



REPÚBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA

**ESTUDIO DE LA EXPLOTACIÓN CONTINUA ECONÓMICA DE LA
UNIDAD DE DESALACIÓN N°3 DE LA CENTRAL
TERMOELÉCTRICA “JOSEFA JOAQUINA BASTIDAS”**

Tesis presentada en opción al título académico de
Master en Electromecánica.

Autor: Ing. Antonio Alberto Sardinha Lorenzo

Instituto Universitario de Tecnología “Dr. Federico Rivero Palacio”

Caracas, Venezuela.

Tutor: Dr. Luis Oscar Oliva Ruiz

Universidad de Oriente

Santiago de Cuba, Cuba.

Caracas, 2009

Agradecimientos

Agradezco en primer lugar a mi tutor Luis Oliva Ruiz por ser un colosal guía para el asesorado, un gran apoyo en los momentos difíciles del proyecto, porque nunca escatimó esfuerzo y tiempo para corregir y mejorar este trabajo, por sus valiosos conocimientos. Pero sobre todo porque me demostró en el trayecto de esta tarea que parecía no tener fin, que es un gran profesor y excelente ser humano.

A la organización Electricidad de Caracas, específicamente a Orlando Aparicio, supervisor del Departamento de Tratamiento de Aguas del Conjunto Generador “Josefa Joaquina Bastidas”, por brindarme la oportunidad de estudiar uno de sus equipos desaladores.

En estos años de duro trabajo no puedo dejar de mencionar a mis compañeros de labores que me ayudaron e impulsaron a continuar esta difícil tarea. Francisco Felibertt, Jorge Sánchez, Ana Vidovic y Francisco Bolet. Al primero le agradezco sus recomendaciones y conocimientos que me brindó para el desarrollo del modelo matemático. A Jorge por su labor de asesor en momentos apremiantes del trabajo. A Ana por su inigualable estímulo y a Francisco por su amistad y sus consejos en la escritura de la tesis. Para todos ellos, muchísimas gracias.

A mi familia, en especial a mi esposa e hijos. Muchas personas me faltan, mis compañeros del departamento, los estudiantes que me apoyaron, todos siempre atentos al desarrollo de la tesis. Muchas gracias.

DEDICATORIA

A mis preciados tesoros: Jenny, Mariafernanda y Luis Alberto.

RESUMEN

En este trabajo tiene como objetivo general el estudio de la explotación continua económica de la unidad de desalación N°3 de la central termoeléctrica “Josefa Joaquina Bastidas” ubicada en la zona litoral del estado Vargas.

Para el cumplimiento del objetivo principal se desarrolla una metodología de cálculo para establecer el criterio de realización de los mantenimientos requeridos. Esta metodología tiene como eje central la integración de aspectos energéticos y económicos apoyada por una simulación en estado estacionario del proceso de producción de agua desalada utilizando la evaporación por múltiples efectos.

Se hace además, un análisis del funcionamiento de la unidad desde el año 2001, fecha en la cual entró en servicio, hasta mediados del 2008 en donde se comprueba una disminución de la capacidad de procesamiento de la misma y la utilización del agua municipal para cubrir las necesidades del agua de reposición de la central. Dicha deficiencia es debida a incrustaciones en las paredes de las superficies de transferencia de calor producido por elementos presentes en el agua de mar.

Debido a la disminución de la productividad, comentada anteriormente, se debe utilizar agua procedente del municipio y por consiguiente los costos en cuanto al agua de reposición se incrementan. Se presenta una correlación de la productividad en función del tiempo para realizar los cálculos de costos totales de tratamiento y de esta forma hallar el lapso en donde estos costos se igualen con los gastos iniciales. El período en donde estos costos totales se asemejan es de 32 meses, siendo éste el tiempo estipulado para practicar el mantenimiento preventivo a la unidad desaladora.

De lo anterior se desprende que la metodología desarrollada puede ser utilizada como referencia para futuros estudios, pudiendo ser aplicada en otras unidades desaladoras bajo similares condiciones de operación y de características del agua de mar.

ABSTRACT

The purpose of this project is the study of the continuous economic exploitation of the desalination unit No. 3 of the thermal power station "Josefa Joaquina Bastidas, located on the coast of Vargas state.

In order to fulfill the main objective is developing a methodology to establish the criteria for conducting the required maintenance. This methodology has focused the integration of energy and economic aspects, based on a simulation in steady state of production of desalinated water by evaporation of multiple effects.

In addition, an analysis of the functioning of the unit from the year 2001, date in which it entered service, until middle of 2008, there is verified a decrease of unit capacity processing and the use of municipal water to cover the needs reinstatement water of the plant. The above mentioned deficiency is due to inlays in the walls of the surfaces of heat transfer produced by present elements in the sea water.

Due to the decrease of the productivity, commented previously, it is necessary to use municipality water, and consequently, the costs of reinstatement water increase. A correlation of productivity depending on the time is presents to realize the calculations of total costs treatment to find the time space where these costs are similar with the initial expenses. The period where these total costs are similar is 32 months, being this one the time stipulated to do the preventive maintenance to the desaladora unit.

Of the previous thing it is clear that the developed methodology can be used for future studies, being able to be applied in other desalination units under similar conditions of operation and characteristics of sea water.

ÍNDICE

ÍNDICE.....	i
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1. MARCO REFERENCIAL DE LA INVESTIGACIÓN.....	6
1.1 AGUA DE REPOSICIÓN EN LA GENERACIÓN TERMOELÉCTRICA	6
1.1.1 Indicadores de la calidad del agua.....	9
1.1.2 Fuentes de agua	11
1.1.3 Tratamiento del agua	12
1.2 LA DESALACIÓN.....	14
1.3 PROCESOS DE DESALACIÓN	16
1.3.1 Destilación súbita por múltiple efecto (MSF)	17
1.3.2 Destilación por múltiple efecto (MED).....	18
1.3.3 Compresión térmica de vapor (TVC).....	20
1.3.4 Compresión mecánica de vapor (CV)	21
1.3.5 Ósmosis inversa (OI).....	22
1.3.6 Intercambio iónico (IO).....	24
1.3.7 Resumen de tecnologías de desalación.....	25
1.4 ESQUEMAS DE DESTILACIÓN DE MÚLTIPLE EFECTO	27
1.4.1 Esquemas básicos MED	29
1.4.2 Unidad MED N°3 de la Central Termoeléctrica	33
1.5 Conclusiones	34
CAPÍTULO 2. INSTALACIÓN DESALADORA	35
2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	35

2.2	ANÁLISIS DEL SISTEMA	40
2.2.1	Balance Global en la instalación	41
2.2.2	Balances en los evaporadores	44
2.2.3	Balance en el condensador	47
2.2.4	Balances en los tanques de evaporación súbita	49
2.3	PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO	51
2.4	RESULTADOS	52
2.5	EVALUACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE LA DESALADORA.....	58
2.6	CONCLUSIONES	62
CAPÍTULO 3. FACTORES ECONÓMICOS		63
3.1	COSTOS ASOCIADOS A UNA CENTRAL TERMOELÉCTRICA	63
3.2	COSTOS DE REPOSICIÓN DE AGUA	65
3.3	ESTUDIO PRELIMINAR DEL TIEMPO DE EXPLOTACIÓN DE LA DESALADORA	66
3.4	CONCLUSIONES	69
CONCLUSIONES GENERALES		70
RECOMENDACIONES		71
NOMENCLATURA.....		72
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS		74
ANEXOS		79

INTRODUCCIÓN

En el trabajo normal de una central termoeléctrica se desea que la circulación del agua conforme un ciclo cerrado, sin embargo ocurren pérdidas inevitables, tales como la que se produce con las purgas en el generador de vapor para mantener la concentración de sólidos dentro del circuito de evaporación, por la atomización del combustible para su mejor quemado, en los sellos de las turbinas y otras que ocurren en las líneas de transportación de la sustancia de trabajo. De acuerdo a criterios técnicos, en las centrales con generadores de vapor de más de 100 bar de presión, las pérdidas llegan al 4,5% con respecto al flujo de vapor generado (Elizarov, 1981).

El agua sin tratamiento contiene una serie de compuestos tanto sólidos como gaseosos que tienen que ser eliminados previamente antes de su uso en las centrales termoeléctricas y que provocan incrustaciones, arrastre de partículas provenientes de la corrosión y otros efectos no deseados que aceleran la destrucción de los equipos en donde la misma se utiliza.

Los minerales contenidos en el agua son altamente solubles a baja temperatura y a medida que esta se acrecienta cambia la condición de solubilidad de los compuestos transformándose en materiales con baja solubilidad provocando su precipitación y/o incrustación, encontrándose entre ellos el carbonato de calcio (CaCO_3) el cual precipita en las zonas de mayor transferencia de calor.

Con el objetivo de eliminar los efectos nocivos del agua, existen exigencias en cuanto a la calidad del agua de alimentación y del interior de la caldera, las cuales se reflejan en las normas de operación de calderas, en donde se observa que a medida que la presión de trabajo aumenta las exigencias son mayores.

Es evidente la necesidad de contar con instalaciones de tratamiento de agua para la reposición de este fluido que se pierde en el sistema, tanto en forma líquida o de vapor, ya que de no ser así, la capacidad de generación de electricidad disminuye por falta de vapor,

lo cual indiscutiblemente repercute no solo en el sector industrial sino en el bienestar de la población.

En diversas literaturas se trata sobre diferentes tipos de plantas de tratamiento de agua: Intercambio Iónico, Floculación, Sedimentación, Filtración, Ósmosis Inversa, Destilación, entre otras; la selección del método adecuado dependerá de la procedencia del agua, (agua de mar o municipal) así como de las exigencias de los consumidores.

Actualmente existen muchas tecnologías para la desalación del agua de mar, siendo las de mayor presencia en el mercado mundial los procesos que utilizan la técnica de destilación y por membranas osmóticas, ambos métodos se caracterizan por exhibir los costos de producción más bajos (Ebensperger, 2005; Marcia, 2006). Los costos totales de los procesos de desalación se han reducido considerablemente a través de las recientes décadas. Para el año 2006 se han instalado en el mundo o contratado para su construcción más de 12000 unidades industriales y algunas llegan a la asombrosa capacidad de hasta $800000 \frac{m^3}{dia}$ (IDA, 2006).

Existe la tendencia de utilizar agua de mar en las centrales térmicas (cuando ello es posible) motivado, en estos últimos tiempos, al uso de esta fuente, ya que existe en grandes cantidades en nuestro planeta y dada cada vez más la escases de agua dulce para el uso de las actividades del hombre. Se estima que cerca del 70 % del planeta está cubierto por agua, pero únicamente solo el 2.5% de esta agua es fresca y dentro de este pequeño porcentaje el 70% está congelado en los glaciares de la Antártida y Groenlandia (Marcia, 2006; Medina, 2000).

Un caso de este tipo se presenta en la central “Josefa Joaquina Bastidas”, ubicada en la zona litoral del estado Vargas, complejo generador térmico que constituye uno de los pilares del sistema eléctrico nacional, ya que participa con cerca del 19% de la capacidad térmica instalada en el país (CORPOELEC, 2009). En la central existen tres unidades desaladoras de nueva generación las cuales fueron instaladas luego de la ampliación de la central con tres unidades de generación con una capacidad individual de 400 MW.

El sistema de tratamiento de agua mediante intercambiadores de iones, para el empleo de agua de la comunidad, se mantuvo después de la ampliación y sirve en estos momentos como un sistema de reserva en caso de fallas en las planta desaladora.

El agua de mar tiene en su composición elementos químicos que provocan incrustaciones en las superficies de transferencia de calor de los desaladores lo que lógicamente disminuye la capacidad de tratamiento del agua, llegando a niveles en donde es necesaria la utilización del agua de la comunidad. Lo anterior se evidencia en una evaluación realizada a la unidad desaladora N°3 de la central termoeléctrica “Josefa Joaquina Bastidas”, bajo la dirección del autor del presente trabajo, la cual está recogida en un informe técnico (Palencia y Sardinha, 2008) y presentado a la dirección del departamento de tratamiento de aguas de la central termoeléctrica en donde se observa dicha disminución.

El conocimiento del comportamiento de la desaladora con relación a su productividad durante su explotación constituye un factor de suma importancia para garantizar el suministro de agua a plena capacidad de generación, y por supuesto, cuando la disminución es de cierta magnitud, es necesario suministrar el déficit con agua desmineralizada proveniente de la municipalidad de manera que existirá un incremento de los gastos de explotación relacionados con el agua, ya que el costo de procesamiento del agua de la comunidad es mayor con respecto al del agua de mar y por consiguiente el costo de la energía eléctrica producida aumenta.

La situación presentada representa una necesidad de la central debido a que con ello se podría, entre otras cosas, establecer un periodo de explotación continua antes de su mantenimiento, fundamentalmente para la eliminación de las incrustaciones.

Dado a los antecedentes se puede plantear los elementos que conforman el diseño metodológico del presente trabajo y teniendo en cuenta las consideraciones tratadas anteriormente se expone la siguiente **situación problemática:**

Dentro del campo de la energética, el desconocimiento del comportamiento en explotación continua de una planta de desalación para el aprovechamiento del agua de mar para centrales termoeléctricas e influencias en los costos de producción.

Como objeto de investigación se establece:

La planta de desalación N°3 del Conjunto Generador Josefa Joaquina Bastidas.

En correspondencia a lo anterior, se plantea como **objetivo general de trabajo** *el estudio de explotación económica de la unidad de desalación N°3 de la central termoeléctrica “Josefa Joaquina Bastidas” teniendo en cuenta al uso de la planta desmineralizadora con vista al establecimiento de indicaciones para la realización de los mantenimientos requeridos.*

La hipótesis se basa en que *mediante los balances de masa y energía en los evaporadores y el soporte de datos experimentales, procesamientos estadísticos y análisis de costos se puede dar cumplimiento a los objetivos propuestos.*

Para el cumplimiento del objetivo general propuesto se presentan los **siguientes objetivos específicos**

- *Desarrollar una metodología para la determinación de los parámetros de trabajo de una desaladora a plana carga.*
- *Desarrollar, simular y validar un modelo matemático en régimen estacionario que permita determinar los indicadores característicos del proceso definido.*
- *Determinar una correlación entre la productividad de la desaladora y el tiempo de explotación continua.*
- *Determinar el costo total de producción de agua tratada en función del tiempo de explotación.*

Los métodos de investigación empleados son los siguientes:

1. Método de investigación documental y bibliográfica para la clasificación de los conocimientos específicos y las teorías relacionadas con el objeto de estudio.
2. Método de investigación experimental a escala industrial para la descripción, caracterización y sistematización del objeto de estudio.
3. Métodos de investigación estadísticos y deductivos que permitieron la clasificación y análisis de los datos operacionales de la planta.

CAPÍTULO 1. MARCO REFERENCIAL DE LA INVESTIGACIÓN

En este capítulo se plasman los conceptos y revisiones bibliográficas que apoyan la investigación. Se plantean los temas relacionados con el suministro de agua a las centrales termoeléctricas y en especial se enfoca la obtención de agua desalada por diferentes tecnologías de evaporación como fluido de reposición al sistema, haciéndose particular hincapié en esquemas que involucran la tecnología de evaporación por múltiples efectos.

1.1 AGUA DE REPOSICIÓN EN LA GENERACIÓN TERMOELÉCTRICA

En las centrales termoeléctricas, por razones operativas y técnicas, se presentan pérdidas de agua las cuales se pueden dividir en interiores y exteriores (Elliot, 1997). Pertenecen a las pérdidas interiores toda clase de mermas dentro de los límites de la propia central: pérdidas por purga continua de la calderas, pérdidas de vapor, de condensado y agua de alimentación por hermeticidad en la uniones y accesorios, pérdidas de vapor en las válvulas de seguridad, consumo de vapor para la inyección y calentamiento del combustible. Las pérdidas exteriores solo tienen lugar en las centrales que suministran vapor a consumidores externos (Elliot, 1997).

Las pérdidas de este cuerpo de trabajo inevitablemente van acompañadas de pérdidas de energía. Como se mencionó al inicio, de acuerdo con reglas de explotación técnica, en las centrales con generadores de vapor de más de 100 bar de presión, las pérdidas interiores pueden alcanzar el 4,5% con respecto al flujo de vapor generado. En el caso específico de la central termoeléctrica estudiada el valor de estas pérdidas corresponde a 4,9% y son descartadas directamente al sumidero, sin el aprovechamiento de agua y energía aún disponibles en esta corriente de purga.

El agua de reposición enviada a la caldera, independientemente del tipo de tratamiento que esta reciba, todavía contiene concentraciones cuantificables de impurezas de manera que

cuando se genera vapor en la caldera este es esencialmente puro, y en consecuencia, esto origina que los sólidos disueltos en el agua introducida permanezcan en los circuitos del generador de vapor. El resultado neto de que continuamente se añadan impurezas y se extraiga vapor de agua es un aumento en el nivel de sólidos disueltos en el agua de la caldera, existiendo por lo tanto, límites técnicos de concentraciones para cada componente presente en esta agua. En la tabla 1.1 se muestran los límites óptimos de concentración para el control de aguas de caldera (Port, 1997).

Tabla 1.1- Valores límites de componentes del agua en el interior de las calderas propuesto por la American Boiler and Affiliated Industries.

Presión del vapor (psig)	Sólidos totales (ppm)	Sílice (ppm)	Sólidos en suspensión (ppm)	Alcalinidad total (ppm)
0-300	3500	125	300	700
301-450	3000	90	250	600
451-600	2500	50	150	500
601-750	2000	35	100	400
751-900	1500	20	60	300
901-1000	1250	8,5	40	250
1001-1500	1000	2,5	20	200
1501-2000	750	1,0	10	150
Más de 2000	500	0,5	5	100

Para evitar que se rebasen estos límites de concentración, se extrae agua de la caldera como purga y se descarga hacia el desecho. Esta purga debe ajustarse de modo que los sólidos que salen de la caldera sean iguales a los que entran y que la concentración se mantenga en los límites predeterminados. Para la determinación de este flujo, se calculan los flujos para cada uno de los compuestos usualmente considerados (de acuerdo con la tabla 1.1) y se selecciona el flujo mayor.

La reposición del agua utilizada en una central termoeléctrica proviene de fuentes muy diversas: lagos, ríos, pozos profundos, agua municipal e incluso del agua de mar, teniendo

cada una diferentes niveles de pureza. De ahí entonces, que el tratamiento de agua para aplicaciones de generación de vapor sea implementado de forma diferente.

Los objetivos que persigue un tratamiento de agua en estas instalaciones es evitar fenómenos perjudiciales en el sistema, tales como:

- Incrustaciones y depósitos de minerales en las superficies de calentamiento de los generadores de vapor.
- Formación de lodos en los generadores de vapor.
- Corrosión en las superficies internas, específicamente en el generador de vapor.
- Depósitos en la sección del flujo de vapor en la turbina.

El proceso de formación de los depósitos se debe a la concentración de los compuestos solubles e insolubles en el agua en una delgada película que envuelve la superficie metálica durante la formación de la burbuja de vapor (Port, 1997). Estos compuestos, principalmente Carbonato de Calcio (CaCO_3), presentan una solubilidad inversa con la temperatura y se depositan con facilidad en las superficies de transferencia de calor, específicamente en los tubos del hogar del generador de vapor donde la temperatura es mayor, formando una capa de aislante térmico que disminuye el flujo de calor, aumentando significativamente la temperatura de los gases de escape de combustión, y reduciendo de manera significativa la eficiencia de la caldera. El gráfico de la Fig. 1.1 muestra la disminución de la eficiencia de la caldera de acuerdo con el espesor de la incrustación.

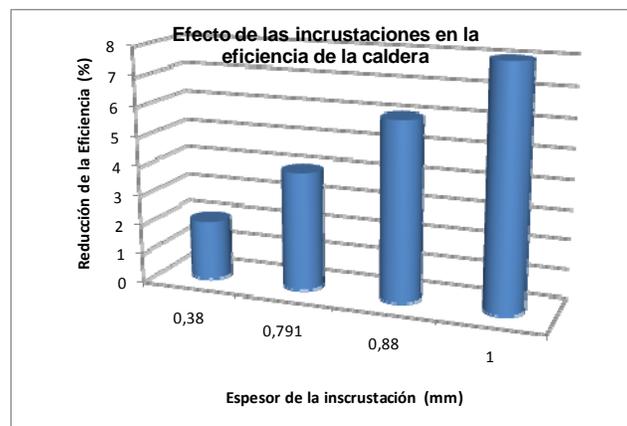


Fig. 1.1- Disminución de la eficiencia de la caldera de acuerdo con el espesor de la incrustación. Fuente: CONAE, 2008.

1.1.1 Indicadores de la calidad del agua

Los indicadores de la calidad del agua utilizada en los generadores de vapor son parámetros esencialmente físico químicos que se emplean para caracterizar tanto el agua de reposición como el agua en el interior de éstos (Medina, 2000).

Estos indicadores son los siguientes:

- *Sólidos en suspensión*: son partículas sólidas de dimensiones coloidales ($2 \cdot 10^{-4}$ mm) presentes en el agua y son difíciles de remover por simple decantación.
- *Sales disueltas*: Es la concentración total de cationes y aniones en mg/kg. Este indicador es caracterizado por la conductividad eléctrica específica.
- *Dureza Total*: Es la concentración total de iones de Calcio (Dureza Cálcica) y Magnesio (Dureza Magnésica) expresada en mg-equiv/kg.
- *Alcalinidad*: Es la suma de las concentraciones equivalentes de los aniones de ácidos débiles y los iones hidroxilos.
- *Tenor de Silicio*: Es la concentración total en el agua de compuestos que contienen silicio y se expresa como SiO_2 en mg/kg.
- *pH*: Es un indicador de la concentración de iones hidrógeno ($\text{pH} = -\log [\text{H}^+]$) en las aguas comunes su valor está comprendido entre 6,5 y 8,0.
- *Gases Disueltos (O_2 , CO_2 , N_2)*: Se encuentran disueltos en el agua por contacto con el aire.

La calidad requerida para el agua de trabajo es determinada por las características constructivas y los parámetros operacionales de los equipos que van a utilizar el agua, en especial el generador de vapor.

En la tabla 1.2 se muestra la calidad sugerida del agua de alimentación en función de la presión de la caldera.

Tabla 1.2- Calidad recomendada del agua de alimentación a una caldera con circulación natural.

Presión (psi)	Rango de Sílice (ppm)	Dureza Total	Máximo (ppm)		
			Oxígeno	Hierro *	Cobre*
100	15-25	75	-	-	-
200	10-20	20	-	-	-
300	7,5-15	2	-	-	-
500	2,5-5	2	0,03	-	-
600	1,3-2,5	0,2	0,03	-	-
750	1,3-2,5	0,1	0,03	0,05	0,02
900	0,8-1,3	0,05	0,007	0,02	0,015
1000	0,2-0,3	0	0,007	0,02	0,015
1500	0,3 máx.	0	0,005	0,01	0,010
2000	0,1 máx	0	0,005	0,01	0,019
2500	0,05 máx	0	0,003	0,003	0,002
3200+	0,02 máx.	0	0,002	0,002	0,001

Fuente: The Chemical Treatment of Boiler Water, (McCoy, 1981).

Nota: * En las calderas industriales modernas, las cuales tienen flujos elevados de calor, estas concentraciones deben ser cero en esencia. De manera análoga, la dureza total no debe ser mayor que 0,3 ppm, incluso a bajas presiones, si es posible los sólidos suspendidos en el agua de alimentación deben ser cero.

Se puede afirmar que todos los depósitos son indeseables y son el resultado de las interacciones de las propiedades químicas del agua y de las prácticas de operación en los generadores de vapor y un tratamiento conveniente del agua puede reducir la formación de depósitos y corrosión en los equipos (Naredo y Valero, 1999).

De acuerdo a la literatura (Carrier, 1999) cuando el espesor de la incrustación experimenta una variación desde 0 a 0,91 mm la superficie de transferencia de calor se incrementa de 0 a 250%, debido a la disminución del coeficiente global de transferencia de calor de 4150 a 1172 en kcal/ h m² °C.

1.1.2 Fuentes de agua

Como se mencionó anteriormente, las principales fuentes de suministro de agua provienen de diferentes fuentes, caracterizándose cada una de estas por diversos componentes o elementos disueltos en ellas.

En general el agua de los ríos y lagos es “dulce”, lo que implica que la concentración de minerales es inferior a los 1000 ppm y se conoce que la naturaleza de las sales que la constituyen es muy variable entre ellos. En el agua de estas fuentes se encuentran principalmente los cationes Calcio (Ca^{2+}), los Magnesio (Mg^{2+}), los aniones bicarbonato (HCO_3^-), el sulfato (SO_4^{2-}) y sustancias neutras como el Sílice (SiO_2).

Por otro lado, la salinidad de los diversos océanos es variable (28000-50000 ppm), pero la proporción de los diversos componentes es relativamente constante. Este hecho sólo se cumple para aguas de mar abierto. Los estuarios y las zonas costeras poco profundas, sobre todo si se trata de costas habitadas, poseen concentraciones diferentes. Los iones Sodio (Na^+) y Cloro (Cl^-) forman por sí solos alrededor del 85% del total de los solutos (Kemmer y McCallion, 1989).

Para el caso de las aguas municipales la legislación venezolana estipula en La Gaceta Oficial de la República de Venezuela N° 36.395, las “Normas Sanitarias de Calidad del Agua Potable” y en especial en el artículo 14 del capítulo III se presentan los valores aceptables para los componentes presentes en este tipo de agua. Por ejemplo, para los Sólidos Disueltos Totales se norma como medida la cantidad de 600 ppm.

Básicamente, la concentración de los componentes disueltos en el agua a utilizar y las exigencias de calidad del agua en el ciclo de vapor son los que en definitiva determinarán el tratamiento a seguir para el agua de reposición a las centrales termoeléctricas.

1.1.3 Tratamiento del agua

Para suplir las pérdidas de agua y vapor en las centrales termoeléctricas de presiones altas se utiliza agua desmineralizada de alta pureza, la cual es obtenida por medio de un proceso de intercambio iónico que corresponde a la última fase en las plantas de tratamiento. Como se mencionó arriba, el tipo de pre acondicionamiento del agua estará sujeto al origen de ella y es un paso previo que debe cumplirse antes de llevar el agua al proceso de desmineralización. En la Fig. 1.2 se muestra un esquema general del tratamiento de agua para la generación de vapor.

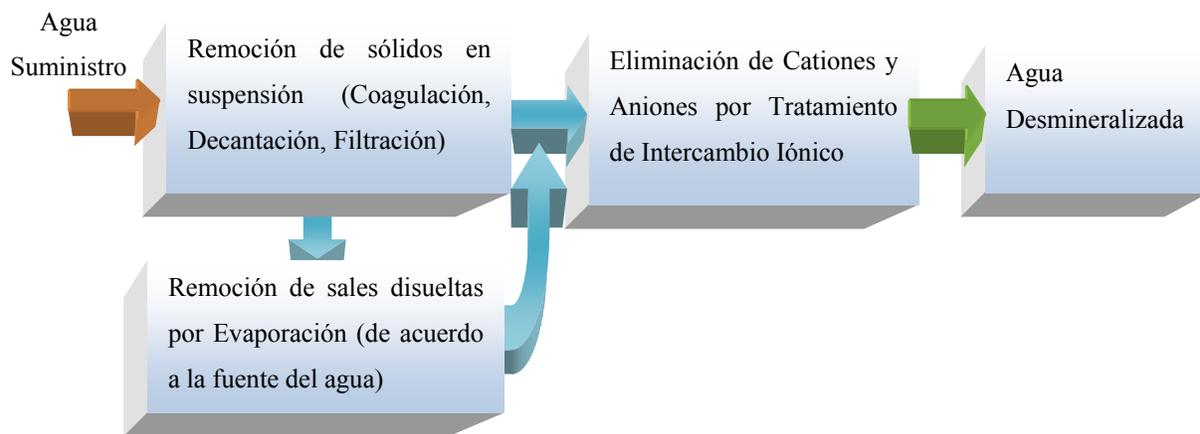


Fig. 1.2- Esquema general de tratamiento del agua para el generador de vapor en una central termoeléctrica.

En caso de recurrir a agua proveniente de ríos, lagos y fuentes municipales, por lo general, no se requiere de una etapa previa de eliminación de sales por evaporación, por lo que se recurre a las fases de remoción de sólidos en suspensión (Filtración) y al intercambio iónico, en donde el agua circula a través de una resina sintética de alto peso molecular que es capaz de adsorber de ésta los iones no deseables y entregar una cantidad equivalente de otros iones no perjudiciales al proceso.

Para este trabajo se tiene especial interés en el agua de mar como fluido de suministro a la Central, debido a que se usa actualmente y en donde los elementos químicos presentes

varían drásticamente (alto contenido de sales disueltas) con respecto a los casos anteriores, por lo que se hace necesario un proceso de tratamiento previo, con el objeto de remover al máximo éstos. Este proceso de eliminación de sales es realizado comercialmente por dos métodos: Evaporación y Ósmosis Inversa, los cuales serán ampliados más adelante.

El agua de mar contiene diferentes elementos que provocan incrustaciones en las superficies de los intercambiadores de calor (en la tabla 1.3 se presentan las composiciones de los elementos presentes en el agua de mar).

Tabla 1.3- Composición promedio del agua de mar, en mg/l (Carrier, 1999).

Componente	Magnitud
Calcio	400
Magnesio	1300
Sodio	11000
Potasio	400
Bicarbonato	150
Sulfato	2700
Cloruro	19000
Sólidos Disueltos	25000
Dureza en Carbonato Cálcico	125
Dureza en Sulfato Cálcico	5900

1.2 LA DESALACIÓN

La desalación es el proceso de separación de sales de una disolución acuosa, pero que puede ampliarse al proceso de separación del agua de las sales, ya que existen tecnologías que realizan este proceso y el fin último a perseguir es la separación de ambos componentes para hacer el agua potable o útil para otros fines (Valero y otros, 2009). En castellano existe también la acepción “desalinizar” para describir el mismo proceso, gramaticalmente correcta pero proviene de otro proceso de naturaleza diferente al que se estudia aquí; pues bien, la “desalinización” es el proceso de lavado y drenaje de suelos salinizados por efectos del riego de aguas de naturaleza salobre (Valero y otros, 2009). De ahora en adelante, sólo se utilizará la acepción “desalar” para abordar el fenómeno que nos interesa en este trabajo: disminuir el contenido salino de las aguas para su posterior uso. En la Fig. 1.3 se muestra un esquema típico del proceso de desalación.

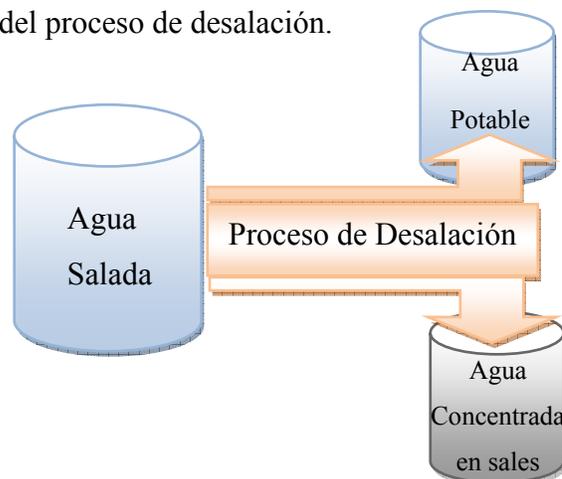


Fig. 1.3- Esquema básico de un proceso de desalación

Desde el punto de vista termodinámico, la desalación del agua se obtiene aplicando la energía necesaria para separar las sales que contiene, previamente mezcladas por un proceso natural. La cantidad de energía mínima necesaria para desalar puede obtenerse siguiendo el camino inverso del proceso de desalación, midiendo la energía que se desprende en la disolución de sales en agua pura, y puede representarse por la siguiente fórmula (García y Gómez, 2008):

$$W_{min} = R T \ln(a_w) \quad (1.1)$$

Donde: W_{min} es la energía desprendida en el proceso de mezcla (kWh/m^3), R es la constante universal de los gases, T es la temperatura absoluta de la mezcla, y a_w es el coeficiente de actividad de los electrolitos que componen la disolución salina, de valor cercano a la unidad para aguas marinas. Como la actividad depende fuertemente de la concentración de dichos electrolitos, la energía mínima desprendida en el proceso y por lo tanto la necesaria para desalar depende de la concentración del agua a tratar: para un agua de mar de 35000 ppm de total de sólidos disueltos (TDS), dicha energía a 25°C es de $0,88 \text{ kWh/m}^3$, pero baja hasta los $0,3 \text{ kWh/m}^3$ en el caso de una concentración de 15000 ppm (García y otros, 2008).

Recordemos que ningún proceso tiene el carácter de reversibilidad total, lo cual implica que pudiéramos desalar agua salada con estos niveles energéticos tan bajos. Ello implicaría un proceso cerca del equilibrio y en consecuencia extremadamente lento: algo que es imposible de realizar físicamente. La tecnología actual sólo permite desalar a un valor energético al menos cinco veces mayor al mínimo para cada concentración (existen rozamientos, fricciones y flujos de calor que no son convertibles totalmente en trabajo), con lo que el desarrollo futuro al menos es esperanzador, ya que realmente el costo mínimo hace que el costo energético asociado a la desalación sea menor que el costo de amortización o de mantenimiento de una instalación desaladora (Valero y otros, 2009).

Aunque la desalación propiamente dicha comenzó a finales del siglo XIX con el aprovechamiento del vapor de las calderas de los pequeños barcos para el consumo humano, en el propio ciclo hidrológico natural del agua existe el proceso de evaporación de aguas: anualmente se evaporan de los océanos 502800 km^3 de agua y 65200 km^3 de los continentes (Botero, 2000). Generalmente todos los procesos de desalación más antiguos estaban relacionados con el fenómeno de la evaporación de aguas con contenido salino, por medio de la utilización de vapor de un proceso o de la energía solar. Sin embargo, la aparición en el año 1960 de las membranas con la capacidad suficiente para filtrar sales del agua de mar trajo consigo una tecnología que requiere únicamente energía eléctrica.

Es importante señalar que en Venezuela no se tiene documentado oficialmente ninguna instalación importante para desalar agua de mar con fines potables u otros. Se conocen

ciertas aplicaciones de tecnologías diferentes en algunas islas venezolanas pero de poca relevancia para este estudio.

Una vez descrito el fenómeno de la desalación, en los siguientes puntos se hará una descripción de los principales métodos de desalación existentes en la actualidad, destacando detalladamente aquellos procesos que poseen una mayor implantación dentro del horizonte mundial de la desalación.

1.3 PROCESOS DE DESALACIÓN

Como se mencionó en el punto anterior, en la desalación se puede separar el agua de las sales ó viceversa. Por lo tanto la primera clasificación de los métodos de desalación se realizará de acuerdo a la forma de separación de sales y agua. Las siguientes clasificaciones se harán según el tipo de energía utilizada para el proceso, y finalmente por el método del proceso. La tabla 1.4 muestra la clasificación de los métodos existentes de desalación (De Armas y otros, 2008).

Antes de comentar las tecnologías más empleadas que aparecen en este capítulo, es necesario centrar la atención en el consumo energético necesario para obtener agua dulce en condiciones de potabilidad. Si obtenemos agua pura evaporando simplemente agua salada (uno de los métodos más ineficientes), la cantidad de energía necesaria para dicho cambio de fase es 2258 kJ/kg a una presión de 760 mmHg (Perry y otros, 1999).

A manera de comparación llevaremos esta energía a costo monetario; la energía de evaporación corresponde a 0,627 kWh/kg, es decir, alrededor de 0,081 BsF por litro de agua desalada (el precio del kWh tomado es de 0,1297 BsF/kWh) (CORPOELEC, 2009). Lógicamente, a este precio sólo podría pagarse el agua para la ingestión, pero no para el resto de usos cotidianos (en la ciudad de Caracas, por ejemplo, se consume actualmente 350 l/día de agua potable por persona. Fuente: El Universal, 22/03/2009). Por lo tanto, en todos los métodos de desalación son especialmente significativos los sistemas de recuperación de

energía, para evitar este consumo tan desmesurado que haría impensable utilizar técnicas de desalación.

En los siguientes apartados, se dará una breve descripción de los principales procesos de desalación existentes en el mercado, enfatizando aquellos más extendidos en la industria desaladora.

Tabla 1.4- Clasificación de los métodos de desalación

Separación	Energía	Proceso	Método
Agua de sales	Térmica	Evaporación	Destilación súbita (flash)
			Destilación múltiple efecto (MED)
			Termo compresión de vapor
			Destilación solar
	Mecánica	Filtración y evaporación	Congelación
			Formación de hidratos
Sales de agua	Eléctrica	Filtración selectiva	Destilación con membranas
			Compresión mecánica de vapor
	Química	Intercambio	Ósmosis inversa
			Electrodiálisis
			Intercambio iónico

1.3.1 Destilación súbita por múltiple efecto (MSF)

El proceso de destilación súbita por múltiple efecto es el primer proceso desalador por destilación merecedor de ser citado debido a su presencia en el mundo. La desalación obtenida por destilación consiste en evaporar agua para conseguir vapor que no contiene sales, posteriormente, el vapor se condensa en el interior ó exterior de los tubos de la instalación. Estos sistemas particulares funcionan por debajo de la presión atmosférica, por lo que necesitan un sistema de vacío (bombas ó eyectores), además de extracción de aire y gases no condensables que perjudican el fenómeno de transferencia de calor en el equipo.

La utilización de una cámara flash permite una evaporación súbita (y por lo tanto de carácter irreversible) previa a su posterior condensación. Generalmente, la cámara flash se sitúa en la parte baja de un condensador para dicho vapor generado en la cámara inferior. Por lo tanto, la recuperación de calor necesario para la evaporación se obtiene gracias a la unión sucesiva de etapas en cascada a diferente presión, y es necesario el aporte mínimo de la energía de un vapor de baja o media presión proveniente de una planta de generación eléctrica (Narmine y El-Fiqui, 2003). La Fig. 1.4 muestra el esquema típico de una planta de evaporación súbita por efecto flash (Multi Stage Flash Distillation, MSF).

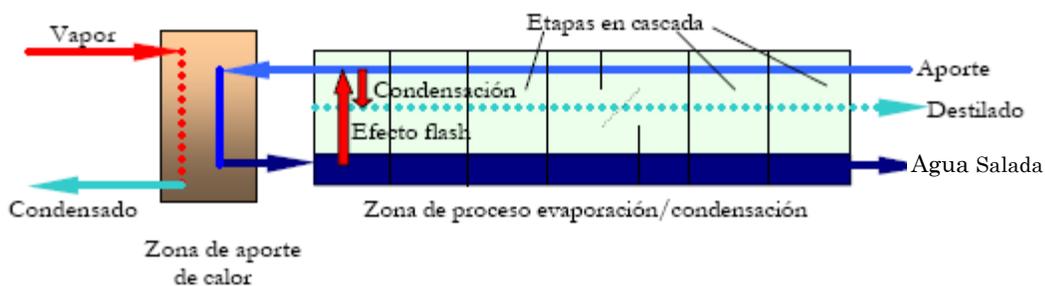


Fig. 1.4- Esquema típico de una planta de evaporación súbita por efecto flash

Las plantas MSF tienen un grave inconveniente: Su consumo específico de energía está entre los más altos de los procesos instalados (Torres, 1999). Este consumo se atribuye a dos razones fundamentalmente: el consumo térmico por el vapor utilizado y el consumo eléctrico debido al gran número de bombas necesarias para la circulación de los flujos de la planta. Además de su alto costo de operación, su costo de instalación no es más bajo que otros procesos de desalación.

En el anexo 5 aparece un pequeño inventario de las plantas que están implantadas por toda la geografía mundial para el año 2001, donde se puede apreciar que un porcentaje elevado de las mismas corresponde a plantas MSF combinadas con plantas generadoras de electricidad (cogeneración).

1.3.2 Destilación por múltiple efecto (MED)

La capacidad de este tipo de plantas suele ser más reducida que las MSF, hasta ahora no suele superar los 15000 m³/día (Al-Shammiri y Safar, 1999), aunque ello se debe más a razones de índole económica que operativa: las MSF más grandes se instalan en Oriente Medio y las mayores MED están instaladas en las islas del Caribe para abastecer de agua estas zonas de gran presión turística. También se conoce, que el número máximo de efectos conectados en serie raramente es mayor de 15, a excepción de las MSF con múltiples efectos integrados en cada uno de ellos, llegando en este caso a un número total de más de 50.

En comparación con el proceso de destilación anterior, las plantas MED tienen un mejor rendimiento global con respecto a una MSF: el GR (Gain Output Ratio, o toneladas de agua dulce producidas por toneladas de vapor consumido), es una medida del consumo energético de naturaleza térmica. Para el tipo de plantas MED el GR puede llegar a 15, reduciendo por lo tanto el consumo específico de este proceso respecto de una planta MSF con capacidades idénticas. Ello se debe principalmente a la irreversibilidad asociada al proceso de separación flash que aparece en los procesos MSF. Además el consumo eléctrico es menor en la MED ya que necesita menos bombas de circulación al no existir recirculación de salmuera.

1.3.3 Compresión térmica de vapor (TVC)

La compresión térmica de vapor (TVC, Thermal Vapor Compression) obtiene el agua destilada con el mismo proceso que una destilación por múltiple efecto, pero utiliza una fuente de energía térmica diferente: son los llamados compresores térmicos (o termocompresores), que consumen vapor de mediana presión proveniente de la planta de producción eléctrica (si se dispone de una planta dual, sino sería vapor de un proceso obtenido explícitamente para ello) y que succiona parte del vapor generado en la última etapa a muy baja presión, comprimiéndose y dando lugar a un vapor de presión intermedia a las anteriores y adecuado para aportarse en la primera etapa, siendo esta la única fase que consume energía en el proceso (Al-Shammiri y Safar, 1999; Narmine, El-Fiqui, 2003) . La

figura 1.6 muestra la configuración típica de una planta TVC con intercambiadores de tubos horizontales (los tipos de intercambiadores son idénticos a los del proceso MED).

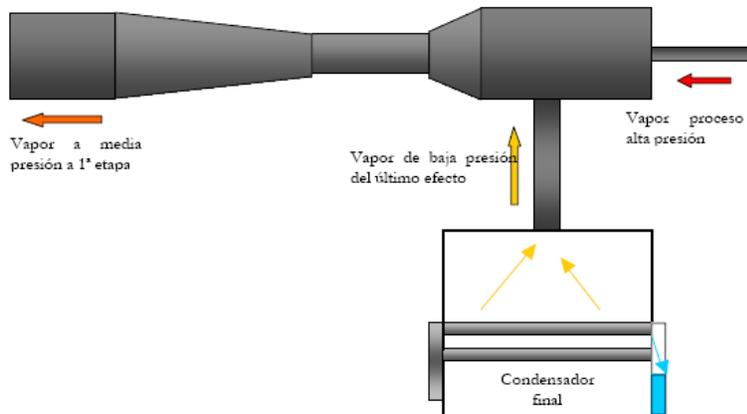


Fig. 1.6- Esquema típico de un termocompresor acoplado a una planta TVC

El rendimiento de este tipo de plantas es similar a las de las plantas MED, sin embargo su capacidad desaladora puede ser mucho mayor al permitirse una mayor adaptabilidad de toma de vapor de las plantas productoras del mismo. Muchas veces se las considera el mismo proceso, pero en este trabajo se tratarán individualmente ya que el consumo de energía de la planta se realiza por un equipo diferente.

1.3.4 Compresión mecánica de vapor (CV)

En la compresión mecánica de vapor (CV) se evapora el agua salada, en un lado de la superficie de intercambio, y se comprime lo suficiente para que condense en el otro lado y pueda mantenerse el ciclo de destilación de agua salvando las pérdidas del proceso y la elevación de la temperatura de ebullición (Boiling Point Elevation, BPE) del agua salada respecto a la pura (Al-Shammiri y Safar, 1999).

En la figura 1.7 podemos ver el esquema de un compresor de vapor acoplado a un intercambiador de tubos verticales de una única etapa, simplificando todos los elementos auxiliares podemos ver que el vapor interior de los tubos es comprimido a presión atmosférica alrededor de 0,2 bares (esto permite un sobrecalentamiento de unos 5 °C). El vapor ligeramente sobrecalentado se condensa en el exterior de los tubos del

intercambiador, siendo retirado por una bomba en la parte inferior. El consumo específico de estas instalaciones es el más bajo de los procesos de destilación: normalmente el consumo eléctrico equivalente está sobre los 10 kWh/m³, la mitad que el de una planta MSF (Veza, 1995).

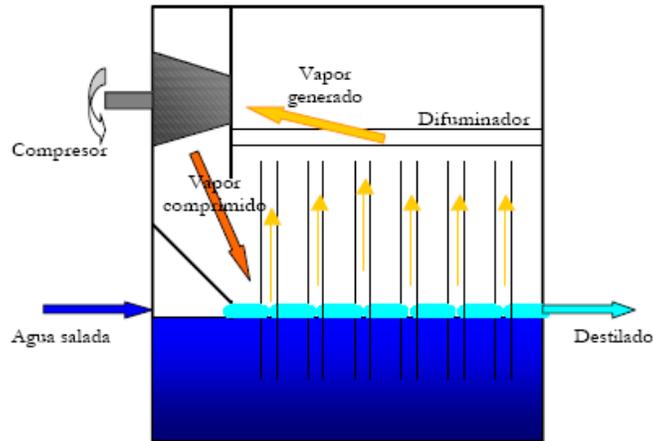


Fig. 1.7- Esquema de un compresor de vapor unido a un intercambiador de tubos verticales

Aunque su consumo específico es mucho menor al de las instalaciones de destilación, tiene un gran inconveniente: la inexistencia de compresores volumétricos de vapor de baja presión de un tamaño suficiente como para una producción considerablemente grande de agua.

1.3.5 Ósmosis inversa (OI)

La ósmosis es un fenómeno físico-químico relacionado con el comportamiento del agua como solvente de una solución ante una membrana semipermeable para el agua pero no para los solutos (Wikipedia, 2009; Rueda y otros, 2009).

Representaremos este proceso natural de forma esquemática en la Figura 1.8. Asumamos inicialmente los recipientes de cada soluto al mismo nivel. Se sabe que cuando dos soluciones con diferentes concentraciones se unen a través de una membrana semipermeable (es decir, permite el paso de líquido pero no de sales), existe una circulación natural de la solución menos concentrada para igualar las concentraciones finales, con lo

que la diferencia de altura obtenida “h” se manifiesta en una diferencia de presión, llamada osmótica.

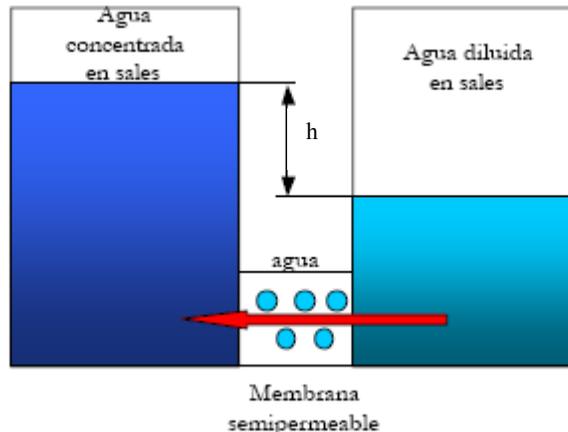


Fig. 1.8- Proceso Natural de Ósmosis

Sin embargo aplicando una presión externa que sea mayor a la presión osmótica, el proceso se puede invertir, haciendo circular agua de la disolución más concentrada y purificando la zona con menor concentración, obteniendo finalmente un agua de pureza admisible, aunque no comparable a la de procesos de destilación (ver Fig.1.9). Por eso es altamente recomendable para la filtración de aguas salobres, en las que la sal a rechazar es mucho menor que en aguas marinas. La cantidad de permeado depende de la diferencia de presiones aplicada a la membrana, sus propiedades y la concentración del agua a tratar; la calidad del agua permeada suele estar en torno a los 300-500 ppm de sólidos totales disueltos, cifra con un orden de magnitud mayor al agua obtenida en un proceso de evaporación.

Una membrana para realizar ósmosis inversa debe resistir presiones mucho mayores a la diferencia de presiones osmóticas de ambas soluciones. Por ejemplo un agua de mar de 35000 ppm de TDS a 25°C tiene una presión osmótica de alrededor de 25 bar, pero son necesarios 70 bar para obtener permeado). Además deber ser permeable al agua para permitir el flujo y rechazar un porcentaje elevado de sales.

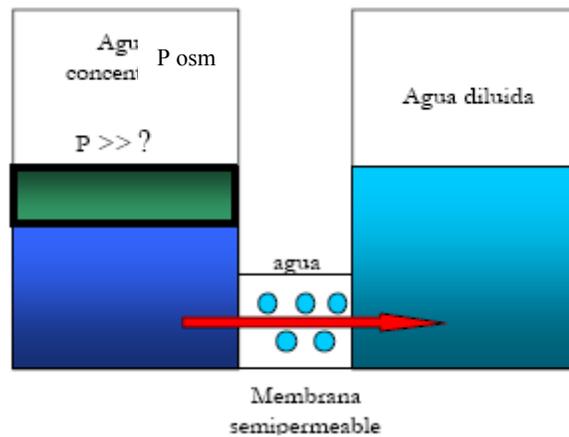


Fig. 1.9- Ósmosis Inversa

El proceso de ósmosis inversa es tan simple que a priori solo son necesarias las membranas que filtren el contenido salino y el equipo que eleve la presión. Pero una planta de OI es mucho más compleja que una simple agrupación de equipos, por ejemplo las membranas se ensucian muy fácilmente con la operación continua y el proceso necesita de pre y post tratamientos intensivos mucho mayor que en los procesos de destilación.

Sin embargo, hoy en día existen limitaciones tecnológicas asociadas a las membranas para algunos tipos de aguas marinas que impiden su implantación total en el resto del mundo.

1.3.6 Intercambio iónico (IO)

Las resinas de intercambio iónico son sustancias insolubles (polímeros), que poseen la propiedad de intercambiar iones con la sal disuelta si se ponen en contacto íntimo entre ellas. Hay dos tipos de resinas: aniónicas que sustituyen aniones del agua por iones OH^- (resina básica), y resinas catiónicas que sustituyen cationes por iones H^+ (resina ácida).

La desmineralización por intercambio iónico (IO) proporciona agua de gran calidad si la concentración de sal es menor de 1 gr/l. Por lo tanto se utiliza para acondicionar agua para calderas a partir de vapores recogidos o acuíferos con pocas cantidades de sales disueltas. Las resinas normalmente necesitan ser regeneradas con agentes químicos para sustituir los

iones originales los cuales se han fijado temporalmente en la resina, y terminan por saturarse. Este proceso de intercambio de aniones implica un coste difícilmente asumible para aguas de mar y aguas salobres (Port, 1997).

Este proceso tiene una implantación industrial muy profunda en el tratamiento de aguas de suministro para el ciclo de vapor de centrales térmicas, debido a que es utilizada en la última fase del proceso para asegurar la calidad del agua requerida (Souari y Hassairi, 2007).

1.3.7 Resumen de tecnologías de desalación

A modo de compilación es conveniente realizar un análisis comparativo de las ventajas y desventajas de los métodos para la producción de agua desalada. La tabla 1.5 muestra la evaluación de los métodos desaladores comentados anteriormente, de acuerdo a las características exigibles por estos métodos.

A la vista de esta tabla, queda claro que los procesos de destilación (energía térmica) son los que podrían proporcionar la calidad y la cantidad de agua exigida en aplicaciones de cogeneración de plantas que operan con ciclo vapor, sin embargo, actualmente el desarrollo de nuevos materiales más resistentes a la corrosión, disminución de la temperatura de operación y un mejor conocimiento del tema ha llevado a que la tecnología MED-TVC presente un método de desalación más vinculado con los requerimientos particulares para este tipo de aplicaciones en lo que se refiere a instalaciones de pequeño y mediano tamaño.

De acuerdo a la literatura (Valero, 2005) los procesos de destilación consumen la misma cantidad de energía independientemente de la salinidad del agua aportada, por lo que sólo son apropiadas para la desalación de aguas marinas y también que aguas especialmente puras para el circuito de vapor de una central térmica convencional necesitan procesos específicos como el intercambio iónico o post tratamientos si utilizamos inicialmente un proceso de desalación.

Tabla 1.5- Tabla comparativa de las principales tecnologías de desalación.

Característica	MSF	MED	CV	OI
Estado comercial	Desarrollado	Desarrollado	En desarrollo	Desarrollado
Capacidad mundial (MM m ³ /d)	8	0,8	0,6	5
Planta de mayor tamaño (m ³ /d)	45000	18000	3000	9000
Fabricantes	muchos	pocos	pocos	muchos
Consumo energía:				
Temp. del Vapor (°C)	125	70	--	--
Electricidad (kWh/m ³)	3-6	1-3	8-12	6-7
Temp. Máxima (°C)	130	75	75	--
Conversión % (producto/agua mar bombeada)	10-25	25-40	40-50	35-45
Mantenimiento (limpiezas/año)	2-4	0,5-2	0,5-2	1-2
Pretratamiento	Moderado	Muy simple	Muy simple	Exigente
Requerimientos de operación	Medio	Bajo	Bajo	Muy alto
Calidad del agua	Alta	Alta	Media	Media

Por otro lado, en la tabla 1.6 se muestra la denominación del agua en función de su salinidad, la cual está vinculada con la cantidad de sólidos totales disueltos en el agua (Torres, 1999).

El contenido salino del agua de mar depende fuertemente de la ubicación geográfica de éste y de factores climatológicos, reportándose en general valores promedios en el año. El mar Caribe contiene una salinidad que esta alrededor de 36000 ppm, registrándose los valores

más altos en el mar muerto y los más bajos en el mar Báltico con valores cercanos a los 80000 y 28000 ppm respectivamente (Medina, 2000; Miller, 2009).

Tabla 1.6- Tabla de designaciones del agua en función de la salinidad

Denominación del agua	Salinidad (ppm de TDS)
Ultrapura	0,03
Pura (calderas)	0,3
Desionizada	3
Dulce (potable)	< 1.000
Salobre	1.000-10.000
Salina	10.000-30.000
Marina	30.000-50.000
Salmuera	>50.000

Fuente: (Abu Qdais, 1999; García y Gómez, 2008; Marcia, 2006).

Nota: ppm, partes por millón lo cual es equivalente a mg/l

La calidad del agua obtenida por los métodos de desalación presentados en los puntos anteriores muestran valores aceptables para el consumo humano, tan solo requieren un pequeño post tratamiento en algunos casos. Sin embargo, para aplicaciones industriales específicas como lo es la generación de energía eléctrica con plantas de potencia, la calidad del agua es significativa. En los ciclos de vapor de estas plantas se requiere agua prácticamente pura por lo que el proceso de desalación más idóneo para esta exigencia corresponde a la destilación.

Como ya se reseñó anteriormente, en el presente estudio se analiza un sistema de desalación del tipo MED-TVC instalado en la Central Termoeléctrica “Josefa Joaquina Bastidas” el cual suministra agua de reposición al ciclo de vapor y de acuerdo a dicha clasificación, se abordarán en las siguientes líneas los múltiples esquemas y configuraciones desarrolladas para el sistemas de desalación mencionado.

1.4 ESQUEMAS DE DESTILACIÓN DE MÚLTIPLE EFECTO

La cifra anual de 1000 m³/hab. de recursos hídricos renovables se considera el límite a partir del cual una zona ó país se considera que tiene estrés hídrico y por lo tanto se impide su desarrollo (Al- Gobaisi, 1997). De acuerdo a esta convención, todos los países de Oriente Medio y del Norte de África sufren de estrés hídrico. Esta situación genera una fuerte dependencia de fuentes externas de agua para su desarrollo. La desalación es un proceso que permite aumentar dichos recursos, pero tiene un coste económico que sólo pueden asumir los países ricos. De aquí se desprende que no sea casualidad que muchas de las investigaciones abordadas sobre el tema de la desalación provienen en su mayoría del Medio Oriente.

De acuerdo con un reporte de la IDA (International Desalination Association) para finales del año 2006 se han inventariado 12300 proyectos de desalación en 155 países de todo el mundo con una capacidad de producción global de 47 millones de m³ por día. En este reporte se afirma que la tasa promedio de crecimiento anual de la capacidad de producción de agua desalada contratada entre los años 2001 y 2005 creció en cada año un 25% comparada con el quinquenio anterior; este documento cita un ejemplo en Arabia Saudita en donde se instaló una la planta (Shoiba III) de 800000 m³/día.

Este suceso experimentado por la industria de la desalación, es el resultado directo de la reducción de costos en estas unidades de producción. Estos avances se han son debido a: la reducción específica del tamaño y consumo de energía, desarrollo de nuevos materiales resistentes a la corrosión y a un adecuado control en la formación de incrustaciones. El capital de inversión para una unidad típica de desalación térmica depende del número de etapas de separación, del área de transferencia de calor específica y el tipo de material de construcción.

En investigaciones realizadas recientemente demuestran una importante reducción en las áreas de transferencia de calor específicas del evaporador y el condensador en sistemas que operan a condiciones cercanas a la temperatura máxima de la salmuera (Top Brine Temperature, TBT) (Dey, 2004). Por otro lado, el consumo específico de energía, el factor de utilización de la planta y los requerimientos de mantenimiento son los parámetros que inciden en los costos de operación de estos sistemas (Slesarenkoa y otros, 2003).

Los investigadores El-Dessouky y Ettouney en el año 1998 demuestran en sus estudios un descenso en el consumo de energía para los procesos MED cuando se combinan varias formas de fuentes de calor. También demostraron que la selección de una óptima temperatura máxima de la salmuera en estos procesos depende del área específica de transferencia de calor, la relación del flujo de producto entre la entrada (relación de conversión) y la relación de desempeño térmico. El primero de estos parámetros afecta al capital de inversión y los segundos parámetros controlan los costos de operación del sistema.

Los procesos MED cuando son operados a una temperatura alta (cerca a 100 °C) pueden producir un similar desempeño térmico al igual que los predominantes sistemas MSF. La energía requerida en los sistemas MED es utilizada únicamente para transportar la alimentación, el agua de mar para enfriamiento y el producto destilado; en los sistemas MSF además de estas corrientes mencionadas se consume energía extra al precisar del bombeo de corrientes de reciclo de salmuera (El-Dessouky y Ettouney, 1998). Más aún, el sistema MED posee una notable flexibilidad de operación: cortos períodos de arranque y capacidad de adaptación para las condiciones de demanda de agua y suministro de energía. Otra notable ventaja la ofrecen algunos diseños de sistemas MED en los cuales, de ocurrir una fuga en los tubos donde circula el agua de mar, no contaminaría el destilado, ya que, del lado externo circula vapor de agua una presión superior a la del lado interno. Un problema de este tipo solo conllevaría una disminución de flujo de destilado pero no de contaminación de éste (El-Dessouky, 1998).

1.4.1 Esquemas básicos MED

Las posibles configuraciones básicas de los sistemas MED, hasta ahora estudiadas, corresponden a la dirección de los flujos de agua salada. Estas corrientes pueden ser del tipo paralela, hacia adelante y hacia atrás. Las características de cada una de estas configuraciones se apoyarán sobre los diagramas de solubilidad del sulfato de calcio (CaSO_4) y se exponen en la Fig. 1.10. Por medio de estos gráficos se podrá visualizar el recorrido adecuado de cada una de las etapas en el proceso de destilación sin alcanzar la condición de precipitación de las sales en el equipo.

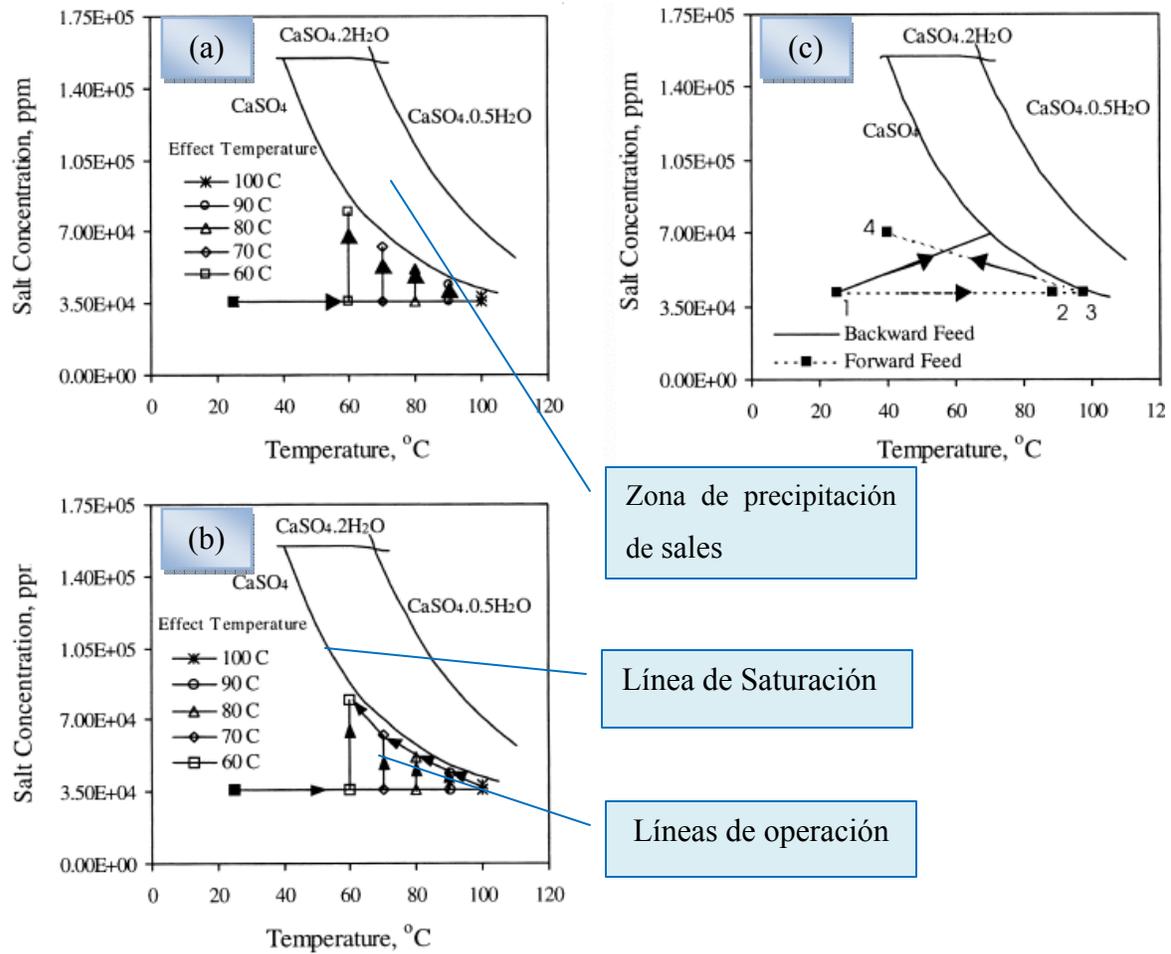


Fig. 1.10- Diagramas de solubilidad y Esquemas de operación para el tipo de alimentación paralela (a), paralela-cruzada (b), adelante y hacia atrás (c). Fuente: El-Dessouky y otros, 2000.

Se puede notar en la Fig. 1.10 que la alimentación para todos los esquemas posee una temperatura de 25°C y una salinidad de 42000 ppm.

Para describir el sistema MED de flujo paralelo nos apoyaremos en las líneas de operación y en el esquema de proceso mostrados en la Fig. 1.10 (a) y la Fig. 1.11 respectivamente. En esta disposición la alimentación a cada efecto es calentada a salinidad constante hasta la temperatura de ebullición, siendo la temperatura más alta la correspondiente al primer efecto y la más baja al último. En contraposición, la salinidad de la salmuera más baja se encuentra en el primer efecto y la más alta al final como consecuencia de la relación inversa de la solubilidad del CaSO_4 con el incremento de la temperatura (Raach y Mitrovic, 2007).

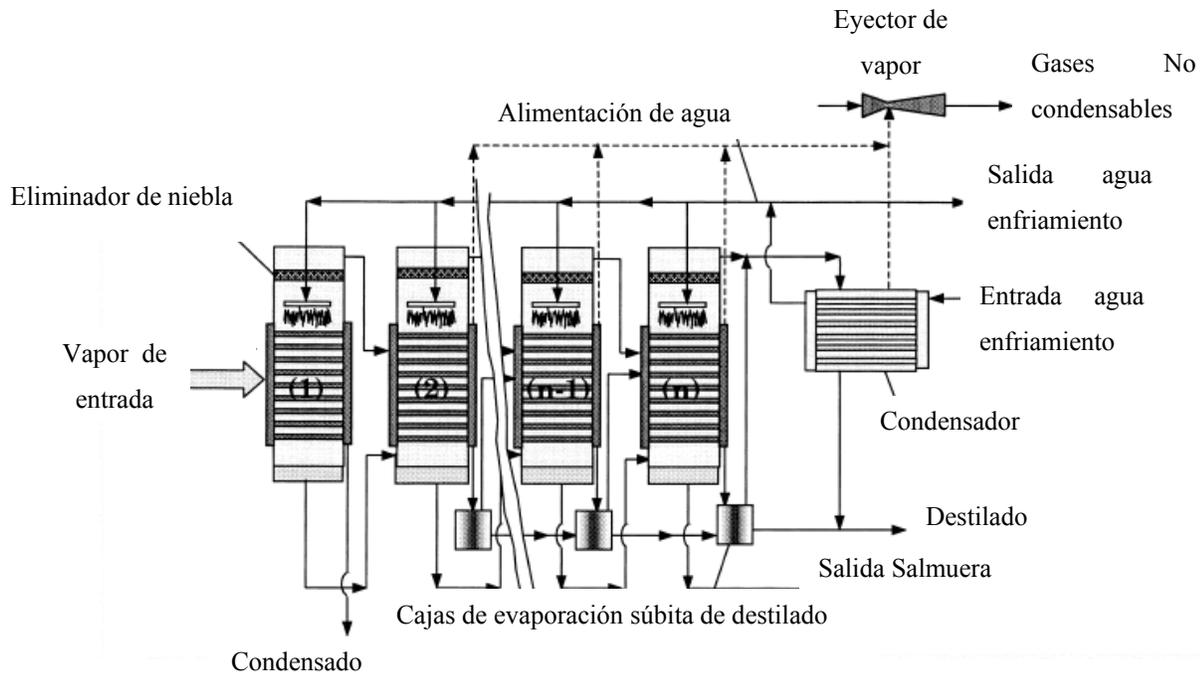


Fig. 1.12- Esquema de flujo paralelo-cruzado de un sistema MED

Fuente: El-Dessouky y otros, 2000.

Podemos observar en la Fig. 1.10 (c), que la línea horizontal corresponde a la alimentación de los precalentadores (el algunos equipos forman parte del evaporador) donde la alimentación es a 25°C y la salinidad es de 42000 (punto 1). La alimentación es entonces calentada hasta una temperatura próxima a 5 a 10°C por debajo del TBT (punto 2). En el primer efecto el vapor de calentamiento incrementa la temperatura de la corriente hasta la temperatura máxima de la salmuera (punto 3). Seguidamente esta alimentación entra al efecto siguiente donde comienza nuevamente la evaporación y como resultado la salinidad se eleva a expensas del decrecimiento de la temperatura. La salmuera abandona el último efecto a una temperatura cercana a los 40°C y una salinidad de 70000 ppm (punto 4).

En la operación de alimentación hacia atrás (backward feed) (mostrada en la Fig. 1.10 (c)) la salinidad y la temperatura de las corrientes son más altas para el primer efecto y más bajas para el último. Este tipo de configuración no es aplicable para instalaciones de desalinización de agua de mar, ya que requiere de bombas intermedias entre los efectos, debido a que la salmuera fluye de la etapa de menor presión a la mayor (Al-Anezi y Hilal, 2007). Más aún, la mayor temperatura del sistema y la salmuera más concentrada se

encuentran en el primer efecto lo que generaría severos problemas de incrustaciones y precipitaciones de sales.

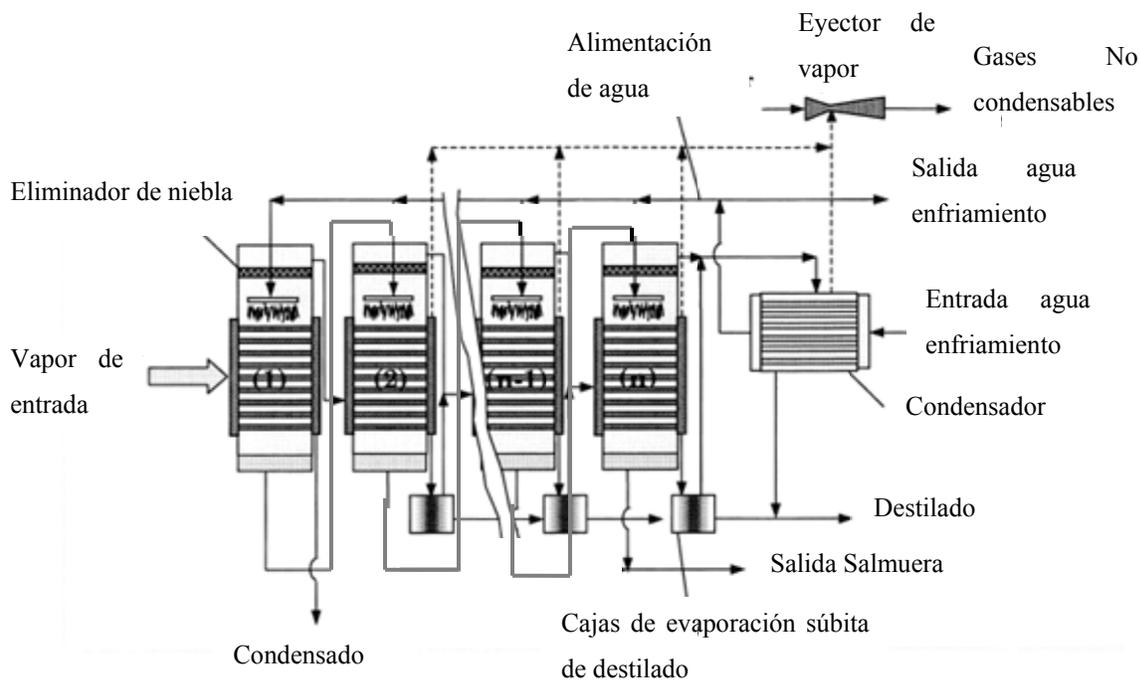


Fig. 1.13- Esquema de un sistema MED de alimentación hacia adelante (forward feed)

Fuente: Adaptado de El-Dessouky y otros, 2000.

1.4.2 Unidad MED N°3 de la Central Termoeléctrica

Los esquemas anteriormente mencionados, guardan cierta relación con el sistema de desalación a estudiar, sin embargo, las configuraciones mostradas no cumplen completamente con el diseño tecnológico de la Central Termoeléctrica, ya que este agrupa una combinación particular de efectos con alimentación en paralelo y hacia adelante, además de poseer los tanques de evaporación súbita en la línea de la salmuera y un Termo compresor de vapor. La descripción detallada de la unidad desaladora se realiza en el capítulo siguiente, en donde se efectúa el análisis sistematizado de la unidad de desalación N°3 de la Central Termoeléctrica “Josefa Joaquina Bastidas” que forma parte de la Corporación Nacional de Electrificación de la República Bolivariana de Venezuela.

La Central Termoeléctrica agrupa nueve unidades de generación distribuidas en tres áreas: “Arrecifes”, “Tacoa” y “Ampliación Tacoa”. La capacidad total instalada de generación de la Central es de 1.710 MW, de la cual, Ampliación Tacoa (conformada por tres unidades similares) entrega un 80.7 % de esta capacidad. Éstas están tipificadas como unidades de alta presión (170 bar) y constan de un ciclo de vapor de condensación, con recalentador intermedio y calentamiento regenerativo del agua de alimentación. En el anexo 3 se presenta un esquema simplificado del ciclo de potencia mencionado.

1.5 Conclusiones

Como conclusiones parciales del análisis bibliográfico se pueden señalar las siguientes:

1. La tecnología más empleada, aunque no necesariamente la mejor para la desalación del agua de mar, es el método térmico en donde se obtiene agua de mayor calidad.
2. El tratamiento del agua de alimentación a una central termoeléctrica esta en dependencia de la fuente de origen de ésta y de las condiciones operacionales a la que se encuentra el generador de vapor y otros equipos en donde circula la sustancia de trabajo.

CAPÍTULO 2. INSTALACIÓN DESALADORA

En este capítulo se presenta una descripción del funcionamiento de la unidad desaladora N°3 perteneciente a la Central Térmica Josefa Joaquina Bastidas, posteriormente se practica un análisis térmico y energético para el desarrollo del modelo matemático del equipo. Seguidamente se plantea un esquema de cómputo para la obtención de indicadores típicos de funcionamiento y se comparan los resultados obtenidos en esta simulación con los parámetros de diseño y operación a plena carga. Finalmente se realiza una evaluación del desempeño de la instalación desaladora en un período de 7 años de operación.

2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El agua utilizada en el proceso de la Central Termoeléctrica procede del mar luego de su desalación y posterior tratamiento en correspondencia con las exigencias establecidas.

La planta desaladora está constituida de tres unidades del tipo múltiple efecto (nueve) y compresión térmica del vapor, manufacturadas por la empresa Israelita, IDE Technologies ltd, siendo la N° 3 la que entró en servicio a finales del año 2001, diferenciándose con respecto a las otras unidades en que se realiza una redistribución de los efectos y además presenta variaciones constructivas en cada uno de ellos. La capacidad total de procesamiento de la planta es de 4500 m³/día.

Las unidades procesan el agua para satisfacer las necesidades principalmente de los bloques 7,8 y 9 correspondientes a la zona denominada “Ampliación Tocoa” en donde se consume como promedio 3360 m³/día lo cual representa el 74,7 % del total, existiendo un volumen de agua que se suministra a los restantes bloques (del 1 al 6) con un pequeño excedente que se envía al tanque del agua de reposición. Es evidente que es crítico que las unidades disminuyan su producción o que alguna de ellas salga fuera de servicio pues afectaría la capacidad de generación de energía eléctrica de la Central.

El diagrama de flujo simplificado de la desaladora N°3 es mostrado en la Fig. N° 2.6 y corresponde a una combinación no convencional de evaporadores de múltiples efectos con alimentación del agua en paralelo por grupos (frío, intermedio y caliente) en donde las descargas de salmuera se unen y son enviadas a la siguiente etapa. Los detalles de la unidad se presentan más abajo.

El sistema consta fundamentalmente de 9 evaporadores en serie, un tren de tanques de evaporación súbita, un condensador, bombas de alimentación, bombas de vacío, un termo compresor de vapor y un módulo para la eliminación de los gases no condensables.

Los efectos están enumerados del 1 al 9 de derecha a izquierda en la dirección del flujo de vapor cuyo movimiento se produce debido a las disminuciones de presión a medida que avanza hacia el condensador, estas reducciones son necesarias para lograr alcanzar las temperaturas de saturación bajas (vacío) requeridas en el proceso. El vapor fluye en la trayectoria de la disminución de presión en los efectos, mientras que el agua de mar va en sentido contrario.

El número de efectos se establece de acuerdo a la diferencia entre la temperatura del vapor de calentamiento (salida del termocompresor) y la temperatura de ebullición de la salmuera del último efecto (efecto N° 9).

La temperatura en los efectos debe ser menor a la temperatura de solubilidad del Sulfato de Sodio, de lo contrario, ocurrirá precipitación de sales que acentuará en gran medida el fenómeno de incrustación en las superficies de intercambio de calor de los evaporadores limitando severamente la producción de agua desalada. Este tipo de incrustación es muy dura, por lo cual, su remoción se efectúa por medio de lavados ácidos y se recurre en muchas oportunidades a procedimientos mecánicos para su eliminación.

Cada efecto de la planta desaladora estudiada está constituido por una superficie de transferencia de calor, un volumen o espacio para el vapor producido y la salmuera,

eliminadores de niebla y secciones para la conducción del flujo de vapor y líquido a los lugares correspondientes.

La superficie de intercambio de calor está conformada por filas de tubos horizontales con un pequeño ángulo de inclinación para drenar la película de agua condensada en ellos. Cada efecto contiene 7076 tubos (6788 tubos de aleación de Aluminio y 288 tubos de aleación de Titanio) de 24 mm de diámetro exterior y 5,08 m de longitud. En las dos primeras filas se disponen los tubos de Titanio con la finalidad de mitigar el efecto de la erosión ocasionada por la aspersion del flujo de agua alimentada en el tope del evaporador.

La mayor ventaja de estos evaporadores de película descendiente es su gran capacidad para reducir las incrustaciones del agua de mar dada su alta relación de superficie mojada y a la eficiente distribución del agua por medio de aspersores sobre la superficie de transferencia de calor.

Una cantidad controlada de agua de mar (M_F+M_c), previamente filtrada, es introducida al condensador asociado con el último efecto (N°9) teniendo como función remover el exceso de calor añadido al sistema en la alimentación del vapor al primer efecto y, además, precalentar hasta la temperatura de alimentación (T_F) el flujo de agua de suministro (M_F) al grupo de efectos siguientes, la restante porción de este flujo de entrada (M_c) retorna al mar. El condensador está conformado por 1418 tubos (1175 tubos de aleación de Aluminio y 243 tubos de aleación de Titanio) de 38 mm de diámetro y 1,5 m de longitud.

El agua de mar precalentada es tratada químicamente y bombeada al grupo de efectos fríos (N° 9, 8,7 y 6). Esta agua es rociada por el tope de estos efectos, donde cae formando una delgada capa de líquido por las sucesivas filas de tubos dispuestas horizontalmente. En el interior de los efectos se produce la evaporación del agua de mar a una temperatura (T_v) la cual corresponde a la presión que se encuentra ese espacio (presión menor a la atmosférica). En la sección inferior del efecto se encuentra la salmuera a una temperatura (T_s) ligeramente superior a la del vapor producido. El calor requerido para evaporar el agua de mar proviene del vapor producido en el efecto anterior, el cual circula por el interior de

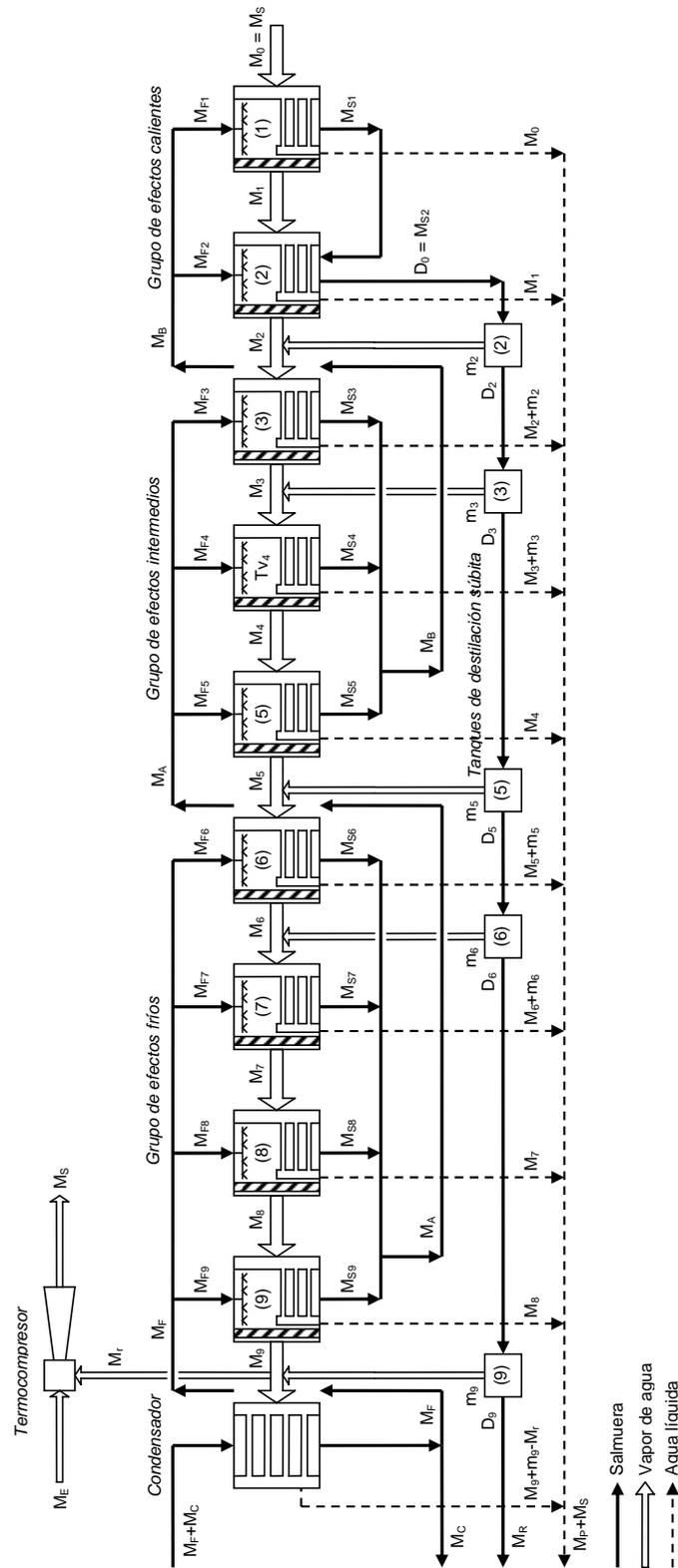


Fig. N° 2.6. Esquema simplificado de la planta desaladora N°3 del Conjunto Generador Josefa Joaquina Bastidas. Capacidad: 1500m³/día.

los tubos mencionados arriba, entregando su calor latente de vaporización para formar luego el agua destilada (M) que será recogida de forma similar en todos los efectos.

El vapor suministrado al sistema (M_E) proviene del generador de vapor perteneciente a la unidad N° 9 de la Central Termoeléctrica, el cual circula a través del termocompresor (eyector), aportando la energía necesaria para permitir la recirculación de una parte del vapor generado en el último efecto y comprimirlo hasta la presión de saturación conveniente ($T=70^\circ\text{C}$) y luego ser introducido en el primer efecto. Este equipo incrementa notablemente la eficiencia general del sistema, ya que la energía neta que se introduce en el primer efecto es la aportada por el flujo del vapor motriz. Es importante recordar que en el primer efecto es donde se consume la energía que es entregada al proceso.

El vapor generado en el primer efecto posee una temperatura (T_{V1}) menor a la temperatura de ebullición de la salmuera debido a la elevación del punto de ebullición de la salmuera (BPE)₁. Este vapor fluye a través de unas cortinas entretejidas de material polimérico conocidas como “Demister” que actúan como eliminadores de gotas de salmuera. Por otro lado, el vapor que abandona este espacio posee una temperatura de saturación menor que la conseguida en el interior del efecto debido a la caída de presión generada por la fricción del vapor con el Demister, el cual es conducido al segundo efecto donde entrega su calor latente de vaporización, este transporte, inevitablemente envuelve nuevas pérdidas de carga al vapor por lo que ocasiona nuevamente un descenso en la temperatura de saturación de éste. Al mismo tiempo, el producto de fondo del evaporador N° 1 es agua que se ha concentrado en sal y es enviada al fondo del segundo efecto, ocurriendo exclusivamente en el primer efecto esta circulación particular de la salmuera.

El flujo de vapor de agua producido en los efectos continúa su trayectoria hacia los efectos sucesivos (1,2..9), mientras que la salmuera sigue un camino a contracorriente. La solución salina producto de los efectos fríos es bombeada hacia la alimentación de los efectos intermedios (evaporadores 5,4 y 3), de igual forma, el producto de los efectos intermedios va hacia la alimentación de los efectos calientes (evaporadores 1 y 2). La salmuera que se obtiene del efecto N° 2 (la más concentrada) es conducida hacia el tren de tanques de

evaporación súbita para luego unirse con la línea de agua de enfriamiento del condensador y ser dirigida hacia su descarga al mar. Los tanques de evaporación súbita permiten obtener una cantidad de vapor adicional del flujo de salmuera, logrando mejorar el desempeño del sistema.

En los efectos y en el condensador existen conductos para la expulsión de los gases no condensables (CO_2 , O_2 , N_2 y otros) que han sido introducidos al sistema a través del agua de mar y de las eventuales fugas en las juntas del equipo, siendo la etapa de arranque de la unidad donde se acumulan en mayor cantidad. La presencia de estos gases no condensables no solo disminuye la transferencia de calor sino que incrementa la temperatura del sistema, ya que estos compuestos incorporan una presión parcial adicional aumentando así la presión total de la mezcla de vapor. La eliminación de estos gases se realiza por el tope de los efectos de forma que se conducen del primer al segundo efecto y así sucesivamente en cascada son llevados hasta el condensador en donde existe la menor presión en el sistema. La eliminación de estos gases se logra por medio de unas bombas de vacío, las cuales ventean estos gases hacia la atmósfera.

En la práctica es imposible obtener un agua completamente pura, debido fundamentalmente al arrastre de sales hacia el vapor y a la contaminación interna en el equipo, sin embargo, la calidad del agua producida ocasionalmente excede los 2,5 mg/l y de llegar sobrepasarse este límite el flujo de destilado es derivado al flujo de salmuera.

Como complemento de la descripción del proceso, en el anexo 2 se encuentran las condiciones nominales de operación ofrecidas por el fabricante del sistema de desalación estudiado.

2.2 ANÁLISIS DEL SISTEMA

Usualmente, los principales parámetros requeridos para analizar los sistemas de desalación térmicos son: la cantidad de energía térmica aprovechada en los efectos por energía suministrada al sistema (Relación de Desempeño Térmico: PR, de las palabras en inglés,

Thermal Performance Ratio), la superficie específica de transferencia de calor requerida (sA) y el perfil de temperatura en los efectos (Alasfour y otros, 2005; El-Desouky y otros, 2000).

No obstante, la relación económica entre la masa de destilado producido por masa de vapor empleado (GR, Gain Ratio) también proporciona un indicador efectivo del desempeño productivo del proceso cuando opera a plena carga (Abu Qdais, 1999).

Para la determinación de los indicadores o parámetros de evaluación mencionados, es preciso recurrir a un análisis de materia y energía en la unidad. Como se comentó en el Capítulo 1, el sistema a estudiar corresponde a un sistema netamente térmico por lo que el estudio está basado en relaciones que utilizan la Primera ley de la Termodinámica en régimen estacionario vinculándose con las ecuaciones de transferencia de calor (Dey, 2004; Ettouney, 2004; Raach, 2007; Alasfour, 2005). Estas ecuaciones se plantearon individualmente para cada efecto, así como, para el condensador y los tanques de evaporación súbita.

Para el análisis es conveniente realizar suposiciones que son de práctica común en la desalación térmica, las cuales se mencionan a continuación.

- Las pérdidas de calor de los evaporadores y el condensador son despreciables.
- La energía requerida para separar el agua de la solución salina es muy pequeña: 5,9 kJ/kg de producto (Raach y Mitrovic, 1999).
- El agua producida es muy pura ($X_p=0$).

La nomenclatura utilizada en el desarrollo de las expresiones siguientes son las de uso cotidiano en Ingeniería de Procesos, sin embargo, se sugiere la consulta de ésta en el apartado correspondiente.

2.2.1 Balance Global en la instalación

Realizando un balance de masa global y parcial en sal para la desaladora en estado estacionario, se obtiene:

Para el balance global:

$$M_F = M_R + M_P \quad (3.1)$$

Tomando que el contenido de sal en el producto es nulo, queda para el balance parcial:

$$X_F M_F = X_R M_R \quad (3.2)$$

La masa de producto destilado recogida es determinada como la suma de todos los condensados en todos los efectos ($j=1,2..9$) y condensador. La expresión general queda:

$$M_P = \sum_{j=1}^9 (M_j + m_j) - M_r \quad (3.3)$$

tomando como $m_1 = m_4 = m_7 = m_8 = 0$

Realizando un balance de energía y masa en el sistema, obtenemos:

$$M_S = \frac{M_P(C_{pP}T_P - C_{pCW}T_{CW}) + M_R(C_{pR}T_R - C_{pCW}T_{CW}) + M_C(C_{pC}T_C - C_{pCW}T_{CW})}{L_S} \quad (3.4)$$

El calor específico (C_p) para una solución salina a presión constante depende de la concentración de sal y de la temperatura y viene dada por la siguiente correlación (Hanbury y otros, 1993):

$$C_p = (A + BT + CT^2 + DT^3)10^{-3} \quad (3.5)$$

Las variables A , B , C y D son evaluadas en función de la salinidad del agua X , como sigue:

$$A = 4206.8 - 6.6197 X + 1.228810^{-2} X^2$$

$$B = -1.1262 + 5.4178 10^{-2} X - 2.2719 10^{-4} X^2$$

$$C = 1.2026 10^{-2} - 5.3566 10^{-4} X + 1.8906 10^{-6} X^2$$

$$D = 6.8777 10^{-7} + 1.517 10^{-6} X - 4.4268 10^{-9} X^2$$

Estas ecuaciones son válidas para los siguientes rangos:

$$0 \leq X \leq 160 \text{ g/kg}, 0 \leq T \leq 180 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

El calor latente de vaporización del vapor de agua solo depende de la temperatura, cuya ecuación es la siguiente:

$$L = 2499.5678 - 2.20486 T - 1.596 \cdot 10^{-3} T^2 \quad (3.6)$$

Donde L se obtiene en kJ/kg y T viene en $^\circ\text{C}$.

Debido a la configuración particular de la alimentación en paralelo a los grupos de efectos, se plantearon las ecuaciones auxiliares de balance de masa y energía para los grupos fríos, intermedios y calientes.

Para el grupo frío tenemos entonces:

A la entrada:

$$M_F = \sum_{j=6}^9 M_{Fj}$$

A la salida:

$$M_A = \sum_{j=6}^9 M_{Sj}; \quad X_A = \frac{\sum_{j=6}^9 X_{Sj} M_{Sj}}{M_A}; \quad T_A = \frac{\sum_{j=6}^9 M_{Sj} c_{pSj} T_{Sj}}{M_A c_{pA}}$$

La temperatura T_S es la temperatura de la salmuera y es un valor mayor que la correspondiente temperatura de saturación a la presión del evaporador (T_v). El valor del aumento de la temperatura se determina por medio de la elevación del punto de ebullición (BPE), como sigue a continuación:

$$T_S = T_v + BPE \quad (3.7)$$

La elevación del punto de ebullición del agua de mar es una función de la temperatura y la salinidad y usualmente es calculada por una fórmula empírica (Homig, 1978):

$$BPE = X(A + BX) \quad (3.8)$$

Con:

$$A = (6.71 + 6.34 \cdot 10^{-2}T + 9.74 \cdot 10^{-5} T^2)10^{-3}$$

$$B = (22.238 + 9.59 \cdot 10^{-3}T + 9.42 \cdot 10^{-5} T^2)10^{-8}$$

Las ecuaciones anteriores tienen un rango de validez para X de 20-160 g/kg y T de 20 hasta 180°C.

Para el grupo intermedio, tenemos entonces:

A la entrada:

$$M_A = \sum_{j=3}^5 M_{Fj}$$

A la salida:

$$M_A = \sum_{j=3}^5 M_{Sj} ; \quad X_B = \frac{\sum_{j=3}^5 X_{Sj} M_{Sj}}{M_B} ; \quad T_B = \frac{\sum_{j=3}^5 M_{Sj} C_{pSj} T_{Sj}}{M_B C_{pB}}$$

Ahora para el grupo caliente, tenemos entonces:

A la entrada:

$$M_B = \sum_{j=1}^2 M_{Fj}$$

A la salida se tienen los valores directos de los flujos, composiciones y temperatura de los efectos involucrados.

2.2.2 Balances en los evaporadores

Para el análisis particular y sistematizado de los cálculos individuales a realizar en los evaporadores, se plantearon ecuaciones de balance de masa y energía, así como también,

las ecuaciones de transferencia de calor de forma general. En la Fig. N° 2.7 se muestra un diagrama de flujo como referencia para el tratamiento de las ecuaciones.

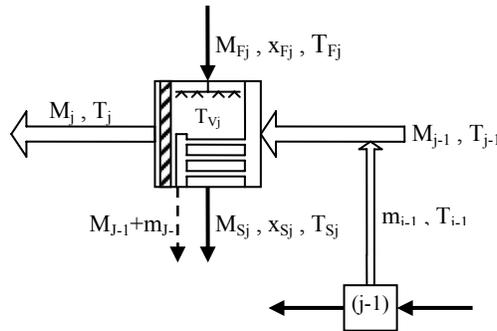


Fig. N° 2.7. Esquema básico para referencia de las ecuaciones. Válido para todos los efectos menos el segundo.

Las ecuaciones deducidas a continuación son válidas para todos los efectos a excepción del evaporador N°2, ya que en éste, se introduce una corriente de salmuera proveniente del primer efecto.

Balance global:

$$\begin{aligned} M_{Fj} &= M_{Sj} + M_j \\ \Rightarrow M_{Sj} &= M_{Fj} - M_j \end{aligned} \quad (3.7)$$

Balance parcial en sal:

$$X_{Fj}M_{Fj} = X_{Sj}M_{Sj} \quad \Rightarrow \quad X_{Sj} = X_{Fj} \frac{M_{Fj}}{M_{Fj} - M_j} \quad (3.8)$$

Por medio del balance de energía es posible determinar la masa de vapor producido (M_j) en cada evaporador:

$$M_j = \frac{(M_{j-1} + m_{j-1})L_{j-1} - M_{Fj}(Cp_{Sj}T_{Sj} - Cp_{Fj}T_{Fj})}{(L_j + Cp_jT_{Vj} - Cp_{Sj}T_{Sj})} \quad (3.9)$$

La ecuación de transferencia de calor para el evaporador es (Holman, 1999; Kern, 1999):

$$Q_j = (M_{j-1} + m_{j-1})L_{j-1} = U_j A_j (T_{j-1} - T_{Sj}) \quad (3.10)$$

En la ecuación anterior el A_j es el área de transferencia de calor de cada evaporador. Esta área es igual para todos los efectos. Esta característica en la práctica es muy importante, ya que al utilizarse el mismo diseño y similares elementos constructivos se disminuye el costo del equipo, además, se facilita la construcción y las reparaciones futuras.

El término U_j es el coeficiente de transferencia de calor global del evaporador y puede ser obtenido mediante la correlación desarrollada por El-Dessouky y otros en el año 1998 que se presentan a continuación:

$$U_j = 1961.9 + 12.6T_s - 9.6 \cdot 10^{-2}T_s^2 + 3.16 \cdot 10^{-4}T_s^3 \quad (3.11)$$

Donde T_s es la temperatura de la salmuera en el efecto correspondiente.

Esta correlación puede ser aplicada para el diseño y evaluación de plantas desalinizadoras de tipo múltiple efecto.

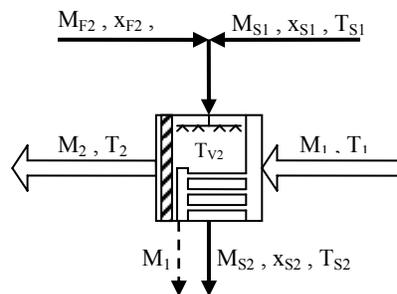


Fig. 2.8. Diagrama simplificado del efecto N° 2

A seguir, se establecerán las ecuaciones para el evaporador N°2, ya que como se mencionó anteriormente, a éste se dirige una corriente de salmuera desde el primer efecto. En la Fig. 2.8 se muestran un diagrama simplificado de este efecto.

Balance global:

$$M_{F2} + M_{S1} = M_{S2} + M_2 \quad \Rightarrow \quad M_{S2} = M_{S1} + M_{F2} - M_2 \quad (3.12)$$

Balance parcial en sal:

$$X_{F2}M_{F2} + X_{S1}M_{S1} = X_{S2}M_{S2} \quad \Rightarrow \quad X_{S2} = \frac{X_{F2}M_{F2} + X_{S1}M_{S1}}{M_{S1} + M_{F2} - M_2} \quad (3.13)$$

Del balance de energía se obtiene la masa de vapor generado en el efecto N°2:

$$M_2 = \frac{(M_1)L_1 - M_{F2}(Cp_{S2}T_{S2} - Cp_{F2}T_{F2}) - M_{S1}(Cp_{S2}T_{S2} - Cp_{S1}T_{S1})}{(L_2 + Cp_2T_{V2} - Cp_{S2}T_{S2})} \quad (3.14)$$

La ecuación de transferencia de calor para el evaporador es:

$$Q_2 = M_1L_1 = U_2A_2(T_1 - T_{S2}) \quad (3.15)$$

Para esta ecuación aplican todos parámetros descritos para los otros evaporadores.

2.2.3 Balance en el condensador

De manera análoga al procedimiento descrito para los evaporadores, se desarrollaran las ecuaciones de balance de materia y energía en conjunto con las relaciones pertinentes al fenómeno de transferencia de calor en el condensador.

En la Fig. N° 2.9 se muestra un diagrama de flujo como referencia para el desarrollo de las ecuaciones.

La masa de destilado condensado se determina por el balance de energía:

$$M_C = \frac{MT_C L_9}{(Cp_{FTF} - Cp_{CWT_{CW}})} - M_F ; \text{ Asignando a } MT_C = M_9 + m_9 - M_7 \quad (3.16)$$

La ecuación de transferencia de calor para el condensador es (Holman, 1999; Kern, 1999):

$$Q_C = (M_9 + m_9 - M_r)L_9 = U_C A_C \overline{\Delta T}_C \quad (3.17)$$

En la ecuación anterior el A_C es el área de transferencia de calor del condensador. Esta área es de valor inferior en comparación con la superficie de los evaporadores, ya que solo es requerido retirar el calor que se introdujo en exceso en el primer efecto.

El término U_C es el coeficiente de transferencia de calor global del condensador y de manera similar al caso de los evaporadores es obtenido mediante la siguiente correlación:

$$U_C = 1719.4 + 3.2063T_V + 1.5971 \cdot 10^{-2}T_V^2 - 1.9918 \cdot 10^{-4}T_V^3 \quad (3.18)$$

Donde T_V es la temperatura del vapor en el condensador.

Esta correlación es utilizada también para el diseño y evaluación de plantas desalinizadoras de tipo múltiple efecto.

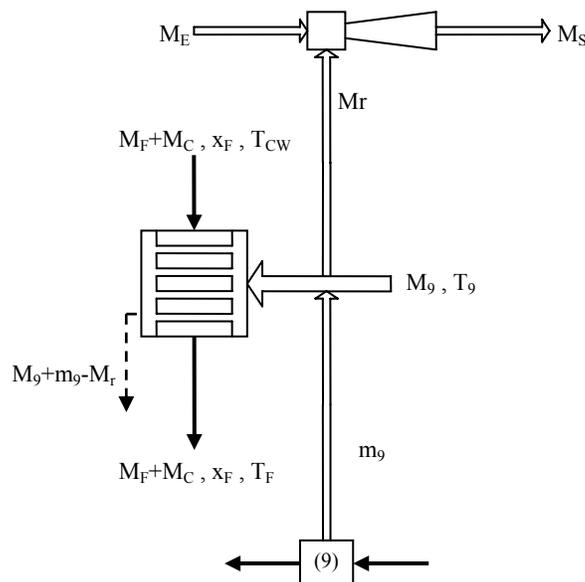


Fig. 2.9. Diagrama simplificado del condensador.

El término $\overline{\Delta T}_C$ es la diferencia de temperatura media logarítmica en el condensador. Esta diferencia se aplica en los intercambiadores de calor en donde hay una variación importante de las temperaturas de los fluidos involucrados. En el proceso de condensación, las temperaturas del agua de enfriamiento varían considerablemente, mientras que la temperatura del vapor se mantiene constante. Este término se calcula para este caso por medio de la siguiente expresión:

$$\overline{\Delta T}_C = \frac{T_F - T_{CW}}{\ln \left[\frac{T_9 - T_{CW}}{T_9 - T_F} \right]} \quad (3.19)$$

2.2.4 Balances en los tanques de evaporación súbita

En la desaladora están previstos cinco (5) tanques de evaporación súbita para la línea de salmuera. La función de estos tanques es recoger una cantidad de vapor de agua aprovechando la energía que todavía posee esta corriente (La temperatura es cercana a los 70°C). El vapor generado en cada tanque es conducido a los respectivos efectos en donde la presión va disminuyendo. Los efectos en donde tiene a cabo la reinserción de estos vapores son los evaporadores N° 2,3,5,6 y 9.

En la Fig. N° 2.10 se muestra un diagrama de flujo como referencia para el desarrollo de las ecuaciones.

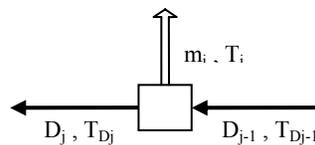


Fig. 2.10. Diagrama simplificado de los tanques de evaporación súbita

Balance global:

$$D_{j-1} = D_j + m_j \quad \Rightarrow \quad D_j = D_{j-1} - m_j \quad (3.20)$$

Balance parcial en sal:

$$X_{D_{j-1}}D_{j-1} = X_{D_j}D_j \quad \Rightarrow \quad X_{D_j} = X_{D_{j-1}} \frac{D_{j-1}}{D_{j-1} - m_j} \quad (3.21)$$

Nuevamente con el correspondiente balance de energía se obtiene la masa de vapor (m_j) producido en cada tanque.

Se asumirá que la temperatura de del vapor de la masa evaporada m_j (T_{vj}) es igual a la temperatura del vapor M_j (T_j), ya que ambos se encuentran prácticamente a la mismas condiciones de presión y estado de vapor saturado.

$$m_j = \frac{D_j C p_{Dj} (T_{D_{j-1}} - T_{Dj})}{L_j} \quad (3.22)$$

Donde la temperatura T_{Dj} es la temperatura de la salmuera que abandona el tanque y se determina por medio de la expresión siguiente:

$$T_{Dj} = T_j + NEA_j \quad (3.23)$$

El término NEA_j (abreviación de las palabras en inglés: Nonequilibrium allowance) es el aumento de la temperatura de la solución salina en el tanque j . En los procesos de evaporación súbita de la salmuera ocurren irreversibilidades termodinámicas que son cuantificadas por medio de la correlación siguiente (Miyatake y otros, 1973):

$$NEA_j = \frac{33 \Delta T_j^{0.55}}{T_{Vj}} \quad (3.24)$$

$$\text{Donde } \Delta T_j = T_{j-1} - T_j \quad \text{y} \quad T_{vj} = T_j + BPE_j \quad (3.25)$$

2.3 PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

La resolución del sistema formado por las ecuaciones no lineales desarrolladas en la sección anterior, se efectuó con la ayuda del método numérico de las aproximaciones sucesivas, herramienta muy utilizada para cálculos iterativos, el cual, además de ser simple, converge rápidamente siempre y cuando el valor inicial de X_5 asumido este próximo al valor buscado, para ello se trabajó con un valor máximo de 0,1% en la tolerancia (ϵ) para detener la secuencia de iteración. Acorde con esta técnica, el algoritmo de cómputo que se implementó consta de cinco bloques de cálculo y cuatro bloques lógicos, tal como se muestra en la Fig. 2.11. La implementación de este algoritmo se llevó a cabo en el paquete informático MathCad® en su versión 14. En el anexo 1 se muestra un ejemplo de un bloque de cálculo para los evaporadores.

Para la realización de los cálculos respectivos en el sistema, fue necesario trabajar con valores de determinadas variables a las condiciones operacionales y los datos de diseño reportados por el fabricante del equipo. Las condiciones particulares tomadas fueron las siguientes:

- La temperatura del agua de mar a la entrada del condensador es de 30°C.
- La temperatura de salida del agua de mar en el condensador es de 46°C.
- La salinidad del agua de mar es de 35 g/l.
- La presión de vacío en el condensador es de 3,1''Hg.
- La temperatura en el primer efecto es de 70°C (condición de vapor saturado).
- La caída de presión del flujo de vapor entre el interior del evaporador y el Demister es de 0,9Kpa. Este valor es constante para todos los efectos.
- La diferencia de temperatura entre cada efecto es constante e igual a 2,45°C.
- Los flujos de entrada a cada efecto se tomaron de acuerdo a las especificaciones del fabricante, estos valores se muestran en la tabla 2.1 mostrada a continuación:

Tabla 2.1- Flujos nominales de alimentación a los efectos del sistema

Flujo de alimentación a los efectos (kg/h)								
M_{F1}	M_{F2}	M_{F3}	M_{F4}	M_{F5}	M_{F6}	M_{F7}	M_{F8}	M_{F9}
52000	40000	52000	52000	40000	53000	53000	54000	73000

2.4 RESULTADOS

El modelo matemático desarrollado y el algoritmo propuesto fueron usados para lograr la simulación de la desaladora de múltiple efecto con compresión térmica de vapor. En la tabla 2.2 se muestran los resultados obtenidos de la simulación para el sistema estudiado.

Como se comentó en epígrafes anteriores, los principales indicadores de desempeño que se utilizan para valorar un sistema de desalación del tipo múltiple efecto con compresión de vapor son: el PR y el GR. Recordemos que el primero mide la eficiencia en la utilización de la energía y el segundo relaciona la cantidad de producto obtenido por vapor primario empleado.

Los resultados obtenidos de estos indicadores son comparados con los valores aportados por el fabricante de la planta desaladora y los reportados en la bibliografía específica del área de desalación. Los indicadores hallados se muestran en la tabla 2.3.

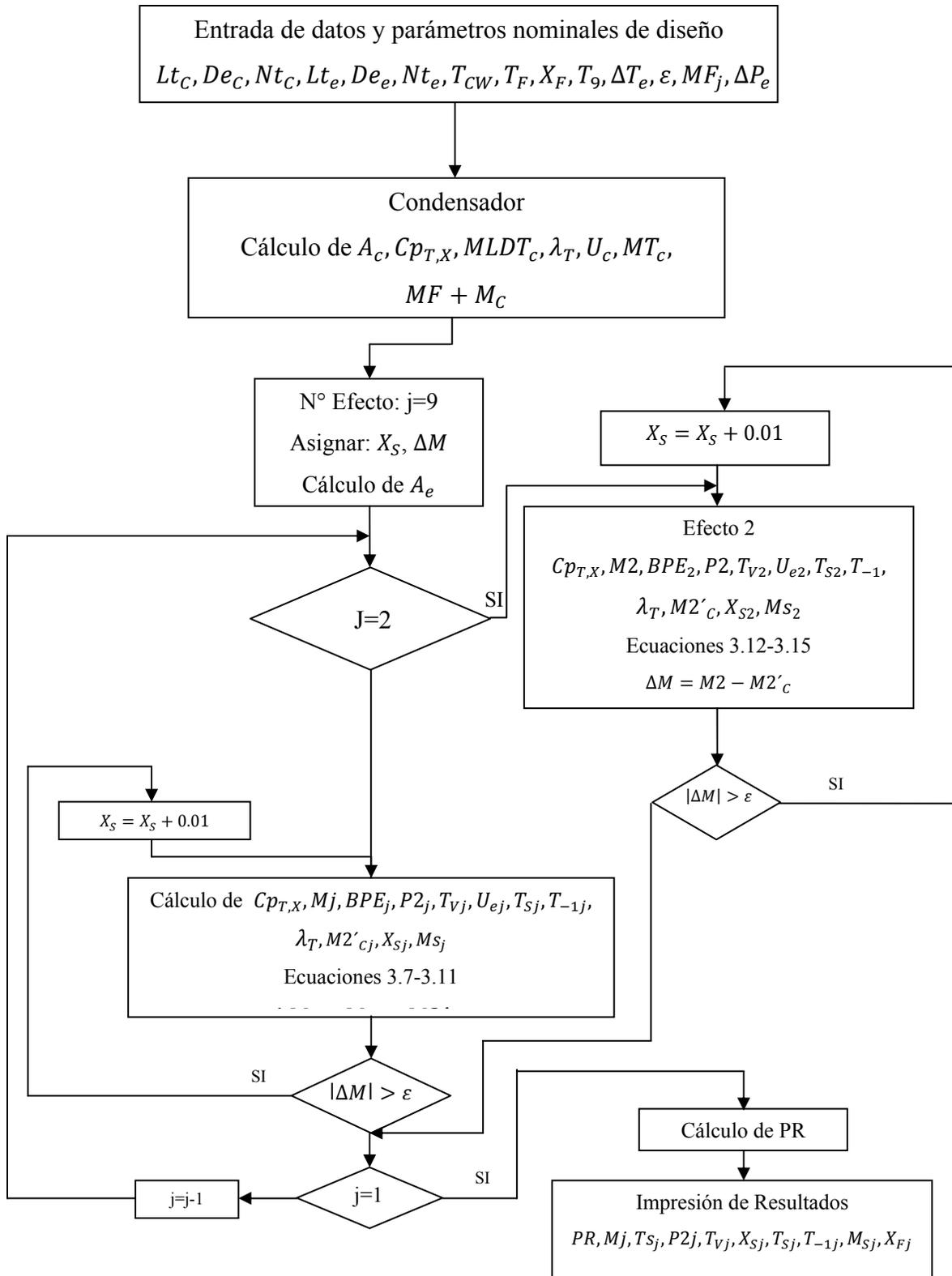


Fig. 2.11- Diagrama de flujo del algoritmo computacional utilizado para el cálculo de las principales variables de la desaladora.

Tabla 2.2-

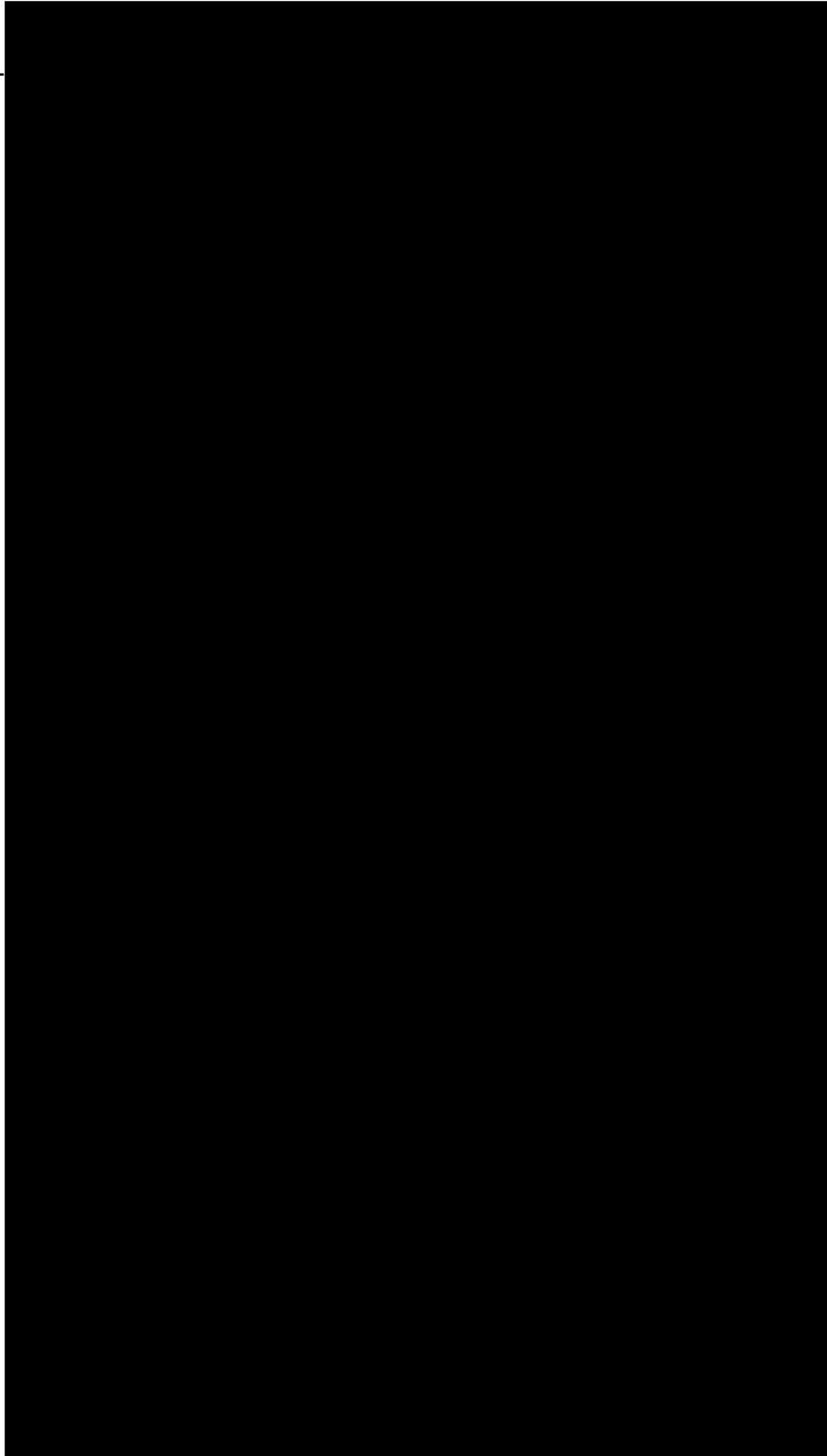


Tabla 2.3- Tabla resumen de los principales indicadores de desempeño de la planta

Fuente de la información	GR (kg destilado/kg vapor)	PR (KJ destilado/KJ vapor)	Observación
Calculada	12,34	13,81	9 efectos
Fabricante	10,4	-	9 efectos
Bibliográfica			
El- Dessouky, 1998	-	9,90	*
Ettouney, 2004	-	14,7	12 efectos
Alasfour, 2005	10,5	-	6 efectos
Nafety, 2006	8	-	10 efectos

Nota: (*) No toma en cuenta el Termo compresor en el sistema.

Al comparar el resultado obtenido del indicador GR con el proporcionado por el fabricante, se aprecia que el valor calculado es superior, debido primordialmente a las irreversibilidades en el sistema y factores de diseño no contemplados en el estudio, no obstante, el valor calculado es inferior al valor máximo (15) encontrado en la bibliografía. Por otro lado, al cotejar el valor obtenido para el indicador PR con los hallados en la bibliografía notamos que este se encuentra en el orden de magnitud típico para un sistema de desalación de múltiple efecto. Sin embargo, no es posible realizar una valoración más profunda, ya que, no se tienen las mismas condiciones (N° efectos, Capacidad del equipo, Presión de alimentación del vapor, etc) que el sistema estudiado.

Adicionalmente, se realizó el gráfico de evolución de la temperatura de salida de la salmuera en cada efecto (Fig 2.12) en donde se representaron los valores calculados y proporcionados por el fabricante para la temperatura de salida de salmuera en cada efecto. Se puede apreciar claramente que el perfil de temperatura del flujo de salida de la salmuera calculado sigue la línea de tendencia del fabricante. Sin embargo, es posible notar que existe una pequeña diferencia de temperatura del orden de 3°C entre los valores calculados y los del fabricante, motivada especialmente a las pérdidas de calor en el sistema.

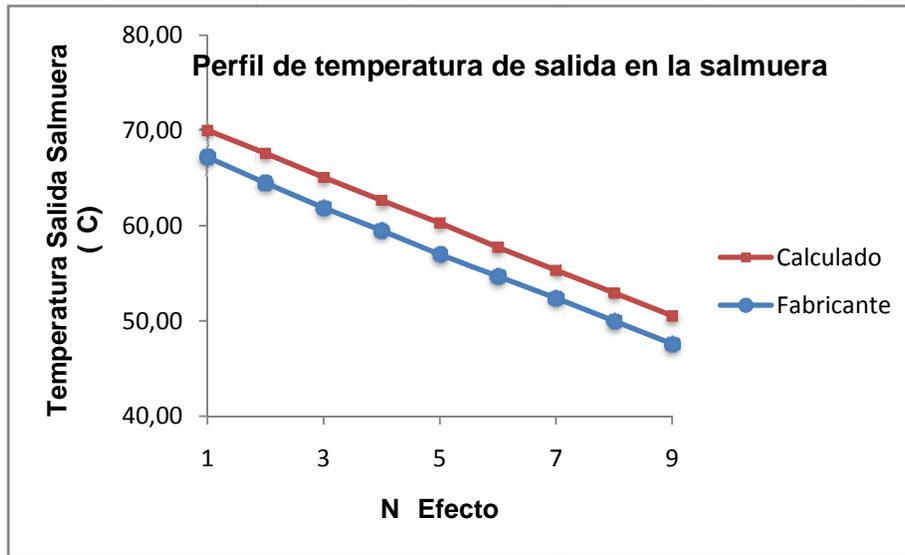


Fig. 2.12- Gráfico de evolución de la temperatura de salida de la salmuera en cada efecto

Adicionalmente, se realizó el gráfico de evolución de la temperatura de salida de la salmuera en cada efecto (Fig 2.12) en donde se representaron los valores calculados y proporcionados por el fabricante para la temperatura de salida de salmuera en cada efecto. Se puede notar que el perfil de temperatura del flujo de salida de la salmuera calculado sigue la línea de tendencia del fabricante. Sin embargo, es posible apreciar que existe una pequeña diferencia de temperatura del orden de 3°C entre los valores calculados y los del fabricante, motivada especialmente a las pérdidas de calor en el sistema.

En el gráfico de seguimiento de la temperatura y concentración de sal en cada efecto mostrado en la Fig. 2.13 se ilustra el camino seguido por la temperatura y la concentración de sal en cada efecto, se puede apreciar cómo se va concentrada la salmuera a medida que avanza por los efectos. Sin embargo, la concentración más alta de salmuera se encuentra en el efecto N° 2, en donde la temperatura es ligeramente inferior a la del efecto N°1, de esta forma se garantiza que los niveles de incrustación sean menores y se asegura la solubilidad de las sales en el agua.

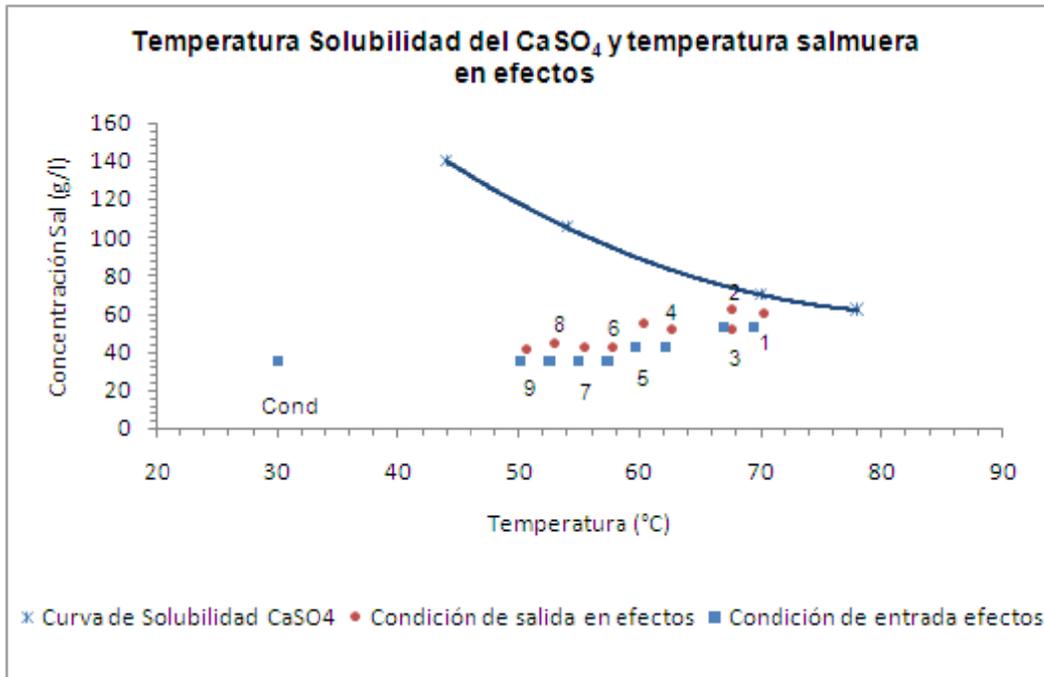


Fig. 2.13- Gráfico de seguimiento de la temperatura y concentración de sal en cada efecto

El valor obtenido de la temperatura de la salmuera en el primer efecto ($70,03^\circ\text{C}$) corresponde a la Temperatura máxima de la Salmuera (TBT) en el equipo. Este valor se encuentra por debajo de la curva de solubilidad del CaSO_4 , tal como se aprecia en el gráfico de la Fig 2.13, asegurando de esta forma que no ocurrirán precipitaciones de sales en el interior del primer efecto.

Los valores reportados en la bibliografía del indicador de la superficie específica de transferencia de calor (sA) para los sistemas de evaporación de múltiple efecto están afectados por diversas variantes: número de efectos empleados, el tipo de funcionamiento del equipo, la concentración de sal en el agua de mar alimentada, la temperatura tope de salmuera y las condiciones del vapor motriz que se suministra al sistema. Los valores encontrados para el área específica están comprendidos dentro de un rango muy amplio: 150 a $2000 \text{ m}^2/(\text{kg/s})$ (El-Dessouky, 1998; Monasterio y otros, 1993; Elliot y otros, 1997; Alasfour y otros, 2005). Los valores obtenidos en la simulación, en promedio se obtuvo

1047 m²/(kg/s), pueden considerarse aceptables, ya que se encuentran dentro del rango antes señalado.

Finalmente, aunque el modelo desarrollado posee algunas limitaciones de cálculo, por las suposiciones realizadas, es una herramienta muy valiosa para realizar una sistemática comparación con el equipo real. La simulación realizada puede servir como un instrumento de aprendizaje y entrenamiento para profesionales y estudiantes del área, además del personal que labora en el área de tratamiento de agua del Conjunto Generador “Josefa Joaquina Bastidas”.

2.5 EVALUACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE LA DESALADORA

Como se mencionó atrás, la unidad desaladora N°3 se colocó en servicio a finales del año 2001 (octubre) manteniendo un ritmo de explotación continuo a plena carga hasta la fecha. Recordemos también que la continua operación de estas unidades conlleva inevitablemente a la formación de incrustaciones, específicamente en las superficies de intercambio de calor de los evaporadores que se encuentran a mayor temperatura, disminuyendo la transferencia de calor y por tanto afectando negativamente la producción de agua.

En la Central Termoeléctrica se encuentran disponibles los datos históricos de las condiciones de operación de la planta desaladora desde su arranque, esta información, en especial la correspondiente a la N°3, aportará mucha ayuda en la validación de la simulación realizada y además permitirá valorar el desempeño de ésta en el tiempo, ya que al momento de este estudio no había recibido el mantenimiento preventivo típico para la eliminación de las incrustaciones.

Los datos reportados en el informe técnico (Palencia y Sardinha, 2008) presentado ante la gerencia de la Central, están constituidos por las principales variables de operación (flujos, temperaturas y presiones) del equipo (son tomados en cada efecto a excepción de las presiones que solo se realiza en el condensador y en el primer efecto) y son registrados cada dos horas por operadores calificados de la planta, dichos datos provienen de la lectura de

los diferentes instrumentos (última generación) ubicados en campo y en la sala de control, los cuales cumplen con un estricto programa de mantenimiento y calibración propio de la organización.

Para la evaluación del funcionamiento de la desaladora N° 3 se considerará el periodo comprendido desde su puesta en servicio (octubre 2001) hasta julio de 2008. Como se mencionó arriba, los datos examinados fueron tomados 12 veces por día y, de acuerdo al lapso de estudio, correspondería a 32256 lecturas disponibles por cada variable, es evidente, que procesar este volumen de información (registros físicos) requeriría muchos recursos y tiempo, por lo que se tomó una medición al día y posteriormente calcular los promedios mensuales como una medida representativa de las condiciones de operación de la desaladora, de manera que la cantidad de valores se redujo a 82 por parámetro.

Los datos promedios de las condiciones operacionales para el período señalado se encuentran tabulados en el anexo 4.

Para evaluar el funcionamiento de la desaladora se utilizaron fundamentalmente dos indicadores, el Gain Ratio (GR) y el Consumo Específico de Calor. El primer indicador, como ya se mencionó anteriormente, es la relación económica entre la masa de destilado obtenida por la masa de vapor introducida y el segundo indicador, es la relación del calor o energía introducida al sistema por masa producida ($\text{kJ}/(\text{kg}/\text{h})$).

Los resultados obtenidos para cada uno de estos indicadores se presentan en los gráficos de las Fig. 2.14 y 2.15.

El análisis del comportamiento del equipo durante su explotación demuestra que el indicador GR va disminuyendo mientras que el consumo específico de calor aumenta. Este resultado es lógico debido al efecto del incremento de las incrustaciones en los evaporadores.

Los valores calculados para los indicadores GR y Consumo Específico de Calor se asemejan a los valores promedios reportados en los primeros meses de operación de la unidad, sin embargo estos indicadores calculados presentan una marcada diferencia (22%) con respecto a los valores nominales los cuales son más conservadores, por lo que se requiere un estudio más profundo al respecto para la valoración de los resultados calculados.

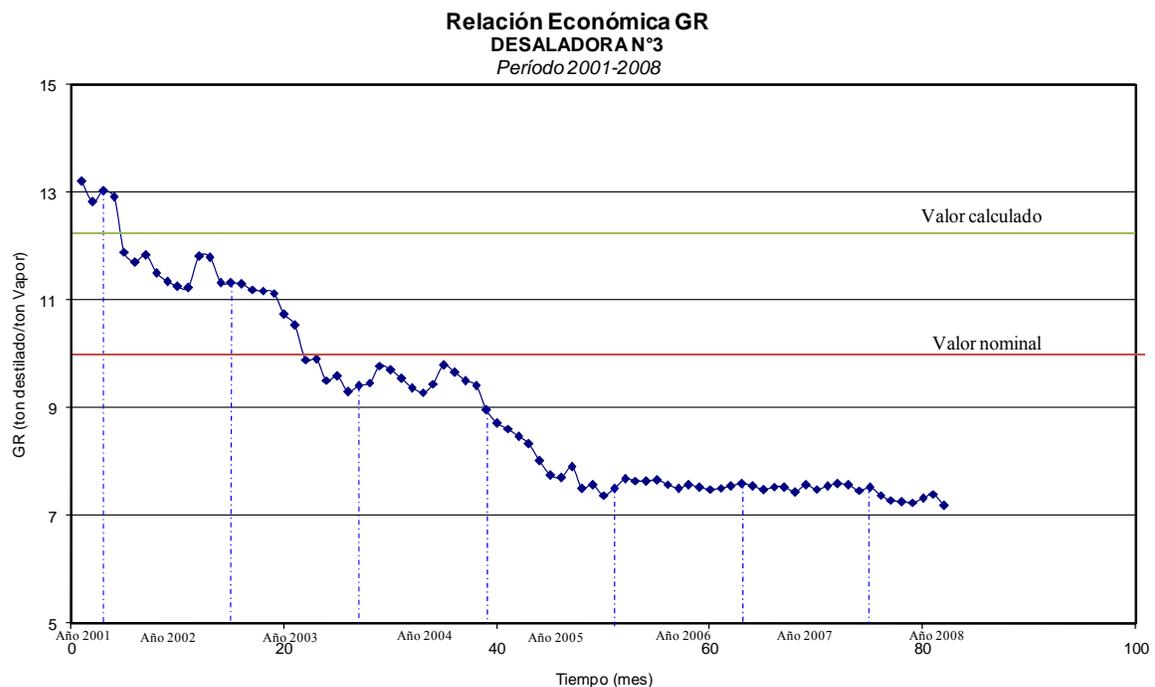


Fig. 2.14. Comportamiento de la Relación Económica (GR) durante la operación de la desaladora N°3 en el período 2001-2008.

Como puede apreciarse en los gráficos anteriores (Fig.2.14 y Fig. 2.15) solo se presenta una tendencia relativamente constante en el tiempo a partir del cuarto año de operación, en donde el GR disminuyó un 42% y el consumo específico de calor se incrementó en 81%. Es indiscutible que estos valores están muy alejados de los parámetros nominales y calculados por medio de la simulación, lo que evidencia que la unidad presenta un grado de incrustación importante en sus superficies de transferencia de calor.

Normalmente las unidades de desalación requieren de un mantenimiento preventivo (lavado ácido) que puede variar entre los 6 meses a los 2 años (Moya, 2008) y además el fabricante establece que dicho mantenimiento debe realizarse anualmente y que de acuerdo a los resultados obtenidos debido a una explotación ininterrumpida de 7 años ha limitado severamente la producción de agua en 42 % debido a la presencia de incrustaciones en el equipo tal como se muestra en la Fig. 2.16.

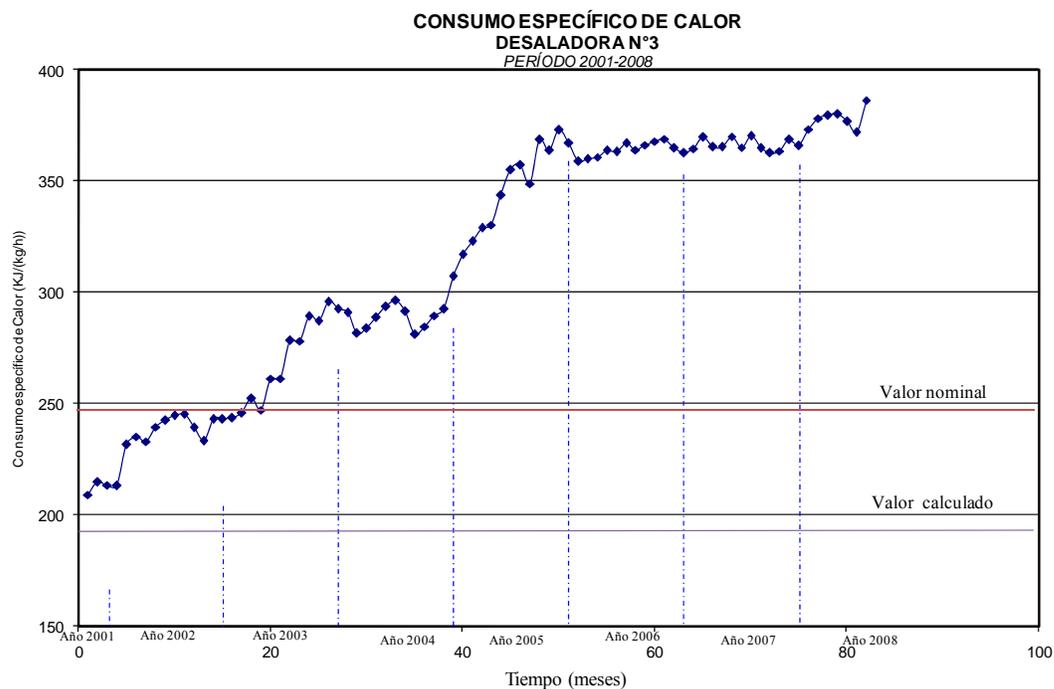


Fig. 2.15. Comportamiento del Consumo Específico de Calor durante la operación de la desaladora N°3 en el período 2001-2008.

El valor del caudal total de agua desalada calculado se aleja un 12% con respecto al valor reportado al inicio de las operaciones de la unidad, lo que es válido con fines ingenieriles, lo que demuestra que las suposiciones hechas para la obtención del modelo matemático son correctas.

En correspondencia de lo anteriormente dicho, el análisis realizado a la unidad desaladora por medio de la simulación y de su desempeño operacional en el lapso de 7 años demuestra la existencia de una cantidad importante de incrustaciones en los evaporadores, lo cual conlleva a una débil producción de agua desalada y un mal aprovechamiento de la energía introducida, con sus conocidas consecuencias económicas, ambientales y sociales.

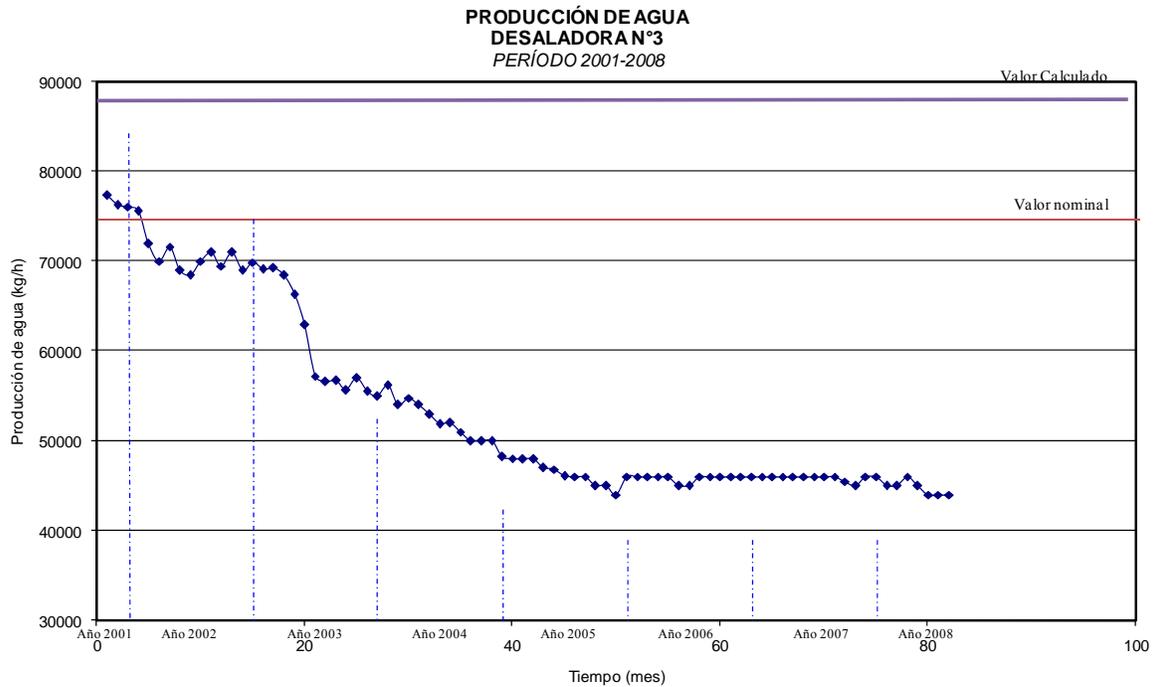


Fig. 2.16. Comportamiento de la producción de agua durante la operación de la desaladora N°3 en el período 2001-2008.

2.6 CONCLUSIONES

Los resultados principales obtenidos en el desarrollo del presente capítulo son los siguientes:

1. Validez de la utilización de la metodología presentada para el cálculo de las desaladoras, basados en las desviaciones encontradas al compararlas con los datos experimentales.

2. Se experimentan variaciones de los indicadores fundamentales de la desaladora, debido a la presencia de incrustaciones en las superficies de intercambio, las cuales varían en función del tiempo de explotación en donde el GR disminuye mientras que el consumo específico de calor aumenta y evidenciándose que el tiempo de explotación sin mantenimiento resultó excesivo.
3. Se determinó que en un período de tiempo estos indicadores permanecen constantes fenómeno al cual deberá ser estudiado en trabajos posteriores.

CAPÍTULO 3. FACTORES ECONÓMICOS

En este capítulo se presenta una caracterización de los principales costos envueltos en la generación termoeléctrica, haciéndose énfasis en los costos atribuibles al agua de reposición a estas. Seguidamente se analizan los costos específicos de los tratamientos de agua aplicados de acuerdo al origen de ésta y por último se describe la metodología seguida para la determinación del tiempo de explotación económico de la unidad desaladora.

3.1 COSTOS ASOCIADOS A UNA CENTRAL TERMOELÉCTRICA

El estudio de racionalización de las actividades de generación termoeléctrica, exige un conocimiento detallado de los costos efectuados en estas plantas. Son varios los factores que influyen en los costos de inversión y operación de una central termoeléctrica, pudiendo ser agrupados en los siguientes puntos:

- ✓ Configuración de la central: Tipo de ciclo, tecnología, combustible utilizado, potencia total y unitaria instalada y sistemas de control ambiental.
- ✓ Localización de la central: mercado de trabajo y materiales, facilidades de transporte.
- ✓ Régimen de operación: régimen de uso de la central dentro del sistema eléctrico y energía generada durante el año.

Delante de tantos factores a ser considerados, y dado que en nuestro caso la central se encuentra en operación, estudiaremos los costos energéticos asociados con la generación de energía en una central termoeléctrica.

Una manera de clasificar los costos de generación es a través de los componentes fijos y variables (Blank y Tarkin, 2000). Los costos fijos representan al sector de los costos de generación que son independientes de la energía generada y del número de horas de operación, generalmente se expresan en \$/kW año. Ellos incluyen:

- ✓ Costos de manos de obra en la operación

- ✓ Parte de costos de manos de obra en el mantenimiento
- ✓ Costos de administración.

Por otro lado, los costos variables son directamente proporcionales a la cantidad de energía producida y generalmente se expresan en \$/MWh. En estos se incluyen:

- ✓ Costos de combustible
- ✓ Parte de costos de manos de obra en el mantenimiento
- ✓ Costos asociados con productos consumidos en el proceso

A este último renglón tributa, entre otros factores, el costo de agua de reposición al generador de vapor de las centrales termoeléctricas.

En un estudio realizado por Caballero en el año 1999, presenta una expresión para determinar el costo de la producción de energía eléctrica:

$$C_{EP} = \frac{(1 + f_{om})}{8760 \cdot f_u} \cdot [f_a \cdot (c_{pi} - c_r) + r \cdot c_r] + g_e \cdot c_c \quad (3.1)$$

Donde:

C_{EP} = Costo unitario de producción de energía eléctrica en UM/kWh .

f_{om} = Factor de operación y mantenimiento (relación entre el costo anual de operación y mantenimiento y el costo anualizado de la inversión).

f_u = Factor de utilización (relación entre la potencia media anual y la potencia instalada).

f_a = Factor de amortización en 1/año .

$$f_a = \frac{r \cdot (1 + r)^n}{(1 + r)^n - 1}$$

n = Vida útil en años.

r = Tasa de descuento anual unitaria en $1/\text{año}$ (o $\%/100/\text{año}$).

c_{pi} = Costo de la potencia instalada en UM/kW .

c_r = Valor residual de la potencia instalada al final de su vida útil en UM/kW .

g_e = Consumo específico medio de combustible en kg/kWh .

c_c = Costo del combustible UM/kg .

U.M. = Unidades monetarias (\$, US\$, €, £, ¥, etc., según el país).

En la ecuación 3.1, el factor f_{om} toma en cuenta los costos totales de operación y mantenimiento de la central incluyendo el costo del agua de reposición y es evidente que al incrementarse este factor el costo unitario de producción de energía eléctrica aumentará.

3.2 COSTOS DE REPOSICIÓN DE AGUA

En la central estudiada existen dos sistemas para la producción del agua de reposición, uno mediante la utilización del agua de mar tratada en la desaladora y la otra que proviene de la operadora de acueductos Hidrocapital, la cual requiere un tratamiento adecuado en correspondencia con los requerimientos del generador de vapor donde la misma va ser utilizada.

El proyecto está concebido de modo que toda el agua de reposición sea suministrada por las plantas desaladoras y el agua de Hidrocapital como planta auxiliar en el caso que la primera no garantice las exigencias. Debemos señalar que el costo específico de producción de agua es superior en este último caso con respecto al primero.

Como se observó, la productividad de las unidades desaladoras disminuye con el tiempo de explotación, por lo tanto, se hace necesario, en dependencia de los tanques de almacenamiento, utilizar agua procedente de Hidrocapital en la medida que descienda la

productividad de las plantas desaladoras y por consiguiente los costos en cuanto al agua de reposición van a incrementarse.

De acuerdo a este razonamiento se evidencia que es necesario establecer un período de explotación continuo de la desaladora que permita que no se produzca un incremento de los límites de costos establecidos para las centrales térmicas con las características de las encontradas en la Central Termoeléctrica Josefa Joaquina Bastidas, además de que la población del entorno no vea disminuido el servicio de agua potable.

Los consumos de agua de reposición están en dependencia de la carga de la Central Termoeléctrica y de eventuales paradas de emergencia en algunas de sus unidades, lo que implica un consumo variable y, en consecuencia, la necesidad de mantener un importante volumen de agua almacenado. Toda el agua producida por la Central es recopilada en un conjunto de tanques con una capacidad total de 16000 m³ y, como se mencionó en el capítulo 2, el consumo promedio de la Central es de 3360 m³/día lo que ofrece una autonomía limitada a cinco días en el caso que no se tenga la correspondiente producción de agua.

3.3 ESTUDIO PRELIMINAR DEL TIEMPO DE EXPLOTACIÓN DE LA DESALADORA

El establecimiento del período de explotación está vinculado con los costos de explotación del agua de reposición de acuerdo a la fuente de proveniencia de ésta. El costo promedio del agua desalada, en el período evaluado, fue de 3,9 Bs/m³ y adicionalmente 6,3 Bs/m³ por el correspondiente tratamiento por Intercambio Iónico, esto para lograr las características del agua de reposición exigidas por la Central. Por otro lado, los costos promedios del agua de Hidrocapital y de su tratamiento específico son de 1,57 Bs/m³ y 29,30 Bs/m³ respectivamente. Los valores de costos totales presentados aquí, fueron facilitados por el Departamento de Tratamiento de Aguas de la central termoeléctrica estudiada.

El costo económico específico para cada una de las aguas a ser tratadas se establece de acuerdo a los gastos totales de tratamiento incurridos en producir un metro cúbico de agua desmineralizada. Este factor permitirá determinar los costos absolutos de agua procesada, calculándose en base a un flujo constante de agua consumida por la Central.

De acuerdo a la información presentada anteriormente de producción de agua en la desaladora N° 3 para el período 2001-2008, se estableció una correlación para obtener el flujo agua producto de esta unidad en función de los meses de operación continua con un valor para el coeficiente de correlación, $R^2=0.98$. La expresión obtenida es la siguiente:

$$M_D = -0,01t^4 + 0,94t^3 - 40,84t^2 - 194,98t + 75.968,70 \quad (3.2)$$

Donde:

M_D : Flujo de destilado (kg/h)

t: Tiempo de operación (meses)

Con la ayuda de la ecuación 3.2, los costos específicos unitarios de acuerdo al origen del agua y el flujo de consumo promedio de ésta en la Central permitieron establecer los costos totales para cubrir la demanda. El criterio tomado para el cálculo de estos costos consistió en la comparación de la demanda de agua y el volumen producido en la desaladora multiplicado por tres, ya que se considera para este estudio que la cantidad de agua producida por esta desaladora es igual a las otras dos unidades. En el caso de ser mayor el flujo de agua desalada producida con respecto a la demanda, se contabiliza solo el costo de agua desalada y de existir un excedente, esta cantidad es almacenada para su posterior uso debido a que posee un menor costo en comparación con el agua proveniente de Hidrocapital.

Los cómputos se realizaron en una hoja cálculo electrónica y los resultados son presentados en forma gráfica en la Fig. 3.1.

Del análisis del comportamiento de los costos totales de producción de agua desmineralizada durante el período de explotación señala que hay una disminución de los costos durante los primeros 22 meses producto del continuo almacenaje del excedente de producción, sin embargo, a partir de este lapso los costos presentan un aumento significativo, motivado a la incorporación del agua de Hidrocapital para suplir parte de las necesidades de agua al sistema, tendiendo luego a estabilizarse. Dicha permanencia es debida a que el flujo de la desaladora se hace constante en un determinado período de tiempo y como se mencionó anteriormente, este fenómeno debe ser estudiado a futuro.

De acuerdo con los resultados obtenidos, el tiempo de operación continua de la desaladora se estable para un período de 32 meses, lapso en el cual los costos totales de producción se igualan con los costos al inicio del período, ya que de continuar el tiempo de explotación se incrementarían los costos totales, pudiendo incrementarse estos valores hasta un 28%.

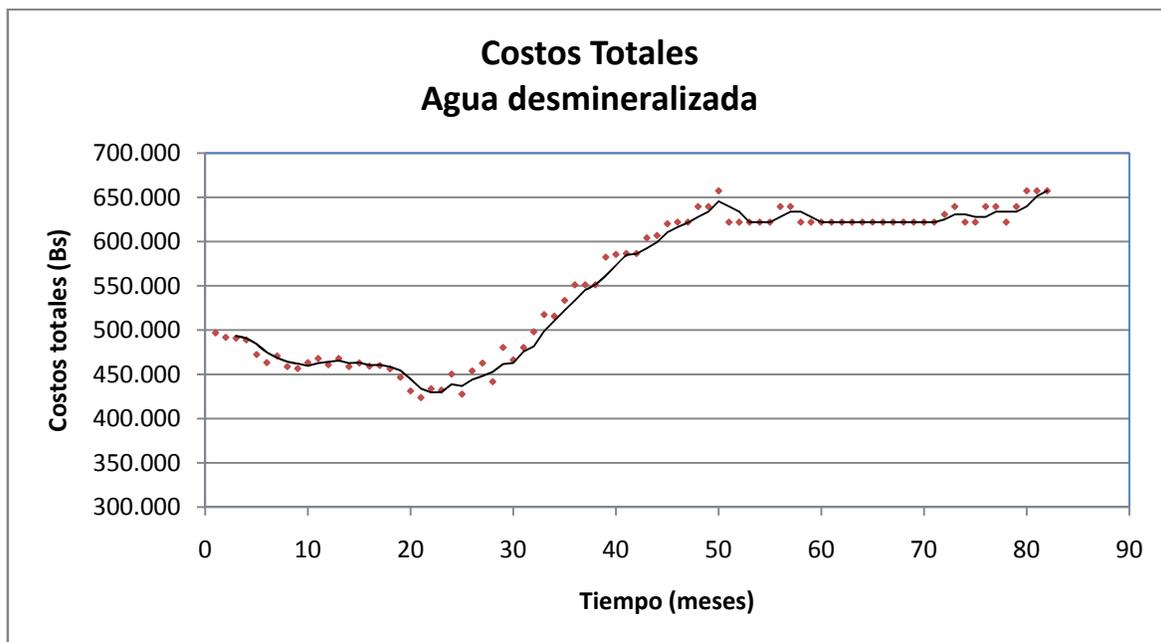


Fig. 3.1- Costos totales en la producción de agua desmineralizada para la Central Termoeléctrica.

3.4 CONCLUSIONES

Los principales resultados derivados del presente capítulo son los siguientes:

1. Obtención de la ecuación empírica para el flujo de agua producida en la desaladora N°3 en función del tiempo de operación continua para el período estudiado.
2. A partir de un análisis económico es posible obtener de forma preliminar el tiempo de operación continua para la unidad de desalación N°3 en la Central Termoeléctrica estudiada.
3. Se determinó que el utilizar agua proveniente de Hidrocapital atenúa las deficiencias de suministro de agua a la Central, sin embargo, este uso debe realizarse apropiadamente con el fin de impactar en menor medida el suministro de agua potable a la comunidad vecina.

CONCLUSIONES GENERALES

1. Se estableció, para los costos actuales, el período económico de explotación de la unidad desaladora N°3 correspondiendo este a 32 meses de operación continua.
2. Se desarrolló una metodología para el cálculo de las principales variables de la desaladora la cual puede ser utilizada para futuros estudios, ya que la validación de ésta se evidencia con una desviación de 12% para el caudal de producción con respecto al valor real. Además, este método permitirá, luego de adaptaciones específicas, ser aplicado en las otras unidades desaladoras de la planta de tratamiento de la Central termoeléctrica.
3. Se determinaron los indicadores fundamentales de funcionamiento de la desaladora, particularmente la relación económica, el consumo específico de calor y el volumen de agua destilada producida para el período de operación comprendido entre octubre de 2001 y julio 2008.
4. Para fines prácticos y administrativos de la Central, se estableció una expresión para el cálculo del flujo de destilado de la unidad N°3 en función del tiempo de operación continuo, la cual es la siguiente:

$$M_D = -0,01t^4 + 0,94t^3 - 40,84t^2 - 194,98t + 75.968,70$$

Donde:

M_D : Flujo de destilado (kg/h)

t: Tiempo de operación (meses)

5. Una disminución considerable en la productividad de las desaladoras incidirá sobre la necesidad de utilizar agua del municipio, lo cual implica tomar ésta de las comunidades vecinas afectando significativamente el suministro de dicho servicio.

RECOMENDACIONES

1. Proceder de inmediato al mantenimiento preventivo apropiado para esta planta desaladora de manera de restablecer la producción de agua desalada.
2. Realizar el estudio económico de la planta de tratamiento para cargas variables de la Central Termoeléctrica y variaciones en los costos de tratamientos de agua de acuerdo con la fuente de suministro de ella.
3. Aplicar la metodología de cálculo desarrollada a las otras unidades desaladoras de manera de establecer una valoración más amplia del método propuesto en este trabajo.
4. Estudiar la vinculación de los costos de producción de agua en el factor de operación y mantenimiento (f_{om}) de la expresión tomada de la literatura (ecuación 3.1) para el cálculo del costo de energía eléctrica de la Central.
5. Realizar estudios específicos del fenómeno observado en la estabilidad del proceso de formación de las incrustaciones en la superficie de intercambio de calor de las unidades desaladoras en función del tiempo.
6. Racionalizar el empleo del agua del municipio, ya que el tratamiento iónico de esta agua implica realizar regeneraciones de las resinas, cuyas operaciones requieren de cantidades significativas de ácido (HCl) y base (NaOH) fuertes, que luego de ser utilizados en este proceso, el efluente (incluyendo el agua para los enjuagues y retrolavados de las resinas) requiere de un tratamiento posterior, lo que indudablemente impacta sobre el medio ambiente.

NOMENCLATURA

A	[m ²]	Área de transferencia de calor
a _w	[-]	Coefficiente de actividad de los electrolitos
BPE	[°C]	Elevación del punto de ebullición
C _p	[kJ/kg °C]	Calor específico a presión constante del agua de mar
D	[kg/h]	Flujo de salida salmuera del tanque de evaporación súbita
L	[kJ/kg °C]	Calor latente de vaporización del agua
M	[kg/h]	Flujo de masa
m	[kg/h]	Flujo de masa por evaporación súbita en los tanques
n	[-]	Numero de efectos
NEA	[°C]	Aumento de la temperatura por irreversibilidades en la evaporación súbita
P	[kPa]	Presión del vapor
PR	[-]	Relación de desempeño térmico, Energía térmica aprovechada/energía suministrada
GR	[kg /kg]	Relación Económica, masa agua producida/masa de vapor alimentada
ΔP	[kPa]	Diferencia de presión
Q	[W]	Flujo de transferencia de calor
sA	[m ² /(kg/s)]	Área específica de transferencia de calor
R	[atm l/ mol K]	Constante Universal de los gases
T	[°C]	Temperatura
TBT	[°C]	Temperatura máxima de salmuera
TDS	[ppm]	Concentración de sólidos totales disueltos
ΔT	[°C]	Diferencia de temperatura
U	[W/m ² °C]	Coefficiente global de intercambio de calor
X	[g/l]	Concentración de sal
W _{min}	[kWh]	Energía mínima desprendida en el proceso de mezcla

Subíndices

1,2,..n Número de efectos

a	Mezcla de salmuera producto de los efectos fríos
b	Mezcla de salmuera producto de los efectos intermedios
c	Condensador
cw	Salida del condensador
d	Salmuera en el tanque de evaporación súbita
e	Vapor motriz
f	Alimentación a los efectos
p	Producto
R	Salmuera concentrada al mar
r	Vapor reciclado
v	vapor

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Abu Qdais, H. A. “Environmental Impacts of Desalination Plants on the Arabian Gulf”. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA, 1999.
2. Al-Anezi, K., Hilal, N.” Scale formation in desalination plants: effect of carbon dioxide solubility”. Desalination 204. 2007.
3. Al-Shammiri, M., Safar, M. “Multi-effect Distillation Plants: State of the Art. Desalination” Desalination #126, 45-99. 1999.
4. Alasfour, F, Darwish, M, Bin Amer, A.” Thermal analysis of ME-TVC+MEE desalination systems”. Desalination 174. 2005.
5. Botero, E. Valoración exergética de los recursos naturales. Tesis Doctoral. Departamento de Ingeniería Mecánica. Universidad de Zaragoza. España. 2000.
6. Boza Valerino J., Caballero A. L. Evaluación Económica de Proyectos Energéticos Alternativos. IX Simposio Internacional de Ingeniería Eléctrica – SIE’99–.Cuba. Tomado de: www.slideshare.net/jose1001/desalacion-alternativa-al-phnpdf, Consultado junio 2009.
7. Comisión Nacional para el Ahorro de Energía. “Tratamiento de agua para su utilización en las Calderas”. Secretaría de Energía de México. México. 2008.
8. Corporación Eléctrica Nacional. “Conformación Sistema Eléctrico Nacional 2009”. Ministerio para el Poder Popular de Energía y Minas. 2009.
9. De Armas, J. C., Pérez, J. L., Von Gottberg, A. J. M. “Desalination of Municipal Sewage Effluent with Electrodialysis Reversal in Tenerife”. IDA World Congress on Desalination and Water Reuse. San Diego, USA. Tomado de: www.slideshare.net/jose1001/desalacion-alternativa-al-phnpdf 199, Consultado en abril 2008.

10. Dey, P., Hawlader, M, y Chou, K. “Performance of a single-effect desalination system operating with different tube profiles and materials”. *Desalination* 166. 2004.
11. Ebensperger, U. y Isley, P. “Review of the Current State of Desalination”. 2005.
12. El-Dessouky, H, Imad, A., Bingulac, S. y Ettouney, H. “Steady-State Analysis of the Multiple Effect Evaporation Desalination Process” *Chemical Engineering Technologies*. 21. 1998.
13. El-Dessouky, H, Ettouney, H. “Analysis of single-effect evaporator desalination systems combined with vapor compression heat pumps” *Desalination* 114. 1998.
14. El-Dessouky, H., Ettouney, H., Al-Juwayhel, F. “Multiple Effect Evaporation—Vapour Compression Desalination Processes” *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 78, 2000.
15. El-Dessouky, H., Ettouney, H., Mandani, F. “Performance of parallel feed multiple effect evaporation system for seawater desalination”. *Applied Thermal Engineering*. Volume 20. 2000.
16. El-Sayed, Y. M., Silver, R. S. *Fundamentals of Distillation*. Academic Press Inc. 1980.
17. Elliot, T., Swanekamp, R., Chen, K. *Standard Handbook of PowerPlant Engineering*. McGraw-Hill. New York. 2° edition. 1997.
18. Elizarov, D.P., *Instalaciones Termoeléctricas de la Centrales Eléctricas*. URSS. Vneshtorgizdat. 90-104, 1981.
19. Ettouney, H. “Visual basic computer package for thermal and membrane desalination processes”. *Desalination* 165. 2004.
20. García, L. y Gómez, C. “Perspectives of Solar Assisted Seawater Desalination”. I Euromed Conference, Jerba (Túnez). Tomado de: www.slideshare.net/jose1001/desalacion-alternativa-al-phnpdf, Consultado en abril 2008.

21. García, L., Palmero, A. I., Gómez, C. “Application of Direct Steam Generation into a Solar Parabolic Trough Collector to Multieffect Distillation”. Desalination 125. 1999.
22. Hanbury, W. T., Hodgkiess, T., Morris, R. “Desalination Technology 93. An Intensive Course”. Porthan Ltd., Easter Auchinloch. Lenzie, Glasgow, UK. 1993.
23. Holman, J. Transferencia de Calor. Compañía Editorial Continental. Mexico. 10° Reimpresión. 1999.
24. Homig, H. Seawater and Seawater Destillation. Vulkan-Verlag. Munich. 1978
25. IDA Report 2006. Desalination and Water Reuse International. Toamdo de : www.the-infoshop.com/study/gwi43707-plant.html, Consultado en: junio 2009
26. International Atomic Energy Agency. “Thermodynamic and economic evaluation of co-production plants for electricity and potable water”. Austria. 1997.
27. Kemmer, F., McCallion, J., Manual del Agua: Su Naturaleza, tratamiento y aplicaciones. McGraw-Hill. Tomo III, 1989.
28. Kern, D. Procesos de Transferencia de Calor. Compañía Editorial Continental. Mexico. 31° Reimpresión. 1999.
29. Blank, L., Tarkin, A. Ingeniería Económica. McGraw-Hill. Colombia. Cuarta edición. 2000.
30. Manual de aire acondicionado Carrier. Marcombo, Barcelona, 1999.
31. Marcia, S. “La escasez de Agua en el mundo y la importancia del Acuífero Guaraní para Sudamérica: Relación abundancia- escasez”. Centro Argentino de Estudios Internacionales. Buenos Aires. 2006.

32. Martínez, L., Florido, F. J. y Vázquez, M. I. “Study of evaporator efficiency in membrane distillation”. EDS Congress on Desalination and the Environment, Las Palmas. 2000.
33. McCoy, J. The Chemical Treatment of Boiler Water. Chemical Publishing Company. New York. 1981.

34. Medina, J. A. Desalación de Aguas Salobres y de Mar. Ósmosis Inversa. Ed. Mundi-Prensa.2000.
35. Miyatake, O, Murakami, K. y Kawata, F. Fundamental experiments with flash evaporation. Heat Transfer. Japan. 1973.
36. Miller, J. Review of Water Resources and Desalination Technologies. Sand Report. Tomado de:www.prod.sandia.gov/cgi-bin/techlib/access-control.pl/2003/030800.pdf Consultado en mayo 2009.
37. Monasterio, R., Hernández, P. y Saiz, J. Compresión Mecánica de Vapor. Ed. McGraw Hill. 1993.
38. Moya, E. “Desalinización del agua de mar mediante energías renovables”.Actas del I y II Seminario del Agua. Tomado de: <http://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=566687>, Consultado en mayo 2008.
39. Naredo J.M., Valero A. Desarrollo Económico y Deterioro Ecológico. Fundación Argentaria, 1999.
40. Narmine H., El-Fiqi, A. “Thermal performance of seawater desalination systems”. Desalination 158. 2003.
41. Ósmosis. <http://es.wikipedia.org/wiki/%C3%93smosis>. Consulta: mayo, 2009.
42. Palencia, J., Sardinha, A. “Evaluación de la unidad de desalación N°3 del conjunto generador Josefa Joaquina Bastidas”. Informe de Pasantías. IUT-RC. 2008
43. Perry, Robert H. y Green, D., Perry's Chemical Engineer's Handbook on CD-ROM, The McGraw-Hill Companies, Inc., 1999
44. Port, R., Herro, H. Guía Nalco para Análisis de Fallas en Calderas. McGraw-Hill. Mexico. Tomo IV, 1997.
45. Torres, M. La desalación de agua de mar. Tecnologías de vanguardia. Informe privado. 1999.
46. Raach, H. y Mitrovic, J. “Simulation of heat and mass transfer in a multi-effect distillation plant for seawater desalination”. Desalination 204. 2007.

47. Rueda, J. A., Zorrilla, J., Bernaola, F. y Hervás, J.A. “Calidad del agua desalada dedicada al consumo humano”. I Congreso AEDyR, Tomado de: www.carm.es/siga/medioAmbiente/noticias/documentos/43_desala.pdf. Consultado en junio 2009.
48. Souari, L, Hassairi, M. “Sea water desalination by reverse osmosis: the true needs for energy”. Desalination 206. 2007.
49. Slesarenkoa, V., Dobrzanskyb, V., Slesarenkoc, V. “The account of heat exchange features when modelling scale formation at distillation plants”. Desalination. Volume 152. 2003.
50. Valero, A, Uche, J, Serra, L. “La Desalación como Alternativa al Plan Nacional Hidrológico” Tomado de: www.lenntech.com/espanol/Desalacion/La-desalacion-como-alternativa-al-PHN.htm, Consultado en mayo/2009.
51. Veza, J.M. “Mechanical Vapour Compression Desalination Plants: A case study”. Desalination 101. 1995.

ANEXOS

ANEXO 1

```

Resultados :=
ΔM ← 100
I ← 0
while |ΔM| > ε
    M ← MF - (XF·MF / Xs)
    B ← (6.71 + 6.34·10-2·T + 9.7)
    C ← (22.238 + 9.59·10-3·T + 1.1)
    BPE ← (B + C·Xs)·Xs
    P1 ← 10.17246 - 0.6167302·T
    P2 ← P1 + 0.9
    Tv ← [ 42.6776 - (389 / (ln(P2/1000))) ]
    Ts ← BPE + Tv
    Ue ← 1961.9 + 12.6·Ts - 9.66·T
    T_1 ← T + ΔT
    E ← Ae·Ue·(T_1 - Ts)·3.6
    Acp ← 4206.8 - 6.6197Xs + 1
    Bcp ← -1.1262 + 5.4178·10-2·T
    Ccp ← 1.2026·10-2 - 5.3566·10-3·T
    Dcp ← 6.8777·10-7 + 1.517·10-8·T
    TP ← (Ts + Tv) / 2
    Cp ← [ Acp + Bcp·T + Ccp·T2 + Dcp·T3 ]
    λ ← 2499.5698 - 2.204864·T
    Mc ← [E - MF·Cp·(Ts - TP)] / [λ + Cp·(Tv - Ts)]
    ΔM ← Mc - M
    I ← I + 1
    Xs ← Xs + 0.01
Ms ← MF - Mc
( Mc
  M
  Ms
  ΔM
  Xs
  Ts
  Tv
  T_1
  T
  I
  λ )

```

Bloque de cálculo utilizado con la herramienta informática MathCad® para la sección de los evaporadores

Resultados =

	0
0	8065.66
1	8063.03
2	43934.34
3	2.63
4	43.80
5	50.57
6	50.14
7	51.45
8	49.00
9	880.00
10	2387.70

ANEXO 2

DESALADORA N° 3

CONDICIONES NOMINALES DE OPERACIÓN LECTURAS PRINCIPALES SOLAMENTE

Basadas en temperatura de agua de mar de 30°C e incrustación parcial

Tipo	Ubicación de lectura	Rotulo Instrumento	Ubicación	Lectura
TEMPERATURE	Sitio	TI-172	Salida de salmuera efecto 1	67.2°C
	Sitio	TI-173	Salida de salmuera efecto 2	64.5°C
	Sitio	TI-120	Salida de salmuera efecto 3	61.9°C
	Sitio	TI-121	Salida de salmuera efecto 4	59.5°C
	Sitio	TI-122	Salida de salmuera efecto 5	57.0°C
	Sitio	TI-130	Salida de salmuera efecto 6	54.7°C
	Sitio	TI-131	Salida de salmuera efecto 7	52.4°C
	Sitio	TI-132	Salida de salmuera efecto 8	50.0°C
	Sitio	TI-133	Salida de salmuera efecto 9	47.6°C
	Sitio	TI-222	Agua de mar al condensador	30.0°C
	Sitio	TI-225	Descarga de la bomba de alimentación	45.0°C
	Panel de control	TIC-221	Descarga de la bomba de alimentación	45.0°C
	Panel de control	TI-143	Suministro de vapor de alta presión el eyector principal	152.0°C
	Panel de control	TIS-111	Entrada de vapor al primer efecto	69.2°C
Panel de control	TI-271	Descarga de la bomba de salmuera	48.7°C	

ANEXO 2

DESALADORA N° 3

CONDICIONES NOMINALES DE OPERACIÓN LECTURAS PRINCIPALES SOLAMENTE

Basadas en temperatura de agua de mar de 30°C e incrustación parcial

Tipo	Ubicación de lectura	Rotulo Instrumento	Ubicación	Lectura
TEMPERATURE	Sitio	TI-237A	Entrada de agua de mar al intercambiador de calor HE-2	30.0°C
	Sitio	TI-236B	Salida de agua de mar del intercambiador de calor HE-2	35.0°C
	Sitio	TI-236A	Entrada de producto al intercambiador de calor HE-2	47.8°C
	Sitio	TI-237B	Salida de producto del intercambiador de calor HE-2	43.0°C
	Sitio	TI-241	Salida de agua de mar del intercambiador de calor HE-1	37.0°C
	Sitio	TI-261	Entrada de agua de enfriamiento al intercambiador de calor HE-1	40.2°C
	Sitio	TI-262	Salida de agua de enfriamiento del intercambiador de calor HE-1	32.0°C
	Sitio	TI-341	Suministro de aire para instrumentos	43.0°C

ANEXO 2

DESALADORA N° 3

CONDICIONES NOMINALES DE OPERACIÓN LECTURAS PRINCIPALES SOLAMENTE

Basadas en temperatura de agua de mar de 30°C e incrustación parcial

Tipo	Ubicación de lectura	Rotulo Instrumento	Ubicación	Lectura
PRESION	Panel de control	PIC-144	Suministro de vapor de alta presion	5.0 bara
	Panel de control	PI-152	Entrada de vapor al primer efecto	0.30 bara
	Sitio	PIS-221	Condensador, lado del tanque	3.5" Hg. Abs.
	Panel de control	PIS-222	Condensador, lado de los tubos	3.2" Hg. Abs.
	Sitio	PS-343	Aire para instrumentos de la unidad	7.0 bara
SALINIDAD	Panel de control	CI-163	Conductividad del destilado	1.5 ppm o 3 μ S
	Panel de control	CIS-282	Conductividad del Producto	1.5 ppm o 3 μ S

ANEXO 2

DESALADORA N° 3

CONDICIONES NOMINALES DE OPERACIÓN

LECTURAS PRINCIPALES SOLAMENTE

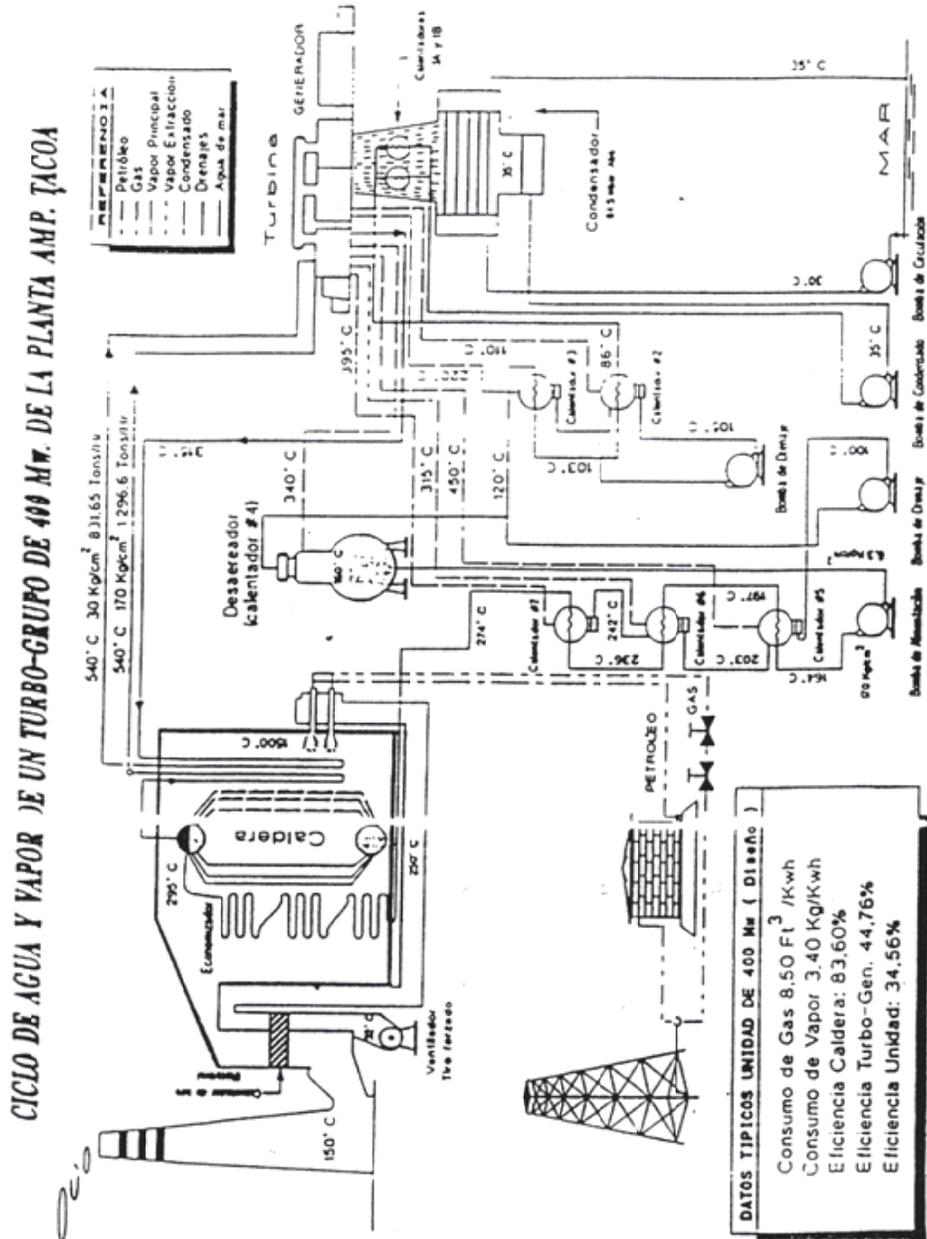
Basadas en temperatura de agua de mar de 30°C e incrustación parcial

Tipo	Ubicación de lectura	Rotulo Instrumento	Ubicación	Lectura
TEMPERATURE	Sitio	TI-237A	Entrada de agua de mar al intercambiador de calor HE-2	30.0°C
	Sitio	TI-236B	Salida de agua de mar del intercambiador de calor HE-2	35.0°C
	Sitio	TI-236A	Entrada de producto al intercambiador de calor HE-2	47.8°C
	Sitio	TI-237B	Salida de producto del intercambiador de calor HE-2	43.0°C
	Sitio	TI-241	Salida de agua de mar del intercambiador de calor HE-1	37.0°C
	Sitio	TI-261	Entrada de agua de enfriamiento al intercambiador de calor HE-1	40.2°C
	Sitio	TI-262	Salida de agua de enfriamiento del intercambiador de calor HE-1	32.0°C
	Sitio	TI-341	Suministro de aire para instrumentos	43.0°C

ANEXO 3

ESQUEMA DEL CICLO DE VAPOR

UNIDADES 7, 8 Y 9 AMPLIACIÓN TACOA



ANEXO 4

Tabla # 1 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2001

N° ETIQUETA	PARÁMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL		
		1	2	3
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	4,99	4,99	4,99
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	158,30	154,10	166,40
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kg/h)	5.858,00	5.949,00	5.838,00
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	29,50	29,00	27,00
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	45,76	45,45	45,50
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	44,50	40,50	36,00
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	46,00	46,00	47,00
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	64,00	65,00	64,00
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	63,00	63,00	63,00
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	58,00	58,00	59,00
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	56,00	56,00	56,00
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	53,50	53,00	53,00
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	52,50	52,00	52,00
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	51,00	51,00	50,00
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	48,50	48,00	48,00
TI-33	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	47,50	47,00	47,00
FQ-282	Flujo de Destilado (ACUMULADO) (Kg/h)	77.400,00	76.280,00	76.100,00
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m ³ /h)	88,88	88,97	88,10
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m ³ /h)	60,00	60,00	60,00
FI-121	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m ³ /h)	51,00	50,90	51,00
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m ³ /h)	44,00	44,60	45,00
FI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m ³ /h)	43,00	43,50	44,00
FI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m ³ /h)	48,00	46,90	46,00
FI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m ³ /h)	48,00	47,30	46,00
FI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m ³ /h)	39,00	39,40	39,00
FI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m ³ /h)	45,00	45,30	44,00
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	29,00	31,00	31,00
PI-221	Presión lado carcasa del condensador (" Hg)	3,19	3,15	3,17
PI-222	Presión lado tubos del condensador (" Hg)	3,14	3,10	3,12

ANEXO 4

Tabla # 2 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2002

N° ETIQUETA	PARÁMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL											
		4	5	6	7	8	9	10	11	12			
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	5,00	5,12	5,00	5,00	5,00	5,00	5,00	4,90	5,02	5,00	4,89	
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	154,30	155,00	154,00	156,80	153,50	154,30	153,50	153,50	154,30	155,00	186,30	
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kg/h)	5.859,00	6.054,00	5.979,00	6.050,00	6.001,50	6.037,00	6.037,00	6.037,00	6.220,00	6.319,00	5.881,50	
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	27,00	24,00	24,00	26,00	27,00	27,00	23,00	23,00	23,00	28,00	27,00	
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	45,50	45,50	45,52	47,39	45,46	45,53	45,53	45,53	45,59	45,50	45,51	
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	37,00	33,00	34,00	36,00	42,00	35,00	35,00	35,00	35,00	44,00	44,00	
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	47,00	46,00	46,50	47,50	46,00	46,00	46,00	46,00	45,00	46,00	45,00	
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	65,00	65,00	65,00	67,00	65,00	65,00	65,00	65,00	66,00	65,50	64,00	
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	64,00	64,00	63,50	66,00	64,00	64,00	64,00	64,00	65,00	64,00	63,00	
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	59,00	59,00	58,50	61,00	59,00	59,00	60,00	60,00	59,00	59,50	59,00	
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	56,00	56,00	56,00	58,00	56,00	56,00	56,00	56,00	56,00	56,00	56,00	
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	53,00	54,00	53,00	56,00	54,00	53,00	53,00	53,00	54,00	54,00	54,00	
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	52,00	53,00	52,00	55,00	53,00	53,00	52,00	52,00	53,00	53,00	53,00	
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	50,00	51,00	51,00	53,00	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	48,00	48,00	48,00	50,00	48,00	48,00	48,00	48,00	48,00	48,00	48,00	
TI-33	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	47,00	47,00	47,00	49,00	47,00	47,00	47,00	47,00	47,00	47,00	47,00	
FIQ-282	Flujo de Destilado (Producto) (Kg/h)	75.660,00	72.000,00	70.000,00	71.630,00	69.000,00	69.000,00	68.500,00	68.500,00	70.000,00	71.000,00	69.480,00	
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m ³ /h)	88,11	87,70	88,51	88,99	88,39	88,99	88,09	88,09	88,29	88,30	87,98	
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m ³ /h)	60,00	60,00	61,00	61,00	61,00	61,00	62,00	62,00	62,00	61,00	61,00	
FI-121	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m ³ /h)	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	52,00	52,00	51,00	
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m ³ /h)	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	45,00	44,00	
FI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m ³ /h)	43,00	44,00	43,00	44,00	43,00	44,00	44,00	44,00	45,00	44,00	43,00	
FI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m ³ /h)	46,00	48,00	46,00	47,00	47,00	47,00	46,00	46,00	46,00	45,00	46,00	
FI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m ³ /h)	46,00	47,00	46,00	46,00	47,00	47,00	46,00	46,00	45,00	45,00	46,00	
FI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m ³ /h)	39,00	37,00	38,00	39,00	39,00	39,00	39,00	39,00	39,00	39,00	39,00	
FI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m ³ /h)	44,00	45,00	44,00	45,00	43,00	43,00	44,00	44,00	45,00	44,00	44,00	
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	30,00	29,00	30,50	32,00	32,00	32,00	31,50	31,50	33,00	31,00	32,00	
PI-221	Presión lado carcasa del condensador (" Hg)	3,17	3,19	3,18	3,48	3,17	3,17	3,24	3,24	3,20	3,19	3,17	
PI-222	Presión lado tubos del condensador (" Hg)	3,12	3,14	3,12	3,43	3,12	3,12	3,19	3,19	3,14	3,13	3,11	

ANEXO 4

Tabla # 3 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2003

N° ETIQUETA	PARÁMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL												
		16,00	17,00	18,00	19,00	20,00	21,00	22,00	23,00	24,00	25,00	26,00	27,00	
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	4,90	4,90	4,89	5,00	5,01	4,89	4,99	5,00	5,01	4,99	5,01	4,99	5,00
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	153,60	153,70	184,40	153,70	177,00	153,70	154,20	154,30	154,30	154,30	154,30	153,60	154,40
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kg/h)	6.119,50	6.183,50	6.121,00	5.959,00	5.857,50	5.427,00	5.723,50	5.729,50	5.853,00	5.940,50	5.853,00	5.964,00	5.845,00
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	24,00	24,00	26,00	28,00	26,00	27,00	27,00	27,00	28,50	30,00	28,50	29,50	27,00
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	45,51	45,52	45,50	45,50	45,50	45,53	45,50	45,50	45,54	46,00	45,54	46,00	45,49
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	37,00	36,00	42,00	44,00	41,00	44,00	44,00	43,00	45,50	49,00	45,50	49,00	44,00
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	46,00	45,00	47,00	46,00	46,00	47,00	46,50	47,00	47,00	48,00	47,00	47,00	46,00
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	66,50	65,50	65,00	66,00	66,00	66,00	66,00	66,00	66,00	67,00	67,00	67,00	67,00
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	65,00	64,00	64,00	65,00	64,00	64,50	64,00	64,00	65,00	65,00	65,00	64,00	64,00
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	60,00	59,50	59,00	60,00	59,00	59,00	59,00	59,50	60,00	60,00	60,00	60,00	59,00
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	57,00	56,00	56,00	57,00	56,00	56,00	56,00	57,00	57,00	57,00	57,00	57,00	56,00
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	55,00	54,00	54,00	55,00	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	55,00	54,00
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	54,00	53,00	53,00	54,00	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	54,00	53,00
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	51,00	50,50	51,00	52,00	51,00	52,00	52,00	52,00	52,00	52,00	52,00	52,00	51,00
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	49,00	48,00	48,00	49,00	48,00	49,00	49,00	49,00	49,00	49,00	49,00	49,00	49,00
TI-33	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	48,00	47,00	47,00	48,00	47,00	47,50	47,00	48,00	48,00	48,00	48,00	48,00	48,00
FQ-282	Flujo de Destilado (Producto) (Kg/h)	69.120,00	69.250,00	68.430,00	66.340,00	62.910,00	57.200,00	56.640,00	56.730,00	55.700,00	56.980,00	55.700,00	55.500,00	55.000,00
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m ³ /h)	88,28	88,34	88,11	88,03	87,98	88,18	88,07	87,81	87,80	87,94	88,07	88,14	
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m ³ /h)	61,00	61,00	62,00	61,00	61,00	61,00	60,00	61,00	62,00	62,00	62,00	63,00	62,00
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m ³ /h)	51,00	52,00	51,00	51,00	51,00	51,00	51,00	52,00	52,00	52,00	52,00	52,00	51,00
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m ³ /h)	44,00	45,00	44,00	45,00	44,00	44,00	44,00	45,00	45,00	45,00	45,00	45,00	44,00
FI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m ³ /h)	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	43,00	43,00	44,00	44,00	44,00	43,00	43,00	44,00
FI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m ³ /h)	47,00	46,00	46,00	46,00	45,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	45,00	44,00
FI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m ³ /h)	47,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00	46,00
FI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m ³ /h)	39,00	38,00	38,00	38,00	39,00	38,00	38,00	38,00	39,00	39,00	39,00	38,00	38,00
FI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m ³ /h)	45,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00	44,00
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	34,00	33,00	32,00	31,00	32,00	31,50	31,00	32,00	31,50	30,00	31,50	29,50	31,00
PI-221	Presión lado carcasa del condensador	3,25	3,21	3,21	3,23	3,22	3,24	3,22	3,22	3,24	3,30	3,24	3,30	3,25
PI-222	Presión lado tubos del condensador	3,22	3,15	3,16	3,18	3,17	3,19	3,18	3,17	3,19	3,26	3,19	3,26	3,20

ANEXO 4

Tabla # 4 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2004

N° ETIQUETA	PARÁMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL											
		28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	5,00	4,91	4,70	4,91	4,75	4,70	5,05	4,99	4,70	4,79	4,63	5,10
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	154,10	154,00	152,40	153,80	152,60	152,20	154,60	154,30	152,00	153,00	152,00	155,10
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kg/h)	5.932,50	5.520,00	5.649,00	5.660,20	5.654,00	5.588,00	5.506,00	5.209,50	5.173,50	5.260,00	5.315,00	5.379,00
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	25,00	26,00	24,00	27,00	27,00	25,00	26,00	26,00	29,00	30,00	27,00	26,00
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	45,53	45,50	45,49	45,53	45,48	45,56	45,59	46,30	46,00	47,18	44,30	44,16
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	40,00	40,00	33,00	41,00	37,00	33,00	35,00	40,00	48,00	47,00	46,00	47,00
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	46,00	46,00	47,00	47,00	46,00	47,00	47,00	47,50	46,00	48,50	45,00	47,00
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	67,00	66,00	66,00	67,00	66,00	65,00	66,00	66,00	64,50	65,00	63,00	65,00
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	65,00	64,00	64,00	64,00	64,00	63,00	64,00	64,00	63,00	64,00	62,00	63,00
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	60,00	60,00	59,00	59,00	59,00	59,00	59,00	59,00	58,00	59,00	57,00	58,00
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	56,00	56,00	56,00	56,00	56,00	56,00	56,00	57,00	56,00	56,00	54,00	55,00
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	54,00	55,00	52,00	53,00
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	53,00	54,00	50,00	52,00
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	51,00	51,00	51,00	50,00	51,00	51,00	51,00	52,00	51,00	52,00	49,00	50,00
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	49,00	49,00	49,00	48,00	48,00	49,00	49,00	49,00	48,00	50,00	47,00	48,00
TI-33	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	48,00	48,00	47,00	47,00	47,00	47,00	48,00	48,00	47,00	49,00	45,00	47,00
FIQ-282	Flujo de Destilado (Producto) (Kg/h)	56.190,00	54.000,00	54.800,00	54.000,00	53.000,00	51.900,00	52.000,00	51.000,00	50.000,00	50.000,00	50.000,00	48.230,00
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m ³ /h)	88,01	87,90	88,12	87,99	88,16	88,32	88,15	88,15	88,10	87,83	87,90	88,16
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m ³ /h)	63,00	63,00	63,00	62,00	62,00	61,80	61,00	62,00	62,00	61,00	67,00	64,00
FI-121	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m ³ /h)	51,00	50,00	51,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	47,00	48,00	48,00	50,00
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m ³ /h)	45,00	46,00	44,00	44,00	44,00	44,00	43,00	43,00	42,00	42,00	41,00	43,00
FI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m ³ /h)	45,00	45,00	45,00	45,00	44,00	45,00	45,00	44,00	43,00	44,00	43,00	44,00
FI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m ³ /h)	44,00	47,00	45,00	44,00	45,00	46,00	44,00	44,00	42,00	43,00	42,00	43,00
FI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m ³ /h)	46,00	47,00	46,00	45,00	46,00	47,00	46,00	45,00	42,00	44,00	41,00	43,00
FI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m ³ /h)	38,00	39,00	38,00	37,00	38,00	39,00	37,00	37,00	35,00	36,00	37,00	35,00
FI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m ³ /h)	44,00	45,00	44,00	43,00	44,00	44,00	44,00	43,00	41,00	42,00	40,00	42,00
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	32,00	33,00	31,00	33,00	35,00	31,00	32,00	33,00	30,50	33,00	28,00	26,00
PI-221	Presión lado carcasa del condensador (" Hg)	3,27	3,24	3,21	3,22	3,23	3,25	3,26	3,40	3,35	3,58	3,11	3,15
PI-222	Presión lado tubos del condensador (" Hg)	3,20	3,19	3,17	3,18	3,19	3,19	3,21	3,34	3,31	3,54	3,08	3,11

ANEXO 4

Tabla # 5 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2005

N° ETIQUETA	PARÁMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL											
		40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	5.12	5.10	5.01	4.90	5.00	5.00	5.04	4.70	4.80	4.70	4.74	4.99
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	159.20	166.50	166.60	153.50	154.70	154.20	154.70	154.80	159.70	152.40	152.80	154.40
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kg/h)	5.510.50	5.574.50	5.673.00	5.639.00	5.846.50	5.944.00	5.966.00	5.818.50	5.993.00	5.948.00	5.964.50	6.128.50
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	25.00	27.00	26.00	24.00	28.00	27.00	25.00	29.00	27.00	29.00	27.00	26.00
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	42.72	45.54	43.66	41.53	46.65	46.00	44.00	46.58	44.16	47.67	45.80	43.83
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	46.00	46.00	44.00	42.00	48.00	47.00	45.00	48.00	47.00	49.00	47.00	45.00
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	46.00	47.00	46.00	45.00	49.00	48.00	46.00	48.00	48.00	48.00	47.00	45.00
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	64.00	65.00	65.00	63.00	65.00	65.00	65.00	66.00	66.00	66.00	65.00	65.00
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	62.00	64.00	63.00	62.00	64.00	64.00	64.00	65.00	65.00	65.00	64.00	64.00
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	57.00	58.00	57.00	56.00	59.00	59.00	59.00	59.00	59.00	59.00	58.00	58.00
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	55.00	56.00	55.00	54.00	56.00	56.00	55.00	56.00	56.00	57.00	55.00	56.00
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	53.00	54.00	53.00	52.00	55.00	54.00	53.00	55.00	55.00	56.00	54.00	54.00
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	50.00	52.00	51.00	50.00	53.00	52.00	51.00	53.00	53.00	54.00	53.00	52.00
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	48.00	50.00	49.00	47.00	51.00	50.00	48.00	50.00	51.00	52.00	51.00	49.00
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	47.00	48.00	48.00	46.00	49.00	48.00	47.00	49.00	49.00	50.00	49.00	47.00
TI-133	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	46.00	47.00	46.00	45.00	48.00	47.00	46.00	48.00	48.00	49.00	48.00	46.00
FIQ-282	Flujo de Destilado (Producto) (Kg/h)	48.060.00	48.000.00	48.000.00	47.000.00	46.850.00	46.100.00	46.000.00	46.000.00	45.000.00	45.000.00	44.000.00	46.000.00
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m³/h)	88.17	87.98	88.04	87.64	87.90	88.11	87.76	88.19	88.07	88.12	88.00	88.56
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m³/h)	67.00	66.00	66.00	65.00	65.00	65.00	65.00	65.00	65.00	64.00	65.00	64.00
FI-121	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m³/h)	51.00	50.00	51.00	53.00	50.00	50.00	50.00	48.00	47.00	50.00	50.00	51.00
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m³/h)	42.00	43.00	42.00	46.00	42.00	42.00	42.00	40.00	39.00	41.00	42.00	40.00
FI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m³/h)	46.00	44.00	44.00	46.00	43.00	44.00	45.00	43.00	43.00	45.00	45.00	44.00
FI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m³/h)	44.00	45.00	44.00	45.00	43.00	43.00	44.00	40.00	42.00	43.00	42.00	42.00
FI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m³/h)	43.00	45.00	44.00	46.00	44.00	44.00	46.00	42.00	44.00	45.00	44.00	42.00
FI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m³/h)	36.00	35.00	34.00	34.00	35.00	33.00	34.00	33.00	32.00	33.00	33.00	32.00
FI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m³/h)	42.00	43.00	42.00	43.00	42.00	40.00	40.00	40.00	41.00	42.00	41.00	39.00
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	25.00	29.00	27.50	26.00	29.00	29.00	27.00	30.00	28.00	30.00	28.00	27.00
PI-221	Presión lado carcasa del condensador (" Hg)	2.90	3.32	3.03	2.77	3.51	3.38	3.05	3.46	3.06	3.65	3.29	3.07
PI-222	Presión lado tubos del condensador (" Hg)	2.85	3.29	2.99	2.73	3.47	3.34	3.01	3.41	3.02	3.61	3.25	3.03

ANEXO 4

Tabla # 6 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2006

N° ETIQUETA	PARÁMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL											
		52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	5,02	5,00	5,04	5,20	5,00	4,88	5,20	5,05	4,97	5,10	5,01	5,01
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	154,50	153,80	154,70	168,00	154,20	153,40	155,50	154,30	154,10	162,10	154,50	154,50
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kg/h)	5.993,00	6.013,00	6.023,50	6.008,00	5.934,00	5.997,00	6.079,00	6.118,00	6.144,00	6.124,50	6.095,50	6.055,00
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	27,00	26,00	26,00	25,00	28,00	26,00	27,00	28,00	27,00	30,00	28,00	28,00
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	44,13	42,02	44,35	43,04	45,30	44,91	45,21	44,56	44,88	46,51	45,32	47,07
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	45,00	45,00	45,00	45,00	47,00	46,00	47,00	47,00	46,00	47,00	47,00	49,00
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	46,00	45,00	46,00	45,00	48,00	48,00	48,00	48,00	47,00	49,00	48,00	49,00
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	65,00	64,00	64,00	65,00	65,00	65,00	66,00	65,00	65,00	66,00	66,00	66,00
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	64,00	63,00	63,00	64,00	64,00	64,00	65,00	64,00	64,00	65,00	65,00	65,00
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	58,00	57,00	57,00	58,00	58,00	58,00	59,00	58,00	58,00	59,00	59,00	60,00
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	56,00	54,00	54,00	55,00	57,00	56,00	56,00	55,00	55,00	56,00	57,00	58,00
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	54,00	52,00	52,00	53,00	54,00	54,00	54,00	53,00	53,00	55,00	55,00	56,00
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	52,00	51,00	51,00	51,00	52,00	52,00	53,00	52,00	52,00	53,00	53,00	54,00
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	50,00	49,00	49,00	50,00	50,00	50,00	51,00	50,00	50,00	51,00	51,00	52,00
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	48,00	47,00	47,00	47,00	49,00	48,00	49,00	48,00	48,00	49,00	49,00	50,00
TI-33	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	47,00	46,00	46,00	46,00	48,00	47,00	48,00	47,00	47,00	48,00	48,00	49,00
FQ-282	Flujo de Destilado (Producto) (Kg/h)	46.000,00	46.000,00	46.000,00	46.000,00	45.000,00	45.000,00	46.000,00	46.000,00	46.000,00	46.000,00	46.000,00	46.000,00
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m ³ /h)	88,26	88,65	88,58	88,16	87,91	88,04	88,05	87,92	88,06	83,05	88,72	88,70
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m ³ /h)	65,00	63,00	64,00	63,00	63,00	63,00	63,00	63,00	63,00	69,00	60,00	59,00
FI-121	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m ³ /h)	51,00	51,00	49,00	51,00	50,00	50,00	51,00	48,00	51,00	54,00	47,00	47,00
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m ³ /h)	40,00	39,00	39,00	40,00	40,00	39,00	41,00	38,00	40,00	43,00	60,00	62,00
FI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m ³ /h)	44,00	44,00	44,00	44,00	42,00	43,00	43,00	41,00	43,00	46,00	65,00	64,00
FI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m ³ /h)	40,00	42,00	42,00	42,00	41,00	42,00	44,00	42,00	43,00	44,00	40,00	33,00
FI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m ³ /h)	42,00	43,00	43,00	42,00	43,00	43,00	45,00	43,00	44,00	45,00	42,00	39,00
FI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m ³ /h)	32,00	32,00	31,00	33,00	32,00	31,00	32,00	30,00	31,00	31,00	29,00	30,00
FI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m ³ /h)	39,00	40,00	40,00	39,00	39,00	39,00	41,00	39,00	40,00	42,00	39,00	35,00
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	28,00	27,00	27,00	28,00	29,00	27,00	27,00	28,00	27,00	28,00	28,00	28,00
PI-221	Presión lado carcasa del condensador (" Hg)	3,14	2,78	3,13	2,95	3,32	3,24	3,33	3,22	3,27	3,55	3,42	3,72
PI-222	Presión lado tubos del condensador (" Hg)	3,11	2,74	3,09	2,91	3,28	3,20	3,29	3,19	3,23	3,51	3,38	3,67

ANEXO 4

Tabla # 7 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2007

N° ETIQUETA	PARÁMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL											
		64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	5,16	5,14	5,12	4,80	4,63	4,50	4,71	4,66	4,90	4,66	4,75	4,69
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	155,00	159,80	154,90	151,60	151,60	156,40	160,80	153,20	153,20	153,20	151,90	152,30
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kg/h)	6,090,00	6,149,50	6,102,50	6,110,50	6,187,00	6,078,50	6,144,00	6,093,00	5,995,00	5,995,00	5,945,50	6,119,50
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	25,00	24,00	25,00	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00	26,00
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	39,63	39,66	42,02	41,52	40,52	39,96	45,23	44,25	44,25	44,25	46,29	43,86
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	44,00	44,00	45,00	43,00	44,00	43,00	48,00	47,00	47,00	47,00	48,00	47,00
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	44,00	44,00	46,00	45,00	45,00	44,00	47,00	47,00	47,00	47,00	48,00	47,00
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	62,00	63,00	65,00	65,00	64,00	63,00	66,00	65,00	65,00	65,00	67,00	66,00
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	61,00	62,00	64,00	63,00	63,00	62,00	65,00	64,00	63,00	63,00	65,00	65,00
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	55,00	56,00	57,00	57,00	56,00	56,00	60,00	58,00	58,00	58,00	60,00	58,00
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	52,00	53,00	54,00	54,00	54,00	53,00	57,00	55,00	55,00	55,00	57,00	56,00
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	50,00	51,00	52,00	52,00	51,00	50,00	56,00	54,00	54,00	54,00	56,00	55,00
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	49,00	49,00	51,00	50,00	49,00	49,00	54,00	53,00	53,00	53,00	54,00	53,00
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	47,00	47,00	49,00	48,00	48,00	46,00	46,00	51,00	50,00	50,00	51,00	50,00
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	45,00	45,00	47,00	46,00	46,00	44,00	49,00	49,00	49,00	49,00	49,00	48,00
TI-33	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	44,00	44,00	46,00	45,00	44,00	43,00	48,00	48,00	48,00	48,00	48,00	47,00
FIO-282	Flujo de Destilado (Producto) (Kg/h)	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00	46,000,00
PI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m ³ /h)	87,98	87,21	88,83	87,90	88,09	87,88	88,25	87,77	87,67	87,77	88,66	88,44
FI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m ³ /h)	65,00	65,00	65,00	64,00	64,00	63,00	62,00	62,00	62,00	62,00	61,00	63,00
PI-121	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m ³ /h)	74,00	75,00	77,00	78,00	75,00	78,00	75,00	75,00	75,00	75,00	73,00	76,00
FI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m ³ /h)	61,00	62,00	62,00	61,00	62,00	62,00	62,00	62,00	62,00	62,00	61,00	63,00
FI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m ³ /h)	57,00	57,00	61,00	60,00	60,00	56,00	51,00	52,00	51,00	51,00	51,00	52,00
FI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m ³ /h)	44,00	41,00	42,00	42,00	41,00	41,00	38,00	45,00	41,00	41,00	39,00	41,00
FI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m ³ /h)	44,00	42,00	44,00	43,00	42,00	43,00	40,00	40,00	47,00	42,00	40,00	44,00
FI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m ³ /h)	31,00	28,00	30,00	30,00	29,00	30,00	23,00	26,00	24,00	22,00	26,00	27,00
FI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m ³ /h)	38,00	38,00	38,00	37,00	36,00	37,00	36,00	41,00	39,00	36,00	39,00	40,00
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	25,00	24,00	25,00	24,00	26,00	25,00	27,00	28,00	29,00	29,00	26,00	28,00
PI-221	Presión lado carcasa del condensador (" Hg)	2,55	2,60	2,97	2,86	2,72	2,59	3,47	3,20	3,22	3,61	3,03	3,18
PI-222	Presión lado tubos del condensador (" Hg)	2,53	2,57	2,91	2,83	2,69	2,56	3,43	3,16	3,19	3,56	2,99	3,15

ANEXO 4

Tabla # 8 : Variables medidas en el proceso de la unidad 3 de la desaladora en el año 2008.

N° ETIQUETA	PARAMETRO	LECTURA PROMEDIO MENSUAL											
		76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	
PI-144	Vapor a alta presión (bar)	4.91	5.12	4.81	4.86	4.55	4.60	4.55	4.60	4.55	4.60	4.55	
TI-143	Temperatura de vapor a alta presión (°C)	153.70	155.30	152.60	153.70	154.90	151.40	151.40	153.70	154.90	151.40	163.40	
FQ-144	Flujo de entrada de vapor (Kgr/h)	6.101.00	6.177.00	6.343.50	6.210.50	6.008.50	5.947.00	5.947.00	6.210.50	6.008.50	5.947.00	6.116.50	
TI-237A	Temperatura entrada de agua de mar al sistema (°C)	26.00	23.00	25.00	26.00	28.00	26.00	28.00	26.00	28.00	26.00	28.00	
TI-221	Temperatura entrada de agua de mar a efectos (°C)	38.46	40.59	38.33	43.46	42.78	40.26	43.80	43.46	42.78	40.26	43.80	
TI-237B	Temperatura de salida de destilado (°C)	47.00	45.00	43.00	45.00	45.00	43.00	45.00	45.00	45.00	43.00	45.00	
TI-271	Temperatura salida de salmuera (°C)	45.00	44.00	42.00	45.00	45.00	44.00	45.00	45.00	45.00	44.00	45.00	
TI-172	Temperatura salida de salmuera efecto # 1 (°C)	67.00	64.00	62.00	63.00	62.00	62.00	62.00	63.00	62.00	62.00	63.00	
TI-173	Temperatura salida de salmuera efecto # 2 (°C)	65.00	63.00	61.00	62.00	61.00	60.00	62.00	62.00	61.00	60.00	62.00	
TI-120	Temperatura salida de salmuera efecto # 3 (°C)	58.00	56.00	55.00	57.00	56.00	55.00	57.00	57.00	56.00	55.00	57.00	
TI-121	Temperatura salida de salmuera efecto # 4 (°C)	55.00	53.00	54.00	54.00	53.00	52.00	54.00	54.00	53.00	52.00	54.00	
TI-122	Temperatura salida de salmuera efecto # 5 (°C)	54.00	52.00	52.00	53.00	52.00	51.00	53.00	53.00	52.00	51.00	53.00	
TI-130	Temperatura salida de salmuera efecto # 6 (°C)	53.00	49.00	50.00	50.00	51.00	50.00	51.00	50.00	51.00	50.00	51.00	
TI-131	Temperatura salida de salmuera efecto # 7 (°C)	50.00	47.00	47.00	49.00	49.00	47.00	49.00	49.00	49.00	47.00	49.00	
TI-132	Temperatura salida de salmuera efecto # 8 (°C)	49.00	46.00	45.00	48.00	47.00	45.00	48.00	48.00	47.00	45.00	47.00	
TI-33	Temperatura salida de salmuera efecto # 9 (°C)	48.00	44.00	44.00	44.00	46.00	44.00	46.00	47.00	46.00	44.00	46.00	
FIQ-282	Flujo de Destilado (Producto) (Kg/h)	45.000.00	45.000.00	46.000.00	45.000.00	44.000.00	44.000.00	44.000.00	45.000.00	44.000.00	44.000.00	44.000.00	
PI-224	Flujo de alimentación al efecto # 1 (m ³ /h)	88.76	88.61	88.25	88.15	88.85	88.50	88.26	88.15	88.85	88.50	88.26	
PI-224	Flujo de alimentación al efecto # 2 (m ³ /h)	63.00	63.00	63.00	61.00	60.00	60.00	61.00	61.00	60.00	60.00	61.00	
PI-121	Flujo de alimentación al efecto # 3 (m ³ /h)	76.00	76.00	75.00	71.00	74.00	70.00	73.00	71.00	74.00	70.00	73.00	
PI-122	Flujo de alimentación al efecto # 4 (m ³ /h)	56.00	55.00	57.00	50.00	54.00	55.00	56.00	50.00	54.00	55.00	56.00	
PI-123	Flujo de alimentación al efecto # 5 (m ³ /h)	56.00	54.00	54.00	44.00	48.00	48.00	48.00	44.00	48.00	48.00	48.00	
PI-131	Flujo de alimentación al efecto # 6 (m ³ /h)	41.00	46.00	42.00	42.00	41.00	40.00	39.00	42.00	41.00	40.00	39.00	
PI-132	Flujo de alimentación al efecto # 7 (m ³ /h)	41.00	45.00	43.00	43.00	42.00	41.00	40.00	43.00	42.00	41.00	40.00	
PI-133	Flujo de alimentación al efecto # 8 (m ³ /h)	31.00	31.00	30.00	31.00	32.00	31.00	38.00	31.00	32.00	31.00	38.00	
PI-134	Flujo de alimentación al efecto # 9 (m ³ /h)	39.00	41.00	40.00	38.00	40.00	39.00	25.00	40.00	40.00	39.00	25.00	
TI-222	Temperatura de agua de mar al condensador (°C)	27.00	24.00	25.00	26.00	26.00	24.00	26.00	26.00	26.00	24.00	26.00	
PI-221	Presión lado carcasa del condensador (" Hg)	3.49	2.77	2.51	3.12	2.98	2.66	3.21	3.12	2.98	2.66	3.21	
PI-222	Presión lado tubos del condensador (" Hg)	3.51	2.73	2.48	3.07	2.93	2.63	3.16	3.07	2.93	2.63	3.16	

Table 1. Unit Product Costs for Conventional and Novel Desalination Processes by Capacity, Plants Operating in 2001.

Type of System: Capacity, in millions of gallons per day	Unit Product Cost, \$ Cent/gallon
<u>Novel Processes</u>	
MEE-VS, 30effects, Aluminum alloy, Fluted tubes: 90.53	0.182
MEE-ABS, Absorption heat pump and gas turbine: 2.5	0.133
<u>Mechanical Vapor Compression (MVC)</u>	
0.03	1.894
0.13	1.220
1.06	0.939
1.20	0.920
5.28	0.174
<u>Reverse Osmosis</u>	
5.28 (single stage)	0.242
5.28 (two stage)	0.288
0.03	0.898
1.06	0.750
1.20	0.489
9.99	0.413
10.56	0.314
12.00	0.258
30.00	0.208
<u>Multistage Flash Desalination (MSF)</u>	
7.13 (Dual-purpose) ¹	0.292
7.13 (Single-purpose)	0.621
8.45 (Gas turbine, waste-heat boiler)	0.545
7.13	0.595
9.99	0.473
<u>Multiple-Effect Evaporation (MEE)</u>	
6 (Dual-purpose)	0.330
6 (Single-purpose)	0.739
6	0.529
6	0.470
9.99	0.409
9.99 (Gas turbine, waste-heat boiler)	0.496
<u>MEE-TVC</u>	
5.85 (Single-purpose)	0.886
5.85 (Dual-purpose)	0.496
5.85	0.587

Source: Ettouney, 2002.

ANEXO 5