



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

INTEGRACION DE SERVICIOS AUXILIARES EN UNA REFINERIA.

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

CONSTANTINO ALVAREZ FUSTER

19

1976



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

TESIS 1976
LAE _____
ADO H.T. 23
FECHA _____
PROG _____
1976 _____



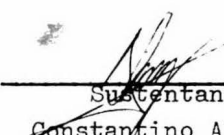
QUIMICA

Jurado asignado originalmente según el tema:

PRESIDENTE:	Prof. EDUARDO ROJO Y DE REGIL
VOCAL:	Prof. ALEJANDRO ANAYA DURAND
SECRETARIO:	Prof. ANTONIO FRIAS MENDOZA
1er. SUPLENTE:	Prof. RAFAEL GARCIA NAVA
2do. SUPLENTE:	Prof. ALEJANDRO CARPY GUILLEN


Sitio donde se desarrollo el tema:

Instituto Mexicano del Petroleo



Sustentante

Constantino Alvarez Fuster



Asesor del Tema

Antonio Frias Mendoza

A mis Padres:

Sra. Q.F.B. Caridad Fuster de Alvarez

Sr. Ing. Quim. Constantino Alvarez Medina

a quienes todo debo.

Con cariño a Mati

Con gratitud a mis maestros y amigos.

INTEGRACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES

EN UNA EMPRESA

- 1.- Introducción
- 2.- Antecedentes
- 3.- Descripción de Alternativas
- 4.- Evaluación de Alternativas
- 5.- Conclusiones y Recomendaciones

INTRODUCCION

En el presente trabajo se analizarán las alternativas para integrar los servicios auxiliares en una refinería.

Se considerarán como servicios auxiliares a -- los siguientes:

- a) vapor, en sus diferentes niveles de presión.
- b) agua de enfriamiento.
- c) electricidad.
- d) tratamiento de aguas.

El estudio de la integración económica de estos servicios auxiliares se basa en los diferentes arreglos - que se propongan para satisfacer las necesidades de los procesos que se lleven a cabo en una refinería. Estos arreglos - deben evaluarse primero, considerando la forma en que se llenan las necesidades del proceso y segundo, el costo que representan.

Este problema, por sí solo de gran importancia, ha aumentado su influencia con la actual crisis de energéticos, ya que de una buena integración en los servicios auxiliares, se deriva un ahorro en el consumo de energéticos de

bido a que estos servicios consumen la mayor parte de los que se utilizan en las refinerías.

El objetivo ^{integración} pues, de esta tesis, es el encontrar la alternativa más económica para suministrar los servicios auxiliares que requieren los diferentes procesos que se llevan a cabo dentro de las plantas que integran una refinería. Dicho estudio económico se realizará bajo los siguientes puntos de vista:

- a) Inversión inicial
- b) Costos Anuales de Operación Totales:
 - i) Costos Variables Totales
 - ii) Costos Fijos Totales

ARIBOLDENAS

El petróleo se ha convertido en nuestros días en la principal fuente de energéticos que satisfacen las demandas actuales. La economía de cualquier país gira en torno a los diferentes productos que se separan y se purifican para usos tales como gasolinas, diesel, combustóleos, etc. Se puede considerar que alrededor de un 90% de los energéticos mundiales los suministra este producto, cuyo origen aún no se ha podido determinar con exactitud.

Es por lo anterior, que las refinerías han cobrado tan gran importancia y su tamaño se ha visto acrecentado en los últimos tiempos.

Las refinerías instaladas en México tienen las siguientes capacidades de procesamiento de crudo:

Azcapotzalco	100,000 BPD
Ciudad Madero	177,000 BPD
Minatitlán	245,000 BPD

Poza Rica	27,000 BPD
Reynosa	20,000 BPD
Salamanca	175,000 BPD
Tula	150,000 BPD

Este procesamiento incluye destilación, desintegración catalítica y reducción de viscosidad.

Así pues, en este trabajo se considerará que los servicios auxiliares tienen que satisfacer las demandas de una refinería de capacidad media, como puede ser la de Tula, con 150,000 BPD procesados.

FO 55 111
VIS 170 111

Las bases que se tomaron fueron establecidas de requerimientos de energía en equipos de proceso y servicios motrices de todos los equipos involucrados en las plantas de una refinería.

Los requerimientos de servicios auxiliares que se deben de suministrar a límites de batería, son pues:

a) Vapor:

850 psig y 900° F	235,000 lb/hr
275 psig y 300° F	810,000 lb/hr

20435
~~20434.70~~
70435

b) Electricidad:

50,000 KW

c) Agua:

agua de enfriamiento, 85°F 130,000 GPM
 agua para generar vapor de baja presión... 350,000lb/hr
 agua para servicios generales 680 GPM

El vapor de baja presión se generará dentro de la planta y únicamente hay que suministrar el agua procesada para su generación.

Los servicios generales incluyen: los servicios sanitarios tales como baños, agua potable, etc.; agua para riego; etc.

Se dispone de agua de reposición en cantidad suficiente con el siguiente análisis:

Cationes:	ppm	ppm como CaCO ₃
Ca ⁺⁺	117	292.5
Mg ⁺⁺	9.73	40
K ⁺	1.3	1.54
Na ⁺	14.62	31.7925
Cationes totales	-	365.3325

PHI

Aniones:

Cl ⁻	21.9	30.85
NO ₃ ⁻	5.06	4.08
NO ₂ ⁻	0.018	0.0195
SO ₄ ⁻²	6.8	7.083
HCO ₃ ⁻	378	310
SiO ₂	7.98	13.3
Aniones totales	---	365.3325

Dureza total 332.5

Alcalinidad total (como CaCO₃) 310

Total de sólidos disueltos 562.408

Las corrientes provenientes del proceso que de
ben integrarse al sistema de servicios auxiliares son:

a) Condensado Limpio:

Flujo: 170,000 lb/hr

Análisis:	alcalinidad F	3.3 ppm CaCO ₃
	N	14.8 ppm CaCO ₃
	cloruros	10.3 ppm CaCO ₃
	sólidos disueltos	36.3 ppm
	sílice SiO ⁻²	0.3 ppm
	dureza	0
	aceite	10 ppm
	pH	8.5

Este condensado limpio es el que proviene de las turbinas del proceso y su análisis es el mismo que el condensado proveniente de los turbogeneradores.

b) Condensado Aceitoso:

Flujo : 1000 GPM


Análisis:	alcalinidad	F	3.0 ppm CaCO ₃
		N	17.0 ppm CaCO ₃
	cloruros	10.0 ppm NaCl
	sólidos disueltos	14.0 ppm
	sílice	0.3 ppm
	dureza	0.0 ppm
	aceite	150 ppm
	pH	8.0

El condensado aceitoso es el proveniente de los calentadores del proceso y se contamina de aceite debido a que éstos no cierran herméticamente. El condensado necesita un tratamiento para quitarle el aceite antes de mezclarse con las corrientes de condensado limpio.

c) Vapor de Baja Presión:

Se dispone de vapor de 50 psig, saturado para el desareador de las calderas.

d) Área de Enfriamiento:

Regresa a una temperatura máxima de 115°F. 

Los costos de equipo, en los últimos años, se ven alterados continuamente, por lo cual las cotizaciones se vuelven muy difíciles de efectuar. Lo que se acostumbra hacer es pedir la cotización al iniciar el diseño, considerar las diferentes alternativas con ese precio, elegir una de ellas y, al disponerse a efectuar el pedido, pedir la cotización definitiva.

En el caso que se está considerando, el problema prácticamente no existe, debido a que únicamente se trata de hacer una comparación entre los diferentes arreglos, -- por lo que solo influyen los costos relativos de uno a otro -- equipo, los cuales se mantienen casi constantes.

Sin embargo, para dar una mejor idea en cuanto a costos se refiere, se cotizará con los precios vigentes en octubre de 1975, fecha de inicio del presente trabajo.

(61)

DESCRIPCION DE ALTERNATIVAS

Para la integración de los Servicios Auxiliares, se considerarán básicamente cuatro tipos de alternativas:

- a) La generación de electricidad por medio de un turbogenerador de vapor que utilice vapor de alta presión, con una extracción lateral de vapor de media presión para satisfacer las demandas del proceso y el resto a condensación total. La caldera generará únicamente vapor de alta presión, parte del cual se usará en el turbogenerador y la otra parte para satisfacer las demandas del proceso.

- b) La generación de electricidad por medio de un turbogenerador de vapor que utilice vapor de alta presión y operando a condensación total. Una caldera generará vapor de alta presión, parte del cual se usará para el turbogenerador y la otra parte para satisfacer los requerimientos de vapor de alta presión del proceso. Una segunda caldera producirá vapor de media presión para satisfacer las demandas del proceso.

- c) La generación de electricidad por medio de una turbina de gas, cuyos gases calientes se enviarán a la caldera para generar vapor de media presión. Se tendrá una segunda caldera para generar vapor de alta presión para satisfacer las necesidades del proceso.

d) La generación de electricidad por medio de una combinación de turbogeneradores, uno de gases y el otro de vapor con extracción lateral o bien a condensación total. Los gases calientes del turbogenerador de gas se utilizarán para la generación de vapor, ya sea únicamente de alta presión, o bien, - dos calderas para generar dos niveles de vapor para así satis facer las demandas del proceso.

Descripción de la Alternativa # 1

Como primer paso, el agua de repuesto, 6077 - gpm, entra en un pretratamiento para eliminar la turbidez y - sólidos en suspensión que lleva el agua; éste puede llevarse a cabo por tres métodos, en particular o combinados:

- 1.- Sedimentación
- 2.- Coagulación
- 3.- Filtración

La sedimentación tiene aplicación cuando se - trata de aguas superficiales que llevan grandes cantidades de lodos o de corrientes sujetas a cambios repentinos en su concentración, debido a la lluvia y otros agentes; es un tratamiento primario del agua, que generalmente es seguido por - otro más completo.

La coagulación se usa después de un tanque de sedimentación o directamente sobre el agua cruda, cuando la - turbiedad no es muy alta.

La filtración es el paso final de la clarifica - ción y se usa generalmente después de un tanque coagulador. |

En este caso se dispone de agua de pozo cuya turbiedad es baja, por lo tanto el pretratamiento incluye únicamente las etapas de coagulación y de filtración.

La coagulación es el proceso por medio del cual las partículas de turbidez cuyo tamaño es tan pequeño que necesitarían un tiempo de sedimentación muy grande o que resisten la sedimentación (ciertos coloides), son agrupadas en partículas mayores, por medio de la acción de un agente coagulante, y precipitan.}

El agente coagulante más usado es el alumbre, $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O]$, necesitándose en este caso 15mg/lt de agua tratada. Esta cantidad es tan baja debido a que la turbiedad es tan baja, que ni siquiera se reporta.

Se necesitan, por lo tanto, 15mg/lt, o sean, .000125lb/gal de agua tratada. Los 6077 gpm representan 2,881,790,400 gal/año, tomando 7920 hrs de operación al año; así pues, son necesarias 163.735 toneladas de alumbre al año.

El proceso de coagulación se lleva a cabo en tres pasos fundamentales:

- 1.- mezclado
- 2.- floculación
- 3.- sedimentación

Un ejemplo de un tanque clarificador es la figura # 1.

Sin embargo, en este caso no es necesario emplear un **tanque** clarificador. Debido a que la turbiedad es tan baja que ni siquiera se reporta, lo único que se requiere es colocar antes de los filtros, un dosificador del coagulante empleado.

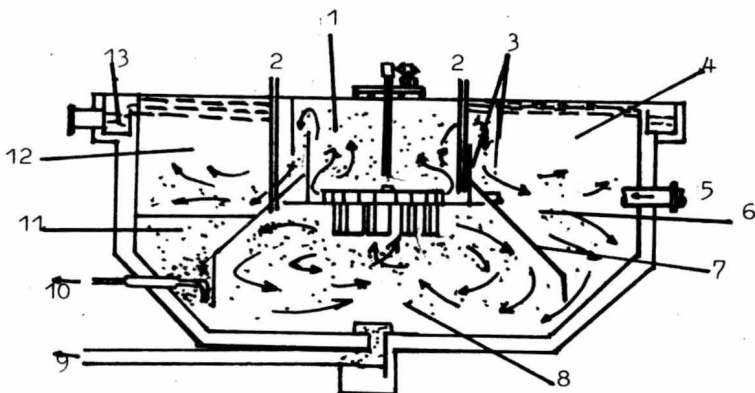
El dosificador más comunmente empleado es el dosificador de caja de orificio, figura # 2. Permite la aplicación de soluciones a flujo constante a través de un orificio sumergido; el nivel se mantiene constante con una válvula de flotador. Puede llevar o no bomba dosificadora. La dosis puede regularse manual o automáticamente.

La filtración se utiliza para completar la eliminación de la turbidez y sólidos suspendidos después de los procesos de coagulación.

Existen dos tipos principales de filtros:

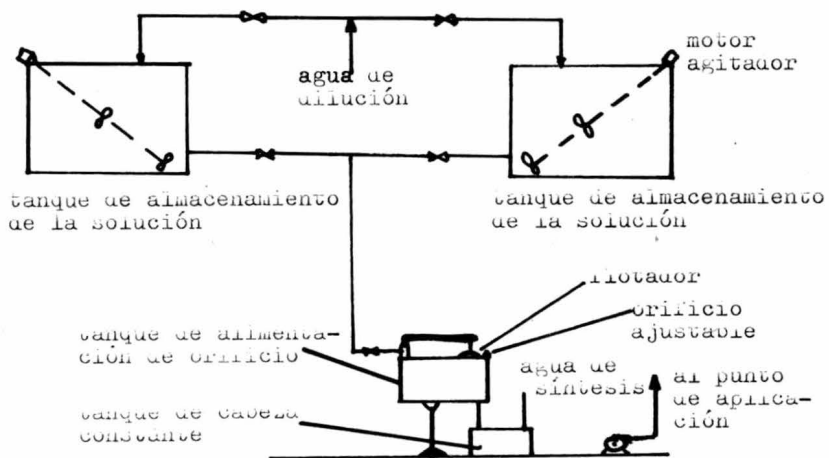
- 1.- Filtros por gravedad
- 2.- Filtros de presión

Fig. 6



- 1.- zona de mezclado secundario y reacción
- 2.- agente químico
- 3.- tubos de tiro
- 4.- superficie de escape del agua clara
- 5.- agua cruda
- 6.- zona de retorno de flujo
- 7.- campana
- 8.- zona de reacción y mezclado primario
- 9.- purga y drene
- 10.- descarga
- 11.- concentración
- 12.- agua clarificada
- 13.- efluente

INSTITUCIÓN	
Facultad de Química	UNAM
Figura No. 1.- Tanque Clasificador de Flujo Rápido	
Constantino Alvarez Paster	



TESIS PROFESIONAL

Facultad de química UNAN

Figura n.º 2
Dosificador de Caja de Orificio

Constantino Alvarez Ruster

Los filtros por gravedad se utilizan para volúmenes grandes o medianos (hasta 2000 gpm), mientras que los de presión manejan hasta 700 gpm por unidad aproximadamente.

Como medio filtrante es común usar la arena o la antracita, o bien ambas en capas combinadas.

En este caso, es preferible usar filtros gravimétricos, debido al volumen de agua que se maneja, 6077 gpm.

El efluente del pretratamiento se bombea a tres destinos diferentes. El primero es el agua necesaria para los servicios generales, 682 gpm, que incluyen entre otros, agua de riego, agua para sanitarios, agua potable, etc. Esta agua puede posteriormente recibir el tratamiento que se desee, de acuerdo a los usos a que vaya destinada; por ejemplo, el agua para riego no necesitará de ningún otro tratamiento adicional; mientras que el agua potable requerirá de un tratamiento de cloración. }

El segundo servicio del agua pretratada es como agua de repuesto para las torres de enfriamiento. Esta se requiere debido a las pérdidas por evaporación y arrastre y a las purgas que se hacen para evitar la contaminación excesiva del agua de enfriamiento. El agua para enfriamiento no requiere de ningún tratamiento posterior a la coagulación y -

filtración de la misma.

Las pérdidas por evaporación y arrastre se estiman en un 2.67% del agua que manejan las torres.

La purga se calculó de la siguiente forma:

$$\text{ciclos de concentración} = x = \frac{150}{\text{Si}}$$

Si = contenido de SiO_2 en ppm como CaCO_3

$$\% B = \frac{\% E}{x - 1}$$

% B = % de purga con respecto al agua de recirculación

% E = % de pérdidas por evaporación y arrastre = 2.67

Este cálculo dará aproximadamente un 0.3% de agua purgada.

Así pues, se tiene que es preciso enviar a las torres de enfriamiento, 4242 gpm de agua de repuesto.

Las torres de enfriamiento manejarán en total,

142,955 gpm, es decir, 71,277,717 lb/hr . Para estas cantidades de agua, las torres usadas son las de tiro inducido y flujo cruzado. En la práctica se utiliza generalmente una celda para cada 10,000 gpm , lo cual es aconsejable en este caso; sin embargo es recomendable hacer la adaptación especial, por ejemplo, el condensador de vapor del turbogenerador usa 12,537 gpm , por lo cual, lo más conveniente es que una sola celda le de servicio. Otras adaptaciones serán de acuerdo a las necesidades específicas del proceso.

El tercer destino del agua pretratada es para la producción de vapor de alta presión, 850 psig y 900° F. Para este servicio son necesarias 575,348 lb/hr de agua clarificada.
5050

El agua necesaria para la producción de vapor de alta, no basta con estar únicamente clarificada. Las calderas que producen vapor de alta presión tienen ciertas características que requieren del agua que van a vaporizar. En este caso las condiciones de entrada son las siguientes:

Dureza total máxima	0 ppm como CaCO ₃
Alcalinidad máxima5 ppm como CaCO ₃
SiO ₂ máximo	0.1 ppm como CaCO ₃

Aceite máximo	0 ppm como CaCO ₃
CO ₂ máximo	0 ppm como CaCO ₃
O ₂ máximo	0.007 ppm como CaCO ₃
Hierro	0.05 ppm como CaCO ₃
Cobre	0.03 ppm como CaCO ₃
pH	8 a 9.5

Para lograr estos resultados existen tres procesos diferentes:

- 1.- Desmineralización
- 2.- Proceso cal-carbonato en caliente más suavización por zeolitas
- 3.- Suavización por zeolitas más desilización.

Adicionalmente, después de cada uno de los procesos anteriores, es necesario un desaereador para eliminar el oxígeno disuelto que causa graves problemas de corrosión en las líneas de vapor.

Actualmente el proceso generalmente utilizado es el de desmineralización, debido a su bajo costo de operación y a la calidad de su efluente.

El proceso de desmineralización consta básica-

mente de un tratamiento a base de resinas intercambiadoras de iones, también conocidas como zeolitas. Estas resinas, producidas en la actualidad sintéticamente, eliminan los cationes como Ca^{++} , Mg^{++} , Na^{+} , mediante una zeolita ciclohidrógeno o ciclo sodio. Los aniones tales como $SO_4^{=}$, Cl^{-} , NO_3^{-} , se eliminan mediante una zeolita aniónica débilmente básica y el HCO_3^{-} , $HSiO_3^{-}$, mediante una resina fuertemente básica.

Con una resina débilmente básica como parte de un sistema de desmineralización, se puede efectuar la eliminación de sílice usando fluoruros, sin embargo, la limitación de este método radica en el alto contenido de fluoruros en el efluente y su toxicidad respectiva. En las resinas fuertemente básicas, el uso de fluoruros no es necesario y pueden efectuar la remoción de sílice presentando el efluente concentraciones muy aceptables.

La desmineralización se puede efectuar con distintos arreglos de equipo, dependiendo de la calidad del agua cruda y la composición requerida en el efluente tratado.

La desmineralización con eliminación de sílice se puede efectuar en varios arreglos:

El arreglo que se muestra en la figura # 3 se emplea solamente cuando la alcalinidad del agua cruda es baja.

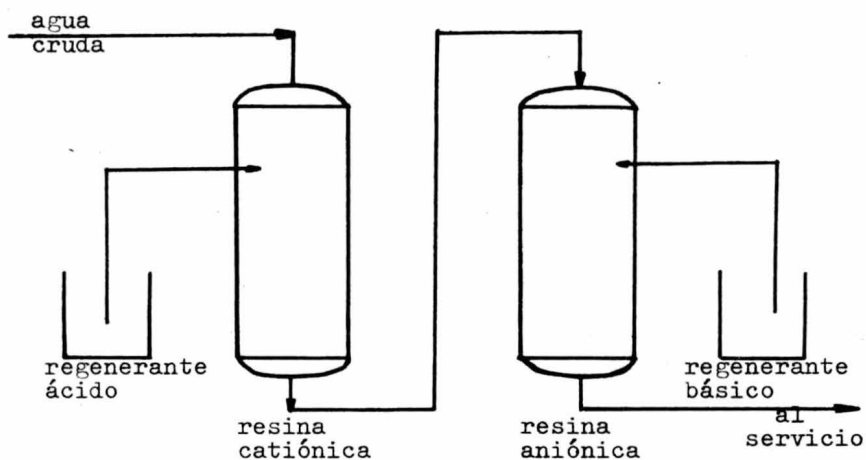


FIGURA # 3
Sistema de Doble Cama para la desmineralización y remoción de sílice.

La figura # 4 es una modificación del arreglo mostrado en la figura # 3; simplemente se usa una unidad de cama mixta, en lugar de dos separadas, lo cual reduce el costo del equipo.

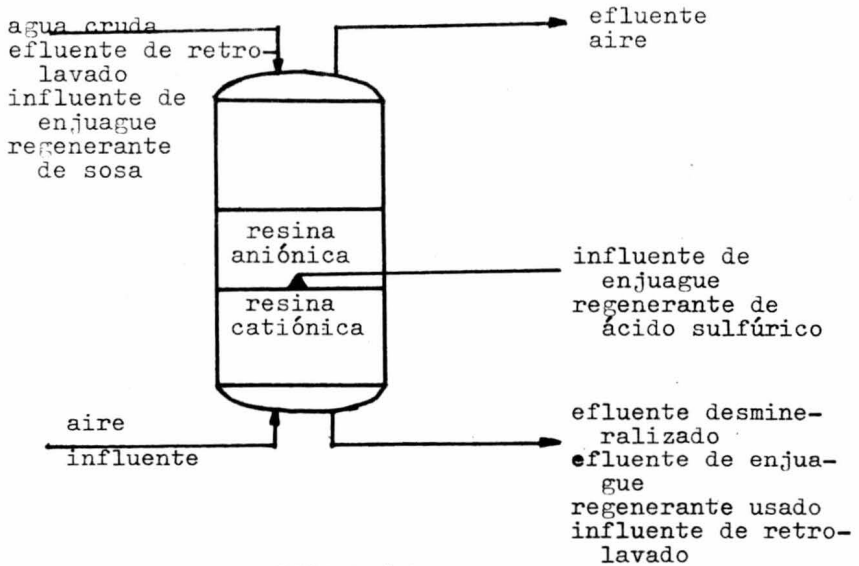
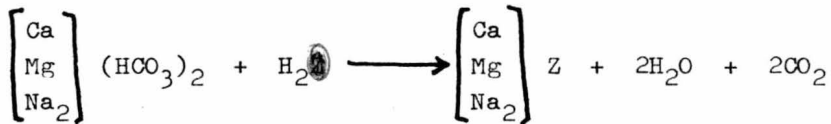


FIGURA # 4
Arreglo para desmineralización
de cama mixta.

Cuando la alcalinidad del agua cruda es alta, se produce la siguiente reacción al pasar por una zeolita ciclo hidrógeno:



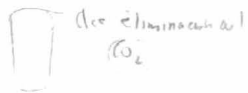
en donde Z = grupo activo de la zeolita.

*Este es un tipo
primario,
generalmente es un
tipo primario*

Por esta razón es necesario incluir después de un intercambiador catiónico, un aereador o desgasificador para la eliminación del CO_2 formado y causante de problemas de corrosión.

Ojo 2

La aereación es un proceso que consiste en mezclar aire y agua, con el fin de establecer un estado de equilibrio entre los gases presentes en el agua y el aire. Un desgasificador consiste en una estructura cerrada, generalmente cilíndrica, pero puede presentarse en forma rectangular o cuadrada. El agua entra por la parte superior, en la que por medio de un distribuidor se reparte sobre la superficie del aereador, fluyendo hacia abajo a través de una serie de tablillas o sección empacada. En la parte inferior el agua pasa al depósito a través de un sello hidráulico. El aire se proporciona al aereador mediante un ventilador, cuya entrada se coloca en la parte inferior del aparato; la salida del aire y las sustancias eliminadas, se hace por la parte superior descargando directamente a la atmósfera.



Debido a la inclusión de un desgasificador en el proceso de desmineralización, el arreglo adopta otra forma, la mostrada en la figura # 5.

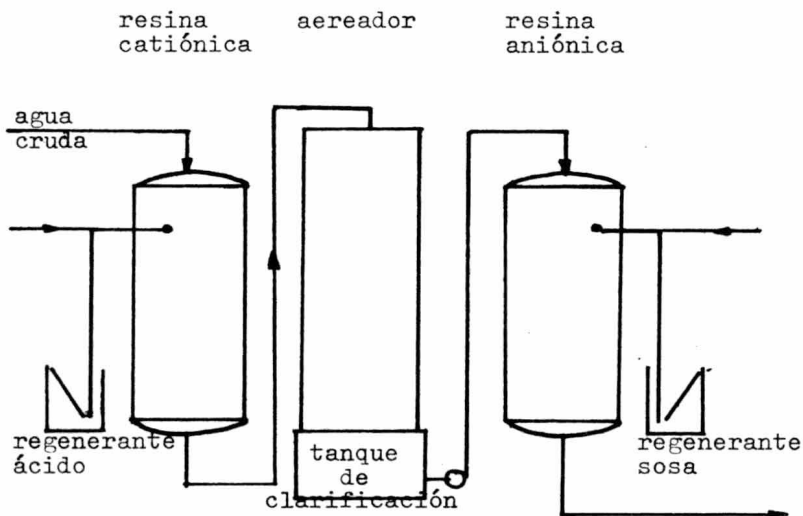


FIGURA # 5
Sistema de doble cama con aereador
para desmineralización y remoción
de sílice.

En el presente caso, el agua cruda es un agua-
con una alcalinidad bastante alta, 310ppm como CaCO_3 . Esto
hace aconsejable el colocar, antes del arreglo de la figura #
5, una resina de tipo carboxílico, o sea una resina débilmen-
te ácida, que elimine el bicarbonato presente. El arreglo -
propuesto para el sistema de desmineralización, es pues el si
guiente:

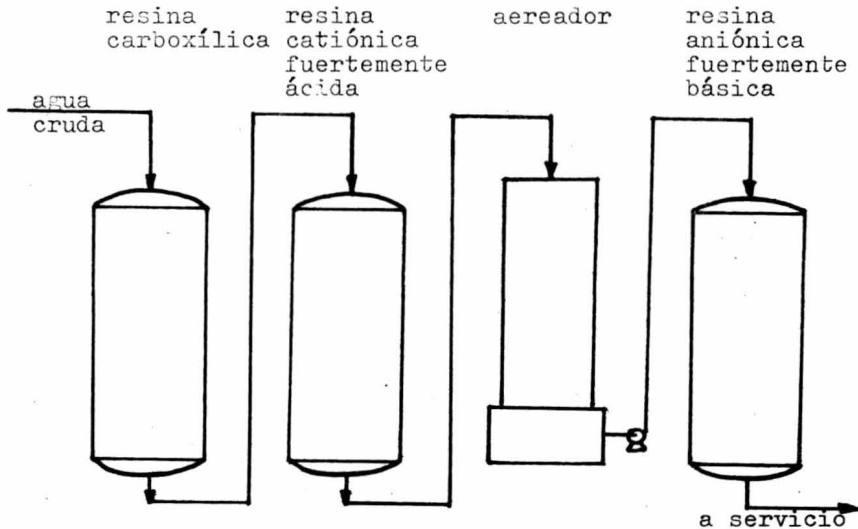
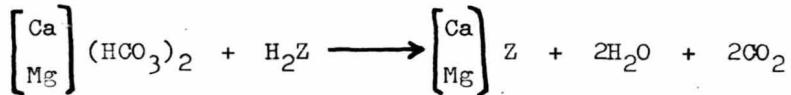


FIGURA # 6
Sistema de desmineralización
escogido para el caso a tratar.

Las reacciones que ocurren son:

-en la resina carboxílica:



eliminándose así todos los bicarbonatos presentes, todo el --
calcio y algo del magnesio.

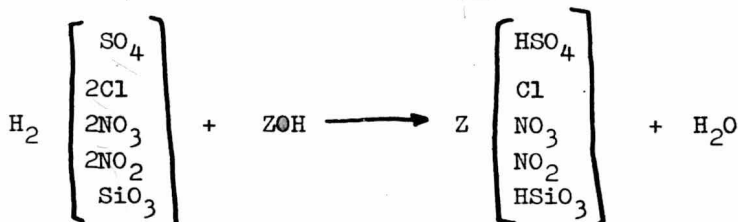
- en la resina catiónica:



en donde: $X = \text{SO}_4^{-2}, 2\text{Cl}^-, 2\text{NO}_2^-, 2\text{NO}_3^-$

después
En el desgasificador se elimina el CO_2 formado.

-en la resina aniónica fuertemente básica:



Después de este tratamiento de desmineralización, el agua está lista a entrar al desaereador para la eliminación de oxígeno.

En el desaereador se unen las corrientes ya --
tratadas, de condensados del proceso, ya que tienen la cali--
dad necesaria. Además se tienen que proporcionar 350,000 -
lb/hr de agua desaereada para la generación de vapor dentro -
del proceso. 30450

El fundamento de la desaereación es el mismo -
 que el de la desgasificación, sin embargo las condiciones en
 que se efectúa la eliminación son distintas.

desaeración

En la desaeración la atmósfera que se pone en contacto con el agua no es aire, debido al alto porcentaje de oxígeno en él (21%), sino vapor de agua, ya que en éste la presión parcial de los gases presentes es prácticamente cero. Además, el agua al calentarse hasta su punto de ebullición, al contacto con el vapor, incrementa las presiones parciales de los gases disueltos en ella al máximo, obteniéndose de esta forma la transferencia y remoción óptimas de dichos gases disueltos en el agua.

Existen dos tipos principales de desaeradores: de espreas y de charolas. El desaerador al vacío, que funciona con un principio diferente, no se toma en cuenta, ya que maneja flujos de alrededor de 50 gpm.

El desaerador propuesto es del tipo de charolas, debido a sus características y las de la operación, tales como la ΔT de entrada y el % de retorno de condensados.

Después del desaerador el agua está lista para entrar a la caldera, previo bombeo hasta la presión de operación de 850psig. A este efecto es necesario colocar los desaeradores a la altura adecuada para dar el NPSH requerido por las bombas.

Calderas

La caldera debe producir 1,268,502 lb/hr de vapor de 850 psig y 900°F. Calderas de este tipo llegan a operar fácilmente con el 85% de eficiencia, respecto al consumo de combustible, mediante el uso de precalentadores, economizadores, sobrecalentadores, etc., diseñados adecuadamente. No es el propósito de este trabajo el entrar con detalle a la construcción y operación de las calderas; la cifra del 85% de eficiencia es el resultado de un estudio general de diferentes calderas proporcionadas por varias compañías, tales como la Babcock & Wilcox de México, Canadá y Londres, la Foster-Wheeler de Canadá, la Mitsubishi de Japón, etc.

El combustible propuesto es el gas natural, de uso común en México. Un gas natural típico puede tener el siguiente análisis a 60°F y 30" Hg :

CO_2 = 5.50 % en vol.

H_2S = 7.00 % en vol.

CH_4 = 77.73 % en vol.

C_2H_6 = 5.56 % en vol.

C_3H_8 = 2.40 % en vol.

C_4H_{10} = 1.18 % en vol.

C_5H_{12} = 0.63 % en vol.

Densidad = 0.05621 lb/ft³

Poder calorífico alto = 18,880 Btu/lb

Poder calorífico bajo = 17,110 Btu/lb

Aire atmosférico a cero

de exceso de aire = 738 lb/10⁶Btu

Aire atmosférico a 10%

de exceso de aire = 807 lb/10⁶Btu

Para los cálculos de combustión se usa el poder calorífico bajo, o sea, 17,110 Btu/lb, y se supone que el gas se recibe a 200psig y 60°F.

El calor que es necesario proporcionar al agua para que alcance las 850psig y los 900°F, es de 1250.56Btu/lb, por lo tanto:

110305

137880652

1,268,502 lb/hr x 1250.56 Btu/lb = 1,586,338,036 Btu/hr

2014452160

eficiencia = 0.85

1,37880652

162212532

1,586,338,036 Btu/hr

= 1,866,280,042 Btu/hr

2270179012

0.85

poder calorífico del gas = 17,110 Btu/lb

1,62212532

9481

1,866,280,042 Btu/hr

= 109,075 lb/hr

138,526

17,110 Btu/lb

9481

Se necesitan por lo tanto, 109,075 lb/hr de gas natural.

NO

La purga de la caldera se calcula de la siguiente forma:

$$\%B = \frac{C_f}{C_m - C_f} \times 100$$

en donde: $\%B$ = porcentaje del agua que debe purgarse en función del gasto de evaporación.

C_f = concentración de la característica limitante del agua (sólidos totales, alcalinidad, sílice, etc.) en el agua de alimentación.

C_m = concentración de la característica del agua limitante dentro de la caldera.

En este caso:

$C_f = 2$ ppm de sólidos totales

$C_m = 1500$ ppm de sólidos totales

$$\%B = \frac{2}{1500 - 2} \times 100$$

$$\%B = 0.1335$$

El turbogenerador de vapor es simplemente una turbina de vapor acoplada a un generador de 50,000 Kw:

4350

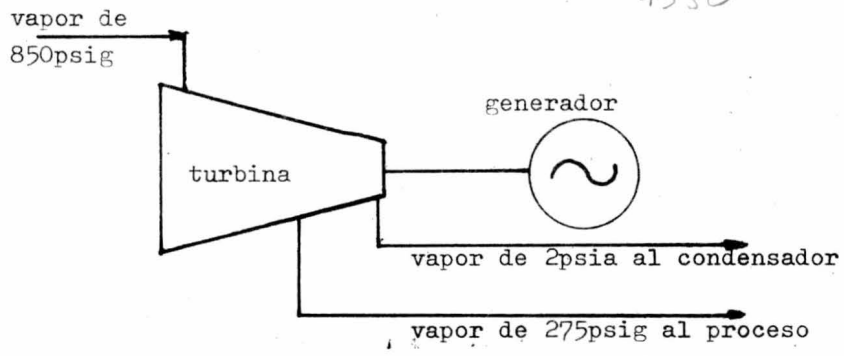


FIGURA # 7
Turbogenerador de vapor con extracción lateral.

El cálculo del turbogenerador es el siguiente:

entalpia del vapor de 850psig	1453.6 Btu/lb
entalpia del vapor de 275psig	1316.5 Btu/lb
entalpia del vapor de 2psia (4 th)	932.98Btu/lb
eficiencia del turbogenerador	75 %

$$\text{Consumo de vapor} = \frac{3411.60 \text{ Btu/Kwh}}{0.75(1453.6\text{Btu/lb} - 1316.5\text{Btu/lb})}$$

$$\text{Consumo de vapor} = 33.17 \text{ lb/Kwh}$$

o sea, que se necesitan 33.17 lb de vapor que se expande de 850psig a 275psig por cada Kwh generado.

$$\text{Consumo de vapor} = \frac{3411.60 \text{ Btu/Kwh}}{0.75 (1453.6\text{Btu/lb} - 932.98\text{Btu/lb})}$$

$$\text{Consumo de vapor} = 8.74 \text{ lb/Kwh}$$

es decir, que se necesitan 8.74 lb de vapor que se expande de 850psig a 2psia por cada Kwh generado.

Ahora bien, se necesita suministrar al proceso, 810,000 lb/hr de vapor de 275psig. Obteniéndolo este vapor como extracción lateral de la turbina, se calculan los Kw que genera el vapor al expandirse de 850psig a 275psig:

$$\frac{810,000 \text{ lb/hr}}{33.17 \text{ lb/Kwh}} = 24,420 \text{ Kwh/hr} = 24.420 \text{ Kw}$$

Se necesita suministrar 50,000 Kw, por lo que es necesario generar otros 25,580 Kw. Estos se generaran dejando expandir vapor de 850psig hasta 2psia:

$$8.74 \frac{\text{lb}}{\text{Kwh}} \times 25,580 \text{ Kw} = 223,502 \text{ lb/hr}$$

En total el turbogenerador consumirá 1,033,502 lb/hr de vapor de 850psig, de las cuales, 810,000 lb/hr se extraerán a 275psig y las restantes 223,502 lb/hr se llevarán hasta condensación total.

El condensador de las 223,502 lb/hr de vapor de 2psia utiliza 6,250,755 lb/hr de agua que se calienta desde 85°F hasta 115°F, las mismas temperaturas que usa el proceso para tener un rango constante.

Este condensado se puede considerar con el mismo análisis del llamado condensado limpio y por lo tanto mezclarse con él.

Como siguiente paso, se verá el tratamiento que deben de recibir los condensados de retorno.

El condensado aceitoso recibe un tratamiento de coalescencia para eliminar casi la totalidad del aceite que trae consigo. En la coalescencia un polímero catiónico-especial se inyecta a la entrada del tratamiento, lo cual mo-

difica la tensión superficial de las gotas de aceite incrementando así su eficiencia de fijación en el medio, que en este caso es arena. La coalescencia se lleva a cabo en una base de flujo ascendente; a la salida de la cama de coalescencia, el agua sin aceite se obtiene por una parte y las gotas de aceite en la otra; estas gotas de aceite que exceden de 1mm se separan en la parte superior (ley de Stoke's); así, la parte superior se la cama de coalescencia actúa como separador. El aceite se extrae como función de su acumulación; la detección del nivel está asegurada por un sensor ultrasónico que controla una válvula automática. En la figura # 8, se muestra un diagrama del tanque de coalescencia capaz de manejar - $8 \text{ gal/ft}^2\text{min.}$

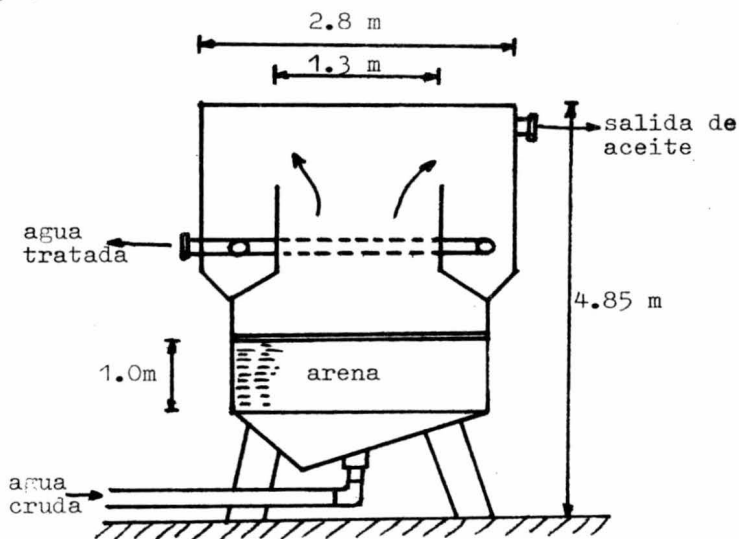


FIGURA # 8
Coalescedor

El efluente del coalescedor puede unirse ya al condensado limpio.

La unidad de tratamiento del condensado limpio consta de dos partes: primero un filtro de carbón activado y después un intercambiador de iones de cama mixta.

Los filtros de carbón activado sirven para remover completamente el aciete que pueda quedar después del tanque coalescedor y el aceite que trae el condensado limpio. Contienen una cama de carbón activado de grano grueso de 80 mm .

El intercambiador de cama mixta es para remover los pocos sólidos que traen los condensados. En este caso es más barato emplear una cama mixta debido al bajo contenido de sales en el agua. Así mismo no se justifica el empleo de un desgasificador debido a la baja alcalinidad presente. Las reacciones son las mismas ya que se emplea una resina catiónica fuertemente ácida y una aniónica fuertemente básica.

El efluente de la unidad de tratamiento de condensado limpio está listo para ser enviado al desareador.

NOTA: Consultar los diagramas de flujo y el balance de materia en el apéndice.

Descripción de la Alternativa # 2

En esta alternativa, el pretratamiento del agua de repuesto, las torres de enfriamiento, el sistema de desmineralización, el desareador, y los sistemas de tratamiento de condensado limpio y de condensado aceitoso, son básicamente los mismos que los descritos en la alternativa # 1. Aunque manejan flujos diferentes, estos no cambian en forma tan radical para que cambie el concepto del diseño de los sistemas antes mencionados; cambiarán sí, en algunos o en todos, las dimensiones de los equipos, pero su base de operación seguirá siendo la misma.

El cambio en esta alternativa es la generación de electricidad y por lo tanto la de vapor. Se trabaja con una turbina a condensación total y con dos niveles de vapor.

Del desareador salen dos corrientes; una de ellas es bombeada hasta la caldera de alta presión que produce vapor para el turbogenerador y para satisfacer las demandas de vapor de alta presión del proceso; esta caldera produce 672,000 lb/hr de vapor de 850psig y 900°F.

La otra corriente es bombeada hasta la caldera productora de 810,000 lb/hr de vapor de media presión, --- 275psig y 600°F, que satisfacen los requerimientos del proceso.

Los cálculos de combustión en la caldera son similares a los mostrados en la alternativa # 1. Se utiliza el mismo gas natural con un poder calorífico bajo de 17,110 Btu/lb, y una eficiencia de la caldera del 85%. El calor que es necesario proporcionar al agua para que alcance los dos niveles de vapor es de 1250.56 Btu/lb para el vapor de 850psig y 1109.06 Btu/lb para el vapor de 275psig y 600°F:

-para producir el vapor de 275psig

$$810,000 \text{ lb/hr} \times 1109.06 \text{ Btu/lb} = 898,338,600 \text{ Btu/hr}$$

eficiencia = 0.85

$$\frac{898,338,600 \text{ Btu/hr}}{0.85} = 1,056,886,941 \text{ Btu/hr}$$

$$\frac{1,056,886,941 \text{ Btu/hr}}{17.110 \text{ Btu/lb}} = 61,769 \text{ lb/hr de gas natural}$$

por cada 10⁶ Btu, se necesitan 807lb de aire de combustión,

$$807 \text{ lb} \times 1056.886941 \text{ Btu/hr} = 852,908 \text{ lb/hr de aire}$$

-para producir vapor de 850psig

$$672,000 \text{ lb/hr} \times 1250.56 \text{ Btu/lb} = 840,376,320 \text{ Btu/hr}$$

eficiencia = 0.85

$$\frac{840,376,320 \text{ Btu/hr}}{0.85} = 988,678,023 \text{ Btu/hr}$$

$$\frac{988,678,023 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 57,784 \text{ lb/hr de gas natural}$$

$$807 \text{ lb de aire}/10^6 \text{ Btu}, \quad 807 \times 988.678023 =$$

$$= 797,863 \text{ lb/hr de aire}$$

También, de la alternativa # 1 se tiene que se necesitan 8.74 lb/Kwh, esto es vapor que se expanda desde -- 850psig hasta 2psia. Así pues, el calculo del turbogenera-- dor es muy sencillo:

$$8.74 \frac{\text{lb}}{\text{Kwh}} \times 50,000 \text{ Kw} = 437,000 \text{ lb/hr de vapor}$$

Así se tiene que para producir los 50,000 kw - se necesitan 437,000 lb/hr de vapor de 850psig, que se expande hasta 2psia.

Estas 437,000 lb/hr son después condensadas y bombeadas para unirse a los corrientes de condensado limpio , ya que tienen las mismas características.

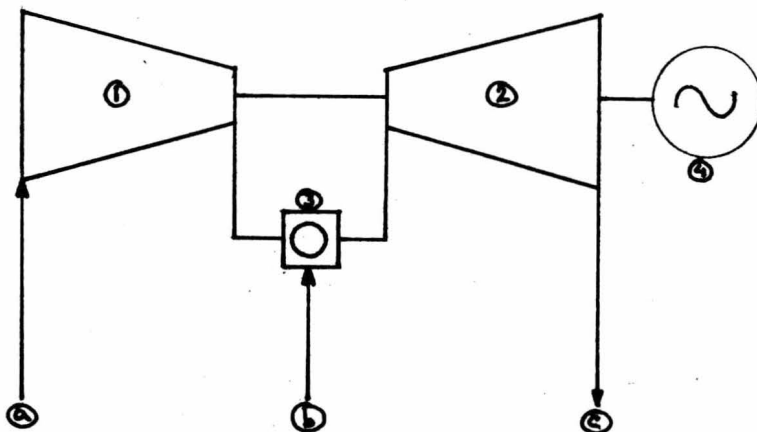
NOTA: Consultar el diagrama de flujo y el balance de materia en el apéndice.

Descripción de la Alternativa # 3

En esta alternativa, al igual que en la alternativa # 2, sólo cambia el sistema de generación de electricidad y de vapor, con respecto a la alternativa # 1. Los sistemas de tratamiento de aguas siguen siendo los mismos, aunque los flujos son menores que en las alternativas # 1 y # 2 debido a que no se necesita generar vapor para la producción de electricidad, lo cual ahorra agua tratada y disminuye el tamaño de los equipos. Lo anterior es debido a que en esta alternativa se utiliza una turbina de gas para la generación de los 50,000 Kw necesarios.

Como primer paso se describirá el turbogenerador. Este consta de una turbina de gas acoplada a un generador de corriente alterna. La turbina de gas necesita de algunos auxiliares para su funcionamiento. Un diagrama se muestra en la figura # 9.

Los calculos de combustión, consumo de gas para la generación de electricidad, son como siguen: el fabricante de la turbina da el consumo de energía por cada Kwh generado. Este consumo es a las llamadas condiciones "iso", las



- 1.- Compresor axial
- 2.- Turbina de gas
- 3.- Cámara de combustión
- 4.- Generador de corriente alterna

- a.- Aire atmosférico
- b.- Gas Natural
- c.- Gases exhaustos

FIGURA # 9

Diagrama de un turbogenerador de gas.

cuales deben de ser corregidas de acuerdo a la altitud, temperatura del aire, etc., a las cuales serán usadas. Como en el caso que se está considerando en el presente trabajo, no se fija ninguna condición, es decir, no se ubica geográficamente la planta de servicios auxiliares, los calculos se realizarán con datos de funcionamiento promedio. Así pues, después de haber consultado un número extenso de turbinas diseñadas por diferentes fabricantes (General Electric, Sulzer, etc) se observó que un consumo promedio en cuanto a turbinas de gas para generación de electricidad se refiere, es de 11,000-Btu/Kwh. Los calculos son:

$$50,000 \text{ Kw} \times 11,000 \text{ Btu/Kwh} = 550,000,000 \text{ Btu/hr}$$

poder calorífico del gas natural = 17,110 Btu/lb

$$\frac{550,000,000 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 32,145 \text{ lb/hr de gas natural}$$

Otro dato necesario, y también tomado de la literatura, es el gasto de aire:

se necesitan 3068.48 lb de aire/ 10^6 Btu

$$3063.48 \text{ lb}/10^6 \text{ Btu} \times 550 \times 10^6 \text{ Btu/hr} = 1,687,664 \text{ lb/hr}$$

Los gases exahustos de una turbina de gas salen a aproximadamente 900°F , lo cual nos da una gran cantidad de calor que puede ser aprovechada para la generación de vapor. Estos gases pueden ser enfriados en los economizadores, precalentadores, etc., de una caldera. La entalpia de estos gases es:

$$h/1 \text{ lb} = C_p \Delta T$$

$$h = 0.25 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F} (900-60)$$

$$h = 210 \text{ Btu/lb}$$

El C_p de $0.25 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$ es un valor de C_p promedio de los gases de combustión que en su mayor parte consisten de nitrógeno.

Es decir, que si se tienen $1,719,809 \text{ lb/hr}$ de gases de combustión ($1,687,664 \text{ lb/hr}$ de aire y $32,145 \text{ lb/hr}$ de gas natural), se tendrán $361,159,877 \text{ Btu/hr}$ para aprovechar en la generación de vapor.

La generación de vapor se efectúa en dos niveles, con una caldera para producir vapor de alta presión de 850psig y 900°F y otra para producir vapor de 275psig y 600°F.

Por razones de gradientes de temperatura y de calor transferido, los gases calientes son enviados a la caldera generadora de vapor de media presión. Los calculos son nuevamente sencillos:

$$810,000 \text{ lb/hr} \times 1109.06 \text{ Btu/lb} = 898,338,600 \text{ Btu/hr}$$

eficiencia = 0.85

$$\frac{898,338,600 \text{ Btu/hr}}{0.85} = 1,056,868,941 \text{ Btu/hr}$$

Se tienen 361,159,877 Btu/hr de los gases de combustión de la turbina, por lo que se necesitan aún la cantidad de 695,709,064 Btu/hr .

poder calorífico del gas natural = 17,110 Btu/lb

$$\frac{695,709,064 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 40,661 \text{ lb/hr de gas natural}$$

que necesitan para la combustión 807 lb de aire por 10^6 Btu:

$$807 \times 695.709064 = 561,437 \text{ lb/hr de aire}$$

Por último para generar vapor de alta presión:

$$235,000 \text{ lb/hr} \times 1250.56 \text{ Btu/lb} = 293,881,600 \text{ Btu/hr}$$

eficiencia = 0.85

$$\frac{293,881,600 \text{ Btu/hr}}{0.85} = 345,743,059 \text{ Btu/hr}$$

$$\frac{345,743,059 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 20,207 \text{ lb/hr de gas natural}$$

$$\begin{aligned} 807 \text{ lb de aire}/10^6 \text{ Btu} \times 345.743059 \times 10^6 \text{ Btu/hr} &= \\ &= 279,015 \text{ lb/hr de aire} \end{aligned}$$

NOTA: Consultar el diagrama de flujo y el balance de materia en el apéndice.

Descripción de la Alternativa # 4-A

Los sistemas de tratamiento de aguas son los mismos que en la alternativa # 1. El pretratamiento consiste de una clarificación y una filtración; las torres de enfriamiento son de tiro inducido y flujo cruzado; el sistema de desmineralización que consta de una resina carboxílica, una resina catiónica, un desgasificador y una resina aniónica; el desareador que trabaja con vapor de 50psig; la unidad de tratamiento de condensado aceitoso que consta de tanques coalescedores; la unidad de tratamiento de condensado limpio que consta de filtros de carbón activado y de una desmineralización de cama mixta.

En esta alternativa se usa la generación de electricidad por medio de un sistema de turbina de gas y de turbina de vapor, esta última trabajando a condensación total.

Debido a experiencias se sabe que empleando un sistema regenerativo en turbinas de gas, se puede generar vapor aprovechando el calor que queda en los gases de combustión en proporción de 3:1, o sea que, del 100% de la potencia necesaria, el 75% se generará con turbina de gas y el 25% con turbina de vapor.

De los 50,000 Kw, 37,500 se generarán con la -
turbina de gas y 12,500 con la turbina de vapor.

Para los cálculos de la turbina de gas se sigue el mismo método descrito en la alternativa # 3, con la salvedad de que el gasto de energía en este tipo de sistemas ha logrado reducirse a alrededor de 10,000 Btu/Kwh. De tal manera tenemos:

$$37,500 \text{ Kw} \times 10,000 \text{ Btu/Kwh} = 375,000,000 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{poder calorífico} = 17,110 \text{ Btu/lb}$$

$$\frac{375,000,000 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 21,917 \text{ lb/hr de gas natural}$$

consumiendo 3068.48 lb de aire/ 10^6 Btu

$$3068.48 \text{ lb}/10^6 \text{ Btu} \times 375 \times 10^6 \text{ Btu/hr} = 1,150,680 \text{ lb/hr}$$

Considerando la misma entalpia de salida de -
los gases de combustión, 210 Btu/lb, ~~se tienen~~ 245,245,370 —
Btu/hr disponibles.

Para generar los otros 12,500 Kw, se utiliza - una turbina de vapor a condensación total que consume vapor - de 850psig y 900°F. Se necesitan 8.74 lb de vapor/Kwh

$$12,500\text{Kw} \times 8.74 \text{ lb/Kwh} = 109,250 \text{ lb/hr de vapor de } 850\text{psig}$$

La generación de vapor se efectúa en dos niveles, el de alta de 850psig y 900°F, que satisface las necesidades del proceso y del turbogenerador de vapor y el de **media** que únicamente tiene que suministrar las 810,000 lb/hr de vapor de 275psig y 600°F al proceso.

En este caso los gases de combustión se envían a la caldera generadora de vapor de alta. Como el vapor generado debe tener una temperatura de 900°F, misma que traen los gases de combustión de la turbina, se usará una caldera de dos secciones; en la primera sección se calentará el vapor hasta determinado punto con los gases de combustión y en la segunda sección se calentará hasta 900°F con el gas natural.

Los cálculos en esta caldera son los siguientes:

se necesitan generar :

109,250 lb/hr de vapor para el turbogenerador

235,000 lb/hr de vapor para el proceso

344,250 lb/hr

344,250 lb/hr x 1250.56 Btu/lb = 430,505,280 Btu/hr

eficiencia = 0.85

$$\frac{430,505,280 \text{ Btu/hr}}{0.85} = 506,476,800 \text{ Btu/hr}$$

se tienen 246,245,370 Btu/hr de los gases de combustión, por-
lo que se necesitan: 260,231,430 Btu/hr

poder calorífico = 17,110 Btu/lb

$$\frac{260,231,430 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 15,209 \text{ lb/hr de gas natural}$$

$$\begin{aligned} 807 \text{ lb de aire}/10^6 \text{ Btu} \times 260.231430 \times 10^6 \text{ Btu/hr} &= \\ &= 210,007 \text{ lb/hr de aire} \end{aligned}$$

Para la generación de las 810,000 lb/hr de va-
por de 275psig y 600°F :

$$810,000 \text{ lb/hr} \times 1109.06 \text{ Btu/lb} = 898,338,600 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{eficiencia} = 0.85$$

$$\frac{898,338,600 \text{ Btu/hr}}{0.85} = 1,056,868,941 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{poder calorífico} = 17,100 \text{ Btu/lb}$$

$$\frac{1,056,868,941 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 61,769 \text{ lb/hr de gas natural}$$

$$\begin{aligned} 807 \text{ lb de aire}/10^6 \text{ Btu} \times 1056.868941 \times 10^6 \text{ Btu/hr} &= \\ &= 852,923 \text{ lb/hr de aire} \end{aligned}$$

La purga de esta caldera se calcula con la misma fórmula, pero con concentraciones límites diferentes:

$$\%B = \frac{C_f}{C_m - C_f} \times 100$$

en este caso:

$$C_f = 2 \text{ ppm}$$

$$C_m = 3000 \text{ ppm}$$

$$\%B = \frac{2}{3000 - 2} \times 100$$

$$\%B = 0.0667$$

NOTA: Consultar el diagrama de flujo y el balance de materia en el apéndice.

Descripción de la Alternativa # 4-B

Todas las etapas del tratamiento de aguas, no sufren modificación alguna con respecto a las alternativas anteriores. En este caso no hay condensado de los turbogeneradores, por lo cual las unidades de tratamiento de condensado-limpio serán diseñadas para manejar una menor capacidad.

En este caso la generación de electricidad se efectúa también mediante una combinación de los dos tipos de turbinas una de gas y la otra de vapor. La diferencia para con la alternativa # 4-A es que la turbina de vapor no opera a condensación total, sino que el vapor se extrae cuando llega al nivel de media presión que se requiere en el proceso y se suministra al mismo. Así pues, el turbogenerador de vapor manejará 810,000 lb/hr de vapor de 850psig que dejará expandir hasta 275psig. El primer cálculo es pues para saber la cantidad de electricidad que se generará en estas condiciones:

se necesitan 33.17 lb/Kwh que se expanden de 850psig hasta 275psig:

$$\frac{810,000 \text{ lb/hr}}{33.17 \text{ lb/Kwh}} = 24,420 \text{ Kw}$$

Así se encuentra que el turbogenerador de vapor generará 24,420Kw de los 50,000 Kw necesarios, por lo que tenemos que generar 25,580 Kw con el turbogenerador de gas:

$$10,000 \text{ Btu/Kwh} \times 25,580 \text{ Kw} = 225,800,000 \text{ Btu/hr}$$

poder calorífico = 17,110 Btu/lb

$$\frac{225,800,000 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 14,950 \text{ lb/hr de gas}$$

$$3068.48 \text{ lb}/10^6 \text{ Btu} \times 255.8 \times 10^6 \text{ Btu/hr} =$$

$$= 784,917 \text{ lb/hr de aire}$$

Los gases de combustión con una entalpia de -- 210 Btu/lb, son enviados a la caldera generadora de vapor de alta presión. Esta alternativa tiene la ventaja de que solamente se genera un solo nivel de vapor: 850psig y 900°F.

$$210 \text{ Btu/lb} \times 799,868 \text{ lb/hr} = 167,972,175 \text{ Btu/hr}$$

Se necesitan generar 1,045,000 lb/hr de vapor de alta presión: 235,000 lb/hr para ser usadas directamente en el proceso y 810,000 lb/hr para el turbogenerador de vapor y luego al proceso como vapor de media presión:

$$1,045,000 \text{ lb/hr} \times 1250.56 \text{ Btu/lb} = 1,306,835,200 \text{ Btu/hr}$$

eficiencia = 0.85

$$\frac{1,306,835,200 \text{ Btu/hr}}{0.85} = 1,537,453,176 \text{ Btu/hr}$$

Se tienen 167,972,175 Btu/hr de los gases de combustión, por lo que son necesarios 1,369,481,001 Btu/hr - adicionales:

poder calorífico = 17,110 Btu/lb

$$\frac{1,369,481,001 \text{ Btu/hr}}{17,110 \text{ Btu/lb}} = 80,040 \text{ lb/hr de gas natural}$$

$$807 \text{ lb de aire}/10^6 \text{ Btu} \times 1369.481001 \times 10^6 \text{ Btu/hr} = 1,105,171 \text{ lb/hr de aire}$$

Esta alternativa es sumamente sencilla.

NOTA: Consultar el diagrama de flujo y el balance de materia en el apéndice.

OPCIÓN DE LA DESCRIPCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS
(incluye únicamente las calderas y las turbinas con sus condensadores)

	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3	Alternativa 4-A	Alternativa 4-B
Calderas:	1 caldera que genera vapor de 275psi para el proceso y para la turbina de vapor	2 calderas; una que genera vapor de 275psi para el proceso y otra que genera vapor de 850psi para la turbina de vapor y para el proceso	2 calderas; una que genera vapor de 275psi y que utiliza los gases calientes de la turbina de vapor y otra que genera vapor de 850psi	2 calderas; una que genera vapor de 275psi para el proceso y otra que genera vapor de 850psi para el proceso y para la turbina de vapor que usa los gases de la turbina de gas	1 caldera que genera vapor de 850psi para la turbina de vapor y para el proceso y que usa los gases calientes de la turbina de gas
turbinas generadoras de electricidad	turbina de vapor con extracción lateral de vapor de 850psi	turbina de vapor a condensación total. vapor de 850psi	turbina de gas que manda sus gases exanustos a las calderas	turbina de gas de 37,500kw que manda sus gases exanustos a las calderas y turbina de vapor de 12,500kw, vapor de 850psi a condensación total	turbina de gas de 25,500kw que manda sus gases exanustos a las calderas y turbina de vapor de 24,420kw, vapor de 850psi con extracción lateral a 275psi
Condensadores de las turbinas	si se usa	si se usa	no se usa	si se usa	no se usa

EVALUACION DE ALTERNATIVAS

En la actualidad existe un gran problema para la evaluación preliminar de algún equipo o sistema que acaba de ser diseñado. Las compañías proveedoras rehuyen el dar información alguna si no es en forma de cotización, para lo cual hay que cumplir con una serie de requisitos y formalidades que en el caso de una evaluación preliminar es completamente imposible suministrar.

La evaluación económica debe estar completamente ligada al diseño ingenieril, ya que es una parte integral de él. A menos de tener una experiencia muy basta en el campo o especialidad referidos, es muy idealista el diseñar equipos sin los costos adecuados.

En México la información disponible al respecto es completamente nula. No existe ninguna guía que pueda indicar, ni siquiera remotamente, el precio de lo que se intenta construir. Las evaluaciones que actualmente se llevan a cabo en la industria de diseño o planeación, son consecuencia de la mucha o poca experiencia de la firma o de sus integrantes al respecto, información, que dicho sea de paso, es guardada celosamente.

Por todo lo anterior, es claro que para el estudiante, para el recién iniciado en el campo que vaya a tratar, o bien para cualquier persona que no esté compenetrada - en la experiencia económica del equipo que quiera evaluar, es sumamente difícil el hacer una evaluación preliminar de algún equipo o sistema de proceso.

El recurso generalizado es el acudir a las revistas americanas, que si no totalmente adecuadas a nuestro medio, al menos se puede disponer de mucha más información.

En el caso del presente trabajo, tal es la situación. Para la evaluación de Torres de Enfriamiento, Condensadores y Calderas con desaereadores, se siguieron las gráficas publicadas por Guthrie, K.M.; Grace, W.R.; & Co. en la revista Chemical Engineering del 24 de marzo de 1969, bajo el título de "Capital Cost Estimating". Para bombas, las gráficas publicadas por Guthrie, K.M. en el Chemical Engineering - del 11 de octubre de 1971, bajo el título de "Pump and Valve-Costs".

Para los datos de costos de turbogeneradores y equipos de tratamiento de aguas se siguieron datos de experien

cias personales recopiladas y transformadas a modelos que en su oportunidad se explicarán.

Para la actualización de los costos se utilizaron los índices de la revista Chemical Engineering a diciembre de 1975.

Aunque pudiera existir la objeción de que los costos no estuvieran adecuados al medio económico mexicano, - ésta carece de importancia, ya que a la capacidad que esta tesis trabaja, las cotizaciones y adquisiciones son mediante concursos, en su mayoría compuestos por firmas extranjeras.

Los costos fijos se estimaron de la siguiente forma:

a) Mantenimiento:

5% anual sobre la inversión total

b) Depreciación:

lineal a 10 años

c) Intereses sobre capital:

7% anual sobre la inversión total

Los costos estimados en este estudio son todos L.A.B. en el lugar de producción, incluyendo también la instalación, con material y equipo.

La forma es la siguiente:

A) Para torres de Enfriamiento:

Se lee de la gráfica el costo base en función de la capacidad de la torre en gpm. El costo base incluye:

- torre de enfriamiento
- basín de concreto
- bombas y ventiladores
- erección en el campo
- costos indirectos de subcontratados

Costo de la Torre = (Costo base x F_c) Índice

El factor F_c depende del rango de enfriamiento. Así para un rango de 30°F , $F_c = 1.95$. El índice es la actualización del precio al año de referencia.

Costo total de la torre = costo de la torre x factor modular básico

factor modular básico = 1.75

El factor modular básico, para este caso y los subsecuentes, incluye todos los elementos de costo directos e indirectos en el módulo de proceso y se usa como multiplicador del costo del equipo. Es la medida del dinero necesario para integrar el equipo al sistema de proceso.

B) Para condensadores:

Con la superficie necesaria, se lee el costo - base que incluye la fabricación completa.

$$\text{costo base} = (\text{costo} \cdot (F_d + F_p) F_m)$$

$$\text{costo total del condensador} = \text{costo modular básico} + (\text{costo base actualizado} - \text{costo base})$$

$$\text{costo base actualizado} = \text{costo base} \times \text{índice}$$

$$\text{costo modular básico} = \text{costo base} \times \text{factor modular básico}$$

$$\text{factor modular básico} = 3.29$$

El factor F_d , depende del tipo del cambiador, - que en este caso es 1.00 . El factor F_p es función de la - presión de diseño, que como en este caso no excede de 150psi, es de 0.00 . El factor F_m es función del material usado - que en este caso es acero al carbón y por lo tanto es de 1.00 El índice es para la actualización del costo.

C) Para bombas:

Se obtiene primero del C/H de trabajo

$$C/H = \text{gasto (gpm)} \times \Delta P \text{ (psi)}$$

Con el C/H se lee el costo base de la bomba.-
El costo base de la bomba, centrífuga en este caso, incluye -
el motor y la base.

$$\text{costo total de la bomba} = (\text{costo base})(F_m)(F_s)(\text{factor modular básico})(\text{índice})$$

El factor F_m depende del material usado que --
siendo acero al carbón es de 1.20 . El factor F_s es función
de la presión de succión que como en todos los casos a tratar
es menor de 150psi equivale a 1.00 . El factor modular bási
co es igual a 1.75 .

D) Para calderas y desaeradores

Con la producción de vapor en lb/hr se obtiene
al costo base, el cual incluye:

- todos los materiales; ventiladores, instrumentos, controles,
quemadores, etc.
- desaerador
- sistema de dosificación de agentes químicos
- acero estructural y plataformas
- construcción
- costos indirectos de subcontratados

costo de la caldera = (costo base ($F_p + F_s$)) índice

F_p depende de la presión del vapor, para 850 -
psig es igual a 1.22 , y para 275psig es de 1.00 . El -
factor F_s es función del sobrecalentamiento; para 900°F es de
0.24 y para 600°F es de 0.13 .

costo total de la caldera = costo de la caldera x factor
modular básico

factor modular básico = 1.96

E) Turbogeneradores

Siguen los modelos siguientes:

para turbinas de gas.-

$$y = 320.56 x - 2,573,138$$

valido para $10,000 \leq x \leq 50,000$

para turbinas de vapor.-

$$y = 180.56 x - 1,736,441$$

valido para $10,000 \leq x \leq 50,000$

en donde : y = costo base estimado en dólares

x = potencia en Kw

Aunque el costo del generador nunca se **cotiza** - separadamente de las turbinas, en este estudio se hará así debido a los datos conseguidos. Como es en todas las alternativas un potencia generada constante, el costo del generador de corriente alterna se estimó en \$2,000,000 U.S.

$$\text{costo del turbogenerador} = \text{costo base de la turbina} + \\ + \text{costo del generador}$$

$$\text{costo total del turbogenerador} = \text{costo del turbogenerador} \\ \times \text{factor modular básico}$$

$$\text{factor modular básico} = 1.46$$

F) Desmineralizador:

Se efectúa conforme a las gráficas # 1, 2 y 3 incluidas posteriormente. El factor modular básico es de - 1.3 .

$$\text{costo total del desmineralizador} = \text{costo del desminera-} \\ \text{lizador} \times \text{factor modular básico}$$

G) Pretratamiento

El equipo dosificador y los filtros se evalúan de la siguiente forma:

filtros gravimétricos.-

$$y = 241.03 x - 33,900$$

en donde: y = costo del filtro en dólares

x = capacidad en gpm

filtros a presión.-

$$y = 70.63 x + 45745.52$$

en donde: y = costo del filtro en dólares

x = capacidad en gpm

Los filtros son de arena y antracita y su factor modular básico es de 1.3 .

El dosificador se estima directamente en un valor de \$ 60,000 U.S.

H) Unidad de tratamiento de Condensado Aceitoso

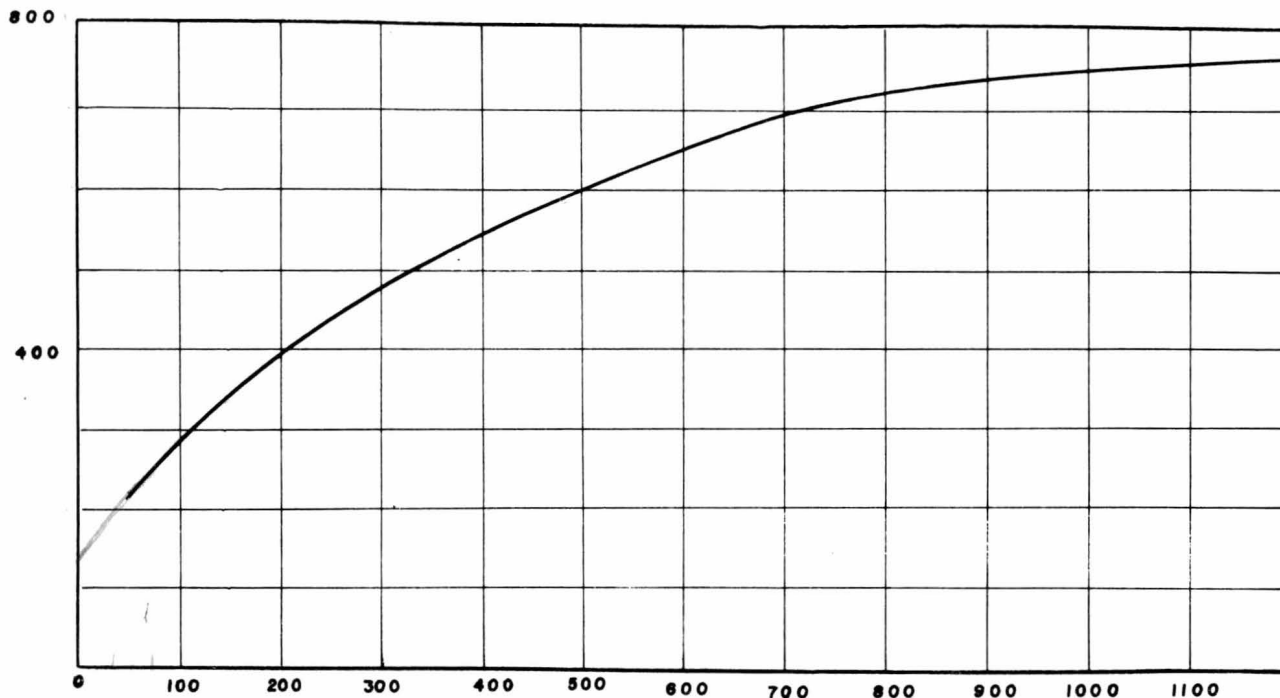
El coalescedor se evalúa como un filtro a presión y con un factor modular básico de 1.6 . Como el flujo es constante en todas las alternativas, 1000 gpm, el costo - del coalescedor es:

$$116,376 \times 1.6 = \$ 186,200 \text{ U.S.}$$

I) Unidad de tratamiento de Condensado Limpio:

La cama mixta se evalúa con las graficas # 1 ,
2, y 3. Los filtros de carbón activado como filtros a --
presión. J

miles de pesos

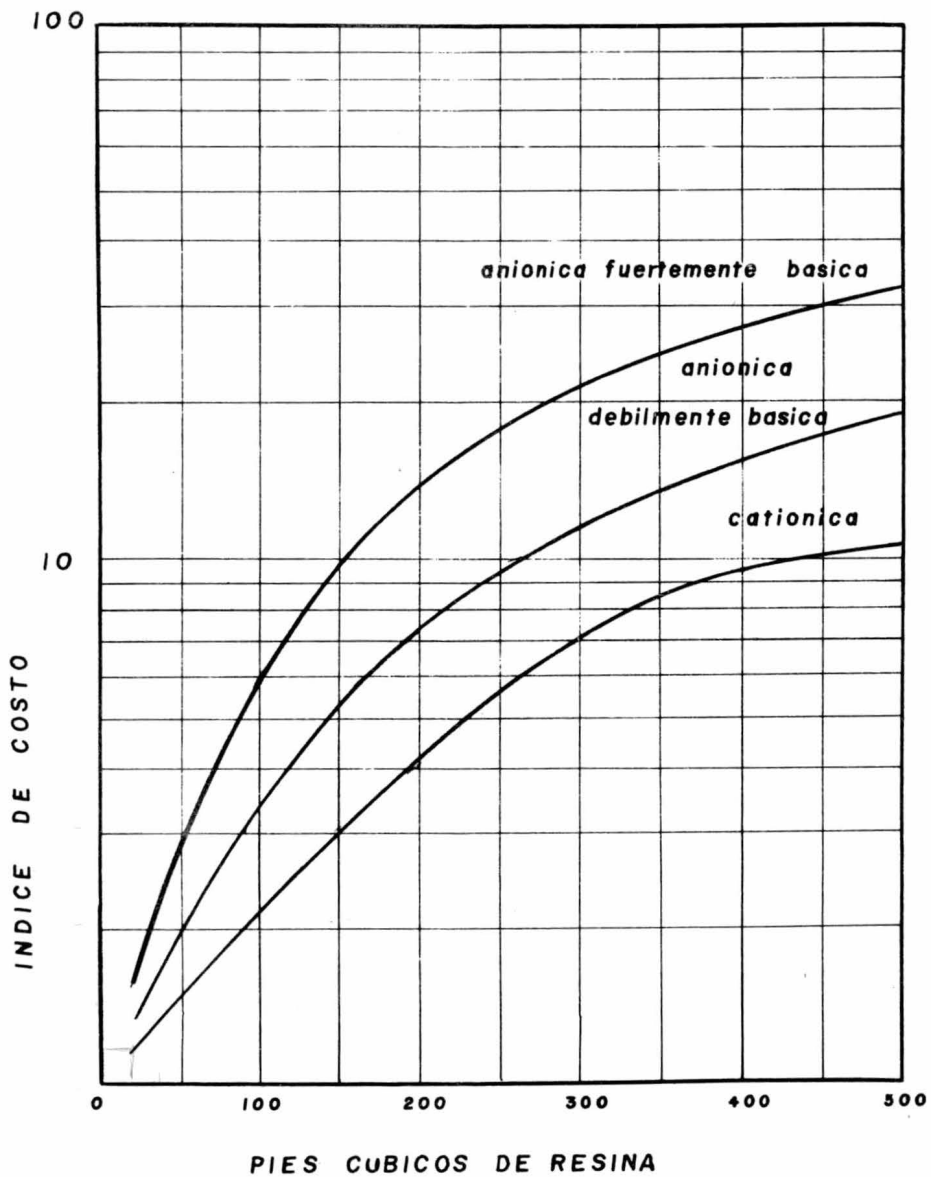


Galones por Minuto

Costos de Desgasificadores
Tiro Forzado motor, ventilador
basin recolector, controlador de
nivel, bombas. *dicembre 1975*

para desgasificadores
al vacio multiplique al costo por

50-250 G.P.M.	2.
250-650	1.5
650-1000	1.2



IC x FC = Costo de Resina (pesos)

FC = 67500

diciembre 1975

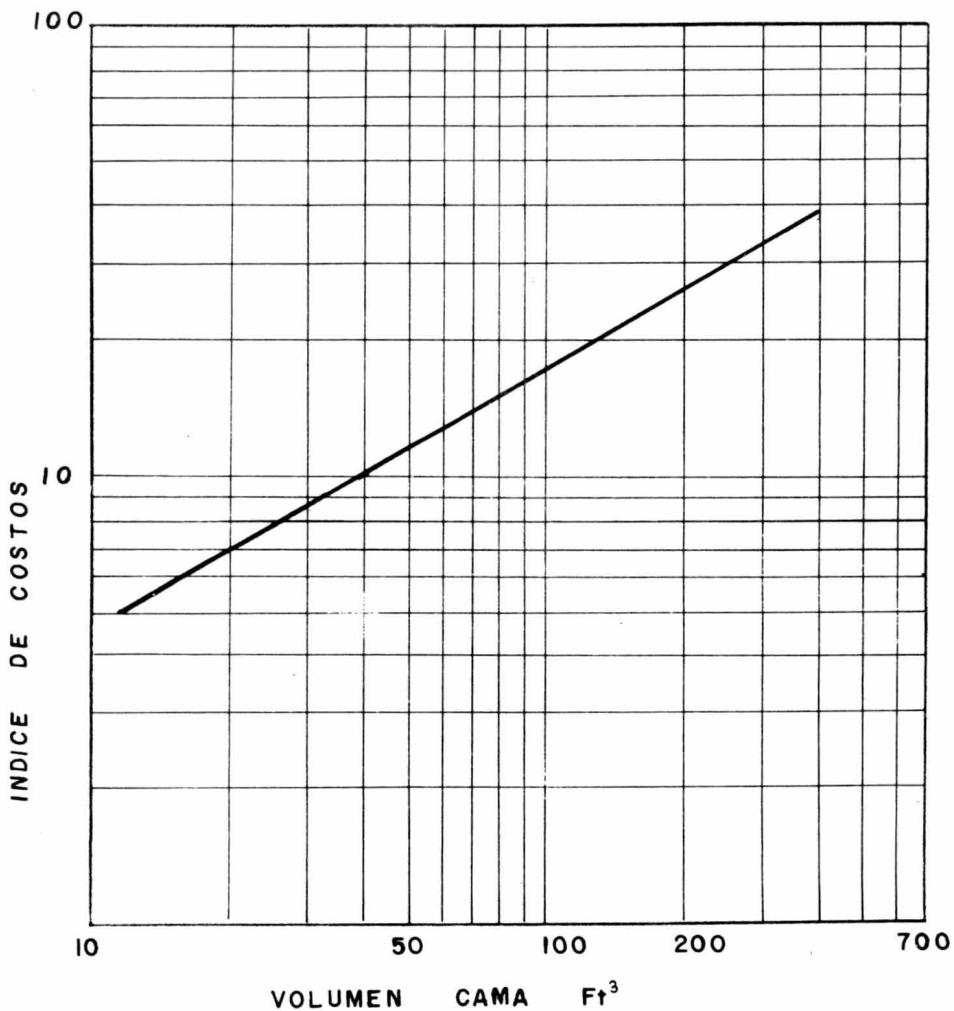


FIGURA PARA CALCULO DE UN RECIPIENTE CON
RECUBRIMIENTO DE HULE CON UNA CAMA DE 27"

Y UNA ALTURA DEL RECIPIENTE DE 6 Ft

$IC \times FC =$ Costo del Equipo (pesos)

$FC = 67500$

diciembre de 1975

Resumen de la Alternativa # 1

Inversión:	(pesos M.N.)
A) Torres de Enfriamiento	85,163,000
B) Condensadores	4,942,000
C) Bombas	21,235,000
D) Caldera y Desaerador	265,592,000
E) Turbogenerador de Vapor	175,895,000
F) Desmineralizador	25,253,000
G) Pretratamiento	24,001,000
H) Unidad de Tratamiento de Condensado Aceit.	2,453,000
I) Unidad de Tratamiento de Condensado Limp..	<u>6,562,000</u>
Inversión Total	611,096,000

Costos Anuales de Operación

A) Variables:

a) combustible	73,993,000
b) reactivos	2,892,000
c) operadores	<u>1,500,000</u>
costos variables totales	78,385,000

B) Fijos:

a) mantenimiento	30,559,000
b) depreciación	61,119,000
c) intereses sobre el capital	<u>42,783,000</u>
costos fijos totales	134,461,000
Costos Anuales de Operación Totales	212,846,000

Resumen de la Alternativa # 2

Inversión	(pesos M.N.)
A) Torres de Enfriamiento	92,131,000
B) Condensadores	9,685,000
C) Bombas	21,856,000
D) Calderas y Desaerador	268,220,000
E) Turbogenerador de Vapor	175,895,000
F) Desmineralizador	25,253,000
G) Pretratamiento	25,392,000
H) Unidad de Tratamiento de Condensado Ac....	2,328,000
I) Unidad de Tratamiento de Condensado Lim...	<u>7,719,000</u>
Inversión Total	628,479,000

Costos Anuales de Operación

A) Variables:

a) combustible	81,100,000
b) reactivos	3,082,000
c) operadores	<u>1,500,000</u>
costos variables totales	85,682,000

B) Fijos:

a) mantenimiento	31,424,000
b) depreciación	62,848,000
c) intereses sobre el capital	<u>43,993,000</u>
costos fijos totales	138,265,000
Costos Anuales de Operación Totales	223,947,000

Resumen de la Alternativa # 3

Inversión	(pesos M.N.)
A) Torres de Enfriamiento	77,808,000
B) Condensadores	-----
C) Bombas	17,469,000
D) Calderas y Desaereador	191,493,000
E) Turbogeneradores	292,403,000
F) Desmineralizador	25,253,000
G) Pretratamiento	22,517,000
H) Unidad de Tratamiento de Condensado Ac....	2,328,000
I) Unidad de Tratamiento de Condensado Lim...	<u>5,328,000</u>
Inversión Total	634,599,000

Costos Anuales de Operación

A) Variables:

a) combustible	63,097,000
b) reactivos	2,694,000
c) operadores	<u>1,500,000</u>
costos variables totales	67,291,000

B) Fijos:

a) mantenimiento	31,730,000
b) depreciación	63,460,000
c) intereses sobre el capital	<u>44,422,000</u>
costos fijos totales	139,612,000
Costos Anuales de Operación Totales	206,903,000

Resumen de la Alternativa # 4-A

Inversión	(pesos M.N.)
A) Torres de Enfriamiento	81,320,000
B) Condensadores	2,421,000
C) Bombas	18,575,000
D) Calderas y Desaerador	215,101,000
E) Turbogeneradores	207,197,000
F) Desmineralizador	25,253,000
G) Pretratamiento	23,249,000
H) Unidad de Tratamiento de Condensado Ac....	2,328,000
I) Unidad de Tratamiento de Condensado Lim...	<u>5,978,000</u>
Inversión Total	581,422,000

Costos Anuales de Operación

A) Variables:

a) combustible	67,087,000
b) reactivos	2,790,000
c) operadores	<u>1,500,000</u>
costos variables totales	71,377,000

B) Fijos:

a) mantenimiento	29,071,000
b) depreciación	58,142,000
c) intereses sobre el capital	<u>40,699,000</u>
costos fijos anuales	127,912,000
Costos Anuales de Operación Totales	199,289,000

Resumen de la Alternativa # 4-B

Inversión	(pesos M.N.)
A) Torres de Enfriamiento	77,808,000
B) Condensadores	-----
C) Bombas	19,086,000
D) Caldera y Desaerador	191,817,000
E) Turbogenerador	187,969,000
F) Desmineralizador	25,253,000
G) Pretratamiento	22,540,000
H) Unidad de Tratamiento de Condensado Ac....	2,328,000
I) Unidad de Tratamiento de Condensado Lim...	<u>5,328,000</u>
Inversión Total	532,129,000

Costos Anuales de Operación

A) Variables:

a) combustible	64,438,000
b) reactivos	2,696,000
c) operadores	<u>1,500,000</u>
costos variables totales	68,634,000

B) Fijos:

a) mantenimiento	26,606,000
b) depreciación	53,213,000
c) intereses sobre el capital	<u>37,249,000</u>
costos fijos totales	117,068,000
Costos Anuales de Operación Totales	185,702,000

TABLA COMPARATIVA DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS
EN LA EVALUACION DE LAS ALTERNATIVAS

	Alt. 1	Alt. 2	Alt. 3	Alt. 4-A	Alt. 4-B
Inversión Inicial	611,096,000	628,479,000	634,599,000	581,422,000	532,129,000
Costos Variables Totales	78,385,000	85,682,000	67,291,000	71,377,000	68,634,000
Costos Fijos Totales	134,461,000	138,265,000	139,612,000	127,912,000	117,068,000
Costos Anuales de Operación Totales	212,846,000	223,947,000	206,903,000	199,289,000	185,702,000



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1.- De los resultados obtenidos en el capítulo anterior (Evaluación de Alternativas), se concluye que las alternativas a elegir son las que incluyen el tandem de turbogenerador de gas y de vapor y particularmente la alternativa # 4-B.
- 2.- La inversión inicial de la alternativa # 4-B es la más baja y esto es debido a tres razones principales: La primera de ellas es el costo de los turbogeneradores, que si bien no son tan baratos como si se tratara únicamente de turbogeneradores de vapor, si abate el costo en forma determinante con respecto a las alternativas # 3 y 4-A, - en que se usan turbinas de gas de 50,000 Kw y 37,000 Kw - respectivamente. Otra razón importante es el costo de la caldera; éste no es alto debido a que únicamente se genera un nivel de vapor. La tercera razón es que no se usa condensador para los turbogeneradores, lo que implica el uso de agua de enfriamiento que influye grandemente en el tamaño de las torres de enfriamiento y el costo de las bombas de la misma.
- 3.- La unidad de tratamiento de condensado limpio y el pretratamiento también se reducen de tamaño, lo que contribuye a bajar un poco la inversión inicial de la alternativa - 4-B.

- 4.- Debido a que la inversión inicial de la alternativa 4-B es la más baja, los costos fijos anuales también son los menores, ya que como se planteó en el capítulo segundo, - estos se calculan como un porcentaje sobre la inversión - inicial.
- 5.- El único punto en el cual no resulta más económica la alternativa 4-B es en los costos variables anuales. Lo anterior es debido a la economía de combustible de la alternativa # 3: \$ 63,097,000 M.N. contra \$ 64,438,000 M.N. de la alternativa # 4-B. Esta diferencia apenas apreciable, se compensa con el ahorro representado en la inversión inicial y en los costos fijos.
- 6.- Este resultado es esperado. El hecho de producir primero vapor, para después transformar esa energía en electricidad, implica dos transformaciones de energía que obviamente deben aumentar la entropía del sistema. Los turbogeneradores de gas son, desde ese punto de vista, mejores, - teniendo sin embargo la desventaja de ser más caros.
- 7.- También el hecho de trabajar una turbina de vapor a condensación total es sumamente antieconómico, ya que se está desperdiciando todo el calor latente del vapor. Lo -

ideal sería agotar el vapor de la turbina hasta una presión baja. En este caso no es posible, debido a que el proceso no requiere de vapor de baja presión.

- 8.- Otro punto a favor de la alternativa # 4-B y también de la # 4-A, es su elasticidad de operación, mayor que en las alternativas # 1, 2, y 3.
- 9.- Algo que debe notarse es que el sistema de desmineralización prácticamente no cambia para todas las alternativas y que algo que si influye en el costo es el satisfacer las demandas de agua de enfriamiento del condensador del turbogenerador.
- 10.- La alternativa # 4-B, aún demostrando ser la más económica, es la menos aplicada en México en la actualidad, simplemente por costumbre de usar arreglos del tipo de la alternativa # 1. Está dentro de los propósitos de este modesto trabajo el influir en algo para que el criterio de selección de los Servicios Auxiliares tome en cuenta los hechos demostrados en él.

BIBLIOGRAFIA:

- 1.- PEMEX, Memoria de Labores, México, 1971.
- 2.- PEMEX, Programa de Operación para 1976, México, 1976.
- 3.- Wilson, W.B., J.M. Kovacik, Slection of Turbine Systems to Reduce Industrial Energy Costs, API Refining Departament; 41st Midyear Meeting, 1976.
- 4.- Slack, J.B., Energy Systems in Large Process Plants, Chemical Engineering, 79, 2, 107-111 (1972).
- 5.- Kolp, D.A., Gas Turbine Heat Recovery for Repowering Applications, For presentation to: "The American Public Power Association". Denver, Feb. 26 1974.
- 6.- Sulzer, Turbotur, (catalogo de la Cía Sulzer, sin fecha).
- 7.- Betz, Betz Handbook of Industrial Water Conditioning, Sixth Edition, 1962.
- 8.- Nordell, E., Water Treatment, Second Edition, Reinhold Publishing Corp., New York, 1961.
- 9.- Powell, S., Water Conditioning for Industry, First Edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York, 1954.

- 10.- Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, p. 194-219, Volume # 2, Gulf Publishing Co., Houston, 1964.
- 11.- Prater, N.H., How to Select Demineralization Systems, Petroleum Refiner, 39, 11, 261-266 (1960).
- 12.- Babcock & Wilcox Co., Steam, It's Generation and Use, Thirty Seven Edition, The Babcock & Wilcox Co., 1960.
- 13.- Instituto Mexicano del Petroleo, Seminario de Ingeniería Mecánica Petrolera, Sexta mesa redonda, Instituto Mexicano del Petroleo, 1971-1972.
- 14.- Monroe, L.R., Process Plant Utilities. Steam., Chemical Engineering, 77, Dic 14, 130-147 (1970).
- 15.- Perry, J.H., Chemical Engineers' Handbook, p. 277-280, Third Edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York, 1950.
- 16.- Vera de la Paz, E., Problemas de Aplicación de Turbinas de Vapor, Compresoras Centrífugas y Turbinas de Gas, Instituto Mexicano del Petroleo, México, 1975.
- 17.- Diesel & Gas Turbine Progress, Diesel & Gas Turbine World Wide Catalog, Edition 1972, Vol. 37, Wisconsin, 1972.

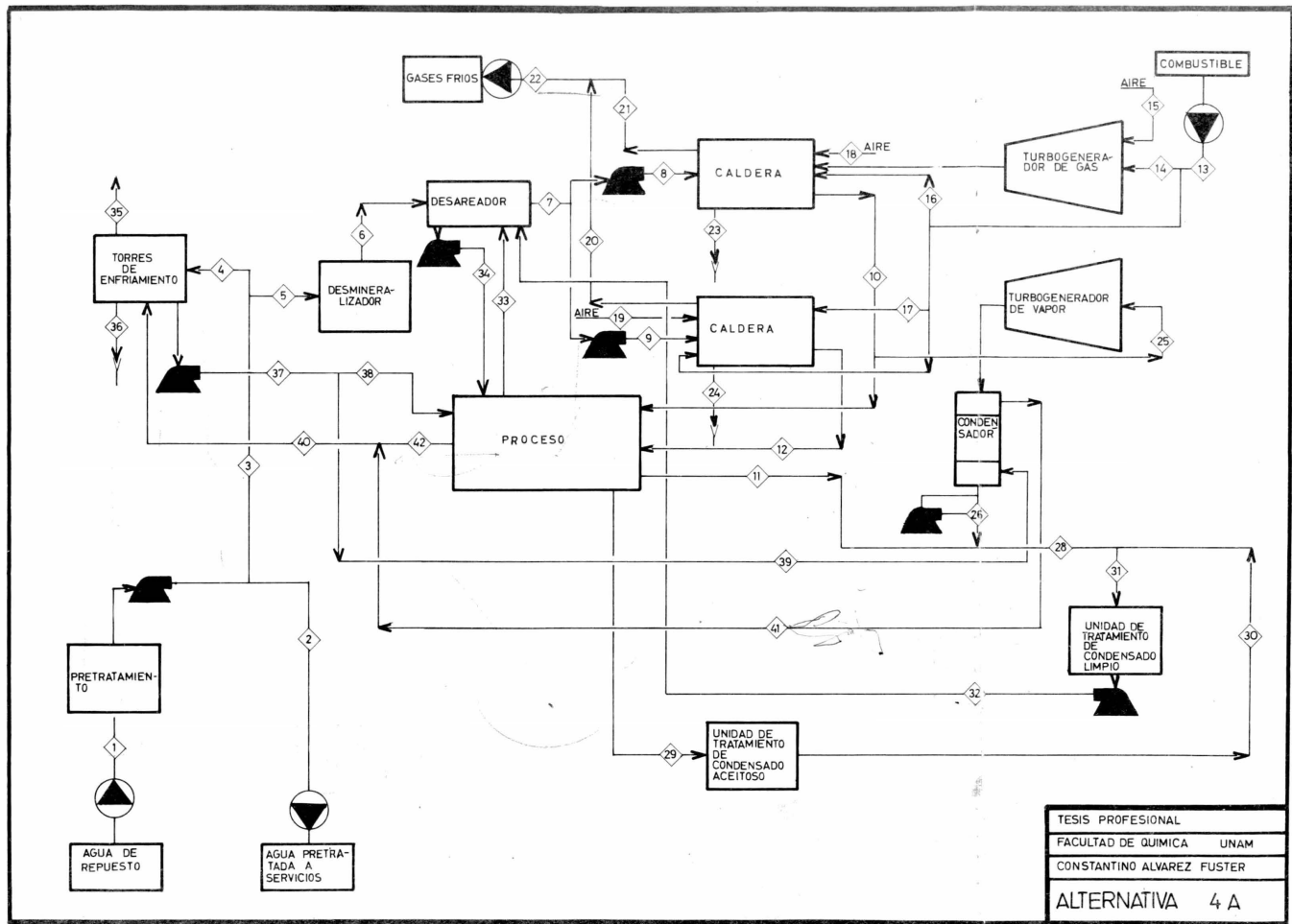
- 18.- Canadian Westinghouse Co. Ltd., Steam Turbine Course,
1969.
- 19.- Kern, D.Q., Process Heat Transfer, p. 301-309, McGraw
Hill Book Co. Inc., New York, 1950.
- 20.- Bennett, G.F., Industrial Waste-Water Treatment, Vol. 70,
AIChE, 1974.
- 21.- Rosenfeld, J., Forces and Coalescence Phenomena in a
Fibrous Bed, University of Michigan, 1973.
- 22.- Guthrie, K.M., Grace & Co., Capital Cost Estimating,
Chemical Engineering, 76, mar 24, 114-159, (1969).
- 23.- Guthrie, K.M., Pump and Valve Costs, Chemical Engineering,
78, oct 11, 151-159 (1971).
- 24.- Chemical Engineering, Economic Indicators, Chemical
Engineering, 83, 2, 100 (1976).
- 25.- Zanker, A., Estimating Cooling Tower Costs from Operating
Data, Chemical Engineering, 79, jun 12, 118-120,
(1972).

APENDICE

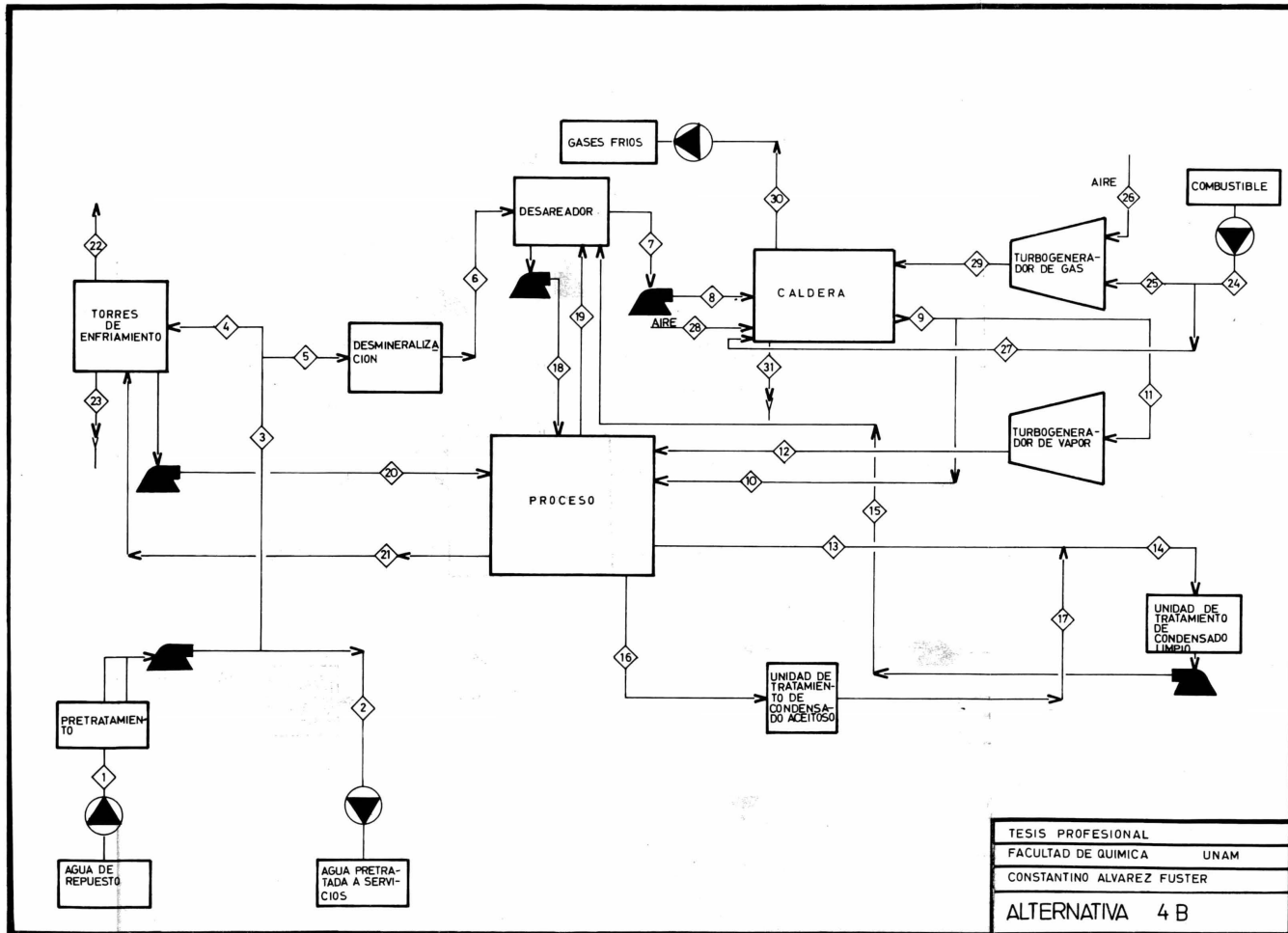
DIAGRAMAS DE FLUJO

BALANCE DE MATERIA

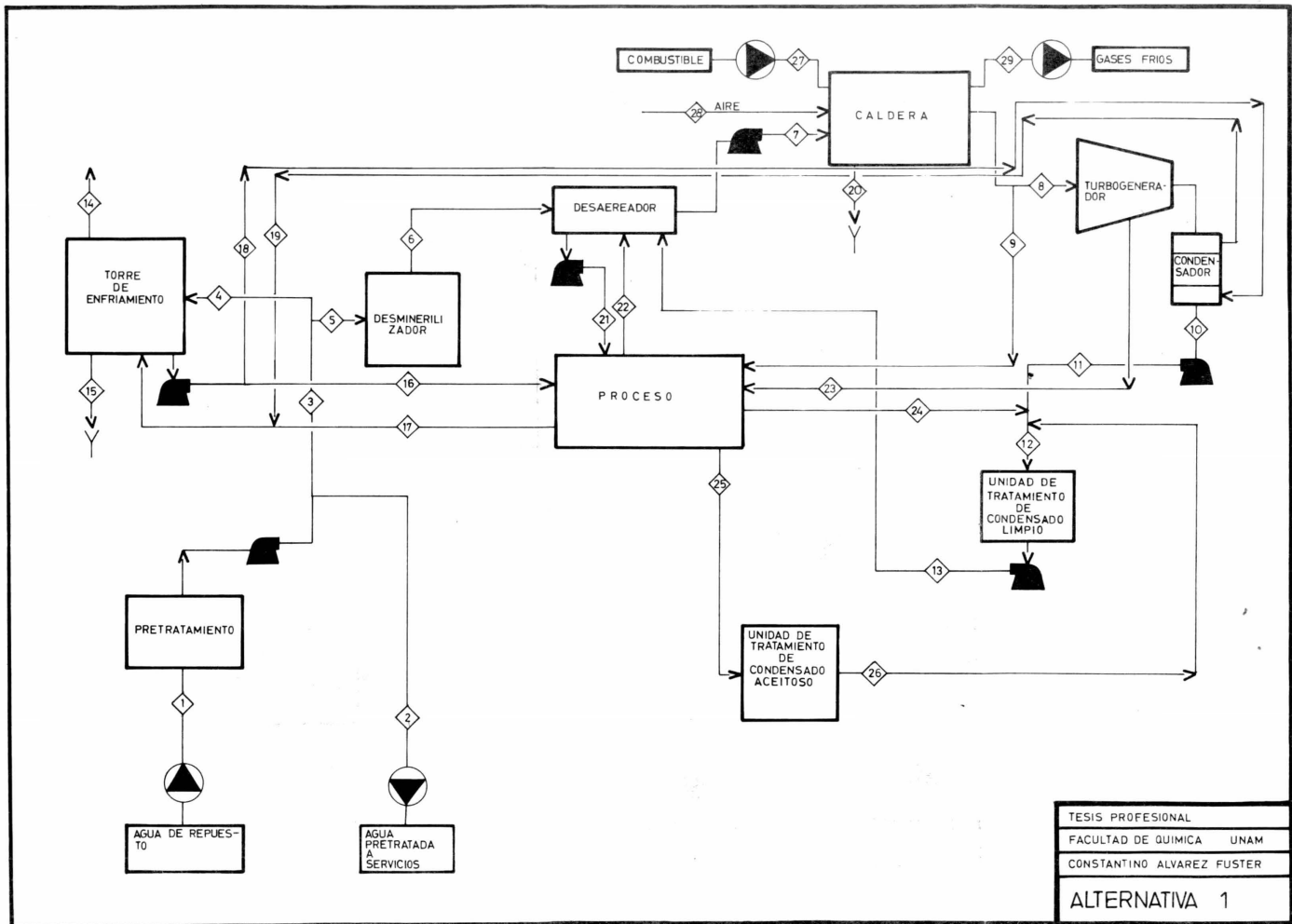
MEMORIAS DE CALCULO DE LA EVALUACION DE ALTERNATIVAS

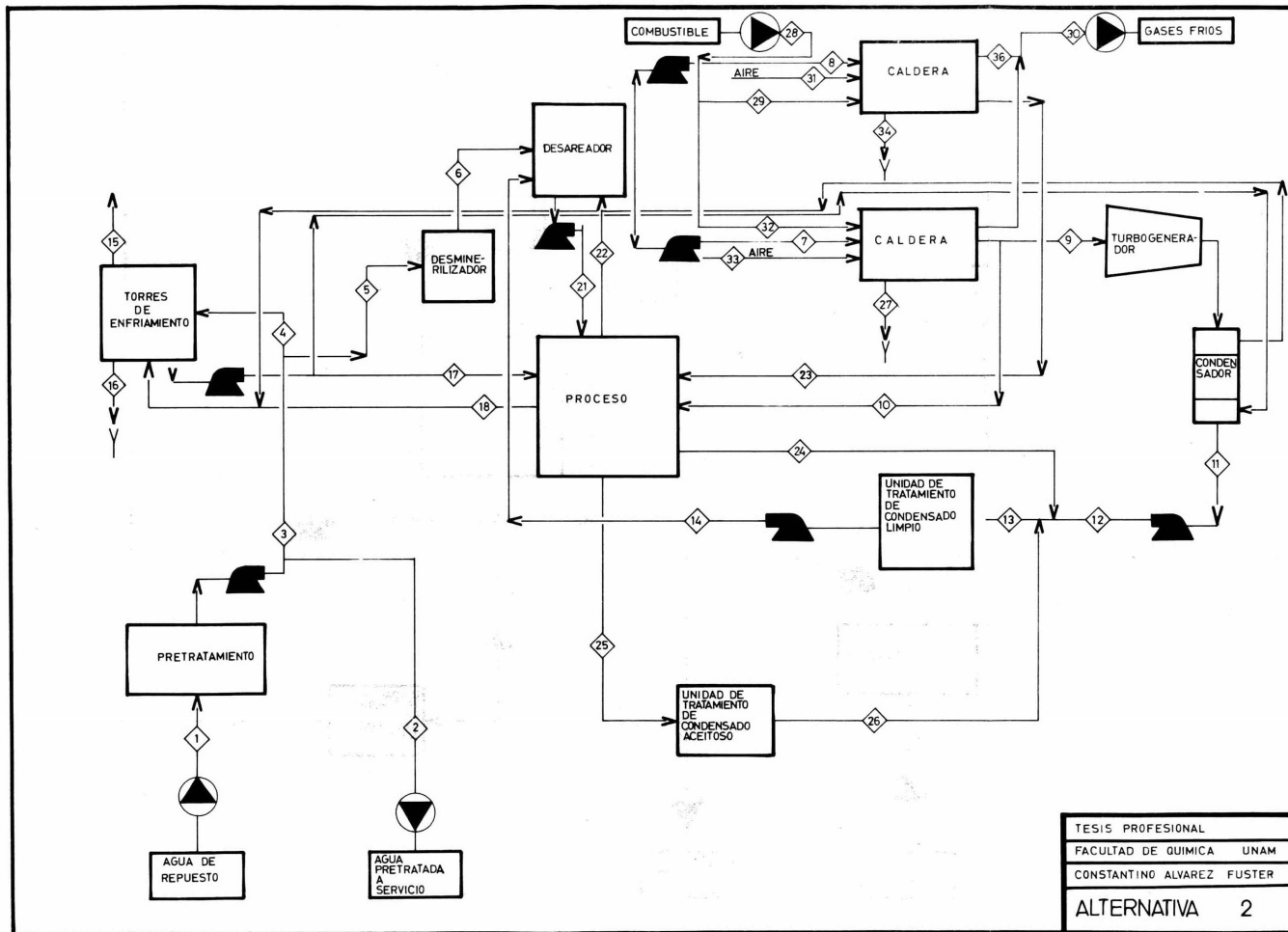


TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
CONSTANTINO ALVAREZ FUSTER	
ALTERNATIVA	4 A

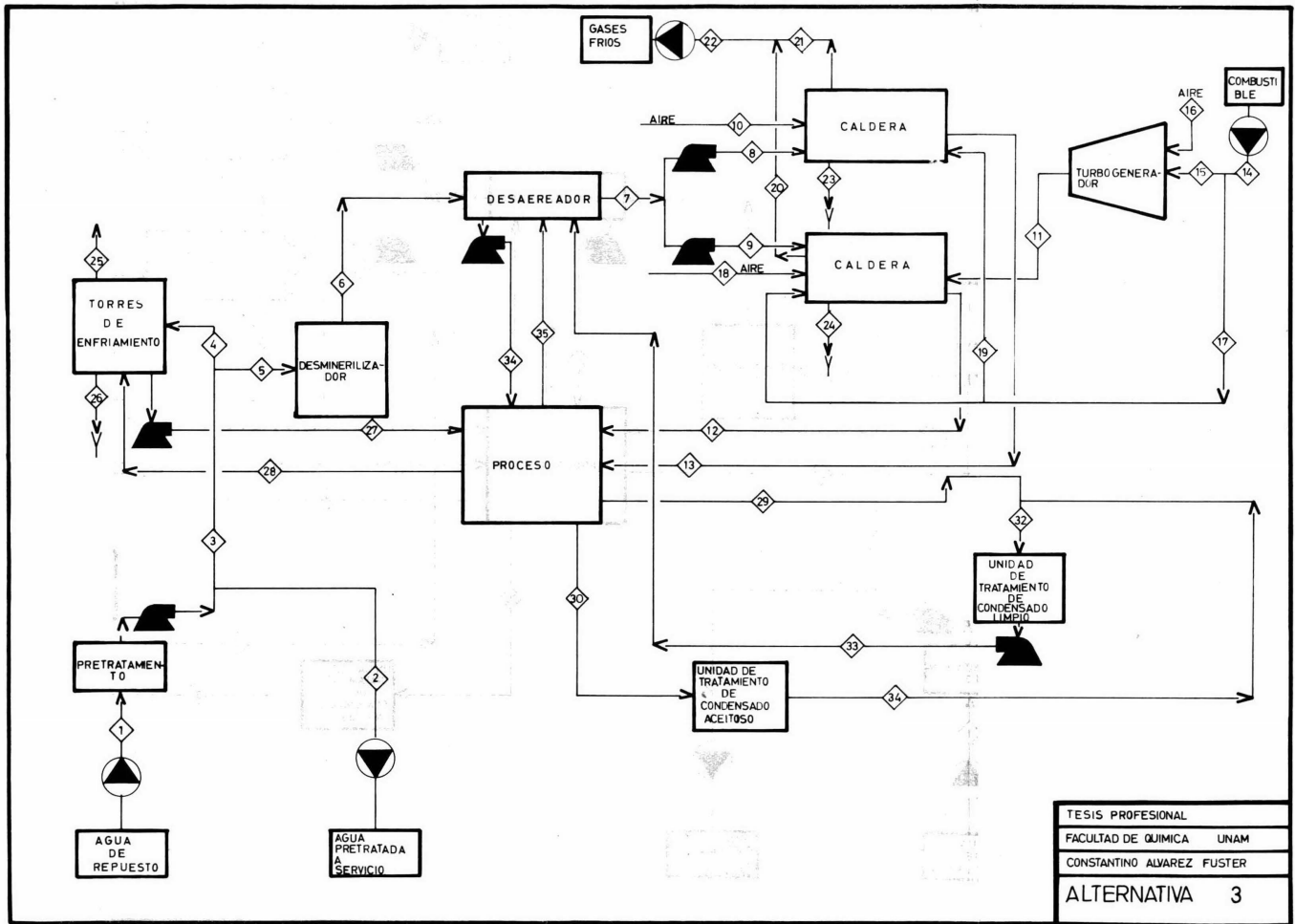


TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA	UNAM
CONSTANTINO ALVAREZ FUSTER	
ALTERNATIVA 4 B	





TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA UNAM	
CONSTANTINO ALVAREZ FUSTER	
ALTERNATIVA	2



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA UNAM
CONSTANTINO ALVAREZ FUSTER
ALTERNATIVA 3

Alternativa 1

Corriente		1		2		3		4		5		6		7	
P	psia	25	1.76	70	4.92	70	4.92	70	4.92	70	4.92	50	3.52	850	59.77
T	°F	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	210	98.89
	lb/hr	3032.437	1375.490	390.141	154.285	2492.296	1221.205	2116.296	960.231	575.348	260.973	575.348	260.973	1220.198	576.152
	lb/ft ³	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	57.76	0.9582
	GPM	6077		682		5395		4242		1153		1152		2650	
	ft ³ /seg														
		Agua de repuesto		Agua clarificada a Serv.PCBS Generales		Agua clarificada a Torres y Calderas		Agua clarificada a Torres de Enfriamiento		Agua clarificada de repuesto a calderas		Agua desmineralizada a Calderas		Agua desca-recada a Calderas	

Corriente		8		9		10		11		12		13		14	
P	psia	850	59.77	850	59.77	2 psia	0.1406 psia	55	3.87	55	3.87	50	3.52		
T	°F	900	482.22	900	482.22	126	52.22	126	52.22	157	69.44	157	69.44		
	lb/hr	1033.502	468.789	235.000	106.554	223.502	101.379	223.502	101.379	894.850	405.897	894.850	405.897	1403.115	863.238
	lb/ft ³	1.1026	0.0177	1.1026	0.0177	61.61	0.9878	61.61	0.9878	61.05	0.9789	61.05	0.9789		
	GPM					452		452		1828		1828			
	ft ³ /seg	260		59											
		Vapor de alta presión al turbogenerador		Vapor de alta presión al proceso		Líquido saturado condensado del turbogenerador		Condensado del turbogenerador		Condensado Limpio total		Condensados de retorno al descaerador		Pérdidas de la torre de enfriamiento por evaporación y arrastre	

Alternativa 1

Corriente		15		16		17		18		19		20		21	
P	psig			70	4.92	50	3.52	70	4.92	50	3.52	850	59.37	70	4.92
T	°F			85	29.5	85	29.5	85	29.5	115	46.11	500	260	210	98.89
	lb/hr			65,026.962	29,495.734	65,026.962	29,445.734	62,507.55	28,835.295	62,507.55	28,835.295	1696	769	350,000	158,757
P	lb/ft ³			0.9968	0.9968	0.9968	0.9907	0.9968	0.9968	0.9907	0.9907	48.95	0.7848	59.76	0.9582
	GPM			429	130.418	131,220		12,537		12,614		4		730	
	ft ³ /seg														
		Purga de la torre de enfriamiento		Agua de Enfriamiento al proceso		Agua Caliente a la Torre de Enfriamiento		Agua de enfriamiento al condensador del turbogenerador		Agua Caliente a la Torre de Enfriamiento		Purga de la Caldera		Agua para vapor de baja presión	

Corriente		22		23		24		25		26		27		28	
P	psig	50	3.52	275	19.34	55	3.87	70	4.92	55	3.87	200	14.06	0	0
T	°F	281	138.33	600	315.56	175	79.44	175	79.44	175	79.44	60	15.56	80	26.7
	lb/hr	150,000	68,039	810,000	367,410	170,900	77,519	500,448	227,000	500,448	227,000	109,075	49,476	1,506,088	683,150
P	lb/ft ³	0.1174	0.0019	0.45465	0.00729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	0.84679	0.01358	0.07117	0.00114
	GPM					351		1028		1028					
	ft ³ /seg	355		495								36		5878	
		Vapor de baja presión al desareador		Vapor de media presión al proceso		Condensado Limpio del proceso		Condensado Aceitoso del proceso		Condensado Limpio		Sys Natural		Aire para combustión	

Alternativa 1

Corriente	29						
P	psig	kg/cm ² man	-				
T	°F	°C	250	121.11			
	lb/hr	kg/hr	1,615.163	732.615			
P	lb/ft ²	g/cm ²					
	SPM						
	ft ³ /seg						
	Bases Frios						

Alternativa 2

Corriente	1		2		3		4		5		6		7	
P psig	25	1.76	70	4.92	70	4.92	70	4.92	70	4.92	50	4.92	850	59.77
T °F	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	210	98.89
lb/hr	3,209,518	1,455,813	340,141	154,285	284,377	1,301,528	2,244,286	1,040,671	515,091	260,857	575,091	260,857	672,898	305,221
ρ lb/ft ³	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	59.76	0.9982
GPM	6432	—	682	—	5750	—	4598	—	1152	—	1152	—	1404	—
ft ³ /seg	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	Agua de Repuesto	—	Agua clarificada a Servicios Generales	—	Agua electrificada a Torres y calderas	—	Agua electrificada a Torres de Enfriamiento	—	Agua clarificada de repuesto a Calderas	—	Agua Desmineralizada a Calderas	—	Agua Desacareada a Caldera de Alta Presion	—

Corriente	8		9		10		11		12		13		14	
P psig	275	19.34	850	59.77	850	59.77	2 psia	0.1406 abs	55	3.87	55	3.87	50	3.52
T °F	210	98.89	900	482.22	900	482.22	126	52.22	126	52.22	156	68.88	156	68.88
lb/hr	810,541	367,655	437,000	198,120	235,000	106,594	437,000	198,220	437,000	198,120	1,108,348	502,738	1,108,348	502,738
ρ lb/ft ³	59.76	0.9982	1.1026	0.0177	1.1026	0.0177	61.61	0.9878	62.61	0.9878	61.07	0.9792	61.07	0.9792
GPM	1691	—	—	—	—	—	884	—	884	—	2263	—	2263	—
ft ³ /seg	—	—	110	—	59	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	Agua Desacareada a Caldera de Medea Presion	—	Vapor de Alta Presion al Turbogenerador	—	Vapor de Alta Presion al Proceso	—	Liquido saturado condensado del turbogenerador	—	Condensado del turbogenerador	—	Condensado Limpio total	—	Condensados de retorno al desacareador	—

Alternativa 2

Corriente	15		16		17		18		19		20		21	
P	psig	kg/cm ² man			70	4.92	50	4.92	70	4.92	50	4.92	70	4.92
T	°F	°C			85	29.44	85	29.5	115	46.11	85	29.5	115	46.11
	lb/hr	kg/hr	2,062,540	935,552	231,746	105,118	65,026,962	29,445,734	45,026,962	29,445,734	12,221,725	5,543,681	12,221,725	5,543,681
	lb/ft ³	g/cm ³			62.17	0.9968	62.17	0.9968	61.79	0.9907	62.17	0.9968	61.79	0.9907
	GPM				465		130,418		131,220		24,512		24,663	
	ft ³ /seg													
	Pérdidas de la torre de enfriamiento por evaporación y arrastre		Purga de la torre de enfriamiento		Agua de enfriamiento al proceso		Agua Caliente a la torre de enfriamiento.		Agua de enfriamiento para el condensador del turbogenerador.		Agua Caliente a la torre de enfriamiento		Agua para vapor de baja presión.	

Corriente	22		23		24		25		26		27		28	
P	psig	kg/cm ² man	50	3.52	275	19.34	55	3.87	70	4.92	55	3.87	850	59.77
T	°F	°C	281	138.33	600	315.56	175	79.44	175	79.44	175	79.44	500	260
	lb/hr	kg/hr	150,000	72,575	810,000	367,410	170,900	77,519	500,448	227,000	500,448	227,000	898	407
	lb/ft ³	g/cm ³	0.1174	0.0019	0.45465	0.00729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	48.95	0.7848
	GPM						351				1028		2	
	ft ³ /seg		355		495									39
	Vapor de baja presión al desareador.		Vapor de media presión al proceso.		Condensado Limpio del proceso		Condensado Aceitoso del proceso.		Condensado Limpio		Purga de la Caldera de alta presión.		Gas Natural total	

Alternativa 2

Corriente	29		30		31		32		33		34		35	
P	psig	kg/cm ² min	200	14.06			0	0	200	14.06	0	0	275	19.34
T	°F	°C	60	15.56	250	121.11	80	26.7	60	15.56	80	26.7	300	148.89
	lb/hr	kg/hr	61,769	28,018	1,770,324	803,005	797,863	361,905	57,784	26,210	797,863	361,905	541	245
P	lb/ft ²	g/cm ²	0.84679	0.01388			0.07117	0.00114	0.84679	0.01388	0.07117	0.00114	57.31	0.9188
	GPM		—		—		—		—		—		—	
	ft ³ /seg.		20		3114		19		3114		—		—	
			Gas Natural a Caldera de medpa presión	Gasos Frios	Aire para combustión	Gas Natural a Caldera de alta presión.	Aire para combustión	Purga de la Caldera de medpa presión	Gasos Frios					

Corriente	36												
P	psig	kg/cm ² min											
T	°F	°C	250	121.11									
	lb/hr	kg/hr	914,677	414,891									
P	lb/ft ²	g/cm ²											
	GPM												
	ft ³ /seg.												
			Gasos Frios										

Alternativa 3

Corriente		1		2		3		4		5		6		7	
P	psig kg/cm ²	25	1.76	70	4.92	70	4.92	70	4.92	70	4.92	50	3.52	0	0
T	°F °C	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	210	98.89
	lb/hr kg/hr	2892.948	1289.540	340.141	154.285	2502.807	1135.254	1928.300	874.662	574.507	260.592	574.507	260.592	1043.855	474.392
P	lb/ft ³ g/cm ³	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	59.76	0.9582
	GPM	5698		682		5016		3864		1151		1151		2182	
	ft ³ /seg	—		—		—		—		—		—		—	
		Agua de Repuesto		Agua clarificada a Serpientes Generales		Agua clarificada a Torres y Calderas		Agua clarificada a Torres de Enfriamiento		Agua Clarificada de repuesto a Calderas		Agua Desmineralizada a Calderas		Agua Descalcada a Calderas	

Corriente		8		9		10		11		12		13		14	
P	psig kg/cm ²	850	59.77	275	19.34	0	0			275	19.34	850	59.77	200	14.06
T	°F °C	210	98.89	210	98.89	80	26.7	900	482.22	600	315.56	900	482.22	60	15.56
	lb/hr kg/hr	235.314	106.737	810.541	367.655	279.015	126.559	1719.809	780.092	810.000	367.410	235.000	106.594	93.013	42.190
P	lb/ft ³ g/cm ³	59.76	0.9582	59.76	0.9582	0.07117	0.00114			0.45465	0.00729	1.1026	0.0177	0.84679	0.01358
	GPM	490		1691		—		—		—		—		—	
	ft ³ /seg	—		—		1089		—		495		59		31	
		Agua a Caldera de Alta presión		Agua a Caldera de media presión		Aire para combustión		Gases Calientes		Vapor de media presión al proceso.		Vapor de alta presión al proceso		Gas Natural total	

Alternativa 3

Componente			15		16		17		18		19		20		21	
P	psk OT	kg/ama min OC	200	14.06	0	0	200	14.06	0	0	200	14.06				
T	lb/hr OC	kg/hr	60	15.56	80	26.7	60	15.56	80	26.7	60	15.56	250	121.11	250	121.11
	lb/hr	kg/hr	32,145	14,581	1,687,644	765,502	60,868	27,609	561,437	254,664	20,207	9,166	2,321,907	1,053,199	2,321,907	1,053,199
P	lb/ft ³	B/om ³	0.84679	0.01358	0.07117	0.00114	0.84679	0.01358	0.07117	0.00114	0.84679	0.01358				
	GPM															
	ft ³ /seg															
			11		6587		20		2191		7					
			Gas Natural al turbogenerador		Aire para combustión		Gas Natural a Calderas		Aire para combustión		Gas Natural a Caldera de alta presión		Gases Frios		Gases Frios	

Componente			22		23		24		25		26		27		28	
P	psk OT	kg/ama min OC			850	59.77	275	19.34					70	4.92	50	3.52
T	lb/hr OC	kg/hr	250	121.11	500	260	300	148.89			85	29.44	85	29.5	115	46.11
	lb/hr	kg/hr	262,129	1,188,924	314	142	541	245	1,733,219	786,175	195,681	88,487	65,026,962	29,495,734	65,026,962	29,495,734
P	lb/ft ³	B/om ³			48.95	0.7848	57.31	0.9188			62.17	0.9968	62.17	0.9968	61.79	0.9907
	GPM										391		130,418		131,220	
	ft ³ /seg															
			Gases Frios		Purga de la Caldera de alta presión		Purga de la Caldera de media presión		Pérdidas de la torre de enfriamiento por evaporación y anastre		Purga de la torre de enfriamiento		Agua de enfriamiento al proceso		Agua caliente a la torre de enfriamiento	

Alternativa 3

Corriente	29		30		31		32		33		34		35	
P psia	55	3.87	70	4.92	55	3.87	55	3.87	50	3.52	70	4.92	50	3.52
T of	175	79.44	175	79.44	175	79.44	175	79.44	175	79.44	210	98.89	281	138.33
	$\frac{lb}{hr}$	$\frac{kg}{min}$	$\frac{lb}{hr}$	$\frac{kg}{min}$	$\frac{lb}{hr}$	$\frac{kg}{min}$	$\frac{lb}{hr}$	$\frac{kg}{min}$	$\frac{lb}{hr}$	$\frac{kg}{min}$	$\frac{lb}{hr}$	$\frac{kg}{min}$	$\frac{lb}{hr}$	$\frac{kg}{min}$
P $\frac{lb}{ft^2}$	60.68	0.9729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	59.76	0.9582	0.1174	0.0019
	GPM	351	1028	1028	1028	1028	1380	1380	1380	1380	730	730		
	$\frac{ft^3}{seg}$	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	255
	Condensado Limpio del proceso		Condensado Aceitoso del proceso		Condensado Limpio		Condensado Limpio total		Condensados de retorno al descereador		Agua para vapor de baja presión		Vapor de baja presión al descereador.	

Alternativa 4-A

Corriente		1		2		3		4		5		6		7	
P	psig	25	1.76	70	4.92	70	4.92	70	4.92	70	4.92	50	3.52	0	0
T	°F	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	210	98.89
	lb/hr	2936.821	1332.120	340.141	154.285	2596.680	1177.834	2022.027	917.176	574.653	260.658	574.653	260.658	1,155.251	524.013
p	lb/ft ³	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	59.76	0.9582
	GPM	5885		682		5204		4052		1152		1152		2410	
	ft ³ /seg														
		Agua de Repuesto		Agua clarificada a Servicios Generales		Agua clarificada a Torres y Calderas		Agua clarificada a Torres de Enfriamiento		Agua clarificada de repuesto a Calderas		Agua Desmineralizada a Calderas		Agua Desaerada a Calderas	

Corriente		8		9		10		11		12		13		14	
P	psig	850	59.77	275	19.34	850	59.77	850	59.77	275	19.34	200	14.06	200	14.06
T	°F	210	98.89	210	98.89	900	482.22	900	482.22	600	315.56	60	15.56	60	15.56
	lb/hr	344,710	156,358	810,541	367,655	344,280	156,149	235,000	106,954	810,000	367,410	98,895	44,852	21,917	9,941
p	lb/ft ³	59.76	0.9582	59.76	0.9582	11026	0.0177	11026	0.0177	0.45465	0.00729	0.84679	0.0138	0.84679	0.01358
	GPM	719		1691											
	ft ³ /seg					87		59		495		32		7	
		Agua a Caldera de alta presión		Agua a Caldera de media presión		Vapor de alta presión		Vapor de alta presión al proceso		Vapor de media presión al proceso		Gas Natural total		Gas Natural al turbogenerador	

Alternativa 4-A

Corriente	15		16		17		18		19		20		21			
P	psia	kg/cm ²	0	0	200	14.06	200	14.06	0	0	0	0				
T	°F	°C	80	26.7	60	15.56	60	15.56	80	26.7	80	26.7	250	121.11	250	121.11
	lb/hr	kg/hr	1,150,680	521,940	15,209	6,899	61,769	28,018	210,007	95,258	852,893	386,865	914,662	414,884	1,397,813	634,037
ρ	lb/ft ³	g/cm ³	0.07117	0.00114	0.84679	0.01358	0.84679	0.01358	0.07117	0.00114	0.07117	0.00114				
	GPM															
	ft ³ /seg		4491		5		20		820		3329					
			Aire para combustión		Gas Natural a Caldera de alta presión		Gas Natural a Caldera de media presión		Aire para combustión		Aire para combustión		Gases Frios		Gases Frios	

Corriente	22		23		24		25		26		27		28			
P	psia	kg/cm ²		850	59.77	275	19.34	850	59.77	55	3.87	55	3.87	55	3.87	
T	°F	°C	250	121.11	500	260	300	148.89	900	482.22	126	52.22	175	74.44	156	68.89
	lb/hr	kg/hr	2,312,475	1,048,921	460	209	541	245	109,250	49,555	109,250	49,555	170,900	77,519	280,150	127,074
ρ	lb/ft ³	g/cm ³		48.95	0.7848	57.31	0.9188	1.1026	0.0177	61.61	0.9878	60.68	0.9729	61.07	0.9792	
	GPM									221		351		4587		
	ft ³ /seg							28								
			Gases Frios		Purga de la Caldera de alta presión		Purga de la Caldera de media presión		Vapor de alta presión al turbogenerador		Condensado del turbogenerador		Condensado LPmpio del proceso		Condensado LPmpio	

Alternativa 4-A

Corriente	29		30		31		32		33		34		35	
P psig	70	4.92	55	3.87	55	3.87	50	3.52	50	3.52	70	4.92		
T °C	175	79.44	175	79.44	157	69.44	157	69.44	281	138.33	210	98.89		
lb/hr	500,448	727,000	500,448	727,000	627,522	784,639	627,522	784,639	150,000	68,039	350,000	158,757	1,817,780	824,740
p lb/ft ³	60.68	0.9779	60.68	0.9779	61.05	0.9789	61.05	0.9789	0.1174	0.0019	59.76	0.458		
GPM	1028		1028		1282		1282		—		730			
ft ³ /seg	—		—		—		—		355		—			
	Condensado Aceitoso del proceso		Condensado Limpio		Condensado Limpio total		Condensados de retorno al desecador		Vapor de baja presión al desecador		Agua para vapor de baja presión		Pérdidas de la Torre de Enfriamiento por evaporación y arrastre	

Corriente	36		37		38		39		40		41		42	
P psig			70	4.92	70	4.92	70	4.92	50	3.52	50	3.52	50	3.52
T °C	85	29.5	85	29.5	85	29.5	85	29.5	115	46.11	115	46.11	115	46.11
lb/hr	204,247	92,645	68,082,393	30,881,654	65,026,962	29,445,734	3,055,431	1,385,920	68,082,393	30,881,654	3,055,431	1,385,920	65,026,962	29,445,734
p lb/ft ³	62.17	0.9968	62.17	0.9968	62.17	0.9968	62.17	0.9968	61.79	0.9907	61.79	0.9907	61.79	0.9907
GPM	410		136,546		130,418		6128		137,386		6166		131,220	
ft ³ /seg	—		—		—		—		—		—		—	
	Purga de la Torre de Enfriamiento		Agua de enfriamiento		Agua de enfriamiento al proceso		Agua de enfriamiento para el condensador del turbogenerador		Agua caliente a la torre de enfriamiento		Agua caliente a la torre de enfriamiento		Agua caliente a la torre de enfriamiento	

Alternativa 4-B

Corriente	1		2		3		4		5		6		7	
P psig	25	1.76	70	4.92	70	4.92	70	4.92	70	4.92	50	3.52	0	0
T °F	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	80	26.67	210	98.89
lb/hr	2846.491	1291.147	340.141	154.285	2,566.350	1,136.861	1,931.301	876.023	575.049	260.638	575.049	260.638	1,046.397	474.638
ρ lb/ft ³	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	62.22	0.9976	59.76	0.9582
GPM	5704		682		5023		3870		1152		1152		2183	
ft ³ /seg	—		—		—		—		—		—		—	
	Agua de Repuesto		Agua clarificada a Servicios Generales		Agua clarificada a Torres Calderas		Agua clarificada a Torres de Enfriamiento		Agua clarificada de repuesto a Calderas		Agua Desmineralizada a Calderas		Agua Desmineralizada a la Caldera	

Corriente	8		9		10		11		12		13		14	
P psig	850	59.77	850	59.77	850	59.77	850	59.77	275	19.34	55	3.87	55	3.87
T °F	210	98.89	900	482.72	900	482.22	900	482.22	600	315.56	175	79.44	175	79.44
lb/hr	1,046.397	474.638	1,045,000	474,004	235,000	106,594	810,000	367,410	810,000	367,410	170,900	77,519	671,348	304,518
ρ lb/ft ³	59.76	0.9582	1.1026	0.0177	1.1026	0.0177	1.1026	0.0177	0.45465	0.00729	60.68	0.9729	60.68	0.9729
GPM	2183		—		—		—		—		351		1380	
ft ³ /seg	—		263		59		204		495		—		—	
	Agua a la Caldera de alta presión.		Vapor de alta presión		Vapor de alta presión al proceso		Vapor de alta presión al Turbogenerador		Vapor de media presión al proceso		Condensado Limpio del proceso		Condensado Limpio total	

Alternativa 4-B

Corriente			15		16		17		18		19		20		21	
P	psia	$\frac{kg}{cm^2 \text{ man}}$	50	3.52	70	4.92	55	3.87	70	4.92	50	3.52	70	4.92	50	3.52
T	$^{\circ}F$	$^{\circ}C$	175	79.44	175	79.44	175	79.44	210	98.89	281	138.33	85	29.5	115	46.11
	lb/hr	$\frac{kg}{hr}$	671,348	304,518	500,448	227,000	500,448	227,000	350,000	158,757	150,000	68,039	65,026,462	29,495,734	65,026,962	29,495,734
ρ	$\frac{lb}{ft^3}$	$\frac{g}{cm^3}$	60.68	0.9729	60.68	0.9729	60.68	0.9729	59.76	0.9582	0.1174	0.0019	62.17	0.9968	62.79	0.9907
	GPM		1380		1028		1028		730				130,418		131,220	
	$\frac{ft^3}{seg}$											355				
			Condensados de retorno al desareador		Condensado Aceitoso del proceso		Condensado LPmpo		Agua para vapor de baja presión		Vapor de baja presión al desareador		Agua de enfriamiento al proceso		Agua caliente a la Torre de Enfriamiento	

Corriente			22		23		24		25		26		27		28	
P	psia	$\frac{kg}{cm^2 \text{ man}}$					200	14.06	200	14.06	0	0	200	14.06	0	0
T	$^{\circ}F$	$^{\circ}C$			85	29.5	60	15.56	60	15.56	80	26.7	60	15.56	80	26.7
	lb/hr	$\frac{kg}{hr}$	1,736,220	787,536	195,081	88,487	94,990	43,087	14,950	6,781	784,917	356,032	80,040	36,306	1,105,171	501,297
ρ	$\frac{lb}{ft^3}$	$\frac{g}{cm^3}$			62.17	0.9968	6.84674	0.01358	0.84674	0.01358	0.07117	0.00114	0.84674	0.01358	0.07117	0.00114
	GPM				391											
	$\frac{ft^3}{seg}$						31		5		3064		26		4314	
			Pérdidas de la Torre de Enfriamiento por evaporación y arrastre		Purga de la Torre de Enfriamiento		Gas Natural Total		Gas Natural al turbogenerador		Aire para combustión		Gas Natural a la Caldera		Aire para combustión	

Alternativa 4-B

Corriente	29		30		31					
P	psig	kg/cm ² abs					850	59.27		
T	°F	°C	900	482.22	250	121.11	500	260		
	lb/hr	kg/hr	799,867	362,814	1985,079	900,417	1397	634		
p	lb/ft ²	g/cm ³					48.95	6,3848		
	GPM						4			
	ft ³ /seg									
			Gases Calientes	Gases Frios	Purga de la Caldera.					

Evaluación de la Alternativa # 1

A) Torres de Enfriamiento

gasto = 142,955 gpm

costo base = \$ 1,210,000 U.S.

$(1,210,000 \times 1.95) \times 1.65 = \$ 3,893,175 \text{ U.S.}$

$3,893,175 \times 1.75 = \$ 6,813,056 \text{ U.S.}$

costo total = \$ 85,163,200 M.N.

B) Condensadores

area = 27,875 ft²

costo base = \$ 100,350 U.S.

costo base actualizado = $100,350 \times 1.65 = \$165,577 \text{ U.S.}$

costo modular básico = $100,350 \times 3.29 = \$330,151 \text{ U.S.}$

costo total del condensador = $330,151 + (165,577 - 100,350)$

= \$ 395,378 U.S.

costo total = \$ 4,942,225 M.N.

C) Bombas

a) 6077 gpm y 70psi = 425,390 C/H

b) 142,955 gpm y 70psi = 10,006850 C/H

c) 2650 gpm y 850psi = 2,252,500 C/H

d) 452 gpm y 63psi = 23,956 C/H

e) 1828 gpm y 50psi = 91,400 C/H

f) 730 gpm y 70psi = 51,100 C/H

a) 425,390 C/H

costo base = \$ 15,952 U.S.

15,952 x 1.28 x 1.75 = \$ 35,733 U.S.

35,733 x 1.58 = \$ 56,519 U.S.

b) 10,006,850 C/H

costo base = \$ 375,257 U.S.

375,257 x 1.28 x 1.75 = \$ 840,575 U.S.

840,575 x 1.58 = \$ 1,328,109 U.S.

c) 2,252,500 C/H

costo base = \$ 84,469 U.S.

84,469 x 1.28 x 1.75 = \$ 189,210 U.S.

189,210 x 1.58 = \$ 298,952 U.S.

d) 23,956 C/H

costo base = \$ 1,000 U.S.

1,000 x 1.28 x 1.75 = \$ 2,240 U.S.

2,240 x 1.58 = \$ 3,539 U.S.

e) 91,400 C/H

costo base = \$ 3,428 U.S.

3,428 x 1.28 x 1.75 = \$ 7,678 U.S.

7,678 x 1.58 = \$ 12,131 U.S.

f) 51,100 C/H

costo base = \$ 1,916 U.S.

1,916 x 1.28 x 1.75 = \$ 4,292 U.S.

4,292 x 1.58 = \$ 6,782 U.S.

costo total de las bombas = \$1,706,032 U.S.

costo total = \$ 21,325,400 M.N.

D) Caldera y Desaerador

gasto = 1,268,502 lb/hr ; 850psig y 900°F

costo base = \$ 4,500,000 U.S.

4,500,000 x (1.22 + 0.24) 1.65 = \$ 10,840,500 U.S.

10,840,500 x 1.96 = \$ 21,247,380 U.S.

costo total = \$ 265,592,250 M.N.

E) Turbogenerador

costo base de la turbina de vapor = \$ 7,638,063 U.S.

costo del generador = \$ 2,000,000 U.S.

costo base del turbogenerador = \$ 9,638,063 U.S.

9,638,063 x 1.46 = \$ 14,071,572 U.S.

costo total = \$ 175,894,650 M.N.

F) Desmineralizador

resina carboxilica

$$0.0035 \frac{(1153)(310)(24)}{20} = 1500 \text{ ft}^3$$

resina catiónica

$$0.0035 \frac{(1153)(55)(24)}{15} = 355 \text{ ft}^3$$

resina aniónica

$$0.0035 \frac{(1153)(55)(24)}{17} = 313 \text{ ft}^3$$

resina carboxílica	=	\$ 162,000 U.S.
resina catiónica	=	\$ 44,820 U.S.
resina aniónica	=	\$ 118,800 U.S.
desgasificador	=	\$ 62,000 U.S.
tanque resina carboxílica	=	\$ 810,000 U.S.
tanque resina catiónica	=	\$ 189,000 U.S.
tanque resina aniónica	=	\$ 167,400 U.S.
		<hr/>
		\$ 1,554,020 U.S.

1,554,020 x 1.3 = \$ 2,020,226 U.S.

costo total = \$ 25,252,825 M.N.

G) Pretratamiento

a) Filtros gravimétricos

gasto = 6077 gpm

costo base = \$ 1,430,843 U.S.

1,430,843 x 1.3 = \$ 1,860,096 U.S.

b) Dosificador

costo = \$ 60,000 U.S.

costo total = \$ 24,001,200 M.N.

H) Unidad de tratamiento de Condensado Aceitoso

coalescedor = \$ 186,200 U.S.

costo total = \$ 2,452,500 M.N.

I) Unidad de tratamiento de Condensado Limpio

a) filtros de carbón activado

b) intercambiador de iones de cama mixta

a) filtros de carbón activado

gasto = 1828 gpm

costo base = \$ 174,857 U.S.

174,857 x 1.3 = \$ 227,314 U.S.

b) desmineralizador de cama mixta

gasto = 1828 gpm

resina catiónica

$$0.0035 \frac{(1828)(15)(24)}{15} = 155 \text{ ft}^3$$

resina aniónica

$$0.0035 \frac{(1828)(15)(24)}{17} = 135 \text{ ft}^3$$

resina catiónica = \$ 16,200 U.S.

resina aniónica = \$ 48,060 U.S.

tanque de cama mixta = \$ 164,700 U.S.

 \$ 228,960 U.S.

228,960 x 1.3 = \$ 297,648 U.S.

costo total = \$ 6,562,025 M.N.

Costos de Operación:

A) Combustible

gasto 109,075 lb/hr

costo del gas natural = 0.085652019 pesos/lb

horas de operación al año = 7920 hr/año

gasto anual = 863,874,000 lb/año

costo total = 73,992,552 pesos/año

B) Reactivos

a) alumbre para el pretratamiento

b) ácido sulfúrico para las resinas catiónicas

c) sosa para las resinas aniónicas

a) alumbre

gasto = 6077 gal/min

gasto anual = 2,887,790,400 gal/año

0.000125 lb/gal

gasto de alumbre = 360,973.8 lb/año = 163.735Ton/año

costo del alumbre = 1586 pesos/ton

costo total = 259,772 pesos/año

b) ácido sulfúrico

gasto = desmineralizador 3843 Kg/día

cama mixta 1484 Kg/día

gasto total = 1757.910 ton/año

costo del ácido sulfúrico = 535 pesos/ton

costo total = 940,482 pesos/año

c) sosa (NaOH)

gasto = desmineralizador 1921 Kg/día

cama mixta 742 kg/día

gasto total = 878.79 ton/año

costo de la sosa = 1925 pesos/año

costo total = 1,691,671 pesos/año

NOTA: el polímero para el coalescedor, del cual se gastan —
1.9 ton/año, representa un costo despreciable.

C) Operadores

Se estima su costo en 1,500,000 pesos/año en
base a plantas en operación.

Evaluación de la Alternativa # 2

A) Torres de Enfriamiento

gasto = 154,930 gpm
 costo base = \$ 1,309,000 U.S.
 (1,309,000 x 1.95) 1.65 = \$ 4,211,708 U.S.
 4,211,708 x 1.75 = 7,370,489 U.S.
costo total = \$ 92,131,113 M.N.

B) Condensadores

area = 54,625 ft²
 costo base = \$ 196,650 U.S.
 costo base actualizado = 196,650 x 1.65 = \$324,473
 costo modular básico = 196,650 x 3.29 = \$646,979
 costo total del condensador = 646,979 + (324,473 -
 - 196,650) = \$ 774,802 U.S.
costo total = \$ 9,685,025 M.N.

C) Bombas

a) 6432 gpm y 70psi = 450,240 C/H
 b) 154,930 gpm y 70psi = 10,845,100 C/H
 c) 1404 gpm y 850psi = 1,193,400 C/H
 d) 1,691 gpm y 275psi = 465,025 C/H

$$e) 884 \text{ gpm y } 63\text{psi} = 55,692 \text{ C/H}$$

$$f) 2,263 \text{ gpm y } 50\text{psi} = 113,150 \text{ C/H}$$

$$g) 730 \text{ gpm y } 70\text{psi} = 51,100 \text{ C/H}$$

$$a) 450,240 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 16,890 \text{ U.S.}$$

$$16,890 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 37,834 \text{ U.S.}$$

$$37,834 \times 1.58 = \underline{\$ 59,778 \text{ U.S.}}$$

$$b) 10,845,100 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 406,695 \text{ U.S.}$$

$$406,695 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 910,997 \text{ U.S.}$$

$$910,997 \times 1.58 = \underline{\$ 1,439,375 \text{ U.S.}}$$

$$c) 1,193,400 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 44,760 \text{ U.S.}$$

$$44,760 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 100,262 \text{ U.S.}$$

$$100,262 \times 1.58 = \underline{\$ 158,414 \text{ U.S.}}$$

$$d) 465,025 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 17,445 \text{ U.S.}$$

$$17,445 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 39,077 \text{ U.S.}$$

$$39,077 \times 1.58 = \underline{\$ 61,742 \text{ U.S.}}$$

$$e) 55,692 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 2,085 \text{ U.S.}$$

$$2,085 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 4,670 \text{ U.S.}$$

$$4,670 \times 1.58 = \underline{\$ 7,379 \text{ U.S.}}$$

$$f) 113,150 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 4,245 \text{ U.S.}$$

$$4,245 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 9,509 \text{ U.S.}$$

$$9,509 \times 1.58 = \underline{\$ 15,024 \text{ U.S.}}$$

g) 51,100 C/H

costo base = \$ 1,920 U.S.

1,920 x 1.28 x 1.75 = \$ 4,301 U.S.

4,301 x 1.58 = \$ 6,796 U.S.

costo total de las bombas = \$ 1,748,508 U.S.

costo total = \$ 21,856,350 M.N.

D) Caldera y Desaerador

a) caldera de vapor de alta presión

b) caldera de vapor de media presión

a) caldera de vapor de alta presión

gasto = 672,000 lb/hr ; 850psig y 900°F

costo base = \$ 2,300,000 U.S.

2,300,000 x (1.22 + 0.24) 1.65 = \$ 5,540,700 U.S.

5,540,700 x 1.96 = \$ 10,859,772 U.S.

b) caldera de vapor de media presión

gasto = 810,000 lb/hr ; 275psig y 600°F

costo base = \$ 2,900,000 U.S.

2,900,000 x (1.22 + 0.24) 1.65 = \$ 5,407,050 U.S.

5,407,050 x 1.96 = \$ 10,597,818 U.S.

costo total de las calderas = \$ 21,457,590 U.S.

costo total = \$ 268,219,875 M.N.

E) Turbogenerador

costo base de la turbina de vapor = \$ 7,638,063 U.S.

costo del generador = \$ 2,000,000 U.S.

costo base del turbogenerador = \$ 9.638,063 U.S.

9,638,063 x 1.46 = \$ 14,071,572 U.S.

costo total = \$ 175,894,650 M.N.

F) Desmineralizador

gasto = 1152 gpm

(como el gasto es igual que en la alternativa # 1, los ft³ de las resinas, y su costo es el mismo)

costo total = \$ 25,252,825 M.N.

G) Pretratamiento

a) Filtros gravimétricos

gasto = 6432 gpm

costo base = \$ 1,516,405 U.S.

1,516,405 x 1.3 = \$ 1,971,326 U.S.

b) Dosificador

costo = \$ 60,000 U.S.

costo total = \$ 25,391,575 M.N.

H) Unidad de tratamiento de Condensado Aceitoso

coalescedor = \$ 186,200 U.S.

costo total = \$ 2,452,500 M.N.

I) Unidad de tratamiento de Condensado Limpio

a) filtros de carbón activado

b) intercambiador de iones de cama mixta

a) filtros de carbón activado

gasto = 2263 gpm

costo base = \$ 205,581 U.S.

205,581 x 1.3 = \$ 267,255 U.S.

b) desmineralizador de cama mixta

gasto = 2263 gpm

resina catiónica

$$0.0035 \frac{(2263)(15)(24)}{15} = 190 \text{ ft}^3$$

resina aniónica

$$0.0035 \frac{(2263)(15)(24)}{17} = 168 \text{ ft}^3$$

resina catiónica = \$ 21,060 U.S.

resina aniónica = \$ 59,400 U.S.

tanque de cama mixta = \$ 189,000 U.S.\$ 269,460 U.S.269,460 x 1.3 = \$ 350,298 U.S.costo total = \$ 7,719,413 M.N.

Costos de Operación:

A) Combustible

gasto = 119,553 lb/hr

costo del gas natural = 0.085652019 pesos/lb

horas de operación al año = 7920 hr/año

gasto anual = 946,859,760 lb/año

costo total = 81,100,450 pesos/año

B) Reactivos

a) alumbre para el pretratamiento

b) ácido sulfúrico

c) sosa

a) alumbre

gasto = 6432 gal/min

gasto anual = 3,056,486,400 gal/año

0.000125 lb/gal

gasto de alumbre = 382,060.8 lb/año = 173.300ton/año

costo del alumbre = 1586 pesos/ton

costo total = 274,947 pesos/año

b) ácido sulfúrico

gasto = desmineralizador 1267.85 ton/año

cama mixta 606.51 ton/año

gasto total = 1874.36 ton/año

costo del ácido sulfúrico = 535 pesos/ton

costo total = 1,002,783 pesos/año

c) sosa (NaOH)

gasto = desmineralizador 633 ton/año

 cama mixta 303 taon/año

gasto total = 937.18 ton/año

costo de la sosa = 1925 pesos/ton

costo total = 1,804,072 pesos/año

C) Operadores

Se estima su costo en 1,500,000 pesos/año en
base a plantas en operación

Evaluación de la Alternativa # 3

A) Torres de Enfriamiento

gasto = 130,418 gpm

costo base = \$ 1,105,500 U.S.

$(1,105,500 \times 1.95) \times 1.65 = 3,556,946$

$3,556,946 \times 1.75 = \$ 6,224,656 \text{ U.S.}$

costo total = \$ 77,808,200 M.N.

B) Condensadores

No existen

C) Bombas

a) 5698 gpm y 70psi = 40,000 C/H

b) 130,418 gpm y 70psi = 9,126,260 C/H

c) 490 gpm y 850psi = 416,500 C/H

d) 1691 gpm y 275psi = 465,025 C/H

e) 1380 gpm y 50psi = 69,000 C/H

f) 730 gpm y 70psi = 51,100 C/H

a) 40,000 C/H

costo base = \$ 14,955 U.S.

$14,955 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 33,499 \text{ U.S.}$

$33,499 \times 1.58 = \underline{\$ 52,928 \text{ U.S.}}$

b) 9,126,260 C/H

costo base = \$ 342,345 U.S.

$$342,345 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 766,853 \text{ U.S.}$$

$$766,853 \times 1.58 = \underline{\$ 1,211,628 \text{ U.S.}}$$

c) 416,500 C/H

$$\text{costo base} = \$ 15,615 \text{ U.S.}$$

$$15,615 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 34,978 \text{ U.S.}$$

$$34,978 \times 1.58 = \underline{\$ 55,265 \text{ U.S.}}$$

d) 465,025 C/H

$$\text{costo base} = \$ 17,445 \text{ U.S.}$$

$$17,445 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 39,077 \text{ U.S.}$$

$$39,077 \times 1.58 = \underline{\$ 61,742 \text{ U.S.}}$$

e) 69,000 C/H

$$\text{costo base} = \$ 2,595 \text{ U.S.}$$

$$2,595 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 5,813 \text{ U.S.}$$

$$5,813 \times 1.58 = \underline{\$ 9,185 \text{ U.S.}}$$

f) 51,100 C/H

$$\text{costo base} = \$ 1,920 \text{ U.S.}$$

$$1,920 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 4,301 \text{ U.S.}$$

$$4,301 \times 1.58 = \underline{\$ 6,796 \text{ U.S.}}$$

$$\text{costo total de las bombas} = \$ 1,397,544 \text{ U.S.}$$

$$\underline{\text{costo total} = \$ 17,469,300 \text{ M.N.}}$$

D) Calderas y Desaerador

a) caldera de vapor de alta presión

b) caldera de vapor de media presión

a) caldera de vapor de alta presión

gasto = 235,000 lb/hr ; 850psig y 900°F

costo base = \$ 1,000,000 U.S.

1,000,000 x (1.22 + 0.24) 1.65 = \$ 2,409,000 U.S.

2,409,000 x 1.96 = \$ 4,721,640 U.S.

b) caldera de vapor de media presión

gasto = 810,000 lb/hr ; 275psig y 600°F

costo base = \$ 2,900,000 U.S.

2,900,000 x (1.00 + 0.13) 1.65 = \$ 5,407,050 U.S.

5,407,050 x 1.96 = \$ 10,597,818 U.S.

costo total de las calderas = \$ 15,319,458 U.S.

costo total = \$ 191,493,225 M.N.

E) Turbogenerador

costo base de la turbina de gas = \$ 14,022,063 U.S.

costo del generador = \$ 2,000,000 U.S.

costo base del turbogenerador = \$ 16,022,063 U.S.

16,022,063 x 1.46 = \$ 23,392,213 U.S.

costo total = \$ 292,402,663 M.N.

F) Desmineralizador

gasto = 1151 gpm

(como el gasto es igual que en la alternativa # 1, los ft³ de las resinas, y su costo es el mismo)

costo total = \$ 25,252,825 M.N.

G) Pretratamiento

a) Filtros gravimétricos

gasto = 5698 gpm

costo base = \$ 1,339,489 U.S.

1,339,489 x 1.3 = \$ 1,741,336 U.S.

b) Dosificador

costo = \$ 60,000 U.S.costo total = \$ 22,516,700 M.N.

H) Unidad de tratamiento de Condensado Aceitoso

coalescedor = \$ 186,200 U.S.

costo total = \$ 2,452,500 M.N.

I) Unidad de tratamiento de Condensado Limpio

a) Filtros de carbón activado

b) Intercambiador de iones de cama mixta

a) filtros de carbón activado

gasto = 1380 gpm

costo base = \$ 143,215 U.S.

143,215 x 1.3 = \$ 186,180 U.S.

b) desmineralizador de cama mixta

gasto = 1380 gpm

resina catiónica

$$0.0035 \frac{(1380)(15)(24)}{15} = 116 \text{ ft}^3$$

resina aniónica

$$0.0035 \frac{(1380)(15)(24)}{17} = 102 \text{ ft}^3$$

resina catiónica = \$ 11,880 U.S.

resina aniónica = \$ 32,400 U.S.

tanque de cama mixta = \$ 140,000 U.S.

\$ 184,680 U.S.

184,680 x 1.3 = \$ 240,084 U.S.

costo total = \$ 5,328,300 M.N.

Costos de Operación:

A) Combustible

gasto = 93,013 lb/hr

costo del gas natural = 0.085652019 pesos/lb

horas de operación al año = 7920 hr/año

gasto anual = 736,662,960 lb/año

costo anual = 63,096,670 pesos/año

B) Reactivos

a) alumbre

b) ácido sulfúrico

c) sosa

a) alumbre

gasto = 5698 gal/min

gasto anual = 2,707,689,600 gal/año

0.000125 lb/gal

gasto de alumbre = 338,461.2 lb/año = 153.524 ton/año

costo del alumbre = 1586 pesos/ton

costo total = 243,571 pesos/año

b) ácido sulfúrico

gasto = desmineralizador 1266.75 ton/año

cama mixta 369.86 ton/año

gasto total = 1636.61 ton/año

costo del ácido sulfúrico = 535 pesos/ton

costo total = 875,586 pesos/año

c) sosa (NaOH)

gasto = desmineralizador 633.37 ton/año

cama mixta 184.93 ton/año

gasto total = 818.30 ton/año

costo de la sosa = 1925 pesos/ton

costo total = 1,575,228 pesos/año

C) Operadores

Se estima su costo en 1,500,000 pesos/año en base a plantas en operación

Evaluación de la Alternativa # 4-A

A) Torres de Enfriamiento

gasto = 136,546 gpm

costo base = \$ 1,155,389 U.S.

1,155,389 x 1.95 x 1.65 = \$ 3,717,464 U.S.

3,717,464 x 1.75 = \$ 6,505,562 U.S.

costo total = \$ 81,319,525 M.N.

B) Condensadores

área = 13,656 ft²

costo base = \$ 49,162 U.S.

costo base actualizado = 49,162 x 1.65 = \$ 81,117

costo modular básico = 49,162 x 3.29 = \$ 161,743

costo total del condensador = 161,743 + (81,117 -

- 49,162) = \$ 193,698 U.S.

costo total = \$ 2,241,225 M.N.

C) Bombas

a) 5885 gpm y 70psi = 411,950 C/H

b) 136,546 gpm y 70psi = 9,558,220 C/H

c) 719 gpm y 850 psi = 611,150 C/H

d) 1,691 gpm y 275psi = 465,025 C/H

e) 221 gpm y 63psi = 13,923 C/H

$$f) 1594 \text{ gpm y } 50\text{psi} = 79,700 \text{ C/H}$$

$$g) 730 \text{ gpm y } 70\text{psi} = 51,100 \text{ C/H}$$

$$a) 411,950 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 15,450 \text{ U.S.}$$

$$15,450 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 34,608 \text{ U.S.}$$

$$34,608 \times 1.58 = \underline{\$ 54,681 \text{ U.S.}}$$

$$b) 9,558,220 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 358,440 \text{ U.S.}$$

$$358,440 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 802,906 \text{ U.S.}$$

$$802,906 \times 1.58 = \underline{\$ 1,268,591 \text{ U.S.}}$$

$$c) 611,150 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 22,920 \text{ U.S.}$$

$$22,920 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 51,341 \text{ U.S.}$$

$$51,341 \times 1.58 = \underline{\$ 81,119 \text{ U.S.}}$$

$$d) 465,025 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 17,445 \text{ U.S.}$$

$$17,445 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 39,077 \text{ U.S.}$$

$$39,077 \times 1.58 = \underline{\$ 61,742 \text{ U.S.}}$$

$$e) 13,923 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 700 \text{ U.S.}$$

$$700 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 1,568 \text{ U.S.}$$

$$1,568 \times 1.58 = \underline{\$ 2,477 \text{ U.S.}}$$

$$f) 79,700 \text{ C/H}$$

$$\text{costo base} = \$ 2,985 \text{ U.S.}$$

$$2,985 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 6,686 \text{ U.S.}$$

$$6,686 \times 1.58 = \underline{\$ 10,564 \text{ U.S.}}$$

g) 51,100 C/H

costo base = \$ 1,920 U.S.

1,920 x 1.28 x 1.75 = \$ 4,301 U.S.

4,301 x 1.58 = \$ 6,796 U.S.

costo total de las bombas = \$ 1,485,970 U.S.

costo total = \$ 18,574,625 M.N.

D) Calderas y Desaerador

a) caldera de vapor de alta presión

b) caldera de vapor de media presión

a) caldera de vapor de alta presión

gasto = 344,250 lb/hr ; 850psig y 900°F

costo base = \$ 1,400,000 U.S.

1,400,000 x (1.22 + 0.24) 1.65 = \$ 3,372,600 U.S.

3,372,600 x 1.96 = \$ 6,610,292 U.S.

b) caldera de vapor de media presión

gasto = 810,000 lb/hr ; 275psig y 600°F

costo base = \$ 2,900,000 U.S.

2,900,000 x (1.00 + 0.13) 1.65 = \$ 5,407,050 U.S.

5,407,050 x 1.96 = \$ 10,597,818 U.S.

costo total de las calderas = \$ 17,208,114 U.S.

costo total = \$ 215,101,425 M.N.

E) Turbogenerador

costo base de la turbina de gas = \$ 8,841,733 U.S.

costo base de la turbina de vapor = \$ 511,528 U.S.

costo del generador = \$ 2,000,000 U.S.

costo base del turbogenerador = \$ 11,353,261 U.S.

11,353,261 x 1.46 = \$ 16,575,761 U.S.

costo total = \$ 207,197,013 M.N.

F) Desmineralizador

gasto = 1152 gpm

(como el gasto es igual que en la alternativa # 1, los ft³ de las resinas y su costo es el mismo)

costo total = \$ 25,252,825 M.N.

G) Pretratamiento

a) Filtros gravimétricos

gasto = 5885 gpm

costo base = \$ 1,384,562 U.S.

1,384,562 x 1.3 = \$ 1,799,931 U.S.

b) Dosificador

costo = \$ 60,000 U.S.

costo total = \$ 23,249,138 M.N.

H) Unidad de tratamiento de Condensado Aceitoso

coalescedor = \$ 186,200 U.S.

costo total = \$ 2,452,500 M.N.

I) Unidad de tratamiento de Condensado Limpio

a) Filtros de carbón activado

b) Intercambiador de iones de cama mixta

a) filtros de carbón activado

gasto = 1594 gpm

costo base = \$ 158,330 U.S.

158,330 x 1.3 = \$ 205,829 U.S.

b) desmineralizador de cama mixta

gasto = 1594 gpm

resina catiónica

$$0.0035 \frac{(1594)(15)(24)}{15} = 134 \text{ ft}^3$$

resina aniónica

$$0.0035 \frac{(1594)(15)(24)}{17} = 118 \text{ ft}^3$$

resina catiónica = \$ 15,120 U.S.

resina aniónica = \$ 40,500 U.S.

tanque de cama mixta = \$ 153,900 U.S.

\$ 209,520 U.S.

209,520 x 1.3 = \$ 272,376 U.S.

costo total = \$ 5,977,563 M.N.

Costos de Operación:

A) Combustible

gasto = 98,895 lb/hr

costo del gas natural = 0.085652019 pesos/lb

horas de operación al año = 7920 horas/año

gasto anual = 783,248,400 lb/año

costo anual = 67,086,807 pesos/año

B) Reactivos

a) alumbre

b) ácido sulfúrico

c) sosa

a) alumbre

gasto = 5885 gpm

gasto anual = 2,796,552,000 gal/año

0.000125 lb/gal

gasto de alumbre = 349,569 lb/año = 158.562 ton/año

costo del alumbre = 1586 pesos/ton

costo total = 251,565 pesos/año

b) ácido sulfúrico

gasto = desmineralizador 1267.85 ton/año

 cama mixta 427.21 ton/año

gasto total = 1695.06 ton/año

costo del ácido sulfúrico = 535 pesos/ton

costo total = 906,857 pesos/año

c) sosa

gasto = desmineralizador 633.92 ton/año

cama mixta 213.61 ton/año

gasto total = 847.53 ton/año

costo de la sosa = 1925 pesos/ton

costo total = 1,631,495 pesos/año

C) Operadores

Se estima su costo en 1,500,000 pesos/año en -
base a plantas en operación.

Evaluación de la Alternativa #4-B

A) Torres de Enfriamiento

gasto = 130,418 gpm

costo base = \$ 1,105,500 U.S.

(1,105,500 x 1.95) 1.65 = \$ 3,556,946 U.S.

3,556,946 x 1.75 = \$ 6,224,656 U.S.

costo total = \$ 77,808,200 M.N.

B) Condensadores

No existen

C) Bombas

a) 5704 gpm y 70psi = 399,280 C/H

b) 130,418 gpm y 70psi = 9,129,260 C/H

c) 2183 gpm y 850psi = 1,855,550 C/H

d) 1380 gpm y 50psi = 69,000 C/H

e) 730 gpm y 70psi = 51,100 C/H

a) 399,280 C/H

costo base = \$ 14,970 U.S.

14,970 x 1.28 x 1.75 = \$ 33,533 U.S.

33,533 x 1.58 = \$ 52,982 U.S.

b) 9,129,260 C/H

costo base = \$ 342,345 U.S.

$$342,345 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 766,853 \text{ U.S.}$$

$$766,853 \times 1.58 = \underline{\$ 1,211,628 \text{ U.S.}}$$

c) 1,855,550 C/H

$$\text{costo base} = \$ 69,585 \text{ U.S.}$$

$$69,585 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 155,870 \text{ U.S.}$$

$$155,870 \times 1.58 = \underline{\$ 246,275 \text{ U.S.}}$$

d) 69,000 C/H

$$\text{costo base} = \$ 2,595 \text{ U.S.}$$

$$2,595 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 5,813 \text{ U.S.}$$

$$5,813 \times 1.58 = \underline{\$ 9,185 \text{ U.S.}}$$

e) 51,100 C/H

$$\text{costo base} = \$ 1,920 \text{ U.S.}$$

$$1,920 \times 1.28 \times 1.75 = \$ 4,301 \text{ U.S.}$$

$$4,301 \times 1.58 = \underline{\$ 6,796 \text{ U.S.}}$$

$$\text{costo total de las bombas} = \$ 1,526,866 \text{ U.S.}$$

$$\underline{\text{costo total} = \$ 19,085,825 \text{ M.N.}}$$

D) Caldera y Desareador

$$\text{gasto} = 1,045,000 \text{ lb/hr ; } 850\text{psig y } 900^{\circ}\text{F}$$

$$\text{costo base} = \$ 3,250,000$$

$$3,250,000 \times (1.22 + 0.24) 1.65 = \$ 7,829,250 \text{ U.S.}$$

$$7,829,250 \times 1.96 = \$ 15,345,330 \text{ U.S.}$$

$$\underline{\text{costo total} = \$ 191,816,625 \text{ M.N.}}$$

E) Turbogeneradores

costo base de la turbina de gas = \$ 5,626,912 U.S.

costo base de la turbina de vapor = \$ 2,672,761 U.S.

costo del generador = \$ 2,000,000 U.S.

costo base del turbogenerador = \$ 10,299,676 U.S.

10,299,676 x 1.46 = \$ 15,037,523 U.S.

costo total = \$ 187,969,038 M.N.

F) Desmineralizador

gasto = 1151 gpm

(como el gasto es igual que en la alternativa # 1, los ft³ de las resinas y su costo es el mismo)

costo total = \$ 25,252,825 M.N.

G) Pretratamiento

a) Filtros gravimétricos

gasto = 5704 gpm

costo base = \$ 1,340,935 U.S.

1,340,935 x 1.3 = \$ 1,743,216 U.S.

b) Dosificador

costo = \$ 60,000 U.S.

costo total = \$ 22,540,196 M.N.

H) Unidad de tratamiento de Condensado Aceitoso

coalescedor = \$ 186,200 U.S.

costo total = \$ 2,452,500 M.N.

I) Unidad de tratamiento de Condensado Limpio

a) Filtros de carbón activado

b) Intercambiador de iones de cama mixta

a) filtros de carbón activado

gasto = 1380 gpm

costo base = \$ 143,215 U.S.

143,215 x 1.3 = \$ 186,180 U.S.

b) desmineralizador de cama mixta

gasto = 1380 gpm

resina catiónica

$$0.0035 \frac{(1380)(15)(24)}{15} = 116 \text{ ft}^3$$

resina aniónica

$$0.0035 \frac{(1380)(15)(24)}{17} = 102 \text{ ft}^3$$

resina catiónica = \$ 11,880

resina aniónica = \$ 32,400

tanque de cama mixta = \$ 140,400

\$ 184,680 U.S.

184,680 x 1.3 = \$ 240,084 U.S.

costo total = \$ 5,328,300 M.N.

Costos de Operación

A) Combustible

gasto = 94,990 lb/hr

costo del gas natural = 0.085652019 pesos/lb

horas de operación al año = 7920 hr/año

gasto anual = 752,320,800 lb/año

costo anual = 64,437,795 pesos/año

B) Reactivos

a) alumbre

b) ácido sulfúrico

c) sosa

a) alumbre

gasto = 5704 gpm

gasto anual = 2,710,540,800 gal/año

0.000125 lb/gal

gasto de alumbre = 338,817.6 lb/año = 153.685ton/año

costo del alumbre = 1586 pesos/ton

costo total = 243,828 pesos/año

b) ácido sulfúrico

gasto = desmineralizador 1267.85 ton/año

cama mixta 369.86 ton/año

gasto total = 1637.71 ton/año

costo del ácido sulfúrico = 535 pesos/ton

costo total = 876,175 pesos/año

c) sosa

gasto = desmineralizador 633.92 ton/año

 cama mixta 184.93 ton/año

gasto total = 818.85 ton/año

costo de la sosa = 1925 pesos/ton

costo total = 1,576,286 pesos/año

C) Operadores

Se estima su costo en 1,500,000 pesos/año en-
base a plantas en operación.