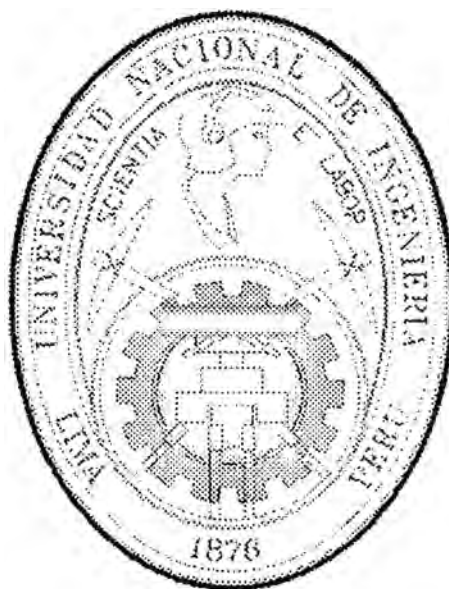


**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA  
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



**VENTAJA TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LAS TECNOLOGÍAS DE  
MEMBRANAS CON RESPECTO AL INTERCAMBIO IÓNICO EN EL  
TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDEROS DE PRESIONES  
MENORES DE 400 psig.**

**TÉSIS  
PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO QUÍMICO  
PRESENTADO POR:**

**FRANCISCO JAVIER SÁNCHEZ BENAVENTE  
HENRY EDUARDO GARCÍA BUSTAMANTE**

**LIMA – PERÚ**

**2007**

## RESUMEN

El siguiente trabajo de tesis tiene por objeto evaluar la conveniencia de reemplazar un sistema de tratamiento de aguas por ablandamiento catiónico para calderas de generación de vapor (que trabajan a una presión de vapor inferior a los 400 psig) por un sistema de ósmosis inversa.

Para ello se han realizado simulaciones empleando software de simulación de procesos (ChemCad, Superpro Designer, Reverse Ósmosis System Analysis (ROSA)) y programas elaborados en entorno visual para aplicaciones en Microsoft Excel.

El propósito de estas simulaciones son básicamente dos:

- Determinar las condiciones de operación (potencia de la caldera, régimen de carga, Sólidos totales disueltos (STD), % de recuperación de condensado, entre otros) a las cuales es conveniente reemplazar un sistema ya existente de ablandamiento por intercambio iónico por otro alternativo equipo de ósmosis inversa para calderas con presiones de trabajo menores a los 400 psig.
- Simular un caso real a partir de datos de operación de una caldera monitoreados en planta y evaluar para este caso la conveniencia de efectuar este reemplazo junto con otras mejoras en su sistema de generación y distribución de vapor.

Como resultado de la tesis se cumplió ambos objetivos, demostrándose por un lado que para ciertas condiciones operativas es rentable hacer el reemplazo y por otro lado en el caso practico que se evaluó se muestra que el reemplazo del sistema de ablandamiento conlleva a una mejor eficiencia del sistema de generación y distribución de vapor junto con una mayor rentabilidad de la operación de la planta.

La conclusión final de la presente evaluación es que, es técnica y económicamente factible el reemplazo de un sistema de ablandamiento catiónico por uno de ósmosis inversa para los casos en que el agua de alimentación al caldero tiene STD mayores a 200 ppm y con calderas por encima de los 200 BHP.

Pero para que sea mas atractiva su inversión y con un tiempo de recuperación menor a los 3 años, tenemos que con la evaluación realizada en planta LAVINDUSTRIA, la cual cuenta con un agua de alimentación con 600 ppm de STD y una caldera de 300 BHP, si es factible lograrlo y satisfacer las expectativas de recuperación de la inversión y sobre todo mejorar las condiciones operativas de las calderas y reducir las emisiones de gases de combustión.

## INDICE

	<b>Pág.</b>
<b>I. INTRODUCCIÓN.</b>	1
1.1 Objetivos.	2
<b>II. DESARROLLO DE CONCEPTOS Y TÉCNICAS.</b>	3
2.1 Tecnologías de tratamiento del agua de calderas.	3
2.2 Parámetros a considerar dentro de un programa de tratamiento de agua de calderas.	8
2.3 Tecnologías de tratamiento externo del agua de calderas.	12
2.3.1 Tecnologías del intercambio iónico.	16
2.3.2 Tecnología de la Ósmosis inversa aplicada a sistemas de generación de vapor.	27
2.3.2.1 Criterios de Diseño de Sistemas de Ósmosis Inversa aplicado a sistemas de generación de vapor.	34
2.3.2.2 Diseños de pretratamiento existentes para sistemas de OI en centrales térmicas.	37
2.3.3 Tecnología de la electrodeionización – Electrodialisis.	47
2.4 Tecnologías del tratamiento interno del agua de calderas.	52
2.4.1 Tecnología Fosfato – Orgánico.	52
2.4.2 Tecnología de polímeros orgánicos.	54
<b>III. DESARROLLO DEL TEMA.</b>	59
3.1 Caracterización de un sistema de Ósmosis Inversa a nivel Planta Piloto.	59
3.2 Evaluación técnica y económica de los métodos de intercambio iónico y ósmosis inversa.	63
3.3 Evaluación técnica y económica del tratamiento interno, fosfato y todo polímero.	84
3.4 Recuperación de energía de las purgas.	86
3.5 Trabajo en planta – LAVINDUSTRIA.	88



3.5.1	Simulación de un sistema de generación de vapor que utiliza tratamiento de agua tradicional.	88
3.5.2	Simulación del sistema de generación de vapor.	92
3.5.3	Simulación de un sistema de generación de vapor que utiliza tratamiento de aguas con ósmosis inversa.	98
3.5.3.1	Selección del equipo de tratamiento de ósmosis inversa.	98
3.5.4	Simulación del sistema de generación de vapor optimizado con el ChemCad.	102
3.5.5	Simulación del sistema de generación de vapor y tratamiento de aguas con ósmosis inversa.	112
3.6	Evaluación económica.	114
3.6.1	Evaluación económica trabajo experimental.	114
3.6.2	Evaluación económica trabajo en planta.	120
3.6.2.1	Evaluación económica: Sistema de generación de vapor condiciones actuales.	120
3.6.2.2	Evaluación económica: Sistema de generación de vapor optimizado utilizando tratamiento de aguas con ósmosis inversa.	127
3.6.2.2.1	Simulación de Costos de un sistema de generación de vapor que utiliza tratamiento de aguas por ósmosis inversa.	135
IV.	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.</b>	144
V.	<b>BIBLIOGRAFÍA.</b>	147
VI.	<b>APÉNDICE.</b>	148
	Reportes de impacto ambiental condiciones actuales y optimizado.	148

## I. INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas existe un progresivo desarrollo de las tecnologías de membranas. Esta tecnología tiene en el tratamiento de agua para equipos generadores de vapor, una de sus aplicaciones más recientes. En este campo, su uso se ha ido extendiendo de manera gradual especialmente en calderas que trabajan a altas presiones tal es el caso de las que operan en centrales de generación de electricidad.

De esta forma, nuevas configuraciones y tipos de membranas se han venido desarrollando, lo que ha originado que los costos de operación y mantenimiento de estos equipos (ósmosis inversa, nanofiltración, ultrafiltración) se hayan reducido notoriamente, ocasionando que cada vez su campo de aplicación sea más extenso desplazando o reorientando en algunos casos el uso de otras tecnologías como las de intercambio iónico. Debido a ello, actualmente existen sistemas que conforman una batería de equipos dentro de los cuales se utilizan equipos de ósmosis inversa y de intercambio iónico de tal forma que ambos se complementan. Ello origina que los costos de operación y mantenimiento de los equipos de intercambio iónico disminuyan, ya que requieren un menor dimensionamiento, menos costos de insumos químicos para su regeneración entre otros.

Es por ello el objeto del presente trabajo cuyo fin es el evaluar el uso de las tecnologías de ósmosis inversa versus la de ablandamiento catiónico para calderas que trabajen a bajas presiones, es decir cuya presión de vapor este por debajo de los 400 psig

## **1.1 Objetivo General**

- Evaluar técnica y económicamente las diferentes tecnologías de tratamiento de agua por procesos de membrana aplicado a los sistemas de generación de vapor cuya presión de trabajo es menor de 400 psig.

### **Objetivos específicos**

- Comparar los rendimientos de las resinas de intercambio iónico con los sistemas de tratamiento de agua por procesos de membrana en el ablandamiento del agua para su uso en equipos de generación de vapor.
- Evaluar el beneficio técnico económico de reemplazar un sistema de ablandamiento catiónico por un equipo de ósmosis inversa para calderas de baja presión (menor a 400 psig).
- Diseñar mediante un software de simulación apropiado las distintas condiciones operativas a las que trabajan cada una de estas tecnologías.

## **II. DESARROLLO DE CONCEPTOS Y TÉCNICAS**

### **2.1 Tecnologías para el Tratamiento de Agua para Calderas**

Existen diversas opciones para el tratamiento de agua para calderas dependiendo de las condiciones de operación de las mismas. Como criterio general, a medida que se aumenta la presión de operación de la caldera los requisitos de calidad de agua de la caldera aumentan. Ello se debe a que el incremento en la presión de vapor de operación de la caldera va acompañado con un incremento en el flujo de transferencia de calor a través de la superficie de la caldera. Esto origina, que dado que existe un incremento en el flujo de transferencia de calor, los mecanismos por el cual se suceden los procesos de deposición de sales y corrosión en las superficies de la caldera sean distintos a los existentes a bajos flujos de calor.

Las diferencias más notorias se deben a que a esas condiciones se sucede un proceso llamado ebullición nucleada y otras formas de ebullición convectiva en la pared de los tubos de la caldera por el lado del agua. Este fenómeno va acompañado con una sobresaturación de las sales presentes lo que origina su precipitación. La ebullición nucleada impide que la masa de agua con o sin reactivos químicos tome contacto con las sales que se van formando ya que forma una capa aislante, por lo que se produce el encalichamiento. En realidad se forma un ciclo, ya que al formarse la capa de caliche, la temperatura en las paredes del tubo se incrementan con lo cual se vuelve a originar el proceso de ebullición nucleada del vapor (ver figura 1) y la capa de caliche se incrementa.

Además de ello, debido al mayor flujo de calor a altas presiones, la mayor conductividad del agua asociado con su pH aumenta el riesgo

de que se origine el fenómeno de corrosión ya que el agua actúa como electrolito entre las zonas con mayor y menor potencial de oxidación. La existencia de estas zonas esta ligado a varias aspectos (pH del agua, presencia de iones  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ , presencia de  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}_2$ , existencia de capa pasivante de oxido (Magnetita  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ) en la superficie del metal, etc.).

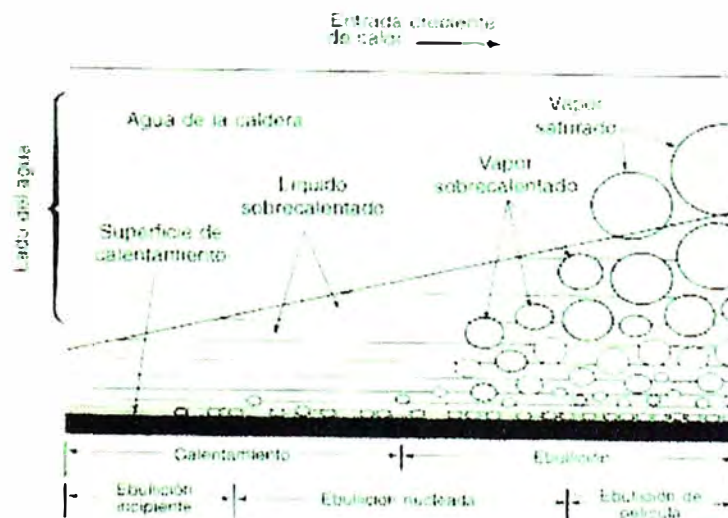
Estos son algunos de los motivos por los que la calidad del agua de la caldera varia sustancialmente a medida que se trabajan a mayores presiones de vapor y/o flujo de transferencias de calor.

Debido a ello, se ha clasificado las tecnologías para tratamiento del agua en función a la presión de operación de la caldera, por lo que se tiene los siguientes rangos:

- Calderas que operan a presiones de vapor de menos de 400 psig.
- Calderas que operan a presiones de vapor entre 400 - 900 psig.
- Calderas que operan a mas de 900 psig.

### Gráfico N° 1

#### Transición del Calentamiento a la Ebullición conforme aumenta la temperatura de pared



**a) Calderas que operan a presiones de vapor de menos de 400 psig**

Intercambio iónico básico puede producir agua potable. Los niveles de agua residual deseado determinan el tipo de ablandador que debería utilizarse. Estas opciones incluyen:

- Ablandador ciclo sodio (intercambiador catiónico ciclo sodio), regeneración a contracorriente produce menos de 1 – 3 ppm dureza, dependiendo del nivel de dosificación de regenerante (expresado en este caso como libras de NaCl por pie<sup>3</sup> de resina).
- Ablandador ciclo sodio, regeneración a contracorriente, la cual produce menos de 0,5 ppm de dureza.
- Ablandador ciclo sodio de lecho empacado, regeneración a contracorriente, la cual produce menos de 0,5 ppm de dureza.

**b) Calderas que operan a presiones de vapor entre 400 - 900 psig**

Normalmente requiere algún grado de desmineralización para reducir los sólidos disueltos a niveles aceptables. Los requerimientos de calidad del agua determina el proceso de tratamiento. Configuraciones comunes que pueden incluirse para el tratamiento del agua para estas aplicaciones incluyen:

- Desmineralizador de doble lecho (catiónica ácido fuerte y aniónica base débil, regeneración co-corriente). Produce agua tratada con un promedio de 5 – 10 microSiemens por cm (uS/cm) conductividad y 50 ppb sílice.
- Un descarbonatador puede ser incorporado entre los intercambiadores catiónicos y aniónicos para remover CO<sub>2</sub>

del agua descationizada, reduciendo la carga iónica del intercambiador aniónico.

- Desmineralizador de doble lecho (catiónica ácido fuerte y aniónica base débil, regeneración a contracorriente). Esta opción produce agua tratada con un promedio de 1 – 3 uS/cm de conductividad y 10 – 20 ppb de sílice. Un descarbonatador puede ser usado para reducir la carga del lecho aniónico.
- Desmineralizador de doble lecho empacado (catiónica ácido fuerte y aniónica base fuerte, regeneración contracorriente). Esta opción produce agua tratada con un promedio de menos de 1 uS/cm de conductividad y 10 – 20 ppb de sílice, y comparativamente menos desechos que con la mayoría de los otros sistemas. Sin embargo la turbidez de ingreso debe ser menor de 1 NTU (unidad de turbidez de un nefelometro), para limitar los sólidos suspendidos en el agua de alimentación. Este sistema puede utilizarse con o sin descarbonatador.
- Desmineralizador de doble lecho empacado (catiónica-aniónica regenerado a contracorriente). Esta opción tiene resinas débiles y fuertes tanto aniónica como catiónica para proveer una optima eficiencia química y reducir los costos de operación. Esto produce agua tratada con un promedio de menos de 1 mS/cm de conductividad y 10 – 20 ppb de sílice, y comparativamente con menos desperdicios que con otros sistemas. Sin embargo la turbidez de ingreso debe ser menor de 1 NTU (unidad de turbidez de un nefelómetro), para limitar los sólidos suspendidos en el agua de alimentación. Este sistema puede utilizarse con o sin descarbonatador.

**c) Calderas que operan a presiones de vapor de mas de 900 psig**

Para calderas que trabajan a elevadas presiones (> 900 psig), se requiere agua de muy alta calidad para prevenir encalichamiento y deposición de sólidos en los tubos de la caldera y en las aletas de la turbina. Para alcanzar una alta calidad, se le agrega un sistema de pulido al arreglo existente. El desmineralizador de pulido puede ser un lecho mixto, un intercambiador catiónico de pulido o una unidad de electrodeionización. Los siguientes ejemplos de equipos, indican el rango de sistemas que pueden proveerse para producir agua desmineralizada de alta calidad:

- Dos lechos co-corriente resina catiónica ácida fuerte / resina aniónica base fuerte seguido por un intercambiador iónico de lecho mixto. Esto produce agua con un promedio de 0,06 – 0,1 uS/cm de conductividad y menos de 5 – 10 ppb.
- Ósmosis inversa seguido por descarbonatación y un intercambiador iónico de lecho mixto. Esto produce agua tratada con un promedio de 0,06 a 1 uS/cm de conductividad y < 5 – 10 ppb de sílice. La OI es diseñada normalmente de 1 solo paso aunque pueden utilizarse de dos pasos.
- Ósmosis inversa seguido por descarbonatación y electrodeionización. Esto produce agua tratada con un promedio de 0,063 a 0,1 uS/cm de conductividad y 10 ppb de sílice. El sistema de OI puede ser de uno o dos pasos dependiendo de la cantidad de STD del agua cruda. En algunos casos, se coloca un lecho mixto después de la electrodeionización para añadir seguridad.
- Desmineralizador de doble lecho-lecho empacado (cation-anion, regeneración contracorriente) seguido por un



intercambiador iónico de lecho mixto. Esto produce agua tratada con un promedio de menos de 0,5 uS/cm de conductividad y 10 - 20 ppb de sílice. Un descarbonatador puede ser usado entre las unidades catiónicas y aniónicas para reducir los costos operativos y, en algunos casos, reducir los costos de capital del sistema.

Cualquiera de estos sistemas que emplean desmineralizadores de doble lecho pueden ser reemplazados por sistemas de cuatro lechos con resinas de intercambio catiónicas y aniónicas débiles y fuertes si la calidad del agua dura es adecuada.

Para el presente trabajo, debido a las características del parque nacional de calderas (las que se utilizan más ampliamente son las calderas de baja presión), se ha considerado la evaluación de la Ventaja Técnica y Económica de las Tecnologías de Membranas con respecto al Intercambio Iónico en el Tratamiento de Agua para Calderos de presiones menores de 400 psig, es decir el primer grupo.

## **2.2 Parámetros a considerar dentro de un programa de tratamiento de agua de calderas**

- **Prueba de acidez o alcalinidad**

Esta se utiliza para controlar la corrosión y también la incrustación, usando los valores obtenidos al calcular la cantidad de álcali que debe añadirse a un agua bruta ácida, o la cantidad de cal y sosa que se necesita en un desendurecedor de cal y sosa.

- **Prueba de dureza, calcio y magnesio**

Es una medida de la dureza del agua bruta y blanda y del agua de alimentación. La dureza produce incrustación en una caldera y además los valores obtenidos de calcio y magnesio pueden utilizarse para determinar la cantidad de cal y sosa que necesita añadirse al agua de caldera, y así controlar la formación de incrustaciones.

- **Prueba del hidróxido**

La cantidad de hidróxido en el agua de caldera se determina para controlar la corrosión, fragilidad, arrastres o indirectamente el control de la incrustación. El hidróxido debe mantenerse a un nivel suficientemente bajo para que no suceda arrastre como formación de espumas y para evitar concentraciones de tensión que ataquen al acero.

- **Prueba del fosfato**

La concentración de fosfatos se controla para producir incrustaciones solubles que pueden purgarse fuera de la caldera. La concentración de fosfato se mantiene también de modo que exista una relación entre fosfato y pH o alcalinidad en el agua de caldera, de modo que haya hidróxido libre presente y evitar la fragilidad de este modo.

- **Prueba de sulfito**

La concentración de sulfito, si está ligeramente en exceso, se combinará con el oxígeno disuelto en el agua y así evitará la corrosión. Este tratamiento no se recomienda para calderas con presiones por encima de 1000 psig, porque las reacciones químicas pueden ser peligrosas a presiones elevadas.

- **Prueba del hierro**

Se emplea para determinar si el retorno de condensado tiene exceso de óxido de hierro o herrumbre proveniente de las tuberías anexas y maquinaria de utilización del vapor.

- **Prueba del cobre**

Similar efecto al del hierro, pero la fuente es normalmente los intercambiadores o equipos de bombeo con piezas de cobre.

- **Prueba de conductividad eléctrica**

Este test determina la cantidad de sólidos presentes en el agua y se utiliza para el control del agua. Si se usa sobre los retornos de condensados se puede usar para detectar fugas de agua bruta de los condensadores e intercambiadores de calor hacia el condensado.

En la Tabla N° 1 se aprecia los requerimientos de calidad para agua de alimentación de calderas, mientras que en la Tabla N° 2 se muestra los requisitos de calidad de agua según la presión de vapor de la caldera.

**Tabla N° 1 <sup>(1)</sup>**

Requerimientos de calidad para agua de alimentación de calderas (mg/l)

Características	Agua de alimentación para calderas, psia			
	0 - 150	150 - 700	700 - 1500	1500 - 5000
Silica (SiO <sub>2</sub> )	30	10	1	0.01
Aluminio (Al)	5	0.1	0.01	0.01
Hierro (Fe)	1	0.3	0.05	0.01
Manganeso (Mn)	0.3	0.01	0.01	
Cobre (Cu)	0.5	0.05	0.05	0.01
Amoníaco (NH <sub>3</sub> )	0.1	0.1	0.1	0.7
Bicarbonatos (HCO <sub>3</sub> )	170	120	50	*
Sólidos disueltos	700	500	200	0.5
Sólidos en suspensión	10	5		
Dureza (CaCO <sub>3</sub> )	20	1	0.1	0.07
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> )	140	100	40	
pH	8 - 10	8 - 10	8.2 - 9.2	8.8 - 9.2
COD	5	5	0.5	
Oxígeno disuelto	<0.03	<0.03	<0.03	<0.005
Turbidez (JTU)	10	5	0.5	0.05

\* Determinado por el tratamiento de otros componentes

Fuente: Water Treatment Principles and Design, Wiley Interscience, New York, 1985

<sup>1</sup> Popock J., ASME Handbook on Water Technology for Thermal Power Systems, 1989, Pag. 75



### 2.3 **Tecnologías para el tratamiento externo del agua de calderas**

Uno de los procesos más importante dentro del tratamiento externo del agua de calderas, es la eliminación de las sales del agua. Para realizar este proceso se emplean diversas tecnologías. Las principales son las siguientes:

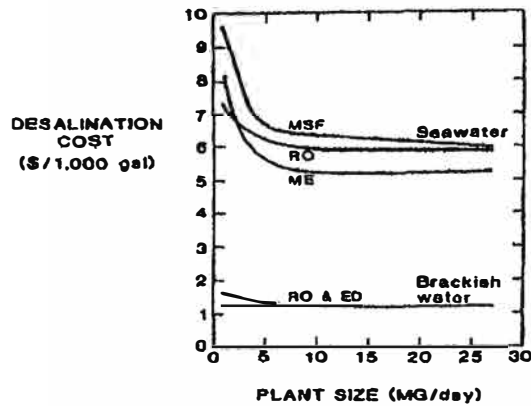
- Intercambio iónico.
- Ósmosis Inversa.
- Electro diálisis.
- Destilación (multiefectos, multietapas flash, etc.).

La selección de la tecnología mas apropiada o de la combinación de estas tecnologías dependerá de mucho factores. Entre ellos se incluyen: la composición del agua dura, la disponibilidad de energía, la calidad de agua requerida entre otros. La electrodesionización y la ósmosis inversa pueden combinarse de acuerdo a la composición del agua de alimentación.

El intercambio iónico y la electro diálisis son preferidos generalmente para soluciones con baja concentración, mientras que la destilación se utiliza para soluciones mucho mas concentradas. A modo de referencia se muestra los gráficos N° 3 y 4 en el cual se comparan los costos de estas tecnologías para desalinización del agua.

**Gráfico N° 3 <sup>(4)</sup>**

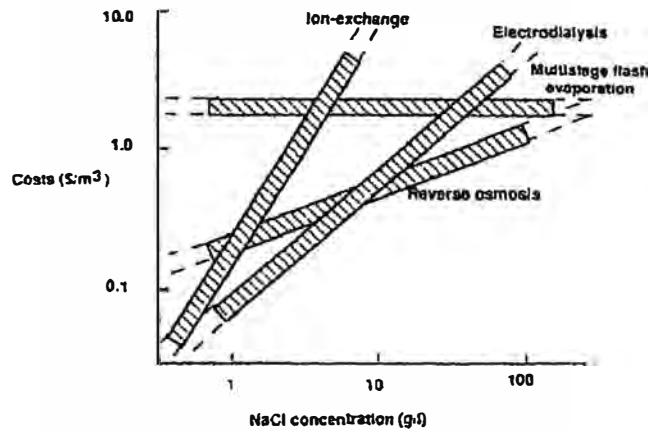
**Comparación de Costos Estimados de Operación basados en el tamaño de la Planta**



Comparison of estimated desalination operating costs based on plant size. (MSF: multistage flash, RO: reverse osmosis, ME: multiple-effect evaporation, ED: electrodialysis).

**Gráfico N° 4 <sup>(5)</sup>**

**Costos de Desalinización del Agua Salina en función a la concentración de la solución de alimentación**



Costs of desalination of saline water as a function of the feed solution concentration for ion exchange (IE), electrodiálisis (ED), reverse osmosis (RO), and multistage flash evaporation (MSF).

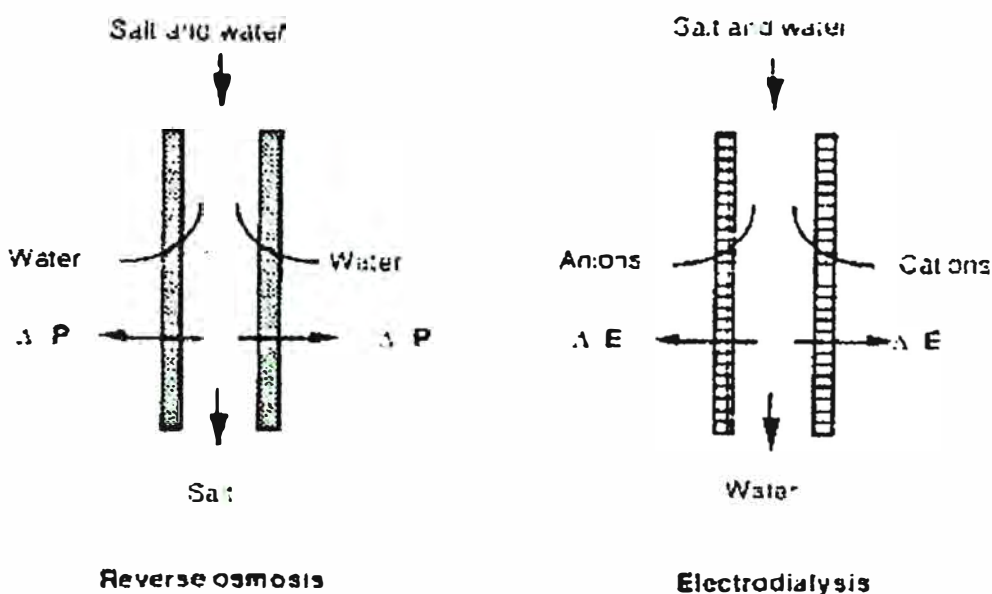
<sup>4</sup> Baker R., Membrane Separation Systems, Noyes Data Corporation, 1991, Pag. 298

Baker R., Membrane Separation Systems, Noyes Data Corporation, 1991, Pag. 432

todos los procesos, en la práctica el consumo de energía es distinto. Para la eliminación de las sales se pueden utilizar los procesos de intercambio iónico, electro diálisis, ósmosis inversa y destilación. Todos estos procesos requieren cierta cantidad de energía dependiendo la concentración de la solución de alimentación. Las diferencias en cuanto a la demanda de energía entre la electro diálisis y la ósmosis inversa pueden apreciarse en el gráfico N° 5.

Gráfico N° 5<sup>(6)</sup>

**Diagrama Esquemático de los principios de operación de la Ósmosis Inversa y la Electrodialisis**



Schematic diagram comparing the operating principles of reverse osmosis and electrodialysis.

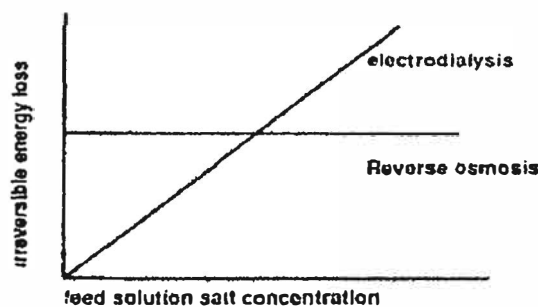
En un proceso de ósmosis inversa el agua pasa a través de la membrana bajo una fuerza motriz creada por una diferencia de presión hidrostática. Ignorando los efectos de la concentración por polarización, las pérdidas irreversibles de energía se originan por la

<sup>6</sup> Baker R., Membrane Separation Systems, Noyes Data Corporation, 1991, Pag. 424

fricción entre las moléculas del agua con los polímeros que conforman la matriz de la membrana. Estas pérdidas por fricción son independientes de la concentración de sal en el agua de alimentación. En el caso de la electro diálisis, los iones pasan a través de la membrana debido una fuerza motriz creada por un diferencial de potencial eléctrico. En este caso, sin embargo, las pérdidas de energía por fricción son directamente proporcionales a la concentración de sales en el agua de alimentación. Así, para un agua de alimentación con una baja concentración de sales, el requerimiento de energía es mas bajo en electro diálisis que en ósmosis inversa mientras que en otros casos con una alta concentración de sales, el consumo de energía en la electro diálisis es mayor que en la ósmosis inversa. Esto puede apreciarse mejor en el gráfico N° 6.

**Gráfico N° 6** <sup>(7)</sup>

Diagrama de perdidas irreversibles de energía en  
Ósmosis Inversa y Electro diálisis



Schematic diagram showing the irreversible energy losses in electro dialysis and reverse osmosis as a function of the feed-solution salt concentration

En el  
gráfico

se evalúa las pérdidas irreversibles de energía versus la concentración de sales en el agua de entrada, asumiendo iguales concentraciones del agua de alimentación.

<sup>7</sup> Baker R., Membrane Separation Systems, Noyes Data Corporation, 1991, Pag. 424



Una comparación de los consumos de energía de estos procesos de separación tiene que tomar en cuenta las diferentes formas en las cuales es requerida la electricidad. El electro diálisis emplea electricidad, la cual es relativamente cara, mientras que la destilación emplea calor. En el intercambio iónico, muy poca energía es requerida directamente, pero tiene que tenerse en cuenta el costo de los químicos empleados para la regeneración de las resinas.

### **2.3.1 Tecnologías del intercambio iónico**

El intercambio iónico es el término aplicado al proceso mediante el cual se intercambia los iones de una solución de agua salina mediante el empleo de intercambiadores naturales o del tipo sintético. Estos intercambiadores iónicos al contacto con la solución salina substituyen de manera reversible algunos de sus iones (en algunos casos cationes y en otros aniones) por los de la solución salina. El intercambio iónico en el tratamiento del agua esta basado en el principio de que las impurezas que se disuelven en el agua se disocian en forma de partículas cargadas positiva y negativamente, conocidas como iones. El material de intercambio iónico tiene la propiedad de intercambiar un ión por otro, tomándolo temporalmente en combinación química y dándole una solución regenerativa fuerte. La tabla N° 4 presenta los tipos de intercambiadores iónicos y los productos químicos regenerantes normalmente utilizados en el tratamiento del agua.

### **Características generales de las resinas**

Las resinas catiónicas se subdividen en ciclo sodio (débil) y ciclo hidrógeno (fuerte). Las aniónicas a su vez, se dividen en débiles y fuertes.

Las características principales de ambos tipos de resinas se presentan en la tabla N° 3.

**Tabla N° 3**

### **Tipos de Resina**

<b>Catiónicas y Aniónicas Fuertes</b>	<b>Catiónicas y Aniónicas Débiles</b>
Operan a cualquier pH	Operan dentro de un pH limitado
Tienen menor capacidad de intercambio que las débiles	Tienen mayor capacidad de intercambio que las resinas fuertes
Deben regenerarse con más frecuencia	Se regeneran casi estequiometricamente, es decir, un mínimo exceso de regenerante.
Su regeneración es ineficiente, elevando el costo de operación	Tienen menor costo de operación.

**Tabla N° 4**

**Productos Químicos Regenerantes**

Materiales de intercambio iónico	Productos químicos regenerados
<b>Cambiadores catiónicos</b>	
<b>Ciclo del sodio</b>	
Arena verde natural	NaCl
Gel sintético	NaCl
Carbón sulfonatado	NaCl
Resina de estireno	NaCl
<b>Ciclo de hidrogeno</b>	
Carbón sulfonatado	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Resina de estireno	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> HCl
<b>Cambiadores aniónicos</b>	
Debilmente básico (amina alifática)	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Debilmente básico (fenólica)	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Débilmente básico (estireno)	NaOH
Fuertemente básico (tipo I)	NaOH
Fuertemente básico (tipo II)	NaOH

**Reacciones Químicas**

Las reacciones principales de intercambio iónico que se suceden en las resinas aniónicas y catiónicas se muestran en la tabla N° 5:

**Tabla N° 5**

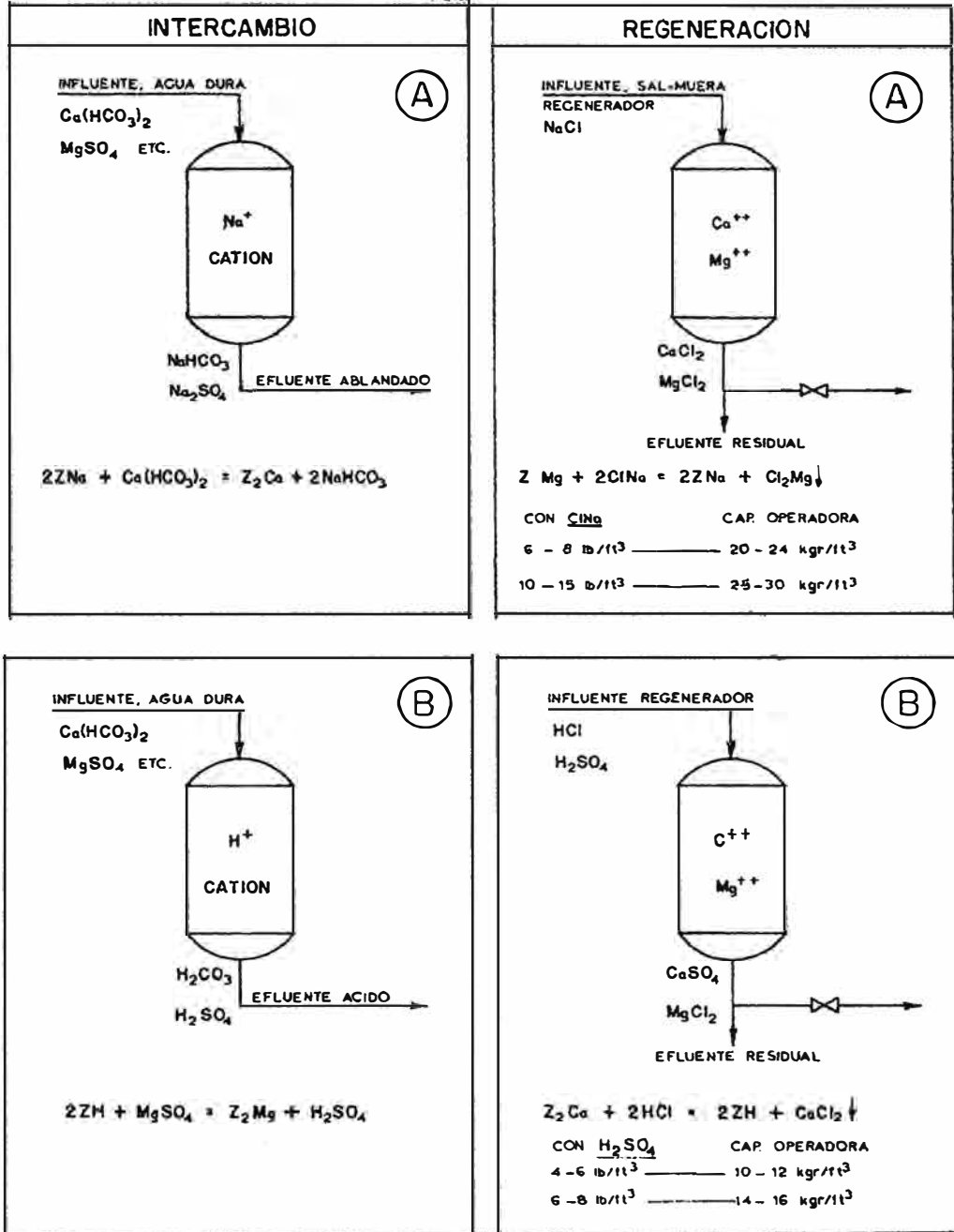
**Reacciones Químicas en las Resinas**

Reacción	Minerales en el influente	Intercambiador	Minerales cambiados a	
A	Ca(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CaSO <sub>4</sub>	Catión Na <sup>+</sup>	NaHCO <sub>3</sub> Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Sales sodicas
B	Ca(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CaSO <sub>4</sub>	Catión H <sup>+</sup>	HCO <sub>3</sub> H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Acidos varios
C	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> NaHCO <sub>3</sub>	Anión Cl <sup>-</sup>	NaCl	Cloruro de sodio
D	HCO <sub>3</sub> H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Anión OH <sup>-</sup>	H <sub>2</sub> O	Agua pura

A continuación se muestran estas reacciones (gráficos N° 7 y 8):

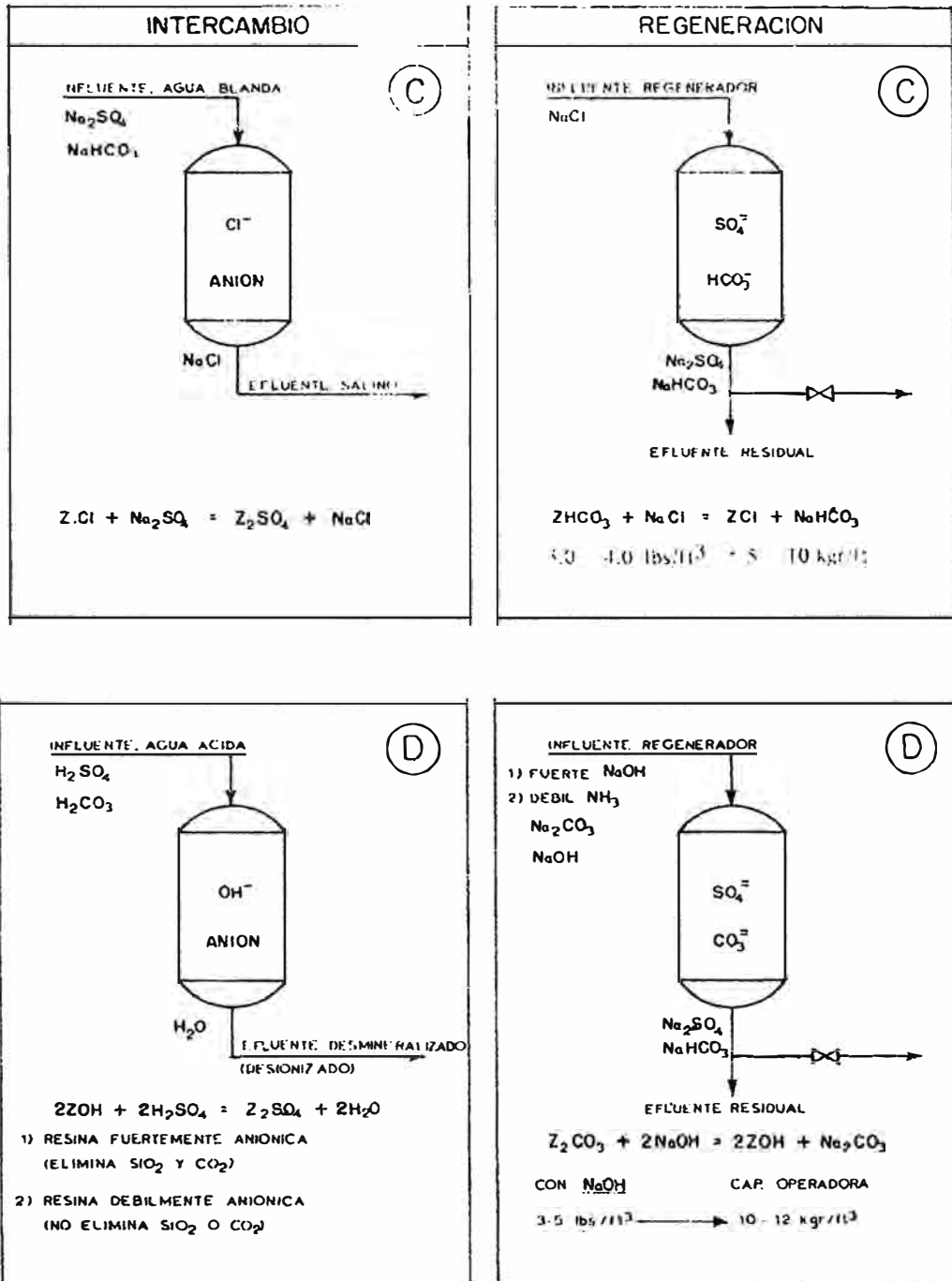
Gráfico N° 7

Etapas en los Procesos de Intercambio Iónico Ciclo Na<sup>+</sup> y Ciclo H<sup>+</sup>



### Gráfico N° 8

## Etapas en los Procesos de Intercambio Iónico Ciclo Na<sup>+</sup> y Ciclo H<sup>+</sup> (Continuación)



De acuerdo al requerimiento de calidad de agua que se tenga, se puede obtener a partir de estas reacciones y combinadas en serie o paralelo, distintos tipos de efluente tal como se indica en la Tabla N° 6.

**Tabla N° 6**

**Secuencia de Operaciones para distintas calidades de efluentes**

Proceso	Secuencia	Tipo de efluente
Ablandamiento común	A	Agua blanda
Desalcalización por ablandamiento dividido	A + B	Agua de baja alcalinidad
Desalcalización por intercambio iónico	A + C	Agua blanda salina de baja alcalinidad
Desmineralización o desionización	B + D	Agua pura, sin solidos disueltos

**Gráfico N° 9**

**Equipo Desmineralizador por Intercambio Iónico**



## **Procesos de Intercambio Iónico**

### **Ablandamiento Ciclo Na<sup>+</sup>**

Este proceso usa una solución arenosa llamada zeolita que puede ser de origen natural o sintético. La zeolita tiene la propiedad del intercambio básico. Cuando pasa el agua dura pasa a través de un lecho de zeolita, los compuestos cálcicos y magnesio pasan a la zeolita y son sustituidos por el sodio de la zeolita. El bicarbonato cálcico se convierte en bicarbonato sódico, y el sulfato de magnesio se convierte en sulfato de sodio.

Estos compuestos no forman incrustación; de ese modo el intercambio iónico ablanda el agua al liberarla de sus compuestos que le confieren dureza. Eventualmente la zeolita pierde su concentración de sodio porque el sodio se combina con los compuestos de calcio y magnesio y esto produce la pérdida de su poder de intercambio.

La regeneración de la zeolita implica su impregnación con una solución fuerte de salmuera (ClNa). Una acción inversa produce el reemplazo del calcio y magnesio de la zeolita por el sodio de la salmuera.

### **Ablandamiento Ciclo H<sup>+</sup>**

El ablandador de zeolita ciclo hidrógeno es de alguna forma similar al ablandador ciclo sodio, pero este intercambia iones hidrógeno por el calcio o magnesio que se encuentran en el agua, formando ácidos en el agua y compuestos de zeolita magnesio – calcio. Cuando se satura el lecho se enjuaga con ácido sulfúrico el cual se usa generalmente debido a su bajo costo.

El exceso de ácido y el sulfato de magnesio o calcio formados en la regeneración son eliminados del lecho y el ablandador queda listo para ser utilizado.

## **Desmineralización**

### **Desmineralización por intercambio iónico**

Los desmineralizadores se emplean en plantas que utilizan calderas que operan a mas de 1000 psi. Su función es la de eliminar materias disueltas en el agua pretratada de calderas por contacto con intercambiadores de resinas iónicas. Estas resinas eliminan los sólidos disueltos por un intercambio iónico, dejando iones inocuos en el agua. Las resinas pueden regenerarse para uso posterior por retrolavado, pero eventualmente deben reemplazarse por un lecho nuevo.

La desmineralización del agua requiere que el agua este completamente libre de sales minerales. Cuando se realiza por medio del intercambio iónico, este se realiza en dos etapas, siendo la primera el ciclo de hidrógeno (intercambio catiónico) seguido por el segundo paso, el intercambio aniónico. A su vez los cambiadores aniónicos se dividen en cambiadores aniónicos básicos fuertes y débiles.

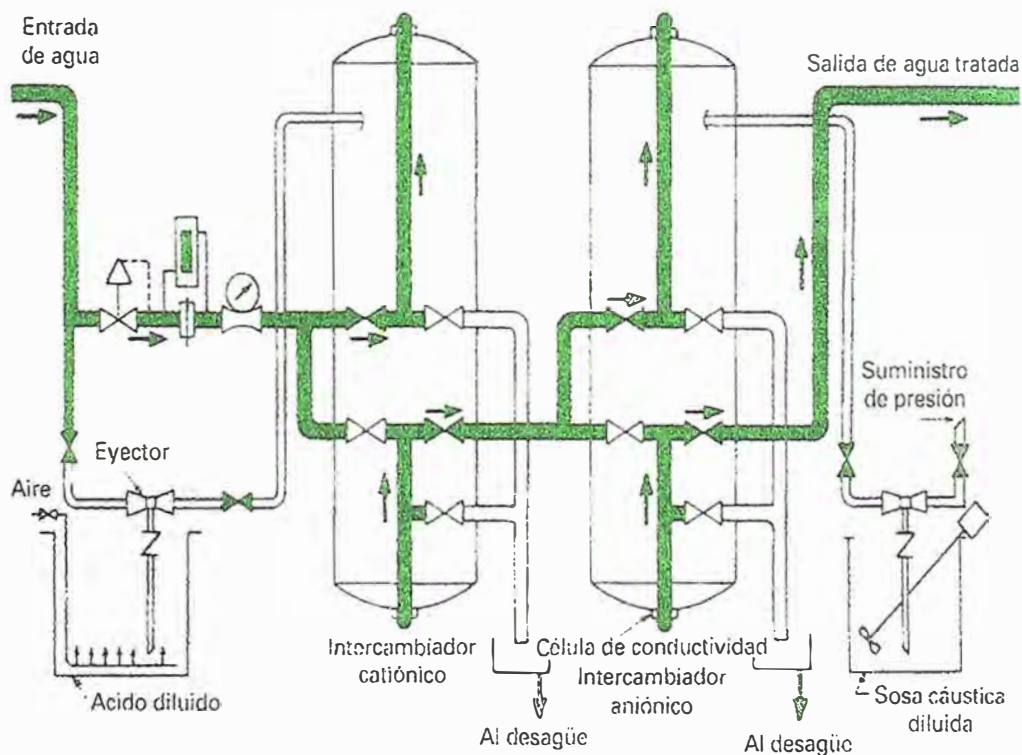
El intercambiador básico débil no eliminará ácidos débiles como el carbónico o el dióxido de silicio. Estas resinas son regeneradas por álcalis tales como el amoníaco, sosa cáustica o cenizas sódicas.

El cambiador básico fuerte puede eliminar ambos ácidos, fuertes y débiles, produciendo agua que esté libre de sílice y dióxido de carbono, pero es más costoso de operar. La regeneración se hace con sosa cáustica.



En los desmineralizadores de lecho mixto (gráfico N° 10), se mezclan los dos tipos de resinas juntas en un solo deposito. La regeneración en un lecho mixto puede llevarse a cabo porque las dos resinas pueden separarse hidráulicamente en lechos diferentes.

**Gráfico N° 10**  
**Desmineralizador de Doble Lecho por Intercambio Iónico**



Desmineralizador de dos lechos con intercambiador catiónico de hidrógeno e intercambiador aniónico que puede cambiar radicales ácidos para formar agua (anión básico débil) o anión básico fuerte que también elimina ácidos, sílice y dióxido de carbono. (Cortesía de Power magazine.)

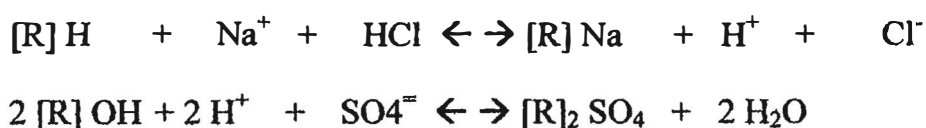
### **Desmineralización por membranas**

Es otro método que está recibiendo atención para eliminar impurezas del agua de las calderas. El tratamiento de una membrana consta de un paso de fluido presurizado a través de una membrana semipermeable, normalmente polimérica. En una filtración convencional de partículas, llamada macrofiltración, la corriente de ingreso pasa a través de los medios filtrantes dejando atrás las partículas. Esta basado en el tipo de membranas, propiedades del material de las membranas, disposición y caudal de las membranas, entre otros. Las presiones de bombeo para accionar el agua y pasarla a través de las membranas puede estar en el rango de 150 a 400 psi para aguas no salobres.

### **Propiedades que rigen en el proceso de intercambio iónico**

- Las resinas son selectivas, con factores relativos de afinidad de 15 o más.
- La reacción de intercambio iónico es reversible.

En la reacción se mantiene la electro neutralidad:



Sufren ensuciamiento por la calidad de agua de alimentación y deterioro por una deficiente operación de retrolavado y enjuague.

La capacidad teórica de intercambio de una resina es la cantidad de grupos iónicos por unidad de peso o de volumen.

Las resinas se dilatan o se contraen según la forma iónica. La referencia al peso es mucho más constante, pero se suele usar la

capacidad volumétrica de la forma completamente dilatada expresada en: m eq/l, granos/ ft<sup>3</sup>.

La capacidad aparente es un valor práctico que indica cuántos iones de la solución pueden ser captados realmente bajo las condiciones específicas de operación.

Ejem.: la capacidad aparente de una resina catiónica para el Na<sup>+</sup>, depende del pH de la solución, de la concentración de Na<sup>+</sup> y del nivel de regeneración o volumen del regenerante empleado. Pero además, situada en el recipiente de intercambio, dependerá de la fuga del ion Na<sup>+</sup> que se considere admisible.

### **Ventajas del proceso iónico**

Se adapta a las necesidades de agua en donde las concentraciones de impurezas iónicas no superen 1000 ppm de STD.

Las actuales resinas sintéticas tienen altas capacidades de intercambio, lo cual permite el diseño de equipos compactos con menor inversión.

Las resinas son estables químicamente, de larga duración y de fácil regeneración.

Las instalaciones son automáticas o manuales para adaptarse a las condiciones específicas.

### 2.3.2 Tecnología de la Ósmosis inversa aplicada a sistemas de generación de vapor

#### Ósmosis

Fenómeno natural que se produce en las células de los seres vivos, en el cual dos soluciones de distinta concentración salina puesta en contacto a través de una membrana semipermeable tienden a igualar sus concentraciones o actividades.

$$du_i = RTdLna_i + \bar{v}_i dp + z_i Fd\psi$$

$du_i$  = variación del potencial químico del componente i

$a_i$  = actividad del componente i, no está bajo el control arbitrario del operador.

$p$  = presión a través de la membrana, la cual puede variarse para aumentar la separación de los componentes.

$\psi$  = potencial eléctrico, puede variarse de acuerdo a necesidades de operación y actúa sobre cada especie de acuerdo a su carga  $z_i$  y no afecta las especies no iónicas.

$z_i$  = carga de los iones.

$f$  = constante de Faraday.

$v_i$  = volumen molar parcial del componente i

#### Ósmosis Inversa

Es un proceso inverso a la ósmosis, se produce cuando se aplica una presión en la solución de mayor concentración promoviendo el paso de un líquido a través de la membrana.

La membrana actúa como una barrera frente a ciertas moléculas, y evita su transporte hacia la solución más diluida.

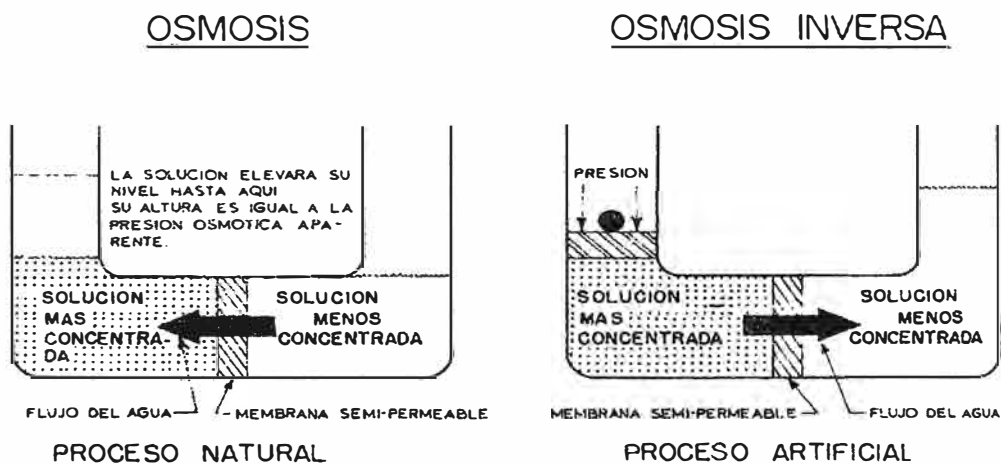
La presión aplicada debe ser superior a la presión osmótica.

La pureza y la cantidad de la solución resultante depende de la densidad de la membrana, de la naturaleza de los componentes de la solución y de la presión aplicada.

Pueden alcanzarse eficiencias del 90 – 95 %.

El agua cruda que se trata, requiere un ajuste de pH y pretratamiento y/o incrustaciones de las membranas. La Ósmosis inversa y la Nanofiltración son las tecnologías de membranas de mayor uso en el tratamiento de agua su selección se basa en el costo y calidad del agua tratada. La Ósmosis inversa rechaza contaminantes o partículas del orden de  $0,0001 \mu\text{m}$  y la Nanofiltración  $0,001 \mu\text{m}$ . Los procesos de ósmosis y ósmosis inversa se muestran en el gráfico N° 11:

**Gráfico N° 11**



## **Membrana Semipermeable**

*Es una fina película funcional que separa dos fases de distinto potencial químico, y actúa como una barrera selectiva al transporte de materia*

Las membranas se caracterizan por su estructura. Sus rendimientos en término de  $Ca^+$  y selectividad, dependen principalmente de la fuerza directora que se aplica, (  $D_g$ ,  $D_p$ ,  $D_Y$  ).

## **Operación de Membranas**

Es una operación donde una corriente de alimentación se divide en dos, un *permeado* que contiene el material que ha pasado a través de la membrana y un *concentrado* conteniendo las especies que no lo atraviesa. Un ejemplo se aprecia en el gráfico N° 12.

**Gráfico N° 12**

**Equipo de Ósmosis Inversa**



### **Limitaciones**

La mayoría de los gases disueltos como el CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y algunos pesticidas pasan a través de las membranas de Ósmosis inversa y la nanofiltración.

### **Tipos Principales de Módulos en el Mercado**

Módulos de placa y bastidor.

Módulo espiral.

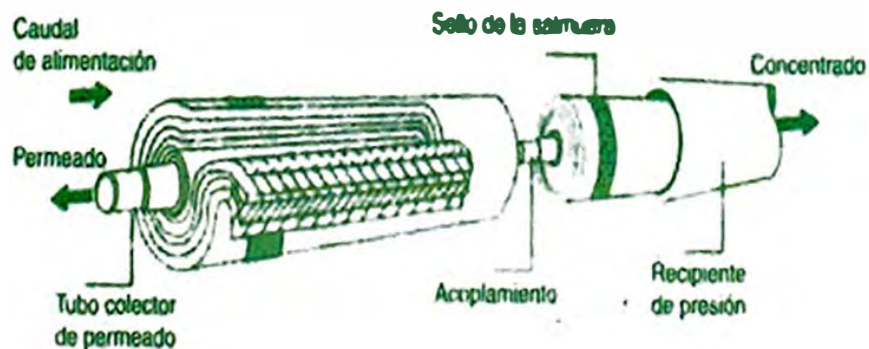
Módulo tubular.

Módulo de fibra hueca.

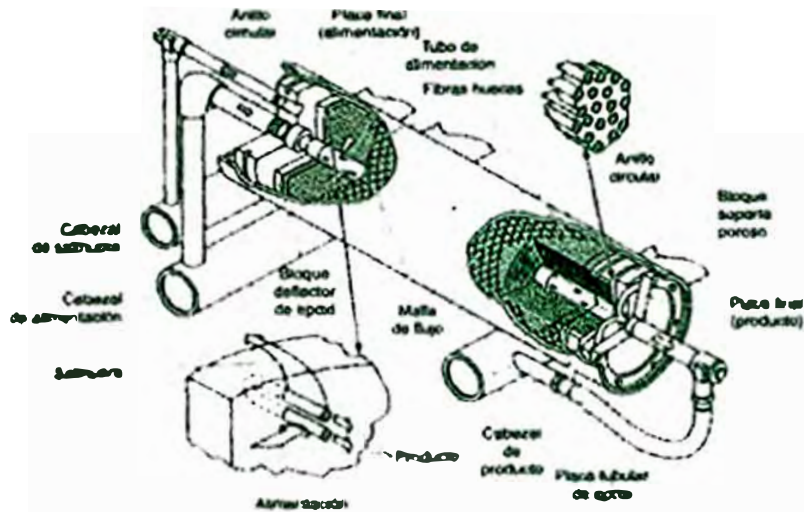
**Gráfico N° 13**  
**Módulo Tubular**



**Gráfico N° 14**  
**Módulo Espiral**



**Gráfico N° 15**  
**Modulo de fibra hueca**



*Membrana B – 10 Dupont de 10,2 cm contiene 650 000 fibras huecas que son aproximadamente de 1,28 m de largo y tienen una superficie de 139 m<sup>2</sup>*

**Gráfico N° 16**  
**Membrana de Ósmosis Inversa arrollada en Espiral**

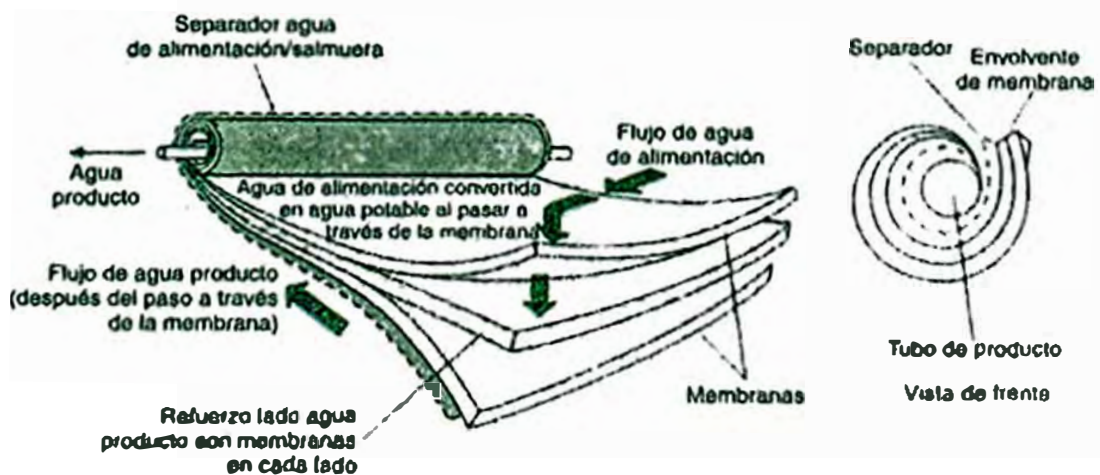
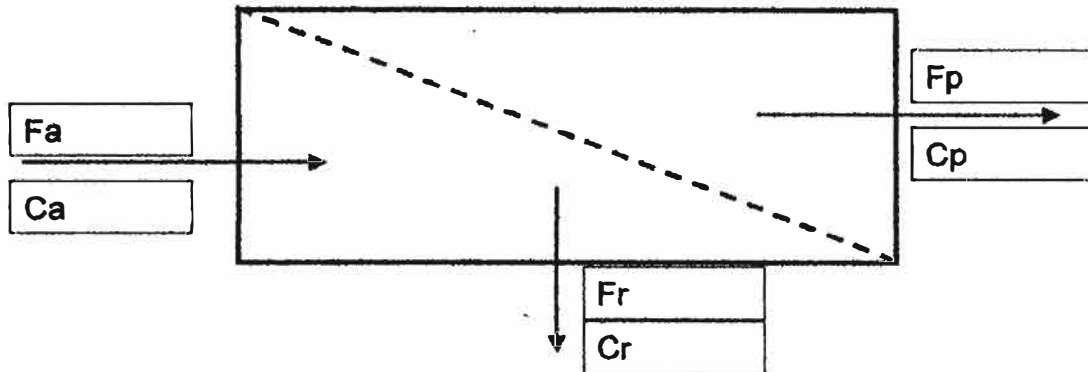


Diagrama de una membrana de OI arrollada en espiral.



Tienen menor recuperación que las membranas FFH. es más fácil de limpiar y mas resistente a los agentes de limpieza.

### ECUACIONES BÁSICAS



$$F_a = F_p + F_r \quad (1) \quad \text{BALANCE DE MATERIA}$$

$$C_a F_a = C_p F_p + C_r F_r \quad (2) \quad \text{BALANCE DE ESPECIE}$$

### PARA EL FLUJO DE AGUA

$$F = A (P_m - \Delta \pi_m).$$

$F$  = Flujo de agua que atraviesa la membrana  $L/m^2 h$ .

$A$  = Coeficiente de transporte de la membrana  $L/m^2 h atm$ .

$P_m$  = Presión diferencial a través de la membrana.

$\Delta \pi_m$  = Presión osmótica diferencial a ambos lados de la membrana expresada en las unidades de  $kgf / cm^2$ .

El coeficiente  $A$  es característica de cada membrana y depende de varios factores como espesor de la membrana, dimensión de los poros, distribución de los poros en la superficie de la membrana, la temperatura y la composición química del agua.

### **Ecuación de Transporte de Sales**

$$F_s = K_s (C_a - C_p).$$

$$F_s = \text{Flujo de sales en } g/cm^2 \cdot s$$

$$K_s = \text{Coeficiente de transporte de sales cm / s.}$$

$$C_a = \text{Concentración de sales en el agua de alimentación } g / cm^3.$$

$$C_p = \text{Concentración de sales en el producto en } g / cm^3.$$

El coeficiente de transporte de sales es una característica de cada membrana. La concentración de sales aumenta en la superficie de la membrana y a lo largo de ella. Por lo tanto un aumento de  $C_a$ , empeora la calidad del producto.

### **Rechazo Aparente de Sales**

$$R_s (\%) = \left( 1 - \frac{C_p}{C_a} \right) 100 \% = 100 - P_s$$

Es el parámetro más importante de la membrana y se basa en el proceso de fabricación y en los polímeros que forman la membrana. constituye el know how de cada fabricante. Su valor varía con los distintos iones.

En general los iones trivalentes son rechazados mejor que los divalentes y a estos a su vez mejor que los monovalentes.

### **Paso de Sales**

$$P_s (\%) = \frac{C_p}{C_a} \times 100\%$$

### **Recuperación**

Es el % de producto recuperado

$$R_s(\%) = F_p / F_a \times 100\%$$

La recuperación es distinta según se trate de membranas individuales o de módulos en los que intervienen más membranas colocadas en serie.

### **Concentración del producto**

$$C_p = (1 - R_s) \left( \frac{C_a - C_r}{2} \right)$$

### **Concentración del Rechazo**

$$C_r = R_s \cdot \left( \frac{C_a}{1 - R_s} \right)$$

Este parámetro es importante conocerlo en el diseño para establecer la forma de eliminación de un caudal, que según los casos puede ser importante o potencialmente contaminante.

### **Ratio o Proporción de Reducción**

$$\frac{C_a}{C_p} = \frac{1}{1 - R_s}$$

Es un indicativo de la calidad de la membrana y permite ver claramente la diferencia entre una y otra membrana

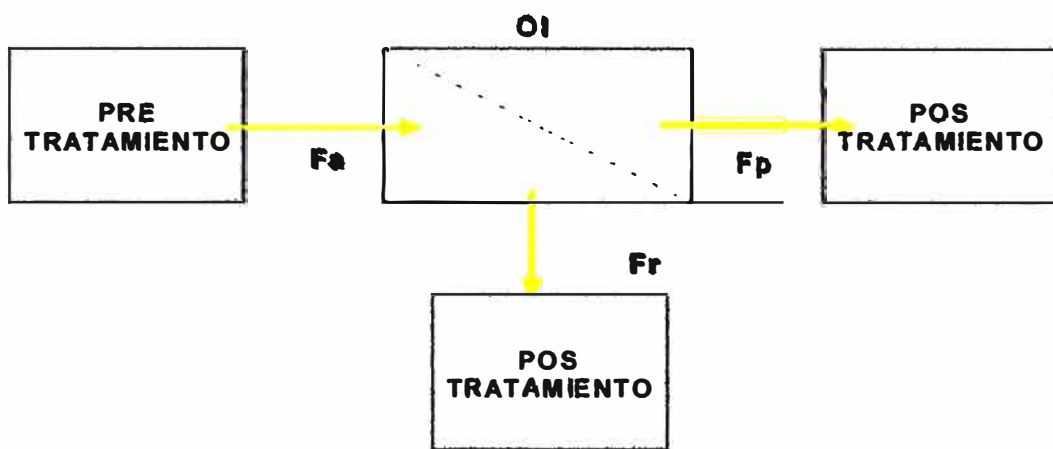
#### **2.3.2.1 Criterios de Diseño de Sistemas de Ósmosis Inversa aplicado a sistemas de generación de vapor**

Para el diseño de los sistemas de ósmosis inversa aplicado a sistemas de generación de vapor, además de los aspectos del

sistema propiamente hay que considerar las etapas de pretratamiento y postratamiento de acuerdo al esquema que se aprecia en el gráfico N° 17.

**Gráfico N° 17**

**Esquema del Proceso de Tratamiento del Agua mediante Ósmosis Inversa**



**Ensuciamiento de la membrana**

El ensuciamiento de la membrana es el principal factor que determina los costos de operación y el tiempo de vida de las plantas de ósmosis inversa. Si son operadas adecuadamente la vida de las membranas será extensa. Existen membranas de acetato y poliamida han estado operando sin dificultades en el tratamiento del agua salobre por espacio de 12 años.

Varios tipos de ensuciamiento pueden ocurrir en los sistemas de ósmosis inversa dependiendo del agua de alimentación. La causa mas común de ensuciamiento es debido a las partículas suspendidas. Por eso, para una operación exitosa, los sólidos suspendidos deben ser removidos del agua de alimentación antes de que la corriente entre a la planta de ósmosis inversa. Fallas en remover las partículas origina que estos sólidos se depositen como una torta en la superficie de la membrana. Este tipo de ensuciamiento es un problema severo en módulos de fibra hueca.

Un segundo tipo de ensuciamiento es el encalichamiento de la membrana. Esto ocurre comúnmente cuando los límites de solubilidad de ya sea sílice, sulfato de bario, sulfato de calcio, carbonato de calcio, y fluoruro de calcio son excedidos. Exceder los límites de solubilidad originan que las sales insolubles precipiten en la superficie de la membrana. Para ello se requiere hacer un análisis químico de la corriente de alimentación a fin de establecer el correcto diseño de las plantas de ósmosis inversa y sus parámetros de operación. Es esencial que una planta opere al % de recuperación diseñado a fin de evitar la precipitación y consecuente encalichamiento en la superficie de la membrana.

Una tercera causa del ensuciamiento de la membrana son las bacterias. Las superficies de las membranas de ósmosis inversa son susceptibles particularmente a la colonización microbiana y a la formación de biopelículas. El desarrollo de una película de microbios en la superficie del agua de alimentación origina un decrecimiento en el flujo a través de la membrana y disminuye la eficiencia energética global del sistema. La adhesión de bacterias y la colonización en los canales del permeado tienen un potencial para deteriorar rápidamente la calidad del agua del permeado. Los efectos acumulados de las biopelículas en las membranas son el incremento de los costos de limpieza y mantenimiento, deterioro del flujo y calidad del permeado.

Otros tipos de ensuciamiento que pueden ocurrir son la precipitación de óxidos metálicos, ensuciamiento por fierro, sulfuro coloidal, sílice y orgánicos.

Todos estos problemas de ensuciamiento en la membrana son controlados mediante un correcto diseño de la planta, incluyendo un adecuado pretratamiento de la alimentación y apropiada operación y mantenimiento de la planta. Actualmente es bien aceptado que el encalichamiento y el ensuciamiento son los principales problemas que inhiben una mayor aceptación de la ósmosis inversa.

## **Pretratamiento**

La ósmosis inversa ofrece numerosos beneficios a los sistemas de tratamiento de agua para generación de vapor. Esto incluye una reducción en los contaminantes coloidales y orgánicos.

Beneficios indirectos incluye menores costos de regeneración para desmineralizadores ya existentes. Sin embargo para que un sistema de ósmosis inversa sea exitoso se requiere que el pretratamiento también lo sea ya que las membranas son susceptibles a ensuciarse.

Las necesidades del pretratamiento dependerán de los requerimientos de calidad de agua que se tengan para el sistema de generación de vapor.

Para el caso de centrales térmicas de generación de vapor (Presión vapor > 1000 psi), que es una de las aplicaciones donde más se emplean los sistemas de ósmosis inversa.

### **2.3.2.2 Diseños de pretratamiento existentes para sistemas de OI en centrales térmicas <sup>(8)</sup>**

Los clarificadores son los sistemas de pretratamiento existentes más ampliamente utilizados ya sea que posteriormente se empleen equipos de ósmosis inversa o desmineralización. Existen diversos tipos de los cuales las unidades de contacto sólido son las más comunes.

---

<sup>8</sup> Tucker M., Explore New Technologies for RO pretreatment, Power Magazine, Noviembre 2000, Pag. 68 – 74.

### **Sistemas existentes**

Cuando estos sistemas se instalan conjuntamente con un sistema de ósmosis inversa, un ablandador de zeolita debe agregarse corriente abajo del clarificador a fin de proteger las membranas del equipo de ósmosis inversa de un posible arrastre de polímeros catiónicos. Polímeros o alumina es agregado al clarificador para llevar a cabo la remoción del material en suspensión.

Después de que el agua ha sido clarificada y ablandada, es filtrada antes de ir directamente en el sistema de ósmosis inversa. El valor del índice de SDI corriente debajo de los filtros es impredecible si es que no se hace un monitoreo, y depende principalmente de los químicos utilizados, las condiciones ambientales y cualquier otra condición de flujo impuesta.

Respecto a los filtros se emplean distintos tipos de medios de filtración. Filtros de arena y multicapas son empleados solamente para remover material en suspensión.

Filtros de carbón son utilizados para remover cloro – esta ligado a la alimentación de un agente reductor. También se emplean estos filtros donde el índice de carbono orgánico total (TOC) es elevado. Los filtros de carbono pueden reducir el TOC por aproximadamente 50 %.

En caso haya presencia de Fe, para su remoción, lo mas aconsejable es el ablandamiento con zeolita.

Es el mejor camino previo a su ingreso a un sistema de ósmosis inversa.

Por otro lado, todos los sistemas de ósmosis inversa están equipados con unos cartuchos de filtración al margen del tratamiento previo o de su costo, esto es una medida de precaución a fin de proteger las membranas de ensuciamiento debido a material en suspensión.

Al respecto existen diversas opiniones respecto al tamaño de los poros del filtro del cartucho. Al respecto, se debe hacer un balance entre el reemplazo

del cartucho, tamaño de los poros del filtro y un potencial reemplazo de membrana. Siguiendo estas consideraciones se prefiere emplear filtros de cartuchos de 3 – 5 micrones.

### **Clarificador de contacto (SCC)**

Estos clarificadores son los más comunes de su tipo en centrales térmicas antiguas. Sin embargo presentan algunos inconvenientes como son:

- No manejan cambios de temperatura.
- Toman mayores tiempos para alcanzar el estado estacionario.
- No remueve materia coloidal de modo satisfactorio.

### **Clarificadores de adsorción**

Estos tipos de clarificadores están reemplazando a los de contacto. Un clarificador de adsorción combina la función de mezcla, contacto con el floculante y remoción de la turbidez para proveer un agua debidamente acondicionada para que vaya a un sistema de filtración de lecho mixto para el pulido final.

Los clarificadores de adsorción (gráfico N° 18) están complementados con la introducción de agentes coagulantes químicos a través de un lecho empacado del medio de absorción. Esto provee una elevada área de absorción para la coagulación de los sólidos. La floculación se lleva a cabo con el material sólido previamente neutralizado.

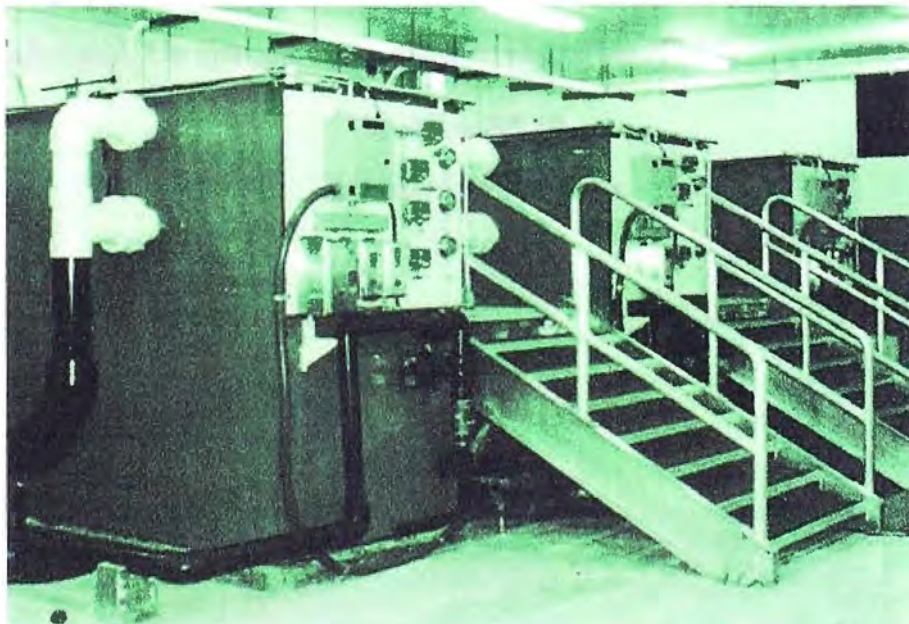


Los clarificadores de adsorción proveen un excelente pretratamiento, lo cual es mejor en performance con un proceso de floculación y sedimentación. La remoción de turbidez llega al 95 %. El ahorro en costos y espacios es posible en parte por la ubicación y naturaleza del medio de adsorción.

Los clarificadores convencionales, y los clarificadores con sedimentadores de tubos o platos, requieren bastante espacio para permitir que el flóculo se asiente. En contraste, los clarificadores de adsorción emplean un medio granular el cual es modificado para incrementar la superficie de contacto y se mantiene en posición mediante una pantalla en el tope del clarificador. En operación normal el medio, las corrientes de flujo hacia arriba, mantienen el medio firmemente en su lugar.

### Gráfico N° 18

#### Clarificadores de Adsorción



1. Adsorption clarifiers can produce higher-quality effluent than complete flocculation and settling processes. Turbidity removal can be as high as 95

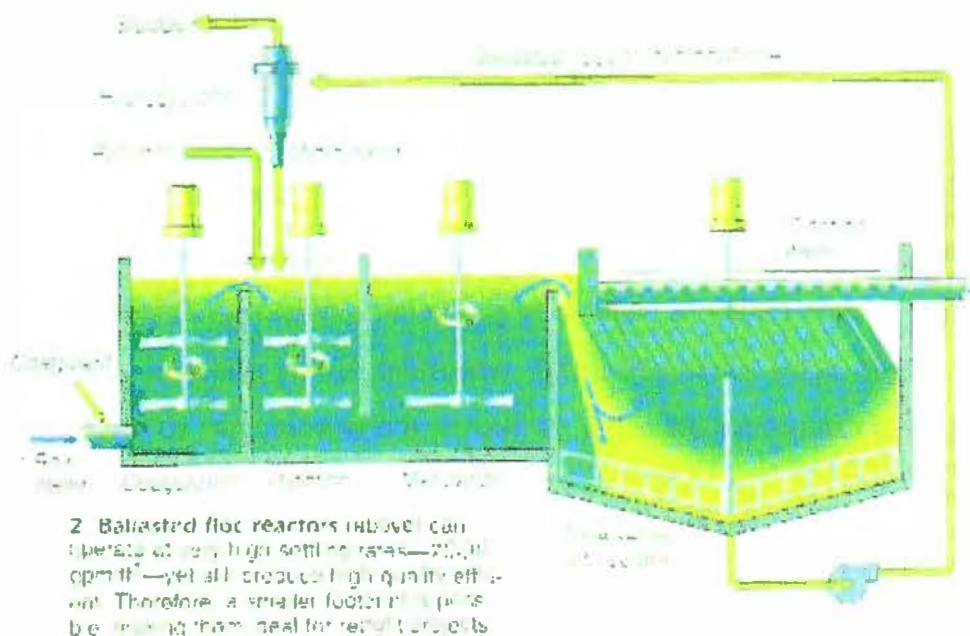
## Reactores de Flóculos

Esta tecnología puede proveer un efluente de mayor calidad que un diseño con clarificadores convencionales y filtros. Los reactores de flóculos explotan el hecho de que los flóculos pesados sedimentan más rápido que los flóculos ligeros. Agregándose un agente pesado a los flóculos ligeros estos se harán pesados. El proceso es el siguiente: el agua no tratada es primero coagulada con un polímero y un material ballast – el agente pesado – se le agrega. Luego, en la zona de floculación, un flóculante es agregado; y finalmente sólidos con material ballast son separadas en altas proporciones en la zona de clarificación, usualmente con la ayuda de platos paralelos. La mayoría de diseños reciclan el material ballast.

Este proceso puede operar con altas velocidades de sedimentación y producir así altas calidades de efluente. Estas velocidades pueden ser tan altas como 30 gpm/pie<sup>2</sup> comparados con las velocidades de sistemas de clarificadores de contacto (1 – 1,5 gpm/pie<sup>2</sup>). De este modo los reactores de flóculos requieren mucho menos espacio que los sistemas de clarificación tradicional. Un ejemplo se muestra en el gráfico N° 19.

Gráfico N° 19

### Reactores de Flóculos



### **Medios de Filtración**

Sistemas mecánicos de filtración, los cuales pueden remover partículas han reemplazado exitosamente a filtros de capas como sistemas de pretratamiento para Ósmosis inversa en pocas aplicaciones. Típicamente filtros de 10 micras son utilizados, en una aplicación un filtro de 10 micrones a removido 99 % de las partículas mayores de 5 micrones y 86 % de aquellas mayores de 1 micrón.

El factor limitante de los medios mecánicos de filtración es la carga de sólidos. Estos filtros no deberían exponerse a una carga de sólidos suspendidos mayores que 20 ppm, e idealmente deberían utilizarse para una carga mayor de 20 ppm, e idealmente no deberían utilizarse para una carga menor de 10 ppm, para evitar obstrucciones. En contraste un filtro convencional de capas puede manejar sólidos en el rango de 50 ppm. Estos sistemas mecánicos no deberían utilizarse directamente para agua superficial, pero son menor adecuados para agua de pozo y para uso como un filtro de pulido.

### **Microfiltración / Ultrafiltración**

Los gerentes de plantas muchas veces piensan que si la microfiltración es buena entonces la ultrafiltración debe ser mejor. Pero, dependiendo de La carga de sólidos totales suspendidos (TSS), la distribución del tamaño de partículas de los TSS, y los diseños de los elementos del filtro, la microfiltración puede ser más apropiada que la ultrafiltración debido a los problemas de obstrucción. Es importante entender las diferencias entre las velocidades de filtración nominales y absolutas. El valor nominal es el valor arbitrario indicado por el fabricante. Las velocidades están basadas en el porcentaje de remoción gravimétricas de todas las partículas de un tamaño dado o mayor.

Una velocidad absoluta, en contraste esta basado en el tamaño en micrón del filtro por encima del cual las partículas son cuantitativamente removidas basadas en un conteo de las partículas. Este valor absoluto es un indicador mas preciso del tamaño de las partículas que van a ser removidas.

Ambos, microfiltración y ultrafiltración están referidas como “barreras absolutas” porque ellos positivamente retienen partículas mas grandes que el tamaño de micrón de la membrana. Ambas ofrecen ventajas como las siguientes:

- No se requiere adición de químicos para la coagulación o precipitación. Esto elimina el problema del arrastre de polímeros al sistema de ósmosis inversa que sucede con otras tecnologías y resulta en una disminución del agua de disposición debido a la falta de adición de químicos.
- Calidad consistente del agua, al margen de las fluctuaciones de calidad y cantidad del ingreso. El valor del SDI es menos de 2,0.
- Reducción efectiva de la cantidad de orgánicos totales (TOC).
- Las membranas del sistema de ósmosis inversa tendrán un periodo de vida mayor y requerirán limpieza de manera mucho menos frecuente.
- El sistema de ósmosis inversa puede operar a mayores razones de flujo, resultando un sistema con menores membranas y por tanto de menor precio. Además se provee de una calidad mejorada del efluente.
- Significativos reducción de costos por menores cambios de los filtros.
- Menores costos de operación debido a la no adición de químicos.
- Su operación requiere menor horas hombre para producir un efluente de calidad superior.

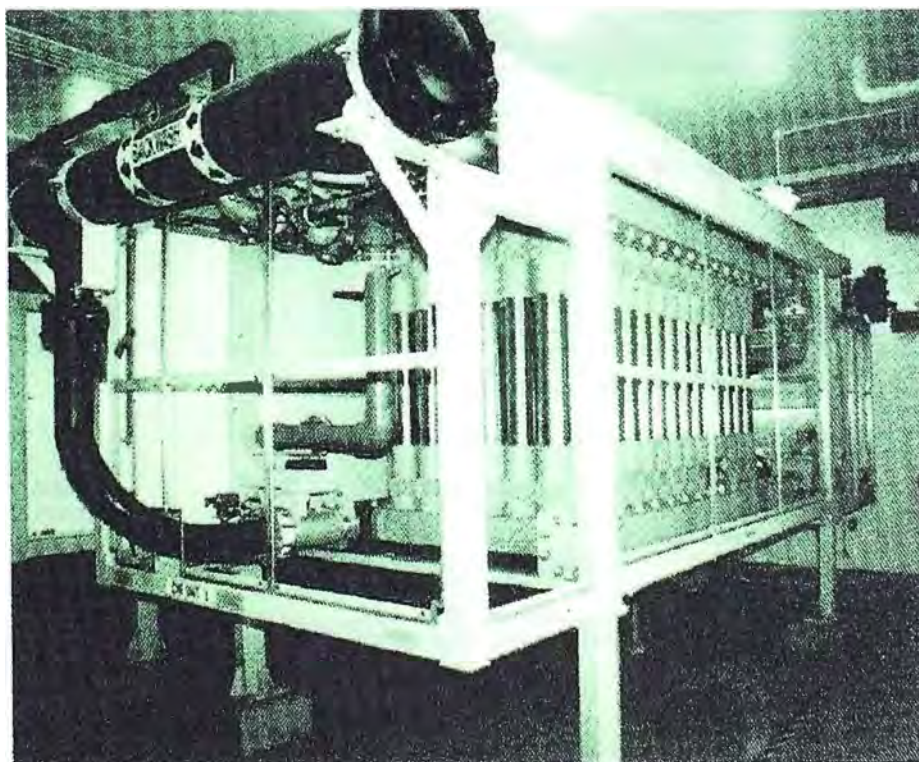
## **Microfiltración**

Las membranas de microfiltración son generalmente categorizados en dos tipos: inorgánicas y poliméricas. La mayoría de membranas inorgánicas son cerámicas, muy fuertes, químicamente estables, y adecuadas para altas presiones, elevadas temperaturas, ambientes corrosivos. Las membranas cerámicas, sin embargo, son mas costosas que las del tipo polimérico, y son las mas apropiadas para las centrales de generación térmica.

Las membranas poliméricas típicamente son hechas de PVDF, polipropileno, o polisulfona. Los de material de polipropileno necesitan una protección de oxidantes. Las membranas poliméricas son clasificadas como tubulares o de fibra hueca, tal como se aprecia en el gráfico N° 20.

**Gráfico N° 20**

**Sistema de Micro filtración**



**3. Microfiltration systems can turn even secondary-sewage effluent into high-quality RO feedwater, if the proper membrane technology is applied**



## Ultrafiltración

Existen tres tipos de ultrafiltros: tubulares, fibra hueca, y espirales. Las membranas en espiral son similares a las membranas para ósmosis inversa con pasajes para flujo cruzado que pueden fácilmente ser ensuciados por una elevada cantidad de sólidos suspendidos. Por tanto, ellos no son una buena opción como pretratamiento para la remoción de sólidos totales suspendidos (SST).

Las membranas de ultrafiltración diseñadas para pretratamientos en sistemas de ósmosis inversa (las del tipo tubular y fibra hueca) tienen extensos pasajes para flujo cruzado diseñados para que no haya obstrucciones cuando se aplica corrientes con alto contenido de sólidos suspendidos.

**Tabla N° 7**

**Evaluación de Alternativas de Pretratamiento para Sistemas de Osmosis Inversa**

Opción de	SST máximos ingreso (ppm)	Remoción de SST (%)	Típicos SDI del efluente	Remoción de TOC	Remoción de TDS
Clarificador de contacto sólido	200	~95	Impredecib	~50	Posible adición caustic
Clarificador	<	~90	Impredecib	< 50	No
Clarificador de	150	~99	< 5	~50	No
Reactor de floculos	200	~99	< 2	~50	No
Microfiltración	200	~99	< 1	60+	Posible con Tubular y caustic
Ultrafiltración	< 1	~99	< 1	60 - Asociado una remoción TSS	No
Filtración	< 10	95	< 1	*	No
Filtración	< 50	90	Impredecib	*	No
Filtración	< 20	90	Impredecib	*	No
Filtración arena	< 20	90	Impredecib	*	No
Filtración de carbon	< 10	90	Impredecib	~50	Yes
Ablandad	< 5	90	Impredecib		No
Cartucho de	< 1	99 (De las partículas grandes que absoluto del	~1	50	No

\* Valores pueden fluctuar basados en la fuente, suministro de químicos y distribución del  
Referencia: Magazine "Power" Setiembre -

## **Postratamiento**

### **Ajuste pH**

Debido a la presencia de  $\text{CO}_2$  dentro del producto obtenido en el sistema de ósmosis inversa y dado que el  $\text{CO}_2$  no es retenido en dicho sistema y pasa fácilmente a través de las membranas. Por tanto es necesario estabilizarla llevando el agua a su punto de equilibrio de saturación.

La estabilización se puede conseguir de dos formas:

#### **a) Descarbonatación o desgasificación**

Se realiza mediante una torre en la que el agua entra por la parte superior mediante difusores y percolar a través de un material que puede tener diversas formas y tamaños: determinando en función de estos la superficie de la cámara de desgasificación.

Al mismo tiempo, se inyecta una corriente de gas a contracorriente distinto del que se pretende separar (generalmente aire).

De este modo el  $\text{CO}_2$  se reduce a menos de 10 mg/l y el pH queda en 6 – 6.5

También se pueden emplear torres de enfriamiento, difusión de aire, desgasificación por spray o desaireadores de vacío.

#### **b) Adición de productos químicos**

Generalmente se usa la cal,  $\text{CO}_3\text{Ca}$ ,  $\text{NaOH}$  o  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  (carbonato de sodio). Con los dos últimos productos aunque el pH se estabiliza, la ausencia de Calcio no garantiza que el agua no sea corrosiva, por lo que debe agregarse un inhibidor de la corrosión que proteja los materiales.

### **Características de las Membranas de Ósmosis Inversa**

- Los iones polivalentes son retenidos en mayor medida que los iones monovalentes.
- Los gases disueltos permean bien.
- El pH tiene un marcado efecto sobre la retención de ácidos inorgánicos débiles (ácido bórico) y ácidos orgánicos.
- En una serie homóloga, la retención aumenta con el peso molecular.
- La retención de isómeros aumenta con el incremento de la ramificación:  
terciaria > iso > secundaria > primaria.
- Los componentes con masa molecular > 100 dalton son retenidos sin relación con la carga.
- La Ósmosis inversa a baja presión se utiliza para producir agua potable de agua salobre de SD  $\leq$  12000 mg/l.
- La Ósmosis inversa de alta presión se emplea para producir agua potable de agua de mar.

#### **2.3.3 Tecnología de la Electrodeionización - Electro diálisis**

Aplicado a centrales de generación termoeléctrica en donde existen calderas que operan a presiones > 900 psig, se emplean equipos de electrodeionización - electro diálisis combinados con los sistemas de ósmosis inversa. El equipo de electrodeionización se utiliza como la etapa de pulido final posterior al de ósmosis inversa.

Estos equipos funcionan con el siguiente principio:

Los minerales remanentes en el agua luego de pasar por el sistema de ósmosis y desgasificador existen como cationes



positivamente cargados y aniones negativamente cargados. Por tanto, si se introducen placas cargadas positivamente y negativamente en la solución, los cationes tenderán a moverse hacia la placa negativa (cátodo) y los aniones hacia la placa positiva (ánodo).

Luego un número de membranas de resinas de intercambio iónico son colocadas alternadamente entre las dos placas electrificadas. Un tipo de membrana solo permite pasar a los cationes y el otro solamente a los aniones, por ello se las denomina membranas permoselectivas. Estas membranas son geles polieléctrolitos absorbentes del agua, que contienen grupos iónicos fijados a una matriz gel.

Se colocan compartimientos adecuados tal que permitan al agua conducirse hacia y desde cada uno de los pares de membranas de intercambio iónico. De este modo una corriente de agua pierde aniones y cationes mientras que la corriente adyacente los gana. Luego una corriente es desmineralizada mientras que la otra es desechada. Mediante recirculación o pasaje a través de un número de unidades sucesivas, las concentraciones de sales disueltas pueden llegar a valores extremadamente bajos.

La salinidad se concentra alrededor de los dos polos, dejando libre de sólidos disueltos la zona entre las membranas.

La cantidad de energía eléctrica utilizada esta en proporción a la cantidad de sólidos disueltos removidos de la corriente de agua tratada. Un ejemplo de un sistema de electrodeionización se aprecia en los gráficos N° 21 y 22.

Gráfico N° 21 <sup>(9)</sup>

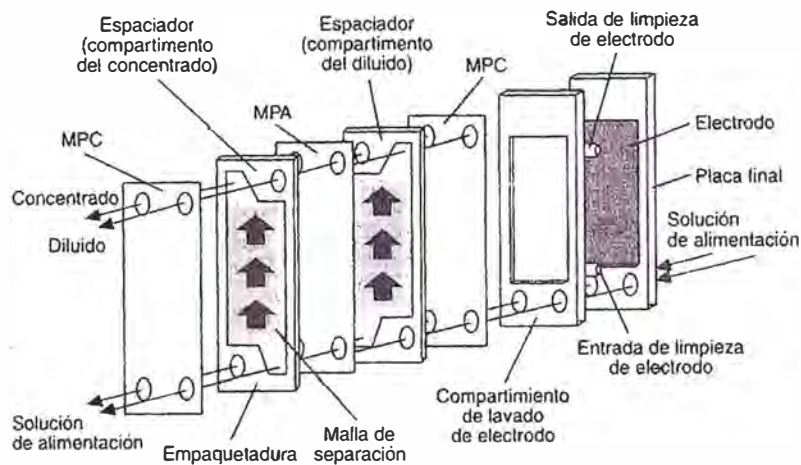
### Sistema de Electrodeionización



2. Electrodeionization is becoming the standard at new power projects, and is being retrofit at scores of existing plants. The systems continuously regenerate resin, using dc voltage instead of acid and caustic chemicals

Gráfico N° 22

### Componentes de una batería de un Sistema de Electrodeionización



Componentes de una batería de ED. MPA = membrana permeable aniónica; MPC = membrana permeable catiónica.

<sup>9</sup> Daniels D., Power Plants learn to reuse, recycle, Power Magazine, Setiembre 2001, Pag. 45 – 54

### **Aspectos limitativos del electro diálisis**

- 1 Las membranas no son completamente selectivas, luego ninguna membrana deja pasar un solo tipo de ión. Ello origina una retro difusión de los iones.
2. La resistencia eléctrica de las membranas, origina pérdidas de energía. Debido a ello se fabrican lo más delgadas posibles en relación a su resistencia física.
3. Debido a la resistencia eléctrica de la solución acuosa las celdas se diseñan como membranas muy cercanas una de otras, siendo la distancia promedio del “corredor” formado de 1 mm de ancho.
4. Se requiere turbulencia dentro de las celdas. Si ello no ocurre, se forma una capa de agua desalinizada que aumenta la resistencia eléctrica del conjunto.

### **Electrodiálisis inversa**

A fin de evitar los problemas originados por la electro diálisis se diseñaron los sistemas de electro diálisis inversa. Estos sistemas emplean EDI utilizan polaridad eléctrica inversa para controlar de manera continua la incrustación y el ensuciamiento de la membrana.

De este modo, la polaridad se invierte tres o cuatro veces cada hora. Esto invierte la dirección del movimiento iónico en el interior de la batería de membrana, controlando la formación de película e incrustación.

Al invertirse la polaridad, las corrientes que antes ocupaban compartimientos desmineralizantes se vuelven corrientes de concentrado y las corrientes que antes ocupaban corrientes de concentrado se vuelven corrientes desmineralizadas. Asimismo, las válvulas operadas automáticamente conectan las válvulas de modo que el agua de alimentación fluya hacia los nuevos compartimientos desmineralizantes y el reciclado hacia los nuevos compartimientos de concentración.

**Gráfico N° 23**  
**Diagrama de Flujo Típico de un Sistema de Electrodeionización**

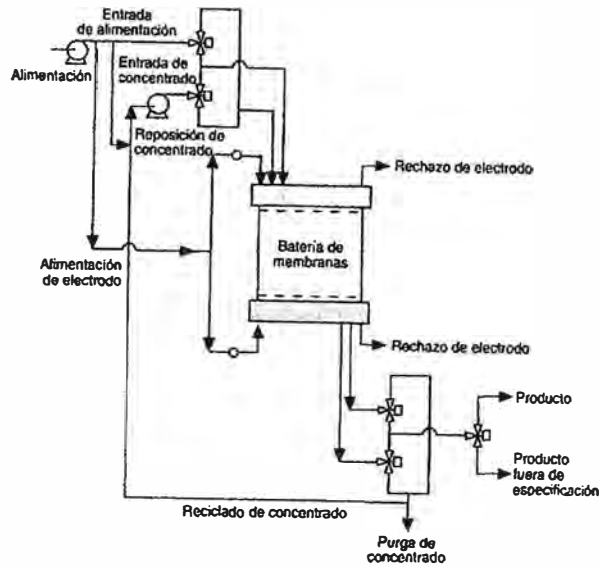


Diagrama de flujo típico de una EDI.

**Ventajas de la Electro diálisis Inversa**

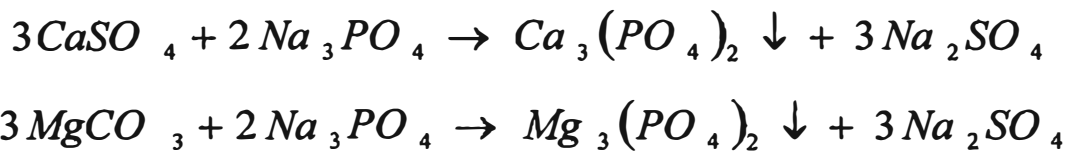
- No requiere el uso de agentes químicos para su operación.
- Produce agua tratada a un pH casi neutro.
- Trabaja bien con un índice de incrustación alto.
- Funciona en un rango amplio de pH : 1 – 10.
- Trabaja con turbidez similar al agua potable.
- Operan con agua cruda a temperaturas mayores de 40 ° C.
- Funcionan a presiones menores de 5 bar.
- La vida útil de las membranas se extienden a más de 10 años.
- Debido al cambio de polaridad, la limpieza debido a la incrustación es continua y automática.
- Las membranas semipermeables pueden ser reusadas si la alta turbidez las atasca.

- Los únicos costos de operación provienen del consumo de energía eléctrica y cambio de cartuchos para filtros.

## 2.4 Tecnologías del tratamiento interno del agua de calderas

### 2.4.1 Tecnología Fosfato – Orgánico

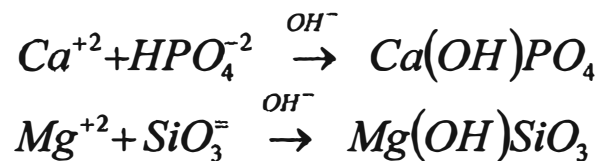
#### Programa de Fosfato Estándar



El fosfato de calcio y magnesio formados son fácilmente dispersables y eliminados por la purga.

El magnesio y la sílice se separan preferentemente como  $Mg(OH)_2$  y  $MgSiO_3$ .

La principal forma en que precipita el fosfato cálcico en agua que contiene alta alcalinidad es como apatita ( $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot Ca(OH)_2$ ).



Se mantiene un pH entre 10,5 – 11,5 y un fosfato residual de 20 – 50 ppm, se forma un fango de fácil dispersión mediante un polímero o un dispersante orgánico natural.

### **Características del Programa de Fosfato**

- Se precipita la dureza en forma de lodos.
- Se requiere un residual de fosfatos.
- Se debe realizar frecuentes purgas de fondo.
- Se requiere de un polímero de acondicionamiento de lodos.
- Se requiere de acondicionamiento de óxidos metálicos.
- Se espera posible deposición.

### **Programa de Fosfato Coordinado / pH**

Este sistema de tratamiento de agua fue desarrollado para las calderas de alta presión para evitar la corrosión cáustica. Requiere el mantenimiento de una relación fija entre el pH del agua de la caldera y la concentración de fosfatos. El fosfato sódico puede ser utilizado para alcanzar la alcalinidad conveniente en la caldera sin utilizar NaOH. El programa de fosfato coordinado difiere del programa estándar, porque el fosfato se utiliza para controlar el pH y la dureza en la caldera. Los límites establecidos se mantienen añadiendo  $\text{Na}_3\text{PO}_4$ ,  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ , metafosfato de sodio  $\text{NaPO}_3$ ,  $\text{H}_3\text{PO}_4$  en proporciones adecuadas.

Es común utilizar  $\text{Na}_3\text{PO}_4$  /  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  para mantener una relación  $\text{Na}/\text{PO}_4 \leq 3$ .

Se debe usar agua de alimentación con dureza no mayor de 10 ppm y se puede trabajar hasta las presiones de  $40 \text{ kgf/cm}^2$ .

### **Programa Precipitante**

En la tabla N° 8 se hace un resumen de las ventajas y desventajas de dicho programa.

**Tabla N° 8**  
**Ventajas y Desventajas de un Programa Precipitante**

<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
Se puede operar con amplios rangos de dureza en la alimentación.	Origina precipitación.
Es un tratamiento que no origina corrosión.	Requiere alta frecuencia de purga.
El control de la deposición en calderas de baja y media presión (< 900 psig) es aceptable.	Se elimina el uso de aditivos químicos.
Fácil de controlar.	Existe mayor consumo de combustible.

#### **2.4.2 Tecnología de quelantes y polímeros orgánicos**

- **Programas Solubilizantes**

El desarrollo de calderas más compactas y el mayor empleo del condensado recuperado y devueltos a la alimentación, determinó la necesidad de nuevos medios para inhibir los depósitos, evitar el taponamiento de tubos y trabajar con niveles más altos de hierro en el agua de alimentación. Los quelantes fueron utilizados para este fin.

Los quelantes son productos químicos de bajo peso molecular solubles en agua, se combinan estequiométricamente con  $\text{Ca}^{+2}$ ,  $\text{Mg}^{+2}$ ,  $\text{Fe}^{+2}$ ,  $\text{Cu}^{+2}$  y otros cationes trivalentes, formando complejos solubles y estables al calor y mantiene las

superficies de la caldera más limpias que los programas de carbonatos y fosfatos.

Los quelantes más usados son las sales de ácidos:

**EDTA** *etilendiamintetraacético*

**NTA** *nitrilotriacético*

Ambos quelantes forman complejos estables con el calcio y el magnesio. La estabilidad se alcanza mediante la formación de estructuras con anillos.

La estabilidad térmica de ambos quelantes EDTA y NTA depende de la T, el pH, la presencia de agentes oxidantes, los sólidos disueltos, el tiempo de residencia y las temperaturas de punta que pueden alcanzarse.

El quelante EDTA a  $> 200$  °C puede fraccionarse con la temperatura, pero sus productos son quelantes pero de menor capacidad que el EDTA. Puede usarse hasta  $75 \text{ kgf/cm}^2$ .

Aunque el NTA es estable a mayores temperaturas que el EDTA, sus productos no son quelantes. Pierde su capacidad quelante a presión =  $60 \text{ kgf/cm}^2$ .

Cuando se mantiene un adecuado residual de quelante y un buen control de la dureza del agua de alimentación ( $< 1,5$  ppm), se consiguen eliminar incrustaciones y depósitos de fangos. Las purgas pueden ser mínimas.

Se debe evitar sobredosis que disuelven las capas de magnetita que protegen el hierro de la estructura favoreciendo la corrosión.



## **Polímeros**

### **Acciones que realizan**

#### **1. Modificación cristalina**

Minimiza crecimiento cristalino por absorción del polímero sobre la superficie del cristal.

Previene la adherencia de iones de dureza sobre cristales existentes.

#### **2. Dispersión de partículas.**

Incluye partículas de dureza y óxidos metálicos.

Minimiza aglomeración de partículas.

Repele partículas de la superficie de la caldera.

#### **3. Acomplejamiento de iones**

Incluye dureza soluble y iones metálicos solubles.

Aumenta la solubilidad de iones sobre los límites sin tratamiento.

### **Tipos de Polímeros <sup>(10)</sup>**

#### *1. Sintéticos*

Sales sódicas de poliacrilato.

Sales sódicas de polimetacrilato.

Sales sódicas de poliacrilamidas.

Sales sódicas de carboximetilcelulosa.

Isofenilfosfato.

Glicol alil éter.

#### *2. Naturales*

Almidón.

Lignina.

Taninos.

<sup>10</sup> Frayne C., Boiler Water Treatment: Principles and Practice, Chemical Publishing Co., 2002, Pag. 438

## **Programa Solubilizantes con Dispersantes**

Control del tratamiento con quelantes es muy difícil y no es económico con agua de alimentación con dureza elevada. Por este motivo el uso de polímeros como dispersantes de los fangos ha tenido aceptación. Inicialmente se utilizaron dispersantes de polímeros naturales taninos, lignina y almidones. a diferencia de los quelantes no reaccionan estequiométricamente.

Funcionan por adsorción sobre la superficie de los precipitados evitando aglomeración, manteniendo las partículas blandas y relativamente no adherentes. la lignina es relativamente estable térmicamente se emplea a presiones intermedias. Estos polímeros dieron buenos resultados para calderas de baja presión. En calderos de media y alta presión no fueron del todo eficaces y el control era difícil.

El uso de polímeros sintéticos además de minimizar la aglomeración, algunos actúan como quelantes débiles ayudando a solubilizar las sustancias potencialmente incrustantes. los primeros polímeros fueron las sales sódicas de acrilatos y carboximetilcelulosa.

Se han introducido en los últimos años nuevos polímeros con una mayor capacidad anti incrustante y dispersantes de fangos. contienen grupos funcionales carboxilatos o sulfonato o ambos. Los mejores resultados se pueden obtener complementándolos con otras sustancias activas. Su selección debe estar basada en exhaustivos ensayos ya que su efectividad depende de la presión, nivel de STD, alcalinidad M.

En algunos programas se alcanzan rendimientos óptimos con una combinación de polímeros, fosfonatos y quelantes. Los fosfonatos se utilizan como dispersantes a bajas presiones, pero en unidades de alta presión se emplean combinados aprovechando su capacidad de secuestrar los hidróxidos de hierro. Además se añade algún agente quelante que ayude a solubilizar las sales cálcicas en caso de entradas accidentales de dureza.

### **Características de los programas combinados**

- Solubilización como mecanismo primario.
- Precipitación como mecanismo secundario.
- Control de programa fosfato residual.
- Reducción del volumen de purgas del caldero en comparación con los sistemas que emplean tratamiento fosfato - pH coordinado.
- Los polímeros acondicionan el lodo y controlan los óxidos metálicos.

**Tabla N° 9**

#### **Programas Combinados**

<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
Mínima precipitación.	Algo de precipitación es posible.
Efecto sobre el hierro y la dureza.	
Permite un mayor nivel de sílice en las calderas de baja presión.	
Reducción del volumen de purga.	
Menos pérdidas de energía.	
Control operativo fácil.	

### **III. DESARROLLO DEL TEMA**

#### **3.1 Caracterización de un sistema de Ósmosis Inversa a nivel Planta Piloto**

A fin de verificar las relaciones existentes entre las distintas variables de operación del equipo de ósmosis inversa se realizaron mediciones de conductividad, presión y caudal tanto para el permeado como para el agua de rechazo en un equipo de ósmosis inversa ubicado en el laboratorio de operaciones unitarias de la FIQT.

#### **Parte Experimental**

##### **Estudios Pilotos**

Se realizaron cambios en los caudales, presiones de trabajo, paradas de trabajo a fin de determinar las curvas de operación del equipo.

Los parámetros más comunes a monitorizar durante el trabajo son:

- Temperatura.
- Horas de arranque y parada.
- Presión.
- Caudal de entrada y salida en cada etapa.
- Conductividad de la entrada y salida.

##### **Metodología Experimental**

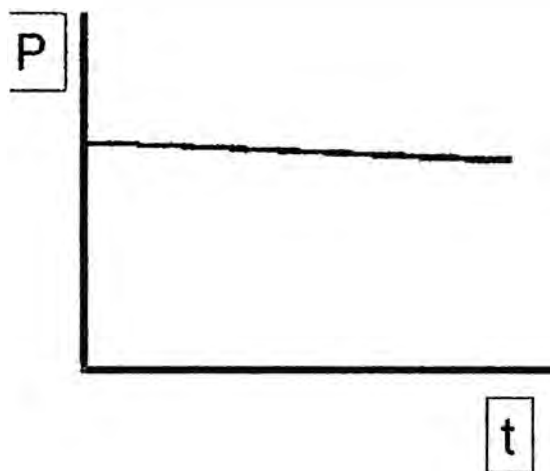
La conductividad, presión y caudal pueden registrarse de forma continua en las plantas pilotos al menos dos veces por turno del operador.

Los parámetros de calidad del agua se miden normalmente a la entrada y salida de cada etapa, no más de una vez por semana y al menos una vez al mes.

Como resultado de dichas evaluaciones se construyeron las siguientes graficas (24-a, 24-b y 24-c) respecto a los parámetros de operación de los equipos de ósmosis inversa.

**Gráfico N° 24-a**

**Evaluación de los Presión de Salida del Permeado vrs. Tiempo**



**Gráfico N° 24-b**

**Evaluación del Caudal de Salida del Permeado vrs. Tiempo**

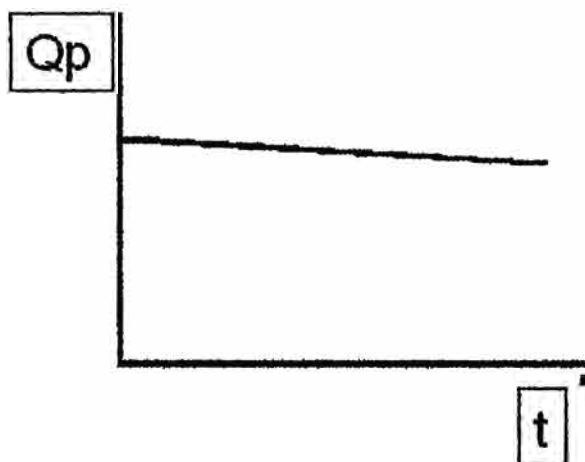
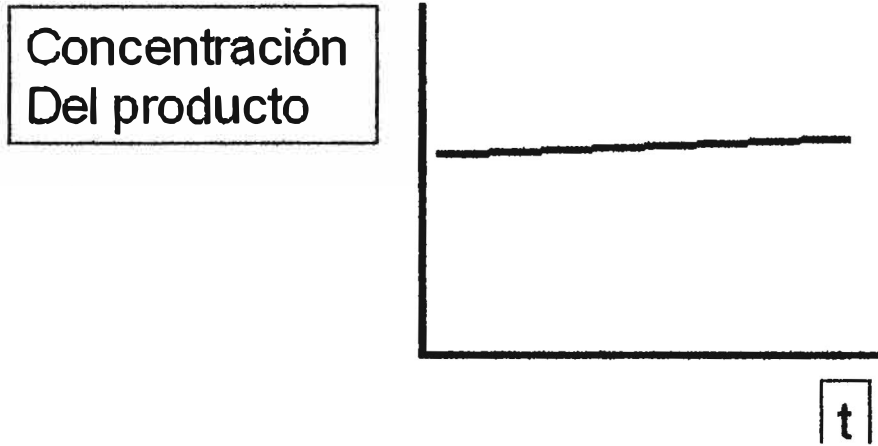


Gráfico N° 24-c

Evaluación de la Concentración de Salida del Permeado vrs. Tiempo



Dos parámetros importantes son la calidad del agua del permeado y la productividad.

Las caídas de productividad determinarán la frecuencia de limpieza.

Sí en tres meses la caída de presión se ha tenido que incrementar en un 10% tendrá un excesivo ensuciamiento.

**Suministro de Energía Eléctrica**

$$E = \frac{H(0,00315)}{\eta_R \eta_B \eta_m}$$

$$E = \frac{kwh}{1000gal}$$

H = altura de presión en ft

$\eta_R, \eta_B, \eta_m$  = rendimiento de la recuperación, bomba y motor  
consumo eléctrico para:

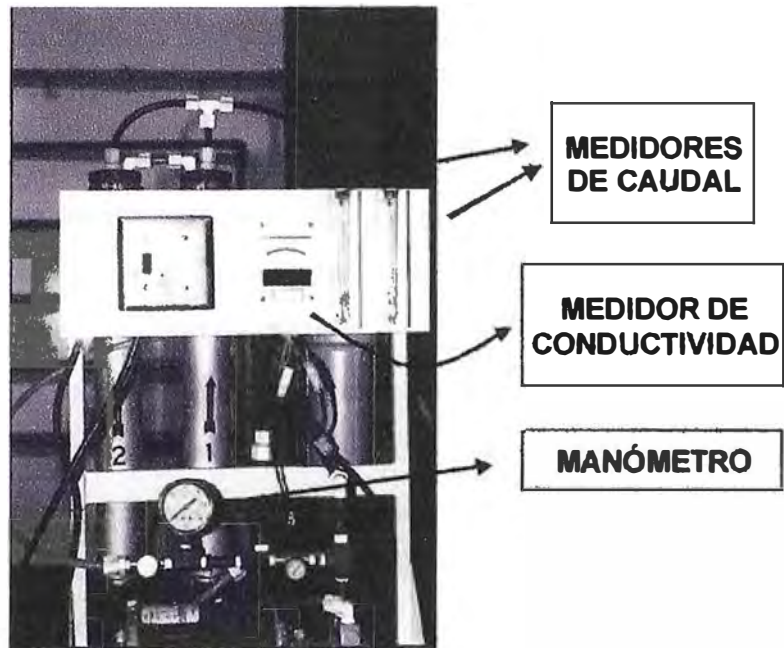
NF = E x 1,1

OIBP = E x 1,05

OIAP = E x 1,02

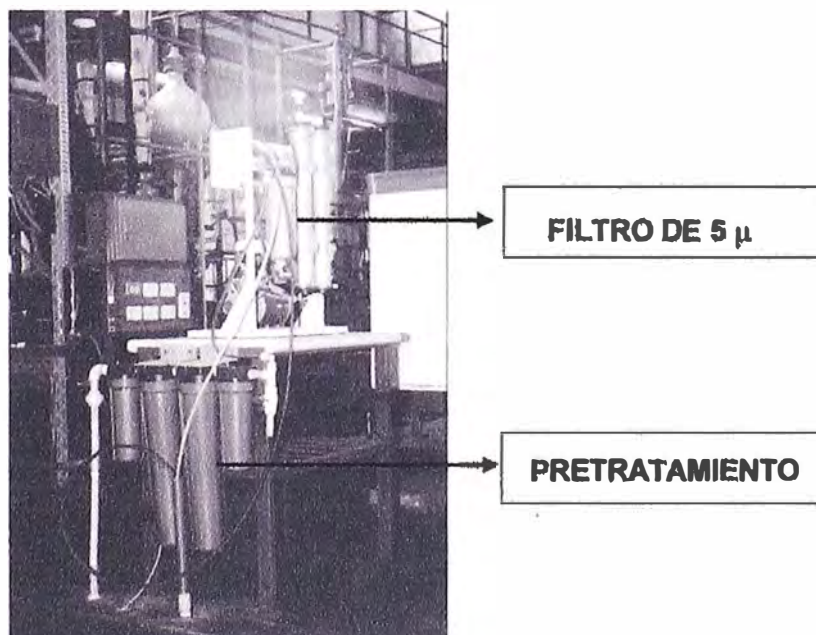
**Gráfico N° 25 <sup>(11)</sup>**

**Equipo Experimental de Ósmosis Inversa**



**Gráfico N° 26**

**Equipo Experimental de Ósmosis Inversa**



<sup>11</sup> **Planta Piloto de Ósmosis Inversa - Facultad de Ingeniería Química-UNI, Mayo 2003**

### **Reglas Prácticas**

- El caudal aumenta 3% por cada incremento a 1° C.
- Las medidas de conductividad cada 4, 8 ó 24 horas, el deterioro de la membrana no debe ser mayor de 2 – 3 % anual.
- Vida normal de las membranas 3 – 5 años.
- Las membranas de acetato requieren una presión de operación mayor que las de poliamida por tanto el equipo de ósmosis consume una mayor cantidad de energía.
- Las membranas de acetato solo pueden operar en rangos de pH 6 – 8, mientras que las de poliamida operan en un pH de 2 – 10.
- Las membranas de poliamida son muy susceptibles al cloro al contrario del acetato. Es por ello que requieren la adición de productos químicos que neutralicen al cloro como el bisulfito de sodio.

### **Limpieza de Membranas**

EDTA en solución de NaOH es muy común para la limpieza orgánica.

El  $H_3PO_4$  se utiliza para eliminar depósitos inorgánicos como el  $CaCO_3$ .

### **3.2 Evaluación técnica y económica de los métodos de intercambio iónico y ósmosis inversa**

A fin de hacer la evaluación de la conveniencia de sustituir un sistema de ablandamiento catiónico ciclo sodio ya existente por un equipo de ósmosis inversa se consideró como primer criterio el variar la calidad del agua de alimentación a la caldera estableciéndose para ello un rango de STD dentro del cual se harían diez intervalos en los cuales se haría la comparación.



Del mismo modo se estableció que para cada intervalo se haría la evaluación para diez potencias de caldera distintas (100, 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000) BHP.

Como resultado de ello se tiene que el trabajo consistió en comparar para diez concentraciones distintas de STD y diez potencias distintas de caldera (es decir cien casos en total) la evaluación técnico económica de reemplazar el sistema de ablandamiento existente por un sistema de ósmosis inversa.

Para realizarlo se elaboró un programa en Excel en donde se establece las siguientes variables:

- Rango inferior y superior de los STD en el agua de alimentación.
- pH del agua de alimentación.
- Tipo de membrana del equipo de ósmosis.
- Tipo de resina que utiliza el ablandador.
- Capacidad de intercambio de la resina (kilogramo/pie<sup>3</sup>).
- % de recuperación de condensados de la caldera.
- Presión de vapor de operación de la caldera.
- Temperatura ambiente °C.
- Años de vida útil del equipo de ósmosis inversa.
- Tipo de combustible que emplea la caldera.
- % de calor residual.

Además de ello se prefijaron otras variables para todos los casos en los que se evaluó. A modo de ejemplo se presenta el siguiente cuadro que muestra algunas de las variables prefijadas. Dicho cuadro corresponde a la evaluación correspondiente a una caldera de potencia 1000 BHP. El mismo reporte se obtiene para las otras potencias de caldera consideradas.

En las Tablas N° 10 y 11 se puede apreciar que existen celdas que aparecen en color verde. Estas corresponden a las variables que no estaban prefijadas

y que se establecían antes de hacer la corrida de datos. Las celdas en color blanco corresponden a valores que se obtienen a partir de estas variables o a valores prefijados para todos los casos.

**Tabla N° 10**  
**Corrida de muestra para Caldera de 1000 BHP**  
**Condiciones de Operación**

Condiciones de operación	
Temperatura ambiente	25 ° C
Consumo de agua (incluye agua de recuperación y agua blanda)	11037 kg / h
Potencia (BHP)	1000
Potencial nominal de la caldera	880 BHP
Porcentaje de carga	80,0 %
STD en el condensado (ppm)	15,0
Presión de vapor	120 psig
Velocidad de viento	3,5 mt / seg
Temp. del combustible al ingreso del quemador	110 ° C
Temperatura de referencia	0 ° C
Temperatura agua alimentación	50 ° C
Temperatura en la superficie lateral de la caldera	54 ° C
Temperatura en la superficie lateral de las tapas	97 ° C
Temperatura promedio de la superficie	60 ° C

**Tabla N° 11**  
**Corrida de muestra para Caldera de 1000 BHP**  
**Datos de la Caldera y Datos Adicionales**

Datos de la Caldera	
Tipo	Pirotubular
Marca	Cleaver Brooks
Area de transferencia (m <sup>2</sup> )	664,5
Horas de operación diarias	24
Horas de operación anuales	8760
Producción nominal de vapor (kg/hr)	15682
Largo total (m)	8,9
Ancho total (m)	3,3
Altura total (m)	3,9
Datos Adicionales	
Costo agua cruda de pozo (US \$ / m <sup>3</sup> )	0,2
Capacidad del sistema de Osmosis Inversa (kg/hr)	10809
Tipo de membrana	Poliamida
Retorno de condensado (%)	40%
Periodo de vida útil equipo de Osmosis	10
Costo sal regenerante (US \$ / TM)	80,0
Vida útil de la resina catiónica (años)	6,0
Costo de la resina catiónica (US \$ / pie <sup>3</sup> )	78,0
Vida útil de la resina aniónica (años)	4,0
Costo de la resina aniónica (US \$ / pie <sup>3</sup> )	225,0
Concentración O <sub>2</sub> disuelto del agua de ingreso (ppm)	5,0
Vida útil de la membrana	3 años
Vida útil de los filtros	14 días
Potencia bomba sistema Osmosis (HP)	41,2
Tiempo en pasar 1000 gal de agua (hr)	0,3
Limpezas por año	4
Cantidad de membranas	10
Costo del combustible	6,16 US \$ / MMBTU

Una vez establecidas las condiciones de operación de la caldera y la calidad del agua de alimentación se calculan la composición del agua tanto para el caso en que se utiliza sistema de ablandamiento catiónico como para el caso de ósmosis inversa. Para el caso del ablandamiento catiónico se tiene el siguiente ejemplo (caldera de 1000 BHP de potencia) que se muestra en las Tablas N° 12 y 13.

**Tabla N° 12**  
**Corrida de muestra para Caldera de 1000 BHP**  
**Condiciones de Operación**

STD aproximado agua bruta	800	ppm CaCO3
STD calculado agua bruta	510	ppm CaCO3

Aniones	ppm	Factor de Conversión	ppm CaCO3
Bicarbonato (HCO3-1)	192,6	0,82	158,0
Sulfato (SO4-2)	37,8	1,04	39,3
Cloruro (Cl -1)	27,9	1,41	39,3
	0,0	0	
	0,0	0	
	0,0	0	
Cloruro (Cl -1)		1,41	0,0
Anhidrido carbonico (CO2)		2,27	6,6
Carbonato (CO3-2)		1,67	2,0
Hidroxido (OH-1)	0,0000170	2,94	0,0
<b>Total</b>	<b>252,4</b>		<b>245,2</b>

Cationes	ppm	Factor de Conversión	ppm CaCO3	Dureza (ppm CaCO3)	Dureza Residual (ppm CaCO3)	Dureza (ppm CaCO3)
Calcio (Ca+2)	47,32	2,5	118,3	118	1,18	118
Magnesio (Mg+2)	9,68	4,1	39,7	40	0,60	40
Sodio (Na+1)	38,23	2,18	79,0	0	0,00	79
	0,00	0		0	0,00	0
	0,00	0		0	0,00	0
	0,00	0		0	0,00	0
	0,00	0		0	0,00	0
	0,00	0		0	0,00	0
Sodio (Na+1)	0,83	2,18	1,8	0	0,00	2
Hidrogeno (H+)	0,0000100	50	0,0	0	0,00	0
<b>Total</b>	<b>84,1</b>		<b>238,8</b>	<b>168</b>	<b>1,78</b>	<b>239</b>

Compuestos	ppm	Factor de Conversión	ppm CaCO3
Silica (SiO2)	15,8	1,67	26,5
<b>Total</b>	<b>15,84</b>		<b>26,5</b>

Ajustes	0,000	Agua se encuentra balanceada
---------	-------	------------------------------



Para el caso de los equipos de ósmosis inversa se tiene los siguientes cuadros que muestran el cálculo de las características del permeado a la salida del equipo. Dicho permeado es el que se alimenta a la caldera. Al igual que para el caso del ablandamiento catiónico las Tablas N° 14, 15 y 16 corresponden al caso de una caldera de 1000 BHP con una reposición del 60 %.

**Tabla N° 14**

**Corrida de Prueba - Caldera de 1000 BHP. Calculo del Índice de Langelier**

STD aproximado agua bruta		500			
STD calculado agua bruta		510			
<b>Aniones</b>					
	ppm	Peso Molecular	Valencia	Ionic Strength	Mequiv / l
Bicarbonato (HCO3-1)	192,8	81,02	-1	3,157	3,157
Sulfato (SO4-2)	37,8	96	-2	1,674	0,787
Cloruros (Cl -1)	27,9	35	-1	0,786	0,786
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
Cloruros (Cl -1)		35	-1	0,000	0,000
Anhidrido carbonico (CO2)		44,01	-2	0,265	0,132
Carbonato (CO3-2)		80	-2	0,078	0,039
Hidroxido (OH-1)	0,0000170	17	-1	0,000	0,000
<b>Total</b>	<b>282,4</b>			<b>6,860</b>	<b>4,770</b>
<b>Cationes</b>					
	ppm	Peso Molecular	Valencia	Ionic Strength	Mequiv / l
Calcio (Ca+2)	47,32	40	2	4,722	2,361
Magnesio (Mg+2)	9,68	24	2	1,693	0,796
Sodio (Na+1)	36,23	23	1	1,578	1,578
	0,00	0	0	0,000	0,000
	0,00	0	0	0,000	0,000
	0,00	0	0	0,000	0,000
	0,00	0	0	0,000	0,000
	0,00	0	0	0,000	0,000
Sodio (Na+1)	0,33	23	1	0,036	0,036
Hidrogeno (H+)	0,0000100	1	1	0,000	0,000
<b>Total</b>	<b>94,1</b>			<b>7,927</b>	<b>4,770</b>
<b>Compuestos</b>					
	ppm	Peso Molecular	Valencia	Ionic Strength	Mequiv / l
Silica (SiO2)	15,8	60	-2	1,054	0,527
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
	0,0	0	0	0,000	0,000
<b>Total</b>	<b>15,84</b>			<b>0,000</b>	<b>0,527</b>
Ajustes	0,000				

Calculo del Índice de Langelier Agua Cruda	
Ionic Strength	0,0089
pK1	8,38
pK2	10,36
pKS	8,48
pK (H2O)	14,03
Is corr(1)	0,039
Is corr(2)	0,157
pK1 (corrég)	6,32
pK2 (corrég)	10,21
K1	4,774E-07
K2	6,198E-11
[H+]	1,000E-08
[OH-]	9,406E-07
[HCO3]-	0,974
[CO2]-	0,020
[CO3]-	0,0080
Carbon total (mol / l)	3,24
CO2 (ppm)	2,91
CO3 (ppm)	1,17
[HCO3]- (ppm)	192,59
[CO3] corr	2,726E-05
[HCO3] corr	2,884E-03
[Ca] corr	8,226E-04
pCa	3,08
[Alk]	0,0029
pAlk	2,54
pHS	7,50
[S]	0,50





**Tabla N° 16**

**Corrida de prueba - Caldera de 1000 BHP  
Tratamiento Ósmosis Inversa (Ajuste del pH)**

Calculo del Índice de Langeller Agua Tratada con Acido o Base		Calculo del índice de Langeller Concentrado	
Ionic Strength	0,0071	Ionic Strength	0,0286
pK1	6,36	pK1	6,36
pK2	10,36	pK2	10,36
pKS	8,48	pKS	8,21
pK (H <sub>2</sub> O)	14,03	pK (H <sub>2</sub> O)	14,03
Is corr(1)	0,040	Is corr(1)	0,076
Is corr(2)	0,159	Is corr(2)	0,303
pK1 (correg)	6,32	pK1 (correg)	6,29
pK2 (correg)	10,21	pK2 (correg)	10,08
K1	4,779E-07	K1	5,129E-07
K2	6,226E-11	K2	8,259E-11
[H <sup>+</sup> ]	3,022E-08	[H <sup>+</sup> ]	3,276E-08
[OH <sup>-</sup> ]	3,113E-07	[OH <sup>-</sup> ]	3,113E-07
[HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ]	0,939	[HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ]	0,938
[CO <sub>2</sub> ]=	0,059	[CO <sub>2</sub> ]=	0,060
[CO <sub>3</sub> ]=	0,0019	[CO <sub>3</sub> ]=	0,0024
Carbon total (mol / lt)	3,24	Carbon total (mol / lt)	12,85
CO <sub>2</sub> (ppm)	8,47	CO <sub>2</sub> (ppm)	33,88
CO <sub>3</sub> (ppm)	0,376	CO <sub>3</sub> (ppm)	1,50
[HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ] (ppm)	185,75	[HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ] (ppm)	735,5
[CO <sub>3</sub> ] corr	8,693E-06	[CO <sub>3</sub> ] corr	2,491E-05
[HCO <sub>3</sub> ] corr	2,777E-03	[HCO <sub>3</sub> ] corr	1,013E-02
[Ca] corr	8,180E-04	[Ca] corr	2,349E-03
pCa	3,09	pCa	2,63
[Alk]	0,0028	[Alk]	0,0102
pAlk	2,55	pAlk	1,99
pH	7,52	pH	7,48
pHS	7,52	pHS	6,77
LSI	0,00	LSI	0,71
<b>Cambios en SO<sub>4</sub>/Cl</b>			
dHCO <sub>3</sub> (mequiv/lt)	0,08		
dCO <sub>3</sub> (mequiv/lt)	0,0086		
SO <sub>4</sub> agregado	6,07		
Cl agregado	4,4781		

Una vez que se obtienen las características del agua resultante de emplear un equipo de ablandamiento catiónico o un sistema de ósmosis inversa, se procede dadas las condiciones de operación de la caldera establecidas previamente, a calcular un balance de masa y energía en la caldera. Para ello, dado que se asume que la caldera va a operar en condiciones estables a un 80 % de su capacidad nominal corregida con la presión de operación y temperatura del agua de alimentación, las variables (tanto para el caso de que se emplee los ablandadores catiónicos o los equipos de ósmosis inversa) a determinar son las siguientes:

### **Balance de Masa de la Caldera**

- Consumo de combustible (gal /h).
- Masa de aire para la combustión (kg aire/h).
- Masa de humedad del aire (kg H<sub>2</sub>O/h).
- Cantidad de agua de purga (kg/h).
- Masa de gas seco en la chimenea (kg gas seco /h).
- Masa de humedad en el gas de chimenea (kg H<sub>2</sub>O/h).

### **Balance de Energía en la Caldera**

#### **Entradas**

- Combustible  
Calor de reacción (kcal/h).  
Calor sensible (kcal/h).
- Aire  
Entalpía del aire de ingreso a la caldera (kcal/h).  
Entalpía de la humedad del aire (kcal/h).
- Agua de alimentación.  
Entalpía del agua de alimentación (kcal/h).

#### **Salidas**

- Entalpía del Gas seco de chimenea (kcal/h).



- Entalpía de la Humedad del gas de chimenea (kcal/h).
- Entalpía del Vapor (kcal/h).
- Entalpía de los quemados gaseosos (kcal/h).
- Entalpía de los quemados sólidos (kcal/h)
- Perdidas de calor por convección y radiación (kcal/h).
- Pérdidas de calor por Purgas (kcal/h).
- Calor residual (kcal/h).
- Eficiencia de la Caldera (%).

El algoritmo que se empleo fue el de calcular el consumo de combustible de tal manera que del balance de energía de la caldera se obtenga un % de calor residual del 1 % en proporción al calor total que se libera en la caldera. El termino de calor residual, es en realidad un factor de ajuste que refleja el grado de inexactitud del balance de energía. Se consideró que 1 % era un valor aceptable de desviación.

Una vez hallado el consumo de combustible mediante este método iterativo, se determinan todas las demás variables. Las ecuaciones utilizadas, así como un ejemplo de calculo puede verse en las siguientes tablas. Dichos valores corresponden al balance de masa y energía para una caldera de 1000 BHP para diez valores distintos de concentración de STD en el agua de alimentación y en el cual para cada uno de dichos valores se evalúa con sistema de ablandamiento catiónico y ósmosis inversa. Es decir en total se muestran veinte casos agrupados en diez rangos. Un ejemplo se aprecia en la Tabla N° 17.

La principal diferencia al comparar ambos casos se van a dar en la cantidad de agua purgada (kg/h). Con los equipos de ósmosis la purga se reduce a un mínimo en comparación con el ablandamiento catiónico. Ello origina un menor consumo de combustible y una mayor eficiencia de la caldera. En ambos casos, se considera que el sistema de generación y distribución de vapor no cuenta con deareador, tanque de flasheo, economizadores y que el sistema de remoción de sólidos

suspendidos es el mismo tanto para ablandamiento catiónico como el de ósmosis inversa.

**Tabla N° 17**  
**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Materia**

Balance de Materia	
<b>A. ENTRADAS</b>	
<b>1. Combustible</b>	
<b>M combustibk = Q combustibk (cal/h) x Deszidad (kg) x 3.78 (litro)</b>	
<b>Sistema con Hterambioliónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Masa de combustible (kg/h)
52	899,6
105	905,4
157	911,0
209	916,6
261	922,0
313	927,4
365	932,6
418	937,7
470	942,7
522	947,7
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Masa de combustible (kg/h)
52	892,6
105	892,7
157	892,7
209	892,8
261	892,9
313	892,9
365	893,0
418	893,1
470	893,1
522	893,2
<b>Exceso de aire = <math>(\%O_2 - (6 \times 10^{-4} \times ppm CO)) \times 100 \div (0,26 + \%N_2 - O_2 - (6 \times 10^{-4} \times ppm CO))</math></b>	
Exceso de aire =	31,22%
factor =	$(Exceso de aire / 100) + 1$
factor =	1,31
<b>Aire estequiometrico = <math>(\%C \times 0,083 + \%H \times 0,25 + \%S \times 0,031 - \%O \times 0,031) \times 1,373</math></b>	
Aire estequiometrico (esp) =	13,62 kg aire seco / kg combustible
<b>Mols. de aire suministrado / kg combustible</b>	
O <sub>2</sub>	127,7 mol/kg comb
N <sub>2</sub>	492,2 mol/kg comb
<b>Masa de aire seco = indice de exceso de aire x Aire estequiometrico x M combustible</b>	
<b>Sistema con Hterambioliónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Masa de aire seco (kg / h)
52	16 075
105	16 479
157	16 280
209	16 379
261	16 476
313	16 572
365	16 665
418	16 756
470	16 848
522	16 934

**Tabla N° 17**  
**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Materia**  
**(Continuación)**

<b>4. Agua de alimentación</b>	
M agua alimentación =	<b>11 037</b> Kg / hr
<b>B. SALIDAS</b>	
<b>1. Gas Seco de chimenea</b>	
<b>Productos formadas (combustion completa) (Kg/Kg comb)</b>	
CO <sub>2</sub>	3,15
H <sub>2</sub> O	0,90
O <sub>2</sub>	0,97
N <sub>2</sub>	13,79
SO <sub>2</sub>	0,05
Kg gas seco / Kg comb	<b>17,97</b>
$M \text{ gas} = [ (0.0367 \times \% C) + (0.02 \times \% S) + \{ (A \text{ est} \times \% N_2) + \% N \} \times 0.01 + \{ (Ind - 1) \times A \text{ est} \} ] \times M \text{ comb}$	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	M gas (Kg gas seco / hr)
52	16 164
105	16 268
157	16 370
209	16 470
261	16 568
313	16 663
366	16 757
418	16 849
470	16 940
522	17 028
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	M gas (Kg gas seco / hr)
52	16 039
105	16 040
157	16 041
209	16 042
261	16 044
313	16 045
366	16 046
418	16 047
470	16 048
522	16 049

**Tabla N° 17**

**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía**

**Balance de Energía**

**A. Entradas**

<b>1. Combustible</b>	
<b>1.1 Calor de Reacción</b>	
Hrx = M comb x PCS	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hrx (Kcal / hr)
52	8 559 033
105	8 614 089
157	8 668 004
209	8 720 819
261	8 772 570
313	8 823 292
366	8 873 016
418	8 921 773
470	8 969 591
522	9 016 498
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hrx (Kcal / hr)
52	8 492 517
105	8 493 176
157	8 493 826
209	8 494 469
261	8 495 105
313	8 495 732
366	8 496 351
418	8 496 962
470	8 497 565
522	8 498 158

**Tabla N° 17**

**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía  
(Continuación)**

<b>1.2 Calor Sensible</b>	
<b>Hcs = Mcomb x Cpcomb x ( Tcomb - Tref)</b>	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcs (Kcal / hr)
52	46 808
105	47 107
157	47 402
209	47 691
281	47 974
313	48 251
368	48 523
418	48 790
470	49 051
522	49 308
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcs (Kcal / hr)
52	46 442
105	46 446
157	46 449
209	46 453
281	46 456
313	46 460
368	46 483
418	46 486
470	48 470
522	46 473
<b>Hcomb = Hrx + Hcs</b>	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcom (Kcal / hr)
52	8 608 838
105	8 661 198
157	8 716 408
209	8 788 509
281	8 820 544
313	8 871 543
368	8 921 539
418	8 970 562
470	9 018 642
522	9 068 806
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcom (Kcal / hr)
52	8 538 959
105	8 539 822
157	8 540 276
209	8 540 922
281	8 541 561
313	8 542 192
368	8 542 816
418	8 543 429
470	8 544 034
522	8 544 631

**Tabla N° 17**  
**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía**  
**(Continuación)**

<b>2. Aire</b>	
$H_{\text{aire}} = M_{\text{aire}} \times C_{p \text{ aire}} \times (T_{\text{aire}} - T_{\text{ref}})$	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	H aire (Kcal / hr)
52	96 451
105	97 072
157	97 679
209	98 274
261	98 868
313	99 429
368	99 990
418	100 539
470	101 078
522	101 608
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	H aire (Kcal / hr)
52	95 702
105	95 709
157	95 716
209	95 724
261	95 731
313	95 738
368	95 745
418	95 752
470	95 759
522	95 766
<b>3. Humedad del Aire</b>	
$H_{\text{haire}} = M_{\text{haire}} \times C_{p \text{ haire}} \times (T_{\text{haire}} - T_{\text{ref}})$	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcom (Kcal / hr)
52	3283,0
105	3304,1
157	3324,8
209	3345,
261	3364,9
313	3384,3
368	3403,4
418	3422,1
470	3440,8
522	3458,5
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcom (Kcal / hr)
52	3257,5
105	3257,7
157	3258,
209	3258,2
261	3258,5
313	3258,7
368	3258,9
418	3259,2
470	3259,4
522	3259,6

### Tabla N° 17

## Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía (Continuación)

<b>4. Agua de alimentación</b>	
$H_{aaliment} = M_{aalim} \times C_p_{H_2O} \times (T_{aaliment} - T_{ref})$	
$H_{aaliment} =$	<b>551 805</b> Kcal / hr
$Entradas = H_{comb} + H_{aire} + H_{haire} + H_{aaliment}$	

#### Entradas

#### Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento

STD agua de alimentación	Entradas (Kcal / hr)
52	9 257 378
105	9 313 377
157	9 368 215
209	9 421 934
261	9 474 571
313	9 526 162
366	9 576 737
418	9 626 329
470	9 674 966
522	9 722 676

#### Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento

STD agua de alimentación	Entradas (Kcal / hr)
52	9 189 724
105	9 190 394
157	9 191 056
209	9 191 709
261	9 192 358
313	9 192 994
366	9 193 824
418	9 194 245
470	9 194 858
522	9 195 461

#### B. Salidas

#### 1. Gas seco de chimenea

$$H_{gas} = M_{gae} \times C_p_{gas} \times (T_{gas} - T_{ref})$$

#### Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento

STD agua de alimentación	H hgas (Kcal / hr)
52	995 839
105	1 002 245
157	1 008 518
209	1 014 663
261	1 020 684
313	1 026 586
366	1 032 371
418	1 038 044
470	1 043 608
522	1 049 065

**Tabla N° 17**

**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía  
(Continuación)**

<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcom (Kcal / hr)
52	988 100
105	988 177
157	988 253
209	988 327
261	988 401
313	988 474
366	988 646
418	988 617
470	988 687
522	988 757

**2. Humedad del Gas de chimenea**

$H_{\text{gas}} = [ (0.09 \times \%H) + (0.01 \times \%H_2O) ] \times M_{\text{comb}} \times (H_{\text{vapor}} - H_{\text{agua}}(T_{\text{ref}})) + [ M_{\text{aire}} \times C_{\text{phaire}} \times (T_{\text{gas}} - T_{\text{ref}}) ]$

<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	H hgas (Kcal / hr)
52	676 695
105	580 405
157	584 037
209	587 598
261	591 083
313	594 601
366	597 851
418	601 136
470	604 358
522	607 519

<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Hcom (Kcal / hr)
52	572 213
105	572 258
157	572 302
209	572 345
261	572 388
313	572 430
366	572 472
418	572 513
470	572 554
522	572 594

**3. Vapor**

$H_{\text{vap}} = M_{\text{vap}} \times (H_{\text{vs}} - H_{\text{agua}}(T_{\text{ref}}))$

$H_{\text{vap}} =$  7 326 324 Kcal / hr



**Tabla N° 17**

**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía  
(Continuación)**

<b>4. Inquemados Gaseosos</b>	
$H_{ing} = [ 56,5 \times \% C \times 0.0001 \times ppm CO \times M_{comb} ] / [ \%CO_2 + (0.0001 \times ppm CO) ]$	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	H <sub>lgas</sub> (Kcal / hr)
52	9 482
105	9 543
157	9 603
209	9 661
261	9 718
313	9 775
366	9 830
418	9 884
470	9 937
522	9 989
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	H <sub>com</sub> (Kcal / hr)
52	9 408
105	9 409
157	9 410
209	9 410
261	9 411
313	9 412
366	9 412
418	9 413
470	9 414
522	9 414
<b>5. Inquemados Sólidos</b>	
$H_{ins} = ( 0.01 \times IR \times PCI \times M_{comb} ) / 2$	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	H <sub>lgas</sub> (Kcal / hr)
52	128 385
105	129 211
157	130 020
209	130 812
261	131 589
313	132 349
366	133 095
418	133 827
470	134 544
522	135 247
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	H <sub>com</sub> (Kcal / hr)
52	127 388
105	127 398
157	127 407
209	127 417
261	127 427
313	127 436
366	127 446
418	127 454
470	127 463
522	127 472

**Tabla N° 17**

**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía  
(Continuación)**

<b>6. Pérdidas por Radiación y Convección</b>		
<b>6.1 Convección</b>		
$H_{conv} = 3.33 \times (1/dia)^{0.2} \times (1/Tav)^{0.18} \times (Tsup - Tref)^{1.28} \times (1 + (0.8 \times Vel))^{0.5} \times Asup$		
H conv lat =		<b>44 827</b> Kcal / hr
<b>6.2 Radiación</b>		
$H_{rad} = \text{delta} \times \text{eps} \times (Tsup^4 - Tref^4) \times A_{sup}$		
H rad =		<b>30 055</b> Kcal / hr
H cyr =		<b>74 881</b> Kcal / hr
<b>7. Purga</b>		
$Q_{purg} = F_{purga} \times h_{purga}$		
F purga = f (TDS en agua de ingreso a la caldera)		
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>		
STD agua de alimentación	F purga (Kg/hr)	Q purga (Kcal/hr)
52	82	54 192
105	149	98 629
157	214	142 145
209	278	184 772
281	341	226 541
313	403	267 479
366	463	307 612
418	523	346 965
470	581	385 560
522	638	423 419
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>		
STD agua de alimentación	F purga (Kg/hr)	Q purga (Kcal/hr)
52	0,8	507
105	1,6	1 039
157	2,4	1 564
209	3,1	2 083
281	3,9	2 595
313	4,7	3 102
366	5,4	3 602
418	6,2	4 096
470	6,9	4 581
522	7,6	5 060

**Tabla N° 17**

**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Balance de Energía  
(Continuación)**

<b>B. Calor Residual</b>	
Q res = Entradas - H gas - H hgas - H vap - H ing - H ins - H cyr	
<b>Intercambio Iónico</b>	
STD agua de alimentación	Q res
52	92 678
105	93 138
157	93 687
209	94 224
261	94 751
313	95 266
366	95 772
418	96 268
470	96 756
522	97 232
<b>Osmosis Inversa</b>	
STD agua de alimentación	Q res
52	91 902
105	91 909
157	91 916
209	91 922
261	91 928
313	91 935
366	91 941
418	91 947
470	91 953
522	91 959
<b>C. Eficiencia de la Caldera</b>	
Eficiencia = (Calor ganado por el vapor / Calor suministrado) x 100	
<b>Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Eficiencia
52	79,1%
105	78,7%
157	78,2%
209	77,7%
261	77,3%
313	76,9%
366	76,6%
418	76,1%
470	75,7%
522	75,3%
<b>Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento</b>	
STD agua de alimentación	Eficiencia
52	79,7%
105	79,7%
157	79,7%
209	79,7%
261	79,7%
313	79,7%
366	79,7%
418	79,7%
470	79,7%
522	79,7%

**Tabla N° 17**

**Corrida de Prueba 1000 BHP – Resumen Balance de Materia y Energía**

**BALANCE DE MATERIA**

**Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento**

STD Agua de Alimentación	52	157	209	
ENTRADAS	Kg/hr	%	Kg/hr	
Combustible	900	3,2%	917	3,2%
Aire Seco	16 075	56,6%	16 379	56,7%
Humedad del aire	291,8	1,0%	297,3	1,0%
Agua de alimentación a la caldera	11 119	39,2%	11 316	39,1%
<b>TOTAL</b>	<b>28 396</b>	<b>100,0%</b>	<b>28 909</b>	<b>100,0%</b>
SALIDAS	Kg/hr	%	Kg/hr	
Gas seco	16 164	56,9%	16 470	57,0%
Humedad del gas	1 102	3,9%	1 123	3,9%
Vapor	11 037	38,8%	11 037	38,2%
Purga	82	0,3%	278	1,0%
<b>TOTAL</b>	<b>28 366</b>	<b>100,0%</b>	<b>28 908</b>	<b>100,0%</b>

**Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento**

STD Agua de Alimentación	52	157	209	
ENTRADAS	Kg/hr	%	Kg/hr	
Combustible	893	3,2%	893	3,2%
Aire Seco	15 950	56,6%	15 954	56,6%
Humedad del aire	289,8	1,0%	289,8	1,0%
Agua de alimentación a la caldera	11 038	39,2%	11 040	39,2%
<b>TOTAL</b>	<b>28 170</b>	<b>100,0%</b>	<b>28 177</b>	<b>100,0%</b>
SALIDAS	Kg/hr	%	Kg/hr	
Gas seco	16 039	56,9%	16 042	56,9%
Humedad del gas	1 094	3,9%	1 094	3,9%
Vapor	11 037	39,2%	11 037	39,2%
Purga	1	0,0%	3	0,0%
<b>TOTAL</b>	<b>28 170</b>	<b>100,0%</b>	<b>28 177</b>	<b>100,0%</b>

**BALANCE DE ENERGIA**

**Sistema con Intercambio Iónico como pretratamiento**

STD Agua de Alimentación	52	157	209	
ENTRADAS	Kcal / hr	%	Kcal / hr	
Combustible	8 605 838	93,0%	8 768 509	93,1%
Aire seco	96 451	1,0%	98 274	1,0%
Humedad del aire	3283,0	0,035%	3345,0	0,0%
Agua de alimentación	551 805	6,0%	551 805	5,9%
<b>TOTAL</b>	<b>9 257 378</b>	<b>100,0%</b>	<b>9 421 934</b>	<b>100,0%</b>
SALIDAS	Kcal / hr	%	Kcal / hr	
Gas seco	995 839	10,8%	1 014 663	10,6%
Humedad del gas	576 695	6,2%	587 596	6,2%
Vapor	7 325 324	79,1%	7 325 324	77,7%
Inquemados gaseosos	9 482	0,1%	9 651	0,1%
Inquemados sólidos	128 385	1,4%	130 812	1,4%
Pérdidas por Rad y Convección	74 881	0,8%	74 881	0,8%
Pérdidas por purgas	94 192	0,6%	164 772	2,0%
Calor residual	82 578	1,0%	84 221	1,0%
<b>TOTAL</b>	<b>9 257 378</b>	<b>100,0%</b>	<b>9 421 934</b>	<b>100,0%</b>

**Sistema con Osmosis Inversa como pretratamiento**

STD Agua de Alimentación	52	157	209	
ENTRADAS	Kcal / hr	%	Kcal / hr	
Combustible	8 538 959	92,9%	8 540 822	92,9%
Aire seco	95 702	1,0%	95 724	1,0%
Humedad del aire	3257,5	0,035%	3258,2	0,035%
Agua de alimentación	551 805	6,0%	551 805	6,0%
<b>TOTAL</b>	<b>9 189 724</b>	<b>100,0%</b>	<b>9 191 709</b>	<b>100,0%</b>
SALIDAS	Kcal / hr	%	Kcal / hr	
Gas seco	888 100	10,8%	888 327	10,8%
Humedad del gas	572 213	6,2%	572 345	6,2%
Vapor	7 325 324	79,7%	7 325 324	79,7%
Inquemados gaseosos	9 408	0,1%	9 410	0,1%
Inquemados sólidos	127 388	1,4%	127 417	1,4%
Pérdidas por Rad y Convección	74 881	0,8%	74 881	0,8%
Pérdidas por purgas	507	0,0%	2 083	0,0%
Calor residual	91 902	1,0%	91 922	1,0%
<b>TOTAL</b>	<b>9 189 724</b>	<b>100,0%</b>	<b>9 191 709</b>	<b>100,0%</b>

### **3.3 Evaluación técnica y económica del tratamiento interno, fosfato y todo polímero**

El principal efecto de emplear un sistema de tratamiento de fosfato pH coordinado versus un sistema de fosfato polímero es que mientras en el primer caso la concentración de STD del agua al interior de las calderas de baja presión no debería estar por encima de los 3500 ppm, para el segundo caso dado que los compuestos a base de polímeros alteran la tensión superficial de las gotas de agua la caldera puede concentrar los STD hasta alrededor de los 8000 – 10000 ppm dependiendo los compuestos que se empleen.

Ello origina una disminución en la frecuencia de purgas y por tanto menores pérdidas de calor, menor agua de reposición y por consecuencia menor consumo de combustible de la caldera. Estos beneficios, compensan el mayor costo de dichos insumos químicos en comparación con los tratamientos tradicionales en base a fosfato pH coordinado.

Para nuestro caso se consideró que para el tratamiento a base fosfato pH coordinado la concentración de STD máxima admisible (según ASME) es de 3500 ppm y que para el caso de tratamiento en base a fosfato polímero dicho valor aumenta hasta 8000 ppm.

Como resultado de hacer la evaluación se obtuvo la cantidad de kg/h de purga para ambos casos dependiendo la concentración de STD en el agua de alimentación. Considerando el tipo de combustible que se emplea, la presión de operación de la caldera, el tiempo de operación de la caldera se obtiene el ahorro económico de emplear el tratamiento en base a fosfato polímero en vez del fosfato pH coordinado tal como se muestra en las tablas N° 18 y 19. Al respecto es necesario precisar que las tablas corresponden a un caldero de 1000 BHP evaluado con diez valores distintos de concentración de STD del agua de alimentación.

Tabla N° 18

Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Evaluación Alternativas de Tratamiento de Agua

A. Sistema con tratamiento fosfato-ph coordinado

STD máximo en agua del caldero (ppm) 3500

STD en la alimentación (ppm)	Cantidad purgada (Kg/hr)	% Purga	Energía Kcal/año	US \$/año	Demanda de agua de alimentación (Kg/hr)	Retorno de Condensado (Kg/hr)	Agua de Reposición (Kg/hr)
51	113,8	1,0%	6,61E+08	20,877	11151	4415	6738
102	205,9	1,9%	1,20E+09	38,017	11243	4415	6828
153	295,5	2,7%	1,72E+09	54,876	11333	4415	6918
204	382,7	3,5%	2,23E+09	71,459	11420	4415	7005
255	467,5	4,2%	2,72E+09	87,771	11505	4415	7090
308	550,1	5,0%	3,20E+09	103,820	11587	4415	7172
357	830,4	5,7%	3,67E+09	119,609	11668	4415	7253
408	708,7	6,4%	4,12E+09	135,146	11746	4415	7331
459	785,0	7,1%	4,56E+09	150,434	11822	4415	7407
510	859,3	7,8%	5,00E+09	165,479	11897	4415	7482

Costos Operativos por cada 1000 gm	51	102	153	204	255	306	357	408	459
Electricidad	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17
Costo de secuestrante de oxígeno (US \$)	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21
Costo de fosfato (US \$)	0,002	0,005	0,007	0,009	0,011	0,014	0,016	0,018	0,021
Resina catiónica (US \$)	0,01	0,01	0,02	0,02	0,03	0,03	0,04	0,04	0,05
Costos por mano de obra (US \$)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Costo agua producto (US \$)	0,76	0,76	0,76	0,76	0,76	0,76	0,76	0,76	0,76
Costo sal regenerante (US \$)	0,02	0,04	0,05	0,07	0,09	0,11	0,13	0,15	0,17
Costo agua retrolavado, enjuague y prepara. Sol	0,001	0,002	0,003	0,003	0,004	0,005	0,006	0,007	0,008
Costos de operación (US \$) por 1000 Gin	1,21	1,24	1,27	1,29	1,32	1,35	1,36	1,41	1,44

B. Programa de Polímero Dispersante

STD máximo en agua del caldero (ppm) 8000

STD en la alimentación (ppm)	Cantidad purgada (Kg/hr)	% Purga	Energía Kcal/año	US \$/año	Demanda de agua de alimentación (Kg/hr)	Retorno de Condensado (Kg/hr)	Agua de Reposición (Kg/hr)
51	60,2	0,5%	2,92E+08	9,208	11087	4435	6652
102	91,6	0,8%	5,32E+08	16,902	11129	4452	6677
153	132,4	1,2%	7,70E+08	24,587	11170	4468	6702
204	172,8	1,6%	1,00E+09	32,263	11210	4484	6726
255	212,7	1,9%	1,24E+09	39,926	11250	4500	6750
306	252,1	2,3%	1,47E+09	47,574	11289	4516	6774
357	291,0	2,6%	1,69E+09	55,205	11328	4531	6797
408	328,4	3,0%	1,92E+09	62,817	11367	4547	6820
459	367,4	3,3%	2,14E+09	70,409	11405	4562	6843
510	404,9	3,7%	2,35E+09	77,979	11442	4577	6865

**Tabla N° 19**

**Ahorro que se obtiene por uso de polímeros dispersantes en vez de programa con fosfatos**

STD en la alimentación (ppm)	US \$/año
51	11 669
102	21 115
153	30 288
204	39 196
255	47 846
306	56 246
357	64 405
408	72 238
459	80 024
510	87 500

### **3.4 Recuperación de energía de las purgas**

Para los dos casos que emplean ablandamiento mediante sistema de equipos de intercambio iónico, uno empleando tratamiento en base a fosfato – polímero y el otro en base a fosfato pH coordinado se hizo la comparación de las pérdidas de energía debido a las purgas. Tal como se explicó anteriormente el sistema en base a fosfato polímero permite mantener al interior del agua de la caldera una mayor concentración de STD por lo que se disminuye la cantidad de agua purgada y por tanto existe ahorro de combustible y de dinero.

Para el caso del equipo de ósmosis inversa que también se incluye en el cuadro, el ahorro, por la disminución del volumen de purga no se originan debido al cambio del tratamiento químico del agua al interior de la caldera (se ha considerado que se mantiene el tratamiento en base a fosfato pH coordinado) sino debido a la disminución de los STD al ingreso de la caldera y debido a que la dureza residual del agua de alimentación es mucho menor que para el caso del agua proveniente de un equipo de ablandamiento catiónico.

Lo anteriormente explicado se puede apreciar en la tabla N° 20:



**TEMPERATURA DE COMBUSTION ADIABATICA**

LHV	9721 kcal/kg	17500 Btu/lb
HHV	kcal/kg	18520 Btu/lb
A aire teorico	786 por millon de BTU, lb. Ver Tabla 2.4	
Exceso de aire	24%	
$\alpha$	1,24 Factor exceso de aire	
ta (T del aire)	68 °F	
Cpa aire	0,24 Btu/lb°F	
Cpg gases combustión	0,257 Btu/lb°F	
% Ash	0	

tc (T comb. adiabático)	3589 °F
	1964,83 °C

**RANGO DE tc**

Tc1	-3%	1905,88 °C
Tc2	-5%	1866,58

1867,8 T real

**Tabla 2.4**

**Combustion constant A For Fuels**

Fuel	A
Blast furnace gas	575
Bagasse	650
Carbon monoxide gas	670
Refinery and oil gas	720
Natural gas	730
Furnace oil and lignito	745-750
Bituminous coals	760
Anthacite	780
Coke	800
R 6	786

deducido

**CALCULO DE PERDIDAS EN CALDERA**

**Perdidas en Gases de Combustión**

	<b>C 1</b>	
Flujo R 6 (gph)	35,0	
Exceso de aire	24%	
Tg	250	°C
Ta	20	°C
Mg	2314	kg/h
Cg	0,257	kcal/kg°C
F	131,5	
PCI	9721	Kg

<b>PG</b>	<b>10,70%</b>
-----------	---------------



**Purga Fondo**

Flujo Purga	122,68 kg/h	1963 kg /día. (16h operativas/d ía)
Tp	173,84 °C	
Ta	20	
Cp	1 kcal/kg°C	

PP	1,48%
----	-------

**RADIACION**

Ta	20
T1	65,0 °C pared lateral
A1	36,2 m <sup>2</sup>
T2	118 °C pared frontal
A2	4,0 m <sup>2</sup>
T3	100 °C pared anterior
A3	4,0 m <sup>2</sup>
e1	0,96 emisividad
e2	0,96 emisividad
e3	0,96 emisividad
d	2,27 Diametro (m)
L	5,08 Longitud (m)
v	5,2 m/s
$\alpha_{I1}$	25,21 Coef. Radiación
$\alpha_{I2}$	21,82 Coef. Radiación
$\alpha_{I3}$	32,61 Coef. Radiación
$\alpha_{C1}$	5,127 Coef. Convección
$\alpha_{C2}$	36,812 Coef. Convección
$\alpha_{C3}$	34,991 Coef. Convección
$\alpha_{CF}$	98,544 Coef. Convección forzada

PR	6,40%
PR	81871 kcal/h

**Pérdida Inquemados gaseosos**

%CO	0,009%
Pco	0,05%
PH <sub>2</sub>	0,04%

**Pérdida Inquemados solidos**

CO ppm	0,00009
O <sub>2</sub> %vol	4,30
CH ppm	0
OP opacidad%	0
Ps	0,000004%

<b>P Inq</b>	<b>0,09%</b>
--------------	--------------

**CALOR ARRANQUE CALDERA**

FLUJO R 6	35,0 gal/h
Tpo. Calentamiento	0,75 horas
Calor Calentamiento	958734 kcal/arranque

<b>R 6 ARRANQUE</b>	<b>26,2 Galones</b>
---------------------	---------------------

**3.5.2 Simulación del sistema de generación de vapor**

Para esta simulación empleamos inicialmente el software ChemCad, basándonos en los resultados mostrados y que nos permitirá posteriormente realizar una optimización.

Un parámetro importante para la simulación es haber determinado la temperatura de combustión adiabática, que es nuestro punto de partida para poder cerrar nuestro balance de masa y energía.

Igualmente algo que consideraremos constante para el momento de realizar una optimización son las pérdidas por radiación.

Otro software empleado es el SuperPro Designer, el cual lo emplearemos principalmente para determinar costos operativos y de inversión. Por supuesto esta simulación será cargada con datos reales, costo de energía, insumos, etc.

Gráfico N° 27

SIMULACION CHEMCAD : DIAGRAMA DE FLUJO CALDERA - CONDICIONES ACTUALES

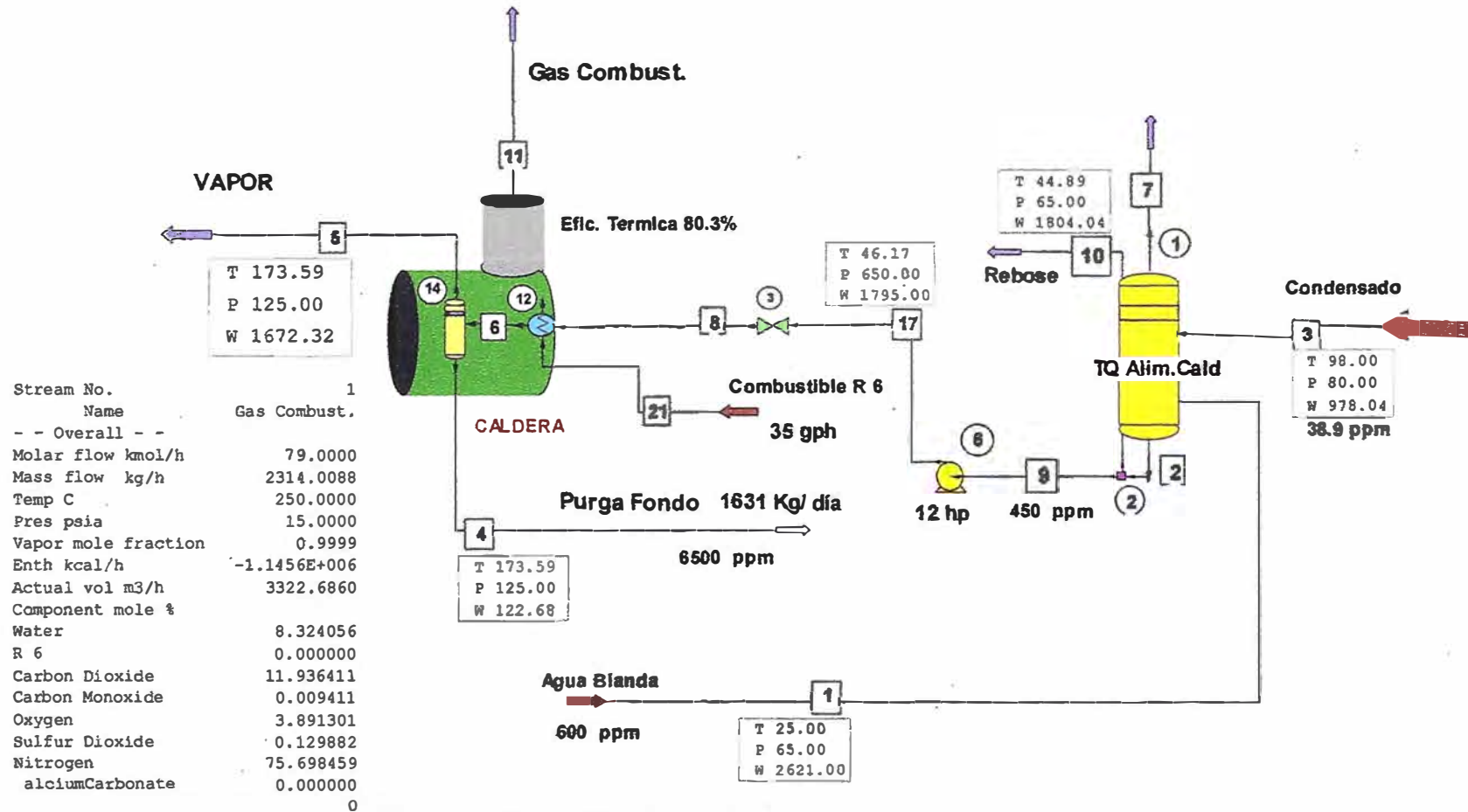


Tabla N° 21

REPORTE DE FLUJOS GENERADO POR EL CHEMCAD

CHEMCAD 5.1.3

Stream No.	1	3	7	10
<b>Stream Name</b>	<b>Condensado</b>			<b>Rebose</b>
Temp C	25,0000*	98,0000*	44,8862	44,8862
Pres psia	65,0000*	80,0000*	65,0000	65,0000
Enth kcal/h	-9,9E+006	-3,6E+006	0,00000	-6,81E+006
Vapor mole fraction	0,00000	0,00000*	1,0000	0,00000
Total kmol/h	145,4183	54,2885	0,0000	100,1041
Total kg/h	2621,0000	978,0381	0,0000	1804,03
Total std L m3/h	2,6201	0,9782	0,0000	1,8037
Total std V m3/h	3259,35	1216,80	0,00	2243,70
<b>Flowrates in kg/h</b>				
Water	2619,4275	978,0001	0,0000	1803,2309
R 6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Monoxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CalciumCarbonate	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
STD	1,5724	0,0380	0,0000	0,8072
Cenizas	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabla N° 21`**  
**(Continuación)**

Stream No,	4	5	11	9
<b>Stream Name</b>	<b>Purga</b>	<b>Fondo</b>	<b>Vapor</b>	<b>Gas Combust,</b>
Temp. C	173,5932*	173,5932	250,0000*	44,8862
Presión psia	125,0000	125,0000	15,0000	65,0000
Enth. kcal/h	-4,4E+005	-5,2E+006	-1,1E+006	-6,7E+006
Vapor mole fraction	0,00000	1,0000	0,99990	0,00000
Total kmol/h	6,7731	92,8295	79,0000	99,6026
Total kg/h	122,6758	1672,3242	2314,0088	1795,0000
Total std L m3/h	0,1220	1,6726	2,7860	1,7946
Total std V m3/h	151,81	2080,65	1770,68	2232,46
<b>Flowrates in kg/h</b>				
Water	121,8726	1672,3242	118,4668	1794,1967
R 6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Dioxide	0,0000	0,0000	415,0041	0,0000
Carbon Monoxide	0,0000	0,0000	0,2082	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	98,3691	0,0000
Sulfur Dioxide	0,0000	0,0000	6,5735	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	1675,2877	0,0000
Calcium Carbonate	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
STD	0,8032	0,0000	0,0000	0,8032
Cenizas	0,0000	0,0000	0,0995	0,0000

Tabla Nº 22

**REPORTE PARÁMETROS DE EQUIPOS  
CHEMCAD 5.1.3**

**Heat Exchanger Summary**

Equip. No.	12
Name	Caldera
Pressure drop 1 psi	15,0000
Pressure drop 2 psi	10,0000
VF Out Str 1	0,9320
Area/shell m2	139,8191
Calc Ht Duty kcal/h	1,0457e+006
LMTD (End points) C	231,1982
LMTD Corr Factor	1,0000
Calc U kcal/h-m2-C	32,3488
Calc Area m2	139,8191
Str1 Pout psia	125,0000
Str2 Pout psia	20,0000
Cost estimation	1
Install factor	2,0000
Material factor	1,0000
Pressure factor	1,1415
Type factor	0,6359
Basic cost \$	27131
Total purchase cost \$	22057
Total installed cost (\$)	44115
Design pressure psia	217,5565
Type	1

**Tabla N° 22**  
**(Continuación)**

**Pump Summary**

<b>Equip. No.</b>	<b>6</b>
<b>Name</b>	
Output pressure psia	650,0000
Efficiency	0,7500
Calculated power hp	3,6333
Calculated Pout psia	650,0000
Head m	415,2896
Vol.flow rate m3/h	1,8124
Mass flow rate kg/h	1795,0000
Cost estimation flag	1
Centrifugal pump	1
Motor RPM	1
Install factor	2,8000
Basic pump cost \$	5151
Basic motor cost \$	276
Total purchase cost \$	5427
Total installed cost	15196
(\$)	

### 3.5.3 Simulación de un sistema de generación de vapor que utiliza tratamiento de aguas con ósmosis inversa

La simulación de la caldera optimizada la realizamos con el ChemCad, donde ahora empleamos agua osmotizada y también sugerimos el uso de un desareador y un intercambiador de calor para las líneas de agua de reposición (osmotizada) y retorno de condensados.

#### 3.5.3.1 Selección del equipo de tratamiento de ósmosis inversa

El software Reverse Ósmosis System Análisis (ROSA)<sup>(12)</sup> de FILMTEC, nos permite dimensionar el equipo en base al flujo de agua requerido y los parámetros de calidad del agua de alimentación. Los resultados se aprecian en el Gráfico N° 28 y en la Tabla N° 23.

Gráfico N° 28

ROSA System Selection and Data Entry

File Options Calculation Help

Project Name: LavIndustrial

System Perm Flow: 0,75 m3/h

System Feed Flow: 1,00 m3/h

Overall Recovery: 75,00 %

Case Number: 1 Add Remove

# of Pass(es) to Use for the project: 1

Select a Pass Number: Pass 1

Configuration for Pass 1

Foulant Factor: 0,85

Perm Flow: 0,75 m3/h

Food Flow: 1,00 m3/h

Recovery: 85,00 %

Number of Stages in Pass: 1

Recirculation in Stage:

Configuration for Stage 1 in Pass 1

Select a Stage in the Pass: Stage 1

Back Pressure: None bar

Feed Pressure: None bar

Same Back Pressure for all stages:

Number of Pressure Vessels in Stage: 1

Number of Elements in Each Vessel: 2

Total Number of Elements in Stage: 2

Product Name: BV30-2540

Show Element

Use the Same Element in the pass:

Calculation

<sup>12</sup> Reverse Ósmosis System Analysis (ROSA) - www.Filmtec.com



**Tabla Nº 23**

**Reverse Ósmosis System Analysis for FILMTEC(TM)**

**ROSA v5.02**

**Membranes**

**Project: Lavindustrias**

**Case: 1**

**fjsb, home**

**03/09/04**

**System Summary**

Feed Flow to Stage 1	1,00m3/h	Permeate Flow	0,75m3/h
Raw Water Flow to System	1,00m3/h	Recovery	74,89%
Feed Pressure	14,81 bar	Feed Temperature	25,00C
Fouling Factor	0,85	Feed TDS	604,24mg/l
Chem. Dose (100% H2SO4)	0,00mg/l	Number of Elements	8
Total Active Area	20,81M <sup>2</sup>	Average System Flujo	35,93L/m2-h

**Water Classification** RO Permeate SDI < 1

Stage	Element	#PV#Ele	Feed Flow (m3/h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m3/h)	Conc Flow (m3/h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m3/h)	Avg Flujo (L/m2-h)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-2540	1 8	1,00	14,47	0,00	0,25	12,38	0,75	35,93	0,00	0,00	9,19

(mg/l, except pH)	Raw Water	Adj Feed	Permeate	Concentrate
NH4	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00
Na	45,98	46,06	0,68	181,38

**Tabla N° 23**  
**(Continuación)**

Mg	2,43	2,43	0,04	9,57
Ca	104,21	104,21	1,60	410,18
Sr	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3	451,44	451,44	6,87	1777,14
CO3	0,10	0,10	0,00	0,41
NO3	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl	0,00	0,00	0,00	0,00
F	0,00	0,00	0,00	0,00
SO4	0,00	0,00	0,00	0,00
SiO2	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	58,94	58,94	58,94	58,94
TDS	604,16	604,24	9,19	2378,67
PH	7,00	7,00	5,22	7,66

**Design Warnings**

-None-

**Solubility Warnings**

Langelier Saturation Index > 0

Stiff & Davis Stability Index > 0

Antiscalants may be required. Consult your antiscalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.

### Scaling Calculations

	Raw Water	Adj Feed	Concentrate
PH	7,00	7,00	7,66
Langelier Saturation Index	0,09	0,09	1,88
Stiff & Davis Stability Index	0,70	0,70	2,00
Ionic Strength (Molal)	0,01	0,01	0,04

**Tabla N° 23**  
**(Continuación)**

TDS (mg/l)	604,16	604,16	2378,67
HCO <sub>3</sub>	451,44	451,44	1777,14
CO <sub>2</sub>	58,94	58,94	58,94
CO <sub>3</sub>	0,10	0,10	0,41
CaSO <sub>4</sub> (% Saturation)	0,00	0,00	0,00
BaSO <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00
SrSO <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,00
CaF <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00
SiO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00

To balance: 0,08 mg/l Na added to feed.

### Reverse Ósmosis System Analysis for FILMTEC(TM) Membranes

Stage 1 Element	Recov.	Perm Flow (m <sup>3</sup> /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m <sup>3</sup> /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0,10	0,10	4,74	1,00	604,24	14,47
2	0,11	0,10	5,47	0,90	673,50	14,00
3	0,12	0,10	6,35	0,80	757,44	13,60
4	0,13	0,09	7,46	0,70	861,61	13,27
5	0,15	0,09	8,90	0,60	994,71	12,99
6	0,17	0,09	10,85	0,51	1171,19	12,77
7	0,21	0,09	13,66	0,42	1416,77	12,60
8	0,25	0,08	18,07	0,34	1781,81	12,47

### 3.5.4 Simulación del sistema de generación de vapor optimizado con el ChemCad <sup>(13)</sup>

La evaluación realizada considera una agua de alimentación con 12 ppm de STD. Se han mantenido los niveles de pérdidas por radiación, y trabajamos en base a la temperatura de combustión adiabática para cerrar nuestro balance de masa y energía junto a la temperatura de gases de combustión que se mantiene en 250 °C. Estos resultados se aprecian en las Tablas N° 24 y 25.

#### CALDERO PIROTUBULAR - OPTIMIZADO DISTRAL

#### COMBUSTIBLE R 6

<b>Pmax</b>	150 Psi
<b>BHP</b>	300
<b>A</b>	1500 ft <sup>2</sup>
<b>Diámetro</b>	2,27 m
<b>Longitud</b>	5 m
<b>P caldera</b>	125 Psia
Agua alimentación STD	600 ppm
<b>Flujo de R 6</b>	<b>33,1 gal/h</b>
Densidad	0,993 kg/lt
<b>Flujo de R 6</b>	<b>124,6 kg/h</b>
Poder calorífico inferior	139835 Btu/gal
Poder calorífico inferior	9721 kcal/kg
<b>CALOR TOTAL COMBUSTION</b>	<b>1210751 kcal/h</b>

Los resultados mostrados en el diagrama de flujo hacen referencia a un incremento de 1% en la eficiencia térmica <sup>(14)</sup>, manteniendo el mismo nivel de generación de vapor. **(DEBE ESTAR ARRIBA)**

<sup>13</sup> Chemical Process Simulations (CHEMCAD) - <http://www.chemstations.net/>  
<sup>14</sup> Manual de Eficiencia Energética de Calderas Industriales – ITINTEC – SNI

## CALCULO DE PERDIDAS EN CALDERA OPTIMIZADA

### Perdidas en Gases de Combustión

Flujo R 6	33,1	gph
Exceso de aire	24%	
Tg	250	°C
Ta	20	°C
Mg	<b>2192</b>	kg/h
Cg	0,257	kcal/kg°C
F	<b>124,55</b>	kg/h
PCI	9721	kcal/kg

<b>PG</b>	<b>10,70%</b>	
<b>PG</b>	<b>129552</b>	kcal/h

Pérdidas Inquemados+residual(1%)	1,09%	13222 asumido
Pérdidas Radiación	6,76%	81871 calculado
Pérdida Purga	0,17%	2000 calculado
Pérdida Gases de Combustión	10,70%	129552 calculado
Calor transferido al vapor	81,28%	984106 calculado
<b>Perdidas Totales</b>	<b>18,72%</b>	<b>226645</b>

		<b>% error</b>
<b>Eficiencia Térmica</b>	<b>81,3%</b>	<b>0,006%</b>

### Purga Fondo

Flujo Purga	13 kg/h	208 kg/día. (16h operativas/día)
Tp	173,84 °C	
Ta	20 kcal/kg°C	
Cp	1	

<b>PP</b>	<b>0,17%</b>	
<b>PP</b>	<b>2</b>	kcal/h

**Pérdida Inquemados gaseosos**

<b>%CO</b>	<b>0,009%</b>
<b>Pco</b>	<b>0,06%</b>
<b>PH2</b>	<b>0,04%</b>

**Pérdida Inquemados solidos**

<b>CO ppm</b>	<b>0,00009</b>
<b>O2 %vol</b>	<b>4,30</b>
<b>CH ppm</b>	<b>0</b>
<b>OP opacidad%</b>	<b>0</b>
<b>Ps</b>	<b>0,000004%</b>

<b>P inq</b>	<b>0,09%</b>
--------------	--------------

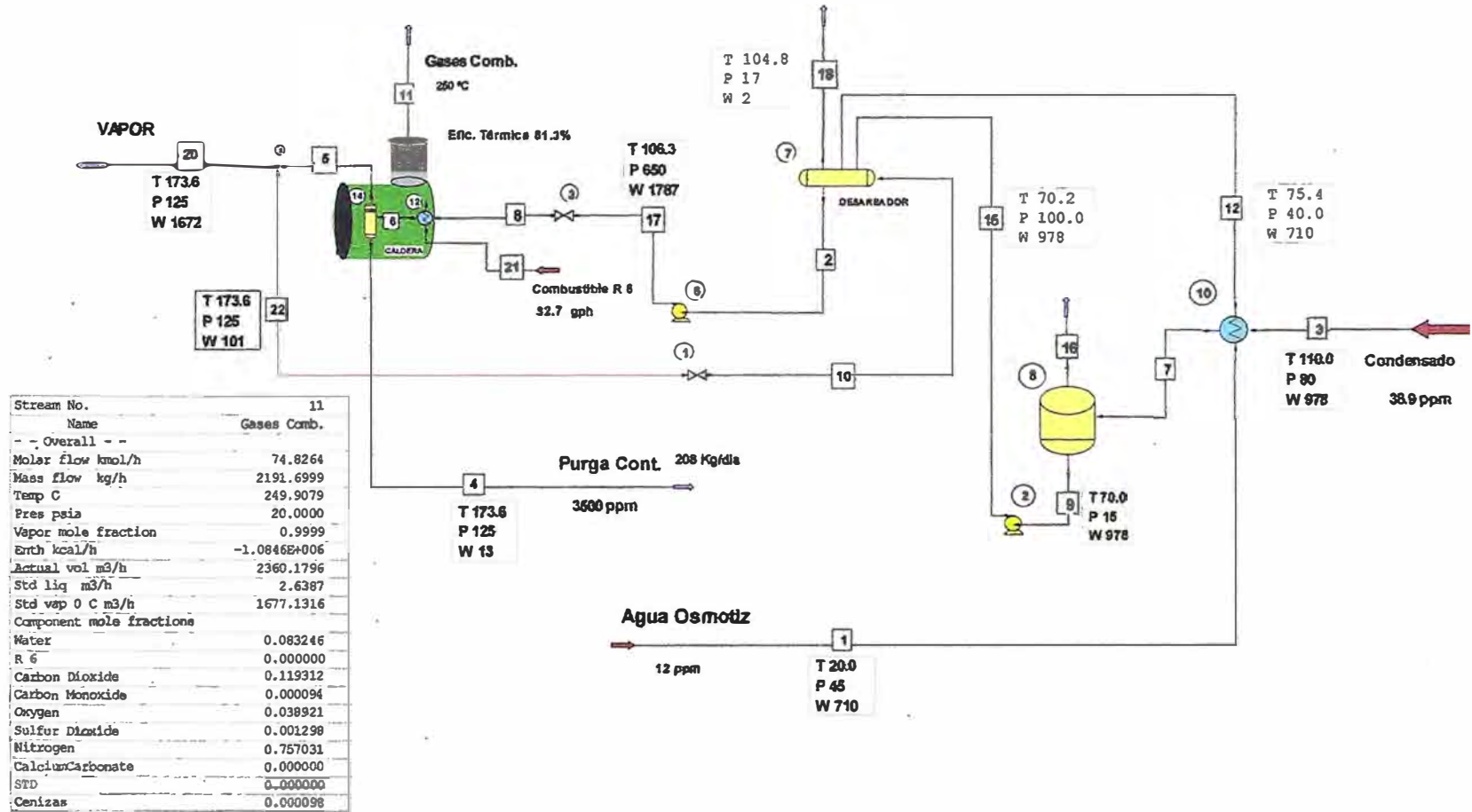
**RADIACION**

<b>Ta</b>	<b>20</b>
<b>T1</b>	<b>65,0 °C pared lateral</b>
<b>A1</b>	<b>36,2 m<sup>2</sup></b>
<b>T2</b>	<b>118 °C pared frontal</b>
<b>A2</b>	<b>4,0 m<sup>2</sup></b>
<b>T3</b>	<b>100 °C pared anterior</b>
<b>A3</b>	<b>4,0 m<sup>2</sup></b>
<b>e1</b>	<b>0,96 emisividad</b>
<b>e2</b>	<b>0,96 emisividad</b>
<b>e3</b>	<b>0,96 emisividad</b>
<b>d</b>	<b>2,27 Diametro (m)</b>
<b>L</b>	<b>5 Longitud (m)</b>
<b>v</b>	<b>5,2 m/s</b>
<b>αII1</b>	<b>25,21 Coef. Radiación</b>
<b>αII2</b>	<b>21,82 Coef. Radiación</b>
<b>αII3</b>	<b>32,61 Coef. Radiación</b>
<b>αC1</b>	<b>5,127 Coef. Convección</b>
<b>αC2</b>	<b>36,812 Coef. Convección</b>
<b>αC3</b>	<b>34,991 Coef. Convección</b>
<b>αCF</b>	<b>98,544 Coef. Convección forzada</b>

<b>PR</b>	<b>6,76%</b>
<b>PR</b>	<b>81871 kcal/h</b>

### Gráfico N° 29

#### CALDERA OPTIMIZADA



**Tabla N° 20**  
**Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP**  
**Evaluación Pérdida de Energía en las Purgas**

**Pérdida de Energía en las Purgas**

**A. Sistema con Ablandamiento Cationico**

STD máximo en agua del caldero (ppm) 5000

STD en la alimentación (ppm)	Cantidad purgada (Kg/hr)	% Purga	Energía kcal/hora	US S/ano	Demanda de agua de alimentación (Kg/hr)	Retorno de Condensado (Kg/hr)	Agua de Reposición (Kg/hr)
51	60,0	0,7%	4,65E+08	14,877	11117	4415	6702
102	145,4	1,3%	8,45E+08	26,840	11183	4415	6788
153	209,5	1,9%	1,22E+09	38,802	11247	4415	6832
204	272,4	2,5%	1,56E+09	50,862	11310	4415	6886
255	334,1	3,0%	1,94E+09	62,718	11371	4415	6958
308	394,8	3,8%	2,29E+09	74,471	11432	4415	7017
367	453,8	4,1%	2,64E+09	86,119	11491	4415	7078
408	512,1	4,8%	2,98E+09	97,862	11549	4415	7135
459	569,3	5,2%	3,31E+09	108,100	11607	4415	7192
510	625,4	5,7%	3,64E+09	120,433	11683	4415	7248

**B. Programa de Polímero Dispersante**

STD máximo en agua del caldero (ppm) 8000

STD en la alimentación (ppm)	Cantidad purgada (Kg/hr)	% Purga	Energía kcal/hora	US S/ano	Demanda de agua de alimentación (Kg/hr)	Retorno de Condensado (Kg/hr)	Agua de Reposición (Kg/hr)
51	50,2	0,6%	2,92E+08	9,208	11087	4435	6652
102	91,8	0,8%	5,32E+08	16,802	11129	4452	6677
153	132,4	1,2%	7,70E+08	24,587	11170	4468	6702
204	172,8	1,6%	1,00E+09	32,263	11210	4484	6728
255	212,7	1,9%	1,24E+09	39,928	11250	4500	6750
308	262,1	2,3%	1,47E+09	47,574	11289	4516	6774
367	291,0	2,6%	1,69E+09	55,205	11328	4531	6797
408	326,4	3,0%	1,92E+09	62,817	11367	4547	6820
459	367,4	3,3%	2,14E+09	70,409	11406	4562	6843
510	404,9	3,7%	2,35E+09	77,879	11442	4577	6865

**C. Empleo de Tratamiento de Agua por Ósmosis Inversa**

STD en la alimentación (ppm)	STD a la salida del equipo de ósmosis (ppm)	Cantidad purgada (Kg/hr)	% Purga	Energía kcal/hora	US S/ano	Demanda de agua de alimentación (Kg/hr)	Retorno de Condensado (Kg/hr)	Agua de Reposición (Kg/hr)
51	0,3	0,7	0,01%	4,33E+08	138	11038	4415	6623
102	0,7	1,5	0,01%	6,88E+08	278	11039	4415	6624
153	1,0	2,3	0,02%	1,34E+07	418	11040	4416	6625
204	1,4	3,1	0,03%	1,78E+07	559	11040	4416	6625
255	1,7	3,8	0,03%	2,22E+07	697	11041	4415	6626
308	2,1	4,6	0,04%	2,68E+07	833	11042	4415	6627
367	2,4	5,3	0,05%	3,09E+07	968	11043	4415	6628
408	2,7	6,0	0,05%	3,61E+07	1,101	11043	4415	6628
459	3,1	6,8	0,06%	3,93E+07	1,235	11044	4415	6629
510	3,4	7,5	0,07%	4,34E+07	1,382	11043	4415	6630



### **3.5 Trabajo en planta -- LAVINDUSTRIA**

Con la finalidad de demostrar la factibilidad o no de reemplazar un sistema tradicional de tratamiento de aguas por uno de ósmosis inversa, en calderas de 300 BHP y en condiciones reales; es que se nos permitió evaluar en la Empresa LAVINDUSTRIA S.A. las condiciones actuales de operación y presentar una alternativa optimizada.

Para nuestro propósito nos valimos de varios software de simulación como el ChemCad, SuperPro Designer y ROSA. Este último permite simular sistemas de ósmosis inversa.

Mencionaremos que el tratamiento de aguas es realizado en ablandadores, el agua cruda proviene de un pozo y de Sedapal, el agua blanda hacia la caldera esta en 600 ppm de STD promedio, y el tratamiento de agua en la caldera esta basado en fosfatos y sulfitos.

#### **3.5.1 Simulación de un sistema de generación de vapor que utiliza tratamiento de aguas tradicional**

##### **Condiciones actuales.**

Los resultados presentados a continuación fueron medidos y evaluados en planta:

##### **CALDERO PIROTUBULAR - CONDICIONES ACTUALES DISTRAL.**

##### **COMBUSTIBLE R 6**

Pmax	150 psi
BHP	300
A	1500 ft <sup>2</sup>
Diámetro	2,27 m
Longitud	5 m
P caldera	125 psia

Agua alimentación STD	600 ppm
<b>Flujo de R 6</b>	<b>35,0 gal/h</b>
Densidad	0,993 kg/L
<b>Flujo de R 6</b>	<b>131,5 kg/h</b>
Poder calorífico inferior	139835 Btu/gal
Poder calorífico inferior	9721 kcal/kg
<b>CALOR TOTAL COMBUSTION</b>	<b>1278312 kcal/h</b>

Pérdidas Inquemados(+residual)	1,09%	13959 asumido	
Pérdidas Radiación	6,40%	81871 calculado	ok
Pérdida Purga	1,48%	18873 calculado	ok
Pérdida Gases de Combustión	10,70%	136781 calculado	ok
Calor trasferido al vapor	80,33%	1026827 calculado	ok
<b>Perdidas Totales</b>	<b>19,67%</b>	<b>251485</b>	

		<b>% error</b>
<b>Eficiencia Térmica</b>	<b>80,3%</b>	<b>0,000%</b>

**CONSIDERACIONES CALDERA  
R6**

Composición	% w
C	86,0
H	10,0
N	0,9
S	2,5
O	0,4
Humedad	0,1
Cenizas	0,2
	<b>100,0</b>

**Exceso de aire** 24%

Gases de combustión	% w	Corregido kg/h
CO <sub>2</sub>	17,93	<b>393,10</b>
O <sub>2</sub>	4,25	<b>93,20</b>
CO	0,00009	<b>0,002</b>
SO <sub>2</sub>	0,28	<b>6,23</b>
N <sub>2</sub>	72,39	<b>1586,70</b>
Cenizas	0,00	<b>0,00</b>
Agua	5,20	<b>113,90</b>
	<b>100,00</b>	<b>2193,13</b>

Tabla N° 24

**REPORTE DE FLUJOS GENERADO POR EL CHEMCAD**

**CHEMCAD 5.1.3**

**Job Name: CalderaOptimFinal Date: 09/03/2004 Time: 05:51:53**

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Agua Osmotiz		Condensado	Purga Cont.
Temp C	20,0000*	104,8136*	110,0000*	173,5932*
Pres psia	45,0000*	17,4045*	80,0000*	125,0000
Enth kcal/h	-2,69E+006	6,63E+006	-3,62E+006	-48299,
Vapor mole fraction	0,00000	0,00000*	0,00000	0,00000
Total kmol/h	39,4112	99,1877	54,2885	0,7331
Total kg/h	710,0000	786,9039	978,0381	13,2453
Total std L m3/h	0,7101	1,7872	0,9782	0,0132
Total std V m3/h	883,35	2223,16	1216,80	16,43
Flowrates in kg/h				
Water	709,9915	1786,8574	978,0001	13,1988
R 6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Monoxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Calcium Carbonate	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
STD	0,0085	0,0465	0,0380	0,0465
Cenizas	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabla N° 24 (Continuación)**

Stream No.	5	6	7	8
<b>Stream Name</b>	<b>VAPOR</b>			
Temp C	173,5932	173,5932*	70,0000	106,2539
Pres psia	125,0000	125,0000*	75,0000	140,0000
Enth kcal/h	-5,65E+006	-5,6488E+006	-3,66E+006	-6,63E+006
Vapor mole fraction	1,0000	0,99261*	0,00000	0,00000
Total kmol/h	98,4546	99,1877	54,2885	99,1877
Total kg/h	773,6587	1786,9039	978,0381	1786,9039
Total std L m3/h	1,7739	1,7872	0,9782	1,7872
Total std V m3/h	2206,73	2223,16	1216,80	2223,16
<b>Flowrates in kg/h</b>				
Water	1773,6587	1786,8574	978,0001	1786,8574
R 6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Monoxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Calcium Carbonate	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
STD	0,0000	0,0465	0,0380	0,0465
Cenizas	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Stream No.	9	10	11	12
<b>Stream Name</b>	<b>Gases Comb.</b>			
Temp C	70,0000	147,6653	49,9079	75,4282
Pres psia	14,7000	7,4045	0,0000	40,0000
Enth kcal/h	-3,6672E+006	-3,1999E+005	-1,0846E+006	-2,6583E+006
Vapor mole fraction	0,00000	1,0000	0,99990	0,00000
Total kmol/h	54,2885	5,6253	74,8264	39,4112
Total kg/h	978,0381	101,3398	2191,6999	710,0000
Total std L m3/h	0,9782	0,1014	2,6387	0,7101

**Tabla N° 24**  
**(Continuación)**

Total std V m3/h	1216,80	126,08	1677,13	883,35
<b>Flowrates in kg/h</b>				
Water	978,0001	101,3398	112,2152	709,9915
R 6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Dioxide	0,0000	0,0000	392,9061	0,0000
Carbon Monoxide	0,0000	0,0000	0,1973	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	93,1911	0,0000
Sulfur Dioxide	0,0000	0,0000	6,2244	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	1586,8783	0,0000
Calcium Carbonate	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
STD	0,0380	0,0000	0,0000	0,0085
Cenizas	0,0000	0,0000	0,0877	0,0000

Stream No.	15	16	17	18
<b>Stream Name</b>				
Temp C	70,1910	70,0000	106,2536	104,8136
Pres psia	100,0000	14,7000	650,0000	17,4045
Enth kcal/h	-3,6670E+006	0,00000	-6,6349E+006	-7863,9
Vapor mole fraction	0,00000	1,0000	0,00000	1,0000
Total kmol/h	54,2885	0,0000	99,1877	0,1373
Total kg/h	978,0381	0,0000	1786,9039	2,4741
Total std L m3/h	0,9782	0,0000	1,7872	0,0025
Total std V m3/h	1216,80	0,00	2223,16	3,08
<b>Flowrates in kg/h</b>				
Water	978,0001	0,0000	1786,8574	2,4741
R 6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Monoxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabla N° 24 (Continuación)**

Sulfur Dioxide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Calcium Carbonate	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
STD	0,0380	0,0000	0,0465	0,0000
Cenizas	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Stream No.	19	20	21	22
Stream Name	GAS COMBUST		VAPOR	R 6
Temp C	412,0197*	173,5932	1867,8001*	173,5932
Pres psia	20,0000*	125,0000	30,0000*	125,0000
Enth kcal/h	-9,89E+005	5,28E+006	-3378,7	-3,1999E+005
Vapor mole fraction	0,99990	1,0000	,99990	1,0000
Total kmol/h	74,8264	92,8293	4,8264	5,6252
Total kg/h	2191,6999	1672,3200	2191,6999	101,3387
Total std L m3/h	2,6387	1,6726	2,6387	0,1014
Total std V m3/h	1677,13	2080,64	1677,13	126,08
<b>Flowrates in kg/h</b>				
Water	112,2152	1672,3200	112,2151	101,3387
R 6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Carbon Dioxide	392,9061	0,0000	392,9060	0,0000
Carbon Monoxide	0,1973	0,0000	0,1973	0,0000
Oxygen	93,1911	0,0000	93,1911	0,0000
Sulfur Dioxide	6,2244	0,0000	6,2244	0,0000
Nitrogen	1586,8783	0,0000	1586,8783	0,0000
Calcium Carbonate	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
STD	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cenizas	0,0877	0,0000	0,0877	0,0000

Tabla N° 25

REPORTE PARÁMETROS DE EQUIPOS

CHEMCAD 5.1.3

Heat Exchanger Summary

Equip. No.	12	10
Name	CALDERA	
Pressure drop 1 psi	15,0000	5,0000
Pressure drop 2 psi	10,0000	5,0000
T Out Str 1 C	70,0000	
VF Out Str 1	0,9926	
U kcal/h-m2-C	1831,0000	
Area/shell m2	139,8191	
Calc Ht Duty kcal/h	986048,0000	39414,3750
LMTD (End points) C	238,4265	41,8126
LMTD Corr Factor	1,0000	1,0000
Calc U kcal/h-m2-C	29,5785	1831,0000
Calc Area m2	139,8191	0,5148
Str1 Pout psia	125,0000	75,0000
Str2 Pout psia	20,0000	40,0000
Install factor	2,0000	2,0000
Material factor	1,0000	1,0000
Pressure factor	1,1415	0,8624
Type factor	0,6359	0,3827
Basic cost \$	27131	4877
Total purchase cost \$	21049	1720
Total installed cost \$	42097	3440
Design pressure psia	217,5565	

**Tabla N° 25**  
**(Continuación)**

Type factor	0,6359	0,3827
Basic cost \$	27131	4877
Total purchase cost \$	21049	1720
Total installed cost \$	42097	3440
Design pressure psia	217,5565	

**Vessel Summary**

Equip. No. 7		
Name	DESAREADOR	
Liquid stream #1	0,9900	
Diameter m	0,7620	
Length m	2,2860	
Vessel thickness cm	0,6350	
Head thickness cm	0,6350	
Straight flange cm	5,0800	
Metal density kg/m3	7833,4126	
Total weight kg	362,6409	
Purchase cost \$	11695	
Installed cost \$	19882	
Cost estimation flag	1	
Total volume m3	1,1583	
Pump Summary		
Equip. No. 2 0		
Name	Bomba	Condens
Output pressure psia	100,0000	650,0000
Efficiency	0,7500	0,7500
Calculated power hp	0,2925	4,0591



**Tabla N° 25 (Continuación)**

Calculated Pout psia	100,0000	650,0000
Head m	61,3536	466,0588
Vol flow rate m <sup>3</sup> /h	1,0006	1,8725
Mass flow rate kg/h	978,0381	1786,9039
Cost estimation flag	1	1
Centrifugal pump	0	1
Motor RPM	0	1
Install factor	2,8000	2,8000
Basic pump cost \$	3341	5372
Basic motor cost \$	245	318
Total purchase cost \$	3587	5690
Total installed cost \$	10042	15933

### **3.5.5 Simulación del sistema de generación de vapor y tratamiento de aguas con ósmosis inversa**

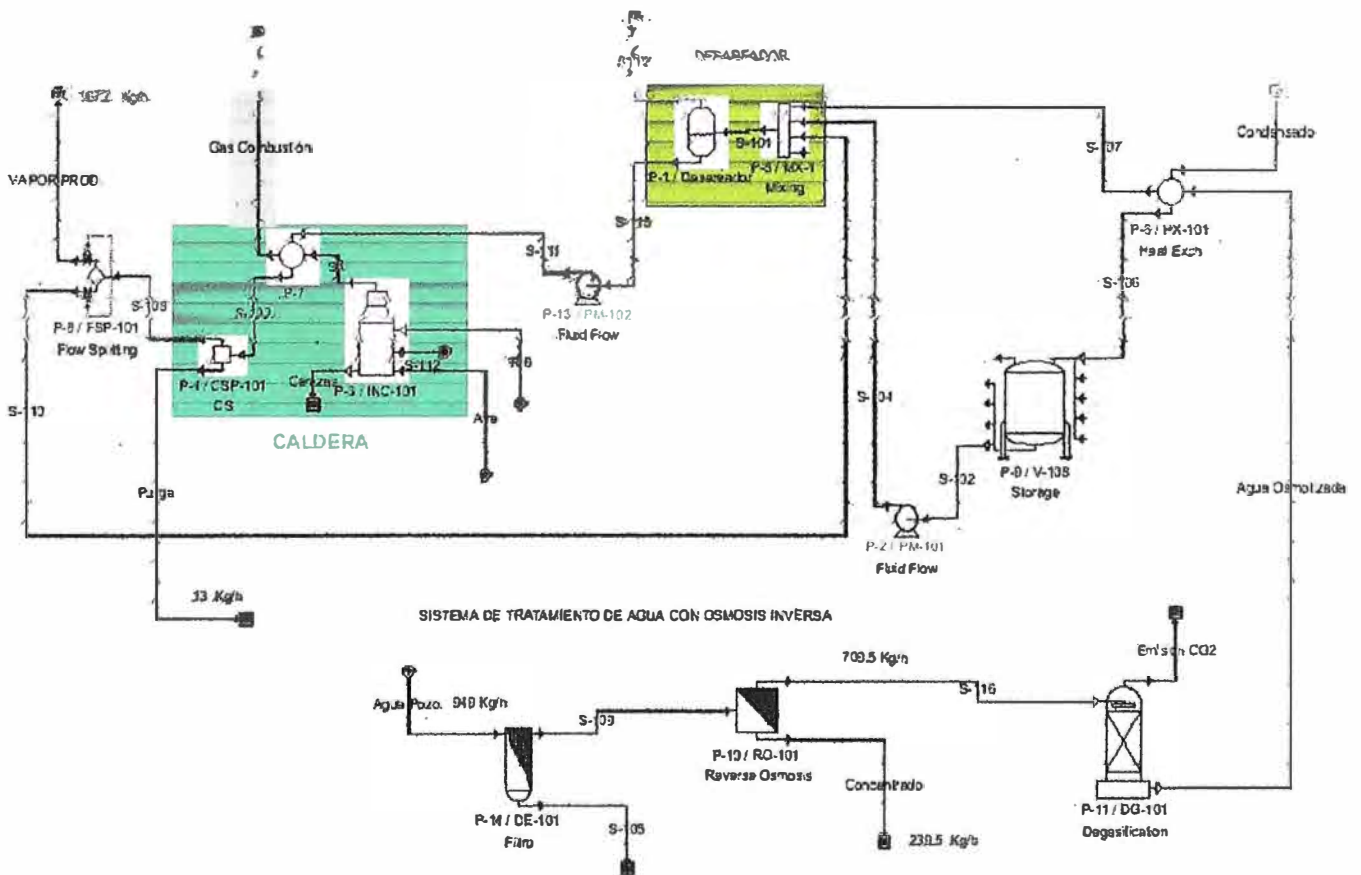
Para realizar satisfactoriamente esta simulación, los parámetros de las corridas del software Chemical Process Simulations (ChemCad) (en el gráfico N° 30 se muestra el diagrama optimizado del proceso) y del software ROSA los pasamos al SuperPro Designer. Este último genera reportes de costos operativos y de inversión, balance de masa y energía, medio ambiente, etc., que confrontaremos con los valores actuales, y los nuevos costos de la planta optimizada a fin de verificar o no la factibilidad de la propuesta.

El resultado de la simulación del software ROSA nos indica que requerimos de un equipo con una vasija a presión con 08 elementos, esto equivale a un área de membrana de 20,81m<sup>2</sup>, se obtiene un 75 %

de recuperación del agua de alimentación, el permeado sale con 9,2 ppm de STD y la presión requerida es de 14,5 bar, esta presión y el flujo de alimentación de agua cruda que es de 1 m<sup>3</sup>/h nos permite determinar la capacidad de la bomba evaluada con ayuda del ChemCad dando como resultado una potencia requerida de 0,5 kW.

Gráfico N° 30

### CALDERA OPTIMIZADA



### 3.6 Evaluación económica

#### 3.6.1 Evaluación económica trabajo experimental

Una vez obtenidos los balance de masa y energía en la caldera para cada uno de los casos evaluados tanto para sistemas con ablandamiento catiónico como para los de ósmosis inversa, se procede a determinar los costos de generación de vapor (US \$/ Ton vapor) para cada uno de estos casos.

Como puede deducirse a medida que aumenta la potencia de la caldera y a medida que se incrementa la cantidad de STD en la alimentación los costos de generación con un equipo alternativo de ósmosis inversa se hacen cada vez menores en comparación con un sistema que emplee ablandamiento catiónico. Luego, se hace la evaluación del flujo de ingresos y egresos considerando las siguientes datos:

- Tiempo de vida útil del equipo de ósmosis inversa: 10 años
- Tiempo de reemplazo de membranas: 3 años
- Tasa de descuento 12 %
- Costo del agua cruda : 0,2 US  
\$/m<sup>3</sup>
- Valor de rescate del equipo: 0 US \$

Dicha evaluación se muestra en las Tablas N° 26 y 27. Asimismo se consideraron los siguientes datos (obtenidos de la pagina web de Osmonics <sup>(15)</sup> – Empresa comercializadora de equipos de Ósmosis inversa).

---

<sup>15</sup> Osmonics- Reverse Osmosis Application -  
<http://www.gewater.com/applications/boiler/index.jsp>

**Tabla N° 26**

**Costos de Mantenimiento Equipos de Ósmosis Inversa**

Capacidad Ósmosis Inversa (lbi/hr)	Consumo Elect. (US \$: 1000 gal)	Potencia bomba (HP)	Tiempo producir 1000 gal	Costo Membrana	Nro de Membranas	Costo filtros (US \$: 1000 gal)	Costo reemplazo filtros (US \$)
3600	0,49	7,2	2,31	456	6	0,04	5,8
7200	0,45	13,3	1,16	456	7	0,04	11,6
12700	0,45	23,4	0,98	456	21	0,02	10,2
14400	0,45	28,5	0,58	456	24	0,02	11,8
18200	0,42	39,0	0,49	1050	8	0,05	36,7
24000	0,42	41,2	0,35	1050	10	0,04	38,7
24000	0,42	41,2	0,35	1050	10	0,04	38,7
28800	0,42	49,5	0,29	1050	12	0,04	48,5
36000	0,42	61,9	0,23	1050	14	0,04	58,1
36000	0,42	61,9	0,23	1050	14	0,04	58,1

Asimismo se consideraron los siguientes valores:

**Tabla N° 27**

**Costos de Reactivos Químicos – Sistema de Ósmosis Inversa**

Datos Adicionales	
Costo agua cruda de pozo (US \$/m <sup>3</sup> )	0,2
Costo agua de la red (US \$/m <sup>3</sup> )	0,20
Periodo de vida útil equipo de Ósmosis	10 años
Costo sal regenerante (US \$/ TM)	80,0
Vida útil de la resina catiónica (años)	6,0
Costo de la resina catiónica (US \$/ pie <sup>3</sup> )	78,0
Vida útil de la resina aniónica (años)	4,0
Costo de la resina aniónica (US \$/ pie <sup>3</sup> )	225,0
Concentración O <sub>2</sub> disuelto del agua de ingreso (ppm)	5,0
Vida útil de la membrana	3 años
Vida útil de los filtros	14 días
Potencia bomba sistema Ósmosis (HP)	41,2
Tiempo en permear 1000 gal de agua (hr)	0,3
Limpiezas por año	4
Costo del combustible	6,16 US \$/MMBTU
<b>Costos por mil galones de agua</b>	
Costo del agua (US \$)	0,76
Costo de disposición del agua (US \$)	0,76
Costo de electricidad (US \$)	0,05 kWh
Costo de la membrana (US \$)	1050
Costo reemplazo de filtros (US \$)	38,7
<b>Costo de reactivos químicos</b>	
Costo de químicos para limpieza (US \$)	3,6 gal
Costo del anti-escalante (US \$)	0,057 ltl
Concentración de anti-escalante en el producto	1 ppm
Costo de fosfato (US \$)	0,86 libra
Costo del bisulfito de sodio (US \$)	0,5 libra
Concentración de bisulfito en el producto	2 ppm
Costo de ajuste del PH del agua de alimentación (US \$)	0,15 libra
Costo de ajuste del PH del agua del permeado (US \$)	0,15 libra
<b>Costo de Mano de Obra</b>	
Costo por día laborado (US \$)	15
Minutos por hora laborados en planta de tratamiento	9

El resultado se puede apreciar en las tablas N° 28, 29 y 30 (se ha considerado a modo de ejemplo el caso de 1 caldera de 1000 BHP con agua de alimentación entre 0 – 500 STD en el agua de alimentación a la caldera). Como se indicó previamente, la evaluación se ha realizado para calderas entre 100 – 1000 BHP.

Tabla N° 28

Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP

Costos de Operación Tratamiento con Ósmosis Inversa y Ablandamiento Cationico

Costo de Generación

Ablandamiento Cationico

STD Agua de Alimentación	52	105	157	209	261	313	366	418	470	522
Costos	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año
Combustible	1 877 525	1 889 603	1 901 429	1 913 015	1 924 367	1 935 494	1 946 401	1 957 097	1 967 586	1 977 876
Agua	11 748	11 868	11 988	12 101	12 214	12 325	12 434	12 540	12 645	12 748
Insumos químicos	3 624	3 976	4 339	4 713	5 097	5 491	5 895	6 309	6 733	7 166
Reemplazo de resina	83	167	253	340	429	519	611	704	799	894
Electricidad	13 096	13 226	13 354	13 480	13 603	13 723	13 841	13 957	14 071	14 182
Mano de obra	760,1	767,7	775,1	782,4	789,6	796,6	803,4	810,1	816,7	823,2
Mantenimiento	100 360	101 032	101 691	102 338	102 974	103 597	104 210	104 811	105 403	105 984
<b>TOTAL</b>	<b>2 007 196</b>	<b>2 020 640</b>	<b>2 033 828</b>	<b>2 046 770</b>	<b>2 059 473</b>	<b>2 071 946</b>	<b>2 084 196</b>	<b>2 096 229</b>	<b>2 108 053</b>	<b>2 119 674</b>

Costo de producción del vapor (US \$ / ton)	20,76	20,90	21,04	21,17	21,30	21,43	21,56	21,68	21,80	21,92
---	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------

Ósmosis Inversa

STD Agua de Alimentación	52	105	157	209	261	313	366	418	470	522
Costos	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año	US \$/año
Combustible	1 862 934	1 863 079	1 863 222	1 863 363	1 863 502	1 863 640	1 863 776	1 863 910	1 864 042	1 864 172
Agua	15 472	15 474	15 475	15 477	15 479	15 481	15 483	15 484	15 486	15 488
Insumos químicos	3 330	3 323	3 318	3 315	3 313	3 314	3 317	3 322	3 330	3 340
Depreciación equipo	12 260	12 262	12 263	12 264	12 266	12 267	12 269	12 270	12 271	12 273
Electricidad	21 850	21 853	21 855	21 858	21 861	21 863	21 866	21 868	21 870	21 873
Mano de obra	492,8	492,9	492,9	493,0	493,0	493,1	493,2	493,2	493,3	493,3
Mantenimiento	100 860	100 868	100 875	100 883	100 890	100 898	100 905	100 913	100 921	100 928
<b>TOTAL</b>	<b>2 017 199</b>	<b>2 017 351</b>	<b>2 017 502</b>	<b>2 017 653</b>	<b>2 017 804</b>	<b>2 017 955</b>	<b>2 018 108</b>	<b>2 018 260</b>	<b>2 018 413</b>	<b>2 018 567</b>

Costo de producción del vapor (US \$ / ton)	20,86	20,86	20,87	20,87	20,87	20,87	20,87	20,87	20,88	20,88
---	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------



Tabla N° 29

Corrida de Prueba Caldera de 1000 BHP – Evaluación cambio a Sistema de Ósmosis Inversa

Evaluación Beneficio Costo

Tasa de descuento	0,12
Impuesto a la renta	0,3

Año	52			105			157			Beneficio incremental
	Beneficio Incremental	Costo Incremental	Flujo Neto (US \$)	Beneficio Incremental	Costo Incremental	Flujo Neto (US \$)	Beneficio Incremental	Costo Incremental	Flujo Neto (US \$)	
0		116 469	-116 469		116 483	-116 483		116 497	-116 497	
1	-10 003	0	-10 003	3 289	0	2 303	16 327	0	11 429	29 117
2	-10 003	0	-10 003	3 289	0	2 303	16 327	0	11 429	29 117
3	-10 003	10 500	-20 503	3 289	10 500	-7 211	16 327	10 500	4 079	29 117
4	-10 003	0	-10 003	3 289	0	2 303	16 327	0	11 429	29 117
5	-10 003	0	-10 003	3 289	0	2 303	16 327	0	11 429	29 117
6	-10 003	10 500	-20 503	3 289	10 500	-7 211	16 327	10 500	4 079	29 117
7	-10 003	0	-10 003	3 289	0	2 303	16 327	0	11 429	29 117
8	-10 003	0	-10 003	3 289	0	2 303	16 327	0	11 429	29 117
9	-10 003	10 500	-20 503	3 289	10 500	-7 211	16 327	10 500	4 079	29 117
10	-10 003	0	-10 003	3 289	0	2 303	16 327	0	11 429	29 117
11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
13	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
17	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
18	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
19	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
20	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>VAN (US \$)</b>	<b>(56 519)</b>	<b>133 049</b>	<b>-169 257</b>	<b>18 586</b>	<b>133 063</b>	<b>-105 799</b>	<b>92 249</b>	<b>133 077</b>	<b>-56 722</b>	<b>164 518</b>

**Tabla N° 30**

**Evaluación del reemplazo de un Sistema de Ablandamiento Iónico por Ósmosis Inversa**

STD en la alimentación (ppm)	Costos de Generación Ósmosis (US\$/año)	Costos de Inversión Ósmosis (US\$/año)	Costos de Generación Ablandamiento Cationico (US\$/año)	VPN (US\$)	Periodo de Recuperación (años)	TIR(%)
52	2 017 199	116 469	2 007 196	-169 257		
105	2 017 351	116 483	2 020 640	-105 799		
157	2 017 502	116 497	2 033 828	-56 722		
209	2 017 653	116 511	2 046 770	-11 556		9,2%
261	2 017 804	116 524	2 059 473	32 748	3,56	19,4%
313	2 017 955	116 538	2 071 946	76 248	1,53	28,3%
366	2 018 108	116 551	2 084 196	118 958	0,98	36,5%
418	2 018 260	116 564	2 096 229	160 902	0,72	44,3%
470	2 018 413	116 577	2 108 053	202 106	0,58	51,7%
522	2 018 567	116 590	2 119 674	242 588	0,48	58,9%

El resultado de graficar los resultados de aplicar la metodología indicada para la evaluación económica en los rangos de potencia (100 – 1000 BHP) y STD en la alimentación (0 – 500 STD) se muestra en los Gráfico N° 31 y 32.

**Gráfico N° 31**

**Periodo de Recuperación - Reemplazo Sistema de Tratamiento de Agua por Ablandamiento Catiónico a Ósmosis Inversa**

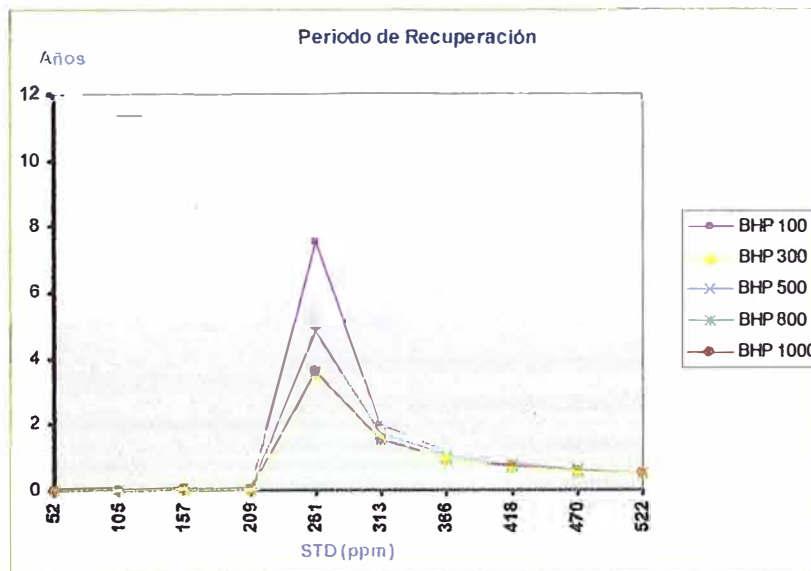
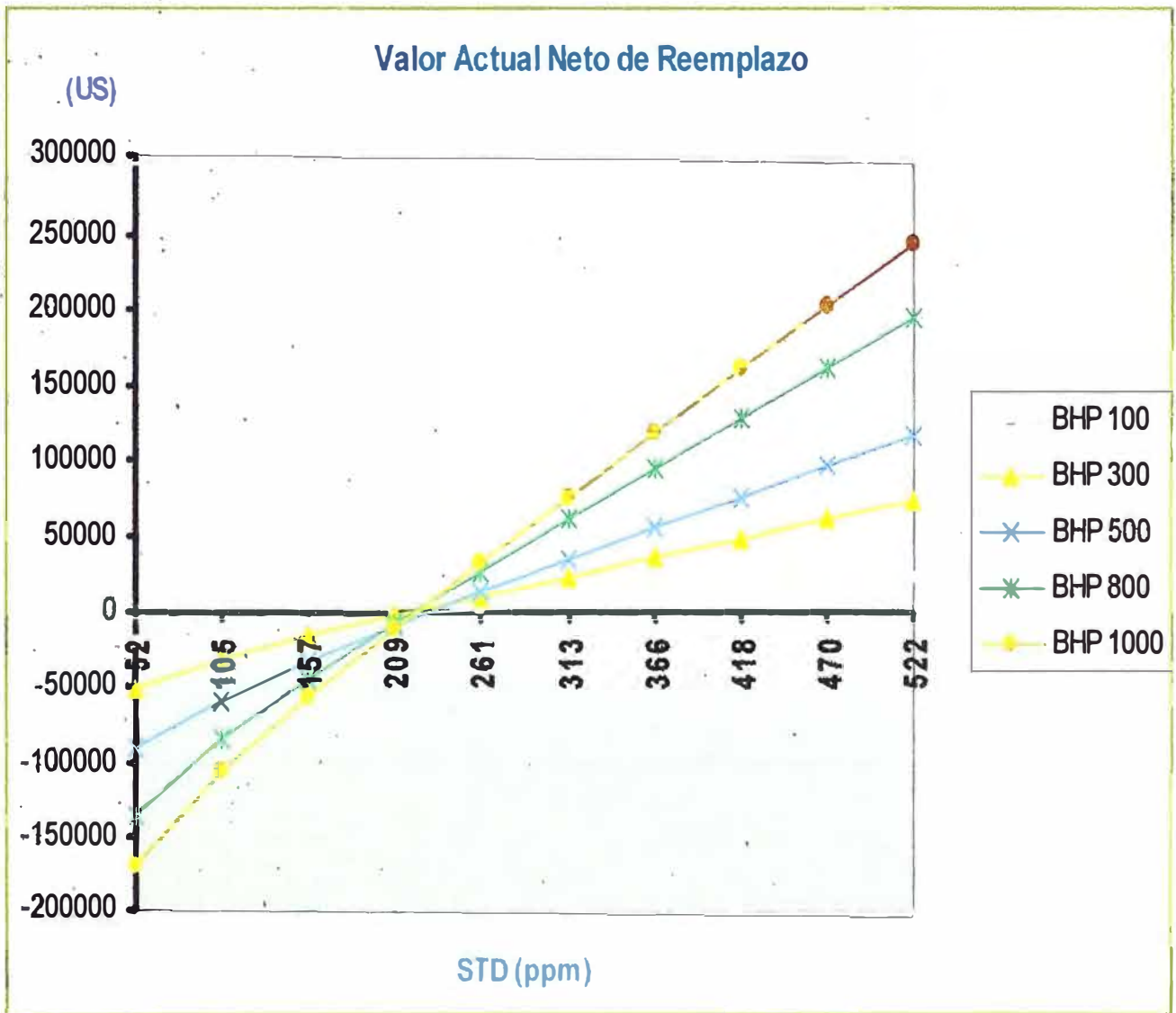


Gráfico N° 32

Valor Actual Neto de Reemplazo - Reemplazo Sistema de Tratamiento de Agua por Ablandamiento Catiónico a Ósmosis Inversa





### 3.6.2 Evaluación económica trabajo en planta

#### 3.6.2.1 Evaluación económica: Sistema de generación de vapor condiciones actuales

Esta evaluación se muestra en las Tablas N° 31, 32 y 33. El diagrama de flujo se aprecia en el Gráfico N° 33.

### Costos de Agua y Generación de Vapor

**Tabla N° 31**

#### COSTOS DE AGUA

##### Consumo promedio de agua en toda la planta

	m3/mes	%	\$/m3	US Dólar/mes	US Dólar/m3
Agua de pozo	9563	71,1%	2,62	7159	0,749
Agua Sedapal	3895	28,9%	3,238	3604	0,925
Total agua	13458			10762	0,800

1 US Dólar

3,5 Nuevos Soles

##### Costos de producción de agua blanda

	Producción de agua blanda (m3/año)				161498
	COSTO US\$ POR UNIDAD	UNIDAD	CONSUMO	CONSUMO / m3	COSTO US \$
AGUA ALIMENTACIÓN	0,800	m3	161498	1	0,800
SAL	0,08	kg	412500	2,554	0,204
ENERGÍA ELÉCTRICA	0,01	kWh	5990400	37,093	0,371
SALARIOS INDUSTRIALES					0,007
MANTENIMIENTO					0,004
LABORATORIO					0,003
<b>COSTO DE PRODUCCION DE AGUA BLANDA (US\$/m3)</b>					<b>1,4</b>

**Tabla N° 32**

<b>COSTOS DE PRODUCCION DE VAPOR - ACTUAL</b>						
	<b>PRODUCCION DE VAPOR ( Tn/año )</b>				<b>8348</b>	
	<b>COSTO US\$ POR UNIDAD</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>CONSUMO</b>	<b>CONSUMO / Tn VAPOR</b>	<b>COSTO US\$/Tn</b>	<b>US\$ anuales</b>
ADITIVO DE PETROLEO	24,00	gal	46	0,006	0,13	1114
FOSFATOS	10,40	kg	41	0,005	0,05	422
SULFITOS	3,00	kg	92	0,011	0,03	276
RESIDUAL 6	0,73	gal	185640	22,237	16,23	135517
AGUA BLANDA	1,40	m3	13084	1,567	2,19	18318
ENERGIA ELECTRICA	0,10	kwh	19350	2,318	0,23	1935
SALARIOS INDUSTRIALES					0,72	6000
MANTENIMIENTO					0,36	3000
LABORATORIO					0,12	1000
<b>COSTO DE PRODUCCION DE VAPOR (US\$/ Tn VAPOR)</b>					<b>20,07</b>	<b>167582</b>

Nota:Retorno de condensados	978	kg/h		
Flujo de Residual 6	35	gal/h		
Tiempo Operativo Anual	312	dias	4992	horas
Tiempo Operativo Mensual Prom.	26,0	dias		
Horas opertivas por día	16	horas		



**Tabla N° 33**

**Reporte de Costos Generado por el Software Superpro Designer**

**LABOR REQUIREMENT AND COST SUMMARY**

---

---

Section Name	Labor Hours Per Year	Labor \$/year	Cost %
Main Section	7788	6000	100.00
TOTAL	7788	6000	100.00

---

---

**RAW MATERIALS COST SUMMARY**

---

---

Raw Material	Unit Cost (\$/kg)	Annual ( kg )	Amount (\$/yr )	Cost %
Fuel	0,000	0,00	0	0,00
R-6	0,210	656448,00	137854	88,28
Air	0,000	10895584,38	0	0,00
Condensado	0,000	4881676,80	0	0,00
STD	0,000	6732,49	0	0,00
Water	0,001	13077489,21	18308	11,72
TOTAL		29517930,88	156000	100,00

---

---

**Tabla N° 33 (Continuación)**

**VARIOUS CONSUMABLES**

**WASTE TREATMENT / DISPOSAL (1925 prices)**

**a. SOLID WASTE**

Stream Name	Unit Cost ( \$/kg )	Annual Amount ( kg )	Cost ( \$/yr )
S-110	0,000e+000	492,34	0
a. Subtotal (Solid Waste)			0

**b. LIQUID WASTE**

Stream Name	Unit Cost ( \$/kg )	Annual Amount ( kg )	Cost ( \$/yr )
Purga	0,000e+000	612504,34	0
b. Subtotal (Liquid Waste)			0

**c. EMISSIONS**

Stream Name	Unit Cost ( \$/kg )	Annual Amount ( kg )	Cost ( \$/yr )
Gas Combustión	0,000e+000	40,04	0
c. Subtotal (Emissions)			0

**Tabla N° 33**  
**(Continuación)**

UTILITY REQUIREMENTS

ELECTRICITY

Procedure Name	Equipment Name	Annual Amount ( kWh )	Cost ( \$/yr )
P-13	PM-102	13545	1354
Unlisted Equipment		2902	290
General Load		2902	290
SUBTOTAL			1935
TOTAL			1935

ANNUAL OPERATING COST - SUMMARY

Cost Item	\$/Year	%
Raw Materials	156000	92,73
Labor-Dependent	6000	3,72
Equipment-Dependent	3000	1,96
Laboratory/QC/QA	1000	0,45
Consumables	0	0,00
Waste Treatment/Disposal	0	0,00
Utilities	2000	1,15

**Tabla N° 33**  
**(Continuación)**

Transportation	0	0,00
Miscellaneous	0	0,00
Advertising and Selling	0	0,00
Running Royalties	0	0,00
Failed Product Disposal	0	0,00

---



---

TOTAL	168000	100,00
-------	--------	--------

---



---

**PROFITABILITY ANALYSIS**

---



---

**H. REVENUE STREAM FLOWRATES**

kg/year of total flow (in Rebose)	9004508
kg/year of total flow (in VAPOR PROD.)	8348886

**I. PRODUCTION (UNIT) COST**

\$/MT of VAPOR PROD.	20,172
----------------------	--------

**J. SELLING/PROCESSING PRICE**

\$/MT of total flow (in Rebose)	0,800
\$/MT of total flow (in VAPOR PROD.)	23,000

**K. REVENUES (\$/year)**

Rebose	7000
VAPOR PROD.	192000

---



---

Total Revenues	199000
----------------	--------

L. ANNUAL OPERATING COST	168000
--------------------------	--------

---



---

MT = Metric Ton = 1,000 kg

**3.6.2.2 Evaluación económica: Sistema de generación de vapor optimizado utilizando tratamiento de aguas con ósmosis inversa**

**Tabla N° 34**

**A.- Costos de Generación de Vapor con Agua Osmotizada**

COSTOS DE PRODUCCION DE VAPOR - OPTIMIZADO						
	PRODUCCION DE VAPOR ( Tn/año )				8348	
	COSTO US\$ POR UNIDAD	UNIDAD	CONSUMO	CONSUMO / Tn VAPOR	COSTO US\$/Tn	US\$ anuales
ADITIVO DE PETROLEO	24,00	gal	24	0,003	0,07	586
FOSFATOS	10,40	kg	8	0,001	0,01	85
SULFITOS	3,00	kg	19	0,002	0,01	56
RESIDUAL 6	0,73	gal	175775	21,055	15,37	128315
AGUA DE POZO OSMOTIZADA	4,59	m3	4737	0,567	2,60	21735
ENERGIA ELECTRICA	0,10	kWh	22570	2,704	0,27	2257
SALARIOS INDUSTRIALES					0,72	6000
MANTENIMIENTO					0,36	3000
LABORATORIO					0,12	1000
<b>COSTO DE PRODUCCION DE VAPOR (US\$/ Tn VAPOR)</b>					<b>19,53</b>	<b>163034</b>

Nota: Retorno de condensados	978	kg/h	
Flujo de Residual 6	33,1	gal/h	
Tiempo Operativo Anual	312	días	4992 horas
Tiempo Operativo Mensual Promedio	26,0	días/mes	
Horas operativas por día	16	h /día	

**B.- Costos de Producción de Agua Osmotizada**

El nuevo costo de agua de alimentación para la caldera es de 4,58 US \$ / m<sup>3</sup>, y el tiempo de recuperación de la inversión si solo efectuáramos este cambio sería de 3 años, el detalle lo mostramos con el reporte de costos del software SuperPro Designer <sup>(16)</sup> que se muestra en la Tabla N° 35.

<sup>16</sup> Software SuperPro Designer  
([http://www.intelligen.com/superpro\\_\\_overview.shtml](http://www.intelligen.com/superpro__overview.shtml))



**Tabla Nº 35**

**EXECUTIVE SUMMARY**

TOTAL CAPITAL INVESTMENT	32000 \$
CAPITAL INV. CHARGED TO THIS PROJECT	32000 \$
OPERATING COST	16000 \$/year
PRODUCTION RATE	3541566 kg/year of Agua Osmotizada
UNIT PRODUCTION COST	<b>4,588 \$/MT of Agua Osmotizada</b>
TOTAL REVENUES	23000 \$/year
GROSS MARGIN	30,19 %
RETURN ON INVESTMENT	32,94 %
PAYBACK TIME	3,04 years
IRR AFTER TAXES	15,23 %
NPV (at 7,0 % interest)	15000 \$

MT = Metric Ton (1,000 kg)

**MAJOR EQUIPMENT SPECIFICATION AND FOB COST**

Quantity/ Stand-by	Description	Unit Cost (\$)	Cost (\$)
1/0	RO-101 Reverse Ósmosis Filter Membrane Area = 20,81 m <sup>2</sup>	6000	6000
1/0	DG-101 Degasifier Diameter = 0,67 m Height = 1,68 m	2000	2000
1/0	DE-101 Dead-End Filter Filter Area = 1,00 m <sup>2</sup>	0	0
1/0	V-101 Vertical-On-Legs Tank	0	0

**Tabla N° 35**  
**(Continuación)**

Volume = 2927,73 L

Diameter = 1,08 m

Cost of Unlisted Equipment 1000

---



---

TOTAL EQUIPMENT PURCHASE COST 9000

---



---

**FIXED CAPITAL ESTIMATE SUMMARY**

---



---

**A. TOTAL PLANT DIRECT COST (TPDC) (physical cost)**

1. Equipment Purchase Cost	\$	9000
2. Installation		4000
3. Process Piping		2000
4. Instrumentation		2000
5. Insulation		0
6. Electricals		1000
7. Buildings		1000
8. Yard Improvement		0
9. Auxiliary Facilities		1000

-----  
TPDC = 21000

**B. TOTAL PLANT INDIRECT COST (TPIC)**

10. Engineering	2000
11. Construction	4000

-----  
TPIC = 6000

**C. TOTAL PLANT COST (TPDC+TPIC) TPC = 27000**

**Tabla N° 35**  
**(Continuación)**

12. Contractor's fee	1000	
13. Contingency	1000	
	-----	
	(12+13) =	3000
<hr/>		
D. DIRECT FIXED CAPITAL (DFC)    TPC+12+13 =		30000
<hr/>		

**LABOR REQUIREMENT AND COST SUMMARY**

Section Name	Labor Hours Per Year	Labor Cost \$/year    %	
		-----	
Tratamiento - Osmo	8486	2000	100,00
		-----	
<b>TOTAL</b>	<b>8486</b>	<b>2000</b>	<b>100,00</b>

**RAW MATERIALS COST SUMMARY**

Raw Material	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Cost (\$/yr)    %	
			-----	
Agua pozo	0,001	4727907,14	3782	100,00
Carb. Dioxide	0,000	0,45	0	0,00
STD	0,000	9500,42	0	0,00
Agua Blanda	0,000	13084032,00	0	0,00
			-----	
<b>TOTAL</b>		<b>17821440,00</b>	<b>4000</b>	<b>100,00</b>

**Tabla N° 35**  
**(Continuación)**

**VARIOUS CONSUMABLES**

<b>MEMBRANE or FILTER CLOTH</b>				
Procedure Name	Equipment Name	Unit Cost ( \$/m <sup>2</sup> )	Annual Amount ( m <sup>2</sup> )	Cost ( \$/yr )
P-10	RO-101	175,00	4,01	1000
P-14	DE-101	2,90	14,86	0
<b>SUBTOTAL</b>				1000
<b>TOTAL</b>				1000

**UTILITY REQUIREMENTS**

**ELECTRICITY**

Procedure Name	Equipment Name	Annual Amount ( kWh )	Cost ( \$/yr )
P-10	RO-101	2496	250
Unlisted Equipment		156	16
General Load		468	47
<b>SUBTOTAL</b>		312	
<b>HEAT TRANSFER AGENT : Coc</b>		(0,1000 \$/1000 kg)	

Procedure	Equipment	Annual Amount	Cost
-----------	-----------	---------------	------

**Tabla N° 35**  
**(Continuación)**

Name	Name	( kg )	( \$/yr )
P-11	DG-101	319847	32
SUBTOTAL			32
TOTAL			344

**ANNUAL OPERATING COST - SUMMARY**

Cost Item	\$/Year	%
Raw Materials	4000	23,28
Labor-Dependent	2000	14,42
Equipment-Dependent	9000	54,02
Laboratory/QC/QA	0	1,59
Consumables	1000	4,58
Waste Treatment/Disposal	0	0,00
Utilities	0	2,12
Transportation	0	0,00
Miscellaneous	0	0,00
Advertising and Selling	0	0,00
Running Royalties	0	0,00
Failed Product Disposal	0	0,00
TOTAL	16000	100.00

**PROFITABILITY ANALYSIS (1950 prices)**

**Tabla N° 35**  
**(Continuación)**

A. DIRECT FIXED CAPITAL	\$	30000
B. WORKING CAPITAL		1000
C. STARTUP COST		1000
D. UP-FRONT R&D		0
E. UP-FRONT ROYALTIES		0
F. TOTAL INVESTMENT (A+B+C+D+E)		32000
G. INVESTMENT CHARGED TO THIS PROJECT		32000
H. REVENUE STREAM FLOWRATES		
kg/year of total flow (in Agua Osmotizada)		3541566
kg/year of total flow (in Agua ahorro)		13084032
I. PRODUCTION (UNIT) COST		
\$/MT of Agua Osmotizada		4,588
J. SELLING/PROCESSING PRICE		
\$/MT of total flow (in Agua Osmotizada)		1,400
\$/MT of total flow (in Agua ahorro)		1,400
K. REVENUES (\$/year)		
Agua Osmotizada		5000
Agua ahorro		18000
		-----
Total Revenues		23000
L. ANNUAL OPERATING COST		16000
M. GROSS PROFIT (K-L)		7000
N. TAXES (30 %)		2000
O. NET PROFIT (M-N + Depreciation )		11000
<hr/>		
GROSS MARGIN		30,19 %
RETURN ON INVESTMENT		32,94 %
PAYBACK TIME (years)		3,04

**Tabla N° 35**  
**(Continuación)**

MT = Metric Ton = 1,000 kg

**CASH FLOW ANALYSIS (thousand US \$)**

YR	CAPITAL INVESTM	DEBT FINANCE	SALES	OPERAT. COST	GROSS PROFIT	LOAN	DEPREC. PAYMENT	TAXABLE INCOME	TAXES	NET PROFIT	NET CASH FLOW
1	-10	0	6	12	-7	0	6	0	0	-7	-16
2	-12	0	23	16	7	0	6	1	0	7	-5
3	-9	0	23	16	7	0	6	1	0	7	-2
4	0	0	23	16	7	0	6	1	0	7	7
5	0	0	23	16	7	0	6	1	0	7	7
6	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
7	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
8	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
9	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
10	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
11	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
12	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
13	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
14	0	0	23	16	7	0	0	7	2	5	5
15	2	0	23	16	7	0	0	7	2	5	7

IRR BEFORE TAXES = 20,078 %    INTEREST    7,0%    9,0%    11,0%  
IRR AFTER TAXES = 15,234 %    NPV    15    10    6

Depreciation Method: Straight-Line

DFC Salvage Fraction : 0,050

### **3.6.2.2.1 Simulación de Costos de un sistema de generación de vapor que utiliza tratamiento de aguas por ósmosis inversa**

Los resultados de aplicar las optimizaciones tanto en la parte de tratamiento de aguas como por el lado de generación de vapor dan un mejor resultado pues ahora el tiempo de recuperación de la inversión es de 2,7 años, reduciendo también el costo del vapor de 20,2 a 19,2 US \$ / Ton, el menor consumo de agua y de insumos químicos dan un aporte importante en la factibilidad de la propuesta. Esto se aprecia en la Tabla N° 36.

**Tabla N° 36**

#### **Reporte de Costos Generado por el Software Superpro Designer**

##### EXECUTIVE SUMMARY

---

TOTAL CAPITAL INVESTMENT	81000 \$
CAPITAL INV. CHARGED TO THIS PROJECT	81000 \$
OPERATING COST	160000 \$/year
PRODUCTION RATE	8347010 kg/year of VAPOR PROD.
UNIT PRODUCTION COST	19,15 \$/MT of VAPOR PROD.
TOTAL REVENUES	187000 \$/year
GROSS MARGIN	14,38 %
RETURN ON INVESTMENT	36,69 %
PAYBACK TIME	2,73 years
IRR AFTER TAXES	26,02 %
NPV (at 7,0 % interest)	99000 \$

MT = Metric Ton (1,000 kg)

MAJOR EQUIPMENT SPECIFICATION AND FOB COST



**Tabla N° 36**  
**(Continuación)**

Quantity/ Stand-by	Description	Unit Cost ( \$ )	Cost ( \$ )
1/0	PM-102 Centrifugal Pump Power = 2,85 kW	0	0
1/0	INC-101 Incinerator Rated Throughput = 124,55 kg/h	0	0
1/0	Heat Exchanger Area = 139,82 m <sup>2</sup>	0	0
1/0	V-108 Vertical-On-Legs Tank Volume = 2500,00 L Diameter = 1,02 m	0	0
1/0	CSP-101 Component Splitter Rated Throughput = 1786,42 kg/h	0	0
1/0	MX-1 Mixer Rated Throughput = 1789,02 kg/h	0	0
1/0	PM-101 Centrifugal Pump Power = 0,27 kW	1000	1000
1/0	HX-101 Heat Exchanger Area = 0,55 m <sup>2</sup>	1000	1000
1/0	FSP-101 Flow Splitter Rated Throughput = 1773,48 kg/h	0	0
1/0	RO-101 Reverse Ósmosis Filter Membrane Area = 20,81 m <sup>2</sup>	6000	6000
1/0	DG-101 Degasifier Diameter = 0,67 m Height = 1,68 m	2000	2000

**Tabla N° 36**  
**(Continuación)**

1/0 DE-101 Dead-End Filter	0	0
Filter Area = 1,00 m <sup>2</sup>		
1/0 V-101 Vertical-On-Legs Tank	0	0
Volume = 2927,73 L		
Diameter = 1,08 m		
1/0 Desaread Flash Drum	6000	6000
Volume = 1160,00 L		
Diameter = 0,72 m		
Cost of Unlisted Equipment	2000	
<hr style="border-top: 3px double #000;"/>		
<b>TOTAL EQUIPMENT PURCHASE COST</b>	<b>17000</b>	
<hr style="border-top: 3px double #000;"/>		

**FIXED CAPITAL ESTIMATE SUMMARY**

---

**A. TOTAL PLANT DIRECT COST (TPDC) (physical cost)**

1. Equipment Purchase Cost	\$ 17000	
2. Installation	8000	
3. Process Piping	4000	
4. Instrumentation	4000	
5. Insulation	1000	
6. Electricals	2000	
7. Buildings	3000	
8. Yard Improvement	0	
9. Auxiliary Facilities	3000	
	-----	
	<b>TPDC = 41000</b>	

**B. TOTAL PLANT INDIRECT CO**

10. Engineering	4000	
11. Construction	8000	
	-----	

**Tabla N° 36**  
**(Continuación)**

	TPIC =	12000
C. TOTAL PLANT COST (TPDC+TPIC)	TPC =	53000
12. Contractor's fee		3000
13. Contingency		3000
		-----
	(12+13) =	5000
<hr/> <hr/>		
D. DIRECT FIXED CAPITAL (DFC)	TPC+12+13 =	58000
<hr/> <hr/>		

**LABOR REQUIREMENT AND COST SUMMARY**

Section	Labor Hours	Labor Cost	
Name	Per Year	\$/year	%
<hr/>			
Tratamiento - Osmo	8486	3000	50,90
Generación Vapor	8187	3000	49,10
<hr/>			
<b>TOTAL</b>	<b>16673</b>	<b>6000</b>	<b>100,00</b>

**RAW MATERIALS COST SUMMARY**

Raw	Unit Cost	Annual	Amount	Cost
Material	( \$/kg )	( kg )	( \$/yr )	%
<hr/>				
Agua pozo	0,001	4727907,14	3782	2,85
STD	0,000	9690,11	0	0,00
Carb. Dioxide	0,000	0,45	0	0,00
Agua Blanda	0,000	13084032,00	0	0,00
Fuel	0,000	0,00	0	0,00
R-6	0,207	621753,60	129014	97,15

**Tabla N° 36 (Continuación)**

Air	0,000	10319734,10	0	0,00
Imp.	0,000	1173,12	0	0,00
Condensado	0,000	4881676,80	0	0,00
<hr/>				
TOTAL		33645967,32	133000	100,00

**VARIOUS CONSUMABLES**

**MEMBRANE or FILTER CLOTH**

Procedure Name	Equipment Name	Unit Cost (\$/m <sup>2</sup> )	Annual Amount (m <sup>2</sup> )	Cost (\$/yr)
P-10	RO-101	175,00	4,01	1000
P-14	DE-101	2,90	14,86	0
<hr/>				
SUBTOTAL				1000

TOTAL 1000

**UTILITY REQUIREMENTS**

**ELECTRICITY**

Procedure Name	Equipment Name	Annual Amount (kWh)	Cost (\$/yr)
P-13	PM-102	14232	1423

**Tabla N° 36 (Continuación)**

P-2	PM-101	1324	132
P-10	RO-101	2496	250
Unlisted Equipment		1128	113
General Load		3385	338
-----			
SUBTOTAL			2257
HEAT TRANSFER AGENT : Cooling Water (0,1000 \$/1000 kg)			
-----			
Procedure	Equipment	Annual Amount	Cost
Name	Name	( kg )	( \$/yr )
-----			
P-11	DG-101	319847	32
-----			
SUBTOTAL			32
=====			
TOTAL			2289
=====			

**ANNUAL OPERATING COST - SUMMARY**

Cost Item	\$/Year	%
-----		
Raw Materials	133000	83,09
Labor-Dependent	6000	3,84
Equipment-Dependent	17000	10,75
Laboratory/QC/QA	1000	0,42
Consumables	1000	0,47
Waste Treatment/Disposal		0,00
Utilities	0	1,43
Transportation	0	0,00

**Tabla N° 36 (Continuación)**

Miscellaneous	0	0,00
Advertising and Selling	0	0,00
Running Royalties	0	0,00
Failed Product Disposal	0	0,00

---



---

<b>TOTAL</b>	<b>160000</b>	<b>100,00</b>
--------------	---------------	---------------

---



---

**PROFITABILITY ANALYSIS**

---



---

A. DIRECT FIXED CAPITAL	\$ 58000
B. WORKING CAPITAL	20000
C. STARTUP COST	3000
D. UP-FRONT R&D	0
E. UP-FRONT ROYALTIES	0
F. TOTAL INVESTMENT (A+B+C+D+E)	81000
G. INVESTMENT CHARGED TO THIS PROJECT	81000
H. REVENUE STREAM FLOWRATES	
kg/year of total flow (in VAPOR PROD.)	8347010
kg/year of total flow (in Agua ahorro)	13084032
I. PRODUCTION (UNIT) COST	
\$/MT of VAPOR PROD.	19,147
J. SELLING/PROCESSING PRICE	
\$/MT of total flow (in VAPOR PROD.)	20,170
\$/MT of total flow (in Agua ahorro)	1,400
K. REVENUES (\$/year)	
VAPOR PROD.	168000
Agua ahorro	18000
-----	-----
<b>Total Revenues</b>	<b>187000</b>

**Tabla N° 36 (Continuación)**

L. ANNUAL OPERATING COST	160000
M. GROSS PROFIT (K-L)	27000
N. TAXES (30 %)	8000
O. NET PROFIT (M-N + Depreciation )	30000

---

GROSS MARGIN	14,38 %
RETURN ON INVESTMENT	36,69 %
PAYBACK TIME (years)	2,73

---

MT = Metric Ton = 1,000 kg

**CASH FLOW ANALYSIS (thousand US \$)**

---

YR	CAPITAL INVESTM	DEBT FINANCE	SALES	OPERAT. COST	GROSS PROFIT	LOAN PAYMENT	DEPREC. INCOME	TAXABLE INCOME	TAXES PROFIT	NET CASH FLOW	NET CASH FLOW
1	-38	0	47	57	-11	0	11	0	0	-11	-49
2	-23	0	187	160	27	0	11	16	5	22	-1
3	-17	0	187	160	27	0	11	16	5	22	5
4	0	0	187	160	27	0	11	16	5	22	22
5	0	0	187	160	27	0	11	16	5	22	22
6	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
7	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
8	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
9	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
10	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
11	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
12	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
13	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
14	0	0	187	160	27	0	0	27	8	19	19
15	23	0	187	160	27	0	0	27	8	19	42

---

**Tabla N° 36 (Continuación)**

---

IRR BEFORE TAXES = 35,391 %	INTEREST	7,0%	9,0%	11,0%
IRR AFTER TAXES = 26,016 %	NPV	99	80	63

---

Depreciation Method: Straight-Line

DFC Salvage Fraction : 0,050



## IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### Ventajas de las Tecnologías de Membranas

1. Origina un ahorro considerable en US \$/año debido a la disminución de las purgas a medida que aumenta la cantidad de STD en el agua de alimentación del caldero. Sin embargo, no elimina la dureza ni la alcalinidad del agua por completo, por lo que siempre se va a requerir productos químicos para el tratamiento interno de la caldera aunque en menor proporción. En calderas que operan a altas presiones (> 900 psig) los equipos de ósmosis requieren aguas abajo equipos de pulido adicionales (ejm. otro equipo de ósmosis inversa, electrodeionización, electro diálisis, electro diálisis reversa, electrodeionización inversa, deionizador de lecho mixto, entre otros).
2. La separación por ósmosis inversa requiere un menor consumo de aditivos químicos que en sistemas tradicionales como los de ablandamiento catiónico. Luego existe un ahorro por este concepto.
3. Se pueden tratar agua cruda con características desconocidas y con la composición cambiante con el tiempo.
4. Los compuestos inorgánicos en solución se eliminan entre un 95- 98%
5. Son más compactas por tanto requieren de menor volumen para su instalación.
6. Es técnica-económicamente más favorable el reemplazo de un equipo de ablandamiento catiónico por uno de ósmosis inversa para los casos en que se tenga un agua de alimentación al caldero con un STD mayor a los 200 ppm para calderas por encima de los 200 BHP.

### **Factibilidad de cambiar un sistema tradicional de aguas por uno de ósmosis inversa**

Basados en los resultados de la parte experimental que nos indica que es factible hacer un cambio en el sistema de tratamiento de aguas tradicional por uno de ósmosis inversa, mostramos a continuación las conclusiones del caso trabajado en planta con un caldera de 300 BHP, que emplea agua blanda y tratamiento interno a base de fosfatos.

1. Para el agua cruda empleada con 600 ppm de STD es factible en este caso hacer el cambio del sistema de ablandamiento por uno de ósmosis inversa, el costo del agua blanda es de 1,4 US \$ / m<sup>3</sup> para un requerimiento de 2621 kg/h de agua en la caldera y se justifica con el nuevo costo del agua osmotizada es de 4,58 US \$ / m<sup>3</sup> para un requerimiento de 710 kg/h de agua osmotizada (73 % menos) con 12 ppm STD.

Esta gran diferencia en requerimiento de agua de alimentación a la caldera se explica porque en esta planta el agua de rebose del tanque de condensados, que es una mezcla de agua blanda y condensado, es recirculado al tanque de agua cruda ( agua de pozo + agua Sedapal ) con la finalidad de obtener un agua blanda de mejor calidad y con menos STD; pero tienen pérdidas adicionales en energía porque esta agua retorna caliente desde el tanque de condensados.

2. Aunque un cambio en el sistema de tratamiento de aguas en este caso se justifica por tener un menor requerimiento de agua, quizás no sea muy atractivo por el tiempo de recuperación de la inversión que es un tanto mayor a 03 (tres) años; esto sugiere mirar el entorno en busca de asociar otras mejoras a fin de hacer una propuesta técnica y económicamente atractiva.

3. Las pérdidas en purgas se reducen de 1963 a 208 kg/día, esto es casi un 90 % de ahorro por menos purga.
4. El nivel de emisiones de gases de combustión se reduce en 5,3 %.
5. El implementar una optimización en esta caldera a fin de mejorar la eficiencia térmica en al menos 1%, mediante la instalación de un desareador, un intercambiador (agua de alimentación – retorno de condensados) y disminuir los STD a menos de 12 ppm mediante un tratamiento de ósmosis inversa, logra reducir el tiempo de retorno de inversión a 2,7 años, el costo de vapor se reduce a 19,1 US\$/Ton. Es una propuesta más viable, porque adicionalmente a los ahorros en el sistema de generación de vapor, hay otros asociados con el sistema de tratamiento de aguas para el resto de la planta a base de ablandadores. Ahora se tratará menos agua, se reducirá los consumos de sales y energía eléctrica principalmente.
6. El manejo de software de simulación como herramientas para evaluar proyectos de ingeniería, se justifica, porque nos permite analizar diversas alternativas de optimización en menor tiempo y con menores costos. El nivel de exactitud depende del usuario y la información con que alimente al software; siempre es necesario convalidar de alguna manera los resultados de una simulación.
7. Es aconsejable en la simulación de sistemas de generación de vapor, el fijar algunos parámetros como lo son: temperatura de combustión adiabática, temperatura de gases de combustión y pérdidas por radiación, pues nos permiten cerrar nuestro balance de masa y energía con margen de error mínimo.

## V. BIBLIOGRAFÍA

- ANIELS D. “Power Plants learn to reuse, recycle Power Magazine”. TradeFair Group Publication. EE.UU. 2001. Pag. 45 – 54.
- ACS Medio Ambiente. “Rangos de Separación de Procesos”. ACS Medio Ambiente. EE.UU. 2001.
- BAKER, R. “Membrane Separation Systems: Recent Developments and Future Direction”. Noyes Publication. EE. UU. 1999. Pag. 298 , 432 , 424.
- COHEN, P. “ASME Handbook on Water Technology for Thermal Power Systems”. American Society of Mechanical Engineers. EE. UU.1989. Pag. 75. Extraído el día 15 de febrero del 2006, de ([www.acsmedioambiente.com/LoNuevo/membranas.htm](http://www.acsmedioambiente.com/LoNuevo/membranas.htm)).
- Chemstations Inc. “Chemical Process Simulations (CHEMCAD)”. Chemstations Inc. Process Simulation Software. EE.UU. 2001. Extraído el día 20 de enero del 2006, de <http://www.chemstations.net/>.
- CHUMBIMUNI A. “Manual de Eficiencia Energética de Calderas Industriales”. ITINTEC. Perú. 1998. Pag. 90.
- Dow Water Solutions. “Reverse Ósmosis System Analysis (ROSA)”. Dow Water Solutions . EE.UU. 2003. Extraído el día 15 de febrero del 2006, de [www.filmtec.com](http://www.filmtec.com) <<http://www.filmtec.com/>>.
- FRAYNE C. “Boiler Water Treatment: Principles and Practice”. Chemical Publishing Co. EE.UU. 2002. Pag. 438. Intelligen Inc. Software SuperPro Designer. Intelligen Inc. EE.UU. 2003. Extraído el día 18 de Julio del 2005, de ([http://www.intelligen.com/superpro\\_overview.shtml](http://www.intelligen.com/superpro_overview.shtml)).
- MONTGOMERY J. Water Treatment Principles and Design. Wiley Interscience. Estados Unidos. 2005. Pag. 45.
- OSMONICS. “Osmonics- Reverse Osmosis Application”. Osmonics. EE.UU. 2004. Extraído el día 11 de marzo del 2005, de (<http://www.gewater.com/applications/boiler/index.jsp>).
- TUCKER, M. “Explore New Technologies for RO pretreatment, Power Magazine”. TradeFair Group Publication. EE.UU. 2000. Pag. 68 - 74.

## VI. APÉNDICE

### Reporte de impacto ambiental. Condiciones actuales

Tabla N° 37

#### ENVIRONMENTAL IMPACT REPORT

ENVIRONMENTAL LOAD (per Year)			Hours per Year = 4992,0
Component Name	IN (kg/year)	OUT (kg/year)	(IN-OUT)/IN (% Reduction)
TOC	554698,560	0,000	100,000
COD	2281156,800	0,000	100,000
ThOD	2281156,800	0,000	100,000
BODu	0,000	0,000	0,000
BOD5	0,000	0,000	0,000
TKN	0,000	0,000	0,000
NH3	0,000	0,000	0,000
NO3/NO2	0,000	0,000	0,000
TP	0,000	0,000	0,000
TS	0,000	984,672	0,000
TSS	0,000	0,000	0,000
VSS	0,000	0,000	0,000
DVSS	0,000	0,000	0,000
TDS	0,000	984,672	0,000
VDS	0,000	00	0,000
DVDS	0,000	00	0,000
CaCO3	0,000	0,000	0,000

**Tabla N° 37 (Continuación)**

**\*\*\*\* COMPONENT FATE Section \*\*\*\***

**Component Allocation (Per Hour)**

Component Name	TOTAL IN (kg/h)	OUT AS SOLID WASTE (kg/h)	OUT AS LIQUID WASTE (kg/h)	OUT AS EMISSION (kg/h)
Ash	0,000000	0,098625	0,000000	0,098625
CaCO <sub>3</sub>	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Carb. Dioxide	0,000000	0,000000	0,000000	415,040300
Condensado	977,900000	0,000000	33,168803	0,000000
Fuel	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Imp.	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Nitrogen	1674,318418	0,000000	0,000000	1675,436168
Oxygen	508,290632	0,000000	0,000000	98,378832
R-6	131,500000	0,000000	0,000000	0,000000
STD	1,348656	0,000000	0,672710	0,000000
Sulfur Dioxide	0,000000	0,000000	0,000000	6,575000
Water	2619,689344	0,000000	88,855671	118,481500
<b>Plant Totals</b>	<b>5913,047050</b>	<b>0,098625</b>	<b>122,697184</b>	<b>2314,010425</b>

**Component Allocation (Per Year)**

Hours per Year = 4992,0

Component Name	TOTAL IN (kg/yr)	OUT AS SOLID WASTE (kg/yr)	OUT AS LIQUID WASTE (kg/yr)	OUT AS EMISSION (kg/yr)
----------------	------------------	----------------------------	-----------------------------	-------------------------

**Tabla N° 37**  
**(Continuación)**

Ash	0,000	492,336	0,000	492,336
CaCO3	0,000	0,000	0,000	0,000
Carb. Dioxide	0,000	0,000	0,000	2071881,178
Condensado	4881676,800	0,000	165578,666	0,000
Fuel	0,000	0,000	0,000	0,000
Imp.	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	8358197,545	0,000	0,000	8363777,353
Oxygen	2537386,835	0,000	0,000	491107,129
R-6	656448,000	0,000	0,000	0,000
STD	6732,491	0,000	3358,166	0,000
Sulfur Dioxide	0,000	0,000	0,000	32822,400
Water	13077489,205	0,000	443567,510	591459,648
	-----	-----	-----	-----
Plant Totals	29517930,876	492,336	612504,343	11551540,044

**Part 2 : Component By Component**

Stream	Component Flow (kg/h)	Annual Comp. Flow (kg/year)	Flow Prct %
<b>Ash</b>			
-----			
S-110	0,098625	492,336	100,00
	-----	-----	-----
Totals	0,098625	492,336	100,00
	-----	-----	
Plant Totals	0,098625	492,336	

**Tabla N° 37**  
**(Continuación)**

\*\*\*\* LIQUID WASTE Section \*\*\*\*

Part 1 : Stream By Stream

	Composition %	Component Flow (kg/h)	Annual Comp.Flow (kg/year)
<b>Gas Combustión</b>			
-----			
Ash	0,004262	0,098625	492,336
CaCO3	0,000000	0,000000	0,000
Carb. Dioxide	17,935974	415,040300	2071881,178
Condensado	0,000000	0,000000	0,000
Fuel	0,000000	0,000000	0,000
Imp.	0,000000	0,000000	0,000
Nitrogen	72,404003	1675,436168	8363777,353
Oxygen	4,251443	98,378832	491107,129
R-6	0,000000	0,000000	0,000
STD	0,000000	0,000000	0,000
Sulfur Dioxide	0,284139	6,575000	32822,400
Water	5,120180	118,481500	591459,648
-----			
<b>Totals</b>	<b>100,000000</b>	<b>2314,010425</b>	<b>11551540,044</b>
-----			
<b>Plant Totals</b>		<b>2314,010425</b>	<b>11551540,044</b>



**Tabla N° 37**  
**(Continuación)**

**\*\*\*\* POLLUTION INDICES Section \*\*\*\***

\*\*\*\*\*

**\* Waste-to-Main-Revenue-Stream Indices \***

\*\*\*\*\*

**Main Revenue : VAPOR PROD.**

**Total Waste**

----- = 1,457

**Main Revenue Stream**

**Solid Waste**

----- = 0,000

**Main Revenue Stream**

**Liquid Waste**

----- = 0,073

**Main Revenue Stream**

**Emissions**

----- = 1,384

**Main Revenue Stream**

\*\*\*\*\*

\* \* \*

**\* Waste-to-Raw-Materials Indices \***

\*\*\*\*\*

**Total Waste**

----- = 0,412

**Raw Materials**

**Solid Waste**

----- = 0,000

**Raw Materials**

**Liquid Waste**

----- = 0,021

**Raw Materials**

**Emissions**

----- = 0,391

**Raw Materials**

**Tabla N° 38**

**Reporte de impacto ambiental Caldera Optimizada**

**ENVIRONMENTAL IMPACT REPORT**

**ENVIRONMENTAL LOAD (per Year)**

**Hours per Year = 4992,0**

<b>Component Name</b>	<b>IN (kg/year)</b>	<b>OUT (kg/year)</b>	<b>(IN-OUT)/IN (% Reduction)</b>
TOC	525381,792	0,000	100,000
COD	2160593,760	0,000	100,000
ThOD	2160593,760	0,000	100,000
BOD <sub>u</sub>	0,000	0,000	0,000
BOD <sub>5</sub>	0,000	0,000	0,000
TKN	0,000	0,000	0,000
NH <sub>3</sub>	0,000	0,000	0,000
NO <sub>3</sub> /NO <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000
TP	0,000	0,000	0,000
TS	0,000	932,630	0,000
TSS	0,000	0,000	0,000
VSS	0,000	0,000	0,000
DVSS	0,000	0,000	0,000
TDS	0,000	932,630	0,000
VDS	0,000	0,000	0,000
DVDS	0,000	0,000	0,000
CaCO <sub>3</sub>	0,000	0,000	0,000

**Tabla N° 38**  
**(Continuación)**

Component Allocation (Per Year)	Hours per Year = 4992,0			
Component Name	TOTAL IN (kg/yr)	OUT AS SOLID WASTE (kg/yr)	OUT AS LIQUID WASTE (kg/yr)	OUT AS EMISSION (kg/yr)
Agua Blanda	0,000	0,000	0,000	0,000
Agua pozo	4727907,137	0,000	1213515,422	0,000
Ash	0,000	466,315	0,000	466,315
CaCO3	0,000	0,000	0,000	0,000
Carb. Dioxide	0,446	0,000	0,112	1962379,046
Condensado	4881676,800	0,000	37210,879	0,000
Fuel	0,000	0,000	0,000	0,000
Imp.	1173,120	0,000	10,933	0,000
Nitrogen	7916452,503	0,000	0,000	7921737,409
Oxygen	2403281,599	0,000	0,000	465151,277
R-6	621753,600	0,000	0,000	0,000
STD	9690,113	0,000	9689,622	0,000
Sulfur Dioxide	0,000	0,000	0,000	31087,680
Water	0,000	0,000	0,000	560199,994
-----				
Plant Totals	20561935,319	466,315	1260426,968	10941021,721

\*\*\*\* LIQUID WASTE Section \*\*\*\*

Part 1 : Stream By Stream

**Tabla N° 38**  
**(Continuación)**

	Composition %	Component Flow (kg/h)	Annual Comp.Flow (kg/year)
<b>Purga</b>			
-----			
Agua Blanda	0,000000	0,000000	0,000
Agua pozo	41,796268	5,407538	26994,432
Ash	0,000000	0,000000	0,000
CaCO3	0,000000	0,000000	0,000
Carb. Dioxide	0,000000	0,000000	0,000
Condensado	57,614693	7,454102	37210,879
Fuel	0,000000	0,000000	0,000
Imp.	0,016928	0,002190	10,933
Nitrogen	0,000000	0,000000	0,000
Oxygen	0,000000	0,000000	0,000
R-6	0,000000	0,000000	0,000
STD	0,572111	0,074019	369,502
Sulfur Dioxide	0,000000	0,000000	0,000
Water	0,000000	0,000000	0,000
	-----	-----	-----
Totals	100,000000	12,937850	64585,746
<b>Concentrado</b>			
-----			
Agua Blanda	0,000000	0,000000	0,000
Agua pozo	99,220613	237,684493	1186520,990
Ash	0,000000	0,000000	0,000
CaCO3	0,000000	0,000000	0,000
Carb. Dioxide	0,000009	0,000022	0,112
Condensado	0,000000	0,000000	0,000

**Tabla N° 38**  
**(Continuación)**

Fuel	0,000000	0,000000	0,000
Imp.	0,000000	0,000000	0,000
Nitrogen	0,000000	0,000000	0,000
Oxygen	0,000000	0,000000	0,000
R-6	0,000000	0,000000	0,000
STD	0,779378	1,867011	9320,120
Sulfur Dioxide	0,000000	0,000000	0,000
Water	0,000000	0,000000	0,000
	-----	-----	-----
Totals	100,000000	239,551527	1195841,222
		-----	-----
Plant Totals		252,489377	1260426,968

\*\*\*\* EMISSIONS Section \*\*\*\*

Part 1 : Stream By Stream

	Composition %	Component Flow (kg/h)	Annual Comp.Flow (kg/year)
<b>Gas Combustión</b>			
	-----		
Agua Blanda	0,000000	0,000000	0,000
Agua pozo	0,000000	0,000000	0,000
Ash	0,004262	0,093413	466,315
CaCO3	0,000000	0,000000	0,000
Carb. Dioxide	17,935974	393,104710	1962378,712
Condensado	0,000000	0,000000	0,000
Fuel	0,000000	0,000000	0,000
Imp.	0,000000	0,000000	0,000

**Tabla N° 38**  
**(Continuación)**

Nitrogen	72,404003	1586,886500	7921737,409
Oxygen	4,251443	93,179342	465151,277
R-6	0,000000	0,000000	0,000
STD	0,000000	0,000000	0,000
Sulfur Dioxide	0,284139	6,227500	31087,680
Water	5,120180	112,219550	560199,994
	-----	-----	-----
Totals	100,000000	2191,711015	10941021,387

**Emisión CO2**

Agua Blanda	0,000000	0,000000	0,000
Agua pozo	0,000000	0,000000	0,000
Ash	0,000000	0,000000	0,000
CaCO3	0,000000	0,000000	0,000
Carb. Dioxide	100,000000	0,000067	0,334
Condensado	0,000000	0,000000	0,000
Fuel	0,000000	0,000000	0,000
Imp.	0,000000	0,000000	0,000
Nitrogen	0,000000	0,000000	0,000
Oxygen	0,000000	0,000000	0,000
R-6	0,000000	0,000000	0,000
STD	0,000000	0,000000	0,000
Sulfur Dioxide	0,000000	0,000000	0,000
Water	0,000000	0,000000	0,000
	-----	-----	-----
Totals	100,0	0,000067	0,334

Plant Totals		2191,711082	10941021,721
--------------	--	-------------	--------------

**Tabla N° 38**  
**(Continuación)**

---



---

\*\*\*\* POLLUTION INDICES Section \*\*\*\*

---

\* \*  
\* Waste-to-Main-Revenue-Stream Indices \*

\* \*  
\*\*\*\*\*

Main Revenue : VAPOR PROD.

Total Waste

----- = 1,462

Main Revenue Stream

Solid Waste

----- = 0,000

Main Revenue Stream

Liquid Waste

----- = 0,151

Main Revenue Stream

Emissions

----- = 1,311

Main Revenue Stream

\*\*\*\*\*

\* \*  
\* Waste-to-Raw-Materials Indices \*

\* \*

---

Total Waste

**Tabla N° 38**  
**(Continuación)**

----- = 0,593

Raw Materials

Solid Waste

----- = 0,000

Raw Materials

Liquid Waste

----- = 0,061

Raw Materials

Emissions

----- = 0,532

Raw Materials