBRAS SALINIDAD ACTUAL DEL CRUDO/1000 BL (PROMEDIO DESPUES)	17.2
DIFERENCIA DEL PROMEDIO CON LA SOLICITUD CONTRACTUAL	8.06
TOTAL PENALIZACIÓN PROMEDIO MENSUAL/1000BL	\$162,432
INVERSIÓN REALIZADA	\$1,116,765
AHORRO DE 3 VASIJAS NUEVAS	\$84,788,790

No se está tomando en cuenta los beneficios que se obtendrán por los efectos de la baja salinidad del crudo en el área de Pemex Refinación, sin embargo es conveniente mencionar tales efectos como: disminución de corrosión en domos de sus torres de destilación, corrosión por nafta húmeda, ensuciamiento en calentadores a fuego directo, en el ensuciamiento en cambiadores de calor, envenenamiento de catalizadores, sodio en coque y combustibles, etc.

Tabla 5. Indicadores Económicos		
	Considerando el ahorro de la inversión por la no adquisición de nuevo equipo para desalado (ver fig 22)	Sin condiderar el ahorro de la inversión por la no adquisición de nuevo equipo para desalado (ver fig 23)
Tasa interna de retorno (TIR%)	Fuera de rango	9.8
Valor presente neto (VPN)	\$84,780,394	-\$8,395
Período de recuperación PR (Años)	0	6.5

Los indicadores económicos que se observan, muestran el escenario de evaluación del proyecto de modificación del área de deshidratación y desalado. Como se observa en la tabla 5 de los indicadores económicos, los resultados son satisfactorios si consideramos el ahorro que se obtendría por no invertir en la compra de tres desaladoras electrostáticas.

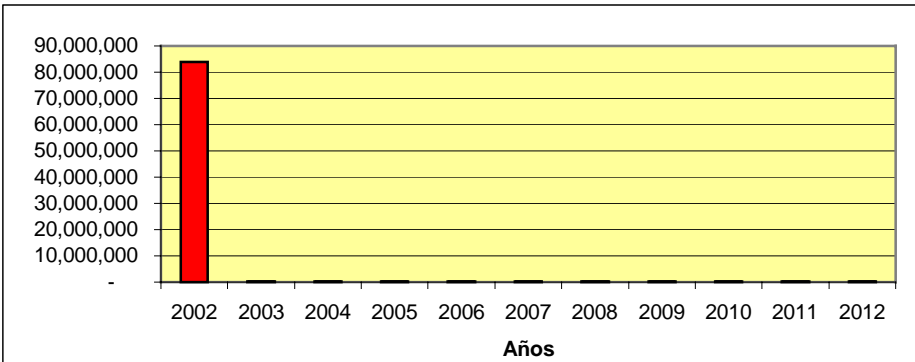


Figura 22. Comportamiento de ingresos y egresos tomando en cuenta el ahorro por no comprar vasijas nuevas

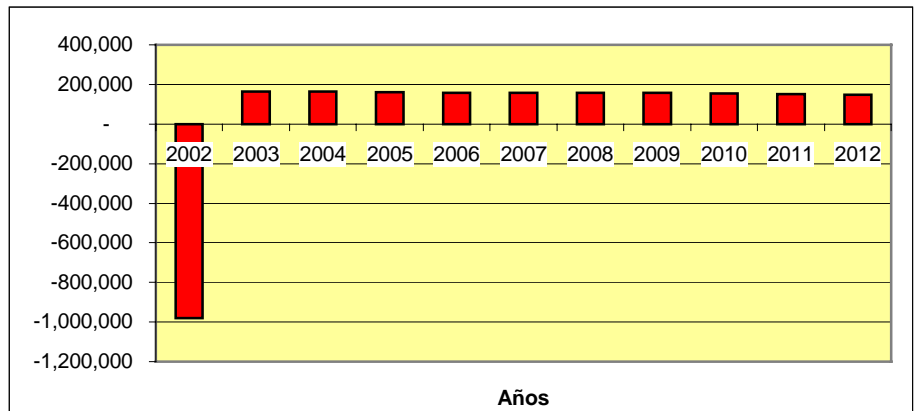


Figura 23. Comportamiento de ingresos y egresos sin considerar el ahorro por no adquisición de equipo nuevo

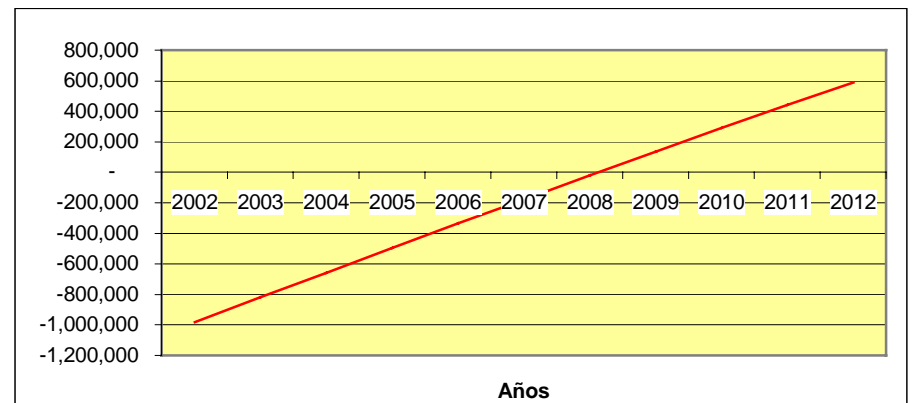


Figura 24. Periodo de recuperación de la inversión