

T
628.167.
CRUm



Escuela Superior Politécnica del Litoral

Facultad de Ingeniería en Mecánica
y Ciencias de la Producción

"Mejoramiento de la Planta Desalinizadora de
Agua de Mar en la Refinería La Libertad"

TESIS DE GRADO

Previa la Obtención del Título de:
INGENIERO MECANICO

Presentada por:

Roberto Fernando Cruz Game

GUAYAQUIL . ECUADOR

Año: 2 0 0 4



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción

**"Mejoramiento de la Planta Desalinizadora de Agua de Mar en la
Refinería La Libertad"**

TESIS DE GRADO

Previa la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Presentada por:

Roberto Fernando  Cruz Game

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2004

AGRADECIMIENTO

A todas las personas que de una u otra manera colaboraron en la realización de éste trabajo, en especial a los trabajadores de la Planta de Agua y al Ing. Ignacio Wiesner Director de Tesis.

DEDICATORIA

A MIS PADRES

A MI ESPOSA

A MIS HIJOS


A MIS HERMANOS

A MIS AMIGOS

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN



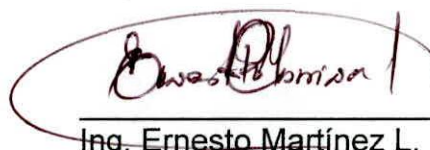
Ing. Francisco Andrade S.
SUBDECANO DE LA FIMCP
PRESIDENTE



Ing. Ignacio Wiesner F.
DIRECTOR DE TESIS



Ing. Manuel Helguero G.
VOCAL PRINCIPAL



Ing. Ernesto Martínez L.
VOCAL PRINCIPAL



DECLARACION EXPRESA

"La responsabilidad del contenido de esta Tesis de Grado, me corresponden exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL"

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)

Roberto F. Cruz Game

RESUMEN

En la presente Tesis de Grado se ha llegado a establecer un mejoramiento de las condiciones de trabajo de la planta de agua que tiene vital importancia en la refinería La Libertad.

Se trata de una planta desalinizadora de agua de mar que trabaja continuamente desde el año de 1971 y se ha conseguido mejorarla realizando una reingeniería de los componentes de la misma a fin de tener índices de operación que comparados con los que se había venido operando existen importantes ahorros en rubros tales como: consumo de energía eléctrica y de consumo de vapor.

Se consiguieron los valores en energía eléctrica pasaron de un consumo de 2058,9 Kw-hr por día a un consumo de 89 Kw-hr, dando un ahorro de 1969,9 Kw-hr por día, lo cual equivale a un ahorro de 94.043 USD al año. En cambio en el vapor de un consumo de 497,3 MMBtu/día (195,9 Tm/día) a un consumo de

325,2 MMBtu/día (130,6 Tm/día), lo cual representa un ahorro de 172,1 MMBtu/día (65,3 Tm/día), que equivale a 135.385 USD al año de 341 días.

Además se consiguió la reutilización del agua salada de enfriamiento de la planta de agua que se descargaba directamente al mar, para el enfriamiento de fluidos más calientes en la refinería, con lo cual se mejoró la confiabilidad del sistema de agua salada y también en casos de emergencia de paradas por falla de la línea principal de 24" o por falla eléctrica en las bombas del muelle, con lo cual se consiguió disminuir los daños de equipos de la refinería por parada brusca.

También se mejoró la capacitación e incentivo del personal en conocer y dar una respuesta inmediata en mantenimiento y mejoramiento continuo de la producción de agua al año con el objetivo de disminuir el costo del metro cúbico de agua.

Además para disminuir los costos de los repuestos de los equipos rotativos que se importaban desde el exterior se consiguió fabricarlos en el país utilizando la tecnología nacional y bajar los costos del metro cúbico de agua.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
RESUMEN	II
ÍNDICE GENERAL	III
ABREVIATURAS	IV
SIMBOLOGÍA	V
ÍNDICES DE FIGURAS	VI
ÍNDICE DE TABLAS	VII
ÍNDICE DE GRAFICOS	VIII
INTRODUCCIÓN.....	1

CAPITULO 1

1. DEFINICION DEL PROBLEMA.....	3
1.1 Descripción de la planta y su función dentro de la refinería	3
1.2 Índices estadísticos de operación de la planta	28
1.3 Costo de operación	39
1.4 Componentes de la planta en condiciones críticas	44



1.5 Nivel de capacitación del personal	51
--	----

CAPITULO 2

2. SOLUCIONES PROPUESTAS Y SU IMPLEMENTACIÓN	57
2.1.- Componentes del sistema de movimientos de fluido en plan de reingeniería	57
2.2.- Componentes de los sistemas térmicos en proceso de reingeniería	75
2.3.- Rediseño y nueva implantación de componentes racionalizados	91
2.4.- Plan de capacitación de personal	94
2.5 Pruebas de funcionamiento y monitoreo de la planta mejorada	99

CAPITULO 3

3. EVALUACION DE LOS RESULTADOS.....	112
3.1.- Con relación a la optimización técnica	112
3.2.- Con relación al costo beneficio de la planta actual	116

CAPITULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....134

 4.1 Conclusiones134

 4.2 Recomendaciones136

BIBLIOGRAFÍA

ABREVIATURAS

AISI	Instituto Americano del Hierro y del Acero
ANSI	Instituto Nacional Americano de Normas
ASTM	Norma Americana de ensayo de materiales
BHP	Potencia en caballos al freno de una bomba
Btu	Unidad térmica británica
cm	Centímetro
g	Gravedad
gal.	Galón
GPM	Galón por minuto
GPD	Galón por día
gr	Gramo
H	Cabezal
Hf	Pérdida por fricción
Hfs	Pérdida por fricción en la succión
HP	Potencia en caballos
J	Joule
k	Conductividad térmica
K	Coeficiente de transferencia de calor
Kg	Kilogramo
Kr	Coeficiente de resistencia
KwH	Kilovatios hora
Lb/Hr	Libras por hora
mm	Milímetro
MMBtu	Millones de Btu
MPa	Millones de Pascal
m ³	Metro cúbico
ML	Mililitro
mpy	Milésimas de pulgada por año
mph	Millas por hora
mt	Metro
NPSH	Cabezal de Succión Positivo Neto
Pa	Pascal

Pn	Presión en el punto n
PPM	Partes por millón
psia	Libra por pulgada cuadrada absoluta
psig	Libra por pulgada cuadrada manométrica
pulg.	Pulgadas
RPM	Revoluciones por minuto
seg.	Segundo
Sp. Gr.	Gravedad específica
SWG	Norma del calibre de alambre en pulg. (Standard Wire Gauge)
Tm	Tonelada métrica
μmhos/cm	Micromhos por centímetro = microsiemens por centímetro
USD	Dólares de Estados Unidos de Norte América
UNS	Sistema numérico unificado para metales y aleaciones
Vn	Velocidad en el punto n
W	Vatio
Zn	Altura en el punto n

SIMBOLOGÍA

\$	Dólares de Estados Unidos de Norteamérica
%	Porcentaje
Σ	Sumatoria
Ω	Ohmio
μ	Micro
Al	Aluminio
Ag	Plata
°C	Grado Centígrado
Cd	Cadmio
Ca	Calcio
C	Carbón
Cr	Cromio
Co	Cobalto
Cu	Cobre
°F	Grado Fahrenheit
Fe	Hierro
Hg	Mercurio
Mg	Magnesio
Mn	Manganeso
Ni	Níquel
P	Fósforo
Pb	Plomo
Se	Selenio
Sn	Estaño
S	Azufre
Ti	Titanio
Va	Vanadio
Zn	Zinc

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1.1	5
Figura 1.2	6
Figura 1.3	8
Figura 1.4	9
Figura 1.5	10
Figura 1.6	11
Figura 1.7	14
Figura 1.8	15
Figura 1.9	17
Figura 1.10	19
Figura 1.11	20
Figura 1.12	22
Figura 1.13	23
Figura 1.14	24
Figura 1.15	25
Figura 1.16	26
Figura 1.17	49
Figura 1.18	50
Figura 1.19	52
Figura 2.20	76



ÍNDICE DE TABLAS

	Pág..
Tabla 1	Análisis del agua 7A
Tabla 2	Paradas de la planta de agua 29
Tabla 3	Record de producción de la planta de agua 38
Tabla 4	Producción de agua; de 1972 a 1979 y de 1980 al 2003 40
Tabla 5	Costos totales de producción de 1981 45
Tabla 6	Costo unitario de producción de 1981 46
Tabla 7	Organigrama y capacitación del personal de 1981 54
Tabla 8	Factores de incidencia sobre la resistencia al flujo de calor 87
Tabla 9	Historial de mantenimiento de intercambiadores de calor 90
Tabla 10	Cálculo y pérdida de calor del aislamiento térmico 92
Tabla 11	Organigrama y capacitación del personal de 1999 95
Tabla 12	Consumos mensuales de vapor y energía 102
Tabla 13	Balance de masa y energía de 1981 110
Tabla 14	Balance de masa y energía después de la reingeniería 111
Tabla 15	Costo unitario del agua en 1999 y después de la reingeniería 128
Tabla 16	Costos totales de producción en 1999 y después de reingeniería 129

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 1	Producción de la Planta de Agua
Gráfico 2	Curva de la Bomba de Recirculación nueva
Gráfico 3	Curva de la Bomba de Condensado nueva
Gráfico 4	Curva de la Bomba del Destilado nueva
Gráfico 5	Curva del Consumo de Electricidad de la Planta de Agua
Gráfico 6	Curva del Consumos de Vapor en la Planta de Agua
Gráfico 7	Curva del Consumo de Electricidad en Bombas del Muelle

BIBLIOGRAFÍA

- 1.- Wayne M. Warner and Donald R. Finnegan
SELECT A SEAWATER DESALINATION PROCESS
AQUA-CHEM, INC. CHEMICAL ENGINEERING
Febrero 7, 1983
- 2.- Form 70510-F
TYPE S HORIZONTAL SPLIT CASE CENTRIFUGAL PUMP
INGERSOLL RAND PUMPS
1981
- 3.- Sheet 604
APW VERTICAL TURBINE PUMPS
INGERSOLL RAND COMPANY
Septiembre 1, 1979
- 4.- Sheet 215
HOC/HEC CHEMICAL PUMPS
INGERSOLL RAND COMPANY, PUMP GROUP
May, 1984
- 5.- Catalog 200A
ENERGY SAVING TURBINES
COPPUS ENGINEERING CORPORATION
1984

- 6.- C. R. Westaway and A. W. Loomis
CAMERON HYDRAULIC DATA
INGERSOLL RAND
Fifteenth Edition, 1977
- 7.- M. Necati Ozisik
TRANSFERENCIA DE CALOR
UNIVERSIDAD DEL ESTADO DE CAROLINA DEL NORTE
1979
- 8.- Volume 02. 01
ASTM STANDARDS; COPPER AND COPPER ALLOYS
AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS
1991
- 9.- Volume 01. 01
ASTM STANDARDS; STEEL – PIPING, TUBING, FITTINGS
AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS
1986
- 10.- Nicholas P. Cheremisinoff
HEAT TRANSFER POCKET HANDBOOK
GULF PUBLISHING COMPANY
1984
- 11.- Process Plant Division
OPERATING AND MAINTENANCE INSTRUCTIONS FOR WATER
DESALINATION PLANT
AITON & CO. LTD. DERBY ENGLAND
1970
- 12.- In three sections
HOOK-UP DESIGNS FOR STEAM AND FLUID SYSTEMS
SARCO COMPANY, INC.

Fourth edition, 1974



- 13.- Guía de Productos
SPIRAX SARCO A SU SERVICIO
SARCO COMPANY, INC.
1986
- 14.- MATERIAL OF CONSTRUCTION FOR THE CHEMICAL INDUSTRY
VEREINIGTE DEUTSCHE METALLWERKE AG
1981
- 15.- Symposium the University of Piacenza
ADVANCED STAINLESS STEEL FOR SEAWATER APPLICATIONS
ASSOCIAZIONE ITALIANA DI METALLURGIA
1980
- 16.- Primer informe parcial
ESTUDIO DE LA CALIDAD DE LOS EFLUENTES DE LAS REFINERIAS DE
PETROPENINSULA. SANTA ELENA, PROVINCIA DEL GUAYAS.
ESPOL
Febrero, 1992
- 17.- EVALUATION OF STEAM LEAKS
Information Sheet No.3
SPIRAX SARCO
- 18.- INGENIERIA EN AISLAMIENTO TERMICO. AHORRO ENERGETICO
AMOTER CIA. LTDA.
LA LLAVE SA

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo de tesis comprende la aplicación de nuevas políticas empresariales en la refinería La Libertad, tendientes a la reducción de costos de producción en equipos principales y auxiliares. Para cumplir con este cometido me correspondió hacer un estudio sobre la planta desalinizadora de agua de mar que suministra el agua para uso industrial y doméstico.

El uso de los principios de ingeniería para atacar los problemas de mejoramiento de la operación para mantener la producción nominal y disminuir los costos de producción, fue mi primer cometido general y mis objetivos específicos tuvieron relación con el mejoramiento de los componentes de manejo de fluidos, los sistemas térmicos y la capacitación del personal.

También puse en consideración los altos gastos por la compra de repuestos importados de los equipos rotativos de la planta, y se consiguió fabricarlos en el país utilizando la tecnología nacional.

Por último siempre con la idea del ahorro energético se construye un pozo de succión de bombas, para la reutilización del agua salada que descarga la planta de agua, con el fin de enfriar fluidos más calientes en la refinería, con lo cual además disminuyeron los daños de equipos de la refinería por parada brusca y el costo de agua salada al suprimir de la operación, una unidad de bombeo.

Se demostrará en este trabajo que la mayoría de las acciones realizadas fueron positivas y aplicadas con pocos recursos y los resultados se vieron después de poco tiempo de aplicados.

CAPÍTULO 1

1. DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

En éste capítulo se definen los problemas que existían en la planta de agua en el año de 1981 y que incidían en el volumen y en el costo de producción por lo que sobre la base de la información existente que no era muy completa, se logra tener índices estadísticos de la operación y de los componentes críticos de la planta desalinizadora de agua de mar, para tener una base de comparación en el futuro después de realizar las mejoras tanto en los equipos como en la capacitación del personal.

1.1 Descripción de la Planta y su función dentro de la Refinería

La planta de agua se encuentra ubicada dentro de la refinería de petróleo de Petroindustrial, en el cantón de La Libertad, de la provincia del Guayas. La planta abastece la demanda de agua de la refinería para uso industrial y doméstico, produciendo desde 1971 la cantidad de 680 m³ por

día como valor nominal, dando un 70% para el uso industrial y el 30% para uso doméstico. El agua industrial cubre la demanda de agua para las calderas 379 m^3 (100.000 GPD) y también como agua de enfriamiento $98,5 \text{ m}^3$ (26.000 GPD), a una calidad de 15 PPM de sólidos totales disueltos como máximo.

La planta de desalinización de agua de mar es del tipo de evaporación instantánea de múltiples etapas (MSF, del inglés Multi-Stage Flash distillation) de procedencia Inglesa (Aiton), del tipo recirculación y básicamente comprende los siguientes sistemas: Un sistema de enfriamiento, sistema de vacío, sistema de recirculación, sistemas de precalentamiento y de calentamiento, sistemas de condensado y del destilado, dosificación de químicos y de instrumentación para el control de la planta. Ver Figura No. 1.1 de la planta de agua.

Ingresa el agua salada a una temperatura de 20 a 30 grados centígrados y presión de 30 a 40 psig y se precalienta unos 8 a 10 grados, enfriando el vapor del destilado de los condensos 9 y 10 y del enfriador de gases incondensables. Ver Figura No. 1.2 del ingreso de agua salada a la planta. El agua salada es tomada por medio de bombas que están ubicadas en una plataforma en el muelle de la refinería que se encuentra a una distancia de la playa de 150 mt y a una profundidad de 6,9 mt del

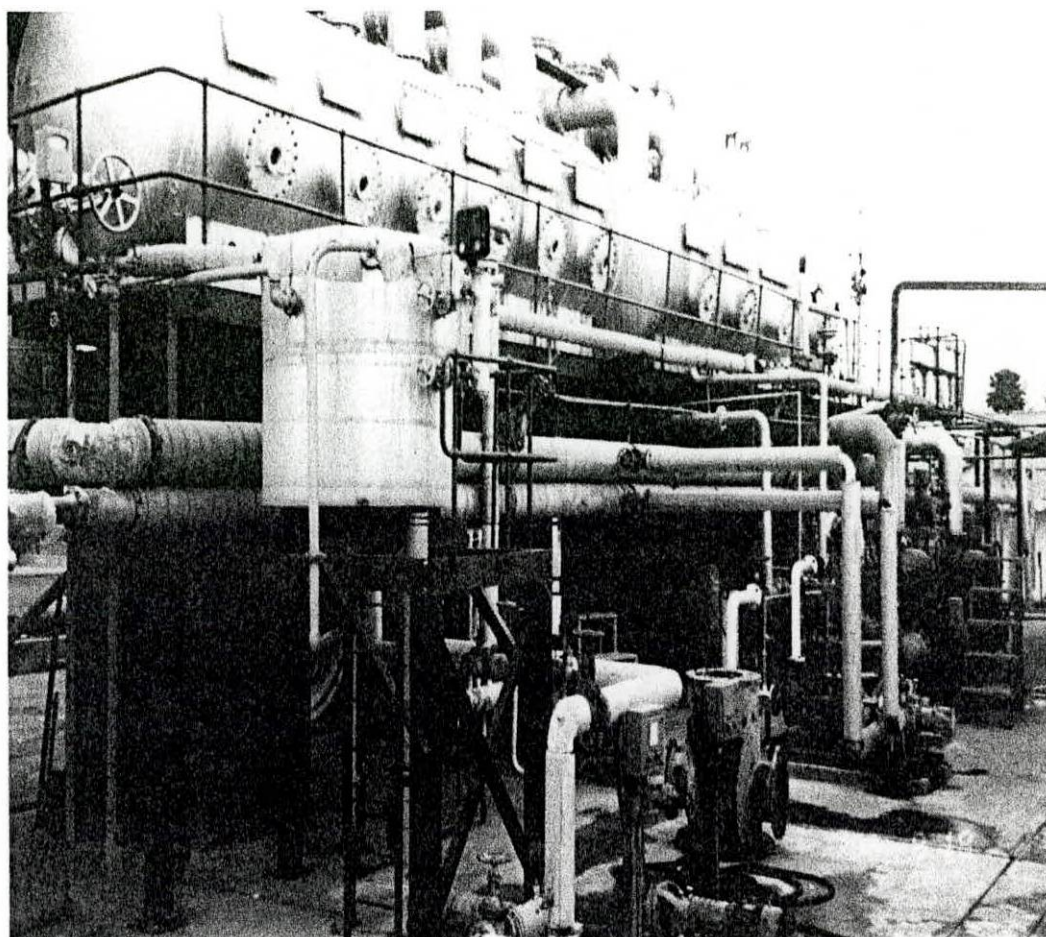


FIGURA 1.1 PLANTA DE AGUA. CAMARAS DE EVAPORACION

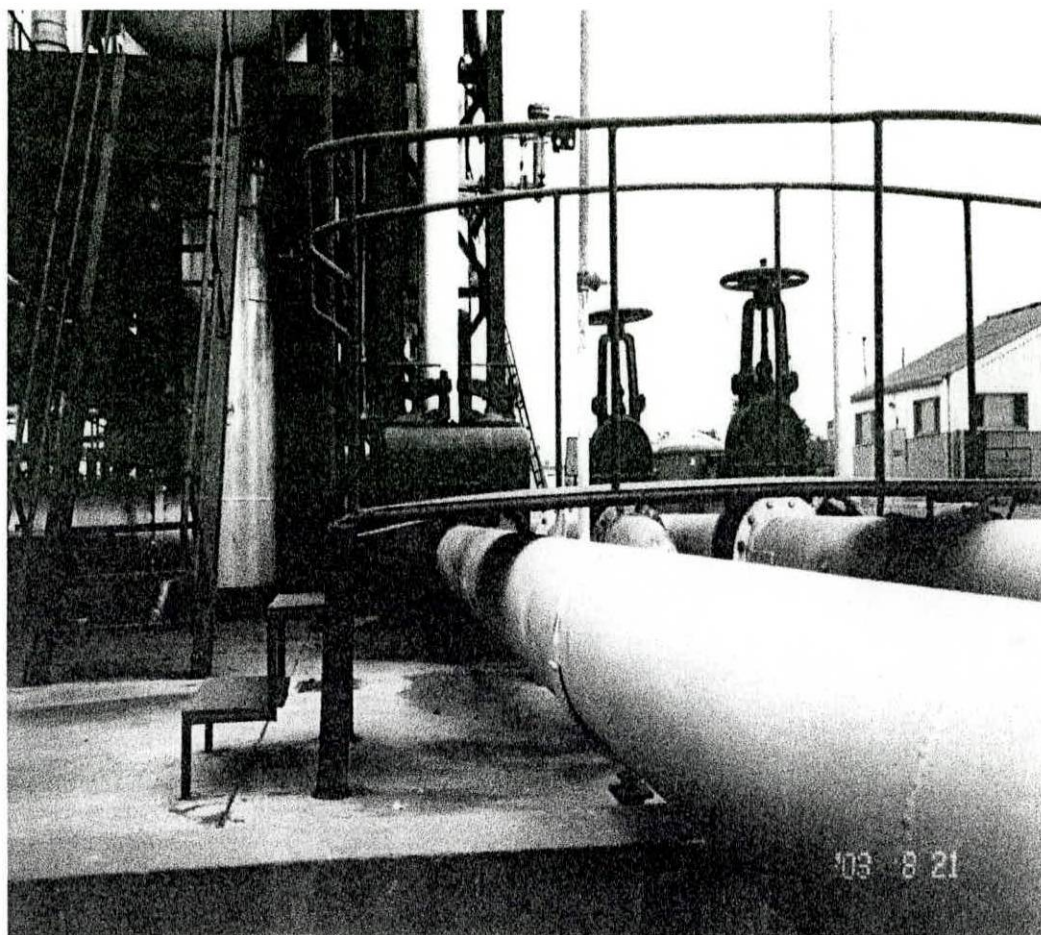


FIGURA 1.2 INGRESO AGUA SALADA A LA PLANTA

lecho marino y con relación a la planta de agua a una distancia de 1.118 mt y a una diferencia de nivel de 20 mt del muelle. Ver Figura No. 1.3 de la plataforma de las bombas del muelle. El análisis químico, físico y microbiológicos del agua de mar en el muelle de La Libertad se presenta en la Tabla No. 1. El agua de mar impulsada por tres bombas centrífugas de 150 HP cada una, dando un total de 5.100 GPM de flujo y a 80 psig. de presión de descarga en la línea de 24", a la cual enseguida se inyecta una dosis de hipoclorito de sodio desde la bomba y del clorinador electrolítico para mantener la línea limpia de incrustaciones y limitar el crecimiento marino. Ver Figura No. 1.4 del clorinador electrolítico en el muelle. De los 1.700 GPM de agua salada que ingresan a la planta, únicamente se utiliza como agua de alimentación el 15 % que equivale a unos 255 GPM, lo demás es para el enfriamiento que regresa al mar (Ver Figura No. 1.5 Línea 12" descarga agua de enfriamiento).

El agua de mar entra en la planta como agua de enfriamiento, de la cual como se dijo, se utiliza una fracción como alimentación tras calentarse en los condensadores del desecho (Condensos No. 9 y No. 10). La alimentación entra al estanque de salmuera (Cámara No. 10) y se mezcla con la salmuera de recirculación. La mezcla de alimentación-salmuera es impulsada por una bomba de recirculación (Ver Figura No. 1.6, de las bombas de recirculación eléctrica y de turbina) y pasa en serie por

Tabla No. 1

ANALISIS DEL AGUA DE MAR EN EL MUELLE DE LA LIBERTAD A 100 Mt DE LA PLAYA
--

PARAMETROS	UNIDADES	PROMEDIO	MAXIMO	MINIMO
TEMPERATURA AMBIENTE	°C	24	29	18
TEMPERATURA AGUA	°C	24	30	18
SALINIDAD	PPM	33.017	35.000	30.000
CONDUCTIVIDAD	STD	39200		
SOLIDOS TOTALES DISUELTOS	PPM	40.359		
PH		8,2		
DUREZA DE Ca	PPM	1.100		
DUREZA DE Mg	PPM	5.400		
DUREZA TOTAL	PPM	6.500		
AZUFRE	PPM	0,002		
CLORUROS	PPM	18.200		
HIERRO	PPM	0,150		
COBRE	PPM	0,002		
MAGNECIO	PPM	1.255		
BARIO	PPM	0,025		
MANGANESO	PPM	0,03		
PLOMO	PPM	0,002		
NIQUEL	PPM	0,002		
VANADIO	PPM	0,00		
BACTERIAS AEROBICAS.	COL/ML	4.467		
COLIFORMES TOTALES	NMP/100ML	918		
COLIFORMES FECALES	NMP/100 ML	1.278		

COL= COLONIAS

NMP = NUMERO MAS PROBABLE

PPM = PARTES POR MILLON



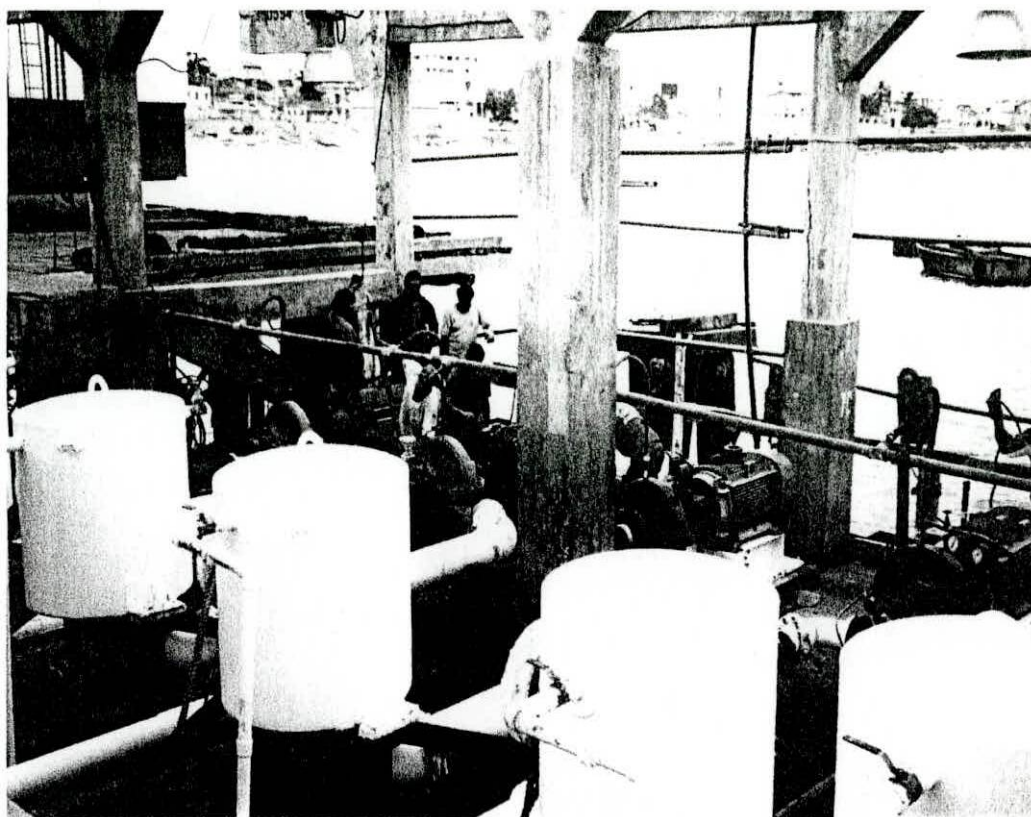


FIGURA 1.3 PLATAFORMA BOMBAS DEL MUELLE

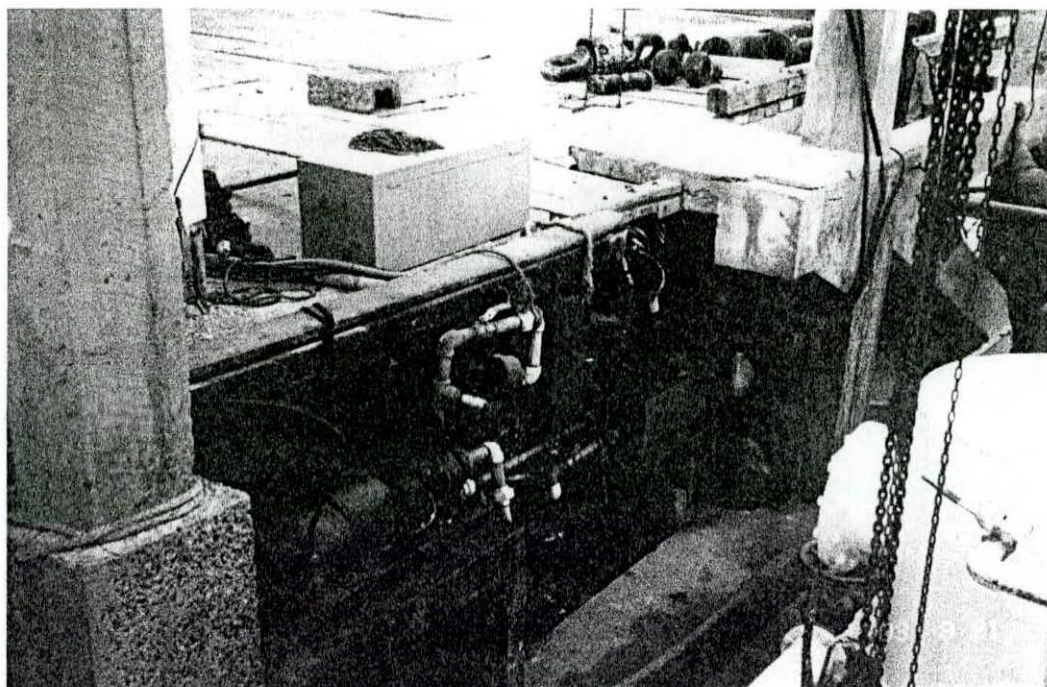


FIGURA 1.4 BOMBA Y CLORINADOR ELECTROLITICO

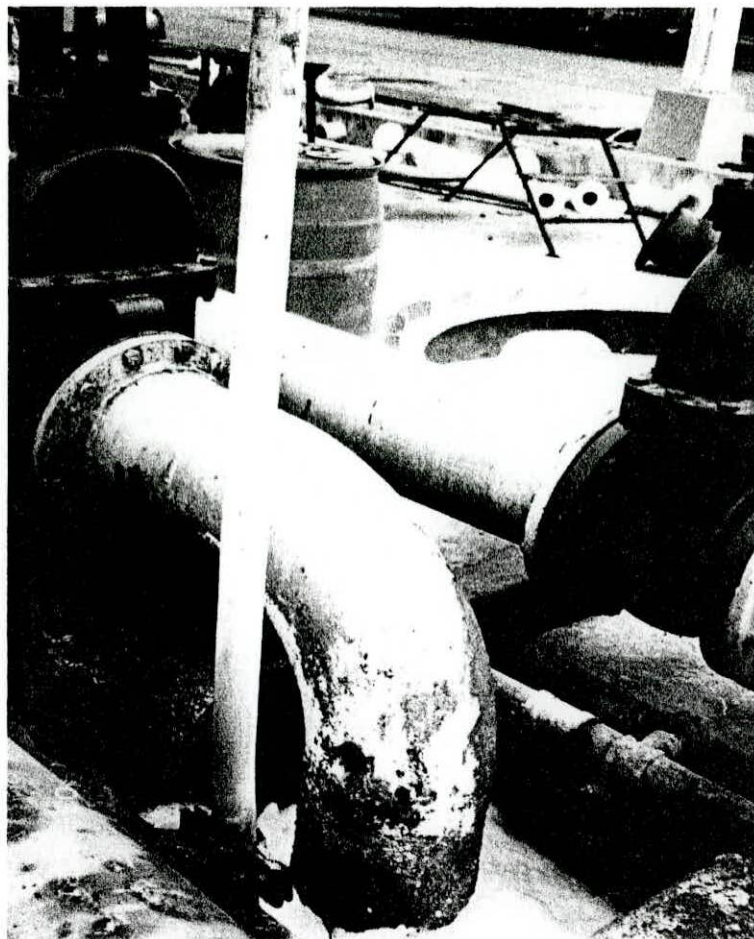


FIGURA 1.5 LÍNEA 12" DESCARGA AGUA DE ENFRIAMIENTO

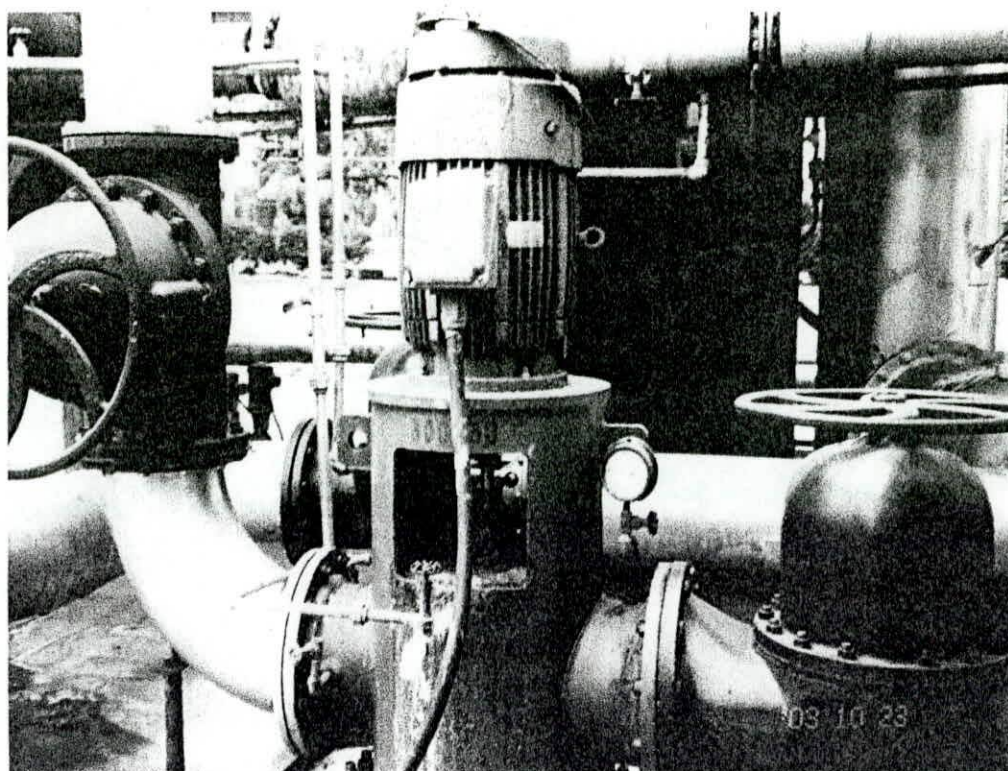


FIGURA 1.6 BOMBA ELÉCTRICA RECIRCULACIÓN



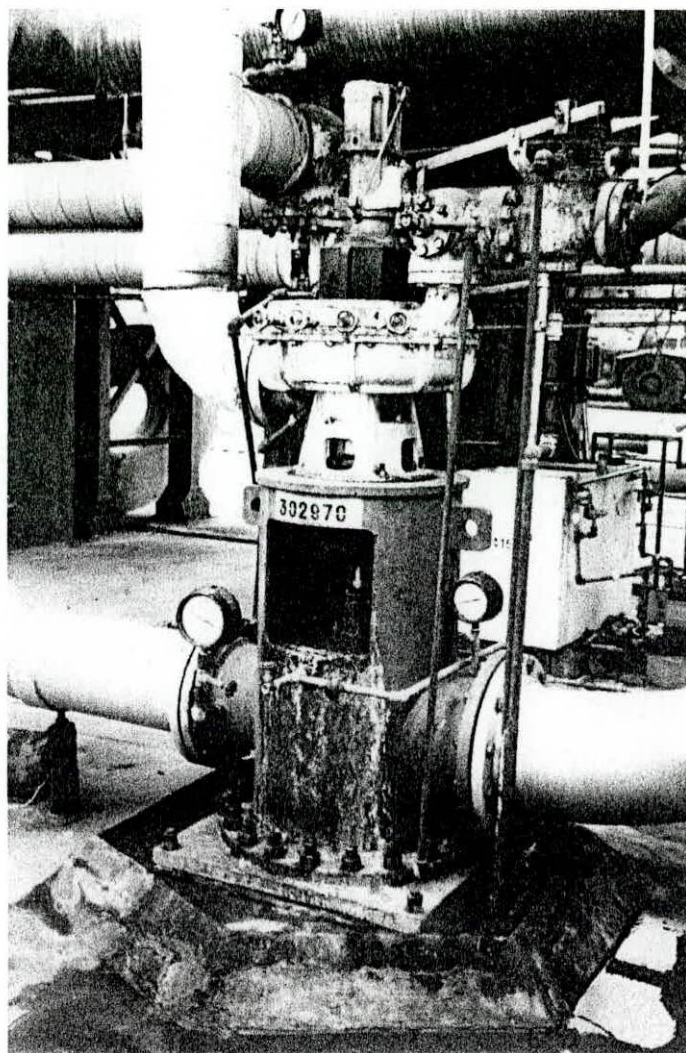


FIGURA 1.6 BOMBA TURBINA DE RECIRCULACIÓN

condensadores de recuperación de calor (Condensos Nos. 8 al 1) y la sección de calentamiento (Condensos eyectores y precalentador). Ver Figura No. 1.7, de los condensos 1 al 8, de eyectores y precalentador. En este punto la salmuera recirculante ha alcanzado su temperatura máxima (82 °C) y entra entonces a las cámaras de evaporación instantánea (Ver Figura No. 1.8, de la línea 12" entrada y de las cámaras de evaporación) donde se evapora liberando vapor en cada etapa. En el proceso de evaporación instantánea está regulado por placas orificio rectangulares ajustables de modo que existan presiones progresivamente mas bajas en cada etapa. La última etapa opera a una presión de aproximadamente 1,0 psia (30 pulg. Hg. vacío). La salmuera evaporada finalmente entra al estanque de salmuera (Ver Figura No. 1.9, de la línea 4" entrada y del estanque de salmuera) donde se combina con la admisión y se recircula nuevamente. Se descarga de la línea de recirculación un flujo de purga igual al flujo del destilado de diseño, con el fin de mantener la concentración de la salmuera a menos de (o igual a) el doble de la concentración del agua de mar no tratada (Ver Figura No.1.10 de la línea de 2" de la descarga de salmuera).

El vapor liberado en las etapas de evaporación instantánea pasa a través de deshumidificadores antes de condensarse en los condensadores de recuperación o de desecho (Ver Figura No. 1.11, de los condensos

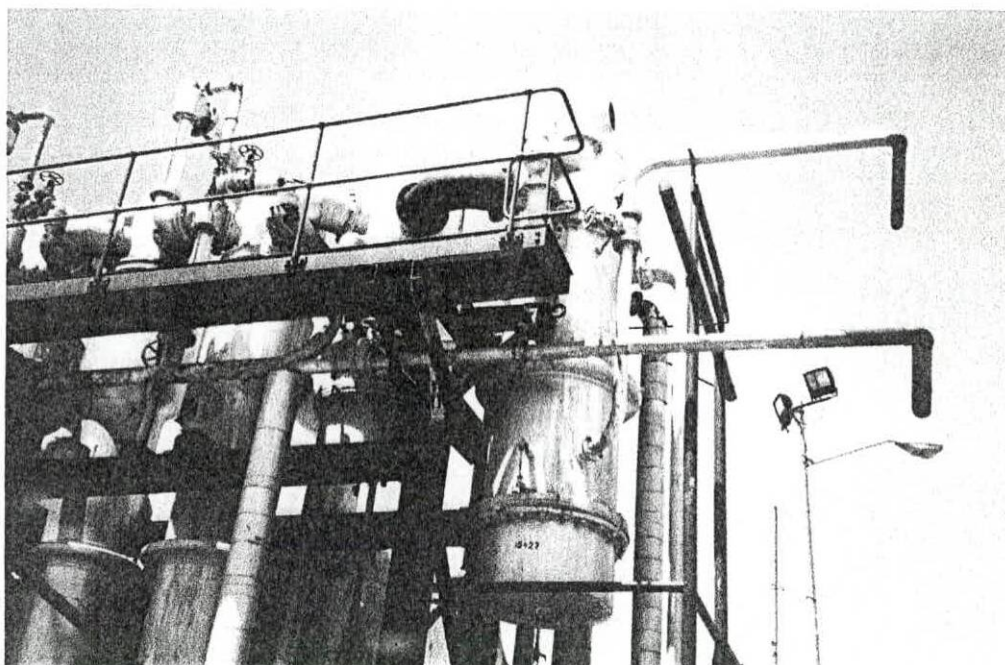
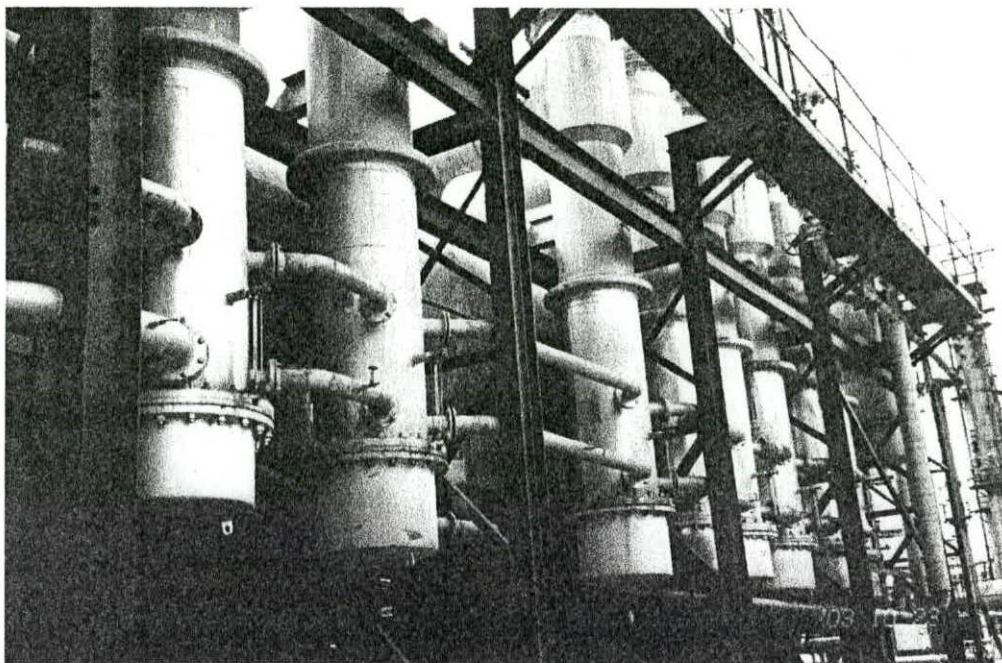
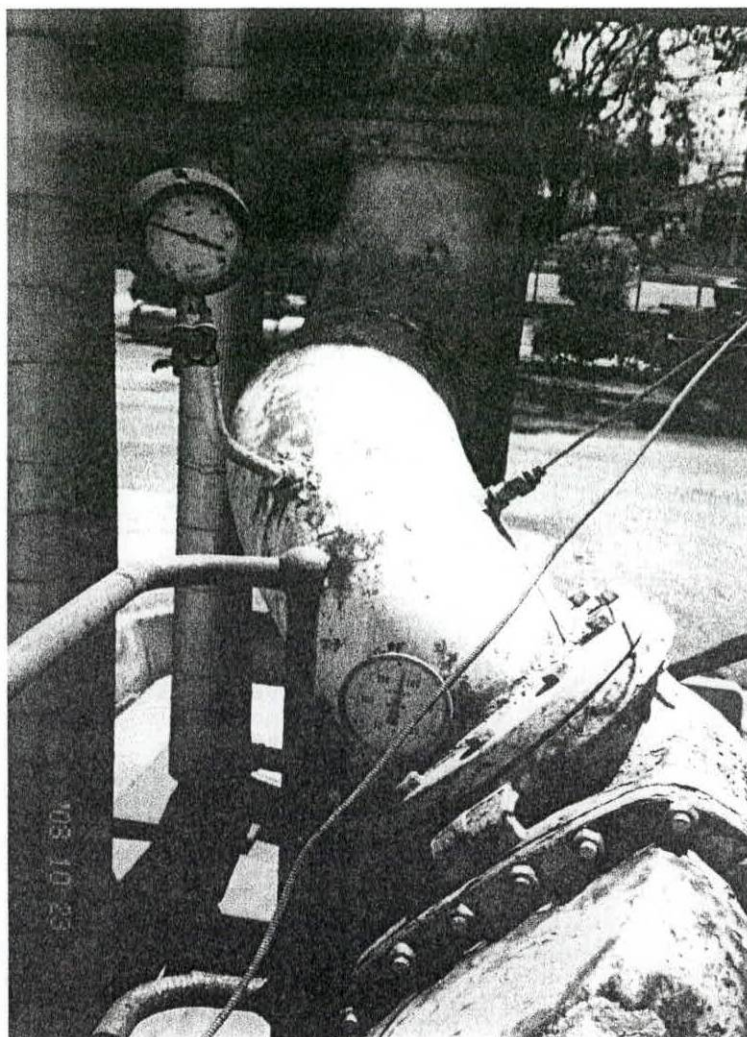


FIGURA 1.7 CONDENSOS DEL 1 AL 8, DE EYECTORES Y
EL PRECALENTADOR



**FIGURA 1.8 LÍNEA DE 12" INGRESO SALMUERA
CAMARAS DE EVAPORACIÓN**

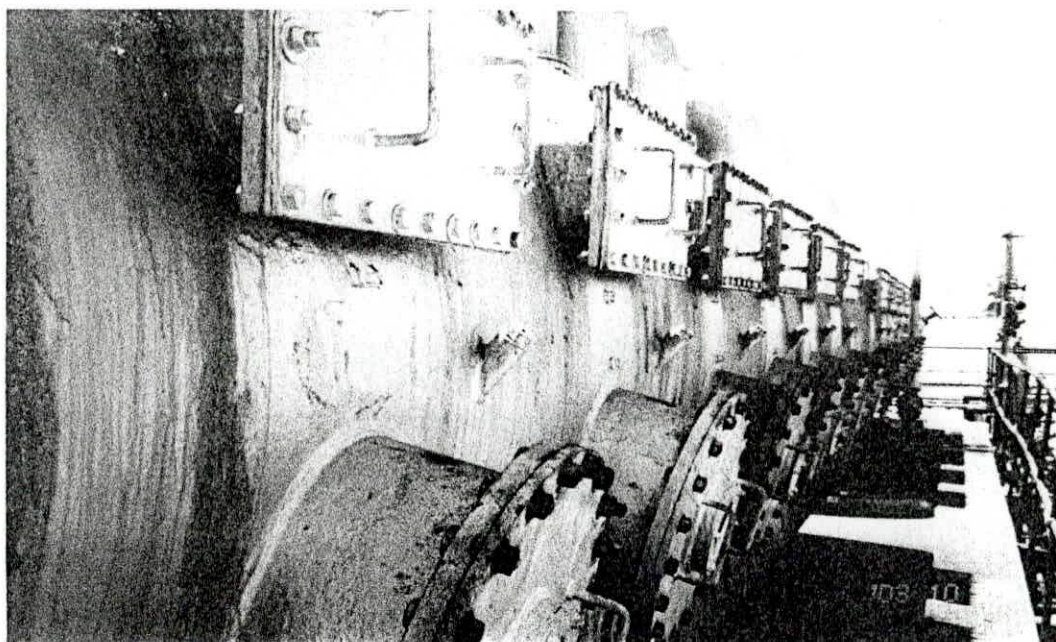
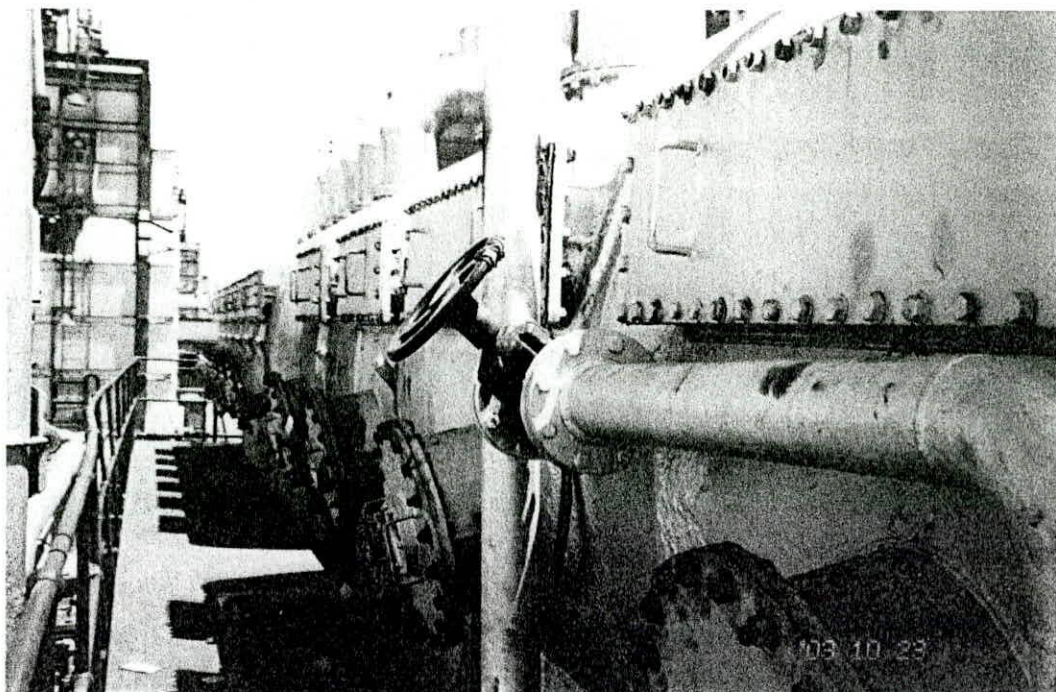


FIGURA 1.8 CAMARAS DE EVAPORACIÓN 1 AL 10

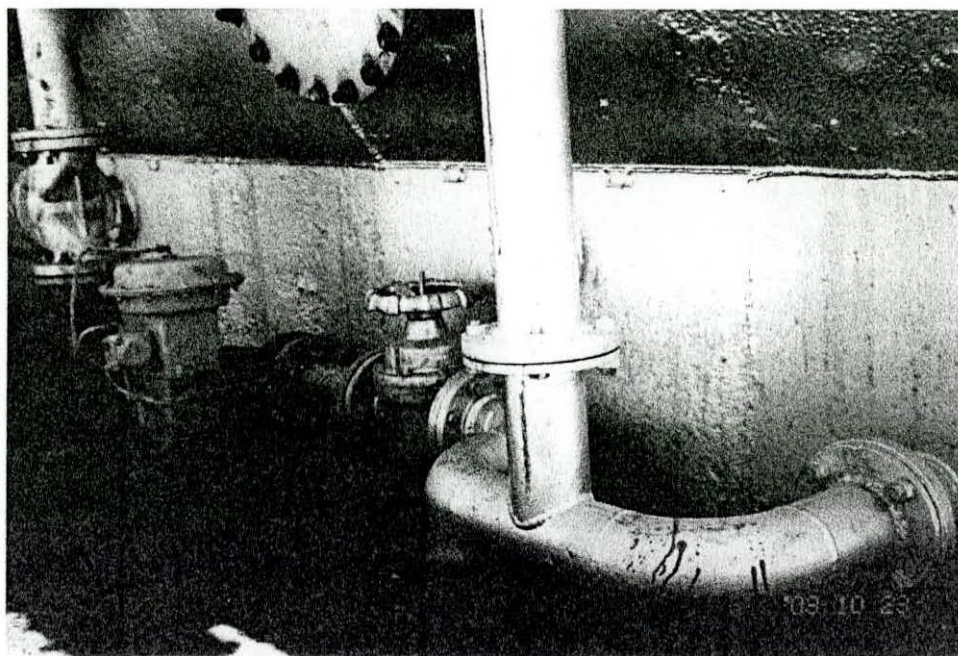


FIGURA 1.9 LÍNEA DE 4\"

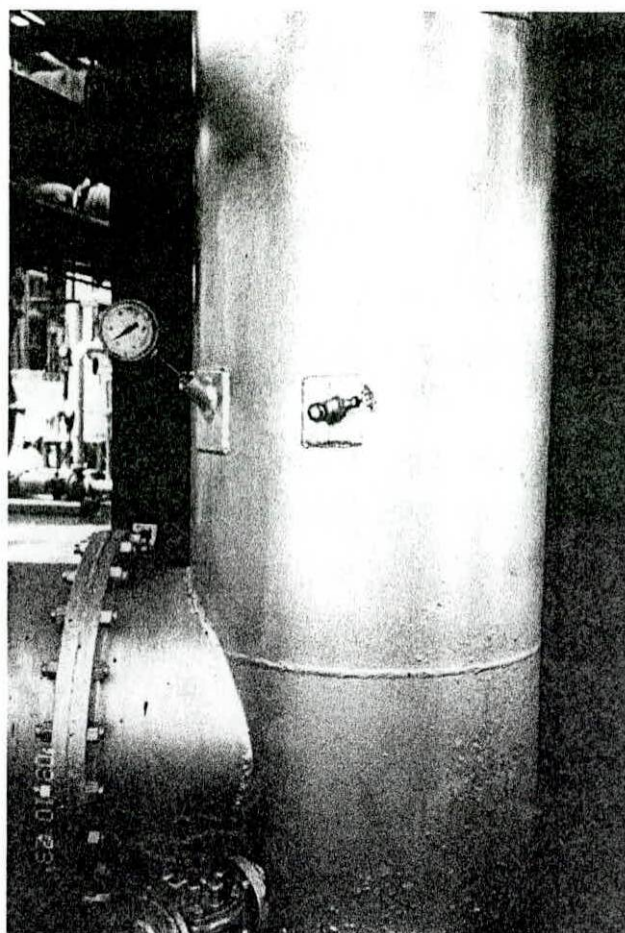


FIGURA 1.9 ESTANQUE DE SALMUERA

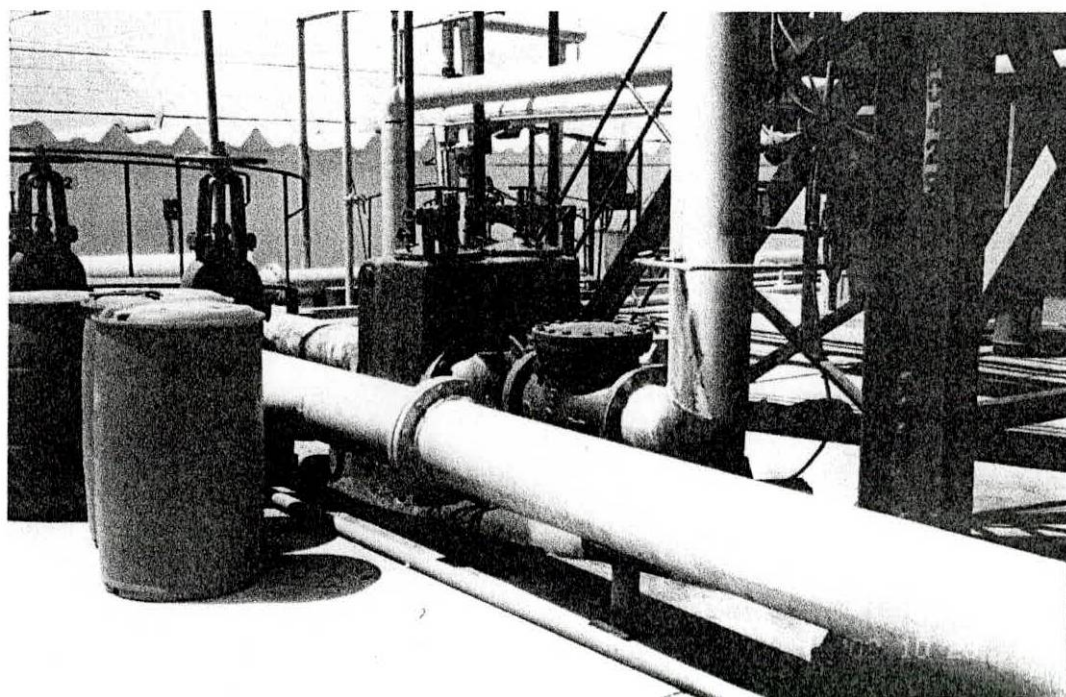
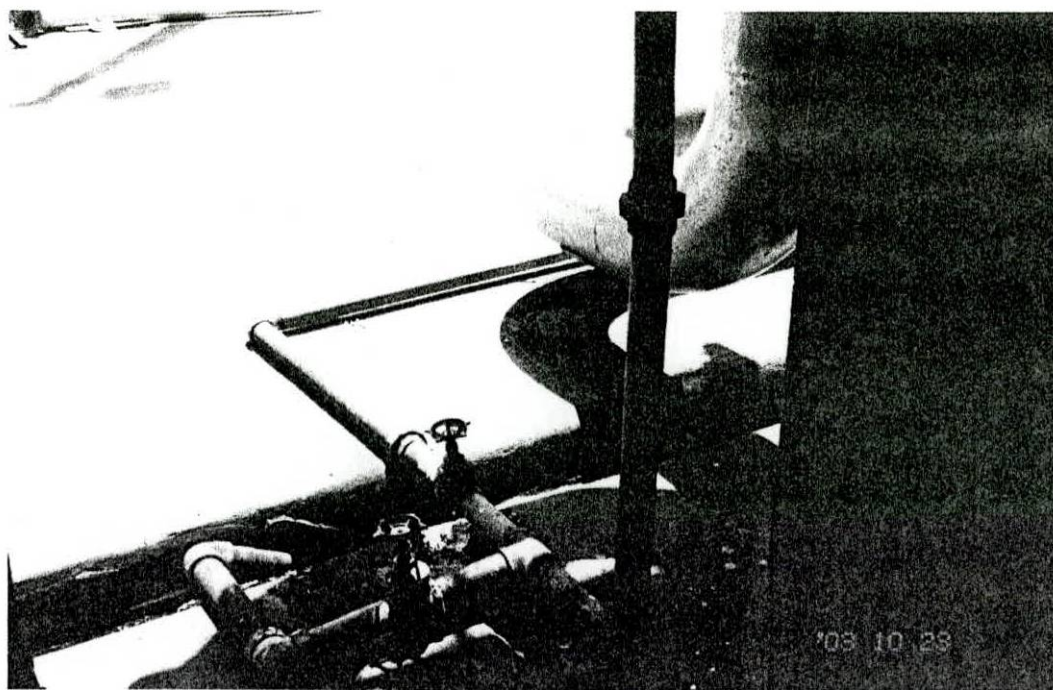


FIGURA 1.10 LÍNEA 2" DESCARGA DE LA SALMUERA

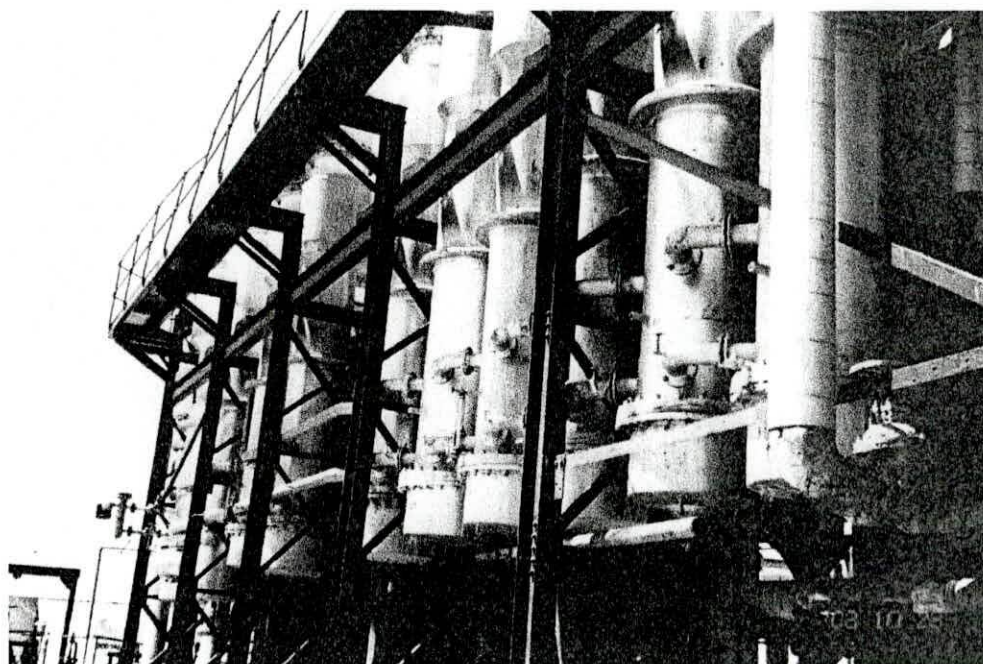
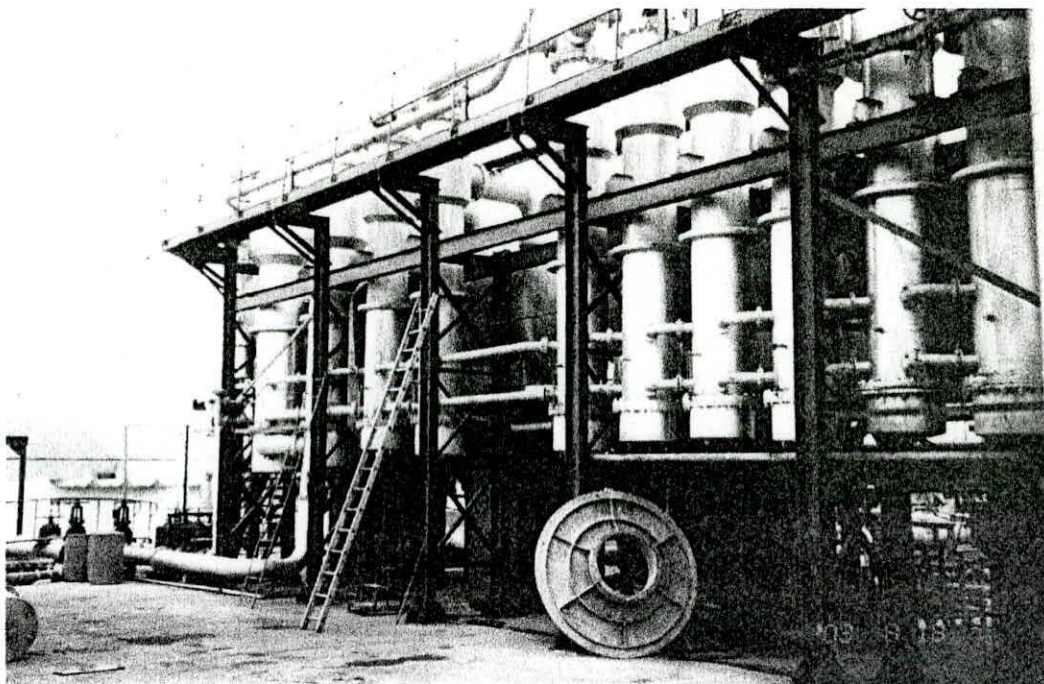


FIGURA 1.11 CONDENSOS VERTICALES DEL 1 AL 10

verticales del 1 al 10). Este vapor condensado forma el destilado y se extrae de la última etapa por medio de una bomba de destilado (Ver Figura No.1.12, de las bombas del destilado, eléctrica y de la turbina a vapor). El suministro de calor proviene principalmente del vapor vivo (Ver Figura No. 1.13, de la línea 6" vapor primario), suplementado por el vapor de salida del eyector y de la turbina de vapor de la bomba de recirculación (Ver Figura No. 1.14, de la línea 8" descarga vapor turbina recirculación) cuando se usa aquella. El condensado del vapor de la sección de calentamiento se almacena en un tanque y regresa a la caldera como agua de alimentación por medio de las bombas de condensado (Ver Figura No.1.15, del tanque y de las bombas eléctricas de condensado).

Los gases no condensables que se producen cuando se evapora en forma instantánea la salmuera y como resultado de las fugas hacia el interior de aquellas partes de la planta que operan a presión menor que la atmosférica, se extraen a través del enfriador de aire por medio de un eyector a vapor (Ver Figura No. 1.16, del eyector y línea 6" de vacío) antes de su descarga a la atmósfera a través del calentador de eyectores.

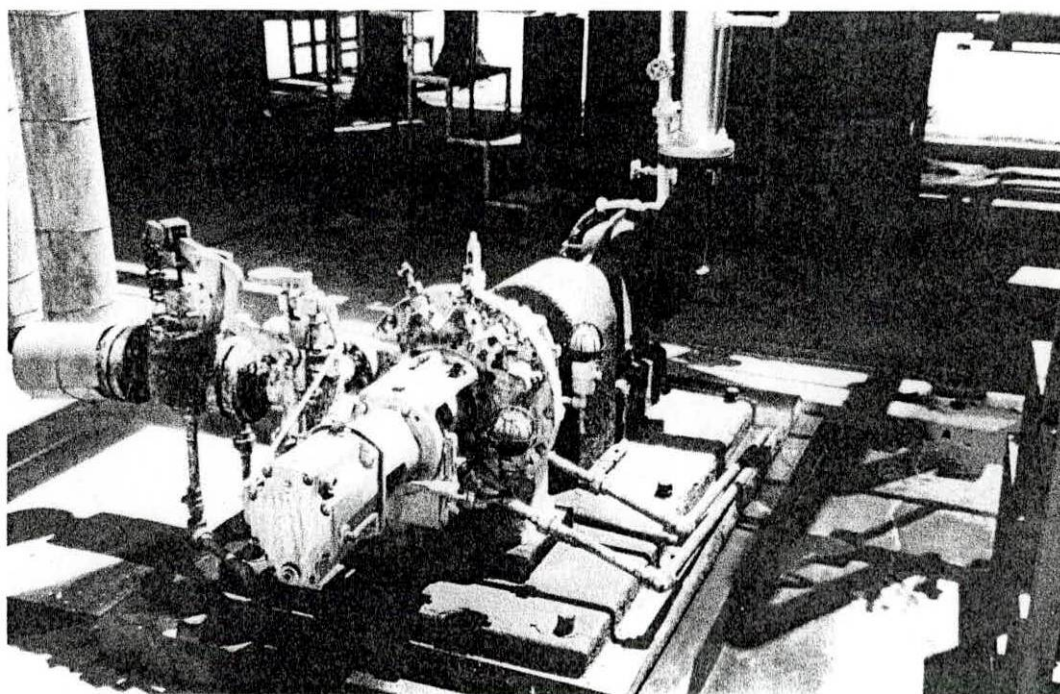
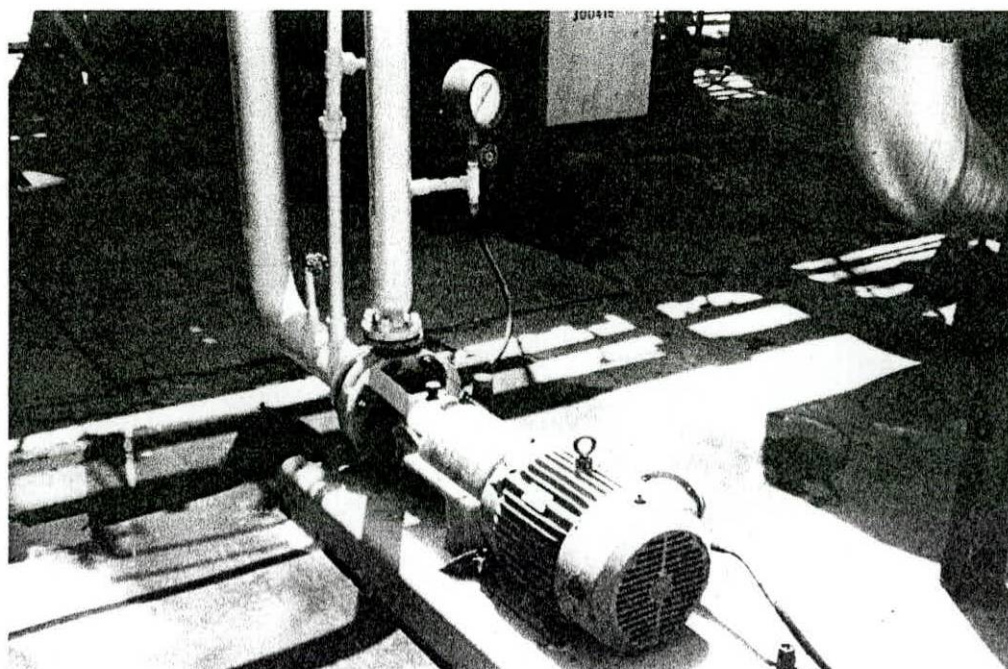


FIGURA 1.12 BOMBA ELÉCTRICA Y DE TURBINA DEL DESTILADO

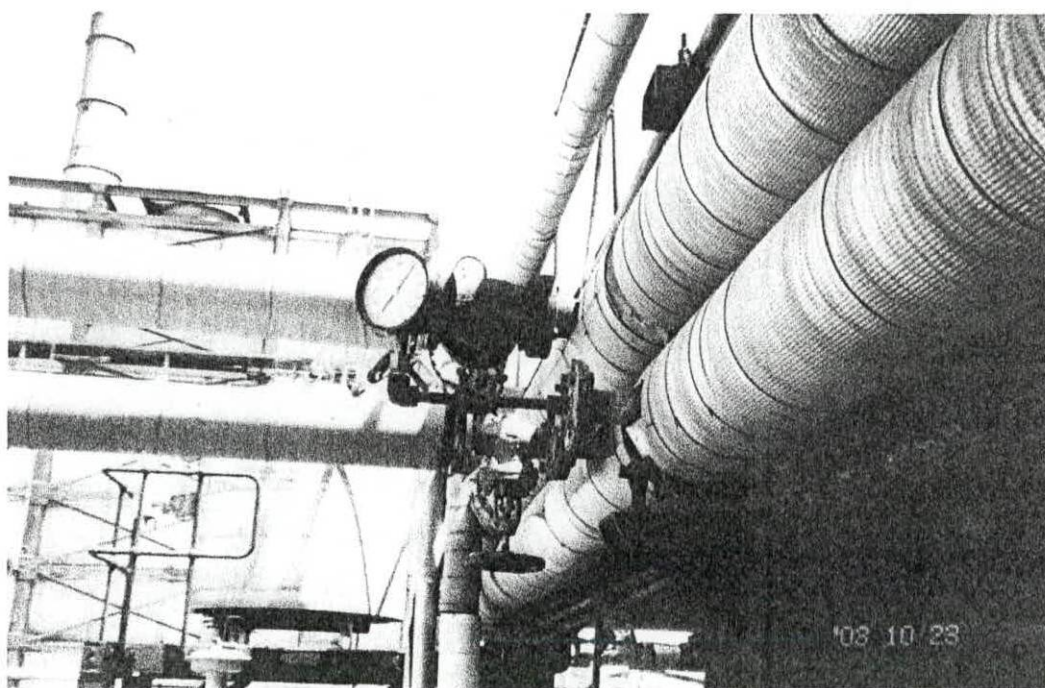
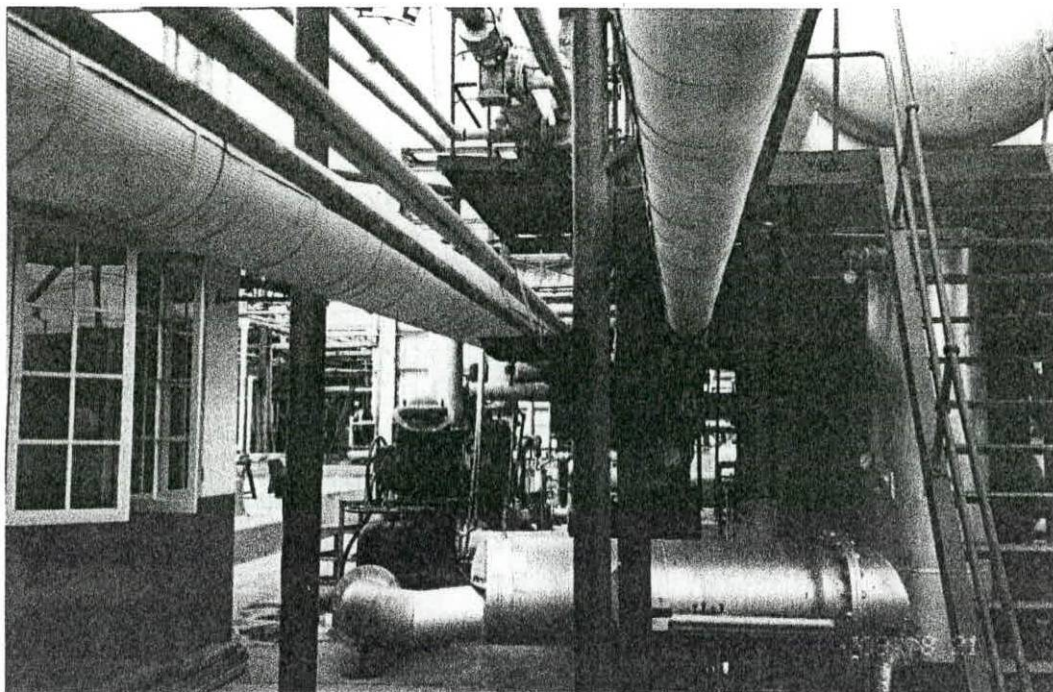
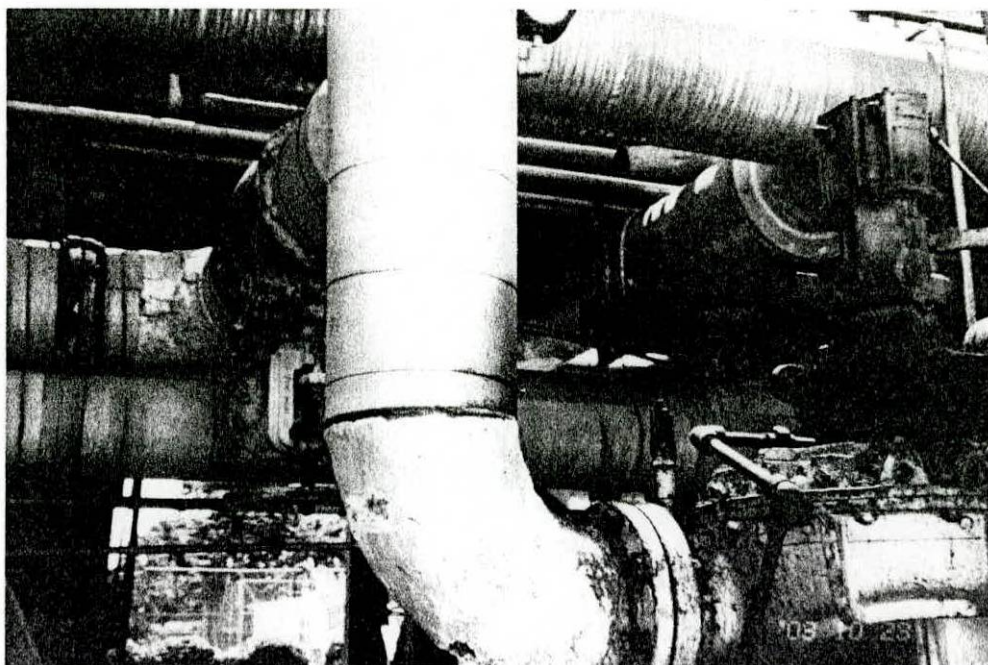


FIGURA 1.13 LÍNEA DE 6" INGRESO VAPOR PRIMARIO Y SECUNDARIO



**FIGURA 1.14 LÍNEA DE 8" DESCARGA VAPOR DE TURBINA DE
RECIRCULACIÓN**

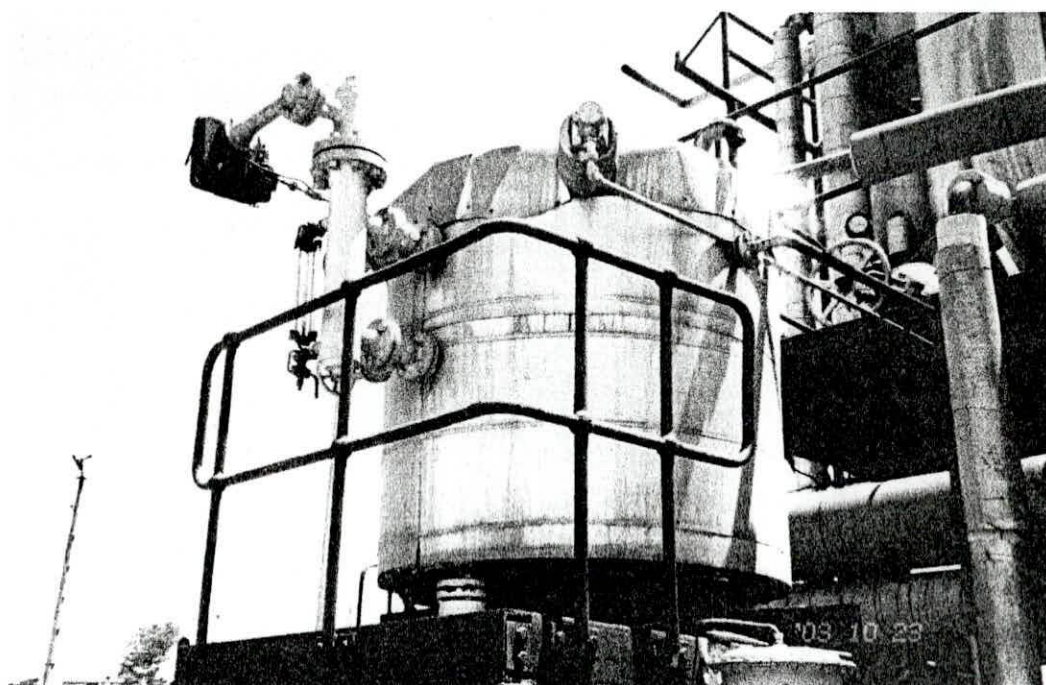
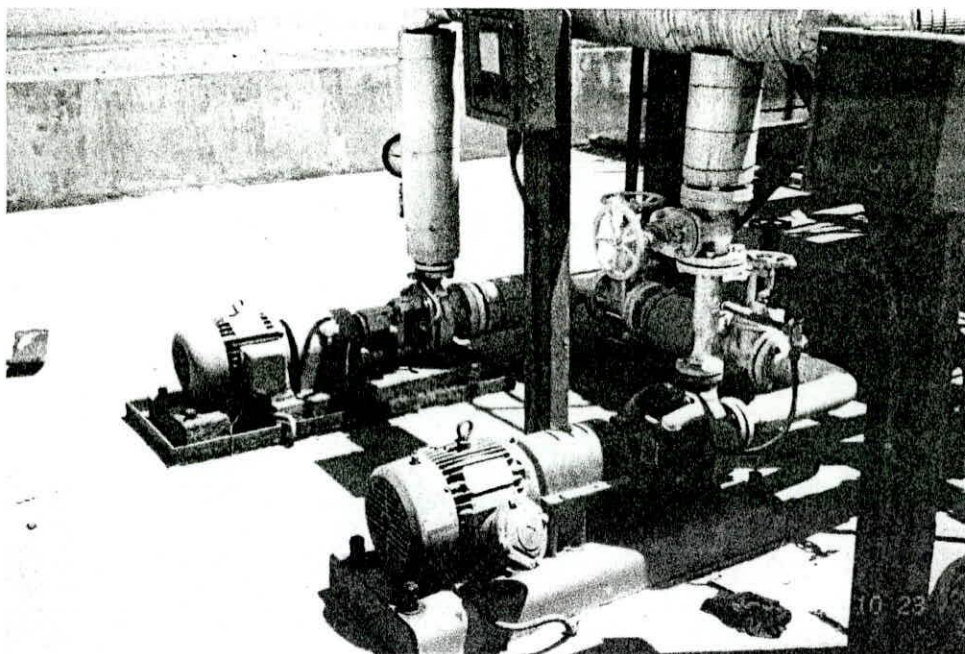


FIGURA 1.15 BOMBAS ELÉCTRICAS Y TANQUE DEL CONDENSADO

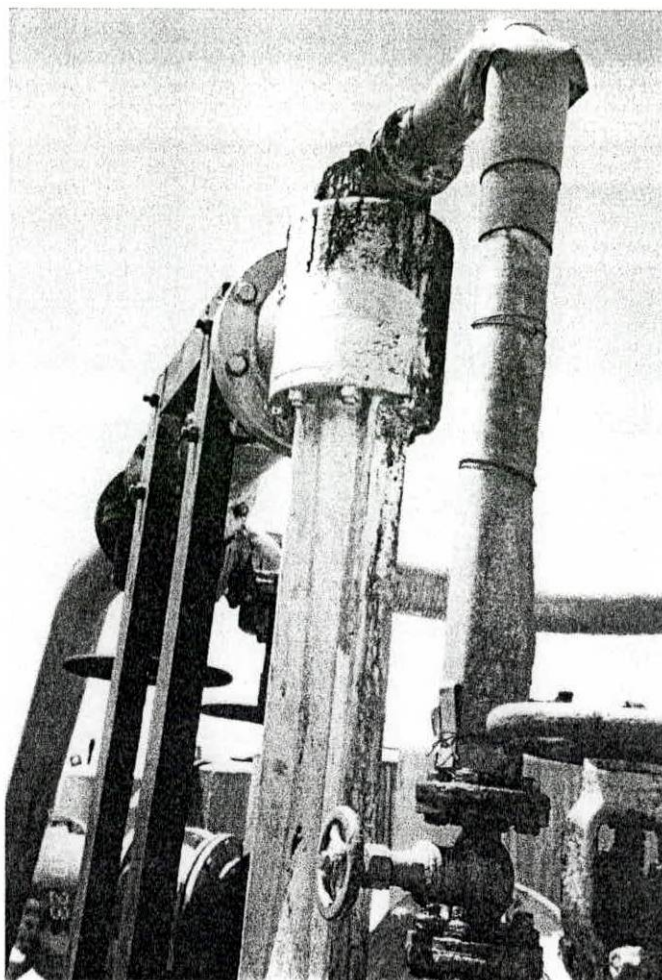
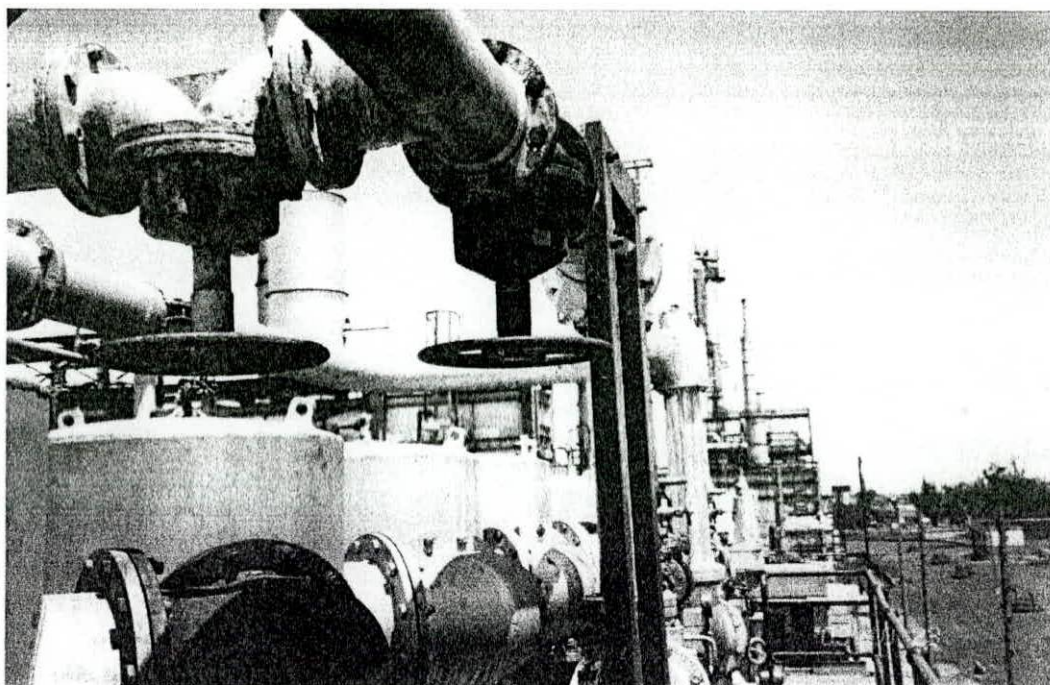


FIGURA 1.16 EYECTORES A VAPOR



1.16 EYECTORES A VAPOR Y LÍNEA DE 6" DE VACÍO

1.2 Índices estadísticos de operación de la planta

La planta de agua comenzó a producir desde junio de 1971 con una producción nominal de 681 m³ (180.000 GPD) a una calidad del agua de 10 STD. Según los registros históricos existentes de mantenimiento y de producción podemos acotar lo siguiente:

- Existe un mantenimiento periódico de limpieza del sistema de recirculación cada 3 a 4 meses con ácido clorhídrico más inhibidor (1,5 %), proceso que dura aproximadamente unas 10 a 12 horas.
- Se dosifica máximo a 10 PPM continuamente en el sistema de recirculación de la salmuera un químico denominado PD-8 el cual es a base de polifosfato que sirve para evitar la formación de depósitos e incrustaciones y el posterior ensuciamiento de los tubos de los condensos.
- La planta entra a mantenimiento una o dos veces al mes, teniendo un tiempo promedio de 24 horas por parada, donde se repara con soldadura las tapas de los condensos y tuberías, mantenimiento de los equipos de bombas y válvulas en general y limpieza de las bombas de químico. Se presenta la Tabla No. 2 referente a los motivos de paradas de la planta de agua.
- La planta ha estado continuamente en producción desde el año 1971 hasta la presente fecha, con la salvedad en dos ocasiones en que su tiempo de parada fueron mayores a una semana y se

Tabla No. 2 a

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1982

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	2		5	2			4	1	3	1		19
LAVADO ACIDO	1	1		1				1					4
FALLA S.A.S.	1												1
PARADA GENERAL								1					1
FALTA DE VAPOR			2			1			1	1			5
PARADAS EXTERNAS												1	1
FALLA ELECTRICA	1			1									2
TOTAL	4	3	2	7	2	1	0	6	2	4	1	1	33

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1983

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	2	3	2	1	3	1	3	3	1	1	2	23
LAVADO ACIDO	1				1			1		1		1	5
FALLA S.A.S.		1								1	1		3
PARADA GENERAL										1			1
FALTA DE VAPOR	1		2	1					1				3
PARADAS EXTERNAS	5	4											9
FALLA ELECTRICA			3	1					1				5
TOTAL	8	7	6	4	2	3	1	4	5	4	2	3	49

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1984

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	2		2	1		1	3	1	1	1	1	1	14
LAVADO ACIDO		1						1				1	3
FALLA S.A.S.		1					1						2
PARADA GENERAL										1			1
FALTA DE VAPOR		1											1
PARADAS EXTERNAS									1				1
FALLA ELECTRICA	1		1					1	1	2			6
TOTAL	3	3	3	1	0	1	4	3	3	4	1	2	28

Tabla No. 2 b

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1985

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	4	1	2	2	1		3	1		1	1		16
LAVADO ACIDO			1	1	1	1	2	2	1		1		10
FALLA S.A.S.							1	1					2
PARADA GENERAL		1						1					2
FALTA DE VAPOR										2	1		3
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA								1		1			2
TOTAL	4	2	3	3	2	1	6	6	1	4	3	0	35

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1986

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	2		2	2	2		2	2	1	1			14
LAVADO ACIDO				1	1			1	1				4
FALLA S.A.S.							1						1
PARADA GENERAL								1	1				2
FALTA DE VAPOR			1										1
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA									1		1		2
TOTAL	2	0	3	3	3	0	3	4	4	1	1	0	24

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1987

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	4	2	3	3	2	3	1	1	1	1	3	2	26
LAVADO ACIDO	1				1				1				3
FALLA S.A.S.	1		1	1	1					1			5
PARADA GENERAL			1			1							2
FALTA DE VAPOR			1										1
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA			1				1						2
TOTAL	6	2	7	4	4	4	2	1	2	2	3	2	39

Tabla No. 2 c

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1988

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	3	2			1			1	1		2	11
LAVADO ACIDO	1				1	1					1		4
FALLA S.A.S.		1		1									2
PARADA GENERAL								1					1
FALTA DE VAPOR			1	1								1	3
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA						1							1
TOTAL	2	4	3	2	1	3	0	1	1	1	1	3	22

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1989

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	1			1	1	1	1				1	7
LAVADO ACIDO	1				1							1	3
FALLA S.A.S.		1		1									2
PARADA GENERAL					1				1	1	1		4
FALTA DE VAPOR			1	1	1			1	1	1		1	7
PARADAS EXTERNAS						1					1		2
FALLA ELECTRICA			1							1			2
TOTAL	2	2	2	2	4	2	1	2	2	3	2	3	27

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1990

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	1	1		2	3	2	1	1	2	1		15
LAVADO ACIDO	1	1			1			1				1	5
FALLA S.A.S.													0
PARADA GENERAL													0
FALTA DE VAPOR	1	1	1		1							1	5
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA				1									1
TOTAL	3	3	2	1	4	3	2	2	1	2	1	2	26

Tabla No. 2 d

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1991

MESES		ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS														
MANTENIMIENTO	2	2	2	1			1		1	1	0	1	1	12
LAVADO ACIDO		1								1				2
FALLA S.A.S.	1													1
PARADA GENERAL														0
FALTA DE VAPOR														0
PARADAS EXTERNAS														0
FALLA ELECTRICA	1											1		2
TOTAL	4	3	2	1	0	1	1	0	1	2	0	2	1	17

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1992

MESES		ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS														
MANTENIMIENTO	2	3	1	2	2	2	4	1		1			2	20
LAVADO ACIDO				1						1			1	3
FALLA S.A.S.							2			1			1	4
PARADA GENERAL														0
FALTA DE VAPOR		1	2				1	1						5
PARADAS EXTERNAS														0
FALLA ELECTRICA	2	2								2	1			7
TOTAL	4	6	3	3	2	3	7	1	4	2	2	0	4	39

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1993

MESES	
PARADAS	ENERO
MANTENIMIENTO	FEBRERO
LAVADO ACIDO	MARZO
FALLA S.A.S.	ABRIL
PARADA GENERAL	MAYO
FALTA DE VAPOR	JUNIO
PARADAS EXTERNAS	JULIO
FALLA ELECTRICA	AGOSTO
TOTAL	SEPTIEMBRE
	OCTUBRE
	NOVIEMBRE
	DICIEMBRE
	TOTAL

Tabla No. 2 e

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1994

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	1	3	1	1		1	1	1		2	1	13
LAVADO ACIDO	1		1										2
FALLA S.A.S.		1				1	1			2			5
PARADA GENERAL										1			1
FALTA DE VAPOR	2	1	1	1			1	1		2			9
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA	1					1					2		4
TOTAL	5	3	5	2	1	2	3	2	1	5	4	1	34

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1995

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	2	2	3	1	2	1	1	3	2	1	1	20
LAVADO ACIDO			1	1	1	1		1				1	6
FALLA S.A.S.					1		1	1		1			4
PARADA GENERAL												1	1
FALTA DE VAPOR						1			2				3
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA		1										1	2
TOTAL	1	3	3	4	3	4	2	3	5	3	1	4	36

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1996

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	3	2	1		1	2	2	2	1	1	2	18
LAVADO ACIDO			1			1		1	1	1			5
FALLA S.A.S.				1								1	2
PARADA GENERAL	1	1		1							1		4
FALTA DE VAPOR					1							2	3
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA	1		1										2
TOTAL	3	4	4	3	1	2	2	3	3	2	2	5	34



Tabla No. 2 f

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1997

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	1	1	3			1	1	2	1	2	3	16
LAVADO ACIDO		1		1								1	3
FALLA S.A.S.	1	1	1			1	2		1			1	8
PARADA GENERAL				1								1	1
FALTA DE VAPOR	1						1	1		1	1	1	6
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA						1						1	2
TOTAL	3	3	2	5	0	2	4	2	3	2	3	7	36

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1998

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	3	1	2	4	2	3	3	3	2	2	3		28
LAVADO ACIDO				1	1		1		1				4
FALLA S.A.S.							1	1			1		3
PARADA GENERAL													0
FALTA DE VAPOR	4	1		3	1				2	1	1		13
PARADAS EXTERNAS												5	5
FALLA ELECTRICA		2	2		1			1					6
TOTAL	7	4	4	8	5	3	5	5	5	3	5	5	59

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 1999

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	1	2	3	2	3	3		1	2	1	1	20
LAVADO ACIDO		1			1				1				3
FALLA S.A.S.						1						1	2
PARADA GENERAL													0
FALTA DE VAPOR			1	1		1		5	1		1		10
PARADAS EXTERNAS			2	2			1						5
FALLA ELECTRICA	1				1		2	1			1		6
TOTAL	2	2	5	6	4	5	6	6	3	2	3	2	46

Tabla No. 2 g

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 2000

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO			2	2		2		2	1		1	1	10
LAVADO ACIDO	1							1	1	1	1	1	6
FALLA S.A.S.			1										1
PARADA GENERAL									1				1
FALTA DE VAPOR				2				2	2				6
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA		1	1	1									2
TOTAL	1	1	4	4	0	2	0	5	5	1	2	1	26

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 2001

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	1	1	1		3	1	1	1	5		3	1	18
LAVADO ACIDO		1			1	1				1			4
FALLA S.A.S.			2			1				2			5
PARADA GENERAL					2	1		1					4
FALTA DE VAPOR			1		2		1		1				5
PARADAS EXTERNAS			1										1
FALLA ELECTRICA												1	1
TOTAL	1	2	5	0	8	4	2	2	6	3	3	2	38

PARADAS ANUALES DE PLANTA DE AGUA 2002

MESES	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SEPTIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE	TOTAL
PARADAS													
MANTENIMIENTO	2	2	1	2	1		1	3	2	2		2	18
LAVADO ACIDO	1			1				1				1	4
FALLA S.A.S.			2					3				1	6
PARADA GENERAL								1		1	1	1	4
FALTA DE VAPOR			1	1				1		2	1	2	8
PARADAS EXTERNAS													0
FALLA ELECTRICA		1	1					1					3
TOTAL	3	3	5	4	1	0	1	10	2	5	2	7	43

debieron a un paro de labores de los trabajadores por la reversión de la empresa al Estado ecuatoriano en el mes de noviembre de 1989 (14 días) y en el mes de mayo de 1994 (12 días) por falla general en los tubos de los condensos debido a un ataque agresivo después de una lavada la planta con ácido clorhídrico sin el suficiente inhibidor y por último en el año 2003 por el tiempo de 7,2 días, debido al cambio de un condenso y a la prohibición de sobretiempo de la empresa.

- La planta en varias ocasiones ha roto su record de producción nominal de diseño por encima de los 719 m^3 por día (190.000 GPD) a pesar de su tiempo de servicio. Se aprecia en la Tabla No. 3, las fechas de los records de producción de agua.
- La capacidad máxima de almacenamiento de agua en los aljibes se fue incrementando desde 1979 hasta el año de 1990, según se indica a continuación:

1979	3220 m^3
1985	5492 m^3
1990	7689 m^3

- Según el Gráfico No. 1, de la producción de agua de la planta versus el tiempo, se aprecia en dos ocasiones una caída de la producción anual en los años de 1990 y 1993, debido en el primer caso a los lavados continuos con ácido, al mantenimiento completo



Tabla No. 3

POLITECNICA DEL LITORAL
BIBLIOTECA "GONZALO ZEVALLOS"
F.I.M.C.P.

RECORDS DE PRODUCCION POR DIA
MAYORES A 190.000 gal.

ITEM	FECHA	PRODUCCION	PORCENTAJE
1	95/12/17	191.000	106,11
2	98/04/14	197.200	109,55
3	98/0730	198.000	110
4	98/08/03	199.200	110,66
5	98/09/01	193.000	107,22
6	98/10/03	196.600	109,22
7	98/11/07	209.400	116,33
8	98/12/07	198.200	110,11
9	99/01/16	192.600	107
10	99/02/20	195.400	108,55
11	99/03/06	194.400	108
12	99/05/20	192.800	107,11
13	99/06/03	195.400	108,55
14	99/07/11	190.200	105,66
15	00/01/29	190.000	105,55
16	00/06/30	191.600	106,44
17	00/07/01	191.000	106,11
18	00/08/17	201.000	111,66
19	00/09/08	201.000	111,66
20	00/10/08	195.800	108,77
21	00/11/07	198.600	110,33
22	00/12/23	193.400	107,44
23	01/01/13.	198.000	110
24	01/02/16.	192.800	107,11
25	01/04/11.	190.000	105,55
26	01/05/15.	194.000	107,77
27	01/06/29.	191.800	106,55
28	01/10/06.	192.200	106,77
29	03/03/01.	191.200	106,22
30	03/08/16.	197.400	109,66
31	03/12/04.	205.200	114

PRODUCCION NOMINAL DE LA PLANTA = 180.000 gal./día

de 5 intercambiadores de calor y a la falta de vapor por falla en la caldera No. 2; en el segundo caso por el colapso de los tubos de los condensos del No. 1 al No.8, al sandblasting y pintura de la planta y también por el mantenimiento completo de los condensos Nos. 1, 2 y universal.

- A continuación se presentan los datos estadísticos de la producción de agua desde el año 1972 hasta el 1981 siendo su primer período y después de los cambios realizados a la planta para optimizarla desde el año 1982 hasta el 2003. Ver Tablas No. 4a y 4b.

1.3 Costo de operación

A continuación se presenta el costo de operación anual de producir un metro cúbico de agua, en el período inicial de 1971 al 1981. Consideremos el año de 1981 como base.

- Costos de operación y mantenimiento

Incluyen costos de electricidad, agua salada, vapor, personal, productos químicos, mantenimiento y repuestos.

Electricidad

Según la tarifa de 1981 de electricidad, de 0,08 \$/KwH.

Consumo específico de la planta:

Tabla No. 4 a

PRODUCCION MENSUAL DE LA PLANTA DE AGUA DESDE 1972 HASTA 1979

AÑO	1972	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979
ENERO	14622	16213	19337	12809	13479	14891	19144	18853
FEBRERO		15853	17592	11273	12786	15148	16842	17474
MARZO		17829	15958	10837	12698	17739	17601	18537
ABRIL		15128	14642	11395	13185	16999	16421	19852
MAYO		15326	14406	12776	14431	15823	18305	19814
JUNIO		12987	12166	12488	15955	18433	18510	17359
JULIO		13613	12054	13802	16124	18156	16431	20271
AGOSTO		14216	11916	15267	15302	19497	15216	17865
SEPTIEMB.		14180	12115	13867	15795	16894	19676	18537
OCTUBRE		15204	12331	12005	15813	13361	19605	19291
NOVIEMB.		15631	12430	13421	16700	16833	17319	19637
DICIEMBRE		15025	12707	13555	17525	16576	19112	17281
ANUAL(m3)		181205	167654	153495	179793	200350	214182	224771
ANUAL(gal.)		47838120	44260656	40522680	47465352	52892400	56544048	59339544

PRODUCCION MENSUAL DE LA PLANTA DE AGUA DESDE 1980 HASTA 1987

AÑO	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987
ENERO	21459	18854	19868	16965	18784	20399	19624	19753
FEBRERO	19236	17767	16625	15734	17134	18889	18965	17486
MARZO	19613	21423	21107	17930	20408	19441	19877	18267
ABRIL	19028	19332	17213	15972	20028	18348	18251	19325
MAYO	22485	19225	18611	18796	19811	20204	18160	17802
JUNIO	19591	15228	17963	18455	17934	19052	19431	17428
JULIO	18386	19242	17576	18686	18816	17947	19086	20805
AGOSTO	20405	17706	16705	19517	19095	16551	15393	19648
SEPTIEMB.	21056	18343	18104	17849	17321	17461	19530	18588
OCTUBRE	21176	20461	17915	16947	19867	18516	21865	20510
NOVIEMB.	20865	20609	17508	18957	19450	17332	20154	20070
DICIEMBRE	18238	17753	19677	17887	19438	21024	19718	18852
ANUAL(m3)	241538	225943	218872	213695	228086	225164	230054	228534
ANUAL(gal.)	63766032	59648952	57782208	56415480	60214704	59443296	60734256	60332976

Tabla No. 4 b

PRODUCCION MENSUAL DE LA PLANTA DE AGUA DESDE 1988 HASTA 1995

AÑO	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
ENERO	18445	18896	17148	15107	18185	16161	17827	18498
FEBRERO	16945	17098	16143	15507	16145	17465	16614	15744
MARZO	18479	16319	19550	16167	19159	19303	16848	17472
ABRIL	18841	18600	18355	15585	17636	18953	16839	15993
MAYO	19889	17900	16567	14929	16637	10994	17288	18722
JUNIO	18108	15586	17258	15730	17915	10483	16398	13825
JULIO	20667	20313	17990	21462	17431	11060	16464	18818
AGOSTO	14682	18545	17517	17660	18795	11791	15835	16723
SEPTIEMB.	16172	18263	12563	17615	16281	12090	14040	16426
OCTUBRE	19411	18939	13258	20981	18376	17302	17258	18596
NOVIEMB.	17727	10864	13433	20030	16190	17376	16273	17789
DICIEMBRE	21355	17667	16397	19606	16443	18286	18444	17063
ANUAL(m3)	220721	210040	196179	210379	209193	181264	200128	205669
ANUAL(gal.)	58270344	55450500	51791256	55540056	55226952	47853696	52833792	54296616

PRODUCCION MENSUAL DE LA PLANTA DE AGUA DESDE 1996 HASTA 2003

AÑO	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003
ENERO	18457	16898	18813	20307	19716	21089	19255	16595
FEBRERO	15589	15145	17555	18260	19345	18567	17105	12089
MARZO	19455	18156	17370	19643	17469	19904	18531	21498
ABRIL	16652	15168	19381	14896	17672	18044	17184	17745
MAYO	18717	20312	19077	20633	18270	16802	17836	19343
JUNIO	15455	20127	17875	18752	18009	16545	20028	19072
JULIO	18149	18528	17443	18611	20200	20178	18596	20195
AGOSTO	17437	21111	19448	14850	18836	17190	14409	19725
SEPTIEMB.	16441	19676	19020	20053	18783	16541	17321	17961
OCTUBRE	18158	19880	19689	18757	22232	20016	17537	20942
NOVIEMB.	17920	17711	20010	18157	18516	18191	17656	20692
DICIEMBRE	16620	16262	19040	19114	19995	18452	17401	19258
ANUAL(m3)	209050	218974	224721	222033	229043	221519	212859	225115
ANUAL(gal.)	55189200	57809136	59326344	58616712	60467352	58481016	56194776	59430360

616.250 KwHr / 225.944 m³ por año = 2,73 KwH/m³

Costo anual de electricidad en la planta = 49.300 USD

Costo = 0,08 \$/KwH x 2,73 KwH/m³ = 0,22 \$/m³

Agua Salada

Según la tarifa de 1981 de agua salada, de 0,04 \$/m³

Consumo de la planta 3'162.000 m³

Costo = 126.480 USD Costo= 0,56 \$/m³

Vapor

Según la tarifa de 1981 de vapor, de 4,04 \$/Tm

Consumo de la planta 62.534 Tm

Costo = 252.637 USD Costo= 1,12 \$/m³

Personal

Considerando un operador por turno, tres turnos al día, mas uno de reserva y a un costo anual de \$ 3.000 (250 USD/Mes)

Costo = 4 x 3.000 \$ / año = 12.000 USD Costo= 0,05 \$/m³

Productos químicos

El consumo para la planta es de:

Pretratamiento (PD-8) = 0,045 \$/m³

Limpieza ácido clorhídrico (4 veces) = 0,020 \$/m³

Lubricantes y pinturas = 0,025 \$/m³

Costo unitario = 0,09 \$/m³

Costo total = 20.334 USD



Mantenimiento

Considerando el siguiente personal: un supervisor, un soldador, un mecánico y dos ayudantes, durante 30 días al año, equivalen a 1.200 USD

Costo = 1.200 USD

Costo = 0,005 \$/m³

Adquisición de repuestos

Según datos de registros, podemos considerar un costo anual de 50.000 USD

Costo = 0,221 \$/m³

- Depreciación anual

La calculación de la depreciación es basada en 20 años de vida útil de la planta y a un interés anual del 10% dando un coeficiente anual de 0,11

Costo de la planta nueva = \$ 1'548.000

Producción anual = 225.944 m³

Depreciación = $0,11 \times 1'548.000 / 225.944 = 0,754 \text{ $/m}^3$

Costo anual = 170.280 USD

- Retorno del Condensado

Consideramos un volumen de 170 Toneladas por día (45.000 GPD) de condensado de vapor que retornan a la caldera como agua de alimentación, a un costo de 1,0 \$/m³.

Costo = $180 \text{ m}^3/\text{día} \times 341 \text{ días} \times 1,0 \text{ $/m}^3 = 61.380 \text{ USD}$

Costo = - 0,27 \$/m³

- Producción anual

Consideramos la producción en el año de 1981, lo que equivale a;

$$\text{producción anual} = 225.944 \text{ m}^3$$

COSTOS DE OPERACIÓN

Con el fin de facilitar una comprensión del estudio económico se presentan las Tablas Nos. 5 y 6 de los costos anuales de operación en 1981.

$$\text{Costo total de operación} = 2,26 \text{ \$/m}^3 - 0,27 \text{ \$/m}^3 = 1,99 \text{ \$/m}^3$$

$$\text{COSTO UNITARIO DE PRODUCCIÓN DEL AGUA} = 2,75 \text{ \$/ m}^3$$

$$\text{TOTAL GASTO ANUAL DE PRODUCCIÓN AGUA} = 620.734 \text{ USD}$$

1.4 Componentes de la planta en condiciones críticas

La planta de desalinización de agua de mar presentaba las siguientes condiciones críticas, más importantes en el año de 1981:

- Alto consumo de energía eléctrica a un precio del Kw-Hr alto (0.08 \$/KwH) por ser producido por medio de 5 turbinas a gas de baja eficiencia térmica (12%) y obsoletas (1957, 1958, 1959, 1969 y 1970)

Tabla No. 5

RESUMEN DE LOS COSTOS ANUALES DE PRODUCCION (USD) 1981

Producción de agua (m3)	225,944
Tiempo de operación (días)	341
1. Depreciación de la Planta	170,280
2. Costo de operación	
a. Electricidad (616,250 Kw-Hr)	49,300
b. Agua Salada (3'162,000 m ³)	126,480
c. Vapor (62,505 Tm)	252,520
d. Operadores	12,000
e. Químicos	20,334
3. Costo de mantenimiento	
a. Personal	1,200
b. Repuestos	50,000
4. Retorno del Condensado (180 m ³ /día) 98%	-61,380
TOTAL COSTO DE O&M	450,454
TOTAL GASTOS ANUALES DEL AGUA (USD/AÑO)	620,734

Tabla No. 6

DESGLOSE DEL COSTO DE AGUA - USD/m3 (1981)

		Porcentaje
Producción anual (m3)	225.944	
Tiempo de operación (días)	341	
1. Depreciación de la Planta	0,754	27.42%
2. Costo de operación		
a. Electricidad	0,22	8%
b. Agua Salada	0,56	20.36%
c. Vapor	1,12	40.73%
d. Operadores	0,05	1.82%
e. Químicos	0,09	3.27%
3. Costo de mantenimiento		
a. Personal	0,005	0.18%
b. Repuestos	0,221	8.04%
4. Retorno del Condensado	-0,27	9.82%
TOTAL COSTO DE O&M	1,996	72.58%
TOTAL COSTO DEL AGUA (USD/m3)	2,750	100.00%

CONSIDERANDO LOS COSTOS UNITARIOS DE ENERGIA ELECTRICA, AGUA SALADA, VAPOR Y CONDENSADO DEL AÑO DE 1981

ELECTRICIDAD	0,08 USD/Kw-Hr
AGUA SALADA	0,04 USD/Tm
VAPOR	4,04 USD/Tm
CONDENSADO	1,0 USD/m3
REPUESTOS	50.000 USD

que utilizaban como combustible el gas y ahora el diesel de bajo rendimiento del combustible de 4,4 Kw-Hr por galón.

- La bomba de recirculación presentaba problemas de diseño, lo cual afectaba directamente al mantenimiento debido a que la bomba cavitaba con el respectivo desgaste y desvalance del impulsor .
- La turbina a vapor de la bomba de recirculación operaba como alternativa de la bomba principal eléctrica y también presentaba problemas de operación, lo cual afectaba a la producción de la planta.
- Los tubos de los condensos de la planta, estaban llegando a su tiempo de reemplazo por lo que era necesario programar su mantenimiento y mejorar su selección, considerando los nuevos materiales en el mercado.
- A las bombas del destilado y del condensado era necesario cambiarlas por unas bombas que consideren los cambios efectuados a sus sistemas de distribución y de almacenamiento, además optimizarlas.
- El sistema de trampas de vapor presentaba deficiencias y afectaba a los eyectores de vacío y a las turbinas de vapor, que incidían en la producción de la planta por cuanto al disminuir ligeramente el vacío la producción se veía seriamente afectaba, por lo cual era importante considerarlo para mejorarlo junto con el aislamiento

térmico de las tuberías de vapor ya que el vacío se produce a través de los eyectores a vapor.

- El sistema principal de agua salada no tenía una protección contra la formación de incrustaciones en el interior de las tuberías, con lo cual se reducía el área de flujo y la consecuente pérdidas por fricción y disminución de la eficiencia, además del ataque corrosivo a la tubería. Ver Figura No. 1.17, de la bomba y del clorinador electrolítico del muelle.
- La capacidad máxima de almacenamiento del agua en el año de 1979 era insuficiente para casos de emergencia, por lo cual se decidió aumentar el stock de agua de 6 días a 10 días por seguridad en la operación de la refinería y por exigencias de la póliza del seguro de la refinería. Ver Figura No. 1.18, de los aljibes de agua Nos. 1 y 2.
- Considerando que la eficiencia global de la generación eléctrica aumentaba de un 12% de las unidades a un 50% al utilizar los gases de escape de las turbinas a gas para producir vapor en las calderas y éste a su vez ser utilizado en la planta de agua, se decidió darle prioridad al uso de vapor como fuente de energía barata a la planta.
- La descarga del agua salada de enfriamiento de la planta de agua que se calentaba apenas unos 10 °C sobre la del mar y no tenía

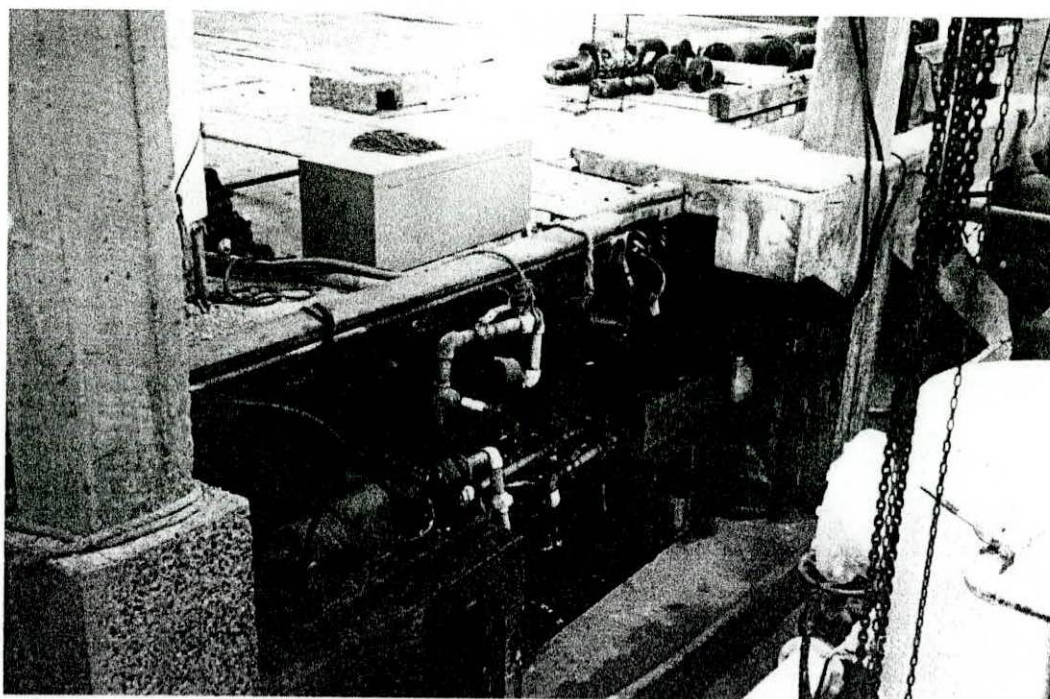


FIGURA 1.17 BOMBA Y CLORINADOR ELECTROLÍTICO DEL MUELLE



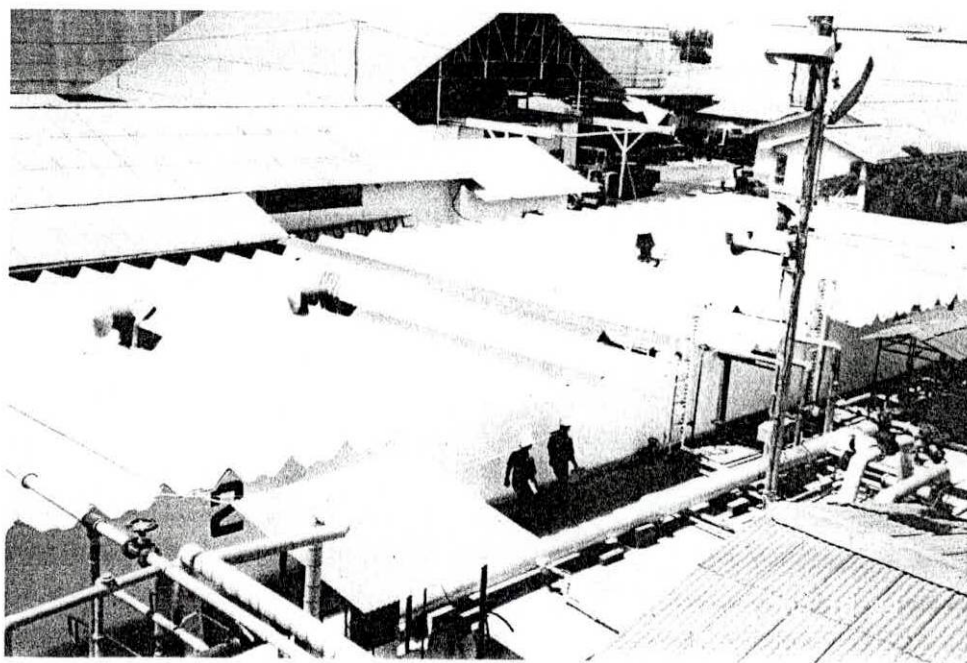
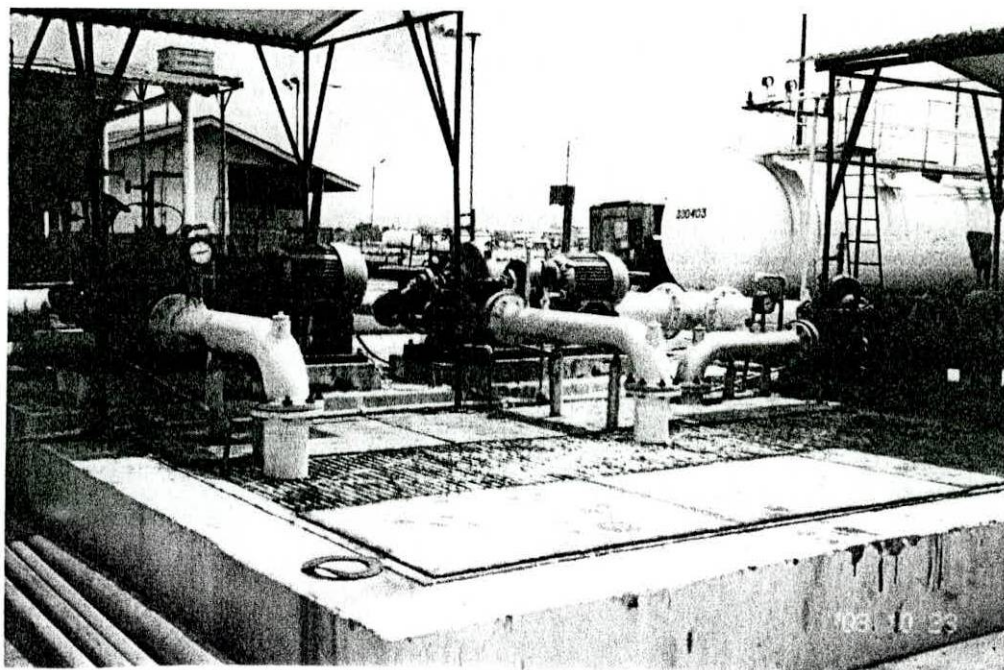


FIGURA 1.18 ALJIBES DE AGUA # 1 Y 2

posibilidad de contaminarse, era enviada al mar por lo que se pensó en aprovecharla a través de un reservorio de agua salada para ser reutilizada en el enfriamiento de fluidos mas calientes en la refinería, con el objetivo de disminuir el servicio de una de las tres bombas del muelle. Ver Figura No. 1.19, de las bombas y del pozo de succión.

1.5 Nivel de capacitación del Personal

El personal de la planta en el año de 1981 contaba con 3 operadores, con muchos años de experiencia (30 años) pero falto de conocimientos técnicos para entender los problemas de la planta en lo concerniente a cuales parámetros eran más significativos o afectaban directamente a la producción de agua. Ellos básicamente se dedicaban a operar la planta, reportar en caso de falla y parar la planta cuando funcionaba mal en horas no laborables. El personal de mantenimiento consistía en un supervisor, 3 mecánicos, un soldador, 2 gasfiteros, un aprendiz y 4 ayudantes, los cuales hacían el mantenimiento de la planta de agua, del sistema principal de agua salada y de los sistemas de distribución de agua dulce y salada, gas y desagüe en toda la refinería y casas de los trabajadores y funcionarios de la empresa.

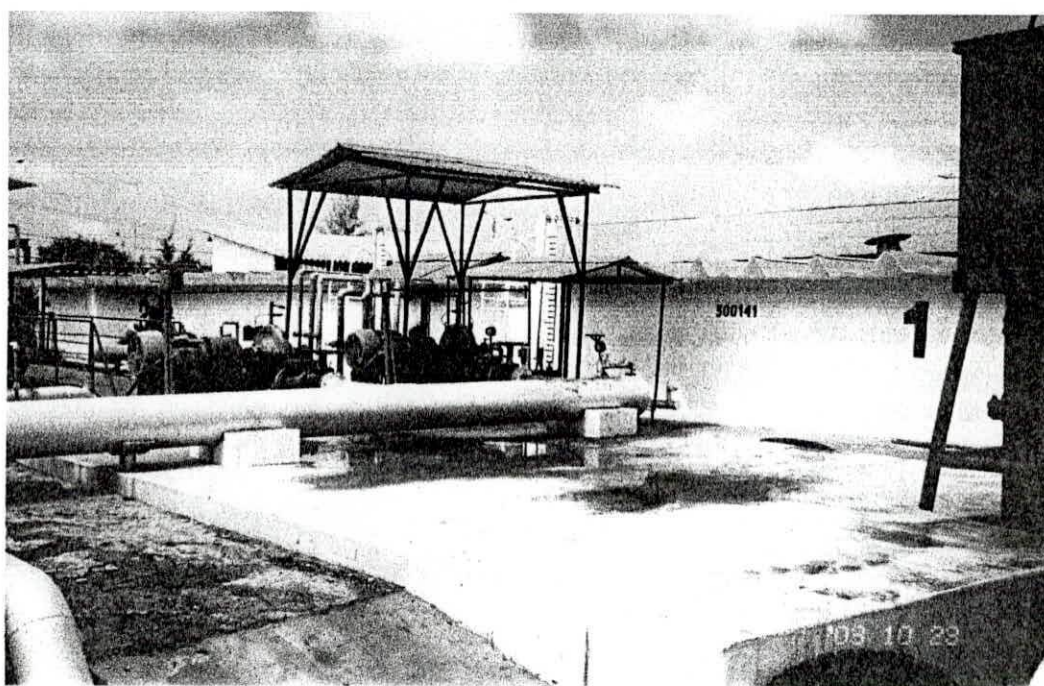
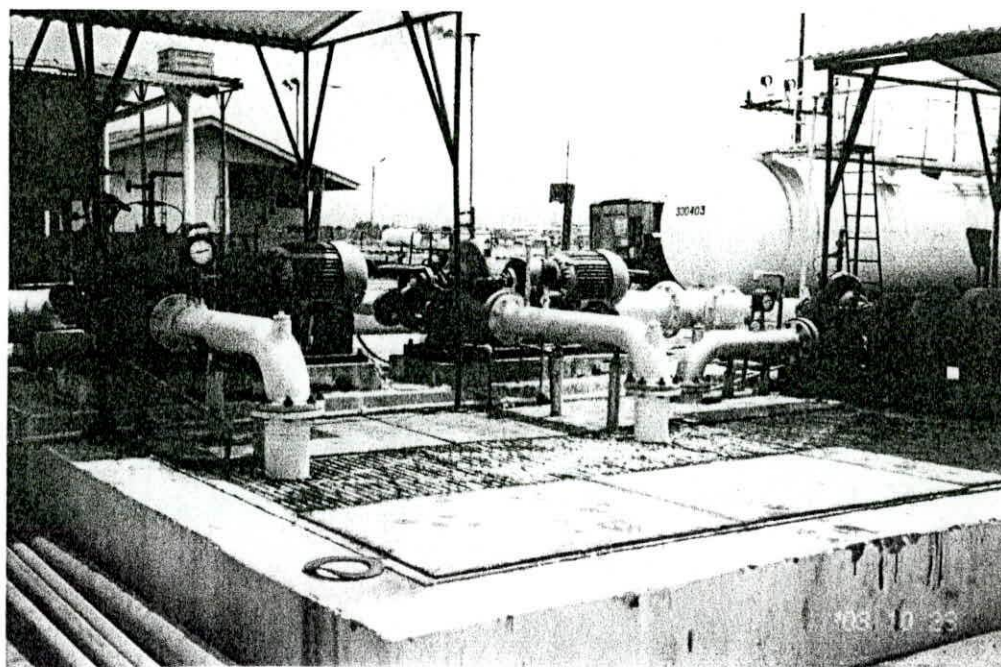


FIGURA 1.19 BOMBAS Y POZO DE SUCCIÓN DE AGUA SALADA

Además existía personal que no pertenecía a la planta de agua, pero actuaba cuando era requerido por sus servicios específicos de mantenimiento se lo hacía en las áreas de electricidad, instrumentos, laboratorio de agua, talleres de máquinas herramientas, taller de soldadores, taller de equipo pesado y contratistas de obras mecánicas, civil, pintura y de soldadura.

De igual manera el 50% del personal tenía muchos años de experiencia pero con poco conocimiento técnico que había que reforzarlo y actualizarlo. Toda la información técnica estaba en inglés ya que la refinería y la planta de agua era de procedencia norteamericana o inglesa, por lo tanto era necesario traducir y presentar ciertos parámetros que ayuden a mejorar la operación y el mantenimiento de la planta. A continuación se presenta el cuadro del personal donde se detalla el nivel de capacitación del personal con que contaba la planta de agua en el año de 1981. (Ver Tablas Nos. 7a y 7b)

Hay que considerar que la empresa en esa época no disponía de un departamento de capacitación pero también hay que reconocer que dicha empresa siempre apoyaba cualquier capacitación del personal con la única condición de que sea útil para el trabajo que desempeñaba el

Tabla No. 7a

PERSONAL DE PLANTA DE AGUA ANGLO 1981

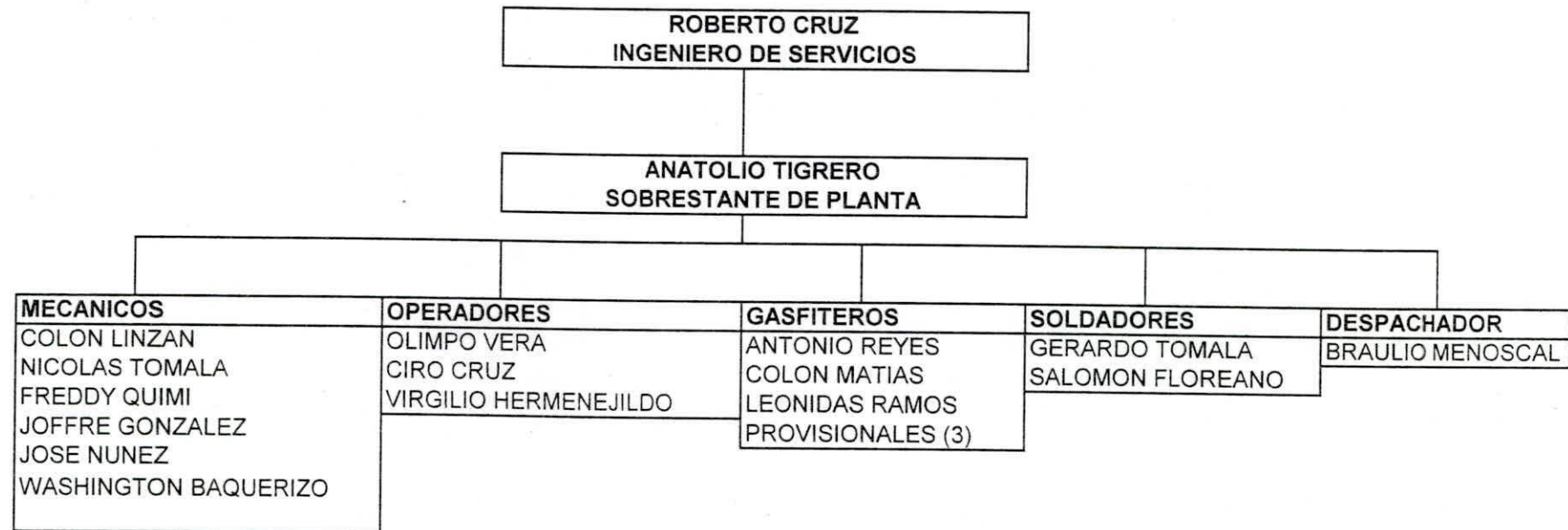


Tabla No. 7b

PERSONAL DE PLANTA DE AGUA ANGLO 1981

ITEMS	NOMBRE	EDAD	EDUCACION	CAPACITACION
1	ANATOLIO TIGRERO	44	SECUNDARIA	COLEGIO TECNICO
2	COLON LINZAN	35	PRIMARIA	MECANICO AUTOMOTRIZ, SOLDADOR
3	NICOLAS TOMALA	45	PRIMARIA	MECANICO
4	FREDDY QUIMI	26	SECUNDARIA	MECANICO, FIBRA DE VIDRIO
5	JOFFRE GONZALEZ	22	SECUNDARIA	MECANICO, FIBRA DE VIDRIO
6	JOSE NUNEZ	45	PRIMARIA	MECANICO, PINTOR, CARPINTERO,
7	WASHINGTON BAQUERIZO	26	PRIMARIA	MECANICO, GASFITERO
8	OLIMPO VERA	50	PRIMARIA	PERFORADOR, OPERADOR
9	CIRO CRUZ	50	PRIMARIA	PERFORADOR, OPERADOR
10	VIRGILIO HERMENEJILDO	50	PRIMARIA	PERFORADOR, OPERADOR
11	ANTONIO REYES	45	PRIMARIA	MECANICO, GASFITERO
12	COLON MATIAS	48	PRIMARIA	MECANICO, GASFITERO
13	LEONIDAS RAMOS	42	PRIMARIA	GASFITERO
14	GERARDO TOMALA	51	PRIMARIA	SOLDADOR
15	SALOMON FLOREANO	30	SECUNDARIA	SOLDADOR
16	BRAULIO MENOSCAL	51	PRIMARIA	DESPACHADOR



trabajador, por lo tanto había que hacer una programación de capacitación sin afectar la producción de la refinería.

También se tomó en cuenta las inquietudes de los trabajadores con relación a mejorar su ambiente de trabajo y a su seguridad, para lo cual se priorizaron las necesidades a ser atendidas de acuerdo al presupuesto disponibles en las siguientes áreas: equipos de seguridad personal, herramientas personales y de taller, vehículo de transporte, alimentación durante las paradas de planta, sobretiempo de acuerdo a disminuir el tiempo de parada pero no el ingreso de horas pagadas, mejorar el taller de banco y una continua comunicación y confianza y disciplina con el personal.

CAPÍTULO 2

2. SOLUCIONES PROPUESTAS Y SU IMPLANTACIÓN

En éste capítulo se analizan los diferentes componentes de la planta con relación al movimiento de fluidos y la transferencia de calor; y de la capacitación al personal de trabajadores de la planta de agua, con el objeto de mejorar su eficiencia para conseguir un costo de producción de agua mas económico y mantener la confiabilidad de los procesos involucrados.

2.1 Componentes del sistema de movimientos de fluido en plan de reingeniería.

A continuación se presentan los siguientes grupos de componentes del sistema de movimientos de fluidos a ser considerados en el plan de reingeniería de la planta de agua: bombas centrífugas, turbinas a vapor, tuberías y pozo de succión.

- **Bombas Centrífugas**

Consideramos las bombas de recirculación, de condensado y del destilado.

BOMBA DE RECIRCULACION: Al conocer que las bombas accionadas por motor eléctrico y por una turbina a vapor son casi iguales, se hace una sola consideración. La bomba que operaba normalmente era la eléctrica; la de vapor era alternativa a la eléctrica, y presentaba muchos problemas de operación y mantenimiento debido a su mala selección original, que aunque cumplía los requerimientos de la producción de la planta en ciertos periodos posterior al mantenimiento completo de la bomba, no era muy confiable y existía la molestia de corregir y realizar continuos ajustes y mantenimientos por cuanto siempre cavitaba y su flujo y presión apenas alcanzaban los valores necesarios para la producción nominal de la planta.

En vista de lo anterior se decidió seleccionar un equipo de bombeo mas adecuado en cuanto a condiciones de flujo y cabezal, eliminar la cavitación y utilizar materiales más resistentes a la corrosión de la salmuera.



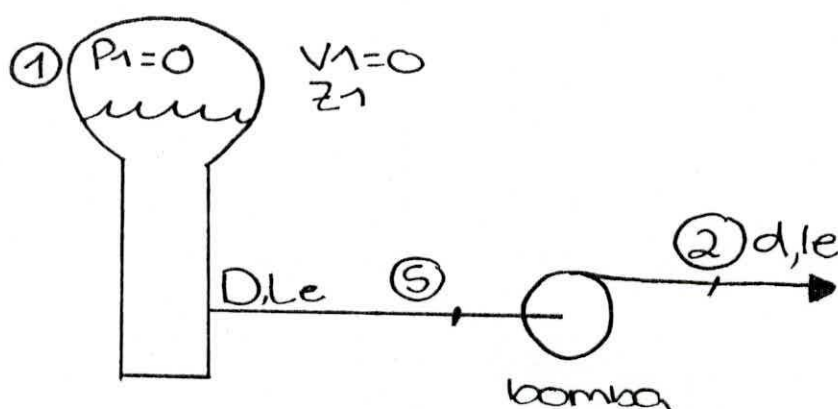
CALCULOS DE SELECCION DE LA BOMBA.

Con los datos de la bomba y de la planta se realiza los cálculos respectivos para el NPSH disponible del sistema, TDH y del BHP.

También sobre la base de la información disponible del fabricante de las bombas Ingersoll Rand, referente a los materiales y a las condiciones del fluido, se seleccionó el material de zinc bronce.

A continuación se presentan los cálculos realizados y las curvas de la nueva bomba de recirculación seleccionada, en los Gráficos Nos. 2a y 2b.

CALCULO DEL NPSH DISPONIBLE



Energía en el punto de succión S a la brida de succión:

$$S = P_1 + Z_1 - H_{fs} = P_s + V_s^2/2g + Z_s, \text{ donde } P_1 = 30 \text{ pulg Hg} = 0 \text{ psia}$$

$$P_1 = 0 ; Z_1 = 10,5 \text{ pies} ; H_{fs} = 0,117 \text{ pies} ; V_s^2/2g = 0,371 \text{ pies} ; Z_s = 0$$

entonces la energía en S

$$S = 10,38 \text{ pies} = P_s + 0,371 \text{ pies},$$

Se despeja la presión de succión P_s

$$P_s = 10,01 \text{ pies} = 4,30 \text{ psia}$$

Calculamos ahora el NPSH disponible del sistema en la brida

$$\text{NPSH disponible} = S - \text{presión de vapor} = 10,01 \text{ pies} - 2,22 \text{ pies} = 7' - 9''$$

Se calcula el NPSH disponible del sistema en la succión del impulsor.

Tenemos una altura desde la brida al impulsor de $6' - 6''$, entonces

$$\text{NPSH disponible} = 7' - 9'' + 6' - 6'' = 14' - 3''$$

$$\text{NPSH disponible del sistema} = 14' - 3''$$

CALCULO DEL CABEZAL TOTAL

La energía de la bomba E_p es igual a

$$E_p = (P_2 - P_1) + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2g + H_f, \text{ donde}$$

$$P_1 = 0 ; P_2 = 54,7 \text{ psia} = 121,5 \text{ pies} ; Z_1 = 10 \text{ pies} ; Z_2 = 0 ;$$

$$V_2 = 5,11 \text{ pies/seg} ; V_1 = 0 ; H_f = 0 ,$$

entonces la energía dada por la bomba E_p

$$E_p = 121,5 \text{ pies} - 10 \text{ pies} + 0,41 \text{ pies} + 0 = 111,9 \text{ pies} = 50,3 \text{ psia}$$

$$E_p = 50,3 \text{ psia}$$

POTENCIA AL FRENO

La eficiencia al freno de la bomba es igual a:

$BHP = GPM \times H \text{ (pies)} \times \text{Sp. Gr.} / 3960 \times \text{Eficiencia de la bomba}$

$BHP = 1800 \times 120 \times 1,04 / 3960 \times 0,82$

$BHP = 69,2$

SELECCION DE LA BOMBA

	BOMBA ANTERIOR	BOMBA NUEVA
FLUIDO:	SALMUERA	SALMUERA
FLUJO (GPM):	1700	1800
GRAVEDAD ESPECIFICA:	1,04	1,04
TDH (pies):	141.5	120
TEMPERATURA (°C):	37	37
NPSH disponible (pies)brida	7' – 11"	7' – 9"
NPSH requerido (pies)bomba	5' – 0"	10'
Perdida succión tubería	1' – 6"	
NPSH disponible (pies)	7' – 11"	14' – 3"
POTENCIA FRENO (BHP)	85	69,2
EFICIENCIA BOMBA (%)	74	82
EFICIENCIA MOTOR (%)	83	92
POTENCIA MOTOR (HP)	90	75
MATERIAL:	HIERRO FUNDIDO	ZINCLESS-BRONCE
MARCA:	SIGMUN PULSOMETER	INGERSOLL RAND
TIPO:	HSM 10 / 12 F Horizontal	APW Vertical

BOMBA DE CONDENSADO: Considerando que la bomba tenía alrededor de 10 años de operación continua, dificultad en adquirir



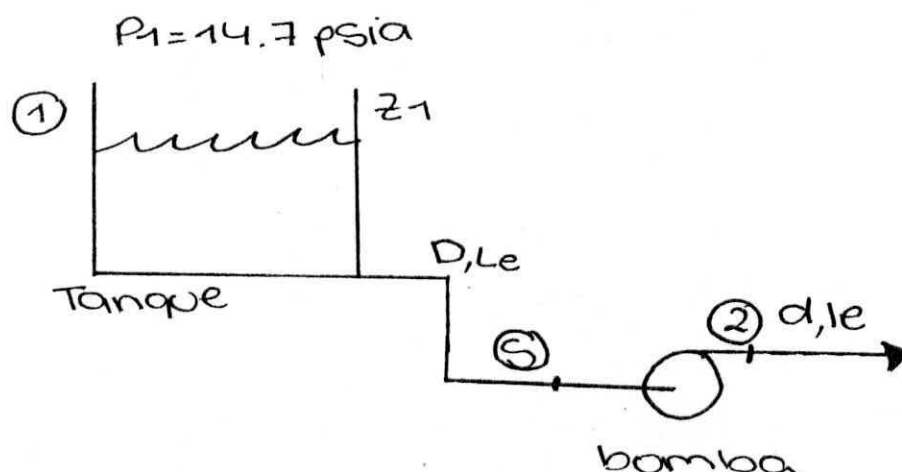
repuestos y por problemas de mantenimiento se decidió cambiarla por una de nueva tecnología.

CALCULOS DE SELECCION DE LA BOMBA

Con los datos de la bomba y de la planta se realiza los cálculos respectivos para el NPSH disponible del sistema, para el TDH y de la potencia al freno de la bomba.

A continuación se presentan los cálculos realizados y la curva de la nueva bomba de condensado seleccionada, en el Gráfico No. 3.

CALCULO DEL NPSH DISPONIBLE



Energía en el punto de succión S a la brida de succión:

$$S = P_1 + Z_1 - H_{fs} = P_s + \frac{V_s^2}{2g} + Z_s, \text{ donde } P_1 = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_1 = 32,96 \text{ pies} ; Z_1 = 8,9 \text{ pies} ; H_{fs} = 0,5 \text{ pies} ; \frac{V_s^2}{2g} = 0,3 \text{ pies} ;$$

$$Z_s = 0$$

entonces la energía en S,

$$S = 41,36 \text{ pies} = P_s + 0,3 \text{ pies},$$

la presión de succión P_s ,

$$P_s = 41,06 \text{ pies} = 17,24 \text{ psia}$$

Calculamos ahora el NPSH disponible del sistema en la brida

$$\text{NPSH disponible} = S - \text{presión de vapor} = 41,06 \text{ pies} - 24,9 \text{ pies} = 16' - 2''$$

$$\text{NPSH disponible del sistema} = 16' - 2''$$

CALCULO DEL CABEZAL TOTAL

Energía de la bomba E_p es igual a

$$E_p = (P_2 - P_1) + (Z_2 - Z_1) + (V_2^2 - V_1^2)/2g + H_f, \text{ donde}$$

$$P_1 = 32,96 \text{ pies} ; P_2 = 64,7 \text{ psia} = 154,1 \text{ pies} ; Z_1 = 8,9 \text{ pies} ; Z_2 = 0 ;$$

$$V_2^2/2g = 0,3 \text{ pies} ; V_1 = 0 ; H_f = 0,5 \text{ pies}, \text{ entonces encontramos la energía dada por la bomba } E_p,$$

$$E_p = 121,14 \text{ pies} - 8,9 \text{ pies} + 0,3 \text{ pies} + 0,5 \text{ pies} = 113,04 \text{ pies} = 47,47 \text{ psia}$$

$$E_p = 47,47 \text{ psia}$$

POTENCIA AL FRENO

La eficiencia al freno de la bomba es igual a:

$BHP = GPM \times H \text{ (pies)} \times \text{Sp. Gr.} / 3960 \times \text{Eficiencia de la bomba}$

$BHP = 66 \times 113 \times 0,97 / 3960 \times 0,50$

$BHP = 3,65$

SELECCION DE LA BOMBA

	BOMBA ANTERIOR	BOMBA NUEVA
FLUIDO:	CONDENSADO	CONDENSADO
FLUJO (GPM):	66.8	66
GRAVEDAD ESPECIFICA:	0,970	0,970
TDH (pies):	100	113
TEMPERATURA (°C):	90	90
NPSH disponible (pies)	15	16
NPSH requerido (pies)		4
POTENCIA FRENO (BHP)	2,6	3,65
EFICIENCIA BOMBA (%)	73	50
EFICIENCIA MOTOR (%)	70	78,5
POTENCIA MOTOR(HP)	5	5
MATERIAL:	HIERRO FUNDIDO	ACERO INOXIDABLE
MARCA:	INGERSOLL RAND	INGERSOLL RAND
TIPO:	N - 1 1 / 2 -165	3-1.5-6 HEC

BOMBA DEL DESTILADO: Considerando que las condiciones de los reservorios de almacenamiento del agua eran diferentes a las originales, además también por cuanto las bombas tenían 10 años



de servicio y existía dificultad en adquirir repuestos caros, se decidió seleccionar bombas más eficientes con mejores materiales para disminuir el mantenimiento.

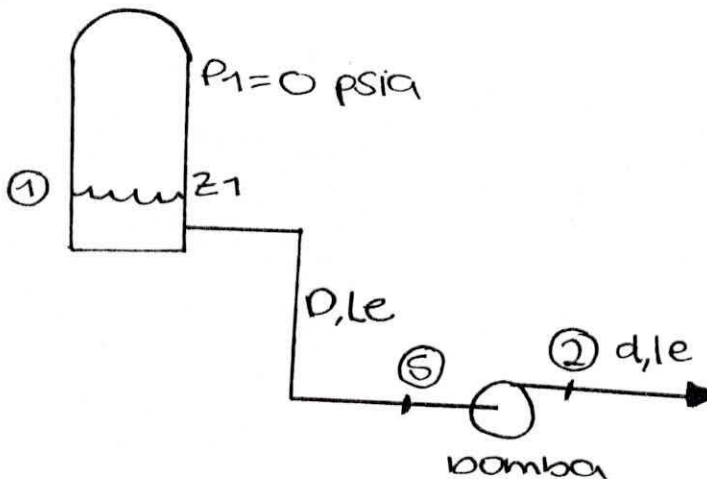
CALCULO DE SELECCION DE LA BOMBA

Con los datos de la bomba y planta se realiza los cálculos respectivos para el NPSH disponible del sistema, para el TDH y de la eficiencia al freno de la bomba.

A continuación se presentan los cálculos realizados y la curva de la nueva bomba del destilado seleccionada, en el Gráfico No. 4.

CALCULO DEL NPSH DISPONIBLE

condensado-10



Energía en el punto de succión S a la brida de succión:

$S = P1 + Z1 - Hfs = Ps + Vs^2/2g + Zs$, donde $P1 = 30 \text{ pulg Hg} = 0 \text{ psia}$

$P1 = 0$; $Z1 = 10,5 \text{ pies}$; $Hfs = 0,60 \text{ pies}$; $Vs^2/2g = 0,18 \text{ pies}$; $Zs = 0$

entonces la energía en S

$S = 11,1 \text{ pies} = Ps + 0,18 \text{ pies}$,

Se despeja la presión de succión Ps

$Ps = 10,92 \text{ pies} = 4,73 \text{ psia} = 9,65 \text{ pulg. Hg vacío}$

Se calcula ahora el NPSH disponible del sistema en la brida

$\text{NPSH disponible} = S - \text{presión de vapor} = 11,1 \text{ pies} - 1,39 \text{ pies} =$

$= 9' - 9''$

$\text{NPSH disponible} = 9,71 \text{ pies}$

$\text{NPSH disponible sistema} > \text{NPSH requerido por la bomba}$

CALCULO DEL CABEZAL TOTAL

Energía de la bomba Ep es igual a

$Ep = (P2 - P1) + (Z2 - Z1) + (V2^2 - V1^2)/2g + Hf$, donde

$P1 = 0$; $P2 = 89,4 \text{ pies}$; $Z1 = 10,5 \text{ pies}$; $Z2 = 0$; $V2 = 3,41 \text{ pies/seg.}$

$V1 = 0$; $Hf = 0,6$;

entonces la energía dada por la bomba

$Ep = 89,4 \text{ pies} - 10,5 \text{ pies} + 0,18 \text{ pies} + 0,6 = 79,68 \text{ pies} = 34,5 \text{ psia}$

EFICIENCIA AL FRENO



La eficiencia al freno de la bomba es igual a:

$$\text{BHP} = \text{GPM} \times \text{H (pies)} \times \text{Sp. Gr.} / 3960 \times \text{Eficiencia de la bomba}$$

$$\text{BHP} = 135 \times 80 \times 1,00 / 3960 \times 0,685$$

$$\text{BHP} = 3,98$$

SELECCION DE LA BOMBA

	BOMBA ANTERIOR	BOMBA NUEVA
FLUIDO:	AGUA	AGUA
FLUJO (GPM):	138,7	135
GRAVEDAD ESPECIFICA:	1,00	1,00
TDH (pies):	131,5	80
TEMPERATURA (°C):	30	30
NPSH disponible (pies)		9,71
NPSH requerido (pies)		5
POTENCIA FRENO (BHP)	9	3,98
EFICIENCIA BOMBA (%)	53	68,5
EFICIENCIA MOTOR (%)	82	84
POTENCIA MOTOR (HP)	12	5
MATERIAL:	HIERRO FUNDIDO	HIERRO DUCTIL
MARCA:	INGERSOLL RAND	INGERSOLL RAND
TIPO:	DS- 30E	3-1.5-6 HEC

- **Turbinas a Vapor**

Considerando que en general, la energía próxima a su fuente de origen es menos cara que la energía que ha sido transformada un número de veces, entonces la energía de vapor es mas económica que la energía eléctrica (aproximadamente 3,6 veces, sin tomar en cuenta los costos de capital) y también que el vapor utilizado para mover la turbina donde entrega su energía de presión para convertirla en energía de movimiento del eje de la bomba, tiene todavía su energía de calor latente y puede ser aprovechada para el calentamiento de la salmuera en la planta de agua, se decidió seleccionar dos nuevas turbinas para que accionen la bomba de recirculación y la bomba de destilado, pero además que trabajen como equipos principales y los equipos con motores eléctricos sean auxiliares con el propósito de disminuir los costos de producción de agua.

Por tal motivo en orden de importancia se selecciona primero la turbina a vapor para la bomba de recirculación, tomando en consideración los siguientes parámetros:

TURBINA DE RECIRCULACION

	TURBINA ANTERIOR	TURBINA ACTUAL
FLUIDO	VAPOR	VAPOR
CALIDAD	SATURADO	SATURADO
PRESION (psig)	125	125
TEMPERATURA (°C)	178	178
PRESION DESCARGA (psig)	10	20
FLUJO (Lb/Hr)	8.000	7.850
CONSUMO (Lb/Hr/HP)	88,8	105
MARCA	HAYWARD TYLER	COPUUS ENGINEERING
MODELO	T-400	RLVA-23L VERTICAL
POTENCIA (HP)	90	75
RPM	1500	1470
MATERIAL	HIERRO FUNDIDO	HIERRO FUNDIDO

TURBINA DEL DESTILADO

	TURBINA ANTERIOR	TURBINA ACTUAL
FLUIDO	VAPOR	VAPOR
CALIDAD	SATURADO	SATURADO
PRESION (psig)	125	125
TEMPERATURA (°C)	178	178
PRESION DESC. (psig)	10	20
FLUJO (Lb/Hr)	1000	1092
CONSUMO (Lb/Hr/HP)	83,3	109,2



MARCA	HAYWARD TYLER	COPUUS
		ENGINEERING
MODELO	T-100	RLA-12L
		HORIZONTAL
POTENCIA (HP)	12	10
RPM	2900	2900
MATERIAL	HIERRO FUNDIDO	HIERRO FUNDIDO

- **Tuberías**

Se consideró modificar el diseño de la tubería de succión con el fin de disminuir las pérdidas por fricción para el siguiente caso:

SUCCION DE BOMBA RECIRCULACION

CALCULOS DE LAS PERDIDAS

Para el caso de la succión de la nueva bomba de recirculación.

Del libro de Cameron Hydraulic Data, de la tabla en la Pág. 3-28 para 1800 GPM y un diámetro de 28 pulg, se tiene

Cabezal velocidad = $V^2 / 2g = 0,015$ pies

Pérdida fricción tubería = $H_f = 0,010$ pies por 100 pies

Pérdida del cabezal por fricción tubería = $H_f = 0,010 \times 9,64 / 100 = 0,00096$ pies.

El coeficiente de resistencia debido a la entrada en tubería, según la Pág.. 3 -108 es $K_r = 0,5$, para el codo de 14"x 90° , según Pág.. 3-105, es $K_r = 0,24$ y para la válvula de diafragma 14", según Pág.. 3-103, es $K_r = 0,10$, entonces se tiene;

Pérdida del cabezal por fricción en accesorios = $H_f = K_r \times V^2/2g =$

$$(0,5+0,24+0,10) \times 0,015$$

$$H_f = 0,0126 \text{ pies}$$

Pérdida total del cabezal debido a la fricción en la succión =

$$= 0,00096 + 0,0126 = 0,0135 \text{ pies.}$$

	DISEÑO ORIGINAL	DISEÑO ACTUAL
DIAMETRO	12"	28"
LONGITUD	14,1 pies	9,64 pies
MATERIAL	ASTM A 53	ASTM A 53
TEMPERATURA	37 °C	37 °C (98,6 °F)
CONEXIONES	BRIDADAS	BRIDADAS
VALVULA	COMPUERTA	DIAFRAGMA
TAMAÑO	12"	14"
ACCESORIOS	CODO 12"x 90	CODO 14"x 90
FLUJO	1700 GPM	1800 GPM
PERDIDA POR FRICCION EN TUBERIA	0,080 pies	0,00096 pies
PERDIDA POR FRICCION EN ACCESORIOS	0,344 pies	0,0126 pies
PERDIDA		

TOTAL	0,424 pies	0,0135 pies
-------	------------	-------------

- **Pozo de succión para bombas**

La descarga del agua de enfriamiento de la planta de agua se hacía por medio de un canal de aguas que recorría una distancia de unos 1.500 mt antes de llegar al mar, el volumen era igual a la suma del agua de enfriamiento mas la descarga de salmuera de la planta, lo que representaba un total de 1.573 GPM de agua salada y a una temperatura de 30°C hasta unos 40 °C como máximo, dependiendo de la temperatura del mar. Este gran volumen de agua se desperdiciaba al regresar al mar, lo cual tenía energía potencial ya que se encontraba a una altura de 20 mt sobre el nivel del mar y a una distancia de 1.118 mt desde las bombas de succión del muelle, además era agua salada sin posibilidad de contaminación y solamente tenía un incremento máximo de 10 °C, también se consideró que se encontraba a una distancia de la refinería de 80 mt y que podría ser utilizado para el enfriamiento de fluidos mas calientes como la gasolina y el diesel que se encontraban a una temperatura de 100 °C y a 280 °C respectivamente.



Otro punto a favor del proyecto era la ventaja de permitir un tiempo de parada menos brusco térmicamente de la refinería, al existir una falla eléctrica en las bombas del muelle, con lo cual se quedaba súbitamente sin enfriamiento de agua salada en la refinería y por lo tanto ocurrían choques térmicos en los equipos de la refinería.

Entonces la idea se concretó en construir un pozo de succión para almacenar el agua que descarga la planta de agua y a través de un grupo de bombas centrifugas se impulsará el agua salada a las líneas de enfriamiento de 6", 8" y 10" que ingresan a la refinería, siempre con la alternativa de poder mezclar dicha agua "caliente" con la que venía directamente de las bombas del muelle "fría", con lo cual se podría suprimir de servicio una de las tres bombas del muelle y conseguir un ahorro de consumo de energía eléctrica y de mantenimiento del sistema de agua salada.

Aprovechando la ubicación del pozo junto a los reservorios de agua dulce, también se vio la posibilidad adicional de ubicar un grupo de bombeo para el sistema contraincendio que utiliza agua salada con la posibilidad además de utilizar el agua dulce para casos de

emergencia. Ver Figura 2.20 de la bomba contra incendio del pozo de succión.

CARACTERISTICAS TECNICAS DEL POZO DE SUCCION

- MEDIDAS	9,4 mt LARGO, 4,0 mt ANCHO y 2,75 mt PROFUNDIDAD (1,65 mt agua)
- VOLUMEN AGUA	16.400 gal.
- CONSTRUCCION	HORMIGON ARMADO
- RECUBRIMIENTO	PINTURA IMPERMEABILIZANTE EPOXICA
- BOMBAS	CENTRIFUGAS
- MARCA	INGERSOLL RAND
- MODELO	4 X 14 SDL
- FLUIDO	AGUA SALADA
- GRAVEDAD ESPECIFICA	1,04
- FLUJO	850 GPM
- TEMPERATURA	30 – 40 °C
- CABEZAL TOTAL	90 pies
- POTENCIA	30 HP
- CANTIDAD	3 BOMBAS
- COSTO	
BOMBAS	17.000 USD
POZO	8.000 USD
- TIEMPO VACIADO POR FALLA S.A.S.	9 MINUTOS



- NUMERO BOMBAS	SERVICIO PARALELO 2
- AÑO DE SERVICIO	MARZO 1986
- ALARMA POR FALLA	
SONORA POR BAJA PRESION	
S.A.S. (35 psig)	A MENOS DE 15 psig

2.2 Componentes de los sistemas térmicos en proceso de ingeniería

A continuación se presentan los siguientes grupos de componentes de los sistema térmicos de los procesos de reingeniería: trampas de vapor, tubos de condensos y tuberías.

- **Trampas de Vapor**

Considerando que existía una falta de instalación y errores en la selección de las trampas de vapor en algunos equipos y en tuberías de la planta de agua, se decidió corregir para conseguir un mejor ahorro de la energía de calor a través del condensado del vapor que se almacena en un tanque por medio de una bomba automática para la recuperación del condensado y desde allí retorna por medio de las bombas centrífugas del condensado al tanque de agua de las calderas ubicado a una distancia de 100 mt de la planta de agua.

Se seleccionaron las siguientes trampas de vapor en los siguientes equipos y tuberías:

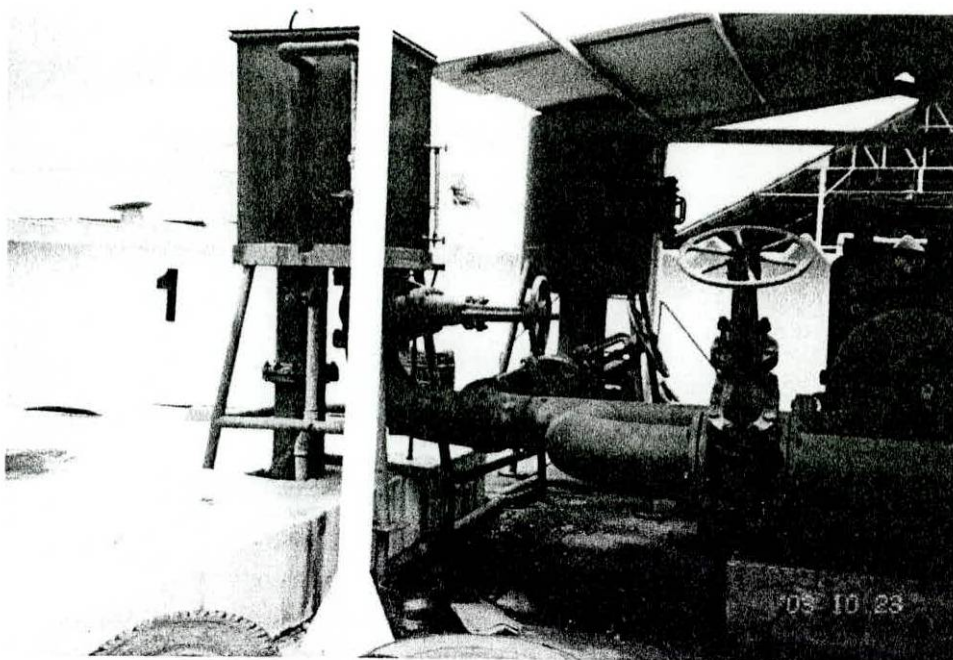


FIGURA 2.20 BOMBA CONTRA INCENDIO DEL POZO DE SUCCIÓN

	TURB. RECIR. TURB. DESTI. LINEA PRINC. 6"				
	ENTR./ SALI.		ENTR./ SALI.		LINEA
TRAMPA					
MODELO	TERMD./FLOTA.TERMD./FLOT.				TERMD.
TIPO	TD-52/ FT-125 TD-52/FT-125				TD-52
MEDIDA	1/2"	3/4"	1/2"	3/4"	1/2"
PRESION(psig)	125	20	125	20	125
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE ACERO INOX.				A. I.
MARCA	SPIRAX SARCO SPIRAX SARCO				S. S.

	BOMBA AUTOMATICA CONDENSADO		SEPARADOR
	LINEA ENTRADA	BOMBA	LINEA
TRAMPA			
MODELO	TD-2-3		TD-52
TIPO	TERMODINAMICA		TERMOD.
MEDIDA	1/2"		1/2"
PRESION	125 psig		125 psig
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE		A. I.
MARCA	SPIRAX SARCO		S. S.



CALCULO DEL DIMENSIONAMIENTO

Se consideró el caso mas crítico de todos los dimensionamientos de las trampas, el cual fue el del bolsillo colector de la línea principal de vapor de 6" que viene desde las calderas y a unos 15 mt de la planta, en las siguientes condiciones:

PRESION DE VAPOR (psig)	125
ELEVACION TRAMPA – TANQUE (pies)	13,12 (6,5 psig)
DISTANCIA TRAMPA – TANQUE (pies)	98,4
CONTRAPRESION (psig)	0,5
CONTRAPRESION MAS ELEVACION (psig)	7
CARGA DEL CONDENSADO (Lb/Hr)	163

según cuadro de carga del condensado para tubería de 6", presión de 125 psig, temperatura ambiente de 21°C y eficiencia del aislamiento del 80%.

FACTOR DE CORRECCION	1,4
CARGA DE DIMENSIONAMIENTO (Lb/Hr)(163 x 3)	489
FACTOR DE SEGURIDAD	3
PRESION DIFERENCIAL (psig) (125 - 7 psig)	118
TAMAÑO TUBERIA CONDENSADO (pulg.)	1
EFICIENCIA AISLAMIENTO (%)	80
TEMPERATURA AMBIENTE (°C)	21

Las trampas modelo TD-52 o la TD 3-2 termodinámica manejarán fácilmente los 489 Lb/Hr correspondiente a la carga de condensado a una presión diferencial de 118 psig, según el cuadro de capacidades del fabricante de la trampa (Spirax Sarco a su servicio, Guía de Productos). Las trampas termodinámicas combinan confiabilidad, simplicidad y eficiencia de operación, ya que tienen una sola parte móvil.

- **Tubos de Condensados**

Considerando que para el año de 1982 la planta de agua tenía mas de 10 años de operación continua y por lo tanto debía planificarse la provisión de tubos necesarios para el cambio y mantenimiento de los condensadores, precalentador, condensador de eyectores y el de gases incondensables, se decidió analizar el tubo mas adecuado sobre la base del precio, grado de ensuciamiento y de las propiedades del material.

A continuación se presentan las características técnicas de los tubos seleccionados versus los anteriores originales:

	COND. 1-8	PRECAL.	COND. EYECT.
	ANTE./ACTUAL	ANT./ACTUAL	ANTE./ACTUA
FLUIDO	SALMUERA	SALMUERA	SALMUERA
PRES.TRABA.	35 psig	35 psig	35 psig
MATERIAL	BRONCE ALUM./-BRO. ALUM/-90/10 Cu.Ni / ASTM-269 TP-316-ASTM 269 -ASTM 269-316		
ESPESOR.(pulg.)	0,036	0,036	0,048
CALIBRE(SWG)	20	20	18
LARGO	14' -9"	8'	4' -6"
DIAME. INT.	1"	1"	1"
CANTIDAD	310	656	312
INTERCAMB.	8	1	1

	ENFRIADOR GASES	CONDENSOS 9-10
	ANTERIOR/ ACTUAL	ANT. / ACTUAL
FLUIDO	SALMUERA	AGUA SALADA
PRESION TRAB.	35 psig	35 psig
MATERIAL	90/10 Cu. Ni / 90/10 Cu. Ni.	BRONCE ALUM. / BRONCE ALUM.
ESPESOR (pulg.)	0,048	0,036
CALIBRE (SWG)	18	20
LARGO	9' - 0"	14' - 9"
DIAMETRO INT.	1"	1"
CANTIDAD	162	483
INTERCAMBIA.	1	2



A continuación se presentan las características de la composición química, propiedades físicas y costos de los tubos de bronce y de acero inoxidable.

	TUBOS ACERO	TUBOS BRONCE
		90/10 Cu. Ni.
MATERIAL	ASTM 269 TP 316	ASTM B 111
	UNS S31600	UNS C70600
COMPOSICION		
C	0,08	<0,05
Ni	11,0-14,0	9-11
Fe	Balance	1,0-1,8
P	0,040 máx.	-
Mn	2,00 máx.	0,5-1,0
Silicón	0,75	-
Zn	-	1,0 máx.
Cu	-	Balance
Pb	-	0,05
Sn	-	-
Al	-	-
Mo	2,0-3,0	-
Cr	16,0-18,0	-
S	0,030 max.	<0,05
PROPIEDADES		
- DENSIDAD (gr/cm ²)		8,9

- CALOR ESPECIFICO (J/gr. °C)	0,37
- CONDUCTIVIDAD	
TERMICA (W/mt. °C)	50
- RESISTENCIA	
ELECTRICA (Ω .mm ² /mt)	0,17
- COEFICIENTE DE	
EXPANSION	
TERMICA (10E-6/ °C, 20-300°C)	17
- MODULO DE	
ELASTICIDAD (MPa)	132

APLICACIONES Y	AGUA DE MAR	RESISTENTE A
SERVICIOS	SERVICIO GENERAL	AGUA MAR.
		CONDENSADORES

COSTO UNITARIO		
POR METRO	6,7 USD	8,9 USD

Los tubos originales de bronce al aluminio ASTM B-111 dieron buen resultado ya que duraron mas de 10 años pero existía el problema del ensuciamiento con depósitos de lodos o sedimentos e incrustaciones de carbonato o sulfato de calcio en el tubo al estar en servicio la planta de agua a pesar de que se inyectaba continuamente en el sistema de la salmuera una dosis de PD-8 un polifosfato (máximo a 10 PPM) para evitar las incrustaciones y

mantener los tubos de bronce limpios. En éstas circunstancias en febrero de 1983 se decidió que la mejor opción era la de probar con los tubos del condensador de eyectores para reemplazarlos con tubos de acero inoxidable ASTM A 269 Tipo 316, y si el resultado en los primeros años era aceptable y conveniente, se decide por el cambio de bronce a acero inoxidable ya que su costo era más económico y era una nueva tecnología en el mercado de materiales de tubos de condensos para uso en agua salada.

A partir de marzo de 1984 entró en servicio el condensador de eyectores con los tubos de acero inoxidable y como no existieron problemas durante los tres años siguientes, se decidió hacer otro pedido mayor para empezar también con el cambio a los condensos del 1 al 8 y del precalentador.

Además no hubo incremento apreciable en el consumo de vapor de la planta de agua y también la producción de la planta en los años de 1984, 1985, 1986, 1987 y 1988 fueron de los mejores, con éstos antecedentes se resolvió cambiar los tubos a acero inoxidable.

CONSIDERACIONES PARA EL CAMBIO DEL MATERIAL DE LOS TUBOS

Los materiales más utilizados para tubos en condensos enfriados por agua salada eran a principio de los años 80, los siguientes:

- bronce al aluminio
- latón de aluminio
- aleación de Cobre Níquel
- titanio y
- acero inoxidable

Los condensos enfriados con agua salada por medio de tubos a base de una aleación de cobre presentaban los siguientes problemas:

- corrosión por erosión
- deficiencia en la formación de una capa aislante
- corrosión por pitting para flujos bajos

Desde el punto de vista de la corrosión el titanio era una excelente alternativa como material de reemplazo, pero desde el punto de vista económico era objetable en comparación con otras alternativas, por lo que fue rechazado.

Según la información disponible en ese entonces el material de acero



inoxidable AISI Tipo 316 podía ser utilizado para tubos de condensos cuando el contenido de cloruros es hasta un 2% (20.000 PPM). La tasa de corrosión general del acero inoxidable en una solución cargada con cloro era baja del orden de 0,01 mm por año (0,4 mpy).

Las ventajas del acero inoxidable eran las siguientes:

- costo relativamente bajo
- características de transferencia de calor
- resistente a la formación de depósitos
- limpiabilidad
- resistente a la corrosión general
- buen comportamiento a la erosión por impacto
- buen comportamiento a la erosión de entrada y salida en el tubo
- buenas propiedades de vibración
- facilidad en la instalación

La conductividad térmica del titanio y de los aceros inoxidables austeníticos como el AISI 316, son del mismo rango, equivalente solamente a una 1/6ta parte de la conductividad del bronce al aluminio. El coeficiente de transferencia de calor (K) entre el agua de

enfriamiento y el condensado de vapor es calculado de la siguiente manera, según el ítem 15 de la bibliografía .

$$1/K = 1/\alpha_1 + \sum (\lambda_i / t_i) + 1/\alpha_2 \quad \text{donde}$$

α_1 = transferencia de calor entre el agua de enfriamiento y el tubo

λ_i = conductividad térmica del tubo y del ensuciamiento

t_i = espesor de la pared del tubo y del ensuciamiento

α_2 = transferencia de calor entre el condensado y el tubo

y considerando que $1/\alpha_1 + 1/\alpha_2 \gg \sum (\lambda_i / t_i)$

entonces, la conductividad térmica del tubo es de menor importancia en el cálculo de la transferencia total del calor. La propiedad de la transferencia de calor en los intercambiadores de calor de tubos no solamente se basa en la conductividad térmica de la aleación del tubo, también influyen otros factores como la tasa de flujo, la corrosión, depósitos, la capa del agua de enfriamiento y de la capa sobre la superficie exterior del tubo, los cuales afectan la resistencia a la transferencia de calor en mayor medida que las características de la pared del metal.

A continuación se presenta la Tabla No. 8 con los porcentajes de incidencia de estos factores sobre la resistencia al flujo de calor en un condensador de vapor enfriado con agua y en servicio.

Tabla No. 8

18%	PELICULA AGUA LADO VAPOR
8%	ENSUCIAMIENTO LADO VAPOR
2%	PARED DEL TUBO
33%	ENSUCIAMIENTO LADO AGUA ENFRIAMIENTO
39%	PELICULA LADO AGUA ENFRIAMIENTO

**INFLUENCIA DE VARIOS FACTORES SOBRE LA RESISTENCIA AL
FLUJO DE CALOR EN UN CONDENSADOR VAPOR ENFRIADO POR AGUA**

Fuente: Bibliografía ítem 15

También se presenta la Tabla No. 9 del historial de mantenimiento de los intercambiadores de calor desde marzo de 1984 hasta mayo de 1993.

- **Tuberías de vapor y aislamiento térmico**

Las tuberías principales de vapor de 6, 4 y 2 pulgadas de diámetro se encontraban con el aislamiento en malas condiciones por su deterioro con el tiempo y por el continuo pisar de los trabajadores en las operaciones de mantenimiento, por lo tanto se decidió cambiar a un material nuevo resistente, más eficiente al aislamiento térmico y a un precio conveniente que exista en el mercado.

AISLAMIENTO ORIGINAL MATERIAL	AISLAMIENTO NUEVO	
	FIBRA DE VIDRIO	FIBRA DE VIDRIO
DIAMETRO	6"	6"
	4"	4"
	2"	2"
LONGITUD (mt)	30	30
	10	10
	10	10
ESPESOR DEL AISLAMIENTO (pulg.)	1 1/2	2
	1	1 1/2



	1	11/2
EFICIENCIA (%)	70	80
TEMPERATURA OPERAC.(°C)	178	178
TEMPERATURA AMBIENT.(°C)	27	27
COMBUSTIBLE	BUNKER	BUNKER
PRECIO / GALON (US\$/Gal)	0,60	0,60
PODER CALORIFICO (Btu/Gal)	150.000	150.000
TIEMPO DE OPERACION (Hr)	8.184	8.184
CONDUCTIVIDAD TERMICA (Btu/Hr-pie-°F)	0,27(100°F)	0,27(100°F)

CALCULOS DE LA PERDIDA DE CALOR

$$Q = \Delta T / R_t = (T_o - T_a) / R_a + R_s$$

Donde Q = Flujo de calor

T_o = temperatura de operación

T_a = temperatura ambiente

R_t = resistencia total

R_a = resistencia del aislamiento

R_s = resistencia de película de aire de la superficie

Resistencia del aislamiento $R_a = e / k$

donde e = espesor de aislamiento

k = conductividad térmica del aislamiento

Tabla No. 9

HISTORIAL DE MANTENIMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR EN PLANTA DE AGUA DESDE MARZO 1984 HASTA MAYO 1993

EQUIPO	FECHA CAMBIO TUBOS	No. DE TUBOS	MATERIAL TUBOS ASTM	No. TUBOS ROTOS ANTES May-93	NUMERO LAVADAS ANTES May-93	TEMPE. TRABAJO °C	TIEMPO SERVICIO ANTES May-93	PORCENT. SERVICIO ANTES May-93
COND. 1	Feb-90	310	269 TP 316	0	12	65	3,16	48,65
COND. 2	FUERA	DE	SERVICIO	DESDE	FEBRERO	1990		
COND. 3	Feb-87	310	269 TP 316	0	25	55	6,16	94,76
COND. 4	FUERA	DE	SERVICIO	DESDE	OCTUBRE	1990		
COND. 5	Feb-89	310	269 TP 316	0	17	50	4,16	64
COND. 6	Ago-88	310	269 TP 316	0	19	45	4,75	73,07
COND. 7	Ago-87	310	269 TP 316	0	23	40	5,75	88,46
COND. 8	Dic-87	310	269 TP 316	0	22	35	5,33	82
COND. 9		483	B 111	43	NO	40		
COND. 10		483	B 111	22	NO	35		
COND. UNIV.	Mar-87	310	269 TP 316	0	26		6,08	93,53
PRECALENT.	Ene-88	656	269 TP 316	NO	10	82		
PRECALENT.	Jun-90	656	B 111	9	11	82		
CON. EYEC.	Mar-84	312	269 TP 316	NO	30	72		
CON. EYEC.	Sep-90	312	B 111	0	10	72		
						TOTAL UTILIZADO DE VIDA UTIL		
						77,78		

Resistencia superficial (R_s)

Esta resistencia es una proporción muy pequeña de la resistencia total y varía según las condiciones del viento, de la siguiente forma, según el folleto de Amoter:

Valores de R_s		Aire quieto	Con viento
Flujo hacia arriba	0,61	7,5 mph	0,25
Flujo hacia abajo	0,93	15 mph	0,17
Flujo horizontal	0,68		

Los resultados del cálculo de la pérdida de calor a partir de los datos anteriores y de la temperatura superficial se encuentran en la Tabla No. 10a.

2.3 Rediseño y nueva Implantación de Componentes Racionalizados.

En los numerales 2.1 al 2.2 del capítulo 2 se aprecia en los cuadros y cálculos respectivos el rediseño de los componentes racionalizados dentro de los aspectos del movimiento de fluidos y de los sistemas térmicos que fueron tomados en cuenta por su importancia dentro del plan de reingeniería de la planta de agua.

Tabla No. 10a

PERDIDAS DE CALOR A PARTIR DE LA TEMPERATURA SUPERFICIAL

TEMPERATURA SUPERFICIAL

°F	356	140	131	122	113	104	96
°C	180	60	55	50	45	40	35
PERDIDAS DE CALOR EN (Btu / Hr - mt)							
DIAMETRO 6"	5.081	1.062	862	712	577	401	292
DIAMETRO 4"	3.451	760	621	518	414	290	214
DIAMETRO 2"	1.822	467	381	335	245	179	138



Tabla No. 10 a

PERDIDAS DE CALOR

ESTADO ORIGINAL 1981

DIAMETRO PULGADAS	TEMP. SUP °C	LONGITUD METROS	PERDIDA Btu /Hr-mt	TOTAL Btu / Hr
6	60	30	1062	31.860
4	60	10	760	7.600
2	60	10	467	4.670
SUMA				44.130

PERDIDAS DE CALOR

ESTADO ACTUAL 1983

DIAMETRO PULGADAS	TEMP. SUP °C	LONGITUD METROS	PERDIDA Btu /Hr-mt	TOTAL Btu / Hr
6	45	30	577	17.310
4	45	10	414	4.140
2	45	10	245	2.450
SUMA			Btu / Hr	23.900
AHORRO			Btu / Hr	20.230
			Gal / Año	1103,7
			US\$ / Año	662,25
COSTO DEL AISLAMIENTO (US\$)				1014
PAGO EN MESES				18

En el numeral 2.1.1 se calcula el NPSH, el TDH y la BHP de las bombas de recirculación, destilado y condensado, para la selección de las mismas.

En el numeral 2.1.2 se seleccionan las nuevas turbinas a vapor de recirculación y del destilado.

En el 2.1.3 se realiza el cálculo de las perdidas por fricción en la tubería de succión de la bomba de recirculación por su condición crítica.

En el 2.1.4 se presentan las características del pozo de succión de agua salada.

En el numeral 2.2.1 se calcula el dimensionamiento de la trampa de vapor en el caso mas crítico.

En el 2.2.2 se presenta las razones de orden técnica y económica para la selección del material de los nuevos tubos de los condensos.

En el punto 2.2.3 se calcula la pérdida de calor para la selección del aislamiento térmico de las tuberías de vapor.

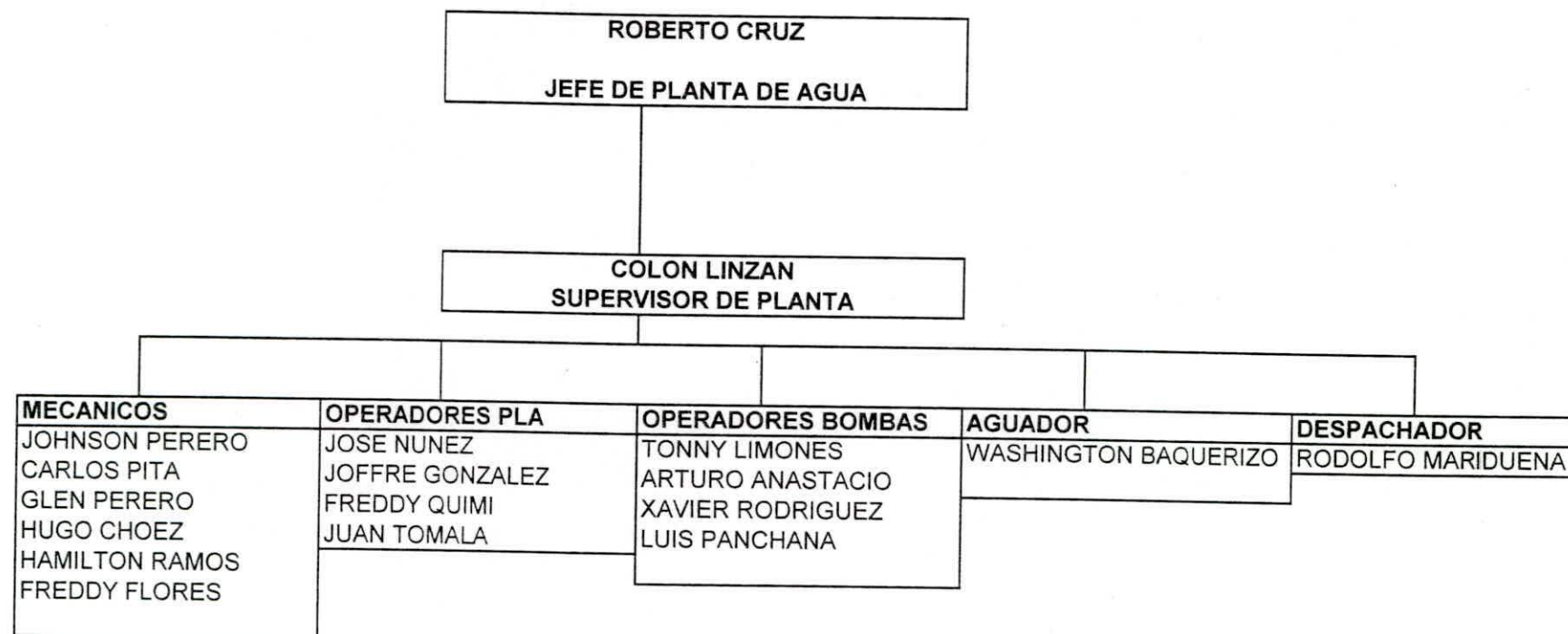
2.4 Plan de capacitación del personal.

A continuación se presenta el organigrama del personal de la planta de agua en los dos casos, uno en el año de 1981 (Tabla No. 7a) y en el año de 1999 (Tabla No. 11a).



Tabla No. 11a

PERSONAL DE PLANTA DE AGUA PETROINDUSTRIAL 1999



El plan de capacitación se lo realizó con el asesoramiento del departamento de capacitación de la refinería, básicamente en dos áreas: en la parte técnica y en la parte de incentivo al personal (Tabla No. 11 b).

En el área técnica se puso énfasis en los siguientes temas dentro del mantenimiento de los principales equipos de la planta, como son: bombas centrífugas y dosificadores, turbinas a vapor, intercambiadores de calor, tuberías, válvulas de globo, de seguridad, compuerta y de diafragma, trampas de vapor, eyectores y sistemas de vapor.

También se capacitaron en temas específicos dentro del área técnica como son: rodamientos, empaquetadura y sellos mecánicos, soldadura al acero dulce, bronce e inoxidable, materiales, aislamiento térmico, fibra de vidrio, recubrimientos y de pinturas, de seguridad industrial, de brigadas contra incendio, de primeros auxilios y rescate y salvamento.

En el área de incentivo al personal tenemos los cursos de relaciones humanas, de motivación personal, formación de facilitadores, sobre medicina del trabajo y aspectos jurídicos y de problemas por el abuso de drogas y cigarrillos. También se dictaron el curso de supervisores y manejo de personal, manejo del sistema de control AS 400 de mantenimiento e inventario y computación.

Tabla No. 11 b

PERSONAL DE PLANTA DE AGUA PETROINDUSTRIAL 1999

ITEMS	NOMBRE	EDAD	EDUCACION	CURSOS	HORAS	FECHA
1	COLON LINZAN	53	SECUNDARIA	MEDICINA DEL TRABAJO Y ASPECTOS JURIDICOS	15	Feb-84
				SELLOS MECANICOS	20	Jul-84
				TECNOLOGIA DE LOS RODAMIENTOS	12	Ene-91
				FORMACION BASICA DE SUPERVISORES	120	Sep-91
				FUNDAMENTOS Y OPERACION BOMBAS CENTRIFUGAS	16	Sep-95
				CONTRAINCENDIO, PRIMEROS AUXILIOS, RESCATE Y SALVAM.	16	Sep-95
				ENSAYOS NO DESTRUCTIVOS	40	Oct-98
				FUNDAMENTOS DE SISTEMA DE VAPOR	8	Ene-99
				METODO PARA REDUCIR EL CONSUMO DE VAPOR	8	Sep-00
				FORMACION DE FACILITADORES	80	Jun-01
				RODAMIENTOS	40	Abr-03
2	JOHNSON PERERO	35	SECUNDARIA	INTERPRETACION DE PLANOS	40	Ago-91
				BOMBAS CENTRIFUGAS, OPERACION Y MANTENIMIENTO	40	Nov-91
				CONTROL DE EMERGENCIAS	40	Nov-91
				BOMBAS CENTRIFUGAS	40	Sep-93
				INSTALACION Y REPARACION DE SELLOS MECANICOS	40	Sep-97
				ENSAYOS NO DESTRUCTIVOS	40	Oct-98
				RODAMIENTOS SKF	16	May-88
				FUNDAMENTOS DE SISTEMA DE VAPOR	8	Ene-99
				TECNICOS EN MANTENIMIENTO INDUSTRIAL MODULO 1	110	Sep-99
3	ARTURO ANASTACIO	36	SECUNDARIA	CONTROL DE EMERGENCIAS	40	Nov-91
4	W. BAQUERIZO	44	PRIMARIA	HIGIENE Y SEGURIDAD INDUSTRIAL	20	Sep-84
				SEGURIDAD E HIGIENE INDUSTRIAL	12	Sep-88
				SOLDADURA OXIACETILENICA	45	Ago-91
				BOMBAS CENTRIFUGAS	40	Oct-00

Tabla No. 11 b

PERSONAL DE PLANTA DE AGUA PETROINDUSTRIAL 1999

ITEMS	NOMBRE	EDAD	EDUCACION	CURSOS	HORAS	FECHA
5	JOFFRE GONZALEZ	37	SECUNDARIA	INGENIERIA DE SERVICIOS (APRENDIZ)	3 años	Oct-81
				MEDICINA DEL TRABAJO Y ASPECTOS JURIDICOS	15	Feb-84
				TECNOLOGIA DE LA SOLDADURA	6	Mar-84
				MECHANICAL SEALS	8	Sep-84
				SELECCION Y APLICACION DE RODAMIENTOS	6	Sep-87
				BOMBAS CENTRIFUGAS, OPERACION Y MANTENIMIENTO	40	Nov-91
				ADMINISTRACION DEL MANTENIMIENTO	40	Ago-01
6	CARLOS PITA	37	SECUNDARIA	FUNDAMENTOS SOBRE RIESGOS DEL TRABAJO	24	Feb-86
				TECNOLOGIA DE LA SOLDADURA	6	Jul-86
				SEGURIDAD E HIGIENE INDUSTRIAL	6	Sep-88
				INGENIERIA DE SERVICIOS (APRENDIZ)	3 años	Oct-88
				DIBUJO TECNICO MECANICO NIVEL I Y II	60	Sep-92
				BOMBAS CENTRIFUGAS	40	Sep-93
				INTRODUCCION AL WINDOWS, EXCEL Y WORD	10	Ago-94
				MANTENIMIENTO PREVENTIVO Y PREDICTIVO	40	May-02
7	FREDDY QUIMI	42	SECUNDARIA	CONTROL DE EMERGENCIAS	40	Nov-91
				BOMBAS CENTRIFUGAS, OPERACION Y MANTENIMIENTO	40	Nov-91
8	JUAN TOMALA	44	PRIMARIA	INSTALACIONES SANITARIAS BASICAS	236	Abr-87
				SELECCION Y APLICACION DE RODAMIENTOS	6	Sep-87
				SEGURIDAD E HIGIENE INDUSTRIAL	12	Sep-88
9	LUIS PANCHANA	38	SECUNDARIA	LENGUAJE BASICO PARA COMPUTADORAS	20	Sep-87
10	TONNY LIMONES	36	SECUNDARIA	CONTROL DE EMERGENCIAS	40	Nov-91
11	XAVIER RODRIGUEZ	36	SECUNDARIA	CONTROL DE EMERGENCIAS	40	Nov-91
				FORMACION BASICA DE SUPERVISORES	120	Jul-92
				FORMACION COMPLEMENTARIA DE SUPERVISORES	120	Nov-92
				OPERACION Y MANTENIMIENTO DE BOMBAS Y VALVULAS	40	Oct-93

El personal que ingresó a la planta de agua en los años de 1982, 1985 y 1988 eran bachilleres y tenían que cumplir un aprendizaje de 3 años antes de ser considerados como personal estable en la empresa, por lo que la capacitación del personal nuevo fue más fácil y rápida.

2.5 Pruebas de funcionamiento y monitoreo de la planta mejorada.

- **Pruebas de funcionamiento.**

Tomando en consideración que los cambios realizados a la planta en los diferentes equipos mencionados en los numerales 2.1 al 2.3 del capítulo 2, se los realizó en diferentes años a partir de 1981 hasta el año de 1999.

Describiremos las fechas de inicio y pruebas de funcionamiento de los diferentes equipos y procesos que entraron en el plan de reingeniería de la planta de agua.

No. EQUIPO	FECHAS INICIO/PRUEBA		RESULTADO
1 BOMBA ELECTRICA RECIRCULACION	MAY. 1985	MAR. 86	POSITIVO
2 BOMBA CONDENS.	FEB. 86	ABR. 87	POSITIVO
3 BOMBA DESTILADO	FEB. 86	ABR. 87	POSITIVO

4 TURBINA A VAPOR RECIRCULACION	FEB.1986	JUN. 1992	POSITIVO
5 TURBINA A VAPOR DESTILADO	MAR. 1992	SEP. 1999	POSITIVO
6 TUBERIAS	MAY. 82	SEP. 82	POSITIVO
7 POZO DE SUCCION	OCT. 1984	MAR. 86	POSITIVO
8 TRAMPAS DE VAPOR	JUN. 83	OCT. 83	POSITIVO
9 TUBOS DE CONDENSOS	FEB. 1983	MAY.1993	NEGATIVO
10 AISLAMIENTO TERMICO	JUN. 83	OCT. 83	POSITIVO
11CAPACITACION PERSONAL	NOV. 81		POSITIVO

Todas las pruebas de funcionamiento dieron los resultados positivos esperados a excepción de los tubos de condensa que durante los tres primeros años de operación no hubo problemas pero que se detectaron después de siete años de operación, debido básicamente al uso del ácido clorhídrico en el lavado de la planta.

El monitoreo de la planta fue constante durante los primeros días del cambio, midiendo los parámetros de temperatura, corriente eléctrica, presión, flujo y vibración de cada equipo y los datos de la planta de agua como producción, temperatura, conductividad, vacío, presión, flujo, consumo de vapor y energía eléctrica.



A continuación se presentan los consumos mensuales de vapor y de energía eléctrica de la planta de agua , en los años de 1974 hasta el 2003 en los Tablas Nos. 12 a y 12 b y el consumo mensual de energía eléctrica en las bombas del muelle en la Tabla No. 12 c.

También se presentan los Gráficos Nos. 5 y 6 que corresponden a los consumos anuales de electricidad y de vapor en la planta de agua respectivamente y el Gráfico No. 7 del consumo anual de electricidad de las bombas del muelle, donde se aprecian los siguientes cambios:

Gráfico No. 5 .- En 1986 se ve claramente una disminución del consumo de electricidad debido al funcionamiento de la nueva bomba vertical de recirculación eléctrica. Posteriormente en los años de 1992 y 1999 se aprecia una caída drástica del consumo de electricidad debido a la entrada en funcionamiento de las turbinas a vapor de las bombas de recirculación y del destilado respectivamente.

Gráfico No. 6 .- En 1984 se aprecia el consumo máximo de vapor y en 1994 tenemos el menor consumo de vapor en la planta de agua.

Gráfico No. 7 .- En 1987 se aprecia el máximo consumo de electricidad y en cambio en el 2003 tenemos el menor consumo de electricidad en las bombas del muelle.

Tabla No. 12a

CONSUMO DE VAPOR (Lb/mes) PLANTA DE AGUA DESDE 1974 HASTA 1989

ANO	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981
ENERO		10654200	7726900	8852600	11582600	11211600	11948000	11586600
FEB.		9539600	5834800	7686600	10659700	10417200	11849300	10605400
MARZO			5811600	8816700	11536600	10638600	12421600	12834800
ABRIL		10649200	7633400	9510700	10651100	10013600	11587800	12654400
MAYO		8009000	7578600	9006400	11038400	12265700	12857200	12327800
JUNIO		8845400	8421200	9586600	11765200	10476800	12163500	9179200
JULIO		9033800	8420300	10486500	11097060	12507500	12368000	12444900
AGOSTO		8942000	8372600	10750800	9300900	12101900	13169800	10288700
SEPT.	10081000	8500400	8207900	9649600	11527500	12553900	12978430	10826300
OCT.	10280500	9044000	7416500	5301900	10938300	11770600	12619900	12385500
NOV.	10148200	9071400	9046400	9505800	10241400	11085500	13447700	12067400
DIC.	9950300	8916800	9052700	10125400	11263100	10906400	12394700	10622200
TOTAL	40460000	101205800	93522900	109279600	131601860	135949300	149805930	137823200

ANO	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
ENERO	11328700	9142200	12342600	13393600	12524800	12684000	9740000	12447000
FEB.	9451000	8332600	11323600	12165100	11483000	10592800	9822000	11702000
MARZO	13000500	9477400	12152900	12831000	13241200	11150800	10023000	11730000
ABRIL	11295400	9549400	12359500	12426700	11690600	12042500	11442000	12754000
MAYO	11336099	10228600	13576600	13431400	14004000	9727600	12936000	13139800
JUNIO	10614000	10718400	12600000	13331700	13725000	9823000	12285000	12298000
JULIO	11289600	11668600	13314200	13461200	11675800	10225000	13155000	13127000
AGOSTO	10306000	11820600	13333400	12100800	12007600	11201000	10067000	13100000
SEPT.	11833400	9909800	13400200	11982600	12196000	10489000	11502000	11733000
OCT.	10642400	10915400	14082200	12157900	12213800	9817000	12956000	13271000
NOV.	10858500	11787200	13645600	11528400	11842600	9331000	10880000	7900000
DIC.	11100000	11601800	13941200	12604000	12021000	10261000	12809000	10817000
TOTAL	133055599	125152000	156072000	151414400	148625400	127344700	137617000	144018800

Tabla No. 12a

CONSUMO DE VAPOR (Lb/mes) PLANTA DE AGUA DESDE 1990 HASTA 2003

ANO	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997
ENERO	11320000	11567000	11378400	8086400	8101800	8505600	11465400	12624600
FEB.	9087000	10373000	10172200	11242800	8194200	8080800	9551400	11083000
MARZO	9538000	10277000	10388600	9502000	8419400	10410000	12466200	14089400
ABRIL	10157000	8141000	9824000	10101400	8275600	7354000	11431600	10966700
MAYO	9012000	10019000	8713200	7642600	8537000	12339000	11935400	15236000
JUNIO	9185000	11665000	9023900	11106400	9786400	10872900	12245800	12667200
JULIO	9819000	13248000	8963600	9346300	10591200	11697400	9126600	11832200
AGOSTO	10982000	12327000	10026400	13465000	8608400	11021400	11560200	13278200
SEPT.	11357000	12094500	7863500	10470100	9288400	9534000	11386600	12756000
OCT.	11648000	13137600	10266200	9678700	9814200	12682600	9558800	12038000
NOV.	11856000	12260000	10574200	11716800	8617800	12451400	12916400	8772800
DIC.	13628000	11399200	9130600	7872000	8731900	10606100	12023300	10758690
TOTAL	127589000	136508300	116324800	120230500	106966300	125555200	135667700	146102790

ANO	1998	1999	2000	2001	2002	2003		
ENERO	10849200	12736000	14363000	12564400	10995800	10720200		
FEB.	9002000	11567400	12936000	10915800	9862300	6897400		
MARZO	10806700	12332000	12723000	11561400	9712400	13112200		
ABRIL	12337800	10693200	11624000	11384600	9683600	10490200		
MAYO	12237200	13239400	11485200	10073500	10698600	11855000		
JUNIO	11703200	12263200	11865800	10790600	13938400	12221480		
JULIO	9929500	12719400	13187000	12167200	12864400	13062600		
AGOSTO	12348000	10418200	12103100	11113300	10460200	9507400		
SEPT.	12689200	14073400	12531600	10831200	10453600	9665200		
OCT.	12933000	13501500	13855600	12294000	10830100	13101800		
NOV.	12275700	14558600	12149400	10860800	12299000	12568400		
DIC.	11704000	13834800	12768500	11588800	10686000	10644400		
TOTAL	138815500	151937100	151592200	136145600	132484400	133846280	0	0



Tabla No. 12 b

CONSUMO ENERGIA (Kw-Hr / mes) PLANTA DE AGUA DESDE 1974 HASTA 1989

ANO	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981
ENERO	51575	49509	54770	46703	60480	62220	58100	35230
FEB.	7975	32460	41820	57527	56060	40117	55340	29790
MARZO	3000	8630	44650	60900	58810	13900	4860	48050
ABRIL	26000	15100	9760	28150	56440	27500	33420	59230
MAYO	39944	11400	56960	62040	47690	58260	64030	55800
JUNIO	54025	30650	62850	56390	54100	16980	38000	41920
JULIO	51237	50290	62090	56830	110250	28540	13150	57980
AGOSTO	13973	53740	37545	58000	28900	11810	48960	52580
SEPT.	6291	47920	13695	53100	7600	56600	60450	59020
OCT.	9715	63860	45710	32440	10200	45400	59440	62380
NOV.	47915	53920	61840	56460	11000	27260	50480	60270
DIC.	53300	27020	44130	56300	55530	29840	8970	54000
TOTAL	364950	444499	535820	624840	557060	418427	495200	616250

ANO	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
ENERO	62440	63140	59440	57900	57130	43560	39800	43559
FEB.	49670	51220	55670	56110	53570	39970	22200	40590
MARZO	58330	57010	61880	61390	35820	42500	41430	39500
ABRIL	51310	7990	59450	56480	43560	42550	43460	45140
MAYO	67470	64770	60230	58820	42870	43240	44360	40880
JUNIO	39330	59670	57000	56310	46570	42640	40580	38180
JULIO	67300	60600	55240	57050	45360	45880	37325	46560
AGOSTO	36940	57200	56530	58840	39620	44490	46075	47340
SEPT.	55910	58500	57230	56110	43800	42840	39550	43660
OCT.	40480	53570	58970	58410	46120	43375	42580	46550
NOV.	29150	56930	56100	57040	43980	42475	40090	27560
DIC.	62420	57760	57800	58140	44470	41865	39670	43220
TOTAL	620750	648360	695540	692600	542870	515385	477120	502739

Tabla No. 12 b

CONSUMO ENERGIA (Kw-Hr / mes) PLANTA DE AGUA DESDE 1990 HASTA 2003

ANO	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997
ENERO	45319	48130	42740	4893	24550	44150	6700	5070
FEB.	37500	38860	38480	5000	5090	40450	7900	4770
MARZO	47520	43180	44420	16720	8760	28210	5750	5490
ABRIL	45110	41940	40665	5670	7130	51900	4650	5000
MAYO	44270	44880	38355	4030	5770	49200	5350	5590
JUNIO	43619	39610	33010	5080	5400	18420	10150	4900
JULIO	43456	45470	13660	5420	5700	5470	2980	4850
AGOSTO	46005	40150	44340	5470	5550	5660	8750	5394
SEPT.	42150	42330	19450	4830	6690	7190	5960	5406
OCT.	45270	45890	5920	5620	41010	5820	5140	5200
NOV.	42680	43330	5620	5630	28100	2155	5640	5000
DIC.	38450	41560	13010	13950	44300	1937	4890	4840
TOTAL	521349	515330	339670	82313	188050	260562	73860	61510

ANO	1998	1999	2000	2001	2002	2003		
ENERO	5050	4100	4330	6000	6000	5960		
FEB.	4440	4980	1645	2770	2553	5170		
MARZO	19560	4870	2044	2230	1568	8130		
ABRIL	5440	5570	1269	2550	1124	7410		
MAYO	5070	1098	1450	2440	2033	3633		
JUNIO	4600	5250	5110	2670	3770	4024		
JULIO	1800	4665	5540	2780	589	4720		
AGOSTO	4900	4215	8890	2520	649	3450		
SEPT.	5210	3679	5110	2970	4510	3800		
OCT.	5220	2250	6770	5200	4000	2107		
NOV.	5010	2750	3230	1725	3900	5597		
DIC.	5360	2700	4180	2040	4340	5070		
TOTAL	71660	46127	49568	35895	35036	59071	0	0

Tabla No. 12 c

CONSUMO ENERGIA (Kw-Hr / mes) BOMBAS DEL MUELLE DESDE 1974 HASTA 1989

ANO	1973	1974	1972	1977	1978	1979	1980	1981
ENERO	234110	242730	236630					
FEB.	221310	226260	224250					
MARZO	246530	227280	236140					
ABRIL	214170	220440	225190					
MAYO	229080	226810	255560					
JUNIO	222355	241110	246970					
JULIO	220075	230100	292820					
AGOSTO	236460		251370					
SEPT.	222150		202710					
OCT.	228370		230870					
NOV.	233210		218870					
DIC.	224330		241120					
TOTAL	2732150	1614730	2862500	0	0	0	0	0

ANO	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
ENERO						283690	267085	214520
FEB.						253160	246560	197300
MARZO						267260	232150	217950
ABRIL						265580	263200	206700
MAYO						269635	283040	204910
JUNIO						236395	191140	191210
JULIO						261080	230030	222270
AGOSTO						256220	212250	220470
SEPT.						245260	211320	214410
OCT.						257135	218140	221465
NOV.					244870	254355	213960	133770
DIC.					279070	264235	218210	210880
TOTAL	0	0	0	0	523940	3114005	2787085	2455855

Tabla No. 12 c

CONSUMO ENERGIA (Kw-Hr / mes) BOMBAS DEL MUELLE DESDE 1990 HASTA 2003

ANO	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997
ENERO	224220	206610	238420	176904	208813	213540	217180	218820
FEB.	198910	168720	214370	191550	177800	183980	190490	184150
MARZO	224890	222470	233630	201820	203420	212310	208430	219180
ABRIL	212310	196050	215696	169140	197920	200950	206650	218300
MAYO	218550	224840	214904	116180	200480	210200	215370	228790
JUNIO	211003	218890	231860	122290	191160	197490	207270	218330
JULIO	211532	260160	203000	156990	185580	212340	219610	214080
AGOSTO	224535	260160	245168	207360	194920	156150	227080	227995
SEPT.	215320	268600	214202	202010	185080	202560	191760	224045
OCT.	229250	272350	228830	197460	188210	206110	219230	227620
NOV.	209550	271040	217470	195810	184610	206430	219770	223650
DIC.	205280	262270	217850	197597	210060	201370	198820	204460
TOTAL	2585350	2832160	2675400	2135111	2328053	2403430	2521660	2609420

ANO	1998	1999	2000	2001	2002	2003		
ENERO	233710	214720	270120	220220	252257	236600		
FEB.	201230	205350	225450	175400	227000	181450		
MARZO	231120	229880	226900	188200	250010	171450		
ABRIL	240060	196170	237140	216500	264890	167900		
MAYO	240770	236390	229410	213050	232250	159090		
JUNIO	224210	228360	212180	214580	279260	155570		
JULIO	250660	205650	215720	247160	41910	196790		
AGOSTO	230950	231450	235070	236090	161280	156480		
SEPT.	200880	229280	235780	182300	220050	169550		
OCT.	207620	189680	217330	225710	239570	155820		
NOV.	255280	237290	218520	246210	239870	150920		
DIC.	232134	216330	212690	165960	153430	176820		
TOTAL	2748624	2620550	2736310	2531380	2561777	2078440	0	0



- **Monitoreo de la planta de agua**

Consideremos para propósito de comparación el mes de agosto de los años de 1981 y 1999 del monitoreo diario de la planta de agua.

PARAMETROS	ANTES 1981	DESPUES 1999
TEMPERATURAS (°C)		
ENFRIAMIENTO ENTRA.	24	22
ENFRIAMIENTO SALIDA	32	32
ETAPA 10ma. SALMUERA	42	35
ETAPA 1era. SALMUERA	82	83
BOMBAS POZO DE SUCCION		30
PRESIONES (psig)		
ENFRIAMIENTO ENTRADA	28	24
ENFRIAMIENTO SALIDA	4	4
VACIO 10ma. ETAPA (pulg. Hg)	28	28
RECIRCULACION	32	39
DESTILADO	24	12
CONDENSADO	54	51
VAPOR PRIMARIO	125	128
VAPOR SECUNDARIO	8	10
LINEA 24"	36	35
LINEA 12"	34	33
BOMBAS POZO SUCCION		34
FLUJOS (GPM)		
DESTILADO (GPH)	7.600	7.700

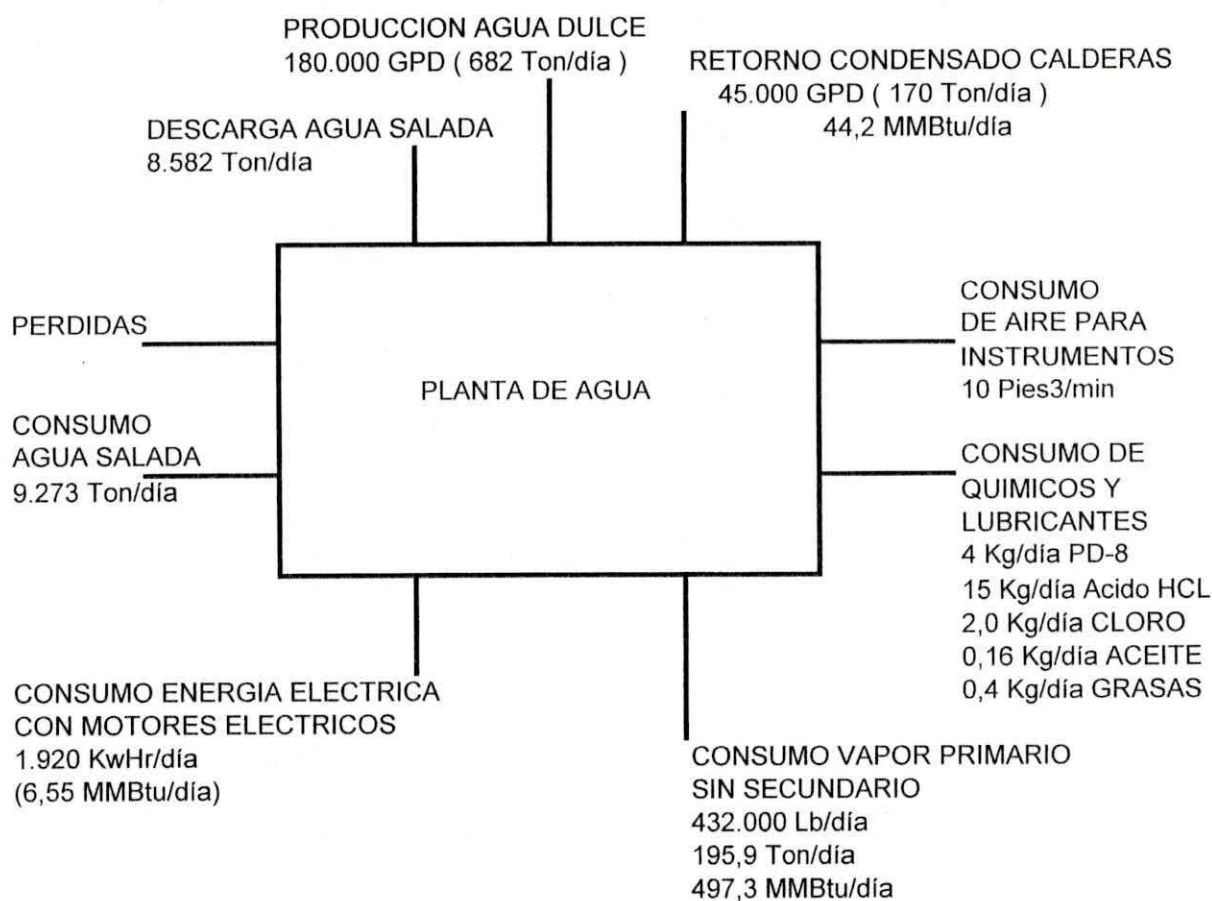
CONDENSADO	34	34
VAPOR (Lb/Hr)	17.800	12.000
ALIMENTACION (GPH)	17.000	17.600
RECIRCULACION	1.700	1.800
CALIDAD DEL AGUA		
CONDUCTIVIDAD		
DESTILADO (μ mhos/cm)	18	12
DESTILADO (PPM TDS)	11,9	7,99
CONDENSADO (μ mhos/cm)	7	10.6
CONDENSADO (PPM TDS)	4,6	7,06
ENERGIA		
VAPOR PRIMARIO (Lb/día)	446.000	288.000
VAPOR SECUNDARIO (Lb/día)	0	192.000
ELECTRICA (KW-Hr/día)	1.522	89

- **Balance de masa y energía de la planta**

A continuación se presentan las Tablas No. 13 y 14, del Balance de Masa y Energía de la planta de agua, en las dos situaciones, la primera en el año de 1981 y la segunda después de la reingeniería.

Tabla No. 13

BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE LA PLANTA DE AGUA **1981**



TEMPERATURA MAXIMA = 82 °C

RELACION DE PRODUCCION = Lb AGUA / Lb VAPOR = G.O.R. = 3,48:1

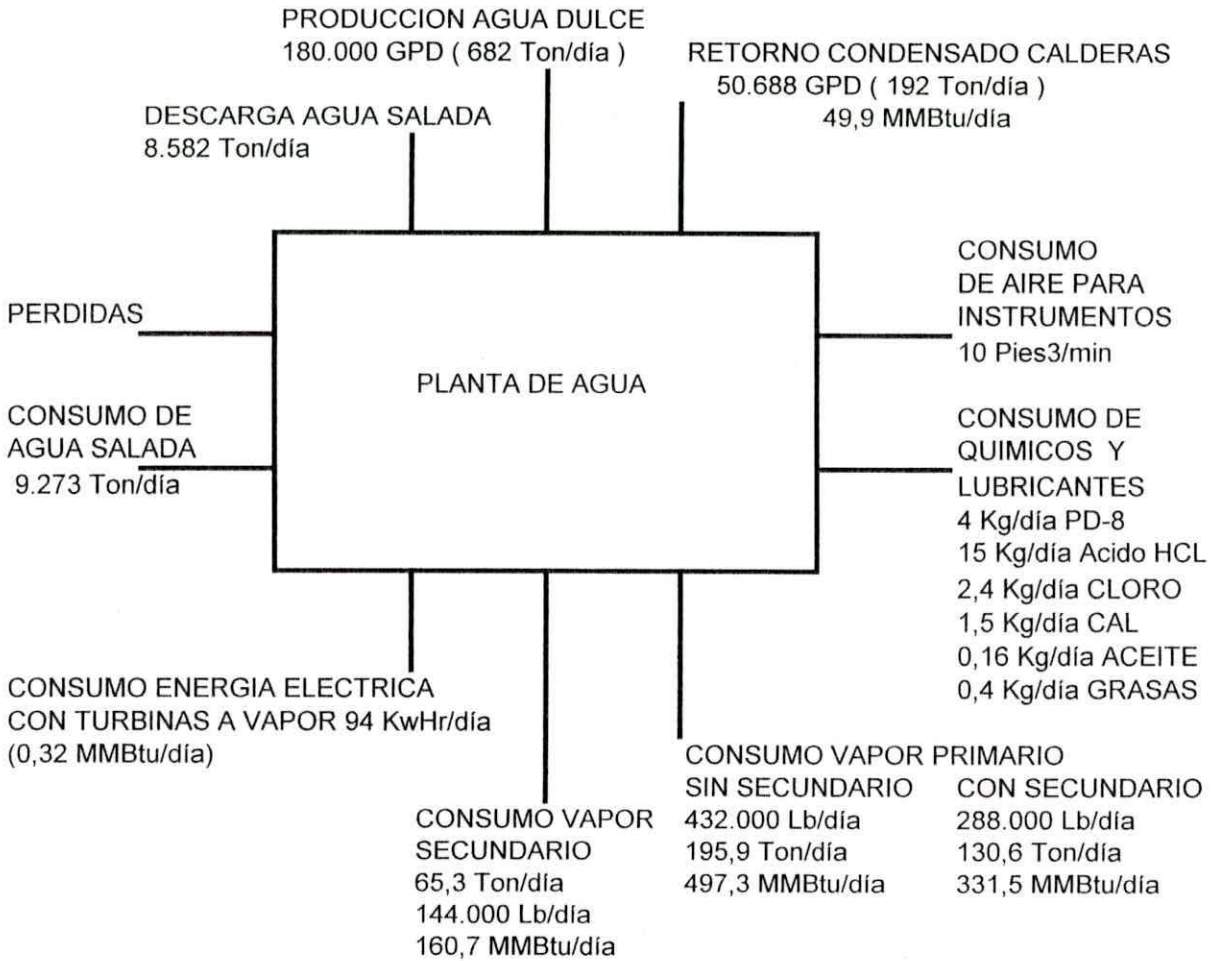
RENDIMIENTO DE CONVERSION = PRODUCTO / ALIMENTACION = 0,45

EFICIENCIA ENERGETICA = Lb AGUA / 1.000 Btu = 2,98

G.O.R. = Gained Output Rate

Tabla No. 14

**BALANCE DE MASA Y ENERGIA DE LA PLANTA DE AGUA
DESPUES DE LA REINGENIERIA**



TEMPERATURA MAXIMA = 84 °C

RELACION DE PRODUCCION = Lb AGUA / Lb VAPOR = G.O.R. = 3,48:1

RENDIMIENTO DE CONVERSION = PRODUCTO / ALIMENTACION = 0,45

EFICIENCIA ENERGETICA = Lb AGUA / 1.000 Btu = 3,02

G.O.R. = Gained Output Rate

CAPÍTULO 3

3. EVALUACIÓN DE LOS RESULTADOS

En éste tercer capítulo se realiza una evaluación de los resultados desde el punto de vista técnico y económico, tomando en cuenta primero los equipos y procesos y después en forma global la planta de agua.

3.1 Con relación a la optimización técnica

- **Bombas recirculación, destilado y condensado**

Las bombas al ser cambiadas por otras de mejor selección se consiguieron las siguientes ventajas:

- mejor eficiencia
- materiales mas resistentes a la corrosión
- facilidad de los repuestos por ser diseños modernos
- mejora la confiabilidad de las bombas
- disminuye el mantenimiento

- **Turbinas a vapor**

Al cambiar las turbinas a vapor de recirculación y del destilado se consiguieron las siguientes ventajas:

- mejor eficiencia
- materiales mas resistentes a la corrosión
- facilidad de los repuestos por ser diseños modernos
- mejora la confiabilidad de las turbinas
- disminuye el mantenimiento

- **Tuberías**

Al aumentar el diámetro de la tubería de succión de 12" a 28" de la bomba de recirculación se consiguieron las siguientes ventajas:

- disminución de las pérdidas por fricción
- aumento del NPSH disponible
- disminución de la cavitación
- disminuye el mantenimiento

- **Pozo de succión para bombas**

BENEFICIO TECNICO

- disminuye la cloración del sistema principal de agua salada

- elimina paradas bruscas y choques térmicos en los equipos enfriados por agua salada en la refinería
- mejora la confiabilidad del sistema de agua salada de enfriamiento en la refinería y también en el sistema contra incendio
- disminuye los daños de los equipos
- reduce el mantenimiento en los equipos

- **Trampas de vapor**

Al instalar apropiadamente las trampas de vapor en los equipos y en la línea principal de vapor se consiguieron las siguientes ventajas:

- mejora la calidad del vapor
- se elimina el golpe de ariete
- disminuyen los daños de los equipos
- ahorro de energía
- reduce la corrosión

- **Material tubos de condensos**

A pesar de que los tubos de acero inoxidable tipo 316 demostraron ser durante los primeros años de trabajo en los condensos de la planta de agua, una buena alternativa de selección de material, con

el paso del tiempo la experiencia nos dice que en realidad no fue una buena selección, por las siguientes causas:

- El condensador de eyectores comienza a trabajar con tubos de acero a partir de marzo de 1984 hasta el 17 de mayo de 1993 (9 años y 2 meses), sin problemas y a una temperatura de operación cerca a los 70 °C.
- Para el caso del precalentador los tubos de acero fueron instalados en enero de 1989 pero duraron solamente hasta junio de 1990 (17 meses) a una temperatura de operación de 82 C.
- El colapso de los tubos de acero inoxidable ocurrió al lavar la planta de agua con una solución de ácido clorhídrico con trazas de inhibidor para la limpieza de los tubos de los condensos el 17 de mayo de 1993, donde ocurrió la falla por la corrosión agresiva por hendidura y picadura al material de los tubos (grietas de corrosión por esfuerzos a temperaturas sobre los 60° C).

- **Aislamiento térmico**

Al cambiar el aislamiento térmico deteriorado por uno nuevo y aumentar los espesores se consiguieron las siguientes ventajas:

- ahorro de energía
- disminuye la posibilidad de quemaduras al personal
- control de la condensación del vapor
- disminuye la corrosión de las tuberías y equipos
- conservación ambiental

- **Capacitación**

Con la capacitación del personal de operadores y de mantenimiento se lograron los siguientes objetivos:

- mejora la operación y mantenimiento de la planta
- disminuye el riesgo de accidentes
- mejora las relaciones personales
- aumento de conocimientos técnicos
- mejora la respuesta en situaciones de emergencia
- prepararse y adaptarse al cambio

3.2 Con relación al costo beneficio de la planta actual.

Primero se considera el costo beneficio de los equipos y después se presentará los beneficios en forma global al disminuir los costos de producción del agua en la planta actual.



- **Costo beneficio de las bombas**

Al seleccionar de mejor forma las bombas de recirculación, destilado y condensado en la planta de agua, se consiguieron los siguientes beneficios económicos:

BOMBA RECIRCULACIÓN

$$\begin{aligned}\text{COSTO DE LA BOMBA MAS INSTALACION} &= 32.000 + 4.000 = \\ &= 36.000\text{USD}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{AHORRO ANUAL ENERGIA} &= 15 \text{ HP} \times 0,746 \text{ Kw/HP} \times 0,14 \text{ USD/Kw-} \\ &\text{Hr} \times 8.184 \text{ Hr (341 días)}\end{aligned}$$

$$\text{AHORRO ANUAL ENERGIA} = 12.821 \text{ USD}$$

$$\text{AHORRO ANUAL EN MANTENIMIENTO} = 4.000 \text{ USD}$$

(incluye repuestos fabricados en el país, según historial de costos)

$$\text{AHORRO ANUAL BOMBA DE RECIRCULACION} = 16.821 \text{ USD}$$

$$\text{COSTO BENEFICIO} = 2,14$$

BOMBA DE CONDENSADO

$$\begin{aligned}\text{COSTO DE LA BOMBA MAS INSTALACION} &= 2400 + 500 = \\ &= 2900 \text{ USD}\end{aligned}$$

$$\text{AHORRO ANUAL ENERGIA} = 0 \text{ USD}$$

$$\text{AHORRO ANUAL EN MANTENIMIENTO} = 1.500 \text{ USD}$$

AHORRO ANUAL BOMBA CONDENSADO = 1.500 USD

COSTO BENEFICIO = 1,93

BOMBA DE DESTILADO

COSTO DE LA BOMBA MAS INSTALACION = 1700 + 500 =
= 2.200 USD

AHORRO ANUAL ENERGIA = 7 HP x 0,746 Kw/HP x 0,14 USD/Kw-
Hr x 8.184 Hr

AHORRO ANUAL ENERGIA = 5.983 USD

AHORRO ANUAL EN MANTENIMIENTO = 700 USD

AHORRO ANUAL BOMBA DESTILADO = 6.683 USD

COSTO BENEFICIO = 0,33

- **Costo beneficio de las turbinas a vapor**

Tomado del libro de COPPUS Energy Saving Turbines, Meet API
611 Second Edition.

Para el caso que una turbina a vapor que desarrolla potencia para
una bomba y además utiliza el calor remanente del vapor secundario
para proceso de calentamiento.

El costo de operación es determinado por la cantidad de energía convertida en potencia (HP) por definición es igual a 2.545 Btu/Hr cuando el vapor se expande en la turbina desde alta presión a baja presión.

En la Tabla No. 12 a, se presenta el consumo de vapor primario de la planta de agua desde el año de 1974 hasta el 2003.

En la Tabla No. 12 b, se aprecia la disminución del consumo de energía eléctrica al entrar en servicio la turbina a vapor de recirculación (1992) y también al entrar en servicio la turbina del destilado (1999). Ver Gráficos Nos. 5 y 6 del consumo anual de electricidad y vapor de la planta de agua respectivamente.

TURBINA DE RECIRCULACION

COMPARACION DE COSTOS DE OPERACION EN LAS BOMBAS DE RECIRCULACION DE LA TURBINA A VAPOR Vs MOTOR ELECTRICO

Considerando el costo de vapor de 6,08 USD/Tm que equivale a 2,31 USD/MMBtu y el costo de la energía eléctrica en 0,14 USD/Kw-Hr (1999)

Costo operación = $\text{HP} \times 2545 \times \$ / \text{MM Btu} \times \text{Horas operación}$

Anual Turbina Factor de pérdida mecánico $\times 10^6$

$$= \frac{75 \times 2545 \times 2,31 \times 8184}{0,95 \times 10^6}$$

$$0,95 \times 10^6$$

COSTO DE OPERACION = 3.798 USD

ANUAL TURBINA

COSTO OPERACION = $0,746 \times \text{HP} \times \$ / \text{KwHr} \times \text{Horas operación}$

ANUAL CON MOTOR Eficiencia del motor

$$= \frac{0,746 \times 75 \times 0,14 \times 8184}{0,92}$$

$$0,92$$

COSTO OPERACION = 69.680 USD

ANUAL CON MOTOR

AHORRO ANUAL NETO = 65.882 USD

COSTO DE LA TURBINA MAS INSTALACION = $30.000 + 4.500 =$

$$= 34.500 \text{ USD}$$

COSTO BENEFICIO = 0,52



TURBINA DEL DESTILADO

COMPARACION DE COSTOS DE OPERACION EN LA BOMBA
DEL DESTILADO CON TURBINA A VAPOR Vs MOTOR
ELECTRICO

Costo operación = $\frac{\text{HP} \times 2545 \times \$ / \text{MMBtu} \times \text{Horas operación}}{\text{Factor de pérdida mecánico} \times 10\text{E6}}$

Anual Turbina

$$= \frac{5 \times 2545 \times 2,31 \times 8184}{0,95 \times 10\text{E6}}$$

$$0,95 \times 10\text{E6}$$

COSTO DE OPERACION = 253 USD

ANUAL TURBINA

COSTO OPERACION = $\frac{0,746 \times \text{HP} \times \$ / \text{KwHr} \times \text{Horas operación}}{\text{Eficiencia del motor}}$

ANUAL CON MOTOR

$$= \frac{0,746 \times 5 \times 0,14 \times 8184}{0,84}$$

$$0,84$$

COSTO OPERACION = 5.088 USD

ANUAL CON MOTOR

AHORRO ANUAL NETO = 4.835 USD

COSTO DE LA TURBINA MAS INSTALACION = $13.430 + 1.200 =$
 $= 14.630 \text{ USD}$

COSTO BENEFICIO $= 3,03$

• **Costo beneficio del pozo de succión**

ANALISIS ECONOMICO (AÑO 2000)

COSTO OPERACION UNA BOMBA DEL MUELLE

Costo Kw-Hr =	0,14 USD
Consumo de Kw-Hr / Ano =	912.103
Costo de energía =	127.694 USD
Costo de repuestos =	20.000 USD
(incluido los repuestos fabricados en el país)	
Costo Mano de obra =	4.200 USD

COSTO TOTAL ANUAL $= 151.894 \text{ USD}$

COSTO TOTAL MENSUAL $= 12.658 \text{ USD}$

COSTO DEL PROYECTO

Costo de las bombas y motores	$= 17.000 \text{ USD}$
Costo instalación	$= 3.000 \text{ USD}$



Costo del pozo de succión = 8.000 USD

COSTO TOTAL PROYECTO = 28.000 USD

COSTO DE OPERACION BOMBAS POZO DE SUCCION

Costo Kw-Hr = 0,14 USD

Consumo de Kw-Hr / Año = 375.984

Costo de energía = 52.638 USD

Costo de repuestos = 5.000 USD

Costo Mano de obra = 3.200 USD

COSTO TOTAL ANUAL = 60.838 USD

COSTO TOTAL MENSUAL = 5.070 USD

AHORRO ANUAL DEL POZO DE SUCCION =91.056 USD

AHORRO MENSUAL POZO DE SUCCIÓN 7.588 USD

COSTO TOTAL DEL PROYECTO = 28.000 USD

COSTO BENEFICIO = 0,31

- **Costo beneficio de las trampas de vapor**

Conociendo que las trampas de vapor pueden fallar por dos razones principales; por cuanto se quedan abiertas causando fuga de vapor o por que se quedan cerradas causando anegamiento o inundación.

Para propósito del costo del desperdicio de vapor, consideremos el caso bastante conservador de que una trampa falla por fuga de vapor en las siguientes condiciones:

A una presión de vapor de 125 psig con un orificio de 1/8", realizamos el siguiente análisis de la evaluación de la fuga de vapor.

Según el folleto de Spirax Sarco, Information Sheet No.3, Tabla 4 Costo de fuga de vapor – Imperial; tenemos una pérdida de vapor de 54 Lb/Hr.

Para 8184 Hr de servicio, tenemos una pérdida de vapor = 441.936 Lb por año, lo cual equivale a $441.936 \text{ Lb} \times 1193 \text{ Btu/Lb} = 527 \text{ MMBtu}$ por año.

Considerando un costo para el año de 1983 de 1,54 USD/MMBtu, (4,04 USD/Tm) tenemos una pérdida anual de:

PERDIDA ANUAL = 812 USD para el caso de que una sola trampa esté fallando.

Considerando un costo para el año de 1999 de 2,31 USD/MMBtu (6,08 USD/Tm), se tiene una pérdida de:

PERDIDA ANUAL = 1.217 USD para el caso que una trampa falle.

COSTO TRAMPA DE VAPOR TERMODINAMICA DE $\frac{1}{2}$ " = 212 USD

COSTO BENEFICIO = 0,17

- **Costo del material tubos de condensos**

A continuación se presenta los costos incurridos en mayo de 1993, por el colapso de los tubos de acero inoxidable donde se incluye únicamente los trabajos emergentes que se realizaron durante los primeros 10 días las 24 horas, con el objeto que la refinería no se desabastezca de agua ni de vapor para continuar operando. Se descuenta el valor devengado de cada condensa antes del colapso, de acuerdo a la fecha de instalación de cada uno hasta mayo del 93 y considerando 6,5 años de vida útil (Ver Tabla No. 9 del historial de mantenimiento de los condensos). En vista de que la planta continuó trabajando desde fines de mayo hasta 1999, no se incluyen los costos por mantenimiento programado que necesariamente habrían

tenido que realizarse paulatinamente para cambiar los tubos que completaban su vida útil entre los años de 1995 hasta 1999.

COTIZACION DEL DOLAR 1.911 SUCRES POR DOLAR A MAYO DE 1993

COSTOS DE MANO DE OBRA

EMERGENCIA 10 DIAS	4.708 USD
--------------------	-----------

SUBTOTAL=4.708 USD

COSTO MATERIALES

EMERGENCIA 940 TUBOS	36.891 USD
----------------------	------------

SEGUNDO PEDIDO 1230 TUBOS	28.466 USD
---------------------------	------------

ACCESORIOS: PLANCHAS

VARILLAS, SOLDADURAS, ETC.	5.232 USD
----------------------------	-----------

SUBTOTAL= 70.589 USD

EQUIPOS Y MAQUINARIA

GRUA 10 DIAS	4.000 USD
--------------	-----------

MONTACARGA 10 DIAS	1.000 USD
--------------------	-----------

SUBTOTAL= 5.000 USD

COSTOS INDIRECTOS

DISMINUCION VENTA AGUA	3.139 USD
------------------------	-----------

SUBTOTAL= 3.139 USD



COSTO TOTAL = 83.436 USD

MENOS VALOR UTILIZADO DE LOS CONDENSOS

TUBOS, PLANCHAS, VARILLAS, ETC. (77,78%) = -54.904 USD

COSTO REAL DEL COLAPSO = 28.532 USD

- **Costo Beneficio del Aislamiento Térmico**

A continuación se presenta en la Tabla No. 10b, del ahorro económico al cambiar el aislamiento térmico de las tuberías de vapor de diámetro de 2", 4" y 6".

AHORRO ANUAL DE ENERGIA = 662,25 USD

COSTO DEL AISLAMIENTO = 1.014 USD

COSTO BENEFICIO = 1,53

- **Costo de producción de la Planta Actual**

A continuación se presentan en las Tablas Nos. 15a y 16a, los costos de producción del agua con los datos reales del año de 1999 después de realizar los cambios, para propósito de comparación con los costos de producción de agua de la planta en el año de 1981

Tabla No. 15 a

DESGLOSE DEL COSTO DE AGUA - USD/m3 (1999)

		Porcentaje
Producción anual (m3)	223,294	
Tiempo de operación (días)	341	
1. Depreciación de la Planta	0,763	20.57%
2. Costo de operación		
a. Electricidad	0,029	0.78%
b. Agua Salada	0,85	22.91%
c. Vapor	1,88	50.67%
d. Operadores	0,05	1.35%
e. Químicos	0,13	3.50%
3. Costo de mantenimiento		
a. Personal	0,005	0.13%
b. Repuestos	0,45	12.13%
4. Retorno del Condensado	-0,45	12.13%
TOTAL COSTO DE O&M	2,94	79,25%
TOTAL COSTO DEL AGUA (USD/m3)	3,71	100%

CONSIDERANDO LOS COSTOS UNITARIOS DE ENERGIA ELECTRICA, AGUA SALADA, VAPOR Y CONDENSADO DEL AÑO DE 1999

ELECTRICIDAD 0,14 USD/Kw-Hr

AGUA SALADA 0,06 USD/Tm

VAPOR 6,08 USD/Tm

CONDENSADO 1,5 USD/m3

REPUESTOS 100.000 USD (no incluye repuestos locales)



Tabla No. 16a

RESUMEN DE COSTOS ANUALES DE PRODUCCION (USD) 1999

Producción de agua (m3)	223,294
Tiempo de operación (días)	341
1. Depreciación de la Planta	170,280
2. Costo de operación (USD)	
a. Electricidad (46,127 Kw-Hr)	6,458
b. Agua Salada (3'162,000 m³)	189,720
c. Vapor (68,906 Tm)	418,948
d. Operadores	12,000
e. Químicos	28,329
3. Costo de mantenimiento (USD)	
a. Personal	1,200
b. Repuestos	100,000
4. Retorno del Condensado (67,527 Tm)	-101,291
98%	
TOTAL COSTO DE O&M (US\$/AÑO)	655,364
TOTAL GASTOS ANUALES DEL AGUA (USD/AÑO)	825,644

CONSIDERANDO LOS COSTOS UNITARIOS DE ENERGIA ELECTRICA, AGUA SALADA, VAPOR Y CONDENSADO DEL AÑO DE 1999

ELECTRICIDAD	0,14 USD/Kw-Hr
AGUA SALADA	0,06 USD/Tm
VAPOR	6,08 USD/Tm
CONDENSADO	1,5 USD/m3
REPUESTOS	100.000 USD (no incluye repuestos locales)



(Tablas Nos. 5 y 6) antes de aplicar la reingeniería de los componentes.

En vista que se han incrementado los costos unitarios de energía eléctrica, de vapor, agua salada, condensado, químicos y repuestos, para poder apreciar el real beneficio de las mejoras se ha corrido nuevamente el programa pero con algunos datos del año de 1981. Ver Tablas Nos. 15b y 16b.

- **Ahorro anual de producción en la planta de agua**

Se presentan los valores de ahorro y pérdida de cada equipo para poder calcular el valor del ahorro anual de la producción de agua en la planta.

No.	EQUIPO	SERVICIO	AHORRO - PERDIDA
1	BOMBA RECIRCULAC. ELECTRICA	MAR. 86	16.821 USD
2	BOMBA CONDENSADO	ABR. 87	1.500 USD
3	BOMBA DESTILADO	ABR. 87	6.683 USD
4	TURBINA A VAPOR RECIRCULACION	JUN. 1992	65.882 USD
5	TURBINA A VAPOR	SEP. 1999	4.835 USD

DESTILADO

6	TUBERIAS	SEP. 82	
7	POZO DE SUCCION	MAR. 86	91.056 USD
8	TRAMPA DE VAPOR	OCT. 83	1.217 USD
9	TUBOS DE	MAY.1993	- 28.532 USD

CONDENSADO

10	AISLAMIENTO	OCT. 83	662 USD
----	-------------	---------	---------

TERMICO

11	CAPACITACION PERSONAL	CONTINUA	
----	-----------------------	----------	--

TOTAL AHORRO ANUAL 160.124 USD

Tabla No. 15 b

DESGLOSE DEL COSTO DE AGUA - USD/m ³		
DESPUES DE LA REINGENIERIA		
		Porcentaje
Producción anual (m ³)	225,944	
Tiempo de operación (días)	341	
1. Depreciación de la Planta	0,754	37.7%
2. Costo de operación		
a. Electricidad	0,01	0.5%
b. Agua Salada	0,38	19%
c. Vapor	0,80	40%
d. Operadores	0,05	2.5%
e. Químicos	0,09	4.5%
3. Costo de mantenimiento		
a. Personal	0,005	0.25%
b. Repuestos	0,20	10%
4. Retorno del Condensado	-0,29	14.5%
TOTAL COSTO DE O&M	1,24	62%
TOTAL COSTO DEL AGUA (USD/m³)	2,00	100%

CONSIDERANDO LOS COSTOS UNITARIOS DE ENERGIA ELECTRICA,
VAPOR Y CONDENSADO DEL AÑO DE 1981

ELECTRICIDAD	0,08 USD/Kw-Hr
AGUA SALADA	0,027 USD/Tm (2 bombas y repuestos locales)
VAPOR	4,04 USD/Tm
CONDENSADO	1,0 USD/m ³
REPUESTOS	45.000 USD (incluye repuestos locales)

AHORRO TEORICO ECONOMICO ANNUAL

DIFERENCIA COSTO UNIT. ANHO 1981 MENOS COSTO UNIT. DESPUES REINGENIERIA

$$2,75 \text{ USD/m}^3 - 2,00 \text{ USD/m}^3 = 0,75 \text{ USD/m}^3 \quad (27\%)$$

PRODUCCION ANNUAL 225.944 m³

$$\text{AHORRO ANNUAL} = 169.458 \text{ USD}$$

Tabla No. 16 b

RESUMEN DE LOS COSTOS ANUALES DE PRODUCCION (USD)
DESPUES DE LA REINGENIERIA

Producción de agua (m3)	225,944
Tiempo de operación (días)	341
1. Depreciación de la Planta	170,280
2. Costo de operación (USD)	
a. Electricidad (32,054 Kw-Hr)	2,564
b. Agua Salada (3'162,000 m³)	85,374
c. Vapor (44,535 Tm)	179,921
d. Operadores	12,000
e. Químicos	20,334
3. Costo de mantenimiento (USD)	
a. Personal	1,200
b. Repuestos	45,000
4. Retorno del Condensado (65.472 m³)	-65,472
Primario más secundario	
TOTAL COSTO DE O&M (USD/AÑO)	280,921
TOTAL GASTOS ANUALES DEL AGUA (USD/AÑO)	451,201

CONSIDERANDO LOS COSTOS UNITARIOS DE ENERGIA ELECTRICA,
VAPOR Y CONDENSADO DEL AÑO DE 1981

ELECTRICIDAD	0,08 USD/Kw-Hr
AGUA SALADA	0,027 USD/Tm (2 bombas y repuestos locales)
VAPOR	4,04 USD/Tm
CONDENSADO	1,0 USD/m3
REPUESTOS	45.000 USD (incluye repuestos locales)



CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

En éste último capítulo se presentan las conclusiones y recomendaciones sobre las mejoras realizadas a la planta de agua de la refinería de La Libertad, durante los años de 1981 hasta 1999 con el objetivo de disminuir el costo de producción de agua.

4.1 Conclusiones

Sobre la base de las evaluaciones y resultados de las diferentes mejoras realizadas a los equipos y procesos se concluye lo siguiente:

- Se consiguieron los ahorros de energía eléctrica y vapor por medio de equipos más eficientes y modernos, también por una mejor operación de la planta de agua al utilizar en mayor medida la energía de vapor.

En electricidad se consiguió el ahorro anual máximo de un consumo de 692.600 Kw-Hr en 1985 a un consumo de 35.036 Kw-Hr en el 2002 lo que representa el valor de 657.564 Kw-Hr, dando un ahorro económico de 92.059 USD.

En vapor se consiguió el ahorro anual máximo de un consumo de 70.781 Tm (186.194 MMBtu) en 1984 a un consumo de 48.511 Tm (127.611 MMBtu) en 1994 lo que representa el valor de 22.270 Tm (58.583 MMBtu), dando un ahorro económico de 135.401 USD.

- El costo del combustible es un factor determinante en establecer el costo de producción debido a que afecta en gran medida a los costos de la energía eléctrica y del vapor (alrededor de un 80%); y por lo tanto el uso de calor residual o de energía de deshecho es una manera positiva de reducir drásticamente los costos de producción del agua.
- Al reutilizar el agua salada a través del pozo de succión se consiguió un importante ahorro económico, al disminuir los daños en los equipos de la refinería por parada brusca térmica y además se logró suprimir de la operación a una de las tres bombas del muelle sin afectar la producción. .

En electricidad se consiguió el ahorro anual máximo de un consumo de 3'114.005 Kw-Hr en 1987 a un consumo de 2'078.4440 Kw-Hr en el 2003, lo que representa el valor de 1'035.565 Kw-Hr, dando un ahorro económico de 144.979 USD.

- Con la capacitación al personal de la planta en los ámbitos técnicos y humanístico se logró una mejora en la comprensión de los parámetros de operación y de una mejor actitud del personal hacia el trabajo en equipo.
- Al haber fabricado ciertos repuestos (impulsores, anillos, bocines, etc.) de los equipos rotativos en talleres de fundición locales se consiguió a partir del año de 1982 un ahorro económico en el orden de 3 a 4 veces menos el costo de importarlos del fabricante aún cuando pueden haber errores al principio.

4.2 Recomendaciones

A continuación y sobre la base de la experiencia en las mejoras realizadas, de los errores cometidos, en la operación y en el mantenimiento de la planta de agua, presento las siguientes recomendaciones:



- En toda planta de procesos por más eficiente que sea en su año de fabricación, siempre es factible después de cierto tiempo de operación, lograr ahorros de energía ya sea por el camino de reemplazar los equipos originales por otros nuevos más eficientes o también por el lado de una operación más productiva desde el punto de vista técnico y también de la parte del incentivo al personal de trabajadores. Se recomienda poner en estudio todas las acciones aquí efectuadas y que se resumen en los siguientes ítems.
 - o Hacer seguimiento de las operaciones de los equipos en relación a eficiencia y ensayar nuevas condiciones de trabajo para establecer posibilidad de mejorarlas.
 - o Dar oportunidad a la producción artesanal e industrial local a fin de sustituir piezas de desgaste de equipos rotativos, que tienen costos elevados a nivel internacional.
 - o Hacer plan de mejoramiento de la condición de capacitación del personal involucrado en la operación, en el mantenimiento y en la reparación de los equipos.
- Todo ingeniero de mantenimiento debe conocer que cualquier mejora en el aspecto técnico de los equipos debe ir de la mano con una mejora en el aspecto económico ya que si no existe un ahorro

económico substancial, los directivos de la empresa no tomaran una decisión positiva para la ejecución del proyecto.

- Considero que a veces existen decisiones técnicas aparentemente correctas en los primeros años de un proyecto ejecutado pero después de un tiempo mayor puede ser que esa decisión inicial no haya sido la correcta a largo plazo, por lo tanto se debe analizar con mayor detenimiento e incluir todos los factores involucrados.



Gráfico No. 1a

PRODUCCION ANUAL DE AGUA 1973 A 1987

TIEMPO AÑOS	PRODUCCION GALONES
1973	47838300
1974	44260400
1975	40523000
1976	47465200
1977	52892500
1978	56536250
1979	59339470
1980	63766100
1981	59649275
1982	57782050
1983	56415055
1984	60214350
1985	59443100
1986	60734400
1987	60332800

1975 producción
mínima

1980 producción
máxima

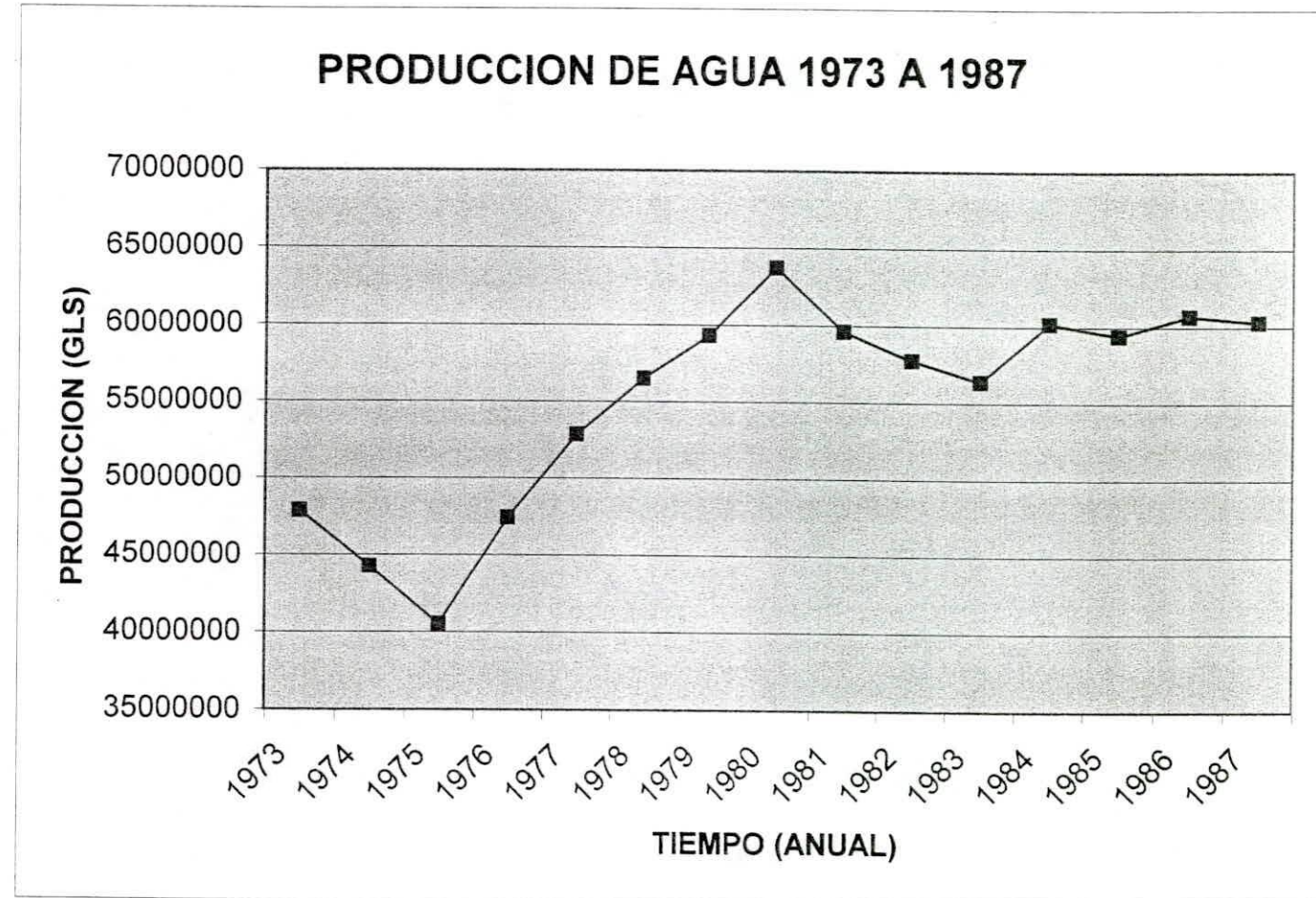


Gráfico No. 1b

PRODUCCION ANUAL DE AGUA 1988 A 2003

TIEMPO AÑOS	PRODUCCION GALONES
1988	58270344
1989	55450500
1990	51791256
1991	55540056
1992	55226952
1993	47853696
1994	52833792
1995	54296616
1996	55189200
1997	57809136
1998	59326344
1999	58616712
2000	60467352
2001	58481016
2002	56194776
2003	59430360

1990 caída de producc.
falta de vapor
lavados ácido
mto. Condensos

1993 caída de producc.
colapso tub. cond.
mto. Condensos
pintura planta

2000 producción
máxima

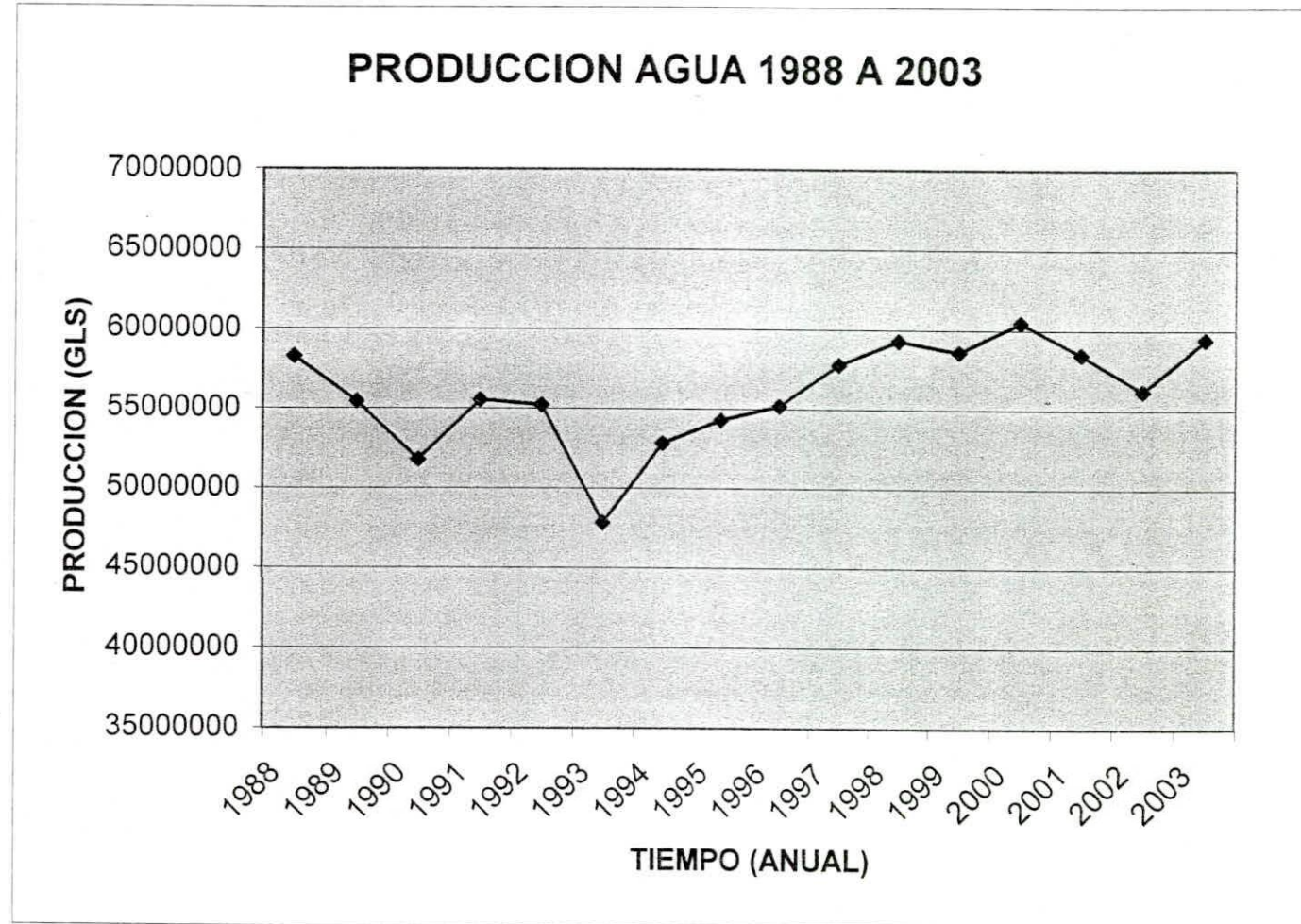


Gráfico No. 2a

**CURVA BOMBA NUEVA RECIRCULACION
PRIMERA ETAPA, Impulsor de 11,95"**

FLUJO (GPM)	CABEZAL (Pies)
0	106
250	97
500	90
750	83
1000	78
1250	74
1500	70
1800	62
2000	53
2250	40

EFICIENCIA
(%)

82

CURVA BOMBA RECIRCULACION 1era. ETAPA

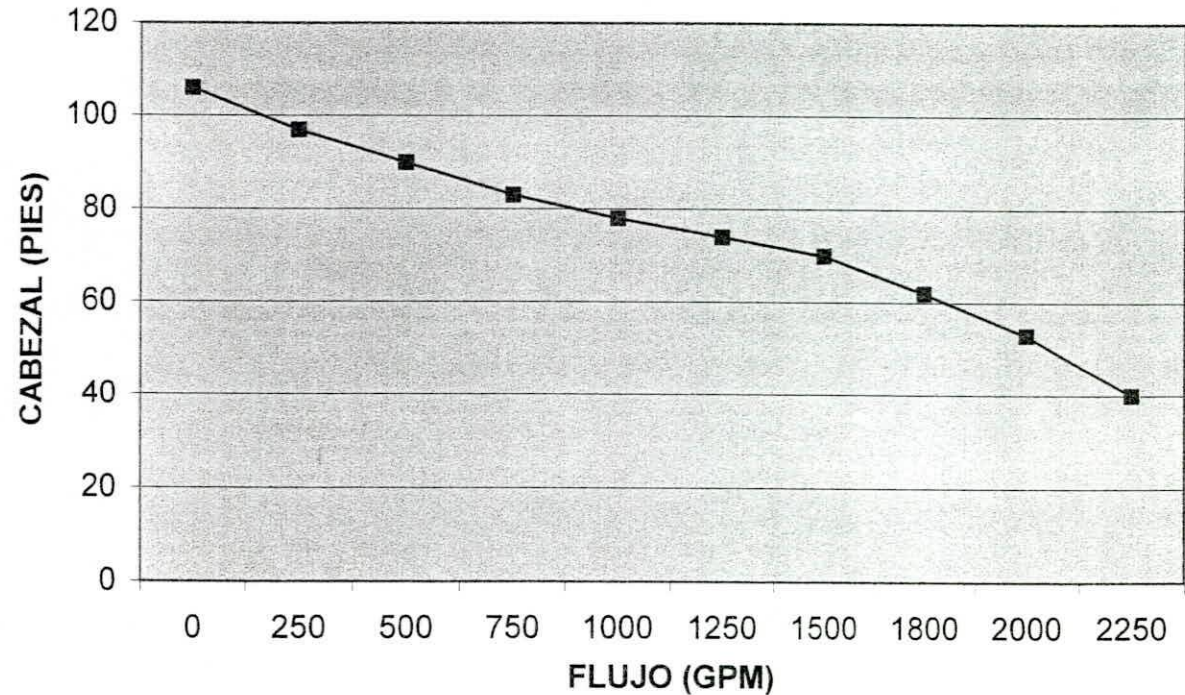


Gráfico No. 2b

**CURVA BOMBA NUEVA RECIRCULACION
SEGUNDA ETAPA, Impulsor de 11,63"**

FLUJO (GPM)	CABEZAL (Pies)	EFICIENCIA (%)
0	94	
250	92	
500	88	
750	82	
1000	76	
1250	72	
1500	68	
1800	62	
2000	52	
2250	40	

81,5

CURVA BOMBA RECIRCULACION 2da. ETAPA

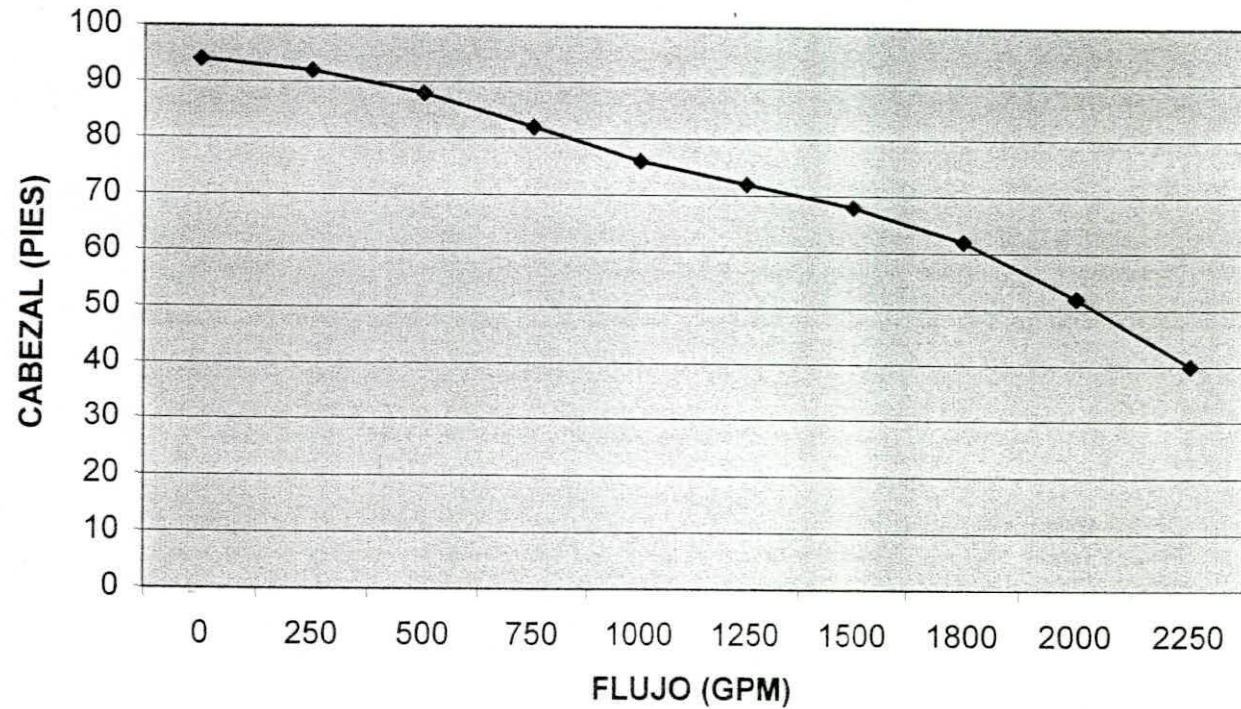


Gráfico No. 3

CURVA BOMBA NUEVA CONDENSADO
IMPULSOR 155 mm

FLUJO (GPM)	CABEZAL (Pies)	EFICIENCIA (%)
0	107	
20	106	
40	104	
60	102	
66	100	
80	98	
100	95	
120	91	
140	86	
160	80	
180	72	

50

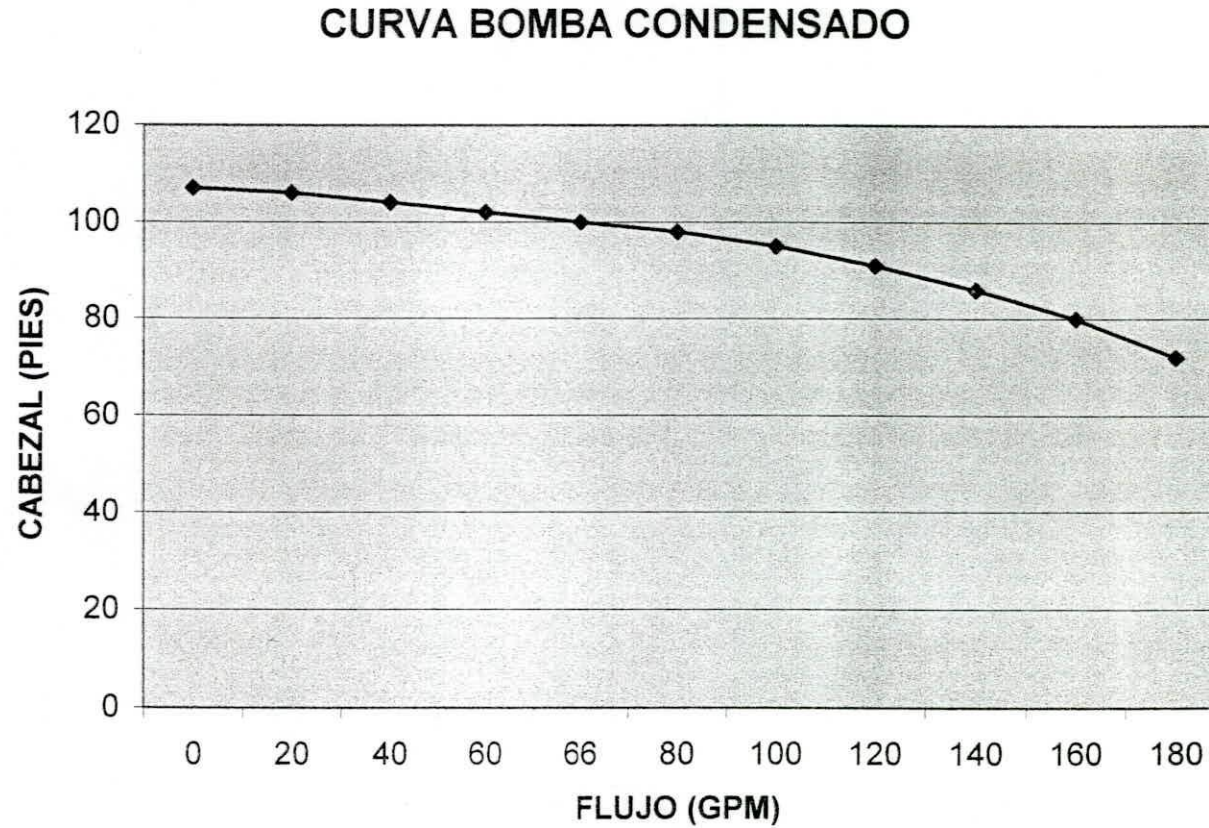


Gráfico No. 4

CURVA BOMBA NUEVA DESTILADO
IMPULSOR 149 mm

FLUJO (GPM)	CABEZAL (Pies)	EFICIENCIA (%)
0	97	
20	96	
40	95	
60	94	
80	92	
100	89	
120	86	
135	82	
140	78	
160	73	
180	65	

68,5

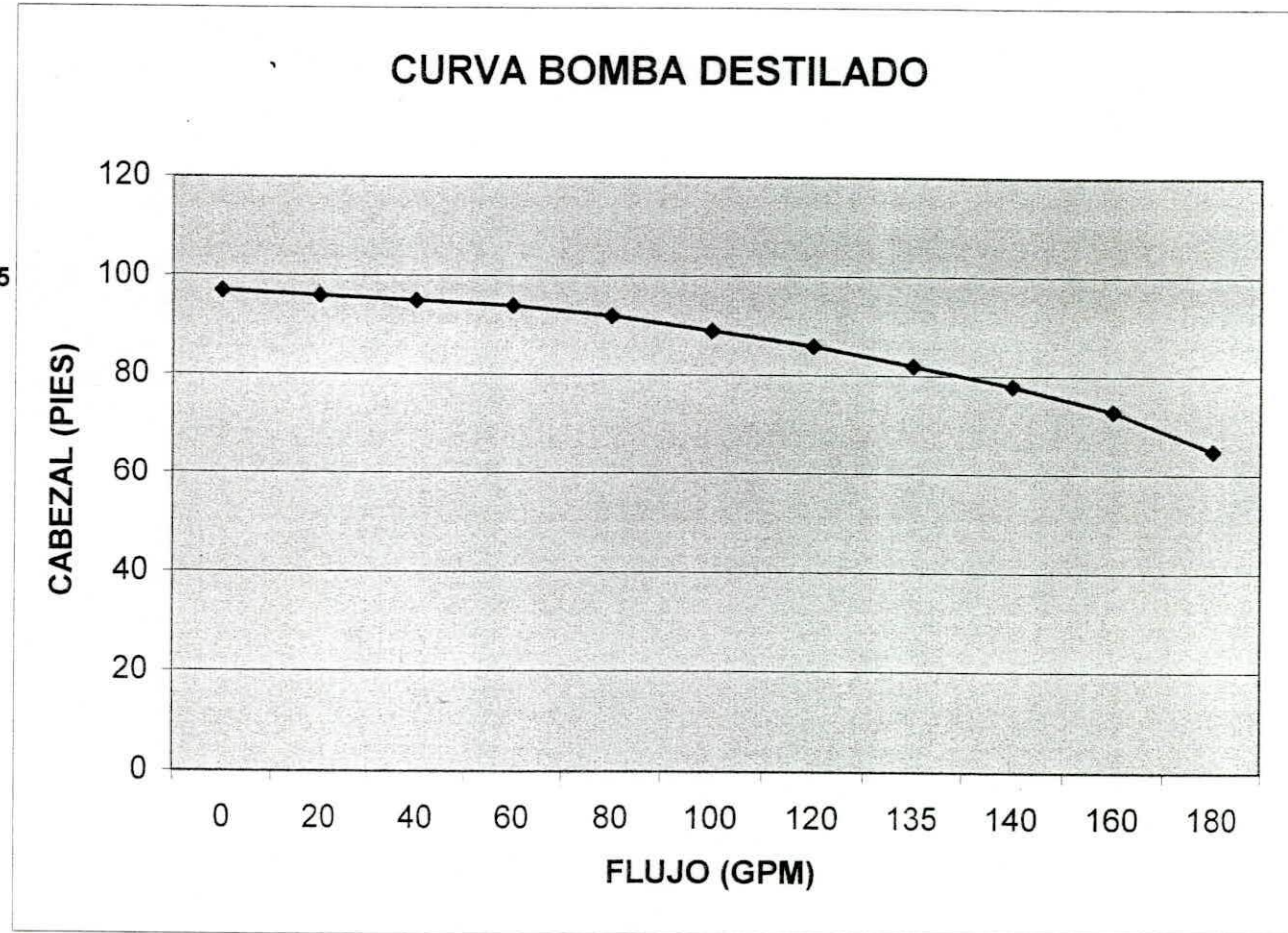


Gráfico No. 5

CONSUMO DE ELECTRICIDAD
EN LA PLANTA DE AGUA

TIEMPO AÑOS	CONSUMO Kwhr/Año
1974	364950
1975	444499
1976	535820
1977	624840
1978	557060
1979	418427
1980	495200
1981	616250
1982	620750
1983	648360
1984	695540
1985	692600
1986	542870
1987	515385
1988	477120
1989	502739
1990	521349
1991	515330
1992	339670
1993	82313
1994	188050
1995	260560
1996	73860
1997	61510
1998	71660
1999	46127
2000	49568
2001	35895
2002	35036
2003	59071

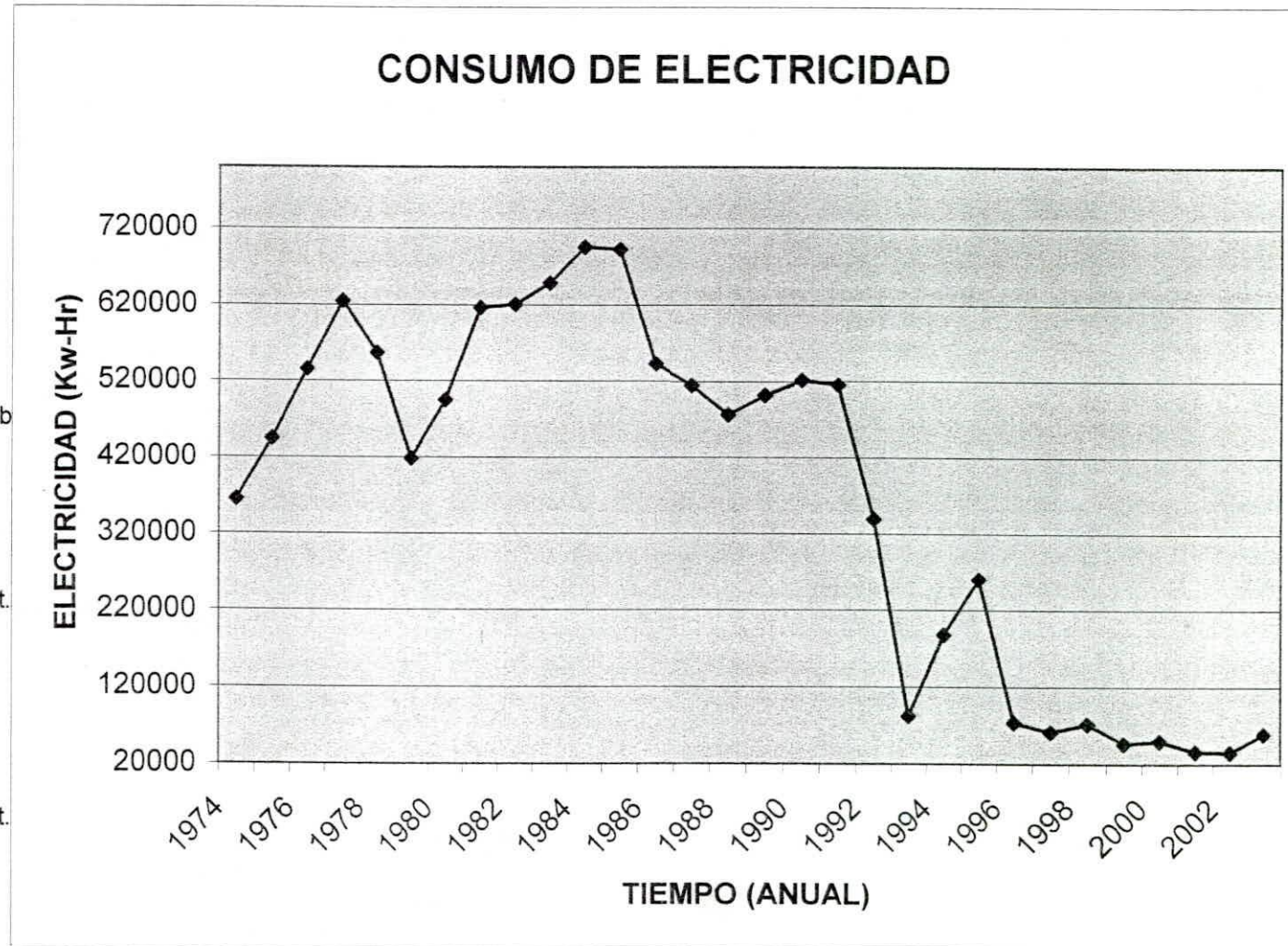


Gráfico No. 6

CONSUMO DE VAPOR EN
PLANTA DE AGUA

TIEMPO VAPOR
(AÑOS) (LB/AÑO)

1978	131601860	
1979	135949300	
1980	149805930	
1981	137823200	
1982	133055599	
1983	125152000	
1984	156072000	consu. máxi.
1985	151414400	
1986	148625400	
1987	127344700	
1988	137617000	
1989	144018800	
1990	127589000	
1991	136508300	
1992	116324800	
1993	120230500	
1994	106966300	consu. míni.
1995	125555200	
1996	135667700	
1997	146102790	
1998	138815500	
1999	151937100	
2000	151592200	
2001	136145600	
2002	132484400	
2003	133846280	

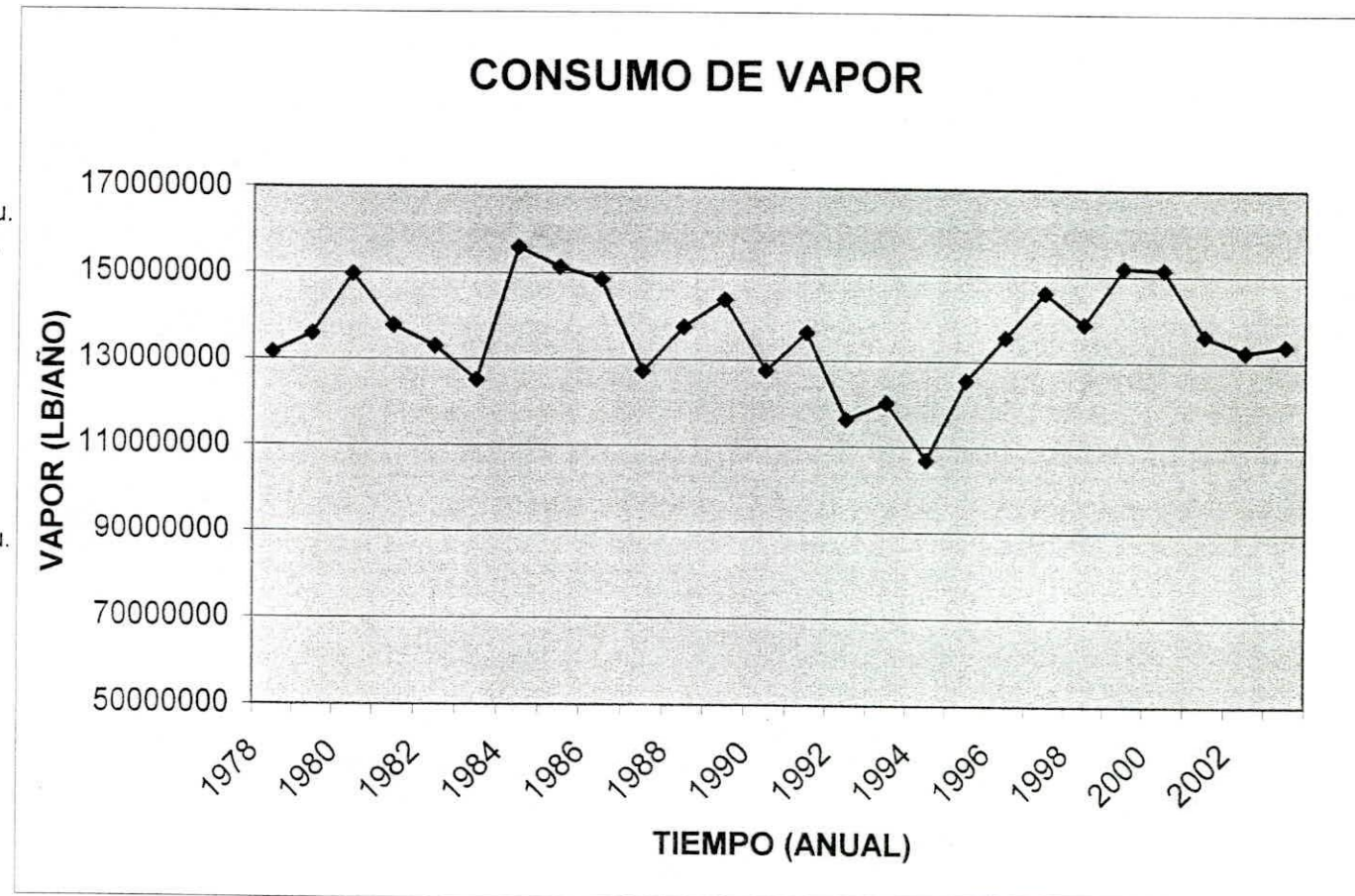


Gráfico No. 7

**CONSUMO DE ELECTRICIDAD
EN BOMBAS DEL MUELLE**

TIEMPO (AÑOS)	ELECTRICIDAD (Kw-Hr)	
1972	2862500	
1973	2732150	
1987	3114005	consu.
1988	2787085	máxi.
1989	2455855	
1990	2585350	
1991	2832160	
1992	2675400	
1993	2135111	
1994	2328053	
1995	2403430	
1996	2521660	
1997	2609420	
1998	2748624	
1999	2620550	
2000	2736310	
2001	2531380	
2002	2561777	
2003	2078440	consu. mini.

