

VIII. Resultados

8.1 Tratamiento para la eliminación de gases no condensables

8.1.1 Desaireación térmica vs tratamiento químico

En la tabla 8.1 se muestran los ahorros que la desaireación térmica tiene en relación con el tratamiento químico actual usado en la empresa. Estos ahorros corresponden para el total de las 7 calderas. El desarrollo del cálculo de los costos que genera cada tratamiento para las 7 calderas se presenta en el apéndice A.

Tabla 8.1 Ahorros de la desaireación térmica vs tratamiento químico

	Tratamiento químico	Desaireador	Ahorros USD \$/año
Costo del consumo de sulfito de sodio USD \$/año	\$ 2,029.94	\$ 539.98	\$ 1,489.96
Costo de la cantidad de agua perdida en la purga USD \$/año	\$ 2,140.42	\$ 952.17	\$ 1,188.25
Costo del combustible debido a la energía pérdida en la purga USD \$/año	\$ 49,364.47	\$ 13,187.78	\$ 36,176.69
Costo de aminos neutralizantes (ciclohexilamina y morfolina) USD \$/año	\$ 6,089.49	\$ 2,720.78	\$ 3,368.71
			\$ 42,223.61

Los ahorros de sulfito de sodio y de aminos neutralizantes fueron causa principal de que la desaireación térmica al remover el O₂ disuelto en el agua hasta una concentración de 0.005ppm, redujo el volumen de los químicos agregados a la caldera, disminuyendo potencialmente la frecuencia de la purga, logrando con esto, ahorros considerables en la cantidad de agua perdida en la purga y sobre todo en el ahorro del combustible debido a la energía perdida en la purga. El tratamiento químico presenta un porcentaje promedio de purga del 19% (tabla 6.4), mientras que en la desaireación térmica, este porcentaje se reduce a la mitad (Fred Wiesler, 2003) precisamente por la reducción de los químicos en la caldera y al aumento de los ciclos de concentración en la misma. En la tabla 8.2 se presenta el aumento de los ciclos de concentración en cada caldera con la desaireación térmica, respecto al tratamiento químico.

Tabla 8.2 Comparación de los ciclos de concentración (cc) desaireación térmica vs tratamiento químico

	Tratamiento químico	Desaireación térmica
	cc	cc
Caldera 1	6	12
Caldera 2	6	11
Caldera 3	4	8
Caldera 4	4	8
Caldera 5	5	10
Caldera 6	8	16
Caldera 7	6	13

Ahorros adicionales con la desaireación térmica pueden resultar de la recuperación de los calores de vapores de escape y “flash” (que es de otra manera un desperdicio) utilizándolo para mantener la temperatura del agua de alimentación. Normalmente los desaireadores ahorran 1% en consumible por cada 5.5°C (10°F) que se aumente la temperatura de agua de alimentación. Sin embargo para este caso de estudio no es posible recuperarlos debido a que los vapores de escape y flash se encuentran a una distancia considerable del sistema de calderas y hace imposible su recuperación, ya que implicaría modificar el sistema de tuberías que se tiene.

En la tabla 8.3 se presenta el análisis económico de la desaireación térmica. El equipo que se cotizó por la empresa Cleaver Brooks de México S.A de C.V. es un desaireador spraymaster modelo SM-100 con una capacidad de 2000 galones al derrame y cono de desaireación con capacidad de 100,000 libras/hr con dos interruptores marca Mercoid por alto y bajo nivel, columna Mc Donnell &/Miller, incluye manómetro y termómetro. Para el costo de la instalación se consideró el 10% del costo del equipo.

Para la determinación del costeo general, los costos de mantenimiento y reparación se consideró con un factor de 0.01 de FCI, dado a que el desaireador Spraymaster ofrece la ventaja sustancial de contar con un mantenimiento simple, dado al número reducido de componentes que no requieren de mucha atención.

Tabla 8.3 Análisis económico para la inclusión de un desaireador térmico

Proyecto - Desaireador SM-100														
Vida útil aproximada del desaireador (años)		20												
Determinación del costo base														
Costos directos														
Equipo adquirido USD\$	\$	52,330.58												
Entrega del equipo (Flete) USD\$	\$	1,524.67												
Subtotal	\$	53,855.25												
Instalación	\$	5,385.52												
Inversión de capital fijo (FCI) USD\$	\$	59,240.77												
Mano de obra (WC)		-												
Capital total invertido (TCI) USD\$	\$	59,240.77												
Beneficios														
Ahorro de la cantidad de sulfito de sodio USD \$/año	\$	1,489.96												
Ahorro de la cantidad de agua perdida en la purga USD \$/año	\$	844.40												
Ahorro del combustible debido a la energía perdida por la purga l	\$	36,176.69												
Ahorro por aminas neutralizantes USD \$/año	\$	3,368.71												
Ahorros totales (\$USD)	\$	41,879.76												
			Variables del usuario											
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL	
Determinación del costo general	Factor sugerido	Cantidad por año	Precio por tarifa o cantidad	Valor calculado, USD \$/año										
Mantenimiento y reparación	0.01 de FCI			592.41	592.41	592.41	592.41	592.41	592.41	592.41	592.41	592.41	592.41	5924.08
Sulfito de sodio requerido para remover 0.005ppm		154 kg/año	3.5 \$USD/kg	539.98	539.98	539.98	539.98	539.98	539.98	539.98	539.98	539.98	539.98	5399.78
Aminas fílmica octadecilamina		52 kg/año	2.7 \$USD/kg	143.29	143.29	143.29	143.29	143.29	143.29	143.29	143.29	143.29	143.29	1432.94
Aminas neutralizantes ciclohexilamina		235 kg/año	4.76 \$USD/kg	1115.52	1115.52	1115.52	1115.52	1115.52	1115.52	1115.52	1115.52	1115.52	1115.52	11155.18
Aminas neutralizantes morfolina		235 kg/año	6.84 \$USD/kg	1605.26	1605.26	1605.26	1605.26	1605.26	1605.26	1605.26	1605.26	1605.26	1605.26	16052.58
Total de costos variables de producción (VPC)				3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	39964.56
Costos totales de producción s/depreciación				3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	39964.56
Análisis económico														
Porcentaje de operación				100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	
Beneficios \$USD/año				41879.76	41879.76	41879.76	41879.76	41879.76	41879.76	41879.76	41879.76	41879.76	41879.76	418797.62
VPC \$USD/año				3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	3996.46	39964.56
Depreciación lineal (\$USD/año)				2616.53	2616.53	2616.53	2616.53	2616.53	2616.53	2616.53	2616.53	2616.53	2616.53	26165.29
Depreciación acumulada (\$USD/año)				2616.53	5233.06	7849.59	10466.12	13082.65	15699.17	18315.70	20932.23	23548.76	26165.29	
Costos totales de producción d/depreciación (TPC) (USD \$/año)				6612.98	9229.51	11846.04	14462.57	17079.10	19695.63	22312.16	24928.69	27545.22	30161.75	183873.65
Ajustando el valor del dinero en el tiempo al inicio del año 0														
Interes Anual (i%)				30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	
Factor de corrección al año 0				0.77	0.59	0.46	0.35	0.27	0.21	0.16	0.12	0.09	0.07	
Beneficios al año 0 (USD \$)				32215.20	24780.92	19062.25	14663.27	11279.44	8676.49	6674.22	5134.02	3949.24	3037.88	129472.94
Costo operación al año 0 (USD \$)				3074.20	2364.77	1819.05	1399.27	1076.36	827.97	636.90	489.92	376.86	289.90	12355.20
Depreciación al año 0 (USD \$)				2012.71	3096.48	3572.87	3664.48	3523.54	3252.50	2918.91	2566.07	2220.64	1897.98	28726.17
Valor de recuperación por venta de activos depreciados al año j (USD \$)			26165.29											
Valor presente neto (NPV) (USD \$)			84042.25											
% ROI			39.66											
Periodo de repago (PBP) años			2.3											

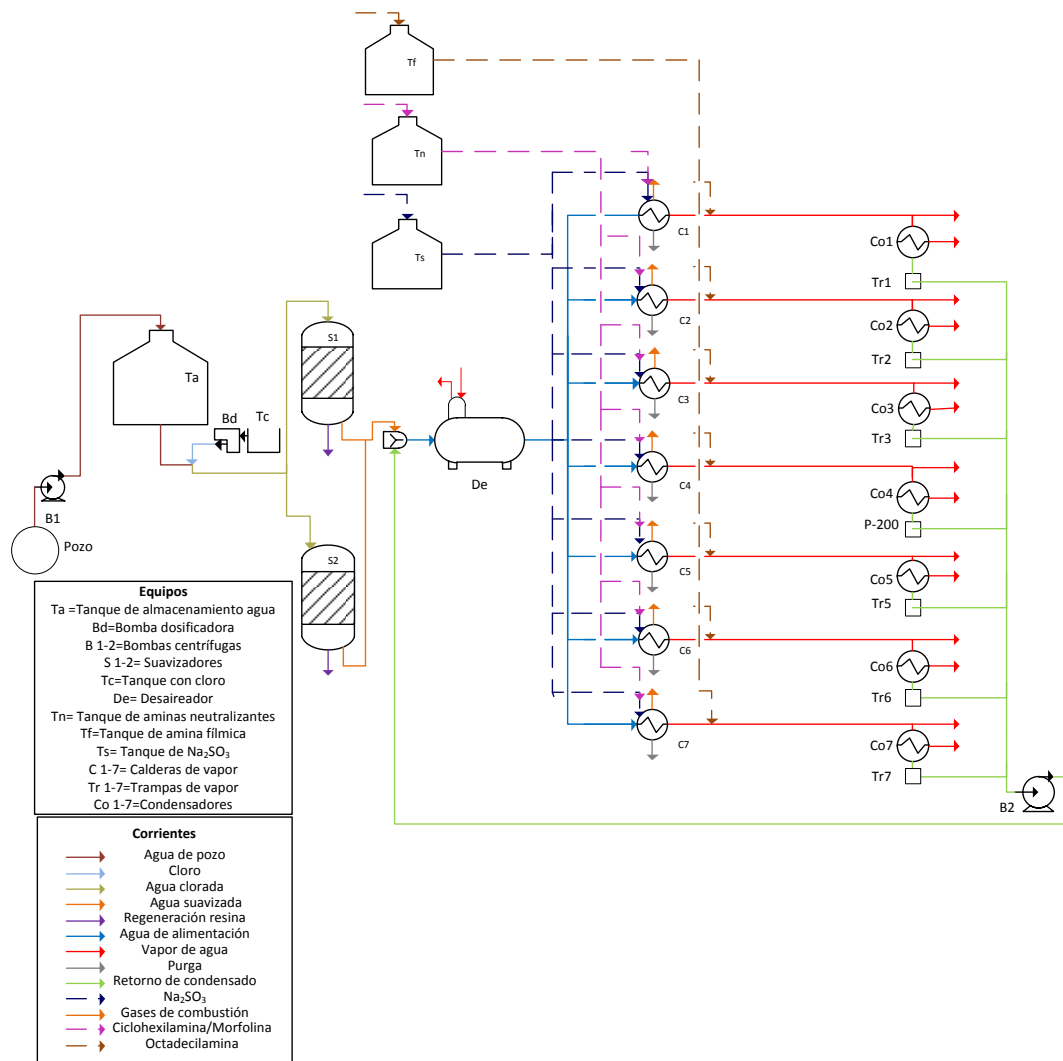
Los costos considerados son el sulfito de sodio, las aminas neutralizantes y la inclusión de la nueva amina filmica (octadecilamina) en una concentración de 1ppm como control del O_2 y el CO_2 en las tuberías de condensado.

El resultado del análisis económico mostró que el proyecto es rentable debido a los USD\$ 42223.63 de ahorros que presenta, obteniendo un valor presente neto positivo de USD\$ 85,105.28 con tasa de interés anual del 30%. La tasa de retorno de la inversión es del 40%, recuperando la inversión en 2 años y 3 meses.

Otra ventaja que presenta el desaireador en comparación con el actual sistema que se tiene (figura 6.1), es que al retorno de condensados fríos no se les permite volver a entrar a las calderas sin previa desaireación. Así que prácticamente no hay riesgo de que los condensados afecten al sistema de calderas con gases no condensables, lo que implica también que el tanque de la desaireación no tendrá problemas de corrosión.

La representación gráfica de la inclusión del desaireador y la amina filmica en el sistema de vapor de la empresa enlatadora se muestra en la figura 8.1.

Figura 8.1 Diagrama representativo del sistema actual de la empresa enlatadora de alimentos incluyendo la desaireación y el uso de la amina fílmica (octadecilamina).

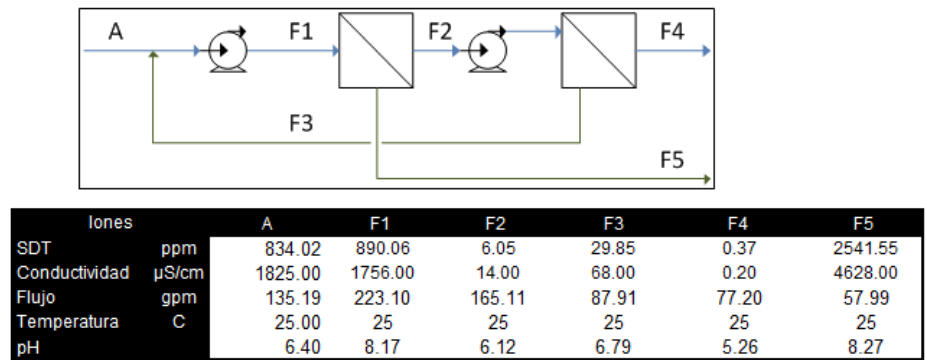


8.2 Tratamiento para la eliminación de sólidos disueltos totales (SDT)

Para lograr la calidad del agua que la empresa requiere ($5\mu\text{S}/\text{cm}$), se definió dos propuestas de tratamiento. La primera propuesta integra un tren de tratamiento con doble paso de ósmosis

inversa (OI-OI) (figura 8.2), mientras que la segunda integra un tren de un paso de ósmosis inversa y de segundo paso un desmineralizador de lechos separados catión-anión (OI-DI) (figura8.3).Es importante mencionar que ambas propuestas requieren previamente de un sistema de suavización.

Figura 8.2 Propuesta tren de tratamiento OI-OI



**Los valores de SDT, conductividad, temperatura y pH fueron proporcionados por la empresa cotizadora, mientras que el flujo se obtuvo por un balance de materia.*

Figura 8.3 Propuesta tren de tratamiento OI-DI

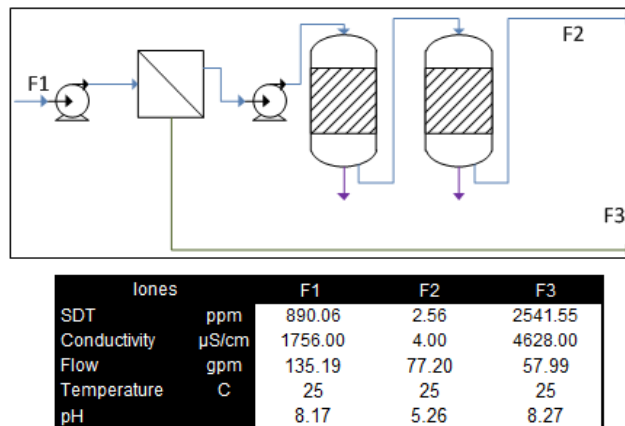


Tabla 8.4 Modelo y características de los equipos para las dos propuestas de tratamiento.

Tren de tratamiento OI-OI		
	Alimentación requerida	Capacidad
Ósmosis inversa 1er paso. Modelo: PRO 100-PREMIUM	133 GPM de agua suavizada	100 GPM
Ósmosis inversa 2nd paso. Modelo: E8-108K-DLX-6	100 GPM de agua suavizada	75GPM

Tren de tratamiento OI-DI			
Ósmosis inversa 1er paso. Modelo: PRO 100-PREMIUM	Alimentación requerida		Capacidad
		133 GPM de agua suavizada	
Desmineralizador de lecho separado catión-anión. Modelo: STA 416 Resina catiónica: 26ft3, Resina Aniónica: 27 ft3 Dimensiones: Frente 4.4mts, Fondo: 1.4 mts, Altura: 2.4 mts	Gasto mínimo	98lts/min	416 kilogramos
	Gasto máximo	295lts/min	

8.2.1 Propuesta tren de tratamiento OI-OI

Sistema de ósmosis inversa de primer paso

El agua suavizada se alimenta al sistema de ósmosis inversa de primer paso. El agua de alimentación requerida es 133GPM.

De esta agua se alimentan una bomba de baja presión (10HP) para alimentación al equipo OI PRO100-Premium.

El agua enviada por la bomba anterior, pasará previamente a través de 7 filtros de cartucho disponible, antes de introducirse en la unidad de ósmosis inversa.

Con antelación a estos, se dosifica en línea químicos para el control de sílice, para la eliminación de moléculas de cloro y un anti incrustante específico para conseguir mantener un pH neutro.

La unidad de OI PRO100-Premium cuenta con 24 membranas y tiene una capacidad de tratamiento unitaria en condiciones normales de funcionamiento de 100GPM. El equipo tiene una bomba de alta presión de 40HP.

Sistema de ósmosis inversa de segundo paso

Posteriormente al equipo PRO100-Premium, el agua se envía a una bomba de 10HP de presión para ser alimentada al equipo de ósmosis inversa de segundo paso (E8-108K-DLX-6).

El agua enviada por esta bomba, pasa también por 7 filtros de cartucho disponibles, para ser introducida a la unidad de ósmosis inversa.

Este equipo cuenta con 15 membranas y tiene una capacidad de 77GPM. Este flujo es el máximo que requiere las calderas de la empresa. El equipo cuenta con una bomba de 40HP.

8.2.2 Propuesta tren de tratamiento OI-DI

Sistema de ósmosis inversa de primer paso

El sistema de primer paso de ósmosis inversa es como el mencionado en la propuesta de OI-OI.

Sistema de desmineralización por resinas de lecho mixto

Del tanque de agua osmotizada se alimenta la bomba de baja presión (10HP) para alimentación al equipo desmineralizador por resinas de intercambio iónico (Modelo STA 576).

El equipo desmineralizador consiste en un sistema de lecho separado catión-anión con capacidad de intercambio de 416 kilogramos.

De acuerdo a la figura 8.2 y 8.3, para la propuesta OI-OI la calidad de agua que se obtiene es con una conductividad de $0.20\mu\text{S}/\text{cm}$ y 0.37ppm de SDT, mientras que para la propuesta OI-DI se obtiene una calidad con una conductividad de $4\mu\text{S}/\text{cm}$ y 2.56ppm de SDT. Ambas propuestas se encuentran en el rango que la empresa enlatadora requiere (menos de $5\mu\text{S}/\text{cm}$ y la menor cantidad de SDT).

En la tabla 8.7 y 8.8 se presenta el análisis de los costos involucrados para la propuesta de tratamiento OI-OI y OI-DI respectivamente. El costo de inversión mayor fue para la propuesta OI-OI con una diferencia de USD\$ 38,362.50 con respecto a la OI-DI. En cuanto a los costos operativos la OI-OI fue más económica a pesar de que se consideró la cantidad de agua perdida en la corriente del concentrado. Esto se debe principalmente a que la OI-OI no requiere de

ácido ni sosa cada semana como la OI-DI para la regeneración de los tanques de resina. Un total de 350Lts de ácido y 196Lts de sosa se requieren semanalmente. En cuestión a los costos de mantenimiento, la OI-OI fue más costosa por USD\$ 80,186.00, debido al alto precio de las membranas cuando requieren ser remplazarlas.

El resultado final de los costos muestra que la propuesta de tratamiento OI-DI es menos costosa con respecto a la de OI-OI (tabla 8.9).

Sin embargo, por otra parte para la opción OI-DI, se debe de considerar el tiempo y esfuerzo involucrado en la regeneración de las resinas y en los retrolavados, además de que se está expuesto a sustancias tóxicas y peligrosas como la sosa y el ácido. Los flujos de retrolavado deben ser de $23\text{m}^3/\text{h}$ aproximadamente por un tiempo mínimo de 15 minutos, pudiendo prolongarse hasta 60 minutos en caso que se requiera eliminar finos que estén ocasionando altas caídas de presión, durante la producción de agua desmineralizada. También se debe tener cuidado de no tener velocidades altas o retrolavados excesivos, que puedan provocar altas pérdidas de resinas.

Tabla 8.7 Análisis de costos para la propuesta de tratamiento de agua OI-OI

Proyecto - OI-OI															
Vida útil aproximada del equipo OI-OI (años)	20														
Tiempo de vida de las membranas	3														
Costos															
Costos directos															
Ósmosis inversa 100 GPM	\$	138,293.80													
Ósmosis inversa 75 GPM	\$	95,040.00													
Subtotal	\$	233,333.80													
Instalación	\$	23,333.38													
Inversión de capital fijo (FCI) USD\$	\$	256,667.18													
Mano de obra (WC)		-													
Capital total invertido (TCI) USD\$	\$	256,667.18													
Determinación del costeo general															
		Variables del usuario			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL
Costos operativos	Periodicidad	Uso/Cantidad	Costo unitario	Valor calculado, USD \$/año											
BOMBAS															
Consumo de energía de bomba de 10HP (7.5 KW) de alimentaciun a equipo E8-108K-DLX-6	16 hrs por día		0.07 kW-hr	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	68637
Consumo de energía de bomba de alta presión 40 HP (29.8KW) de equipo E8-108K-DLX-6	16 hrs por día		0.07 kW-hr	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	272719
Consumo de energía de bomba de 10 HP (7.5 KW) alimentaciun a equipo OI PRO 100	16 hrs por día		0.07 kW-hr	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	68637
Consumo de energía de bomba de alta presión 40 HP (29.8 KW)de equipo OI PRO 100	16 hrs por día		0.07 kW-hr	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	272719
QUÍMICOS															
Costo por inyección p/ control de sílice	16 hrs por día	10 lbs por día	5.60 usd/lb	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	147840
Costo por inyección p/ control de pH	16 hrs por día	20 Lts por día	0.47 usd/kg	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	37506
Costo por inyección p/control de cloro	16 hrs por día	4 Kg por día	1.50 usd/kg	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	15840
Detergente para lavado de membranas PRO100	1 vez cada mes	500 kg cada lavado	24.03 usd/kg	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000	60000
Detergente para lavado de membranas E8-108K-DLX-6	1 vez cada 3 meses	500 kg cada lavado	24.03 usd/kg	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	20000
		51.80 gpm													
Agua perdida en el concentrado		49624565.76 L/año	0.00029 \$USD/L	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	14391.1241	143911
				110781	110781	110781	110781	110781	110781	110781	110781	110781	110781	110781	1107811
Costos de mantenimiento															
BOMBAS															
Reemplazo de bomba de alimentaciun de 10HP	c/5 años		4500.0 usd/bomba					4500						4500	9000
Reemplazo de bomba de alta presión de 40 HP	c/5 años		25000.0 usd/bomba					25000						25000	50000
Reemplazo de bomba de alimentaciun de 10 HP	c/5 años		4500.0 usd/bomba					4500						4500	9000
Reemplazo de bomba de alta presión de 40 HP	c/5 años		25000.0 usd/bomba					25000						25000	50000
MEMBRANAS Y CARTUCHOS															
Reemplazo de 15 membranas del equipo E-108-DLX-6	c/5 años		1063.00 usd/membrana					15945						15945	31890
Reemplazo de 7 filtros cartucho de E-108-DLX-6	c/6meses		25.00 usd/cartucho	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	3500
Reemplazo de 24 membranas del equipo PRO 100	c/5 años		1063.00 usd/membrana					25512						25512	51024
Reemplazo de 7 filtros cartucho de PRO 100	c/6meses		25.00 usd/cartucho	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	3500
SENSORES Y CONTROL															
Reemplazo de 2 electrodos de pH	c/ 3 años		600 usd/sensor pH			1200			1200				1200		3600
Reemplazo de 2 medidores de flujo	c/ 3 años		1000 usd / sensor flujo			2000			2000				2000		6000
Reemplazo de 2 medidores de conductividad	c/ 3 años		700 usd / sensor cond			1400			1400				1400		4200
SERVICIO EXTERNO															
Visitas de servicio para inspección y diagnóstico de equipo	1 por año		650 usd/ visita	650	650	650	650	650	650	650	650	650	650	650	6500
				1350	1350	5950	1350	101807	5950	1350	1350	5950	101807	5950	228214
Total de costos variables de producción (VPC)												\$USD	1336025		

Tabla 8.8 Análisis de costos para la propuesta de tratamiento de agua OI-DI

Proyecto - OI-DI													
Vida útil aproximada del desaireador (años)		20											
Costos													
Costos directos													
Ósmosis inversa 100 GPM	\$	138,293.80											
Equipo desmineralizador USD\$	\$	60,165.00											
Subtotal	\$	198,458.80											
Instalación	\$	19,845.88											
Inversión de capital fijo (FCI) USD\$	\$	218,304.68											
Mano de obra (WC)		-											
Capital total invertido (TCI) USD\$	\$	218,304.68											
Determinación del costeo general													
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL
Periodicidad	Uso	Costo unitario	Valor calculado, USD \$/año										
Costos operativos													
BOMBAS													
Consumo de energía de bomba de 10HP (7.5 KW) de alimentación a equipo OI PRO 100	16 hrs por día	0.07 kW-hr	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	68637
Consumo de energía de bomba de alta presión 40 HP (29.8KW)de equipo OI PRO 100	16 hrs por día	0.07 kW-hr	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	27272	272719
Consumo de energía de bomba de alimentación de 10HP (7.5 KW)a desmineralizador	16 hrs por día	0.07 kW-hr	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	68637
Consumo de energía de bomba p/regeneración de 10HP (7.5KW) a desmineralizador	5 hrs cada semana	0.07 kW-hr	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	6864	68637
QUÍMICOS													
Costo por inyección p/ control de silice	16 hrs por día	10 lbs por día	5.6 usd/lb	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	14784	147840
Costo por inyección p/ control de pH	16 hrs por día	20 Lts por día	0.47 usd/kg	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	3751	37506
Costo por inyección p/control de cloro	16 hrs por día	4 Kg por día	1.50 usd/kg	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	1584	15840
Costo de ácido por regeneración de 1 tq de resina catiónica	1 vez c/ semana	350 Lts por regeneración	0.43 usd/kg	13364	13364	13364	13364	13364	13364	13364	13364	13364	133644
Costo de sosa por regeneración de 1 tq de resina aniónica	1 vez c/ semana	196 Lts por regeneración	0.47 usd/kg	6633	6633	6633	6633	6633	6633	6633	6633	6633	66326
Agua para dilución de sosa	1 vez c/ semana	196 Lts	0.00015 usd/Lt	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	14
Agua perdida en el retrolavado de los desmineralizadores	386 L/min	97827840.00 Lt/año	0.00029 \$USD/L	28370	28370	28370	28370	28370	28370	28370	28370	28370	283701
			116350	116350	116350	116350	116350	116350	116350	116350	116350	116350	1163503
Costos de mantenimiento													
BOMBAS													
Reemplazo de bomba de alimentación de 10 HP	c/5 años	4500 usd/ bomba										4500	9000
Reemplazo de bomba de alta presión de 40 HP	c/5 años	25000 usd/bomba										25000	50000
Reemplazo de bomba de alimentación de 10HP a desmineralizador	c/5 años	4500 usd/ bomba										4500	9000
Reemplazo de bomba p/regeneración de 10HP de desmineralizador	c/5 años	4500 usd/ bomba										4500	9000
MEMBRANAS Y CARTUCHOS													
Reemplazo de 24 membranas del equipo PRO 100	c/5 años	1063.00 usd/membrana										25512	51024
Reemplazo de 7 filtros cartucho de PRO 100	c/6meses	25.00 usd/cartucho	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	3500
RESINAS DE INTERCAMBIO													
Cambio de 34 ft3resina catiónica fuerte ciclo ácido	c/4años	142 usd/ft3										142	284
Cambio de resina 36 ft3 aniónica fuerte regenerada con sosa	c/4años	360 usd/ft3										360	720
SENSORES Y CONTROL													
Reemplazo de 1 electrodos de pH	c/ 3 años	600 usd/ sensor pH										600	1800
Reemplazo de 1 medidor de flujo	c/ 3 años	1000 usd / sensor flujo										1000	3000
Reemplazo de 2 medidores de conductividad	c/ 3 años	700 usd / sensor cond										1400	4200
SERVICIO EXTERNO													
Visitas de servicio para inspección y diagnóstico de equipo	1 por año	650 usd/ visita	650	650	650	650	650	650	650	650	650	650	6500
			1000	1000	4000	1502	65012	4000	1000	1502	4000	65012	148028
Total de costos variables de producción (VPC)													
												1311531	

Tabla 8.9 Tabla comparativa OI-OI vs OI-DI

	OI-OI	OI-DI	Diferencia OI-OI vs OI-DI
Capital total invertido (USD)	\$ 256,667.18	\$ 218,304.68	\$ 38,362.50
Costos operativos al año 10 (USD)	\$ 1,107,811.00	\$ 1,163,502.99	-\$ 55,691.99
Costos de mantenimiento al año 10 (USD)	\$ 228,214.00	\$ 148,028.00	\$ 80,186.00
	\$ 1,592,692.18	\$ 1,529,835.67	\$ 62,856.51

Para el caso de la ósmosis inversa el ensuciamiento de las membranas es inevitable, por lo que se debe de considerar un buen tratamiento de químicos como el mostrado en las tablas anteriores para aumentar el tiempo de vida de las membranas sobre todo en la OI de primer paso, ya que la OI de segundo paso las membranas se tienen que remplazar no por ensuciamiento sino porque el material y los esfuerzos mecánicos que está sujeto un filtro cartucho. Por lo demás la operación de las membranas es relativamente sencilla y no necesita de detener la producción de agua desmineralizada por lapsos de tiempo ya que su tratamiento con químicos se realiza en línea con la producción.

8.2.3 Análisis económico Desmineralización vs Suavización

En la tabla 8.10 se muestran los ahorros que la desmineralización tiene en relación con la suavización. Estos ahorros corresponden para el total de las 7 calderas.

Tabla 8.10 Ahorros de la desmineralización vs suavización

	Suavización	Desmineralización	Ahorros USD \$/año
Costo del consumo de sulfito de sodio USD \$/año	\$ 2,029.94	\$ 1,665.83	\$ 364.11
Costo de la cantidad de agua perdida en la purga USD \$/año	\$ 1,521.03	\$ 836.64	\$ 684.39
Costo del combustible debido a la energía pérdida en la purga USD \$/año	\$ 49,364.47	\$ 14,044.52	\$ 35,319.95
			\$ 36,368.45

Los ahorros se dan principalmente porque los ciclos de concentración en las calderas aumentaron hasta 25 veces con respecto a la suavización (tabla 8.11), ya que el % de purga se redujo 4 veces, lo que ocasionó menos pérdidas de agua y energía en las purgas y una menor cantidad de sulfito de sodio.

Tabla 8.11 Comparación de los ciclos de concentración (cc) suavización vs desmineralización

	Suavización	Desmineralización
	cc	cc
Caldera 1	6	25
Caldera 2	6	22
Caldera 3	4	16
Caldera 4	4	15
Caldera 5	5	21
Caldera 6	8	33
Caldera 7	6	26

En la tabla 8.12 y 8.13 se presenta el análisis económico para la propuesta OI-DI y OI-OI respectivamente.

Los resultados obtenidos muestran que a pesar de la cantidad de ahorros que se tiene (más de USD\$ 36000.00) el proyecto no es rentable para ambas propuestas. Esto se debe a que la calidad de agua que se busca ($5\mu\text{S}/\text{cm}$) requiere de por lo menos dos pasos de tratamiento. El primer paso requiere forzosamente de una ósmosis inversa, mientras que el segundo puede ser un desmineralizador o uno de ósmosis inversa. Además, para que el agua pueda pasar por el sistema de ósmosis inversa, se requiere de la suavización de esta agua, por lo que no se sustituye la suavización.

8.3 Determinación de la eficiencia térmica de la caldera

De acuerdo con la NOM-002-ENER-1995 se obtuvo la eficiencia térmica de cada una de las calderas por el método indirecto o de pérdidas, haciendo algunas consideraciones que se anunciarán a continuación.

1. De acuerdo a las condiciones que deben de cumplir las calderas para realizar la prueba de eficiencia del punto 6.2.1.1 no se cumple con los incisos b), c) y f).
 - b) La presión de prueba de la caldera debe ser la presión normal de operación y debe permanecer constante (con una variación mínima de 5%).
 - No se cumple debido a que la atomización de las calderas depende de la presión de vapor en línea y esta no es constante ya que el consumo de vapor varía.
 - c) La caldera a probar no debe estar afectada por otros equipos.
 - No se cumple por la misma razón de que la caldera se ve afectada por el consumo de vapor que se tiene.
 - f) No debe de haber fugas de gases de combustión ni infiltraciones de aire.
 - No se cumple debido a que existen infiltraciones de aire en el hogar.

2. De acuerdo al procedimiento de medición, para obtener el % de pérdidas por radiación (%Q_{pcr}) se usa la figura 7.3. Sin embargo para usar esta tabla, la temperatura de la cubierta externa (T_{ce}) de todas las calderas no debe ser mayor a 60°C. Sin embargo, como se observa en la tabla 8.10 todas las T_{ce} promedio de las calderas exceden este límite. Por lo tanto, para hallar el %Q_{pcr} se hizo la siguiente consideración: Por cada 10°C de aumento de la T_{ce} con respecto a los 60°C, se tendrá un aumento del 10 % de pérdidas de radiación. Es decir si la capacidad nominal de la caldera es de 4MW corresponde a un %Q_{pcr}=1.4, pero si la T_{ce} es de 81.20°C entonces corresponderá a %Q_{pcr}=1.4+0.49=1.9.

Tabla 8.10 Tabla del % de exceso de la temperatura de la cubierta externa de la caldera

	Tce (°C)	% de exceso
Caldera 1	81.20	35.33
Caldera 2	76.67	27.78
Caldera 3	73.87	23.11
Caldera 4	96.77	61.28
Caldera 5	79.27	32.11
Caldera 6	92.8	54.67
Caldera 7	82.0	36.67

Tomando en cuenta estas consideraciones se obtuvo la eficiencia térmica de las calderas, según el procedimiento de medición 7.2.1.3. Los resultados promedio del procedimiento de medición de las calderas para calcular la eficiencia térmica se presentan en la tabla 8.11. Los datos registrados que se obtuvieron para llegar a estos resultados promedio se encuentran en el apéndice B. Las eficiencias térmicas para cada caldera se presentan en la tabla 8.12.

Tabla 8.11 Tabla de los resultados promedio del procedimiento de medición para cada caldera

Promedio	Caldera 1	Caldera 2	Caldera 3	Caldera 4	Caldera 5	Caldera 6	Caldera 7
Tg °C	228.6	184.7	194.6	328.4	232.5	245.8	262.4
Tce °C	81.2	76.7	73.9	96.8	79.3	92.8	82.0
% CO	21.0	24.7	97.0	164.7	50.7	97.0	19.7
Presión operación (bar)	5.6	6.0	5.1	5.0	6.6	5.1	5.5
[O]	5	5	5	5	5	5	5

Tabla 8.12 Tabla de resultados de la determinación de la eficiencia para cada caldera

	Caldera 1	Caldera 2	Caldera 3	Caldera 4	Caldera 5	Caldera 6	Caldera 7
%Exceso de aire	30	30	30	30	30	30	30
%Qpgc	16.4	14.4	14.7	21.5	16.5	17.5	18.5
%Qpcr corregida	1.895	1.022	2.339	3.064	1.717	3.867	1.093
% Eficiencia	82	85	83	75	82	79	80

La eficiencia térmica mínima (con base en el poder calorífico superior y a la presión normal de operación) que deben alcanzar las calderas según la NOM-002-ENER-1995 en un rango de 200-8000 kw, correspondiente a la capacidad de las calderas actuales (tabla 8.13) usando combustóleo, es una eficiencia mínima de 80% (tabla 7.1).

Tabla 8.13 Capacidad nominal y real de cada caldera

	Capacidad nominal	Capacidad real
Caldera 1	3924 kW	2452.50 kW
Caldera 2	9810 kW	3924.00 kW
Caldera 3	2453 kW	1569.60 kW
Caldera 4	2453 kW	1177.20 kW
Caldera 5	4905 kW	3433.50 kW
Caldera 6	1226 kW	784.80 kW
Caldera 7	9810 kW	3924.00 kW

Las eficiencias térmicas actuales de las calderas no se encuentran muy por arriba de la eficiencia mínima; incluso la caldera 7 está en el límite, mientras que la calderas 4 y 6 ni siquiera cumple con ésta.

El motivo principal de las bajas eficiencias térmicas de las calderas con respecto a una nueva (eficiencia alrededor del 89%), es debido a las pérdidas de calor que existen en las calderas, traducidas en pérdidas de combustible y por lo tanto en pérdidas de dinero.

El análisis de las pérdidas de calor en las calderas se presenta a continuación:

Pérdida de calor en gases de combustión

Una buena prueba del estado y condiciones de las superficies expuestas al calor y de la eficiencia de la combustión que se tiene es la temperatura de los gases que salen de la chimenea. Un rango de temperatura aceptable dentro de la industria para estos gases es de 130°C a 150°C para calderas con pre calentador y de 200°C a 210°C para calderas sin pre calentador. Tomando el valor de la temperatura promedio para ambos casos, 140°C y 205°C respectivamente, se compararon éstas con las temperaturas de los gases de chimenea en las calderas, dando como resultado temperaturas elevadas. En la tabla 8.15 se puede observar el % del exceso de temperatura en las diferentes calderas.

Tabla 8.15 Porcentaje de exceso de temperatura que tienen los gases que salen por la chimenea en cada caldera con y sin pre calentador de aire.

Con pre-calentador			Sin pre-calentador		
	Tg en chimenea °C	% de exceso		Tg en chimenea °C	% de exceso
Caldera 1	228.57	63.27	Caldera 4	328.36	60.17
Caldera 2	184.73	31.95	Caldera 6	245.8	19.90
Caldera 3	194.59	38.99	Caldera 7	262.37	27.99
Caldera 5	232.49	66.06			

Los gases están demasiado calientes por una de dos razones:

- El quemador está produciendo más calor que el que se requiere para la carga específica de la caldera. Lo que indica que el quemador(es) y el mecanismo de la compuerta de aire requieren mantenimiento y re calibración.
- Las superficies de calefacción de la caldera no están funcionando correctamente y el calor no se está transfiriendo al agua. Lo que indica que las superficies de calefacción están sucias o con incrustaciones y necesitan limpieza.

A menor temperatura de los gases, mayor la eficiencia de la caldera. Por lo tanto si los gases de la chimenea se mantienen a la temperatura recomendada de 140°C y 205°C entonces habría un cambio en la eficiencia. Para estimar este cambio de eficiencia en las calderas puede darse ya sea en función de la temperatura de los gases de chimenea o en función del exceso de aire.

La mejora de la eficiencia por cada 5.5°C de cambio en la temperatura de los gases de chimenea varía con la cantidad de exceso de aire (figura 8.4) (CONUEE, 2007d). Por lo tanto si el exceso de aire en las calderas que se tiene es de 30%, correspondiente a un factor de 0.27 se tendría una mejora de la eficiencia de hasta 6%, correspondiente a la caldera 4 (tabla 8.16).

Figura 8.4 Aumento de la eficiencia con cada 5.5°C de reducción en la temperatura de los gases de chimenea (CONUEE, 2007d).

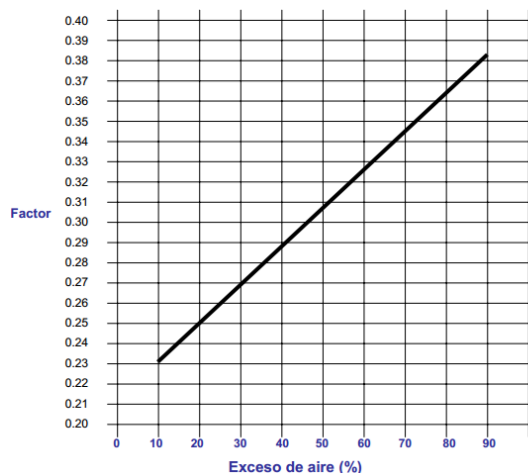


Tabla 8.16 Porcentaje de mejora de las eficiencias manteniendo los gases de chimenea a la temperatura recomendada.

Temperatura recomendada c/precalentador		140	
Temperatura recomendada s/precalentador		205	
Con pre-calentador			
	Tg en chimenea °C	Cambio en la T °C	Mejora de eficiencia %
Caldera 1	228.57	88.57	4.35
Caldera 2	184.73	44.73	2.20
Caldera 3	194.59	54.59	2.68
Caldera 5	232.49	92.49	4.54
Sin pre-calentador			
	Tg en chimenea °C	Cambio en la T °C	Mejora de eficiencia %
Caldera 4	328.36	123.36	6.06
Caldera 6	245.80	40.80	2.00
Caldera 7	262.37	57.37	2.82

Por otro lado, la mejora en la eficiencia por cada 1% de cambio en el exceso de aire varía con la temperatura de los gases de la chimenea (figura 8.5) (CONUEE, 2007d). El % de exceso de aire recomendado para las calderas que usan combustóleo es de 10% (tabla 4.6). Entonces si el exceso de aire se reduce en un 20%, manteniendo la temperatura actual de los gases, la eficiencia térmica de la caldera mejoraría hasta un 2%, en la caldera 4 (tabla 8.18).

Figura 8.5 Aumento de la eficiencia con cada 5.5°C de reducción en la temperatura de los gases de chimenea (CONUEE, 2007d).

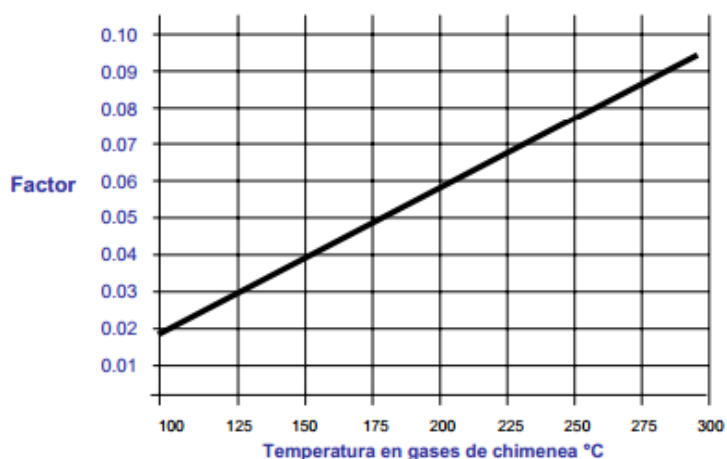


Tabla 8.18 Porcentaje de mejora de las eficiencias con la modificación del exceso de aire al 10% (CONUEE, 2009b)

Exceso de aire actual	30
Exceso aire recomendado	10
Reducción	20

Con pre-calentador		
	Tg en chimenea °C	Mejora de eficiencia %
Caldera 1	228.57	1.38
Caldera 2	184.73	1.04
Caldera 3	194.59	1.16
Caldera 5	232.49	1.42

Sin pre-calentador		
	Tg en chimenea °C	Mejora de eficiencia %
Caldera 4	328.36	2.00
Caldera 6	245.80	1.58
Caldera 7	262.37	1.64

Pérdida de calor asociada a la temperatura de la cubierta externa de la caldera (T_{ce})

La elevada temperatura de la cubierta externa de las calderas se traduce en pérdidas de calor por radiación, en donde una parte del calor se transfiere a su alrededor. Estas altas temperaturas se producen por un aislamiento dañado o mal instalado. El rango de porcentaje recomendado para las calderas que producen vapor a menos de 9000 kg vapor/hora, correspondiente a las calderas estudiadas, es de 1.1 a 3.0%.

El % de pérdidas por radiación (%Qpcr) de la tabla 4.7 entra dentro del rango recomendado (1.1 a 3.0%) a excepción de las caldera 6 y 4. Sin embargo, es conveniente mantener los valores en el límite menor posible.

8.4 Aprovechamiento del combustible

En la figura 8.6 se observa que las calderas actualmente queman más combustible del necesario, teniendo un promedio final de desaprovechamiento de todas las calderas de 19.76%. Un total de 508,383 litros de combustible se desaprovecharon en el año 2011. El gasto de este desperdicio fue de USD\$ 265,244.70.

Tabla 8.20 Tabla condensada de los resultados anuales del aprovechamiento del combustible para cada caldera.

	Cn (L/año)	Ce (L/año)	Cd (L/año)	% Exc	GCd (USD\$/año)
Caldera 1	573,447.80	645,250.41	71,802.61	13.51	\$ 37,282.70
Caldera 2	997,065.63	1,161,483.94	164,418.30	16.82	\$ 86,049.58
Caldera 3	128,818.82	161,916.59	33,097.78	29.51	\$ 16,768.86
Caldera 4	51,280.14	68,123.77	16,843.62	27.65	\$ 8,619.95
Caldera 5	363,174.92	438,874.17	75,699.25	22.17	\$ 39,733.87
Caldera 6	12,848.50	15,831.09	2,982.59	14.87	\$ 1,591.53
Caldera 7	1,049,548.62	1,193,087.07	143,538.45	13.82	\$ 75,198.21
Total	3176184.44 Lt	3684567.04 Lt	508382.60 Lt	19.76	\$ 265,244.70

Figura 8.6 Consumo de combustible en cada caldera en el año 2011

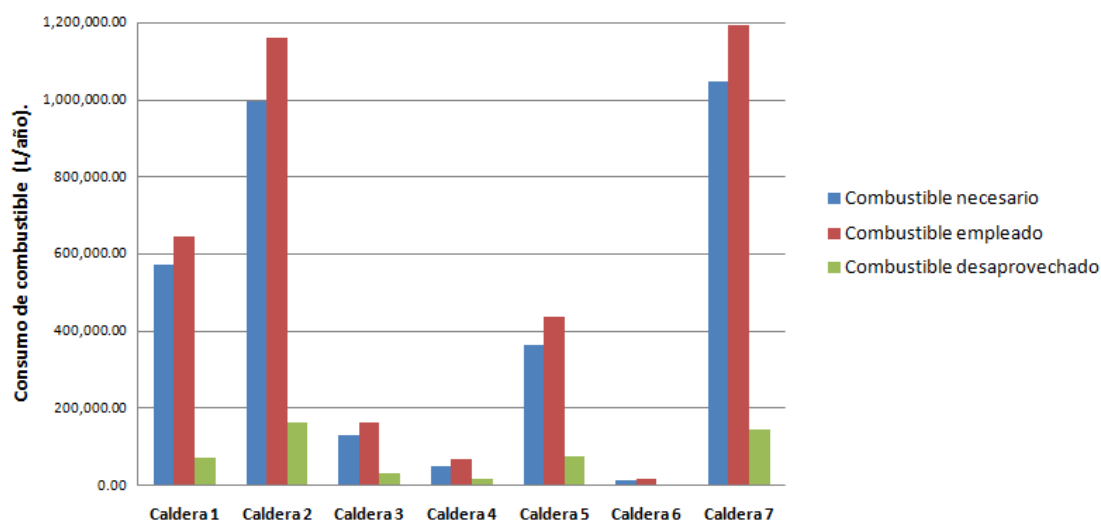
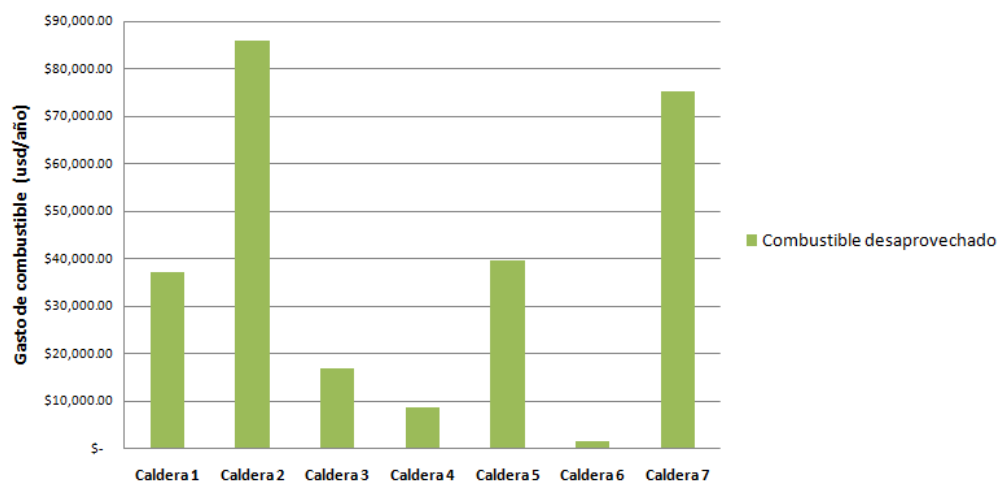


Figura 7.3 Gasto del combustible desperdiciado en cada caldera en el año 2011

Las calderas no cuentan con un equipo auxiliar para la atomización del combustible en base a su capacidad. Actualmente la atomización depende de la presión de vapor en línea y ésta no es constante, lo que provoca un incremento de gasto de combustible. Además de las pérdidas que existen en los gases de combustión, radiación, purga etc.