

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

**Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la
Producción**

“Análisis y Cálculos Térmicos para una Planta Desalinizadora de
Agua de Mar utilizando como fuente de energía los gases de una
Turbina”

TESIS DE GRADO

Previo a la obtención del título de :

INGENIERO MECÁNICO

Presentada por:

Davis Daniel Enríquez Arias

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2005

AGRADECIMIENTO

A todas las personas que de uno u otro modo colaboraron en la realización de este trabajo especialmente a mis compañeros y al Ing. Angel Vargas, Director de Tesis, por su invaluable ayuda

DEDICATORIA

A MIS PADRES
A MIS HERMANOS
A MIS AMIGOS Y
COMPAÑEROS

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

Ing. Eduardo Rivadeneira P.
DECANO DE LA FIMCP
PRESIDENTE

Ing. Angel Vargas Z.
DIRECTOR DE TESIS

Ing. Mario Patiño A.
VOCAL

Ing. Francisco Santelli P.
VOCAL

DECLARACIÓN EXPRESA

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

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)

Davis Daniel Enríquez Arias

RESUMEN

Esta tesis propone una alternativa al problema del agua potable en el sector de la Península de Santa Elena, como es una planta productora de agua desalinizada, la cual funciona con el vapor proveniente de una caldera de recuperación de los gases de combustión de una turbina a gas. Analizando, diseñando y calculando sus principales sistemas térmicos: De vapor, de alimentación de agua a la caldera y de aportación; de control; analiza también sus ventajas y desventajas económicas.

Para dicho fin se determinara primero la cantidad de agua requerida para una población en particular, luego con esta información se procederá a desarrollar los diferentes sistemas mencionados anteriormente.

La metodología de resolución se basará en cálculos térmicos y también de tecnología de vapor como parte esencial para aprovechamiento de la energía calorífica en el proceso de desalinización, así como en las técnicas de acondicionamiento del agua potable obtenida a partir de agua de mar

INDICE GENERAL

	Pag.
RESUMEN.....	II
INDICE GENERAL.....	III
ABREVIATURAS.....	VIII
SIMBOLOGIA.....	IX
INDICE DE FIGURAS.....	XII
INDICE DE TABLAS.....	XIII
INTRODUCCIÓN.....	1

CAPITULO 1

1. INTRODUCCIÓN	
1.1. Descripción general del funcionamiento de la planta.....	2
1.2. Determinación de la cantidad de agua requerida.....	5
1.3. Procesos de desalinización.....	9
1.4. Tipos de Plantas desalinizadoras.....	10
1.4.1 Selección de planta desalinizadora.....	31

CAPITULO 2

2. BALANCE TÉRMICO.....	35
2.1. Ecuaciones auxiliares para el agua de mar.....	35
2.1.1. Densidad.....	35
2.1.2. Viscosidad.....	36
2.1.3. Conductividad térmica.....	37
2.1.4. Calor específico.....	37
2.1.5. Entalpía.....	37
2.1.6. Presión de saturación.....	38
2.1.7. Elevación del punto de ebullición con respecto del agua dulce.....	39
2.2. Análisis y Cálculos.....	41

CAPITULO 3

3. SISTEMA DE SUCCION DEL AGUA DE MAR PARA LA DESALINIZADORA.....	56
3.1. Calculo y selección de bomba.....	56
3.2. Calculo de tuberías.....	63
3.3. Decantación de sólidos de suspensión.....	64
3.4. Mantenimiento para eliminar incrustaciones en las tuberías.....	64

CAPITULO 4

4. SELECCION DE CALDERA.....	83
4.1. Tipos de calderas.....	83
4.2. Selección de caldera.....	85

CAPITULO 5

5. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA.....	87
5.1. Cálculo del tanque de agua de alimentación.....	87
5.2. Cálculo de bomba de agua de alimentación.....	88
5.3. Cálculo de tuberías.....	88

CAPITULO 6

6. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE FUENTE DE ENERGÍA.....	94
5.4. Descripción del sistema de recuperación de gases como fuente principal de energía.....	94
5.5. Sistema alternativo de combustible.....	98
5.5.1. Cálculo del tanque de almacenamiento.....	98
5.5.2. Cálculo de bomba de combustible.....	101

CAPITULO 7

6. SELECCIÓN DE CONTROLES DE LA CALDERA.....	102
6.1. Controles de combustión.....	102
6.2. Controles de nivel de agua.....	106
6.3. Controles de emisión de gases de combustión.....	109

CAPITULO 8

7. DETERMINACION DE LA ALTURA DE LA CHIMENEA.....	113
7.1. Tipos de tiro.....	113
7.2. Cálculo de altura de la chimenea.....	114

CAPITULO 9

8. CALCULO Y DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS DE VAPOR.....	115
8.1. Tubería principal.....	115
8.2. Tuberías secundarias.....	117

CAPITULO 10

9. SELECCION Y DETERMINACION DEL ESPESOR DEL AISLAMIENTO.....	120
9.1. Tipos de aislamiento.....	120
9.2. Selección del espesor óptimo.....	133

CAPITULO 11

10. DIMENSIONAMINTO DE LA TUBERIA DE RETORNO DE CONDENSADO.....	136
10.1. Cálculo del diámetro.....	137
10.2. Cálculo de la caída de presión.....	139

CAPITULO 12

12. SELECCIÓN Y DISTRIBUCION DE LAS TRAMPAS DE VAPOR.....	141
10.3. Tipos de trampas de vapor.....	142
10.4. Selección de trampas de vapor.....	142

CAPITULO 13

11. CALCULO Y SELECCIÓN DEL ABLANDADOR DE AGUA.....	145
11.1. Tipos de ablandadores.....	146
11.2. Cálculo de capacidad requerida.....	148

CAPITULO 14

12. TRATAMIENTO DE AGUA DESALINIZADA.....	149
12.1. Cloronización.....	149
12.2. Control de calidad del agua.....	151

CAPITULO 15

13. ANALISIS ECONOMICO DEL SISTEMA.....	160
13.1. Costos.....	160
13.2. Proyecciones futuras.....	165

CAPITULO 16

14. CONCLUSIONES.....	167
-----------------------	-----

APENDICES

ESQUEMA GENERAL DE LA PLANTA

BIBLIOGRAFIA

SIMBOLOGÍA

A	Area
Re	Número de Reynolds
Q	Caudal volumétrico de agua
m	Caudal másico de agua
n	Número de tubos del condensador
ID	Diámetro interno
OD	Diámetro externo
f	Coefficiente de fricción
ρ	Densidad del agua
μ	Viscosidad del agua

ABREVIATURAS

MED	Destilación por Múltiple Efecto.
MSF	Destilación por Flashing en Múltiple Efecto.
FR	Factor de Rendimiento.
ρ_b	Densidad del agua salada.
C_b	Concentración en peso de sal del agua salada (lb/ft ³).
T_b	Temperatura del agua salada. (° F)
μ_b	Viscosidad del agua salada(N·s/m ²) .
kb	Conductividad del agua salada(W /m) .
CPb	Calor específico del agua salada (Btu/lb °F)
Ps	Presión de saturación del agua salada (psi).
Tk	Temperatura del agua salada en grados (°K).
Tsat	Temperatura de saturación de vapor de agua a 0.41 bar.
U	Coeficiente global de transferencia de calor . (W/ m ² ° K)
Rbi	Resistencia térmica en el interior de los tubos (m ² ° K / W)
Tf	Temperatura de film en °K
Pr	Número de Prandtl a Tf
K	Conductividad térmica del agua de mar a Tf (W/ m °K)
Tc,i	Temperatura de entrada de agua de mar (°K)
E	Factor de corrección debido a acabado superficial.
Rw	Resistencia térmica del material de los tubos (m ² K7W)
d _{lm}	Diámetro medio logarítmica.
Tw:	Temperatura superficial de tubos (° K)
H _{fg}	Calor latente de Vaporización del agua
<i>n</i>	Número de tubos dispuestos diametralmente
H _c	Coeficiente de transferencia de calor por condensación
C.C	Caballo Caldera
TDH:	Altura total dinámica de descarga.
P_1	Presión de succión = Presión atmosférica
P_2	Presión máxima a desarrollar por la bomba

Z_2	Altura del nivel de abastecimiento de agua en la caldera
H_t	: Perdidas de succión (pies)
H_{td}	Perdidas de descarga (pies)
H	Altura de la chimenea (m)
T_o	Temperatura ambiente ($^{\circ}$ K)
T_e	Temperatura de gases de la chimenea ($^{\circ}$ K)
D	Presión de tiro en pulgadas de columna de agua
P	Presión atmosférica en lbs/plg ² absoluta.
K	Conductividad térmica de aislante térmico
T_o :	temperatura de operación de vapor dentro de tubería

INDICE DE FIGURAS

	Pag.
Figura 1.4.1 Esquema de funcionamiento de una Planta MED Típica.....	12
Figura 1.4.2 Esquema típico de una Planta de Osmosis Inversa.....	18
Figura 1.4.3 Procesos de Electrodialisis.....	21
Figura 1.4.4 Esquema típico de una planta dual “Grupo Térmico/Planta MED”.....	25
Figura 1.4.5 Planta dual “Grupo Térmico de Gas/ Planta MED.....	29
Figura 6.1 Esquema típico de una planta dual Diesel / MED.....	96
Figura 9.1 Diagrama para dimensionar tuberías de vapor.....	118
Figura 9.2 Diagrama para calcular caída de presión.....	119
Figura 11.1 Diagrama para dimensionar tuberías de retorno de Condensado.....	140

INDICE DE TABLAS

	Pag
Tabla 1.2 Consumo y abastecimiento del agua.....	6
Tabla 1.4.2 Especificaciones típica de una planta "Grupo Térmico. Planta MED.....	26
Tabla 1.4.3 Especificaciones técnicas de una planta dual.....	30
Tabla 6.1 Tabla de almacenamiento mínimo de combustible.....	97
Tabla 14.1 Límites permisibles de calidad del agua.....	152
Tabla 14.2 Límites permisibles de características químicas.....	153
Tabla 14.3 Límites permisibles de características radiactivas.....	154

CAPITULO 1

1. INTRODUCCIÓN

El agua potable ha sido un elemento de vital interés para el Ecuador y especialmente para el sector de la Península de Santa Elena.

El presente trabajo trata sobre el “Análisis y Cálculos Térmicos para una Planta Desalinizadora de agua de mar que usa como fuente de energía los gases de combustión de una turbina”. La planta modelo de estudio esta ubicada dentro de la Refinería La Libertad perteneciente a Petroecuador,

Esta tesis quiere dar un diagnóstico de su factibilidad técnica y económica para lo cual primero se analizará térmicamente la planta para luego con esos resultados obtener los diferentes requerimientos adecuados que necesitaría sus diferentes equipos e instalaciones, como por ejemplo tuberías, bombas, calderas, etc., y realizar la comparación con los existentes actualment

Se espera que el presente trabajo sirva de guía para la futura instalación de una planta desalinizadora de similares características que se piensa ubicar en la nueva refinería de la Península de Santa Elena ubicada posiblemente en la comuna San Pablo, o caso contrario sea de ayuda para la selección por parte de los directivos de una nueva planta desalinizadora, la misma que también abastecerá de agua potable a una ciudadela aledaña al complejo industrial, puesto que la desalinizadora actual ya cumplió su ciclo de vida y ha comenzado a tener problemas de eficiencia.

Como se mencionó anteriormente siendo el agua clave del desarrollo del pueblo peninsular se plantea la tesis de utilizar la planta desalinizadora de la futura nueva refinería para abastecer de agua a una población que no cuente con este servicio, la cual también se podría beneficiar de la energía generada por las turbinas que se piensa instalaren los próximos años.

1.1 Descripción general del funcionamiento de la planta.

La planta que actualmente se encuentra en la refinería es del tipo MED de diez etapas de recirculación.

El agua de mar entra en la planta como agua de enfriamiento, de la cual se utiliza una fracción como alimentación tras calentarse en los condensadores del desecho. La alimentación entra al estanque de salmuera y se mezcla con la salmuera de recirculación. La mezcla de alimentación y salmuera es impulsada por una bomba de recirculación y pasa en serie por condensadores de recuperación de calor y la sección de calentamiento. En este punto la salmuera recirculante ha alcanzado su temperatura máxima y entonces entra al cuerpo de evaporación instantánea, donde se evapora liberando vapor en cada etapa. El proceso de evaporación instantánea esta regulado por placas orificios rectangulares ajustables de modo que existan presiones progresivamente mas bajas en cada etapa. La ultima etapa opera a una presión de aproximadamente 1 psi. La salmuera evaporada finalmente entra al estanque de salmuera donde se combina con la admisión y se recircula nuevamente. Se descarga de la línea de recirculación un flujo de purga igual al flujo de destilado de diseño, con el fin de mantener la concentración del agua de mar no tratada.

El vapor liberado en las etapas de evaporación instantánea pasa a través de deshumidificadores antes de condensarse en los

condensadores de recuperación o de desecho. Este vapor condensado forma el destilado y se extrae de la última etapa por medio de una bomba de destilado.

El suministro de calor proviene principalmente del vapor vivo, suplementado por el vapor de salida del eyector y de la turbina de vapor con bomba de recirculación, cuando se usa aquella. El condensado del vapor de la sección de calentamiento se recolecta y regresa al uso como alimentación a la caldera.

Los gases no condensables que se producen cuando se evapora en forma instantánea la salmuera y como resultado de las fugas hacia el interior de aquellas partes de la planta que operan a presión menor que la atmosféricas, se extraen a través del enfriador de aire por medio de un eyector antes de su descarga a la atmósfera a través del calentador de entrada.

1.2. Determinación de la cantidad de agua requerida.

La cantidad de agua requerida se la determinará en base a la población que contara con este servicio en este caso la comuna San Pablo o al consumo de la ciudadela Puerto Rico, ubicada en el sector donde esta la planta actual; a los requerimientos de la nueva refinería y al consumo de la caldera.

En cuanto a la población de la comuna que se abastecerá de agua se estima que actualmente es de aproximadamente 750 personas, que se abastece de tanqueros. Se consideró abastecer a este número de personas debido a que es similar al de la ciudadela Puerto Rico

Para determinar el consumo promedio que puede tener cada habitante se presenta a continuación la tabla 1.2 que indican esa cifra

Tabla 1.2. Consumo y abastecimiento del agua (fuente: OMS)

País	Consumo de agua		Porcentaje de población que recibe agua		
	Per Cápita * L/ c /d		Superficial		Subterranea
	Urbana	Rural	Urbana	Rural	Urbana
Argentina	300	200	70	30	30
Bolivia	120	60	60	30	40
Brasil	175	N/A	N/A	N/A	N/A
Colombia	150	150	N/A	N/A	N/A
Costa Rica	250	180	50	8	50
Ecuador	145	50	65	34	33
Guatemala	124	88	70	90	30
Haití	100	20	40	70	60
Honduras	*N/A	N/A	90	78	10
México	278	100	N/A	N/A	N/A
Panamá	666	N/A	78	78	22
Paraguay	N/A	N/A	67	33	100
Perú	300	50	44	11	56
Uruguay	100	N/A	86	N/A	14
Venezuela	356	N/A	85	N/A	15

*L/c/d: Litros por cada día

*N/A: No disponibles

Como vemos este cuadro muestra que nos encontramos aún en una posición baja en lo concerniente a consumo per cápita de agua comparándonos con el resto de países latinoamericanos.

Pero sobre todo la gran desigualdad entre el consumo urbano y el rural en nuestro país, además de que la mayor parte del agua que se consume en el campo, es de origen subterráneo (pozos, manantiales, etc), la misma que muchas veces es consumida sin un proceso de potabilización adecuada.

El consumo promedio en el sector rural en el Ecuador es de 50 litros por día ($0.050 \text{ m}^3/\text{día}$), la cual es una cifra baja comparada con otros países, sin embargo se justifica debido a que en el campo la gente no tiende a desperdiciar tanto el agua y existe menos fabricas y equipos consumidores de agua.

Por lo tanto, tomando un consumo promedio de $0.060 \text{ m}^3/\text{día}$ por persona, y basándonos en datos de la refinoría actual tenemos:

Consumo total anual:

Refinería	216250 m ³ /anuales
Población San Pablo	17115 m ³ /anuales
Caldera	3425 m ³ /anuales
Total:	236786 m ³ /anuales

Es decir el consumo promedio diario seria de 648 m³/ diarios
(180000 galones diarios)

1.3. Procesos de desalinización.

Aunque existen diversos criterios para clasificar los diferentes procesos de desalación, un modo útil y claro de clasificarlos es dividirlos en dos grupos:

- 1) procesos que implican un cambio de fase en el agua.
- 2) procesos que funcionan sin cambio de fases.

Entre los procesos que implican un cambio de fases están los siguientes: Destilación en Múltiple Efecto, Flashing en Múltiple Efecto, Congelación, y Compresión de vapor.

Los procesos que no realizan un cambio de fases incluyen: Osmosis Inversa y Electro diálisis.

El consumo energético de los procesos que usan energía térmica se da mediante un parámetro llamado "**Factor de Rendimiento (FR)**", que nos da la cantidad de agua pura producida (en Kg.) por cada 2.300 KJ (la energía requerida para evaporar un Kg. de agua en condiciones normales de presión y temperatura) de energía térmica consumida. Por lo tanto, puede decirse que el proceso será tanto más eficiente cuanto mayor sea su FR.

Para los procesos que requieren energía mecánica, el consumo

energético se da en términos del número de Kwh. consumidos por cada Kg. de agua producida. Por lo tanto, el proceso será tanto más eficiente cuanto menor sea su consumo específico (Kwh. /m³ de agua producida).

1.4 Tipos de Plantas desalinizadoras

Destilación y flashing en múltiple efecto

La destilación y el flashing en múltiple efecto se conocen internacionalmente con las siglas MED (Multi Effect Distillation) y MSF (Multi Stage Flash). En ambos procesos, a partir del agua salada se obtiene agua destilada de una gran pureza. Mediante la destilación se logra reducir la salinidad típica del agua hasta una diezmilésima parte. Así, mientras la salinidad del agua de mar es de 35.000 ppm, la del destilado es del orden de 4 ppm o inferior.

Para obtener agua destilada, es necesario producir vapor primero y condensarlo después. Con el fin de obtener valores del FR más elevados se acoplan en serie diversos destiladores simples, dando

lugar a las denominadas plantas de Destilación en Múltiple Efecto (MED), siendo el FR mayor cuanto mayor es el número de efectos (también llamados etapas o celdas), aunque en la práctica, por razones económicas, el número de efectos no suele ser mayor de 14. La figura 4 muestra el esquema típico de una planta MED de 14 efectos. Haciendo uso de esta figura, veamos ahora cómo funciona una planta de este tipo. Como se ha explicado ya, cada etapa puede compararse a un destilador simple en el que la energía térmica requerida por el evaporador es aportada por la condensación del vapor producido en la etapa anterior.

De acuerdo con la figura 1.4.1, el agua de mar que se pretende desalinizar se hace pasar, en una determinada cantidad, por el condensador de la planta, con el fin de condensar el vapor que se ha producido en el último efecto. Tras atravesar el condensador, una parte del agua de alimentación se rechaza, utilizándose sólo una fracción de ella como agua de alimentación para el proceso.

Este agua de alimentación se hace pasar por una serie de precalentadores (P1 a P14 en la fig. 4), con el objeto de aumentar su temperatura hasta aproximarla a la de evaporación existente en la 1ª etapa o efecto.

Existe un precalentador en cada etapa. Tras pasar por el último

precalentador, el agua de alimentación es introducida en la 1ª etapa, pulverizándose sobre un intercambiador de calor de haz tubular. Por el interior de los tubos de este intercambiador circula el fluido caliente que aporta la energía térmica que requiere el proceso.

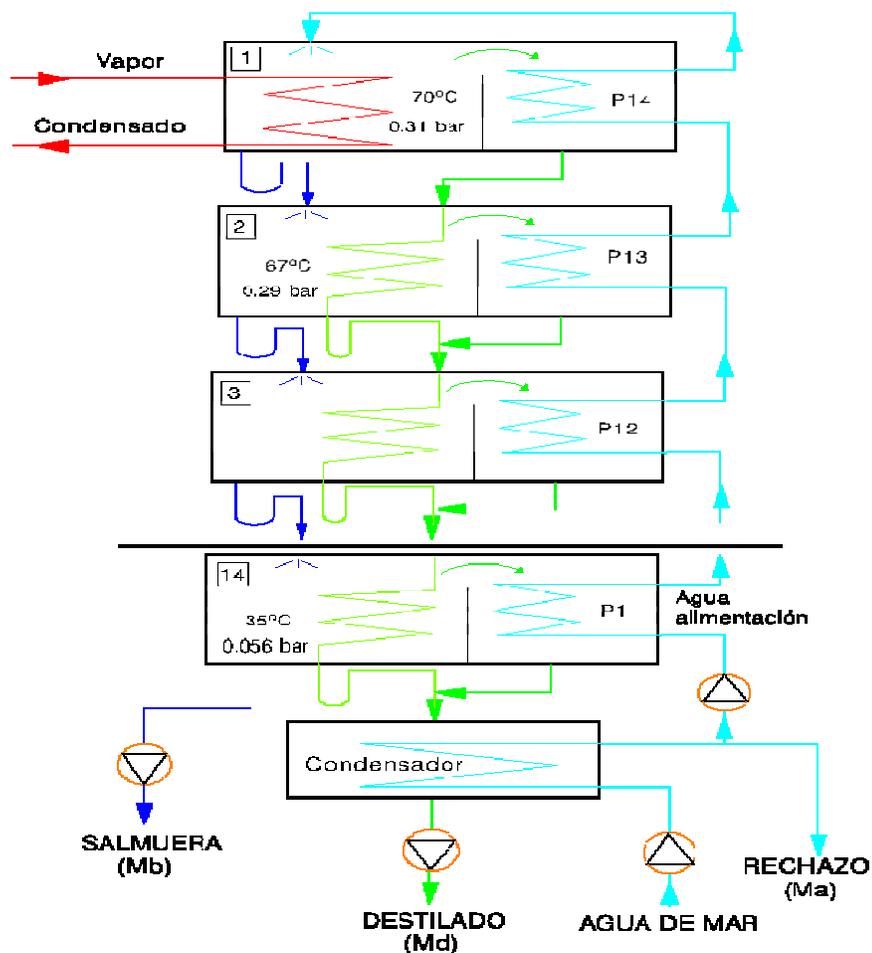


Figura 1.4.1: Esquema de funcionamiento de una Planta MED típica

Como consecuencia de la pulverización del agua de alimentación sobre el evaporador de la 1ª etapa, se evapora una fracción de la misma. Este vapor pasa a la zona de la 1ª celda donde se encuentra el precalentador correspondiente; al entrar en contacto con la superficie externa del precalentador, el vapor condensa parcialmente y pasa a la 2ª etapa.

El resto del agua de alimentación que no se evaporó en la 1ª etapa pasa a la 2ª, donde se evaporará otra fracción de la misma, gracias al calor que le cede la mezcla de condensado y vapor que proviene de la 1ª etapa. Esta evaporación se produce a una temperatura algo inferior a la de la 1ª etapa, ya que la presión existente en las sucesivas celdas es diferente y decreciente desde el primero hasta el último efecto.

El vapor producido en la 2ª etapa se condensa parcialmente sobre la superficie externa del precalentador correspondiente, pasando la mezcla de vapor y condensado al evaporador de la 3ª celda o etapa, donde acaba de condensar completamente. De este modo se producen una serie de evaporaciones y condensaciones sucesivas que conducen a la producción de una determinada cantidad de destilado, de tal modo que de la cantidad total de agua de alimentación, M_a , se obtiene una cierta

cantidad de destilado, M_d , y el resto se convierte en una salmuera de rechazo, M_b , con una alta salinidad. En condiciones estables se cumple pues, que: $M_a = M_d + M_b$

Con el objeto de eliminar al máximo la formación de depósitos e incrustaciones en el interior de las celdas, las temperaturas de trabajo en las mismas es del orden de los 70°C . Como es lógico, para que se produzcan evaporaciones y condensaciones a estas temperaturas, es preciso que exista un cierto vacío en las celdas, con lo cual se baja la temperatura de evaporación hasta el valor deseado.

Las plantas desaladoras de flashing en múltiple efecto (MSF) tienen grandes similitudes con las plantas MED. Sin embargo existen algunas diferencias que deben ser tenidas en cuenta:

a) la evaporación del agua en cada efecto no se produce mediante el aporte de energía térmica en un intercambiador de calor, sino por flashing (expansión brusca de agua caliente presurizada hasta una presión inferior a la de saturación). Con esto se elimina un intercambiador de calor (el evaporador) en cada etapa.

b) la temperatura superior de trabajo en una planta MSF es del orden de los 115-120°C, mientras que en una planta MED es del orden de los 70°C. La existencia de temperaturas más altas en una planta MSF obliga a un pretratamiento inicial del agua más complicado y costoso (acidificación, desgasificación y neutralización). Esto implica mayores costes de operación y mantenimiento.

c) en una planta MSF, la cantidad de agua de mar introducida en el proceso debe ser de 5 a 10 veces superior a la del destilado que se desea producir, lo que implica que la cantidad de agua que hay que bombear para conseguir una misma producción de destilado, es mucho mayor en una planta MSF que en una MED, donde se tiene una relación de 1:2 aproximadamente.

En el sistema MSF el agua a desalinizar se calienta en un recipiente a baja presión lo que permite la evaporación súbita. Este proceso se repite a lo largo de una serie de etapas en las que la presión va disminuyendo según las distintas condiciones.

motobombas de alta presión con turbina de recuperación, el tanque de retrolavado, y el tratamiento químico final.

La misión de las bombas de toma de agua es suministrar el agua salobre a desalinizar, bien a partir del mar o de pozos subterráneos salobres. El pretratamiento del agua del mar sirve para garantizar las condiciones óptimas del agua de alimentación a los módulos de Osmosis Inversa, tanto desde el punto de vista de las propiedades físicas como químicas. En una planta de osmosis inversa es fundamental y básico un pretratamiento apropiado del agua bruta para conseguir una operación satisfactoria de la instalación.

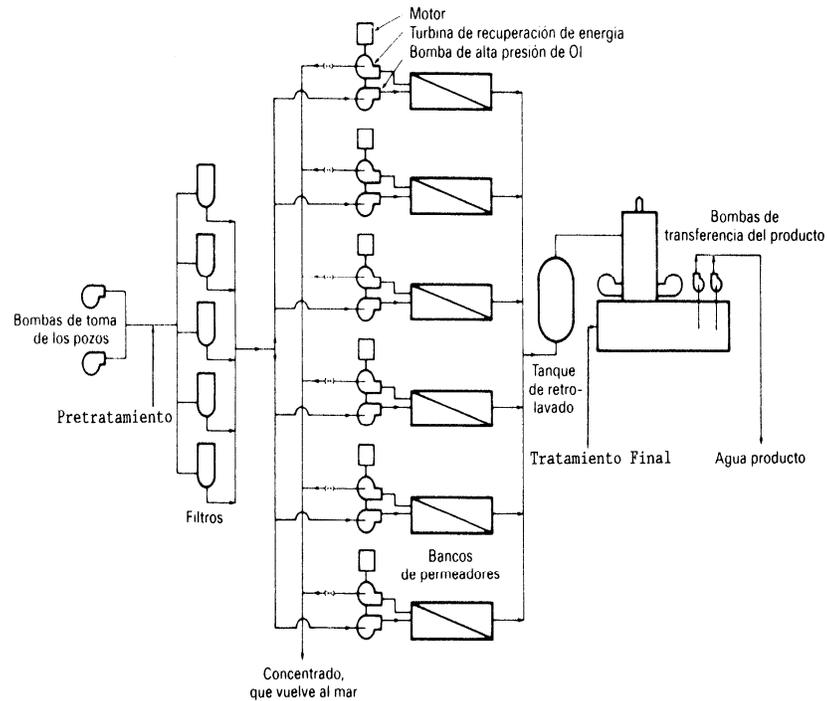


Figura 1.4.2.- Esquema típico de una Planta de Osmosis Inversa

El pretratamiento consta de varias etapas, con las que se persigue eliminar la existencia de actividad biológica y materias coloidales orgánicas e inorgánicas en el agua, ya que estas bajarían considerablemente el buen comportamiento de los módulos de osmosis inversa. El pretratamiento incluye una acidificación del agua para evitar la precipitación del carbonato cálcico sobre los módulos. También se suele realizar una decoloración del agua con el fin de ajustar la cantidad de cloro residual existente.

A continuación del pretratamiento, se realiza una filtración para eliminar las partículas en suspensión que pudieran existir en el agua y que disminuirían el rendimiento de las membranas de osmosis inversa.

Una vez pretratada y filtrada, el agua pasa a las motobombas de alta presión que la inyectan en los módulos de osmosis inversa a la presión necesaria para hacerla pasar por los mismos. No toda el agua inyectada en los módulos de osmosis pasa a través de ellos y es desalinizada, una parte es rechazada en forma de salmuera (agua de una alta salinidad).

Antes de ser devuelto al mar, el rechazo de salmuera suele hacerse pasar por una turbina de recuperación para aprovechar su energía mecánica. El eje de esta turbina va acoplado directamente al eje de la motobomba.

Por último, al agua producida se le realiza un postratamiento que tiene por objetivo garantizar unas condiciones adecuadas de potabilidad y prevenir el crecimiento de microorganismos. Este tratamiento suele hacerse mediante la dosificación de una determinada cantidad de hidróxido cálcico o sódico e hipoclorito sódico.

El consumo energético en una planta de Osmosis Inversa es netamente eléctrico, correspondiendo principalmente a la energía eléctrica consumida por las motobombas de alta presión. Los equipos auxiliares suponen un consumo eléctrico adicional pequeño.

Electrodiálisis

La Electrodiálisis es otro de los procesos que, como la Osmosis Inversa, desalinizan el agua del mar sin que se produzca un cambio de fase. Este tipo de plantas se basan en el hecho de que si se hace circular por una solución iónica una corriente continua, los iones cargados positivamente (cationes) se desplazan en dirección al electrodo negativo o Cátodo. Del mismo modo, los iones cargados negativamente (aniones) se desplazan hacia el electrodo positivo o Anodo.

Por lo tanto, si entre el Anodo y el Cátodo colocamos un par de membranas semipermeables, una de las cuales es permeable a los cationes y la otra lo es a los aniones, se ira paulatinamente formando una zona de baja salinidad entre las dos membranas.

Este es el proceso conocido como "electro diálisis", fundamento de las plantas desaladoras que llevan este nombre.

La figura 1.4.3 muestra gráficamente este fenómeno. Aunque el proceso de la electro diálisis es conocido desde comienzos del presente siglo, las membranas primitivas solo eran parcialmente selectivas. Fue a partir de 1.940 cuando la fabricación de nuevas membranas permitió la implantación comercial de este tipo de plantas para desalinizar aguas de baja salinidad. Al igual que las plantas de Osmosis Inversa, las plantas de Electro diálisis requieren un cuidadoso pretratamiento del agua de entrada, a fin de no dañar irreversiblemente las membranas.

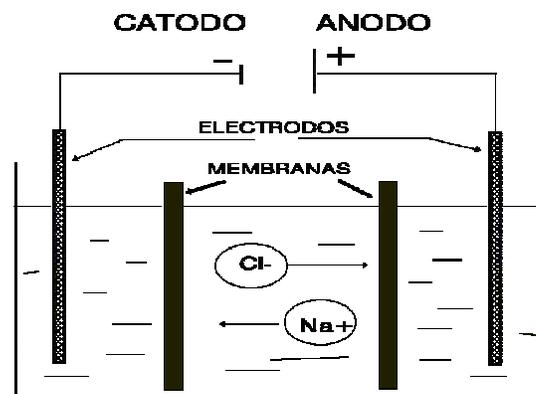


Figura 1.4.3. Proceso de Electrodiálisis

PLANTAS DUALES: GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD + DESALACIÓN

Un concepto al que se le está prestando en la actualidad un gran interés, debido al gran potencial que presentan, es el acople de plantas desaladoras con centrales eléctricas, obteniendo de este modo lo que se conoce con el nombre de *Planta Dual*. Este acople puede realizarse tanto con plantas de evaporación (MSF o MED), como con plantas de Osmosis Inversa.

Puesto que tanto las plantas MSF como las plantas MED requieren una fuente que les suministre la energía térmica que necesitan, y todas las centrales térmicas son una magnífica fuente de calor, la implementación de plantas duales MED o MSF resulta no solamente atractiva, sino que es inevitable para plantas desaladoras de gran capacidad. Para las plantas duales, los procesos MED resultan claramente más ventajosos que los MSF, debido a su menor consumo energético. Como principal inconveniente de las plantas duales con MED o MSF, hay que destacar la fuerte interdependencia que presentan los dos productos: energía eléctrica y agua, de modo que es necesaria una clara coincidencia entre las ofertas y las demandas de

ambos. La producción de agua está supeditada a la generación de electricidad simultáneamente, ya que el diseño más competitivo es aquel en el que la planta MED actúa como el condensador del ciclo Rankine. No obstante, esta fuerte interdependencia puede reducirse con un diseño alternativo de la planta de modo que pueda ser alimentada separadamente.

Desde el punto de vista de la interdependencia, la osmosis inversa presenta una clara ventaja al acoplarse con una central eléctrica, ya que pueden ser bastante independientes las ofertas y demandas externas de agua y electricidad, porque la energía eléctrica que necesita la planta de Osmosis Inversa puede ser suministrada por una fuente externa. Esta ventaja ayuda a compensar los inconvenientes derivados de un mayor consumo energético cuando se compara con la variante de planta MED, y el problema de la incertidumbre que presenta el componente clave de la planta desaladora: las membranas de osmosis.

A continuación se muestran diferentes configuraciones típicas de plantas duales:

Planta Dual "Grupo Térmico de Vapor / Planta MED"

Este tipo de planta dual está compuesto por un grupo térmico convencional de carbón, acoplado a una planta desaladora MED. El grupo térmico está constituido por un generador eléctrico accionado por una turbina de vapor.

El acoplamiento de la planta MED al grupo térmico puede realizarse de dos formas diferentes: actuando la planta MED como el condensador del grupo, o alimentando la planta MED con vapor procedente de una extracción de la turbina. La primera opción ofrece un mayor rendimiento del conjunto, aunque presenta el inconveniente de una menor flexibilidad ya que la producción de agua desalada está fuertemente ligada a la producción de electricidad. Actualmente existen plantas duales de este tipo con una potencia eléctrica bruta del orden de los 700 MW.

La figura 1.4.4 muestra el esquema típico de una planta como la descrita, y en la Tabla V se dan las características de una planta de este tipo.

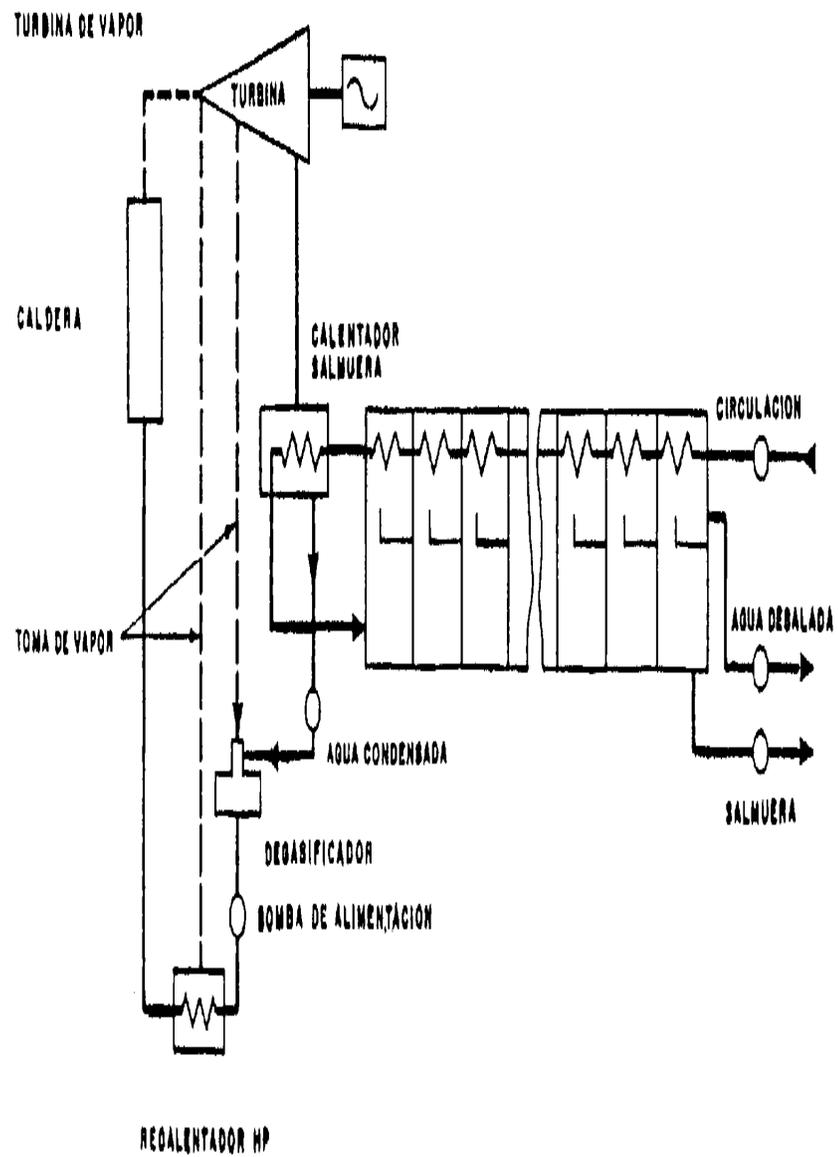


Figura 1.4.4: Esquema típico de una planta dual "Grupo Térmico / Planta MED"

Tabla 1.4.2: Especificaciones típicas de una planta "Grupo Térmico / Planta MED"

Potencia eléctrica bruta	633 MW
Tipo de combustible	Carbón
Consumo de fuelóleo	260 t/h
Consumo vapor saturado planta MED	1.184 t/h
Temperatura vapor a planta MED	62°C
Producción agua desalada	250.000 m ³ /día

Número de plantas MED	12
Número de efectos	12
Relación de economía	8,8 m ³ agua/tonelada vapor
Agua desalada / agua bombeada	0,45
Salinidad del agua producida	< 40 ppm

Planta Dual "Grupo Térmico de Gas / Planta MED"

Como su nombre indica, este tipo de planta dual está constituido por el acople de una planta MED a un grupo térmico constituido por una turbina de gas que acciona un generador eléctrico. Para alimentar energéticamente a la planta MED, se utiliza la energía residual de los

gases de escape de la turbina de gas. La figura 1.4.6 muestra un esquema típico de esta clase de plantas, teniendo además la particularidad de representar el uso de una máquina de absorción (Heat Pump) para aumentar el rendimiento de la planta desaladora. Suponiendo que la electricidad se venda a 9 ptas/Kwh., el coste del agua producida sería del orden de las 55 ptas/m³.

La Tabla 1.4.3 resume los parámetros principales de una planta de este tipo. Como puede verse en la figura 1.4.6, los gases de escape de la turbina de gas entran en el recuperador a una temperatura de 500°C, saliendo del mismo a una temperatura de 100°C. En el recuperador, existen tres etapas de producción de vapor: alta temperatura (HT), media temperatura (MT) y baja temperatura (LT), las cuales suministran vapor a la máquina de absorción (Heat Pump). Con la energía térmica que recibe del recuperador y del vapor de baja presión suministrado por el último efecto de la planta desaladora, la máquina de absorción suministra la energía térmica necesaria para alimentar el primer efecto de la planta desaladora. Con la configuración descrita en la figura 9, se puede producir electricidad y agua desalada a un precio muy competitivo.

Además del acople de una planta MED a una turbina de vapor o a una turbina de gas, existe también la posibilidad de acoplarla a un ciclo

combinado, constituido por una turbina de gas y una turbina de vapor. En este caso, la planta MED se suele alimentar a partir de una caldera de recuperación que utiliza los gases de escape de la turbina de gas, aunque también existe la posibilidad de utilizar la planta MED como condensador de la turbina de vapor.

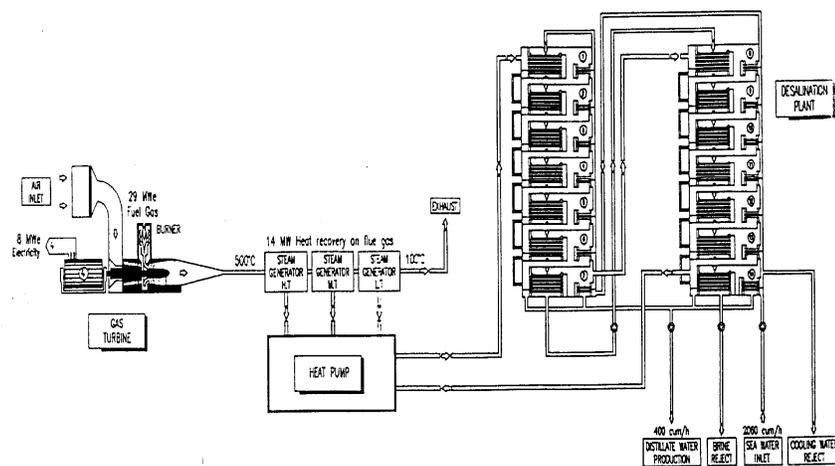


Figura 1.4.5: Planta dual "Grupo Térmico de Gas / Planta MED"

Tabla 1.4.3: Especificaciones técnicas de una planta dual

Datos del Proceso		Datos de la Planta Desalinizadora	
Consumo energético total de la planta (gas)	29 MW	Producción de agua desalada	400 m ³ /hora
Electricidad producida neta	8 Mw.	Consumo específico de energía térmica	35 Kwh./m ³
Caudal de aire caliente a la entrada del recuperador	139 ton./hora	Consumo específico de energía eléctrica	1 Kwh./m ³
Temperatura de los gases a la entrada del recuperador	500 °C	Caudal de agua de mar a la entrada	2060 M ³ /hora
Temperatura de los gases a la salida del recuperador	100°C	Caudal total de rechazo (salmuera + refrigeración)	1660 m ³ /hora
Recuperación de energía térmica	14 MW	Temperatura del destilado producido	34 °C

1.4.1 Selección de planta desalinizadora

Cada uno de los procesos mediante los cuales se puede desalar el agua, tiene sus propias características diferenciadores, que lo hace más o menos adecuado para cada caso. Todos tienen ventajas e inconvenientes, por ello es necesario hacer un cuidadoso análisis de todos los factores antes de tomar una decisión.

Entre los factores que hay que considerar cabe destacar los siguientes: salinidad del agua a tratar, disponibilidad de mano de obra cualificada para la operación de la planta, precio de la energía térmica y eléctrica, disponibilidad de calor residual a baja temperatura, etc..

Como característica general, se tiene que el consumo energético de los procesos de desalación mediante cambio de fases no depende de la salinidad del agua a tratar. La cantidad de energía térmica (calor) necesaria para obtener un Kg. de agua destilada es prácticamente independiente de la salinidad inicial del agua. En cambio, los procesos sin cambio de fase

(Osmosis Inversa y Electro diálisis) consumen tanto más energía cuanto mayor es la salinidad del agua de partida. Este es el motivo por el que estos procesos resultan más ventajosos cuando se trabaja con aguas salobres del subsuelo, cuya salinidad es muy inferior a la del agua del mar (35.000 ppm).

Otra característica de los procesos sin cambio de fases es que requieren un cuidadoso pretratamiento del agua de proceso, ya que en caso contrario se vería gravemente amenazada la vida útil de las membranas de Osmosis o Electro diálisis. Hay que tener presente que el coste de las membranas constituye una parte importante (20% aproximadamente) del coste total de la planta. Este es el motivo por el que estas plantas requieren mano de obra de cierta cualificación para operarlas adecuadamente.

El coste inicial de las plantas destiladoras es superior al de otros tipos de plantas. Pero tienen la ventaja de que pueden utilizar energía residual a baja temperatura, como la que se tiene en los circuitos de refrigeración de las máquinas alternativas. Esto hace que las plantas MED y MSF sean las más adecuadas para plantas de cogeneración.

En resumen, hay una diversidad de factores que hay que tener presentes antes de elegir el proceso más adecuado a nuestras necesidades y particularidades. No existe un proceso absolutamente mejor que los demás, siendo este el motivo de que no exista un proceso que haya desplazado del mercado a los demás.

En nuestro caso vamos a seleccionar una planta tipo MED debido a los siguientes factores:

Las plantas MED son especialmente válidas cuando la calidad del agua bruta no es buena (alta salinidad,

Temperatura y contaminación del agua aportada).

Debido a que la planta desalinizadora va a funcionar en cogeneración con una turbina y su acoplamiento con plantas de potencia es muy fácil y permite una gran variabilidad de rangos de operación en ambas plantas.

La robustez en la operación diaria frente a otros procesos de destilación es notoria.

. La capacidad de las plantas MED es mucho mayor que otras plantas destiladoras , en virtud a la cantidad de etapas conectadas en cascada sin problemas de operación.

La disponibilidad de operarios y personal de mantenimiento e ingeniería disponibles y familiarizados con este tipo de plantas.

Sin embargo, las plantas MED tienen un grave

Inconveniente. Su consumo específico, definido como la cantidad de energía consumida para producir 1 m³ de agua desalada, es de los más altos de los procesos estudiados. A este consumo contribuyen el consumo térmico proveniente de la planta productora de electricidad, más alto que otros procesos de destilación debido al efecto flash; y el consumo eléctrico debido al gran número de bombas necesarias para la circulación de los flujos de planta. Además de su alto coste de operación, su coste de instalación no es más bajo que otros procesos de desalación.

CAPITULO 2

2. BALANCE TERMICO

2.1 Ecuaciones auxiliares para el agua de mar

Las propiedades termodinámicas del agua salada se incluyen aquí, proporcionadas por diversos autores, aunque existen manuales técnicos que incluyen la mayoría de las propiedades necesarias para nuestro modelo (Fabuss y Korosi, 1968; Hömig, 1978). La mayoría de ellas ya han sido contrastadas en otros modelos (Helal et al., 1986) con la suficiente precisión.

2.1.1 Densidad

La expresión para la densidad del agua salada ρ_b (lb/ft³) para un rango de 0 al 26% de su concentración en peso C_b y 40 a 300 °F de temperatura T_b es dada por Mothershed (1966), que es también válida para el agua pura cuando

suponemos $C_b = 0$. Otras co-rrelaciones válidas pueden encontrarse en Chenetal. (1973).

$$\begin{aligned} \rho_b \text{ (lb/ft}^3 \text{)} &= 62.707172 + 49.364088C_b - 0.43955304 \cdot 10^{-2} T_b \\ &- 0.032554667 C_b T_b - 0.46076921 \cdot 10^{-4} T_b^2 + \\ &0.63240299 \cdot 10^{-4} C_b T_b^2 \end{aligned}$$

2.1.2 Viscosidad

Los datos tabulados e interpolados de Lewis y Randall (1961) para una mezcla de agua y sal a una temperatura T_b (de 0 a 120 °C) y concentración C_b (de 0 a 20%) permiten saber con buena precisión la viscosidad de esta mezcla μ_b (N·s/m²).

Existen

otras correlaciones como las de Leyendekkers (1979) o Isdale, Spence y Tudhope(1971).

$$\begin{aligned} \mu_b \text{ (N·s/m}^2 \text{)} &= (1.745 + 2.5C_b) \cdot 10^{-3} - (5.26 + 4C_b) \cdot 10^{-5} \\ &T_b + \\ &9 \cdot 10^{-7} T_b^2 - 8 \cdot 10^{-9} T_b^3 + 3 \cdot 10^{-11} T_b^4 \end{aligned}$$

2.1.3 Conductividad térmica

Datos tabulados de Lewis y Randal (1961) se interpolan cada 10% de concentración para diferentes temperaturas, resultando la ecuación siguiente:

$$k_b \text{ (W /m)} = 0.569118 + 0.00184086 T_b - 7.289 * 10^{-6} T_b^2$$

La conductividad térmica k_b (W/m·K) es ligeramente menor que el agua dulce. Yusufova I. (1978) también proporciona una buena correlación de esta propiedad.

2.1.4 Calor específico

El calor específico del agua salada CP_b (Btu/lb °F) se muestra en la ecuación como una función del calor específico CP_d del agua pura y la concentración de sal en la mezcla C_b (Bromley et al., 1970). El rango de temperaturas T_b de la correlación es de 50 a 300 °F.

$$CP_b \text{ (Btu/lb °F)} = (1.0 - C_b(0.011311 - 0.0000146T_b)) * CP_d$$

2.1.5 Entalpía

La entalpía del agua salada H_b (BTU/lb) se obtiene integrando el calor específico desde la temperatura de referencia T^* (273,15 K) hasta la temperatura deseada T_b .

$$H_b \text{ (BTU/lb)} = a_1 (T_b - T^*) + a_2 (T_b - T^*)^2 + a_3 (T_b - T^*)^3$$

+

$$a_4 (T_b - T^*)^4 + a_5 (T_b - T^*)^5$$

donde

$$a = 1 - 0.011311 \cdot C_b$$

$$a_1 = 1,0011833 \cdot a$$

$$a_2 = \frac{1.1473561 \cdot 10^{-5} - 6.8066652 \cdot 10^{-5} \cdot a}{2}$$

$$a_3 = \frac{2.3999989 \cdot 10^{-7} - 7.6669983 \cdot 10^{-10} \cdot a}{3}$$

$$a_4 = \frac{1.333336 \cdot 10^{-9} - 1.6043987 \cdot 10^{-12} \cdot a}{4}$$

$$a_5 = \frac{1.5296 \cdot 10^{-14}}{5} \cdot a$$

2.1.6 Presión de saturación

La correlación de Antoine calcula la presión de saturación del agua P_s (Psi) en función de la temperatura T (usando los

coeficientes para el agua de Reid, Prausnitz y Sherwood, 1977):

$$\ln P_s (\text{Psi}) = 23.196452 - \frac{3816.44}{T - 46.13}$$

La ecuación anterior es sólo válida para temperaturas inferiores a 441 K, pero por encima de esta temperatura y el punto crítico se usa otra correlación, la de Harlacher y Braun (ecuación 3.29). Esta última ecuación necesita un algoritmo iterativo para resolverse (Newton-Raphson por ejemplo) usa unidades internacionales

2.1.7 Elevación del punto de ebullición respecto del agua dulce

Los datos de Stoughton y Lietzke (1965) fueron correlacionados por Friedrich y Hafford en 1971 para el cálculo del BPE (°F) en función de la temperatura T_k y la concentración C , definidas posteriormente. Brandani, Del Re y Di Giacomo (1985) incluyen correlaciones aceptables para esta propiedad.

BPE (°F) =

$$\left(\left(\frac{565757}{T_k} - 9.81559 + 1.54739 \ln T_k \right) - \left(\frac{337178}{T_k} - 6.41981 + 0.922753 \ln T_k \right) * C \right) + \left(\frac{32.681}{T_k} - 0.55368 + 0.079022 \ln T_k * C^2 \right) * \left(\frac{C}{\frac{2669196}{T_k^2} - \frac{379.669}{T_k} + 0.334169} \right) * 1.8$$

donde

$$T_k = (T_k + 460) / 1.8 \text{ (}^\circ \text{K)}; \quad C = (19.819 C_b) / (1 - C_b).$$

2.2 Análisis y Cálculos.

Análisis.

Condensador

El condensador es un intercambiador de calor en el cual el vapor de agua salada que viene de la cámara de vacío se condensa al ponerse en contacto con una serie de tubos por cuyo interior circula agua de mar en forma líquida. El condensador es el receptor de calor del ciclo termodinámico y al mismo tiempo provee un medio para recuperar el agua de alimentación y devolverla de nuevo al circuito.

Los condensadores se mantienen bajo un vacío que oscila entre 635 y 723.9 mm de mercurio, dependiendo del tipo de instalación, la cantidad de vapor que recibe (carga), la temperatura del agua de mar y la distancia entre los tubos. El vacío de proyecto para una instalación determinada viene dado en la especificación de cada instalación. Algunas (la mayoría) están proyectadas para trabajar a plena potencia con un vacío de 698.5 mm de mercurio cuando la temperatura del agua del mar es de 23.8°C.

Una máquina desarrolla mayor cantidad de trabajo útil si su evacuación la realiza en un espacio donde existe una presión baja que si la realiza en contra de presiones más altas.

Aunque es cierto, puede dar lugar a interpretaciones erróneas en el caso de una planta de vapor condensado, a causa de la utilización de la palabra presión.

La importancia de la presión de evacuación es debida a que dicha presión determina la temperatura a la cual el vapor se condensa. Como sabemos, un aumento en la diferencia de temperaturas entre la fuente (caldera) y el receptor (condensador) aumenta el rendimiento termodinámico del ciclo. Manteniendo por lo tanto el condensador con vacío, bajamos la temperatura de condensación del vapor y aumentamos la diferencia de temperaturas entre fuente y receptor, aumentando por lo tanto el rendimiento termodinámico del ciclo.

En un condensador, la causa principal del vacío (baja presión absoluta) es la condensación de vapor, ello es debido a que el volumen específico del vapor es mucho mayor que el volumen específico del agua. Debido a que el condensador está lleno de aire, cuándo no está en funcionamiento, y que durante el mismo existen asimismo algunas entradas de aire, la condensación del vapor no es

suficiente para lograr el vacío inicial y mantenerlo durante el trabajo. Se utilizan eyectores para eliminar el aire y los gases no condensables y aunque la principal causa del vacío es la condensación del vapor, los eyectores de aire consiguen establecer el vacío inicial y ayudar a mantener el vacío adecuado durante el funcionamiento.

Cuando la temperatura del agua de mar es relativamente alta, los tubos del condensador aumentan de temperatura y la transmisión de calor se hace más lenta.

Eyectores de aire

La misión de los eyectores de aire es la eliminación del aire y de gases no condensables del condensador. Un eyector de aire no es más que una bomba de chorro en la que no existen partes móviles. El flujo a través de eyector se toma del colector de 10,34 bar de vapor auxiliar en la mayoría de los buques.

El grupo de eyección de aire (Fig. 6.5) está formado normalmente por:

- Eyector de aire de la primera etapa.
- Condensador intermedio.

- Eyector de aire de la segunda etapa.

- Condensador posterior.

Los dos eyectores (1ª y 2 etapa) trabajan en serie, el primero de ellos aspira de 3.81 cm de mercurio (abs) del condensador, y eleva esa presión hasta 17.78 cm (abs); en la segunda etapa, el eyector aumenta la presión de 7 pulgadas a 32 pulgadas (abs).

El eyector de la primera etapa aspira del condensador principal y descarga la mezcla de aire-vapor al condensador intermedio en el que el vapor contenido en la mezcla, se condensa. El condensado, cae al fondo del condensador, de donde, a través de un cierre hidráulico en U pasa el condensador principal.

El aire pasa ahora a la aspiración de la segunda etapa donde mezclado con el chorro de vapor es conducido al condensador posterior, en éste, el vapor se condensa y se manda al tanque de purgas en tanto que el aire se envía a la atmósfera.

Debe hacerse constar que el grupo de eyectores, elimina el aire solamente del condensador; el aire disuelto o en suspensión del condensado que pasa por el interior de los tubos no se elimina; el condensado sirve únicamente como enfriador en ambos condensadores, misión que realiza también en el condensador.

Control y precauciones de seguridad en los eyectores de aire:

Para permitir un funcionamiento continuo, se utilizan dos juegos de eyectores, sin embargo solo uno es necesario y suficiente para el funcionamiento de la planta; el otro, está en todo momento listo para funcionar en caso de avería o defectos de funcionamiento del primero. Ambos pueden utilizarse simultáneamente en caso de que una entrada excesiva de aire en el condensador haga necesario una capacidad adicional de extracción de aire.

Antes de poner en funcionamiento un eyector de aire, la tubería de vapor debe purgarse para evitar que las gotas de agua puedan erosionar las toberas y las acumulaciones de la misma, hagan que los electores tengan un funcionamiento inestable.

Antes de cortar vapor a los eyectores debe comprobarse que el condensador tiene suficiente flujo de agua de circulación y que ha sido ventilado adecuadamente.

La recirculación (loop-seal) del condensador intermedio al principal, debe ser perfectamente estanca al aire, pues cualquier pérdida (entrada de aire) obligarla al agua del tubo en U a salir del mismo.

Si en alguna ocasión es necesario hacer funcionar ambos grupos de electores, probablemente existe una entrada excesiva de aire, es

mejor y más conveniente localizarla y eliminarla, que hacer funcionar ambos grupos continuamente.

El funcionamiento inestable de un eyector de aire puede ser debido a alguna de las siguientes causas

- Baja presión del vapor a eyectores.
- Temperatura y clase de vapor diferentes de los previstos para el funcionamiento correcto.
- Incrustaciones o suciedad en las toberas.
- Posición inadecuada de la tobera respecto al difusor.
- Purgas del condensador (intermedio o posterior) cerradas u obturadas.

Los problemas que ocasiona la baja presión del vapor son debidos generalmente a un funcionamiento o ajuste inadecuados en la válvula reductora de vapor a eyectores. Es esencial que a las toberas llegue vapor seco y a la presión adecuada.

La existencia de erosiones o incrustaciones en las toberas es una evidencia de la admisión de vapor húmedo a las mismas. Las toberas defectuosas no trabajan correctamente y por lo tanto el

vacío no puede mantenerse en sus valores máximos. En algunas ocasiones, las toberas pueden estar parcialmente obstruidas por grasa, compuesto de calderas o cualquier otra sustancia que disminuya su rendimiento.

El condensador de vapor de agua salada proporciona un espacio cerrado, y donde la presión se mantiene tan baja como sea económicamente factible con respecto a la atmosférica. Esto se lleva a cabo de dos formas. Primero, por condensación del vapor, de donde obtiene el nombre de condensador, y segundo, por la extracción del condensado y de los gases no condensables haciendo uso de bombas.

Si el condensador fuera perfectamente estanco al aire, y sí no hubiera aire o gases no condensable presentes en el vapor que descarga al condensador, solamente sería necesario condensar el vapor y extraer el condensado, con el objeto de crear y mantener el vacío. La rápida reducción del volumen del vapor que se transforma en agua produce vacío, y bombeando el agua de la parte baja del condensador, tan pronto como se va formando, se podría mantener el vacío así creado.

Sin embargo, como es prácticamente imposible evitar la entrada de aire y otros gases no condensables al interior del condensador, es

necesario hacer uso de una bomba de aire o un eyector de aire para mantener el vacío en el interior del condensador.

La función primaria del condensador puede ser considerada, por lo tanto, como la de producir y mantener una baja presión de evacuación. La condensación, o la extracción del calor de vaporización del vapor de evacuación de una máquina, puede llevarse a cabo en una u otra de las siguientes formas.

1) Por medio de una pulverización de agua relativamente fría en una cámara, dentro de la cual se envía el vapor de evacuación de la máquina (intercambiador de calor de contacto directo o de mezcla);

2) Enviando el vapor de evacuación sobre un cierto número de tubos de metal enfriados interiormente por una corriente relativamente fría de agua de circulación (intercambiador del tipo indirecto o de superficie que es el caso de la planta desalinizadora)

En ambos casos:

a) La cámara del condensador debe ser cerrada, para evitar la pérdida del vacío debido a las entradas de aire.

b) El vapor condensado, o agua, debe ser extraído en forma continua, para permitir un flujo constante de vapor de evacuación dentro de la cámara de condensación.

c) Se debe agregar los dispositivos que permitan la extracción del aire y los gases no condensables que puedan haber entrado en el condensador, ya sea debido a pequeñas fugas, o con el vapor. Esto es necesario con el objeto de mantener el vacío.

En su forma más simple tenemos así que: un sistema de desalinización por condensación y vacío consiste en un aparato destinado a convertir el vapor de agua salada en agua destilada, y de una o varias bombas para extraer continuamente del condensador, dicha cantidad de agua, el aire y los gases no condensables

Cálculos

Para comenzar se debe saber cuanto caudal de agua salada (m³) va a ingresar por día para poder producir la cantidad que se requiere que es de aproximadamente 180000 galones diarios.

Datos:

Los siguientes datos son tomados de las especificaciones de la planta nueva propios de este tipo de plantas

$T_{c,i} = 77 \text{ }^{\circ}\text{C} = 350 \text{ }^{\circ}\text{K}$ (Temperatura de entrada de agua de alimentación en la última etapa)

Presión en cámara de vacío (última etapa) = 6 psi (0.41 bar)

$T_{\text{sat}} = 84 \text{ }^{\circ}\text{C} = 357 \text{ }^{\circ}\text{K}$ (Temperatura de saturación de vapor de agua a 0.41 bar)

Número de tubos = 200

Longitud de tubos = 14' 9" (4.5 m)

$m_1 = 0.2 \text{ Kg} / \text{m}^3$ (flujo másico de agua por el interior de los tubos por cada tubo)

* Este valor es tomado de la proporción que da el fabricante de 5 galones de agua salada por 1 de agua dulce.

Procedimiento

1._ Primero debemos calcular el coeficiente global de transferencia de calor

$$U = \frac{1}{R_{bi} + R_w + R_c} \quad (\text{W} / \text{m}^2 \text{ } ^\circ \text{K}) \quad (\text{coeficiente global de transferencia de calor})$$

Donde:

$$R_{bi} = OD / ID * H_{bi} \quad (\text{Resistencia térmica en el interior de los tubos}) \\ (\text{m}^2 \text{ } ^\circ \text{K} / \text{W})$$

Para ello debemos calcular:

$$H_{bi} = E.0.023. \frac{k_b}{id} * Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

$$Re = \frac{4.m_1}{\pi.id.\mu}$$

donde :

OD y ID son los diámetros exterior e interior de los tubos en metros.

Re= Número de Reynolds (adimensional)

Pr = Número de Prandtal a Tf

K = Conductividad térmica del agua de alimentación a Tf (W/ m °K)

μ = Viscosidad del agua de alimentación a Tf (N.s/m²)

Siendo Tf tomada como:

$$T_f = \left(\left(\frac{T_{c,o} + T_{c,i}}{2} \right) + T_w \right) / 2$$

donde $T_{c,i}$ = Temperatura de entrada de agua de alimentación (°K)

y $T_{c,o}$ = Temperatura de salida del agua de alimentación (°K)

$E = 1$ (Factor de corrección debido a acabado superficial).

2._ Luego calculamos la resistencia debida al material de los tubos

R_w = Resistencia térmica del material de los tubos (m² ° K / W)

Ahora calculamos R_w , es decir la resistencia térmica por conducción

$$R_w = \frac{t * od}{K_w * dlm}$$

Siendo:

$t = 0.004 \text{ m}$ (espesor del tubo)

$od = 0.0254 \text{ m}; \quad id = 0.017 \text{ m}$

$K_w = 25.5 \text{ W / m } ^\circ\text{K}$ (conductividad térmica del material del tubo de acero con alto porcentaje de Cromo; Molibdeno)

$d_{lm} = \text{Diámetro medio logarítmico.}$

$$d_{lm} = \frac{od - id}{\ln \frac{od}{id}}$$

Reemplazando tenemos:

$$d_{lm} = 0.022045 \text{ m}$$

$$R_w = \frac{0.004m * 0.0254m}{25.5W / m \circ K * 0.02204m}$$

$$R_w = 1.8 * 10^{-4} \text{ m}^2 \circ\text{K / W}$$

3._Lo siguiente, es calcular la resistencia térmica por convección en el exterior de los tubos debido a la condensación del vapor de agua de mar que viene de la evaporación súbita ocurrida en la cámara evaporadora.

$$R_c = \frac{1}{H_c}$$

$$H_c = 0.729 \left(\frac{K^3 \rho^2 g^* Hfg}{n^* \mu^* od^* (T_{sat} - T_w)} \right)^{0.25}$$

Donde:

T_w : Temperatura superficial de tubos ($^{\circ}$ K)

T_{sat} : Temperatura de saturación del agua de mar ($^{\circ}$ K)

n : Numero de tubos dispuestos a lo largo del diámetro del condensador = 10

K : Conductividad térmica a Temperatura de saturación (W / m $^{\circ}$ K)

μ : Viscosidad a Temperatura de saturación (N.s/m²)

ρ : Densidad del agua saturada (kg/ m³)

Hfg : Calor latente de Vaporización a Temperatura de saturación (J/kg)

4._ Como vemos no tenemos a disposición el valor de T_w par poder calcular el U, pero como sabemos que U tambien es igual a

$$U'' = m.Cpb.(Ln(T_{sat} - T_{c,i})/(T_{sat} - T_{c,o}))/A. = \frac{1}{R_{bi} + R_w + R_c} = U$$

Probando valores de T_w usando un método iterativo en Excel hasta igualar ambos lados de la ecuación llegando a un error despreciable, nos dio como resultado los siguientes valores:

$$T_w = 83.4 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (} 350.7 \text{ } ^\circ\text{K)}$$

$$U = 2928.25 \text{ (W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{K)} \quad \text{(ver tabla en Excel Adjunta)}$$

CAPITULO 3

3. SISTEMA DE SUCCION DEL AGUA DE MAR PARA LA PLANTA DESALINIZADORA.

3.1. Cálculo y selección de bomba.

En la técnica moderna las máquinas para el suministro de líquidos se llaman bombas. La amplia divulgación de las bombas centrífugas ha sido posible únicamente a base del empleo de energía eléctrica y, en particular, al utilizar el motor eléctrico de corriente alterna trifásica. Según los fluidos manejados, la magnitud de los flujos y los requisitos del proceso (capacidad y carga) se hace necesario utilizar un tipo específico de bomba; Chercasski (1988)

Ecuación general para el cálculo de la potencia (P) de las bombas, en Kw.:

$$P = \frac{Q * \rho * g * H}{\eta_{total}}$$

Donde:

Q = Gasto, en m³/s = 0.05 m³ / s (equivalente a 63.6 kg / s)

ρ = Densidad del líquido, en kg /m³ = 1263 Kg. / m³ a T = 25 °

C (ver ec.2.1.1)

g = Gravedad, en m / s² = 9.8 m / s²

H = Altura de carga de la bomba, en m

η_{total} = Eficiencia de la bomba. = 0.85 (promedio)

μ = Viscosidad cinemática de agua de mar a 25 °C

Lo que nos faltaría por calcular es H, la cual es igual a:

$$H = f \frac{L * v^2}{D * 2} + \text{Perdidas por accesorios}$$

Donde:

L = Longitud total de tubería, en m = 8000 m.(Distancia aproximada entre mar y desalinizadora).

v = velocidad del fluido, en m/s

D = Diámetro de tubería, en m = 0.508 m = 20 pulgadas (ver sección 3.2).

f = Factor de fricción de la tubería, adimensional.

Es decir debemos calcular v y f:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{4 * Q}{\pi * D^2}$$

$$v = \frac{4 * 0.05}{\pi * 0.508^2}$$

$$v = 0.246 \text{ m/s}$$

Para calcular f debemos calcular Re y e / D :

$$R_e = \frac{4 * \rho * Q}{\pi * \mu * D}$$

$$R_e = \frac{4 * 1263 * 0.05}{\pi * 0.0012 * 0.508}$$

Re = 131898.09 (flujo turbulento)

Usando las tablas del libro de Mecánica de Fluidos (Fox: tablas 8.14 y 8.15), con $e / D = 0.00028$ (tubería galvanizada) y lisa tenemos que:

$$f = 0.017$$

Podemos asumir las pérdidas menores en un 10 %

Entonces:

$$H = f \frac{L * v^2}{D * 2} + 0.1 * \text{Pérdidas mayores}$$

$$H = 0.017 \frac{8000 * 0.246^2}{0.508 * 2} + 0.1 \text{Pérdidas mayores}$$

$$H = 8 + 0.8$$

$$H = 8.8 \text{ m}$$

Entonces:

$$P = \frac{Q * \rho * g * H}{\eta_{total}}$$

$$P = \frac{0.05 * 1263 * 9.8 * 8.8}{78}$$

$$P = 7 \text{ Kw.}$$

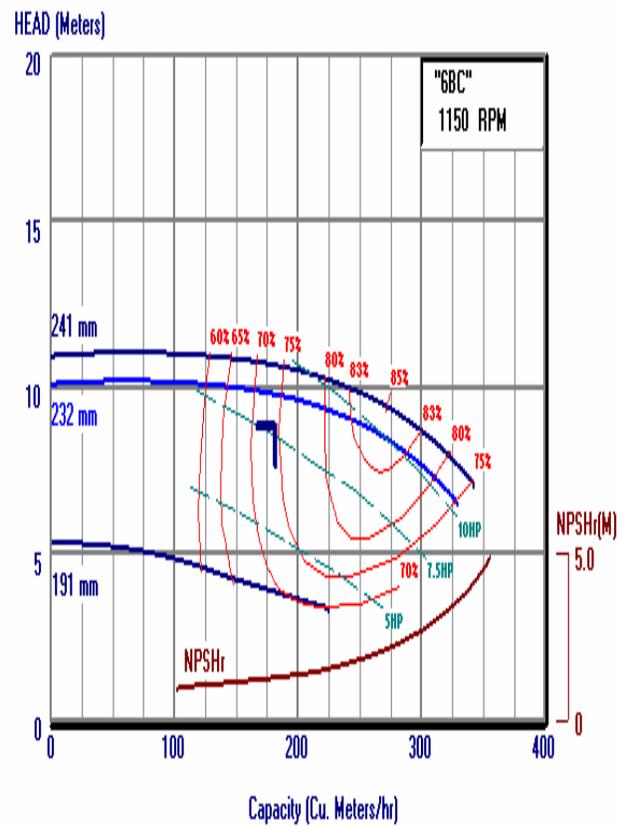
En base a catálogos de la ITT COMPANY tenemos las siguientes opciones:

Modelo	Velocidad (RPM)	Eficiencia de bomba	Punto de Operación (BHP)	Potencia de Motor (HP)	Diametro de Impulsor(mm)	Weight (kg)	Cost Index
<u>5A</u>	1750	80.89	7.22	7.5	171	**	**
<u>6E</u>	1150	79.44	7.38	7.5	232	**	**
<u>5E</u>	1150	77.13	7.62	10	260	**	**
<u>6BC</u>	1150	74.23	7.96	10	232	**	**
<u>4BC</u>	1750	68.35	8.58	10	197	**	**
<u>5G</u>	1150	63.22	9.31	10	279	**	**
<u>4GB</u>	1150	50.67	11.51	15	318	**	**

De las cuales elegimos la bomba modelo 1510 6BC, que tiene las siguientes características:

1510 6BC			
Velocidad de Flujo (Metros Cubicos/hora)	181.7	Presión de Bomba (Metros)	8.8
Velocidad (RPM)	1150	NPSHr (Metros)	1.3
Peso (kg)	**	Indice de costo	**
Tamaño de Succión (mm)	203	Velocidad de Succión (metros/s)	1.6
Tamaño de Descarga (mm)	152	Velocidad de Descarga (metros/s)	2.7
Diametro de Impulsor (mm)	232	Eficiencia de bomba (%)	74.23
Flujo max. (Metros Cubicos/hora)	325	Flujo de operacion / Flujo max. (%)	12.7
Flujo @ BEP (Metros Cubicos/hora)	269	Minimo Flujo req. (Metros Cubicos/hora)	67
Potencia de Motor Seleccionado (HP)	10	Potencia de Motor Seleccionado (kw)	7.46
Potencia del Punto de Operación (BHP)	7.96	Potencia del Punto de Operación (kw)	5.93
Potencia Máxima (BHP)	9.83	Potencia Máxima (kw)	7.33
Fabricante de Motor	**	Amperios a máxima capacidad	**
Número de Catálogo del Fabricante	**	Eficiencia a Máxima Capacidad (%)	**
Tamaño de Armazón	**	Factor de Potencia a Máxima Capacidad (%)	**

Curva de funcionamiento de la bomba



Pump Series: 1510	Min Imp Dia = 191 mm	Design Capacity = 181.7	ITT Bell & Gossett
Suction Size = 203 mm	Max Imp Dia = 241 mm	Design Head = 8.8	8200 N. Austin
Discharge Size = 152 mm	Cut Dia = 232 mm	Motor Size = 10 HP	Morton Grove, IL 60053

3.2. Calculo de tuberías.

Para dimensionar la tubería del sistema de alimentación a la desalinizadora debemos considerar que ésta llega a las etapas distribuyendo a cada tubo del condensador.

Como sabemos que:

$$\frac{\pi * (1 \text{ pulg})^2}{4}$$

A por tubo =

A por tubo = 0.78 pulg²

El área total sería $0.78 * 200 = 157.07$ pulg² en caso de que estuvieran todos los tubos totalmente unidos algo que es imposible, además debe existir una separación entre cada tubo, siendo una distribución en hileras de 10, de 8, etc., hasta completar los 200 tubos.

Sin embargo la tubería que acopla a la entrada del condensador es de 20 pulgadas según las especificaciones dadas por el fabricante.

Esto es:

$$A_{total} = \frac{\pi * 20 \text{ pulg}^2}{4}$$

$$A_{total} = 314.159 \text{ pulg}^2$$

Esto nos da entender que existe una suficiente holgura entre cada tubo, lo cual permitiría una adecuada condensación.

3.3. Decantación de sólidos de suspensión.

Coagulación-decantación: Es un proceso que en cámaras de sedimentación se facilita la deposición de sólidos en suspensión y materia orgánica; esta deposición mejora añadiendo reactivos coagulantes (sulfato de alúmina, cloruro férrico, sulfato férrico, sulfato ferroso, hidróxido cálcico) y polímeros adyuvantes (sílice, gelatina, polielectrolitos) que promueven la formación de partículas gruesas y agregados (floculas) que decantan con facilidad. El material retirado, lodos o fangos, es muy rico en materia orgánica y debe ser gestionado adecuadamente

(digestión anaerobia en tanque cerrado produciendo metano, dióxido de carbono y un material similar al humus; empleo como lodo activado para el tratamiento secundario; desecación post-digestión y empleo como acondicionador del suelo; etc.).

Se han diseñado decantadores dinámicos donde se crean corrientes para depositar los lodos en zonas determinadas para su retirada.

Una bomba impulsa a través de una cañería hasta el establecimiento, pasa por un canal transportador donde sé afora, se agrega los productos químicos y se produce el mezclado rápido. De allí es conducida a los decantadores, que son grandes piletas compuestas de dos partes, floculador y decantador.

El floculador posee paletas mecánicas que son las encargadas de mezclar íntimamente el agua con los productos químicos y formar así los flóculos, que al cobrar tamaño y peso precipitarán al fondo del decantador. Este tiene una tolva que es encargada de eliminar el barro floculado, este proceso se debe hacer diariamente.

El agua tarda dos horas en recorrer estas piletas donde al final es recogida por una canaleta donde cae en forma de lluvia para incorporarle oxígeno. Por esta canaleta el agua es conducida a filtros compuestos por mantos de arena de distinta granulometría, comenzando con arena fina hasta terminar con piedra. De los filtros el agua pasa a la reserva.

3.4. Mantenimiento para eliminar incrustaciones en las tuberías.

El agua es un buen solvente para minerales y materiales y puede transportar muchos de ellos. El agua marina es rica en iones que son producto de la descomposición de vida marina y de la evaporación del agua. Esto da origen a incrustaciones no deseadas llamadas biofouling, en tuberías principales de alimentación y en los tubos de los intercambiadores de calor.



DEFINICIÓN Y CLASIFICACIÓN DE LAS INCRUSTACIONES.

La incrustación se puede definir como la acumulación no deseada de depósitos, esencialmente microbiológicos, sobre una superficie artificial sumergida o en contacto con agua de mar. Esta acumulación o incrustación consiste en una película orgánica compuesta por microorganismos empotrados en una matriz polimérica creada por ellos mismos (biopelícula), a donde pueden llegar, y quedar retenidas partículas inorgánicas (sales y/o productos de corrosión) consecuencia de otros tipos de incrustaciones desarrolladas en el proceso.

La importancia del término más general “incrustación” es vital en la industria, puesto que la aparición no deseada de este fenómeno provoca muchas pérdidas económicas a lo largo del año. A continuación se define dicho término y se hace una clasificación enfocada al campo industrial.

Existen seis tipos diferentes de incrustación que son:

- Incrustación biológica.
- Incrustación por reacción química
- Incrustación por corrosión

- Incrustación helada

- Incrustación por partículas

- Incrustación por precipitación

- Incrustación biológica

Debido a la acumulación de depósitos bióticos sobre una superficie. También se le suele denominar como incrustación microbiana.

- Incrustación por reacción química

Son los depósitos formados por reacción química, en los que el soporte, por ejemplo los tubos de un condensador, no es un reactivo. La polimerización de los productos de una refinería de petróleo es un buen ejemplo de este tipo de incrustación.

- Incrustación por corrosión

La incrustación por corrosión describe el proceso de formación de productos de corrosión sobre las superficies en contacto con

un fluido como resultado de la corrosión electroquímica o microbiana de esta superficie. Este tipo de fouling a recibido muy poca atención en el pasado a pesar de la importancia que tiene para los diseñadores y operadores de equipos de intercambio de calor.

- Incrustación helada.

Es la solidificación de un líquido, o de alguno de sus constituyentes, con un punto de fusión más alto, en una superficie enfriada.

- Incrustación por partículas

Es la acumulación sobre la superficie de un equipo de partículas sólidas que se encontraban suspendidas en el fluido procesado. Cuando existe incrustación por partículas puede ocurrir que éstas se depositen sobre una superficie, dando lugar, a otro tipo de incrustación denominado por sedimentación cuando la gravedad es el mecanismo primario que favorece la formación del depósito. Este tipo de incrustación es el resultado de la presencia de

sólidos suspendidos procedentes de fuentes diversas. La cantidad y velocidad de acumulación sobre la superficie, depende de la naturaleza y tamaño de los sólidos suspendidos así como de las condiciones térmicas e hidráulicas del sistema.

Los depósitos correspondientes a los sólidos suspendidos, generalmente son blandos y no se adhieren fuertemente a la superficie caliente.

- Incrustación por precipitación

Es la precipitación de sustancias disueltas sobre la superficie de un equipo. Este proceso se denomina encostramiento y está asociado a la formación de escamas cuando las sustancias disueltas han invertido las características de temperatura-solubilidad y la precipitación se produce en una superficie sobrecalentada. La incrustación por precipitación puede ocurrir cuando sales disueltas de solubilidad inversa están presentes en el agua. Cuando el agua entra en contacto con la pared del tubo caliente se sobresatura, provocando la precipitación de las sales, tendiendo este precipitado a depositarse sobre la superficie del tubo. En el caso del encostramiento la temperatura de la superficie caliente tiene una gran influencia sobre el valor máximo de resistencia a la transferencia de calor,

incrementándose éste cuando aumenta la temperatura de la superficie.

En la mayoría de los entornos de las plantas industriales en funcionamiento se produce más de un tipo de incrustación simultáneamente. En el caso de la incrustación microbiana no se limita solamente a procesos relacionados con actividades biológicas, también se incluyen procesos fisico-químicos en la capa de cieno, asociados con los cambios en la superficie del equipo y reacciones en el fluido almacenado. La interacción puede intensificar algunos de los fenómenos observados más comúnmente, tales como la incrustación por partículas, sedimentación y corrosión.

Control y eliminación de incrustación en un intercambiador de calor

El método de eliminación conlleva la destrucción de los microorganismos implicados en el proceso de acumulación de incrustación . La destrucción o inactivación (descenso en su producción) de los organismos patógenos en el seno de un fluido

implica la adición de productos químicos o métodos mecánicos que actúen violentamente sobre el depósito adherido a la superficie.

Las formas más idóneas para controlar la incrustación en un intercambiador de calor:

1. Tratamientos químicos

2. Limpiezas mecánicas

Métodos químicos:

Como se ha dicho anteriormente la adición de productos químicos es un proceso de desinfección, denominándose a los productos utilizados biocidas. Muchos de estos biocidas son capaces de oxidarse reaccionando con los compuestos orgánicos. De todos los desinfectantes químicos, el cloro es hasta el momento el más usado tanto en el tratamiento de aguas de refrigeración industrial como en los intercambiadores de calor. Este desinfectante se emplea en las plantas generadoras de energía eléctrica y en otras actividades industriales para el control de la incrustación.

El sistema de cloración intermitente ha sido el método de aplicación más empleado para el tratamiento en plantas industriales.

La fuente más abundante de fouling es la adherencia de microorganismos sobre la superficie de los tubos del condensador y su posterior crecimiento. Una de las formas más efectivas de controlar el proceso de incrustación es mediante el uso de desinfectantes, para inactivar tanto las bacterias suspendidas en el agua de refrigeración como las adheridas sobre la pared del tubo dentro de la película biológica.

Los altos niveles de concentración de desinfectantes utilizados a menudo para controlar la incrustación, provocan con frecuencia problemas medioambientales, El problema se agrava cuando los niveles de descarga permitidos por la administración no son suficientes para mantener el control de incrustación en los tubos de los equipos de intercambio de calor.

Por los motivos anteriormente expuestos numerosos estudios han tenido y tienen en la actualidad como objetivo, la minimización del empleo de cloro en la actividad industrial a fin de determinar el óptimo tratamiento desinfectante del agua de

refrigeración, que a su vez mantenga en unos niveles aceptables la incrustación del equipo.

Las dos principales sustancias utilizadas para el control de incrustación han sido el cobre y el cloro. Para el control interno de la incrustación el cobre se genera usualmente dentro del propio fluido mediante generadores electrostáticos y una corriente impresa sobre un ánodo del metal, el cual se disuelve.

El cloro es utilizado, a menudo, de forma directa sobre el fluido. Es importante señalar que en el momento de seleccionar el inhibidor adecuado para un sistema determinado deben tenerse en cuenta una serie de aspectos, entre los que cabe destacar.

- Características del agua de refrigeración que utiliza el circuito.
- Características físicas del sistema a tratar (temperatura máxima del agua, velocidad del agua de refrigeración, zona de paso del agua y tiempo de retención hidráulico).
- Materiales de que está compuesto el sistema y equipos de intercambio térmico
- Disponibilidad del agua
- Estado del circuito antes de iniciar el tratamiento.

- Posibilidades de control y equipos de medida de los que se dispone.

- Límites de toxicidad en los vertidos

- Coste económico del tratamiento en función de las previsibles condiciones de la operación

Los productos químicos más utilizados para tratamiento químico del agua de refrigeración:

- Dispersante

- Compuestos clorados

- Ozono

Métodos físicos:

Los métodos físicos de eliminación del biofouling en intercambiadores de calor son los más utilizados en los procesos de parada de la planta ya que son los más efectivos en cuanto acabado de limpieza.

Existen dos tipos de tratamientos mecánicos los off-line o los realizados durante los procesos de parada de la planta y los on-

line que son los realizados cuando la planta esta en funcionamiento.

Los métodos mecánicos para este tipo de control de incrustación son: limpiezas mecánicas, inversión de flujo, tratamientos térmicos y variación de velocidad del agua.

Limpiezas mecánicas:

Existen dos métodos de uso frecuente y demostrada eficacia en el control de las incrustaciones que son:

- a) Sistema de bolas de esponja o abrasivas
- b) Sistema de escobilla limpiadora alojada en canastas

La característica principal de estos métodos es que ambos son capaces de controlar cualquier tipo de incrustación.

- a) Un sistema de limpieza mecánica mediante bolas de esponja ejerce su función de limpieza mediante la inyección periódica o continua de bolas de material elastómero dentro del condensador para que circulen a través de los tubos del condensador empujadas por el flujo de agua de refrigeración.

Las bolas están diseñadas y son inyectadas dentro de la caja de agua del condensador de forma que se distribuyen uniformemente dentro de ésta, pasando seguidamente por el interior de los tubos. Como las bolas de esponja son de mayor diámetro que el interior del tubo del condensador, al pasar por el tubo realizan el cepillado continuo de la superficie interior manteniendo el tubo limpio e impidiendo el asentamiento de los organismos responsables de incrustación.

b) El otro sistema de limpieza mecánica es el de escobillas y canastas. Consiste en dotar al condensador de unas canastas situadas en uno y otro extremo de cada uno de los tubos. Las canastas contienen en su interior una escobilla de diseño especial y el sistema de refrigeración está dotado de la instalación necesaria para poder realizar la inversión del flujo del agua refrigerante. La canasta está diseñada para poder ser cambiada con rapidez en los procesos de inspección. El movimiento de la escobilla se realiza mediante la inversión del flujo del agua de refrigeración del condensador.

Los sistemas descritos anteriormente, de bolas de esponja y canastas-escobillas, son los dos métodos de limpieza mecánica más comúnmente empleados y que han demostrado ser eficaces

en el mantenimiento de las condiciones de operación de una instalación industrial.

Inversión de flujo:

El sistema de limpiezas mecánicas de escobilla y canasta, va acompañado por el uso del método de inversión de flujo.

La inversión se consigue mediante la disposición del sistema de canalización que está diseñado para poder realizar esta función mediante un sistema de válvulas accionadas neumática o hidráulicamente dispuesto para tal fin.

En cada una de las inversiones de flujo, la escobilla, alojada en la canasta es impulsada hasta el otro extremo del tubo cepillando a su paso toda la superficie del tubo, para ser posteriormente recogida en la canasta opuesta. Posteriormente el flujo es invertido volviendo la escobilla a su posición original llevando a cabo un nuevo recorrido de limpieza. El cambio de flujo se efectuará con la periodicidad aconsejada según los factores que intervengan en cada planta en concreto, siendo el de más influencia el factor de calidad del agua. En la mayoría de los casos son necesarios solamente tres ciclos diarios para mantener unas buenas condiciones de operación en la planta.

Tratamientos térmicos:

Otro de los métodos de tratamiento alternativo para la eliminación de incrustación es el efectuado mediante calor.

El sistema de recirculación consiste en aumentar la temperatura del agua de refrigeración. Este aumento se consigue haciendo recircular el agua de refrigeración en circuito cerrado, es decir, no hay una renovación constante de agua fría, sino que por medio de un sistema de válvulas, se hace pasar el agua a la salida del condensador hacia la entrada, de tal forma que vaya aumentando paulatinamente la temperatura a media que pasa por el condensador.

Variación de la velocidad del agua de refrigeración:

El control de las incrustaciones se puede realizar utilizando la alta velocidad del agua a través de los tubos del condensador.

Desde el punto de vista del diseño, la velocidad del agua debe estar limitada, por un lado, las bajas velocidades tiende a incrementar la acumulación de incrustación. Por otro lado, sin embargo, las velocidades altas están generalmente limitadas por los efectos de erosión-corrosión.

Los flujos de agua elevados pueden tener un efecto perjudicial en algunos casos, puesto que incrementan la velocidad de los procesos de corrosión y en particular los fenómenos de erosión-corrosión.

Los problemas relacionados con el flujo pueden aparecer inesperadamente durante el servicio, provocados por la obstrucción parcial de alguna parte del sistema. Si la fuente de suministro de agua no sea la adecuada o también que los sistemas filtrantes no sean los idóneos dando como resultado la aparición de los problemas relacionados con la incrustación.

Este fenómeno adquiere gran importancia en los intercambiadores de calor en los que los tubos pueden ser parcialmente bloqueados por la materia orgánica produciendo la estrangulación del flujo. La presencia de estas obstrucciones parciales puede dar como resultado la aparición de condiciones de turbulencia que pueden incrementar la velocidad del agua

localmente y provocar fenómenos de erosión-corrosión perforando alguno de los tubos, mientras que los restantes del haz tubular permanecerán intactos.

Tipos de tratamiento para tuberías

Tratamiento químico

Por lo general, los productos químicos son usados para prevenir la formación de incrustaciones calcáreas, es de común conocimiento que los “desincrustantes químicos son corrosivos” y “los anti-corrosivos químicos son incrustantes”. Los Ingenieros Químicos afirman que el uso de químicos desincrustantes es un paliativo pero no tiene acción genérica”. De esta forma los tratamientos químicos pueden reducir un problema en cuanto aceleran otro.

Tratamiento catalítico

Un catalizador no provoca cambios en las propiedades químicas de los líquidos ni las aumenta, ni las reduce hasta que el líquido sale del circuito de las tuberías.

El catalizador provoca una alteración de las propiedades físicas de las sales minerales presentes en el líquido. Esta alteración previene la formación de incrustaciones

Los depósitos existentes son afectados y removidos, lo cual puede aumentar los sólidos disueltos. Este proceso no provoca corrosión, ni electrólisis.

La acción catalítica simplemente evita el depósito de sales minerales y remueve las incrustaciones sin alterar las propiedades químicas del líquido.

CAPITULO 4

4. SELECCIÓN DE CALDERA.

4.1. Tipos de calderas.

Existen distintos tipos de calderas que se distinguen entre si por su modo de funcionar, forma, tamaño, etc., pero los dos tipos de calderas industriales mas comunes son:

- las calderas pirotubulares, en las que circulan gases por los tubos
- las calderas acuotubulares, en las que circula agua por los tubos

Pirotubulares

La caldera de vapor piro tubular se usa generalmente para producir potencias pequeñas y medias. Funciona haciendo circular los gases de la combustión por tubos sumergidos en agua ,de esta forma el calor se transfiere por convección al agua. El cuerpo de caldera está formado por un cilindro de disposición horizontal, el cual incorpora interiormente un paquete multitubular (pirotubos) de transmisión de calor y una cámara superior de

formación y acumulación de vapor.

La circulación de gases se realiza desde una cámara frontal dotada de brida de adaptación, hasta la zona posterior donde termina su recorrido en otra cámara de salida de humos. El acceso al cuerpo lado gases, se realiza mediante puertas atornilladas y abisagradas en la cámara frontal y posterior de entrada y salida de gases, equipadas con bridas de conexión.

Acuatubulares

Las calderas acuatubulares se caracterizan por ser de potencia media y grande, por lo que se usan en centrales termoeléctricas e instalaciones industriales generalmente, además tienen la ventaja de ser de menor diámetro y dimensiones, pero capaces de producir una presión mayor de trabajo.

Este tipo de calderas funciona haciendo circular agua por tubos longitudinales que se localizan alrededor del hogar, de este modo se transfiere el calor de la combustión al agua, provocando su ebullición.

La transferencia de calor se produce por radiación.

En estas calderas, los tubos longitudinales interiores se emplean para aumentar la superficie de calefacción, están inclinados para que el

vapor a mayor temperatura al salir por la parte más alta, provoque un ingreso natural del agua más fría por la parte más baja. Originalmente estaban diseñadas para quemar combustible sólido. La producción del vapor de agua depende de la correspondencia que exista entre dos de las características fundamentales del estado gaseoso, que son la presión y la temperatura. A cualquier temperatura, por baja que esta sea, se puede vaporizar agua, con tal que se disminuya convenientemente la presión a que se encuentre sometido dicho líquido, y también a cualquier presión puede ser vaporizada el agua, con tal que se aumente convenientemente su temperatura.

4.2 Selección de caldera

Para seleccionar el tipo de caldera para el sistema debemos conocer cuantas libras de vapor se requiere, como este dato si es proporcionado por los fabricantes de las desalinizadoras (AITON COMPANY), lo que debemos hacer es seleccionar la caldera adecuada mediante el siguiente método

Si sabemos que un caballo caldera (C. C.) = 34.5 Btu / h entonces

dividimos el flujo masivo de vapor, en nuestro caso 17000 lb/h (2.14 kg/s), para este valor y tenemos:

$$\text{Valor de C. C.} = (17000 \text{ lb/h}) / (34.5 \text{ Btu / h}) = 492.75 \text{ C. C}$$

Por lo tanto vamos a seleccionar una caldera de 500 C.C pirotubular CleaverBrooks .

CAPITULO 5

5. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA.

En todo sistema de generación de vapor, es necesario que el agua se suministre de acuerdo a los requerimientos que tenga la planta. El sistema de alimentación esta conformado principalmente por:

> Tanque de alimentación

> Equipo de bombeo

> Válvula de regulación del agua de alimentación (cal doras grandes)

> Dispositivo de control

Desaireadores (eventualmente)

5.1 Cálculo del tanque de agua de alimentación

R_{min} = Reserva mínima del tanque

$$R_{min} = 500 \text{ C.C} * 0.261 \text{ lit/min} \wedge 20 \text{ min} = 2610 \text{ litros}$$

Es recomendable que el tanque de alimentación no sobrepase

El 70% de la capacidad del tanque, de tal manera que:

$$C_{tanque} = R_{min} / 0.7 = 3728.571 \text{ lt} \times (1 \text{ galón} / 3.785 \text{ lt})$$

$$C_{tanque} = 985.091 \text{ galones}$$

Con este valor buscamos la capacidad del tanque de almacenamiento dadas por la Cleaver Brooks en la tabla 3. seleccionamos la más adecuada, es decir escogemos un tanque de 1000 galones.

5.2 Cálculo de bomba de agua de alimentación.

Para seleccionar una bomba debemos conocer las condiciones en que va a operar, si es en forma continua o intermitente depende básicamente del tipo de caldera y tamaño. Como la caldera seleccionada es una piro-tubular la cual está provista de un flotador que acciona un interruptor que enciende o apaga la bomba de forma intermitente, dependiendo de la demanda de vapor variara el flujo de agua proveniente del tanque de alimentación. La tubería de descarga de la bomba debe

dirigirse directamente a la caldera sin restricciones o control es de flujo.

Para una mayor seguridad la temperatura debe ser 20 °C menor que la temperatura del agua de alimentación, esto es tomando en cuenta la presión existente en el tanque de alimentación, ya que a temperaturas superiores ocasionan problemas de cavitación.

La temperatura de bombeo más recomendada es de 70 °C.

Empleando las tablas de vapor se obtiene la presión y la viscosidad:

Presión de agua alimentación a 70 °C = 4.519 lb/pulg²

Peso específico a 70 °C = 0.978

Viscosidad dinámica = 222 x 10⁻⁶ lb/pie*s

Viscosidad cinemática = 4.4 x 10⁻⁶ lb/pie*s

La capacidad, presión de descarga depende de los parámetros antes mencionados. Se recomienda el empleo de una bomba tipo turbina. Las bombas centrífugas se las emplea en operaciones continuas de alimentación. Las bombas siempre

se las selecciona con un exceso de capacidad de agua evaporada.

Los fabricantes de bombas para la Cleaver Brooks recomiendan el valor de la capacidad de acuerdo al tipo de bomba seleccionada:

- Bomba de turbina 1.5 a 2.0 la capacidad de evaporación y
- Bomba centrífuga 1.10 a 1.15 la capacidad de evaporación

En nuestro caso como seleccionamos una bomba tipo turbina elijo el 2.0 de exceso de agua evaporada, requiriéndose 0.069 GPM o 0.261 lit/min

C_{bomb} = Capacidad de bombeo

$$C_{bomb} = 500 \text{ C.C} \times 0.069$$

$$\text{GPM} \times 2 \text{ C.C} = 69 \text{ GPM}$$

Observando los catálogos de selección de bombas de la Cleaver Brooks tenemos que para una capacidad de 500 C.C con una presión de descarga de 175 lb/pulg² la capacidad es de 0.070 GPM.

5.3 Calculo de tuberías

Condiciones de succión

Para el cálculo de la carga neta de succión positiva (NPSH), que es la altura total absoluta de succión en centímetros o en pies corregida al eje del impulsor, menos la presión de vapor del líquido en centímetros o en pies absolutos. Nos indica si el agua se vaporizara o no en el punto de menor presión de la bomba

$$NPSH = (P_1 - P_v) * 2.31 / sp.g. + Z_1 - (H_{fs} - H_i)$$

Donde:

P_1 = Presión de succión (atmosférica) +14.69 lb/pulg² abs

P_v = Presión de vapor a 70 °C - 4.439 lb/pulg² abs

sp.gr = Peso específico = 0.978

Z_1 = Altura de succión (pies)

H_{fs} = Fricción en la succión

H_i = Perdidas a la entrada

Para 70 GPM y tuberías de 2 pulg. de diámetro en tenemos:que

$$H_i = 6.69(\text{pies}/100\text{pies})xZ_l + h_{\text{accesorios}} = 6.69Z_l/100 + 0.99$$

$$H_i = 0.072 \text{ pies}$$

La diferencia de altura entre el nivel mínimo del tanque de agua de alimentación con respecto al centro de la bomba es de:

$$Z_1 = 2.92 \text{ pies}$$

Entonces reemplazando valores se tiene:

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= (14.69 - 4.439) \cdot 2.31 / 0.978 + 2.92 - ((6.69 \cdot 2.02) / 100) \\ &+ 0.99 + 0.072 \end{aligned}$$

$$\text{NPSH} = 25.875 \text{ pies.}$$

Condiciones de descarga

Para calcular la presión desarrollada por la bomba, en pies, empleamos la ecuación de Bernoulli:

$$\text{TDH} = (P_2 - P_1) \cdot 2.31 / \text{sp.g.} + Z_2 + H_{fs} + H_{td}$$

Donde:

TDH = Altura total dinámica de descarga.

P1 = Presión de succión = Presión atmosférica

P2 = Presión máxima a desarrollar por la bomba

Z2 = Altura del nivel de abastecimiento de agua en la caldera =
1.25 pies

Hts = Perdidas de succión = 0.862 pies

Htd = Perdidas de descarga = 0.077 pies

TDH = (175)2.31/0.978.+1.25 + 0.862+0.077)

TDH = 415.53 pies

La potencia desarrollada por la bomba es entregada al eje de la bomba, expresada por:

$$BHP = \frac{Q * TDH * sp.gr}{3960 * efic}$$

$$BHP = \frac{69 * 415.53 * 0.978}{3960 * 0.4}$$

Por lo tanto el motor de la bomba recomendado será de 17 hp o sino el inmediato superior que este disponible en el mercado.

CAPITULO 6

6. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE FUENTE DE ENERGIA.

6.1. Descripción del sistema de recuperación de gases como fuente principal de energía.

A continuación un resumen de las características de la turbina a diesel, cuya energía residual sirve como fuente de energía para la caldera de la planta desalinizadora.

Este tipo de planta dual está constituido por un generador eléctrico accionado por una turbina a diesel cuya energía térmica residual es usada para alimentar una planta MED. La figura 6.1 muestra el esquema típico de una planta como la descrita, y en la Tabla 6.1 se dan las especificaciones típicas para una turbina de este tipo. La energía térmica residual de la turbina está compuesta por:

- Calor procedente de los gases de escape

- Calor disipado en el circuito del aceite de lubricación y en el sistema de refrigeración del motor

- Calor disipado en el circuito del aire de sobrealimentación.

Es sabido que en la combustión de un gas se genera vapor de agua. El vapor de agua tiene un alto contenido energético que cede al ser condensado y que puede ser aprovechado.

Los humos de una turbina convencional se expulsan a la atmósfera a 500 – 1000 °C. Si se enfrían hasta la temperatura de condensación, alrededor de 65 °C, también suponen un aporte de calor. La suma de estas contribuciones supone un 11 % del total de la energía que tiene el combustible.

Figura 6.1: Esquema típico de una planta dual Diesel / MED

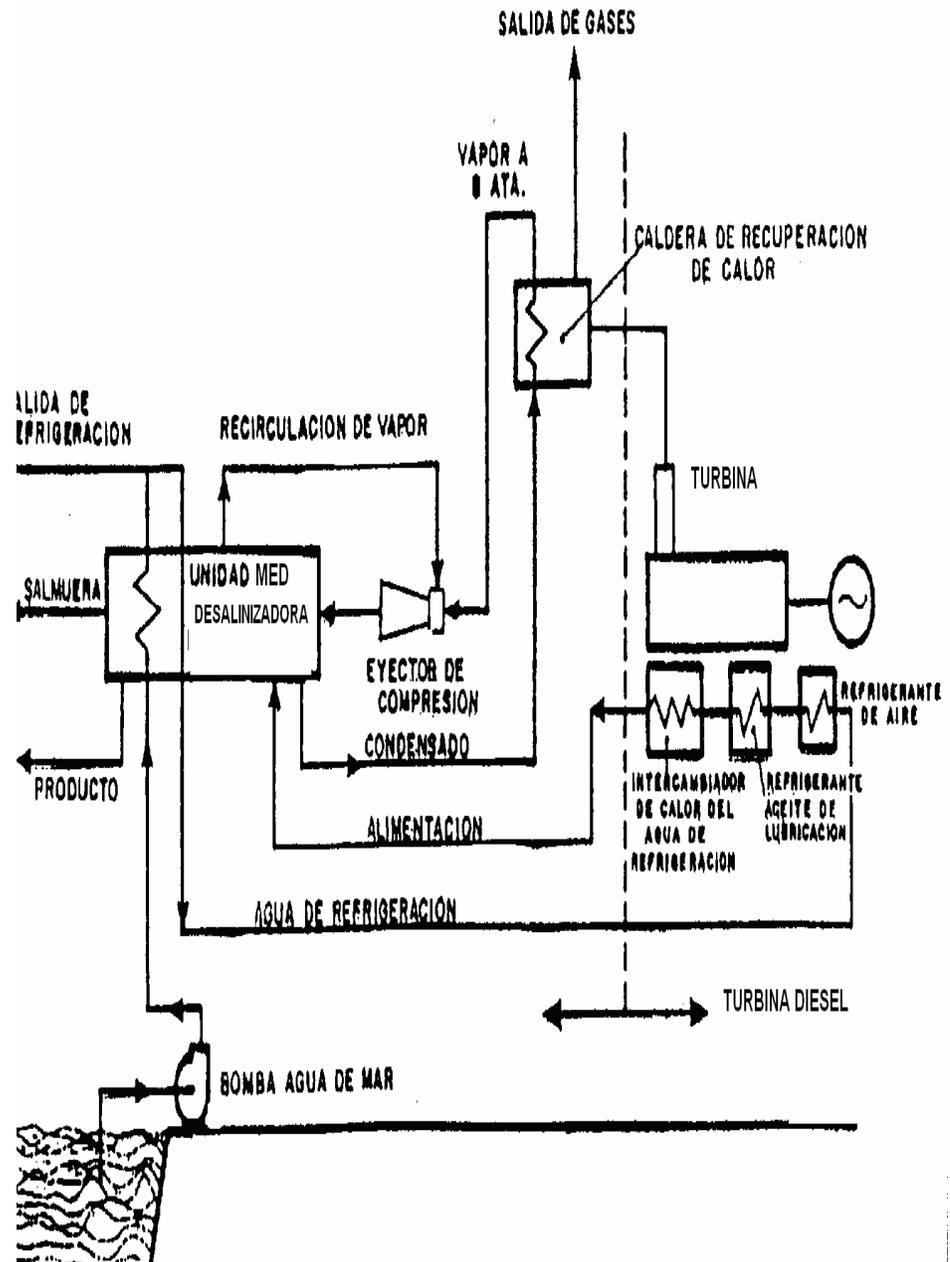


Tabla 6.1: Especificaciones típicas de la turbina

Turbina	Ruston a Gas o diesel
Potencia eléctrica	900 Kw.
Tipo de combustible	Diesel o gas
Consumo de fuelóleo	0.15 t/h
Máximo ciclo de temperatura	1450 ° F
RPM	1650
presión de servicio	26.5 PSI
presión de	500 PSI

gas oil	
presión de aceite	22 PSI

6.2. Sistema alternativo de combustible.

Debido a que la fuente principal de energía de la caldera depende de que la turbina este funcionando se propone el siguiente sistema alternativo de combustible cuando la turbina este parada o en mantenimiento.

6.2.1 Calculo del tanque de almacenamiento

Siguiendo las recomendaciones dadas por la Cleaver Brooks, que nos dice que para calderas con capacidades menores a 80 C.C se debe utilizar el diesel #2, y para capacidades mayores a 80 C.C se recomienda el Bunker # 6, entonces escogemos este ultimo como el combustible alternativo para utilizar, puesto que la caldera seleccionada es de 500 C.C

Tanque de almacenamiento

El tanque seleccionado es uno vertical construido sobre cimiento de hormigón armado con una inclinación del 3 % hacia la válvula de purga, para eliminar el agua y pequeñas impurezas que se depositaran en el fondo.

El extremo opuesto debe situarse al punto de salida del combustible y a una altura no menor de 75 mm del fondo del tanque

La capacidad de almacenamiento de combustible no excederá el 90% del tanque, a fin de prevenir fugas por dilataciones debidas al incremento de temperatura:

6000 litros x 15 = 9000 litros

Tanque de servicio diario

Siguiendo las recomendaciones de la Cleaver Brooks.

CAPACIDAD MINIMA DE ALMACENAMIENTO (Tabla 6.1)

Galones Americanos	Caballos Caldera
396.3	Hasta 50
528.4	60 – 70
792.6	80 – 100
1056.8	125
1360.6	150
1585.2	200
1928.7	250
2642	300
3452.3	500

Escogemos un tanque de 3452.3 galones

6.2.2. Calculo de la bomba de combustible

Caudal volumétrico.

Depende de la capacidad de la caldera; para la Cleaver Brooks pirotubulares con una eficiencia del 80%, que utilizan Bunker # 6 es:

Consumo de combustible = Capacidad x 0.295 GPH /

$$C.C = 500 \text{ C.C.} * 0.295$$

Consumo de combustible = 147.5 GPH = Consumo de combustible = 2.458 GPM

P2 – P1 = Presión atmosférica

TDH = para 175 lb/pulg es 350 pies

Potencia requerida:

$$BHP = \frac{8.33 * Q * TDH * sp.gr}{33000 * n}$$

$$BHP = \frac{8.33 * 2.458 * 350 * 0.85}{33000 * 0.75}$$

BPH = 0.246 hp.

Por lo tanto escogemos un motor de $\frac{1}{4}$ de hp

CAPITULO 7

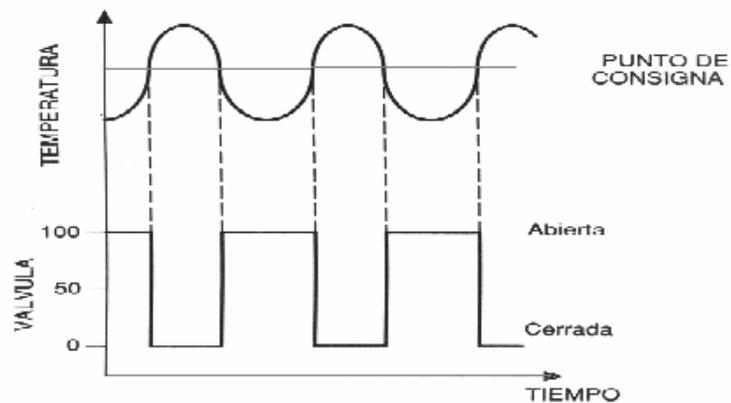
7. SELECCIÓN DE SISTEMAS DE CONTROL DE LA CALDERA.

7.1. Controles de la combustión.

Los tres tipos básicos de control para la combustión son:

- a) Todo o nada.
- b) Proporcional.
- c) Integral.

Todo o nada.



Su funcionamiento se basa en que trabaja entre 2 niveles de presión para suministrar y parar tanto el sistema de aire como la alimentación de combustible

VENTAJAS Y DESVENTAJAS

Ventajas

Bajo costo

Sencillez de montaje

Necesita un controlador no sofisticado

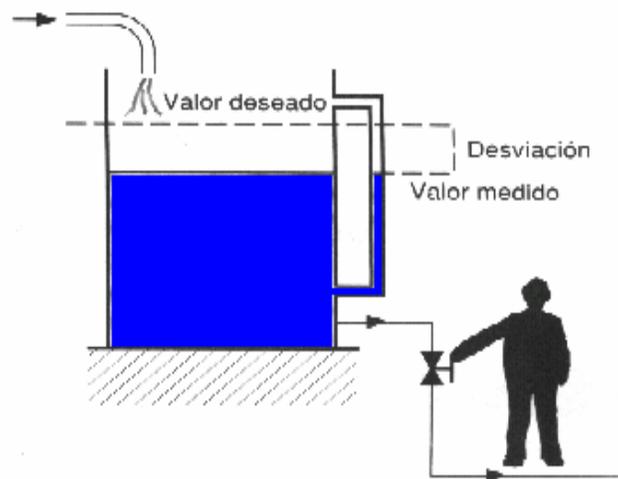
Puede utilizar transmisores digitales

Desventajas

No es posible mantener a la variable en un valor constante

Control Proporcional.

Esquema de un control proporcional cualquiera

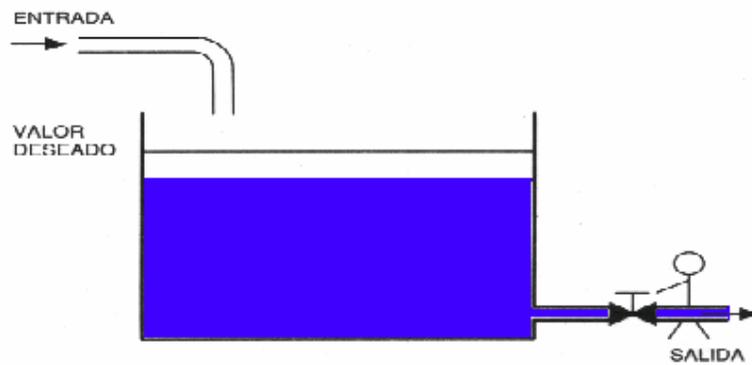


Este tipo de control se basa en que mantiene una presión constante de vapor así como una combustión eficiente, pero en cambio no puede mantener un alto nivel de presión.

Los controladores con acción proporcional tienen el inconveniente que, en determinadas condiciones, mantienen el valor de la variable de proceso constante, pero este valor no coincide con el valor de set point.

Control Integral.

Esquema de un control integral cualquiera



Este tipo de control va un paso más allá del control proporcional, puesto que puede realmente regular los caudales de aire y combustible, así como las pérdidas de tiro.

La acción integral genera una señal proporcional al mantenimiento del error. Cuando más tiempo permanezca el error mayor será la respuesta generada por la acción integral

Por lo tanto seleccionamos para nuestra caldera, una de tipo de control integral para combustible por sus características y su precisión.

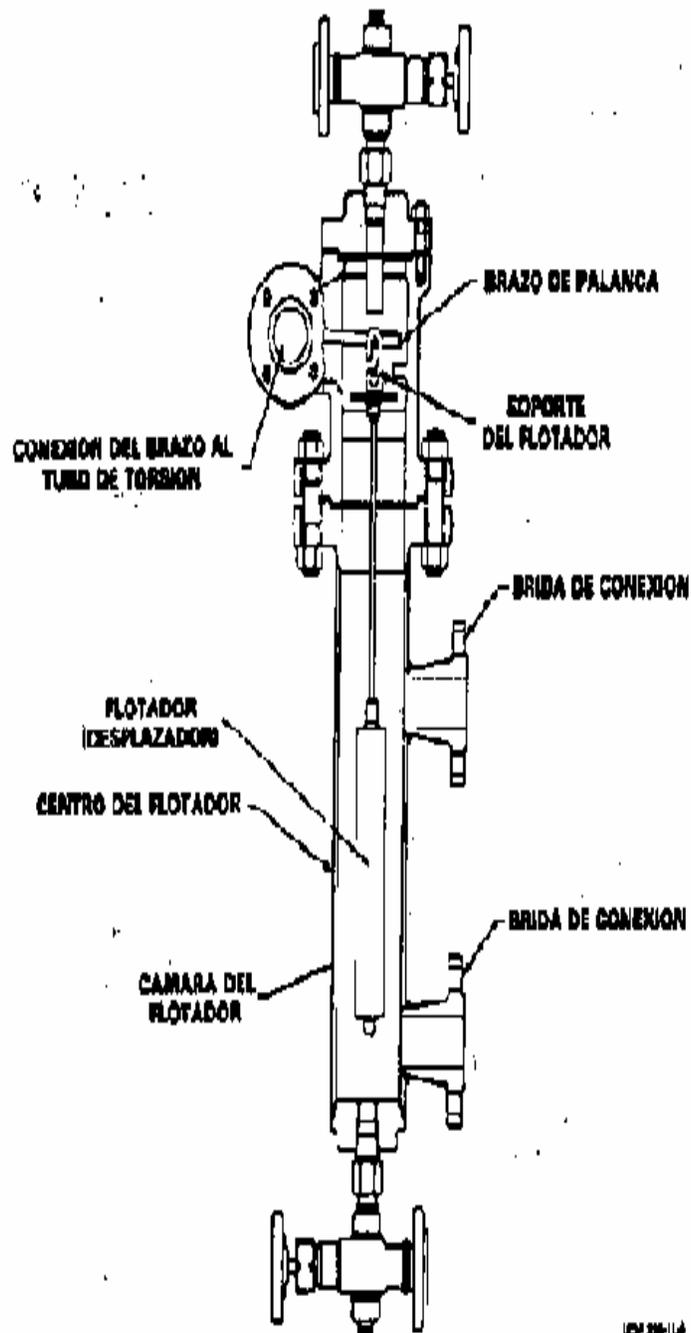
7.2. Control de nivel.

La regulación del agua de alimentación que mantiene el nivel (de la caldera depende de multiples factores, entre los que pueden mencionarse:

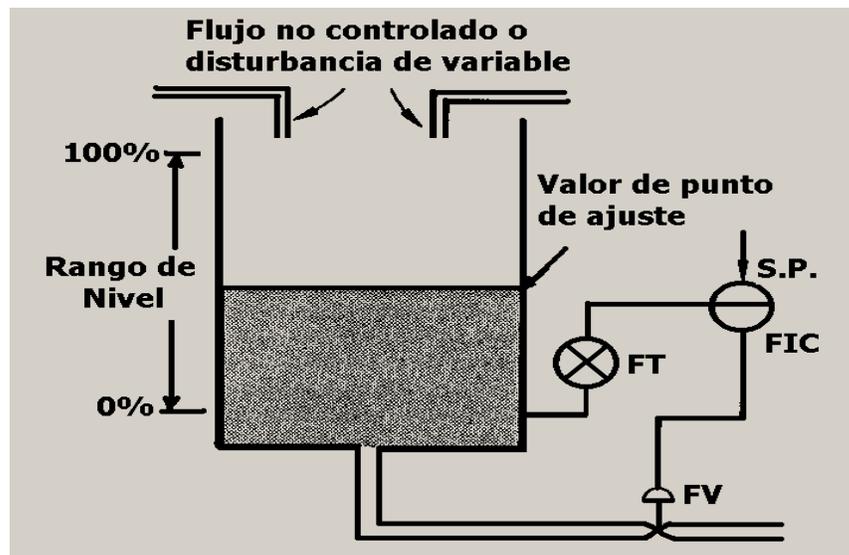
- Del tipo de caldera.
- De la carga.
- Del tipo de Bomba.
 - Del control de presión del agua de alimentación.

De acuerdo a nuestra capacidad de producción de vapor de 7327.133 Kg./h seleccionamos un tipo de control de nivel de agua de un elemento.

CONTROLADOR DE NIVEL TIPO CON FLOTADOR Y TUBO DE TORSION (TYPICAL LEVEL CONTROLLER DISPLACER)



Sistema básico de control de nivel



CONTROL DE LA COMBUSTION	CONTROL DEL AGUA DE ALIMENTACION
CONTROL INTEGRAL	CONTROL DE UN ELEMENTO

7.3. Control de emisión de gases de gases de combustión

En el caso de los óxidos de nitrógeno se puede reducir mediante el cambio en los métodos de combustión, un ejemplo son los quemadores de baja producción de NO_x los que requieren menor exceso de oxígeno, tiempos más cortos de combustión y menores temperaturas.

TECNOLOGÍA DE CONTROL DE EMISIÓN

(Las emisiones a la atmósfera pueden reducirse purificando los combustibles antes, durante, y después de la combustión.)

TECNOLOGÍA DE ELIMINACIÓN DESPUÉS DE	Petróleo:	Desulfuración de los aceites residuales durante el refinamiento para dejarlos con bajo contenido de azufre (menos del 1%).
---	-----------	--

LA COMBUSTIÓN	Carbón bituminoso:	<p>Contiene azufre pirítico y orgánico.</p> <p>Azufre pirítico: Se elimina por procesos de trituración y depuración análogos a los utilizados para eliminar la materia mineral (cenizas). Se consigue una eliminación del 50%.</p> <p>Azufre orgánico: Está combinado químicamente con el carbono. Para eliminarlo, el carbón se ha de transformar a una forma alternativa.</p> <p>La conversión del carbón a otros combustibles, líquidos o gaseosos, proporciona un medio para eliminar el procesos, tanto el azufre pirítico como el orgánico.</p>
------------------	-----------------------	---

	<p>Tecnología del quemador:</p>	<p>Quemadores de etapas múltiples: Se llega a eliminar el 50% de óxidos de nitrógeno con respecto a la eliminación de quemadores convencionales.</p> <p>Quemadores limitados de óxidos de nitrógeno con sistemas de inyección de calizas que reducen simultáneamente las emisiones de óxidos de azufre y de nitrógeno.</p>
	<p>Combustión en lecho fluido:</p>	<p>Sistemas de lechos fluidizados: Se añade caliza para la eliminación de óxidos de azufre.</p> <p>Sistemas de lechos fluidizados burbujeantes, que se vienen utilizando en instalaciones pequeñas.</p> <p>Lechos fluidizantes circulantes: Ofrecen mejor eliminación de los óxidos de azufre que los burbujeantes. Son para calderas industriales.</p>

<p>TECNOLOGÍA DE ELIMINACIÓN ANTES DE LA COMBUSTIÓN</p>	<p>Desulfuración de humos en lavado húmedo: Los humos se lavan en una solución alcalina, de manera que el óxido de azufre es eliminado en forma de sulfato cálcico; se consigue así una eliminación de hasta 95%.</p> <p>El óxido de azufre se puede convertir en un producto de deshecho (lodo) y un subproducto (yeso).</p> <p>Método de lavado en seco: Los humos se ponen en contacto con caliza pulverizada para absorber el óxido de azufre. Este método se utiliza para carbones de medio y bajo contenido de óxidos de azufre</p>
---	---

Por lo tanto nuestro control será:

Después de la combustión:

- ☛ Desulfuración del combustible.
- ☛ Utilización de un quemador de etapa múltiple

Antes de la combustión:

- ☛ Desulfuración de humos en lavado húmedo.

CAPITULO 8

8. DETERMINACIÓN DE LA ALTURA DE LA CHIMENEA.

8.1. Tipos de tiro.

El *tiro* es la depresión que se genera en la base de una chimenea como consecuencia de la diferencia de peso específico entre los humos y el aire exterior

Tiro Natural

Es la corriente de un fluido producida por la diferencia de presiones de una convección térmica, entre los gases que fluyen en un conducto y el aire.

Tiro Inducido

Es la corriente de un fluido generada por la presión negativa de un sistema mecánico.

Tiro Forzado

Es la corriente de un fluido ocasionada por la presión positiva de un sistema mecánico

8.2. Calculo de la altura de la chimenea.

$$D = 0.52 * H * P * \left(\frac{1}{T_o} - \frac{1}{T_e} \right)$$

H = altura de la chimenea (metros)

T_o = Temperatura ambiente (°K) = 60 (°F) + 460 = 520 (°K)

T_e = Temperatura de gases de la chimenea (°K)= 500 (°F) M60 - 960 (°F:)

D = Presión de tiro en plg de columna de agua

P = Presión atmosférica en lbs/plg² absoluta.

Despejando H tenemos:

$$H = \frac{0.8}{0.52 * 13(0.00192 - 0.00104)}$$

$H = 41$ m

CAPITULO 9

9. CALCULO Y DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS DE VAPOR

9.1 Tubería principal.

La instalación tiene un solo tramo de vapor que proviene directamente de la caldera.

Debemos seguir algunos pasos que nos facilitara el cálculo.

El vapor en nuestra instalación circula a 100 lb/plg² (7.027 kg/cm²).

Paso I

Usando la figura 9.1 y conocido el caudal que circula por el tramo de la tubería a dimensionarse (7327.133 kg/h), en la parte inferior izquierda nos desplazamos horizontalmente hasta interceptar la

línea de presión (7 kg/cm²). Para otras presiones se deberá multiplicar por el factor de corrección

Paso 2

En este punto ascendemos verticalmente hasta la parte superior de diagrama en donde se deberá leer el diámetro de la tubería correspondiente a la velocidad media recomendada (50 m/s) ubicada en la parte superior derecha. Si este estuviera entre dos líneas se deberá escoger el diámetro inmediato superior.

Paso 3

Seguidamente empleando la figura 9.2, con el caudal en la parte inferior ascendemos hasta interceptar la línea inclinada correspondiente al tamaño de la tubería escogida anteriormente, a al derecha leemos la caída de presión en kg/cm² por cada 100 metros de tubería. A la tubería recta debemos añadir el valor equivalente encontrado debido a accesorios, válvulas y otros sistemas de control. Por seguridad se recomienda tomar un 10% más de longitud, que en nuestro caso es de 50 metros

Resultados:

$$Q = 7327.133 \text{ kg/h} \quad P_{\text{vapor}} = 7 \text{ kg/cm}^2$$

$$V_p=50\text{m/s} \quad L=50\text{m}$$

Se obtiene un diámetro $d = 4 \text{ ''}$

Una caída de presión $\Delta P = 1.1 \text{ kg/cm}^2$ por cada 100 metros de tubería.

9.2 Tuberías secundarias.

Se contara con una tubería auxiliar secundaria que proviene de otra cadera de igual caballaje de vapor que servirá para otros procesos de la refinería.

Esta tubería será utilizada en caso de algún desperfecto en la tubería y caldera principal y tendrá las mismas dimensiones

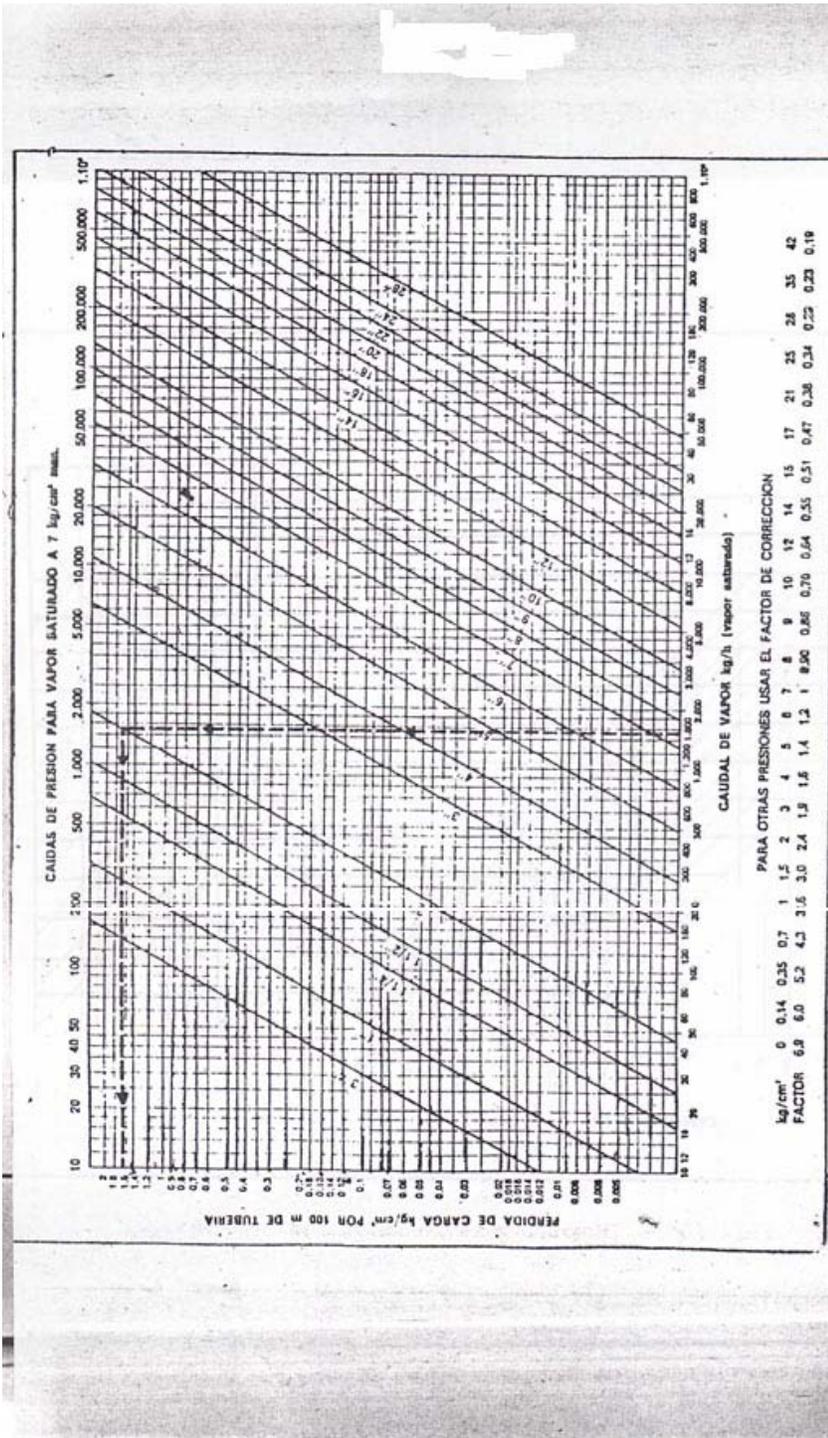


Fig. 1 No. 9.1 Diagrama para dimensionar tuberías de vapor.

Fig 9.1. Diagrama para dimensionar tuberías de vapor

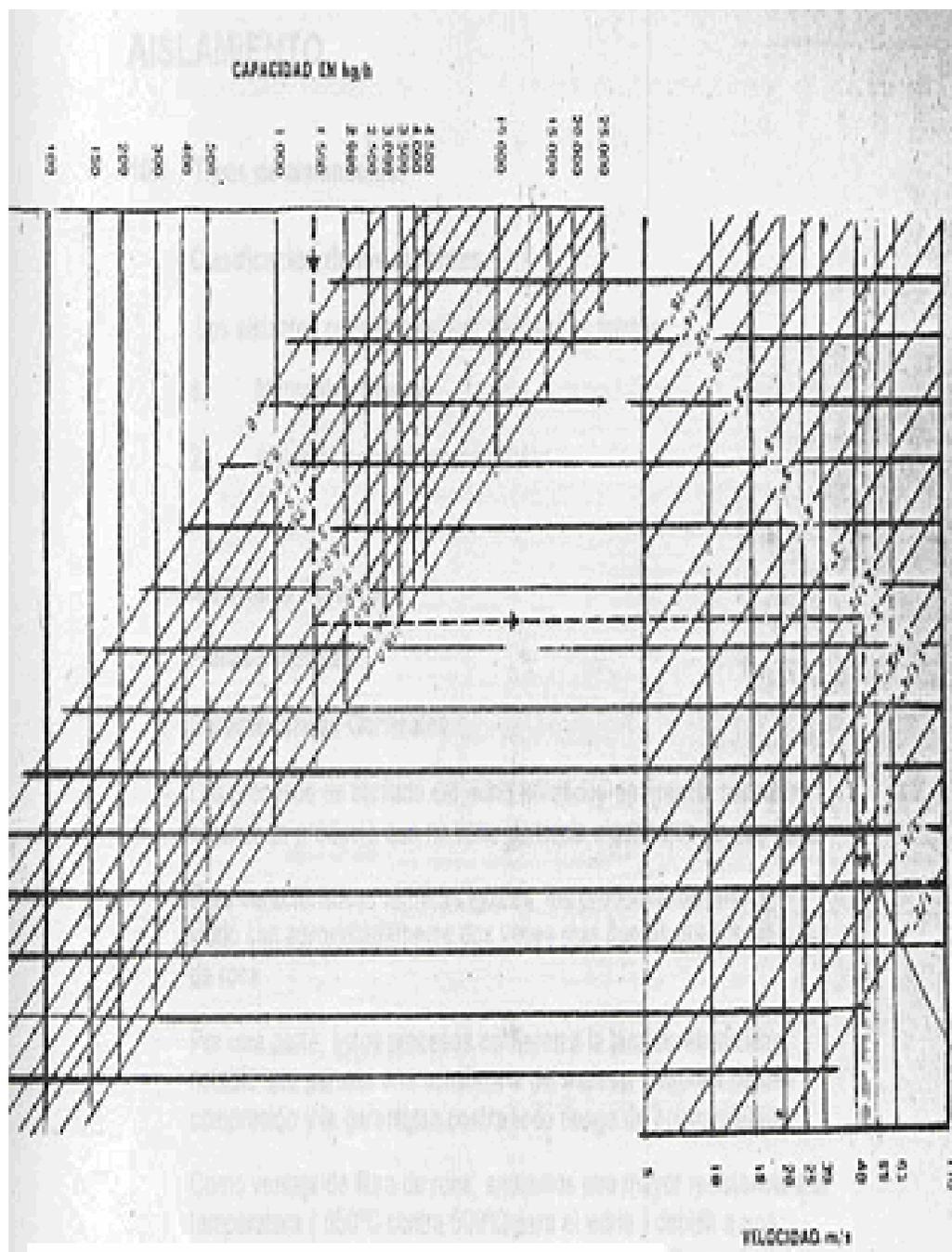


Fig.9.2 Caudal vs. Velocidad

CAPÍTULO 10

10. SELECCIÓN Y DETERMINACIÓN DEL AISLAMIENTO.

10.1 Tipos de aislamiento.

Clasificación de los aislantes

Los aislantes pueden clasificarse de muchas formas:

1. Materiales fibrosos.
2. Aislantes con estructura celular.

Materiales fibrosos

Características Generales

Los procesos de fibrilado del vidrio utilizados en Francia permiten obtener un producto que no tiene partícula alguna que no sea fibra.

Para características térmicas iguales, los productos de lana de vidrio son aproximadamente dos veces más ligeros que los de lana de roca.

Por otra parte, estos procesos confieren a la lana un elasticidad notable que permite una constancia del espesor después de una compresión y la garantizan contra todo riesgo de aplazamiento.

Como ventaja de fibra de roca, anotemos una mayor resistencia a la temperatura (650°C contra 500°C para el vidrio) debida a una composición más rica en calcio y menos rica en sodio que la vidrio utilizada corrientemente.

Las fibras minerales son imputrescibles y químicamente neutras. Generalmente son incombustibles. Sólo los productos que tienen un alto porcentaje de resinas son clasificados como combustibles en el test de la bomba calorimétrica.

De todos los aislantes, las fibras minerales son las únicas que pueden ser utilizadas con éxito en todos los campos relativos a

la edificación, aislamiento térmico, aislamiento acústico para los ruidos aéreos y de impacto o vibraciones, y finalmente en corrección acústica. Por todo esto, están situadas en la cabeza de la producción de aislantes.

Se agrupan normalmente:

La fibra de amianto: La fibra de amianto es una fibra natural que se encuentra en la naturaleza.

El amianto, conocido desde la antigüedad, es una fibra mineral natural obtenida por trituración de una roca eruptiva cristalizada.

Existen tres variedades:

El amianto blanco o "crisolita".

El amianto azul o "crocidolita".

La "amocita", que agrupa el amianto azul y amarillo, es la variedad empleada en aislamiento.

La extracción del amianto es cara debido a un rendimiento extremadamente bajo: el valor del 15% de fibras en la roca marina nunca a sido sobrepasado, y el límite de rentabilidad se

sitúa en el 3% aproximadamente. Los yacimientos son explotados en minas o cielo abierto.

El espesor de los filones de amianto es del orden de algunos cm.

En el comercio, el amianto se encuentra bajo cuatro formas:

La fibra bruta (triturada ligeramente en la mina).

La fibra triturada.

La fibra abierta.

La fibra cardada.

Con el amianto se fabrican:

Productos de calefacción: fibras a granel, burlates, coquillas y tableros por aglomeración de las fibras con silicato de sosa;

Productos de protección antifuego

2. La fibra o lana de vidrio. La lana de vidrio necesita la fusión de una composición vítrea particular, especialmente adaptada al problema del fibrilado.

Los componentes de esta mezcla son elegidos y dosificados para la obtención de características adaptadas al uso del vidrio.

- Las dos cualidades esenciales del vidrio aislante son: fluidez suficiente para la temperatura de fibrilado y alta resistencia al ataque por los agentes atmosféricos, en particular la humedad.
- En efecto, a causa de su finura, las fibras ofrecen, con relación a su volumen, una superficie considerable para el ataque por los agentes exteriores.

Por otra parte, los límites de temperatura imponen la uniformidad de las aleaciones que constituyen los órganos de los aparatos de fibrilado, que obliga a trabajar el vidrio a una temperatura sensiblemente más baja que los vidrios clásicos.

3. La fibra o lana de roca: La lana de roca se elabora, con frecuencia a partir de escoria de altos hornos. En el momento de la fusión de la escoria se añaden rocas seleccionadas, con el fin de obtener ciertas cualidades en el producto final.

Fibras Vegetales

Fibra de Madera

La madera utilizada no tiene, por su naturaleza o por su forma, valor constructivo: son desechos de aserrado, costeros y madera de monte bajo.

La madera al principio es cortada en astillas de forma paralelepípeda, después es desfibrada mecánicamente entre dos cilindros acanalados en presencia de vapor, de forma que se ablanden los ligantes de la madera.

La masa fibrosa es refinada y después se le incorporan los ligantes necesarios para la cohesión del producto acabado.

En este estado la pasta es tratada, de forma diferente, según el producto elegido: tableros duros para la carpintería o tableros blandos, llamados aislantes.

La operación de afieltrado consiste en entremezclar las fibras en todos los sentidos para dar homogeneidad al producto.

Este último, a continuación, es escurrido y secado en los hornos para tableros aislantes, o bien en prensas calientes de grandes potencias para los productos duros.

Los tableros, generalmente, tienen grandes dimensiones. Los espesores varían de 10 a 20 mm. La masa específica es del

orden de 250 kg/mt³. Existe una variedad de tableros aislantes que reciben una impregnación de asfalto.

Los tableros de fibras de madera son combustibles y generalmente resisten mal la presencia de humedad (hinchamientos). Ciertas atmósferas ácidas pueden favorecer el desarrollo de hongos.

El aislante asfáltico ofrece una mejor resistencia a la humedad y se beneficia de un tratamiento contra la podredumbre y los hongos.

Los tableros de fibras de maderas, igual que los llamados aislantes, son utilizados sobre todo en la construcción y la decoración como revestimiento interno de muros y techos.

El tablero asfáltico se utiliza en aislamiento de suelos contra los ruidos de impacto.

Sólo las densidades 300 y 400 kg/mt³ son utilizadas en aislamiento, esencialmente como revestimiento interior de paredes.

Aislantes Con Estructura Celular

Aislantes Minerales y Vegetales

Corcho

El corcho es un producto natural: es la corteza de una variedad de alcornoque, el alcornoque corchero, que abunda principalmente en el contorno occidental del Mediterráneo.

El corcho está formado por la yuxtaposición de minúsculas células de aire; estas últimas ocupan del 90 al 95% del volumen aparente. Esta contextura asegura a la vez una flexibilidad notable y un coeficiente de conductividad térmica muy pequeño.

Vidrio Celular

El vidrio celular está constituido por células cerradas, estancas al agua y al vapor de agua, separadas entre sí por paredes de vidrio. Estas células tienen un diámetro comprendido entre el 0,5 y 2,5 mm, aproximadamente.

Esencialmente se elabora a partir de una composición vítrea mezclada con productos auxiliares complementarios, que dan al producto final unas buenas cualidades de resistencia al ataque

por los agentes atmosféricos y de uniformidad ante las temperaturas y los esfuerzos mecánicos.

Entre las cualidades que con más frecuencia hacen preferir el vidrio celular a los otros aislantes, vamos a citar:

- Estanqueidad total y definitiva:
- al vapor de agua,
- al agua,
- al gas
- Resistencia a la compresión.

La estanqueidad garantiza la permanencia de sus características en el tiempo.

Su resistencia a la compresión es 7 kg/cm² y es incombustible.

Espumas plásticas aislantes

Espumas de Poliuretano

La química de los poliuretanos es compleja, ya que sus reacciones se producen simultáneamente. Las espumas rígidas

son materiales alveolares que provienen de la reacción de los polisocianatos, de la familia del benceno, o del tolueno sobre los polioles, en presencia de un agente de expansión. Este último es el gas carbónico y sobre todo el triclorofluoretano. No existe una composición bien definida para el poliuretano expandido, pero por el contrario, hay una gran variedad de fórmulas para aplicar según las necesidades.

La masa específica depende de los componentes empleados, sobre todo del porcentaje de agente de expansión, de la temperatura, de la forma y de las dimensiones del molde o de la cavidad. Puede variar de 25 a 150 kg/m³.

Los límites de temperatura son los siguientes:

inferior:

1. -30 °C para las espumas expandidas con freón,
2. -180 °C para las expandidas con dióxido de carbono.

superior: +100 °C para masas específicas iguales o superiores a 30 kg/m³, pero la estabilidad dimensional no está garantizada.

3. Las espumas estándar son inflamables. Existen calidades autoextinguibles que se obtienen utilizando polioles

modificados añadidos a los productos de base de los aditivos. Estos contienen con frecuencia fósforo, cloro o bromo.

Espumas de Poliestireno

4. El poliestireno, es una de las más antiguas resinas termoplásticas. Es un derivado del benceno que proviene de la destilación de la hulla o del petróleo.

La materia expansible se presenta bajo forma de gránulos esferoidales con un diámetro aproximado de 1,54 mm, de masa específica 650 kg/m^3 y encierra el 6 % en peso de agente de hinchamiento (pentano).

Las características de los poliestirenos dependen:

De la materia prima de base (calidad de los gránulos);

Del proceso de fabricación y de su dominio por el fabricante

De la masa específica de los de productos;

Del porcentaje de desechos que eventualmente se reintroducen en el momento de la fabricación.

Las masas específicas, de forma normal se sitúan entre 8 y 30 kg/m³ para los productos fabricados por moldeo o por termocompresión.

Para el poliestireno extraído, las tres densidades comerciales son: 30, 40 y 53 kg/m³.

Los límites de empleo por temperatura son: -200 ° C a +85 ° C, pero la temperatura inferior necesita ser verificada. Conocemos utilizaciones con temperaturas más bajas.

Espumas Fenólicas

Las espumas Fenólicas se obtienen a partir de dos tipos de resinas: las resinas fenol-formol en solución acuosa y las resinas de fenol-formol en solución alcohólica.

La masa específica varía entre 30 y 400 kg/m³ según el porcentaje del agente de hinchamiento.

La estructura tiene un 60 % aproximadamente de células abiertas, de aquí su falta de resistencia a la humedad.

Las espumas de resinas Fenólicas, naturalmente son poco combustibles; se mejora esta propiedad con la incorporación de aditivos.

Resisten muy bien las bajas temperaturas y su campo de empleo cubre una gama de temperaturas de -200 a +130 °C.

El límite de carga varía de 4 a 5 kg/cm² para una masa específica de 45 kg/m³.

Espumas de cloruro de Vinilo

Los límites de temperatura son: por debajo de -25°C, las espumas sufren un envejecimiento acelerado.

El límite superior se sitúa en 70°C.

El PVC arde muy difícilmente sin propagación de llama.

Las espumas de cloruro de polivinilo tienen el grave defecto de envejecer al cabo de algunos años de servicio, tienen tendencia a deformarse y a presentar una contracción importante.

Este fenómeno de envejecimiento se acelera fuertemente por el calentamiento solar.

La termoplasticidad del material es interesante para la obtención de tableros perfilados.

Espumas de Poliéster

Los poliésteres son conocidos, sobre todo, bajo la forma de estratificados armados con fibras : techos de automóviles, cascos de pequeñas embarcaciones y sobre todo placas onduladas para cubiertas. Se obtienen por policondensación entre un poliácido y un polialcohol en presencia de un catalizador ácido o peróxido.

10.2 Selección del espesor optimo

El espesor del aislamiento, aumenta según aumente el diámetro de la tubería y la temperatura del fluido que circula por el interior de la tubería. Para tuberías de vapor y condensado se emplea generalmente magnesia plástica al 85% revestida con lienzo de

lino y tejido de alambre o también suele usarse lana mineral de tibia larga.

La eficiencia y tiempo de duración del aislamiento depende directamente de la protección a la entrada de humedad y al daño mecánico o químico.

El sistema debe diseñarse para permanecer inalterable en las condiciones de operación.

Espesor optimo del aislamiento: $E_q = k * (t_o - t_s)/(t_s - t_a)$

K: conductividad térmica, depende del material aislamiento, se calcula a T_{media} entre T_o y T_s .

T_o : temperatura de operación

T_s : temperatura superficial

T_a : temperatura ambiente

Datos:

Elegimos la lana de vidrio como aislante térmico.

$$k = 0.38$$

$$T_s = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_a = 53.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_o = 327 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{a } 100 \text{ PSI de trabajo}$$

$$E_q = 0.38 * (327 - 104)/(104 - 53.4)$$

$$Eq = 2''$$

- Para tuberías de diámetro de 1" el espesor del aislamiento puede ser de 1".
- Para tuberías de diámetro de 1 V^{kl} a 3" se recomienda un espesor de 1 ½ " ,
- Para tuberías de diámetro superior a 3" se recomienda usar un espesor de 2" .

TUBERIAS DE VAPOR	
ESPESOR DEL AISLANTE	2"
TUBERIA DE CONDENSADO:	
ESPESOR DEL AISLANTE	2"

CAPITULO 11

11. DIMENSIONAMIENTO DE LA TUBERÍA DE RETORNO DE CONDENSADO.

Los siguientes criterios nos ayudaran a hacer los cálculos:

- a) Puesta en marcha ._ Periodo durante el cual el aire y el condensado son descargados a través de las trampas de vapor.
- b) Pre calentamiento._La trampa descarga una gran cantidad de condensado frío debido a diferencia de temperatura entre el vapor y la instalación. Habiendo una gran caída de presión se ocasiona una cantidad pequeña de revaporización en el circuito de condensado.
- c) Régimen... Es cuando realmente se alcanza el caudal operativo de la caldera. La instalación ha llegado a la

temperatura normal máxima de trabajo, y la velocidad de condensación tiene un valor mínimo. El condensado tiene una temperatura próxima a la del vapor ^ obteniéndose revaporizado. Para periodo de puerta de marcha, se recomienda el doble del caudal del régimen.

d) La revaporización ocasionada por un volumen bastante mayor de vapor respecto al de agua produce presiones excesivas provocando un deterioro de la tubería de retomo (fe condensado. Se recomienda una velocidad de 25,4 m/s (5000 pies[^]min). para este tipo de instalación.

11.1. Calculo del diámetro.

- Tenemos entonces siguiendo las recomendaciones (literal (c)) que nuestra carga

de condensado será de $2 \times 7327.133 \text{ kg/h} = 14654.266 \text{ kg/h}$ - (32239.386 lb/h).

- Debemos encontrar la velocidad en el sistema.

'• ' ..

Se recomienda una velocidad permisible de 5000 ft./min, entonces se procede a determinar la velocidad

por cada 100 metros para determinar el diámetro de la tubería de condensado en la tabla 11.1.

$$\frac{(Velocidad - permisible) * (100)}{carga - de - condensado} = \frac{(5000) * (100)}{32239.386} = 15.50 \text{ ft / min}$$

Se divide para un factor de corrección de 0.38

$$\frac{15.50}{0.38} = 40.43 \text{ ft / min}$$

Entrando al gráfico 11.1 con este valor de 40.413 ft/min con la presión de vapor de 100 Psi observamos que la intersección cae fuera de los diámetros presentes en la gráfica, por lo cual procedemos a de nuevo entrar al gráfico con el valor de presión de vapor de suministro (100 lb/pulg²) e interceptamos horizontalmente con la curva de diámetro de 3", y leemos el valor de velocidad correspondiente (120 pies/min), y dividimos el valor de la velocidad calculada anteriormente (40.413 pies/min) para la nueva velocidad (120 pies/min). Con ese nuevo factor de corrección encontramos:

40.813

Factor de corrección = $\frac{40.813}{120}$ 0.340 y para este valor tenemos que la tubería mas adecuada es de 5 “.

11.2. Calculo de la caída de presión.

Caídas de presión elevadas originan una reducción de la capacidad de descarga en las trampas de vapor, es mayor en la puesta en marcha cuando el condensado es máximo y la presión es mínima. La Cleaver Brooks recomienda una caída de presión máxima de entre 0.05 a 0.1 kg/cm² por cada 100 metros de trayecto.

La presión de descarga recomendada para nuestro tipo de caldera es de 15 lb/pulg²

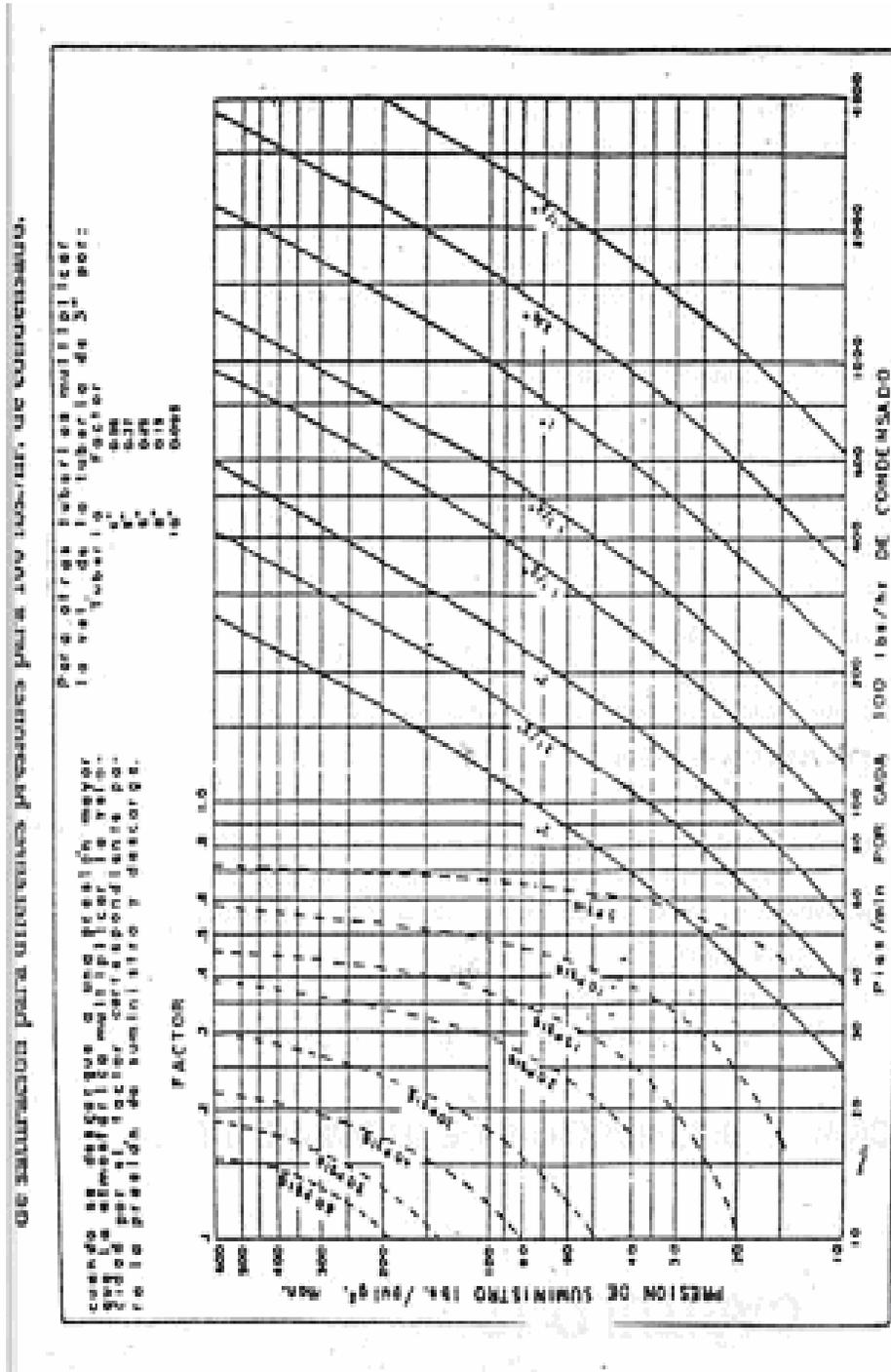


Fig. 11.1 Diagrama para dimensionar tuberías de retorno de condensado.

Fig. 11.1 Diagrama para dimensionar tuberías de retorno de condensado

CAPITULO 12

9. SELECCIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE TRAMPAS DE VAPOR

Las trampas de vapor constituyen un complemento indispensable en todo sistema de vapor» pues con estos elementos se consigue:

- Extraer el condensado que se forma.
- Eliminar el aire indeseable y los gases condensables. Por lo tanto, una trampa de vapor no es otra cosa que una válvula automática, la misma que ejerce las funciones arriba citadas y que ademas impide la perdida de vapor en el sistema.

12.1. Tipos de trampas de vapor

Entre los diferentes tipos de trampas de vapor podemos mencionar lo siguiente:

- Trampas balde invertido.
- Trampas de flotador y termostática.
- Trampas de disco controlado.
- Trampas termostáticas.
- Controlador diferencial.

12.2. Selección de trampas de vapor

Las trampas de vapor son muy diversificadas, por lo tanto el escoger la trampa adecuada es un asunto bastante delicado. En lo referente al tamaño se requiere hacer un cálculo prolijo para establecer el tamaño correcto de la trampa según los siguientes parámetros:

- Cantidad de condensado que debe reparar la trampa
- Presión diferencial entre la entrada y la salida de la trampa
- Factor de seguridad.

Según las recomendaciones para inyección de vapor directamente a la cámara del producto son trampas de balde invertido y como otras opciones tenemos las trampas termo estáticas y de flotador.

Calculo de capacidad requerida

Capacidad requerida = Factor de seguridad * Arrastre *Carga conectada a la caldera

Vamos a utilizar los siguientes datos:

Factor de seguridad = 3 (Valor típico asumido)

Arrastre = 10 % (Valor típico asumido)

Carga conectada a la caldera = 7327.133 Kg /h (Valor conocido)

Entonces:

Capacidad requerida = (3) * (0.1) * 7327.133 Kg /h

Capacidad requerida = 2198.14 Kg /h

Entonces necesitamos una trampa de vapor con capacidad de 2200 Kg / h

Con una presión diferencial = Presión de tubería de vapor - Presión de condensado

presión diferencial = 100 Psi - 15 Psi = 85 Psi = 5.5 bar

Entonces la trampa de vapor que necesitamos tiene las siguientes características:

Carga máxima = 2200 Kg /h

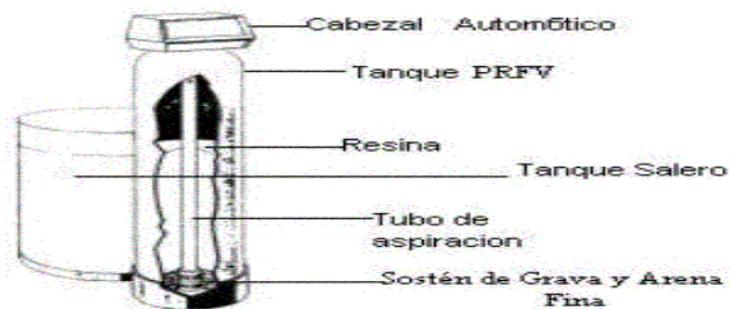
Presión diferencial = 5.5 bar

Tipo termostática, por tratarse de intercambiadores de calor .

CAPITULO 13

13. CÁLCULO Y SELECCIÓN DEL ABLANDADOR DEL ABLANDADOR DE AGUA PARA EL SISTEMA DE AGUA DE ALIMENTACIÓN.

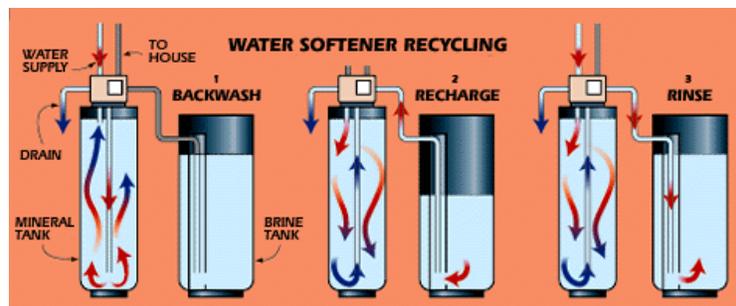
Este proceso consiste en eliminar las impurezas conocidas con el nombre de durezas y reemplazarlas por otras impurezas que no revisten este carácter. Este tratamiento se lo efectúa por medio de reacciones del tipo químico.



Los ablandadores de agua son específicos intercambiadores de iones que son diseñados para eliminar iones, los cuales están cargados positivamente. Los ablandadores mayormente eliminan los iones de calcio (Ca^{2+}) y magnesio (Mg^{2+}). Calcio y magnesio son a menudo referidos como “minerales duros”.

Los ablandadores son algunas veces incluso aplicados para eliminar hierro, cuando el hierro causa la dureza del agua. Los mecanismos de ablandamiento son capaces de eliminar más de cinco miligramos por litro (5 mg/l) de hierro disuelto.

13.1. Tipos de ablandadores.



Los ablandadores pueden operar de forma automática, semiautomática, o manual. Cada tipo tiene un radio de actuación.

La mayoría de los ablandadores de agua populares tienen un sistema automático de la regeneración. El tipo más básico tiene un cronómetro eléctrico que limpie y recargue el sistema en un horario regular. Durante recargar, el agua suave no está disponible.

El segundo tipo de control usa un computador que controla la cantidad de agua usada. Cuando bastante agua ha pasado a través del depósito mineral para haber agotado los granos de sodio, la computadora acciona la regeneración. Estos ablandadores tienen frecuentemente una capacidad de reserva de resina, para que agua ablandada sea disponible durante la recarga.

Un tercero tipo de control usa una escala de medida mecánica para medir la cantidad de agua usada y para poner en acción la recarga. La ventaja de este sistema es que no hay componentes eléctricos, y el depósito mineral se recarga solo cuando es necesario. Cuando el esta equipado con dos depósitos de minerales, el agua suave está siempre disponible, aun cuando la unidad está recargando.

13.2. Cálculo de capacidad requerida.

El cálculo de la capacidad de este tipo de ablandador se hace en base a los siguientes datos:

- Dureza del agua de alimentación en ppm expresada como CaCO_3 .
- Capacidad en Caballo caldera: 500 CC.
- Horas de operación por día: 24h/día.
- Porcentaje de retorno (fe condensado): 40%.

Capacidad evaporativa: $15.65 \text{ Eg/h} \times 500 \text{ CC} = \mathbf{78.28 \text{ Kg/h}}$.

Agua de reposición: 60 % de $78.28 \text{ Eg./h} = \mathbf{1695 \text{ Kg/h}}$.

Dureza por eliminar: $4695 \text{ Kg./h} \times 200 \text{ pprn} = 939000 \text{ ppm/h}$

La regeneración desde el punto de vista práctico tomara 20 minutos.

CAPITULO 14

14. TRATAMIENTO DE AGUA DESALINIZADA.

14.1. Cloronizacion.

Cloración: Proceso que consiste en agregar al agua cloro gaseoso, o compuestos a partir de los cuales se forma ácido hipocloroso o iones hipoclorito, a fin de inhibir el crecimiento de bacterias, plantas o animales, oxidar la materia orgánica, facilitar la coagulación o reducir el olor, entre otros. El propósito principal es generalmente la desinfección

Este proceso se debe utilizar para asegurar la potabilidad del agua desalinizada siendo un proceso barato y muy efectivo. El cloro se aplica en forma de gas que se disuelve en el agua.

Generalmente se obtiene de cilindros donde se conserva a presión en estado líquido. Las cantidades de cloro que se requieren son relativamente pequeñas pues varían entre 1 y 4 kgs. por cada 250,000 litros de agua.

En vista de que nuestra producción es de 180000 galones diarios (681300 litros) y calidad del agua desalada es muy buena necesitaríamos agregarle 2.72 kg diarios si solo utilizamos 1 kg por cada 250000 litros

Equipo cloronizador

2 cilindros

1 de cloro y otro de cal

1 bombas dosificadora

Iwaki Metering Pump

Model EME 30E1 – VC

Capacidad: 5.4 GPM

Máxima presión: 150 Psi

Voltaje: 110 V

Corriente: 1.8 A

Frecuencia: 50/60 Hz

Este equipo viene incluido en el paquete de la desalinizadora AITON

14.2. Control de calidad del agua.

La operación adecuada de las plantas requiere que se mantengan niveles aceptables con respecto a indicadores de calidad tales como: Suspensión de sólidos, oxígeno disuelto y también respecto a indicadores globales de materia orgánica. Además, se necesita contar con la flexibilidad para adaptar las plantas a nuevas circunstancias de operación.

Se compara la calidad del agua obtenida en la planta desalinizadora actual, y evaluarla de acuerdo a la norma internacional NOM-127-SSA1-1994 de “salud ambiental, agua para uso y consumo humano, límites permisibles de calidad y tratamientos que debe someterse el agua para su potabilización”;

para saber que tipo de agua obtendremos en la nueva planta y procurar que esta sea de mejor calidad que la actual.

Límites permisibles de calidad del agua

Límites permisibles de características bacteriológicas

El contenido de organismos resultante del examen de una muestra simple de agua, debe ajustarse a lo establecido en la Tabla 14. 1.

Bajo situaciones de emergencia, las autoridades competentes deben establecer los agentes biológicos nocivos a la salud a investigar.

TABLA 14.1

CARACTERISTICA		LIMITE
		PERMISIBLE
Organismos	coliformes	2 NMP/100 ml
	totales	2 UFC/100 ml
Organismos	coliformes	No detectable
	fecales	NMP/100 ml
		Cero UFC/100 ml

Los resultados de los exámenes bacteriológicos se deben reportar en unidades de NMP/100 ml (número más probable por 100 ml), si se utiliza la técnica del número más probable o UFC/100 ml (unidades formadoras de colonias por 100 ml), si se utiliza la técnica de filtración por membrana.

Límites permisibles de características físicas y organolépticas

Las características físicas y organolépticas deberán ajustarse a lo establecido en la Tabla 14.2.

TABLA 14.2

CARACTERISTICA	LIMITE PERMISIBLE
Color	20 unidades de color verdadero en la escala de platino-cobalto.
Olor y sabor	Agradable (se aceptarán aquellos que sean tolerables para la mayoría de los consumidores, siempre que no sean resultados de condiciones objetables desde el punto de vista biológico o químico).

Turbiedad 5 unidades de turbiedad nefelométricas (UTN) o su equivalente en otro método.

Límites permisibles de características químicas

El contenido de constituyentes químicos deberá ajustarse a lo establecido en la Tabla 14.3. Los límites se expresan en mg/l, excepto cuando se indique otra unidad.

TABLA 14.3

CARACTERISTICA	LIMITE PERMISIBLE
Aluminio	0.20
Arsénico	0.05
Bario	0.70
Cadmio	0.005
Cianuros (como CN-)	0.07
Cloro residual libre	0.2-1.50
Cloruros (como Cl-)	250.00

Cobre	2.00
Cromo total	0.05
Dureza total (como CaCO ₃)	500.00
Fenoles o compuestos fenólicos	0.001
Fierro	0.30
Fluoruros (como F ⁻)	1.50
Manganeso	0.15
Mercurio	0.001
Nitratos (como N)	10.00
Nitritos (como N)	0.05
Nitrógeno amoniacal (como N)	0.50
pH (potencial de hidrógeno) en unidades de pH	6.5-8.5
Plaguicidas en microgramos/l: Aldrín y dieldrín (separados o combinados)	0.03
Clordano (total de isómeros)	0.30

DDT (total de isómeros)	1.00
Gamma-HCH (lindano)	2.00
Hexaclorobenceno	0.01
Heptacloro y epóxido de heptacloro	0.03
Metoxicloro	20.00
2,4 - D	50.00
Plomo	0.025
Sodio	200.00
Sólidos disueltos totales	1000.00
Sulfatos (como SO ₄ =)	400.00
Sustancias activas al azul de metileno (SAAM)	0.50
Trihalometanos totales	0.20

Zinc	5.00
------	------

Los límites permisibles de metales se refieren a su concentración total en el agua, la cual incluye los suspendidos y los disueltos.

Límites permisibles de características radiactivas

El contenido de constituyentes radiactivos deberá ajustarse a lo establecido en la Tabla 14. 4. Los límites se expresan en Bq/l (Becquerel por litro).

TABLA 14.4

CARACTERISTICA	LIMITE
	PERMISIBLE
Radiactividad alfa global	0.1
Radiactividad beta global	1.0

Tratamientos para la potabilización del agua

La potabilización del agua proveniente de una fuente en particular, debe fundamentarse en estudios de calidad y pruebas de tratabilidad a nivel de laboratorio para asegurar su efectividad.

Se deben aplicar los tratamientos específicos siguientes o los que resulten de las pruebas de tratabilidad, cuando los contaminantes biológicos, las características físicas y los constituyentes químicos del agua enlistados a continuación, excedan los límites permisibles establecidos en el apartado anterior.

Análisis químico del agua obtenida en la planta desalinizadora actual:

SUSTANCIA	UNIDADES	CANTIDAD
Na – Cl	ppm	11
Sólidos disueltos	ppm	28.4
Valor pH		8.76
Sulfito remanente	ppm	

Conductividad	mg / cm ³	0.06
d		
Alcalinidad	ppm	
Hierro	ppm	
Sulfatos	ppm	
Dureza	ppm	12.1

Como vemos el agua obtenida en la planta actual es de muy buena calidad de acuerdo a las normas internacionales, sin embargo faltan de evaluar algunos límites de sustancias especialmente radiactivas, que podrían causar daños a la salud y también a los procesos de la refinería cuando se utilice el agua para dicho fin, aspectos que deben ser mejorados en la nueva planta.

CAPITULO 15

15. ANÁLISIS ECONOMICO DEL SISTEMA.

15.1. Costos.

La asignación de costes de producción del agua y la energía es bastante problemática, sobre todo cuando de forma interesada se intenta cargar los costes solamente a uno de los productos. Hay diferentes métodos de contabilidad de costes utilizados para asignar que parte de ciertos costes comunes (El-Nashar, 1999).

En nuestro caso se estimara el valor del metro cúbico de agua destilada, a partir de todos los gastos involucrados en su obtención, esto es:

Costo total anual = costo por energía eléctrica consumida +
costos por consumo de vapor + costos por funcionamiento y
mantenimiento.

Costo por energía eléctrica consumida = KWH consumidos*costo
KWH

Costo de vapor = Toneladas de vapor consumidas * costo de ton.
de vapor.

Costo por funcionamiento y mantenimiento = mano de obra +
mantenimiento.

Costo por energía eléctrica consumida = 8 KWH / día*365
días*0.08 \$

Costo por energía eléctrica consumida = \$ 233.6

Costo de vapor = 19019 ton * 1.3 \$ / ton = \$ 24815.2

Mano de obra = numero de personas * salario promedio *12
meses.

Mano de obra = 5 personas * \$ 350 *12 meses = \$ 21000

Mantenimiento = Mecánico + Soldadura + Instrumentos.

Mantenimiento = 400*12 + 175*12 + 105*12

Mantenimiento = \$ 8160

Costo total anual = 233.6 + 24815.2 + 21000 + 8160

Costo total anual = \$ 54208.8

Producción estimada anual = 10501.05 m³

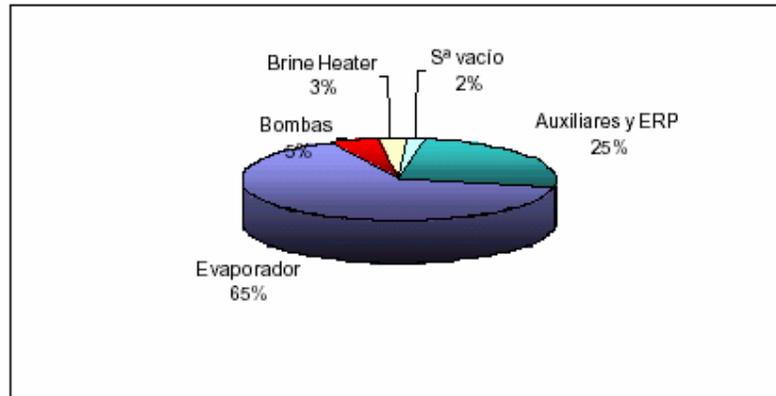
Costo del metro cúbico de agua = 5.16 \$ / m³

Los valores utilizados de costos de energía, vapor, mantenimiento, etc., son tomados de la planta actual.

Este análisis de costos es para cuando la planta ya este en funcionamiento.

Inversión inicial

La inversión necesaria para este tipo de plantas ha ido descendiendo poco a poco, con la inclusión de nuevos materiales resistentes a la corrosión no tan caros como los aceros inoxidable o las aleaciones de titanio. Los precios por m³/día de capacidad instalada dependen lógicamente del tamaño de planta. Debido a que se selecciono la alternativa 1 dada por AITON, el desembolso inicial seria de 1000000 de libras esterlinas(precio actual estimado) lo que equivale a \$1800000.



De la inversión global, el coste del evaporador supone alrededor del 65% del total, las bombas de circulación el 5%, el condensador de vapor proveniente de la planta de potencia el 3%, el sistema de vacío el 2%, y los sistemas auxiliares y de control el 25% restante, incluyendo la estación reductora de presión ERP de vapor vivo para proporcionar vapor en condiciones óptimas a la MED en caso de parada de la turbina de vapor. El coste del terreno suele ser despreciable en el cómputo final al tratarse de instalaciones situadas en un terreno desértico y perteneciente a PETROINDUSTRIAL.

Se considera una vida útil de la instalación de 20 años, con un 5% de tasa de interés medio y una operación anual de 300 días al año.

Otros costes.

Los costes de productos químicos utilizados como aditivo para evitar la formación de costras (scaling) se muestran en la siguiente tabla.

Tecnología de evaporación	Coste productos químicos (\$ / m ³)
MSF	0.025 – 0.04
MED – TVC	0.025 – 0.035
CV	0.03 -- 0.035

Las primeras experiencias de los procesos MED, que dificultaron su desarrollo durante largo tiempo, han sido resueltas por algunos diseños actuales. La utilización de evaporadores de tubos horizontales no tiene los problemas asociados de

distribución en interior de tubos y de múltiples conexiones entre efectos.

Especialmente, los procesos MED de baja temperatura presentan ventajas energéticas respecto a MSF. Si bien el consumo de energía térmica es similar, la energía equivalente derivada del consumo de vapor a menor temperatura es, prácticamente, del 50%.

Este hecho, se asocia a otras ventajas derivadas de la baja temperatura: reducción de las posibilidades de incrustaciones y corrosiones, reducción de necesidades de pretratamiento y mantenimiento, posibilidad de utilización de materiales de menor coste.

Ante esta serie de ventajas, el proceso MSF antepone su mayor experiencia y mayor capacidad en las unidades de producción, argumentos que parecen insuficientes a medio plazo.

15.2. Proyecciones futuras.

La situación de las tecnologías de desalación de agua de mar y las necesidades impuestas por los déficits hídricos existentes, conducen a un planteamiento de solución a corto/medio plazo con el siguiente esquema:

- Corto plazo: plantas de ósmosis inversa.
- Medio plazo: plantas duales de agua y energía eléctrica de nueva construcción.

A corto plazo es factible la construcción de plantas de ósmosis inversa. La selección del proceso a corto plazo se basa en las siguientes premisas:

- La tecnología se considera suficientemente probada.
- El proceso es independiente de la producción eléctrica.
- El consumo de energía es inferior, en general, a soluciones alternativas en centrales existentes, si se exceptúan posibles soluciones singulares.
- El plazo de construcción es de dieciocho meses, igual o inferior a otras soluciones.

A **medio plazo** el planteamiento persigue los siguientes objetivos:

- Cubrir simultáneamente la nueva demanda eléctrica requerida y los déficits hídricos consolidados.
- Reducir al mínimo los costes energéticos de la desalación, optimizando su integración en centrales de nueva construcción, con el diseño adaptado a su función.

CAPITULO 16

16. CONCLUSIONES.

DEL ANALISIS TÉRMICO

- ☛ Las plantas de condensación deben ser conducidas en forma de obtener un vacío más estable y de acuerdo con la instalación para el cual han sido diseñadas. .

Desarrollando la planta su máxima potencia cualquier elevación sobre el vacío de diseño no origina aumento de potencia ni economía, solamente mostrará que los aparatos de condensación están en buenas condiciones y que no tienen ninguna fuga anormal de aire. De ser posible obtener una mayor potencia mediante el aumento del vacío, más que un beneficio resultará una pérdida, debido por el mayor trabajo

para conseguir dicho aumento. En cambio, sí el vacío es *menor* que el de diseño, el efecto se extiende a varias etapas de expansión, lo que da por resultado la necesidad de una mayor cantidad de vapor para desarrollar la misma potencia. Un aumento de vacío tendrá el efecto de disminuir el consumo de vapor, que tendrá entonces mayor cantidad de energía disponible.

- Si en un condensador se pudiera obtener un vacío perfecto, la presión absoluta sería 0; el cero absoluto se encuentra 1,033 Kg./cm² por debajo de la presión atmosférica, cuando la presión atmosférica o barométrica es de 76 cm. de columna de mercurio. Cuando se obtiene solamente un vacío parcial, existe cierta presión absoluta dentro del condensador en correspondencia con dicho vacío.

La presión absoluta y la temperatura para el vapor de agua saturado, o para una mezcla de vapor y líquido, están relacionados debido a que la presión absoluta es función solamente de su temperatura. Es decir, para cualquier temperatura la presión es fija y definida, y cualquier cambio de temperatura produce el correspondiente cambio en la presión absoluta. Por lo tanto, en los condensadores de la

desalinizadora, si el vapor que se condensa está exento de aire o de gases no condensables, la temperatura del mismo será la correspondiente a su presión absoluta. Sin embargo, es imposible tener en el condensador vapor totalmente libre de aire, debido a la absorción del aire por el agua de alimentación y a las pérdidas existentes a lo largo del sistema bajo vacío. En consecuencia, la temperatura del vapor en un condensador es la correspondiente a la presión debida al vapor de agua *puro* que se encuentra presente.

La presión total en un condensador es la suma de las presiones debidas al vapor de agua puro, más la del aire y más la de cualquier otro gas que se halle en solución

Para determinar la presión absoluta se debería conectar un vacuómetro exacto a la cámara del condensador. La diferencia entre la lectura de este vacuómetro y un barómetro, es igual a la presión absoluta que hay en el condensador expresada generalmente en mm de c., de mercurio. La diferencia entre la presión absoluta así obtenida y la presión correspondiente a la temperatura de la cámara de condensación, es la presión parcial debida al aire en solución, y por lo tanto, es la medida de las pérdidas de aire existentes en el sistema. Si existe aire

en el condensador, el termómetro indicará un mejor vacío que el real.

El efecto que produce el aire sobre la temperatura en el tubo de evacuación durante el funcionamiento de la máquina es insignificante debido a que la relación entre el aire y el vapor es tan pequeña que un termómetro colocado sobre dicho tubo marcará la temperatura que corresponda al vacío en ese punto.

- ☛ El efecto del aire sobre la temperatura en el condensador es mucho mayor, pues a medida que el vapor lo recorre y se condensa, la proporción de aire en el vapor aumenta rápidamente. Si en el lugar donde se alcanza la condición de igualdad entre los pesos de aire y de vapor, se coloca un termómetro, la temperatura (correspondiente a la presión parcial de vapor solamente) en ese punto puede ser unos 5 a 10 °C más baja que la correspondiente a la presión absoluta total. El termómetro puede indicar 26°C correspondiente a un vacío de 73,66 cm. y el vacuómetro marcar solamente 71,12 cm., ambos indicadores dan una medida correcta, marcando el vacuómetro el vacío actual en el condensador.
- ☛ Si en la evacuación del vapor al condensador no existiera aire, la bomba de aire sería innecesaria; una bomba para extraer el

condensado sería suficiente para cumplir con las necesidades. Como ya hemos visto, en la realidad no se cumple, por lo tanto, la bomba de aire y los eyectores se instalan en forma adecuada para eliminar el aire que normalmente llega al condensador.

- ☛ El aire debe ser extraído exactamente en la misma cantidad que entra, con el objeto de mantener el equilibrio correcto del sistema de condensación. La cantidad de aire que debe ser extraída depende de la cantidad que ha penetrado en el sistema por las *fugas*. El condensador, las tuberías y en general todas las partes sometidas a presiones inferiores a la atmosférica deben ser mantenidas en buenas condiciones de estanqueidad. En especial los prensas deben funcionar en forma apropiada, con el objeto de asegurar una mínima absorción de aire. El grado de funcionamiento de los eyectores de aire puede ser aumentado para compensar la pérdida de vacío debido a un exceso de aire que entra al sistema, pero este procedimiento no es el más eficiente.
- ☛ Es importante cuidar que el condensador permanezca exento de aire tanto como sea posible porque su presencia dificulta la transmisión del calor del vapor de agua al agua de circulación, restándole eficiencia al condensador.

La presencia de aire no sólo ocasiona pérdidas de calor, sino que al ser absorbido por el agua puede ocasionar corrosiones en el sistema de vapor. A pesar de que la función del tanque desaireador del agua de alimentación es la de extraer el aire disuelto, en la forma más efectiva posible, es conveniente que el condensador descargue el condensado conteniendo tan poca cantidad de aire disuelto como sea posible.

La mayor parte de los condensadores trabajan con no más de 0.05 cm cúbicos de oxígeno por litro de agua condensada.

DE LOS CALCULOS TERMICOS OBTENIDOS

- ☛ Al realizar los cálculos de transferencia de calor se puede ver que el coeficiente global de transferencia de calor $2928.25 \text{ W / m}^2 \text{ }^\circ \text{K}$ es alto a pesar de las temperaturas relativamente bajas, esto se debe al vacío y a la cantidad de etapas de la planta desalinizadora.

Esto es si se compara una instalación de mas etapas esta resultaría mas eficiente sin embargo el costo seria mayor

- ☛ El flujo de agua obtenida que circula por los intercambiadores $m_1 = 0.2 \text{ kg / s}$ es una cantidad razonable desde el punto de vista técnico de este tipo de plantas, puesto que se sabe que la relación agua salada / agua pura varia entre 2 a 5, sabiendo que el flujo obtenido es de $m_2 = 0.1 \text{ kg / s}$.
- ☛ El análisis térmico solo se lo hizo en una sola etapa esto es en la ultima etapa, puesto que lo que nos interesa es estimar el coeficiente global de transferencia de calor que va hacer prácticamente el mismo en cada etapa. Sin embargo el análisis para el resto de etapas seria igual al realizado.
- ☛ Se debería implementar un sistema de gestión de calidad del agua que tenga las siguientes etapas:

DEL CONTROL DE CALIDAD DEL AGUA

- **Diagnóstico.**

El primer paso si se quiere aplicar en un centro de producción o servicios la Gestión del Agua es un diagnóstico de la situación en el momento dado. El diagnóstico brindará la información necesaria sobre los problemas localización, necesidades de recursos materiales, humanos y económicos. En el diagnóstico siempre debe estar presente el personal del centro pues conoce la tecnología y las instalaciones de producción o servicio, aunque se considera aconsejable la utilización de personal especializado junto al personal del centro, pues éste puede aportar una visión crítica, sin prejuicios creados que garanticen objetividad e imparcialidad, además se debe garantizar personal con conocimiento profundo en la especialidad del agua en la industria y los servicios. Para el diagnóstico se hacen tomas de datos históricos dentro de la unidad tales como registros de entradas y salidas, balances, diagramas de flujos de producción, informes previos sobre esta actividad y toda información que pueda contribuir a profundizar en el diagnóstico. Más adelante se solicitan análisis químicos del

agua en las diferentes corrientes dentro del centro, identificadas a partir de los diagramas de bloques y de suministro-consumo que permitirá los balances adecuados al procesarse la información. Se recomiendan herramientas generales Y específicas para este diagnóstico. Entre las generales las más usadas son:

- Diagrama de Pareto. • Espina de pescado. • Gráficos de control. • Balances de agua y energía.
- Cálculos de las purgas de calderas. • Cálculos de las extracciones en una torre de enfriamiento • Ensayos de adición de biocidas, o de densidad relativa de población. • Sistema de limpieza en calderas.
- Selección del sistema de tratamientos de aguas. • Selección del sistema de bombeo-regulación, control de saladeros. • Control de la calidad de aguas en piscinas.

• **Compatibilización.**

Durante la Compatibilización se toman los diferentes caudales para cada uso y el análisis químico correspondiente de los principales componentes del agua para hacer un análisis del uso adecuado en calidades y cantidades de cada corriente.

En esta etapa las herramientas fundamentales utilizadas deben ser los Diagramas de Pareto, Los Balances de Materias y Energía y las Herramientas Específicas según el sistema.

• **Contabilización de las cantidades.**

En muchas ocasiones las cantidades no se conocen con exactitud ni existen los datos suficientes para hacer balances adecuados de los consumos según las diferentes calidades del agua. De aquí la necesidad de proponer los mejores lugares donde instalar contadores; que datos son necesarios registrar; con que frecuencias realizar análisis químicos y los datos de proceso que permitan hacer balances, análisis de la situación y recomendaciones. Las Herramientas fundamental a aplicar en esta etapa debe ser los Balances de Materias y Energía.

• **Análisis de datos.**

Si se cumplieron las etapas anteriores de toma de los datos obtenidos y comparación con los datos históricos, de

fabricantes de equipos y proyectistas de sistemas, así como con normas para uso similares nacionales y/o extranjeras permitirá hacer un buen análisis de los datos colectados. A partir de estas informaciones analizadas se elaboran los informes correspondientes y las propuestas de mejoras técnicas. Finalmente hay que hacer una valoración económica de las alternativas de mejoras propuestas y hacerle a cada una su evaluación de los costos y beneficios.

- **Toma de decisiones.**

Los órganos directivos tomarán las decisiones más convenientes a partir de los informes y valoraciones presentadas anteriormente y dará un orden de prioridad a cada medida técnica o modificación a ejecutar, asignará las responsabilidades futuras al personal que las ejecutará y controlará

- **Auditorias.**

La auditoria es una etapa de seguimiento de las medidas que se adoptaron a partir de las decisiones anteriores, sirve

como retroalimentación que permite ajustar el resultado del diagnóstico variando a lo largo del tiempo y de los cambios que se introduzcan. Su objetivo principal es comprobar el grado de cumplimiento de las medidas propuestas en el calendario de implantación. El objetivo principal de la auditoria es la optimización del Sistema de Gestión del Agua

Entre los beneficios que representa un Sistema de Gestión del Agua se encuentran:

- * Al contabilizar y controlar las cantidades de agua se logran efectos de ahorros entre 5 y 10% de los volúmenes manipulados.

- * La aplicación de tecnologías limpias y eficientes en el uso del agua, así como las buenas prácticas, el cambio de proceso y las medidas correctoras de contaminación de los efluentes suponen sobre todo ahorros de agua, de energía, de materias primas y productos auxiliares y reducción de las cantidades de efluentes.

- * Medidas de recirculación como por ejemplo las aplicadas a aguas de refrigeración permiten ahorrar hasta el 95% de la misma.
- * La aplicación de aguas de alta salinidad donde su uso lo permita.
- * Utilización del agua por etapas en los diferentes procesos.

DEL MANTENIMIENTO

- ☛ La limpieza de bolas produce un ahorro considerable de combustible, y en los costes del agua y energía generalmente, por lo que debería estar periódicamente operativo.
- ☛ El uso del sistema en la sección de rechazo no es recomendable porque el problema de ensuciamiento no es grave a estas temperaturas, y además no se produce un ahorro considerable (se enfría el destilado suponiendo un coste mayor final) para un circuito abierto al exterior (no es el circuito de recirculación propio de la sección de recuperación y heater, sino en el que parte de la salmuera se tira tras un primer calentamiento).

DE LOS COSTOS

- ☛ Como vimos en el capítulo de costos el valor del m^3 es algo alto si lo comparamos con el resto de tecnologías sin embargo este precio es en realidad menor porque no se toma en cuenta que el costo del vapor es menor puesto que el agua obtenida también es utilizada por las calderas.
- ☛ El análisis de costos proporciona gran cantidad de información de cómo se degradan los procesos y la calidad de los fluidos en una planta. Es muy útil para cuantificar la eficiencia de procesos. El diagnóstico está claramente orientado a la implementación en un control en tiempo real. Es necesario realizar un esfuerzo adicional para mejorar las técnicas termoeconómicas que permitan resolver el problema inverso del diagnóstico, es decir el reconocimiento de las ineficiencias por el sistema de adquisición de datos, y la toma de acciones correctoras (el sistema puede dar sólo información sino se requiere

capacidad ejecutiva para el mismo) para subsanarlas. Las nuevas tecnologías permitirían dicho control a distancia (internet por

ejemplo) y el control a un nivel superior, es decir un control global de planta con varias unidades conjuntas.

Hay una serie de pasos previos que el diagnóstico debe resolver para tener resuelto el problema inverso del diagnóstico, dichos pasos son:

- Analizar el problema del *ruido* de los factores externos del funcionamiento de una planta: set points, condiciones ambientales, composición del combustible, variaciones de carga y de modos de operación. El diagnóstico debe resolver cómo aislar estos efectos de los que realmente corresponden a las ineficiencias propias de planta.
- Estudiar nuevas formas de estudiar las interdependencias en sistemas con flujos de recirculación (como la MED), donde la no aditividad de malfunciones individuales ralentiza el cálculo de los efectos de varias de ellas a la vez.
- Clarificar la aplicación e interpretación de disfunciones generadas en/por los componentes. La finalidad del análisis es la que debe proponer o no un producto final constante.

BIBLIOGRAFÍA:

Asea Brown Boveri (ABB) (1996a). *Boiler Performance Data. Construction Details*. Private Communication.

Asea Brown Boveri (ABB) (1996c). HP and LP Heaters, Feedwater Storage Tank,

Cold Storage Tank. Private Communication.

Barba, D., Liuzzo, G., Tagliaferri, G. (1973). Mathematical Model for Multiflash

Desalting Plant Control. 4th International Symposium on Fresh Water from the Sea.

Vol. 1, pp. 153-168.

Barendsen, W. C., Moch, I. (1999). Privatization of Seawater Reverse Osmosis

Plants in Antigua. Proceedings of the IDA World Congress on Desalination and

Water Reuse. San Diego, USA.

El-Nashar, A. M. (1999). Cost Allocation in a Cogeneration Plant for the Production of Power and Desalted Water – Comparison of the Exergy Cost Accounting Method with the WEA Method. Private Communication.

Gaggioli, R. A. (1980). Thermodynamics: Second Law Analysis. ACS Symposium

Series 122. American Chemical Society. Washington D.C., USA.

INCROPERA FRANK, Fundamentos de transferencia de Calor, segunda edición en español.

Kotas, T. (1985). The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. Butterworth eds.,
London, UK.

Organización Panamericana de la Salud ."Guías para la Calidad del Agua Potable". Volumen 2. Criterios relativos a la salud y otra información de base.. 1987.

Secretaría de Asentamientos Humanos y Obras Públicas "*Manual de Normas de Calidad para Agua Potable*"..1982

VARGAS ZUÑIGA ANGEL, Calderas Industriales y Marinas, Editorial series VZ, segunda edición, 1990.

VARGAS ZUÑIGA ANGEL, Mantenimiento de Calderas Industriales y Marinas, Editorial series VZ, segunda edición, 1990

APENDICE

MED (Multi Effect Distillation): Destilación por Múltiple Efecto.

MSF (Multi Stage Flash): Destilación por Flashing en Múltiple Efecto.

FR: Factor de Rendimiento.

ρ_b : Densidad del agua salada.

C_b : Concentración en peso de sal del agua salada (lb/ft³).

T_b : Temperatura del agua salada. (° F)

μ_b : Viscosidad del agua salada(N·s/m²) .

k_b : Conductividad del agua salada(W /m) .

CPb : Calor específico del agua salada (Btu/lb °F)

$a, a_1, a_2, a_3, a_4, a_5$: Constantes de la ecuación de entalpía de saturación del agua salada.

Ps : Presión de saturación del agua salada (psi).

BPE : Elevación del punto de ebullición del agua salada respecto del agua dulce (° F)

Tk : Temperatura del agua salada en grados (°K).

Th,i : Temperatura de entrada de agua salada en la primera etapa (°K).

Tsat : Temperatura de saturación de vapor de agua a 0.41 bar. (°K).

m1: Flujo másico de agua por el interior de los tubos por cada tubo (kg/s).

U: Coeficiente global de transferencia de calor . (W/ m² ° K)

R_{bi}: Resistencia térmica en el interior de los tubos (m² ° K / W)

OD y ID son los diámetros exterior e interior de los tubos en metros.

$$T_f = \left(\left(\frac{T_{c,o} + T_{c,i}}{2} \right) + T_w \right) / 2$$

T_f: Temperatura de film en °K =

Re: Número de Reynolds (adimensional)

Pr : Número de Prandtal a T_f

K : Conductividad térmica del agua de mar a T_f (W/ m °K)

μ : Viscosidad del agua de mar a T_f (N.s/m²).

T_{c,i} = Temperatura de entrada de agua de mar (°K)

T_{c,o} = Temperatura de salida del agua antes de entrar a cámara de vacío (°K)

E = 1 (Factor de corrección debido a acabado superficial).

R_w = Resistencia térmica del material de los tubos (m² ° K / W)

d_{lm} = Diámetro medio logarítmica.

T_w: Temperatura superficial de tubos (° K)

T_{sat}: Temperatura de saturación del agua de mar (° K)

H_{fg} = Calor latente de Vaporización del agua a temperatura de saturación (J/kg)

n: Numero de tubos dispuestos a lo largo del diámetro del condensador

H_c : Coeficiente de transferencia de calor por condensación (W/ m² ° K)

C.C: Caballo Caldera

TDH:Altura total dinámica de descarga.

P_1 : Presión de succión = Presión atmosférica

P_2 :Presión máxima a desarrollar por la bomba

Z_2 :Altura del nivel de abastecimiento de agua en la caldera = 1.25 pies

Hts: Perdidas de succión (pies)

Htd: Perdidas de descarga (pies)

H = altura de la chimenea (m)

T_o : Temperatura ambiente (°K)

T_e :Temperatura de gases de la chimenea (°K)

D : Presión de tiro en pulgadas de columna de agua

P: Presión atmosférica en lbs/plg² absoluta.

K: conductividad térmica de aislante térmico, se calcula a T_{media} entre T_o y

T_s .

T_o : temperatura de operación de vapor dentro de tubería (° F)

ANEXOS

CALCULOS TERMICOS

T_w (°C)	T_f (°C)	μ (N.s/m ²)	K (W/m ² ·K)	Re :	H_w (W/m ² ·K)	R_w (m ² ·K/W)	H_c (W/m ² ·K)	R_c (m ² ·K/W)	U (W/m ² ·K)	U^* (W/m ² ·K)	err (%)
82	80,75	0,0001738	0,6702391	86185,381	9363,79853	0,0001485	9008570,744	1,10883E-07	2860,2241	2919,391363	-2,068632
82,5	81	0,0001702	0,6704045	88024,475	9508,23997	0,0001472	9132343,593	1,09501E-07	2878,9388	2919,391363	-1,405112
83	81,25	0,0001666	0,6705691	89834,523	9710,72348	0,0001442	10106599,54	9,89452E-08	2904,7015	2919,391363	-0,505173
83,3	81,4	0,0001644	0,6706674	91116,271	9798,24013	0,0001429	11049162,7	9,05043E-08	2915,4308	2919,391363	-0,135855
83,4	81,45	0,0001637	0,6707001	91616,343	9813,13373	0,0001427	11483314,13	8,70829E-08	2917,5528	2919,391363	-0,06302
83,5	81,5	0,0001630	0,6707327	91919,550	9848,18615	0,0001422	12018840,08	8,32027E-08	2921,9145	2919,391363	0,088335
83,6	81,55	0,0001622	0,6707653	92325,929	9883,48268	0,0001417	12708376,12	7,86883E-08	2928,2940	2919,391363	0,235885
84	81,75	0,0001594	0,6708955	93983,891	9878,32132	0,0001417	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	2919,391363	#DIV/0!
85	82,25	0,0001523	0,6712182	98369,553	10250,32878	0,0001368	#NUM!	#NUM!	#NUM!	2919,391363	#NUM!
81	80,25	0,0001811	0,6699054	82705,318	8904,83308	0,0001572	7678354,98	1,30218E-07	2786,3909	2919,391363	-4,323905
80	79,75	0,0001885	0,6695681	79467,297	8620,47227	0,0001624	7148445,089	1,3993E-07	2758,2857	2919,391363	-5,840789
75	77,25	0,0002264	0,6678269	68176,283	7428,96445	0,0001885	5835047,964	1,71378E-07	2572,8523	2919,391363	-13,463985
72	75,75	0,000249801	0,6667384	59885,459	6852,70385	0,0001853	5430123,989	1,84158E-07	2593,9499	2919,391363	-12,545188
76	77,75	0,0002187	0,6681824	68505,397	7639,42062	0,0001682	6008420,04	1,66405E-07	2729,1878	2919,391363	-6,969024
76	77,75	0,0002187	0,6681824	68505,397	7639,42062	0,0002558	6008420,04	1,66405E-07	2193,3440	2919,391363	-33,102380
76	77,75	0,000218661	0,6681824	68505,39684	7639,42062	0,000255758	6008420,04	1,66405E-07	2193,3440	2919,391363	-33,102380

T_{co} : Temperatura de entrada de agua de alimentación en la última etapa (°K). 77 °C (350 °K)

T_{co} : Temperatura de salida de agua de alimentación en la última etapa (°K). 82 °C (355 °K)

T_{ms} : Temperatura de saturación de vapor de agua a 0,41 bar. (°K) = 84 °C (357 °K)

m_1 : Flujo másico de agua por el interior de los tubos por cada tubo (kg/s) = 0,2

H_w : Coeficiente de transferencia de calor en el interior de los tubos (W/m²·K)

R_w : Resistencia térmica en el interior de los tubos (m²·K/W)

C_{ps} : Calor específico del agua de alimentación por el interior de los tubos (J/kg·K) = 4183

T_f : Temperatura de film en °C

Re : Número de Reynolds (adimensional)

Pr : Número de Prandtl a T_f

K : Conductividad térmica del agua desalminada T_f (W/m·K)

μ : Viscosidad del agua de alimentación a T_f por el interior de los tubos (N.s/m²)

n : Número de tubos dispuestos diametralmente = 10

E : (Factor de corrección debido a acabado superficial) = 1

R_w = Resistencia térmica del material de los tubos (m²·K/W)

T_{ms} : Temperatura superficial de tubos (°C)

T_{ms} : Temperatura de saturación del agua de mar (°C)

H_c : Coeficiente de transferencia de calor por condensación (W/m²·K)

R_c = Resistencia térmica del agua de mar por condensación (m²·K/W)

A: Área de transferencia de calor de los tubos (m²) = 0,359

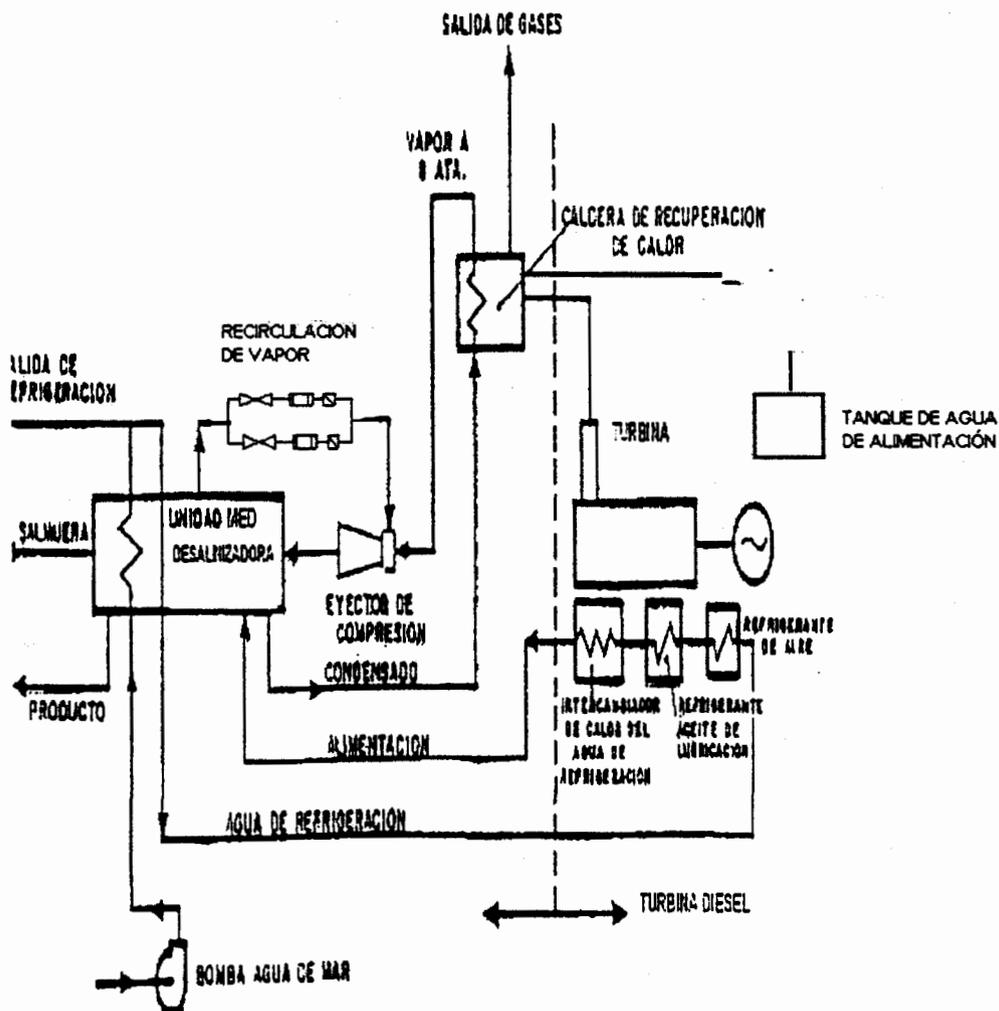
U : Coeficiente global de transferencia de calor. (W/m²·K) = 1/(Rbi + Rwi + Rc)

U^* : Coeficiente global de transferencia de calor. (W/m²·K) = m·Cpb·(Ln(Tsat - Tci)/(Tsat - Tco))/A

Foto 1: Vista de la planta actual



REVISIONS				
ZONE	REV	DESCRIPTION	DATE	APPROVED



NOMBRE: DAVIS ENRIQUEZ	TITULO: ESQUEMA GENERAL DE LA PLANTA
FECHA: 08 DE AGOSTO DE 2005	PLANO No. 1
ESCALA	1:100
	HOJA No.1

APÉNDICE A

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE LAS PLANTA MED AITON

PLANTA DE DESALINIZACION
PARA
PETROPENINSULA
LA LIBERTAD
ECUADOR

Abreviaturas / Definiciones de Unidades de Medida

Al. Brass	Latón de aluminio
deg F	grados Fahrenheit
L.O.R.	rendimiento
z	ciclos por segundo
g.p.d.	galones imperiales por día
g.p.m.	galones imperiales por minuto
W	kilowatts
/hr	libras por hora
s.i.a.	libras por pulgada cuadrada absolutas
s.i.g.	libras por pulgada cuadrada manométricas
p.m.	partes por millón
p.m.	revoluciones por minuto
EFC	completamente sellada enfriada por ventilador volts
90/10 Cu.Ni.	aleación 90/10 de Cobre y Níquel

PRECIOS

Precio del Contrato

Nuestro precio para el diseño, suministro, fabricación y entrega FOB en puerto del Reino Unido de una planta de desalinización como se describe a continuación sería:

Alternativa 1

150000 i.g.p.d. con un G.O.R. de 3.55:1 £ 892336,00

Alternativa 2

220000 i.g.p.d. con un G.O.R. de 6:1 £1695011,00

Los precios se dan en libras esterlinas, y requeriríamos que se nos pague en esa moneda, a menos que se llegue a un acuerdo diferente.

Base del Precio

Los precios se basan en los precios actuales de los materiales y mano de obra y pueden ser alterados dependiendo de las fluctuaciones en los precios de los materiales y costos de mano de obra, y su programa de entregas. Si desean que la oferta se haga con un precio fijo, deberíamos reconsiderar los precios.

Validez

Esta cotización permanecerá válida y abierta a aceptación durante un período de 60 días a contar de la fecha de esta cotización.

2-1

2.0 COMERCIAL

2.1 Condiciones del Contrato

Sugerimos que las Condiciones del Contrato sean las Condiciones Generales de Contrato, Formulario Tipo B1 recomendadas por el Instituto de Ingenieros Mecánicos y Eléctricos y la Asociación de Ingenieros Consultores para Contratos de Exportación con Entrega F.O.B.

2.2 Términos de Pago

Nuestra oferta se basa en 100% del precio del contrato pagadero con pagos relacionados con el progreso del proyecto en conformidad con un programa de contrato pactado.

La suma deberá ser cubierta por un Documento Irrevocable de Crédito en libras esterlinas, abierto en un Banco del Reino Unido al momento de confirmar la orden, por una cantidad que exceda en un 5% el precio total del contrato, y válido por un período que expirará un mes más tarde que la fecha de entrega pactada.

Si les interesa obtener un paquete financiero para la compra de la planta, sería un gran placer realizar las investigaciones apropiadas y responderles.

ALCANCE DEL SUMINISTRO, PUNTOS TERMINALES Y EXCLUSIONES

Alcance del Suministro (Alternativa 1)

Diseño, suministro, fabricación y entrega FOB en puerto del Reino Unido de una planta de Evaporador Instantáneo de Etapas Múltiples, con G.O.R. de 3.55:1, que comprende:- (Véase también nuestro plano de proceso e instrumentación No. PRO 912179/1).

- UN Evaporador de diez etapas.
- OCHO Condensadores de Recuperación.
- DOS Condensadores de Desechos.
- UN Calentador de Admisión.
- UN Condensador para Eyector.
- UN Enfriador de gases.
- UN Tanque de condensado.
- DOS Eyectores de vapor (uno de reserva).
- UN Filtro para agua de mar.
- DOS Bombas de recirculación.
- DOS Bombas de destilado.
- DOS Bombas de condensado.
- UN Juego de equipo de dosificación química.
- UNA Unidad Clorocel.
- UN Juego de tuberías de interconexión.
- UN Juego de válvulas de aislación y control.
- UN Juego de instrumentos montados en la planta.
- UN Centro de control combinado para panel de control/motor.
- UN Juego de cables de interconexión.
- UNA Estructura de soporte de acero y plataformas de acceso.
- UN Juego de aislación y recubrimiento.
- UN Juego de equipo de lavado ácido.
- UN Juego de materiales para juntas de bridas y pernos de sujeción.
- UN Juego de documentación (Planos, certificación de materiales, informes de fabricación, manuales de operación y mantenimiento).

Puntos Terminales

- Tuberías - Terminadas adyacentes al límite de la planta.
- Eléctricos - En el aislador de entrada en el centro de control del motor.

Exclusiones

- Embarque.
- Instalación.
- Supervisión de la instalación.
- Servicio de tuberías fuera del límite de la obra.
- Obras civiles que incluyen requerimiento de la fundación.

3-2

Bombas de agua de mar.
Almacenamiento para el destilado.
Pintura final de la obra.
Repuestos.
Cualquier inspección por terceras partes.
Ensayos de rendimiento de las obras.
Puesta en marcha en la obra y gastos de viaje.
Componentes a prueba de llama y de explosión.
Suministro de aire comprimido.
Planta de vapor.
Bases de concreto para los cuerpos.

4-10

Los materiales serán los siguientes:

Unidad	Tubos	Placa de Tubos	Caja de aguas
Calentador de Admisión	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.
Eyector tras Condensador	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.
Condensador de recuperación	Latón de Aluminio	Latón naval	90/10 Cu.Ni.
Condensador de desechos	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.
Enfriador de Gases	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.	90/10 Cu.Ni.

2.5

Bombas

Recirculación

Cantidad		1 propulsión por turbina 1 propulsión por motor eléctrico
Fabricante		Worthington Simpson (o equivalente)
Tipo		Carcasa con partición horizontal
Materiales	carcasa rotor placa base	bronce bronce acero dulce
Motor	velocidad potencia voltaje carcasa	1450 r.p.m. 132 kW 440/3/50 Hz Completamente sellada, enfriada por ventilador, montada en pie.
Turbina	velocidad potencia suministro	1500 r.p.m. 212 kW vapor

4-11

Destilado

Cantidad		2 propulsadas por motor eléctrico
Fabricante		Worthington Simpson (o equivalente)
Tipo		Succión horizontal
Materiales	carcasa	Hierro fundido
	rotor	acero inoxidable
	placa base	acero dulce
Motor	velocidad	2900 r.p.m.
	potencia	11 kW
	voltaje	440/3/50 Hz

Condensado

Cantidad		2 propulsadas por motor eléctrico
Fabricante		Worthington Simpson (o equivalente)
Tipo		Succión horizontal
Materiales	carcasa	Hierro fundido
	rotor	acero inoxidable
	placa base	acero dulce
Motor	velocidad	2900 r.p.m.
	potencia	4 kW
	voltaje	440/3/50 Hz

2.6 Equipo para Producción de Vacío

Dos eyectores de aire de dos etapas (uno para producción, el otro para reserva), operados por vapor

Fabricante		Hick Hargraves o equivalente
Presión de Vapor		125 p.s.i.g.
Materiales	Cabezal de Succión	Hierro fundido
	Tubo de Mezcla	Hierro fundido
	Tobera de Vapor	Acero inoxidable
	Sujetador de Tobera	Acero dulce

2.7 Equipo de Manejo Químico

Se suministraría un juego empaquetado de inhibición de depósitos calcáreos que comprendería:-

UN	tanque de mezcla	
UN	mezclador	
DOS	bombas de dosificación	
TODOS	los tubos de conexión y otros auxiliares.	
UNA	estructura de base	

2.8 Tuberías y Válvulas

Se proveerán todas las tuberías de interconexión y válvulas dentro de los confines de la planta. Los materiales serán:

Agua de Enfríamiento	Epoxy Reforzado con fibra de vidrio o equivalente
Agua de Alimentación	90/10 Cu.Ni.
Recirculación de Salmuera	90/10 Cu.Ni.
Purga	90/10 Cu.Ni.
Destilado	Acero Dulce
Condensado	Acero dulce
Vapor	Acero dulce
Substancias químicas	Plástico/Acero Inoxidable

2.9 Instrumentos y Controles

Se proveerán toda la instrumentación y sistemas de control, que se muestran en forma general en el plano 912179/2 - Disposición Diagramática Propuesta, para permitir:-

control automático de la planta cuando estén en operación. La partida y parada de la planta se efectuarán en forma manual.

observación de las condiciones de operación de la planta a partir de la temperatura, presión, flujo conductividad y estado de las alarmas.

2.10 Panel de Instrumentos

Un centro de control autosostenido para instrumentos y motor que se suministrará completamente conectado y con alambrado completo y que almacenará todos los instrumentos necesarios y los mecanismos para la partida del motor.

Caja Tropicalizada y a prueba de intemperie.

2.11 Cables

Todos los cables que interconectan los motores, instrumentos en la planta y el panel se proveerán en forma completa junto con bandejas de soporte y sujetadores.

2.12 Aislación Térmica y Recubrimiento

Se suministrará la aislación térmica para conservación de energía y protección del personal y comprenderá placas de revestimiento, malla de acero inoxidable, placas de aluminio y todas las fijaciones y adhesivos.

2.13 Pintura, Protección y Embalaje

Todo el equipo será apropiadamente protegido y embalado para transporte marítimo en conformidad con nuestros requerimientos comerciales.

Todas las superficies de acero dulce recibirán una capa de pintura roja antioxidante.

Todas las superficies de cupro-níquel y plásticas - sin tratar.

Todos los artículos patentados se recubrirán según las normas del fabricante.

2.14 Estructura de Soporte

Se proveerá una estructura de acero para soportar todo el equipo e incluirá las plataformas de acceso, escaleras y pasamanos.

La estructura será escobillada con escobilla de alambre, pintada con pintura antióxido, y los pernos, tuercas y arandelas serán es{añados.

La estructura incluida se basa en el entendimiento de que los cuerpos evaporadores estarán soportados por bases de concreto (suministradas por terceras partes) como en la planta original.

APÉNDICE B

PUESTA EN MARCHA DE LA PLANTA DE AGUA

APÉNDICE B

PUESTA EN MARCHA DE LA PLANTA DE AGUA

MANUAL DE PROCEDIMIENTOS DE ARRANQUE DE LA PLANTA DE AGUA LA LIBERTAD

GENERAL:

Es una planta desalinizadora de agua de Marca AITON su capacidad nominal es de 650 mts³ por día de agua dulce.

El tipo de Planta es Evaporación al vacío

PREPARATIVOS ANTES DEL ARRANQUE

Antes de proceder al arranque de la Planta de agua, se deben realizar los siguientes preparativos:

- *Se constata que las bombas de agua salada muelle de la empresa, se encuentren prendidas al menos dos bombas, suficientes para mantener una presión de por lo menos 30 psig, esto se verifica con el manómetro de presión que se encuentra instalado en la línea principal de agua salada.*
- *Se controla que la Cámara de Evaporación tenga el nivel de agua salada apropiada.*
- *Se inspecciona que las siguientes válvulas se encuentren abiertas: la de evacuación del vapor que sale de los eyectores a la atmósfera, la de salida del vapor a la atmósfera de la turbina de recirculación, las llaves de enfriamiento de la bomba de recirculación, la válvula de entrada a la etapa No. 1 o contrapresión, se inspecciona también que el agua de enfriamiento y alimentación que sale del condensa 10, tenga una contrapresión de por lo menos 5 Psig.*
- *De la misma forma, se verifica que las siguientes válvulas se encuentren cerradas: la de entrada de vapor al calentador de eyectores, la de ayuda para realizar el vacío o secundario, la de salida del vapor de la turbina de recirculación hacia el precalentador, se controla también que la válvula automática de incremento o disminución de temperatura se encuentre totalmente obturada, esto se lo verifica desde el regulador automático situado en el panel de control.*
- *Se evacua el agua dulce restante que a quedado almacenado en el condensa 10, así como también se drena el condensado que se encuentra en las líneas de conducción del vapor proveniente de las calderas.*
- *Realizadas todas estas inspecciones y operaciones, se pide vapor al operador de las calderas -al que previamente se le ha*

comunicado que se va a proceder al arranque de la Planta de Agua- el que nos indicara el momento en que podemos maniobrar la válvula principal de entrada de vapor a la planta.

PUESTA EN MARCHA DE LA PLANTA DE AGUA

Con la turbina de la bomba de recirculación

- Se abre la válvula principal de entrada de vapor a la planta.
- Se abre la válvula de entrada de vapor a la turbina de recirculación.
- Cuando la bomba de recirculación llega a cierta presión, se comienza a abrir la válvula de salida de la misma, con lo que se da comienzo a la recirculación del agua de salmuera por todos los condensadores o intercambiadores de calor.
- Se pone a funcionar la bomba del químico PD-8.
- Se controla que la cámara de evaporación mantenga el nivel proporcionado.
- Al llegar el vacío metro de vacío aproximadamente a 20 inch/Hg se abre la válvula de ayuda o secundario.
- Una vez obtenido la presión de vacío y la planta comience a producir, se pone a funcionar la bomba del destilado que puede ser la eléctrica o la turbina de vapor.
- Estando la planta en pleno funcionamiento y producción se acepta el vapor que sale de los eyectores hacia la atmósfera, esto se lo realiza abriendo la válvula de entrada al calentador y cerrado la que va hacia el espacio. De la misma forma, aceptamos el vapor que sale de la turbina de salida de la turbina a vapor que va hacia el precalentador y cerrando la que va al exterior.
- Se va incrementando la temperatura hasta llegar a un máximo de 82 °C. Esta maniobra se lo realiza desde el panel de control.
- Dependiendo del aljibe que va a recibir el flujo de la producción del destilado, se prenden las bombas dosificadoras de cloro y cal, ya que estos químicos se inyectan solamente al aljibe 1.

PARADA DE EMERGENCIA

Existen diversas causas por las cuales se realizan una parada de emergencia de la Planta de Agua, entre estas podemos mencionar:

Falla del sistema eléctrico en el área de refinería, baja presión de agua salada, falla de la bomba de recirculación, etc.

La primera acción que se debe realizar ante una parada de emergencia, es cerrar lo más rápido posible la entrada de vapor a la planta y comunicar al operador de las calderas de la operación realizada, al mismo tiempo se hará conocer de la situación al supervisor de turno o al Ingeniero de guardia.

Realizadas las acciones anteriormente mencionadas, se procede al apagado de las bombas y al cierre de las válvulas para dejarla lista y arrancarla nuevamente una vez superado la emergencia.

Si la parada de emergencia se realiza por falta de presión en línea principal de 24", además de cerrar la válvula principal de entrada de agua salada, esto se lo realiza con la finalidad que se mantenga una presión suficiente para que la Planta Universal pueda operar en forma normal. Además, se comunica al Operador de las bombas del muelle que ponga a funcionar de manera inmediata la bomba de emergencia a diesel y al mismo tiempo controlar y revisar que las bombas que se encuentren disponibles en el pozo de succión entren en funcionamiento hasta superar la emergencia.

PARO PROGRAMADO

Los paros programados de la planta, se los realiza tomando en consideración ciertas situaciones como: alta salinidad y baja producción del destilado, cambios de los condensos, mantenimiento preventivo de la bomba principal de recirculación, cambios en la línea principal del sistema de abastecimiento de agua salada.

Al realizar una parada de planta de agua ante una situación de las anteriormente nombradas, se procede de la siguiente manera:

- Comunicamos al Operador de las Calderas que se va a proceder apagar la planta.
- Abrimos las válvulas de salida de vapor hacia la atmósfera tanto de la turbina de recirculación así como la de los eyectores.
- Bajamos la temperatura o incremento de vapor en el precalentador.
- Controlamos que la cámara de evaporación tenga agua de salmuera suficiente para recircular.
- Recirculamos por el tiempo aproximado de unos diez minutos, esto se lo realiza con el fin de bajar más la temperatura de la planta.
- Paramos la bomba del condensado.

- *Paramos la bomba del destilado.*
- *Comenzamos a cerrar la válvula de salida de la bomba de recirculación.*
- *Cerramos la válvula principal de entrada de vapor a la planta.*
- *Comunicamos al Supervisor de turno la finalización de la operación de parada de la Planta de Agua.*