

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera



*Evaluación Económica de las Fuentes
Alternas de Suministro de Agua a las
Plantas Industriales de Petróleos
Perú en la Zona de Talara*

TESIS

Para optar el título de:

INGENIERO QUIMICO

Luis Antonio Gonzales Talledo

Lima - Perú.

1994

**EVALUACION ECONOMICA DE LAS FUENTES
ALTERNAS DE SUMINISTRO DE AGUA A LAS
PLANTAS INDUSTRIALES DE PETROLEOS DEL
PERU EN LA ZONA DE TALARA**

Presentado Por

LUIS ANTONIO GONZALES TALLEDO

INDICE

	Pag.
Resumen	1
Introducción	4
Capítulo 1. Sistemas de abastecimiento de agua a las Plantas	6
Industriales	
1.1. Sistema de agua EjePaita Talara	7
1.2. Planta desalinizadora de agua de mar del Complejo	13
Fertilizantes	
Capítulo 2. Planteamiento de las alternativas	16
2.1. Captación de aguas subterráneas	16
2.2. Captación de agua del río Chira	19
2.3. Captación de agua de mar y desalinización	24
2.4. Conclusión	28
Capítulo 3. Cálculo de los parametros de diseño de las alternativas	31
de suministro de agua a las Plantas Industriales de Petro Perú en N.O.	
3.1 Balance de energía para las alternativas de captación de agua pozo y rio Portachuelo	31
3.2. Generación de calor mediante la recuperación de calor de los gases de escape de las turbinas .	34
3.2.1. Ciclo de trabajo actual	35
3.2.1.2.1 Flujo de aire	38
3.2.1.2.2. Combustión	40

3.1.2.2.1. Flujo másico de combustible, flujo de los gases de escape	40
3.1.2.2.3. Fracciones de los productos de combustión	41
3.1.2.2.4. Calor específico de los gases de combustión a presión constante	41
3.2.1.2.3. Cálculo de la temperatura máxima del ciclo	41
3.2.2. Cálculo de potencias y rendimientos	43
3.3 Balance térmico para distintas condiciones de operación	45
3.4. Gases de escape para diferentes condiciones de operación	56
3.5 Balance de energía en el ciclo de recuperación	58
Capítulo 4 . Planta desalinizadora de agua de mar	59
4.1 Condiciones de funcionamiento	60
4.1.2. Selección del número de etapas	61
4.1.3 Agua de drenaje	62
4.1.4. Agua de reposición al ciclo de desalinización	65
4.1.5. Cálculo de la masa de agua de mar evaporada	65
4.1.6. Masa de agua de mar requerida	66
4.1.7 Agua de mar de reposición	66
4.1.8. Masa de drenaje en la etapa de rechazo	67
4.1.9. Aumento de temperatura del agua de mar de alimentación	67
4.1.10. Consumo de vapor	68
4.1.11 Consumo de potencia para bombeo	69

4.1.12. Datos de funcionamiento de la planta desalinizadora	70
Capítulo 5.0 Evaluación Económica	74
5.1 Bases para la evaluación económica	74
5.1.1. Inversión neta inicial	74
5.1.2. Flujo de fondos durante la operación	75
5.1.3. Valor actual neto (VAN)	76
5.1.4. Tasa interna de retorno (TIR)	76
5.1.5. Tiempo de recuperación de la Inversión (TRI)	77
5.2. Alternativa 1 "Captación de agua de pozos Pariñas	78
5.3. Alternativa 2. Nuevo sistema de agua Portachuelo	80
5.4. Alternativa 3 Planta desalinizadora de agua de mar por Osmosis Inversa	81
5.5. Alternativa 4 Planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita multietapa	82
5.6. Análisis de resultados	83
Capítulo 6. Conclusiones	92
Capítulo 7. Bibliografía	96

ÍNDICE DE CUADROS

Cuadro N° 1. Resultados del balance de energía de los pozos a las Plantas Industriales	21
Cuadro N° 2. Resultados del balance de energía del nuevo sistema Portachuelo	26
Cuadro N° 3. Datos operativos del turbo generador B para T=25 °C	46

Cuadro N° 4. Datos operativos del turbo generador B para T= 32 °C	46
Cuadro N° 5. Ciclo actual C.E. Malacas T=25 °C , P=4,000 KW	47
Cuadro N° 6. Ciclo actual C. E. Malacas T=25 °C, P= 6,000 KW	48
Cuadro N° 7. Ciclo actual C.E. Malacas T=25 °C, P= 8,000 KW	49
Cuadro N° 8. Ciclo actual C.E. Malacas T=25 °C, P=12,000 KW	50
Cuadro N° 9 Ciclo actual C.E. Malacas T=25 °C , P= 13,000KW	51
Cuadro N° 10. Ciclo actual C.E. Malacas T=32 °C , P=8,000 KW	52
Cuadro N° 11 Ciclo actual C.E. Malacas T=32 °C, P=12,000 KW	53
Cuadro N°12 Ciclo actual C.E. Malacas T=32 °C , P= 13,000 KW	54
Cuadro N° 13 Ciclo actual C. E. Malacas T=32 °C, P= 16,000 Kw	55
Cuadro N° 14. Eficiencias y Consumos específicos	56
Cuadro N° 15 Características de los gases de escape a distintas condiciones de Operación	57
Cuadro N° 16 Análisis del agua de mar Talara	63
Cuadro N° 17 Planta desalinizadora datos de funcionamiento	73
Cuadro N° 18. Resultados económicos de las alternativas	83
Cuadro N° 19 Análisis económico de la alternativa primera	87
Cuadro N° 20. Análisis económico de la alternativa segunda	88
Cuadro N° 21 Análisis económico de la alternativa tercera	89
Cuadro N° 22 Análisis económico de la alternativa cuarta	90
Cuadro N° 23 Cálculo de los parametros de rentabilidad	91

ÍNDICE DE FIGURAS

1. Figura N° 1 Sistema de agua Eje Paita Talara	9A
2. Figura N° 2 Pozos Quebrada Pariñas	18
3. Figura N° 3 Nuevo sistema de agua Portachuelo	27

4. Figura N° 4 Osmosis Inversa	30
5. Figura N° 5 Esquema turbo generador a gas	32
6. Figura N° 6 Diagrama T-S Ciclo actual C.E. Malacas	33
7. Figura N° 7 Diagrama T-S Ciclo evaporación	60
8. Figura N° 8 Diferencia de temperaturas extremas	62
9. Figura N° 9 Balance de masa general	64
10. Figura N° 10 Agua de mar de reposición	67
11. Figura N° 11 Vapor	68
12 Figura N° 12 Sistema integrado de la Planta desalinizadora, generador de vapor y los turbo generadores de la C.E. Malacas	95
13 Figura N° 13 Effect of number of stages on evaporator heat transfer surface	109
14 Figura N° 14 approximate overall heat transfer coeficiente of submerged boiling evaporation	110

ÍNDICE DE TABLAS

1. Tabla N°1. Calores específicos a presión constante de los gases	100
2. Tabla N° 2. Calores específicos a volumen constante los gases	101
3. Tabla N° 3. Composición caracterfstica del gas combustible	102
4. Tabla N° 4 Composición y características del combustible líquido	102
5. Tabla N° 5 Calor específico del agua y vapor de agua	103
6. Tabla N° 6 Apéndice C-1 aspereza relativa como una función del diámetro para tubería de varios materiales- Moody, L. F.	104

7. Tabla N° 7. Apéndice C-3 el factor de fricción como una función del número de Reynolds con asperezas relativas como parámetro- Moody, L. F.	105
8. Tabla N° 8 Apéndice B- Engineering Data Flow of water through Schedule 40 Steel Pipe- Crane	106
9. Tabla N° 9 Anualidad y costo unitario de las alternativas	107
10 Tabla N° 10 Costo operativo anual estimado por consumo de productos químicos	108

RESUMEN

El principal objetivo del presente trabajo es evaluar distintas fuentes alternativas de suministro de agua, a las Plantas Industriales de Petróleos del Perú en la Zona de Talara y seleccionar el sistema que resulte más económico y confiable, a fin de garantizar la continuidad de las operaciones de dichas áreas en caso de falla prolongada de las actuales fuentes de suministro de agua.

Continuamente interrumpen su operación las Plantas Industriales de Petróleos del Perú en Talara por desabastecimiento de agua, a consecuencia de los problemas que presenta el Sistema de Agua Eje Paita-Talara como son: la deficiencia en el suministro de energía eléctrica, vulnerabilidad de los fenómenos naturales como provocados, así como, la falta de mantenimiento en sus equipos rotatorios y estacionarios de la Planta de tratamiento y estaciones de rebombeo. Así mismo la Planta Desalinizadora de agua de mar del Complejo Fertilizantes que interrumpe continuamente su operación al presentar fallas mecánicas en sus equipos, al contar con 20 años de operación, siendo su tiempo de vida media útil, de 15 años, requiriendo un mantenimiento más agresivo, lo cual eleva sus costos de operación.

Actualmente el consumo diario de agua potable de las Plantas Industriales de Petróleos del Perú en las Operaciones Noroeste es de 8,000 M³, cubriendo el 45% de la demanda el Sistema de agua Eje Paita-Talara ubicado en la localidad de El Arenal a 80 Km. de Talara y el 55% la Planta

Desalinizadora de agua de mar ubicada en el complejo de Fertilizantes a 7 Km. de Talara.

En el presente estudio se analizan distintas fuentes alternas para proveer este volumen de agua requerido por Petróleos del Perú en el Noroeste. Las alternativas a evaluar son: la perforación de pozos subterráneos en la Quebradas Pariñas ubicada a 12 Km. de Talara , la implementación de una Planta de tratamiento de agua del río Chira ubicada en la localidad de Miramar a 60 Km. de Talara y el tratamiento de agua de mar mediante las diferentes técnicas de desalinización.

Concluyéndose que la fuente alterna más confiable y con alto grado de rentabilidad es la implementación de una Planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita de múltiple etapa, con una capacidad de 2,190,000 M3/año de agua desmineralizada suficientes para cubrir las necesidades de las Plantas Industriales de Petróleos del Perú en el Noroeste, estimándose el costo de inversión de este proyecto en 22,925,000 dólares.

La Planta desalinizadora de agua de mar deberá estar ubicada junto a la Central Eléctrica Malacas, a fin de aprovechar el calor de los gases de escape de las turbinas que actualmente se pierde en el medio ambiente, para lo cual es necesario la instalación de un generador de vapor mediante la recuperación de calor.

Esta alternativa es altamente rentable para Petróleos del Perú al disminuir considerablemente los costos de operación de la planta desalinizadora de agua de mar en el rubro de energía, por recuperar la energía de los gases de escape de las turbinas mencionadas; e incrementa la confiabilidad de la operación de las Plantas Industriales.

Deseo expresar mi reconocimiento al personal del Departamento de Generación Eléctrica de Petróleos del Perú Nor Oeste por su valiosa colaboración en el desarrollo del presente trabajo.

INTRODUCCIÓN

En el año 1983 a consecuencia del fenómeno pluvial ocurrido en la Zona de Talara, el Sistema de agua Eje Paita Talara colapso completamente por la vulnerabilidad en su líneas de transferencia, que atraviesan un sin número de quebradas en su recorrido , produciéndose un des abastecimiento de agua en la población e Industria Petrolera; ocasionando fuertes pérdidas de divisas al país, principalmente por la paralización de la Refinería Talara. Para evitar el des abastecimiento de combustibles en el país, Petróleos del Perú se vio obligado de traer agua desde Panamá por buques a un costo de 19 dólares/M3, posteriormente durante 6 meses se transportó agua por buques desde Paita hasta Talara a un costo de 11.5 dólares/ M3.

Actualmente continúan ocasionándose paralizaciones en las Plantas Industriales de Petróleos del Perú en la zona de Talara por des abastecimiento de agua, a causa de las continuas interrupciones en la operación del sistema de agua Eje Paita-Talara y por el envejecimiento de la Planta desalinizadora de agua de mar del complejo Fertilizantes.

Ante esta situación, el objetivo del presente estudio es eliminar este problema, asegurando la cobertura de la demanda de agua mediante la selección y posteriormente la implementación de una fuente alterna de suministro de agua; que sea confiable, técnica y económicamente atractiva para el país.

El presente trabajo consta de siete capítulos. En el capítulo I, se indica la demanda de agua de las plantas industriales de Petróleos del Perú en Talara; describiéndose los actuales sistemas de abastecimiento de agua.

En el capítulo II se analizan las diferentes alternativas que se presentan en la Zona de Talara, como son captación de aguas: subterráneas, de río y de mar; a fin de seleccionar una fuente alterna de suministro de agua a las áreas mencionadas.

En el capítulo III se hace un balance térmico para el ciclo de trabajo actual de las turbinas de MW-191G de la Central Eléctrica Malacas. Este balance está orientado a cuantificar el calor que se pierde en el medio ambiente a través de los gases de escape, a fin de producir vapor, para usarlo en la planta desalinizadora de agua de mar mediante el proceso de evaporación súbita en etapa múltiple.

En el capítulo IV se efectúan los cálculos para obtener las condiciones de funcionamiento de la planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita en etapa múltiple como son: capacidad de producción, selección del número de etapas, cantidad de agua de drenaje, cantidad de agua de reposición, masa de mar evaporada, masa de mar requerida, aumento de temperatura de agua de mar de alimentación, consumo de vapor y consumo de energía para el bombeo.

En el capítulo V, se dan las pautas para realizar la Evaluación Económica de los proyectos de Inversión y se evalúan las alternativas siguientes: Captación de agua de los pozos ubicados en la quebrada Pariñas, instalación de una nueva planta de tratamiento de agua en la zona de Portachuelo captando agua del río Chira a la altura de la localidad de Miramar, instalación de una planta desalinizadora de agua de mar mediante el proceso de osmosis inversa, e instalación de una planta desalinizadora

de agua de mar mediante el proceso de evaporación súbita en etapa múltiple (usando el calor de los gases de escape de las turbinas de la central eléctrica Maíacas, que se pierden en el medio ambiente, para producir vapor).

CAPITULO I

SISTEMAS DE ABASTECIMIENTO DE AGUA A LAS PLANTAS INDUSTRIALES

La demanda diaria de agua potable en las Plantas Industriales de Petróleos del Perú en las Operaciones Noroeste a Marzo del año 1994 es:

<u>Consumo</u>	<u>M3/día</u>
	<u>Agua</u>
	<u>Potable</u>
Refinería Talara	7,400
Plantas de gas natural (Pariñas y Verdún)	600
Total	8,000

La Refinería Talara consume 2,400 m³/día de agua desmineralizada para procesos y 3,000 m³/día de agua potable para enfriamiento y servicios.

Las fuentes que cubren esta demanda de agua son las siguientes:

1.1.- Sistema de agua Eje Paita Talara

1.2.- Planta desalinizadora de agua de mar ubicada en el Complejo de Fertilizantes

1.1. Sistema de agua Eje Paita-Talara

Este sistema se encuentra bajo la Administración de la Empresa Estatal Sedapiura S.A. y abastece de agua a las Provincias de Talara y Paita, teniendo una capacidad de producción de 780 lts./seg., de los cuales 180 lts./seg. son para Paita y 600 lts./seg son para Talara, siendo la fuente de abastecimiento el río Chira, cuyo caudal esta regulado por la represa de

Poechos, que comprende un embalse de 1,000 millones de metros cúbicos que cubren una área aproximada de 7,000 Has. con una altura máxima de 40 mts. al nivel de la toma de agua que alimenta el río Chira. La distancia entre la Represa y la Estación de captación es de 90 Km.; incrementándose las sales disueltas cuando baja el caudal del río.

El sistema esta compuesto por las Estructuras siguientes:

1.1.- Estación de captación.

1.2.- Planta de tratamiento.

1.3.- Estación de bombeo No. 1.

1.4.- Estación de bombeo No. 2.

1.5.- Cámara de carga.

1.1.1.- Estación de captación

La estación de captación esta provista de un Sistema de desbaste como pretratamiento, con el objeto de separar y evacuar fácilmente las materias voluminosas arrastradas por el río Chira. Las rejas utilizadas son de dos clases, una de limpieza mecánica con una separación entre 50 y 100 mm., ubicadas en la entrada de la Bocatoma y otra de limpieza automática ubicada en la entrada del Túnel de la captación, las cuales protegen a la Estación de la intempestiva llegada de objetos capaces de dañar las instalaciones.

1.1.2.- Planta tratamiento

Con la finalidad de potabilizar el agua que se capta del río Chira se desarrollan en la Planta de Tratamiento los siguientes procesos unitarios: Precloración, Predecantación, Coagulación, Decantación, Filtración, Esterilización y Neutralización.

1.1.2.1 Precloración.- Se efectúa un pretratamiento con cloro para evitar que las bacterias ferruginosas o sulfato reductoras ataquen al hierro de las tuberías metálicas.

Esta precloración se lleva a cabo en la llegada del agua y actúa por oxidación de los diferentes cuerpos contenidos en el agua como son: iones de hierro y manganeso, Amoníaco (formación de cloraminas), Nitritos para transformarlos en nitratos, materia orgánica oxidable, los microorganismos (bacterias, algas, plancton etc.) , bajar el valor de color proveniente de materias húmicas.

La dosificación fluctúa entre 2 y 2.5 ppm tomando como base el punto de quiebre para este efecto.

El agua filtrada tiene una turbiedad coloidal, sin embargo a pesar de su apariencia no está fuera de peligro dosificar cloro nuevamente (post cloración) cuya misión microbicida se explica por la destrucción de diastazas indispensables en la vida de los gérmenes.

La post cloración se dosifica en el Reservorio de almacenamiento, ubicado en la parte inferior de la galería filtrante observando cloro residual entre 0.3 a 0.7 ppm; siendo la capacidad de almacenamiento de 1,200 metros cúbicos.

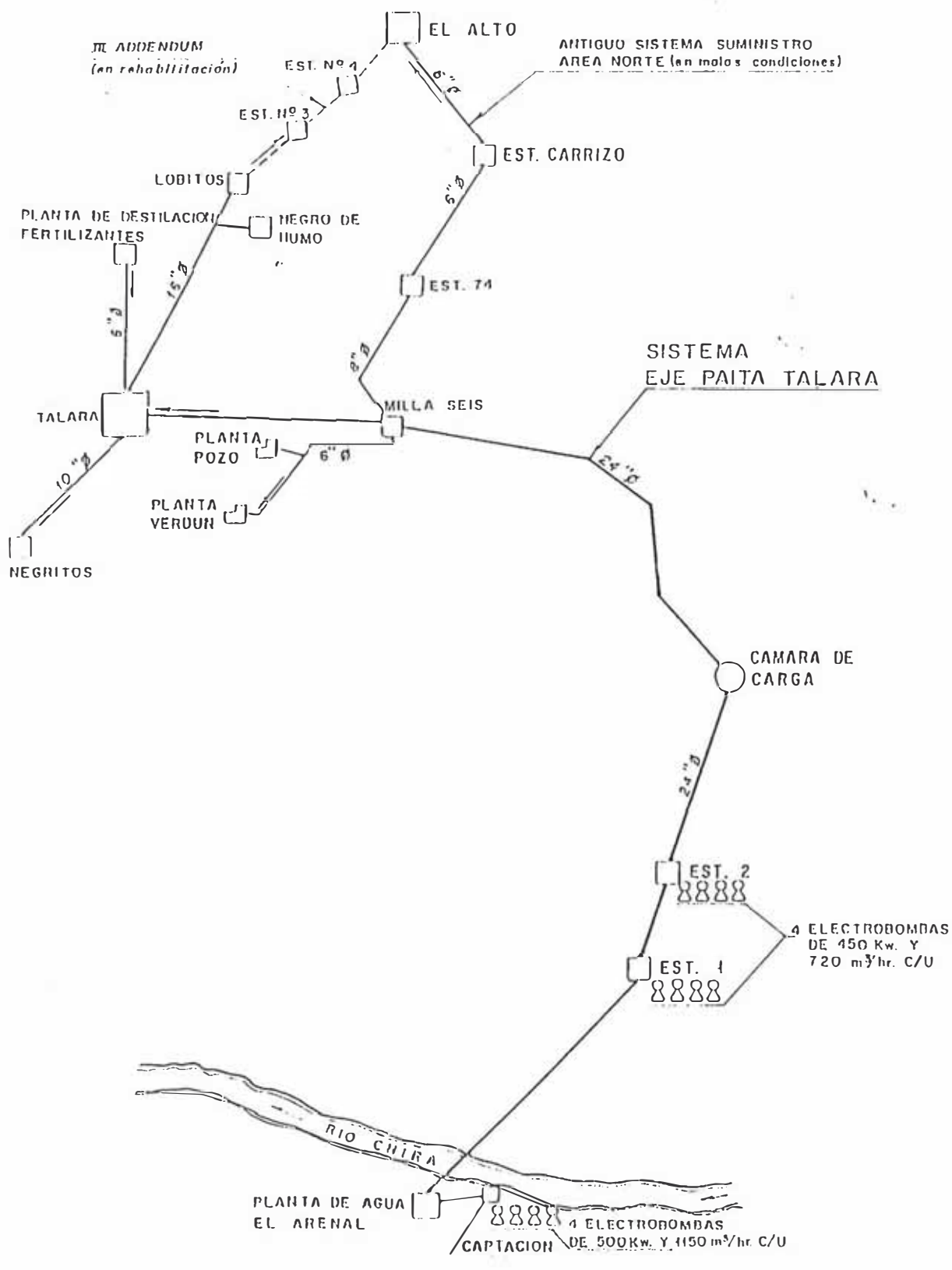
1.1.2.2.- Predecantación.- Esta operación se efectúa antes de la decantación secundaria y es utilizada en períodos cuando el agua captada viene muy cargada de sólidos o barro.

En consecuencia el objetivo es eliminar la arena fina y la mayor cantidad posible de barro.

El predecantador está situado luego de la cámara de llegada de agua cruda y es una estructura de concreto armado cilíndrico de 32 mts. de

FIGURA Nº 1

SISTEMA DE AGUA EJE PAITA - TALARA



diámetro con una capacidad de 3450 metros cúbicos y con un período aproximado de retención de una hora.

El agua cruda pasa al predecantador cuando se le ha adicionado una primera dosis de esterilizante y coagulante habiéndose obtenido así un rendimiento de clarificación entre 75 y 90 %.

Esta estructura esta equipada con un dispositivo electromecánico para eliminar los fangos al desagüe.

Cuando el agua cruda tiene baja turbiedad se puede evitar que entre al predecantador para conducirla directamente a la obra de repartición.

1.1.2.3.- Coagulación.- El objetivo es neutralizar la carga de coloides, generalmente electronegativos, presentes en el agua y formar un precipitado.

Se realiza en la obra de repartición, la cual es una mezcla rápida hidráulica por diferencia de niveles.

La desestabilización se lleva a cabo por la acción del Sulfato de Aluminio , tomando en cuenta que este producto es una sal de un ácido fuerte y precipita formando un hidrato metálico en forma satisfactoria con un pH entre 6.5 y 7.5; para el ajuste del pH se ha previsto la dosificación de cal en la misma cámara, así mismo, como ayudante de floculación se adiciona ASP-6 que es un polímero anionico que permite aprisionar entre sus largas cadenas orgánicas los floculos formados, permitiendo una mayor densidad del lecho de fangos en el Pulsator, mejorando la calidad del agua sedimentada, promoviendo una duración mayor del ciclo en la batería de filtros.

1.1.2.4.- Decantación.- El objeto de la decantación es el conseguir que se depositen las partículas que se encuentran en suspensión en el agua, que pueden ser granulables o menos floculables. Para que puedan flocular

las partículas presentes es preciso que se pongan en contacto unas con otras, facilitándose considerablemente esta operación mediante la agitación del agua a tratar con el reactivo y los fangos.

Son dos estructuras de concreto armado con una área de 600 metros cuadrados cada una, con una velocidad ascensional de 2.6 mts./hr., la altura del agua en cada uno de los tanques es de 4.5 mts., lo que proporciona un tiempo de retención de una hora 45 minutos. La base plana esta equipada con una serie de tubos perforados que permiten introducir de una manera uniforme el agua en toda la superficie de la unidad. En la parte superior están dispuestas unas canaletas perforadas que recolectan de una manera uniforme el agua sedimentada para ser conducida luego a los filtros.

1.1.2.5.- Filtración.- Es un procedimiento en el que se utiliza el paso de una mezcla solido-liquido, a través de un medio poroso (filtro) que retiene los solidos y deja pasar los líquidos (filtrado).

El tipo de filtración que se utiliza es a través de soporte grueso (lecho filtrante).

La planta de tratamiento cuenta con una batería de filtros (siete unidades) que presentan las especificaciones técnicas siguientes:

- Altura de la arena 1.3 mm.
- Altura del agua sobre el nivel del lecho filtrante 1.20 mts.
- Falso fondo equipado con toberas Aire-Agua.
- Lavado agua-aire simultáneamente sin expansión del lecho de arena y enjuague solamente con agua.
- Caudal del lavado 15 m³/m²-h.
- Caudal del aire de compresores 53 m³/m²-h
- Límite de tolerancia de pérdida de carga 1.2 mts.

1.1.2.6.- Esterilización.- Se efectúa con la dosificación de cloro gaseoso, la Planta cuenta con tres clorinadores que son dispositivos de expansión, regulación de control de caudal y de disolución; se ha determinado un rango de dosis que fluctúa entre 2 y 3 ppm que esta en función del break point, observándose un cloro residual entre 0.3 y 0.7 ppm.

1.1.2.7.- Neutralización.- Con el fin de evitar la corrosión de la tubería de conducción metálica, es

necesario corregir el pH mediante la adición de cal en la obra de repartición y en la cisterna de agua tratada.

1.1.3.- Estación de bombeo N° 1

La Estación de Bombeo N° 1 se encuentra a 8.7 Km. de la planta de tratamiento, transfiriéndose el agua mediante una línea de 600 mm. de diámetro por gravedad para ser almacenada en un tanque cisterna de 600 M³. donde está ubicada la toma de succión de las cuatro bombas instaladas en esta estación con una capacidad de 200 lts./seg., que impulsan el agua a la Estación N° 2.

1.1.4.- Estación de bombeo N° 2

La Estación de Bombeo N° 2 se encuentra a 8.16 Km. de la Estación N° 1 la misma que esta equipada e instalada en condiciones idénticas a las referidas en la Estación N° 1 que permiten bombear el agua hacia la Cámara de Carga.

1.1.5.- Cámara de carga

La cámara de carga se encuentra a 7.771 Km. de la Estación N°2 y tiene una capacidad de 700 M³. de donde el agua es conducida por gravedad hacia el tanque 3014 ubicado en Talara a 28.779 Km. de dicha Cámara.

En el fig. N° 1 se indica las estructuras de este sistema.

(Referencia: punto 7.22 de la bibliografía)

1.2.- Planta desalinizadora de agua de mar del complejo Fertilizantes

Esta Planta se encuentra bajo la Administración de Petróleos del Perú y está ubicada en el Complejo Industrial de Fertilizantes, a 7 Kms. de Talara, siendo su capacidad de Producción de 160 M3/Hora. Actualmente trabaja a un régimen de 100 M3/Hr. transfiriendo toda su producción a la Refinería Talara.

Para convertir el agua de mar en agua fresca, opera bajo el principio de evaporación instantánea, que consiste en "Circular un líquido dentro de una cámara de vacío a una temperatura más alta que la temperatura de saturación que se tiene en la cámara, con lo que inmediatamente comienza a evaporarse".

1.2.1.- Equipos principales

1.2.1.1.- Evaporador instantáneo

El evaporador instantáneo consiste de 25 etapas de evaporación las primeras 22 etapas forman la sección de recuperación de calor y las tres últimas etapas son la sección de rechazo de calor.

1.2.1.2.- Calentador de Salmuera

Presenta una capacidad de flujo por el lado de los tubos donde pasa la salmuera de 1,005 M3/Hr. y por el casco donde pasa el vapor de 16,810 M3/Hr.

1.2.1.3.- Sistema Eyector

Consiste en dos etapas: eyector a chorro de vapor y condensador de eyector.

1.2.1.4.- Descarbonatador

Es un recipiente cilíndrico vertical, cuyo flujo de diseño es de 355 M3/Hr.

1.2.2.-Descripción del proceso

El agua de mar es enviada por las bombas de captación, e ingresa por los tubos de la zona de rechazo de calor, calentándose paulatinamente al ganar calor del sistema y ayudando a mantener el alto vacío en estas etapas.

Una parte del agua calentada es tomada como agua de reposición y el resto es descargada al desagüe motivo por el cual se denomina zona de rechazo de calor.

El agua de reposición es tratada con ácido sulfúrico para fines de control de incrustaciones, luego ingresa al descarbonador donde se realiza la expulsión del anhídrido carbónico con aire alimentado en contracorriente por un soplador.

El agua de reposición descarbonatada ingresa a la última etapa del evaporador por la zona de evaporación y se mezcla con la salmuera de mayor densidad que viene en la etapa No. 24.

La última etapa tiene un deareactor incorporado que sirve para eliminar el O₂, CO₂ remanente y otros gases no condensables, al medio ambiente por el sistema de eyectores.

La bomba de recirculación de salmuera toma de la última etapa la mezcla de salmuera recirculada y el agua de reposición y la envía a través de los tubos de los 22 condensadores de la Zona de recuperación de calor del evaporador.

Para mantener el balance de materiales en el sistema (control de la densidad de la salmuera) una porción de la salmuera reciclada es descargada al desagüe como una purga continua. El flujo de la purga se controla por el nivel de salmuera en la última etapa.

La salmuera es calentada en cada condensador por los vapores de destilado producidos en la evaporación instantánea de cada etapa. Los vapores de destilado se condensan en la parte externa de los tubos y fluyen a una canaleta que recolectan la producción de las 25 etapas.

La salmuera recibe un calentamiento final en el calentador de salmuera ingresando luego a la cámara de la primera etapa para su evaporación instantánea. La salmuera reciclada fluye sucesivamente de la primera etapa hasta la etapa 25, evaporándose en cada una de estas.

La vaporización se realiza por una reducción de presión en cada etapa. Las gotas de salmuera arrastradas en los vapores son retenidas por los separadores de niebla que hay en cada etapa. Los vapores puros se condensan sobre las superficies de los tubos de los condensadores formándose el destilado.

El agua destilada producida en cada etapa es recolectada en una canaleta que corre a lo largo del evaporador y es descargada a la succión de las bombas de destilado que la bombea al sistema de consumo y almacenamiento.

En el calentador de salmuera el calentamiento se hace usando vapor saturado de 15 Kg./cm² , que previa alimentación al calentador se reduce la presión a 1.5 Kg./cm².

(Referencia: Manual de operación de la Planta de destilación de agua de mar ubicada en el Complejo de Fertilizantes editado en Febrero 1986)

CAPITULO II

PLANTEAMIENTO DE LAS ALTERNATIVAS

Para asegurar el suministro de agua a las instalaciones de Petróleos del Perú en las Operaciones Nor Oeste, se analizan las opciones siguientes:

2.1.- Captación de aguas subterráneas

2.2.- Captación de agua del río Chira

2.3.- Captación de agua de mar

2.1.- Captación de aguas subterráneas

En el año 1,950 Petróleos del Perú perforó 3 pozos en la Quebrada Pariñas, ubicada a 12 Km. al Norte de Talara, con la finalidad de cubrir la demanda de agua a las Plantas Industriales. Debido a las lluvias de 1,983 se destruyeron dos pozos. En Octubre de 1983 se realizó una evaluación al pozo no deteriorado indicando:

Producción : 1.6 lts./seg.

Calidad : 470 p.p.m. de dureza total, 240 p.p.m. de cloruros y 1,416 p.p.m. de sólidos disueltos.

A consecuencia de los estudios geofísicos realizados en Febrero de 1,984 se perforaron dos pozos. En Junio de 1,984 se perforó el pozo C-5 con los siguientes resultados:

Producción : 1.2 lts/seg

Calidad : Dureza total 500 p.p.m., cloruros 300 p.p.m., y 1680 p.p.m de sólidos totales disueltos. (Referencia: Informe de evaluación del pozo de agua C-5 Picnic Pariñas N° GEOL-CP-105-85 del 17.05.85 efectuado por Petróleos del Perú S.A.)

En Setiembre de 1,984 se perforó el pozo B-4 con los siguientes resultados:

Producción 11.5 lts./seg.

Calidad : Dureza 600 p.p.m., cloruros 302 p.p.m., y 1,466 solidos totales disueltos. (Referencia: Informe de evaluación del pozo de agua B-4 Picnic Pariñas N° GEOL-CP-209-85 del 04.10.85, efectuado por Petróleos del Perú S.A.)

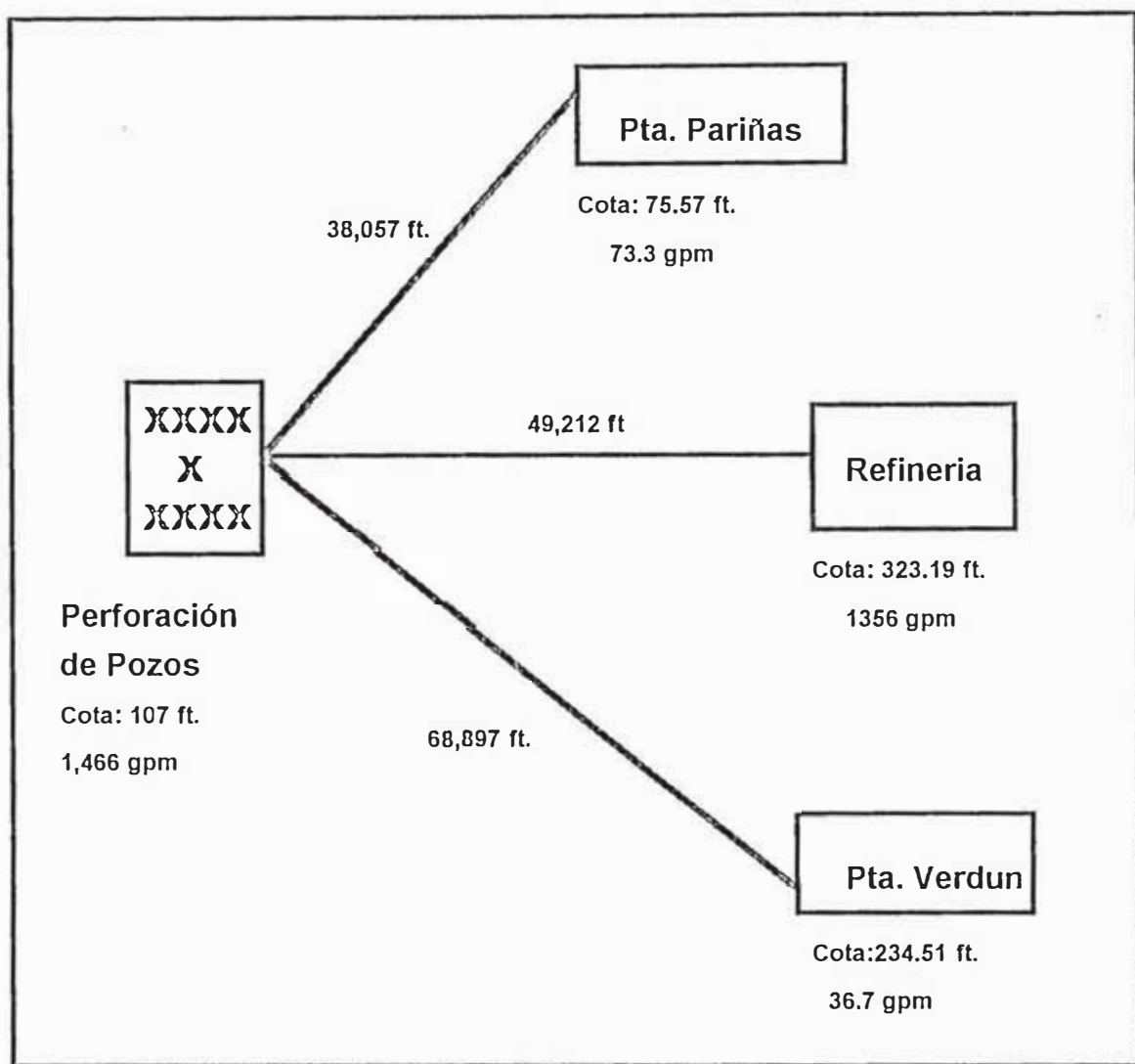
Esta alternativa considera perforar 6 pozos y reacondicionar los existentes, así como la instalación de un sistema nuevo de transferencia completamente nuevo para el suministro de agua a los diferentes centros de consumo.

Presenta limitaciones, en vista que no existe certeza en la capacidad de producción en los pozos que se perforarían y la calidad del agua que se obtendría, así como la vulnerabilidad a las crecientes de agua de la quebrada pariñas durante la época pluvial

Así mismo considera un costo adicional por pago a SedaPiura por la explotación del agua subterránea de propiedad de esa Empresa, equivalente a 0.053 \$/M³. (Referencia: Informe N° ADNO-347-89/SINO-PLA-610-89 del 30.06.89 de PetroPerú S.A. y Resolución de la Comisión reguladora de tarifas de agua y alcantarillado CORTAPA 1983)

Adicionalmente, el agua suministrada para la Refinería para su proceso, requeriría continuar utilizando su sistema de tratamiento mediante resinas aniónicas y catiónicas, equivalente a 3.26 \$/M³. (Referencia: Informe N° ADNO-347-89/SINO-PLA-610-89 DEL 30.06.89 de PetroPerú S.A. basados en los costos reales de operación del tratamiento con resinas de los reportes Contables FICO001 del Presupuesto Operativo de los años 1988,1989,1990)

FIG. N° 2 Pozos Quebrada Pariñas



Cuadro N° 1

Tramo	Pozos- Refinería	Pozos- Pta. Verdún	Pozos- Pta. Pariñas
Caudal (gpm)	1,356	36.7	73.3
Distancia (ft)	49,212	68,897	38,057
Diferencia cotas (ft)	216	127.51	-31.43

Diámetro de tubería (pulg)	12	3	4
Caída presión por fricción (psi/100ft.)	0.171	0.192	0.180
Diferencia de presión (psi)	184.03	187.6	54.9
Potencia (Kw)	121.32	99.5	32.3
Energía anual (Kw-h)	1,062,763	967,104	282,923

2.2.- CAPTACIÓN DE AGUA DEL RÍO CHIRA

La presente alternativa consiste en evaluar un sistema similar al Sistema de agua Portachuelo que opero en la Zona desde el año 1923 hasta el año 1985 y fue desactivado por la Empresa Estatal Sedapiura S.A., al entrar en servicio el Sistema de agua Eje Paita Talara .

El sistema estaría compuesto por las Estructuras siguientes:

2.2.1.- Estación de captación.

Ubicada a la margen derecha del río Chira en la localidad de Miramar, que se encuentra a 55 Kms. al Sur de Talara; instalándose 3 equipos de bombeo con una capacidad de 100 lts ./seg. cada una.

2.2.2.- Planta de Tratamiento.

Ubicada en la Zona de Portachuelo a 50 Km. al sur de Talara , a fin de aprovechar la Planta de generación Eléctrica mediante el uso de gas natural existente, en esta Planta se desarrollarían los siguientes procesos unitarios: Precloración , Predecantación, Coagulación , Decantación, Filtración, Esterilización y Neutralización.

2.2.2.1. Precloración.

Esta preclorinación se efectuaría en la obra de llegada, y la dosificación sería entre 2-2.5 p.p.m., similar a la del Sistema Eje Paita Talara, por ser la misma fuente de captación de agua.

2.2.2.2. Predecantación.

El objetivo de esta operación es eliminar la arena fina y la mayor cantidad posible de barro, siendo su ubicación luego de la cámara de llegada de agua cruda y es una estructura de concreto armado cilíndrico de 6 mts. de diámetro con capacidad de 500 mts. cúbicos y con un período de retención aproximado de una hora.

El agua cruda pasa al predecantador cuando se le ha adicionado una primera dosis de esterilizante y coagulante, a fin de efectuar la clarificación.

Esta estructura deberá estar equipada con un dispositivo electromecánico, cuya finalidad es empujar los fangos y los materiales pegados del agua hacia el concentrador, previo a la expulsión de los fangos hacia el desagüe. El agua llega al centro del predecantador y luego de pasar por los tranquilizadores se dirige hacia la periferie para ser conducida a la obra de repartición. Cuando el agua cruda presenta baja turbiedad puede obviarse este paso.

2.2.2.3 Coagulación

El objetivo es neutralizar la carga de los coloides, generalmente electronegativos, presentes en el agua y formar un precipitado. Se realiza en la obra de repartición, la cual es una mezcla rápida hidráulica por diferencia de niveles.

Se adiciona Sulfato de Aluminio para efectuar la desestabilización formando un hidrato metálico en forma satisfactoria entre pH 6.5-7.5, ajustándose el pH adicionándose cal en la misma cámara.

2.2.2.4. Decantación

El objeto de esta unidad es lograr que precipiten las partículas que se encuentran en suspensión en el agua, que pueden ser granulables o más o menos floculadas. Es necesario que estas partículas se pongan en contacto unas con otras, facilitándose esta operación mediante la agitación del agua a tratar. Las características técnicas de esta unidad es:

Estructura de concreto armado con una área de 180 m² con una velocidad ascensional de 2.6 m/h, la altura del agua en el tanque es de 4.5 mts, lo que proporciona un tiempo de retención de una hora 45 minutos

La base plana presenta tubos perforados que permiten introducir de una manera uniforme el agua en toda la superficie de la unidad y en la parte superior presenta unas canaletas perforadas que recolectan de una manera uniforme el agua sedimentada para ser conducida luego a los filtros.

2.2.2.5. Filtración

El tipo de filtración a utilizar es a través de soporte grueso (lecho filtrante), este procedimiento consiste en el paso de una mezcla sólido líquido a través de un medio poroso (filtro) que retiene los sólidos y deja pasar los líquidos (filtrado). La Planta contará con tres filtros que presentan las siguientes características:

- Lecho filtrante de granulometría homogénea talla efectiva 1.00 mm.
- Altura de la arena 1.3 mm.
- Altura del agua sobre el nivel del lecho filtrante 1.2 m.
- Falso fondo equipado con toberas Aire-Agua.
- Lavado Agua-Aire simultáneamente sin expansión del lecho de arena y enjuague con agua.
- Caudal agua del lavado 15 M³/M²-H
- Caudal del aire de compresores 53 M³/M²-H

-Límite de tolerancia pérdida de carga 1.2 mts.

2.2.2.6. Esterilización.

En la cisterna de agua tratada ubicada en la Planta se adiciona cloro, a fin, de eliminar las bacterias pútridas y gérmenes patógenos. Para la dosificación de cloro gaseoso se ha previsto dos clorinadores de 6 p.p.m. de capacidad, teniendo en cuenta que el rango de dosis es entre 2 y 3 p.p.m., observándose un cloro residual de 0.3 y 0.7 p.p.m.

2.2.2.7. Neutralización.

Para evitar la corrosión de la tubería metálica, es necesario adicionar al reservorio de almacenamiento una solución de cal, pasando previamente por el saturador de cal que es una estructura de concreto armado cilíndrico con una capacidad de 50 m³ y un fondo cónico que recibe en su tubería central la cal necesaria para la neutralización del agua filtrada. La agua de cal es recuperada en la parte superior y los insolubles se depositan en el fondo, eliminándose periódicamente.

Finalmente el agua filtrada llena una primera cisterna denominada Cisterna de agua de lavado con una capacidad de 2,000 M³, que almacena agua para uso de las bombas de lavado y cloradores, luego por rebose llena el Reservorio de almacenamiento de Agua Potable con una capacidad de 10,000 M³ donde se alimenta la bomba de agua que transfiere hacia la estación de rebombeo.

(Referencia: Informe de constitución e implementación de la Empresa de Servicio de agua Potable y Alcantarillado de Piura, e indicado en el punto 7.22 de la bibliografía)

2.2.3.- Estación de rebombeo.

Ubicada a 19 Kms. al Sur de Talara, en la zona llamada El Tambo y estaría compuesta por dos equipos de bombeo con una capacidad de 100 lts./seg cada una.

Adicionalmente se instalarían las líneas de transferencia que se muestran en la fig. nº3, indicando la longitud de cada una de ellas.

Aplicando las fórmulas indicadas en el punto 3.1.1. se obtienen los datos indicados en el cuadro nº2.

Cuadro Nº 2

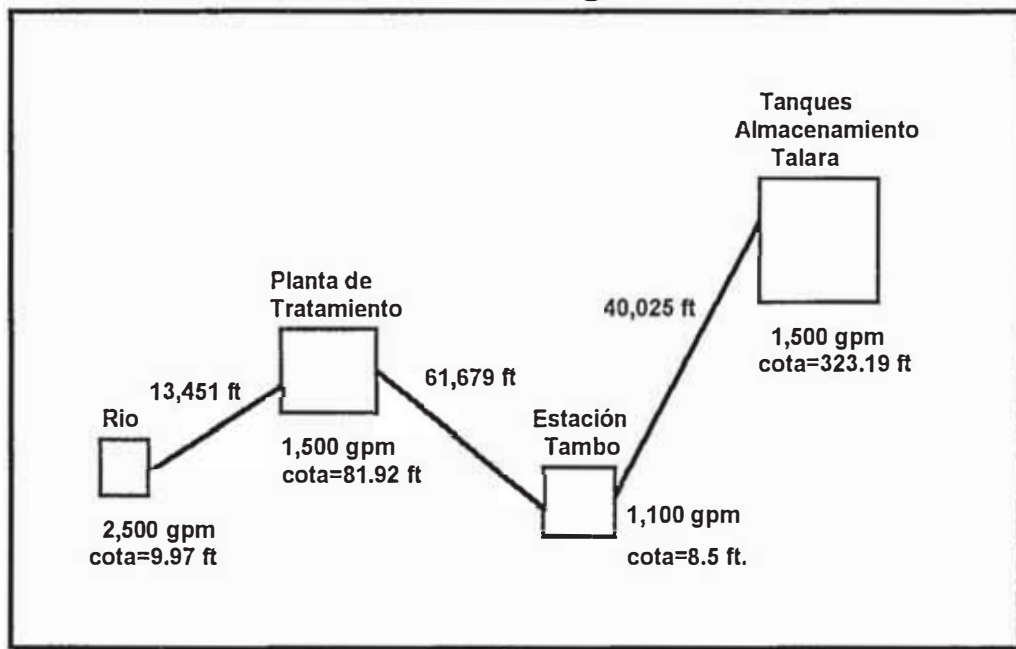
**Resultados de las características de diseño del sistema de agua
Portachuelo**

Tramo	Rio-Planta	Planta-Tambo	Tambo-Talara
Caudal (gpm)	2,500	1,500	1,500
Distancia (ft)	13,451.28	61,679	40,025
Diferencia cotas (ft)	-72	73.5	-323.19
Diámetro de tubería (pulg)	14	10	10
Caída presión por fricción (psi/100ft.)	0.172	0.260	0.260
Diferencia de presión (psi)	54.34	210	244.1

Potencia (Kw)	69.7	123.8	143.6
Energía anual (Kw-h)	610,572	839,364	1,257,936

(Referencia: Para los cálculos de caída de presión en las tuberías se ha utilizado la tabla N° 8 Apendice B-Engineering Data Flow of water through schedule 40 Steel Pipe-Crane)

FIGURA N° 3. Nuevo Sistema de Agua Portachuelo



2.3.- CAPTACION DE AGUA DE MAR Y DESALINIZACIÓN

INTRODUCCION

Desde hace veinte años se viene operando la Planta de desalinización en vacío de múltiple etapa, obteniendose aproximadamente en la actualidad 100 M3/hr de agua desmineralizada mediante la captación de agua de mar. En la zona de Los Organos a 60Km. de Talara existe una planta de tratamiento de agua de mar usando el proceso de Osmosis Inversa a escala

domestica, de propiedad de la Cía Occidental Peruana con un volumen de producción muy bajo de aproximadamente 2 M3/hr, siendo utilizada el agua para el consumo de los trabajadores de la mencionada Cía.

Existiendo una gran cantidad de procesos de desalinización de agua de mar, procederemos a describir los principales , a fin de determinar el proceso que presenta mayores ventajas técnicas y económicas para el suministro de agua a las Plantas Industriales de Petróleos del Perú en Talara.

Los procesos de desalinización pueden ser clasificados dentro de tres categorías principales:

2.3.1.- Proceso de destilación.

2.3.2.- Proceso de membrana

2.3.3.- Proceso de congelación.

En todos los procesos una incesante investigación y desarrollo se ha perfeccionado por los principales países del mundo con el propósito de conseguir unos costos más bajos de construcción, un consumo menor de energía y un funcionamiento con mayor estabilidad.

Cada proceso esta caracterizado por sus únicas peculiaridades tecnológicas y es seleccionado en base a su adaptabilidad a un número de condiciones dadas incluyendo la concreta clase de fuente de energía disponible, naturaleza del alimentador de agua de mar para ser desalinizado, producción requerida, finalidad del agua dulce obtenida y localización de la planta.

Esencialmente, la tendencia mundial puede ser resumida como sigue:

2.3.1.- Proceso de destilación

2.3.1.1.- Vacío de única etapa.

2.3.1.2.- Vacío de múltiple etapa

- 2.3.1.3.- Válvula vertical de capa fina
- 2.3.1.4.- Compresión de vapor
- 2.3.1.5.- Válvula horizontal de capa fina
- 2.3.1.6.- Combinación de válvula vertical de etapa múltiple
- 2.3.1.7.- Válvula sumergida
- 2.3.2.- Proceso de membrana
 - 2.3.2.1.- Electrodialísis
 - 2.3.2.2.- Osmosis inversa
 - 2.3.2.3.- Electrodialísis inversa
- 2.3.3.- Proceso de congelación
 - 2.3.3.1.- Compresión de vapor congelante de vacío.

(De acuerdo a lo indicado por la Water Re-Use Promotion Center, señalado en el punto 7.20 de la bibliografía)

La mayoría de estos procesos son principalmente para usos de pequeños requerimientos de agua dulce tales como los barcos. Pasaremos a describir los principios de los procesos de evaporación de vacío en etapa múltiple y Osmosis inversa, por ser los procesos que mayores ventajas presentan para la aplicación en la Industria.(Referencia punto 7.20 de la bibliografía)

PROCESO OSMOSIS INVERSA

Este proceso se basa en la inversión del flujo osmótico natural por acción de una presión hidráulica externa. La ósmosis es el paso espontáneo de un líquido a través de una membrana semipermeable, de una solución diluida a una solución concentrada. La fuerza motriz es la presión osmótica, la cual es función del tipo de solvente, soluto y de la concentración, así como de la temperatura.

La presión osmótica puede ser obtenida en forma aproximada por la siguiente expresión:

$$P = R T S m_i$$

P= Presión osmótica

R= Constante

T= Temperatura absoluta (K)

m_i = moles/kg.

La ósmosis inversa es aplicada para solutos cuyo tamaño de partícula están en el rango de 0.04-600mm.

La presión externa aplicada a la solución salina debe exceder a la presión osmótica; así, para aguas salobres está en el orden de 400-600 psi, siendo la presión osmótica de aproximadamente 20 psi. Para agua de mar, la presión requerida debe estar entre 800-1000 psi, para una presión osmótica de aproximadamente 350 psi.

El proceso típico consiste en 5 operaciones:

Pretratamiento: Para proteger las membranas

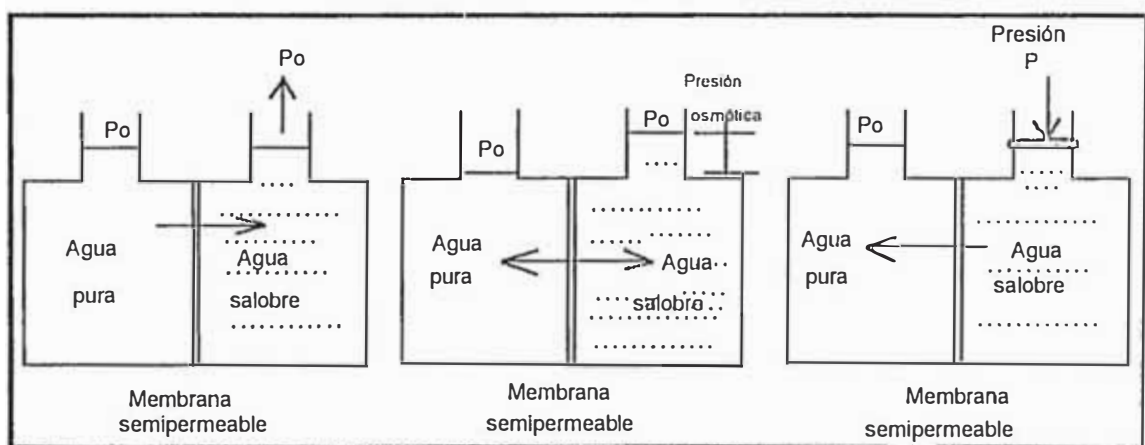
Filtración : Para remover los solidos suspendidos

Bombeado: Proporciona la presión requerida

Osmosis inversa : Proceso de separación

Post tratamiento: Para controlar la calidad del proceso.

FIG. N° 4 OSMOSIS INVERSA



PROCESO DE DESTILACIÓN DE VACÍO MÚLTIPLE ETAPA

Este proceso descrito en el capítulo I presenta las características de ser más apropiado para la aplicación de plantas de doble fin: Para generación eléctrica y para transformación de agua de mar en agua dulce. Así mismo para obtener grandes cantidades de agua potable de calidad procedente del agua de mar. El costo del producto del agua es barato comparado con el costo de una planta de una sola finalidad. (Referencia: Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd. pag. 40 de la revista indicada en el punto 8.20 de la bibliografía). Esta planta estaría ubicada cerca al área de la Central Eléctrica Malacas a fin de aprovechar el calor de los gases de escape para producir vapor y ser empleado en la planta desalinizadora de agua de mar.

2.4 Conclusión

2.4.1 La alternativa de captación de aguas subterráneas ubicadas en la Quebrada Pariñas, técnicamente presentan limitaciones debido al riesgo que existe durante la perforación y explotación del acuífero a pesar que estudios geológicos indican la existencia del potencial de agua suficiente para cubrir los requerimientos mencionados, no se puede asegurar 100% la existencia del mencionado acuífero hasta que se perforen los pozos mencionados. Adicionalmente esta alternativa presenta el riesgo de la vulnerabilidad a las crecientes de agua de la quebrada Pariñas durante la época pluvial, teniendo en cuenta que el año 1983 que ocurrió uno de los fenómenos pluviales más fuertes de los últimos 50 años malogro completamente las instalaciones de los tres pozos de agua que existían en las Quebrada Pariñas.

2.4.2. La alternativa de instalar un nuevo sistema de agua en Portachuelo si bien es cierto presenta alta confiabilidad en cuanto al proceso de

tratamiento en la Planta se refiere de acuerdo a la experiencia obtenida durante el fenómeno del niño en el año 1983. Sin embargo presentó grandes problemas en las líneas y equipos de transferencia de agua desde Portachuelo hacia Talara, teniendo en cuenta que las líneas mencionadas tienen que atravesar quebradas muy profundas que se forman durante las épocas de lluvia y así mismo zonas bajas que inundan las estaciones de rebombeo. Para superar este problema Petróleos del Perú tuvo que efectuar grandes esfuerzos y fuertes desembolsos económicos aproximadamente 4 millones de Dólares (Referencia: Informes Contables de Petróleos del Perú Nor Oeste N° APG-001-83, APG-002-83, Y APG-003-83) que hasta la fecha SedaPiura (Empresa que administraba el antiguo sistema de agua Portachuelo) le adeuda.

2.4.3 Las alternativas de desalinización de agua de mar empleando los procesos de Osmosis Inversa y evaporación súbita múltietapa son las que presentan mayores ventajas técnicas para cubrir la demanda de agua de las Plantas mencionadas, sin embargo la alternativa de evaporación múltietapa presenta la ventaja adicional de ser un proceso conocido a escala industrial, conociéndose operativamente y mecánicamente sus problemas. La alternativa del proceso de osmosis inversa tiene la desventaja técnica que se necesita extremos cuidados en el pretratamiento de agua de mar antes de llegar a la membrana a fin de evitar que esta se ensucie o deteriore continuamente, quitándole flexibilidad a la operación de la Planta.

2.4.4 Finalmente se ha optado por implementar una planta desalinizadora de agua de mar mediante el proceso de evaporación súbita múltietapa, por la coyuntura que existe en poder aprovechar la energía que se pierde en el medio ambiente en los gases de escape de las turbinas de a Central Eléctrica Malacas para producir vapor lo cual técnicamente es posible, y aun

en el futuro cuando se decida invertir para la renovación de equipos en la Empresa a fin de disminuir los costos se debe pensar en adquirir una turbina de 30 MW de potencia; con doble propósito la de generar energía y la de producir vapor para ser utilizado en una planta desmineralizadora por evaporación súbita múltietapa, la que debe ser ubicada dentro del área de la Refinería Talara, a fin de incrementar la confiabilidad del suministro y evitar los problemas que se producen durante la transferencia, como son roturas de líneas o fallas de los equipos de transferencia. La ubicación de esta Planta sería en el área donde funciona actualmente el Centro de Capacitación (CENCA) o el área libre donde anteriormente se encontraba edificio principal de N.O: antes del incendio del año 1983, teniendo en cuenta que estaría cerca a las bombas de captación de agua de mar del nuevo muelle de Talara, eliminándose el problema de captación del agua de mar.

2.4.5. Cuadro resumen comparativo de las alternativas

	Pozos	Portachuelo	Osmosis	Evaporación
Confiabilidad del suministro	mala	regular	buena	buena
Experiencia operativa	no	si	no	si
Calidad del producto	regular	regular	buena	buena
Flexibilidad en la operación	regular	regular	regular	buena

CAPITULO III
CALCULO DE LOS PARAMATROS DE DISEÑO DE LAS ALTERNATIVAS
DE SUMINISTRO DE AGUA A LAS PLANTAS INDUSTRIALES DE
PETROPERU EN NOR OESTE

En el presente capítulo efectuaremos los cálculos de los parametros de diseño de las alternativas del sistema de agua de los pozos de la quebrada Pariñas, del nuevo Sistema de agua Portachuelo y el cálculo de la cantidad de calor que eliminan los gases de escape de las Turbinas de la Central eléctrica Malacas. Los cálculos de los parametros de diseño de la Planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita múltietapa se ha creido conveniente tratarlo en el siguiente capítulo (IV) por ser la alternativa que se ha determinado que es la técnica y económicamente la más favorable para cubrir los requerimientos de agua de las Plantas Industriales mencionadas.

3.1. Balance de energía para las alternativas de Captación de aguas Subterráneas y del nuevo sistema de agua Portachuelo.

Ejemplo de cálculo de la caída de presión, potencia y consumo de energía en el tramo Pozos quebrada Pariñas (1) y Refinería (2)

Mediante la aplicación de la ley de conservación de la energía al flujo de fluidos en un conducto (teorema de Bernoulli)se expresa

Datos:

$X_1 = 107 \text{ ft.}$

$X_2 = 323.19 \text{ ft.}$

$Q = 1356 \text{ gpm}$

$L = 49,212 \text{ ft}$

$$X_1 + \frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2g} = X_2 + \frac{P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2g} + h_L \dots\dots\dots(1)$$

donde:

$$\frac{v_1^2}{2g} = \frac{v_2^2}{2g}$$

$$h_L = \frac{fLv^2}{D2g}$$

h_L = pérdida de presión estática

f = factor de fricción

L = longitud de la tubería

v = velocidad media del fluido

D = diámetro interno de la tubería

g = aceleración de la gravedad

P = presión

ρ = densidad del fluido

X = cota

Cuando el flujo es turbulento (número de Reynolds mayor de 4,000), el factor de fricción (f) depende no sólo del número de Reynolds sino también de la rugosidad relativa, e/D , o sea la rugosidad de la pared interna de la tubería comparada con el diámetro interno de la tubería. Para estos casos usaremos los factores de L.F. Moody.

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

también:

$$Re = \frac{Q\rho}{D\mu}$$

donde:

Re = número de Reynolds

μ = viscosidad

Asumiendo, $D=12$ pulg.

$$R_e = 50.6 \frac{1356 \times 62.4}{12 \times 1}$$

$$R_e = 3.5 \times 10^5$$

Del apéndice C-1 de las tablas de Moody (ver tabla nº 6): $e/D=0.00017$

y del apéndice C-3 de las tablas de Moody (ver tabla nº 7): $f= 0.015$

$$h_L = \frac{62.4 \times 0.015 \times 49,212 \times (3.85)^2}{1 \times 2 \times 32.2 \times 144}$$

$$h_L = 73.62 \text{ psi}$$

De (1)

$$P_1 - P_2 = \frac{(323.19 - 107)62.4}{144} + 73.62$$

$$P_1 - P_2 = 167.30 \text{ psi}$$

10% por pérdidas en los accesorios :

$$P_1 - P_2 = 184.03 \text{ psi}$$

Otra forma de calcular los parámetros mencionados es mediante el uso de las tablas de Crane indicadas en las tablas N° 8 que se aplican para tuberías Schedule 40 especialmente para agua, confirmando los cálculos.

Cálculo del trabajo de bombeo

$$HP_h = \frac{\Delta P Q}{1714}$$

donde:

HP_h = Caballos de fuerza hidráulicos (teóricos)

ΔP = Presión diferencial , lbs / pulg²

Q = Caudal, gpm.

$$HP_h = \frac{184.03 \times 1356}{1714}$$

$$HP_h = 145.6$$

90 % eficiencia de la bomba:

$$BHP = \frac{HP_h}{E}$$

donde:

BHP = Potencia real (brake horse power)

E = eficiencia

entonces:

$$BHP = 162$$

$$Potencia = 121.32 \text{ Kw}$$

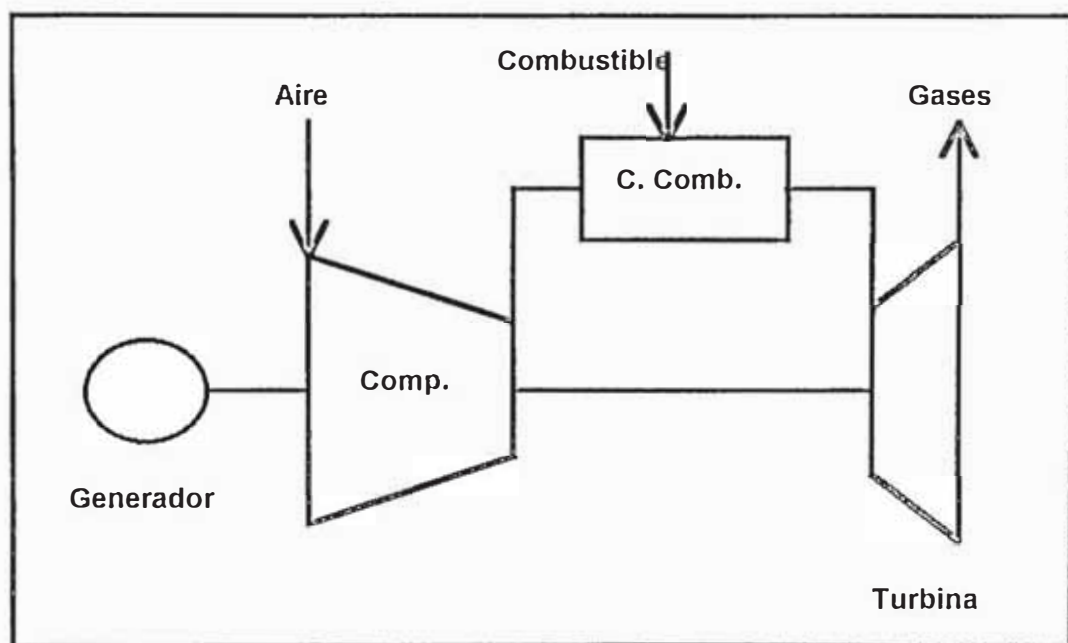
Cálculo del consumo de energía anual:

$$E = 121.32 \times 8760 = 1,062,763 \text{ Kw} \cdot \text{h} / \text{año}$$

Aplicando las ecuaciones anteriores y considerando 10% de pérdidas de presión por los accesorios, así como 90% la eficiencia del motor; obtenemos los resultados indicados en el cuadro N° 1. Así mismo aplicando las fórmulas indicadas en el punto anterior se obtienen los parámetros de diseño de la alternativa del nuevo sistema de agua Portachuelo que se señalan en el cuadro N° 2.

3.2 Generación de vapor mediante la recuperación de calor de los gases de escape en los turbogeneradores de la C. E. Malacas.

.FIG. N° 5 Esquema Turbogenerador a Gas



Para generar el vapor que se va usar en la planta desmineralizadora de agua de mar por evaporación, mediante la recuperación de calor, es necesario evaluar la cantidad de calor de los gases de escape de los turbogeneradores de la Central Eléctrica Malacas, que se pierde actualmente en el medio ambiente, a fin de determinar si el potencial calorico mencionado cubre los requerimientos de la planta desmineralizadora.

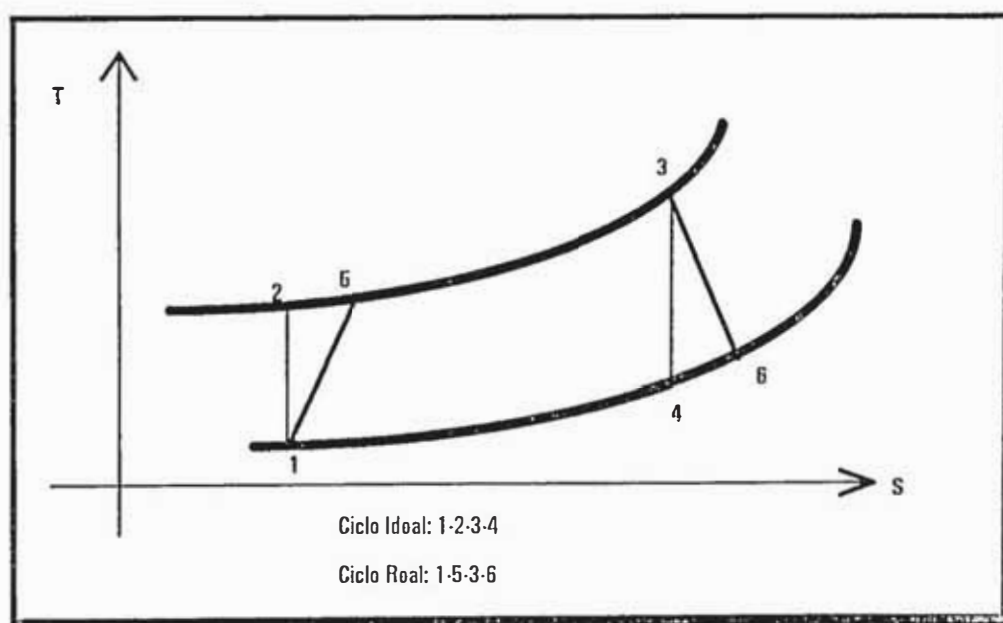
3.2.1.- CICLO DE TRABAJO ACTUAL

El esquema de una instalación de turbinas a gas de combustión a presión constante se muestra en la figura N° 5

3.2.1.1.- CICLO TEÓRICO

El ciclo de trabajo de las turbinas a gas con combustión a presión constante se denomina ciclo Joule-Brayton. El diagrama T-S de éste ciclo teórico se muestra en la siguiente Figura:

FIGURA N°6 Diagrama T-S Ciclo actual



La compresión (1-2) se realiza adiabáticamente. El suministro de calor (2-3) es a presión constante. La expansión isentrópica (3-4), y la expulsión de calor a presión constante (4-1). El área 1-2-3-4 es igual al trabajo neto:

De esta manera:

$$q_1 = C_p (T_3 - T_2)$$

$$q_2 = C_p (T_4 - T_1)$$

El rendimiento termico :

$$r_t = \frac{\text{Trabajo neto}}{\text{calor entregado}}$$

$$r_t = \frac{q_1 - q_2}{q_1}$$

$$r_t = 1 - \frac{q_2}{q_1}$$

$$r_t = 1 - \frac{C_p (T_4 - T_1)}{C_p (T_3 - T_2)}$$

$$r_t = 1 - \frac{\left(\frac{T_4}{T_1} - 1\right) \frac{T_1}{T_2}}{\left(\frac{T_3}{T_2}\right) \frac{T_1}{T_2}}$$

Para el proceso adiabatico 1-2 se cumple:

$$\frac{T_1}{T_2} = \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^{\frac{K-1}{K}}$$

Ademas: $P_3 = P_2$ y $P_4 = P_1$

Entonces :

$$\frac{T_4}{T_3} = \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^{\frac{K-1}{K}}$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{T_3}{T_4}$$

Luego:

$$r_t = 1 - \frac{T_1}{T_2}$$

3.2.1.2.- CICLO REAL

El diagrama T-S del ciclo real para las turbinas de la Central Eléctrica Malacas se muestra en la Figura No. 5. La presión a la entrada del compresor es menor que la atmosférica por las pérdidas de los accesorios del sistema de admisión: ductos, silenciador y filtros.

La compresión en un proceso politrópico sigue la relación:

$$P_c V_c^n = C$$

donde:

P_c : Presión del aire del compresor

V_c : Volumen del aire en el compresor

n : Constante politrópica, función de los calores específicos a presión constante y de la eficiencia de la compresión

C : Valor constante

La temperatura al final de la compresión es mayor que la teórica por las pérdidas durante el proceso.

Durante la combustión, la presión disminuye ligeramente debido a la fricción en la cámara de combustión.

$$p_t v_t^n = C$$

donde:

p_t : presión en la turbina

v_t : volumen en la turbina

n : constante politrópica

El valor de n es diferente al de la compresión, debido a la variación de los calores específicos con la temperatura, la relación aire/combustible y a la eficiencia de la turbina (normalmente diferente a la del compresor).

La temperatura final de la expansión es mayor a la teórica debido a pérdidas inherentes a la configuración interna de la turbina. La presión de

descarga es mayor por la resistencia que opone el ducto de escape y el silenciador.

En este ciclo real es necesario tomar en consideración los conceptos de eficiencias del compresor y de la turbina, definidos de la siguiente manera:

$$ec = \frac{\text{incremento teórico de temperatura}}{\text{incremento real de temperatura}}$$

$$et = \frac{\text{caída real de temperatura}}{\text{caída teórica de temperatura}}$$

de otra manera:

$$ec = \frac{T_2 - T_1'}{T_5 - T_1'}$$

$$et = \frac{T_3 - T_6}{T_3 - T_4}$$

Datos suministrados por el fabricante :

Caída de presión a la entrada del compresor	: dp
Presión de los gases de escape	: p6
Eficiencia de combustión	: ecomb
Eficiencia mecánica de la turbina	: emt
Lecturas tomadas en el sitio:	
Temperatura ambiente	: tamb
Temperatura a la entrada del compresor	: t1
Temperatura a la descarga del compresor	: t2
Temperatura de los gases de escape	: t6
Flujo de combustible	: cc
Potencia eléctrica de salida	: nes
Presión atmosférica	: patm
Presión a la descarga del compresor	: p2
Poder calorífico inferior del combustible	: pc

3.2.1.2.1.- Flujo de aire

El fabricante suministra el flujo de aire que proporcionará el compresor a condiciones ISO: presión 1.013 bar y 15 grados centígrados.

La cantidad de agua contenida en el aire atmosférico (humedad absoluta) influirá en el flujo de aire seco que sale del compresor. Teniendo como datos de entrada la temperatura, la humedad relativa y la presión de la mezcla se calcula mediante las siguientes relaciones

$$p_{vapor} = \frac{hr \times p_{sat}}{100}$$

donde:

p_{vapor} : presión parcial del vapor de agua en el aire a la temperatura de la mezcla

hr : Humedad relativa

p_{sat} : Presión de saturación del vapor de agua a la temperatura de la mezcla

$$h = \frac{PM_{H_2O} \times p_{vapor}}{PM_{aire} \times (p_{mezcla} - p_{vapor})}$$

donde:

h : Humedad absoluta de la mezcla , Kg. vapor de agua / Kg. de aire seco

PM_{H_2O} : Peso molecular del agua

PM_{aire} : Peso molecular del aire

p_{vapor} : Presión parcial del vapor de agua , bar

p_{mezcla} : Presión total de la mezcla , bar

El flujo de aire atmosférico a las condiciones del sitio se calcula mediante la relación:

$$fa \text{ (atm)} = fo(p1/po)(To/T1)(1/1+h)$$

$fa(\text{atm})$: flujo de aire atmosférico a condiciones del sitio

fo : flujo de aire a condiciones ISO

$p1$: presión de aire a la entrada del compresor

po : presión ambiente a condiciones ISO, 1.013 bar

$T1$: Temperatura absoluta a condiciones del sitio

To : Temperatura ambiente a condiciones ISO, 15 °C

h : Humedad absoluta del aire atmosferico, Kg vapor/Kg aire seco

El flujo de aire seco:

$$f_a = f_{a_{atm}} \times (1 + h)$$

El contenido de vapor de agua:

$$f_{agua} = f_{a_{atm}} \times h$$

3.2.1.2.2.- Combustión

3.2.1.2.2.1.- Flujo másico de combustible , flujo de los gases de escape

El flujo masico del combustible se calcula mediante las siguientes relaciones:

Para combustible gaseoso:

$$mc = \frac{p \times cc \times PM_c}{R \times T}$$

El flujo de masa de gases de escape se calcula mediante la siguiente relación:

$$f_{ge} = f_a + f_{agua} + mc$$

donde:

f_{ge} : flujo másico de gases de escape

f_a : flujo másico de aire de admisión

f_{agua} : flujo másico de agua contenida en el aire

mc : flujo másico de combustible

3.2.1.2.2.2.- Coeficiente de exceso de aire (α)

$$\alpha = \frac{f_a}{l_0}$$

donde:

l_0 : cantidad teórica de aire para la combustión de 1 Kg. de combustible

3.1.2.2.3.- Fracciones de los productos de combustión

$$r_{CO_2} = \frac{mc \times PM_{CO_2} \times \sum n(C_n H_m O_r)}{PM_{comb} \times f_{ge}}$$

$$r_{H_2O} = \frac{\frac{mc \times PM_{H_2O}}{PM_{comb}} \sum \frac{m}{2}(C_n H_m O_r) + f_{H_2O}}{f_{ge}}$$

$$r_{O_2} = \frac{0.23(\alpha - mc)I_0}{f_{ge}}$$

$$r_{N_2} = \frac{0.77 \times \alpha \times I_0 + N_2 \times mc}{f_{ge}}$$

3.2.1.2.2.4.- Calor específico de los gases de combustión a presión constante (cppc)

El calor específico de los gases de combustión es la suma de los calores específicos de los diferentes productos de combustión multiplicados por su fracción correspondiente.

Se calcula mediante la relación :

$$cppc = r_{CO_2} \times cp_{CO_2} + r_{H_2O} \times cp_{H_2O} + r_{O_2} \times cp_{O_2} + r_{N_2} \times cp_{N_2}$$

3.2.1.2.3.- Cálculo de la temperatura máxima del ciclo (t3)

Este cálculo se efectúa por el método del trabajo realizado por la turbina. Teniendo como base los resultados del cálculo del flujo de aire de admisión y de los gases de escape, se determina la potencia consumida por el compresor y la potencia total generada por la turbina. Luego se asume un valor inicial para t3 y se realizan primeras aproximaciones para:

a.- Temperatura media de los gases de escape

b.- Calores específicos de los gases de escape a la temperatura media y a presión constante.

Con estos resultados se calcula una temperatura máxima del ciclo que será una segunda aproximación. Este nuevo valor de t_3 se compara con el anterior. Las iteraciones se continuarán haciendo hasta que la diferencia de los dos valores no exceda una cantidad previamente establecida:

$$\frac{t_{3n} - t_{3n-1}}{t_{3n-1}} < e$$

donde:

t_{3n} : valor de la temperatura máxima del ciclo calculada en la iteración actual

t_{3n-1} : valor de la temperatura máxima del ciclo calculada en iteración anterior

e : valor constante, asumido $e = 0.01$

1.- Temperatura media en la compresión (T_m .)

La temperatura media del aire en la compresión se utiliza para determinar el calor específico del aire durante el proceso de compresión y se calcula mediante la relación:

$$t_{mc} = \frac{t_1 + t_5}{2}$$

donde:

t_1 : temperatura a la entrada del compresor

t_2 : temperatura a la descarga del compresor

2.- Potencia absorbida por el compresor (nec)

La potencia consumida por el compresor está básicamente en función de las condiciones ambientales: temperatura y presión, que influyen en el flujo másico de aire que ingresa al compresor.

$$nec = \dot{m}_a \times c_{p_a} \times (t_5 - t_1)$$

donde:

\dot{m}_a : flujo másico de aire de admisión

c_{p_a} : calor específico del aire a t_{mc}

t_5 : temperatura a la salida del compresor

t_1 : temperatura a la entrada del compresor

3.- Potencia generada neta por la instalación (netg)

Es la potencia de la turbina neta sin incluir la potencia consumida por el compresor ni el rendimiento del generador.

$$netg = \frac{nes}{eg}$$

4.- Potencia total de la turbina (net)

Es la potencia de la turbina a gas incluyendo la potencia consumida por el compresor y sin considerar el rendimiento del compresor.

$$net = nec + netg$$

5.- Temperatura media de los gases de escape (tmg)

$$tmg = \frac{t1 + t6}{2}$$

6.- Calor específico de los gases de escape a la temperatura media y a presión constante

Se calcula según el punto 4.1 2.2.4.

7.- Cálculo de la temperatura máxima del ciclo (t3)

$$t3 = \frac{net}{fge \times cppc} \times t6$$

3.2.2.- Cálculo de potencias y rendimientos

1.- Temperaturas:

Las temperaturas que se calculan en este punto son t2 y t4, estas son las temperaturas teóricas del ciclo a gas:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_4 = \frac{T_3 \times T_1}{T_2}$$

2.- Potencia efectiva de la turbina (net)

Es la potencia real generada por la turbina a gas

$$net = f_{ge} \times c_{ppc} \times (t_3 - t_6)$$

f_{ge} : flujo de gases de combustión

c_{ppc} : calor específico de los gases de combustión (presión=cte.)

t_3 : temperatura máxima del ciclo

t_6 : temperatura de los gases de escape

3.- Potencia efectiva del compresor (nec)

Es la potencia real consumida por el compresor

$$nec = f_a \times c_{pa} (t_5 - t_1)$$

f_a : flujo de aire

c_{pa} : calor específico del aire (presión =cte.)

t_1 : temperatura a la entrada del compresor

t_5 : temperatura a la salida del compresor

4.- Potencia efectiva de la instalación (netg)

Es la potencia real neta generada por la instalación turbogeneradora.

$$netg = net - nec$$

5.- Potencia eléctrica de salida (nes)

Es la potencia eléctrica neta generada por la instalación turbogeneradora.

$$ne = netg \times eg$$

eg : eficiencia del generador

3.3.- Balance térmico para distintas condiciones de operación

Para el balance térmico se cuenta con un conjunto de datos operativos de las turbinas operando con gas combustible. Este balance térmico se hará para diferentes condiciones de Temperatura y Potencia Eléctrica de salida:

En el cuadro N°-3 se encuentran datos operativos para una temperatura de 25 grados centígrados y potencias de 4, 6, 8, 12 y 13MW. Los resultados del balance térmico se encuentran en los cuadros 5,6,7,8y9,.

En el cuadro N° 4 se encuentran datos operativos para temperatura de 32 grados centígrados y potencias de 8, 12, 13 y 16 MW. Los resultados del balance térmico se encuentran en los cuadros 10,11,12 y 13.

Cuadro N° 3

Datos Operativos de la Unidad B para temperatura ambiente $t_1 = 25\text{ }^\circ\text{C}$

Parámetro	POTENCIA ELÉCTRICA, MW				
	4.0	6.0	8.0	12.0	13.0
Presión amb. p_1, bar	1.006	1.004	1.005	1.004	1.005
Pres. des. comp. p_2, bar	5.1	5.2	5.2	5.7	5.8
Temp. desc. comp. $t_5, ^\circ\text{C}$	270	274	280	285	285
Temp. sal. gases $t_6, ^\circ\text{C}$	292	310	340	398	400
Cons. combust. $\text{cc, m}^3/\text{hr.}$	3,800	3,950	4,550	5,800	6,200

Cuadro N° 4

Datos Operativos de la Unidad B para temperatura ambiente $t_1 = 32\text{ }^\circ\text{C}$

Parámetro	POTENCIA ELÉCTRICA, MW				
	4.0	8.0	12.0	13.0	16.0
Presión amb. p_1, bar	-	1.005	1.005	1.005	1.005
Pres. des. comp. p_2, bar	-	5.4	5.6	5.8	6.0
Temp. desc. comp. $t_5, ^\circ\text{C}$	-	286	290	298	285
Temp. sal. gases $t_6, ^\circ\text{C}$	-	341	402	408	430
Cons. combust. $\text{cc, m}^3/\text{hr.}$	-	4700	6000	6200	6000

CUADRO Nº 5 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=25 °C POTENCIA ELECTRICA = 4000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpía Kj/Kg	Descripción
1	1.006	25.0	1.0181	0.7168	25.5	Admisión
2	5.100	199.7	1.0389	0.7369	207.5	Sal. comp.
3	5.100	545.7	1.1468	--	625.8	Sal.C. Comb
4	1.006	243.2	1.0701	--	260.2	Sal. turbina
5	5.100	270.0	1.0535	0.7509	284.4	Sal.comp. real
6	1.006	292.0	1.0817	--	315.9	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:3800
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:33056
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:28885
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:4170
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:3999
Rendimiento turbina	(rit)	%	:83.9
Rendimiento compresor	(ric)	%	:71.3
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:11.2
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw-hr	:32251
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:411159
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:3062
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:421060
Punto rocío gases de escape	(t-rocío)	°C	:31.5
Composición en peso gases de escape	CO2	%	:1.93
	H2O	%	:3.12
	O2	%	:19.76
	N2	%	:75.22

CUADRO N° 6 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=25 °C POTENCIA ELECTRICA = 6000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpfa Kj/Kg	Descripción
1	1.004	25.0	1.0181	0.7168	25.5	Admisión
2	5.200	202.6	1.0395	0.7374	210.6	Sal. comp.
3	5.200	581.5	1.1564	--	672.4	Sal. C. Comb
4	1.004	262.5	1.0752	--	282.3	Sal. turbina
5	5.200	274.0	1.0544	0.7517	288.9	Sal. comp. real
6	1.004	310.0	1.0868	--	336.9	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:3950
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:35560
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:29304
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:6256
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:5999
Rendimiento turbina	(rit)	%	:85.1
Rendimiento compresor	(ric)	%	:71.3
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:15.0
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw-hr	:24065
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:410308
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:3183
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:420330
Punto rocío gases de escape	(t- rocío)	°C	:31.9
Composición en peso de gases de escape	CO2	%	:2.01
	H2O	%	:3.18
	O2	%	:19.64
	N2	%	:75.19

CUADRO N° 7 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=25 °C POTENCIA ELECTRICA = 8000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpía Kj/Kg	Descripción
1	1.005	25.0	1.0181	0.7168	25.5	Admisión
2	5.200	202.3	1.0395	0.7373	210.3	Sal. comp.
3	5.200	629.4	1.1709	--	736.9	Sal. C. Comb
4	1.005	292.8	1.0851	--	317.7	Sal. turbina
5	5.200	280.0	1.0558	0.7530	29506	Sal. comp. real
6	1.005	340.0	1.0968	--	372.9	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:4550
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:38422
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:30055
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:8368
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:8024
Rendimiento turbina	(rit)	%	:86.0
Rendimiento compresor	(ric)	%	:69.5
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:17.4
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw- hr	:20669
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:410773
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:3667
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:421239
Punto rocío gases de escape	(t-rocío)	°C	:33.1
Composición en peso de gases de escape	CO2	%	:2.31
	H2O	%	:3.41
	O2	%	:19.20
	N2	%	:75.11

CUADRO N° 8 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=25 °C POTENCIA ELECTRICA = 12000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpía Kj/Kg	Descripción
1	1.004	25.0	1.0181	0.7168	25.5	Admisión
2	5.700	2140.9	1.0420	0.7398	223.9	Sal. comp.
3	5.700	715.7	1.1970	--	856.7	Sal. C. Comb
4	1.004	331.0	1.0999	--	364.0	Sal. turbina
5	5.700	285.0	1.0569	0.7541	301.2	Sal. comp. real
6	1.004	398.0	1.1172	--	444.7	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:5800
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:43153
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:30626
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:12528
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:12013
Rendimiento turbina	(rit)	%	:82.6
Rendimiento compresor	(ric)	%	:73.0
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:20.8
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw- hr	:17311
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:410308
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:4674
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:421820
Punto rocío gases de escape	(t-rocío)	°C	:34.8
Composición en peso de gases de escape	CO2	%	:2.94
	H2O	%	:3.89
	O2	%	:18.266
	N2	%	:74.94

CUADRO Nº 9 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=25 °C POTENCIA ELECTRICA = 13000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpí a Kj/Kg	Descripción
1	1.005	25.0	1.0181	0.7168	25.5	Admisión
2	5.800	217.1	1.0424	0.7402	226.3	Sal. comp.
3	5.800	724.1	1.2009	--	869.6	Sal. C. Comb
4	1.005	333.3	1.1022	--	367.4	Sal. turbina
5	5.800	285.0	1.0569	0.7541	301.2	Sal. comp. real
6	1.005	400.0	1.1195	--	447.8	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:6200
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:44227
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:30657
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:13570
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:13013
Rendimiento turbina	(rit)	%	:82.9
Rendimiento compresor	(ric)	%	:73.9
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:22.0
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw-hr	:16365
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:410733
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:4996
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:422568
Punto rocío gases de escape	(t-rocío)	°C	:35.4
Composición en peso de gases de escape	CO2	%	:3.13
	H2O	%	:4.04
	O2	%	:19.97
	N2	%	:74.89

CUADRO N° 10 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=32 °C POTENCIA ELECTRICA = 8000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpía Kj/Kg	Descripción
1	1.005	32.0	1.0258	0.7172	32.8	Admisión
2	5.400	218.4	1.0504	0.7404	229.4	Sal. comp.
3	5.400	629.0	1.1814	--	743.1	Sal. C. Comb
4	1.005	286.9	1.0926	--	313.5	Sal. turbina
5	5.400	286.0	1.0650	0.7543	304.6	Sal. comp. real
6	1.005	341.0	1.1063	--	377.3	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:4700
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:37410
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:29042
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:8367
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:80.24
Rendimiento turbina	(rit)	%	:84.2
Rendimiento compresor	(ric)	%	:73.4
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:18.1
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw-hr	:19862
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:394649
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:3787
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:408447
Punto rocío gases de escape	(t- rocío)	°C	:36.4
Composición en peso de gases de escape	CO2	%	:2.46
	H2O	%	:4.35
	O2	%	:18.796
	N2	%	:74.43

CUADRO N° 11 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=32 °C POTENCIA ELECTRICA = 12000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpía Kj/Kg	Descripción
1	1.005	32.0	1.0258	0.7172	32.8	Admisión
2	5.600	223.4	1.0514	0.7414	234.9	Sal. comp.
3	5.600	717.7	1.2089	--	867.6	Sal. C. Comb
4	1.005	335.7	1.1107	--	372.9	Sal. turbina
5	5.600	290.0	1.0660	0.7552	309.1	Sal. comp. real
6	1.005	402.0	1.1282	--	453.5	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:6000
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:42037
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:29510
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:12527
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:12013
Rendimiento turbina	(rit)	%	:82.6
Rendimiento compresor	(ric)	%	:74.2
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:21.4
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw-hr	:168.53
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:394649
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:4835
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:409495
Punto rocío gases de escape	(t-rocío)	°C	:38.3
Composición en peso de gases	CO2	%	:3.13
de			
escape	H2O	%	:4.87
	O2	%	:17.79
	N2	%	:74.25

CUADRO Nº 12 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=32.0 °C POTENCIA ELECTRICA = 13000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpía Kj/Kg	Descripción
1	1.005	32.0	1.0258	0.7172	32.8	Admisión
2	5.800	228.2	1.0524	0.7423	240.2	Sal. comp.
3	5.800	737.2	1.2144	--	895.2	Sal. C. Comb
4	1.005	341.8	1.1131	--	380.4	Sal. turbina
5	5.800	298.0	1.0678	0.7570	318.2	Sal. comp. real
6	1.005	408.0	1.1307	--	461.3	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:6200
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:440126
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:30445
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:13568
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:13011
Rendimiento turbina	(rit)	%	:83.3
Rendimiento compresor	(ric)	%	:73.8
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:22.4
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw- hr	:16049
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:94649
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:4996
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:4210409
Punto rocío gases de escape	(t-rocío)	°C	:38.6
Composición en peso de gases de escape	CO2	%	:3.23
	H2O	%	:4.95
	O2	%	:17.64
	N2	%	:74.23

CUADRO Nº 13 CICLO ACTUAL C.E. MALACAS
TEMP. AMB.=32 °C POTENCIA ELECTRICA = 16000KW

Punto	Pres bar	Temp °C	Cp Kj/Kg-°C	Cv Kj/Kg-°C	Entalpía Kj/Kg	Descripción
1	1.005	32.0	1.0258	0.7172	32.8	Admisión
2	6.000	233.3	1.0534	0.7433	245.8	Sal. comp.
3	6.000	769.6	1.2204	--	939.2	Sal. C. Comb
4	1.005	355.1	1.1157	--	396.2	Sal. turbina
5	6.000	285.0	1.0648	0.7541	303.5	Sal. comp. real
6	1.005	430.0	1.1359	--	488.5	Sal. turb real

Tipo de combustible			:Gas
Poder calorífico del combustible	(pc)	Kj/m3	:36119
Consumo de combustible	(cc)	m3/hr	:6000
Potencia efectiva de la turbina	(net)	Kw	:45616
Potencia efectiva compresor	(nec)	Kw	:28926
Potencia efectiva de la instalación	(netg)	Kw	:16691
Potencia eléctrica neta	(nes)	Kw	:16005
Rendimiento turbina	(rit)	%	:81.9
Rendimiento compresor	(ric)	%	:79.6
Rendimiento instalación	(ritg)	%	:25.0
Rendimiento del generador	(eg)	%	:97.85
Consumo específico de calor	(ce)	Kj/Kw- hr	:14409
Humedad relativa aire admisión	(hr)	%	:80.0
Flujo másico de aire	(fa)	Kg/hr	:394649
Flujo másico de combustible	(mc)	Kg/hr	:4835
Flujo de gases de escape	(fge1)	Kg/hr	:409495
Punto rocío gases de escape	(t-rocío)	°C	:38.3
Composición en peso de gases de escape	CO2	%	:3.13
	H2O	%	:4.87
	O2	%	:17.79
	N2	%	:74.25

CUADRO N° 14. EFICIENCIAS Y CONSUMOS ESPECIFICOS

Temp. °C	Efic.% Cons.Esp. Kj/Kw-hr	POTENCIA MW					
		4.0	6.0	8.0	12.5	13.0	16.0
25	Efic.	11.2	15.0	17.4	20.8	22.0	--
25	Cons.Esp.	32251	24065	20669	17311	16365	---
32	Efic.	--	--	18.1	21.4	22.4	25.0
32	Cons.Esp.	--	--	19862	16853	16049	14409

3.4.- Gases de escape para diferentes condiciones de operación

Un Turbogenerador a gas de la Central Eléctrica Malacas, luego de una Inspección General puede alcanzar una potencia de 16 MW sin presentar problemas de altas temperaturas en cojinetes, combustores, gases de escape o bobinados del generador eléctrico. Conforme aumenta el número de horas de operación, esta capacidad va disminuyendo paulatinamente. También varía con las condiciones ambientales. Por ejemplo, la temperatura ambiente alcanza un mínimo de 16-17 grados centígrados en los meses de julio-agosto y un máximo de 33-35 grados centígrados en los meses de febrero-marzo. La temperatura promedio anual es de 23-25 grados centígrados

De acuerdo a la estadística, la potencia máxima normal es de 13-14 MW. Esto incluye la variación de las condiciones ambientales y los efectos de las horas acumuladas de operación.

En el cuadro N° 18 se encuentra un resumen de las características de los gases de escape a las condiciones requeridas para el Ciclo Combinado. Para el balance de energía en el ciclo de recuperación de calor para generar vapor (GVRC), se utilizará la potencia de 16 MW. Por otro lado, el

punto de rocío de los gases de escape es alrededor de 33-36 grados centígrados.

CUADRO N° 15. CARACTERISTICAS DE LOS GASES DE ESCAPE A DISTINTAS CONDICIONES DE OPERACION

POTENCIA MW	12		13		16	
TEMP. AMB. °C	25	32	25	32	32	
TEMP. GASES °C	398	402	400	408	430	
PRES. AMB. bar	1.004	1.005	1.005	1.005	1.005	
FLUJO Kg/hr	421820	409495	422568	409656	409495	
CALOR ESP. KJ/Kg-°C	1.1172	1.1282	1.1195	1.1307	1.1359	
ENTALPIA KJ/Kg	444.7	453.5	447.8	461.3	488.5	
PUNTO DE ROCIO °C	34.8	38.3	35.4	38.6	38.3	
COMPOSICION	CO2	2.9	3.1	3.1	3.2	3.1
	H2O	3.9	4.9	4.0	5.0	4.9
EN PESO %	O2	18.3	17.8	18.0	17.6	17.8
	N2	74.9	74.2	74.9	74.2	74.2

(Referencia: punto 7.30 de la bibliografía)

3.5.- Balance de energía en el Ciclo de recuperación

Calor neto suministrado por los gases de escape a la masa de trabajo del ciclo de recuperación.

$$Q_{A\text{neto}} = Q_g \text{ caldero}$$

donde:

$$Q_{A\text{neto}} = \text{Calor absorbido por la masa de trabajo}$$

$$Q_g \text{ caldero} = \text{Calor de los gases de escape}$$

$$E_{\text{caldero}} = \text{Eficiencia del caldero}$$

$$\text{Se asume: } E_{\text{caldero}} = 88\%$$

10% Pérdidas por calor llevado por los gases

02% Pérdidas por radiación

$$Q_{A\text{neto}} = (MgCp\Delta T) \times 0.88$$

haciendo:

$$Q_{A\text{neto}} = mgCp\Delta T$$

Donde:

$$mg = Mg \times 0.88$$

Mg = masa de los gases de escape

$$Mg = 409,495 \text{ Kg / hr.}$$

$$mg = 360,355.60 \text{ Kg / hr.}$$

$$\Delta T = (T_{\text{entradagases}} - T_{\text{salidagases}})$$

$$\Delta T = 430 - 140 = 290 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p = 1.0823 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg} \times \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$Q_{A\text{neto}} = 360,355.6 \times 1.0823 \times 290$$

$$Q_A = 113,103,731.1 \frac{\text{Kj}}{\text{hr.}}$$

(Referencia: punto 713 de la bibliografía)

CAPITULO IV

PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA DE MAR

Este tipo de planta funciona según el principio de estrangulamiento de evaporación instantánea, producida al someterse el flujo de agua de mar a un proceso de estrangulamiento, lo que origina una disminución brusca de presión en el flujo, provocándose la evaporación de una fracción de masa.

Este proceso de evaporación se realiza en una serie de etapas, quedando limitada el número de estas por el costo de implantación de la planta.

Las masas evaporadas son condensadas en la parte superior del evaporador mediante un intercambiador de calor, por el interior del cual pasa el agua de mar de alimentación. Los gases incondensables son evacuados por medio de un eyector.

La masa evaporada en cada etapa puede ser calculada conociéndose las condiciones inicial y final de la masa de agua de mar en el orificio calibrado existente a la entrada de cada etapa.

Por ser la expansión en el orificio un proceso isoentalpico, la calidad se puede calcular de

$$h_f1 = h_2 = h$$

La entalpía en la zona de mezcla está dada por:

$$h = h_f + (h_{fg})x$$

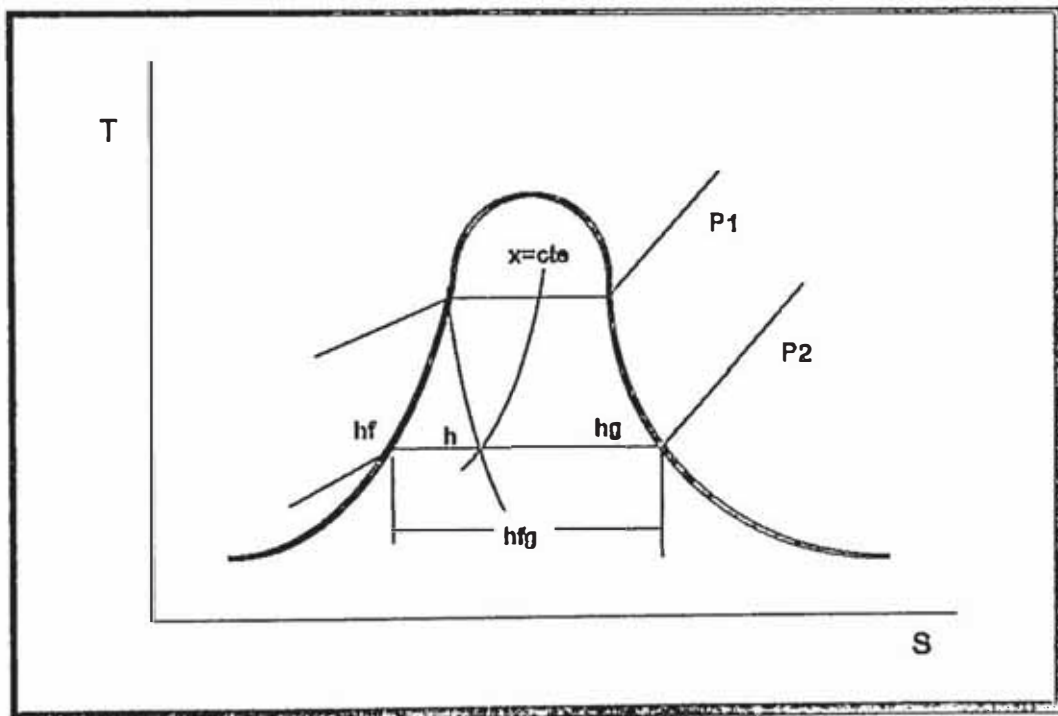
$$x = \frac{h - h_f}{h_{fg}}$$

Conociéndose la calidad es posible hallar la masa de agua evaporada en cada etapa.

$$x = \frac{m_{\text{vapor}}}{m_{\text{total}}}$$

$$m_{\text{vapor}} = xm_{\text{total}}$$

FIGURA N° 7



4.1- Condiciones de Funcionamiento

Esta planta se construirá en base a cubrir la demanda de agua para las plantas industriales de Petróleos del Perú S. A.. 6,000 TN/día.

4.1.2.- Selección del número de etapas.

El número de etapas tiene dos efectos en el costo del agua. Uno de ellos es causado por los costos de capital, los cuales aumentan a medida que aumenta el número de etapas. Ello se debe al incremento de los costos de materiales de construcción necesarios para el mayor número de etapas.

El otro efecto es originado por el aumento de la eficiencia que resulta en un menor costo de combustible por unidad de agua obtenida . Se debe llegar a un equilibrio de estas condiciones y lograr así el óptimo número de etapas.

Al aplicársele un pre tratamiento al agua de mar, con ácido sulfúrico, la máxima temperatura que puede alcanzar esta agua está limitada a 121 °C . En nuestro caso utilizaremos una temperatura de 110°C, lo que nos permite usar en el calentamiento vapor saturado a 1.69 bar (115 °C), lográndose así una diferencia de temperatura de 5 °C en el calentador.

La diferencia de temperaturas extremas en cada etapa de evaporación (1) tiene dos efectos en los costos. A medida que esta diferencia aumenta, el área de transferencia de calor disminuye, dando lugar a un mayor costo de combustible por unidad de agua resultante.

El efecto total es que el costo de agua disminuye cuando la diferencia de temperatura extremas se encuentra en el rango de 2 °C a 3 °C.

Asumiremos una diferencia de temperaturas extremas de aproximadamente 3 °C, y un aumento de temperatura en el calentador igual a 9 °C.

Número aproximado de etapas:

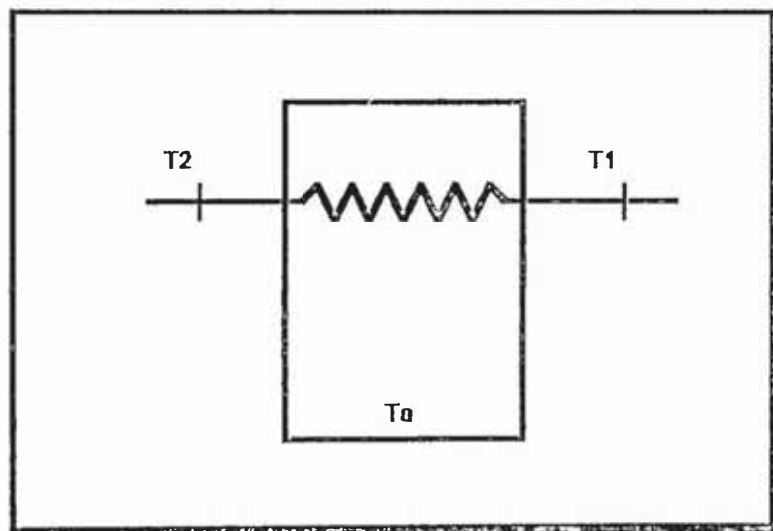
$$No \text{ etapas} = \frac{101 - 35}{3} = 22 \text{ etapas}$$

Los módulos contarán con 22 etapas de recuperación de calor y tres etapas de rechazo de calor.

Las diferencias de temperaturas extremas en las etapas de rechazo de calor las hemos tomado de acuerdo al calentamiento posible del agua de reposición; el cual lo haremos desde 18 °C (temperatura promedio del agua de mar) hasta 35 °C.

(1) Diferencia de temperaturas extremas (DTE).

FIGURA N° 8



$$DTE = T_a - T_1$$

4.1.3.- Agua de drenaje

El efecto de la relación de concentración en el costo del agua es bastante complejo depende de los costos de bombeo, controles químicos, combustibles y capital. El efecto total de estos costos es un valor resultante que es mínimo para un factor de concentración igual a 1.7. Siendo relación de concentración, la relación de la concentración de la salmuera a la salida de la desalinizadora y la concentración del agua de reposición

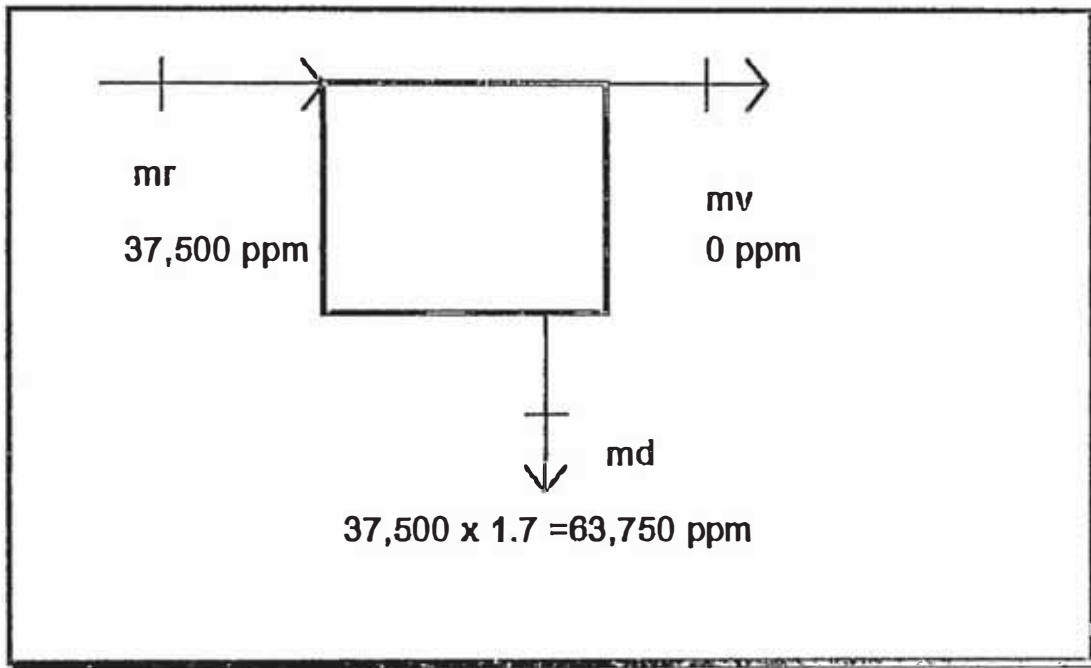
.Las características del agua de mar en la zona de Tala se indican en el cuadro nº 16.

Cuadro N° 16. Análisis del agua de mar en Talara

Gravedad específica a 15.5 °C	1.0263
Materia orgánica como O ₂	43.2 ppm
Dureza total Como Ca CO ₃	5,000 ppm
Alcalinidad Total como CaCO ₃	112.48 ppm
Sodio y Potasio como Na	11720.3 ppm
Calcio como Ca	419.0 ppm
Magnesio como Mg	1334.42 ppm
Cloro como Cl	20566.80 ppm
Cloruro de sodio como Na Cl	33369.00 ppm
Bicarbonato como HCO ₃	137.24 ppm
Sulfatos, como SO ₄	2799.73 ppm
Silicatos como SiO ₂	9.00 ppm
pH	9.5
Solidos totales disueltos	37492 ppm
Temperatura	26 °C
Clasificación	muy dura

Sales totales (ppm)=37,500

FIGURA N° 9



m_r : masa de agua de reposición

m_d : masa de agua de drenaje

m_v : masa de agua fresca :250 TN/hr.

Haciendo:

x : Masa total de sólidos que ingresan

$$\frac{x}{m_r} = 37,500$$

$$\frac{x}{m_d} = 63,750$$

$$m_d = \frac{m_r}{1.7}$$

$$m_r = m_d + m_v$$

$$m_d = \frac{m_v}{0.7}$$

$$m_d = 357,142 \text{ Kg./hr.}$$

4.1.4.- Agua de reposición al ciclo de desalinización

$$mr = md + mv$$

$$mr = 607,143 \text{ Kg./hr.}$$

4.1.5.- Cálculo de la masa de agua de mar evaporada

Ejemplo de cálculo:

Temperatura de agua de mar a la salida del calentador:

$$T=110 \text{ °C}$$

Presión de saturación =1.4324 bar

$$hf = 461.34 \text{ Kj/Kg.} = h$$

En el primer evaporador :

$$T_1 = 110 - 3 = 107 \text{ °C}$$

$$P1(\text{saturación}) = 1.2939 \text{ bar}$$

$$hf = 448.64 \text{ Kj / Kg}$$

$$hfg = 2238 \text{ Kj / Kg.}$$

Calidad:

$$x = \frac{h - hf}{hfg}$$

$$x = 0.005675$$

Fracción de masa total (M) evaporada:

$$mv1 = 0.005675 M$$

En el segundo evaporador:

$$T2 = 104 \text{ °C}$$

$$P2 = 1.1667 \text{ bar}$$

$$hf2 = 435.95 \text{ Kj/Kg.}$$

$$hfg2 = 2246.1 \text{ Kj/Kg.}$$

Calidad a la salida del estrangulamiento (2)

$$X_2 = \frac{hf_1 - hf_2}{hfg_2}$$

$$X_2 = 0.00565$$

Fracción de masa total evaporada:

$$mv_2 = (M - m_1)0.00565$$

$$mv_2 = 0.005618 M$$

Siguiendo el mismo procedimiento de cálculo obtenemos la columna de "Fracción de Masa total Evaporada" en el cuadro N° 17.

4.1.6.- Masa de agua de mar requerida

La suma de las masas evaporadas en cada efecto debe ser igual a la masa total de agua fresca producida por módulo.

$$ma = \text{masa de agua fresca}$$

$$ma = 250,000 \text{ Kg./hr.}$$

$$M = \frac{ma}{0.13449155}$$

$$M = 1,858,852.86 \text{ Kg / hr}$$

4.1.7.- Agua de mar de reposición

$$m_{r1} \times \Delta T \times c_p = m_{v25} \times h_{fg25} + m_{v24} \times h_{fg24} + m_{v23} \times h_{fg23}$$

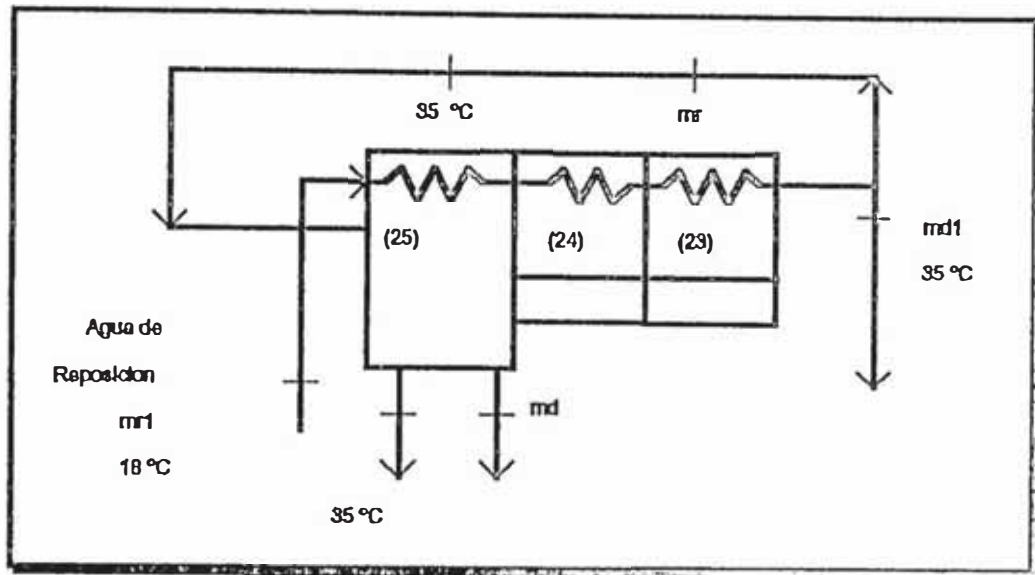
$$\Delta T = 35 - 18 = 17^\circ C$$

$$c_p = 4.26 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg} \times ^\circ C}$$

$$m_{r1} = \frac{9598.72 \times 2417.8 + 9627.28 \times 2410.6 + 9647.84 \times 2403.5}{17 \times 4.26}$$

$$m_{r1} = 961,114.19 \frac{\text{Kg}}{\text{hr.}}$$

FIGURA N° 10



4.1.8.- Masa de drenaje en la etapa de rechazo

$$m_{r1} = m_r + m_{d1}$$

$$m_{d1} = 353,972 \frac{\text{Kg}}{\text{hr.}}$$

4.1.9.- Aumento de temperatura del agua de mar de alimentación

Esto se verifica en la etapa de recuperación de calor.

Temperatura del agua de alimentación a la entrada del evaporador, etapa 22 = 35 °C.

En el evaporador N° 22:

$$Mc_p \Delta T = m_{v22} h_{fg22}$$

$$\Delta T = \frac{m_{v22} h_{fg22}}{Mc_p}$$

$$\Delta T = 2.93^\circ\text{C}$$

Efectuando un cálculo similar para el resto de etapas, se determina la temperatura del agua de mar de alimentación a la entrada del calentador, de la planta desalinizadora. Obteniéndose 101 °C.

4.1.10.- Consumo de vapor

$$M_v h_{fg} = M \Delta T C_p$$

M_v = masa del vapor

$$M_v = \frac{1858,853 \times 9 \times 4.26}{2216.3}$$

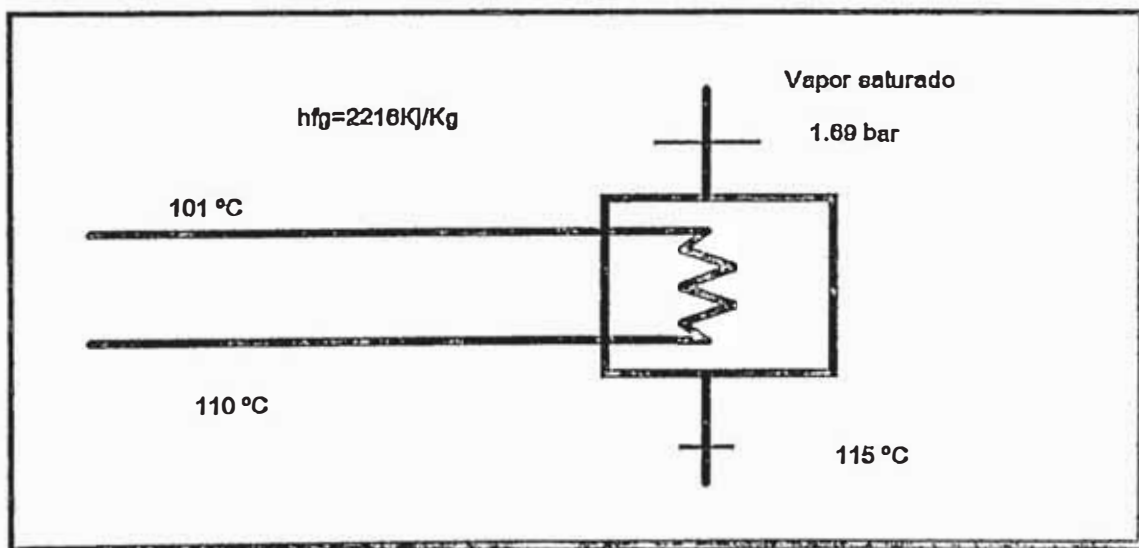
$$M_v = 32,156 \text{ Kg / hr.}$$

M_v = Masa de vapor

Se asume un 50% más de vapor

Consumo total:= 48,235 Kg/hr.

FIGURA N° 11



4.1.11.- Consumo de potencia para bombeo

4.1.11.1.- Bomba de recirculación

$$M = 1,858,853 \text{ Kg} / \text{hr.}$$

$$\Delta P = 1.4324 - 0.056 = 1.3764 \text{ bar}$$

se considera el doble por la altura geométrica y pérdidas

$$\Delta P = 2.7528 \text{ bar} \times 10.21761 \text{ mts. agua}$$

$$\Delta P = 28.127 \text{ mts. agua}$$

$$\text{Potencia} = M \Delta P$$

$$\text{Potencia} = 1,858,853 \times 28.127 \frac{\text{Kg. mts. agua}}{\text{hr.}}$$

$$\text{Potencia} = 14,523 \times 0.009807 = 142 \text{ Kw.}$$

$$\text{Potencia} = 142 \text{ Kw.}$$

4.1.11.2.- Bomba de drenaje

$$M = 353,972 \text{ Kg} / \text{hr.} = 98.33 \text{ Kg} / \text{seg}$$

$$\Delta P = 1.01323 - 0.056267 = 0.956986 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.96 \times 2 = 1.92 \text{ bar}$$

$$\text{Potencia} = 19 \text{ Kw}$$

4.1.11.3.- Bomba de agua de reposición

Solamente para vencer altura geométrica y pérdidas

$$\Delta P = 6 \text{ mts. agua}$$

$$M = 961,114.19 \text{ Kg.} / \text{hr.}$$

$$\text{Potencia} = 16 \text{ Kw.}$$

4.1.11.4.- Bomba de agua fresca

$$M = 25,000 \text{ Kg / hr.}$$

$$\Delta P = 1.013 - 0.056 = 0.96 \text{ bar} \times 2 = 1.92 \text{ bar}$$

$$\text{Potencia} = 14 \text{ Kw.}$$

4.1.12.- Datos de funcionamiento de la planta desalinizadora

Producción de agua fresca (Tn/día)	:	6,000
Consumo de vapor saturado 1.69 bar (Kg./hr.)	·	48,235
Consumo de potencia (Kw)		191
Masa de agua de mar circulante (Kg/hr)	:	1,858,853
Masa de agua de mar de reposición (Kg/hr)	:	607,143
Masa de drenaje (Kg/hr)	:	357,143

En la figura nº 12, se muestra un diagrama de flujo del sistema integrado de la producción de agua desmineralizada mediante evaporación súbita múltietapa aprovechando el calor de los gases de los turbogeneradores de la Central Eléctrica Malacas.

(Referencia: punto 7.21 de la bibliografía)

4.1.13. Características generales de la Planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita multietaapa.

4.1.13.1 Cálculo del area de transferencia de calor de los condensadores

Para calcular el area de transferencia de calor de los condensadores, se usara la figura N° 13, para lo cual es necesario obtener la relación de rendimiento que es el cociente entre la masa del agua destilada y el vapor utilizado $250,000/48,235=5.18$. Asi mismo, se ingresa al gráfico con el número de etapas que para nuestro caso es 25, obteniendose que el area de transferencia de calor es $100 \text{ ft}^2/1000 \text{ gpd}$; siendo el volumen de agua

procesado de 1,584,000 gpd entonces el area total de transferencia de calor de los condensadores es igual a 158,400 ft² ó 14,715.36 m².

$$\text{Area total} = 14,715.36 \text{ m}^2$$

$$\text{Eficiencia} = 90\%$$

$$\text{Area Total real} = 16,350 \text{ m}^2$$

$$\text{Area por etapa} = 654 \text{ m}^2$$

$$A = (n) (\pi) (D) (L)$$

Asumiendo: (Por lo que existen en el mercado)

$$D = 0.0254 \text{ mt}$$

$$L = 8 \text{ mts.}$$

$$\text{Entonces: } n = 1024 \text{ tubos/etapa}$$

4.1.13.2 Cálculo del area transferencia calor del calentador de salmuera

En este caso utilizaremos la figura N° 14, para lo cual son necesarios definir los datos de temperatura del vapor 115 °C ó 239 °F y la variación de temperatura que es 10 °C ó 50 °F, obteniendose el coeficiente de transferencia de calor $U = 620 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$.

$$Q = UA(VT)$$

donde VT= variación de temperatura

$$Q = 101,316,360 \text{ BTU/hr}$$

$$VT = 50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Entonces : } A = 3,268 \text{ ft}^2 \text{ ó } 304 \text{ m}^2$$

Asumiendo una eficiencia del 90%

$$A = 338 \text{ mt}^2$$

$$A = n \pi D L$$

Asumiendo: $D = 0.022 \text{ mt}$ y $L = 4 \text{ mt}$

$$\text{Entonces } n = 1,223 \text{ tubos}$$

Materiales del calentador

Casco	Acero al carbono
Soporte de tubos	Acero al carbono
Cabezales	Acero al carbono enlaminado con Cu/Ni 90-10
Placa portatubos	Bronce naval
Tubos	Cupro Niquel 90/10 (D22mm,t 1.2)

(Referencia: punto 7.13 de la bibliografía)

4.1.13.3 Características de la calidad del agua desmineralizada.

Conductividad eléctrica	10 uv/cm a 20 °C máx
Dureza total como Ca CO ₃	0.9 pp. máx
Sólidos totales disueltos	5 ppm. máx

(CaCO₃)

Total cationes como CaCO ₃	0.1 ppm. máx
Fe	0.02 ppm. máx
SiO ₂	0.02 ppm. máx
Cu	0.05 ppm. máx
Oxígeno disuelto	0.3 ppm. máx
Temperatura	45 °C
pH	6.5-8.5

CUADRO Nº 17

PLANTA DESALINIZADORA : DATOS DE FUNCIONAMIENTO

ETAPA	TEMPERATURA (°C)	PRESIÓN (BAR)	HF (KJ/KG)	HFG (KJ/KG)	CALIDAD (X)	MASA EVAPORADA EN CADA ETAPA (KG/H)		VARIACION DE LA TEMP DE ALIMENTACION (°C)	TEMPERATURA DE AGUA DE ALIMENTACION (°C)
						FRACCION M			
ENTRADA	110	1.432400	461.34	2.229.90	0.005675	0.005675	10.548.450069	2.981221	100.91307
1	107	1.293900	448.64	2.238.00	0.005650	0.005618	10.442.537270	2.961969	97.93185
2	104	1.166700	435.95	2.246.10	0.005621	0.005590	10.390.132559	2.957470	94.96988
3	101	1.049900	423.28	2.254.00	0.005593	0.005561	10.337.792766	2.952886	92.01241
4	98	0.943010	410.63	2.261.90	0.005573	0.005542	10.302.103974	2.952969	89.05553
5	95	0.845290	397.98	2.269.80	0.005546	0.005515	10.251.238860	2.948367	86.10656
6	92	0.756140	385.35	2.277.50	0.005522	0.005492	10.203.441982	2.946104	83.15820
7	89	0.674960	372.73	2.285.30	0.005500	0.005469	10.166.778364	2.943838	80.21209
8	86	0.601190	360.12	2.292.90	0.005477	0.005447	10.124.943332	2.941569	77.26826
9	83	0.534280	347.52	2.300.60	0.005455	0.005425	10.084.261718	2.939301	74.32569
10	80	0.473730	334.93	2.308.10	0.005437	0.005407	10.051.386903	2.939366	71.38739
11	77	0.419050	322.34	2.315.70	0.005411	0.005381	10.003.200119	2.934749	68.44802
12	74	0.369780	309.77	2.323.20	0.005393	0.005364	9.971.698372	2.934825	65.51327
13	71	0.325490	297.2	2.330.60	0.005376	0.005348	9.940.306331	2.934875	62.57845
14	68	0.285760	284.63	2.338.00	0.005351	0.005322	9.893.345505	2.930255	59.64357
15	65	0.250220	272.08	2.345.40	0.005338	0.005310	9.870.338109	2.932665	56.71332
16	62	0.218510	259.52	2.352.80	0.005318	0.005289	9.832.096373	2.930366	53.78065
17	59	0.190280	246.97	2.360.10	0.005301	0.005273	9.801.981323	2.930427	50.85028
18	56	0.165220	234.42	2.367.40	0.005285	0.005257	9.772.419998	2.930475	47.91986
19	53	0.143030	221.87	2.374.60	0.005265	0.005237	9.734.862386	2.928186	44.98938
20	50	0.123440	209.33	2.381.90	0.005253	0.005226	9.713.461500	2.930581	42.06120
21	47	0.106205	196.78	2.389.10	0.005237	0.005210	9.684.388203	2.930615	39.13061
22	44	0.091076	184.23	2.396.30	0.005217	0.005190	9.647.895505	2.928326	
23	41	0.077840	171.69	2.403.50	0.005206	0.005179	9.627.280784	2.930719	
24	38	0.066298	159.14	2.410.60	0.005191	0.005164	9.598.718264	2.930752	
25	35	0.056267	146.59	2.417.80					
						0.134492	250.000.000419		

Masa total de agua de mar circulante = 1,858,852.86 Kg/hr

CAPITULO V

EVALUACIÓN ECONÓMICA

5.1.- Bases para la Evaluación Económica

La Evaluación Económica de un proyecto consiste en determinar la rentabilidad de la inversión requerida para la ejecución del proyecto. En esta evaluación no se consideran los aspectos financieros del proyecto (pago de amortizaciones e intereses generados por la deuda).

El análisis del flujo de fondos del proyecto se efectuará según los criterios del Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el tiempo de Recuperación de la Inversión (Pay Out). El flujo de fondos (ingresos y egresos) se calcula en base a los ahorros que se generan al comparar los sistemas actuales de abastecimiento de agua versus el nuevo proyecto a implementarse.

Debido a los problemas generados por la incertidumbre en el estimado la inflación y la devaluación de la moneda nacional, los flujos de fondos se calcularán en dólares corrientes.

En el flujo de fondo de un proyecto se tienen dos elementos principales:

5.1.1.- Inversión neta Inicial.- Incluye todos los ingresos y egresos realizados antes que el proyecto inicie sus operaciones. Los ingresos y egresos considerados son:

- Costo de los equipos adquiridos incluyendo derechos de importación.
- Costo de instalación de los equipos.

5.1.2.- Flujo de fondos durante la operación.- Incluye todos los ingresos y egresos incrementales generados por la inversión neta inicial durante toda la vida útil del proyecto.

A.- Ingresos.- Se consideran todas las entradas de efectivo provenientes de la venta de los bienes o servicios generados por el proyecto y los ahorros que ocasiona el mismo.

B.- Egresos.- Comprenden todos los costos y gastos incrementales que se tendrán durante la operación del proyecto: costo de operación, costo de mantenimiento, depreciación e impuesto a la renta. La depreciación no es una salida real de efectivo, se deduce para efectos del cálculo de los impuestos.

En esta evaluación el Flujo de Fondos se calcula mediante las siguientes relaciones:

a.- Monto Imponible (MI)

$$MI=A-GO-GM-D$$

donde:

A : Ahorro que genera el proyecto

GO : Gastos operativos que ocasiona el proyecto

GM : Gastos de mantenimiento que ocasiona el proyecto

D : Depreciación del equipo

b.- Impuesto a la Renta (IMP)

$$IMP=TASA \times MI$$

donde:

Tasa : Tasa de Impuesto a la renta

c.- Flujo de Fondos (FF)

$$FF=A-GO-GM-IMP$$

5.1.3.- VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El valor actual neto de un proyecto es la suma de los ingresos y gastos (inversión, gastos operativos y ahorros generados) actualizados. Se calcula mediante la siguiente relación:

$$VAN = -I_O + \sum_{p=1}^n \frac{FF_p}{(1+i)^p}$$

donde:

I_O : Inversión Neta Inicial

FF_p : Flujo de fondos

i : tasa de actualización

n : número de años de vida útil del proyecto

Para decidir si se realiza o no un proyecto, el VAN debe ser positivo. Si se trata de comparar varios proyectos, se elige el que tenga VAN más elevado.

En la relación anterior se aprecia que el VAN depende directamente del monto de la inversión inicial, por este motivo, si se desea comparar proyectos con inversiones diferentes, se utiliza el criterio de la relación Beneficio/costo. Esta relación se calcula mediante:

$$BENEFICIO - COSTO = \frac{VAN + I_O}{I_O}$$

5.1.4.- TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

El valor actual neto del flujo de fondos es una función inversa de la tasa de actualización. La tasa a la cual el VAN de un proyecto es igual a cero se define como la Tasa Interna de Retorno. Es decir es la tasa de actualización que se pagaría a los capitales invertidos en el proyecto sin que la operación sea negativa. La TIR debe ser mayor que la tasa de actualización con que se calcula el VAN. Cuando se trata de elegir entre diferentes proyectos con

TIR mayores que la tasa de actualización, se debe escoger aquel que tenga mayor VAN

5.1.5.- TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN (TRI)

Es el número de años al cabo de los cuales se logra recuperar la inversión inicial y pagar al capital la tasa correspondiente a la tasa de actualización. Se preferirán los proyectos con menor TRI.

En resumen las bases para elegir un proyecto son:

- Que el TIR del proyecto sea superior a la tasa de actualización utilizada
- Que el VAN o la relación BENEFICIO/COSTO a esta tasa sea positivo, lo más alto posible
- Que el TRI tiempo de recuperación de la inversión sea el menor posible.

Para el análisis económico se ha tomado en cuenta lo siguiente:

a.- Depreciación lineal de la inversión	15 años
b.- Tasa de actualización de la Empresa	15%
c.- Tasa de impuesto a la renta	30%
d.- Período del análisis	15 años

(Referencia: Normas para elaborar y evaluar proyectos de inversión indicado en el punto 7.14 de la bibliografía)

5.2 Análisis económico de las alternativas de suministro de agua a las plantas industriales de Petróleos del Perú en Talara.

Como primer paso evaluaremos las cuatro alternativas mediante el método del valor presente adoptando el criterio de la rentabilidad diferencial, teniendo en cuenta que existe más de una propuesta con capacidad para atenderla, la selección de una alternativa motiva la exclusión de las restantes

Debido a que una cualquiera de las alternativas deberá ser aceptada el proceso de selección supone la determinación de la rentabilidad diferencial.

El criterio de la rentabilidad diferencial permite identificar la alternativa más conveniente al propósito, en base a las comparaciones de los flujos de efectivo comprometidos

En un proyecto que no genera ingresos cuantificables, el flujo de caja será negativo incluyendo en general la inversión en el año cero y los gastos operativos (más la depreciación) año por año. En este caso, la Empresa al consolidar sus actividades por el aumento de gastos obtendrá una disminución de los impuestos a pagar, equivalente a la tasa de impuestos considerada. Debemos incluir entonces en este tipo de proyectos para fines de evaluación de flujo de caja un rubro positivo - el escudo tributario - equivalente a un crédito de impuestos igual a la tasa multiplicada por el total de gastos operativos (más depreciación)

5.2.1- Alternativa N°1 "Captación de agua de los pozos ubicados en la quebrada Pariñas"

Volumen de producción 2,920,000
M3/año

A. Inversiones a efectuar	Dólares
A.1. Inversiones para producción	
A.11. Reacondicionamiento de 3 pozos	60,000
A.12.- Perforación de 6 pozos	240,000
A.1.3.- Adquisición e instalación de electrobombas de 163 gpm y 20 HP.: \$8,640/pozo x 9 pozos	77,760
A.1.4.- Electrificación y controles:	
- Línea de transmisión + transformadores	95,000
- Electrificación de pozos \$1,500/pozo x 9 pozos	13,500

A.1.5.- Línea de conducción de 4 " de diámetro por 150 mts de cada pozo matriz \$22,145/pozos x 9 pozos	199,305
Total inversiones para producción	685,565
A.2. -Inversiones para sistema de transferencia	
A.2.1.- Sistema de transferencia	8,250,000
-Tramo pozos - Refinería: 15,000 mts. x 225 \$/mt x 2.	
- Tramo pozos - Verdún: 21,000 mt x 120 \$/mt x 2	5,040,000
- Tramo pozos- Pta Pariñas: 11,600 mt x 160 \$/mt x 2	3,712,000
A.2.2- Adquisición de 6 electrobombas para transferir agua a Refinería, Planta de Gas Pariñas y Verdún	450,000
Total inversiones sistema de transferencia	17,452,000
TOTAL INVERSIONES	18,137,565
B.- Costos Operativos	Dólares/año
B.1. Costos variables	
B.1.1 Energía: 2,442,390 Kw-h x 0.08 \$/Kw-h(bibliografía punto 7.29)	195,391
B.1.2. Productos Químicos (ver tabla nº 10)	30,780
B.1.3 Pago a SedaPiura explotación de agua subterránea (\$ 0.053/M3)(Resolución N°002-93-Pres-9000 CORTAPA del 30.04.93)	154,760
.1.4. Costo tratamiento con resinas: 876,000 M3 x 3.26 \$/M3	2,855,760
Total costos variables	3,236,691
B.2.- Costos Fijos	
B.2.1. Mano de obra: 20 personas x 500\$/mes x 16	160,000

B.2.2. Mantenimiento	349,528
Total costos fijos	509,528
Total costos operativos	3,746,219
5.2.2. Alternativa 2.- Nuevo Sistema de agua Portachuelo	
Volumen de Producción : 2,920,000 M3/año	
A.- Inversiones a efectuar	Dólares
A.1. Planta de tratamiento	3,875,000
(Referencia: Monto ofertado por la Cia Degremont a Sedapiura el 08.05 87)	
A.2. Líneas de transferencia	
-Tramo rio-planta: 4,100 mt x 250 \$/mt x 2	2,050,000
-Tramo Planta-Tambo: 18,800 mt x 200 \$/mt x 2	7,520,000
-Tramo Tambo-Talara: 12,200mt x 200 \$/mt x 2	4,880,000
A.3. Estaciones de bombeo: rio, planta y tambo	1,240,000
Total Inversiones	19,565,000
B.- Gastos Operativos	Dólares/año
B.1 Costos variables	
B.1.1. Energía: 2,707,872 Kw-h/año x 0.1 \$/Kw-h(punto	270,787
7.29 de la bibliografía)	
B.1.2 Productos químicos (ver tabla nº 10)	136,200
B.1.3. Costo tratamiento con resina : 876,000 M3/año x	2,855,760
3.26 \$/M3	
Total costos variables	3,262,747

B.2. Costos fijos

B.2.1. Mano de obra: 35 personas x 500 \$/mes x 16 sueldos/año	280,000
B.2.2. Mantenimiento(3% de la Inversión)	580,286
Total costos fijos	860,286

Total costos operativos 4,123,033

5.2.3. Alternativa 3 "Planta desalinizadora de agua de mar por Osmosis Inversa"

Volumen de producción: 2,190,000 M3/año

A.- Inversión \$23,588,000

B.- Gastos Operativos Dólares/año

B.1 Costos Variables

B.1.1. Energía 897,208

B.1.2. Productos Químicos(ver tabla nº 10) 85,847

Total costos variables 983,055

B.2 Costos Fijos

B.2.1. Mano de Obra 233,961

B.2.2. Mantenimiento 619,845

B.2.3. Gastos Generales 178,969

Total costos fijos 1,032,775

Total Gastos operativos 2,015,830

(Referencia: punto 7.22 de la bibliografía)

5.2.4. Alternativa 4 "Planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita multietapa (A.T.)"

Volumen de producción: 2,190,000 M3/año

A.- Inversión	Dólares
A.1. Planta desalinizadora	21,425,000
A.2. Generador de vapor	1,500,000
Total Inversión	22,925,000
B.- Gastos Operativos	Dólares/año
B.1. Costos variables	
B.1.1. Energía: 605 Kw x 8760 h/año x 0.05 \$/Kw- h(Costo del Dpto. Generación eléctrica PetroPerú)	264,990
B.1.2. Vapor 284,507 Tn/año x 2.05 \$/Tn (Se descuenta costo del gas: 1,064,340 mpc x 1.75 \$/mpc =1,862,595 \$/año)	583,239
B.1.3 Productos químicos (Ver tabla N° 10)	82,940
Total costos variables	931,169
B.2 Costos Fijos	
B.2.1. Mano de Obra	240,520
B.2.2. Mantenimiento	166,665
B.2.3. Gastos Generales	175,680
Total costos fijos	582,865
Total Gastos Operativos	1,620,030

(Referencia: punto 7.22 de la bibliografía)

5.2.5. Análisis de resultados

De los cuadros 19, 20,21 y 22 se obtienen los datos indicados en el cuadro 18.

Cuadro N° 18 Resultados Económicos de las alternativas

Alternativas	INVERSION (MUS\$)	GASTOS OPERATIVOS (MUS\$)	VAN (MUS\$)
1. Captación de agua de pozos Pariñas	(17,452)	(3,746)	(30,575)
2. Nuevo Sistema de agua Portachuelo	(19,565)	(4,123)	(33,964)
3.- Osmosis Inversa	(23,588)	(2,016)	(28,848)
4. Evaporación súbita multietapa	(22,925)	(1,620)	(26,647)

Las alternativas N°1 y N°2 presentan los montos de inversión más bajos sin embargo los costos operativos son los más elevados debido a que se continuaría tratando el agua potable para desmineralizarla con las resinas de la familia Amberlite que de acuerdo al análisis de costo de los gastos efectuados en los años 1987, 1988, 1989 y 1990 alcanzan los 3.26 \$/M3 (Referencia reportes FICOP001 del Departamento Finanzas de PetroPerú S.A. e indicado en el punto 7.29 de la bibliografía)

La alternativa N°1 presenta limitaciones técnicas debido que a pesar que existen los estudios geológicos correspondientes indicando las coordenadas donde se deben perforar los pozos, no se puede asegurar en un 100% la capacidad en los pozos que se perforarían y la calidad del agua.

Adicionalmente presenta el riesgo de la vulnerabilidad a las crecientes de agua de la quebrada Pariñas durante la época pluvial.

La alternativa N°2 existe confiabilidad en cuanto al proceso de tratamiento en la Planta a instalarse, sin embargo presenta riesgos en las líneas de transferencia, teniendo en cuenta que en su largo recorrido debe atravesar cruces de quebrada o zonas bajas que se inundan en épocas pluviales como ocurrió en el año 1983 cuando se presentó el fenómeno pluvial

Las alternativas N°3 y N°4 son las más confiables sobre los costos de inversión casi no existe diferencia, dependiendo en todo caso de los costos de oportunidad en el momento que se efectúe la licitación para la respectiva adquisición, la diferencia se encuentra en los costos operativos siendo los costos de la alternativa N°3 más altos por su elevado costo del mantenimiento y reposición de las membranas, teniendo en cuenta que estas dependen del pretratamiento, eficiencia de la desinfección, lavado y conservación de las membranas. Los costos operativos de la alternativa N°4 son bajos por utilizar la energía que se pierde en los gases de escape de la turbina Malacas.

Adicionalmente la alternativa N°4 presenta la ventaja que es un proceso conocido operativamente y mecánicamente se conocen sus problemas, produce agua de mínimo nivel de TDS (50 p.p.m.), bajo nivel de sílice evitando los desbalances mecánicos de las turbinas F-C1T y G-C2T por causa de la SiO₂. La desventaja que presenta es el alto consumo de energía (vapor) en el proceso, la cual se compensa con la generación de vapor mediante la recuperación de calor de los gases de escape de turbinas de la Central Eléctrica Malacas.

Del cuadro n° 18 se desprende que, la alternativa 4 Evaporación súbita multietapa presenta el menor costo actualizado. Por lo tanto, técnica y económicamente, la alternativa n° 4 es la más conveniente.

5.3 Cálculo de los parámetros de rentabilidad de implementar la alternativa N° 4 "Planta desalinizadora de agua de mar por Evaporación súbita múltietapa".

Para calcular los parámetros de rentabilidad como son el VAN el TIR y el Pay-OUT es necesario calcular el monto del ingreso o ahorro que genera este proyecto

5.3.1 Cálculo del Ingreso o ahorro anual

El ahorro esta en función a lo que dejaría de gastar PetroPerú por producir 2,190,000 M3/año a 5.70 \$/m3(Referencia: análisis de costos de la Planta desalinizadora del Complejo Fertilizantes indicado en su memorando PQNO-014-93 del 18.01.93 y basado en el reporte Contable FICOP001 del Departamento de Finanzas de PetroPerú) que equivale a 12,483,000 \$/año.

Es necesario mencionar que no se cuantifica los lucros cesantes de las Plantas por paradas operativas por la falta de suministro de agua, sin embargo el costo por día de la Refinería Talara por dejar de procesar se estima en 120,000 dólares, teniendo en cuenta que se refinan 60,000 barriles diarios a 2 dólares el costo de refinación. Siendo estas paradas aleatorias estos ahorros se consideran intangibles.

5.3.2 Análisis de resultados de los parámetros de rentabilidad de la Alternativa N° 4.

Del cuadro N°23 se obtiene los siguientes parámetros de rentabilidad:

VAN: 24,653.47 MUS\$

TIR: 35.10 %

PAY-OUT: 4 años

La tasa interna de retorno es superior (35.1 %) a la tasa de actualización de la Empresa (15%) el VAN es positivo y el tiempo de recuperación de la inversión es corto, por lo tanto los parámetros de rentabilidad del proyecto son aceptables.

La relación beneficio-costos (ver punto 5.1.3) es igual a 2.075, esta relación indica ganancia unitaria es decir 2.075 dólares ganados por dólar invertido

Así mismo del cálculo de la anualidad y el costo unitario indicado en la Tabla N°9 se obtiene que el costo unitario de la alternativa N° 4 es de 2.48 \$/M3 que comparándolo con el costo actual de la Planta Fertilizantes que es de 5.70 \$/M3 se obtiene una diferencia de 3.22 \$/M3 , lo cual indica que la implementación de la alternativa N°4 genera un ahorro anual del orden de los 7,051,800 (considerando los 2,190,000 de M3/año).

CUADRO N° 19 ANALISIS ECONOMICO

ALTERNATIVA N° 1 PROYECTO: CAPTACION DE AGUA POZOS PARIÑAS

Impuestos 30%
 Interés 15%
 Vida 15

VAN -30575

EN MILES DE DOLARES	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Inversión	-17452															
Operac. y Mantenimiento		-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746	-3746
Depreciación		-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163	-1163
Total Operación		-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909	-4909
Crédito Impuestos (30%)		1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473	1473
Costo Neto		-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437	-3437
Depreciación		1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163	1163
Valor de Rescate (Nuevo)	175															
Valor de Rescate (Viejo)	-17277	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273	-2273
Flujo Neto	1.00	0.87	0.76	0.66	0.57	0.50	0.43	0.38	0.33	0.28	0.25	0.21	0.19	0.16	0.14	0.12
Flujo Descontado	-17277	-1978	-1728	-1500	-1296	-1137	-977	-864	-750	-636	-568	-477	-432	-364	-318	-273

CUADRO N° 20 ANALISIS ECONOMICO

ALTERNATIVA N° 2 PROYECTO: NUEVO SISTEMA DE AGUA PORTACHUELO

Impuestos: 30%
 Interés 15%
 Vida 15

VAN: -33964

EN MILES DE DOLARES	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Inversión	-19565															
Operac. y Mantenimiento		-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123	-4123
Depreciación		-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304	-1304
Total Operación		-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427	-5427
Crédito Impuestos (30%)		1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628	1628
Costo Neto		-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799	-3799
Depreciación		1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304	1304
Valor de Rescate (Nuevo)	196															
Valor de Rescate (Viejo)	-19369	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495	-2495
Flujo Neto	1.00	0.87	0.76	0.66	0.57	0.50	0.43	0.38	0.33	0.28	0.25	0.21	0.19	0.16	0.14	0.12
Factor de descuento	-19369	-2170	-1896	-1647	-1422	-1247	-1073	-948	-823	-699	-624	-524	-474	-399	-349	-299
Flujo Descontado																

CUADRO N° 21 ANALISIS ECONOMICO

ALTERNATIVA N°3 PROYECTO: OSMOSIS INVERSA

Impuestos 30%
 Interés 15%
 Vida 15

VAN -28848

EN MILES DE DOLARES	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Año																
Inversión	-23588															
Operac. y Mantenimiento		-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016	-2016
Depreciación		-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573	-1573
Total Operación		-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589	-3589
Crédito Impuestos (30%)		1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077	1077
Costo Neto		-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512	-2512
Depreciación		1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573	1573
Valor de Rescate (Nuevo)																
Valor de Rescate (Viejo)	236															
Flujo Neto	-23352	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939	-939
Factor de descuento	1.00	0.87	0.76	0.66	0.57	0.50	0.43	0.38	0.33	0.28	0.25	0.21	0.19	0.16	0.14	0.12
Flujo Descontado	-23352	-817	-714	-620	-535	-470	-404	-357	-310	-263	-235	-197	-178	-150	-132	-113

CUADRO N° 22 ANALISIS ECONOMICO

ALTERNATIVA N°4 PROYECTO: EVAPORACIÓN SUBITA MULTITETAPA

Impuestos 30%
 Interés 15%
 Vida 15

VAN -26647

EN MILES DE DOLARES	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Año																
Inversión	-22925															
Operac. y Mantenimiento		-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620	-1620
Depreciación		-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528	-1528
Total Operación		-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148	-3148
Crédito Impuestos (30%)		945	945	945	945	945	945	945	945	945	945	945	945	945	945	945
Costo Neto		-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204	-2204
Depreciación		1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528	1528
Valor de Rescate (Nuevo)																
Valor de Rescate (Viejo)	229															
Flujo Neto	-22696	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676	-676
Factor de descuento	1.00	0.87	0.76	0.66	0.57	0.50	0.43	0.38	0.33	0.28	0.25	0.21	0.19	0.16	0.14	0.12
Flujo Descontado	-22696	-588	-513	-446	-385	-338	-290	-257	-223	-189	-169	-142	-128	-108	-95	-81

CUADRO N° 23 CALCULO DE LOS PARAMETROS DE RENTABILIDAD

Proyecto : Evaporacion sábita multietapa

Impuestos 30.00%

Interés 15.00%

Vida 15

VAN: 24,853.77
TIR: 35.10%

EN MILES DE DÓLARES U.S.\$

Año	Inversión	Ingreso	Gastos Fijos	Gastos Variables	Depreciación	Monto Imponible	Impuestos	Utilidad Neta	Flujo Fondos	Factor Descuento	Flujo Descuento
0	(22,925.00)				0.00	0.00	0.00	0.00	(22,925.00)	1.00	(22,925.00)
1		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.87	7,075.42
2		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.78	6,152.54
3		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.66	5,350.03
4		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.57	4,652.20
5		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.50	4,045.39
6		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.43	3,517.73
7		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.38	3,058.90
8		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.33	2,659.91
9		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.28	2,312.97
10		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.25	2,011.28
11		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.21	1,748.93
12		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.19	1,520.81
13		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.16	1,322.45
14		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.14	1,149.95
15		12,483.00	(582.90)	(931.20)	(1,528.33)	9,440.57	2,832.17	6,608.40	8,136.73	0.12	999.96

CAPITULO VI CONCLUSIONES

1. Las características de la instalación actual en la Central Eléctrica Malacas permiten la integración de una Planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita de múltiple etapa con los siguientes parámetros de operación:

Producción de agua fresca (Tn/día)	6,000
Consumo de vapor saturado 1.69 bar (Kg/hr)	48,235
Consumo de potencia (Kw)	191
Masa de agua de mar circulante (Kg/hr)	1,858,853
Masa de agua de mar de reposición (Kg/hr)	607,143
Masa de agua de drenaje (Kg/hr)	357,143

2. El calor que se elimina en los gases de escape, cuando trabaja una turbina a 16 Mw de potencia, es de 113,103,731.1 Kj/hr, siendo la cantidad de calor necesaria para generar vapor en el recuperador de calor de 106,888,760 Kj/hr; indicando que cuando se incremente la demanda de energía eléctrica y trabajen dos turbinas a plena carga, se puede instalar otro modulo para producir 6,000 Tn/día de agua desalinizada adicionales y cubrir el incremento de la demanda futura.

3. A consecuencia de la falta de disponibilidad de gas combustible en la zona Noroeste, es más conveniente producir agua desalinizada mediante la instalación de una planta desalinizadora por evaporación súbita de

multietapa, sin combustión adicional, empleando un generador de vapor por recuperación de calor de los gases de escape de las turbinas de la Central Eléctrica Malacas;

4. La presente alternativa de suministro de agua a las plantas industriales de Petróleos del Perú le ofrece mayores ventajas económicas y de confiabilidad con respecto al suministro de agua del Sistema de agua Eje Paita Talara cuyo costo unitario es de 3.11 \$/m³ de agua potable, versus el costo unitario de la planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita multietapa, que es de 2.48 \$/m³ de agua desalinizada que es de mayor calidad. Así mismo presenta mayores ventajas económicas con respecto a la planta desalinizadora que funciona actualmente, teniendo en cuenta que quema gas combustible para producir vapor, y cuyo costo unitario alcanza los 5.70 \$/m³ de agua.

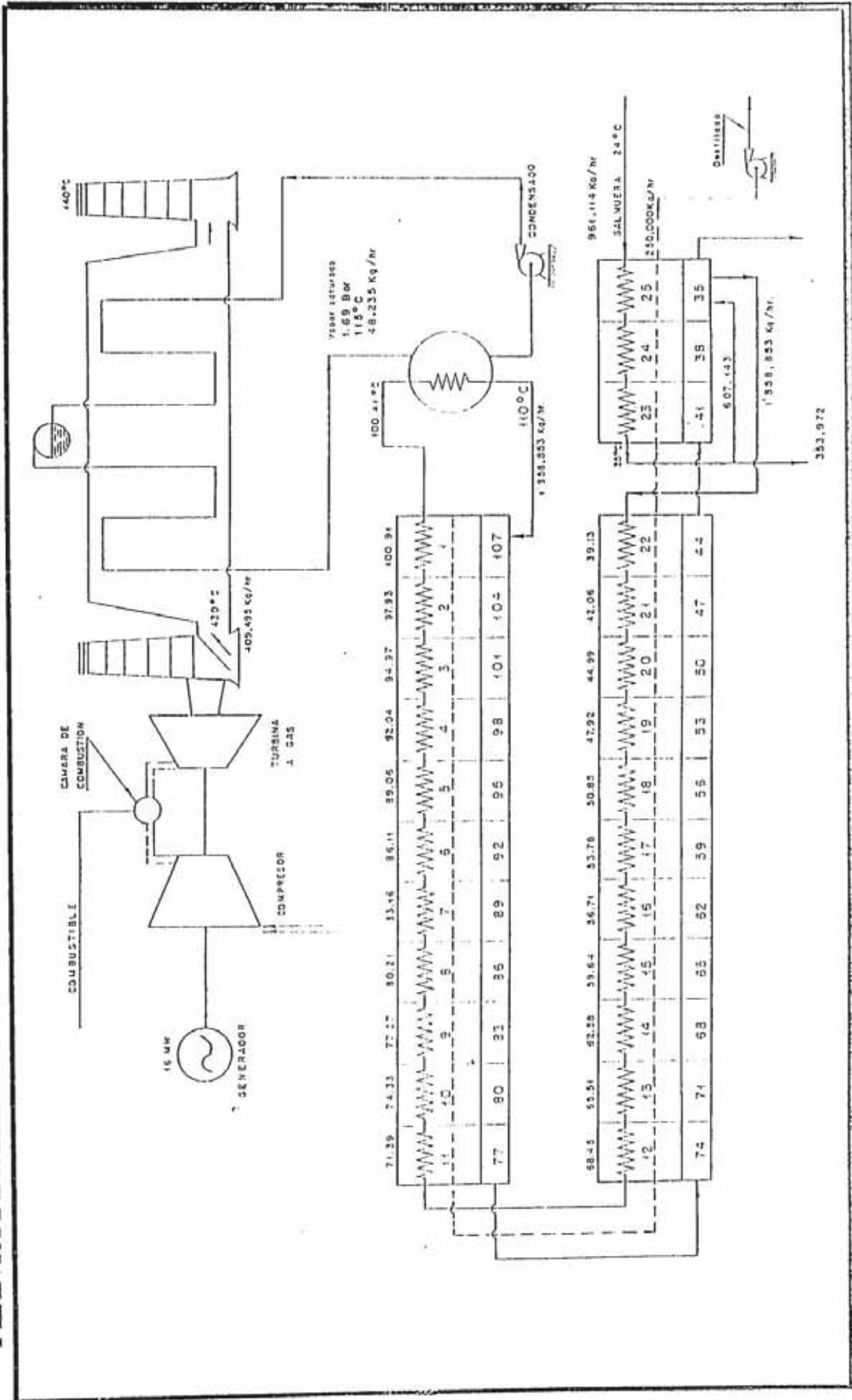
5. De las cuatro alternativas planteadas como fuentes de suministro alternativo de agua a las plantas industriales de Petróleos del Perú es más conveniente instalar una planta desalinizadora de agua de mar en el área adyacente a las turbinas de la central eléctrica Malacas, a fin de aprovechar el calor que se escapa al medio ambiente y producir vapor .

6. De la evaluación económica de las alternativas mencionadas, se obtiene que la planta desalinizadora de agua de mar por evaporación súbita multietapa, presenta el VAN más alto de 24,653.47 MUS\$ y una TIR de 35.10% con una inversión inicial de 22,925 MUS\$ y un tiempo de recuperación (pay out) de 4 años.

7. Un resumen de la planta desalinizadora integrada a la Central Eléctrica Malacas se puede apreciar en la figura nº12.

8. Finalmente esta alternativa reduce el consumo de gas en 1,000,000 de miles de pies cúbicos al año (MPC/AÑO), a fin, de usarlo como materia prima para la generación eléctrica, ante la deficiencia en el suministro de energía en la Región Grau.

FIGURA N° 12
 PLANTA DESALINIZADORA DE AGUA DE MAR POR EVAPORACION SUBITA MULTITAPA



CAPITULO VII BIBLIOGRAFIA

LIBROS

7.1. Antezana R. C. ,

"Diseño de sistemas de transporte de fluidos "

7.2. Crane Co,

"Flow of Fluids through valves, fittings, and pipe"

7.3. Foust A.S. Wenzel L.A.

"Principios de Operaciones Unitarias"

(Editorial Continental S. A. Quinta Impresión"

7.4. Gurza Tomás y Zamora Pedro

"Bibliografía sobre la conversión de aguas saladas en agua dulce"

(Comisión Nacional de Energía Nuclear-México)

7.5. Kemmer Frank N. / Mc Callion Jhon

"Manual del agua"

Nalco Chemical Company

Primera edición

7.6. Kern, D.Q

"Procesos de transferencia de calor"

Segunda edición

7.7. M. Necati Ozisik

"Transferencia de calor"

Primera edición

7.8. John H. Perry.

"Manual del Ingeniero Químico"

Tercera edición

7.9. Robert H. Perry / Cecil H. Chilton

"Manual del Ingeniero Químico",

Quinta edición

7.10. Post Roy G. ./Seale Robert L.

"Chemical Process Industries "

(Mc Graw Hill Third Edition)

7.11. Rhizkin, V. Ya.,

"Centrales Termoeléctricas, trad por Rodriguez Garcia, Luis "

7.12. Sawyer, J. Saswyers

"Gas Turbine Engineering Hanbook"

7.12.1 K.S. Spiegler/A.D.K Laird

"Principles of Desalination"

Second Edition 1980

MANUALES

7.13. Cabello Yong, Julián y Camacho Benner, Carlos

"Turbogeneradores de la C. E. Malacas, Prácticas de Mantenimiento"

(Talara: PetroPerú S. A. , 1984)

7.14. Normas para elaborar y evaluar proyectos de inversión

(Talara: PetroPerú S. A. ONO Centro de Capacitación, 1987)

7.15. Manual de Termodinámica,

Ediciones J. A. Ragas Miranda

7.15.1 Manual de operación de la Planta desalinizadora de agua de mar

ubicada en el Complejo de Fertilizantes editado en Talara-1986

REVISTAS

7.17. Chemical Engineering

Publicación mensual June/1975

7.18. Ingeniería Química

Junio/83, Julio/83, Setiembre/83

Manuel Fariñas Iglesias, J. Manuel Crovetto De La Torre de
DEGREMONT

7.19. Ingeniería Química

Febrero/84

Enrique Soriano, José Luis Zaragoza, Domingo Mele

7.20. Ingeniería Química

Junio/85

M. Gonzalo

de IDAGUA S.A.

7.20. Water Re-Use Promotion Center,

Japan, Three "I" Publications, Ltd. 1977.

INFORMES

7.21 Informe de tesis por J. Cabello / L. Tapía

"Estudio Teórico de una Planta Térmica de propósitos múltiples para al
complejo Bayovar 1977"

7.22 Informe de SedaPiura S/N

"Implementación de la Empresa de Servicio de Agua Potable y
Alcantarillado de Piura 1981"

7.23 Informe PetroPerú S.A. TCPI-IP-022-83

"Estudio técnico económico para la instalación de una Planta
Desalinizadora de agua de mar en la Refinería Talara 1984"

7.24 Informe de PetroPerú S.A. GEOL-CP-105-85

"Evaluación del pozo de agua C-5 Picnic Pariñas Mayo 1985"

7.25 Informe de PetroPerú S.A. GEOL-CP-209-85

"Evaluación del pozo de agua B-4 Picnic Pariñas Octubre 1985"

7.26 Informe de tesis UNI de J. Guzman/J. Planas

"Estudio y desarrollo del proceso de deaslinización de agua por Osmosis Inversa 1987".

7.27 Informe técnico PetroPerú ADNO-347-89-SINO-PLA-610-89

"Alternativas de suministro de agua para las Operaciones Noroeste Junio 1989"

7.28 Informe técnico PeroPeru S.A. TCPI-IP-093-89

"Estudio de la disponibilidad de agua en Noroeste Agosto 1989"

7.29 Informes de PetroPerú FICOP001

"Presupuesto Operativo de los departamentos de Refinería Talara, Generación Eléctrica N.O., y Planta Petroquímica correspondiente al período 1987-1993"

7.30. Informe de tesis UNI de A. La Rosa

"Ampliación de la capacidad de la Central Eléctrica Malacas turbo gas de Malacas mediante la integración del ciclo combinado Gas Vapor-1991"