

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA
ADMINISTRACIÓN ENERGÉTICA EN EL
SISTEMA DE VAPOR DE UNA PLANTA DE
CONFITERÍA**

TESIS
PRESENTADA A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA FACULTAD DE
INGENIERÍA

POR
AUGUSTO ENRIQUE LIEB NÁJERA

AL CONFERIRSELE EL TÍTULO DE
INGENIERO MECÁNICO

GUATEMALA, MARZO DE 1,996

PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
Biblioteca Central

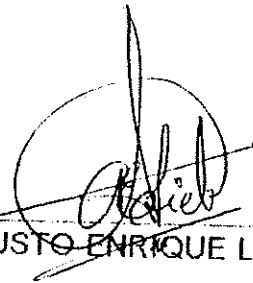
08
TC3674)
C.4

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de tesis, titulado:

PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA ADMINISTRACIÓN ENERGÉTICA EN EL SISTEMA DE VAPOR DE UNA PLANTA DE CONFITERÍA,

tema que me fuera asignado por la dirección de la escuela de Ingeniería Mecánica, con Autorización No. I.M.111.94.



AUGUSTO ENRIQUE LIEB NÁJERA

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

MIEMBROS DE LA JUNTA DIRECTIVA

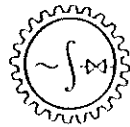
DECANO :	Ing. Julio Ismael González Podszueck.
VOCAL PRIMERO:	Ing. Miguel Angel Sánchez Guerra.
VOCAL SEGUNDO:	Ing. Jack Douglas Ibarra Solórzano.
VOCAL TERCERO:	Ing. Juan Adolfo Echeverría Méndez.
VOCAL CUARTO:	Br. Fernando Waldemar de León Contreras.
VOCAL QUINTO:	Br. Pedro Ignacio Escalante Pastor.
SECRETARIO:	Ing. Francisco Javier González López

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO:	Ing. Jorge Mario Morales González.
EXAMINADOR:	Ing. Jorge Raúl Soto Obediente.
EXAMINADOR:	Ing. Alvaro Avila.
EXAMINADOR:	Ing. Jaime René Urbina.
SECRETARIO:	Ing. Edgar José Bravatti Castro.

SIMEE. S. A.

SERVICIOS INTEGRADOS
MECANICA. ELECTRICIDAD.
ELECTRONICA.



GUATEMALA. 16 DE OCTUBRE DE 1995

Ingeniero
Jorge Siguere
Director
Escuela de Ingenieria Mecánica
Presente.

Por este medio le estoy informando que he revisado el trabajo de tesis de Augusto Enrique Lieb Náiera. titulada **PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA ADMINISTRACION ENERGETICA EN EL SISTEMA DE VAPOR DE UNA PLANTA DE CONFETERIA.**

Habiéndolo encontrado satisfactorio y adecuado para su autorización. Hago constar que los conceptos vertidos en el presente trabajo de tesis son responsabilidad del autor y del suscrito.

Sin otro particular, me despido de Ud.

ATENTAMENTE

(Handwritten signature)
ING. CARLOS ELISEO FLORES R.
COLEGIADO 1872

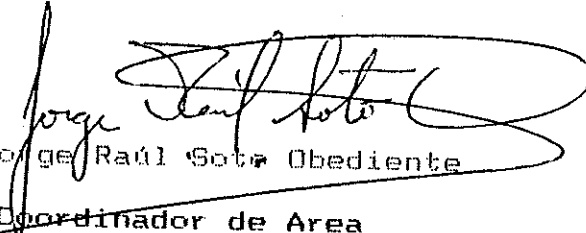


FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería Mecánica Industrial, Ingeniería Química, Ingeniería Mecánica Eléctrica, Escuela Técnica, Ingeniería en Sistemas Ingeniería Electrónica y Escuela Regional de Ingeniería Sanitaria y Recursos Hidráulicos.
Apartado Postal 217-1-01-907, Guatemala
Ciudad Universitaria, Zona 12
Guatemala, Centroamérica

El Coordinador del área Térmica de la Escuela de Ingeniería Mecánica, luego de conocer el dictamen del asesor, y habiendo revisado en su totalidad el trabajo titulado PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA ADMINISTRACION ENERGETICA EN EL SISTEMA DE VAPOR DE UNA PLANTA DE CONFITERIA, del estudiante Augusto Enrique Lieb Nájera, recomienda la autorización.

ID Y ENSEÑAD A TODOS


Ing. Jorge Raúl Soto Obediente

Coordinador de Area

Guatemala, noviembre de 1,995.

/bedei.



FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería Mecánica Industrial, Ingeniería Química, Ingeniería Mecánica Eléctrica, Escuela Técnica, Ingeniería en Sistemas Ingeniería Electrónica y Escuela Regional de Ingeniería Sanitaria y Recursos Hidráulicos.
Apartado Postal 217-1-01-907, Guatemala
Ciudad Universitaria, Zona 12
Guatemala, Centroamérica

El Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, después de conocer el dictamen del asesor, con el visto bueno del Coordinador del Área Térmica, al trabajo de tesis titulado **PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA ADMINISTRACION ENERGETICA EN EL SISTEMA DE VAPOR DE UNA PLANTA DE CONFITERIA**, del estudiante Augusto Enrique Lieb Nájera, procede a la autorización del mismo.

ID Y ENSEÑAD A TODOS

Ing. Jorge C. Sigüere Rockstroh

DIRECTOR DE ESCUELA

Guatemala, noviembre de 1,995.

/bedei





FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería Mecánica Industrial, Ingeniería Química, Ingeniería Mecánica Eléctrica, Escuela Técnica, Ingeniería en Sistemas, Ingeniería Electrónica y Escuela Regional de Ingeniería Sanitaria y Recursos Hidráulicos.

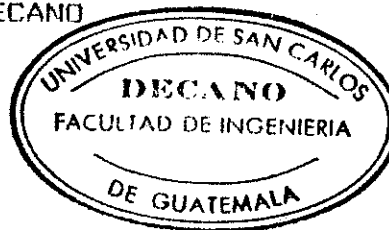
Apartado Postal 217-1-01-907, Guatemala
Ciudad Universitaria, Zona 12
Guatemala, Centroamérica

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica, Ingeniero Jorge C. Síguere Rockstroh, al trabajo de tesis titulado **Propuesta de Mejoramiento de la Administración Energética en el Sistema de Vapor de una Planta de Confitería**, presentado por el estudiante universitario **Augusto Enrique Lieb Nájera**, procede a la autorización para la impresión del mismo.

IMPRIMASE

ING. JULIO ISMAEL GONZALEZ PODSZUECK

DECANO



Guatemala, marzo de 1,996.

/bedei.

DEDICATORIA

A DIOS

Por permitirme lograr una de las metas más importantes de mi vida y por sus bendiciones.

A MIS PADRES

Ligia Ruth Nájera de Lieb
Augusto Enrique Lieb Castro
Por su amor, dedicación, guía y ejemplo en todo momento de mi vida.

A MIS HERMANOS

Hans Cristian y Ligia Elizabeth
por todo su apoyo, colaboración y preocupación prestados.

A MIS SOBRINOS

Hans Bradley y Lourdes Saraf

A LA EMPRESA

Warner Lambert
por la confianza y el apoyo prestados.

AGRADECIMIENTO

A MIS PADRES, por su constante interés y apoyo, el cual fue la base fundamental para el logro de este triunfo.

Al Ingeniero Carlos Eliseo Flores, por la valiosa orientación que me brindó al asesorar mi tesis.

A Lorena Rivera Nájera, por haber contribuido incondicionalmente en la realización del presente trabajo y por animarme en todo momento a seguir adelante.

A la Universidad de San Carlos de Guatemala por haberme dado los conocimientos necesarios para poder desempeñarme como un profesional responsable y así contribuir con el desarrollo de Guatemala.

A mis compañeros de trabajo de Warner Lambert (Exchic S.A.) por toda la ayuda que me brindaron en todo momento, en especial a : Esplénder Elías, Osman Moscoso, Eberto Espina, Jorge Morataya, Oscar Escobar, Erick Tello, Rodrigo Silva, José Pablo Martínez, César Chacón, Manolo Velásquez; quienes de una u otra manera colaboraron con mi persona para la realización del presente trabajo de tesis.

Al personal encargado del Departamento de Calderas de Exchic S.A., Carlos Hernández (Tibu) y Gustavo Pérez (Tavo), por su valiosa colaboración.

A todas las personas que de una u otra manera contribuyeron a la realización de este proyecto.

**PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA
ADMINISTRACIÓN ENERGÉTICA EN EL
SISTEMA DE VAPOR DE UNA PLANTA DE
CONFITERÍA**

INDICE GENERAL

	PÁGINA
INDICE DE GRAFICAS - - - - -	IV
LISTADO DE ILUSTRACIONES - - - - -	V
INDICE DE TABLAS - - - - -	VI
INDICE DE CUADROS - - - - -	VII
LISTADO DE SÍMBOLOS - - - - -	IX
GLOSARIO DE TÉRMINOS TÉCNICOS - - - - -	XI
INTRODUCCIÓN - - - - -	001

CAPÍTULO 1 CONSIDERACIONES GENERALES

	- Auditoría energética con recorrido - - - - -	002
1.1	Análisis general de la necesidad del vapor en instalaciones de la planta - - - - -	003
1.2	Inventario de equipos que operan con vapor en la planta - - - - -	005
1.3	Evaluación del requerimiento actual de vapor - - - - -	009
	- Cálculo de la longitud equivalente de línea de alimentación principal - - - - -	010
	- Cálculo de flujo de vapor máximo que llega a cada equipo - - - - -	012
1.4	Análisis de la eficiencia del ciclo de vapor - - - - -	026

CAPÍTULO 2 CONDICIONES ACTUALES DE LOS DIFERENTES BLOQUES DEL SISTEMA DE VAPOR

2.1	Generación - - - - -	029
2.1.a	Datos generales del elemento generador de vapor - - - - -	029
2.1.b	Análisis de las condiciones de los humos producidos por el elemento generador de vapor - - - - -	034
2.1.b.1	Temperatura de gases de chimenea - - - - -	034
2.1.b.2	Cálculo de pérdida por exceso de aire - - - - -	035
2.1.c	Eficiencia estimada del elemento generador de vapor - - - - -	037
2.1.c.1	Tipos de eficiencia - - - - -	038

PÁGINA

2.1.c.2	Estimación del costo del vapor en la planta - - - - -	043
2.1.d	Tratamiento de agua de alimentación actual - - - - -	044
2.1.e	Purga del elemento generador de vapor - - - - -	045
2.1.f	Mantenimiento actual prestado al elemento generador de vapor - - - - -	049
2.2	Distribución del vapor - - - - -	050
2.2.a	Distribución de tuberías en planta - - - - -	050
2.2.a.1	Pérdidas por fugas de vapor - - - - -	057
2.2.b	Condiciones de las tuberías empleadas - - - - -	058
2.2.c	Aislamiento de las tuberías - - - - -	062
2.2.d	Accesorios utilizados y ubicación en tuberías - - - - -	074
2.3	Trampas de vapor utilizadas en planta - - - - -	077
2.3.a	Tipos e instalación actual - - - - -	077
2.3.a.1	Pérdidas de vapor en trampas - - - - -	079
2.4	Utilización del condensado - - - - -	087
2.4.a	Sistema utilizado en planta para el retorno de condensado - - - - -	087
2.4.b	Estimación del retorno de condensado en la planta - - - - -	088
2.4.c	Evaluación de los aspectos más importantes en los elementos de retorno de condensado (tuberías, aislamiento, bombeo y otros)- - - - -	093

CAPÍTULO 3

**PROPUESTA DE AHORRO DE ENERGÍA SIN REDISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS
INSTALADO EN PLANTA**

3.1	Definición de parámetros a tomar en cuenta en la administración de la energía - - - - -	121
3.2	En el elemento generador - - - - -	121
3.2.a	Análisis del agua de alimentación - - - - -	121
3.2.b	Evaluación del tratamiento de agua vrs. análisis realizado, y recomendación de nuevo tratamiento o mejora del actual. Evaluación económica - - - - -	123

3.2.c	Con base en el análisis de agua de alimentación, recomendación sobre la purga	- - -	124
3.2.d	Recomendaciones con base en humos del elemento generador de vapor y temperatura de gases de chimenea	- - - - -	125
3.2.e	Mantenimiento sugerido al elemento generador de vapor	- - - - -	127
3.3	En la distribución del vapor	- - - - -	128
3.3.a	Propuesta de ahorro de energía en aislamiento de tuberías adecuado	- - - - -	128
3.3.b	Propuesta de ubicación de accesorios	- - - - -	140
3.4	Trampas de vapor	- - - - -	144
3.4.a	Propuesta de selección y consideraciones básicas de las trampas	- - - - -	144
3.4.b	Instalación sugerida de trampas en planta para el logro de una mejor eficiencia	- - -	157
3.4.c	Mantenimiento de trampas de vapor (detección de fugas, administración del mantenimiento de trampas de vapor)	- - - - -	160
3.5	Condensado	- - - - -	173
3.5.a	Evaluación de ahorro en recuperación de condensado desperdiciado	- - - - -	173
3.5.b	Aislamiento de tubería. Hasta qué punto conviene tenerla	- - - - -	184
3.5.c	Manejo de tanques de condensado	- - - - -	189
	CONCLUSIONES	- - - - -	XV
	RECOMENDACIONES	- - - - -	XVIII
	REFERENCIAS	- - - - -	XX
	BIBLIOGRAFÍA	- - - - -	XXI
	INDICE DE APENDICES	- - - - -	XXIII

INDICE DE GRÁFICAS

	PÁGINA
GRÁFICA 2.A Eficiencia del elemento generador de vapor - - - - -	042
GRAFICA 2.B Costo anual de energía debido a fugas de vapor - - - - -	059
GRAFICA 2.C Porcentaje de pérdidas de energía en la planta - - - - -	097
GRAFICA 3.A Conductividad térmica vrs. temperatura media para aislamiento de fibra de vidrio para tubería - - - - -	132
GRAFICA 3.B Porcentaje de pérdidas de energía antes de propuesta de ahorro - - - - -	200
GRAFICA 3.C Porcentaje de pérdidas de energía después de propuesta de ahorro - - - - -	201
GRAFICA 3.D Comparación de pérdidas antes y después de propuesta de ahorro - - - - -	202
GRAFICA 3.E Comparación de pérdidas antes de propuesta vrs. costo de implementación y ahorro obtenido mediante la inversión - - - - -	203

LISTA DE ILUSTRACIONES

		PAGINA
FIGURA 01	Normas de diseño de calderas pirotubulares tipo paquete - - - - -	030
FIGURA 02	Ventilador sin caja de la caldera - - - - -	031
FIGURA 03	Puertas y refractario de la caldera - - - - -	031
FIGURA 04	Tablero de control modulante de la caldera - - - - -	032
FIGURA 05	Purga de aceite de las líneas de combustible - - - - -	032
FIGURA 06	Controlador de aceite combustible de la caldera - - - - -	033
FIGURA 07	Leva de control de flujo de combustible de la caldera - - - - -	033
FIGURA 08	Control de aire para la combustión - - - - -	033
FIGURA 09	Uso correcto de recuclidores en tubería - - - - -	061
FIGURA 10	Esquema del tanque de retorno de condensado de la planta - - - - -	088
FIGURA 11	Esquema de la cantidad de condensado que retorna al tanque - - - - -	089
FIGURA 12	Flujo de calor por conducción a través de una capa de aislamiento - - - - -	133
FIGURA 13	Ubicación general recomendada de accesorios en tubería - - - - -	142
FIGURA 14	Drenaje correcto de condensado en tuberías de vapor - - - - -	143
FIGURA 15	Instalación adecuada de accesorios en tubería cuando se eleva condensado	159
FIGURA 16	Instalación sugerida para el drenaje de condensado de equipos - - - - -	160
FIGURA 17	Operación correcta de trampas de vapor - - - - -	162
FIGURA 18	Sistema de detección de fugas de vapor y su instalación - - - - -	165
FIGURA 19	Banco de pruebas de trampas de vapor - - - - -	171
FIGURA 20	Esquema de la bomba de presión - - - - -	191
FIGURA 21	Esquema de instalación de la bomba de presión - - - - -	193
FIGURA 22	Instalación errónea de trapeo en final de línea de vapor - - - - -	XVIII

INDICE DE TABLAS

		PAGINA
TABLA 1.1	Resistencia de válvulas y uniones en longitudes equivalentes de tubo recto -	011
TABLA 1.2	Factores de presión para tuberías de vapor - - - - -	015
TABLA 1.3	Capacidad de tubería y factores de caída de presión - - - - -	016
TABLA 2.1	Porcentaje de CO ₂ en gases de chimenea - - - - -	035
TABLA 2.2	Porcentaje de pérdidas por radiación y convección en calderas - - - -	040
TABLA 2.3	Porcentaje de pérdidas por temperatura en gases de chimenea - - - -	041
TABLA 2.4	Longitud de tubería sin aislar en la planta - - - - -	062
TABLA 2.5	Pérdidas de calor en tuberías desnudas y en superficies planas - - - -	064
TABLA 2.6	Propiedades físicas de tuberías - - - - -	065
TABLA 2.7	Pérdidas de vapor aproximadas a través de orificios abiertos a presión atmosférica - - - - -	080
TABLA 2.8	Capacidades típicas de trampas termodinámicas de disco - - - - -	082
TABLA 2.9	Capacidades típicas de trampas de flotador y termostato - - - - -	083
TABLA 2.10	Capacidades típicas de trampas de cubeta invertida - - - - -	084
TABLA 3.1	Conductividad térmica y densidad de aislantes - - - - -	130
TABLA 3.2	Coefficiente de conductividad de película de aire - - - - -	131
TABLA 3.3	Requisitos de operación específicos de los diversos tipos de trampas - -	146
TABLA 3.4	Factor de seguridad a aplicar en trampas según aplicación - - - - -	150
TABLA 3.5	Producción de vapor flash en porcentaje al descargar condensado a la atmósfera o al sistema de retorno de condensado - - - - -	174
TABLA 3.6	Flujo de condensado en tuberías cédula 40 (para 0 a 60 psig) - - - - -	179
TABLA 3.7	Nomograma para dimensionamiento de tuberías de condensado (para 60 a más psig) - - - - -	180
TABLA 3.8	Caudal de condensación durante la puesta en marcha - - - - -	182
TABLA 3.9	Caudal de condensación en tuberías aisladas - - - - -	183
TABLA 3.10	Capacidades de bombas de presión - - - - -	195

INDICE DE CUADROS

		PAGINA
CUADRO No. 1	Longitud equivalente entre Manifold 1 y Manifold 2 - - - - -	012
CUADRO No. 2	Longitud equivalente a mezcladora de compuesto - - - - -	013
CUADRO No. 3	Longitud equivalente a filtro-prensas - - - - -	017
CUADRO No. 4	Longitud equivalente a mezcladoras de goma - - - - -	018
CUADRO No. 5	Longitud equivalente a marmitas de Jarabe - - - - -	020
CUADRO No. 6	Longitud equivalente a regenerador de kathene para baterías 1,2 y 3 - -	021
CUADRO No. 7	Longitud equivalente a regenerador de kathene para batería 4 - - -	022
CUADRO No. 8	Resumen de demanda actual de vapor en la planta - - - - -	024
CUADRO No. 9	Resumen de requerimiento actual de energía en la planta - - - - -	025
CUADRO No. 10	Valores de análisis de sólidos totales en una caldera recomendados por la A.B.M.A - - - - -	046
CUADRO No. 11	Análisis del agua de la caldera de la planta - - - - -	047
CUADRO No. 12	Longitud de tuberías sin aislar en cuarto de manifold 2 - - - - -	051
CUADRO No. 13	Longitud de tuberías sin aislar en filtro prensas - - - - -	053
CUADRO No. 14	Longitud de tuberías sin aislar en mezcladoras de goma - - - - -	053
CUADRO No. 15	Longitud de tuberías sin aislar en marmitas para jarabe - - - - -	054
CUADRO No. 16	Longitud de tuberías sin aislar en regenerador de kathene 1,2,3 - - -	054
CUADRO No. 17	Longitud de tuberías sin aislar en regenerador de kathene 4 - - - - -	055
CUADRO No. 18	Longitud de tuberías sin aislar en tanque agua caliente para aire - - -	055
CUADRO No. 19	Longitud de tuberías sin aislar en disolvedora Hall's - - - - -	056
CUADRO No. 20	Longitud de tuberías sin aislar en cocedora al vacío Hall's - - - - -	056
CUADRO No. 21	Longitud de tuberías sin aislar en marmita de cafetería - - - - -	057
CUADRO No. 22	Longitud de tuberías sin aislar en tanque agua caliente para servicios - -	057
CUADRO No. 23	Pérdidas por fugas de vapor en tuberías - - - - -	060
CUADRO No. 24	Inventario de trampas de vapor de la planta - - - - -	081
CUADRO No. 25	Equipos trabajando durante la medición del retorno de condensado - -	091
CUADRO No. 26	Resumen de pérdidas de energía en líneas de vapor de la planta - - -	096
CUADRO No. 27	Análisis del agua de la caldera luego de la recomendación - - - - -	122
CUADRO No. 28	Costo de Implementación del aislamiento en tuberías de la planta - - -	139

	PAGINA
CUADRO No. 29	Costo de implementación en la supresión de fugas de la planta - - - - 141
CUADRO No. 30	Resumen de instalación de nuevas trampas, adecuadas a los equipos y consumos, y su costo de implementación - - - - - 156
CUADRO No. 31	Modelo de cronograma de inspección de trampas de vapor - - - - - 167
CUADRO No. 32	Modelo de reporte de inspección de trampas de vapor - - - - - 169
CUADRO No. 33	Resumen de condiciones de retorno de condensado (actual y propuesto) - 173
CUADRO No. 34	Porcentaje de vapor flash que se produce en la planta - - - - - 176
CUADRO No. 35	Dimensionamiento de tuberías de condensado de la planta - - - - - 178
CUADRO No. 36	Resumen de pérdidas luego de propuesta - - - - - 197

LISTA DE SIMBOLOS

*	Pies.
A	Área.
Ae	Aire en exceso.
BHP	Caballos de Caldera
°C	Grados centígrados de temperatura.
Cl	Trampa de cubeta invertida.
cm	Centímetros.
CO	Monóxido de carbono.
CO ₂	Dióxido de carbono.
Cp	Calor específico a presión constante.
e	Eficiencia.
f	Coefficiente de conductividad de película de aire.
F	Factor de caída de presión.
°F	Grados Fahrenheit de temperatura.
F&T	Trampa de flotador y termostato.
FS	Factor de seguridad.
FTSE	Eficiencia combustible-vapor.
FV	Factor de vaporización de la caldera.
Gls	Galones.
H ₂ CO ₃	Ácido carbónico.
h _l	Entalpía del agua.
h _g	Entalpía del vapor.
hrs	Horas.
K	Conductividad térmica del aislamiento.
Kg	Kilogramos.
L	Longitud.
LE	Longitud equivalente.
Lb	Libra fuerza.
m	Masa.
min	Minutos.
ml	Millilitro.
mts	Metros.

N ₂	Nitrógeno.
O ₂	Oxígeno.
Oz	Onzas
p	Presión.
P ₁	Presión de alimentación.
P ₂	Presión de consumo.
pig (")	Pulgadas.
PPM	Partes por millón.
PSI	Libras sobre pulgada cuadrada.
Q	Pérdida de calor.
r	Radio.
R.P.M.	Revoluciones por minuto.
T	Temperatura.
Taa	Temperatura de agua de alimentación.
TD	Trampa termodinámica de disco.
TDS	Total de sólidos disueltos.
U	Coefficiente de transmisión de calor.
V	Volumen.

GLOSARIO DE TÉRMINOS TÉCNICOS

- AGUA DE ALIMENTACIÓN.** Mezcla de agua fresca, condensado y químicos para tratamiento de agua que posteriormente se convertirá en vapor.
- AUDITORÍA ENERGÉTICA.** Es el análisis progresivo que revela dónde y cómo es utilizada la energía en los edificios, operaciones industriales y otros. Sirve también para identificar las oportunidades de conservación de la energía.
- BOMBA DE ALIMENTACIÓN.** Transporta el agua de alimentación del tanque de condensado a la caldera.
- BOMBA DE PRESIÓN.** Equipo que transporta el condensado al tanque de agua de alimentación, que es operada por vapor, aire comprimido o gas. No usa electricidad.
- BOMBO.** Equipo rotatorio de acero inoxidable con 225° de inclinación donde se recubren los centros.
- BTU (British Thermal Unit).** Es la cantidad de energía térmica necesaria para elevar de 63 a 64°F la temperatura de una libra de agua.
- BYPASS.** Tubería y una válvula conectadas en paralelo que pueden usarse para desviarse de una estación de trampa de vapor.
- CABALLOS DE CALDERA (BHP).** Un caballo de caldera es la evaporación de 34.5 lbs de agua por hora a 212 grados Fahrenheit y a la presión atmosférica.
- CALIDAD DE VAPOR.** Razón de la masa de vapor a la masa total de líquido y vapor.
- CALOR ESPECÍFICO (Cp).** Representa el cambio de entalpía de una sustancia pura para una unidad de masa entre 2 estados de equilibrio a la misma presión por grado de cambio de temperatura.
- CALOR LATENTE.** Es la energía necesaria para cambiar de fase una sustancia.

CALOR SENSIBLE. Es la energía necesaria para elevar la temperatura del líquido o vapor sin que exista cambio de fase.

CALOR. Es una forma de energía que se transfiere a través de una frontera debido a una diferencia de temperaturas.

CAVITACIÓN. Fenómeno por el que se forman espacios vacíos en el interior de un líquido debido al movimiento (casi siempre giratorio) de un cuerpo sólido en el líquido sumergido, es decir el movimiento de una hélice o una turbina, por ejemplo.

CENTROS. Masa resultante después de laminar la mezcla de azúcar, glucosa, goma base y esencia. También se le llama así al departamento en el cual se lleva a cabo dicha operación.

CICLO DE TRAMPA. Apertura y cierre en un período de tiempo específico que se repite, para dejar escapar el condensado acumulado en la línea.

CONDENSADO. Es el líquido que se forma cuando el vapor se enfría.

CONDUCTIVIDAD TÉRMICA. Es la razón de calor que fluye a través de la unidad de área de una sustancia bajo la influencia del gradiente de temperatura en la dirección perpendicular al área.

CONEXIÓN PARA PRUEBA. Una válvula puesta inmediatamente después de una trampa de vapor que puede abrirse para observar el funcionamiento de la trampa.

EFICIENCIA DE CALDERA. Cantidad de energía necesaria para convertir el agua de alimentación en vapor, en relación a la cantidad de energía correspondiente al combustible utilizado.

ENERGÍA. Capacidad de realizar trabajo.

ENTALPÍA. Es una propiedad termodinámica definida como la suma de la energía interna (U) y el producto de la presión (p) y el volumen específico (v). (Btu/lb)

FLUJO DE CALOR. Es el proceso en el cual no existen cambios en la energía cinética y energía potencial y no se efectúa trabajo por el fluido o contra él.

- GENERADOR DE VAPOR (Caldera).** Equipo destinado a la transformación del agua de alimentación en vapor mediante la quema de un combustible en un hogar..
- GOLPE DE ARIETE.** Cuando una porción de condensado queda atrapado entre una corriente de vapor que empuja a gran velocidad esta porción de agua, golpeando contra la pared de la tubería, accesorios o equipos.
- JARABE.** Solución homogénea compuesta por azúcar, agua y almidón de maíz, cocido a 90°C.
- KATHABAR.** Equipo que por medio de una turbina centrífuga suministra aire a las líneas de recubierto de pastilla, haciéndolo pasar por una cortina de kathene para desinfectarlo y deshumidificarlo.
- KATHENE.** Solución de Cloruro de Litio que es llamada Kathene. Esta solución se utiliza como agente deshumidificante y de desinfección bacteriológica. Tiene muy buenas propiedades higroscópicas y su buena utilización supera cualquier otro método de deshumidificación.
- LÍNEA DE VAPOR.** Conducto que transporta el vapor a los diferentes procesos que lo requieren.
- LÍQUIDO SUBENFRIADO.** Es un líquido que se encuentra a una temperatura menor a la correspondiente a su presión de saturación.
- LONGITUD EQUIVALENTE DE TUBERÍAS.** Es la suma de la medida total de un tramo de tuberías con la resistencia de válvulas y accesorios expresadas en términos de longitudes de tubo recto.
- PRESIÓN ABSOLUTA.** Es la sumatoria de la presión atmosférica con la presión manométrica, y está definida de la siguiente manera: $P_{abs} = P_{atm} \pm P_{man}$, donde el signo positivo se aplica cuando la P_{abs} es mayor que la P_{atm} . El signo negativo corresponde a una lectura manométrica llamada vacío o presión vacuométrica.
- PRESIÓN MANOMÉTRICA.** Es la diferencia entre la presión existente en la región con la cual se comunica el manómetro (a través de su conexión roscada) y la que hay en la región que rodea exteriormente el aparato.
- PURGA.** Consiste en la evacuación de cierta cantidad de agua de la caldera con el fin de disminuir los sólidos suspendidos (lodos).
- RECUBIERTO.** Es formar capas finas de jarabe sobre los centros de chicle.
- RETORNO DE CONDENSADO.** Línea que transporta el condensado de regreso a la caldera con el propósito de aprovecharlo y así mismo parte de su calor.

SATURACIÓN. Equilibrio termodinámico entre dos fases.

SEPARADOR. Elimina las gotas de agua suspendidas en el vapor, así como la capa de condensado que circula por la línea, y da como resultado el vapor seco.

TABLAS DE VAPOR. Tablas que indican los valores numéricos de las propiedades del vapor de agua para diferentes presiones y temperaturas de un estado termodinámico.

TANQUE DE CONDENSADO. Tanque recolector de las corrientes de condensado.

TEMPERATURA DE SATURACIÓN. Es la temperatura a la cual ocurre la ebullición para una presión dada, y el punto de ebullición es distinto para diferentes presiones.

TRAMPAS DE VAPOR. Dispositivo mecánico usado para dejar salir el condensado y aire de un sistema, mientras retiene el vapor vivo.

VAPOR FLASH. Es el vapor que se genera cuando el condensado en condiciones de saturación y a alta presión, se expande súbitamente a una presión más baja.

VAPOR HÚMEDO. Es una mezcla de vapor y líquido, la cual es definida por la calidad del vapor.

VAPOR SOBRECALENTADO. Es el vapor cuya temperatura es mayor que la temperatura de saturación correspondiente a la presión impuesta.

VAPOR VIVO. Vapor producido por el calentamiento de agua hasta la temperatura de saturación apropiada.

INTRODUCCIÓN

La administración de la energía es simplemente la utilización racional de la energía con el fin de mejorar la rentabilidad y mejorar la posición competitiva. Por lo tanto, cualquier técnica que fomente o dé lugar al uso adecuado de la energía, con objetivo de mejorar la rentabilidad, forma parte de la administración de la energía.

La administración ya no se ocupa únicamente de los insumos, mano de obra y equipo. Debe agregarse la energía a la lista, los costos de energía representan actualmente alrededor del 10% de los costos totales de operación y esta cifra va en aumento.

La administración de la energía, en términos generales, se ocupa de los siguientes rubros: energía eléctrica, aire comprimido, vapor, combustibles, etc. Para el presente trabajo, me limitaré a presentar dentro de la "Administración de la energía", el sistema de vapor, el cual es objeto de este estudio.

El presente trabajo de tesis surge a raíz de la falta de atención que se le da a la administración de la energía debido a que las pérdidas producidas por una mala administración pasan desapercibidas al no ser tomadas en cuenta en forma directa en los costos de una planta. Es muy importante la administración del sistema de vapor, ya que este bloque afecta también otros rubros que, al mejorar nuestro sistema de vapor, sin duda mejorarán los bloques con lo que tiene relación, ya sea directa o indirectamente.

En el primer capítulo del presente trabajo, se obtienen las bases más importantes que nos llevarán a evaluar la planta y su requerimiento de energía para los distintos procesos en los que va a ser utilizada, así como el equipo que utiliza vapor y la información de sus capacidades, además de sentar las bases para la determinación de la eficiencia y las limitantes encontradas en este caso específico.

En el capítulo 2, se analiza el estado actual del sistema de vapor en planta Exchic; dicho capítulo está dividido en 3 bloques: Generación del vapor, Distribución del vapor y Utilización del condensado. Aquí se trata de establecer cómo está trabajando actualmente la administración de la energía en la planta estableciendo su costo aproximado.

En el capítulo 3, se detectan las oportunidades de ahorro de energía y se proponen, para los 3 bloques establecidos en el sistema de vapor, tratando de lograr cifras significativas de ahorro (tanto económico como de recursos) sin hacer inversiones elevadas para lograrlo.

El objetivo es dar soluciones prácticas, de gran beneficio y de resultados rápidos y medibles sin hacer grandes inversiones, y motivar la implementación de un programa de Conservación de Energía en planta Exchic. Se deja así la puerta abierta para analizar y hacer inversiones más grandes en donde los ahorros que puedan lograrse sean más significativos y así establecer programas formales de Investigación de oportunidades de ahorro energético para llegar a optimizar la administración de este rubro en la planta.

CONSIDERACIONES GENERALES

A manera de Introducción, me permito indicar que en los primeros dos capítulos del presente trabajo de tesis se evalúa el estado actual del sistema de vapor, y el procedimiento empleado para la evaluación del sistema en la planta, puede identificarse como una **auditoría energética con recorrido**, la cual se define antes de comenzar con el estudio.

AUDITORÍA CON RECORRIDO: *la auditoría energética con recorrido es el primer paso verdadero hacia el ahorro en el costo de energía. La auditoría implica uno o varios recorridos de las instalaciones, con una lista de verificación y un bosquejo de varias ideas para la administración de la energía.*

Los objetivos del recorrido de las instalaciones son:

- Distribuir la utilidad de la energía por función, localización física, departamento u otra división apropiada.
- Conocer la operación de los procesos.
- Identificar las oportunidades de conservación de energía.

Existen dos tipos de ideas fundamentales a ese respecto: los cargos de Operación y Mantenimiento (O&M), llamados a menudo "Ideas de bajo costo o costo cero", que implican poca o ninguna inversión o diseño de Ingeniería, y las que requieren diseño de ingeniería, e inversión. Naturalmente, el sistema se debe definir haciendo todos los cargos de O & M aplicables antes de instituir lo que requiera inversión o diseño. Sin embargo, los cargos de Operación & Mantenimiento son viejos artificios y estarán siempre presentes; de manera que su aplicación jamás termina.

La auditoría con recorrido no se practica una sola vez. Se debe repetir periódicamente y en fechas diferentes. Los momentos más oportunos son los siguientes:

- 1.- El auditor solo, únicamente durante horas de trabajo.
- 2.- Durante horas de trabajo en compañía de otros
(administradores, empleados,
Ingenieros de la planta, etc.)
- 3.- Fuera de horas de trabajo (por la noche) para buscar fugas,
goteos, y otros.

¿Por qué existen problemas de Operación & Mantenimiento?

Dos situaciones dan lugar a problemas de O & M, y pueden implicar un costo por consumo de energía. En primer lugar, la mayoría de los sistemas fueron diseñados y se establecieron procedimientos de operación cuando la energía era barata. Por consiguiente, los procedimientos se establecieron a menudo con la idea de ahorrar tiempo de personal, crear condiciones ambientales más cómodas de lo que era necesario y con otros fines que actualmente no se consideran eficientes por su costo.

En segundo lugar, a medida que transcurre el tiempo, evolucionan los procedimientos de operación (volviéndose por lo general más caóticos). La mayoría de los Ingenieros han diseñado buenos sistemas, sólo para encontrarse más

tarde con que los procedimientos y el control correspondiente se han deteriorado mucho. Por lo tanto, se deben llevar a cabo periódicamente verificaciones de O & M. Esto indica que las verificaciones deben ser repetitivas.

1.1 Análisis general de la necesidad del vapor en instalaciones de la planta.

La necesidad de la utilización del vapor en planta Exchic, puede llegar a ser definida, si como primer paso se conocen los diferentes procesos para los cuales el vapor está siendo utilizado. Para el presente análisis y para posteriores se dividirá la distribución de vapor por departamento.

El vapor es generado por una caldera tipo paquete Cleaver Brooks de 150 BHP a una presión de 125 psi, es distribuido desde el cuarto de calderas el cual se encuentra en las afueras de el edificio de producción hacia los diferentes departamentos que tienen equipos que operan con vapor. Los departamentos hacia los cuales se distribuye vapor son :

DEPARTAMENTO DE FABRICACIÓN CENTROS:

En este departamento, es donde se inicia el proceso de manufactura del chicle en sus respectivas presentaciones (regular y bum). Como primer punto, se tiene que la materia prima que es utilizada para darle la consistencia y elasticidad, viene en forma sólida y es conocida con el nombre de Compuesto 16 y Compuesto 21, los cuales deben fundirse para ser mezclados y formar un solo compuesto, llamado Compuesto Modificado. Este nuevo compuesto debe dejarse solidificar para luego pasar al siguiente proceso, en el cual se funde el compuesto modificado y se filtra para luego ser mezclado con las otras materias primas que conformarán la masa del chicle (glucosa, azúcar molida, esencias). Estos ingredientes son mezclados, dándosele a la máquina una cierta temperatura para evitar que la masa se adhiera a sus paredes. Luego de darle el tiempo estipulado de mezclado, es sacada la goma y puesta a enfriamiento para luego pasar al proceso de laminado donde tomará el chicle su forma característica.

Para este departamento la utilización del vapor es de suma importancia debido a que el manejo de la materia prima es en una gran parte del proceso a alta temperatura, siendo el vapor el medio más económico para lograr que el proceso de fundición y mezclado sea llevado a cabo. En este departamento utilizan vapor un total de cinco máquinas, las cuales serán analizadas posteriormente.

DEPARTAMENTO DE RECUBIERTO:

Para seguir en línea con el proceso del chicle, luego de ser laminada la masa del chicle, pasa a un cuarto frío en el cual duran las láminas como mínimo un total de 24 hrs, para obtener la dureza adecuada del centro (centros se les llama a las pastillas que conforman la lámina) para poder soportar el siguiente proceso que es el de recubierto.

En el proceso de recubierto, se cargan las láminas de centros a unas máquinas giratorias conocidas como Bombos; en estas máquinas, se agregarán jarabes por etapas para ir recubriendo el centro progresivamente; estos jarabes deben aplicarse calientes para que cumplan con su función, la temperatura de aplicación es de 85 a 90°C y el calentamiento de dichos jarabes se logra en marmitas de chaqueta por donde circula vapor. A estos bombos se les inyecta aire tratado químicamente para el secado de la pastilla; este aire es deshumificado y sin impurezas, lo cual se

logra por medio de una solución química, a la cual luego se le extrae la humedad por medio de un intercambiador de calor, en el que circulan el producto químico y en contracorriente vapor para evaporar el agua y extraérsela. También el aire debe ir a una cierta temperatura, que varía dependiendo de el avance del proceso de recubierto; el aire es calentado con un circuito de agua caliente, a la cual se le agrega calor en un tanque donde existe un serpentín donde circula vapor para calentar el agua. Existe en este departamento un total de 6 marmitas para jarabe.

DEPARTAMENTO DE FABRICACIÓN HALL'S:

En este departamento, el proceso es el de fabricación de caramelo. El proceso se inicia con la elaboración del jarabe que constituirá el principal elemento para la fabricación del caramelo. Este jarabe está formado por agua, azúcar y glucosa; estas tres materias primas deben de mezclarse a alta temperatura (110 °C) para luego pasar al proceso de cocimiento. Para el proceso de cocimiento, el jarabe es bombeado a través de una tubería hacia otra máquina donde se cocerá a una temperatura de 140 °C a la vez que con una bomba de vacío se encargará de extraer el agua del jarabe y lograr así la masa que luego será amasada y troquelada para darle su forma al caramelo.

El vapor es utilizado para el proceso de disolución de materias primas al calentar el jarabe y para el cocimiento del mismo.

SERVICIOS GENERALES:

También se cuenta con servicio de agua caliente para todas las áreas de planta Exchic, la cual es calentada en un tanque que contiene un serpentín por donde circula vapor para calentar el agua a una temperatura de 80 °C.

Se cuenta también con servicio de lavandería para todo lo referente a ropa de trabajo de planta Exchic; en dicho departamento se cuenta con una secadora y una planchadora, que son calentadas por medio de vapor.

CAFETERÍA:

En cafetería existe una marmita con chaqueta que es utilizada para cocinar los alimentos que se ofrecen en la comida. Dicha marmita es calentada con vapor.

Además de realizar esporádicamente otras actividades con el vapor, tales como las de lavar ciertas máquinas en el área de empaque y para lavar bandejas, canastas u otros utensilios que son utilizados en el proceso productivo.

Como puede notarse luego de una visión general de las actividades que se realizan en los departamentos que tienen que ver con la utilización del vapor, éste es de vital importancia para el desarrollo de las actividades productivas de planta Exchic, ya que los procesos primordiales de producción tienen como elemento básico de trabajo en sus maquinarias a el vapor y por lo tanto vale la pena administrarlo de una mejor manera para obtener significativos ahorros energéticos y por ende económicos. Hay que tomar en cuenta que si por falta de atención al sistema de vapor existen fugas, se llenan de agua las tuberías de alimentación, y otros problemas que puedan darse en las líneas de vapor, el proceso productivo puede ser interrumpido provocando además pérdidas en producción.

Haciendo un pequeño recuento histórico, hace unos 14 a 16 años, se utilizaba en la planta para el abastecimiento total una caldera tipo paquete Cleaver Brooks de 60BHP, la cual al ir creciendo la planta ya no fue suficiente para cubrir los requerimientos de vapor que los procesos de la planta exigían por lo que hubo necesidad de adquirir la caldera que en la actualidad está en servicio.

Al haber definido ya las áreas con las cuales el vapor tiene relación directa, se puede estar seguro de que este es un paso importante hacia la administración de la energía, ya que con esto hemos delimitado el área a la que pondremos atención en nuestro estudio.

1.2 Inventario de equipos que operan con vapor en la planta.

A continuación se muestra el inventario de equipo que utiliza vapor, el cual quedará dividido por departamentos y se describirá el uso para el que es destinado dicho equipo, su estado actual, sus datos generales (si los tuviere) obtenidos de la placa correspondiente, así como las presiones a las que operan y a las que son alimentados

Los planos de alimentación de vapor para cada uno de los equipos que a continuación se detallarán, pueden verse en el capítulo 2, sección 2.2 (Distribución de Tuberías en planta).

FABRICACIÓN CENTROS

- MEZCLADORA DE COMPUESTO 16 Y 21 : (Marca Baker Perkins)

La función de dicho equipo es la de fundir y mezclar las dos materias primas que forman la base principal para la manufactura del chicle regular (compuesto 16 y compuesto 21), ambos se cargan en estado sólido en proporciones establecidas y a temperatura ambiente, a continuación se funden y se mezclan para formar un solo compuesto, conocido como Compuesto Modificado. Este se descarga en estado líquido (viscoso) en bandejas y se deja enfriar al ambiente.

En dicha mezcladora se cargan 105 Kg (231.53 Lbs) de Compuesto 21, 315 Kg(694.58 Lbs)de Compuesto 16 y 10 Kg(22.05 Lbs) de agua.

El tiempo de fundición establecido es de 205 minutos (3.42 horas) a una temperatura de 85 a 90 °C. La presión de trabajo del vapor para este equipo es de 40 psi y es alimentada a 125 psi.

Por su antigüedad, esta máquina no presenta placa de identificación, las propiedades de los compuestos que se van a fundir y mezclar (tales como capacidad calorífica) son desconocidas.

Referencia: Ver plano A12.

- FILTRO PRENSAS DE GOMA (REGULAR Y BUM):

En este equipo, se funde el compuesto base producido en la Mezcladora de Compuesto. Se carga en estado sólido y a temperatura ambiente, y luego de ser fundido debe ser filtrado a presión por medio de una masa metálica sólida a manera de pistón, que baja y mientras baja va forzando al compuesto a pasar por unos filtros para limpiar las impurezas que pueda contener, luego el compuesto es depositado en un recipiente el cual inmediatamente se transporta a las Mezcladoras de Goma.

En cada filtro prensa se carga el compuesto, el cual debe mantenerse a una temperatura de 85 a 90 °C. Para mantener esta temperatura, se tiene instalado en la línea de vapor una válvula solenoide la que se conecta con un pirómetro, el cual regula el flujo de vapor para mantener esta temperatura.

La presión de alimentación es de 125 psi.

La presión de consumo es de 40 psi.

Referencia: Ver plano A13

- MEZCLADORAS DE GOMA (REGULAR Y BUM):

En estas máquinas, se mezclan todas las materias primas que dan por resultado la goma que posteriormente debe ser laminada dándole así la forma característica al chicle.

El vapor es utilizado para calentar las paredes de las máquinas para evitar que la goma se pegue a las mismas.

Estas máquinas carecen de placa de identificación debido a su antigüedad, por lo que se proporcionan los datos obtenidos en forma directa:

Presión de Alimentación: 125 psi

Presión de consumo: 25 psi.

El vapor se conecta alrededor de 20 mins. para calentar las paredes, luego se cierra la válvula. NO se retorna el condensado.

Referencia: Ver plano A14.

DEPARTAMENTO DE RECUBIERTO DE PASTILLA

En este departamento, se recubre el centro de goma con jarabes de azúcar para darle a la pastilla (chicle) su consistencia, su color y el brillo necesarios para luego pasar a ser empacados.

- MARMITAS PARA JARABE:

Sirven para preparar los distintos jarabes que intervienen en el proceso de recubrimiento de los centros de chicle. Están provistos de un agitador tipo hélice el cual mezcla el agua, azúcar y almidón (ARD) con los que se preparan los jarabes.

En este departamento, existen 4 baterías de recubierto, las cuales a su vez cuentan con 10 bombos que es en donde se recubren las pastillas.

Cada batería cuenta con una marmita desde donde el jarabe es bombeado hacia un depósito elevado para su posterior distribución en el proceso. Solo para la batería 4 existen dos marmitas debido a que esta batería no cuenta con tanque elevado, y existe otra marmita donde se prepara el almidón (ARD) que se agregará a los jarabes a aplicar. Los jarabes se preparan de la siguiente manera:

1ro, 2do y 3er Jarabe: 136 kgs de azúcar (299.38 Lbs)

40 kgs. de agua (88.2 Lbs)

1.36 kgs. de Almidón (ARD) (3 Lbs).

4to. Jarabe: 14 kg azúcar (30.87 Lbs)

8.2 kgs de agua (18.08 Lbs).

La temperatura a la que deben ser aplicados dichos jarabes es entre 85 a 90 °C.

La presión de alimentación es de 125 psi y la de consumo es de 20 a 30 psi.

La capacidad de dichas marmitas es de 55 gis.

No presentan placa de identificación.

Referencia: Ver planos A15, A16 y A17.

- EQUIPO UTILIZADO EN EL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AIRE PARA EL PROCESO DE RECUBIERTO:

- Kathabar: Suministra aire desinfectado y deshidratado para 4 líneas independientes de recubierta de pastilla, compuesta cada línea por 10 bombos.

- Deshidratador Esterilizador (Regenerador solución de Kathene):

Proporciona al sistema kathabar el acondicionamiento de la solución de kathene que efectúa la función de desinfección bacteriológica y deshidratación. A través de este sistema, pasa vapor para cumplir con la misión de deshidratación de la solución de kathene.

Cuando el aire está muy húmedo, la solución de kathene absorbe el exceso de agua y aumenta el volumen de la solución. Al pasar la solución de kathene húmeda sobre el serpentín caliente del regenerador, por la corriente de aire que proporciona el ventilador del regenerador libera el exceso de humedad que adquirió la solución en los kathabares y produce una solución concentrada que fluye por gravedad al tanque de bombeo.

Los datos del equipo son los siguientes: Serie No. 1293 N0018

Presión de Trabajo: 100 Psi.

Presión de Alimentación: 125Psi

Presión de Consumo: 50 Psi.

Referencia: Ver planos A4 y A6

- Sistema de calentamiento de agua (para Kathabares):

Este sistema consiste en una red de distribución de agua caliente en circuito cerrado, que ingresa a cuatro serpentines aire-agua caliente, aletados, de doble hilera que tiene como fin calentar el aire de los Kathabares cuando la temperatura exterior o las condiciones del proceso requieran que el aire sea calentado antes de llegar al proceso de recubierta.

Está formado por un tanque de agua caliente, al cual le ingresa vapor a un serpentín que está en contacto directo con el agua que ingresa.

La presión de alimentación es de 125 Psi y la de consumo es de 60 Psi.

La capacidad es de 55 gls.

El tanque carece de placa de identificación.

Referencia: Ver plano A₆.

DEPARTAMENTO DE FABRICACIÓN HALL'S

(Fabricación de caramelo duro)

Palla dosificadora, disolvedora y precocinadora Solvomat:

El precocedor opera sin interrupción por un sistema de tres cámaras. En la primera de las cámaras, se encuentra el agua precalentada, en la cual se va vertiendo azúcar con ayuda de una rueda de aletas; la masa así premezclada en continuo pasa por un rebosadero a una segunda cámara donde se efectúa la cocción. Al alcanzar una temperatura de 110 °C, rebosa la masa a la tercera cámara, donde se realiza, por inyección la adición de glucosa, formando así el jarabe precocido.

DATOS TÉCNICOS:

Rendimiento: Desde 300 hasta 1250 kgs de azúcar/hora más glucosa.

Presión de vapor: 147 Psi (10 atm)

Presión de trabajo: según rendimiento, hasta 118 Psi (8 atm)

Consumo de vapor: 23 kgs de vapor por cada 100 kgs de Jarabe.

Estos son los datos que presenta la placa de identificación, en la práctica se está utilizando de la siguiente manera:

Presión de alimentación: 125 Psi

Presión de consumo: 60 Psi

Referencia: ver plano A₁₉

Cocedora al vacío:

En esta fase, se realiza prácticamente la elaboración del caramelo, ya que a partir del jarabe precocido y mediante condiciones controladas de temperatura, se cocina el jarabe que posteriormente es sometido a un proceso de evaporación al vacío, a fin de provocar la deshidratación del jarabe y su consecuente conversión a caramelo.

DATOS TÉCNICOS:

Rendimiento: 750 kgs/hr

Presión de vapor: 147 Psi (10 Atm)

Presión de trabajo: 118 Psi (8 Atm) como máximo.

Consumo de vapor: 200 kgs/ hr .

Estos son los datos técnicos ofrecidos por la placa de identificación; actualmente el equipo trabaja con las siguientes condiciones:

Presión de alimentación: 125 Psi.

Presión de consumo: 80 Psi.

Temperatura de cocimiento de la masa debe ser 140 °C.

Referencia: ver plano A₂₀

Tanque agua caliente para servicios:

Este tanque proporciona el agua caliente necesaria para el servicio general de la planta (lavamanos, duchas, lavandería, procesos). El tanque tiene una capacidad aproximada de 150 Gls. El agua es calentada por medio de un serpentín por donde pasa vapor elevando la temperatura del agua a 70 °C.

La presión de alimentación del vapor es de 125 Psi y la de consumo es de 100 Psi.

El tanque no cuenta con placa de identificación.

Referencia: Ver plano A₇.

Lavandería:

En el área de lavandería, se cuenta con una secadora de ropa y una planchadora neumática. Ambas son calentadas por medio de vapor.

La presión de alimentación es de 120 Psi

La presión de consumo es de 100 Psi.

Referencia: Ver plano A₂₁.

Cafetería:

En el área de cafetería, se cuenta únicamente con una marmita de 55 Gls de capacidad que sirve para calentar en ella los alimentos para los 2 primeros turnos de trabajo de la planta.

La presión de alimentación es de 120 Psi y la de consumo es de 40 Psi.

Referencia: Ver plano A₂₂.

1.3 Evaluación del requerimiento actual de vapor.

A continuación, se evaluará el requerimiento de vapor de toda la planta; para esto se efectuarán los cálculos tomando en cuenta la presión de alimentación, la presión de consumo, el diámetro de las tuberías de consumo y a partir de esto se procederá a establecer la cantidad de vapor (en lb/hr) que se está consumiendo en cada equipo que lo utilice. Este método puede ser utilizado también cuando se esté diseñando el sistema de tubería adecuado para la distribución del vapor y con él se podrán hacer estimaciones bastante acertadas para los diámetros correctos de tubería a utilizar en la distribución del vapor, siempre y cuando se conozcan las presiones a las que los equipos deben trabajar, y debe suponerse la velocidad a la que el vapor se desplazará por la tubería, y como existen velocidades determinadas a las que el vapor se desplaza sin dar problemas, deben suponerse estas velocidades conocidas. Como referencia, se indica que la experiencia muestra que para el vapor saturado seco, la velocidad debe variar entre 80 y 120 pies/s (25 a 35 m/s). Arriba de estos valores, el vapor causará ruido y erosión, principalmente si el vapor está húmedo.

Antes de comenzar con los cálculos para cada uno de los equipos, menciono otros métodos que pueden utilizarse para calcular el requerimiento de vapor de los equipos: La evaluación de los requerimientos de vapor también pueden determinarse por otros métodos, tales como:

a.- Evaluar la cantidad de vapor con base en tablas de consumo.

En aplicaciones donde no se requiere mucha exactitud, como es el caso del cálculo de la distribución de energía dentro de la planta, se utilizarán los cuadros de consumo de vapor que, como referencia, se incluyen dentro del presente trabajo. (Apéndice b, tabla No.II).

Los cuadros de consumo especifican el vapor requerido que se utilizaría en determinado proceso bajo ciertas condiciones de operación y capacidad, tomando en cuenta que el equipo opera continuamente en condiciones de operación y carga constante. Debido a variaciones en la operación del equipo, en la demanda pico y a cambios en la calidad del producto a procesar, no pueden mantenerse condiciones estables, por lo que el requerimiento de vapor aumenta, teniendo que aplicar al requerimiento de vapor obtenido de los cuadros de consumo de vapor un factor de seguridad que variaría entre 2 y 5% de acuerdo a las condiciones de operación y clase de equipo, asegurando de esta forma un suministro adecuado, aun en condiciones de consumo pico.

Los aspectos expuestos anteriormente indican que este método de cálculo no es exacto. Es aplicado satisfactoriamente en el cálculo de la distribución de energía dentro de la planta.

b.- Evaluar la cantidad de vapor con base en balances de energía.

Es realizar una contabilidad energética aplicada a cada una de las corrientes del proceso que se esté evaluando. Este punto se discutirá en detalle más adelante.

c.- Evaluación del vapor requerido utilizando mediciones directas.

En el caso de calentamiento con vapor vivo o directo, (como lavado de botellas, equipo de hospital y otros), deberá medirse directamente la cantidad de vapor producido, obtenido y condensado, y utilizando balances de energía se calculará la distribución de éste.

Debido a que los equipos utilizados en la planta son ya bastante antiguos, no se cuenta con los datos técnicos de cada equipo para evaluar de una forma más exacta el requerimiento de vapor de cada uno, por lo que se hace necesario calcularlo para todos los equipos. Se incluirá en los cálculos al departamento de Fabricación Hall's, que servirá de base de comparación para establecer cuánto se aleja la teoría aplicada para la estimación del vapor de los datos reales, ya que con el equipo de Hall's sí se cuenta con los datos técnicos necesarios de los equipos que intervienen en este proceso.

A continuación, se exponen los cálculos realizados por departamento.

CÁLCULO DE LONGITUD EQUIVALENTE DE LÍNEA DE ALIMENTACIÓN PRINCIPAL:

(esta longitud es la misma para todos los equipos debido a que el vapor se distribuye de un manifold en cuarto de calderas hacia otro manifold en cuarto de Kathabares y de éste se distribuye hacia la planta. Ver planos A₁, A₂ y A₃).

Longitud Equivalente: la resistencia al flujo de vapor u otro fluido a través de un tubo se incrementa por la presencia de válvulas y uniones y, por lo tanto, la capacidad de conducción se ve reducida. Los Investigadores han determinado la resistencia de válvulas y uniones en términos de longitudes de tubo recto. Las resistencias así expresadas son sumadas a la longitud medida de la tubería y la suma es llamada la Longitud Equivalente de la tubería. Para poder lograr expresar estas resistencias en términos de tubería recta, deben multiplicarse la cantidad de accesorios del mismo tipo por un factor proporcionado muchas veces por los fabricantes y luego sumar estas cantidades. Para el presente estudio, se utilizarán los datos de la tabla 1.1 donde debe diferenciarse cada accesorio del mismo tipo por su diámetro.

TABLA 1.1

**RESISTENCIA DE VÁLVULAS Y UNIONES EN LONGITUDES
EQUIVALENTES DE TUBO RECTO (sin dimensiones)**

Diámetro del tubo (Pulg)	Válvula de Compuerta.	Válvula de Globo	Válvula de Angulo	Codo 90	Codo 45	Regreso en U	TEE	
							Paso Recto	Con Bifurcación.
1/2	0.40	10	5.00	0.90	0.80	2.20	0.70	2.20
3/4	0.50	15	7	1.30	0.90	3.40	1.10	3.40
1	0.70	20	10	1.80	1.20	4.40	1.50	4.40
1 1/4	0.90	25	12	2.20	1.50	5.50	1.80	5.50
1 1/2	1.10	30	15	2.70	1.80	6.70	2.20	6.70
2	1.50	40	20	3.60	2.50	9	3	9
2 1/2	1.8	50	25	4.40	3	11	3.70	11
3	2.20	60	30	5.30	3.70	13.50	4.40	13.50
3 1/2	2.5	70	35	6.20	4.30	15.50	5.10	15.50
4	3	80	40	7	5	18	6	18
5	3.60	100	50	9	6.20	22.50	7.40	22.50
6	4.40	120	60	10.50	7.50	27	9	27
8	6	160	80	14	10	36	12	36
10	7.50	200	100	18	12.50	45	15	45
12	9	240	120	21.50	15	56	18	56

Esto nos hace los cálculos más reales, debido a que según el diámetro del accesorio, así opone resistencia. La longitud equivalente de tubería es, por lo tanto, la longitud de un tubo recto de un tamaño dado que tiene la misma resistencia que el tubo real con sus vueltas, uniones, válvulas y otras partes, se puede también, si se desea, expresarlo en función de codos equivalentes donde un codo equivalente es igual, aproximadamente a 25 veces el tamaño nominal del tubo.

Para el cálculo de longitud equivalente para las tuberías de la planta, se utilizará el método de codos equivalentes. Además se hace la salvedad de que todas las medidas de tuberías se realizarán en metros, y para objetos de cálculo se hará la transformación a pies;

la razón de hacerlo de esta manera es porque en la planta esta (mts) es la medida utilizada.

Longitud equivalente hasta Manifold 2: (ver planos A₁ y A₂)

- Longitud medida de la tubería De cuarto de calderas (Manifold 1) hasta Manifold 2: 96.55 mts (316.78 pies).

- Diámetro tubería: 4"
- Pérdidas por accesorios:

CUADRO 1

ACCESORIO	DIÁMETRO (en Pie)	CANT.	FACTOR	TOTAL
Válvula de Compuerta	4	2	3	6
Codos 90°	4	14	7	98
Sumatoria -----				104

Por codos equivalentes:

$$104 (25 \cdot 4 / 12) + 316.78 =$$

$$L. E. = 1183.45 \text{ pies}$$

CÁLCULO DE FLUJO DE VAPOR MÁXIMO QUE LLEGA A CADA EQUIPO:

Para el cálculo de cada equipo, se harán las medidas de las tuberías a partir del manifold 2, y luego se sumará la longitud equivalente obtenida en el punto anterior.

DEPARTAMENTO DE FABRICACIÓN CENTROS

MEZCLADORA DE COMPUESTO 16 Y 21:

- Longitud de tubería 17.2 mts (56.433 pies)
- Diámetro de tubería alimentación: 1"
- Presión de alimentación: 125 Psi
- Presión de consumo: 40 Psi
- Pérdidas por accesorios:

CUADRO 2

ACCESORIO	DIAMETRO (en Plg)	CANTIDAD	FACTOR	TOTAL
Válvula de compuerta	2	1	1.5	1.5
	1 1/2	1	1.1	1.1
Válvula de globo	1	1	20	20
Codos 90	1 1/2	3	2.7	8.1
	1	4	1.8	7.2
Te	1 1/2	3	6.7	20.1
Reduccion	---	1	0.4	0.4
			TOTAL-----	58.4

Entonces, calculando:

$$L.E = 58.4 (25 \times 1) / 12 + 56.43 + 1183.45 = 1361.55$$

- Calculando el Factor de caída de presión (F),
se procede a la utilización de la siguiente fórmula:

$$(P1 - P2) / L = F$$

Donde:

- P1 = Factor basado en la presión inicial
- P2 = Factor basado en la presión final
- L = Longitud equivalente de la tubería
- F = Factor de caída de presión.

Los factores P1 y P2 se determinan a partir de la tabla 1.2 :

P1 a la Palimentación (125 Psi)= 14340

P2 a la Pconsumo (40 Psi) = 2340

$F = (14340 - 2340) / 1361.55$

$F = 8.81$

Ahora se recurre a la tabla 1.3 donde con los datos de F y Diámetro de tubería de alimentación, y se busca la capacidad en Lbs/ hr para determinar el flujo de vapor:

De tabla 1.3: se tiene que para un F = 8 un flujo de 400 lb/hr y para un F = 10 un flujo de 460 lb/hr.

Interpolando para F = 8.81 obtenemos un valor de **424.3 lb/hr de vapor.**

- Ahora se procede a la Determinación de la Energía Aprovechada en la máquina:

Vapor requerido = 424.3 lb/hr a 40 psig (54.7 psia) .

--Se halla primero el contenido de energía del vapor que

llega al equipo:

de tablas del vapor saturado, a 54.7 psia, se tiene:

Presión (Psia)	Entalpía del vapor (Btu/ lb) (h_g)	Entalpía de Vaporización (h_{fg})
50	1174.1	923.9
54.7	x	x
60	1177.6	915.4

Interpolando hallamos que $h_g = 1175.75 \text{ btu/ lb}$

$h_{fg} = 919.4 \text{ btu/lb}$

El contenido de energía en el vapor es: $1175.75 \text{ btu/lb} * 424.3 \text{ lb/hr} = 0.49887 \text{ Mbtu/hr}$

-- Ahora se halla la energía aprovechada por el equipo:

$919.4 \text{ btu/lb} * 424.3 \text{ lb/hr} = 0.390101 \text{ Mbtu/hr}$

-- La energía eliminada en el condensado es la diferencia

entre la total del vapor y la aprovechada por el equipo:

$0.49887 - 0.39 = 0.108768 \text{ Mbtu/hr.}$

(Mbtu/hr = millones de btu/hr).

FILTRO PRENSAS (Chicle Regular y bum):

- Longitud de tubería = 24.9 mts (81.7 pies)
- Diámetro de tubería de alimentación = 1/2
- Presión de alimentación: 125 Psi
- Presión de consumo: 40 Psi
- Pérdidas por accesorios:

TABLA 1.2

FACTORES DE PRESIÓN PARA TUBERÍA

Presión (Psi/g)	Volumen (pies ³ /lb)	Factor de Presión	Presión (Psi/g)	Volumen (pies ³ /lb)	Factor de Presión	Presión (Psi/g)	Volumen (pies ³ /lb)	Factor de Presión	Presión (Psi/g)	Volumen (pies ³ /lb)	Factor de Presión
0	24.7	183	66	5.4	4980	132	3.1	15770	198	2.2	32370
1	25.1	210	67	5.4	5060	133	3.1	15980	199	2.2	32460
2	23.7	235	68	5.3	5200	134	3.1	16190	200	2.2	32610
3	22.4	265	69	5.2	5320	135	3	16400	201	2.2	32950
4	21.3	295	70	5.2	6440	136	3	16620	202	2.1	33560
5	20.3	325	71	5.1	5560	137	3	16840	203	2.1	33860
6	19.4	355	72	5.1	5690	138	3	16990	204	2.1	34120
7	18.6	380	73	5	5820	139	3	17180	205	2.1	34450
8	17.8	423	74	5	5950	140	2.9	17470	206	2.1	34760
9	17.1	460	75	4.9	6080	141	2.9	17680	207	2.1	35060
10	16.5	500	76	4.9	6210	142	2.9	17910	208	2.1	35290
11	15.9	540	77	4.8	6350	143	2.9	18190	209	2.1	35700
12	15.3	580	78	4.8	6490	144	2.9	18360	210	2.1	35990
13	14.8	625	79	4.7	6630	145	2.8	18580	211	2.1	36320
14	14.3	670	80	4.7	6770	146	2.8	18790	212	2.1	36630
15	13.9	715	81	4.6	6910	147	2.8	19020	213	2	36940
16	13.5	760	82	4.6	7050	148	2.8	19250	214	2	37260
17	13.1	810	83	4.6	7190	149	2.8	19480	215	2	37590
18	12.7	860	84	4.5	7330	150	2.8	19710	216	2	37890
19	12.4	910	85	4.5	7470	151	2.8	19950	217	2	38210
20	12.1	965	86	4.4	7610	152	2.7	20180	218	2	38550
21	11.7	1020	87	4.4	7760	153	2.7	20510	219	2	38880
22	11.4	1075	88	4.4	7910	154	2.7	20850	220	2	39160
23	11.1	1135	89	4.3	8060	155	2.7	20690	221	2	39510
24	10.8	1195	90	4.3	8210	156	2.7	21130	222	2	39830
25	10.6	1255	91	4.2	8360	157	2.7	21580	223	2	40150
26	10.4	1315	92	4.2	8510	158	2.7	21610	224	2	40490
27	10.1	1385	93	4.2	8660	159	2.6	21850	225	1.9	40820
28	9.9	1445	94	4.1	8820	160	2.6	22110	226	1.9	41110
29	9.7	1525	95	4.1	8980	161	2.6	22350	227	1.9	41440
30	9.5	1595	96	4.1	9140	162	2.6	22590	228	1.9	41780
31	9.3	1665	97	4	9300	163	2.6	22830	229	1.9	42100
32	9.1	1735	98	4	9460	164	2.6	23150	230	1.9	42450
33	8.9	1805	99	4	9620	165	2.6	23350	231	1.9	42790
34	8.7	1875	100	3.9	9790	166	2.5	23600	232	1.9	43100
35	8.6	1945	101	3.9	9960	167	2.5	23840	233	1.9	43470
36	8.4	2020	102	3.9	10130	168	2.5	24110	234	1.9	43810
37	8.2	2100	103	3.8	10300	169	2.5	24150	235	1.9	44150
38	8.1	2180	104	3.8	10470	170	2.5	24320	236	1.9	44490
39	8	2260	105	3.8	10640	171	2.5	24880	237	1.9	44830
40	7.8	2340	106	3.7	10810	172	2.5	25140	238	1.8	45200
41	7.7	2420	107	3.7	10980	173	2.5	25400	239	1.8	45530
42	7.4	2500	108	3.7	11155	174	2.4	25670	240	1.8	45870
43	7.4	2590	109	3.6	11335	175	2.4	25990	241	1.8	46220
44	7.3	2680	110	3.6	11515	176	2.4	26200	242	1.8	46580
45	7.2	2770	111	3.6	11695	177	2.4	26450	243	1.8	46935
46	7.1	2860	112	3.6	11875	178	2.4	26720	244	1.8	47272
47	7	2950	113	3.5	12055	179	2.4	27010	245	1.8	47632
48	6.9	3040	114	3.5	12235	180	2.4	27280	246	1.8	47995
49	6.8	3130	115	3.5	12420	181	2.4	27540	247	1.8	48362
50	6.7	3225	116	3.5	12610	182	2.3	27830	248	1.8	48707
51	6.6	3325	117	3.4	12800	183	2.3	28090	249	1.8	49079
52	6.5	3425	118	3.4	12990	184	2.3	28380			
53	6.4	3525	119	3.4	13180	185	2.3	28650			
54	6.3	3625	120	3.4	13370	186	2.3	28920			
55	6.2	3725	121	3.3	13560	187	2.3	29200			
56	6.1	3825	122	3.3	13750	188	2.3	29480			
57	6.1	3925	123	3.3	13940	190	2.3	29770			
58	6	4045	124	3.3	14140	191	2.2	30040			
59	5.9	4155	125	3.3	14340	192	2.2	30340			
60	5.8	4265	126	3.2	14540	193	2.2	30630			
61	5.8	4370	127	3.2	14740	194	2.2	30910			
62	5.7	4485	128	3.2	14940	195	2.2	31200			
63	5.6	4600	129	3.2	15140	196	2.2	31490			
64	5.6	4720	130	3.1	15350	197	2.2	31770			
65	5.5	4840	131	3.1	15560	198	2.2	32070			

TABLA 1.3

CAPACIDAD DE TUBERIA Y FACTORES DE CAIDA DE PRESIÓN

DIAMETRO DE TUBERIA (EN PIES)

F	1/2	3/4	1	1 1/2	1 3/4	2	2 1/2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
0.009						62	113	185	408	735	1220	1875	2800	3580	4700	5150	7750
						8	9	10	12	16	18	20	20	23	23	26	28
0.010					30	70	128	210	480	830	1350	2050	2930	4010	5150	5930	8720
					8	9	10	12	14	19	20	22	23	26	26	30	31
0.013			22	38	61	117	240	430	830	1380	2100	3040	4180	5480	6000	8000	
			6	8	9	10	12	14	16	20	22	24	26	30	33	36	
0.016			26	42	61	108	270	550	1070	1760	2630	3770	5200	6800	8000	11200	
			9	10	11	14	16	18	22	24	26	30	33	35	36	40	
0.020			18	29	49	102	187	303	685	1210	1970	2890	4250	5820	7800	10000	
			6	10	10	12	15	19	24	27	30	33	35	40	42	45	
0.026	9.2		19	33	53	115	210	342	785	1370	2220	3350	4800	6500	8500	11300	
	6		10	11	12	14	16	20	23	26	30	35	38	44	47	51	
0.030	9.0		20	36	59	127	231	380	830	1500	2450	3700	5300	7300	9500	12500	
	9		10	12	14	15	19	22	26	30	33	40	40	42	48	52	
0.036	9.8		21	39	64	137	250	410	900	1625	2650	4000	5700	7800	10500		
	8		10	13	14	16	20	24	28	32	35	43	45	48	53	57	
0.040	10.8		23	42	69	148	270	442	970	1760	2860	4300	6170	8500	11250		
	10		12	14	16	18	23	26	31	36	40	46	50	55	60	65	
0.050	4	11.6	26	48	78	167	303	500	1100	1875	3220	4800	6800	9600	12700		
	6	10	14	16	19	21	26	28	34	40	45	50	56	62	70	73	
0.060	4.4	13.2	28	52	81	184	338	560	1220	2090	3680	5400	7850	10700	14000		
	8.9	12	14	17	20	23	28	30	36	43	50	58	60	68	70	80	
0.070	4.8	14.3	31	57	93	200	365	588	1320	2370	3980	5810	8300	11500	15200		
	9.6	12	16	18	21	20	30	33	40	47	55	63	65	75	78	87	
0.080	5.2	15	33	61	100	215	390	642	1420	2650	4450	6300	9000	12250	16100		
	10.4	14	18	20	22	27	33	38	45	50	60	65	70	75	82	89	
0.10	5.8	17.5	38	60	105	241	440	725	1500	2850	4700	7100	10000	13800	18300		
	11.6	16	20	23	26	30	35	40	50	60	70	70	80	85	92	109	
0.13	6.7	20.1	44	79	130	280	510	830	1870	3300	5400	8100	11500	16000	21400		
	13.4	16	23	26	30	36	40	45	60	70	80	90	90	100	107	125	
0.16	7.5	22.5	49	88	145	312	570	935	2060	3700	6020	9000	13200	18000	24000		
	15	20	26	30	33	40	45	50	70	80	90	100	100	105	120	130	
0.20	8.5	25.5	55	99	155	363	640	1050	2300	4150	6780	10300	14700	20200	27000		
	17	23	30	33	36	45	50	60	75	90	100	100	115	120	135	145	
0.25	9.6	28.8	62	112	184	400	722	1180	2600	4700	7800	11700	16700	23000	30300		
	19.2	26	30	37	40	50	50	70	80	100	110	120	130	135	152	163	
0.30	10.7	32.1	73	123	202	440	800	1320	2980	5200	8400	12800	18500	25300	33800		
	21.4	30	36	41	45	55	55	74	90	105	120	130	145	150	169	180	
0.35	11.5	34.8	74	133	220	478	840	1420	3110	5630	9180	14000	20000	27400	36300		
	23	30	36	45	50	60	70	80	100	115	130	140	160	175	185	205	
0.40	12.4	37.4	80	143	237	513	930	1630	3550	6070	9950	15000	22500	30400	40000		
	24.8	33	40	47	54	65	80	90	110	125	140	150	175	190	210	228	
0.50	14	42.1	90	162	268	578	1050	1725	3800	6800	11200	17000	24200	33200	44000		
	28	36	45	54	66	70	90	100	120	140	165	170	190	200	220	237	
0.60	15.4	46.6	99	177	282	638	1150	1900	4180	7500	12200	18700	26800	35700	48500		
	30.8	40	50	59	70	80	95	105	130	155	180	190	220	240	262	284	
0.70	16.8	50.7	108	195	320	690	1260	2060	4630	8220	13400	20200	28000	38000	52700		
	33.6	45	54	62	70	80	90	100	120	140	165	185	200	230	260	282	
0.80	18	54.4	118	208	342	744	1350	2220	4850	8800	14400	21800	31000	42600	58500		
	36	50	60	70	80	95	115	130	150	180	200	220	250	260	295	331	
1.0	20	61.8	130	234	388	840	1550	2500	5800	10000	16300	24500	35000	48000	64000		
	40	60	70	78	90	100	125	140	160	200	230	250	300	320	342	375	
1.3	23.3	71	150	270	445	975	1770	2800	6300	11000	18700	28200	41000	55800	73700		
	46.6	80	90	100	100	120	140	160	200	230	260	295	360	380	414	430	
1.6	28.1	80	168	300	500	1090	2000	3220	7100	12800	21300	31500	46500	62200	82000		
	56.2	70	80	100	120	140	160	190	230	260	300	320	360	400	410	459	
2.0	28.5	80	180	345	570	1225	2230	3550	8000	14500	23700	35500	51500	70500	93000		
	59	90	100	115	125	160	180	200	260	300	330	360	400	425	455	492	
2.5	33.5	101	213	390	640	1390	2530	4120	9000	16400	26500	39500	58000	80000	105000		
	67	80	100	130	140	180	200	230	300	330	360	400	445	475	525	560	
3.0	37	108	238	430	700	1530	2800	4550	9900	18000	29300	43400	64000	89000	117000		
	74	100	120	143	160	195	230	260	330	360	410	440	495	520	585		
3.6	40	117	255	469	765	1680	3000	4920	10700	19500	31800	46800	69500	96000			
	80	100	140	166	190	205	255	290	350	400	455	470	535	565			
4.0	43	127	275	500	820	1790	3250	5300	11800	20900	34000	50000	74800				
	86	120	140	167	190	230	265	310	380	430	490	500	575				
5.0	49	143	310	565	930	2000	3680	6000	13100	23500	39500	58000	86000				
	98	140	160	188	200	260	300	350	420	480	550	560	640				
6.0	53	158	342	625	1020	2200	4080	6500	14500	25800	42500	62000	92000				
	106	140	180	208	230	290	330	380	460	540	610	630	720				
7.0	57.8	171	371	680	1120	2400	4400	7200	16700	29000	48000	70000	105000				
	115.2	160	200	225	260	300	360	400	480	560	640	680	780				
8.0	62	183	400	727	1200	2600	4700	7800	18900	32000	52000	76000	115000				
	124	180	200	242	280	330	400	435	540	630	720	750	870				
10.0	70	208	450	820	1350	2900	5300	8600	20000	35000	57000	84000	125000				
	140	180	230	273	300	360	425	490	610	710	810	850	990				
13.0	80	239	520	950	1580	3320	6100	9900									
	160	200	260	317	360	435	490	565									
16.0	90	287	680	1260	1750	3720	6900	11000									
	180	230	300	363	40												

CUADRO 3

ACCESORIO	DIAMETRO (en Plg)	CANTIDAD	FACTOR	TOTAL
Válvula de compuerta	2	1	1.5	1.5
	1 1/2	1	1.1	1.1
	3/4	1	0.5	0.5
Válvula de Globo	3/4	1	15	15
Codos 90	1 1/2	3	2.7	8.1
	3/4	4	1.3	5.2
	1/2	1	0.9	0.9
Te	1 1/2	2	6.7	13.4
	3/4	1	3.4	3.4
Reducidores	-----	2	0.4	0.4
			TOTAL---	49.9

- Calculando la longitud equivalente:

$$L.E = 49.9 (25 \cdot 1/2) / 12 + 1183.45 + 81.7 = 1317.13 \text{ pies}$$

- Calculando el factor de pérdidas de presión (F) :

$$P1 \text{ a } 125 \text{ psi} = 14340$$

$$P2 \text{ a } 40 \text{ psi} = 2340$$

$$F = (14340 - 2340) / 1317.13 = 9.11$$

- Calculando el flujo de vapor:

De tabla 1.2 se tiene: 8 ---- 62 lb/hr

10 ---- 70 lb/hr

Interpolando entre estos valores, se tiene que para 9.11 el flujo de vapor es de **66.44 lb / hr.**

Esto es para cada una de las líneas de los filtro prensas, que en este caso son dos.

- Calculando la energía aprovechada en el equipo:

Vapor requerido: 66.44 lb/hr a 40 psig (55 psia)

-- Contenido de energía en el vapor: de tablas de vapor saturado

$$h_g = 1175.85 \text{ btu/lb}$$

$$h_{fg} = 919.4 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Energía en el vapor} = 1175.85 \text{ btu/lb} * 66.44 \text{ lb/hr} = 78088.2 \text{ btu/hr} \text{ ó } (0.078088 \text{ Mbtu/hr})$$

$$\text{-- Energía aprovechada: } 919.4 \text{ btu/lb} * 66.44 \text{ lb/hr} = 61057.35 \text{ btu/hr} \text{ ó } (0.061057 \text{ Mbtu/hr})$$

$$\text{-- Energía en condensado: } 78088.2 - 61057.35 = 17024.21 \text{ btu/hr.}$$

Estos datos corresponden a cada una de las líneas de los filtro prensas, que en total son dos.

• MEZCLADORAS DE GOMA: (regular y bum)

- Longitud de tubería = 15.3 mts (50.2 pies)

- Diámetro de tubería de alimentación = 1/2

- Calculando las pérdidas por accesorios:

- Presión de alimentación: 125 Psi

- Presión de consumo: 25 Psi

CUADRO 4

ACCESORIO	DIAMETRO (en P/g)	CANTIDAD	FACTOR	TOTAL
	2	1	1.5	1.5
Válvula de compuerta	3/4	1	0.5	0.5
Válvula de globo	1/2	1	10	10
	2	2	3.6	7.2
Codos 90	3/4	5	1.3	6.5
	2	1	9	9
Te	3/4	1	3.4	3.4
Reducidores	----	2	0.4	0.8
			TOTAL-----	38.9

- Calculando la Longitud equivalente:

$$L. E. = 38.9 (25 \times 1/2) / 12 + 1183.45 + 50.2 = 1274.17 \text{ pies}$$

- Calculando Factor de caída de presión:

De tabla 1.2 P1 a 125psi = 14340

y P2 a 25 psi = 1255

$$F = (14340 - 1255) / 1274.17 = 10.27$$

- Calculando el flujo de vapor:

De tabla 1.3, se tiene: para 10 ---- 70 lbs/hr

13 ---- 80 lbs/hr

Interpolando se tiene un flujo de vapor de **70.9 lbs/hr.**

- Calculando la Energía aprovechada en el equipo:

Vapor requerido: 70.9 lb/hr a 25 psig (40 psia)

- Contenido de energía en el vapor: de tablas de vapor saturado

$$h_g = 1169.8 \text{ btu/lb}$$

$$h_{fg} = 933.6 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Energía en el vapor} = 1169.8 \text{ btu/lb} \times 70.9 \text{ lb/hr} = 82938.82 \text{ btu/hr} \quad \text{ó} \quad (0.082938 \text{ Mtu/hr})$$

$$\text{-- Energía aprovechada: } 933.6 \text{ btu/lb} \times 70.9 \text{ lb/hr} = 66192.24 \text{ btu/hr} \quad \text{ó} \quad (0.066192 \text{ Mtu/hr})$$

$$\text{-- Energía en condensado: } 82938.82 - 66192.24 = 16746.58 \text{ btu/hr.}$$

Esta es la energía para cada una de las mezcladoras.

- MARMITAS PARA JARABE:

- Longitud de tubería = 69.35mts (227.54 pies)

- Diámetro de tubería de alimentación = 1/2

- Calculando las pérdidas por accesorios:

CUADRO 5

ACCESORIO	DIAMETRO (en Plg)	CANTIDAD	FACTOR	TOTAL
Válvula de compuerta	2	1	1.5	1.5
	1	1	0.7	0.7
Válvula de globo	1/2	2	10	20
Codos 90	2	3	3.6	10.8
	1 1/2	3	2.7	8.1
	1	1	1.8	1.8
	1/2	8	0.9	7.2
Te	2	2	9	18
	1 1/2	4	6.7	26.8
	1	2	4.4	8.8
	1/2	2	2.2	4.4
Reductores	-----	3	0.4	1.2
			TOTAL-----	109.3

- Calculando la Longitud equivalente:

$$L. E. = 109.3 (25 \cdot 1/2) / 12 + 1183.45 + 227.54 = 1524.84 \text{ pies}$$

- Calculando Factor de caída de presión: (De tabla 1.2)

$$P1 \text{ a } 125 \text{ psi} = 14340$$

$$\text{y } P2 \text{ a } 35 \text{ psi} = 1945$$

$$F = (14340 - 1945) / 1524.84 = 8.13$$

- Calculando el flujo de vapor:

De tabla 1.3, se tiene: para 8 ---- 62 lbs/hr

10 ---- 70 lbs/hr

Interpolando se tiene un flujo de vapor de 62.52 lbs/hr.

- Calculando la Energía aprovechada en el equipo:

Vapor requerido: 62.52 lb/hr a 35 psig (50 psia)

- Contenido de energía en el vapor: de tablas de vapor saturado

$$h_g = 1174.1 \text{ btu/lb}$$

$$h_{fg} = 923.9 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Energía en el vapor} = 1174.1 \text{ btu/lb} * 62.52 \text{ lb/hr} = 73404.73 \text{ btu/hr ó } 0.073404 \text{ Mbtu/hr}$$

- Energía aprovechada: $923.9 \text{ btu/lb} * 62.52 \text{ lb/hr} = 57762.23 \text{ btu/hr ó } (0.057762 \text{ Mbtu/hr})$

- Energía en condensado: $73404.73 - 57762.23 = 15642.50 \text{ btu/hr.}$

REGENERADOR DE KATHENE PARA BATERÍAS 1,2,3:

- Longitud de tubería = 13 mts (42.65 pies)
- Diámetro de tubería de alimentación = 1/2
- Presión de alimentación: 125 Psi
- Presión de consumo: 50 Psi
- Calculando las pérdidas por accesorios:

CUADRO 6

ACCESORIO	DIAMETRO (en Plg)	CANTIDAD	FACTOR	TOTAL
Válvula de compuerta	2	2	1.5	3
Codos 90	2	2	3.6	7.2
	1 1/2	2	2.7	5.4
Te	1 1/2	1	6.7	6.7
Reducidores	-----	2	0.4	0.8
			TOTAL-----	23.1

- Calculando la Longitud equivalente:

$$L. E. = 23.1 (25 * 1/2) / 12 + 1183.45 + 42.65 = 1250.16 \text{ pies}$$

- Calculando Factor de caída de presión:

$$\text{De tabla 1.2 P1 a } 125 \text{ psi} = 14340$$

$$\text{y P2 a } 50 \text{ psi} = 3225$$

$$F = (14340 - 3225) / 1250.16 = 8.89$$

- Calculando el flujo de vapor:

De tabla 1.3, se tiene: para 8 ---- 62 lbs/hr
 10 ---- 70 lbs/hr

Interpolando se tiene un flujo de vapor de 65.56 lbs/hr

Pero se alimenta a 18 tubos de 1/2 pig, entonces: $65.56 \text{ lbs/hr} * 18 = 1180.08 \text{ lb/hr}$

- Calculando la Energía aprovechada en el equipo:

Vapor requerido: 1180.08 lb/hr a 50 psig (65 psia)

-- Contenido de energía en el vapor: de tablas de vapor saturado

Psia	hfg	hg
60	915.4	1177.6
70	907.8	1180.6

Interpolando, tenemos: $hfg = 911.6 \text{ btu/lb}$

$hg = 1179.1 \text{ btu/lb}$

-- Energía en el vapor = $1179.1 \text{ btu/lb} * 1180.08 \text{ lb/hr} = 1.3914 \text{ Mbtu/hr}$

-- Energía aprovechada: $911.6 \text{ btu/lb} * 1180.08 \text{ lb/hr} = 1.07576 \text{ Mbtu/hr}$

-- Energía en condensado: $1.3914 - 1.07576 = 0.31564 \text{ Mbtu/hr}$.

REGENERADOR DE KATHENE PARA BATERÍA 4:

- Longitud de tubería = 20.65 mts (67.75pies)
- Diámetro de tubería de alimentación = 1 1/2
- Presión de alimentación: 125 Psi
- Presión de consumo: 90 Psi
- Calculando las pérdidas por accesorios:

CUADRO 7

ACCESORIO	DIAMETRO (en Pig)	CANTIDAD	FACTOR	TOTAL
Válvula de compuerta	1 1/2	2	1.1	2.2
Válvula de globo	2	1	40	40
	2	3	3.6	10.8
Codos 90	1 1/2	3	2.7	8.1
Reductores	-----	2	0.4	0.8
			TOTAL ----	61.9

- Calculando la Longitud equivalente:

$$L. E. = 61.9 (25 \times 1 \frac{1}{2}) / 12 + 1183.45 + 67.75 = 1444.64 \text{ pies}$$

- Calculando Factor de caída de presión:

$$\text{De tabla 1.2 P1 a 125psi} = 14340$$

$$\text{y P2 a 90 psi} = 8210$$

$$F = (14340 - 8210) / 1444.64 = 4.24$$

- Calculando el flujo de vapor:

De tabla 1.3, se tiene: para 4 ---- 500 lbs/hr

5 ---- 565 lbs/hr

Interpolando se tiene un flujo de vapor de **515.6 lbs/hr.**

- Calculando la energía aprovechada en el equipo:

Vapor requerido: 515.6 lb/hr a 90 psig (105 psia)

-- Contenido de energía en el vapor: de tablas de vapor

saturado e interpolando entre 100 y 120 psia:

$$hfg = 880.5 \text{ btu/lb}$$

$$hg = 1188 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Energía en el vapor} = 1188 \text{ btu/lb} \times 515.6 \text{ lb/hr} = \mathbf{0.61253 \text{ btu/hr}}$$

$$\text{Energía aprovechada: } 80.5 \text{ btu/lb} \times 1188 \text{ lb/hr} = \mathbf{0.453985 \text{ btu/hr}}$$

$$\text{Energía en condensado: } 0.61253 - 0.453985 = \mathbf{0.158545 \text{ btu/hr.}}$$

En el cuadro 8, se muestra el resumen de la Demanda Actual de Vapor en la planta.

Utilizando el mismo procedimiento aplicado a los equipos anteriores, pueden calcularse también las longitudes equivalentes; para el resto de equipos utilizados en planta y que se detallan en el cuadro 8 (Fabricación Hall's, tanques agua caliente, lavandería, cafetería).

CUADRO 8**DEMANDA ACTUAL DE VAPOR EN PLANTA EXCHIC**

DEPARTAMENTO	MAQUINA	PRESIÓN (PSI)	FLUJO VAPOR (Lb/hr)	TOTALES POR DEPTO.
FABRICACION CENTROS	- Mezclad. Comp.	40	424.3	764.82
	- Filtro Prensas	40	199.32	
	- Mezclad. Goma	35	141.2	
RECUBIERTO	- Marmitas de jarabe	35	375.12	2242.40
	- Regen.Kathab 1,2,3	50	1180.08	
	- Regen.Kathab 4	90	515.6	
	- Agua caliente aire	60	171.6	
FAB. HALL'S	- Disolvedora	60	617.4	1136.46
	- Cocedora	80	519.06	
LAVANDERIA	- Secadora	110	27.67	87.67
	- Planchadora	50	60.0	
CAFETERIA	- Marmita p/ cocinar	40	61.34	61.34
GENERALES	- Agua caliente p/servicios	100	38.45	38.45
	T O T A L ----	-----	-----	4331.14

Analizando la situación actual de la demanda actual de vapor versus la capacidad de la caldera, se tiene que la caldera tiene capacidad de producir 34.5 lb vapor/ hr-HP, la caldera es de 150 HP, entonces:

$$34.5 * 150 = 5175 \text{ lb vapor/ hr}$$

Por lo tanto, la caldera es capaz de producir por año:

$$5175 \text{ lb vapor/hr} * 24 \text{ hr/día} * 365 \text{ días/año} = 45.333 \text{ Mib vapor/año}$$

Con lo que deducimos que la caldera tiene capacidad suficiente para cubrir la demanda de vapor de la planta.

Además debemos recordar que se han calculado las capacidades máximas de flujo de vapor por tubería a las condiciones dadas y que no necesariamente es lo que consume cada máquina, por lo que en realidad la demanda es menor a lo calculado, aproximadamente entre un 35 A 40% menos. Al calcular en esta forma la demanda de vapor, nos aseguramos totalmente de que la caldera será capaz de cubrirla trabajando los equipos al máximo de la capacidad de la tubería.

CUADRO 9
REQUERIMIENTO ACTUAL DE ENERGÍA EN PLANTA EXCHIC

DEPARTAMEN.	MAQUINA	ENERGIA VAPOR (Mbtu/hr)	APROVECHADA (Mbtu/hr)	EN CONDENSADO (Mbtu/hr)
FABRICACION CENTROS	- Mezclad. Comp.	0.49887	0.390101	0.108768
	- Filtro Prensas	0.23426	0.183171	0.051072
	- Mezclad. Goma	0.165174	0.131824	0.03335
RECUBIERTO	- Marmitas de jarabe	0.440424	0.346572	0.093852
	- Regen.Kalhab 1,2,3	1.3914	1.07576	0.31564
	- Regen.Kalhab 4	0.61253	0.453985	0.158545
	- Agua caliente aire	0.202805	0.155186	0.047619
FAB. HALL'S	- Disolvedora	0.729674	0.558345	0.17328
	- Cocedora	0.615742	0.482793	0.152948
LAVANDERIA	- Secadora	0.032916	0.024512	0.008403
	- Planchadora	0.070746	0.054696	0.01650
CAFETERIA	- Marmita p/ cocinar	0.072126	0.056411	0.015715
GENERALES	- Agua caliente p/servicios	0.045740	0.034062	0.01677
	T O T A L ----	5.112407	3.927418	1.192462

Según datos del fabricante la caldera debe producir 6,277,700 Btu/hr, al comparar, vemos que aún existe margen para ampliaciones futuras. Se recalca que estos datos están asociados con el flujo de vapor calculado en el punto anterior, por lo que implica que estos son los máximos valores alcanzables y que en la realidad, son menores en un 35 a 40%.

1.4 ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DEL CICLO DE VAPOR

Existen varios factores que influyen en la eficiencia de un ciclo de vapor; todas las acciones que se lleven a cabo para mejorar el aspecto energético del sistema de vapor repercute directamente en la eficiencia del ciclo.

Si quisiéramos obtener de manera exacta la eficiencia del ciclo de vapor, debería realizarse en cada máquina un Balance de Energía, el cual trasciende de los objetivos del presente trabajo de tesis. Además de contar con ciertas limitantes que impiden realizar un estudio de este tipo. A continuación, se describirá el proceso de la realización de un Balance de Energía y a la vez se irán mencionando las limitantes que se presentan para realizar este tipo de estudio en la planta:

El balance de energía se basa en el principio de Conservación de la Energía, el cual establece que "la energía no se crea ni se destruye, solo se transforma". El balance de energía no es más que una contabilidad energética aplicada a cada una de las corrientes del proceso en el cual se enfoca nuestro estudio.

Partiendo del principio de Conservación de la Energía, se establece que la energía que transporta el vapor es transmitida a la sustancia que ha de calentarse. La energía no transmitida al proceso de calentamiento, se elimina en la corriente de condensado.

Para el cálculo de la cantidad y contenido de energía del vapor que entra al proceso, es necesario disponer de los siguientes datos:

- Presión de vapor
- Temperatura del vapor
- Temperatura de entrada del material por calentar
- Temperatura de salida del material
- Densidad del material
- Calor específico del material .

En referencia a estos datos y utilizando las tablas de vapor, se calcula la cantidad de vapor entrando al proceso. Si no existen pérdidas de vapor en el proceso, podrá especificarse que las libras de condensado equivalen a las libras de vapor entrando al proceso.

Los requerimientos de calor sensible como en el cálculo de calentamiento de sustancias, involucra la capacidad calorífica de dicha sustancia.

LIMITANTES

I. En planta Exchic existen pérdidas de vapor por distintas

razones:

- Mal trabajo en la operación, en las áreas de utilización del vapor su manejo no es el más adecuado , se

abren válvulas que dan a la atmósfera sin previo aviso y a cada instante, y provocan pérdidas de vapor innecesarias, se dejan abiertas válvulas de condensado que van a dar al desagüe y no se cierran. Aparte de esto, existen muchas fugas producidas en tuberías, trampas, accesorios. Esto indica que existen muchas pérdidas en el sistema de vapor de la planta, el cual habría que controlar al máximo a la hora de realizar un balance de energía.

- II. En los procesos de goma de mascar y caramelo, se tienen materias primas que deben calentarse, y se desconoce la capacidad calorífica de estas materias. Por ejemplo, para el proceso de goma se utilizan dos materias primas conocidas como compuesto 16 y compuesto 21, se cargan en estado sólido y deben mezclarse para producir una sola materia en estado líquido y a 90 °C conocida como Compuesto Modificado, las capacidades caloríficas de dichos compuestos son desconocidas, incluso en las afiliadas de la compañía en el extranjero se desconocen estos datos.

Debido a estas limitantes, se estudiará la eficiencia desde el punto de vista de los aspectos que incrementan la eficiencia en los sistemas de vapor.

La eficiencia de un sistema de vapor se puede mejorar si son atendidos cuidadosamente los tres puntos básicos tratados en el presente trabajo de tesis: generación de vapor, distribución de vapor y consumo de vapor.

Generación de vapor:

- Tratamiento químico adecuado del agua fresca de alimentación a la caldera.
- Regulación y control de flujos de purga del agua de la caldera.
- Controlar el exceso de aire.
- Regulación de la carga de operación de la caldera.
- Ajuste de los controles automáticos de la caldera.
- Ajuste del quemador.

Distribución del vapor:

- Aislamiento térmico de las tuberías de vapor y retorno de condensado, así como los accesorios que lo conforman.
- Evitar fugas de vapor.

Consumo del vapor:

- Uso de presiones y temperaturas de vapor adecuadas.
- Aislamiento térmico de áreas del equipo donde hayan considerables pérdidas de calor por radiación y convección.
- Especificación de dimensionamiento y ubicación adecuada de las trampas de vapor.

La supervisión continua de los aspectos mencionados en estos tres puntos, así como su soporte mediante un programa riguroso de mantenimiento preventivo-correctivo, hará posible que las plantas industriales reduzcan considerablemente sus costos, permitiéndoles mantenerse en la dinámica competencia económica.

Basado en estos puntos, en el desarrollo del presente trabajo de tesis, demostrarán las oportunidades de ahorro energético que se tienen y por ende la mejora de la eficiencia del ciclo de vapor.

CAPÍTULO 2

CONDICIONES ACTUALES DE LOS DIFERENTES BLOQUES DEL SISTEMA DE VAPOR

A continuación, se describirá cada bloque que conforma el sistema de vapor (generación, distribución, condensado) con su análisis respectivo de la manera en que actualmente se está administrando la energía en cada uno de ellos en la Planta. Al final del capítulo, se presentará un resumen de las pérdidas de energía y el costo que representan.

2.1 GENERACIÓN

a) **DATOS GENERALES DEL ELEMENTO GENERADOR DE VAPOR:** (a partir de este punto al Elemento Generador de Vapor se le llamará "Caldera".)

La caldera que se posee en la planta produce vapor para uso industrial.

Los datos generales se enuncian a continuación:

Marca:	CLEAVER BROOKS.
Caballaje:	150 BHP.
Modelo:	CB600-150.
Serie:	L-64999.
Presión máxima:	150 PSI
Capacidad térmica:	6,277,700 BTU/hr.
Capacidad de evaporación:	5,175 Lb vapor/hr.
Combustible:	BÚNKER "C" (fuel oil #6).
Capacidad normal de agua:	7,250 Lbs.
Eficiencia:	80 - 87 % máximo
Presión de operación :	125 PSI

Además de los datos generales presentados, existen otros datos importantes que deben conocerse para poder tratar a este equipo de la mejor manera y cuanto más se conozca sobre sus datos importantes, mejor servicio podrá prestársele además de poderlo evaluar con mayor certeza.

NORMAS BÁSICAS DE DISEÑO:

Esto se refiere al diseño básico de la caldera, y son estas normas las que más inciden en la eficiencia (ver figura 1):

- a.- Cuatro pasos de los gases: los gases de combustión fluyen por la caldera cuatro veces, transmitiendo su calor al agua en la caldera. La alta velocidad en los gases, necesaria para lograr una buena transferencia del calor, se mantiene mediante una reducción efectiva de la sección transversal por donde se desplazan los gases.
- b.- Cinco pies cuadrados por caballo: una superficie de transferencia de calor adecuada significa larga vida de la caldera.
- c.- Tiro Forzado: la caldera controla y suministra su propio aire justamente en la cantidad correcta para una combustión eficiente. El aire y el combustible se proporcionan correctamente para cada condición de carga.
- d.- Horno inferior: El horno inferior se encuentra debajo de la línea de centros del cuerpo de la caldera, con lo cual se tiene un margen de seguridad adecuado entre el horno y el nivel de agua dentro de la caldera.

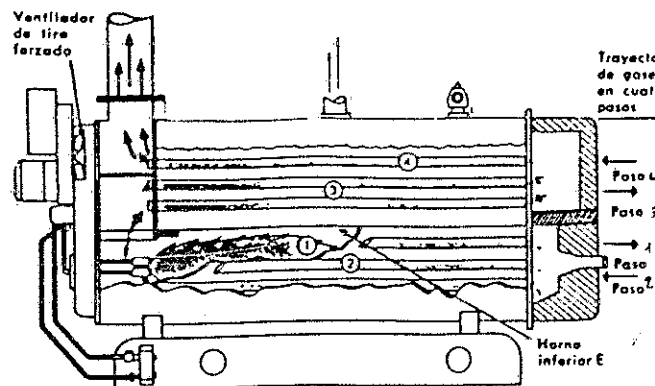


FIGURA 1

OPERACIÓN SILENCIOSA: esto se logra mediante un impulsor sin vibraciones y por la cámara de aire en la tapa frontal que amortigua el sonido del aire (ver figura 2).

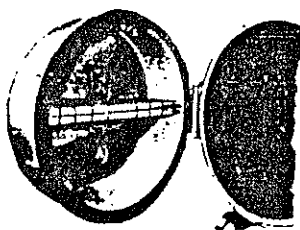


**VENTILADOR
SIN CAJA
EXCLUSIVO.**

FIGURA 2

PUERTAS GIRATORIAS: las puertas van montadas en bisagras, o soportadas por brazos giratorios. Esto significa un rápido acceso a los tubos de fuego (ver figura 3).

AISLAMIENTO DE FIBRA DE VIDRIO: colocado en fábrica, debajo de una cubierta protectora metálica de gran resistencia, hace que el cuarto de la caldera se conserve fresco.



**PUERTAS
EMBISAGRADAS**

FIGURA 3

TABLERO DE CONTROL MODULANTE: gabinete de control a la altura de los ojos del operador, controles de combustión centralizados que contiene el arrancador magnético del motor ventilador, controles de programación, interruptores y el control electrónico de falla de flama, protegiendo a la caldera contra falla de flama ya que estos controles son sumamente sensibles a la presencia o ausencia de flama. Los controles de programación proveen la secuencia adecuada de encendido para una operación confiable y segura. Otras protecciones que contiene son contra temperatura, presión y bajo nivel de agua (ver figura 4).

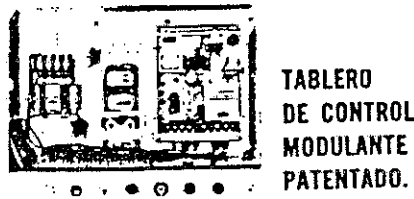


FIGURA 4

PURGA DE ACEITE A LA LÍNEA DE COMBUSTIBLE: el aire es introducido a la línea de abastecimiento de combustible y forza a salir el aceite de la tubería del quemador y de la boquilla. La flama se mantiene hasta que se consume todo el aceite. El siguiente encendido se hace con aceite caliente. No hay goteo de combustible o boquillas carbonizadas (ver figura 5).

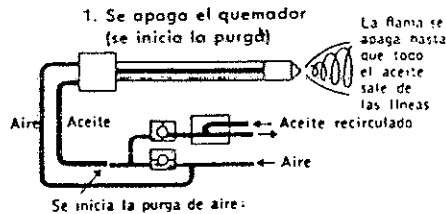


FIGURA 5

Además se tiene también:

- Un calentador de combustible combinado, eléctrico y de vapor, que precalienta el aceite pesado y permite un flujo real de aceite en los arranques en frío.
- Un Controlador de aceite combustible exclusivo combina todos los aparatos de medición, tales como reguladores y válvulas usadas en el sistema de aceite; éste sirve como normalizador de calor para permitir que el aceite fluya fácilmente (ver figura 6), con una leva que controla el flujo de combustible, diseñada de tal manera, que proporciona el aire requerido para la combustión del aceite o gas. Un orificio variable asegura excelente característica de flujo con respecto a la viscosidad del aceite. Para cualquier carga se mantiene exacto control aire-aceite (ver figura 7). Y en conjunto con el Control de Aire de Compuerta Rotatoria, con acción de autolimpieza ofrece control adecuado del aire y estabilidad en la combustión. En conjunto con la leva, provee exactas relaciones aire-aceite tan necesarias para mantener una alta eficiencia en la combustión (ver figura 8).



FIGURA 6

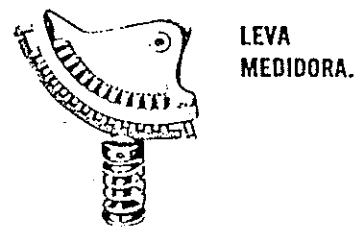


FIGURA 7

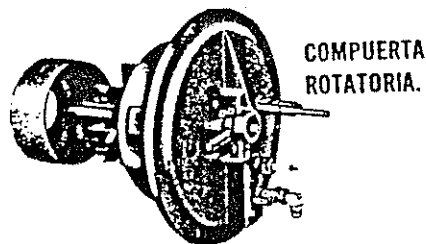


FIGURA 8

b) ANÁLISIS DE LAS CONDICIONES DE LOS HUMOS PRODUCIDOS POR EL ELEMENTO GENERADOR DE VAPOR (CALDERA).

Los productos que se originan en la combustión completa de un combustible son CO_2 , H_2O , N_2 y O_2 . La presencia de CO indica que la combustión es incompleta. La presencia del 1% de CO en los gases de escape representará una disminución de la eficiencia de la caldera del 4.5%. Generalmente se considera que altas lecturas o proporciones de CO_2 son indicadoras de una buena combustión y, por lo tanto, de altas eficiencias. Tales lecturas no son satisfactorias cuando se consideran separadamente de la determinación de CO .

La presencia de CO indica que hay falta de oxígeno en la combustión, es por esto que se recomienda tener un exceso calculado de aire en la combustión, además la falta de oxígeno provoca hollín.

Tampoco debe tenerse mucho exceso de aire, ya que representaría pérdidas de combustible, debido a que este sobre-exceso que no reacciona en la combustión se calentará, robando combustible para esto. Se recomienda mantener el exceso de aire entre un 5% a 10%.

Más adelante se mostrará cómo se calcula el % de exceso de aire. Para analizar los gases de la chimenea, se utiliza un aparato conocido con el nombre de ANALIZADOR ORSAT, que se encarga de separar los gases y evaluar los porcentajes en los que se encuentran.

2.1.b.1 TEMPERATURA DE GASES DE CHIMENEA:

Este es otro punto importante que se debe considerar. Si la temperatura de la chimenea es mayor de 150°F (65°C) sobre la temperatura de vapor, se considera que está alta, y esto quiere decir que la transferencia de calor de la caldera es ineficiente.

La solución es la limpieza de tubos y ajuste del quemador. Si esto no reduce la temperatura de la chimenea, es porque se tiene un diseño ineficiente. La alta temperatura de gases en la chimenea significa desperdicio de calor.

En la Planta:

La lectura de la temperatura de gases de la chimenea en la caldera de la planta, es de: $T_{\text{gases}} = 388.4^\circ\text{F}$ (198°C).

Analizando si la temperatura se encuentra alta:

La temperatura del vapor a 120psi, según tablas de vapor saturado (Apéndice B, Tabla I) es de 341.27°F (171.82°C).

Por lo que se tiene: $388.4 - 341.27 = 47.13^\circ\text{F}$

Por lo que se puede concluir que la transferencia de calor en la caldera de la planta se encuentra excelente, ya que la T_{gases} está por encima de la T_{vapor} 47.13°F .

Periódicamente deben analizarse los gases de la chimenea, asegurándose revisar el oxígeno (O_2), monóxido de carbono (CO), así como también el dióxido de carbono (CO_2).

La tabla 2.1 ilustra los porcentajes de CO₂ que sirven de indicadores de cómo está la combustión en la caldera. Además debe tenerse claro que NO debe existir CO y que el % de O₂ debe estar entre 1 y 2%.

TABLA 2.1
PORCENTAJES DE CO₂ EN GASES DE CHIMENEA

GRADO	GAS	ACEITE #2	ACEITE #6
Excelente	10	12.8	13.8
Bueno	9	11.5	13.0
Regular	8.5	10.0	12.5
Malo	Menos de 8	Menos de 9	Menos de 12

El análisis Orsat, en humos de combustión de la caldera de la planta, reveló los siguientes datos:

CO₂ = 12.0%

O₂ = 5.5%

CO = 0.

Si se hace referencia a la tabla 2.1, se puede observar que el % de CO₂ de los humos de combustión de la caldera de la planta, se encuentran dentro del rango mínimo. El O₂ se encuentra alto, ya que la recomendación es mantenerlo entre 1 y 2%.

Con este análisis, puede procederse a calcular las pérdidas que se producen a causa del exceso de aire encontrado en los gases de combustión.

2.1.b.2 CÁLCULO DE PÉRDIDA POR EXCESO DE AIRE:

Para el cálculo de la pérdida por exceso de aire, se necesitan saber ciertos datos:

- El aire necesario para quemar el búnker C se ha establecido que es de 15.05 kg de aire/kg de búnker C.
- El consumo de búnker C de la caldera es de aproximadamente 10.55 gls/hr (253 gls/día), dependiendo de la carga de trabajo, puede variar hasta 20 gls/hr (480 gls/día) trabajando 24 hrs diarias.
- Un galón de búnker C pesa 8.09 lbs.
- El precio actual de un galón de búnker C es de Q.3.625 (\$0.625).
- La composición de aire es de la siguiente manera:

<u>ELEMENTOS</u>	<u>%PESO</u>	<u>%VOLUMEN</u>
Oxígeno (O ₂)	23	21
Nitrógeno (N ₂)	77	79

Con estos datos presentes, se procede a calcular el aire en exceso que existe en la combustión, a partir del análisis Orsat.

Para este fin puede utilizarse la siguiente fórmula:

$$Ae = \frac{\%O_2}{0.266*(100 - \%O_2 - \%CO_2) - \%O_2} * 100$$

aplicando la fórmula

$$Ae = \frac{5.5}{0.266*(100 - 5.5 - 12) - 5.5} * 100$$

$$Ae = 33.44\% \text{ (Aire en exceso en la combustión)}$$

- Ahora se calcula el peso del búnker consumido por hora.

La caldera consume 20gls/hr de búnker C

los Kg de búnker/hr son,

$$20 \text{ gls búnker/hr} * 8.09 \text{ lbs/gl búnker} * 1\text{kg}/2.2\text{lbs} =$$

$$\text{Kg búnker/hr} = 73.55$$

- Se calcula el aire alimentado.

El aire necesario para quemar búnker C es 15.05 kg aire/kg búnker.

$$\text{Aire alimentado} = (\text{aire necesario}) * (\text{exceso aire}) * (\text{consumo Búnker})$$

$$\text{Aire alimentado} = 15.05\text{kg aire/kg búnker} * 1.3344 * 73.55 \text{ kg búnker/hr}$$

$$\text{Aire alimentado} = 1477.08 \text{ Kg aire/hr.}$$

- Se calcula la cantidad de O₂ y N₂ alimentado.

$$\text{Cantidad de O}_2 = (\text{Aire alimentado}) * (\% \text{ en peso de O}_2)$$

$$\text{Cantidad de O}_2 = 1477.08 \text{ kg aire/hr} * 0.23$$

$$\text{Cantidad de O}_2 = 339.73 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Cantidad de N}_2 = (\text{Aire alimentado}) * (\% \text{ en peso de N}_2)$$

$$\text{Cantidad de N}_2 = 1477.08 * 0.77$$

$$\text{Cantidad de N}_2 = 1137.35 \text{ kg/hr.}$$

- Se calcula el exceso de O₂ y N₂.

$$\text{Exceso de O}_2 = \text{Kg O}_2/\text{hr} * Ae$$

$$\text{Exceso de O}_2 = 339.73 * 0.3344 = 113.61 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Exceso de N}_2 = \text{Kg N}_2/\text{hr} * Ae$$

$$\text{Exceso de N}_2 = 1137.35 * 0.3344 = 380.33 \text{ kg/hr.}$$

- Se calcula la pérdida de calor sensible.

Para calcular esta pérdida se utiliza la siguiente fórmula

$Q = m * Cp * (T_{gases} - T_{amb})$ donde $m =$ kg de exceso/hr

donde $Cp =$ Calor Especifico en Btu/kg^oF

$T_{gases} =$ temperatura de gases en ^oF

$T_{amb} =$ temperatura ambiente en ^oF

Para O₂, $Q = 113.61 * 0.2305 * (388.4 - 84.2) = 7966.12$ Btu/hr.

Para N₂, $Q = 380.33 * 0.2515 * (388.4 - 84.2) = 29,097.64$ Btu/hr

El calor total arrastrado por el aire en exceso será:

$$Q_t = 7966.12 + 29,097.64$$

$$Q_t = 37,063.76 \text{ Btu/hr}$$

- La pérdida de Búnker C sería.

Pérdida de búnker = calor sensible perdido/poder calorífico búnker

Pérdida de búnker = $(37,063.76 \text{ btu/hr}) / (152,000 \text{ btu/gl})$

Pérdida de búnker por hora = 0.2438 gls

$$\text{por día} = 0.2438 * 24 = 5.852 \text{ gls}$$

$$\text{por año} = 5.852 * 365 = 2136.04 \text{ gls}$$

- La pérdida en quetzales sería:

$$\text{por hora} = 0.2438 * 3.625 = \text{Q } 0.88$$

$$\text{por día} = 5.852 * 3.625 = \text{Q } 21.21$$

$$\text{por año} = 2136.04 * 3.625 = \text{Q } 7,743.15$$

Del presente análisis, puede observarse que el exceso de aire sí tiene influencia en los costos del sistema de vapor y que indudablemente si no se atiende más de cerca este problema tiende a incrementarse.

c) EFICIENCIA ESTIMADA DEL ELEMENTO GENERADOR DE VAPOR (CALDERA).

(ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL VAPOR)

EFICIENCIA - SUS EFECTOS EN LOS COSTOS:

La primera consideración que debe hacerse al seleccionar una caldera debe ser la de los costos de operación y no la del costo inicial. La diferencia de costos de operación entre una caldera 70% eficiente y otra que es 80% eficiente puede vencer rápidamente las diferencias en el costo inicial.

La eficiencia es un asunto de diseños de la caldera y del quemador. Una caldera eficiente aprovechará al máximo el calor contenido en los gases de combustión; un quemador eficiente quemará el combustible

completamente sin grandes cantidades de exceso de aire. Una lectura elevada del contenido de CO₂ en los gases de escape indica una operación eficiente del quemador y bajas temperaturas de los gases de escape indican diseño y operación eficientes de la caldera.

La alta eficiencia reduce costos:

El costo del vapor puede ser reducido si la caldera opera con una alta eficiencia. La eficiencia de la caldera está determinada por dos factores:

- I.- El diseño de la misma y la limpieza de las superficies de calefacción.
- II.- El diseño del quemador y la posibilidad de que éste se pueda ajustar y pueda sostener las relaciones adecuadas de aire-combustible.

I.- Diseño de la caldera: el diseño de la caldera y la limpieza de las superficies de calefacción por ambos lados, en el de fuego y en el de agua, son factores que permiten que el calor de la combustión se transmita al agua de la caldera. Un buen diseño y superficies limpias, dan como resultado una máxima transferencia de calor y menos pérdida de calor en la chimenea. Diseños antiguos, incrustaciones u hollín en los tubos de la caldera, reducen la transferencia del calor, lo que hace que la temperatura de los gases en la chimenea aumenten y el resultado es una reducción en la eficiencia de operación de la caldera.

II.- Diseño del quemador: todos los quemadores necesitan cierto exceso de aire del teóricamente requerido para quemar completamente algún determinado combustible. Si hay insuficiencia de aire, el fuego producirá humo y hará que los tubos se llenen de hollín y carbono. Por otro lado, si se utiliza aire en exceso, el aire que no es necesitado en la combustión se calienta debido a la misma combustión, saliendo por la chimenea, con lo cual se produce una pérdida de calor. Las proporciones adecuadas de aire-combustible son importantes para la eficiente operación.

2.1.c.1 TIPOS DE EFICIENCIA

1. Eficiencia de combustión: ésta es la efectividad del quemador y se refiere a la habilidad de quemar completamente el combustible. Un buen diseño de quemador debe operar con poco exceso de aire, mientras convierte todo el combustible a energía utilizable.

2. Eficiencia combustible-vapor: ésta es la razón de Btu de salida dividido los Btu de entrada y es la medida correcta a usar cuando se determinan costos de combustión. Esta incluye pérdidas por radiación y convección al cuarto de calderas. Las pérdidas por radiación y convección deben variar de acuerdo con el tamaño de la caldera y presión de operación y varía entre un fabricante y otro. La tabla 2.2 muestra las pérdidas por convección y radiación en porcentajes de acuerdo a la presión de operación de la caldera y al porcentaje de carga que presente. Estas pérdidas son consideradas constantes en Btu/hr. La eficiencia combustible-vapor (o en sus siglas en Inglés FTSE = fuel to steam efficiency), tiene dos componentes:

- El primer componente es la temperatura de los gases. La temperatura debe ser baja para un mejor trabajo; esto nos indica una buena transmisión de calor.
- El segundo componente es el CO₂, debe mantenerse alto y constante, sin CO y poco O₂.

La combinación de estos dos componentes, más el uso de la tabla para Pérdidas por Temperatura en Gases de Chimenea (tabla 2.3), y agregando luego las pérdidas por radiación y convección, se resta de 100% y se obtiene la eficiencia combustible-vapor.

A continuación, se detalla el procedimiento para el cálculo de esta eficiencia, aplicándolo al caso de la planta:

I.- Equipo requerido:

- Analizador de gases Orsat.
- Termómetro.
- Tabla de pérdidas por radiación y convección (tabla 2.2).
- Tabla de pérdidas por temperatura en gases de chimenea (tabla 2.3).

II.- Procedimiento:

- Obtenga la medida de CO_2 , CO y O_2 .

En la sección 2.1.b, se obtuvieron estos datos $\% \text{CO}_2 = 12$

$\% \text{O}_2 = 5.5$

- Restar la temperatura ambiente a la temperatura de gases de chimenea en $^{\circ}\text{F}$.

$$T_{\text{gases}} = 388.4$$

$$T_{\text{amb}} = 84.2$$

$$388.4 - 84.2 = 304.2 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

- Con estos datos, referirse a la tabla 2.3 y obtener % de pérdida por temperatura de gases de combustión.

Con 12% de CO_2 y 304 $^{\circ}\text{F}$, de tabla 2.3 se tiene 13% de pérdidas.

- Obtener de tabla 2.2 un porcentaje apropiado de pérdidas por radiación y convección y sumarlo al inciso anterior.

De tabla 2.2 se tomará el valor de pérdidas de 3%.

- Sumar las pérdidas y restarlas de 100; esto da la eficiencia.

$$FTSE = 100 - 13 - 3 = 84\%$$

Además, también es posible verificar este valor por medio de la gráfica 2.A, utilizando los datos de 12% de CO_2 y 304 $^{\circ}\text{F}$, al plotear en la gráfica, se observa que el resultado es el mismo.

Esta es la eficiencia de la caldera, la cual está en un porcentaje alto, a pesar de que el % de CO_2 está en el mínimo, sin embargo la temperatura de los gases es baja, lo que nos ayuda a mantener una buena eficiencia.

TABLA 2.2

CALDERAS DE MODELO CLEVER BROOKS

PÉRDIDAS POR RADIACIÓN Y CONVECCIÓN - II

% DE CARGA	100 - 350 BHP		400 - 800 BHP	
	Presión de oper.	Presión de oper.	Presión de oper.	Presión de oper.
	10 PSIG	125 PSIG	10 PSIG	125 PSIG
25%	3.80%	5.10%	3.20%	4.40%
50%	1.90%	2.60%	1.60%	2.20%
75%	1.30%	1.70%	1.10%	1.50%
100%	1%	1.40%	0.80%	1.10%

TABLA No. 2.3

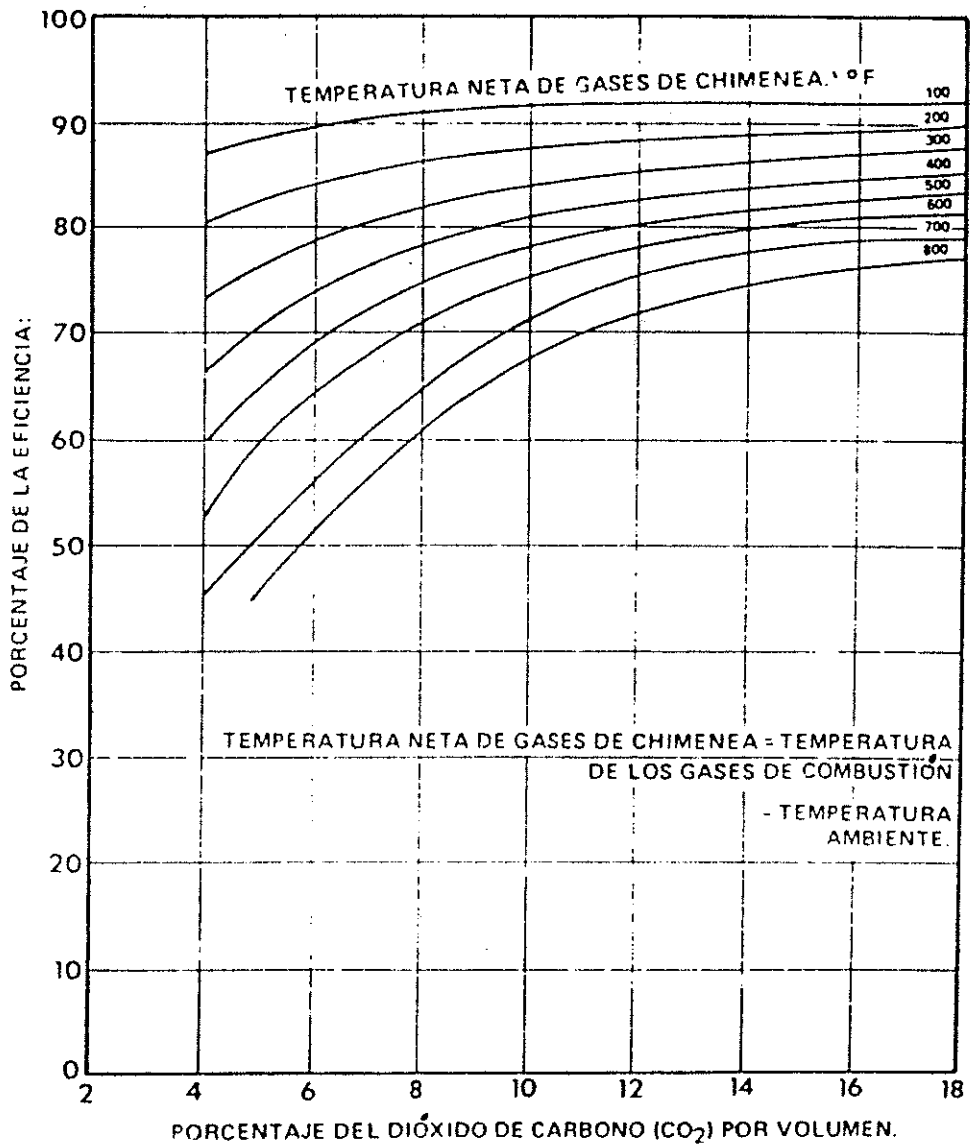
PERDIDAS POR TEMPERATURA EN GASES DE CHIMENEA

En %

%	DIFERENCIA ENTRE TEMPERATURA DE GASES Y TEMPERATURA AMBIENTE EN °F																												
	200	220	240	260	280	300	320	340	360	380	400	420	440	460	480	500	520	540	560	580	600	620	640	660	680	700	750	800	
CO2																													
3	24.5	26.5	28.05	30.2	32.2	34.5	36.5	38.2	40.4	42.2	44.4	46.4	48.2	50	52.3	54.3	56.3	58.2	60.3	62	64.1	66.2	68.1	70.1					
3.5	21.8	23.4	25.2	26.8	28.6	30.4	32.1	33.8	35.5	37.4	39	40.6	42.2	44	45.6	47.5	49.2	51	52.8	54	56	57.8	59.9	61.1	63	64.9	69		
4	19.8	21.2	22.8	24.2	25.7	27.3	28.8	30.2	31.6	32.5	34.8	36.3	37.8	39.4	40.8	42.2	43.8	45.1	46.9	48.2	49.8	51.2	52.9	54.2	56	57.8	61.1	66	
4.5	18.2	19.4	20.8	22.2	23.5	24.8	26.2	27.4	28.8	30.4	31.5	33	34.2	35.4	37	38.1	39.4	41	42.2	43.5	45	46.3	47.9	49	50.1	51.9	55	58.2	
5	16.8	18	19.3	20.4	21.7	22.8	23.2	25.3	26.6	27.8	29	30.3	31.4	32.6	33.8	35.3	36.2	37.5	38.8	39.8	41	42.3	43.8	44.9	46.1	47.5	50.1	53.6	
5.5	15.8	16.8	18	19.2	20.3	21.3	22.5	23.5	24.6	25.8	26.9	28	29.2	30.2	31.4	32.5	33.5	34.7	35.8	37	37.9	39.2	40.1	41.3	42.3	43.8	46.1	49.1	
6	14.8	15.8	16.9	18	19	20	21.1	22	23.1	24.2	25.2	26.3	27.3	28.2	29.3	30.3	31.3	32.3	33.5	34.3	35.3	36.3	37.5	38.3	39.7	40.5	43	45.8	
6.5	14.3	15.2	16.1	17.1	18	18.9	19.9	20.8	21.8	22.8	23.7	24.6	25.5	26.5	27.5	28.5	29.4	30.4	31.4	32.3	33.4	34.3	35.1	36.1	37.1	38	40.2	42.8	
7	13.5	14.4	15.3	16.2	17.1	17.9	18.8	19.7	20.6	21.5	22.4	23.3	24.2	25	25.8	26.8	27.7	28.6	29	30.2	31.2	32.2	33	33.9	34.9	35.8	37.9	40.1	
7.5	13	13.8	14.6	15.5	16.3	17.3	18	18.8	19.7	20.6	21.4	22.2	22.9	23.7	24.6	25.4	26.3	27.2	27.9	28.8	29.6	30.5	31.2	32.1	33	34.9	36.8	39.4	
8	12.5	13.3	14.1	14.8	15.7	16.4	17.3	18	18.8	19.6	20.4	21.2	21.9	22.7	23.5	24.2	25	25.8	26.6	27.4	28.2	29	29.9	30.8	31.5	32.1	34.1	36	
8.5	12.2	12.8	13.6	14.4	15.1	15.7	16.6	17.3	18	18.7	19.6	20.3	21	21.6	22.5	23.3	23.9	24.7	25.5	26.2	26.8	27.6	28.2	29.1	29.9	30.8	32.6	34.2	
9	11.7	12.4	13.2	13.8	14.6	15.3	15.9	16.6	17.4	18.1	18.8	19.5	20.2	20.8	21.6	22.3	22.9	23.7	24.4	25	25.7	26.5	27.1	27.9	28.7	29.4	31.1	32.9	
9.5	11.4	12.1	12.7	13.4	14.1	14.7	15.4	16	16.7	17.5	18.1	18.7	19.4	20	20.7	21.4	22.1	22.8	23.5	24	24.7	25.4	26.1	26.8	27.5	28.1	29.8	31.2	
10	11.2	11.7	12.3	13	13.7	14.4	14.8	15.5	16.2	16.8	17.5	18.2	18.7	19.4	20	20.6	21.3	21.9	22.6	23.2	23.8	24.5	25.1	25.8	26.4	27	28.7	30.1	
11	10.6	11.3	11.8	12.4	12.9	13.5	14.2	14.7	15.3	15.8	16.5	17	17.6	18.2	18.8	19.4	20	20.6	21.2	21.7	22.3	22.9	23.5	24.1	24.8	25.2	26.8	28.1	
12	10.2	10.7	11.3	11.7	12.3	12.8	13.4	13.8	14.5	15.1	15.6	16.2	16.7	17.2	17.8	18.3	18.8	19.4	19.9	20.4	21	21.6	22.1	22.7	23.1	23.8	25	26.4	
13	10.3	10.8	11.3	11.8	12.3	12.8	13.3	13.8	14.4	14.8	15.4	15.8	16.3	16.8	17.3	17.9	18.4	18.9	19.3	19.8	20.4	20.9	21.4	21.9	22.4	23.8	24.9		
14	9.8	10.4	10.8	11.4	11.8	12.3	12.8	13.3	13.7	14.3	14.7	15.2	15.6	16.2	16.6	17.1	17.5	18	18.5	18.8	19.6	19.9	20.4	20.9	21.2	22.5	23.7		
15	10.2	10.6	11	11.4	11.8	12.4	12.7	13.3	13.7	14.2	14.6	15	15.4	15.8	16.4	16.8	17.3	17.7	18.2	18.6	19	19.5	19.9	20.3	21.5	22.6			
16	10.3	10.7	11.1	11.5	11.8	12.3	12.8	13.3	13.7	14	14.4	14.8	15.3	15.7	16.2	16.6	16.9	17.4	17.9	18.2	18.8	19.1	19.5	20.6	21.6				

GRAFICA 2.A

EFICIENCIA DEL ELEMENTO GENERADOR DE VAPOR



2.1.c.2 ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL VAPOR EN LA PLANTA:

El costo del vapor en la planta es un dato muy importante que se debe saber, ya que refleja la eficiencia en función de su utilización y administración. Este valor adquiere significado cuando se presenta en forma de índices de costos que lo relacionan con datos de producción.

Para la determinación del costo del vapor, hay que tomar en cuenta los siguientes parámetros:

- Presión de vapor.
- Eficiencia de la caldera.
- Precio del combustible.
- Temperatura del condensado.

El cálculo del costo del vapor se efectúa con base en los datos anteriormente expuestos, tomando como referencia la entalpía del vapor. A continuación, se procede a determinar el costo del vapor que se produce en la planta.

Datos:

- * El vapor se produce a 125psi (vapor saturado).
- * La temperatura del agua de alimentación a la caldera es de 140°F.
- * La eficiencia de la caldera es de 84%.
- * El precio del combustible actualmente es de Q.3.625 por galón.

- Se calcula el calor contenido en el vapor a 125psi,

de tablas del vapor $h_g = 1191.05 \text{ btu/lb}$

- Se obtiene la energía térmica en el agua de alimentación,

de tablas del vapor, a 140°F, $h_f = 107.95 \text{ btu/lb}$

Energía requerida para evaporar el agua $1191.05 - 107.95 \text{ btu/lb} = 1083.1 \text{ btu/lb}$.

- Se calcula la energía del combustible requerida para la producción del vapor.

$Q_{\text{vapor}} / \text{FTSE} = 1083.1 \text{ btu/lb} / 0.84 = 1289.40 \text{ btu/lb}$.

- Se calcula el costo de la energía del combustible,

Poder calorífico del búnker C es 152,000 btu/gal, entonces

$Q3.625/\text{gal} * \text{gal}/0.152\text{Mbtu} = Q.23.85/\text{Mbtu}$

- El costo del vapor producido a 125psi sería

$Q23.85/10^6\text{btu} * 1289.40 \text{ btu/lb} = Q.0.0304/\text{lb} = \text{COSTO DEL VAPOR}$

De esto se puede deducir que si en la planta se están produciendo 4331.14 lb vapor/hr, cada hora que se produce esta cantidad de vapor cuesta $4331.14 \text{ lb vapor/hr} * Q0.0304/\text{lb vapor} = Q131.67/\text{hr}$.

O sea que cada hora que se produce esta cantidad de vapor, el costo de esta cantidad es de Q131.67.

d) TRATAMIENTO DE AGUA DE ALIMENTACIÓN ACTUAL:

El agua de alimentación que abastece la caldera está formada por el condensado de retorno y el agua fresca después de un tratamiento químico automático.³

El agua fresca es tratada para evitar la corrosión, prevenir incrustaciones, controlar los lodos, evitar la fragilización cáustica, impurezas en las superficies conductoras de calor y la contaminación del vapor, también para mantener dentro de límites satisfactorios las condiciones generales del agua.

El tratamiento interno requiere cantidades apropiadas de productos químicos que reaccionan con las impurezas residuales presentes en el agua de alimentación. La prevención de corrosión en la caldera se realiza manteniendo un estado alcalino en el agua, situación que se expresa en términos de pH, o bien en alcalinidad total. Debido a la aplicación de los químicos se forman lodos o sólidos, los cuales deben ser expulsados, esto se logra con la Purga; es decir que el tratamiento de agua va directamente relacionado con la purga ya que el tratamiento define cómo debe purgarse la caldera. La aplicación de estos químicos a la caldera en la planta, se logra por medio de un sistema automático que bombea el batch de solución al agua de alimentación en forma controlada.

Los químicos utilizados para formar el batch son 3 que se mezclan y cada uno cumple una misión:

Producto 1: contiene sulfito de sodio catalizado; es un removedor, que sirve para evitar el ataque del oxígeno que produce corrosión. La corrosión en la caldera puede suceder por condiciones ácidas del agua o por el contenido de gases disueltos como el oxígeno (O_2) y el dióxido de carbono (CO_2).

El CO_2 se combina con el agua formando ácido carbónico (H_2CO_3) que ataca el hierro formando carbonatos de hierro. El oxígeno a su vez reacciona con los carbonatos de hierro para formar óxido de hierro, liberando ácidos nuevos, que provoca la corrosión del cuerpo de la caldera.

El producto 1 se encarga de evitar la reacción del oxígeno, además previene las incrustaciones. Al operar la caldera, puede aumentarse la concentración de las sales minerales. Este aumento de concentración, junto al aumento de presión y temperatura hacen que los minerales disueltos pierdan su cualidad de mantenerse en solución, precipitándose en el interior de la caldera, formando depósitos cristalinos y lodos. Este proceso se inicia en las partes más calientes.

El producto 1 también contiene polifosfatos de sodio que reaccionan con las sales contenidas en el agua, formando precipitados blandos y aumentando la solubilidad de las sales. La adición de fosfatos como anti-incrustantes es muy conocida desde principios de siglo, de manera que algunos industriales se ven tentados a utilizar Fosfato Trisódico u otro fosfato y soda cáustica, pero pueden formar incrustaciones lodosas, según la combinación de químicos utilizada.

Producto 2: el oxígeno es removido dentro de la caldera por medio del sulfito de sodio, lo cual ya fue tratado en el punto anterior. Sin embargo el CO_2 no es removido por ningún tratamiento interno de la caldera. Todo lo contrario, el CO_2 que ingresa en el agua de alimentación, se ve aumentado por la producción de grandes cantidades del mismo en el interior de la caldera al descomponerse los bicarbonatos. Este CO_2 sale de la caldera en forma gaseosa junto con el vapor, al enfriarse y condensarse el vapor, el CO_2 se disuelve en el agua formando ácido carbónico (H_2CO_3) el cual es altamente corrosivo, y causa daños en el sistema de condensados y equipos.

Para evitar la corrosión por la formación de H_2CO_3 , se puede agregar a la caldera productos alcalinos volátiles a base de aminas, que es lo que contiene el producto 2.

Las aminas se evaporan junto con el agua pasando al condensado y neutralizando el H_2CO_3 .

Producto 3: previene la formación de incrustaciones de carbonatos de calcio y magnesio a través de la formación de cristales irregulares que no se adhieren a la superficie del metal, además fluidiza y acondiciona los lodos en la caldera de tal manera que puedan ser fácilmente expulsados a través de la purga normal. Modifica físicamente la materia suspendida en partículas extremadamente finas, dispersándolas y evitando su adherencia al metal.

Actualmente el proveedor tiene como recomendación de aplicación de estos productos las siguientes dosificaciones:

Producto 1	Dosificación: 850 ml/día
Producto 2	Dosificación: 500 ml/día
Producto 3	Dosificación: 850 ml/día

Los resultados del análisis de agua con este tratamiento se ven en el siguiente inciso, que corresponde a la purga de la caldera.

e) PURGA DEL ELEMENTO GENERADOR DE VAPOR (CALDERA):

La purga consiste en extraer agua de la caldera, para disminuir sólidos disueltos suspendidos (lodos). Un exceso de los mismos, puede ocasionar problemas de arrastre. La cantidad de agua que se va a purgar en una caldera dependerá de los siguientes factores:

- La cantidad de agua que evapora.
- Contenido de minerales disueltos y sólidos en suspensión en el agua de alimentación.
- Cantidad y tipo de productos químicos agregados para tratar el agua.

Al aumentar la cantidad de agua evaporada, se tendrá que aumentar la cantidad de tratamiento químico y esto aumenta aún más los sólidos que se introducen a la caldera con su correspondiente efecto sobre la purga.

El ahorro de energía es fundamental y por lo tanto debe de recordarse que en cada purga, se bota gran cantidad de energía; es muy importante por lo tanto, a la hora de escoger un tratamiento químico, utilizar aquel que introduzca menos sólidos. Es muy probable, y en realidad así sucede, que el producto más caro sea el más económico, pues además de aplicarse menores o iguales dosis, la pérdida de combustible disminuye al bajar la purga, con el consiguiente ahorro.

El tratamiento de agua de alimentación, acompañado de unos procedimientos de purga, es importante para mantener las superficies de calefacción de la caldera libre de incrustaciones y así, poder prolongar la vida

de la misma. Los consultores en tratamiento de agua de alimentación son las personas idóneas; ellos analizarán el agua y recomendarán el tratamiento adecuado basado en el análisis y cantidad de agua de relleno que se usará.

Exceso de purga:

El problema del exceso de purga se debe a que se requiere regular la concentración de los sólidos en la caldera sólo a base de purgas exageradamente continuas. Sin embargo, esto conlleva al incremento del consumo de combustible, debido a que en la purga se pierde vapor y agua caliente, que en otros términos, significa perder energía.

La ABMA (Asociación Americana de Manufactureros de Calderas) recomienda los siguientes valores de análisis:

CUADRO 10
VALORES MÁXIMOS RECOMENDADOS POR LA A.B.M.A DE SÓLIDOS TOTALES SEGÚN
LA PRESIÓN DE TRABAJO

PRESIÓN DE TRABAJO PSI	SÓLIDOS TOTALES PPM
0 - 300	3500
301 - 450	3000
451 - 600	2500
601 - 750	2000
751 - 900	1500
901 - 1000	1250
1001 - 1500	1000
1501 - 2000	750
2000 - MÁS	500

Ahora bien, el proveedor encargado del tratamiento químico de la caldera de la planta hace la observación que con los productos que se están dosificando al agua de alimentación de la caldera, se tiene la capacidad de mantener los sólidos disueltos en 2500 ppm sin necesidad de purgar la caldera con exceso.

A continuación, se muestran los resultados del análisis de agua de alimentación y agua de la caldera obtenidos por el proveedor:

Antes del análisis: la purga se está realizando DOS VECES POR TURNO.

La dosificación de químicos es la descrita en el Inciso anterior.

CUADRO 11
ANÁLISIS DE AGUA DE LA CALDERA DE LA PLANTA

MUESTRA DE	MEDICIÓN	ESTANDAR
pH	10.5	10.5 - 11.5
Dureza total ppm CaCO ₃	10.0	0
Alcalinidad total ppm CaCO ₃	360	400 - 900
Cloruros, ppm Cl	180	Máx 200
Total sólidos disueltos ppm	1200	Máx 2500
Soda cáustica NaOH	200	Máx 850
Fosfatos ppm PO ₄	100	30 - 60
Sulfitos ppm SO ₃	20	20 - 40

Total de sólidos disueltos en agua de alimentación: 150 ppm

OBSERVACIONES: (hechas por el proveedor luego de realizar el análisis)

*Alcalinidad por abajo del valor mínimo y pH en el mínimo.
Total de sólidos disueltos, el nivel está muy bajo, y denota deficiencias en la purga de la caldera.
Además el análisis denota altos fosfatos, cuando no se están utilizando fosfatos.
El residual de sulfitos en el mínimo y existe presencia de dureza dentro de la caldera.*

RECOMENDACIONES:

Cambiar forma de dosificación, ahora dosificar en 55 galones de agua de la siguiente manera:

*Producto 1 2.5 gls
Producto 2 1.0 gls
Producto 3 3.0 gls*

*Volver a preparar el batch cuando se vacíe totalmente la carga de 55 gls.
Reducir la purga a UNA DIARIA durante 5 segundos.*

Las recomendaciones se seguirán y luego se realizará otro análisis de agua; los resultados obtenidos luego de estas recomendaciones se revisarán y analizarán en el capítulo 3 del presente trabajo.

A partir de los datos obtenidos, debe recordarse siempre lo siguiente:

Las impurezas en el vapor pueden ser sólidos que consisten en:

- Alcalis
- Sales alcalinotérricas presentes en el agua de la caldera, tales como: cloruros, sulfatos, fosfatos y silicatos.

Por esto debe mantenerse un control sobre estos elementos químicos para evitar la formación de sólidos que vienen a elevar el nivel de sólidos disueltos.

Cálculo de pérdidas en purga:

Luego de obtener los resultados del análisis del agua de la caldera, puede analizarse la pérdida que se está dando por estar efectuando actualmente un exceso en la purga, lo cual lo vino a demostrar el índice bajo de sólidos disueltos que se encontró en el agua de la caldera.

Calculando la pérdida:

- Producción de vapor/hr de la caldera, que ya fue calculado en el capítulo 1: 4331.14 lb vapor/hr
- Calculando las lbs vapor/hr que se tiran en la purga. Se utilizará la siguiente ecuación, la cual ha sido deducida a base de balance de sólidos y agua que entra y sale de la caldera:

$$\text{Purga Lb vapor/hr} = \frac{\text{TDS}_{\text{agua alimentación}} * \text{Lb vapor/hr producidas por la caldera}}{\text{TDS}_{\text{agua caldera}} - \text{TDS}_{\text{agua alimentación}}}$$

Donde TDS = Total de sólidos disueltos.

$$\text{Purga/1200 TDS} = \frac{150 * 4331.14 \text{ lb/hr}}{1200 - 150} = 618.73 \text{ Lbs vapor/hr.}$$

- Ahora se calcula la energía que se tira por hora en la purga:

Temp. del agua = 140°F, la entalpía del agua a esta temperatura es (hf) 107.95 btu/lb.

Entalpía del vapor a 125 psi = hg = 1191.05 btu/lb.

La diferencia entre ambas entalpías es el calor necesario para evaporar 1 libra de agua:

$(1191.05 \text{ btu/lb} - 107.95 \text{ btu/lb}) * \text{purga para 1200 TDS} =$

$(1191.05 \text{ btu/lb} - 107.95 \text{ btu/lb}) * 618.73 \text{ lb/hr} = 670,151.11 \text{ btu/hr.}$

La energía que se tira por hora por la purga es 670,151.11 btu.

- Se calcula el combustible que se quema para evaporar las libras de vapor que se tiran en la purga:

Gls búnker por hora = $670,151.11 \text{ btu/hr} / 152,000 \text{ btu/gal} = 4.41 \text{ gls/hr.}$

por día = $4.41 \text{ gls/hr} * 24 \text{ hrs} = 105.84 \text{ gls.}$

por año = $105.84 \text{ gls/día} * 365 = 38,631.60 \text{ gls.}$

- Se calcula el dinero que representa este combustible:

Por hora = $4.41 \text{ gls/hr} * 3.625 \text{ Q/gal} = \text{Q15.98.}$

Por día = $105.84 \text{ gls/día} * 3.625 \text{ Q/gal} = \text{Q383.67.}$

Por año = $38,631.60 \text{ gls/año} * 3.625 \text{ Q/gal} = \text{Q140,039.55}$

Puede apreciarse que en la purga, se encuentra gran parte de pérdida en el sistema de vapor. Debe prestársele más atención a la purga de la caldera, para poder obtener ahorros grandes de energía y por ende económicos.

7) MANTENIMIENTO ACTUAL PRESTADO AL ELEMENTO GENERADOR DE VAPOR.

Actualmente a la caldera se le presta únicamente servicio anual, en lo que a mantenimiento planificado se refiere. Cada año se paran las operaciones productivas en la planta, con lo que se aprovecha para prestarle servicio a la caldera. Durante todo el año, la caldera recibe mantenimientos menores y mantenimientos correctivos, pero no se cuenta con un programa pormenorizado para darle servicio durante el año; esto se refiere a prestarle servicio mensual, trimestral, semestral y anual.

A continuación, se presenta el detalle del reporte de mantenimiento que se le prestó a la caldera el último año por un proveedor externo:

REPORTE DE MANTENIMIENTO DE CALDERA DE PLANTA EXCHIC

Nombre de la máquina: *Caldera No. 1*

Marca: *Cleaver Brooks*

Potencia: *150 BHP*

Fecha de reparación: *Diciembre 1, 1994.*

1.- *Se destapó la caldera, lavándose el lado del agua y se limpiaron los tubos; el lavado se realizó a presión.*

- 2.- Se cambió ladrillo refractario a la compuerta trasera, y al anillo se le colocó empaque de asbesto remachado.
- 3.- Cambio de boquilla al quemador.
- 4.- Lámina de aislamiento se enderezó y se le cambiaron empaques de asbesto de 3/8".
- 5.- Se cambió empaque de asbesto a la compuerta delantera.
- 6.- Al cono, cambio de empaques.
- 7.- Se limpiaron filtros al compresor de aire.
- 8.- Ajuste de aire del compresor.
- 9.- Pruebas de encendido a la fotocelda.
- 10.- Revisión y limpieza al nivel de agua, se cambió tubo del nivel de agua y válvula toma muestra.
- 11.- A los man-hall se les cambió empaquetadura de asbesto de 3/8.
- 12.- Se cambiaron las dos válvulas de seguridad.
- 13.- Se revisó válvula de purga.
- 14.- Revisión a presuretroles y moduladores.
- 15.- Al compresor de aire, revisión completa.
- 16.- A la bomba de combustible se le cambió faja y se limpió la bomba.
- 17.- Revisión general a manómetros y termómetros.
- 18.- Se realizó prueba hidrostática a 225 psi durante 40 minutos.

No se encontraron trazas de incrustaciones ni excesivo hollín.

Este fue el reporte presentado por el proveedor encargado de darle servicio a la caldera.

Regularmente a la caldera se le presta el servicio de esta manera, y a pesar de que se encuentra en buenas condiciones, no está de más darle un mejor seguimiento al mantenimiento preventivo de la caldera para evitar problemas posteriores.

2.2 DISTRIBUCIÓN DEL VAPOR

En la presente sección, se muestra cómo está la planta en lo que a distribución del vapor y condensado se refiere, incluyendo ubicación de tuberías, planos generales y específicos, aislamiento, accesorios y otros detalles, que se analizarán para identificar oportunidades de conservación de energía, lo que representa ahorro económico.

a) DISTRIBUCIÓN DE TUBERÍAS EN PLANTA

A continuación, se presentan los planos de la distribución de las tuberías en la planta, divididos por departamento y se identificarán los problemas encontrados en cada uno de los sistemas de tuberías de distribución de vapor para ser analizados cada uno en la sección correspondiente a cada problema, además, se irá describiendo la distribución de las tuberías.

**NOTA: puede hacerse referencia al juego de planos al final del presente capítulo.

DISTRIBUCIÓN DE VAPOR DESDE CUARTO DE CALDERAS A MANIFOLD #1.

El vapor producido por la caldera sale por una tubería de 4" de diámetro y lo lleva hasta el manifold de distribución #1 (ver plano A1), en este manifold el vapor únicamente llega para ser distribuido hacia otro manifold ubicado en otra sección de la planta, este es el Manifold #2 (ver plano A2) que es el que distribuye el vapor hacia los distintos sectores de la planta; éste se encuentra en un cuarto contiguo al edificio de producción (ver plano A3).

Identificación de Problemas:

- Generales:**
- De el manifold 2, salen varios ramales de tuberías, los cuales algunos también se subdividen en otros para alimentar otras áreas (ver plano A3). Ninguna tubería se encuentra identificada y no se sabe hacia dónde van.
Es sumamente importante saber hacia qué departamento se dirige cada ramal, debido a que pueden presentarse emergencias y no se pueden identificar qué válvulas cerrar.
 - Las válvulas de compuerta principales, colocadas en el manifold para cada ramal de alimentación, todas presentan fugas en sus asientos, o sea que dejan pasar vapor aunque estén totalmente cerradas.

- Fugas:**
- Las válvulas principales en tubería B y C (ver plano A3 y A4) presentan fugas de vapor por sus vástagos. La pluma que alcanza la fuga en la tubería B es de 20 plg, y en la tubería C es de 1 pie.
 - En tubería de alimentación de tanque de agua caliente (ver plano A7), en las válvulas de globo se observan fugas de aproximadamente 15 plg en cada una.

- Aislamiento:**
- En tubería de alimentación A1 y A2 (ver plano A3 y A4) falta aislamiento, puede subdividirse de la siguiente manera:

CUADRO 12

Diámetro Plg	Longitud	
	mts	ples
1 1/2	3	9.84
2	11.3	37.07

Distribución general de vapor a instalaciones de planta:

En plano A8, se puede apreciar cómo están distribuidas las tuberías hacia los distintos sectores de la planta. Del manifold 2 ingresan a la planta 4 tuberías de alimentación, dos que alimentan a varios sectores de la planta y las dos restantes que alimentan el departamento de fabricación centros, como puede apreciarse en el plano A9.

Las tuberías de alimentación general se identifican como A2 y B1 (ver plano A8). La A2 alimenta los siguientes sectores:

- Una sección de empaque Hall's (tubería A2a).
 - Lavandería (tubería A2b).
 - Recubierto (tubería A2c).
 - Departamento de Empaque (tubería A2d).
 - Cafetería (tubería A2e).

Identificación de Problemas:

- Generales:**
- La tubería identificada como A2a se encuentra actualmente fuera de servicio y no alimenta vapor a ningún equipo. La válvula que corta el paso de vapor a esta sección; no corta en su totalidad el flujo de vapor, por lo que se mantiene inundada.
 - La derivación de la tubería A2c, tiene su salida hacia abajo, lo cual es incorrecto debido a que el condensado arrastrado ingresa a los ramales secundarios de alimentación y por ende al equipo que se le suministra vapor, provocando corrosión en líneas y equipo. Esto se aprecia en el plano A11.
 - Para alimentar el Departamento de Fabricación Hall's, se observa en plano A8 la tubería B1 que viene del manifold 2, sin embargo, la alimentación real a este departamento proviene del bypass hecho en tubería de alimentación principal y la tubería B1 se mantiene inhabilitada desde el manifold debido a que carece de válvula, la tubería se mantiene inundada (ver plano A4); algunos accesorios de esta tubería muestran fugas de condensado.
 - Una situación similar se presenta en tubería A2d, ya que el vapor alimentado hacia esa área únicamente se utiliza para el lavado de las máquinas, que regularmente se hace cada 6 meses, sin embargo, la válvula que corta el paso del vapor hacia esta tubería se mantiene abierta.
- Fugas:**
- Válvula de corte de flujo de vapor en tubería B1; la fuga alcanza una pluma de 3 pies.
 - Válvula de corte de flujo de vapor a tubería A2c; la fuga es de 13 plg.
- Aislamiento:**
- Toda la tubería de alimentación principal (A2 y B1) se encuentran perfectamente aisladas.

DEPARTAMENTO DE FABRICACIÓN CENTROS: en el plano A9 se observan las tuberías que alimentan a este departamento, y en planos A12, A13 y A14, la alimentación de vapor a cada máquina.

Identificación de Problemas:

Mezcladora de Compuesto: (ver plano A12)

- Generales:**
- La salida del ramal de alimentación no tiene subida, la salida se hace perpendicular sobre el mismo plano de la tubería. Esto nos da problemas de arrastre de condensado en líneas y equipo.
- Fugas:**
- Se observa fuga en válvula de corte de flujo de vapor en el ramal de alimentación, la fuga es de 10 plg.

Aislamiento: - Bien.

Filtro Prensas (ver plano A13) : éstos se alimentan de la tubería A1.

Fugas: - fuga en válvula de tubería de alimentación en filtro prensa de burn, con una pluma de 18 plg.

Aislamiento: - sin aislar bajadas de ambos filtro prensas.

CUADRO 13

Diámetro Plg	Longitud	
	mts	ples
1/2	4.2	13.78
2	3.6	11.81

Mezcladora de Goma (ver plano A14): son alimentadas por medio de la tubería B2.

Fugas:

- en válvula reguladora de presión de mezcladoras, existe una válvula para regular ambas mezcladoras; la pluma de la fuga es de 15 plg.
- en codo de mezcladora de goma regular, con una pluma de 1 pie.

Aislamiento: - sin aislar todo el tramo de bajada de alimentación.

CUADRO 14

DIÁMETRO Plg	LONGITUD	
	m	Ples
1/2	10.5	34.45
3/4	7.2	23.62

DEPARTAMENTO DE RECUBIERTO:

La alimentación hacia este departamento se realiza por la tubería A2 hacia el ramal A2c de diámetro de 1 1/2; ésta alimenta los ramales secundarios para cada marmita (Ver plano A15).

Marmitas:

Identificación de Problemas:

- Generales:**
- las marmitas 1,2,3 y 4 son alimentadas por medio de un solo ramal (ver plano A17) .
 - existe solamente un manómetro para observar la presión en las cuatro marmitas.
- Fugas:**
- en válvulas de paso de vapor hacia marmitas #2 y #3, con una pluma de 19 y de 13 pulgadas respectivamente.
- Aislamiento:**
- sin aislar las líneas hacia marmitas 1, 3 y 4 en alimentación secundaria(ver plano A17).
 - sin aislar la línea de alimentación secundaria hacia marmita 6.

CUADRO 15

DIÁMETRO Plg	LONGITUD	
	m	Pies
1/2	12.0	39.37

- Sin aislar también los cuerpos de las marmitas.

Regenerador de Kathene de Baterías 1,2 y 3:

Éste es alimentado por medio de la tubería D en el cuarto del manifold #2. Puede verse el plano A4.

- Fugas:**
- Existe fuga en válvula reguladora de presión con una pluma de 2 pies.
- Aislamiento:**
- Sin aislar se tiene el tramo final de alimentación.

CUADRO 16

DIÁMETRO Plg	m	LONGITUD	
		Pies	
2		2.20	7.2182

Regenerador de Kathene para batería #4:

Este se alimenta por medio de la tubería C del manifold #2, puede verse el plano A6.

Este equipo en su tubería de alimentación no presenta fugas.

Aislamiento: - Se encuentra sin aislar el tramo final de alimentación.

CUADRO 17

DIÁMETRO Pulg	LONGITUD	
	m	Pies
2	4	13.124

Tanque de agua caliente para aire de Kathabares:

Éste es alimentado por medio de la tubería A del manifold #2; puede verse el plano A6.

Fugas: - en válvula de paso antes de entrar el vapor en el equipo, con una pluma de 3.5 pies.

Aislamiento: - se encuentra sin aislar también el tramo final de alimentación.

CUADRO 18

DIÁMETRO Pulg	LONGITUD	
	m	Pies
1	5.1	16.7331
3/4	1.4	4.5934

DEPARTAMENTO DE FABRICACIÓN HALL'S:

La alimentación hacia este departamento viene directamente de la tubería de alimentación principal y no de la tubería B1, la cual fue inhabilitada por bajas de presión en el sistema (ver plano A18).

Identificación de problemas. Generales:

- En disolvedora de jarabe y en cocedora al vacío se tiene colocado en la tubería de alimentación de vapor un bypass (ver planos A19 y A20), lo cual constituye un peligro para el equipo e incluso para la seguridad de los operadores de dicho equipo. Con este bypass, lo que se pretende es aumentar o disminuir la temperatura del jarabe en ambos casos; además los equipos no cuentan con válvulas de seguridad. Existen otros métodos automáticos para poder regular la temperatura por medio del control del flujo de vapor que son mucho más seguros.

Fugas.

- En válvula que da paso a la disolvedora de jarabe, se tiene una fuga de 1.75 pies de pluma.
- En válvula de flujo de vapor antes del bypass de la cocedora al vacío, se tiene una fuga de 1.5 pies de pluma.

Aislamiento.

- Sin aislar en disolvedora de jarabe, se tiene el tramo de alimentación hasta el bypass, incluyéndolo.

CUADRO 19

DIÁMETRO Pulg	LONGITUD	
	m	Pies
1 1/2	0.4	1.3124
1 1/4	1.25	4.1012
1	0.80	2.6248

- En cocedora al vacío, se tienen tramos de tubería sin aislar, que se resumen en el siguiente cuadro.

CUADRO 20

DIÁMETRO Pulg	LONGITUD	
	m	Pies
2	0.70	2.2967
1	2.50	8.2025

LAVANDERÍA

La alimentación hacia este departamento proviene de la tubería A2, en el ramal A2b, según puede verse en plano A8. Y la alimentación respectiva a cada una de las máquinas de este departamento puede apreclarse en el plano A21.

Este departamento no presenta problemas de fugas en sus líneas o aislamiento.

CAFETERÍA

Este departamento se alimenta por medio de la tubería A2, en el ramal A2e, según puede verse en el plano A8. Para la alimentación hacia la marmita, puede consultarse el plano A22.

Identificación de problemas**Fugas.**

- Existe fuga de vapor en válvula de paso de tubería de alimentación con una pluma de 1.5 pies.

Aislamiento. - Sin aislar toda la bajada de la tubería de alimentación hasta la marmita de cocimiento.

CUADRO 21

DIÁMETRO Pig	LONGITUD	
	m	Pies
1/2	3.04	9.9742

- Tampoco se encuentra aislado el cuerpo de la marmita.

Tanque de agua caliente para servicios:

Éste es alimentado por medio de la tubería A del manifold #2, según puede verse en el plano A7.

Fugas. - En válvula de flujo de vapor en tubería de alimentación, con una pluma de 17.5 pig.

Aislamiento. - Toda la tubería de bajada hacia el tanque.

CUADRO 22

DIÁMETRO Pig	LONGITUD	
	m	Pies
2	4.75	15.58
1/2	0.75	2.46

Con esto, se da por finalizado el análisis del estado de las tuberías de vapor de la planta, identificando los problemas más inmediatos que se van a corregir, para poder establecer un plan de mantenimiento y bajar inmediatamente costos sin mucha inversión.

2.2.a.1. PÉRDIDAS POR FUGAS DE VAPOR:

A continuación, se procederá a hacer el cálculo de las pérdidas que se están obteniendo a partir de las fugas de vapor que se enumeraban en el inciso anterior.

Para calcular las pérdidas por fugas de vapor, se utilizará la ayuda de la gráfica 2.B, la cual nos indica las pérdidas por 1000 libras de vapor; la gráfica se deja con el valor en dólares, como originalmente está, para que pueda ser utilizada no importando la tasa del cambio del quetzal; basta con transformar los dólares a la tasa actual de cambio en quetzales. Para este caso se utilizará como cambio Q5.80 por un dólar.

El procedimiento para el cálculo de las pérdidas se describe a continuación:

- Primero se calcula el costo por 1000 lbs de vapor de la planta.

Del punto 2.1.C del presente trabajo de tesis, se obtuvo que el costo del vapor es de Q0.0304/lb y para 1000 lbs se tendría Q30.4/1000 lbs.

Luego transformamos estos Q30.4 en dólares $Q30.4 + 5.80Q/dólar = \$5.24$

- Ahora pasamos a la gráfica para hallar el costo de las fugas.

Para hacer este cálculo, primero se busca la longitud de pluma de la fuga en el eje de las ordenadas, se intersecta con la recta que representa el Costo del vapor por 1000 lbs, y se baja verticalmente al eje de las abscisas dándonos el valor del costo de dicha fuga.

Siguiendo el procedimiento antes descrito, podemos hallar que para un valor de \$5.24 (entre \$5 y \$6), podemos hallar, dependiendo la pluma los diferentes costos que nos representa.

Los valores obtenidos de la gráfica se muestran ya tabulados en el cuadro 23, por lo que las fugas de vapor, a pesar de ser pequeñas, producen pérdidas anuales bastante apreciables y que son Q67292.54.

b) CONDICIONES DE LAS TUBERÍAS EMPLEADAS

Las tuberías empleadas para la distribución principal del vapor, así como para los manifold de distribución tienen las siguientes especificaciones:

Tubería para vapor para manifold Diámetro 6 plg.

Tubería para vapor para tuberías Diámetro 4 plg.

La tubería es soldable de acero al carbono cédula 40 conforme norma ASTM A53 Grado B.

Este tipo de especificación se usa frecuentemente en nuestro medio. En tubo A53 existen dos tipos:

El grado A, con un esfuerzo a la tensión mínima de 48000 Psi

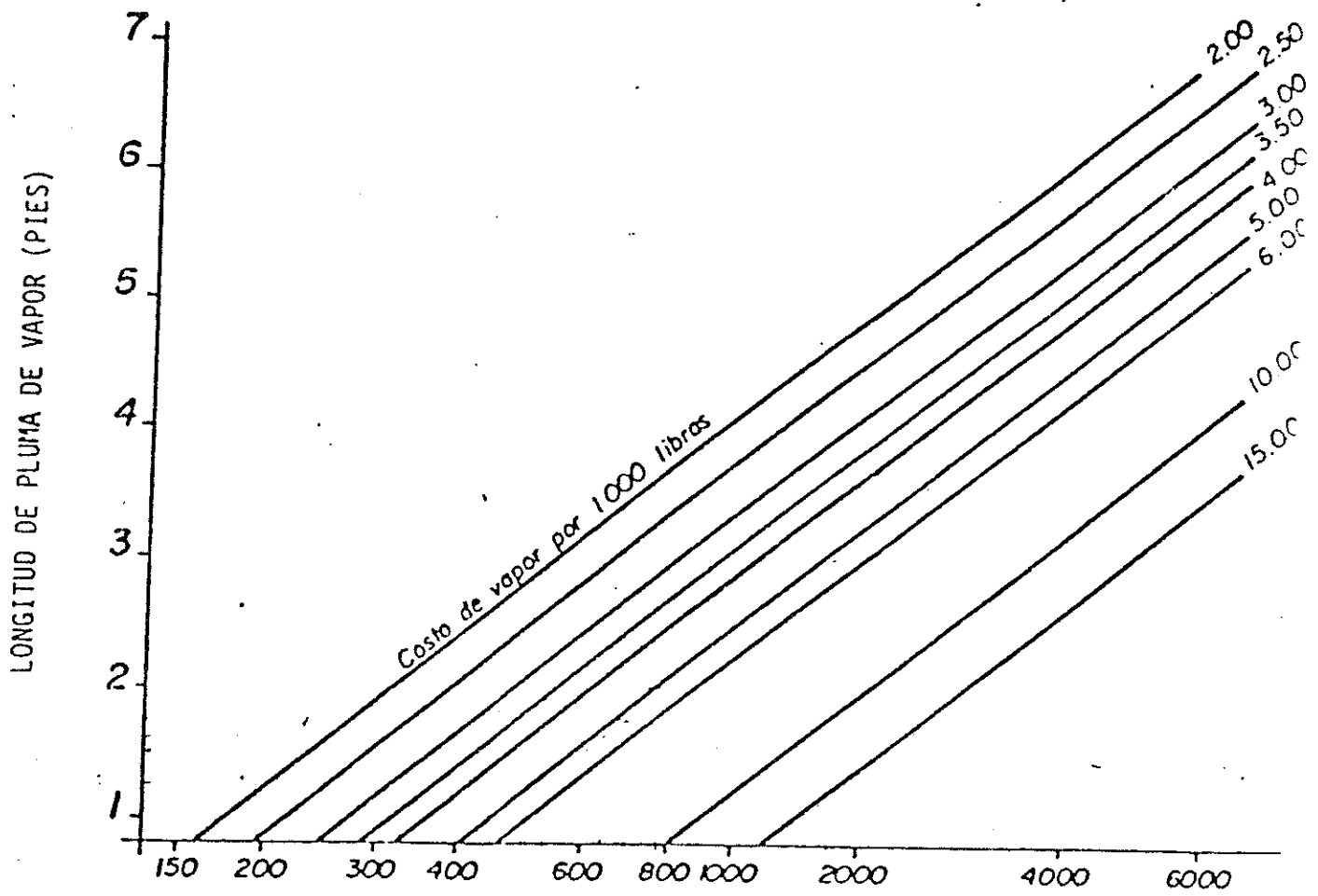
El grado B, con un esfuerzo a la tensión mínima de 60000 Psi.

Para las tuberías de distribución hacia la planta, se utiliza tubería cédula 40, y que se encuentra dentro de la norma ASTM A120 sin costura, que es el tubo normal.

Sin embargo, existen sectores de tubería donde los accesorios que se han cambiado no se han cambiado por accesorios de la misma calidad, si no que se han colocado accesorios de hierro galvanizado, que no es utilizable en conexiones de vapor y se corroen rápidamente acrecentando el problema de fugas y de gastos frecuentes de accesorios nuevos. Además de ser, estos accesorios y tuberías de menor resistencia a la tensión y por ende tienden a soportar menos los esfuerzos producidos en un sistema de vapor, pudiendo dañarse con la acción del golpe de ariete.

GRAFICA 2.B

COSTO ANUAL DE ENERGÍA DEBIDO A FUGAS DE VAPOR



COSTO ANUAL DE ENERGÍA POR FUGA (DOLARES)
Basado en 8760 horas año de operación

CUADRO 23
IDENTIFICACIÓN DE FUGAS EN TUBERÍAS

DEPARTAMENTO	TUBERIA	PLANO	TAMAÑO FUGA Pies	COSTO DE FUGA	
				\$	Q
Fabricac. Centros	A1fb	A9	1.5	600	3480
	A1fc	A9	1.0	483.33	2803.33
	A1mc	A9	0.835	400	2320
	B2	A9	1.2522	541.18	3138.82
Recubierto	A2c	A8	1.60	650	3770
	A2cm2	A17	1.60	650	3770
	A2cm3	A17	1.085	505.88	2934.12
	D	A4	2.0	783.33	4543.33
	A2t2	A5	3.5	2571.43	14914.30
Fabricac. Hall's	B1	A8	3.0	1764.71	10235.30
	B1d	A19	1.75	700	4060
	B1c	A20	1.5	600	3480
Cafetería	A2e	A22	2.0	783.33	4543.33
Generales	A2t1	A7	1.46	568.97	3300
T O T A L - - - - -				11,602.16	67,292.5

Por lo que las fugas de vapor producen pérdidas anuales de Q67,292.54.

Golpe de ariete en tuberías de planta:

El golpe de ariete es causado cuando una porción del condensado queda atrapado entre una corriente de vapor que empuja a gran velocidad esta porción, golpeando cualquier accesorio o equipo que se encuentre en la línea.

Este fenómeno se da en las tuberías de la planta cada vez que se arranca la caldera, y puede escucharse con fuerza en todas las tuberías de distribución.

Juntas de expansión: en planta Exchic, las tuberías de vapor no cuentan con juntas de expansión; éstas nos dan un margen de movimiento para las tuberías en casos de golpe de ariete o dilatación de las mismas por cambios de temperatura; al no contar las tuberías con este tipo de accesorio, no pueden expandirse libremente desarrollándose esfuerzos anormales.

Inclinación y drenaje:

Las tuberías de alimentación de vapor de la planta están sin inclinación, y tampoco cuentan con un drenaje del condensado, lo que ocasiona problemas de inundación y/o enfriamiento repentino de equipos.

Cabe recordar que el sistema de distribución de vapor, constantemente dará mayores problemas que otro servicio en tuberías, ya que contiene vapor y agua.

Desde que el vapor sale de la caldera, una parte comienza a condensarse de acuerdo con la pérdida de calor a través de la tubería. Las gotas de condensado pueden formar dentro de la tubería una masa voluminosa de agua fluyendo a gran velocidad ocasionando el golpe de ariete. El golpe de ariete será mayor si la tubería está muy inclinada. En codos hacia arriba la tubería puede llegar a inundarse acelerando la posibilidad de golpe de ariete, especialmente si no existe un drenaje de condensado con trampa en este punto.

Diámetro de tuberías:

Los diámetros que se manejan en la planta para la distribución del vapor son bajos, sin embargo, existen casos en los cuales se hacen cambios bruscos en los diámetros de las tuberías, y a veces se hacen varios cambios de tubería con reductores, donde sube el diámetro de tubería al salir del manifold 2 y luego antes de entrar al equipo vuelven a bajarle el diámetro a la tubería (como el caso del regenerador de kathene 4, ver plano A6 y en tanque de agua caliente para servicios bajan el diámetro antes de entrar al tanque de 2 a 1/2) y las reducciones son hechas con reductor campana.

En las líneas de vapor regularmente son reducidos sus diámetros con Reductores Campana (reductores concéntricos), lo que obstaculiza la fluidez continua del condensado formado a través de la línea, como se muestra en la figura 9:



FIGURA 9

Como puede verse, mientras la contracción de la tubería es mayor, el condensado se acumulará de golpe provocando enfriamiento del vapor disminuyendo la calidad del vapor; no se distribuirá el vapor necesario y llegará al lugar destino con una presión reducida, lo que aumenta su velocidad aumentando la posibilidad de golpe de ariete.

Estas son las condiciones de las tuberías de vapor de planta Exchic, encontrando varios problemas de diseño que pueden irse resolviendo poco a poco.

c) AISLAMIENTO DE LAS TUBERÍAS

Actualmente, en la planta pueden verse tramos de tubería sin aislar, así como la totalidad de los equipos que operan, que también se encuentran sin aislar, estos tramos de tubería sin aislar representan una pérdida de calor en el sistema de vapor, y por lo tanto pérdida económica.

Es importante saber cuánto afecta esta situación al ahorro energético, por lo que en la presente sección se evaluará la pérdida de energía que representa la falta de aislamiento en el sistema de vapor.

A continuación, se procederá a analizar el problema del aislamiento en tuberías de planta Exchic, para lo cual se presenta un resumen de las tuberías que se encontraron con este problema, y para los cálculos se utilizarán como auxiliares la Tabla 2.4, que muestra las longitudes sin aislar de tubería en la planta y la Tabla 2.5, que muestra el coeficiente de pérdidas de calor en tuberías desnudas y en superficies planas.

Tabla de tuberías desnudas en planta Exchic:

TABLA 2.4

Diámetro Pulg	Longitud	
	mts	pies
1/2	30.49	100.04
3/4	12.20	40.03
1	8.40	27.56
1 1/4	1.25	4.10
1 1/2	0.40	1.3124
2	11.65	38.22

Para paredes de hornos, tanques de condensado, depósitos, ductos, tuberías de vapor y condensado, se aplicará la siguiente ecuación que corresponde a superficies desnudas:

$$Q = U \cdot A \cdot T$$

donde

Q = Pérdida de calor , en Btu/hr

u = Coeficiente global de transmisión de calor, expresado en Btu/hr pie²°F
(ver tabla 2.5)

A = Área de transferencia de calor basada en el lado exterior del tubo, en pie² de la superficie.

T = Diferencia de temperatura entre la superficie y el ambiente.

Para nuestro caso en específico, se tiene que el vapor va a 125 psi y la temperatura ambiente es de 84.2 °F. Asumiendo que la temperatura del vapor es la misma que la de la tubería, de las tablas del vapor saturado se obtiene a una presión de 125 psi, una temperatura de 344.21 °F.

Para tubería de 1/2 (100 pies de longitud):

- La diferencia de temperatura es $T = 344.21 - 84.2 = 260.01$ °F
- Con esta diferencia se busca en tabla 2.5 el coeficiente de transmisión de calor U , entonces se tiene:

Para diámetro de 1/2 y T de 260, Interpolando
 $U = 3.484$ Btu/hr pie²°F.

- Calculando el área de superficie de la tubería.

Esta puede calcularse, o bien recurrir a la tabla 2.6 para hallar la superficie, además en la tabla 2.6 encontramos otras propiedades de esta tubería.

Calculándola: Para tubo de 1/2, el Diámetro Externo es 0.84 plg, o sea $0.84/12 = 0.07$ pies.

$$A = 2\pi rL \text{ entonces } A = 2\pi(0.035)(100), A = 22 \text{ pies}^2$$

Si ahora revisamos la tabla 2.6, hallamos que el área de la superficie es de 0.22 pies²/pie.

- El calor perdido por la superficie de la tubería sería:

$$Q = u \cdot A \cdot T \text{ entonces } Q = 3.484 \text{ btu/hr pie}^2\text{°F} \cdot 260\text{°F} \cdot 22\text{pie}^2$$

$$Q_{\text{perdido}} = 19928.48 \text{ btu/hr}$$

Tubería de 3/4:

- $T = 260$ °F

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 260$ °F y Diámetro = 3/4, se tiene

$$u = 3.414 \text{ btu/hr pie}^2\text{°F}$$

TABLA 2.5

PERDIDAS DE CALOR EN TUBERIAS DE ACERO DESNUDAS Y EN SUPERFICIES PLANAS (Htu/hr - nie cuadrado-grado Fahrenheit).

Diamet Tuberia ID	Diferencia de Temperatura (Grados Fahrenheit) entre superficie da tuberia y aire ambiente																			
	50	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000
0.5	2.12	2.48	2.8	3.1	3.42	3.74	4.07	4.47	4.86	5.28	5.72	6.19	6.69	7.22	7.79	8.39	9.03	9.7	10.42	11.18
0.75	2.08	2.43	2.74	3.04	3.35	3.67	4	4.4	4.79	5.21	5.65	6.12	6.61	7.15	7.71	8.31	8.95	9.62	10.34	11.09
1	2.04	2.38	2.69	2.99	3.3	3.61	3.94	4.33	4.72	5.14	5.58	6.05	6.54	7.07	7.64	8.23	8.87	9.55	10.26	11.02
1.25	2	2.34	2.64	2.93	3.24	3.55	3.88	4.27	4.66	5.07	5.51	5.97	6.47	7	7.56	8.16	8.79	9.47	10.18	10.9
1.5	1.98	2.31	2.61	2.9	3.2	3.52	3.84	4.23	4.62	5.03	5.47	5.93	6.43	6.96	7.52	8.12	8.75	9.43	10.14	10.89
2	1.95	2.27	2.56	2.85	3.15	3.46	3.78	4.17	4.56	4.97	5.41	5.87	6.37	6.89	7.45	8.05	8.68	9.36	10.07	10.82
2.5	1.92	2.23	2.52	2.81	3.11	3.42	3.74	4.12	4.51	4.92	5.36	5.82	6.31	6.84	7.4	7.99	8.63	9.3	10.01	10.77
3	1.89	2.2	2.49	2.77	3.07	3.37	3.69	4.08	4.46	4.87	5.31	5.77	6.26	6.79	7.35	7.94	8.57	9.25	9.96	10.7
3.5	1.87	2.18	2.46	2.74	3.04	3.34	3.66	4.05	4.43	4.84	5.27	5.73	6.23	6.75	7.31	7.91	8.54	9.21	9.92	10.67
4	1.85	2.16	2.44	2.72	3.01	3.32	3.64	4.02	4.4	4.81	5.25	5.71	6.2	6.72	7.28	7.87	8.51	9.18	9.89	10.64
4.5	1.84	2.14	2.42	2.7	2.99	3.3	3.61	4	4.38	4.79	5.22	5.68	6.17	6.69	7.25	7.85	8.48	9.15	9.86	10.61
5	1.83	2.13	2.4	2.68	2.97	3.28	3.59	3.97	4.35	4.76	5.2	5.65	6.15	6.68	7.23	7.82	8.45	9.12	9.83	10.58
6	1.8	2.1	2.37	2.65	2.94	3.24	3.55	3.94	4.32	4.72	5.16	5.61	6.1	6.63	7.19	7.78	8.41	9.08	9.79	10.55
7	1.79	2.08	2.35	2.63	2.91	3.21	3.53	3.91	4.29	4.69	5.13	5.58	6.07	6.6	7.15	7.75	8.38	9.05	9.76	10.51
8	1.77	2.06	2.33	2.6	2.89	3.19	3.5	3.88	4.26	4.67	5.1	5.56	6.05	6.57	7.12	7.72	8.35	9.02	9.73	10.48
9	1.76	2.05	2.31	2.59	2.87	3.17	3.48	3.86	4.24	4.65	5.08	5.53	6.02	6.54	7.1	7.69	8.32	8.99	9.7	10.45
10	1.75	2.03	2.3	2.57	2.85	3.15	3.46	3.84	4.22	4.62	5.05	5.51	6	6.52	7.08	7.67	8.3	8.97	9.68	10.43
12	1.73	2.01	2.27	2.54	2.83	3.12	3.43	3.81	4.19	4.59	5.02	5.48	5.96	6.48	7.04	7.63	8.26	8.93	9.64	10.39
14	1.72	2	2.26	2.53	2.81	3.11	3.41	3.79	4.17	4.57	5	5.46	5.94	6.47	7.02	7.61	8.24	8.91	9.62	10.37
16	1.7	1.98	2.24	2.51	2.79	3.08	3.39	3.77	4.14	4.55	4.98	5.43	5.92	6.44	6.99	7.59	8.21	8.88	9.59	10.34
18	1.69	1.96	2.22	2.49	2.77	3.07	3.37	3.75	4.12	4.53	4.96	5.41	5.9	6.42	6.97	7.56	8.19	8.86	9.57	10.32
20	1.68	1.95	2.21	2.47	2.75	3.05	3.36	3.73	4.11	4.51	4.94	5.39	5.88	6.4	6.95	7.54	8.17	8.84	9.55	10.29
Superficie Vertical	1.64	1.91	2.17	2.43	2.7	3	3.3	3.62	4	4.38	4.79	5.22	5.68	6.17	6.7	7.26	7.85	8.48	9.15	9.86
Superficie Horizontal	2.03	2.37	2.67	2.97	3.28	3.59	3.92	4.31	4.7	5.12	5.56	6.02	6.52	7.05	7.61	8.21	8.85	9.52	10.24	10.99
Superficie Horizontal	1.61	1.86	2.11	2.36	2.64	2.93	3.23	3.6	3.97	4.37	4.8	5.25	5.73	6.25	6.8	7.39	8.02	8.6	9.39	10.1

TABLA 2.6

Propiedades físicas del tubo*
(Grinnell Co., Inc.)

Tamaño nominal del tubo y D.E. en pulg.	Número de cédulas†			Espesor de la pared, pulg.	D.I., pulg.	Área interior, pulg²	Área del metal, pulg²	Superficie exterior, pie²/pie	Superficie interior, pie²/pie	Peso, lb/pie	Peso de agua, lb/pie	Momento de inercia, pulg⁴	Módulo de sección, pulg³	Radio de giro, pulg.
	a	b	c											
1/4 0.404	40	Std	10S	0.049	0.307	0.0740	0.0548	0.106	0.0804	0.186	0.0121	0.00088	0.00417	0.1271
	80	XB	40S	0.068	0.269	0.0568	0.0720	0.106	0.0705	0.245	0.0246	0.00106	0.00525	0.1215
			80S	0.095	0.215	0.0364	0.0925	0.106	0.0563	0.315	0.0157	0.00122	0.00600	0.1146
1/2 0.640	40	Std	10S	0.065	0.410	0.1320	0.0970	0.141	0.1073	0.330	0.0522	0.00279	0.01012	0.1694
	80	XB	40S	0.088	0.364	0.1041	0.1250	0.141	0.0955	0.425	0.0451	0.00331	0.01230	0.1628
			80S	0.119	0.302	0.0716	0.1574	0.141	0.0794	0.535	0.0310	0.00378	0.01395	0.1547
3/4 0.676	40	Std	10S	0.065	0.545	0.2333	0.1246	0.177	0.1427	0.423	0.1011	0.00586	0.01737	0.2169
	80	XB	40S	0.091	0.493	0.1910	0.1670	0.177	0.1295	0.588	0.0827	0.00730	0.02160	0.2090
			80S	0.126	0.423	0.1405	0.2173	0.177	0.1106	0.739	0.0609	0.00862	0.02554	0.1991
1 0.840	40	Std	10S	0.083	0.674	0.357	0.1974	0.220	0.1765	0.671	0.1547	0.01431	0.0341	0.2692
	80	XB	40S	0.109	0.622	0.304	0.2503	0.220	0.1628	0.851	0.1316	0.01710	0.0407	0.2613
	160	XXB	80S	0.147	0.546	0.2340	0.320	0.220	0.1433	1.088	0.1013	0.02010	0.0478	0.2505
1.060	40	Std	5S	0.065	0.920	0.665	0.2011	0.275	0.2409	0.684	0.2882	0.02451	0.0467	0.349
	80	XB	10S	0.083	0.884	0.614	0.2521	0.275	0.2314	0.857	0.2661	0.02970	0.0566	0.343
	160	XXB	40S	0.113	0.824	0.533	0.333	0.275	0.2157	1.131	0.2301	0.0370	0.0706	0.334
1.316	40	Std	5S	0.134	0.742	0.432	0.435	0.275	0.1943	1.474	0.1875	0.0448	0.0853	0.321
	80	XB	10S	0.218	0.614	0.2961	0.570	0.275	0.1607	1.937	0.1284	0.0527	0.1004	0.304
	160	XXB	40S	0.308	0.434	0.1479	0.718	0.275	0.1137	2.841	0.0641	0.0579	0.1104	0.284
1.660	40	Std	5S	0.065	1.185	1.103	0.2553	0.344	0.310	0.864	0.478	0.0500	0.0760	0.443
	80	XB	10S	0.109	1.097	0.945	0.413	0.344	0.2872	1.404	0.409	0.0757	0.1151	0.428
	160	XXS	40S	0.133	1.049	0.864	0.494	0.344	0.2746	1.679	0.374	0.0874	0.1329	0.421
1.660	40	Std	5S	0.179	0.957	0.719	0.639	0.344	0.2520	2.172	0.311	0.1056	0.1606	0.407
	80	XB	10S	0.250	0.815	0.522	0.836	0.344	0.2134	2.844	0.2261	0.1252	0.1903	0.387
	160	XXS	40S	0.358	0.599	0.2818	1.076	0.344	0.1570	3.659	0.1221	0.1405	0.2137	0.361
1.660	40	Std	5S	0.065	1.530	1.839	0.326	0.434	0.401	1.107	0.797	0.1038	0.1250	0.564
	80	XB	10S	0.109	1.442	1.633	0.531	0.434	0.378	1.805	0.707	0.1605	0.1934	0.550
	160	XXS	40S	0.140	1.360	1.496	0.669	0.434	0.361	2.273	0.648	0.1946	0.2346	0.540
1.660	40	Std	5S	0.191	1.278	1.283	0.881	0.434	0.335	2.997	0.555	0.2418	0.2913	0.524

TABLA 2.6

1% 1.000	160	0.250 0.382	1.160 0.896	1.037 0.631	1.107 1.534	0.434 0.434	0.304 0.2346	3.763 5.214	0.458 0.2732	0.2639 0.341	0.342 0.411	0.506 0.472
1% 1.000	40	SS	...	0.665	1.770	2.461	0.375	0.497	0.163	1.274	1.067	0.1580	0.1663	0.649
	80	8td	...	0.109	1.682	2.222	0.613	0.497	0.440	2.065	0.962	0.2469	0.2599	0.614
	160	XB	...	0.145	1.610	2.036	0.799	0.497	0.421	2.718	0.882	0.310	0.326	0.623
2 2.000	40	SS	...	0.400	1.398	1.767	1.068	0.497	0.393	3.631	0.765	0.391	0.412	0.605
	80	8td	...	0.109	1.406	1.406	1.429	0.497	0.350	4.859	0.608	0.483	0.508	0.581
	160	XXB	...	0.400	1.100	0.950	1.885	0.497	0.288	6.408	0.412	0.568	0.598	0.549
2 2.000	40	SS	...	0.063	2.245	3.96	0.472	0.622	0.588	1.884	1.716	0.115	0.2652	0.817
	80	8td	...	0.109	2.157	3.45	0.776	0.622	0.565	2.816	1.582	0.499	0.420	0.802
	160	XB	...	0.154	2.067	3.36	1.075	0.622	0.541	3.653	1.455	0.666	0.561	0.787
2 1/2 2.500	40	SS	...	0.436	1.889	2.240	2.190	0.622	0.442	5.020	1.280	0.868	0.721	0.766
	80	8td	...	0.109	1.889	2.240	2.190	0.622	0.442	2.444	0.931	1.163	0.979	0.729
	160	XXB	...	0.436	1.503	1.774	2.656	0.622	0.393	9.037	0.769	1.312	1.104	0.703
3 3.000	40	SS	...	0.083	2.709	5.76	0.728	0.753	0.709	2.475	2.499	0.710	0.494	0.988
	80	8td	...	0.120	2.635	5.45	1.039	0.753	0.690	3.531	2.361	0.988	0.687	0.975
	160	XB	...	0.203	2.489	4.79	1.784	0.753	0.646	5.793	2.076	1.530	1.064	0.947
3 3.000	40	SS	...	0.375	2.125	3.55	2.945	0.753	0.608	10.01	1.837	1.925	1.319	0.924
	80	8td	...	0.109	2.125	3.55	2.945	0.753	0.556	10.01	1.535	2.353	1.637	0.894
	160	XXB	...	0.375	1.771	2.464	4.03	0.753	0.464	13.70	1.067	2.872	1.998	0.844
4 4.000	40	SS	...	0.083	3.334	6.73	0.891	0.916	0.873	3.03	3.78	1.301	0.744	1.208
	80	8td	...	0.120	3.260	6.35	1.274	0.916	0.853	4.33	3.61	1.822	1.041	1.196
	160	XB	...	0.203	3.068	7.39	2.228	0.916	0.803	7.58	3.20	3.02	1.724	1.164
4 4.000	40	SS	...	0.437	2.900	6.61	3.02	0.916	0.759	10.25	2.864	3.90	2.226	1.136
	80	8td	...	0.109	2.900	6.61	3.02	0.916	0.687	14.32	2.348	5.03	2.876	1.094
	160	XXB	...	0.437	2.626	5.42	4.21	0.916	0.602	18.58	1.801	5.99	3.43	1.047
4 4.000	40	SS	...	0.083	3.834	11.55	1.071	1.047	1.004	3.47	5.01	1.980	0.880	1.385
	80	8td	...	0.120	3.760	11.10	1.463	1.047	0.984	4.97	4.81	2.756	1.378	1.322
	160	XB	...	0.203	3.546	9.89	2.680	1.047	0.929	9.11	4.28	4.79	2.394	1.337
4 4.000	40	SS	...	0.474	3.364	8.89	3.68	1.047	0.881	12.51	3.85	6.28	3.14	1.307
	80	8td	...	0.120	4.334	14.75	1.152	1.178	1.135	3.92	6.40	2.811	1.249	1.562
	160	XXR	...	0.474	4.280	14.25	1.651	1.178	1.115	5.61	6.17	3.96	1.762	1.549
4 4.000	40	SS	...	0.337	3.826	11.50	4.41	1.178	1.002	10.79	5.23	7.23	3.21	1.510
	80	8td	...	0.109	3.826	11.50	4.41	1.178	0.949	14.98	4.98	9.61	4.27	1.477
	160	XXR	...	0.337	3.438	9.28	5.28	1.178	0.949	18.96	4.48	11.65	5.18	1.445
4 4.000	40	SS	...	0.474	3.152	7.80	8.10	1.178	0.900	22.51	4.02	13.27	5.90	1.416
	80	8td	...	0.120	4.152	11.10	8.10	1.178	0.825	27.54	3.38	15.29	6.79	1.374
	160	XXR	...	0.474	3.152	7.80	8.10	1.178	0.825	27.54	3.38	15.29	6.79	1.374

• Véase la nota del final de la tabla.
 † Véase la nota del final de la tabla.

TABLA 2.6

Propiedades físicas del tubo* (continuación)

Tamaño nominal del tubo y D.E. en pulg	Número de cédula 1			Espesor de la pared, pulg	D.I., pulg	Área interior, pulg ²	Área del metal, pulg ²	Superficie exterior, pie ² /pie	Superficie interior, pie ² /pie	Peso, lb/pie	Peso de agua, lb/pie	Momento de inercia, pulg ⁴	Módulo de sección, pulg ³	Radio de giro, pulg
	a	b	c											
5 6.603	40	Std	SS	0.109	5.345	22.44	1.868	1.436	1.399	6.35	9.73	6.95	2.498	1.970
	80	Std	10S	0.134	5.295	22.02	2.285	1.436	1.356	7.77	9.53	8.43	3.03	1.920
	120	X8	40S	0.258	5.047	20.01	4.30	1.436	1.321	14.62	8.66	15.17	5.45	1.878
	160	Std	80S	0.375	4.813	18.19	6.11	1.436	1.260	20.78	7.89	20.68	7.43	1.839
	...	XXS	...	0.500	4.563	16.33	7.95	1.436	1.195	27.04	7.09	25.74	9.25	1.799
6 6.626	40	Std	SS	0.109	6.407	32.2	2.231	1.734	1.677	5.37	13.98	11.85	3.58	2.304
	80	Std	10S	0.134	6.357	31.7	2.733	1.734	1.664	9.29	13.74	14.40	4.35	2.295
	120	X8	40S	0.280	6.065	28.89	5.58	1.734	1.588	18.97	12.51	28.14	8.50	2.245
	160	Std	80S	0.362	5.501	23.77	10.70	1.734	1.508	28.37	11.29	40.5	12.23	2.195
	...	XXB	...	0.718	5.189	21.15	13.33	1.734	1.440	36.39	10.30	49.6	14.98	2.153
8 6.626	40	Std	SS	0.109	8.407	55.5	2.916	2.258	2.201	9.91	24.07	26.45	6.13	3.01
	80	Std	10S	0.148	8.329	54.5	3.94	2.258	2.169	13.40	23.59	35.4	8.21	3.00
	120	X8	40S	0.277	8.125	51.8	6.58	2.258	2.127	22.36	22.48	57.7	13.39	2.962
	160	Std	80S	0.372	7.981	50.0	8.40	2.258	2.113	24.70	22.18	63.4	14.69	2.953
	...	XXB	...	0.406	7.813	47.9	10.48	2.258	2.089	28.55	21.69	72.5	16.81	2.938
10 10.760	40	Std	SS	0.500	7.625	45.7	12.76	2.258	2.045	35.64	20.79	88.8	20.58	2.909
	80	Std	10S	0.593	7.439	43.5	14.96	2.258	1.996	43.39	19.80	105.7	24.52	2.878
	120	X8	40S	0.718	7.189	40.6	17.84	2.258	1.948	50.87	18.84	121.4	28.14	2.847
	160	Std	80S	0.812	7.001	38.5	19.93	2.258	1.882	60.63	17.60	140.6	32.6	2.807
	...	XXB	...	0.875	6.875	37.1	21.30	2.258	1.833	67.76	16.69	153.8	35.7	2.777
10 10.760	40	Std	SS	0.906	6.613	36.5	21.97	2.258	1.784	74.69	15.80	165.9	38.5	2.757
	80	Std	10S	0.134	10.482	86.3	4.52	2.815	2.744	15.15	37.4	63.7	11.85	3.75
	120	Std	40S	0.165	10.420	85.3	5.49	2.815	2.728	18.70	36.9	76.9	14.30	3.74
	160	Std	80S	0.230	10.250	82.5	8.26	2.815	2.683	28.04	35.8	103.7	21.16	3.71
	...	XXB	...	0.279	10.192	81.4	9.18	2.815	2.668	31.20	35.3	129.9	23.42	3.70
10 10.760	40	Std	40S	0.365	10.136	80.7	10.07	2.815	2.654	34.24	35.0	137.5	25.57	3.69
	80	Std	80S	0.500	10.020	78.9	11.91	2.815	2.623	40.46	34.1	160.8	29.90	3.67
	120	X8	80S	0.593	9.750	74.7	16.10	2.815	2.553	54.74	32.3	212.0	39.4	3.63
	160	Std	...	0.718	9.564	71.8	18.92	2.815	2.504	64.33	31.1	246.9	45.6	3.60
	...	XXB	...	0.718	9.314	68.1	22.63	2.815	2.458	76.93	29.5	286.2	53.2	3.56

TABLA 2.6

10	120	64.5	26.24	2.815	2.373	69.20	28.0	324	60.3	3.52
10.750	140	60.1	30.6	2.815	2.291	104.13	26.1	388	68.4	3.47
	160	56.7	34.0	2.815	2.225	115.65	24.6	399	74.3	3.43
12	58	121.2	6.52	3.34	3.25	19.56	52.5	129.2	20.27	4.45
12.750	20	108	120.6	7.11	3.34	3.24	24.20	52.2	140.5	22.03	4.44
	30	117.9	9.84	3.34	3.21	33.38	51.1	191.9	30.1	4.42
	40	408	8td	114.8	12.88	3.34	3.17	43.77	49.7	248.5	39.0	4.39
	60	XB	113.1	14.58	3.34	3.14	49.36	48.5	279.3	43.8	4.38
	80	808	111.9	15.74	3.34	3.13	53.53	48.0	300	47.1	4.37
	100	108.4	19.24	3.34	3.08	63.42	47.0	362	56.7	4.35
	120	106.2	21.52	3.34	3.04	73.16	46.0	401	62.8	4.31
	140	101.4	26.04	3.34	2.978	88.51	44.0	471	74.5	4.27
	160	96.1	31.5	3.34	2.897	107.20	41.6	562	88.1	4.22
	90.8	36.9	3.34	2.814	125.49	39.3	642	100.7	4.17
	86.6	41.1	3.34	2.749	139.68	37.5	701	109.9	4.15
	80.5	47.1	3.34	2.651	160.37	34.9	781	122.6	4.07
14	10	143.1	10.80	3.67	3.53	36.71	62.1	255.4	36.5	4.86
14.000	20	140.5	13.42	3.67	3.50	45.68	60.9	314	44.9	4.84
	30	8td	137.9	16.05	3.67	3.47	54.37	59.7	373	53.3	4.82
	40	XB	135.3	18.62	3.67	3.44	63.37	58.7	429	61.2	4.80
	60	132.7	21.21	3.67	3.40	72.09	57.5	484	69.1	4.78
	80	130.2	23.73	3.67	3.37	80.66	56.5	537	76.7	4.76
	100	129.0	24.98	3.67	3.35	88.91	55.9	562	80.3	4.74
	120	127.7	26.26	3.67	3.34	97.28	55.3	589	84.1	4.73
	140	122.7	28.73	3.67	3.31	106.13	54.3	638	91.2	4.71
	160	117.9	31.2	3.67	3.27	112.66	53.2	687	98.2	4.69
	115.5	36.1	3.67	3.21	122.66	51.1	781	111.5	4.65
	109.6	44.3	3.67	3.17	130.21	50.0	825	117.8	4.63
	103.9	50.1	3.67	3.09	139.67	47.5	910	132.8	4.58
	98.3	55.6	3.67	3.01	150.22	45.0	1,127	146.8	4.51
	94.3	3.67	2.929	169.12	42.6	1,017	159.6	4.48
16	10	168.7	12.37	4.19	4.06	42.05	81.8	384	44.0	5.57
16.000	20	165.7	15.38	4.19	4.03	52.36	80.5	473	59.2	5.55
	30	8td	162.6	18.41	4.19	3.99	62.58	79.1	562	70.5	5.53
	40	XB	159.7	21.37	4.19	3.96	72.64	77.9	648	80.9	5.50
	60	156.0	24.35	4.19	3.93	82.77	76.5	732	91.5	5.48
	80	153.8	27.26	4.19	3.89	92.66	75.4	813	106.6	5.46
	100	150.9	30.2	4.19	3.86	102.66	74.1	894	121.2	5.44
	120	148.4	31.6	4.19	3.83	107.50	73.4	933	136.4	5.43
	140	146.0	33.0	4.19	3.83	112.36	72.7	971	151.9	5.42

* Véase la nota del final de la tabla.
† Véase la nota del final de la tabla.

TABLA 2.6

Propiedades físicas del tubo* (continuación)

Tamaño nominal del tubo y D.E. en pulg	Número de celdula ¹			Espesor de la pared, pulg	D.I., pulg	Área interior, pulg ²	Área del metal, pulg ²	Superficie exterior, pie ² /pie	Superficie interior, pie ² /pie	Peso, lb/pie	Peso de agua, lb/pie	Momento de inercia, pulg ⁴	Módulo de sección, pulg ³	Radio de giro, pulg	
	a	b	c												
10 16.000	80	0.750	14.500	165.1	35.9	4.19	1.80	122.15	71.5	1.047	130.9	5.40	
	0.842	14.314	160.9	40.7	4.19	3.75	136.46	69.7	1.157	144.6	5.37	
	100	0.875	14.250	159.5	41.6	4.19	3.73	141.35	69.1	1.193	154.1	5.36	
	120	1.031	13.938	152.6	48.5	4.19	3.65	168.81	66.1	1.365	170.6	5.30	
	140	1.218	13.364	144.5	56.6	4.19	3.55	192.29	62.6	1.536	194.5	5.24	
	160	1.437	13.126	135.3	65.7	4.19	3.44	223.30	58.6	1.760	220.0	5.17	
	1.593	12.814	129.0	72.1	4.19	3.35	245.11	55.9	1.894	236.7	5.12	
	10	0.250	17.500	240.5	13.94	4.71	4.58	4.58	47.39	104.3	549	61.0	6.28
	20	0.312	17.376	237.1	17.34	4.71	4.55	4.55	59.03	102.6	678	75.5	6.25
	30	Std	...	0.375	17.250	233.7	20.76	4.71	4.52	4.52	70.59	101.2	807	89.6	6.23
40	XS	...	0.437	17.126	230.4	24.11	4.71	4.48	4.48	82.06	99.9	931	103.4	6.21	
18 18.000	0.500	17.000	227.0	27.49	4.71	4.45	4.45	93.45	98.4	1.055	117.0	6.19	
	0.562	16.876	223.7	30.8	4.71	4.42	4.42	104.75	97.7	1.172	130.2	6.17	
	0.625	16.750	220.5	34.1	4.71	4.39	4.39	115.98	97.5	1.289	143.3	6.15	
	60	0.687	16.626	217.1	37.4	4.71	4.35	127.03	94.1	1.403	156.3	6.13	
	0.750	16.500	213.8	40.6	4.71	4.32	138.17	92.7	1.515	168.3	6.10	
	80	0.875	16.250	207.4	47.1	4.71	4.25	160.04	89.9	1.731	193.3	6.06	
	100	1.156	16.126	204.2	50.2	4.71	4.22	170.75	88.5	1.834	203.8	6.04	
	120	1.375	15.688	193.3	61.2	4.71	4.11	202.96	81.7	2.100	242.2	5.97	
	140	1.562	15.250	182.6	71.8	4.71	3.99	244.14	79.2	2.499	277.6	5.90	
	160	1.781	14.876	173.8	80.7	4.71	3.89	274.23	75.3	2.750	308	5.84	
20 20.000	10	0.250	19.500	298.6	15.51	5.24	5.11	52.73	129.5	757	75.7	6.98	
	20	0.312	19.376	294.9	19.30	5.24	5.07	65.40	128.1	935	93.5	6.96	
	30	Std	...	0.375	19.250	291.0	23.12	5.24	5.04	78.60	126.0	1.114	111.4	6.94	
	40	XS	...	0.437	19.126	287.3	26.86	5.24	5.01	91.31	124.6	1.286	128.6	6.92	
	0.500	19.000	283.5	30.6	5.24	4.97	104.13	122.8	1.457	145.7	6.90	
	60	0.562	18.876	279.8	34.3	5.24	4.94	116.67	121.3	1.624	162.4	6.88	
	0.593	18.814	278.0	36.2	5.24	4.93	122.91	120.4	1.704	170.4	6.86	
	0.625	18.750	276.1	38.0	5.24	4.91	129.33	119.7	1.787	178.7	6.85	
	0.687	18.626	272.5	41.7	5.24	4.88	141.71	118.1	1.946	194.6	6.83	
	60	0.750	18.500	268.8	45.4	5.24	4.84	154.20	116.5	2.105	210.5	6.81	
80	0.812	18.376	265.2	48.9	5.24	4.81	166.40	115.0	2.257	225.7	6.79		
100	1.031	17.938	252.7	61.4	5.24	4.78	178.73	113.4	2.409	240.9	6.77		
...	1.281	17.438	238.8	75.5	5.24	4.70	208.87	109.4	2.772	277.2	6.72		
...	6.63	

TABLA 2.6

20	120	1,500	17,000	237.0	87.2	5.24	4.45	296.37	98.3	3,760	376	6.56
30,000	140	1,750	16,500	215.6	100.3	5.24	4.32	341.10	92.6	4,220	422	6.48
	160	1,968	16,064	202.7	111.5	5.24	4.21	379.01	87.9	4,590	459	6.41
	10	0.250	23,500	434	18.65	6.28	6.15	63.41	180.0	1,316	109.6	8.40
	20	0.312	23,376	430	23.20	6.28	6.12	78.93	186.1	1,629	135.8	8.35
	30	0.375	23,250	425	27.83	6.28	6.09	94.62	183.8	1,943	161.9	8.33
	40	0.437	23,126	420	32.4	6.28	6.07	109.97	182.1	2,246	187.4	8.31
	50	0.500	23,000	415	36.9	6.28	6.02	125.49	180.1	2,550	212.5	8.29
24	30	0.362	22,876	411	41.4	6.28	5.99	140.80	178.2	2,840	237.0	8.27
30,000	40	0.425	22,750	406	45.9	6.28	5.96	156.03	176.2	3,140	261.4	8.25
	50	0.487	22,626	402	50.3	6.28	5.92	171.17	174.3	3,420	285.2	8.22
	60	0.550	22,500	398	54.8	6.28	5.89	186.24	172.4	3,710	309	8.22
	80	0.668	22,064	382	70.0	6.28	5.78	238.11	165.8	4,650	388	8.15
	100	1.218	21,564	365	87.2	6.28	5.65	296.36	158.3	5,670	471	8.07
	120	1.812	20,976	344	108.1	6.28	5.48	367.40	149.3	6,810	571	7.96
	140	2.062	20,376	326	126.3	6.28	5.33	429.39	141.4	7,830	652	7.87
	160	2.343	19,876	310	142.1	6.28	5.20	483.13	134.5	8,610	719	7.79
	30	0.312	29,376	678	29.1	7.85	7.69	98.93	293.8	3,210	214	10.50
30,000	20	0.500	29,000	661	46.3	7.85	7.59	157.53	286.3	5,040	336	10.43
	30	0.625	28,750	649	57.6	7.85	7.53	196.08	281.5	6,220	415	10.39

*Los aceros ferríticos inoxidables pueden tener alrededor del 5% menos y los austeníticos inoxidables alrededor del 2% más que los valores dados en esta tabla, lo cual está basado en los pesos del acero al carbono. Las fórmulas siguientes se emplearon en el cálculo de los valores indicados en la tabla:

- Peso del tubo por pie, lb = $10.9832(D - t)$
 Precio del agua, en lb por pie = $0.3405d^2$
 Superficie exterior, en pie² por pie = $0.2618D$
 Superficie interior, en pie² por pie = $0.2618d$
 Área interior, pulg.² = $0.785d^2$
 Área del metal, pulg.² = $0.785(D^2 - d^2)$
 Momento de inercia, pulg.⁴ = Awr^2
 Módulo de sección, pulg.³ = $0.0482(D^3 - d^3)$
 Radio de giro, pulg.² = $0.25 \sqrt{D^2 + d^2}$
 Área del metal, pulg.² = $D \cdot L$
 D = D.E., pulg.
 R_g = radio de giro, pulg.
 t = espesor de pared del tubo, pulg.

1 a. Números de cédula de tubos de acero ASA, B36.10

b. Designaciones de espesores nominales de pared de tubos de acero ASA, B36.10.

c. Números de cédula de tubos de acero inoxidable ASA, B36.19 (SS no es una norma aprobada)

- Determinando el área: de tabla 2.6 se tiene

$$A_{\text{tubería}} = 0.275 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$A_{\text{total}} = 0.275 \text{ pie}^2/\text{pie} * 40 \text{ pies}$$

$$A_{\text{total}} = 11 \text{ pie}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 3.414 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}} * 260 \text{ }^\circ\text{F} * 11 \text{ pie}^2$

$$Q_{\text{perdido}} = 9764.04 \text{ btu/hr}$$

Tubería de 1:

- $T = 260^\circ\text{F}$

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 260^\circ\text{F}$ y Diámetro = 1, se tiene

$$u = 3.362 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}}$$

- Determinando el área: de tabla 2.6 se tiene

$$A_{\text{tubería}} = 0.344 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$A_{\text{total}} = 0.344 \text{ pie}^2/\text{pie} * 27.56 \text{ pies}$$

$$A_{\text{total}} = 9.48 \text{ pie}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 3.362 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}} * 260 \text{ }^\circ\text{F} * 9.48 \text{ pie}^2$

$$Q_{\text{perdido}} = 8287.22 \text{ btu/hr}$$

Tubería de 1 1/4:

- $T = 260^\circ\text{F}$

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 260^\circ\text{F}$ y Diámetro = 1 1/4, se tiene

$$u = 3.302 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}}$$

- Determinando el área: de tabla 2.6 se tiene

$$A_{\text{tubería}} = 0.434 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$A_{\text{total}} = 0.434 \text{ pie}^2/\text{pie} * 4.10 \text{ pies}$$

$$A_{\text{total}} = 1.7794 \text{ pie}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 3.302 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}} * 260 \text{ }^\circ\text{F} * 1.7794 \text{ pie}^2$

$$Q_{\text{perdido}} = 9764.04 \text{ btu/hr}$$

Tubería de 1 1/2:

- $T = 260^\circ\text{F}$

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 260^\circ\text{F}$ y Diámetro = 1 1/2, se tiene

$$u = 3.264 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}}$$

- Determinando el área: de tabla 2.6 se tiene

$$A_{\text{tubería}} = 0.497 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$A_{\text{total}} = 0.497 \text{ pie}^2/\text{pie} * 1.31240 \text{ pies}$$

$$A_{\text{total}} = 0.6522 \text{ pie}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 3.264 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}} * 260 \text{ }^\circ\text{F} * 0.6522 \text{ pie}^2$

$$Q_{\text{perdido}} = 553.54 \text{ btu/hr}$$

Tubería de 2:

- $T = 260^\circ\text{F}$

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 260^\circ\text{F}$ y Diámetro = 2, se tiene

$$u = 3.212 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}}$$

- Determinando el área: de tabla 2.6 se tiene

$$A_{\text{tubería}} = 0.622 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$A_{\text{total}} = 0.622 \text{ pie}^2/\text{pie} * 38.22 \text{ pies}$$

$$A_{\text{total}} = 23.77 \text{ pie}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 3.212 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}} * 260 \text{ }^\circ\text{F} * 23.77 \text{ pie}^2$

$$Q_{\text{perdido}} = 19853.17 \text{ btu/hr}$$

El aislamiento es útil no solamente en las tuberías, sino también en los equipos que usan el vapor, tales como marmitas, tanques, ductos y otros. Las marmitas de recubierto podrían ser aisladas, y obtener ahorro y también seguridad para el personal de operación. En planta Exchic las marmitas de jarabe y de la cafetería no tienen aislamiento, y las pérdidas que se producen debido a no tenerlas aisladas se calcula de la siguiente manera:

Marmitas de jarabe:

Las marmitas trabajan con vapor a una presión de 30 psi, por lo que la Temperatura del vapor es aproximadamente igual al de las marmitas, o sea

a 30 psi la temperatura del vapor es de $250.34 \text{ }^\circ\text{F}$ (de tablas del vapor)

y así obtenemos el $T = 250.34 - 84.2 = 166.14 \text{ }^\circ\text{F}$.

- $T = 166.14^\circ\text{F}$

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 166.14^\circ\text{F}$ y Superficie vertical, se tiene

$$u = 2.51 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}}$$

- Determinando el área: el diámetro de la boca de las marmitas es de 31 pig, el área de la superficie de una esfera es:

$$A = 4\pi r^2$$

y para media esfera sería $A = 2\pi r^2$

$$A_{\text{total}} = 2\pi(2.587)^2 = A = 42.05 \text{ pies}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 2.51 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}} * 166.14^{\circ\text{F}} * 42.05 \text{ pie}^2$

$$Q_{\text{perdido}} = 17535.33 \text{ btu/hr}$$

En total se tienen 7 marmitas, incluyendo la de la cafetería, el Q_{perdido} sería, $Q_{\text{perdido}} = 17535.33 * 7 = 122747.31$.

Tanque de agua caliente para servicios:

- $T = 185 - 84.2^{\circ\text{F}} = 100.8^{\circ\text{F}}$ (donde 185 es la temperatura del agua)

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 100.8^{\circ\text{F}}$ y utilizando el diámetro del tanque, que es de 34 plg, se tiene
 $u = 1.88 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}}$

- Determinando el área: utilizando la fórmula del área perimetral de un cilindro, $A = 2\pi rh$, sustituyendo, el diámetro del tanque es de 34 plg (2.8385 pies) y el largo del tanque es de 50 plg (4.1743 pies):

$$A = 2\pi(1.4192\text{pies})(4.1743\text{pies})$$

$$A = 37.224 \text{ pies}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 1.88 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}} * 100.8^{\circ\text{F}} * 37.224 \text{ pie}^2$

$$Q_{\text{perdido}} = 7054.1 \text{ btu/hr}$$

Tanque de agua caliente para aire de Kathabares:

- $T = 203 - 84.2^{\circ\text{F}} = 118.8^{\circ\text{F}}$

- Determinando u : de tabla 2.5, para $T = 118.8^{\circ\text{F}}$ y Superficie vertical, se tiene
 $u = 2.245 \text{ btu/hr pie}^{2\circ\text{F}}$

- Determinando el área: $A = b * h * a$ (b =base, a = #de aristas, h = altura)

Se tiene que la base es de 1.5 pies, la altura es de 3.3 pies y 4 aristas

$$A_{\text{total}} = 3.3 \text{ pies} * 1.5 \text{ pies} * 4 \text{ aristas}$$

$$A_{\text{total}} = 19.8 \text{ pies}^2$$

- Pérdida de calor: $Q = 2.245 \text{ btu/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} * 118.8^\circ\text{F} * 2.245 \text{ pie}^2$
Qperdido= 5280.78 btu/hr

Ahora se procede a hacer la sumatoria de las pérdidas de todas las áreas para obtener el valor total de pérdidas:

$$Q_{\text{pérdidas totales}} = 19928.48 + 9764.04 + 8287.22 + 1527.65 + 553.54 + \\ 19853.17 + 122747.31 + 7054.1 + 5280.78 \text{ btu/hr}$$

$$Q_{\text{pérdidas totales}} = 194,996.29 \text{ btu/hr.}$$

Que traducida a pérdida de combustible sería:

$$\frac{194996.29 \text{ btu/hr}}{152,000 \text{ btu/gl búnker}} = 1.2828 \text{ gl búnker/hr}$$

$$1.2828 \text{ gl búnker/hr} * 24 \text{ hr/día} = 30.7888 \text{ gl búnker/día}$$

$$30.7888 \text{ gl búnker/día} * 365 \text{ días/año} = 11237.94 \text{ gl búnker/año}$$

Si el precio del búnker es de 3.625 Q/gl, entonces:

$$\text{por hora se pierde } 1.2828 \text{ gl} * 3.625 = \text{Q}4.65/\text{gl}$$

$$\text{por día se pierde, } 30.7888 \text{ gl} * 3.625 = \text{Q}111.61/\text{gl}$$

$$\text{por año se pierde, } 11237.94 \text{ gl} * 3.625 = \text{Q}40737.53/\text{gl}$$

Con estos cálculos, puede notarse que la falta de mantenimiento preventivo sencillo a las líneas de vapor hace que las pérdidas se incrementen y se vayan haciendo cada vez más grandes, a medida que se descuida el sistema de vapor.

d) ACCESORIOS UTILIZADOS Y UBICACIÓN EN TUBERÍAS

Los accesorios son de mucha importancia en la instalación de las tuberías, debido a que instalaciones inadecuadas de accesorios pueden causar pérdidas, ya sea por deterioro de los mismos o exceso de accesorios en líneas, o bien no cumplen su función para la cual fueron diseñados provocando pérdidas de tiempo en reparaciones o mantenimiento a la tubería.

En las instalaciones de tuberías de la planta, pueden observarse varios problemas respecto a los accesorios:

- Las tuberías no deben presentar muchas vueltas o variaciones de sentido, debido a que se incrementa la fricción y por ende las pérdidas en el flujo de vapor, formando rápidamente condensado en las líneas de vapor.

- En instalaciones de la planta, se encuentran pocas uniones universales, lo que dificulta el mantenimiento a los accesorios y retrasan la operación.
- Los manómetros y termómetros utilizados en los diferentes equipos, no se ha puesto atención en mantenerlos en buenas condiciones, ya que muchos se ven dañados: con la carátula sucia, sin sistema de protección para su mecanismo de detección y mal ubicados, ya que se colocan manómetros de 3 pig de carátula en lugares bastante altos, por lo que no se ve lo que marca. Además se utilizan para varios equipos un manómetro que nos indique la presión de estos equipos, tal es el caso de las marmitas de recubierta donde puede verse sólo 2 manómetros para las 6 marmitas.
- En muchas de las instalaciones de las tuberías, no se colocan filtros antes de que el vapor ingrese al equipo, específicamente antes de la válvula reguladora de presión deben colocarse para proteger también la válvula de impurezas que puedan transportarse en el vapor.
- Otro problema es la falta de conocimiento de la utilización de las válvulas de flujo, ya que se utiliza la que se encuentre no importando la aplicación que se le vaya a dar en la instalación. Debe saberse que existen diversos tipos de válvulas para diversas situaciones que se presenten, y se puede elegir cuál es la mejor válvula para la aplicación a la que se desea utilizar. A continuación, se ofrecen los conceptos más importantes que deben saberse sobre las válvulas más utilizadas en la planta:

Válvula de compuerta:

Es de vueltas múltiples, en la cual se cierra el orificio con un disco vertical de cara plana que se desliza en ángulos rectos sobre el asiento.

Recomendada para:

- Servicio con apertura total o cierre total, sin estrangulación.
- Para uso poco frecuente.
- Para resistencia mínima a la circulación.

Ventajas:

- Alta capacidad.
- Cierre hermético.
- Bajo costo.
- Diseño y funcionamiento sencillos.
- Poca resistencia a la circulación.

Desventajas:

- Control deficiente de la circulación.
- Se requiere mucha fuerza para accionarla.

- Debe estar abierta o cerrada por completo.
- La posición para estrangulación producirá erosión del asiento y del disco.

Instrucciones especiales para instalación y mantenimiento:

- Lubricar a intervalos periódicos.
- Corregir de inmediato fugas por la empaquetadura.
- No cerrar nunca las válvulas a la fuerza con palanca.
- Abrir las válvulas con lentitud para evitar el choque hidráulico en la tubería.
- Cerrar las válvulas con lentitud para ayudar a descargar los sedimentos y mugre atrapados.

Válvulas de globo:

Es de vueltas múltiples, en la cual el cierre se logra por medio de un disco o tapón que cierra o corta el paso del fluido en un asiento que está paralelo a la circulación de la tubería.

Recomendada para:

- Estrangulación o regulación de circulación.
- Para accionamiento frecuente.
- Cuando es aceptable cierta resistencia a la circulación.

Ventajas:

- Estrangulación eficiente con erosión mínima del disco.
- Carrera corta del disco y pocas vueltas para accionarla, lo cual reduce el tiempo y desgaste en el vástago.
- Control preciso de la circulación.

Desventajas:

- Gran caída de presión.
- Costo relativo elevado.

Instrucciones especiales para mantenimiento e instalación:

- Instalar de modo que la presión esté debajo del disco, excepto en servicio con vapor a alta temperatura.
- Apretar tuerca de empaquetadura para corregir fugas.
- Hay que abrir ligeramente la válvula para expulsar los cuerpos extraños del asiento.

Válvulas de bola:

Son de 1/4 de vuelta en las cuales una bola gira entre asientos elásticos, lo cual permite la circulación directa en la posición abierta, corta el paso cuando se gira la bola 90° y cierra el conducto.

Recomendada para:

- Servicio de conducción y corte, sin estrangulación.
- Cuando se requiere apertura rápida.
- Cuando se necesita resistencia mínima a la circulación.

Ventajas:

- Bajo costo.
- Alta capacidad.
- Corte bidireccional.
- Pocas fugas.
- Se limpia por sí sola.
- Poco mantenimiento.
- No requiere lubricación.
- Cierre hermético con baja torsión.

Desventajas:

- Características deficientes para estrangulación.
- Susceptible al desgaste de sellos y empaquetaduras.

Instrucciones especiales para instalación y mantenimiento:

- Dejar suficiente espacio para accionar manija larga.

2.3 TRAMPAS DE VAPOR UTILIZADAS EN PLANTA.

a) TIPOS E INSTALACIÓN ACTUAL.

A medida que el vapor se mueve a través de los sistemas de la planta y líneas de vapor, pierde parte de su calor; esta pérdida puede reducirse en parte aislando los tubos que llevan el vapor, pero el mejor aislamiento no es 100% efectivo en impedir la pérdida de calor. A medida que el vapor pierde calor, pequeñas gotas de agua se forman a lo largo de las superficies interiores de los tubos a través de los cuales se mueve el vapor. Si este condensado se deja acumular, llenará eventualmente el espacio que necesita el vapor y el flujo de vapor será obstruido.

Para dejar salir el condensado del sistema mientras retiene el vapor, se utilizan las trampas de vapor. Además remueven los gases no condensables, tales como aire y CO₂.

Existen muchos tipos de trampas de vapor, sin embargo, se enumerarán los tipos utilizados en planta Exchic.

En la planta, se utilizan tres tipos de trampas:

- Cubeta Invertida (Operadas por densidad)
- Termodinámica (operadas por energía cinética)
- Termostática y flotador (Operadas por densidad)

Todas estas trampas operan sensando la diferencia entre el vapor (un gas caliente) y el condensado (un líquido más frío) usando una o más propiedades físicas básicas.

A continuación, se da una breve descripción de los principios de operación de cada una de ellas:

Cubeta invertida: en la entrada, el vapor entra al fondo de una cubeta invertida; este vapor hace que la cubeta suba y cierre la válvula de descarga y evite así la descarga del vapor. El vapor en la cubeta se condensa y sale por el orificio de venteo de la cubeta lo que permite que la cubeta baje y abra la válvula de salida para descargar el condensado. El condensado es descargado intermitentemente, el cual está muy cerca a la temperatura de saturación.

El aire o los gases no condensables pueden causar que la cubeta suba y se cierre la válvula; estos gases no se condensan, por lo que tenderían a mantener cerrada la válvula; para este problema la cubeta tiene un orificio de venteo que permite el escape del aire y gases.

Ventajas:

- Buena resistencia al golpe de ariete.
- Temperatura de condensado muy cerca a la temperatura de saturación.
- Respuesta aceptable a las cargas variables del condensado.
- Se puede usar con grandes presiones de descarga.

Limitaciones:

- El orificio de venteo de la cubeta tiene capacidad muy limitada de venteo de aire, lo que causa tiempos más largos de calentamiento del sistema de arranque.
- Cuando no pasa aire, pasa vapor en el orificio de venteo.
- Puede fallar cerrada o abierta.

Termodinámicas: son detectoras de fase; pueden diferenciar entre líquido y gas, pero no entre vapor, aire y gases no condensables. La más utilizada es la de tipo de disco.

De disco: son las más usadas hoy en día debido a su pequeño tamaño, amplio intervalo de presiones, sólo una pieza móvil y su resistencia al golpe de ariete y a la corrosión.

Utiliza la energía calorífica del condensado y la energía cinética del vapor.

Al inicio, la presión creada por el condensado frío empuja la válvula de disco dejando libre la entrada o salida, lo que permite la descarga. A medida que el condensado llegue a la entrada, éste experimenta un aumento de velocidad y una disminución de presión.

Si la temperatura del condensado está próxima a la del vapor, habrá una vaporización instantánea del condensado debido a la baja de presión. La alta velocidad resultante bajo el disco con la consecuente reducción de presión, causas que éste caiga y cierre, entonces se detiene el flujo.

Ventajas:

- Construcción sencilla, sólo una parte móvil.
- Tamaño pequeño y ligero.

- Resistente al golpe de ariete.
- Puede instalarse en cualquier posición.
- Larga vida.
- Respuesta rápida.
- Descarga el condensado a la temperatura del vapor.
- Amplia gama de presiones.
- Puede usarse con vapor sobrecalentado.
- Falla abierta.

Limitaciones:

- Limitada para sacar el aire del sistema.
- Ruidosa.
- La suciedad causa desgaste.
- Vida reducida a presiones superiores a 300 psi.

Termostática y flotador: cuando está vacía el flotador baja y cierra la válvula; a medida que el condensado se acumula en la concha, el flotador va subiendo de manera que a cierto nivel de condensado principia a abrir y permitir su descarga. Estas trampas están diseñadas de tal forma que siempre hay condensado dentro de ellas, de manera que siempre hay un sello de agua que impide la salida de vapor vivo, pero también impide la salida de aire y gases no condensables; para eliminar este problema, se coloca dentro de la concha una válvula termostática de venteo.

Ventajas:

- Descarga inmediata y continua del condensado sin dejarlo acumular en la tubería de entrada.
- Alta capacidad para el venteo de aire y gases.

Limitaciones:

- Relativamente grande y pesada.
- Falla cerrada.
- Es sensible a daños por golpe de ariete.
- Sólo para uso a presiones bajas.

En la siguiente página, pueden observarse las figuras que muestran el funcionamiento de cada una de las trampas descritas.

2.3.a.1 PÉRDIDAS DE VAPOR EN TRAMPAS:

En operación normal, la pérdida más importante que puede darse en una trampa es la pérdida de vapor vivo a través del orificio de paso.

Esta pérdida está afectada por varios factores, tales como el tipo de trampa, el tamaño y la aplicación.

El tamaño influye mucho en lo que al diámetro del orificio respecta, ya que es más grande y tiende a escaparse más vapor y con más facilidad; esto es si la trampa está sobredimensionada. Otro factor importante es la edad de la trampa, que hace que tenga mayor desgaste y las pérdidas de vapor vivo se hacen mayores.

Puede decirse que una trampa nueva puede tener de 2 a 5 lbs/hr de pérdidas sin carga, y con baja carga serán mayores, a carga total la pérdida de vapor vivo es casi nula. Como referencia se tiene que en trampas de conexión de 1/2", las pérdidas son de 0.5 - 1.5 lbs/hr; por eso se recomienda no sobredimensionar la trampa.

Trampas falladas:

El cálculo de las pérdidas por trampas falladas es un área donde hay desacuerdo en la literatura. Lo único que sí se puede calcular con cierta seguridad es la pérdida máxima de una trampa de orificio dado, que falló completamente abierta.

El problema es que todas las trampas comienzan a perder vapor por desgaste antes de fallar completamente abiertas, y no hay manera de cuantificar estas pérdidas sin una instalación física que permita la condensación y acumulación del vapor pasado por la trampa.

Debe tenerse claro que las pérdidas de vapor rápidamente llegan a igualar el costo de reemplazo de una trampa. Es importante mencionar que las trampas son relativamente baratas en comparación con las pérdidas de vapor que puedan darse.

Si la trampa empieza a perder más vapor de lo mínimo, las pérdidas fácilmente llegan y sobrepasan el costo de una nueva trampa. Así que vale la pena gastar más en una buena trampa con la certeza de que se va a pagar su operación.

El precio de una trampa oscila entre Q400 y Q2000 (\$70 y \$350), y depende del tipo, tamaño, calidad, capacidad.

En resumen, las pérdidas en trampas de vapor pueden darse en dos formas:

- i) Pérdidas por vapor rápido o vapor flasheado (el que escapa por el orificio a la hora de descargar el condensado).
- ii) Pérdidas por vapor vivo (cuando por desgaste el vapor escapa y lleva a la trampa a fallar con orificio abierto).

Aunque ambas pérdidas no pueden calcularse con exactitud, pueden establecerse valores conservadores que nos dan una idea de cómo están operando las trampas. Para esto puede auxiliarnos la tabla 2.7

TABLA 2.7
PÉRDIDAS APROXIMADAS DE VAPOR EN LBS/HR A VARIAS
PRESIONES A TRAVÉS DE ORIFICIOS ABIERTOS A PRESIÓN
ATMOSFÉRICA.

Diámetro Orificio	Presión (psig)					
	15	30	50	100	150	200
1/16	5	7	10	18	26	34
1/8	19	29	41	73	105	136
3/16	43	64	93	164	235	306
1/4	76	114	164	291	418	545
3/8	171	257	371	656	941	1226
1/2	304	456	659	1165	1672	2179

A continuación, se presenta el inventario de las trampas de vapor que existe para cada equipo en la planta:
 Nota: los datos de Capacidad Teórica en Lb/hr que aparecen en la tabla, fueron obtenidos de las tablas 2.8, 2.9 y 2.10; además para la carga de condensado de cada máquina, se asume que el flujo de vapor que pasa por cada máquina en su totalidad se convertirá en condensado.

CUADRO 24
INVENTARIO DE TRAMPAS DE VAPOR EN PLANTA

DEPARTAMENTO	MÁQUINA	TIPO DE TRAMPA	DIAMETRO TUBERÍA	PRESIÓN Psi	FLUJO VAPOR Lb/hr	CAPACIDAD TEÓRICA Lb/hr	FACTOR SEGURIDAD ACTUAL
Fab. Centros	- Mezcladora compuesto	TD	3/4	40	424.3	522	1.23
	- Filtro prensa	T y F	1	40	132.88	850	6.40
	- Mezcladora goma	TD	1/2	30	141.2	325	2.31
Recubierto	- Marmila 1	TD	1/2	35	62.52	342	5.5
	- Marmila 2	TD	1/2	35	62.52	342	5.5
	- Marmila 3	CI	1/2	35	62.52	600	9.6
	- Marmila 4	TD	1/2	35	62.52	342	5.5
	- Marmila 5	CI	1/2	35	62.52	600	9.6
	- Marmila 6	TD	3/4	35	62.52	498	8.0
	- Reg. Kalh 1,2,3	TD	3/4	50	1183.68	580(x2)	0.98
	- Reg. Kalh 4	TD	3/4	100	431.3	780	1.8
	- Tanque agua caliente p/aire	TD	3/4	60	168.8	614	3.6
Fab. Hall's	- Disolvedora	TD	1/2	60	617.4	414(x2)	1.3
	- Cocedora	TD	3/4	80	584.18	700	1.2
Generales	- Tanque agua caliente	TD	3/4	100	38.45	780	20.29
Lavandería	- Secadora	CI	1/2	110	27.67	640	23.13
	- Planchadora	CI	3/4	50	60	580	9.66

Como puede notarse en el cuadro, se incluyó una columna con el dato de Factor de Seguridad; este dato tiene mucho que ver en el buen desempeño de una trampa de vapor y en el sistema de retorno de condensado, como se verá más adelante (capítulo 3) donde se ampliará este concepto, ya existen algunos parámetros establecidos para obtener el factor de seguridad, para lograr una mejor eficiencia en el desalojo del condensado; éste también nos ayuda a ver si están bien dimensionadas nuestras trampas para cada aplicación específicamente.

TABLA 2.8

Capacidades en libras/hora

Presión Entrada	M O D E L O			
	3/8 " TD52 1/2" TD52L	1/2 TD52 3/4 TD52L	3/4 TD52	1" TD52
3.5	180	300	405	640
20	200	410	560	865
40	225	520	725	1090
60	275	640	905	1335
100	370	810	1160	1750
150	500	1000	1450	2200
200	610	1140	1670	2600
250	700	1270	1900	2900
300	790	1410	2100	3250
400	960	1630	2430	3780
500	1100	1830	2750	4250
600	1250	2000	3050	4700

TABLA 2.9

**CAPACIDADES TÍPICAS PARA TRAMPAS DE FLOTADOR
Y TERMOSTATO**

Modelo	FT-1	FT-2	FT-3	FT-4
Diámetro de orificio	1/8	13/64	5/16	1/2
Diámetro Conexión	3/4 Ó 1	1 1/2	2	2 1/2
Presión Diferencial PSI	Capacidad en Lb/hr			
2	300	500	1400	5400
5	400	800	2000	7200
10	525	1100	2700	9000
20	700	1375	3500	12500
30	775	1575	4200	14000
40	850	1740	4550	15000
50	950	1975	5200	16500
60	1000	2000	5600	17000
75	1080	2200	6200	19800
100	1190	2475	7100	23000
125	1275	2725	8000	25500
150	-----	2950	-----	27000
175	-----	3200	-----	28500
200	-----	-----	-----	30000
250	-----	-----	-----	33000
300	-----	-----	-----	35000
400	-----	-----	-----	38500
450	-----	-----	-----	40000

TABLA 2.10

Capacidades de la trampa de cubeta Invertida

A (Serie "B" de 15, 30 y 75 lbs de condensado caliente en lbs/hr)

MEDIDA	MODELO	ORIFICIO	PRESIÓN DE ENTRADA (PSI)										
			1	2	3	5	10	15	20	30	40	60	75
1/2, 3/4	B1H-15	1/4	685	715	755	835	960	1040					
3/4	B2-15	3/8	1700	1920	2110	2370	2910	3220					
1	B3-15	1/2	2140	2330	2600	2920	3590	3900					
1 1/4	B4-15	5/8	3940	4090	4350	4990	5900	6680					
2	B5-15	1 1/16	11800	12100	13200	14700	17600	20000					
1/2, 3/4	B1H-30	3/16				615	715	810	895	1000			
3/4	B2-30	5/16				1920	2260	2580	2670	3220			
1	B3-30	3/8				2340	2840	3230	3630	4120			
1 1/4	B4-30	1/2				4150	4930	5680	6200	7140			
2	B5-30	3/4				10000	12100	14000	15600	18500			
1/2, 3/4	B1H-75	5/32					500	570	610	705	770	905	965
3/4	B2-75	1/4					1250	1440	1600	1850	2000	2350	2550
1	B3-75	9/32					1970	2300	2500	2860	3120	3640	3960
1 1/4	B4-75	3/8					3840	4400	4720	5470	6060	7150	7570
2	B5-75	9/16					9960	11300	12400	13900	15200	17900	19200

B (Serie "B" de 125, 180 y 250 lbs de Condensado caliente en lbs/hr)

MEDIDA	MODELO	ORIFICIO	PRESIÓN DE ENTRADA (PSI)										
			20	40	60	80	100	125	150	180	200	225	250
1/2, 3/4	B1H-125	1/8	446	600	695	765	830	920					
3/4	B2-125	13/64	1100	1440	1700	1900	2090	2240					
1	B3-125	1/4	2060	2600	3020	380	3640	4100					
1 1/4	B4-125	11/32	4450	5530	6350	7110	7750	8540					
2	B5-125	1/2	10600	13500	15600	17100	18900	20000					
1/2, 3/4	B1H-180	3/32			585	642	703	765	816	867			
3/4	B2-180	5/32			1500	1700	1800	1940	2100	2220			
1	B3-180	7/32			2580	2930	3070	3380	3590	3780			
1 1/4	B4-180	9/32			4250	4730	5090	5680	5980	6300			
2	B5-180	7/16			13650	15100	16600	18400	19100	20500			
1/2, 3/4	B1H-250	0 070						562	600	630	665	695	720
3/4	B2-250	9/64						1825	1940	2060	2120	2240	2300
1	B3-250	3/16						2760	2910	3120	3360	3460	3630
1 1/4	B4-250	1/4						4730	4990	5130	5500	5780	6040
2	B5-250	3/8						15000	16100	16900	17900	18900	19400

(CONTINUACIÓN TABLA 2.10)

C (Serie 200, Condensado caliente en lbs/hr)

MODELO			PRESION DE ENTRADA (PSI)										
MEDIDA	ROSCADO	BRIDADO	10	20	40	60	80	100	120	150	180	200	250
1/2	211/10	221/10	290	480	710	900							
3/4	212/12	222/12	700	1100	1800	2000							
1	213/20	223/20	2000	2900	3700	4100							
1 1/2	215/28	225/28	4000	6000	8000	9500							
2	216/40	226/40	8000	12000	15600	18750							
1/2	211/8	221/8	195	330	500	660	770	350	990				
3/4	212/10	222/10	510	840	1100	1400	1600	1760	1930				
1	213/16	223/16	1250	1900	2300	2850	3000	3250	3500				
1 1/2	215/22	225/22	2900	4200	6000	7500	8500	9600	10100				
2	216/32	226/32	5500	8300	11400	13600	15400	16500	17600				
1/2	211/6	221/6	—	140	290	380	450	510	600	680	720	790	880
3/4	212/7	222/7	195	330	500	660	770	850	990	1050	1090	1150	1320
1	213/12	223/12	700	1100	1800	2000	2250	2500	2700	2900	2950	3050	3400
1 1/2	215/18	225/18	2200	3200	4500	5400	6000	6900	7200	8200	8560	9100	10000
2	216/24	226/24	4000	6000	8500	10100	11200	12900	13450	14300	14850	15650	17600

PÉRDIDAS EN TRAMPAS DE LA PLANTA:

A las trampas de la planta no se les ha dado servicio en muchos años debido al poco conocimiento que se tiene sobre su importancia y los ahorros que produce su adecuada utilización y mantenimiento.

A continuación, se calcularán las pérdidas que se producen por no poner atención a las trampas de vapor, como es difícil determinar el % de pérdida que se produce en las trampas al carecer de métodos de identificación de fugas, se harán algunas suposiciones respecto a las fugas producidas:

Se asume que las trampas tienen un diámetro de orificio de 1/8", que todas están fallando a 3/4 de lo que sería una pérdida a orificio totalmente abierto, y que la presión de trabajo es de 50 Psi como promedio de los equipos utilizados en planta:

- Según la tabla 2.7 para diámetro de orificio de 1/8 y la presión en 50 psi, la pérdida a orificio totalmente abierto sería 41 lb/hr por trampa.

Como se está considerando el 75% de falla, entonces, $41 * 0.75 = 30.75$ lb/hr.

En total se tienen 25 trampas de vapor en la planta:

- Entonces 30.75 lb/hr * 25 trampas = 30.75 lb/hr * $0.75 = 768.75$ lb/hr

$$768.75 \text{ lb/hr} * 24 = 18450 \text{ lb/día}$$

$$768.75 \text{ lb/hr} * 365 = 6,734,250 \text{ lb/año}$$

Traduciendo estos resultados a combustible, la pérdida sería:

- Calor contenido en vapor producido 1083.1 btu/lb * 768.75 lb/hr = 832633.13 btu/hr.

$$\frac{832,633.13 \text{ btu/hr}}{152,000 \text{ btu/gal}}$$

$$5.48 \text{ gal/hr}$$

Entonces, la división da: 5.48 gal/hr de búnker * 3.625 Q/gal búnker = 5.48 gal/hr * 3.625 Q/gal = 19.865 Q/hr

$$= 476.76 \text{ Q/día}$$

$$= 174017.4 \text{ Q/año.}$$

Por desculdo en el sistema de trampeo de las líneas de vapor, las pérdidas que se generan son costosas y con un mantenimiento económico pueden mantenerse las trampas en mejores condiciones y reducir las pérdidas que se generan.

Del cuadro del resumen de trampas existentes en la planta, también puede establecerse errores en la instalación de trampas, como los casos de trampas sobredimensionadas y equipos con trampas que no se dan a basto para desocupar el condensado.

Los casos más claros de este problema son:

Filtro prensas: tienen trampas demasiado grandes, ocupan mucho espacio, además este tipo de trampas (F y T) no son recomendadas para esta aplicación.

Regenerador de Kathene 1,2,3: Las trampas son pequeñas para la gran cantidad de condensado que generan.

Marmita 3 y 5: trampas de gran capacidad para esta aplicación.

Mezcladora compuesto: está casi dentro del rango de descarga de la trampa; se necesita una de mayor capacidad.

Tanque de agua caliente: la trampa es grande en capacidad para el condensado que se genera.

Lavandería: Igual ocurre en este departamento con sus equipos; las trampas están sobredimensionadas.

Estos problemas indican que no se ha puesto cuidado en el dimensionamiento correcto de las trampas, no calculando capacidades y tipo de trampas que se necesitan. Se tienen trampas de varios tipos y algunos tipos ubicadas en aplicaciones que no corresponden. No existen parámetros que establezcan el uso correcto de las trampas que se van a utilizar.

Problemas en instalación de trampas:

- La instalación de las trampas actualmente en Exchic no siguen un diseño específico; no presentan en varios equipos filtros antes de una trampa; se utilizan válvulas de paso equivocadas y no se dejan válvulas de prueba. Es variable la instalación.
- Las trampas no están estandarizadas para los procesos y se coloca de cualquier tipo y capacidad sin importar la aplicación a la que se destina.
- Se utilizan en ciertos equipos (filtro prensas y marmitas de recubierto) una sola trampa para drenar dos equipos.
- No se presta ningún tipo de mantenimiento a las trampas; existen muchas trampas con varios años de haber sido instaladas y no se revisan.
- En ninguna parte de las tuberías se deja escapar el aire o gases no condensables que se acumulan en las tuberías.

2.4 UTILIZACIÓN DEL CONDENSADO

a) SISTEMA UTILIZADO EN PLANTA PARA EL RETORNO DE CONDENSADO:

El sistema utilizado en la planta para el retorno del condensado es el conocido como SISTEMA CERRADO.

El Sistema cerrado consiste en que el retorno de condensado se hace a un tanque que se encuentra cerrado. El sistema cerrado se equilibra a una presión intermedia entre la presión del vapor y la atmosférica; este sistema envía el condensado de regreso a la caldera sin pérdidas debidas a vaporización; a pesar de que siempre hay vaporización del condensado, éste no se pierde y sirve para mantener la presión en el sistema.

El esquema del tanque de la planta es el que se presenta a en la figura 10:

TANQUE DE CONDENSADO Y SUS INTERCONEXIONES.

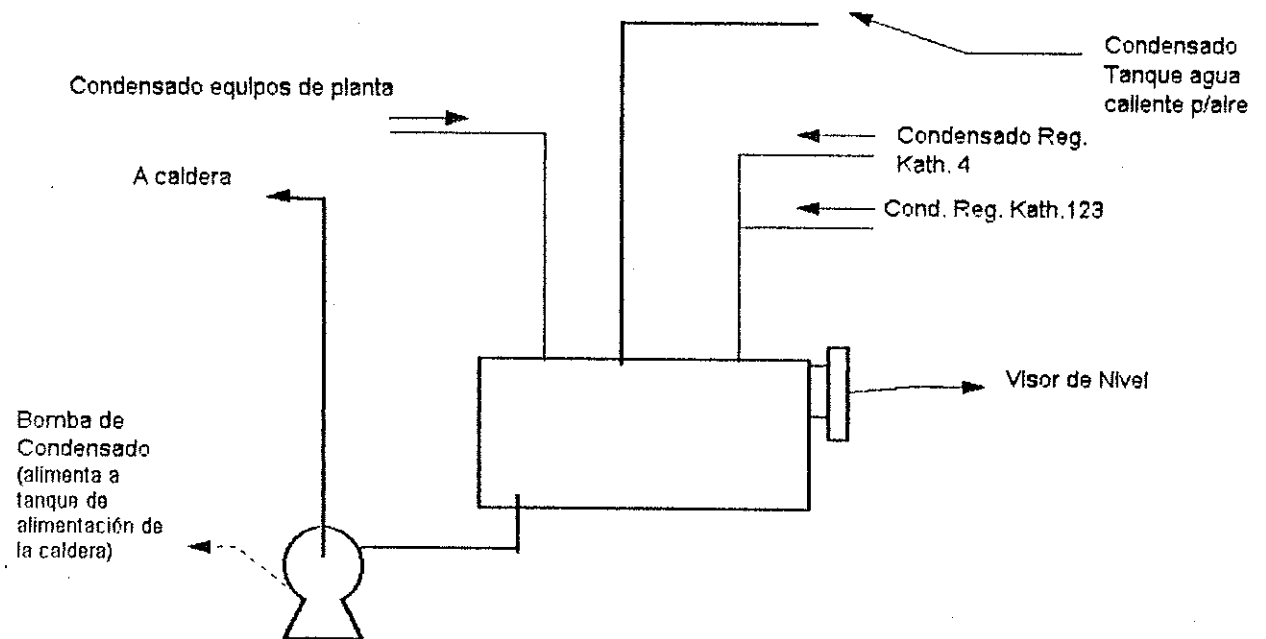


FIGURA 10

b) ESTIMACIÓN DEL RETORNO DE CONDENSADO EN LA PLANTA

El vapor que se condensa tiene dos ventajas de suma importancia y de interés desde el punto de vista de eficiencia.

Primero, contiene calor en una cantidad que puede ser importante, dependiendo del trato que se le dé desde que sale de la trampa de vapor.

Segundo, el condensado es agua limpia y ya tratada, sin sólidos disueltos, con excepción de los que arrastra en su flujo a través de la tubería. Esto entonces implica tres ahorros:

- 1) Ahorro en combustible debido a su calor sensible.
- 2) Ahorro en combustible debido a la purga, la cual se ve reducida.
- 3) Ahorro en químicos de tratamiento de agua.

El sistema de recuperación de condensado es, probablemente, la parte más ignorada y que se entiende

menos en un sistema que usa vapor. Muchos usuarios conocen acerca de su distribución y utilización, saben del valor que tiene por su contenido de calor, pero cuando se analiza el diseño de un sistema de condensado se encuentran deficiencias que no son difíciles de resolver pero que se dejan así, más que nada, por falta de conocimiento.

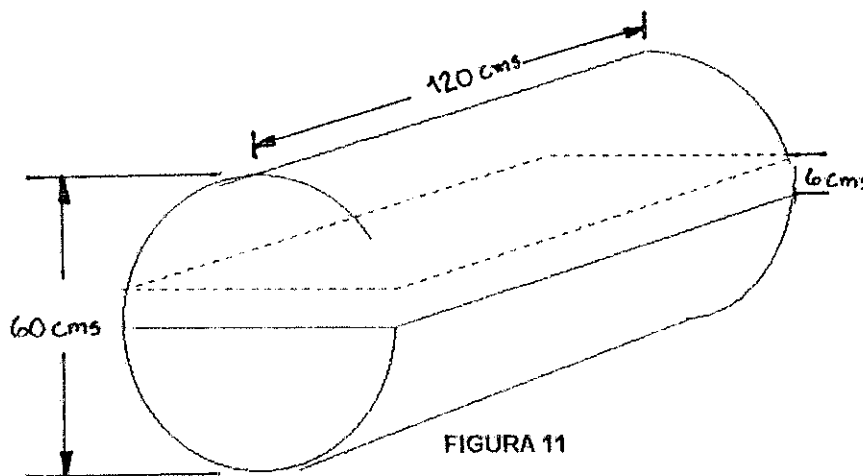
Cuando hay vapor, hay condensado y cualquier instalación que pretenda ser eficiente debe proveer soluciones para ambos. Sin embargo, en la mayor parte de los casos la Ingeniería se aplica solamente para conseguir una eficiente distribución de vapor. Para el condensado, lo único que se provee es un sistema de tubería para descargarlo a un desagüe o, al menos, a un ineficiente sistema de recuperación.

El condensado no es un agua que pueda desecharse. Es un agua que ha sido pretratada, ablandada o desmineralizada y, luego en la caldera, prácticamente destilada. Si se retorna puede ser reciclada con muy poco acondicionamiento. Reutilizando el condensado, se ahorran los costos de acondicionar agua cruda para la alimentación de calderas y los costos de vertimiento de un fluido caliente en un sistema de alcantarillado. Este condensado también contiene una invaluable energía calorífica, energía que un sistema eficiente debe conservar.

En planta Exchic, si se está retornando parte del condensado que se produce en los diferentes equipos, a continuación se hará una estimación del % de condensado que retorna al tanque de condensado.

El procedimiento que se siguió para establecer el % de condensado fue el siguiente:

El condensado retorna a un tanque de condensado, y luego se bombea hacia otro tanque, conocido como tanque de alimentación, que se encuentra en el cuarto de calderas; aquí se recibe el agua de condensado y por medio de un sistema de niveles, a la hora de faltar condensado se bombea automáticamente, agua tratada hacia la caldera. Para el cálculo de retorno de condensado se apagó la bomba que envía el condensado al tanque de alimentación y se cerró la válvula de paso. En este momento se midió el volumen del tanque y luego de 4 minutos, el nivel de condensado se había incrementado en 6 cms de altura:



Diámetro del tanque = 0.60 mts, que es también la altura total del tanque.

Entonces se tiene que para 0.40 mts de altura el % sería:

$$\text{si } 0.60 \text{ mts} \text{ --- } 100\%$$

$$0.40 \text{ mts} \text{ --- } x \text{ por lo que } (0.40 * 100)/0.60 = 66.67\%$$

y para el volumen incrementado:

$$\text{si } 0.60 \text{ mts} \text{ --- } 100\%$$

$$0.46 \text{ mts} \text{ --- } x \text{ (} 0.46 * 100)/0.60 = 76.67\%.$$

El volumen total del tanque es:

$$V = \pi D^2/4 * l \text{ donde: } V = \text{volumen}$$

D = diámetro

l = longitud.

$$V = \pi(0.6^2)/4 * 1.20\text{mts}$$

$$V = 0.3393 \text{ m}^3$$

Los volúmenes parciales a las medidas tomadas serían:

$$V_{\text{inicial}} = 0.3393 * 0.6667 = 0.2262 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{final}} = 0.3393 * 0.7667 = 0.2601 \text{ m}^3$$

Volumen incrementado en 4 minutos:

$$V_{\text{incr}} = V_{\text{final}} - V_{\text{inicial}}$$

$$V_{\text{incr}} = 0.2601 - 0.2262 = 0.0339 \text{ m}^3.$$

Volumen por minuto:

$$V_{\text{incr}} = 0.0339/4 = 0.008475 \text{ m}^3/\text{min}$$

o sea $V_{\text{incr}} = 0.008475 \text{ m}^3/\text{min} * 60\text{min}/1\text{hr} = 0.5085 \text{ m}^3/\text{hr}$ esto equivale a 134.32 gts/hr de condensado.

Ahora se tiene que la Temperatura de condensado es de 173 °F, y de las tablas del vapor obtenemos su volumen específico:

$$v_t = 0.01647 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

ahora pasamos el volumen aumentado a pie^3 :

$$0.5085 \text{ m}^3/\text{hr} * 1 \text{ pie}^3/0.02832 \text{ m}^3 = 17.955 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

y entonces convertimos el volumen de condensado en peso:

$$1 \text{ lb}/0.01647 \text{ pie}^3 * 17.955 \text{ pie}^3/\text{hr} = 1090.164 \text{ lb/hr}$$

Se tiene entonces que el condensado que se recupera, es de 1090.164 lbs/hr.

Cuando se realizó esta medición, los equipos que estaban trabajando eran los siguientes:

CUADRO 25
EQUIPOS TRABAJANDO EN MOMENTO DE MEDICIÓN

EQUIPO	FLUJO DE VAPOR LBS/HR
Mezcladora Compuesto	424.3
Filtro prensas	132.88
Marmitas p/jarabe	375.12
Regen. Kathene 1,2,3,4	1615.0
Tanques agua caliente	207.8
Lavandería	22.145
Cafetería	58.304
TOTAL	2835.55

Entonces, teóricamente el vapor que se está utilizando en el momento de la medición es de 2835.55 lbs/hr, que deberían ser las mismas lbs de condensado recuperadas, sin embargo, según la medición se recuperan 1090.164 lbs/hr, por lo tanto, el % de condensado recuperado sería de:

$$(1090.164/2835.55) * 100 = 38.45\%$$

Si tomamos en cuenta lo expuesto en el capítulo anterior, respecto a que en realidad el consumo real de vapor es menor al calculado teóricamente, y quitamos del flujo máximo de vapor un 25% y calculamos con esto, se tiene:

$$2835.55 * 0.25 = 708.88 \text{ lbs/hr}$$

$$2835.55 - 708.88 = 2126.66 \text{ lbs/hr}$$

$$(1090.164/2126.66) * 100 = 51.26\%$$

Con lo que puede establecerse que en planta Exchic se está recuperando el condensado dentro de un rango de 38.45 - 51.26 %. Para los cálculos posteriores necesarios, se utilizará el punto medio de este rango, o sea:

$$43.255 \%$$

Cálculo de pérdidas debido a falta de retorno de condensados:

Ahora, si se considerara recuperar el 70% del condensado, el retorno de condensado mejoraría en un 26.745% lo que permitiría obtener mayores ahorros.

La caldera aproximadamente está operando a un 73% de su capacidad.

- Se procede a calcular el agua que evapora la caldera:

$$H_2O \text{ evaporada} = BHP * FV * \% \text{ CC}$$

donde:

BHP= Caballaje de la caldera

FV = Factor de vaporización de la caldera.

%O= Porcentaje de operación de la caldera con respecto a su capacidad nominal.

$$150\text{HP} * 4.14 \text{ gls agua/hr-HP} * 24\text{hr/día} * 0.73 = 10879.92 \text{ gls agua/día}$$

En realidad actualmente se está recuperando el 43.255 % de este condensado, lo que representa

$$10879.92 * 0.43255 = 4706.11 \text{ gls agua/día,}$$

si se recuperara el 70%, se tendría $10879.92 * 0.70 = 7615.944 \text{ gls agua/día,}$

lo que representa un incremento en la recuperación de 2909.834 gls agua/día.

Como se estaría incrementando la recuperación de condensado; esto nos permitiría elevar la temperatura del mismo; suponiendo que se eleva la temperatura de 172 °F (78°C) a 185 °F (85 °C), nos representaría aumentar la temperatura del agua de alimentación; actualmente la temperatura del agua de alimentación es de 140°F (60°C).

- Por lo que la temperatura de agua de alimentación (TAA), sería la media ponderada, tomando en cuenta un 30% de agua nueva, la cual se encuentra a una temperatura de 77 °F (25 °C), y el 70% restante a 185 °F (85°C), por lo que la Temperatura del Agua de Alimentación sería:

$$\text{TAA} = (185^\circ\text{F} * 0.7) + (77^\circ\text{F} * 0.3) = 152.6^\circ\text{F} (67^\circ\text{C})$$

- Ahora se calculará el calor requerido con estas nuevas condiciones para evaporar el agua:

$$\text{Entalpía del agua a } 152.6^\circ\text{F} = 120.55 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Entalpía del vapor saturado a } 125 \text{ Psi} = 1191.05 \text{ Btu/lb}$$

$$Q_1 = (\text{h vapor} - \text{h agua}) \text{ btu/lb} * \text{vol esp lbs/gls} * \text{Agua evaporada}$$

Donde el volumen específico del agua a 152.6 °F es 0.0163556 pie³/lb

$$0.0163556 \text{ pie}^3/\text{lb} * 1 \text{ gls}/0.133671 \text{ pie}^3 = 0.122357119 \text{ gls/lb}$$

$$\text{O sea, } 1/0.122357119 = 8.1727978 \text{ lbs/gls}$$

$$Q_1 = (1191.05 - 120.55) * 8.1727978 * 10879.92 \text{ gls/día}$$

$$Q_1 = 95.1882 \text{ Mbtu/día}$$

- Ahora se calculará el calor requerido con las condiciones actuales para evaporar el agua:

$$\text{Entalpía del agua a } 140^\circ\text{F} = 107.95 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Volumen específico del agua a } 140^\circ\text{F} = 0.01629 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

$$0.01629/0.133671 = 0.121856 \text{ gls/lbs, o sea } 8.2057 \text{ lbs/gls}$$

$$Q_2 = (1191.05 - 107.95) * 8.2057 * 10879.92 =$$

$$Q_2 = 96.6963 \text{ Mbtu/día}$$

- Exceso de calor requerido:

$$Q_e = Q_2 - Q_1, \quad Q_e = 96.6963 - 95.1882$$

$$Q_e = 1.5081 \text{ Mbtu/día}$$

- La pérdida de combustible por este exceso es:

$$1.5081 \text{ Mbtu/día} / 152000 \text{ Btu/gal} * 1 \text{ día} / 24 \text{ hrs} = 0.4134 \text{ gals/hr}$$

$$0.4134 * 24 \text{ hrs} = 9.9217 \text{ gals/día}$$

$$9.9217 * 365 \text{ días} = 3621.44 \text{ gals/año}$$

La pérdida de quetzales por hora : $0.4134 \text{ gals/hr} * 3.625 \text{ Q/gal} = \text{Q1.4985}$

por día : $9.9217 * 3.625 = \text{Q35.966}$

por año : $3621.44 * 3.625 = \text{Q13127.72}$

Como puede notarse, el ahorro que se conseguiría si se logran estas condiciones es notable.

C) EVALUACIÓN DE LOS ASPECTOS MÁS IMPORTANTES EN LOS ELEMENTOS DE RETORNO DE CONDENSADO (Tuberías, aislamiento, bombeo y otros).

Para mejor referencia del sistema de tuberías de retorno de condensado de la planta, puede referirse al plano A23, donde puede verse que las tuberías de condensado están divididas en dos retornos distintos:

I) Retorno de equipos de Fabricación Hall's, con un diámetro de tubería de 1 1/2".

II) Retorno de la mayoría de equipos de la planta, con un diámetro de tubería de 1".

Esta tubería recibe el condensado de cafetería, luego de recubierto; a continuación el de lavandería, fabricación centros y del tanque de agua caliente para servicios.

III) Por último, retornan en líneas independientes los equipos exteriores a las instalaciones de la planta. (Tanque agua caliente para kathabares, regenerador kathene 1,2,3, regenerador kathene 4).

ASPECTOS MÁS IMPORTANTES EN SISTEMA DE RETORNO DE CONDENSADO:

-Diámetro de la tubería: la selección del diámetro de la tubería de condensado presenta problemas diferentes. El más importante de estos problemas es el manejo del vapor instantáneo. Por una línea de condensado tiene que pasar tanto condensado como vapor instantáneo. Como el volumen del vapor instantáneo representa más de 30 y hasta 1000 veces el volumen del condensado, es la cantidad de este vapor la que determina el diámetro adecuado de una tubería. Es importante conocer que las líneas de condensado tengan una velocidad de flujo razonable, y una caída de presión aceptable. Una velocidad de 5000 pies/min (25.4 m/s) en las líneas, se considera el promedio de velocidades aceptables, y asegura caídas de presión razonables. Debe recordarse que existen menos problemas con tubería sobredimensionada que con tubería subdimensionada y con más velocidad. Las altas caídas de presión pueden causar contrapresión que afectaría la capacidad y la operación de las trampas de vapor.

En la planta, el diámetro de la tubería que recoge el condensado de los equipos que operan dentro de la planta no parece ser el más adecuado para el retorno del condensado, ya que el diámetro de esta tubería es de 1 pig; como puede observarse en el plano A₂₃, recoge el condensado de varios equipos. El análisis de un diámetro adecuado para las líneas de condensado de la planta se hará en el capítulo siguiente.

- Existen fugas de condensado en muchos accesorios a lo largo de las tuberías, lo que provoca pérdidas importantes de condensado.

Aislamiento: en la planta, el aspecto del aislamiento se encuentra en buenas condiciones; todas las tuberías de retorno de condensado presentan aislamiento de cañuelas de fibra de vidrio. Sin embargo, hay que tener en cuenta ciertos aspectos para saber hasta a qué punto se debe tener aislada la tubería, lo cual se tratará en el siguiente capítulo.

Elevación del condensado:

En la planta, todas las líneas que salen de los diferentes equipos son elevadas, y se transporta el condensado por arriba; las tuberías se elevan a una altura de 4.5 mts para luego dirigirse hacia el tanque de condensado donde se acumula.

Para aplicaciones donde existen líneas de retorno de condensado elevadas, se puede levantar el condensado teniendo en cuenta lo siguiente:

- Las trampas de vapor NO elevan el condensado, quien lo hace es la presión del sistema, a través del orificio de la trampa, y no la trampa misma lo hace subir el condensado.
- Una presión de 1 psi soportará una columna de agua de 2.76 pig de altura, pero para absorber las pérdidas por fricción y la caída de presión en el sistema, la elevación vertical deberá limitarse a 2 pies (0.6 m) por cada 1 psi de presión. Debe tenerse en cuenta que la elevación del condensado puede provocar daños por golpe de ariete.

Bombeo: en la planta, para enviar el condensado hacia el tanque de alimentación de la caldera, se tiene en el tanque de condensado una bomba centrífuga de 3450 rpm monofásica, sin embargo, para bombear el condensado hay que tener presentes ciertos conceptos que nos permitan hacer el bombeo de una manera óptima.

Como ya se indicó, el condensado de la planta se drena por presión o por gravedad a un depósito de donde se bombea de regreso a la caldera.

Las bombas centrífugas están limitadas en el manejo del condensado debido a la temperatura; estas bombas están limitadas a temperaturas de 180 a 185 °F (82 a 85 °C), por problemas de cavitación y erosión que pueden suceder cuando baja la presión del condensado al entrar al impulsor de la bomba. Por esta razón, la mayoría de depósitos locales para la acumulación de condensado son abiertos, y sin aislamiento, para asegurar que el condensado esté a una temperatura suficientemente baja para no dañar la bomba.

El condensado en este tanque se mantiene a una temperatura de 173 °F (78 °C).

Debe puntualizarse que una bomba de 1750 RPM se pueden manejar condensados hasta de 209 °F; a temperaturas mayores la bomba cavitara.

La temperatura a la cual se maneja el condensado en la planta nos permite utilizar la bomba que actualmente se está utilizando, pero si se retornara el condensado a una mayor temperatura sería conveniente instalar una bomba que sea más lenta para evitar daños a la misma.

Corrosión: como se mencionó anteriormente, en las líneas de condensado se dan fugas continuamente, y la mayoría de éstas son producidas por corrosión. La corrosión en el sistema de condensado puede dañar el sistema en poco tiempo sin no se pone atención al problema.

La corrosión en estos sistemas proviene del CO₂ que existe en el agua de alimentación y en los sólidos disueltos que contiene ésta. Al generar vapor, el CO₂ pasa a través de la tubería de distribución junto con el vapor. Al condensarse el vapor, el CO₂ queda en equilibrio con el condensado. Sin embargo, cuando éste empieza a enfriarse, el CO₂ comienza a entrar en solución con él, formando ácido carbónico.

La concentración de CO₂ dentro del agua aumenta con el enfriamiento del condensado, y el ácido carbónico puede llegar a un pH de 4, altamente corrosivo por su temperatura relativamente alta. El ácido ataca tubería de cobre o hierro, y su corrosividad aumenta en presencia de oxígeno. Este problema se agudiza en sistemas que tienen suavizador de agua tipo catiónico (zeolita), que resulta en formación de más CO₂ a través del bicarbonato de sodio.

Como el CO₂ se disuelve en el condensado según la disminución de su temperatura, la manera de prevenir la corrosión en el sistema es tratando de mantener el condensado lo más caliente posible. Algunas otras ideas son:

- Aumentar el retorno de condensado.
- Mantener el retorno de condensado lo más caliente posible.
- Evitar uso de trampas termostáticas que subenfrien el condensado.
- Usar tratamiento químico adecuado.

Con esto se estaría concluyendo con la evaluación de los puntos más importantes a considerar en el sistema de retorno de condensado para lograr por medio de estos aspectos ahorro energético de una manera simple y no costosa y que pueden dársele seguimiento desde el momento que se inicie el mantenimiento.

RESUMEN DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN LOS DIFERENTES BLOQUES DE VAPOR DE PLANTA EXCHIC:

A continuación, se presenta en el cuadro 26 el resumen de las pérdidas calculadas a lo largo del presente capítulo:

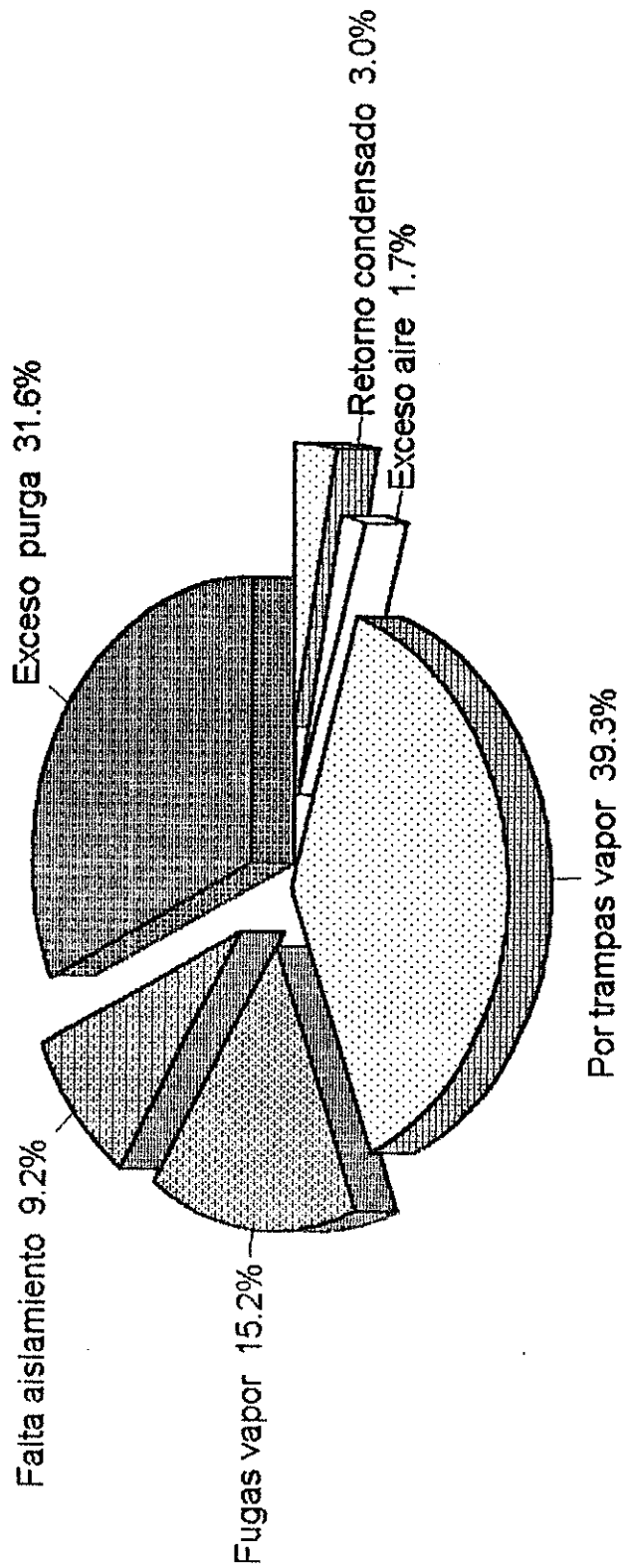
CUADRO 26

RESUMEN DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN LÍNEAS DE VAPOR DE LA PLANTA

BLOQUE	TIPO DE PÉRDIDA	GLS. BUNKER POR			QUETZALES PERDIDOS POR			PORCENTAJE	
		HORA	DÍA	AÑO	HORA	DÍA	AÑO		%
Generación	Exceso de Aire	0.2438	5.852	2163.04	0.8833	21.21	7743.15		1.748
	Exceso de Purga	4.41	105.840	38631.60	15.98	383.67	140039.55		31.614
Distribución	Falta de Aislamiento	1.2828	30.788	11237.94	4.65	111.61	40737.53		9.20
	Fugas de Vapor	2.11	50.85	18559.12	7.68	184.36	67292.54		15.191
Retorno de Condensado	Trampas de Vapor	5.48	131.47	47985.96	19.865	476.76	174017.40		39.295
	Por falta de retorno	0.4134	9.9217	3621.44	1.4985	35.966	13127.72		2.963
TOTALES -----		13.94	334.7217	122,199.10	50.5573	1213.576	442,957.89		100.0

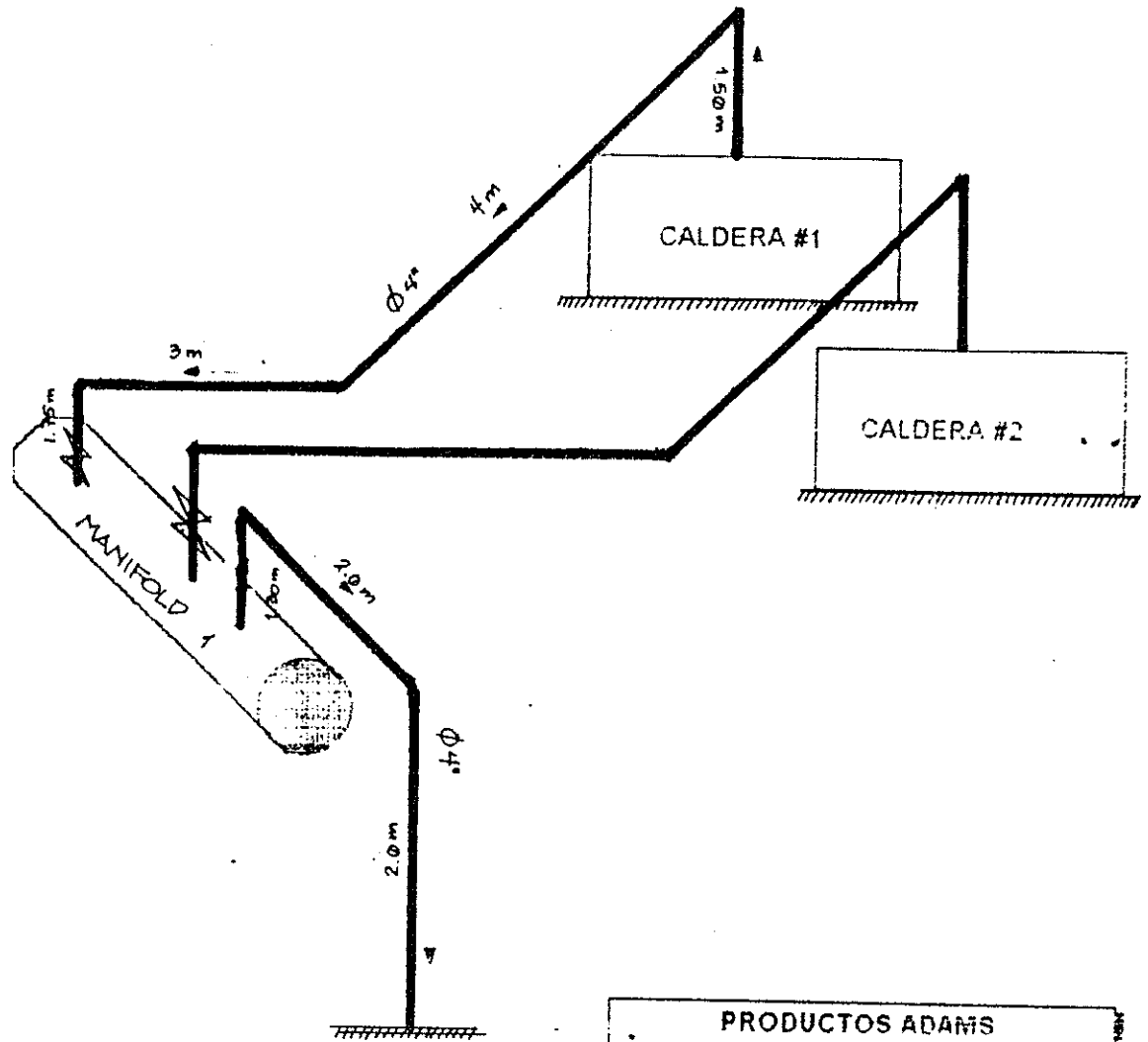
GRÁFICA 2.C

PORCENTAJES DE PERDIDAS DE ENERGIA ANTES DE LA PROPUESTA DE AHORRO ENERGETICO EN LA PLANTA



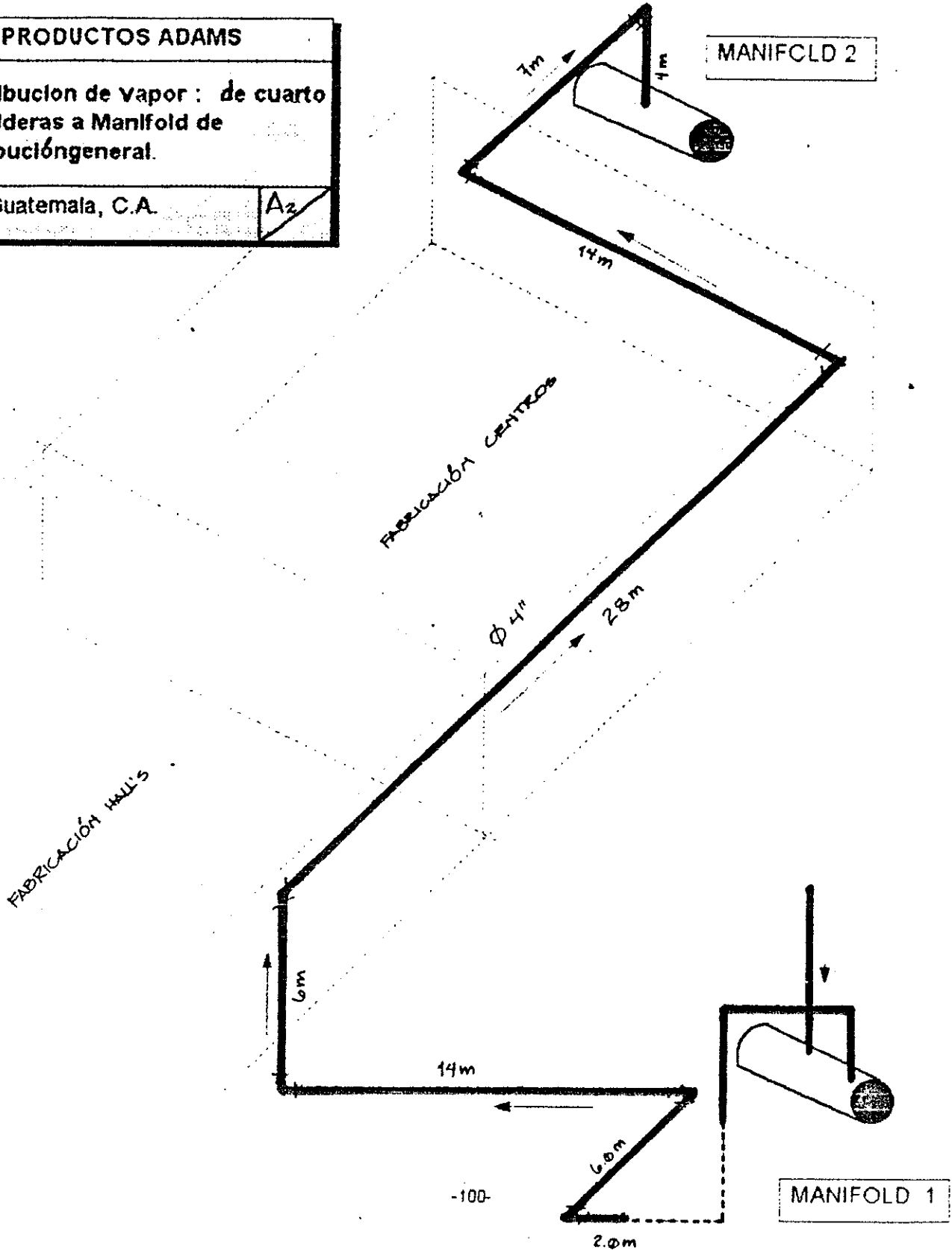
Como puede apreciarse en la gráfica, el mayor problema de pérdidas de energía se encuentra en las Fallas de Trampas con un 39.3% del total. En segundo plano, se tiene el exceso de purga con un 31.6%. En tercer lugar las fugas de vapor con un 15.2%. Por último, se tienen las pérdidas en menor escala que son: Falta de aislamiento, con 9.2%; Falta de Retorno de Condensados, con un 3.0%; Exceso de aire con 1.7%.

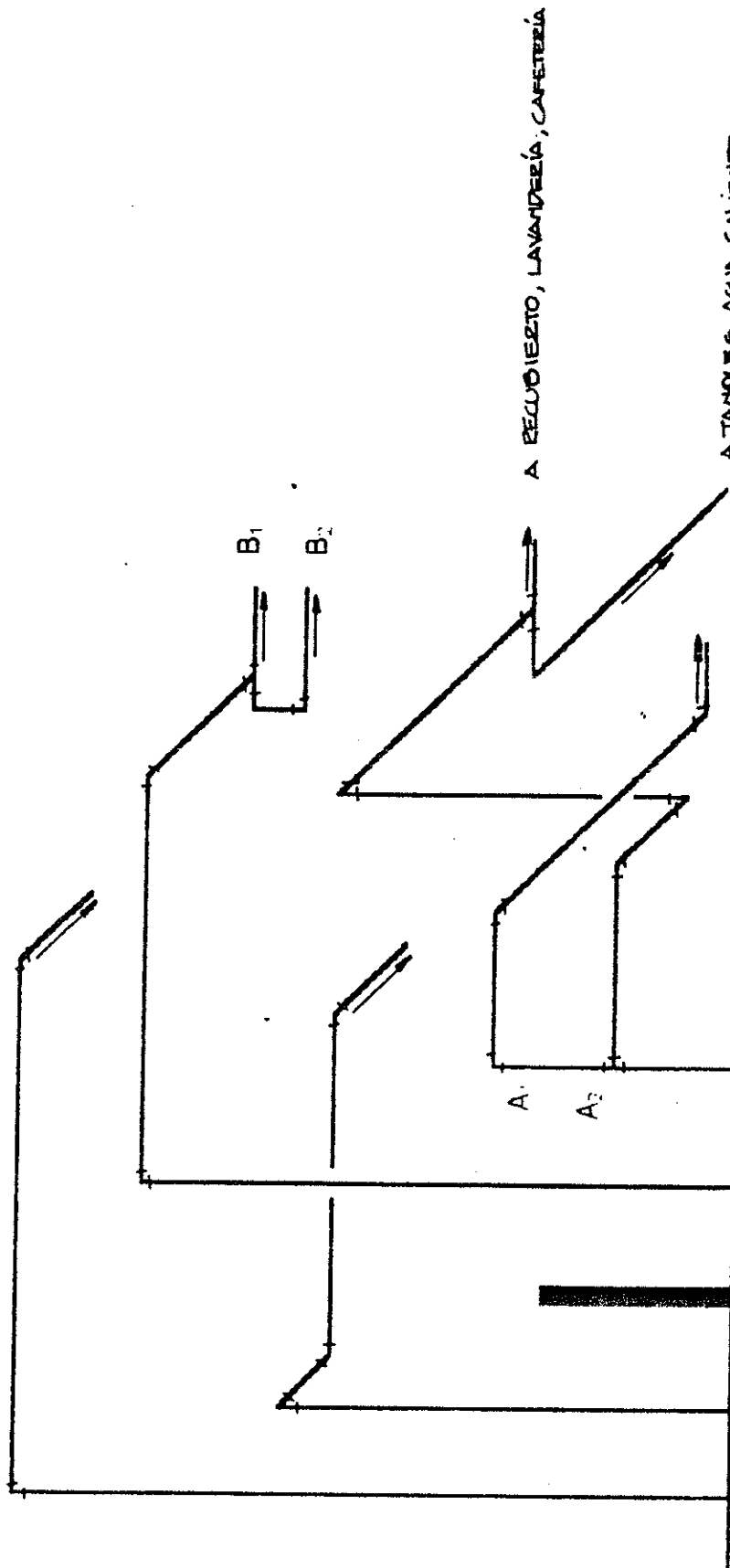
Esto ayuda sobremanera para poder comenzar haciendo las correcciones del caso en el rubro que más lo requiere y poniéndole más atención en lo que a mantenimiento preventivo se refiere; esto nos garantiza aún más poder obtener resultados a corto plazo tomando las medidas correctivas inmediatas y además se obtienen ahorros cuantiosos con esfuerzos relativamente mínimos.



PRODUCTOS ADAMS	
ALIMENTACIÓN DE VAPOR EN CUARTO DE CALDERAS	
Equipo: CALDERA #1 de 150 HP CALDERA #2 de 100 HP	
Guatemala, C.A	A ₁

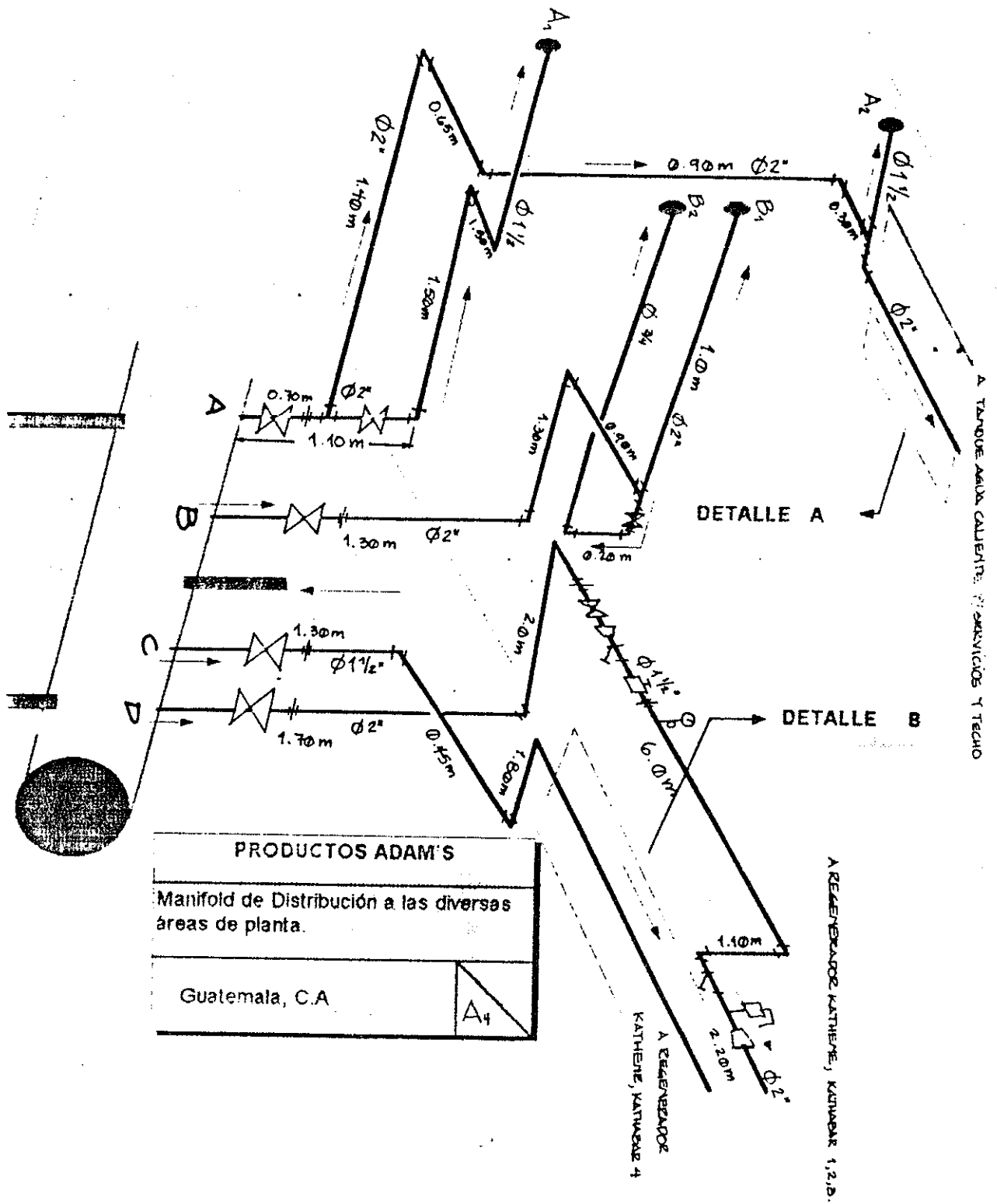
PRODUCTOS ADAMS	
Distribucion de vapor : de cuarto de calderas a Manifold de distribución general.	
Guatemala, C.A.	A2





PRODUCTOS ADAMS	
IDENTIFICACIÓN DE TUBERÍAS EN MANIFOLD 2	
A)	<ul style="list-style-type: none"> - Vapor a Mezcladora de Compuesto 16 y 21. - Filtro Prensas (Regular y Bum).
A2:	<ul style="list-style-type: none"> - Tanque agua caliente para servicios. - Tanque agua caliente p/acondicionar aire de proceso. - Marmifas de Recubierta. - Lavandería & Cafetería.
B)	<ul style="list-style-type: none"> B1: - Vapor a Fabricación Hall's. B2: - Mezcladoras (Regular y Bum).
C)	Regenerador de Kathene, Kathabar #4.
D)	Regenerador de Kathene, Kathabares #1, 2, 3.
A₃	

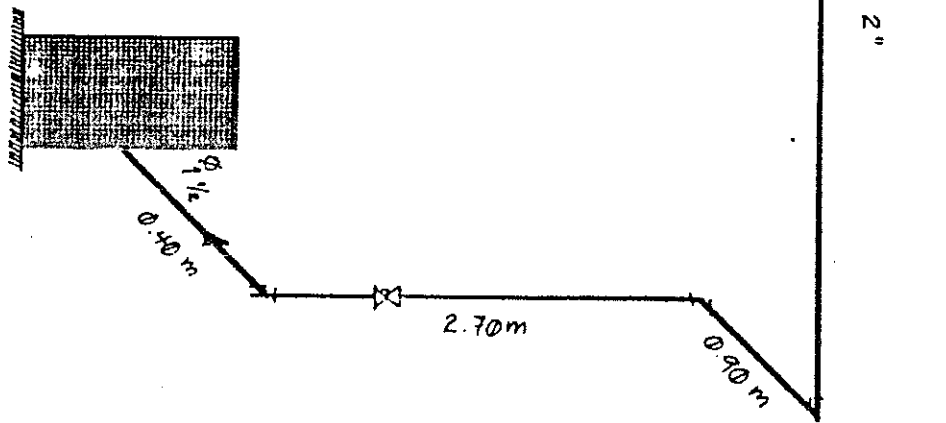
VISTA FRONTAL

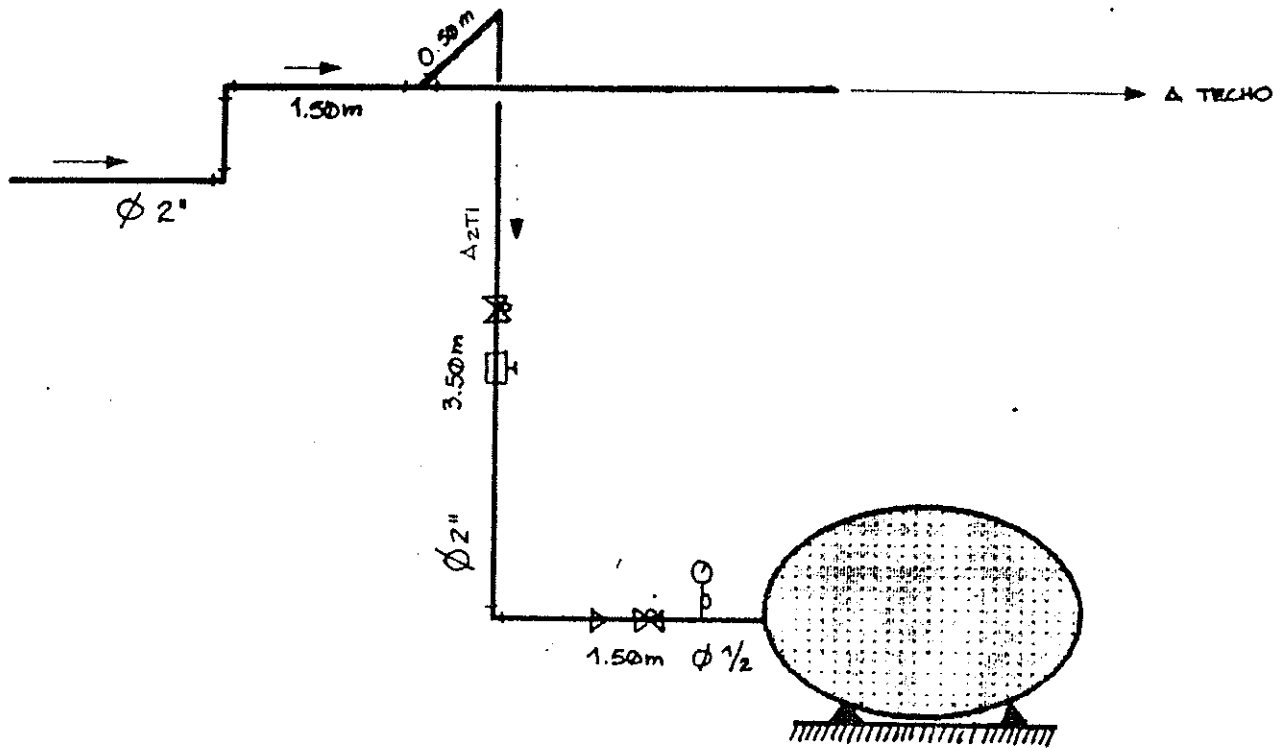


0.80m ϕ 1 1/2"

PRODUCTOS ADAMS	
DISTRIBUCIÓN EN CUARTO DE MANIFOLD	
Equipo: REGENERADOR DE KATHENE, KATHABAR 4	
Guatemala, C.A	A6

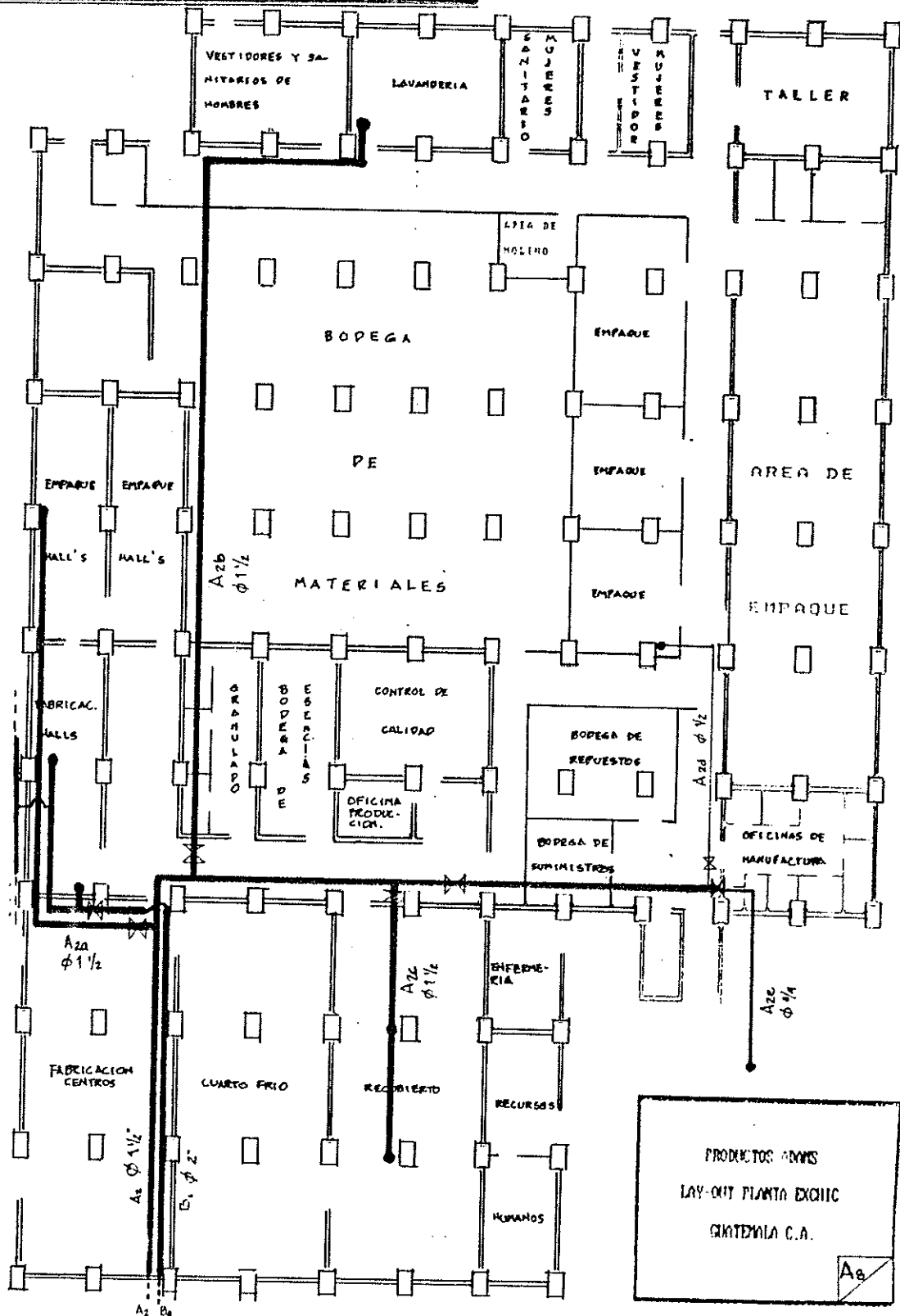
DETALLE B



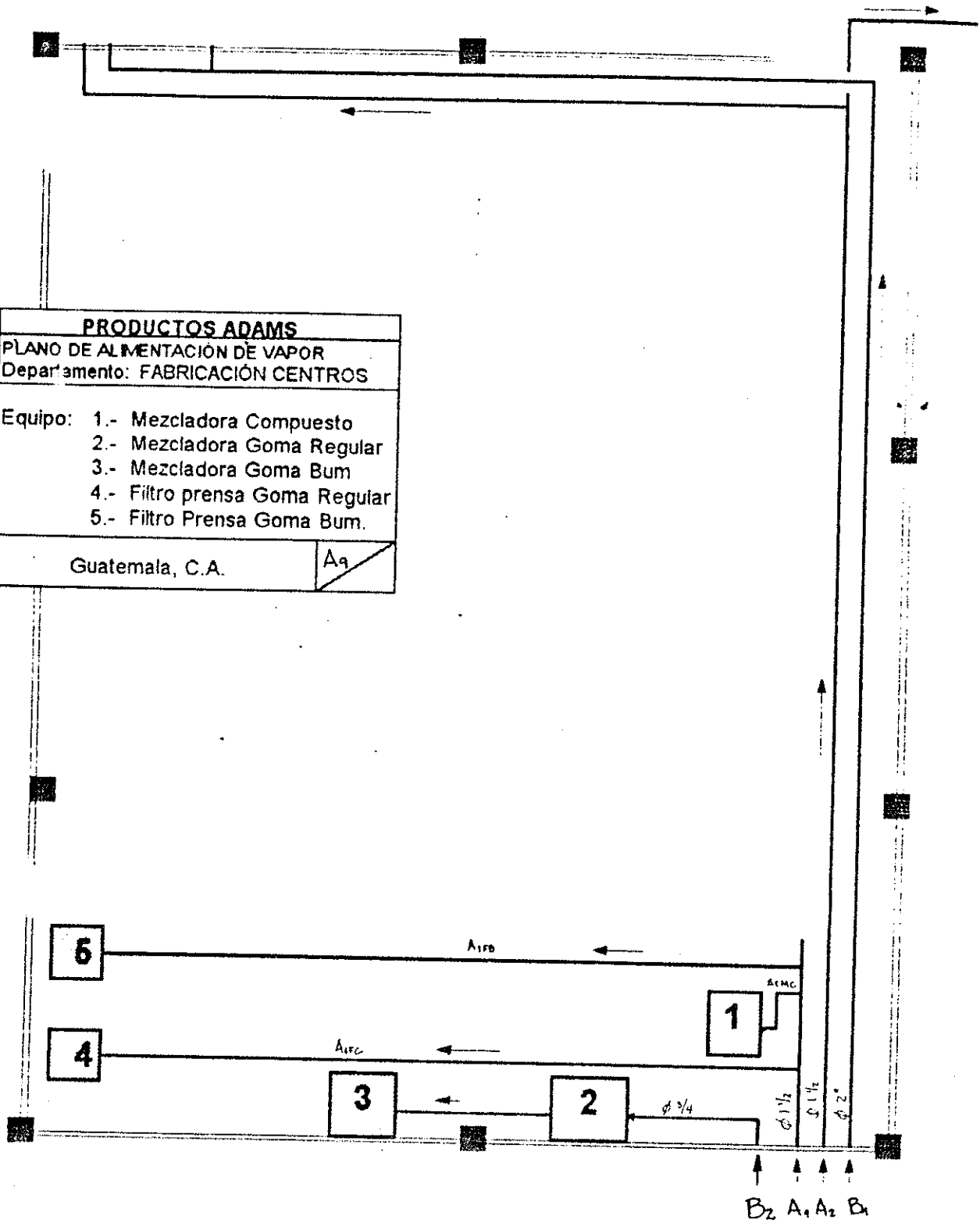


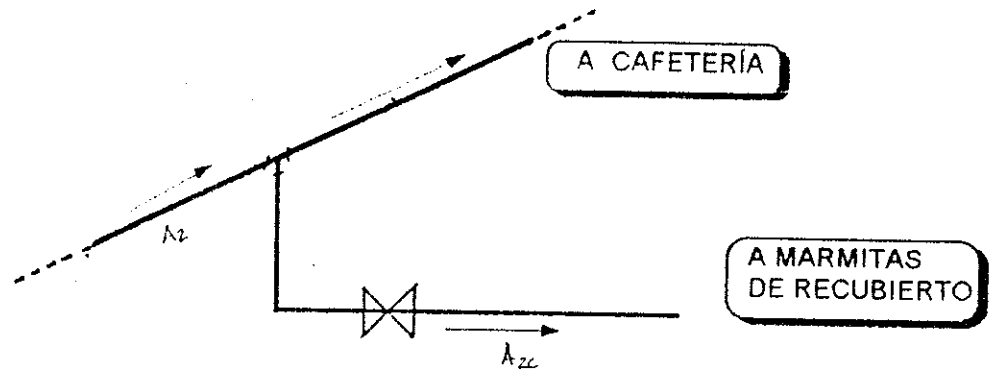
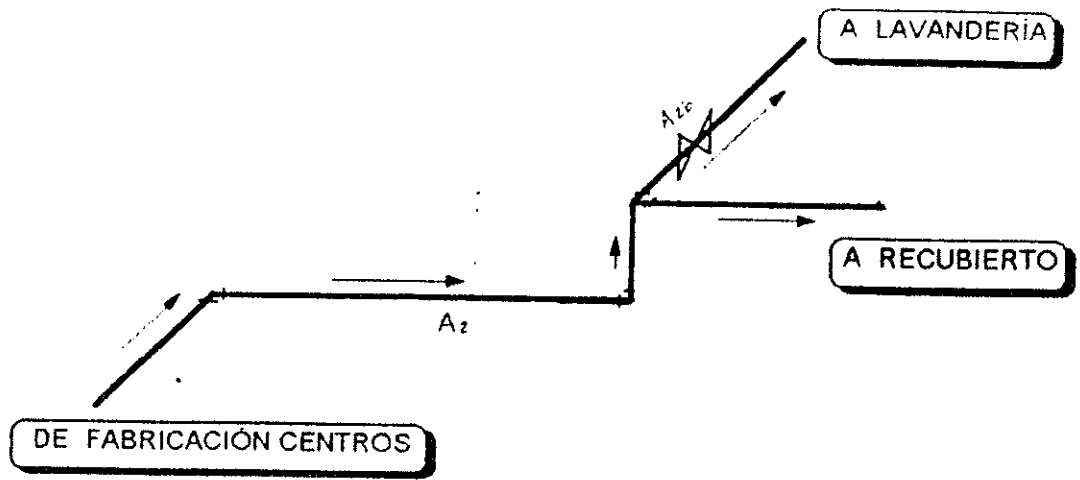
PRODUCTOS ADAMS	
<i>Alimentación en cuarto de Manifold de Distribución.</i>	
Equipo:	TANQUE AGUA CALIENTE
Guatemala, C.A.	Δ_7

DISTRIBUCIÓN DE VAPOUR EN PLANTA.



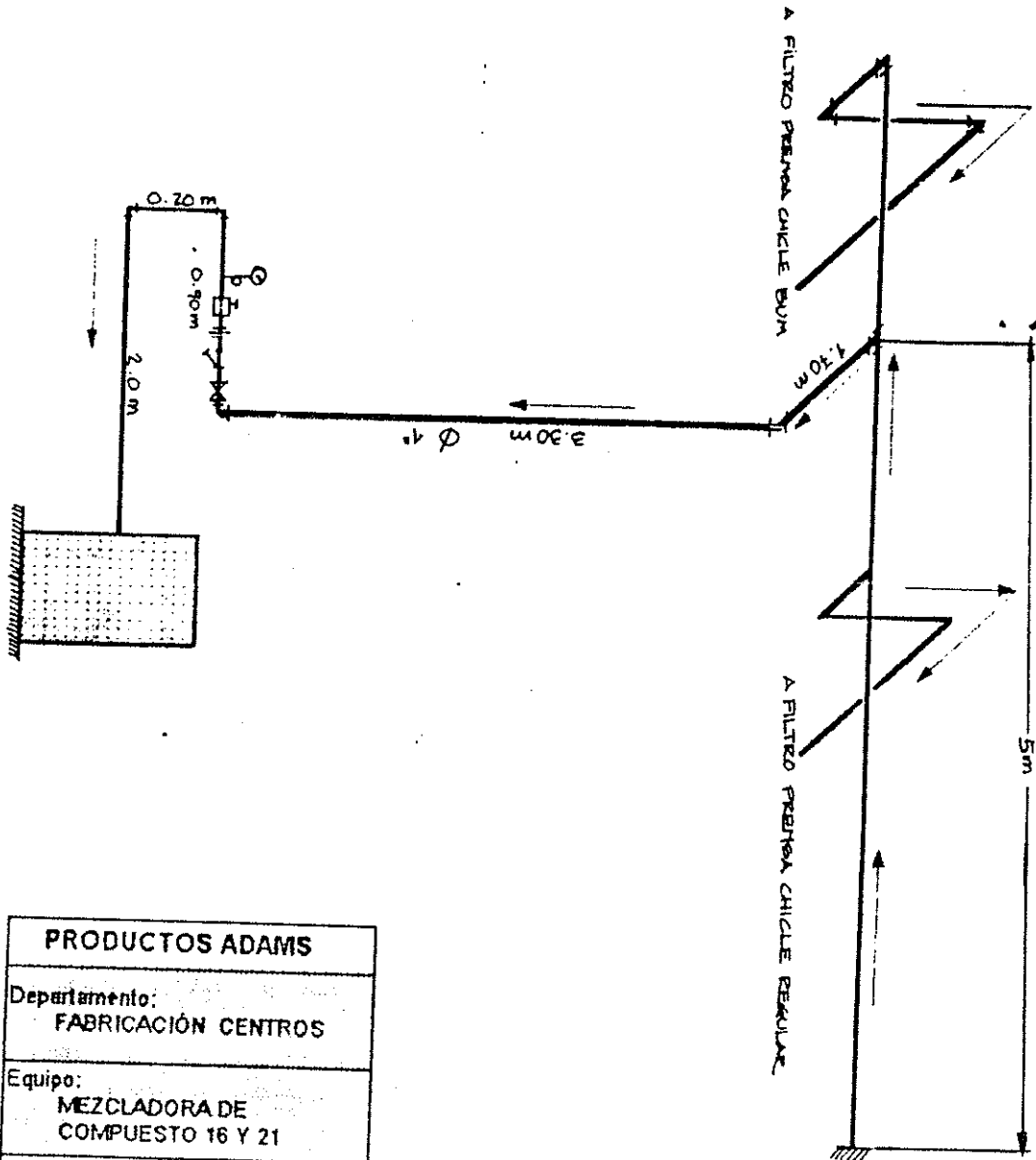
PRODUCTOS ADAMS	
PLANO DE ALIMENTACIÓN DE VAPOR	
Departamento: FABRICACIÓN CENTROS	
Equipo: 1.- Mezcladora Compuesto 2.- Mezcladora Goma Regular 3.- Mezcladora Goma Bum 4.- Filtro prensa Goma Regular 5.- Filtro Prensa Goma Bum.	
Guatemala, C.A.	A9





PRODUCTOS ADAMS	
DETALLES B & C de plano general de alimentación de vapor.	
Guatemala, C.A	A ₁₁

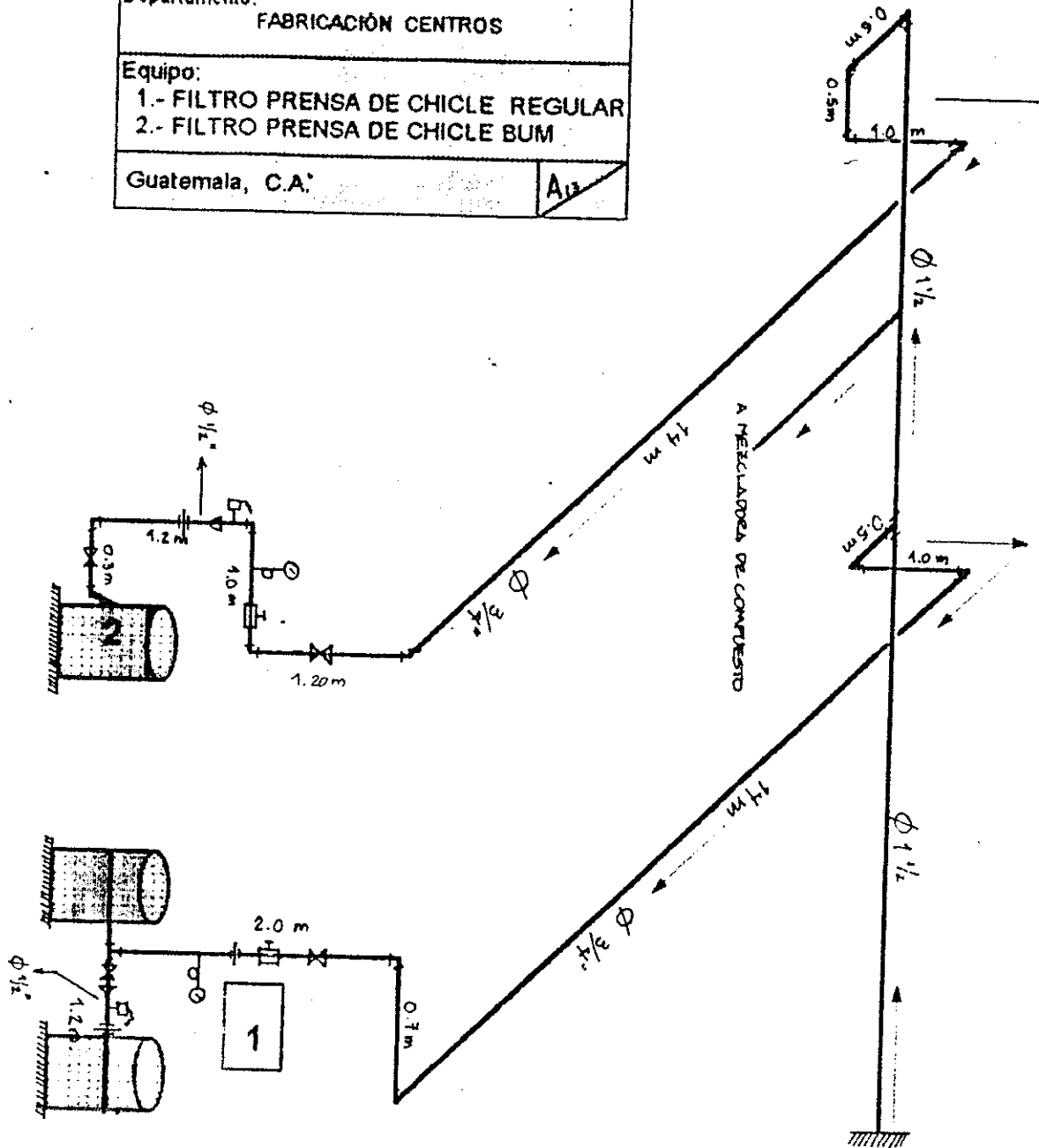
ALIMENTACIÓN DE VAPOR



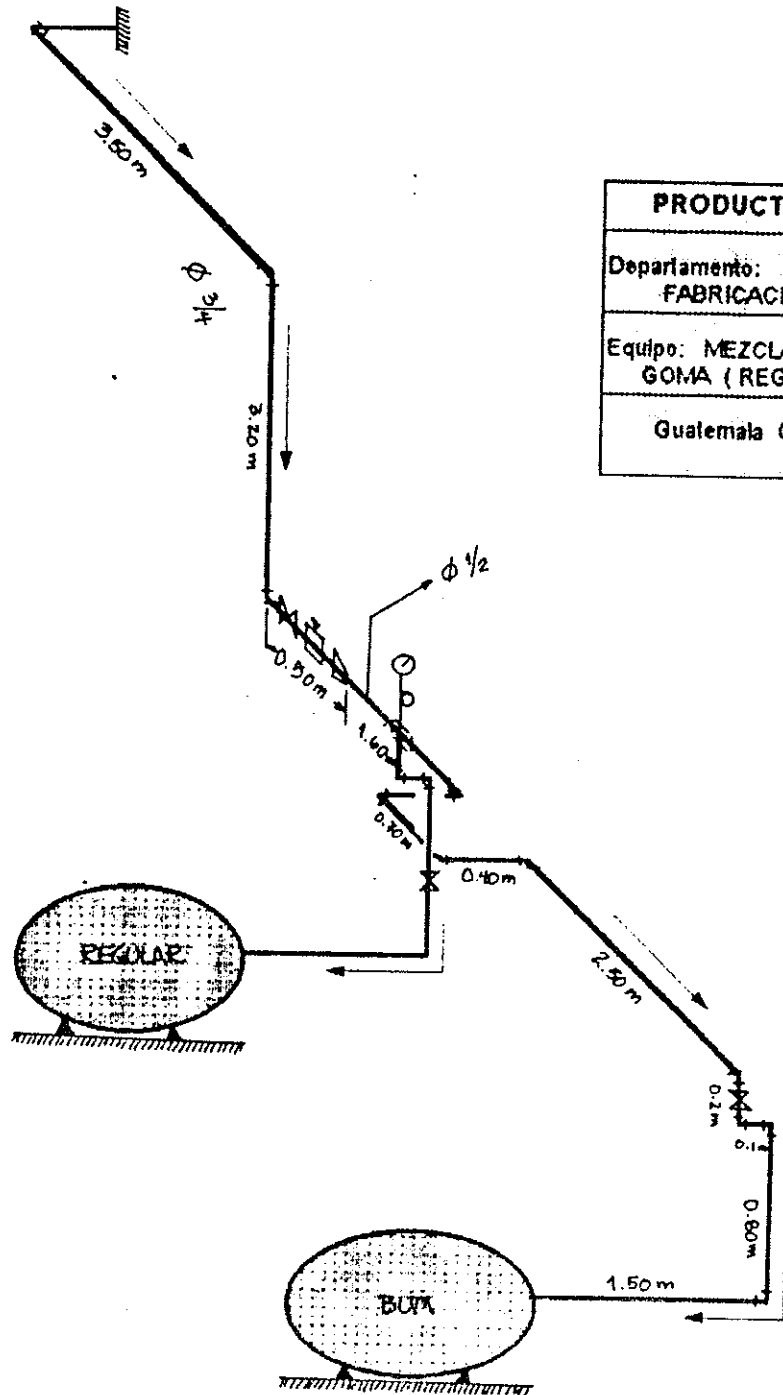
PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: FABRICACIÓN CENTROS	
Equipo: MEZCLADORA DE COMPUESTO 16 Y 21	
Guatemala, C.A.	A ₁₂

ALIMENTACIÓN DE VAPOR

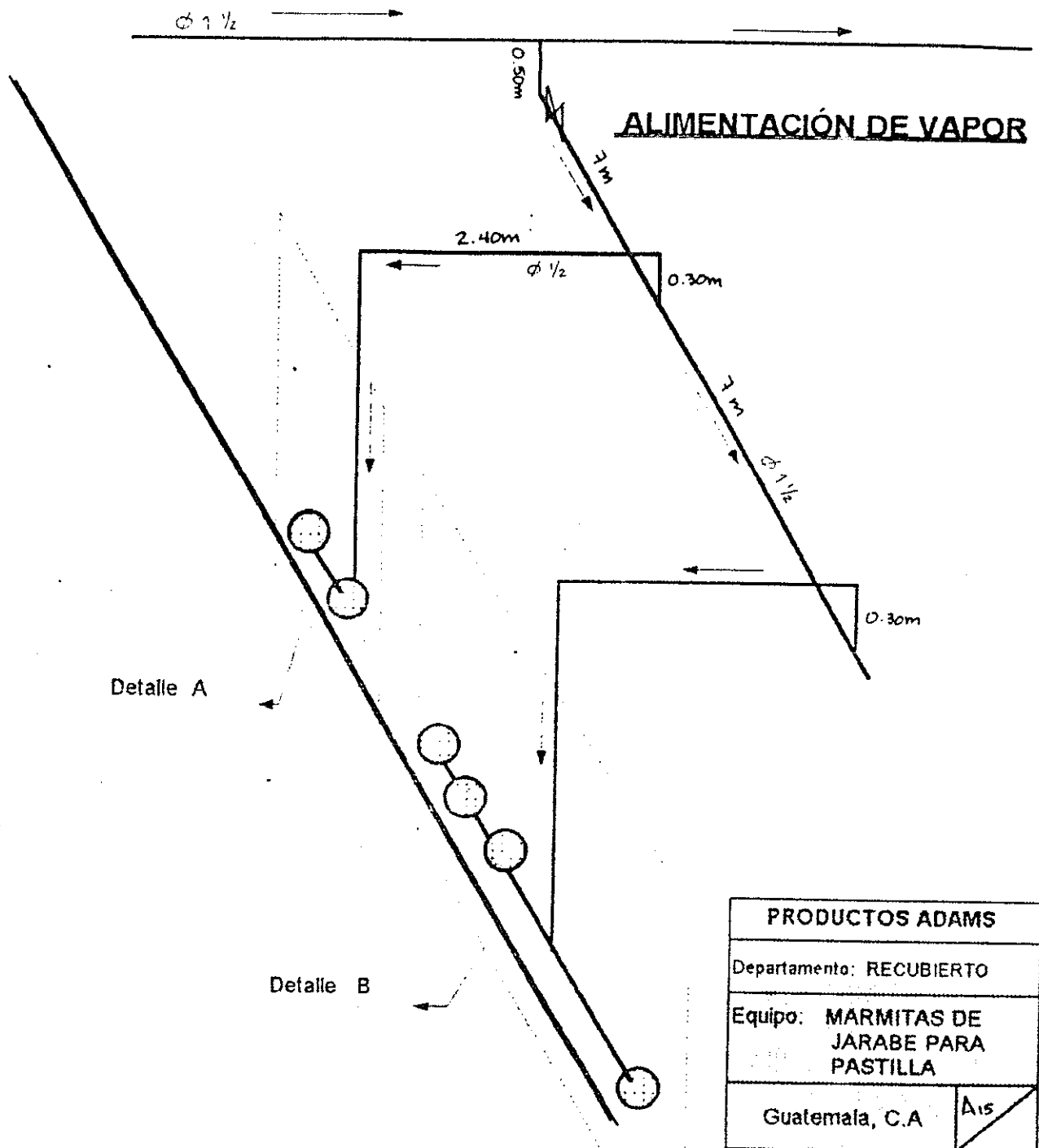
PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: FABRICACIÓN CENTROS	
Equipo: 1.- FILTRO PRENSA DE CHICLE REGULAR 2.- FILTRO PRENSA DE CHICLE BUM	
Guatemala, C.A.	A13



ALIMENTACIÓN DE VAPOR



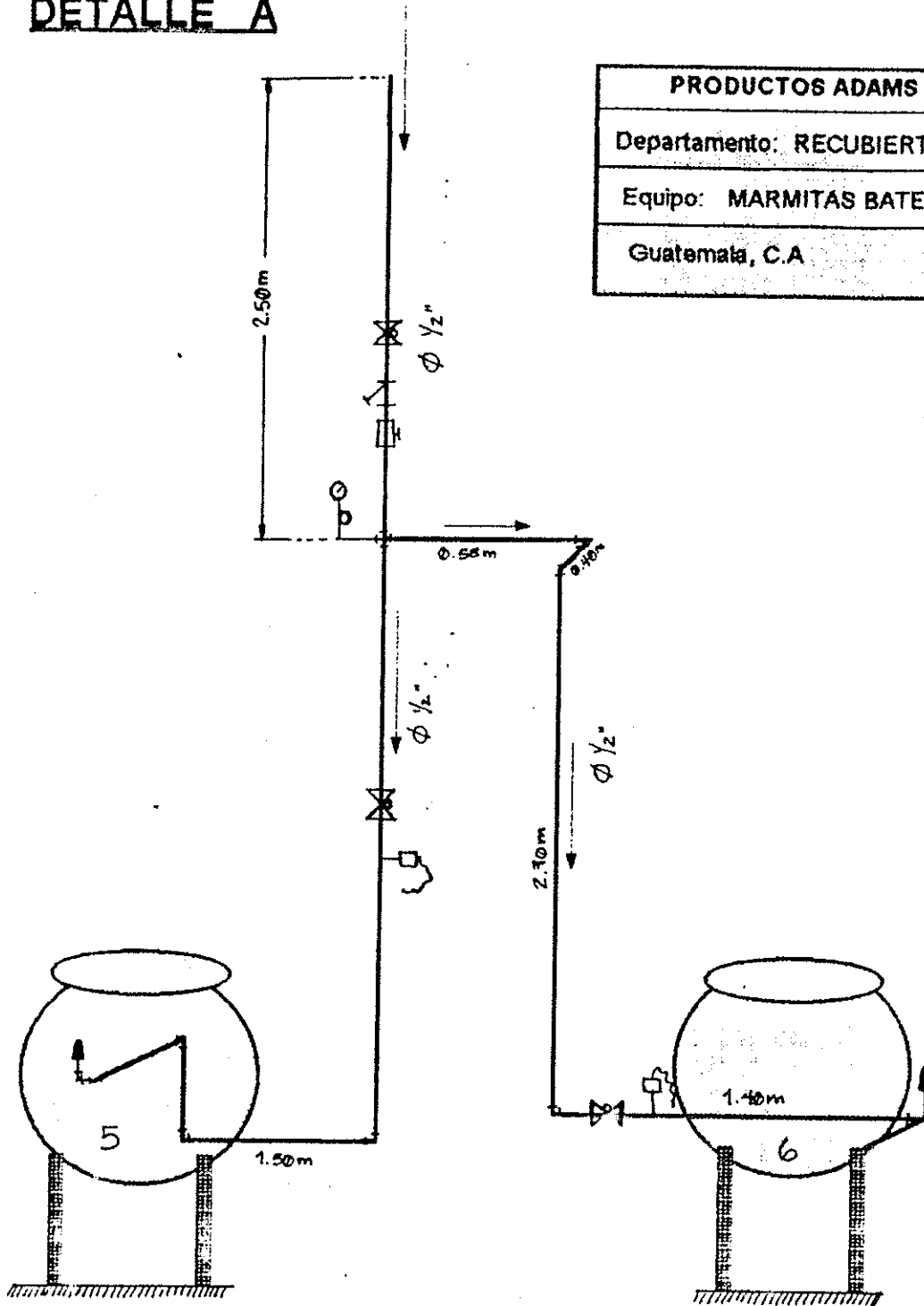
PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: FABRICACIÓN CENTROS	
Equipo: MEZCLADORAS DE GOMA (REGULAR Y BUNA)	
Guatemala C.A.	A ₁₄



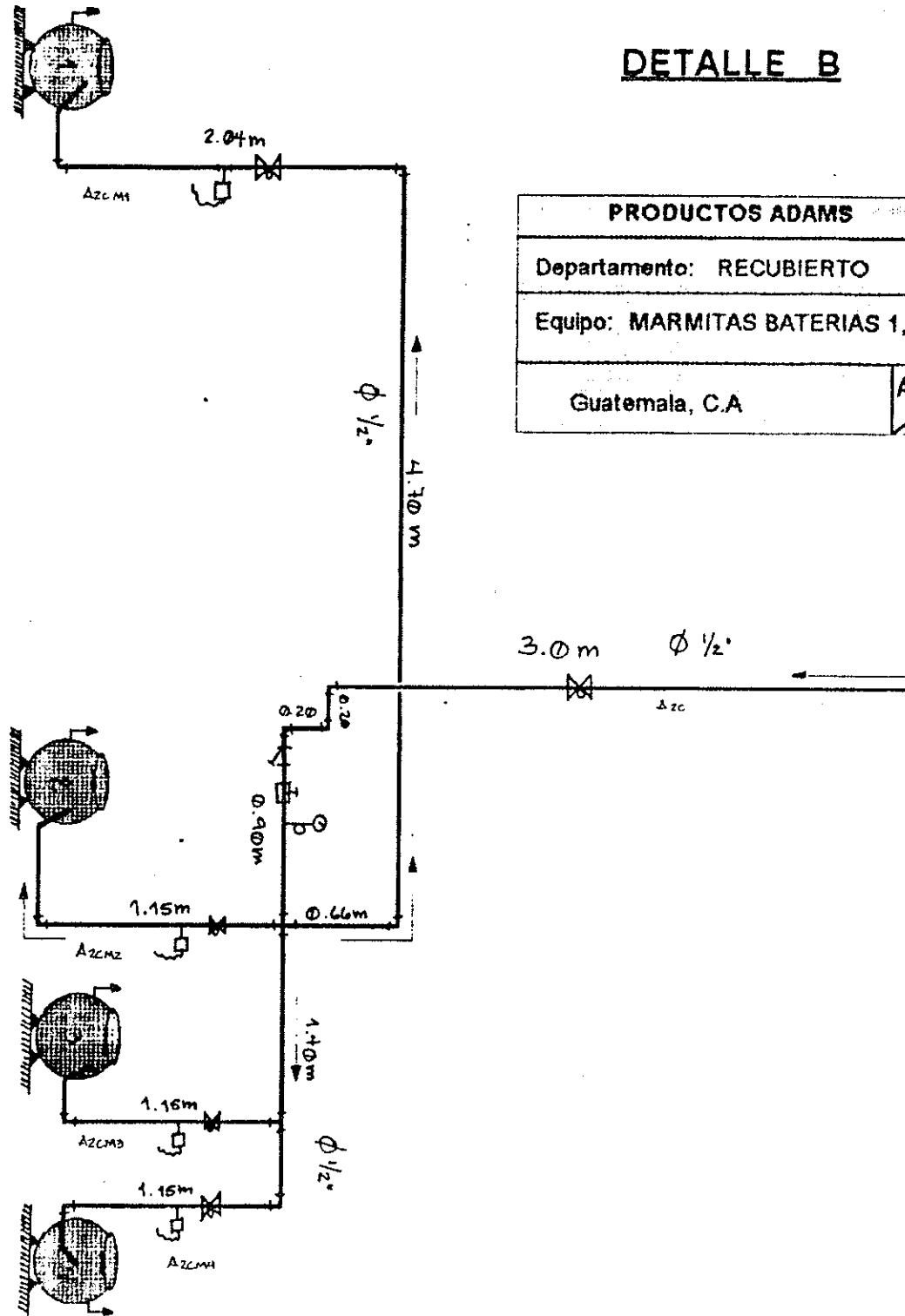
PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: RECUBIERTO	
Equipo: MARMITAS DE JARABE PARA PASTILLA	
Guatemala, C.A	A15

DETALLE A

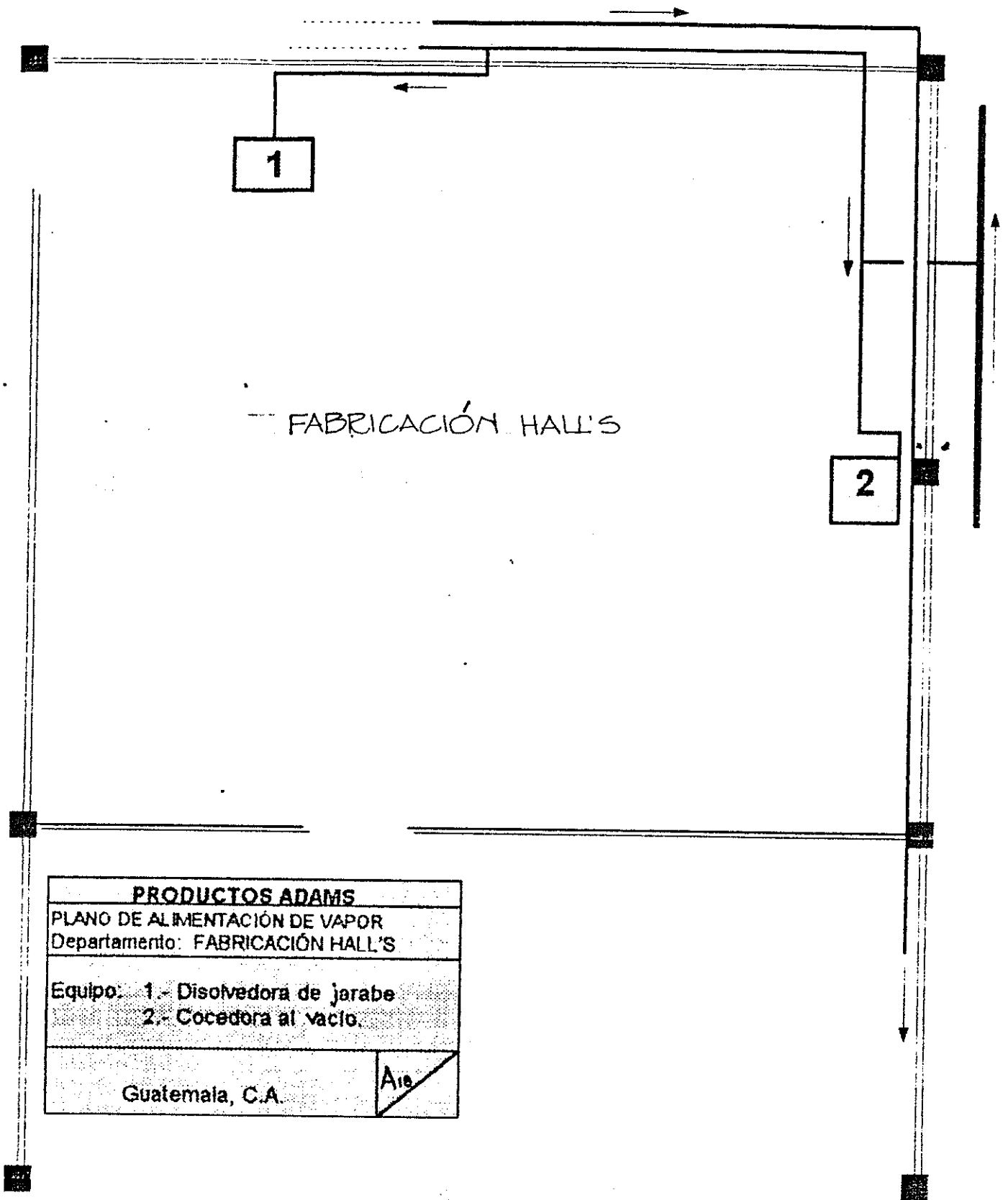
PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: RECUBIERTO	
Equipo: MARMITAS BATERIA #4	
Guatemala, C.A	A16



DETALLE B



PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: RECUBIERTO	
Equipo: MARMITAS BATERIAS 1, 2, 3	
Guatemala, C.A	A13



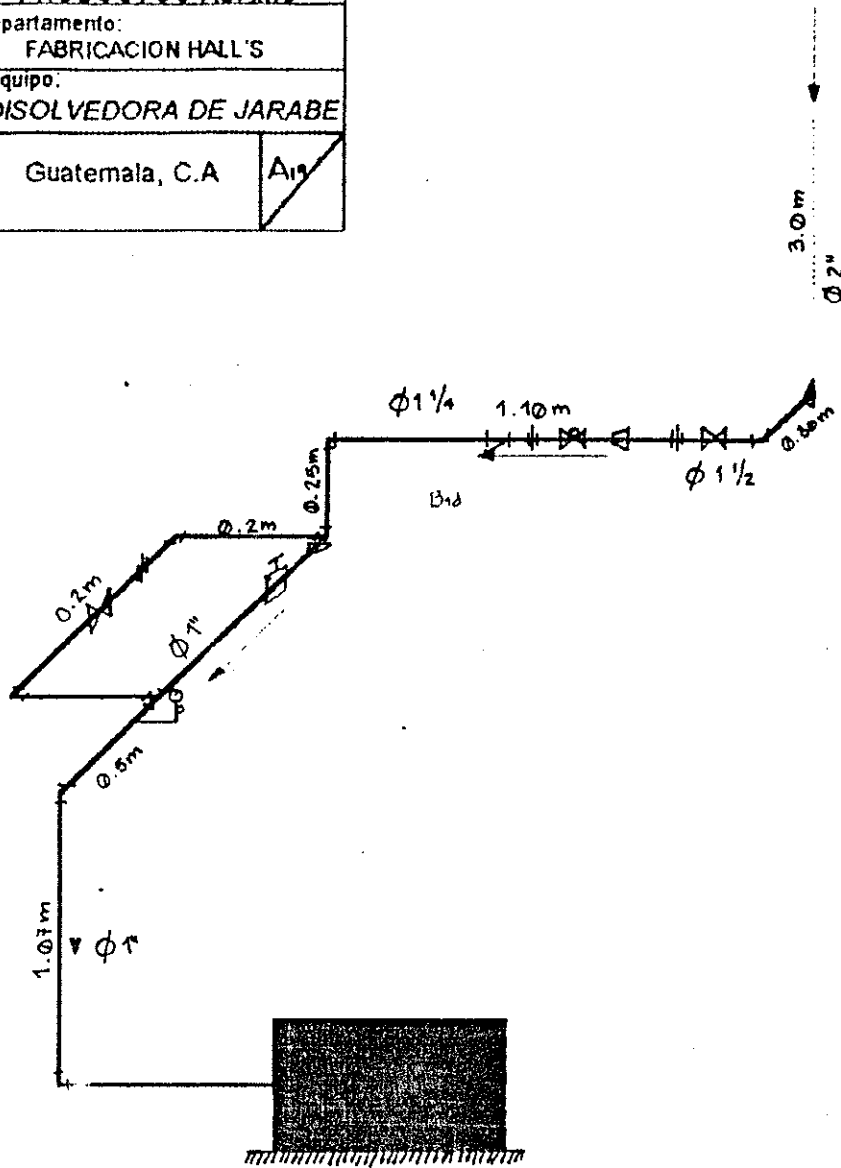
FABRICACIÓN HALL'S

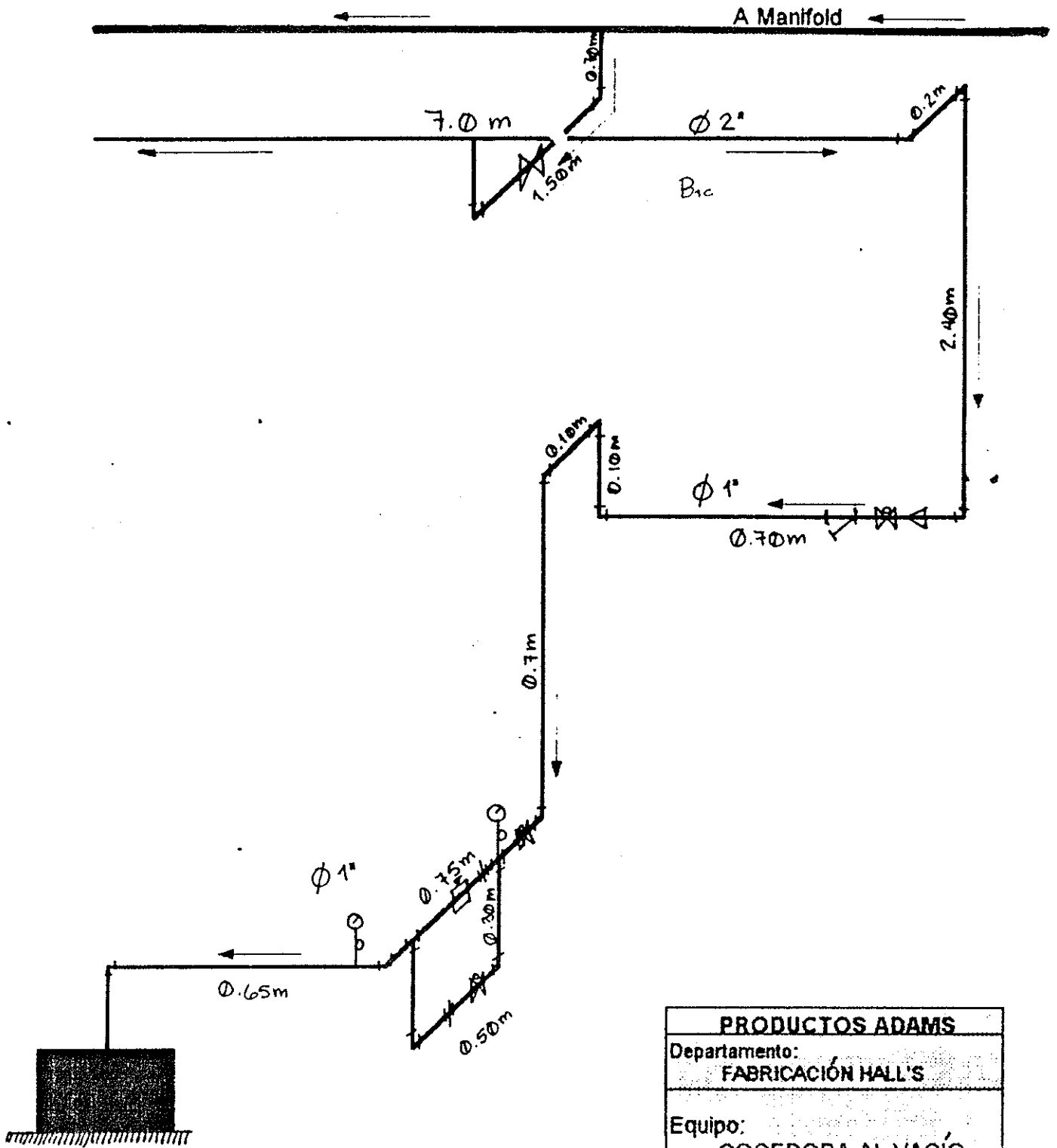
PRODUCTOS ADAMS	
PLANO DE ALIMENTACIÓN DE VAPOR	
Departamento: FABRICACIÓN HALL'S	
Equipo: 1.- Disolvedora de jarabe 2.- Cocedora al vacío.	
Guatemala, C.A.	Aire

PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
Biblioteca Central

PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: FABRICACION HALL'S	
Equipo: DISOLVEDORA DE JARABE	
Guatemala, C.A	A19

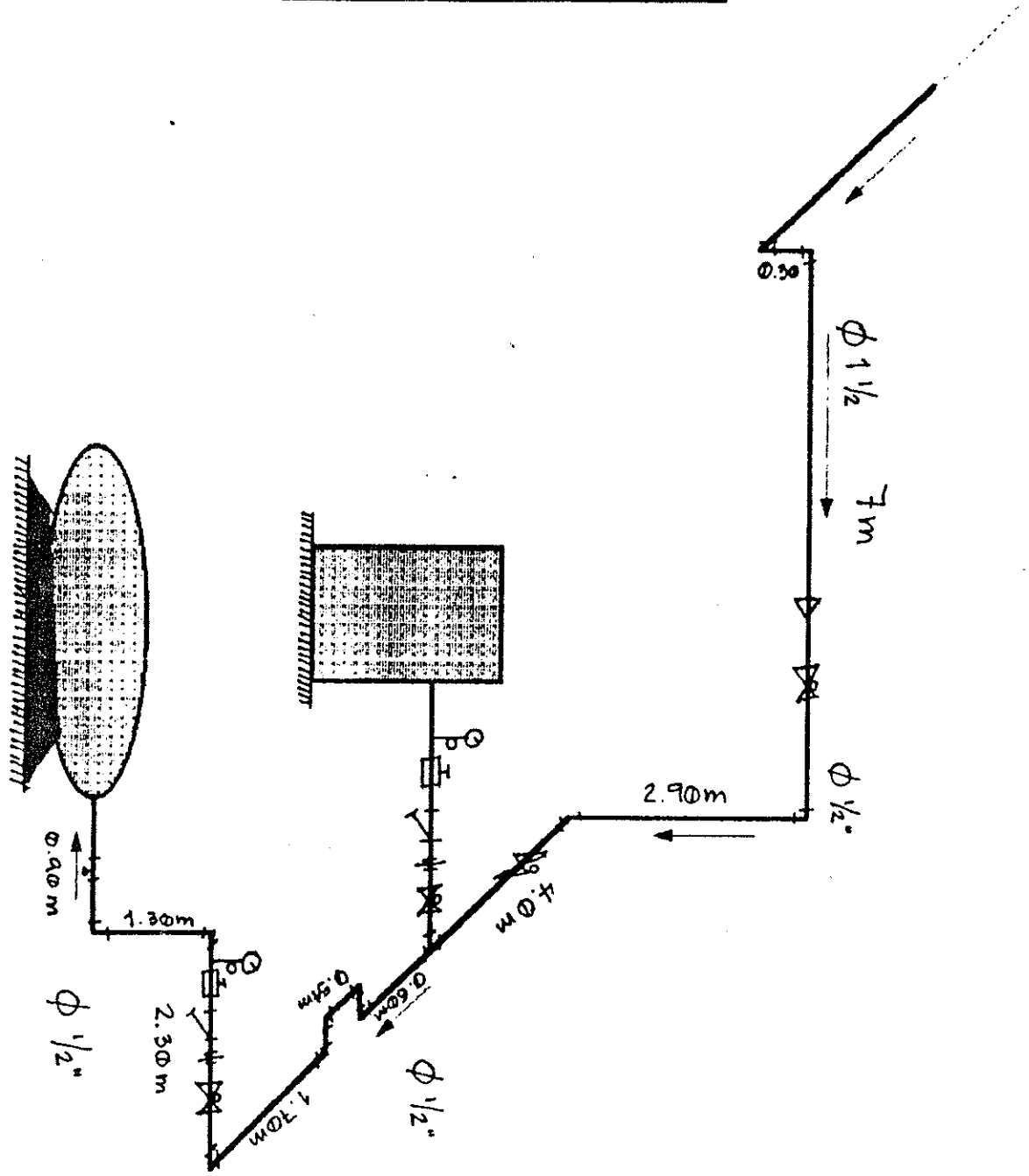
ALIMENTACIÓN DE VAPOR



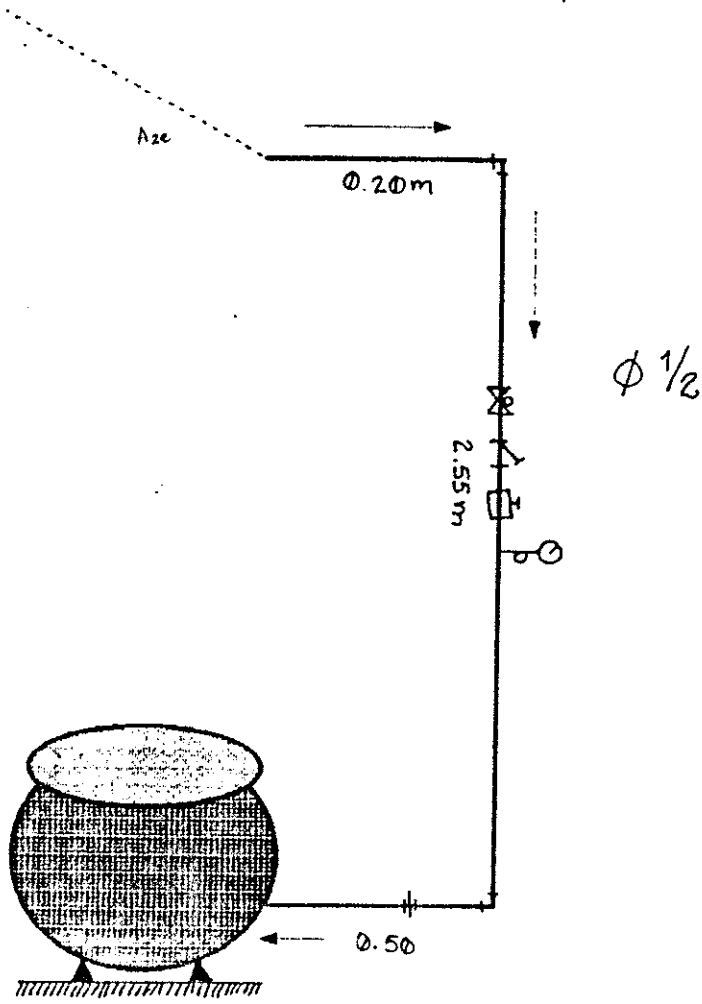


PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: FABRICACIÓN HALL'S	
Equipo: COCEDORA AL VACÍO	
GUATEMALA, C.A	Δ_{12}

PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: LAVANDERÍA	
Equipo: 1.- SECADORA 2.- PLANCHADORA	
Guatemala, C.A.	A21



PRODUCTOS ADAMS	
Departamento: CAFETERÍA	
Equipo: MARMITA PARA COCINAR	
Guatemala, C.A	A ₂₂



CAPÍTULO 3

PROPUESTA DE AHORRO DE ENERGÍA SIN REDISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS INSTALADO EN PLANTA.

3.1) DEFINICIÓN DE PARÁMETROS A TOMAR EN CUENTA EN LA ADMINISTRACIÓN DE LA ENERGÍA.

Para que la administración de la energía sea efectiva, debe atenderse con cuidado los puntos a plantearse en el presente capítulo, los cuales para tener un orden específico serán tratados por separado para tener un mejor control del sistema en general. Estos puntos son los básicos, y permiten ver logros en poco tiempo, tanto en lo que al sistema en general se refiere como en lo económico. Además, al considerar estos puntos, también la eficiencia mejora.

Los parámetros que se han de seguir dentro de la administración de la energía son los mismos que se han venido utilizando para la detección de fallas en el sistema (capítulo 2), o sea que se tratarán las diversas propuestas dentro de cada bloque, según le corresponda: generación, distribución y condensado. De esta manera, también puede detectarse a qué parte del sistema de vapor hay que ponerle más atención.

El esquema que se debe seguir es:

Generación: para mantener la eficiencia de la caldera (debido a que se tiene una buena eficiencia actualmente) y en todo caso estas medidas ayudan también a mejorarla.

- Tratamiento químico del agua.
- Control de purgas.
- Control de humos de la caldera.

Distribución: en esta sección, se pretende reducir las pérdidas de calor a través del sistema y proteger los equipos consumidores del vapor.

- Revisar aislamientos térmicos y colocar donde no existan.
- Colocar aislamientos térmicos también a equipos.
- Evitar fugas, no importando su tamaño.
- Instalación de accesorios.

Condensado:

- Evaluación de la cantidad de condensado a recuperar.
- Temperatura de condensado.
- Evaluación y mantenimiento de trampas de vapor.
- Sistema de bombeo hacia la caldera.
- Otras opciones de llevar el condensado caliente a la caldera.

Este es el esquema que se va a seguir a continuación; la supervisión continua de estos aspectos, así como un programa de mantenimiento preventivo-correctivo, hará posible que la planta reduzca sus costos de una manera increíble.

3.2 EN EL ELEMENTO GENERADOR

a) ANÁLISIS DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN.

En el inciso E del Capítulo 2, se hizo el análisis del agua de alimentación y el proveedor de los químicos para el tratamiento del agua hizo las observaciones y recomendaciones del caso.

Como primera recomendación, el proveedor indicó cambiar la forma de dosificación del producto:

DE	Producto 1	850 ml/día	A	Producto 1	2.5 gls
	Producto 2	500 ml/día		Producto 2	1.0 gls
	Producto 3	850 ml/día		Producto 3	3.0 gls

Esta dosificación por cada 55 galones de agua.

Y como segunda recomendación importante, la reducción en la cantidad de purga:

DE 2 purgas de 8 segundos por turno A 1 purga de 5 segundos por turno.

Estas recomendaciones se siguieron y luego volvió a analizarse el agua de alimentación (dos días después), esto para evaluar los cambios realizados en la rutina.

El análisis de agua, luego de realizadas las recomendaciones, arrojaron los siguientes resultados:

CUADRO 27

MUESTRA DE	MEDICION	ESTANDAR
pH	11	10.5 - 11.5
Dureza total ppm CaCO ₃	0	0
Alcalinidad total ppm CaCO ₃	530	400 - 900
Cloruros ppm Cl	100	Máx 200
Total sólidos disueltos ppm	1900	Máx 2500
Soda cáustica NaOH	310	Máx 850
Fosfatos ppm PO ₄	40	30 - 60
Sulfitos ppm SO ₄	20	20 - 40

Total sólidos disueltos agua de alimentación ppm 150

Observaciones: (hechas por el proveedor)

- *Condiciones del agua de la caldera son muy buenas en general.*
- *El residual del químico en fosfatos y sulfitos está dentro de estándares.*
- *Total de sólidos disueltos y cloruros denotan un buen régimen de purga.*

Recomendaciones:

- *Mantener dosificación.*
- *Mantener régimen de purga.*

Si se comparan los datos obtenidos en el presente análisis contra los datos del análisis anterior (capítulo 2 inciso c), puede notarse la gran mejoría en los parámetros del agua. En el análisis anterior se notaba dureza, baja alcalinidad, TDS bajos, fosfatos altos. En el presente análisis, todos los datos están dentro de los rangos permisibles.

b) EVALUACIÓN DEL TRATAMIENTO DE AGUA VERSUS ANÁLISIS REALIZADO Y RECOMENDACIÓN DE NUEVO TRATAMIENTO O MEJORA DEL ACTUAL. EVALUACIÓN ECONÓMICA.

Como ya se indicó, el tratamiento de agua tuvo que variarse en cuanto a aplicación de químicos y en cuanto a régimen de purga. Las recomendaciones fueron hechas en el primer análisis y se aplicaron. No se cambió tratamiento de agua; únicamente se mejoró el actual al seguir las recomendaciones efectuadas.

Finalmente puede agregarse que las aplicaciones de los químicos y régimen de purga no pueden ser siempre fijos, ya que existen diversos factores que obligan a cambiar constantemente estas aplicaciones; por eso debe tenerse claro que hay que realizar análisis de agua constantemente.

Para conocer las condiciones en las que la caldera está operando, este análisis es fundamental y dependiendo de la condiciones del agua así varía la aplicación de los químicos y purga.

Evaluación económica: a partir del cambio de dosificación en los químicos del agua de alimentación, se puede establecer si el costo del tratamiento del agua se elevó o si se ahorró.

En 15 días, el tonel de 55 gls se vacía; a partir de este dato se evaluará con respecto a la aplicación anterior.

Dosificación anterior:

Producto 1 850 ml/día

Producto 2 500 ml/día

Producto 3 850 ml/día

El consumo en 15 días sería:

producto 1	12750 ml = 3.368 gls
producto 2	7500 ml = 1.9812 gls
producto 3	12750 ml = 3.368 gls

El costo de los productos es:

producto 1	Q 146.50/gl
producto 2	Q 94/gl
producto 3	Q 106.94/gl

Con la dosificación anterior, los gastos por químicos eran los siguientes

Producto 1 $3.368 \text{ gls} * 146.50 \text{ Q/gl} = \text{Q}493.41$

Producto 2 $1.9812 \text{ gls} * 94 \text{ Q/gl} = \text{Q}186.23$

Producto 3 $3.368 \text{ gls} * 106.94 \text{ Q/gl} = \text{Q}360.17$

Q1039.81 en 15 días.

Al mes, el gasto sería el doble, o sea Q2079.62.

Dosificación actual: (en 15 días)

Producto 1 2.5 gls

Producto 2 1.0 gls

Producto 3 3.0 gls

Costo con dosificación actual:

Producto 1 2.5 gls * 146.5 Q/gl = Q366.25
Producto 2 1.0 gls * 94.0 Q/gl = Q 94.0
Producto 3 3.0 gls * 320.82 Q/gl = Q320.82
Q781.07,

y el gasto en un mes sería el doble, o sea Q1562.14.

Puede notarse el ahorro obtenido en químicos y la mejora en las condiciones del agua de alimentación, esto deja clara la importancia de realizar análisis con frecuencia para detectar rápidamente los problemas que surgen en el tratamiento del agua y no esperar mucho tiempo, ya que al estar trabajando defectuosamente, la dosificación sin detectar rápidamente se elevan los costos exageradamente, además de que la caldera también sufriría daños. El porcentaje de mejora económica obtenido es:

$$\frac{(1039.81 - 781.07) * 100}{1039.81} = \mathbf{24.88\% \text{ de reducción de costos.}}$$

c) CON BASE EN EL ANÁLISIS, RECOMENDACIÓN SOBRE LA PURGA.

Según recomendación del proveedor de químicos, la purga, que fue reducida de 2 purgas por turno de 8 segundos; a una por turno de 5 segundos, mantendría un buen nivel de sólidos en el agua. Como pudo comprobarse luego del análisis, los sólidos se mantuvieron dentro del rango permisible y a un buen nivel al encontrarse en 1900 ppm.

Los sólidos en el agua de alimentación están en 150 ppm con estos datos; podemos hallar nuevamente la pérdida producida por la purga utilizando las fórmulas de la sección 2.1.c. La producción de vapor de la caldera es de 4331.14 Lb/hr.

- Calculando la purga:

$$\text{Purga Lbs/hr} = \frac{\text{TDSagua aliment} * \text{Producción vapor caldera Lbs/hr}}{\text{TDSagua caldera} - \text{TDSagua aliment}}$$

$$\text{Purga} = \frac{150 * 4331.14}{1900 - 150}$$

$$\text{Purga} = 371.24 \text{ Lb vapor/hr} <618.73> \quad (\text{Entre corchetes se aprecia la cantidad de pérdida con el régimen anterior})$$

- Ahora se calcula la energía perdida en las 371.24 lb/hr

$$Q_p = (h_{\text{vapor } 125\text{psi}} - h_{\text{agua } 140^\circ \text{F}}) * \text{purga}$$

(Las entalpías se obtienen de las tablas de vapor, Apéndice B, tabla II)

$$Q_p = (1191.05 - 107.95) * 371.24$$

$$Q_p = 402,190.04 \text{ Btu/hr}$$

- El combustible que se quema para evaporar estas lbs de vapor es:

$$\text{Gls búnker/hr} = \frac{402,190.04 \text{btu/hr}}{152,000 \text{ btu/gl}}$$

Gls búnker/hr = 2.645 gls/hr
 Gls búnker/día = 2.645 * 24 = 63.487
 Gls búnker/año = 63.487 * 365 = 23,173.08

- Dinero gastado:

por hora = 2.645gls * 3.625 Q/gls = Q 9.588 <15.98>
 por día = 63.487 * 3.625 = Q 230.12 <383.67>
 Por año = 23173.08 * 3.625 = Q 83,991.98 <140,039.55>

Ahora se calcula el porcentaje de ahorro obtenido respecto a las condiciones actuales:

$$\frac{140,039.55 - 83,991.98}{140,039.55} * 100 = 40\%$$

La pérdida se redujo en un 40%. Es impactante el ahorro producido únicamente con hacer más repetitivo el análisis del agua de alimentación y actuar inmediatamente si así lo exige dicho análisis. Esto es de suma importancia debido a que con una idea de costo cero, se consiguieron ahorros importantes en 3 aspectos simultáneamente:

- Cuidado de la caldera (Prevención corrosión, Incrustación y otros).
- Dosificación adecuada de químicos.
- Control de la purga.

d) RECOMENDACIONES CON BASE EN HUMOS DEL ELEMENTO GENERADOR Y TEMPERATURA DE GASES DE CHIMENEA.

Como ya se había evaluado en la sección 2.1.b, el análisis Orsat indicó los % de gases contenidos en el humo de la caldera, observando el CO₂ bajo y un pequeño incremento en el O₂ que debe mantenerse entre 1 y 2% (actualmente el incremento tiene 5.5%).

Si se ajustara el quemador de manera que el exceso se mantuviera en un 3% en el oxígeno, las pérdidas producidas debido a calentamiento de aire extra disminuirían.

Ahora se calculará la pérdida con 3%, y el exceso de aire que representa este 3% de oxígeno: (dejando el CO₂ igual)

- Calculando el aire en exceso (según procedimiento en sección 2.1.b)

$$Ae = \frac{\%O_2}{0.266(100 - \%O_2 - \%CO_2) - \%O_2}$$

$$Ae = \frac{3}{0.266*(100 - 3 - 12) - 3}$$

$$Ae = 15.3\% <33.44\%>$$

Puede notarse que prácticamente se reduce la mitad el aire en exceso.

- Aire Alimentado.

$$Aa = 15.05 \text{ kg aire/kg búnker} * 1.153 * 73.55 \text{ kg búnker/hr}$$

$$Aa = 1276.29 \text{ kg aire/hr.}$$

- Cantidad de O₂ y N₂ alimentada

$$\text{Elemento (O}_2 \text{ ó N}_2) = A_a * \% \text{peso de Elemento}$$

$$\rightarrow \text{O}_2 = 1276.29 \text{ kg aire/hr} * 0.23 = 293.55 \text{ kg O}_2/\text{hr}$$

$$\rightarrow \text{N}_2 = 1276.29 \text{ kg aire/hr} * 0.77 = 982.74 \text{ kg N}_2/\text{hr}$$

- Calculando exceso de O₂ y N₂

$$\text{Elemento (O}_2 \text{ ó N}_2) = \text{Kg elemento/hr} * A_e$$

$$\rightarrow \text{O}_2 = 293.55 \text{ kg/hr} * 0.153 = 44.91 \text{ kg O}_2/\text{hr}$$

$$\rightarrow \text{N}_2 = 982.74 \text{ kg/hr} * 0.153 = 150.36 \text{ Kg N}_2/\text{hr}$$

- Pérdida de calor sensible:

$$Q = m * C_p * (T_{\text{gases}} - T_{\text{amb}}) \text{ donde } m = \text{kg exceso/hr}$$

$$C_p = \text{calor específico Btu/kg}^\circ\text{F}$$

$$Q_{s\text{O}_2} = 44.91 \text{ kg/hr} * 0.2305 \text{ Btu/kg}^\circ\text{F} * (388.4 - 84.2) = 3,149.0 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{s\text{N}_2} = 150.36 * 0.2515 * (388.4 - 84.2) = 11,503.49 \text{ Btu/hr}$$

- Calor total perdido

$$Q_t = 3149 + 11503.59 = 14,652.49 \text{ Btu/hr}$$

- Pérdida de búnker

$$\frac{14,652.49 \text{ btu/hr}}{152,000 \text{ Btu/gal}} = 0.0964 \text{ Gls/hr}$$

$$\text{- Por día } 0.0964 * 24 = 2.313 \text{ gls}$$

$$\text{- Por año } 2.313 * 365 = 844.44 \text{ gls}$$

- Pérdida en dinero

$$\text{- por hora } 0.0964 \text{ gls} * 3.625 \text{ Q/gal} = \text{Q0.35} <0.88>$$

$$\text{- por día } 2.313 * 3.625 = \text{Q8.38} <21.21>$$

$$\text{- Por Año } 844.44 * 3.625 = \text{Q3061.09} <7743.15>$$

Nuevamente puede notarse que el ahorro es bastante grande con reducir el porcentaje de exceso en 1 ó 2 puntos, algo que pareciera insignificante pero que al hacer los cálculos el impacto de ahorro es grande.

El porcentaje ahorrado en lo que a exceso de aire corresponde es

$$\frac{7743.15 - 3061.09 * 100}{7743.15} = 60.46\%$$

Debe tenerse claro que el % de aire en exceso debe obtenerse con un analizador Orsat y que al variar o ajustar el quemador los % de gases de escape también varían. O sea que este exceso de aire lo podemos controlar con un ajuste del quemador y a los 3 días a lo sumo volver a analizar los humos para evitar tener pérdidas exageradas en calentar aire adicional.

El aire en exceso es importante porque ayuda a que la combustión sea realizada en su totalidad y no dejar trazas de Carbono (C) sin quemar. Un mal ajuste del quemador hace que pueda formarse CO ó CO₂ bajo, debido a la formación de CO.

e) MANTENIMIENTO SUGERIDO AL ELEMENTO GENERADOR.

La caldera es un equipo delicado al cual debe dársele mantenimiento concienzudamente para mantenerla en óptimas condiciones y hacerse su operación segura y sin fallas.

El fabricante hace sus recomendaciones en cuanto al mantenimiento que debe prestársele, sin embargo, en el presente trabajo, se enfocarán los principales puntos que se deben de tratar en el mantenimiento de la caldera.

Como primer paso, deben tenerse procedimientos que se deben seguir para que el mantenimiento de la caldera sea siempre uniforme; a continuación se propone una rutina a seguir por etapas de tiempo:

Procedimiento Mensual:

- Revisar tensión de las fajas, ajustándola si fuera necesario.
- Revisar niveles de lubricación en bomba de agua, compresor y articulaciones.
- Limpiar filtro de agua entre la bomba y el tanque de condensado.
- Limpiar filtro de entrada del aire del compresor.
- Levantar la válvula de seguridad por la palanca de mano para asegurarse que está trabajando libremente.
- Limpiar las partes funcionales de modo que el combustible y el polvo no se acumulen.
- Limpiar acumulaciones de carbón en los aisladores de los electrodos.
- Revisar temperatura de chimenea (debe hacerse diariamente y llevar un control escrito para detectar anomalías).
- Purgar la columna de agua hasta el punto más bajo cuando la unidad esté trabajando. La caldera debe pararse automáticamente.
- Revisar condiciones de succión de la bomba de combustible.
- Revisar condiciones de flujo de búnker (130oF y 5 lbs de presión son buenos parámetros). Debe chequearse diariamente y llevar control por escrito.
- Limpieza de contactos eléctricos con algún líquido dieléctrico.

Procedimiento semestral:

Además de seguir los pasos del procedimiento mensual,

- Enfriar la caldera lentamente a temperatura ambiente, debe hacerse así para no afectar la vida de la misma.
- Destaparla y revisar los tubos, cepillarlos en su parte interior hasta el cabezal frontal de la caldera.
- Quitar hollín y escamas.
- Revisar refractarios, y si están rajados, reparar con cemento especial para refractario o cambiarlo.

- Siempre reemplazar el asbesto de la cubierta con asbesto nuevo.
- Limpiar el cristal de la mirilla del fuego.
- Limpiar el compresor.

Procedimiento anual:

Además de los procedimientos anteriores,

- Cambio de empaques de tortuga.
- Cambio de electrodos.
- Cambio de fajas.
- Cambio de aceite a compresor.
- Lavado químico a la caldera (Según recomendación de casa proveedora de químicos).
- Lavado de tanque de condensado.
- Lavado de tanque de agua de alimentación.
- Revisión de impulsor de bomba de agua de alimentación y bomba de condensado.
- Revisión de sistemas eléctricos de dichas bombas.
- Chequeo general, cambio de retenedores a bomba de búnker.
- Lavar la caldera (lado del agua) con una manguera asegurándose de que saiga todo el sedimento del fondo de la caldera.
- Limpieza de boquilla del quemador y ajuste.
- Cambio de filtros.
- Revisión de fotocelda.
- Revisión y cambio (si fuera necesario) de válvulas de purga y de paso.

El mantenimiento realizado actualmente a la caldera de la planta cumple con muchos de los puntos ya expuestos en el mantenimiento propuesto. La diferencia entre ambos es la frecuencia con que se está dando mantenimiento.

En el presente trabajo, se propone dar mantenimiento programado cada cierto tiempo y no únicamente el mantenimiento anual que se viene dando.

Esto contribuirá enormemente al cuidado de la caldera aumentando su vida, y evitar problemas de emergencia que producen pérdidas innecesarias en los procesos, así como la seguridad del personal que labora en dicha área.

3.3 EN LA DISTRIBUCIÓN DEL VAPOR.

a) PROPUESTA DE AHORRO DE ENERGÍA EN AISLAMIENTO DE TUBERÍAS ADECUADO.

El aislamiento térmico tiene como función principal la conservación de energía mediante la utilización para este efecto de material aislante. Este material se utiliza para proveer resistencia al flujo de calor, reduciendo estas pérdidas en los elementos que integran el sistema de vapor, tales como tuberías, accesorios y equipos.

El aislamiento térmico se utiliza para :

- Mantener la temperatura en el sistema.
- Controlar la condensación en las líneas de vapor.
- Protección del personal.

Dos factores a tomar en cuenta en el aislamiento del sistema son: un buen mantenimiento y un diseño adecuado.

Materiales aislantes más comunes utilizados en Sistemas de Vapor:

Las materiales más comunes utilizados son:

- Fibra de vidrio
- Silicato de Calcio
- Uretano
- Asbesto

El material aislante utilizado en la planta es la fibra de vidrio.

La fibra de vidrio se utiliza en sistemas de bajas y medianas presiones. Es fácil de instalar, no es combustible, no tiene reactividad química, es bueno hasta temperaturas de 900°F (482°C), este material es el más común.

En la tabla 3.1, se presentan los diversos tipos de materiales aislantes con sus respectivas propiedades.

Al aislar el sistema de vapor y condensado se consiguen ahorros del orden del 85 al 95% en relación a la superficie desnuda. Usualmente se aíslan las tuberías, depósitos, accesorios con espesores que oscilan de 1 a 3 plg de grosor.

En la presente sección, se calcularán las pérdidas producidas aislando la tubería y los equipos; para el cálculo de Transferencia de Calor a través de tuberías aisladas, se utilizará la siguiente fórmula:

$$Q = \frac{2\pi \cdot (t_1 - t_s) \cdot L}{1/f \cdot r_s + \ln(r_s/r_1)/k}$$

- Donde:
- t₁ = Temperatura de tubería desnuda
 - t_s = Temperatura de aislamiento
 - t_a = Temperatura ambiente
 - r_s = Radio exterior (con aislamiento)
 - r₁ = Radio de tubería
 - k = Conductividad térmica del aislamiento en Btu-plg/h-pie²°F

Esta conductividad puede calcularse a partir de la Gráfica 3.A.

f = Coeficiente de conductividad de película del aire en Btu/hr-pie²°F. Se calcula a partir de la tabla 3.2.

Esta fórmula representa el flujo de calor por conducción a través de una capa circular de aislamiento. (Ver figura 12)

TABLA 3.1

CONDUCTIVIDAD TÉRMICA Y DENSIDAD DE AISLANTES

Materiales de Aislantes	Intervalo de Temperatura °F	Conductividad Btu-plg/h-pie ² °F	Densidad Lb/pie ³	Aplicaciones
Espuma de Uretano	-270 a 225	0.11 a 0.14	2.0	Tanques y recipientes
Manta de fibra de vidrio	-270 a 450	0.17 a 0.60	0.60 a 3.0	Enfriadores, tanques (calientes y fríos) equipos de proceso
Láminas elastoméricas	-40 a 220	0.25 a 0.27	4.5 a 6.0	Tanques y enfriadores
Tableros de fibra de vidrio	Temp ambiente a 850	0.23 a 0.36	1.6 a 6.0	Calderas, tanques e intercambiadores
Tablas y bloques de silicato de calcio	450 a 1200	0.22 a 0.59	6.0 a 10.0	Calderas, revestimiento de chimeneas.
Bloques de fibra mineral	hasta 1900	0.36 a 0.90	10.0 a 13.0	Calderas y tanques
Cañuela de fibra de vidrio	-120 a 850	0.20 a 0.31	1.5 a 3.0	Tuberías

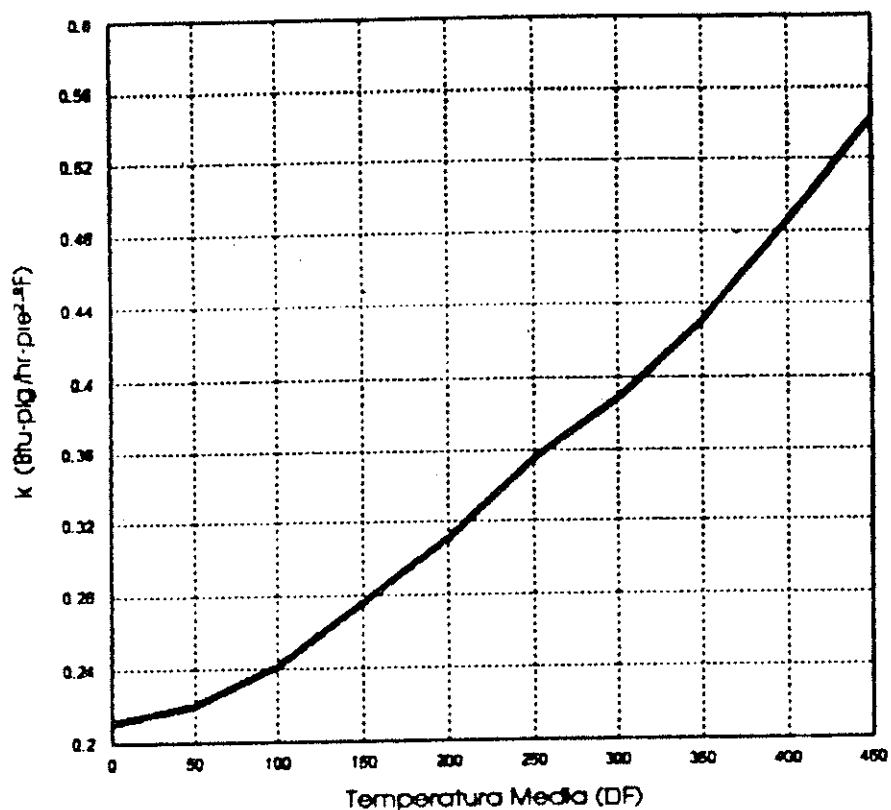
TABLA 3.2

COEFICIENTE DE CONDUCTIVIDAD DE PELÍCULA DE AIRE - f

Superficie	Btu/h-pie ² °F	W/m ² °C
Superficie vertical	1.46	8.29
Superficie horizontal transmisión hacia abajo	1.08	6.13
Superficie horizontal transmisión hacia arriba	1.63	9.26
Tubería	1.65	9.37

GRAFICA 3.A

CONDUCTIVIDAD TÉRMICA VRS. TEMPERATURA MEDIA PARA AISLAMIENTO DE FIBRA DE VIDRIO PARA TUBERÍA



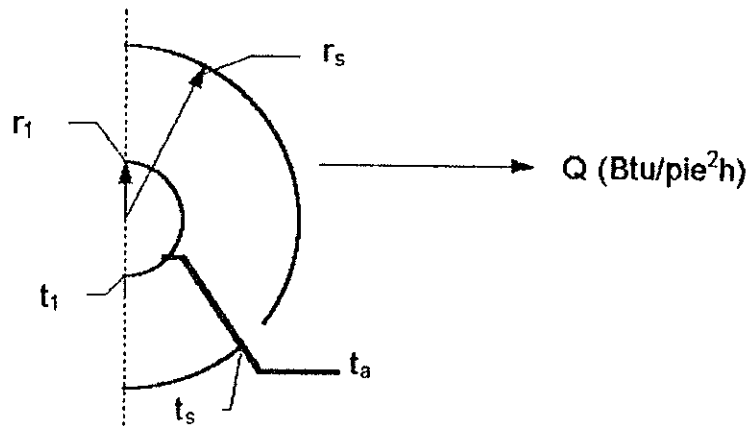


Figura 12

Es válido mencionar que la transferencia de calor en los sistemas de vapor y condensado se lleva a cabo por conducción, convección y radiación.

Por conducción: El calor es transferido a través de un cuerpo sólido debido a un gradiente de temperatura sin desplazamiento apreciable de las partículas.

Por convección: Es el calor transferido por mezcla de una parte del fluido con otra.

Por radiación: Es la transmisión de calor en forma de energía radiante o en ondas, de un cuerpo a otro a través de un espacio.

En los sistemas de vapor y condensado, el calor es transferido por convección hacia la pared que contiene el fluido; luego a través de la pared metálica y aislante se transfiere por conducción, y este calor es transferido al aire por convección y radiación.

Ahora se procede a calcular las pérdidas con aislamiento que se producirían si los tramos sin aislar que se detectaron en la sección 2.2.c se aislaran.

Haciendo referencia a la sección 2.2.c, se obtienen los siguientes datos:

$$P_{\text{vapor}} = 125 \text{ psi}$$

$$t_{\text{amb}} = 84.2^{\circ}\text{F}$$

$$t_a = 95^{\circ}\text{F}$$

Además de esta misma sección, se extraen los datos de longitudes de tubería sin aislar.

Aislamiento que se va a utilizar: Cañuela de Fibra de Vidrio de 1" de espesor.

TUBERÍA DE 1/2" (100' de longitud)

- Calculando Conductividad Térmica (k)

Para calcular k, primero, debe de determinarse la t_{media} a la que debe evaluarse k.

$$T_m = (t_1 - t_s)/2 = (344.21 + 95)/2 = 219.61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con este dato se busca k en la gráfica 3.A, y se obtiene

$$k = 0.32 \text{ btu-pulg espesor/h-ple}^{20}\text{F}$$

$$k = 0.0266666 \text{ btu-ple espesor/h-ple}^{20}\text{F}$$

- Calculando el radio de tubería y el radio a la superficie del aislamiento

De tabla 2.6:

$$r_1 = 0.84/2 = 0.42" (0.03506')$$

$$r_s = 0.42 + 1 + 1 = 2.42" (0.2020')$$

- Calculando f:

de la tabla 3.2, para tuberías $f = 1.65 \text{ btu/h-ple}^{20}\text{F}$

- Calculando el calor perdido

$$Q = \frac{2\pi \cdot (t_1 - t_s) \cdot L}{1/f \cdot r_s + \ln(r_s/r_1)/k}$$

$$Q = \frac{6.283185 \cdot (344.21 - 95) \cdot 100}{1/1.65 \cdot 0.2020 + \ln(0.2020/0.03506)/0.02666}$$

$$Q = 2280.21 \text{ btu/hr}$$

TUBERÍA DE 3/4 (40.03' de longitud)

- Calculando k

$$T_{\text{media}} = 219.61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De gráfica 3.A $k = 0.32 \text{ btu-pulg/hr-ple}^{20}\text{F}$, $k = 0.0266666 \text{ btu-ple/hr-ple}^{20}\text{F}$

- Calculando radio de tubería y radio con aislamiento

De tabla 2.6

$$r_1 = 1.050/2 = 0.525 \text{ plg (0.04375 ples)}$$

$$r_s = 0.525 + 1 + 1 = 2.525 \text{ plg (0.2104 ples)}$$

- Calculando calor perdido

$$Q = \frac{2\pi \cdot (t_1 - t_s) \cdot L}{1/f \cdot r_s + \ln(r_s/r_1)/k}$$

$$Q = \frac{6.283185 \cdot (249.21) \cdot 40.03}{1/1.65 \cdot 0.2104 + \ln(0.2104/0.04375)/0.026666}$$

Q = 1014.654 btu/hr

TUBERÍA DE 1" (27.56' de longitud)

- Calculando k

T media = 219.61 °F

De gráfica 3.A k = 0.32 btu-pulg/hr-ple²F, k = 0.026666 btu-ple/hr-ple²F

- Calculando radio de tubería y radio con aislamiento

De tabla 2.6

r1 = 1.315/2 = 0.6575pulg (0.0548 pies)

rs = 0.6575+1+1 = 2.6575pulg (0.22145 pies)

- Calculando calor perdido

$$Q = \frac{2\pi \cdot (t1 - ts) \cdot L}{1/h \cdot r_s + \ln(r_s/r_1)/k}$$

$$Q = \frac{6.283185 \cdot (249.21) \cdot 27.56}{1/1.65 \cdot 0.22145 + \ln(0.22145/0.0548)/0.026666}$$

Q = 783.11 btu/hr

TUBERÍA DE 1 1/4 (4.10' de longitud)

- Calculando k

T media = 219.61 °F

De gráfica 3.A k = 0.32 btu-pulg/hr-ple²F, k = 0.026666 btu-ple/hr-ple²F

- Calculando radio de tubería y radio con aislamiento

De tabla 2.6

r1 = 1.66/2 = 0.83pulg (0.069166 pies)

rs = 0.83+1+1 = 2.83pulg (0.23581 pies)

- Calculando calor perdido

$$Q = \frac{2\pi \cdot (t1 - ts) \cdot L}{1/h \cdot r_s + \ln(r_s/r_1)/k}$$

$$Q = \frac{6.283185 \cdot (249.21) \cdot 4.10}{1/1.65 \cdot 0.2358 + \ln(0.2358/0.069166)/0.026666}$$

$$Q = 132.2 \text{ btu/hr}$$

TUBERÍA DE 1 1/2 (1.3124' de longitud)

- Calculando k

$$T \text{ media} = 219.61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{De gráfica 3.A } k = 0.32 \text{ btu-pig/hr-pie}^{20}\text{F}, \quad k = 0.026666 \text{ btu-pie/hr-pie}^{20}\text{F}$$

- Calculando radio de tubería y radio con aislamiento

De tabla 2.6

$$r_1 = 1.9/2 = 0.95 \text{ pig (0.079166 pies)}$$

$$r_s = 0.95 + 1 + 1 = 2.95 \text{ pig (0.2458 pies)}$$

- Calculando calor perdido

$$Q = \frac{2\pi \cdot (t_1 - t_s) \cdot L}{1/h \cdot r_o + \ln(r_o/r_1)/k}$$

$$Q = \frac{6.283185 \cdot (249.21) \cdot 1.3124}{1/1.65 \cdot 0.2458 + \ln(0.2458/0.079166)/0.026666}$$

$$Q = 45.72 \text{ btu/hr}$$

TUBERÍA DE 2 (38.22' de longitud)

- Calculando k

$$T \text{ media} = 219.61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{De gráfica 3.A } k = 0.32 \text{ btu-pig/hr-pie}^{20}\text{F}, \quad k = 0.026666 \text{ btu-pie/hr-pie}^{20}\text{F}$$

- Calculando radio de tubería y radio con aislamiento

De tabla 2.6

$$r_1 = 2.375/2 = 1.1875 \text{ pig (0.0989 pies)}$$

$$r_s = 1.1875 + 1 + 1 = 3.1875 \text{ pig (0.2656 pies)}$$

- Calculando calor perdido

$$Q = \frac{2\pi \cdot (t_1 - t_s) \cdot L}{1/h \cdot r_o + \ln(r_o/r_1)/k}$$

$$Q = \frac{6.283185 \cdot (249.21) \cdot 38.22}{1/1.65 \cdot 0.2656 + \ln(0.2656/0.0989)/0.026666}$$

$$Q = 1521.611 \text{ btu/hr}$$

EN MARMITAS

$$\text{Area a aislar} = 42.05 \text{ pie}^2$$

$$\text{Temperatura de marmita desnuda} = 250.34 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_s \text{ (supuesta)} = 95 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$f = \text{de tabla 3.2, para superficies verticales} = 1.46 \text{ Btu/hr-pie}^{2^\circ}\text{F}$$

- Calculando k

$$T_m = (250.34 + 95)/2 = 172.67 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{De gráfica 3.A, } k = 0.29 \text{ Btu-plg/hr-pie}^{2^\circ}\text{F} = 0.024166 \text{ Btu-pie/hr-pie}^{2^\circ}\text{F}$$

- Calculando calor perdido

Por ser superficie plana, la fórmula a utilizar será

$$Q = \frac{(T_s - T_a) \cdot \text{Area}}{1/k + 1/f}$$

$$Q = \frac{(250.34 - 84.2) \cdot 42.05}{1/0.024166 + 1/1.46}$$

$$Q = 166.08 \text{ Btu/hr}$$

En siete marmitas:

$$Q = 166.08 \cdot 7 = 1162.08 \text{ Btu/hr}$$

TANQUE DE AGUA CALIENTE PARA SERVICIOS

$$\text{Area que se va a aislar} = 37.224 \text{ pie}^2$$

$$\text{Temperatura de marmita desnuda} = 185 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_s \text{ (supuesta)} = 95 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$f = \text{de tabla 3.2, para superficies verticales} = 1.46 \text{ Btu/hr-pie}^{2^\circ}\text{F}$$

- Calculando k

$$T_m = (185 + 95)/2 = 140 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{De gráfica 3.A, } k = 0.275 \text{ Btu-plg/hr-pie}^{2^\circ}\text{F} = 0.0229 \text{ Btu-pie/hr-pie}^{2^\circ}\text{F}$$

- Calculando calor perdido

Por ser superficie plana, la fórmula a utilizar será

$$Q = \frac{(T_s - T_a) * Area}{1/k + 1/f}$$

$$Q = \frac{(185 - 84.2) * 37.224}{1/0.0229 + 1/1.46}$$

$$Q = 84.6 \text{ Btu/hr}$$

TANQUE AGUA CALIENTE PARA KATHABARES

Area a aislar = 19.8 ple²

Temperatura de marmitta desnuda = 203 °F

Ts (supuesta) = 95°F

f = de tabla 3.2, para superficies verticales = 1.46 Btu/hr-ple²°F

- Calculando k

$$T_m = (203 + 95)/2 = 149 \text{ °F}$$

De gráfica 3.A, k = 0.28 Btu-pig/hr-ple²°F = 0.02333 Btu-ple/hr-ple²°F

- Calculando calor perdido

Por ser superficie plana, la fórmula a utilizar será

$$Q = \frac{(T_s - T_a) * Area}{1/k + 1/f}$$

$$Q = \frac{(203 - 84.2) * 19.8}{1/0.02333 + 1/1.46}$$

$$Q = 54.02 \text{ Btu/hr}$$

Ahora se procede a la sumatoria de pérdidas con aislamiento:

$$Q_{total} = 2280.21 + 1014.654 + 783.11 + 132.2 + 45.72 + 1521.611 + 1162.586 + 84.6 + 54.02 = \dots$$

$$Q_{total} = 7078.711 \text{ btu/hr.}$$

- La pérdida de combustible sería

$$\frac{7078.711 \text{ btu/hr}}{152000 \text{ btu/gl}} = 0.04657 \text{ gls/hr}$$

$$\text{Por día} = 0.04657 * 24 = 1.12 \text{ gls } <30.78>$$

$$\text{Por año} = 1.12 * 365 = 408 \text{ gls } <11237.94>$$

- La pérdida de quetzales sería

por hora = $0.04657 * 3.625 = Q0.1688 <Q4.65>$

por día = $0.1688 * 3.625 = Q4.06 <Q111.61>$

por año = $408 * 3.625 = Q1479 <Q40737.53>$

Pueden compararse las pérdidas obtenidas con aislamiento versus las pérdidas sin aislamiento (entre corchetes) y una vez más la diferencia es notable. Se propone aislar todos estos tramos con cañuelas de fibra de vidrio de 3' de largo por 1" de ancho y también los cuerpos de las superficies de equipo expuesto a calentamiento con manta de fibra de vidrio.

Ahora se presenta en el cuadro 28 el costo de implementación de aislar las tuberías desnudas y los equipos propuestos; la distribución de los costos se hizo respecto al diámetro de la tubería.

CUADRO 28
COSTO DE IMPLEMENTACIÓN DEL AISLAMIENTO

Díámetro Tubería (plg)	Longitud de Tubería a aislar (pies)	No. de Cañuelas necesarias (de 3' de long x 1" grueso)	Costo Unitario \$	Costo Implement \$
1/2	100.0	35	6.95	243.25
3/4	40.03	15	8.01	120.15
1	27.56	12	8.23	98.76
1 1/4	4.10	3	9.21	27.63
1 1/2	1.31	2	9.36	18.72
2	38.22	15	10.19	152.85
TOTAL - - - -				661.36

Esto es únicamente para tuberías. Para planchas de fibra de vidrio, los distribuidores las ofrecen en cuadros de 18" x 10' x 1/8", o sea que el área de la plancha es de 15 pies².

Se necesita aislar la siguiente superficie:

-Tanque agua caliente para servicios = 37.224 pie²

-Tanque agua caliente para kathabares = 19.80 pie²

-Marmitas 42.05 * 7 = 294.35 pie²

Total --- 351.374 pie²

Se necesitarían $351.374 \text{ ple}^2 / 15 \text{ ple}^2 = 25$ planchas de fibra de vidrio.

El costo de cada plancha es: si se compran de 1 a 5 \$13.96 c/u si se compran de 6 a más \$11.42 c/u.

Como se necesitan 25, entonces $25 \text{ planchas} * \$11.42/\text{plancha} = \285.5

Por lo que el total de la inversión sería $\$661.36 + \$285.5 = \$946.86$

O sea $\$946.86 * 5.80 \text{ Q/\$} = \text{Q}5491.788$

Deben invertirse **Q5491.788** para ahorrar anualmente $40737.53 - 1479 = \text{Q}39,258.53$

La pérdida sería reducida en un

$$(40737.53 - 1479) * 100 / 40737.53 = 96.37\%$$

b) PROPUESTA DE UBICACIÓN DE ACCESORIOS

AHORRO EN FUGAS DE VAPOR EN ACCESORIOS:

Se hará una cuantificación de los accesorios que presentan fugas para poder evaluar lo que cuesta suprimir este problema que genera pérdidas cuantiosas en el rubro Distribución de Vapor; esta cuantificación puede tomarse como el costo de implementación de la supresión de fugas. A continuación, se muestra en el cuadro 29 el costo de implementación:

CUADRO 29

COSTO DE IMPLEMENTACIÓN EN LA SUPRESIÓN DE FUGAS EN ACCESORIOS

Departamento	Accesorio	Diámetro (plg)	Cantidad	Costo Unit.(\$)	Costo Total (\$)
Manifold	- Válvula compuerta	4	4	650.0	2600.0
	- Válvula compuerta	3/4	1	59.32	59.32
Fabricación centros.	- Válvula globo	1	1	61.18	61.18
	- Válvula globo	1/2	1	31.46	31.46
	- Válv.Reg. presión	1/2	1	120.88	120.88
	- Codo 90°	1/2	1	0.63	0.63
Recubierto	- Válvula compuerta	1	1	59.32	59.32
	- Válvula globo	1	1	61.18	61.18
	- Válvula globo	1/2	2	31.46	62.92
	- Válv. Reg. presión	2	1	419.96	419.96
Fab. Hall's	- Válvula compuerta	1 1/2	1	83.31	83.31
	- Válvula globo	1	1	61.18	61.18
Cafetería	- Válvula globo	1/2	1	31.46	31.46
TOTAL-----					3721.05

El costo de implementación para suprimir las pérdidas por fugas de vapor, que ascienden a Q67,292.54 (\$11,602.16), es de Q21,582.09 (\$3721.05).

Con la ubicación de estos nuevos accesorios, el ahorro de energía se evidencia. Deben mantenerse las líneas de vapor sin fugas, no importa lo pequeña que ésta sea.

También debe hacerse referencia a la colocación adecuada de accesorios en la tubería, ya que existen accesorios a los cuales se les da una mala aplicación, y se dañan más rápidamente de lo que corresponde a su vida útil; en los accesorios que más se evidencia este problema son en las válvulas de paso.

En el capítulo anterior (sección 2.2.d), se trató el tema de la utilización correcta de las válvulas, por lo que en esta sección se mostrará la ubicación general de accesorios recomendada para incrementar la vida útil del sistema de distribución de vapor. El esquema es mostrado en la figura 13:

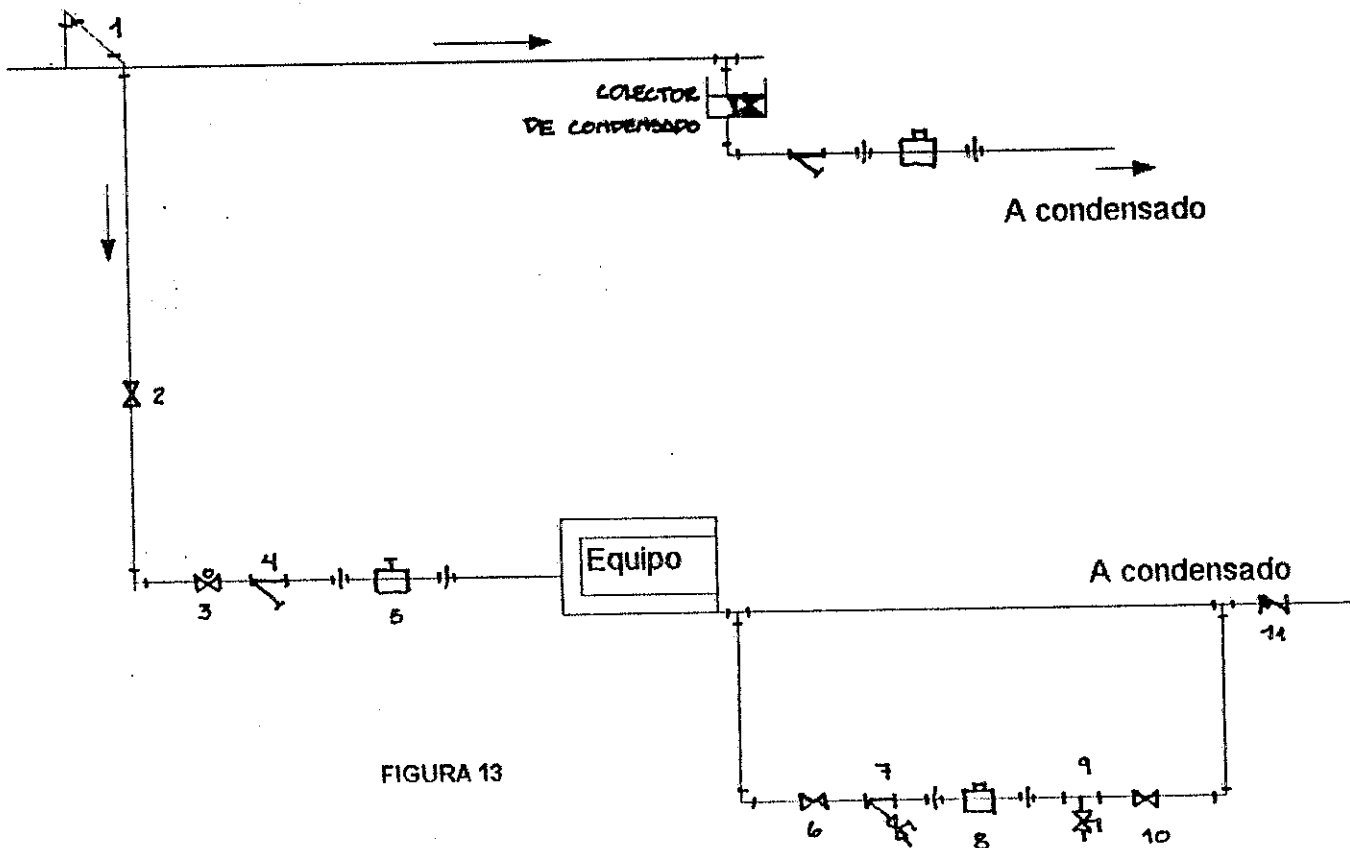


FIGURA 13

Observaciones al modelo propuesto

- 1.- El ramal de vapor que sale de la línea principal lo hace hacia arriba; esto es con el fin de que el condensado que se ha formado a lo largo de la trayectoria de la tubería no pase al equipo.
- 2.- Se ha colocado una válvula de compuerta en la bajada, para que cuando hayan problemas con la válvula de operación, ésta corte el flujo de vapor. Debe permanecer todo el tiempo abierta y sólo ocasionalmente se cerrará.
- 3.- A continuación, se coloca una válvula de globo; ésta es la que los operadores utilizarán para dar paso al flujo de vapor; el uso de esta válvula es continuo y su función es cortar o dejar pasar el vapor cuando se utilice el equipo.
- 4.- A continuación, se tiene un filtro, para proteger de impurezas al equipo y a la válvula reguladora de presión.
- 5.- La válvula reguladora de presión se coloca para graduar la presión a la cual el equipo debe trabajar.
- 6.- La válvula de compuerta permanece abierta todo el tiempo.
- 7.- Filtro con válvula de bola acoplada; esta válvula se utiliza para hacer pruebas.
- 8.- Trampa de vapor.
- 9.- Válvula de prueba para verificar el funcionamiento de la trampa.
- 10.- Válvula de compuerta, debido a que no se acciona frecuentemente, además en el flujo de condensado se necesita la menor caída de presión posible.
- 11.- Válvula de cheque, para evitar el reflujó del condensado que puede ser provocado por contrapresión en el sistema mayor que la de este equipo.
- 12.- Colector de línea, fue montado para evacuar el condensado que se va formando a lo largo de la tubería de vapor, luego es trapeado y llevado a la línea de retorno. Este trapeado es recomendado hacerlo de la manera mostrada en la figura 14:

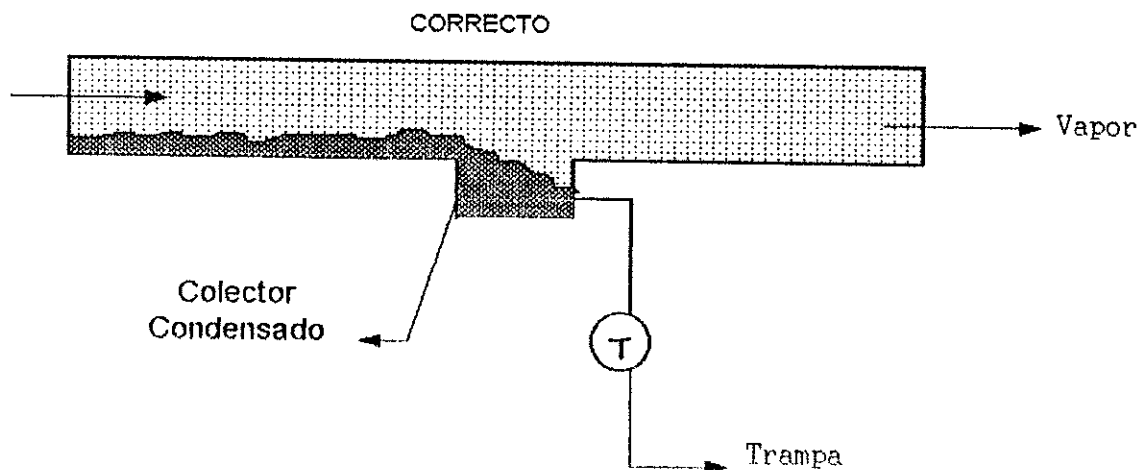


FIGURA 14a

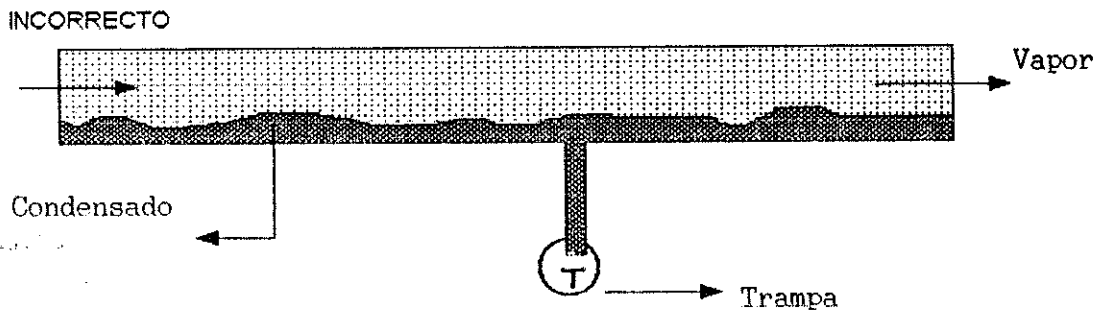


FIGURA 14b

Este tipo de instalación permite reducir el mantenimiento correctivo a las líneas de vapor debido a que por estar instaladas de la manera correcta, los accesorios estarán en servicio más tiempo y no sufrirán daños tan seguidos. Cualquier duda respecto al montaje de las válvulas, remitirse al capítulo 2, sección 2.2.d.

3.4 TRAMPAS DE VAPOR

a) PROPUESTA DE SELECCIÓN Y CONSIDERACIONES BÁSICAS DE LAS TRAMPAS.

Como se evaluó en el capítulo 2 (sección 2.3.a) las trampas de vapor utilizadas en la planta no están bien dimensionadas debido a que no se han seleccionado en base a los requerimientos de los equipos o procesos; únicamente se han comprado sin conocer detalles acerca del proceso al que se va a aplicar.

SELECCIÓN Y DIMENSIONAMIENTO DE LAS TRAMPAS DE VAPOR:

En lo que a selección de trampas corresponde, existen diversos criterios sobre cuál trampa elegir para cada aplicación, pero pueden evaluarse ciertos factores que contribuyen a la selección más adecuada de la trampa que se va a utilizar.

No todos los factores se aplican en todos los casos, pero existen factores considerados como más importantes que ayudan a seleccionar una trampa.

A continuación en la tabla 3.3, se presentan ciertos factores que ayudan a decidir sobre la selección de trampas, tomando en cuenta los tres tipos de trampas utilizados en la planta (CI, F&T, TD).

El significado de cada una de las características mostradas en el cuadro 3.3 se explica a continuación.

1. Forma de operación: existen trampas que están descargando de forma intermitente, mientras que otras no trabajan de esta manera. La ventaja de las intermitentes es que dan la facilidad de comprobar su operación.

2. Conservación de la energía: se refiere a pérdidas de vapor vivo que tienen las trampas. Nuevas, todas las trampas, tienen aproximadamente la misma eficiencia, pierden entre 0.5 y 2 lbs/hr de vapor. Pero con el uso, algunas sufren más desgaste que otras, lo que incrementa las pérdidas pudiéndose convertir en cantidades importantes.
3. Resistencia al desgaste: Infiere directamente en el punto anterior. La trampa de disco se desgasta más rápido por el ciclaje de su disco. Los orificios de todas las trampas se desgastan con el tiempo. El desgaste en las de cubeta invertida no las afecta mucho; el desgaste del asiento hace que la válvula se asiente mejor, asegurando pérdidas mínimas.
4. Resistencia a la corrosión: todas las trampas son afectadas por la corrosión debido al CO₂ y Oxígeno existente en el sistema.
5. Resistencia al golpe de ariete: los elementos termostáticos y los flotadores son muy sensibles a los golpes de ariete y se dañan fácilmente.
6. Venteo de aire y CO₂ a la temperatura del vapor: las trampas deben ventear los gases a la temperatura del vapor (cubeta invertida lo logra). Pero existen trampas que lo ventean hasta 50°F más frío que el vapor. Entre más se enfría la mezcla de CO₂ y condensado, más corrosivo se vuelve dentro del sistema.
7. Facilidad de comprobar operación: las trampas que trabajan con descarga intermitente se pueden verificar eficazmente por su sonido de cerrar y abrir. Las trampas que trabajan con carga continua son casi imposibles de probar sin inspección visual.
8. Operación con contrapresión: la contrapresión puede deberse a una trampa en mal estado que presuriza la línea con vapor vivo. La mayoría de las trampas soportan esta condición pero la termodinámica necesita una diferencia de presión más grande para vaporizar instantáneamente parte del condensado y así ciclar; ésta se queda abierta pasando vapor vivo cuando la contrapresión llega a un 40% de la presión de vapor.
9. Operación a Baja Carga: Cuando se opera a baja carga, tal que sea menor que la de diseño, la trampa operará con menor eficiencia. La trampa de disco cicla mucho, y provoca incremento en el desgaste del disco y asiento.
10. Respuesta a acumulaciones de condensado: la respuesta de las trampas mecánicas es inmediata, lo que asegura que se descargue rápidamente todo el condensado. Las trampas termostáticas tienen respuesta demorada porque esperan el enfriamiento del condensado, al igual que las de disco, que espera el enfriamiento del vapor de la vaporización instantánea encima del disco. Éstas pueden causar acumulación momentánea de condensado en los equipos.

TABLA 3.3

REQUISITOS DE OPERACIÓN ESPECÍFICOS DE LOS TIPOS DE TRAMPAS UTILIZADOS EN PLANTA

Características	Cubeta Invertida	F&T	Termodinámica de Disco
1. Método de operación	Intermitente	Continuo	Intermitente
2. Conservación de energía	Excelente	Buena	Pobre
3. Resistencia al desgaste	Excelente	Buena	Pobre
4. Resistencia a la corrosión	Buena	Buena	Excelente
5. Resistencia al golpe de Ariete	Excelente	Pobre	Excelente
6. Yenteo de aire y CO ₂ a la temp. del vapor	Sí	No	No
7. Facilidad de comprobar buena operación	Excelente	Pobre	Excelente
8. Habilidad de manejar cargas de aire al arrancar el sistema	Aceptable	Excelente	Pobre
9. Operación con contrapresión	Excelente	Excelente	Pobre
10. Operación a baja carga	Excelente	Excelente	Aceptable
11. Respuesta a golpes condensado	Inmediata	Inmediata	Demorada
12. Habilidad para pasar suciedad	Excelente	Pobre	Pobre
13. Tamaño físico comparativo	Grande	Grande	Pequeña
14. Falla normal de la trampa	Abierta	Cerrada	Abierta

11. Capacidad para pasar suciedad: normalmente la suciedad queda atrapada entre la válvula y el orificio, lo que impide el cierre completo de la válvula, que provoca fugas y por consiguiente, desgaste.

Las trampas con orificios pequeños son más susceptibles a la suciedad, salvo la de cubeta invertida, que tiene el orificio en el punto alto y la suciedad cae abajo.

12. Tamaño físico comparativo: esta puede ser una ventaja en lugares reducidos de espacio; además una trampa pequeña pierde menos calor que una grande. Las trampas mecánicas tienen que ser grandes por los dispositivos mecánicos que tienen. Los elementos bimetálicos requieren más tamaño que las otras trampas.

13. Falla normal: según el diseño de la trampa, puede fallar abierta o cerrada. Desde el punto de vista del proceso, es mejor que una trampa falle abierta, y así no se afecta el proceso; desde el punto de vista de ahorro de energía, es mejor que falle cerrada. Es más fácil detectar una trampa que falla cerrada.

14. Costo: depende del tipo de trampa. Las trampas son relativamente baratas en comparación con las pérdidas de vapor que se pueden dar en ellas.

Con estos datos, puede formarse ya un criterio sobre la elección de la trampa que se va a utilizar dependiendo el proceso, ubicación y otros factores que se deben considerar. Estudiando la tabla 3.3, puede desprenderse como conclusión que los diferentes tipos de trampas son intercambiables en muchas aplicaciones y que no hay una trampa mejor que otra.

Los fabricantes pueden proveer algún apoyo en la selección de trampas, pero entre fabricantes casi nunca recomiendan el mismo tipo de trampa para la misma aplicación.

Otro criterio importante, a saber, en la selección de trampas es el dimensionamiento adecuado de las mismas.

Dimensionamiento de las trampas:

La información que se requiere para determinar el dimensionamiento correcto de una trampa es:

- Carga de condensado
- Presión de entrada
- Contrapresión en la línea de retorno.

Además, se necesita llevar a cabo las siguientes etapas:

Etapas 1: Reunir la información requerida.

a) Estimar la máxima carga de condensado en Lb/hr, kg/hr. Es recomendable el trapeo en paralelo para manipular cargas mayores en el caso de arranque automático, o sea, sin drenaje manual por el by-pass.

b) Presión a la entrada de la trampa. Puede tomarse como la presión de vapor en la tubería de suministro. Se debe seleccionar una trampa con un rango de presión igual o mayor al de la presión en la línea de vapor.

- c) La contrapresión contra la que debe operar la trampa. Si la tubería de descarga está conectada a un sistema general de retorno de condensado que puede estar presurizado, la trampa deberá operar contra esa presión más cualquier cabeza estática que debe considerarse si se requiere elevar el condensado después de la trampa.

Etapa 2: Aplicar el factor de seguridad. (ver tabla 3.4)

El factor de seguridad es la relación entre la máxima capacidad de descarga de la trampa y la carga de condensado que se espera manejar realmente. Si se pueden determinar exactamente la carga de condensado y las condiciones de presión, el factor de seguridad puede ser el mínimo (dentro del rango elegido) para evitar sobredimensionar la trampa. Las trampas sobredimensionadas, en especial las de cubeta invertida, cuestan más, pierden más calor por sus cuerpos por ser más grandes y operan menos eficientemente.

El factor de seguridad es un multiplicador que se aplica al condensado calculado para un aplicación dada para asegurar que la trampa seleccionada tenga la capacidad adecuada. La necesidad del factor de seguridad proviene de: 1) cargas más altas durante el arranque del sistema y equipo; 2) cargas variables durante la operación; 3) la necesidad de sobredimensionar la trampa (especialmente en casos de cubeta invertida) para eliminar aire del sistema con rapidez; y 4) la posibilidad de contrapresión en el sistema de condensado. Los factores de seguridad varían entre 1.5 y 6, y son diferentes según el tipo y el fabricante de la trampa.

Etapa 3: Dimensionamiento de trampas con tablas de capacidad.

Asegurarse de que las tablas estén basadas en condensado caliente y no con condensado frío, que mostrarán capacidades considerablemente altas.

Con estos criterios, puede procederse a la selección de las trampas para cada equipo. Además deben tomarse en cuenta las sugerencias de los proveedores de trampas.

Evaluación de trampas en planta y selección adecuada:

Para la evaluación del trapeo en la planta, se analizarán las trampas en los equipos de cada departamento y se comparará las capacidades de los equipos versus la trampa instalada (referirse al cuadro 24 sección 2.3.a).

FABRICACIÓN CENTROS

- Mezcladora de compuesto

ETAPA 1:

- a) Máxima carga de condensado = 424.3 lb/hr
- b) Presión de entrada = 40 psi
- c) Presión diferencial = la presión de retorno según manómetro ubicado en tubería oscila entre 15 a 23 psi, para este caso se utilizará el punto medio, o sea 19 psi. La presión diferencial sería $P_{entrada} - P_{retorno} = 40 - 19 = 21 \text{Psi}$.

Con 19 psi de presión en el retorno, se puede elevar el condensado a una altura de $19 * 2 = 38$ pies (recordar que el condensado se eleva 2pies/psi)

y en realidad la elevación es de 16.41 pies (5 mts), por lo que la elevación no causa problema.

ETAPA 2:

En general, el fabricante de las trampas, recomienda usar un factor de seguridad de 2, excepto en aplicaciones

dellcadas donde la carga de condensado sea variable y no se pueda establecer un estimado promedio de la cantidad de condensado que se va a desalojar; en estos casos se debe ser más conservadores.

Para este caso en especial, se aplicará un F.S = 2. También puede hacerse referencia a la tabla 3.4.

$$\text{Carga condensado} = 424.3 * 2 = 848.6 \text{ lb/hr}$$

ETAPA 3:

En esta etapa, se selecciona la trampa adecuada.

Debe tenerse criterio de análisis para la selección de la trampa.

- Espacio reducido para instalación
- Equipo de calentamiento de materia prima, con chaqueta.
- Mantenimiento incómodo debido a lo reducido de espacio.
- Carga de condensado estable.

Se recomienda utilizar una TRAMPA TERMODINÁMICA (pequeña, resistente, solo una pieza móvil, fácil comprobar funcionamiento, puede repararse sin desmontar, larga vida).

Ahora se busca en tablas de capacidad:

En tabla 2.8, para tubería de 3/4 y capacidad de 848.6 lb/hr a 40 psi, se elegiría: **TD-52 de 3/4 para presiones hasta de 60psi, y maneja 905 lb/hr.**

- Filtro Prensas:

- ETAPA 1:
- a) Máxima carga de condensado = 132.88 lb/hr
 - b) Presión de entrada = 40 psi
 - c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: Carga más o menos variable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 3

$$\text{Carga de selección de trampa} = 132.88 * 3 = 398.64 \text{ lb/hr}$$

- ETAPA 3: Condiciones:
- Espacio poco reducido
 - No debe acumularse condensado, proceso importante.
 - Incomodidad para mantenimiento.
 - Equipo con chaqueta.

Se recomienda utilizar trampa de CUBETA INVERTIDA.

De tabla 2.10c se elige la trampa:

CI 2127 (roscada) con capacidad de 500 lb/hr y diámetro de 3/4.

- Mezcladoras de goma:

- ETAPA 1:
- a) Máxima carga de condensado = 141.2 lb/hr
 - b) Presión de entrada = 30 psi
 - c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: Equipo no crítico, trabaja poco tiempo (aprox 30 min)

Factor de seguridad que se va a aplicar = 1.5

Carga de selección de trampa = $141.2 * 1.5 = 211.8$ lb/hr

ETAPA 3: Condiciones : - Suficiente espacio

- No hay tubería de retorno en este equipo, el condensado, por se poco se tira a la reposadera.

Se recomienda utilizar trampa **TERMODINÁMICA**.

De la tabla 2.8, se elige la trampa:

TD52L con capacidad de 212.5 lb/hr a 30 lbs y diámetro de 1/2.

DEPARTAMENTO DE RECUBIERTO

- Marmitas 1-6:

ETAPA 1: a) Máxima carga de condensado = 62.52 lb/hr

b) Presión de entrada = 35 psi

c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: Carga más o menos variable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 3

Carga de selección de trampa = $62.52 * 3 = 187.56$ lb/hr

ETAPA 3: Condiciones :

- Espacio reducido, a nivel de suelo

- No debe acumularse condensado

- Incomodidad para mantenimiento.

- Equipo con chaqueta.

Debido al problema espacio y considerando que la carga de condensado no es muy grande, se recomienda utilizar trampa **TERMODINÁMICA DE DISCO**.

De la tabla 2.8, se elige la trampa:

TD52L con capacidad de 212.5 lb/hr a 35 psi y diámetro de 1/2.

Debe colocarse una trampa por marmita.

- Regenerador de kathene 1,2,3:

ETAPA 1: a) Máxima carga de condensado = 1183.68 lb/hr

b) Presión de entrada = 50 psi

c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: Carga bastante variable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 3

Carga de selección de trampa = $1183.68 * 3 = 3551.04$ lb/hr

ETAPA 3: Condiciones : - Suficiente espacio

T A B L A 3 . 4

FACTOR DE SEGURIDAD SEGÚN APLICACIÓN

Factores de Seguridad Recomendados para Trampas de Vapor

El factor de seguridad real a utilizar en cualquier aplicación dependerá de la exactitud de:
 1. Carga estimada.
 2. Presión estimada en la trampa.
 3. Contrapresión estimada.

Tipo de Trampa	Factor de seguridad
Termostática de presión balanceada.	2-4
Termostática termomática.	1.5-2.5
Termostática de expansión líquidos.	2-4
Bimetálica.	2-3
Flotador termostático.	1.5-2.5
Cubeta invertido.	2-3
Termodinámica.	1.2-2

Factor de Seguridad Según la Aplicación

	General	Con control de temp.
Drenaje de líneas de tubería.	2	
Tanques con equipo calefactor	2	
Intercambiadores de calor	2	
Baterías para calentamiento de aire	2	3
Serpentines para calentamiento de aire	2	4
Serpentines sumergidos (Drenaje a nivel del serpentín)	2	
Serpentines sumergidos (Drenaje por sifón)	3	
Cilindros rotativos	3	
Línea de acompañamiento o trazas de vapor	2	
Prensa	2	

En general, use factor 2, excepto para serpentines de calentamiento de aire controlado termostáticamente, en convertidores y en aplicaciones de sifón.

- No debe acumularse condensado.
- Mantenimiento cómodo.
- Intercambiador de calor.
- Golpe de ariete

Se recomienda utilizar trampa de CUBETA INVERTIDA. (resistente al golpe de ariete, maneja condensado a baja carga, respuesta inmediata a golpes de condensado)

De tabla 2.10c, se elige la trampa:

CI 213/20 (roscada) con capacidad de 3900 lb/hr y diámetro de 1" a 50psi.

- Regenerador Kathene 4:

- ETAPA 1:**
- a) Máxima carga de condensado = 431.3 lb/hr
 - b) Presión de entrada = 100 psi
 - c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: Carga variable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 3

Carga de selección de trampa = $431.3 * 3 = 1294$ lb/hr

- ETAPA 3: Condiciones:**
- Suficiente espacio
 - No debe acumularse condensado
 - Facilidad para mantenimiento.
 - Intercambiador de calor.
 - Golpe de ariete

Se recomienda utilizar trampa de CUBETA INVERTIDA.

De tabla 2.10c se elige la trampa:

CI 212/10 (roscada) con capacidad de 1760 lb/hr a 100 psi y diámetro de 3/4.

- Tanque de agua caliente para aire:

- ETAPA 1:**
- a) Máxima carga de condensado = 168.8 lb/hr
 - b) Presión de entrada = 60 psi
 - c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: la carga no es variable, sin embargo, el agua debe mantenerse a temperatura estable para no afectar el proceso.

Factor de seguridad a aplicar = 3

Carga de selección de trampa = $168.8 * 3 = 506.4$ lb/hr

- ETAPA 3: Condiciones :**
- Espacio suficiente
 - No debe acumularse condensado.
 - Facilidad para mantenimiento.
 - Equipo con serpentín.

Se recomienda utilizar trampa de CUBETA INVERTIDA.

De tabla 2.10b, se elige la trampa:

**CI B1H-180 con capacidad de 585 lb/hr a 60 psi y diámetro de 3/4
diámetro de orificio = 3/32.**

FABRICACIÓN HALL'S

- Disolvedora:

- ETAPA 1:**
- a) Máxima carga de condensado = 617.4 lb/hr
 - b) Presión de entrada = 60 psi
 - c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: Carga más o menos variable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 3

Carga de selección de trampa = $617.4 * 3 = 1852.2$ lb/hr

- ETAPA 3: Condiciones:**
- Espacio poco reducido
 - No debe acumularse condensado; proceso importante.
 - Equipo con serpentín.

Se recomienda utilizar trampa de CUBETA INVERTIDA.

Este equipo trae de fábrica 2 salidas de condensado, por lo que pueden elegirse 2 trampas de menor capacidad que cumplan con el requerimiento del factor de seguridad (926.1 lb/hr por cada trampa).

De tabla 2.10a, se eligen 2 trampas:

CI B1H-75 con capacidad de 905 lb/hr a 60 psi y diámetro de 3/4 diámetro de orificio de 5/32.

- Cocedora:

- ETAPA 1:**
- a) Máxima carga de condensado = 548.18 lb/hr
 - b) Presión de entrada = 40 psi
 - c) Presión diferencial = 80 psi

ETAPA 2: Equipo para cocimiento; carga variable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 3

Carga de selección de trampa = $548.18 * 3 = 1644.54$ lb/hr

- ETAPA 3: Condiciones :**
- Espacio suficiente
 - No debe acumularse condensado; proceso importante.

- Comodidad para mantenimiento.
- Cámara de vapor.
- Se forma aire más rápidamente debido a que es cámara de vapor.

Se recomienda utilizar trampa de CUBETA INVERTIDA.

De tabla 2.10b se elige la trampa:

CI B21-80 con capacidad de 1700 lb/hr a 80 psi y diámetro de 3/4 diámetro de orificio 5/32.

SERVICIOS GENERALES

- Tanque de agua caliente:

- ETAPA 1:**
- a) Máxima carga de condensado = 38.45 lb/hr
 - b) Presión de entrada = 100 psi
 - c) Presión diferencial = 21 psi

- ETAPA 2:** Carga un poco variable.
- Factor de Seguridad a aplicar = 2
- Carga de selección de trampa = $38.45 * 2 = 77$ lb/hr

- ETAPA 3 :** Condiciones :
- Suficiente espacio
 - Equipo no crítico.
 - Facilidad para mantenimiento .
 - Equipo con serpentín.

Se recomienda utilizar trampa TERMODINÁMICA.

De tabla 2.8, se elige la trampa:

TD52 con capacidad de 370 lb/hr y diámetro de 3/8.

LAVANDERÍA

- Secadora:

- ETAPA 1:**
- a) Máxima carga de condensado = 27.67lb/hr
 - b) Presión de entrada = 110 psi
 - c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: carga estable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 2

Carga de selección de trampa = $27.67 * 2 = 55.34$ lb/hr

ETAPA 3: Condiciones: - Espacio suficiente

- Equipo con chaqueta.

Se recomienda utilizar trampa TERMODINÁMICA. Al igual que el equipo anterior, el consumo es bajo y las trampas quedarán sobredimensionadas.

De tabla 2.8 se elige la trampa:

TD52-100 con capacidad de 370 lb/hr y diámetro de 3/8.

- Planchadora:

ETAPA 1: a) Máxima carga de condensado = 60 lb/hr

b) Presión de entrada = 50 psi

c) Presión diferencial = 21 psi

ETAPA 2: Carga estable.

Factor de seguridad que se va a aplicar = 2

Carga de selección de trampa = $60 \times 2 = 120$ lb/hr

ETAPA 3: Condiciones: - Espacio suficiente

- Equipo no crítico.

- Equipo con chaqueta.

Se recomienda utilizar trampa TERMODINÁMICA. Equipo en iguales condiciones de baja carga.

De tabla 2.8, se elige la trampa:

TD52-40 con capacidad de 225 lb/hr y diámetro de 3/8.

En el cuadro 30, se presenta el resumen de las trampas sugeridas y el Costo de Implementación, tomando en cuenta que las trampas en planta *NO se les ha dado servicio en mucho tiempo*; se considera en el cuadro el cambio de todas las trampas y su impacto en el costo.

CUADRO 30

**RESUMEN DE INSTALACIÓN DE NUEVAS TRAMPAS ADECUADAS A EQUIPOS Y CONSUMOS
Y SU COSTO DE IMPLEMENTACIÓN**

DEPARTAMENTO	MAQUINARIA	TRAMPA	No. de Trampas	DIAMETRO TUBERÍA	PRESION ENTRADA (PSIG)	FLUJO VAPOR (LB / HR)	CAPACIDAD (LB / HR)	FACTOR DE SEGURIDAD	COSTO UNITA. (\$)	COSTO TOTAL (\$)
Fab. Centros	- Mezoladora Compuesto	TD52-40	1	3/4	40	424.30	905	2	199.63	199.63
	- Filtro Prensas	CI-2198	3	1/2	40	66.44	290	3	75.71	227.13
	- Mezoladoras Goma	TD52L-30	2	1/2	30	141.20	212.5	1.5	154.45	308.9
Recubierta	- Marmitas para Jarabe	TD52L-35	6	1/2	35	62.52	212.5	3	154.45	926.7
	- Regenerador Kathene 1,2,3	CI-219/20	2	1	50	691.84 (x2)	2000	3	242.09	484.18
	- Regenerador Kathene 4	CI-219/70	1	3/4	100	431.3	1760	3	121.69	121.69
	- Tanque Agua Caliente plate	CI-284-180	1	1/2	60	169.8	390	2	121.69	121.69
Fabricación Malt's	- Disolvedora	CI-89-1-75	2	3/4	80	308.7 (x2)	805	3	75.71	151.42
	- Coedora	CI-82-180	1	3/4	80	584.18	1700	3	121.69	121.69
Generales	- Tanque agua Caliente	TD52-100	1	3/8	100	38.45	370	2	104.49	104.49
Lavandería	- Secadora	TD52-100	1	3/8	100	27.67	370	2	104.49	104.49
	- Planchadora	TD52-40	1	3/8	50	60	225	2	104.49	104.49
TOTAL -----									2976.47	

Del cuadro 30, se tiene que el costo de implementación para cambiar todas las trampas que se tienen en la planta asciende a \$2976.47 (Q17,263.53).

Según cuadro 26, que muestra el resumen de pérdidas en la planta, se tiene que por tramas de vapor, la pérdida asciende a Q174,017.4 (\$30,003.00).

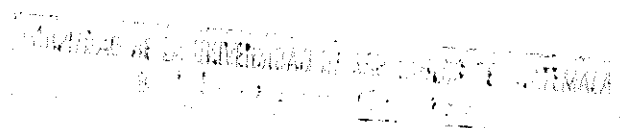
Cambiando todas las tramas, se tendría una pérdida normal de aproximadamente 2 lb/hr, operando un total de 8760 hrs/año y con un costo de vapor de Q30.4 por 1000 lbs de vapor, se tendría:

$$2 \text{ lb/hr} * 8760 \text{ hrs/año} * 30.4 \text{ Q}/1000 \text{ lbs} = \text{Q}532.61/\text{año} (\$91.83/\text{año}).$$

El porcentaje de ahorro respecto a las pérdidas producidas trabajando de igual manera sería:

$$\frac{(174,017.4 - 532.61) * 100}{174,017.4} = 99.69\%$$

Con lo que la pérdida anual, se estaría reduciendo en un 99.69%; además, el mantenimiento se facilitaría, ya que sólo se tendrían trampas de dos tipos en todos los equipos de la planta y el inventario disminuiría.



Además de esto, debe optimizarse la utilización de las trampas; debe recordarse que siempre hay aire y gases no condensables en el vapor, si no son expulsados en volumen suficiente por la trampa de vapor, se acumulará progresivamente en el equipo, reduciendo entonces la temperatura y el régimen de producción.

Por ejemplo, las Trampas Termodinámicas no son capaces de descargar el aire y gases; las de Cubeta Invertida sí los expulsa pero no al 100%. Por lo tanto, puede pensarse en instalar Eliminadores de Aire, bien en la entrada de alimentación de vapor al equipo o bien en distintos puntos a lo largo de la tubería. Por lo menos, deberían tenerse instalados uno en cada de entrada de alimentación de cada equipo.

Se necesitarían 15 eliminadores de aire como mínimo, con un diámetro de 1/2" y presión de 125 Psi, con esto, el objetivo de eliminar el aire se estaría cumpliendo.

El costo de cada uno de los Eliminadores de Aire es de \$18.52

El costo total sería $15 * 18.52 = \$277.80$ (Q1611.24)

Si agregamos este valor al costo de implementación de las trampas, se tendría un costo total de:

$\$2976.47 + \$277.80 = \$3254.27$ (Q18,874.77)

Si se comparan las pérdidas anuales obtenidas teniendo el sistema deficiente contra el costo de implementación del cambio del sistema y ahorrando el 99.69%, el costo de implementación es insignificante y vale la pena la inversión.

Con esto, queda demostrado lo importante que es conservar en buen estado el sistema de trampeo de los equipos con sus debidos accesorios para aumentar la eficiencia del sistema.

b) INSTALACIÓN SUGERIDA DE TRAMPAS EN PLANTA PARA EL LOGRO DE UNA MEJOR EFICIENCIA.

Recomendaciones Generales:

La instalación de las trampas debe ser hecha de acuerdo con normas que permitan tanto una operación confiable como un mantenimiento fácil cuando se requiera.

Para cualquier tipo de instalación de trampas, pueden seguirse las siguientes recomendaciones:

- Las válvulas de corte instaladas a ambos lados de la trampa deben ser del tipo de compuerta o esféricas (de bola) para que presenten la menor resistencia al flujo posible.
- Instalar uniones universales a cada lado de la trampa; esto facilita un reemplazo fácil y rápido.
- Todas las trampas, válvulas y otros accesorios, deben protegerse con filtros. Para ser efectivos éstos requieren una limpieza periódica.
- Debe usarse una trampa para cada equipo, evitando el "trampeo en grupo"; las diferencias en los regímenes de condensación que tienen lugar en los distintos equipos provocan caídas de presión desiguales que traen como consecuencias inundación parcial.

- Es recomendable instalar un rompedor de vacío; este dispositivo permite la entrada de aire ambiental a un equipo, una vez se ha cortado el flujo de vapor. Así, el equipo no se daña por el vacío que se forma al condensarse el vapor en un volumen cerrado.
- La trampa debe estar localizada por debajo del equipo que está drenando y lo más próxima posible a éste. Las trampas termostáticas pueden instalarse después de una pierna de enfriamiento de varios pies (6.56 pies ó 2 metros) para permitir la acumulación de condensado.
- Cuando se eleve condensado hacia la trampa, es necesario colocar un tubo sifón en la salida del equipo (ver figura 15a). Se recomienda localizar la trampa después de la máxima altura de elevación; si no fuera posible, como el caso de la planta que ya todas las trampas están ubicadas en la parte baja, a nivel del piso, entonces se recomienda que la tubería de condensado desagüe en la tubería principal por encima de la tubería principal (Ver figura 15b).
- Además debe instalarse eliminadores de aire y gases no condensables en los equipos para evitar robar espacio al vapor circundante.
- También se recomienda colocar un bypass de aislamiento para poder reparar o reemplazar una trampa sin parar el sistema.

Los tipos de instalación pueden dividirse en 2: por gravedad y por sifón.

Por gravedad: es la forma más común de drenar el condensado de un sistema y es el método que más se recomienda; y es tener la trampa por debajo del equipo que se está drenando (como en figura 16).

Por sifón: es muy útil en instalaciones donde la línea de retorno de condensado está arriba de la salida del equipo. En estas instalaciones, la trampa debería de instalarse después de la subida de la tubería (ver figura 15).

Para mejor referencia sobre estas recomendaciones de instalación en el sistema de condensado, se muestra la figura 16.

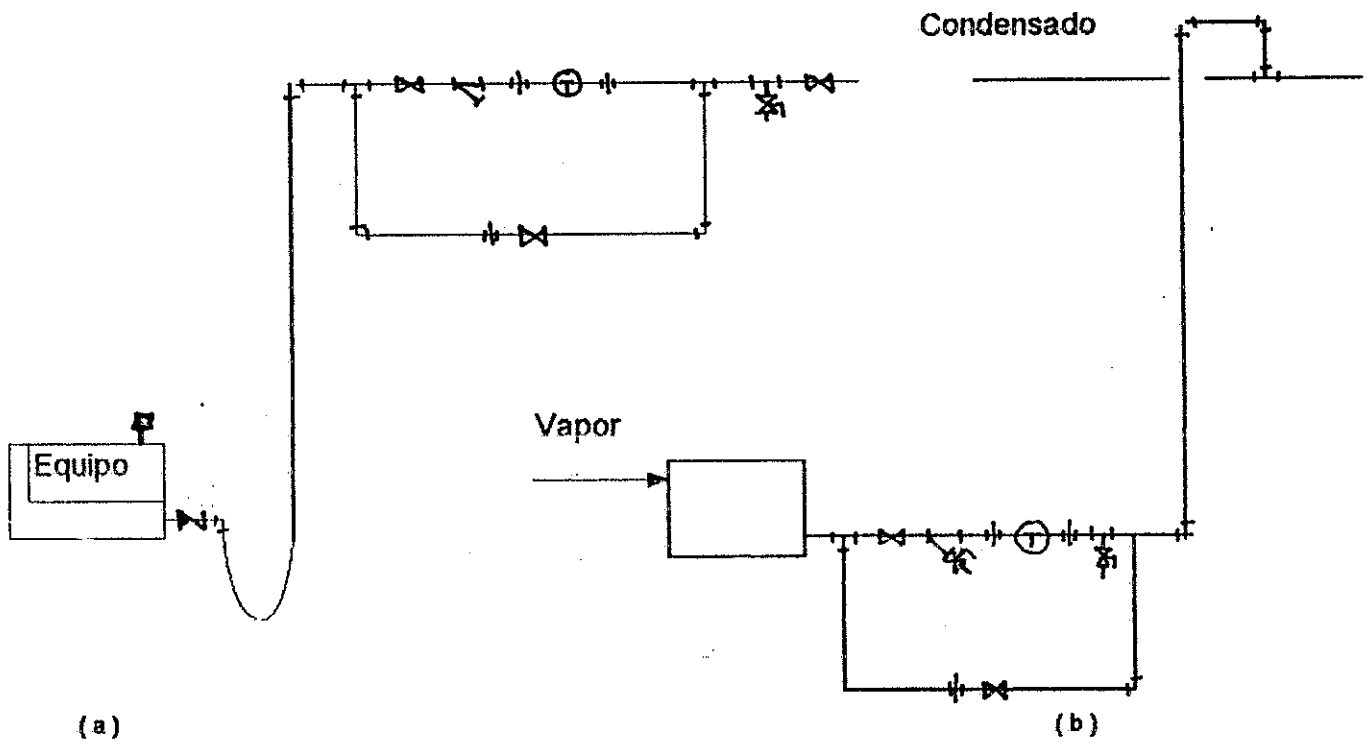


FIGURA 15

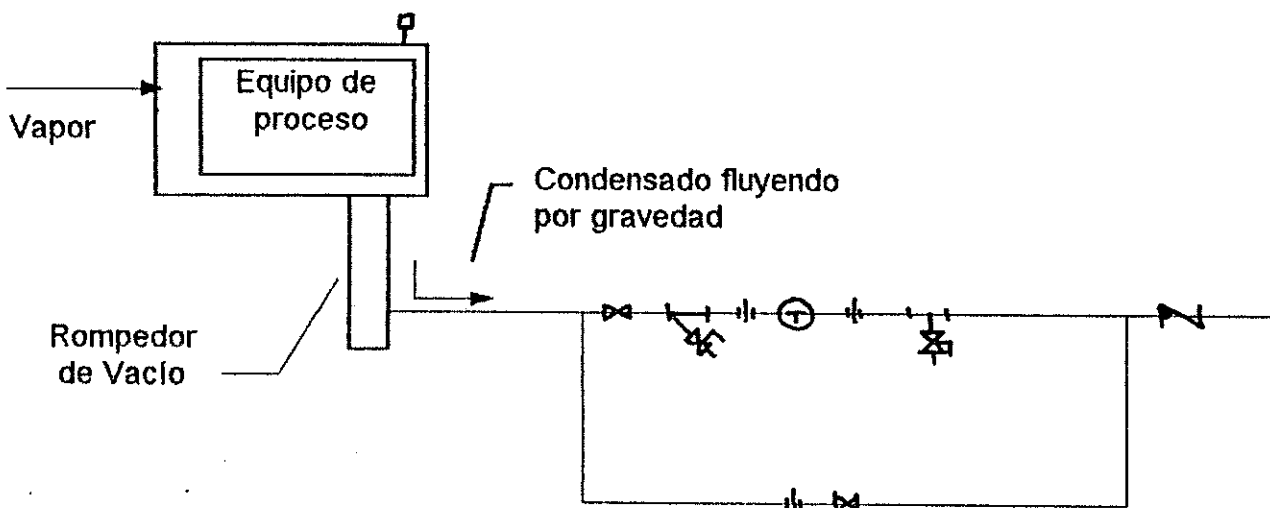


FIGURA 16

En la planta la instalación que se está utilizando, es la representada en la figura 15b, sin embargo, existen problemas de instalación en el sentido de que en las tuberías no se está colocando la válvula de cheque para evitar el reflujó, no existen colocadas válvulas de prueba antes y después de la trampa, lo que impide la inspección de las trampas, y no existen eliminadores de aire ni tampoco rompedores de vacío.

El ahorro que se consigue con una instalación óptima es evitar el cambio frecuente de accesorios, evitando hacer paradas en tiempos de producción. Con este tipo de instalación, se garantiza el correcto y eficiente funcionamiento del sistema; además, el mantenimiento se facilitaría reduciendo así el tiempo de mantenimiento.

c) MANTENIMIENTO DE TRAMPAS DE VAPOR

Para ofrecer un mantenimiento adecuado a las trampas de vapor, hay que estar enterado del tipo de inspecciones y pruebas que pueden hacerse para verificar su funcionamiento, así como identificar en qué momento fallan.

Igual que la selección y el cálculo de las pérdidas en las trampas, la verificación del funcionamiento de una trampa es una combinación de arte y ciencia, donde la experiencia es el mejor entrenador.

Actualmente en la industria se utilizan varios métodos de test de trampas, cada uno de los cuales tienen varias ventajas y desventajas. Todos estos métodos tienen una dificultad en común: cómo llegar a la trampa para llevar a cabo el test. En muchas plantas, las trampas están localizadas en lo alto, encima de áreas de producción, bajo tarimas que esconden la tubería o alrededor de equipos en operación, lo que hace difícil el acceso a éstas.

De lo anterior, se deduce que la inspección de trampas de vapor es una tarea engorrosa que consume bastante tiempo y, la dificultad de llevarla a cabo es, quizás, una de las principales razones del porqué rara vez se pone atención al mantenimiento de las trampas. Pero las trampas como cualquier equipo mecánico, requieren de una inspección y mantenimiento regulares.

A lo largo de los años, se han desarrollado varios métodos para evaluar "in situ" la operación de una trampa de vapor. Los más utilizados son:

- Temperatura
- Sonido
- Inspección visual

Temperatura: para todo el que ha estado relacionado de alguna forma con la inspección de trampas, este método constituye una prueba infalible para verificar la operación de la misma. Lo único que se consigue con esto es saber si la tubería está caliente, ya que se salpica con agua para ver si se evapora. Si la trampa y la tubería de descarga están frías y un chequeo del sistema revela que hay alimentación de vapor al sistema; se puede concluir que la trampa ha fallado cerrada.

La prueba de la temperatura se basa en el hecho de que el vapor a alta presión de un lado de la trampa tiene una temperatura más alta que el condensado a baja presión del otro lado. Aunque esto es cierto, la temperatura del lado del condensado corresponderá a la presión de saturación, y una alta temperatura del lado del condensado puede indicar alta contrapresión y no una mala trampa.

La única prueba que se puede hacer con certeza al medir la temperatura es la comprobación de si la trampa ha fallado cerrada.

No es confiable medir la temperatura de la superficie de la trampa o tubería, ya que no dice lo que está sucediendo y el equipo que se va a utilizar es caro, por ejemplo, un pirómetro con termocopia cuesta: de 0 a 400°F \$258.

Ventajas:

- a.- Indican trampas frías, o sea que fallaron cerradas.
- b.- Pueden identificar situaciones anormales, como filtros tapados o tubos de desvío abiertos.

Desventajas:

- a.- NO cuantifican pérdidas.
- b.- Hay que entender los principios de operación de trampas.
- c.- Costo alto de equipo de medición.
- d.- No distinguen entre descargas de vapor y condensado con vapor.

Sonido: se aprovechan los diferentes sonidos que tienen el flujo de un líquido, gas y el cerrar de una válvula metálica.

Para escuchar los sonidos en las trampas, puede utilizarse desde un simple destornillador con mango plástico colocándolo directamente sobre la trampa y pegando el oído a la parte plástica del destornillador para escuchar el sonido, hasta un estetoscopio industrial (\$100), puntas de prueba con amplificador (\$400) y puntas de prueba con ultrasonido (\$1000).

Ventajas:

- a.- Se escucha el funcionamiento de las trampas.
- b.- Equipo de bajo costo.
- c.- El equipo no requiere calibración.
- d.- Puede establecerse el funcionamiento de la trampa al escuchar el ciclo de apertura y cierre.

Desventajas:

- a.- No cuantifica las fugas.
- b.- Se necesita entender los principios de las trampas.
- c.- Juicio subjetivo sobre si la frecuencia de descarga es adecuado.
- d.- (Con ultrasonido) alto costo y necesidad de calibrar para cada trampa.

Inspección visual: para efectuar una buena inspección visual, se necesita reconocer la diferencia entre "vapor vivo" y "vapor instantáneo" (o vapor flash). El vapor vivo es un chorro fuerte y bien definido, e invisible hasta la primera pulgada después de la salida de la tubería. Mientras el vapor instantáneo o flash es de baja velocidad y normalmente aparece con el condensado. (ver figura 17a y 17b).

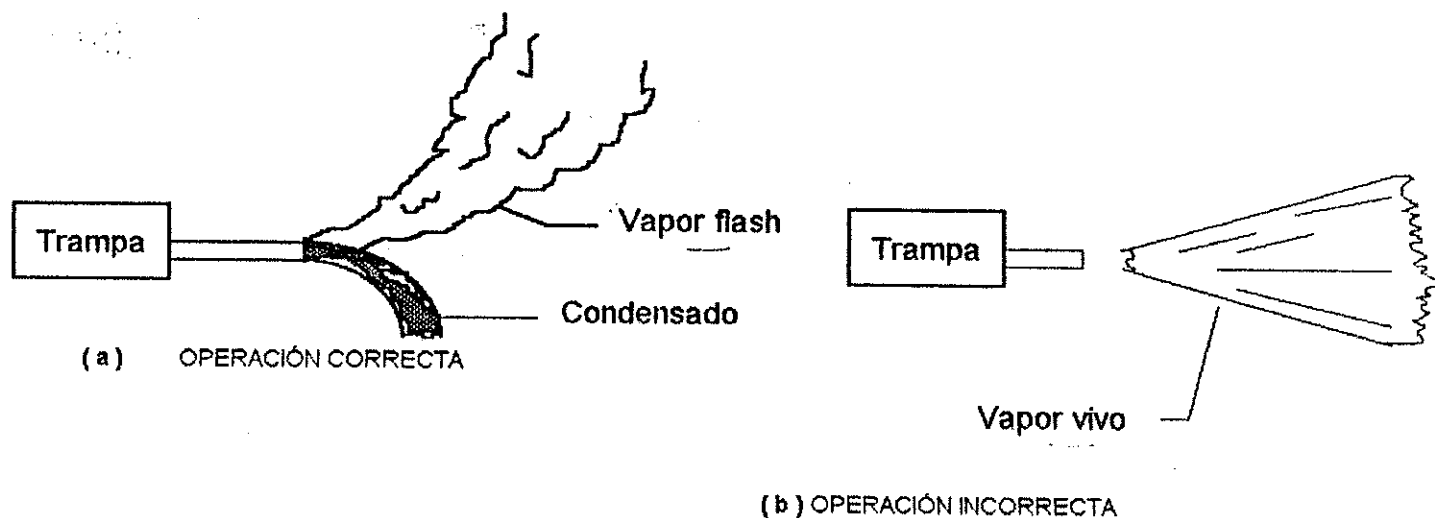


FIGURA 17

No se necesita equipo para realizar la inspección visual, salvo si se monta una válvula de prueba en la tubería.

Ventajas:

- a.- Puede verse la descarga.
- b.- Pueden comprobarse las fugas durante el ciclo cerrado.
- c.- No requiere equipo especial.

Desventajas:

- a.- No cuantifica fugas.
- b.- Posible peligro en descargas grandes o de alta presión.
- c.- Juicio subjetivo sobre si la frecuencia de descarga es adecuada.

Para poder evaluar el funcionamiento de una trampa, deben conocerse las características que indican su funcionamiento, por lo que a continuación se presentan las características para los tres tipos de trampas utilizados en la planta:

Cubeta Invertida: la descarga normal de ésta es intermitente, y tiene un sonido metálico característico al subir y bajar la cubeta durante el ciclaje.

A cargas muy bajas, la descarga puede ser continua y se oye como un burbujeo constante de líquido a través de la trampa. A cargas excesivamente altas también se puede oír un flujo constante. El condensado no se acumula en la línea y pasa inmediatamente a través de la trampa.

Por estas razones, se observa una cantidad significativa de vapor instantáneo al salir de la trampa a la presión atmosférica, y se miden temperaturas bastante altas en la tubería que entra a la trampa.

Termodinámica de disco: las características de esta trampa son las mismas que se aplican a la de cubeta invertida: sonido de descarga intermitente, bastante vapor instantáneo y temperatura alta en la línea de entrada a la trampa. La trampa termodinámica de disco también es de descarga intermitente sin mucha acumulación de condensado.

Existe una diferencia marcada en sonido entre la trampa de disco y la de cubeta invertida, la de disco tiene un sonido muy seco y un ciclaje más rápido.

Flotador y Termostato: esta trampa es la más difícil de probar, debido a que en operación normal tiene descarga continua. Puede suceder en raras ocasiones que, a cargas muy bajas, tenga descarga intermitente. Al hacer la prueba de sonido, se oye un flujo constante; a veces se puede oír el ciclaje de la válvula termostática de aire.

La inspección visual normalmente encuentra una cantidad de vapor instantáneo debido a que en la trampa pasa el condensado casi a la temperatura correspondiente al vapor en la línea.

DETECCIÓN DE FUGAS DE VAPOR

Como ha podido notarse, en ninguno de las inspecciones realizadas a las trampas de vapor puede determinarse con exactitud si la trampa está realmente fallando y mucho menos cuantificar aproximadamente la cantidad de vapor que se estaría perdiendo.

Para poder detectar fugas más concretamente, puede utilizarse equipo especial para este fin; es un equipo caro que dependiendo la cantidad de pérdidas obtenidas al final de este trabajo, se recomendará si es factible comprarlo y en qué condiciones.

Este equipo, llamado SPIRA-TEC consiste en una cámara especial que se instala inmediatamente antes de

la trampa donde se rosca un electrodo sensor de nivel. Este conjunto de cámara y electrodo es capaz de sensor la diferencia entre condensado y una mezcla de condensado y vapor, transmitiendo esta información a un indicador por medio de un cable de conexión. El indicador señalará con una luz VERDE la presencia de condensado o también con una luz ROJA si está fluyendo una cantidad apreciable de vapor; el punto en el cual aparece la señal roja de falla depende de varios factores, pero aproximadamente es cuando la fuga de vapor a 100 psi es de unas 11 lb/hr.

Todas las trampas de vapor cuando operan correctamente previenen la descarga de vapor vivo. Sin embargo, todos los cuerpos de las trampas radian calor. Esta pérdida debe ser mantenida por un pequeño consumo de vapor vivo que, a su vez, depende del área superficial y temperatura de la trampa, de la condición de la superficie, de la velocidad del aire ambiente y así sucesivamente.

La cámara sensora Spira-tec está diseñada para permitir pasar una pequeña cantidad de vapor entre 1 y 2 lb/hr por el orificio practicado en la pantalla, pero es capaz de detectar cuando a través de ella misma pasa una cantidad mayor de vapor. Esto se consigue mediante el uso ingenioso de la presión diferencial desarrollada a través de la pantalla cuando fluye una cantidad mayor de vapor (Pantalla se le llama a una pared deflectora ubicada dentro del cuerpo de la válvula spira-tec).

La operación del sistema Spira-Tec puede verse en la figura 18, además de varios tipos de instalación que pueden utilizarse con este sistema, por ejemplo, el monitoreo de varias trampas a la vez. Puede verse en la operación del sistema que la cámara está montada inmediatamente antes de la trampa. La presencia de agua en la cámara puede ser verificada conectando el indicador. Cuando la trampa está cerrada, una pequeña cantidad de condensado queda empozada en la cámara a cada lado de la pantalla (forma de U). Este condensado sumerge el electrodo sensor y completa el circuito eléctrico iluminando la luz verde. La pequeña cantidad de vapor que pasa por el orificio superior de la pantalla compensa las pérdidas por radiación sin alterar el nivel de condensado.

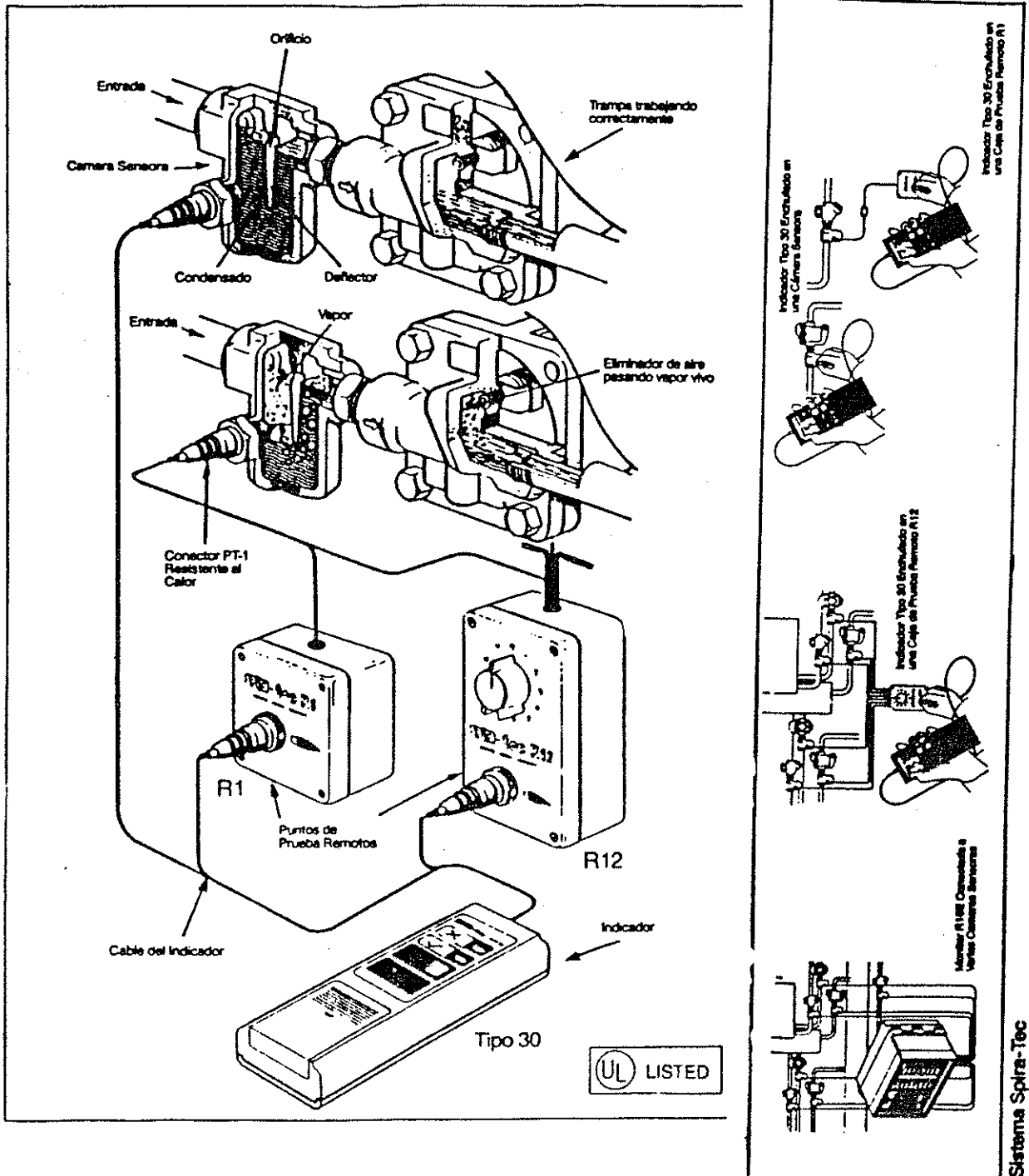
Cuando el condensado fluye hacia la trampa y ésta se abre, lo hace por debajo de la pantalla y por lo tanto mantiene el circuito por el sensor. La cantidad de condensado, ya sea n goteo o la máxima capacidad de la trampa no tienen influencia en mantener el "sello de agua" en la cámara y, en consecuencia, el circuito está siempre completo. Sin embargo, si la trampa presenta alguna fuga, la trampa no cerrará completamente y dejará fugar vapor vivo; aun más, cuando la trampa está abierta puede permitir la descarga de condensado conjuntamente con vapor vivo.

Cuando hay un flujo de vapor vivo, la caída de presión a través del orificio de la pantalla se incrementa deprimiendo el sello de agua en el tubo U. Esto permite al vapor pasar por debajo de la pantalla. El efecto que tiene lugar es descubrir el electrodo (anteriormente sumergido en condensado) rompiendo el circuito y energizando la luz roja.

Cuando pasan vapor y condensado juntos también lo hacen bajo la pantalla porque el orificio sólo deja pasar unas pocas libras de vapor, dependiendo de la presión de trabajo. El tamaño de este orificio ha sido elegido de tal forma que sólo permita pasar una pequeña cantidad de vapor para compensar la pérdida por radiación, por encima de esta; cuando se presenta una señal de "falla" es una indicación segura de que la trampa está dejando pasar vapor y debe ser reparado o reemplazada.

FIGURA 18

SISTEMA DE DETECCIÓN DE PÉRDIDAS DE VAPOR
Y TIPOS DE INSTALACIÓN



El sistema Spira-Tec puede ser usado con cualquier trampa, de cualquier tipo o marca, asumiendo que la trampa sea del mismo diámetro de la cámara. Se han llevado a cabo numerosos ensayos con diferentes tipos de trampas y el sistema siempre ha respondido satisfactoriamente. Las trampas de acción por ráfagas, como la termodinámica, requieren una mención especial debido al efecto que tiene sobre el sello de agua de la cámara esta descarga por ráfagas. Cuando descargan condensado, el sello de agua permanece normal a menos que algo de vapor vivo llegue a la cámara justo antes de que la trampa cierre, en este caso se sopla el sello de agua produciéndose en el indicador la señal de falla. Esta rápidamente se revierte a verde tan pronto como se reponga el sello de condensado en la cámara. El volumen requerido para esto es de 32 cc, pero si la trampa está con una carga extremadamente pequeña pueden tomarse varios segundos para que la cámara se llene nuevamente con condensado y a partir de este momento la luz roja cambia a verde.

Una pequeña advertencia. Las condiciones de sobrecalentamiento en la entrada de la trampa son muy poco frecuentes, pero si existieren se podría flashear o revaporizar el sello de agua implicando de este modo, que la trampa es defectuosa. Se recomienda, entonces, no instalar el Spira-Tec cuando se tenga la certeza de que en las proximidades de la trampa el vapor está realmente recalentado.

Otro pequeño punto concerniente a la instalación de la cámara sensora es que ésta debe montarse inmediatamente antes de la trampa y, por supuesto, en una línea horizontal.

El Spira-Tec es por lo tanto un sistema que sirve para revisar trampas que funcionen bajo cualquier principio e indica con seguridad, independientemente del flujo de condensado o de la variación de la presión, si las trampas dejan fugar vapor. Puede ser usado por operadores sin experiencia.

ADMINISTRACIÓN DEL MANTENIMIENTO DE TRAMPAS DE VAPOR

Debe administrarse adecuadamente, ya que esto permitirá conservar en buen estado las líneas y equipos, así como el trabajo eficiente del sistema de vapor.

1) Organizar un programa de Prueba de Trampas:

Debe verificarse cada cierto tiempo el funcionamiento de las trampas mediante las pruebas (visual, sonido o temperatura), que dependiendo del manejo de la cantidad de condensado y de las presiones, así se determinará la frecuencia de revisión.

Como regla deben priorizarse las trampas que trabajan a presiones mayores, y pueden utilizarse los siguientes intervalos de verificación:

- De 0 a 30 Psig - - - - Inspección Anual
- De 30 a 100 Psig - - - - Inspección Semestral
- De 100 a 250 Psig - - - - Inspección Trimestral
- Más de 250 Psig - - - - Inspección Mensual

Deben dejarse por escrito los resultados de las inspecciones e identificar debidamente la descripción, tipo, uso y departamento al que se está prestando el servicio.

Debe contarse con un inventario de trampas y su localización; se recomienda utilizar un formato para obtener resultados objetivos. El Cuadro 31 muestra el formato sugerido para implementarse en el mantenimiento de las trampas de la planta; esto facilitaría enormemente el control de todas las trampas.

CUADRO 31

MODELO DE CRONOGRAMA DE INSPECCIÓN DE TRAMPAS DE VAPOR

Rango de Presión (Psi)	Departamento	Máquina	Tipo de Trampa # de	Ciclo de Inspección	Fechas de Inspección																	
					Ene		Mar		Jun		Sept		Dic									
					Plan	#Orden	Plan	#Orden	Plan	#Orden	Plan	#Orden	Plan	#Orden								
100 - 6 in. ss	Recubierta	- Regenerador Katherne #4	CI 212/10	1	Trimestral	█		█		█		█		█		█		█		█		
		- Secadora	TD62-100	1	Trimestral	█		█		█		█		█		█		█		█		
		- Tanque agua Caliente	TD62-100	1	Trimestral	█		█		█		█		█		█		█		█		
	Lavandería	- Mezcladora Compuesto	TD62-40	1	Semestral	█		█		█		█		█		█		█		█		
		- Filtro Prensas	CI 211/6*	3	Semestral	█		█		█		█		█		█		█		█		
		- Regenerador Katherne 1.2.3	CI 213/20	2	Semestral			█				█				█				█		
40 - 100	Recubierta	- Tanque Agua caliente p/aire	CI BH/180	1	Semestral			█				█				█				█		
		- Disolvedora	CI BH/76	2	Semestral			█				█				█				█		
		- Coccedora	CI B2-180	1	Semestral			█				█				█				█		
	Lavandería	- Planchadora	TD62	1	Semestral			█				█				█				█		
		- Mezcladoras Goma	TD62L	2	Annual																	
		- Normitas de Tarabe 1 a 6	TD62L	6	Annual																	
TOTAL DE TRAMPAS A REVISAR					7	10	7	18	0													

Del cuadro 31 puede extraerse mucha información importante:

- 1.- El mantenimiento está organizado por grupos de trampas de acuerdo con la presión con la que operan, dándole prioridad a las que operan a mayor presión.
- 2.- Se especifica el tipo utilizado en cada equipo y se muestra el ciclo de inspección en que debe evaluarse la trampa.
- 3.- Se indica en qué mes corresponde hacer la inspección de las trampas.
- 4.- El cuadro del mes se encuentra dividido en dos partes: Plan y # de Orden. El plan indica para cuándo está planificada la inspección, por lo que el cuadro se muestra sombreado. # de Orden indica el documento en el cual se dejó constancia por escrito de la inspección realizada; aquí se debe colocar el número que presenta dicho documento (El formato de dicho documento se muestra en el cuadro 32).
- 5.- En la parte baja del formato del cuadro 31, puede obtenerse el total de trampas a inspeccionarse por mes.
- 6.- El mantenimiento está planificado de tal forma que puede hacerse mantenimiento correctivo sin afectar ningún proceso productivo, ya que las inspecciones están planificadas para los meses de enero, marzo, junio y septiembre. Según el cuadro la mayoría de las trampas, coinciden en revisarse en septiembre y con los datos actualizados obtenidos de la inspección; puede planificarse el mantenimiento correctivo para el mes de diciembre que es el mes cuando la planta deja de trabajar.

Este cronograma ofrece la información necesaria y precisa para poder establecer un programa de mantenimiento preventivo de trampas, así como su seguimiento.

Este cronograma va íntimamente relacionado con el reporte de inspección de trampas, que sería la herramienta que se utilizaría en la inspección de campo. El cuadro 32 muestra el formato del reporte propuesto:

CUADRO 32
REPORTE DE INSPECCIÓN DE TRAMPAS DE VAPOR

DEPARTAMENTO: _____

ORDEN No.: _____

MÁQUINA: _____

FECHA: _____

TIPO Y MODELO DE TRAMPA: _____

A) INSPECCIÓN POR TEMPERATURA

I. Temperatura lado de alimentación: _____

II. Temperatura lado de descarga: _____

III. Equipo utilizado para medición: _____

OBSERVACIONES:

B) INSPECCIÓN POR SONIDO

I. Ciclaje por minuto: _____

II. Equipo utilizado: _____

OBSERVACIONES:

C) INSPECCIÓN VISUAL

I. Vapor vivo

SI

NO

II. Vapor instantáneo

SI

NO

III. Se ve condensado

SI

NO

IV. Ciclaje x minuto: _____

OBSERVACIONES:

Es importante hacer notar que en este reporte (cuadro 32) se tiene la información necesaria para evaluar el funcionamiento de las trampas; hay que hacer un reporte por trampa y el número asignado a este reporte es el que debe llevar el cronograma (cuadro 31).

2) Estandarizar tipos e instalaciones de trampas:

En el mercado, existe una gran variedad de trampas, las cuales, dependiendo la aplicación, pueden utilizarse varios tipos o modelos de trampas para una misma aplicación.

Con base en esta situación, es importante definir la o las trampas estándar que deben utilizarse en la planta, las cuales pueden utilizarse en las diversas aplicaciones que se tienen.

En la mayoría de las plantas, dos tipos de trampas son suficientes. Esta idea de estandarización puede llevar a una mejora en la eficiencia de la planta a través de:

- Reducción de pérdidas de energía debidas a la mala aplicación de trampas.
- Menor costo de instalación.
- Menor inventario de trampas en bodega.

En la planta, con la propuesta de cambio de trampas presentada en el presente capítulo se lograría este objetivo; actualmente existen tres tipos de trampas en planta y mal dimensionadas, con la propuesta, se reducen los tipos de trampas a utilizar en las diversas aplicaciones a dos y dimensionadas de acuerdo a los requerimientos del proceso.

De igual manera, la estandarización de la instalación también es de suma importancia, ya que se estaría tomando un modelo de instalación lo que reduce el costo de instalación y el tiempo de instalación. En las figuras 14 y 15, se aprecian modelos de instalación de trampas.

3) Reemplazar trampas grandes con varias pequeñas:

Si hubiese necesidad de instalar una trampa grande de alta capacidad, se recomienda instalar una serie de 5 trampas pequeñas o más que sumen juntas la capacidad total de la grande. La trampa grande tendría un factor de seguridad de 3 ó 4 para cualquier eventualidad, pero las trampas pequeñas pueden tener un factor de seguridad de sólo 2.

Si falla la trampa grande, se pierde mucha energía o puede afectar severamente el proceso, pero la falla de una trampa pequeña influye mucho menos. Al identificar la trampa fallada, se puede reemplazar sin necesidad de parar el proceso.

4) Instalar trampas con capacidad adecuada:

Se recalca este punto ya que es importante hacer un buen estimado de la carga de condensado antes de comprar una trampa.

Las trampas con insuficiente capacidad acumulan condensado, pierden energía y retrasan el proceso de producción; las trampas sobredimensionadas aumentan el ciclaje de la trampa, causan más desgaste y siempre tendrán una pérdida de vapor más alta.

En general, desde el punto de vista de confiabilidad del proceso, es mejor tener una trampa sobredimensionada; pero desde el punto de vista de energía, ninguno de los dos casos es deseable.

5) Diseño de un Banco de Prueba para Trampas de Vapor

No es factible diseñar un banco sencillo que sea capaz de simular las condiciones de todos los tipos de trampas, por lo que se debe jugar con un rango de presiones que sea bastante vasto. Por esto se sugiere instalar una válvula reguladora de presión con un rango entre 40 - 100 psi. La carga de condensado debe poder variarse a voluntad. La conexión que se va a utilizar puede ser de 1/2 ó 3/4. Para facilitar la instalación de las trampas, pueden usarse bridas roscadas, como volantes, que operan sobre la misma rosca donde se monta la trampa y están provistas, en la cara que ajusta contra la trampa, de un empaque de neopreno para impedir fugas. No se requieren llaves ni herramientas especiales. En este banco de prueba, se instala el Detectaor de Fugas (spira-tec), con el fin de que si al inspeccionar una trampa, se detecta alguna anomalía, puede desmontarse y probarse en este banco.

La figura 19 muestra el esquema del banco propuesto y a continuación se describen las instrucciones de operación.

BANCO DE PRUEBA DE TRAMPAS

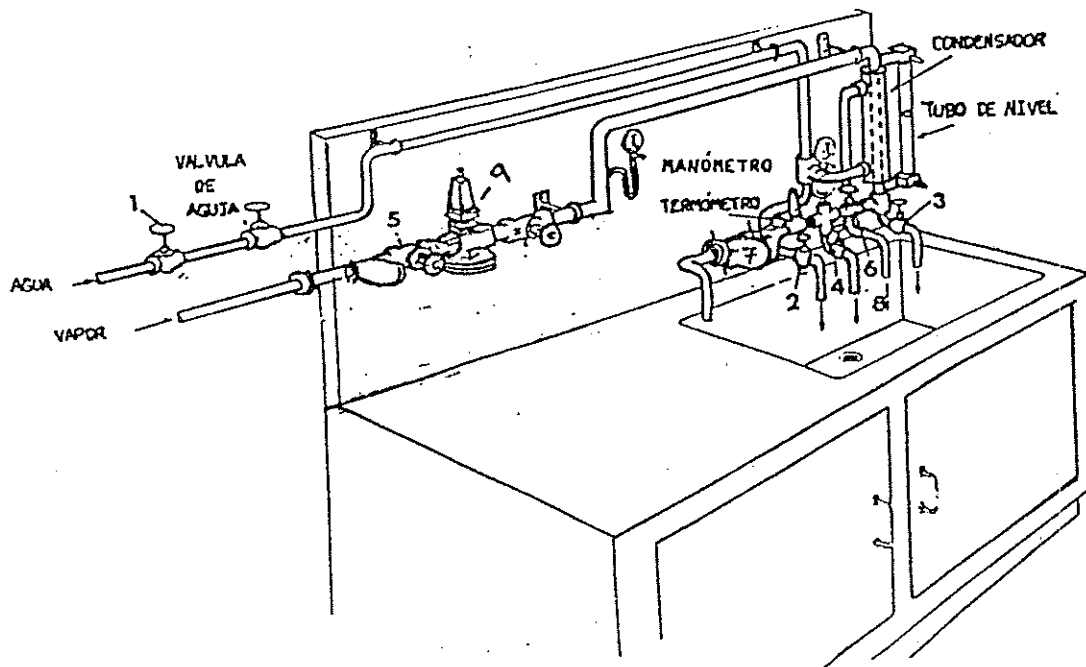


FIGURA 19

Descripción de Válvulas en Banco de Prueba:

- Válvula #1. Alimentación de agua fresca.
- Válvula #2. Drenaje de chaqueta de condensador.
- Válvula #3. Drenaje de tubería de condensado.
- Válvula #4. Drenaje de condensado.
- Válvula #5. Alimentación principal de vapor.
- Válvula #6. Paso de vapor hacia trampa.
- Válvula #7. Trampa a inspeccionar.
- Tubería #8. Rebalse de agua del condensador.
- Válvula #9. Reguladora de presión.

Instrucciones de operación (Luego de montar la trampa a inspeccionar):

- 1.- Revisar que la válvula de entrada de agua (1) esté cerrada y que la válvula (2) que drena la camisa del condensador esté abierta.
- 2.- Abrir las válvulas 3 y 4 para drenar el condensado frío remanente y luego cerrarlas. Verificar que la válvula (6) de paso de vapor a la trampa esté cerrada.
- 3.- Verificar que la válvula reguladora de presión (9) esté al mínimo de presión y abrir válvula (5) de suministro de vapor.
- 4.- Comenzar a ajustar el mecanismo de la reguladora a la presión requerida.
- 5.- Abrir la válvula (6) para permitir que llegue vapor a la trampa a ensayar. Chequear que el manómetro esté estabilizado y dejar calentar la trampa unos 5 minutos.
- 6.- Monitorear la operación de la trampa sin carga; si la trampa responde satisfactoriamente, continuar.
- 7.- Abrir la válvula (1) para que ingrese agua fría a la camisa del condensador. Cuando se condense el vapor que pasa por ésta se creará un flujo de condensado a la trampa y obviamente cerrar válvula 2.
La cantidad de flujo de condensado a la trampa se regula con una válvula de aguja instalada después de la válvula 1.
- 8.- Después de dejar estabilizar el flujo de condensado, por unos 5 minutos, revisar la trampa bajo condiciones de carga; si es satisfactorio se puede continuar.
- 9.- Cortar el suministro de agua con la válvula (1) y drenar la camisa con la válvula (2). Ahora cesa la formación de condensado y el ensayo se revierte a condiciones de no carga.
- 10.- Revisar que la trampa cierre herméticamente operando sin carga y de este modo comprobar que el mecanismo no está enclavado.
- 11.- Luego de la prueba, cerrar la válvula 5 y abrir la 3 y 4.

El comportamiento de la trampa también puede ser monitoreado con el detector de fugas, el cual se instala antes de la trampa, con las lecturas de temperatura y estudiando el nivel de retención de condensado en el tubo nivel de vidrio.

3.5 CONDENSADO

a) EVALUACIÓN DE AHORRO EN RECUPERACIÓN DE CONDENSADO DESPERDICIAO:

En el capítulo 2, se hicieron los cálculos correspondientes al ahorro en recuperación del condensado desperdiciado (sección 2.4.b), para tener un mejor panorama de esta propuesta de ahorro en retorno de condensados, a continuación se presenta en el cuadro 33 el resumen de lo actual contra lo propuesto en el capítulo 2:

CUADRO 33
RESUMEN DE CONDICIONES DE RETORNO DE CONDENSADO
(ACTUAL Y PROPUESTO)

Descripción	Actual	Propuesto	Diferencia
- % de Retorno de condensado.	43.255	70	26.745
- Gls. agua recuperada (por día)	4706.11	7615.944	2909.834
- Temperatura de condensado	172°F (78°C)	185°F (85°C)	13°F (7°C)
- Temperatura de agua alimentación	140°F (60°C)	152.6°F (67°C)	12.6°F (7°C)
- Calor de vaporización requerido (Mbtu/día)	96.6963	95.1882	1.5081
- Combustible requerido por día (galones)	636.16	626.24	9.92
- Quetzales gastados por año (8760 hrs)	841,719.2	828,593.8	13,125.4

Para poder recuperar sin problemas el condensado y no tener problemas de desperdicio o pérdidas, enfriamiento continuo de equipos, accesorios o tubería erosionados, líneas de retorno presurizadas y otros problemas, debe considerarse de suma importancia el diámetro de la tubería del retorno de condensado.

Una regla práctica es dimensionar esta tubería para el doble de la carga de condensado, con el objeto de compensar las condiciones de arranque y vapor flash. Al salir el condensado de la trampa, éste está pasando de una presión mayor a una menor y una parte de este condensado se vaporizará a esta menor presión. El flash no puede desprenderse porque utiliza más espacio (en volumen) que el condensado mismo.

El porcentaje de vapor flash producido depende de la presión de entrada en la trampa y la presión de salida; el vapor flash puede calcularse a partir de la tabla 3.5, que muestra el porcentaje de vapor flash que se produce al descargar a la trampa a la atmósfera o al sistema de retorno, que depende de la presión de retorno.

TABLA 3.5
PRODUCCIÓN DE VAPOR FLASH EN PORCENTAJE AL DESCARGAR
CONDENSADO A LA ATMÓSFERA O AL SISTEMA DE RETORNO
A DISTINTAS PRESIONES

Presión del Vapor (Psig)	Atmósfera %	Presiones en Retorno (Psig)																			
		2	6	10	15	20	30	40	60	80	100										
5	1.7	1.0	0																		
10	2.9	2.2	1.4	0																	
15	4.0	3.2	2.4	1.1	0																
20	4.9	4.2	3.4	2.1	1.1	0															
30	6.6	5.8	5.0	3.8	2.6	1.7	0														
40	7.8	7.1	6.4	5.1	4.0	3.1	1.3	0													
60	10.0	9.3	8.6	7.3	6.3	5.4	3.6	2.2	0												
80	11.7	11.1	10.3	9.0	8.1	7.1	5.5	4.0	1.9	0											
100	13.3	12.6	11.8	10.6	9.7	8.8	7.0	5.7	3.5	1.7	0										
125	14.8	14.2	13.4	12.2	11.3	10.3	8.6	7.4	5.2	3.4	1.8										
160	16.8	16.2	15.4	14.1	13.2	12.4	10.6	9.5	7.4	5.6	4.0										
200	18.6	18.0	17.3	16.1	15.2	14.3	12.8	11.5	9.3	7.5	5.9										
250	20.6	20.0	19.3	18.1	17.2	16.3	14.7	13.6	11.2	9.8	8.2										
300	22.7	21.8	21.1	19.9	19.0	18.2	16.7	15.4	13.4	11.8	10.1										
350	24.0	23.3	22.6	21.6	20.5	19.8	18.3	17.2	15.1	13.5	11.9										
400	25.3	24.7	24.0	22.9	22.0	21.1	19.7	18.5	16.5	15.0	13.4										

Ahora ¿qué sucede con este vapor flash?

En realidad, este puede ser venteado a la atmósfera, o si no hay venteos (el caso de la planta), se transporta con el condensado y alguna parte se condensa en el trayecto y la otra se escapa en el tanque de retorno de condensado; este vapor se pierde y esto reduce la cantidad de retorno de condensado que puede aprovecharse.

Existen métodos para hacer uso del vapor flash, pero deben llenarse algunos requisitos básicos:

1. Debe haber suficiente condensado a suficiente presión para revaporizar (hacer vapor flash) una cantidad mínima que justifique el costo de la inversión.
2. Debe haber una aplicación que pueda hacer uso del vapor flash de baja presión. Esta puede ser calentamiento de agua, precalentamiento de aire en un radiador y otras.
3. Siempre que sea posible, la aplicación debe estar razonablemente cerca del sitio donde se recuperará el flash de baja presión. Esto se debe al costo significativo, tanto de instalación como de pérdidas que tiene una tubería para conducir vapor a baja presión.

Deben tenerse en cuenta estos requerimientos básicos, si se quiere utilizar el vapor flash.

En la planta existen cerca del tanque de condensado dos aplicaciones donde podrían utilizarse el vapor flash, tal es el caso del tanque de agua caliente para servicios; el tanque de agua caliente para el aire o un humidificador que está instalado en el ducto de aire para cuando haya necesidad de aplicar humedad al aire de proceso. Sin embargo, debe tenerse claro que la producción de vapor flash depende de la cantidad de consumo que exista, y en la planta no todo el tiempo trabajan todos los equipos que funcionan con vapor, lo que no garantizaría la alimentación adecuada de vapor a estos equipos. Puede evaluarse la posibilidad de utilizar este vapor flash en la aplicación menos crítica luego de realizar un estudio cuando el consumo de vapor está al máximo y cuando el consumo es mínimo para saber con qué alimentación de vapor se cuenta en picos de consumo.

A continuación, se presenta en el cuadro 34 el vapor flash producido en la planta y que es desperdiciado:

CUADRO 34

PORCENTAJE DE VAPOR FLASH PRODUCIDO CUANDO TRABAJA EL 100% DE LOS EQUIPOS

Departamento	Máquina	Presión(Psi)		%Flash	Flujo de vapor (Lb/hr)	Cantidad de flash(lb/hr)
		Entrada	Retorno			
Centros	-Mezclad. compuesto	40	20	3.1	424.3	13.15
	-Filtro prensa(x3)	40	20	3.1	66.44	2.06
	-Mezclad. goma(x2)	30	10	3.8	141.2	5.37
Recubierto	-Marmitas(x6)	35	10	3.8	375.12	14.25
	-Regener. Kath. 1,2,3	50	20	4.25	1183.68	50.3
	-Regener. Kath. 4	100	20	8.8	431.3	37.95
	-Tanque agua caliente	60	20	5.4	168.8	9.11
Hall's	-Disovedora	60	20	5.4	617.4	33.33
	-Cocedora	80	20	7.1	584.18	41.48
Generales	-Tanque agua caliente	100	20	8.8	38.45	3.38
Lavandería	-Secadora	100	20	8.8	27.67	2.43
	-Planchadora	50	15	5.15	60.0	3.09
Cafetería	-Marmita de cocimiento	40	20	3.1	61.34	1.90
TOTAL -----						217.80

Del total de la producción de vapor, se tiran 217.80 lbs/hr en vapor flash, si la producción total de vapor en la planta es de 4331.14 lb/hr, el % de pérdida en vapor flash sería

$$4331.14 \text{ lb/hr} \text{-----} 100\%$$

$$217.80 \text{ lb/hr} \text{-----} x\%$$

$$x = \frac{217.80 \text{ lb/hr} * 100}{4331.14 \text{ lb/hr}} \quad x = 5.03\%$$

Y la pérdida en dinero sería:

Si el vapor cuesta Q30.4/1000lbs de vapor (\$5.24)

En una hora, la producción es de 4331.14 y el costo de esta hora de vapor es

$$Q30.4 * 4331.14 / 1000 = Q131.67 \text{ (\$22.67)}$$

Entonces, si 4331.14 lbs/hr cuestan ----- Q131.67

217.8 lbs/hr costarían----- Q x

$$x = \frac{217.8 * 131.67}{4331.14} = Q6.621288/\text{hr}$$

Si se trabajan 8760 hrs/año, entonces Q6.621288/hr * 8760hrs/año = **Q58002.48/año (\$10000.42/año)**

Puede verse que la pérdida es bastante considerable; esta pérdida puede ser recuperada de alguna manera con la implementación de nuevos sistemas que pueden recuperar en alguna medida el vapor flash. Esto se analizará en la sección 3.5.c.

En esta sección, únicamente se analizará la parte de dimensionamiento de la tubería de condensado de los equipos y de la tubería general de condensado que recoge la mayoría del condensado de los equipos de la planta. Para el análisis del dimensionamiento de las tuberías de retorno de condensado de cada equipo, se hará referencia al cuadro 30.

El procedimiento que se debe seguir será el siguiente:

- a.- Se distinguirá entre las presiones a las que operen los equipos de 0 - 60 psi & 60-250 psi.
- b.- Los equipos que trabajen entre un rango de presión de 0 - 60 psi, el diámetro de la tubería se calculará por medio de la tabla 3.6.
- c.- Los equipos que trabajen entre un rango de presión de 60 - 250 psi, el diámetro de la tubería se calculará por medio de la tabla 3.7.
- d.- Se tomará muy en cuenta para el dimensionamiento correcto de las tuberías la velocidad del condensado dentro de las tuberías, tomando como una velocidad razonable la que esté dentro del rango de 4000 a 6000 pies por minuto.

Para una mejor apreciación de este procedimiento, el cuadro 35 muestra los datos necesarios para el cálculo del diámetro de la tubería y se coloca el diámetro recomendado de acuerdo con el procedimiento anteriormente descrito.

CUADRO 35

DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS DE SISTEMA DE CONDENSADO

Departamen.	Máquina	Presión		Flujo de Condensado F.Segurid=2 (Lb/hr)	Tabla Usada	Tubería Propuesta (Cédula 40)	
		Ent (Psi)	Ret (Psi)			Diámetro	Lb/hr que Maneja
Centros	-Mezclad. compuesto	40	20	848.6	3.6	3/4	990
	-Filtro prensa(x3)	40	20	132.88	3.6	1/2	240
	-Mezclad. goma(x2)	30	10	282.4	3.6	1/2	240
Recubierto	-Marmitas (individual)	35	10	125.04	3.6	1/2	240
	-Regener. Kath.1,2,3	50	20	1183.68	3.6	1	1200
	-Regener. Kath. 4	100	20	862.6	3.7	3/4	1000
	-Tanque agua caliente	60	20	337.6	3.6	1/2	350
Hall's	-Disovedora	60	20	617.4	3.6	3/4	680
	-Cocedora	80	20	1168.36	3.7	3/4	2000
Generales	-Tanque agua caliente	100	20	76.9	3.7	1/2	430
Lavandería	-Secadora	100	20	55.34	3.7	1/2	430
	-Planchadora	50	15	120	3.6	1/2	240
Cafetería	-Marmita de cocimiento	40	20	122.68	3.6	1/2	240

TABLA 3.6

FLUJO DE CONDENSADO EN TUBERÍAS CÉDULA 40 (en lb/hr)

		Resistencia de Fricción Aproximada en Plg-Hg por 100 pies de Tubería						
		1	5	7	10	14	16	20
Diámetro de la Tubería (en Plg).	½"	100	240	290	350	430	460	520
	¾"	230	560	680	820	990	1000	1200
	1"	440	1070	1200	1550	1800	2000	2260
	1¼"	950	2300	2700	3300	4000	4300	4800
	1½"	1400	3500	4200	5000	6100	6600	7100
	2"	2800	6800	8100	9900	11800	12700	14200
	2½"	5700	13800	16500	20000	23900	25700	28900
	3"	9000	21500	25800	31000	37000	39800	44700
	4"	18600	44000	52000	63400	75500	81000	90900

TABLA 3.7

NOMOGRAMA PARA DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS DE RETORNO DE CONDENSADO PARA PRESIONES DE 60 PSI EN ADELANTE

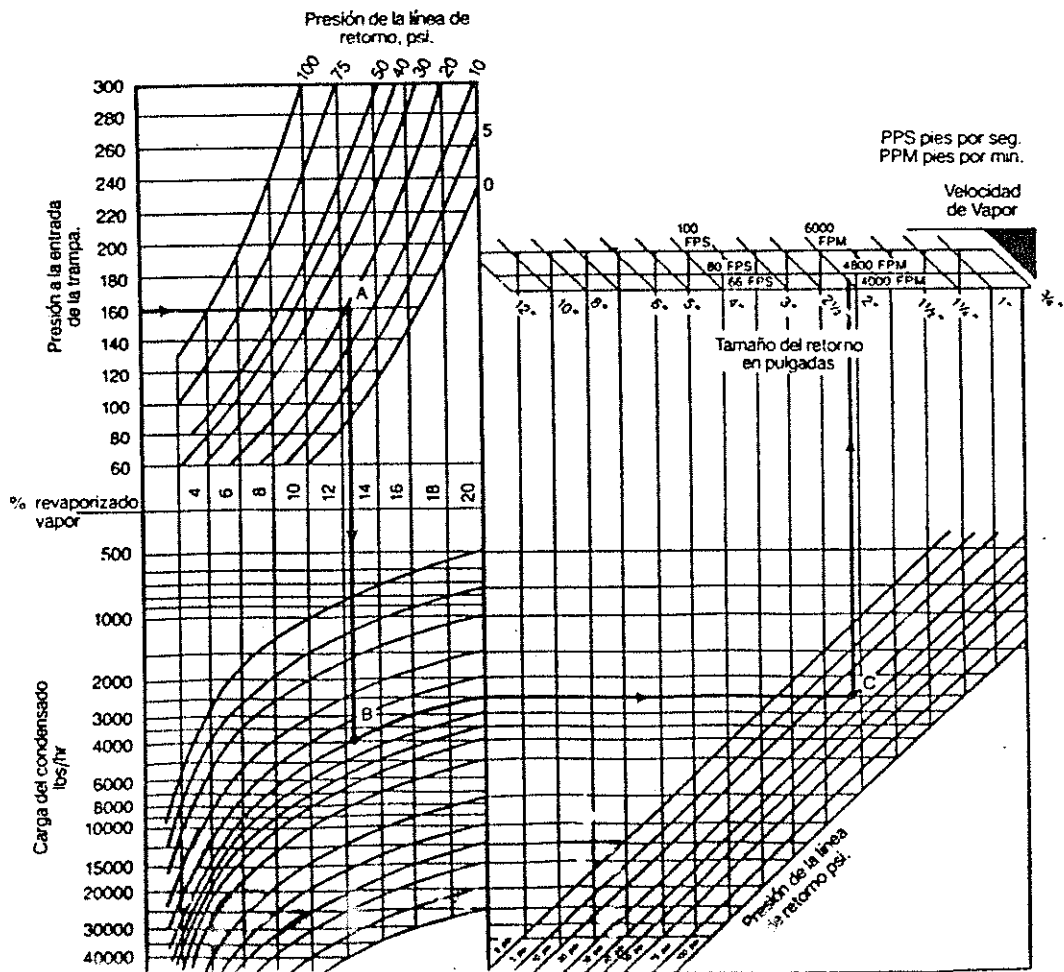
Como dimensionar tuberías de retorno de condensado para vapor revaporizado y condensado.

Ejemplo:

Dimensione una línea de retorno de condensado de trampas descargando a 160 psi a un tanque de recuperación de revaporizado mantenido a 20 psi. El caudal de condensado es de 4000 lbs/h.

1. Entre a la gráfica por la parte superior izquierda a la presión de 160 psi. Muévase horizontalmente hasta la intersección de la línea correspondiente a la presión de retorno de condensado (20 psi) en A.
2. Baje verticalmente a lo largo de las líneas de porcentaje constante de revaporizado, hasta la intersección con la línea correspondiente a un caudal de 4000 lbs/h en B.
3. Siga la curva de peso constante por hora de revaporizado hasta el eje RH y luego horizontalmente hasta la misma línea de presión de retorno de condensado (20 psi) en C.
4. Continúe verticalmente hacia arriba y lea el tamaño requerido de la tubería para una velocidad razonable de 4000 a 5000 pies por minuto.

Nota — La gráfica asume que la descarga de trampa es a temperatura de vapor saturado. Las trampas que descargan subenfriado arrojan menos vapor flash, pero la carga deberá permitir una gotera por trampa.



Estos diámetros de tubería ya están capacitados para manejar el condensado caliente junto con el vapor flash.

Si se compara el diámetro propuesto de tubería vs el diámetro de trampas propuesto en el cuadro 30, puede notarse la coincidencia en cuanto a diámetros, lo que indica que el estimado en los cálculos es apropiado.

Las tuberías antes dimensionadas van a desembocar a una línea general de condensado que es la que lo transporta hasta el tanque de condensado.

Entonces ahora debe dimensionarse el retorno principal, que recoge el condensado de todos los equipos del interior de la planta. Actualmente el diámetro de la tubería de este retorno es de 1" (ver plano A23).

Según la sumatoria de cargas, el condensado que recibe esta línea principal es de: 1190.39 lbs/hr, además debe agregarse el condensado producido durante la puesta en marcha y el vapor que se condensa en la línea de alimentación:

- De tabla 3.8, para P₁₂₅ y tubería de alimentación de vapor de 2", el condensado producido en la puesta en marcha es de 13.7 lb/hr por cada 100' de tubería, y se tienen aproximadamente 301', entonces la condensación en esta línea sería de $13.7 * 3 = 41.1$ lb/hr.
- De tabla 3.9, por cada 100' de tubería aislada de 2" y a 125 psi se condensan 13 lb/hr, para 301', se tendría $13 * 3 = 39$ lb/hr.

Ahora se suman estas cargas a la carga total de condensado y se tiene un total de $1190.39 + 41.1 + 39 = 1270.5$ lbs/hr. La presión en la tubería principal de retorno estaría alrededor de los 20 psi, y aplicando un factor de seguridad de 2, la carga sería 2541 lb/hr.

Con estos datos, se recurre a la tabla 3.6 y el diámetro de tubería adecuado sería 1 1/2", que maneja desde 1400 hasta 4200 lb/hr, dependiendo de las pérdidas de fricción que se tuvieran. Sin embargo, pueden existir proyectos de ampliación en la planta y previniendo esta situación; puede instalarse una tubería de 2" que maneja desde 2800 hasta 8100 lb/hr. Esto permite tener un amplio factor de seguridad que asegura que el condensado fluya sin ningún problema hacia el tanque de condensado.

El subdimensionamiento de esta línea puede incrementar la contrapresión en la descarga de las trampas, o más importante aún, en la descarga de las trampas de más baja presión. Esta contrapresión reduce la capacidad de las trampas y puede inundar con condensado el área de transferencia de calor del equipo que está siendo drenado. También cuando la tubería está muy subdimensionada, el condensado junto con el flash pueden erosionarla excesivamente.

Es importante que las líneas de condensado tengan una velocidad de flujo razonable, una velocidad de 4000 a 6000 pies por minuto en las líneas, se considera aceptable y asegura caídas de presión razonables.

Debe recordarse que existen menos problemas con tubería sobredimensionada que con tubería de menos diámetro y alta velocidad.

TABLA 3.8

CAUDAL DE CONDENSACIÓN DURANTE LA PUESTA EN MARCHA

Caudal de condensación durante el calentamiento en lbs/hora de vapor, por cada 100 pies de tubería. Basados en temperatura ambiente de 70°F, tubería cédula 40 hasta 250 psi, cédula 80 por encima de 250 psi, excepto cédula 120 en tuberías de 5" en adelante con presiones mayores a 600 psi.

Presión del vapor psi	Diámetro de la tubería														Factor de corrección para 0°F
	2"	2½"	3"	4"	5"	6"	8"	10"	12"	14"	16"	18"	20"	24"	
0	6.2	9.7	12.8	18.2	24.6	31.9	48	68	90	107	140	176	207	208	1.50
5	6.9	11.0	14.4	20.4	27.7	35.9	48	77	101	120	157	198	233	324	1.44
10	7.5	11.8	15.5	22.0	29.9	38.8	58	83	109	130	169	213	251	350	1.41
20	8.4	13.4	17.5	24.9	33.8	44	66	93	124	146	191	241	284	396	1.37
40	9.9	15.8	20.6	29.3	39.7	52	78	110	145	172	225	284	334	465	1.32
60	11.0	17.5	22.9	32.6	44	57	85	122	162	192	250	316	372	516	1.29
80	12.0	19.0	24.9	35.3	48	62	93	132	175	206	271	342	403	561	1.27
100	12.8	20.3	26.6	37.8	51	67	100	142	188	222	290	365	431	600	1.26
125	13.7	21.7	28.4	40	55	71	107	152	200	236	310	391	461	642	1.25
150	14.5	23.0	30.0	43	58	75	113	160	212	251	328	414	487	679	1.24
175	15.3	24.2	31.7	45	61	79	119	169	224	265	347	437	514	716	1.23
200	16.0	25.3	33.1	47	64	83	125	177	234	277	362	455	537	746	1.22
250	17.2	27.3	35.5	51	69	89	134	191	252	299	390	492	579	807	1.21
300	25.0	38.3	51	75	104	143	217	322	443	531	682	854	1045	1182	1.20
400	27.8	43	57	83	116	159	241	359	493	590	759	971	1163	1650	1.18
500	30.2	46	62	91	126	173	262	389	535	642	825	1033	1263	1793	1.17
600	32.7	50	67	98	136	187	284	421	579	694	893	1118	1367	1939	1.16
800	38	58	77	113	203	274	455	670	943	1133	1445	1835	2227	3227	1.155
1000	42	64	86	126	227	305	508	748	1052	1264	1613	2048	2485	3601	1.147
1200	47	72	96	140	253	340	566	833	1172	1407	1796	2280	2768	4010	1.140
1400	52	79	106	155	280	376	627	922	1298	1558	1968	2525	3054	4440	1.135
1600	57	87	117	171	309	415	692	1018	1432	1720	2195	2767	3353	4901	1.130
1750	62	94	126	184	333	448	746	1098	1545	1855	2367	3006	3648	5286	1.128
1800	63	97	129	189	341	459	765	1126	1584	1902	2427	3082	3741	5420	1.127

Para temperaturas a la izquierda de 0°F, multiplique el valor del caudal de la tabla por el valor de corrección mostrado.

TABLA 3.9

CAUDAL DE CONDENSACIÓN EN TUBERÍAS AISLADAS

Carga de condensado en libras por hora por cada 100 pies de tubería aislada.
 Temperatura ambiente 70°F aislamiento 80% de eficiencia. Carga debida a radiación y convección para vapor saturado.

Presión del vapor psi	Tamaño de la tubería														Factor de corrección para 0°F ¹
	2"	2½"	3"	4"	5"	6"	8"	10"	12"	14"	16"	18"	20"	24"	
10	6	7	9	11	13	16	20	24	29	32	36	39	41	53	1.53
30	8	9	11	14	17	20	26	32	38	42	48	51	57	68	1.50
60	10	12	14	18	24	27	33	41	49	54	62	67	74	89	1.45
100	12	15	18	22	28	33	41	51	61	67	77	83	93	111	1.41
125	13	16	20	24	30	36	45	56	66	73	84	90	101	121	1.39
175	16	19	23	26	33	38	53	66	78	86	98	107	119	142	1.38
250	18	22	27	34	42	50	62	77	92	101	116	126	140	168	1.36
300	20	25	30	37	46	54	68	85	101	111	126	138	154	184	1.35
400	23	28	34	43	53	63	80	99	118	130	148	162	180	216	1.33
500	27	33	39	49	61	73	91	114	135	148	170	185	206	246	1.32
600	30	37	44	55	68	82	103	128	152	167	191	208	232	277	1.31
800	36	44	53	69	85	101	131	164	194	214	244	274	305	365	1.30
1000	43	52	63	82	101	120	156	195	231	254	290	326	363	435	1.27
1200	51	62	75	97	119	142	185	230	274	301	343	386	430	515	1.26
1400	60	73	89	114	141	168	219	273	324	356	407	457	509	610	1.25
1600	70	85	103	132	163	195	253	315	375	412	470	528	588	704	1.22
1750	77	93	113	145	179	213	278	346	411	452	516	580	645	773	1.22
1800	79	96	117	150	185	221	288	358	425	467	534	600	667	800	1.21

¹Para temperaturas a la intemperie de 0°F, multiplique el valor del caudal de la tabla por el valor de corrección mostrado.

Costo de implementación de instalación de tubería principal de condensado:

El costo de implementación de la tubería de condensado adecuada se cotizó con un proveedor. La cotización dice lo siguiente:

Modificación de tuberías de retorno de condensado.

Esta consiste en el reemplazo total de la tubería que va desde el entronque con la tubería proveniente de recubierta y la cafetería (ver plano A23) hasta el tanque de recuperación; esto contempla hacer los entronques necesarios de las tuberías que provienen de los diversos equipos, por medio de tubería de alta presión cédula 40 de 2" de diámetro, debidamente aislada con cañuelas de fibra de vidrio de 1" de espesor por tres pies de largo, debidamente identificadas.

El precio de este trabajo es de Q.19,343.40 (\$3,335.07).

Si se compara el costo de implementación con la pérdida por retorno de condensados (cuadro 26) que es de Q13,127.72 (\$2263.4), puede notarse que el retorno de capital sería en 1 año 6 meses.

Esta inversión puede hacerse aún más provechosa si el condensado se recuperara a una temperatura más alta a la propuesta en el capítulo 2.

Esta oportunidad de ahorro se evaluará en detalle en la sección 3.5.c.

b) AISLAMIENTO DE TUBERÍA, HASTA QUÉ PUNTO CONVIENE TENERLO.

El aislamiento de la tubería de retorno de condensado permite manejar el condensado a una temperatura alta, pudiendo aprovechar la energía que guarda el condensado caliente para utilizar agua de alimentación en la caldera a una mayor temperatura, por consiguiente se emplearía menos energía para evaporarla y se ahorra combustible; además de que es agua limpia y desmineralizada (ya tratada), por lo que también permite ahorrar químicos para tratarla.

Ahora, la temperatura del condensado se ve limitada por ciertos factores:

- Depende el tipo de equipo con que se cuenta para retornar el condensado, así podrá manejarse la temperatura del condensado.

En la planta se cuenta actualmente con una bomba eléctrica de 3750 Rpm, la cual es accionada por medio de un flotador que al subir, conecta un microswitch el cual pone a funcionar la bomba; al bajar el nivel, en la parte baja existe otro microswitch que con el mismo flotador desconecta la bomba. Esta bomba envía el condensado hacia el tanque de alimentación previo a ingresar a la caldera.

Existe un problema con las bombas eléctricas; debe usarse una bomba de 1750 rpm, o sea de baja velocidad para manejar condensados de hasta 209°F; si el condensado está a una temperatura mayor, la bomba

cavitara. Una soluci3n simple serfa alejar la bomba lo suficiente para que en el recorrido hasta la misma se enfrie el condensado y no aislar esta tuberfa. Pero debe tenerse en cuenta que se necesitan 20' (6.09m) de tuberfa de 1.5" sin aislar para enfriar 1000 lb/hr (2gpm) desde 212°F hasta 209°F, y esto asumiendo que casi no hay formaci3n de vapor flash que mantenga la temperatura del condensado alta. Si la carga es mayor, se requerira una longitud excesiva para que el condensado se enfrie lo suficiente para ser manejado por la bomba el6ctrica.

La bomba utilizada en la planta es de mayor velocidad a la requerida, por lo que permite manejar temperaturas menores a los 200°F, si no cavitará y dañará el impulsor de la bomba (que de hecho se cambia impulsor cada 4 meses aproximadamente).

De aquf puede concluirse que si la temperatura del condensado actualmente es de 172°F y se propone (capitulo 2 secci3n 2.4.b) aumentarla a 185°F, no se tendrfa ningun problema en el manejo del condensado, ya que la bomba responderfa bien a esta temperatura.

ANÁLISIS DE RECUPERACI3N DE CONDENSADO A UNA MAYOR TEMPERATURA Y CON LAS NUEVAS CONDICIONES DE TUBERFA:

Una segunda opci3n a aplicarse es utilizar el condensado a una mayor temperatura.

La presi3n en la lfa de retorno principal es de aproximadamente 20psi, o sea que la temperatura del condensado andaria alrededor de los 227.96°F (108.86°C) (segun tablas del vapor saturado, ap6ndice B, tabla I).

La temperatura objetivo con que se quiere recuperar el condensado serfa 205°F (96.1°C), con las siguientes condiciones:

Diámetro tuberfa condensado = 2"

Aislamiento = Cañuela de fibra de vidrio de 1.5" de espesor.

Largo de tuberfa = 90m + subidas de cada equipo

son 12 equipos con subidas de 5m cada equipo = 60m = 90m + 60 m = 150m (492.15 pies)

Flujo de condensado = 1270.5 lb/hr

% de condensado que se va a recuperar = 90%

- Se comprobará si este aislamiento es capaz de mantener la temperatura a 205°F.

* Calculando diámetro externo de tuberfa y área superficial.

De tabla 2.6, para Diámetro = 2" se tiene

diámetro interno = 2.375"

Área = 0.622 pie²/pie lineal

* Calculando la conductividad térmica.

Se asume una temperatura exterior del aislamiento de 10 grados mayor a la del ambiente. (85 + 10 = 95°F)

$T_{media} = (T_1 + T_s)/2 = (227.96 + 95) / 2 = 161.48^\circ F$

Ahora se recurre a gráfica 3.A y se obtiene

$K = 0.29 \text{ btu-pie espesor/h-pie}^{2^\circ F} (0.02416666 \text{ btu-pie espesor/h-pie}^{2^\circ F})$

* Calculando calor perdido.

$$Q = \frac{2\pi (T_1 - T_s) \cdot L}{1/f \cdot r_s + \ln(r_s/r_1)/k}$$

donde Q = calor perdido (btu/hr)

f = coeficiente de conductividad de película de aire (btu/hr-pie²°F)

T₁ = temperatura de condensado (°F)

T_s = temperatura de superficie de aislamiento (°F)

r_s = radio con aislamiento (pies)

r₁ = radio de tubería (pies)

$$r_1 = 2.375/2 = 1.1875 \text{ pig (0.09895 pies)}$$

$$r_s = 1.1875 + 1.5 + 1.5 = 4.1875 \text{ pig (0.3489 pies)}$$

$$Q = \frac{2\pi \cdot (227.96 - 95) \cdot 492.15}{1/(1.65 \cdot 0.3489) + \ln(0.3489/0.09895)/0.024166}$$

$$Q = 7,630.52 \text{ Btu/hr}$$

* Calculando la energía máxima que debe perder el condensado por hora para mantener su temperatura mínima de 205°F.

Q = mCpΔT donde Q = calor a perder

Cp = calor específico del condensado

ΔT = cambio de temperatura

$$Q = 1270.5 \text{ lb/hr} \cdot 1 \text{ btu/lb}^\circ\text{F} \cdot (227.96 - 205)^\circ\text{F}$$

$$Q = 29,170.68 \text{ btu/hr.}$$

O sea que para mantener la temperatura del condensado a un mínimo de 205°F, el condensado debería perder 29,170.68 btu/hr y con el aislamiento aplicado el condensado pierde 7630.52 Btu/hr, lo que nos indica que la temperatura se mantendrá por arriba de los 205°F sin problemas, y como máxima temperatura que puede obtenerse, se tiene $7630.52 \text{ btu/hr} = 1270.5 \text{ lb/hr} \cdot 1 \text{ btu/lb}^\circ\text{F} \cdot \Delta T$

$$\Delta T = 7630.52/1270.5 = 6^\circ\text{F}$$

$$\text{Como } \Delta T = 227.96 - 6 = 221.96^\circ\text{F (105.533}^\circ\text{C)}$$

y como temperatura media que se obtenga, se tendría

$$(221.96 + 205)/2 = 213.48^\circ\text{F (100.822}^\circ\text{C)}.$$

- En los presentes cálculos, se considerará la peor situación que pueda presentarse; en este caso que la temperatura sea de 205°F.

Al lograr esta temperatura, la temperatura del agua de alimentación sería ahora de: (referirse al capítulo 2 sección 2.4.b).

$$T_{aa} = (T_{cond} * \%retorno) + (T_{agua fresca} * \%agua fresca)$$

$$T_{aa} = (205 * 0.90) + (77 * 0.10) = 192.2^{\circ}\text{F} (89^{\circ}\text{C}).$$

- El calor requerido para evaporar el agua a esta temperatura es:

$$\text{Entalpía del agua a } 192.2^{\circ}\text{F} = 160.251 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Entalpía del vapor a } 125 \text{ psi} = 1191.05 \text{ btu/lb (de tablas del vapor)}$$

$$Q_{req} = (h_{vapor} - h_{aa}) \text{btu/lb} * \text{VOL}_{esp} (\text{Lbs/gls}) * \text{agua evaporada}$$

Donde el volumen específico (Vol_{esp}) del agua de alimentación a 192.2°F

$$\text{es (según tablas de vapor saturado) } 0.0165854 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

$$\text{transformando a lbs/gls} = 0.0165854 \text{ pie}^3/\text{lb} * 1 \text{ gls}/0.133671 \text{ pie}^3 =$$

$$= 0.124076 \text{ gls/lb, o sea, } 1/0.124076 = 8.06 \text{ lb/gl}$$

$$Q_{req} = (1191.05 - 160.251) \text{btu/lb} * 8.06 \text{ lb/gl} * 10879.92 \text{ gls}$$

$$Q_{req} = 90.393 \text{ Mbtu/día}$$

- Exceso de calor requerido respecto a condición actual.

$$Q_e = Q_{actual} - Q_{req} \text{ (} Q_e \text{ = exceso de calor, } Q_{actual} \text{ de capítulo 2 sección 2.4.b).}$$

$$Q_e = 96.6963 - 90.393 = 6.3033 \text{ Mbtu/día.}$$

- La pérdida de combustible por este exceso sería

$$(6.3033 \text{ Mbtu/día}) / (152000 \text{ btu/gl}) * 1 \text{ día}/24 \text{ hrs} = 1.73 \text{ gls/hr}$$

$$\text{Por día } 1.73 \text{ gls/hr} * 24 = 41.52 \text{ gls}$$

$$\text{Por año } 41.52 \text{ gls/día} * 365 = 15154.8 \text{ gls.}$$

- La pérdida de quetzales sería

$$\text{Por hora } 1.73 \text{ gls/hr} * 3.625 \text{ Q/gl} = \text{Q } 6.2712 (\$1.08)$$

$$\text{Por día } 41.52 \text{ gls/hr} * 3.625 \text{ Q/gl} = \text{Q } 150.51 (\$25.95)$$

$$\text{Por año } 15154.8 \text{ gls/hr} * 3.625 = \text{Q } 54,936.15 (\$9471.75)$$

Si se comparan estos datos con los presentados en el capítulo 2, puede notarse la enorme diferencia en cuanto a pérdidas producidas con mantener la temperatura del condensado baja. La pérdida mostrada en realidad representa lo que se está dejando de ahorrar al no hacerlo de esta manera.

Debe recordarse que los cálculos anteriores surgen a raíz de poder contemplar una mejor alternativa en lo que a recuperación de condensado se refiere.

Puede concluirse que, entonces, existen dos propuestas de ahorro en el sistema de manejo de condensado:

PROPUESTA 1

- Diámetro de tubería = 2 plg , Cédula 40
- Aislamiento = Cañuelas de fibra de vidrio de 1 plg
- % Retorno de condensado = 70
- Temperatura de condensado = 185°F (85°C)
- Temperatura de agua alimentación = 152.6°F (67°C)
- Equipo utilizado = Bomba Eléctrica 3750 RPM
- Ahorro de energía = 1.5081 Mbtu/día
- Ahorro anual (en Q) = Q.13,127.72 (\$2263.4)
- Costo de Implementación = Q.19,343.40 (\$3335.07)
- Tiempo de retorno de capital = 1 año 6 meses.

PROPUESTA 2

- Diámetro de tubería = 2 plg , Cédula 40
- Aislamiento = Cañuelas de fibra de vidrio de 1.5 plg
- % Retorno de condensado = 90
- Temperatura de condensado = 205°F (96°C) mínimo
- Temperatura de agua de alimentación = 192.2°F (89°C)
- Equipo utilizado: se propone utilizar una BOMBA OPERADA POR PRESIÓN, este equipo aún no se ha descrito, en la siguiente sección se amplían los detalles sobre este equipo.
- Ahorro de energía = 6.3033 Mbtu/día
- Ahorro anual (en Q) = Q54,936.15 + Q58,002.48(de vapor flash) = Q112,938.63 (\$19,472.18)
- Costo de Implementación = Remodelación tubería + Equipo nuevo
= Q19,343.4 + Q58,000 = Q 77,343.4 (\$13,335.07)
- Tiempo de Retorno de Capital = 8.2 meses

En la propuesta 2, se incluyó la pérdida de vapor flash, ya que el equipo propuesto es capaz de extraerlo y condensarlo para su utilización.

En la propuesta 1, el vapor flash se perdería por el venteo del tanque, que es también como actualmente está sucediendo.

Vale la pena analizar las dos propuestas, con ambas va a obtenerse ahorro, sin embargo, con la propuesta 2 pueden solventarse otros problemas que no pueden solventarse con la propuesta 1, tal es el caso de la temperatura de condensado y el vapor flash.

c) MANEJO DE TANQUES DE CONDENSADO.

En esta sección, se explica la sustitución del sistema Tanque-bomba eléctrica por el sistema Tanque-bomba de presión.

Como se vio en la sección anterior, si se eligiera la propuesta 1, el tanque actual de condensado con que se cuenta en la planta no es necesario cambiarlo, ni la bomba eléctrica. Tampoco se deben aislar los tramos de tubería de condensado que se encuentran sin aislar para no elevar la temperatura del condensado más de lo propuesto para no dañar la bomba eléctrica. Debido al problema de cavitación, es recomendable utilizar en la propuesta 1 en la bomba eléctrica impulsor de bronce, actualmente se cuenta con impulsor de plástico y hay que cambiarlo bastante seguido.

A continuación, se describe el funcionamiento del equipo sugerido en la Propuesta 2, tipo de instalación y ventajas respecto al sistema de bomba eléctrica.

BOMBA OPERADA POR PRESIÓN:

La bomba operada por presión es tanto una bomba como una trampa-bomba, diseñada para trabajar sin problemas bajo todas las condiciones de operación. Transfiere condensado a alta temperatura, o cualquier otro líquido desde un punto a bajo nivel, baja presión o, desde un espacio al vacío, a un área de mayor presión o elevación. Su construcción viene en dos tipos de cuerpo: hierro fundido o acero con código ASME estampado (ver figura 20).

Son unidades compactas que usan como energía de bombeo vapor, aire comprimido o cualquier gas presurizado. NO se requiere de energía eléctrica.

Esta bomba equivale a sistemas especializados en el manejo de condensado más complicados y costosos con el beneficio adicional de ser más fácil de instalar y más fácil de mantener. Esta bomba no tiene sellos que permitan fugas de líquido ni motores que se quemen. En algunos casos, no se requiere ni siquiera un recibidor venteado antes de la bomba.

Los condensados pueden ser retornados a temperaturas bien por encima de los 210°F (98.88 °C), que constituyen el límite superior convencional de las bombas eléctricas, con menores pérdidas de vapor flash. Recuperando el calor sensible, se reducen los costos de combustible y se conserva la energía.

La bomba operada por presión también está disponible con un recibidor venteado, de acero (código ASME), constituyendo una unidad paquete. Estas unidades son instaladas fácilmente para recoger los condensados de una o más líneas y las unidades fabricadas bajo código ASME están capacitadas para recoger y utilizar el vapor flash.

Ahorro de energía y reducción de los costos de combustible:

Con el retorno de todo el condensado utilizando una bomba operada por presión, se consiguen ahorros en los costos de agua y efluentes, en los costos de tratamiento de agua y químicos, y lo más importante, en el costo del vapor para precalentar el agua que se deposita en la caldera.

Ventajas frente a las bombas eléctricas:

En la mayoría de los casos, el uso de la bomba operada por presión es más ventajoso que el de las bombas eléctricas convencionales. Esto es especialmente cierto en áreas remotas donde no hay disponible

servicio eléctrico, o cuando la atmósfera es explosiva o húmeda y requiere que los motores tengan protección NEMA 4,7 o 9. Su construcción hace que esta bomba sea la mejor elección para muchas aplicaciones donde se manipulan líquidos corrosivos.

La instalación de una bomba operada por presión también es más económica que la de las bombas eléctricas, especialmente cuando la aplicación requiere de paneles eléctricos, arrancadores y accesorios. El mantenimiento es mucho más sencillo.

Para el dimensionamiento de una bomba eléctrica, la carga de la bomba debe ser unas 3 veces la carga real para evitar una operación continua que disminuya la vida útil del motor. Este sobredimensionamiento obliga a que los motores sean más potentes y costosos de lo necesario. La bomba operada por presión se dimensiona para la carga real y puede, de este modo, hacer el mismo trabajo que una bomba eléctrica de mayor capacidad y más costosa.

Funcionamiento de la bomba operada por presión:

(ver figura 20)

- 1.- Antes del arranque, el flotador (5) está en la posición más baja, la válvula de admisión de vapor (6) está cerrada y la válvula de desfogue (7) está abierta.
- 2.- Cuando el líquido fluye por gravedad al interior de la bomba, a través de la válvula cheque de entrada (8), el flotador (5) comienza a elevarse.
- 3.- A medida que el flotador (5) continúa ascendiendo en el mecanismo interior se incrementa la tensión del resorte (15). Cuando el flotador alcanza la posición más elevada del recorrido, se libera instantáneamente la energía del resorte haciendo que el mecanismo se dispare moviendo hacia arriba la varilla principal para abrir la válvula de admisión de vapor y cerrar la de escape simultáneamente.
- 4.- El vapor entra ahora por la válvula (6) y desarrolla una presión en el interior del cuerpo de la bomba que fuerza el líquido a través de la válvula cheque de descarga (9). La válvula cheque de entrada (8) estará cerrada mientras dura el ciclo de descarga.
- 5.- A medida que el nivel de líquido, en el interior de la bomba decrece, va cambiando la posición del flotador, cuando alcanza su posición más baja, se libera la energía que se fue acumulando en el resorte (15). El accionamiento del mecanismo hace ahora que la varilla descienda de una vez cerrando la válvula de admisión de vapor y abriendo simultáneamente la válvula de venteo.
- 6.- El líquido fluirá nuevamente a través de la válvula de retención (8) para llenar el cuerpo de la bomba y repetir el ciclo.

Características de funcionamiento:

La bomba operada por presión puede funcionar con vapor, aire comprimido o gas, con una presión mínima de 5 lbs y hasta un máximo de 125 lbs sin ajustes. Cada libra de presión de entrada, puede levantar el condensado hasta una altura aproximada de 2 pies.

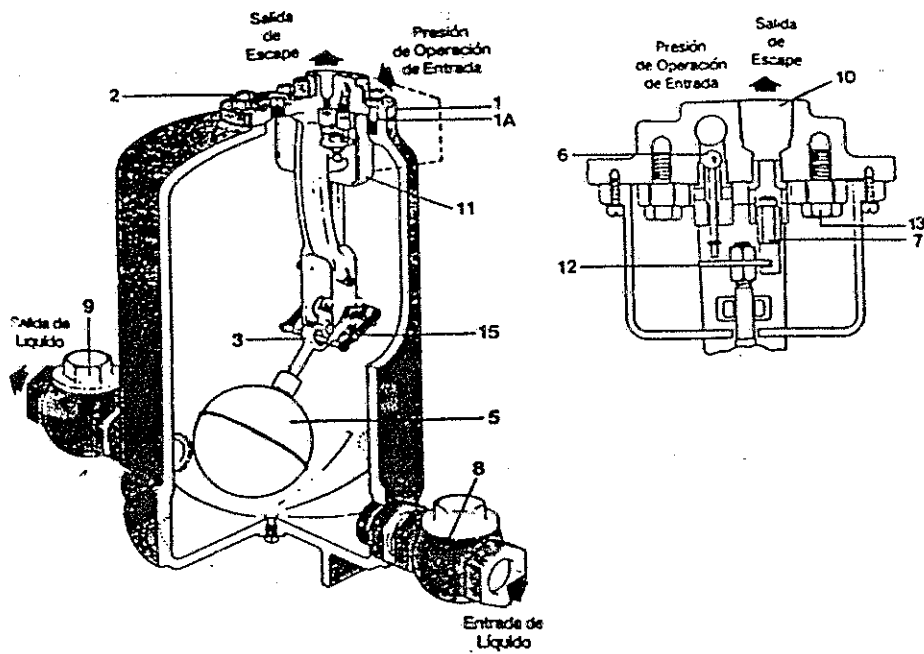


FIGURA 20

La presión mínima de operación requerida para una aplicación en particular depende tanto de la altura a la que el líquido va a ser bombeado como de la presión del sistema a la que el líquido va a ser transferido. La bomba continuará operando siempre que exista una presión diferencial de 1 lbs entre la presión de entrada y la contrapresión, aunque la capacidad disminuirá un poco.

El diseño del mecanismo operado por resorte es tal que no requiere energía externa y la bomba no ciclará hasta que en el cuerpo de la misma se acumula la suficiente cantidad de líquido que permita la apertura rápida de la válvula de entrada de vapor. A continuación, el líquido será descargado entre 5 y 12 segundos, a un caudal máximo de:

TIPO DE BOMBA	CAUDAL
PPEC de 1"	30 GPM
PPC/PPF de hasta 3"x2"	90 GPM

Cada ciclo de descarga transfiere aproximadamente:

PPEC de 1" 4 gls (33.3 lbs) de líquido.

PPC de hasta 3"x2" 7.1 gls (59.2 lbs).

PPF de hasta 3"x2" 8.4 gls (70.0 lbs).

Cuando el escape es venteado a la atmósfera, el consumo de vapor para las bombas de hasta 3"x2" es aproximadamente de 3 lbs por cada 1000 lbs de líquido bombeado. Conectando el escape al espacio de vapor del equipo que se está drenando, o sea en un sistema cerrado, se recupera este vapor y el consumo es insignificante.

Cuando se bombea con aire comprimido, para tamaños de hasta 3"x2", el consumo será de 100 pies cúbicos por segundo por cada 1000 lbs de líquido bombeado. En este caso, el aire debe ser venteado a la atmósfera sin retornarlo al sistema.

A continuación, la figura 21 muestra el tipo de instalación recomendado para este tipo de equipo:

Selección del Equipo Adecuado:

Para seleccionar el equipo adecuado a la planta hay que hacer referencia a la tabla 3.10, además de requerir los siguientes datos:

- Presión de operación = 50 Psi
- Contrapresión en línea de descarga = 5 Psi
- Carga de Condensado = 4331.14 lb/hr
- Altura vertical a tubería de retorno = 10 pies
- Cabeza de llenado de la bomba = 12 pig (Cabeza de llenado se llama a la distancia vertical que debe existir obligatoriamente entre el tanque de condensado y la bomba de presión).

* Se calcula la contrapresión total del sistema de descarga.

Debe recordarse que cada PSI de presión puede elevar el condensado hasta 2 pies de altura, (esto para la presión de entrada).

Si se van a elevar 10 pies, entonces la contrapresión por realizar esta elevación sería $10/2 \text{ psi} = 5 \text{ psi}$

Ahora sumamos estos 5psi a la presión en el retorno = $5 + 5 = 10 \text{ PSI}$

Se despreciaron las pérdidas por fricción.

* Selección de la bomba adecuada.

Con estos datos: presión operación = 50 Psi

contrapresión = 10 Psi

carga de condensado = 4331.14 Lb/hr

Se hace referencia a la tabla 3.10 y se elige:

Una bomba sencilla de 2"x2" PPC con Diámetro de tubería de 2", que maneja hasta 6400 lbs/hr (si la contrapresión fuera mayor a la estimada, de todos modos manejaría 4800 lb/hr), o sea que para un rango de contrapresión de 10 a 40 psi, la bomba maneja entre 6400 a 4800 lb/hr.

Este equipo puede ordenarse como unidad tipo paquete, que son preensambladas y pueden montarse fácilmente. Combinan una bomba PPC de cualquier tamaño con un receptor venteado de acero de 21 gis, el cual es estándar.

Debe instalarse un receptor venteado toda vez que varias líneas de retorno a diferentes presiones se unan antes de retornar el condensado. Este receptor venteado igualará las distintas presiones asegurando que todas las trampas instaladas en el sistema de baja presión puedan ser convenientemente drenadas.

Esto viene a sumarse entre otra de las grandes ventajas de este sistema, ya que con el sistema actual no puede llegar a igualarse la presión en la tubería de retorno y no se asegura que todas las trampas drenen adecuadamente.

TABLA 3.10

CAPACIDADES DE BOMBAS DE PRESIÓN

Capacidad Lb/H — PPC/PPF

Cuando se instala con cabeza de llenado recomendado arriba de la bomba

Presión de Entrada Operadora		Elevación Total o Contrapresión		Cabeza de llenado 12"			Cabeza de llenado 12"		Cabeza de llenado 4"			
				Gravedad de Líquido Específico 0.9 a 1			Gravedad de Líquido Específico 0.9 a 1		Gravedad de Líquido Específico 0.9 a 1		Gravedad de Líquido Específico 0.9 a 1	
				Bomba Sencilla 2" x 2"			Bomba Sencilla 3" x 2"		Unidad de paquete duplex		Capacidad Alta PPF	
				Válvula Check y medida de tubería			Válvula Check y medida de tubería		Válvula Check y medida de tubería		Válvula Check y medida de tubería	
PSIG	bar	PSIG	bar	1"	1½"	2"	3" entrada, 2" salida	3" entrada, 2" salida	4"			
125	8.6	15	1.0	2600	4700	6700	11,300	22,600	42,300			
125	8.6	40	2.8	2400	4500	6300	10,600	21,200	37,000			
125	8.6	60	4.1	2300	3900	6000	10,200	20,400	33,200			
100	6.9	15	1.0	2600	4600	6600	11,200	22,400	41,300			
100	6.9	40	2.8	2400	4200	6100	10,400	20,800	36,000			
100	6.9	60	4.1	2200	3600	5800	9,900	19,800	31,600			
75	5.2	15	1.0	2500	4200	6600	11,200	22,400	41,100			
75	5.2	40	2.8	2400	3800	5800	9,800	19,600	33,000			
75	5.2	60	4.1	2000	3400	5000	8,500	17,000	25,700			
50	3.4	10	.69	2400	4000	6400	10,800	21,600	41,100			
50	3.4	25	1.7	2300	3700	5800	9,800	19,600	32,900			
50	3.4	40	2.8	2000	3200	4800	8,200	16,400	24,400			
25	1.7	5	.34	2300	4200	6100	10,400	20,800				
25	1.7	10	.69	2100	3900	5600	9,600	19,200				
25	1.7	15	1.0	2000	3300	5100	8,700	17,400				
10	.69	2	.14	2000	3300	5100	8,700	17,400				
10	.69	5	.34	1800	2900	4100	7,000	14,000				
5	.34	2	.14	1600	2700	3800	6,200	12,400				

Capacidad de factores de multiplicación para otras cabezas de llenado

Cabeza de Llenado pulgadas	Factores de multiplicar de capacidad Válvula Check y medida de tubería				
	1"	1½"	2"	3" x 2"	4"
6	0.7	0.7	0.7	0.84	—
12	1.0	1.0	1.0	1.0	0.5
24	1.2	1.2	1.2	1.08	0.65
36	1.35	1.35	1.35	1.20	0.83
48					1.0
72					1.04
84					1.10

Capacidad de factores de multiplicación para abastecimiento de gas de motivo (que no sea vapor)

de 1" a 3" x 2" PPC y PPF									
10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	% Contrapresión v. presión motivo (BP/MP)
1.04	1.06	1.08	1.10	1.12	1.15	1.18	1.23	1.28	Capacidad de Factores de Multiplicación
4" PPF									
10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	% Contrapresión v. presión motivo (BP/MP)
1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	Capacidad de Factores de Multiplicación

¿CUÁLES SON LOS AHORROS CONSEGUIDOS?

- 1.- Valor de la energía contenida en el vapor flash.
- 2.- Se retorna el condensado a una temperatura mayor que en el caso de retorno con bombas eléctricas.
- 3.- Se reducen los costos de mantenimiento.
- 4.- Se aprovecha la mayor parte del condensado.

El análisis económico de los beneficios de este cambio fueron adelantados en la sección 3.5.b, ya que se hizo la sugerencia de este equipo en la PROPUESTA 2.

Como referencia, se muestra el costo de este equipo:

Costo del equipo = \$10,000 (Q58,000).

A continuación, se presenta en el cuadro 36 el resumen de las pérdidas con la propuesta de ahorro y el respectivo costo de implementación para cada cambio propuesto:

CUADRO 36

RESUMEN DE PÉRDIDAS LUEGO DE PROPUESTA DE AHORRO

(El cuadro muestra el ahorro obtenido y costo de implementación de los cambios propuestos)

BLOQUE	TIPO DE PÉRDIDA	PÉRDIDAS ANTES DE PROPUESTA (Q/AÑO)	PÉRDIDAS DESPUÉS DE PROPUESTA (Q/AÑO)	AHORRO	%AHORRO CONSEGUIDO	COSTO DE IMPLEMENTACIÓN (Q)
Generación	-Exceso Purga	140,039.55	83,991.98	56,047.57	40.0	0 (*1)
	-Exceso de Aire	7,743.15	3,061.09	4,682.06	60.46	0 (*2)
Distribución	-Falta de Aislamiento.	40,737.53	1,479.00	39,258.53	96.37	5,491.78
	-Fugas de vapor	67,292.54	6,729.25 (*3)	60,563.29	90.00	21,582.09
Retorno de Condensado	-Trampas de Vapor	174,017.40	532.61	173,484.79	99.69	18,874.77
	-Pérdida x Vapor Flash	58,002.48	5,800.25 (*3)	52,202.23	90.00	(Incluido en retorno de condensado)
	-Falta de Retorno de Condensado	-AL 70%=13125.40 -AL 90%=54936.15	0 0	- 13,125.40 -112,938.63	-17.10(*4) -71.55	- 19,343.4 - 77,343.40
(*5) T O T A L E S -----		542,768.80	101,594.18	441,174.62	81.28	(*6) 123,292.04

Referencias al cuadro 36:

- *1 = Aquí el costo de implementación es cero, porque los análisis de agua ya se estaban realizando con el proveedor de los químicos para el tratamiento del agua de alimentación; lo único que hay que incrementar es la frecuencia de chequeo, y además el personal a cargo de las calderas pueden realizar este tipo de análisis.
- *2 = También el costo es cero debido a que el proveedor también lo realiza, cobrando un porcentaje adicional que puede considerarse despreciable en comparación de las pérdidas obtenidas si no se hiciera.
- *3 = Para las pérdidas por fugas de vapor en accesorios y pérdidas por vapor flash, se consideró que aún existe un 10% del total de las fugas.
- *4 = El porcentaje de ahorro conseguido en lo que a retorno de condensado respecta, se calculó a partir de la recuperación del condensado al 100% y a 212°F; el procedimiento seguido para el cálculo de estos porcentajes es el seguido en la sección 2.4.b:

$$T_{aa} = (T_{cond} * \%retorno) + (T_{agua fresca} * \%agua fresca)$$

$$T_{aa} = (212 * 1.0) + (77 * 0) = 212^{\circ}\text{F} (100^{\circ}\text{C}).$$

- El calor requerido para evaporar el agua a esta temperatura es:

$$\text{Entalpía del agua a } 212^{\circ}\text{F} = 180.17 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Entalpía del vapor a } 125 \text{ psi} = 1191.05 \text{ btu/lb (de tablas del vapor)}$$

$$Q_{req} = (h_{vapor} - h_{aa}) \text{ btu/lb} * V_{O_{Lesp}} (\text{Lbs/gls}) * \text{agua evaporada}$$

$$\text{Donde el volumen específico (V}_{O_{Lesp}}) \text{ del agua de alimentación a } 212^{\circ}\text{F} \text{ es (según tablas de vapor saturado) } 0.01672 \text{ pie}^3/\text{lb transformando a lbs/gls} = 0.01672 \text{ pie}^3/\text{lb} * 1 \text{ gls}/0.133671 \text{ pie}^3 = 0.1251 \text{ gls/lb, o sea, } 1/0.1251 = 8 \text{ lb/gl}$$

$$Q_{req} = (1191.05 - 180.17) \text{ btu/lb} * 8 \text{ lb/gl} * 10879.92 \text{ gls}$$

$$Q_{req} = 87.876 \text{ Mbtu/día}$$

- Exceso de calor requerido con respecto a condición actual.

$$Q_e = Q_{actual} - Q_{req} \text{ (} Q_e \text{ = exceso de calor, } Q_{actual} \text{ de capítulo 2 sección 2.4.b).}$$

$$Q_e = 96.6963 - 87.876 = 8.82 \text{ Mbtu/día.}$$

- La pérdida de combustible por este exceso sería $(8.82 \text{ Mbtu/día}) / (152000 \text{ btu/gal}) = 58.028 \text{ gls/hr}$

$$\text{Por año } 58.028 \text{ gls/día} * 365 = 21180.33 \text{ gls.}$$

- La pérdida en quetzales por año sería

$$\text{Por año } 21180.33 * 3.625 = \mathbf{Q.76,778.68}$$

- * % de Ahorro en Propuesta 1

$$(1 - (76,778.68 - 13,125.4)/76,778.68) * 100 = 17.1\%$$

- * % de ahorro en Propuesta 2

$$(1 - (76,778.68 - 54,936.15)/76,778.68) * 100 = 71.55\%$$

*5 = Para los totales, se utilizaron los datos de la Propuesta 2 por ser la mejor opción.

*6 = El cálculo del % de ahorro total se hizo de la siguiente manera:

(Pérdidas antes propuesta-Pérdidas después propuesta) = Ahorro

% Ahorro total = Ahorro/Pérdidas antes propuesta = $(441,174.62/542,768.80) * 100 = 81.28\%$

Del cuadro 36, puede obtenerse la siguiente conclusión:

Para obtener un ahorro de Q.441,174.62 (\$.77,186.59), deben

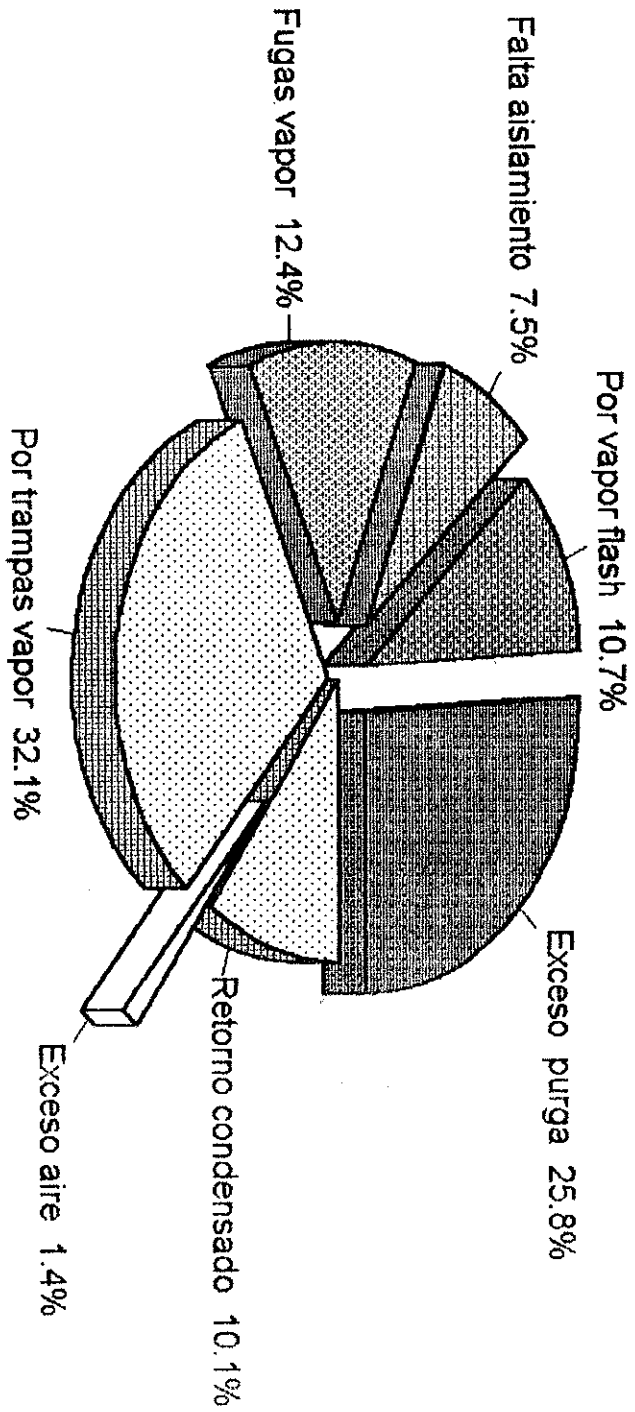
invertirse Q.123,292.04 (\$.21,257.25). Esto nos permite decidir que vale la pena adquirir el equipo nuevo para el retorno de condensado. Además, también vale la pena adquirir los equipos de medición de fugas de vapor Spira-tec y montarlo en un banco de pruebas para el mantenimiento de trampas; con estos equipos se aseguraría que el ahorro sea el esperado y aún más.

A continuación también se muestran, como apoyo al presente material, las gráficas 3.b, 3.c, 3.d y 3.e, que muestran gráficamente la situación actual de la planta (3.b), la situación luego de la propuesta de ahorro (3.c), la comparación entre ambas situaciones (3.d) y la pérdida actual con el costo de implementación de las propuestas en las diversas áreas del sistema de vapor y el ahorro que representaría el invertir este costo de implementación en solventar las pérdidas del sistema (3.e).

GRÁFICA 3.B

**PORCENTAJES DE PERDIDAS DE ENERGIA ANTES DE LA
PROPUESTA DE AHORRO ENERGETICO EN LA PLANTA**

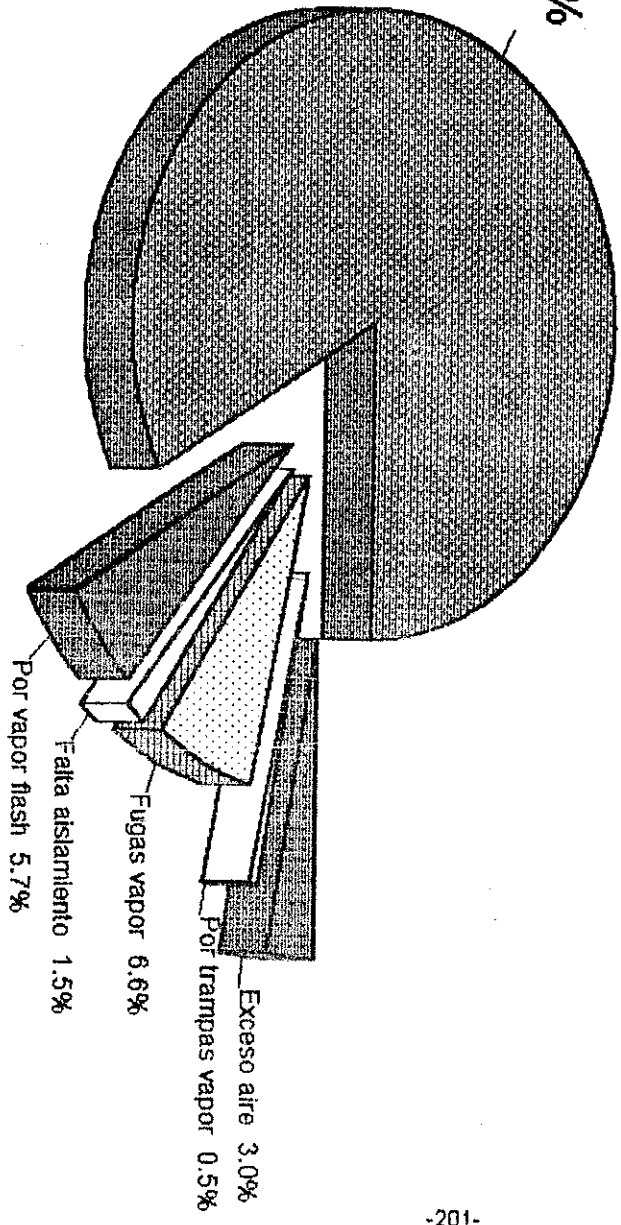
(Incluyendo pérdida por vapor flash)



**PORCENTAJES DE PERDIDAS DE ENERGIA LUEGO DE LA
PROPUESTA DE AHORRO ENERGETICO EN LA PLANTA**

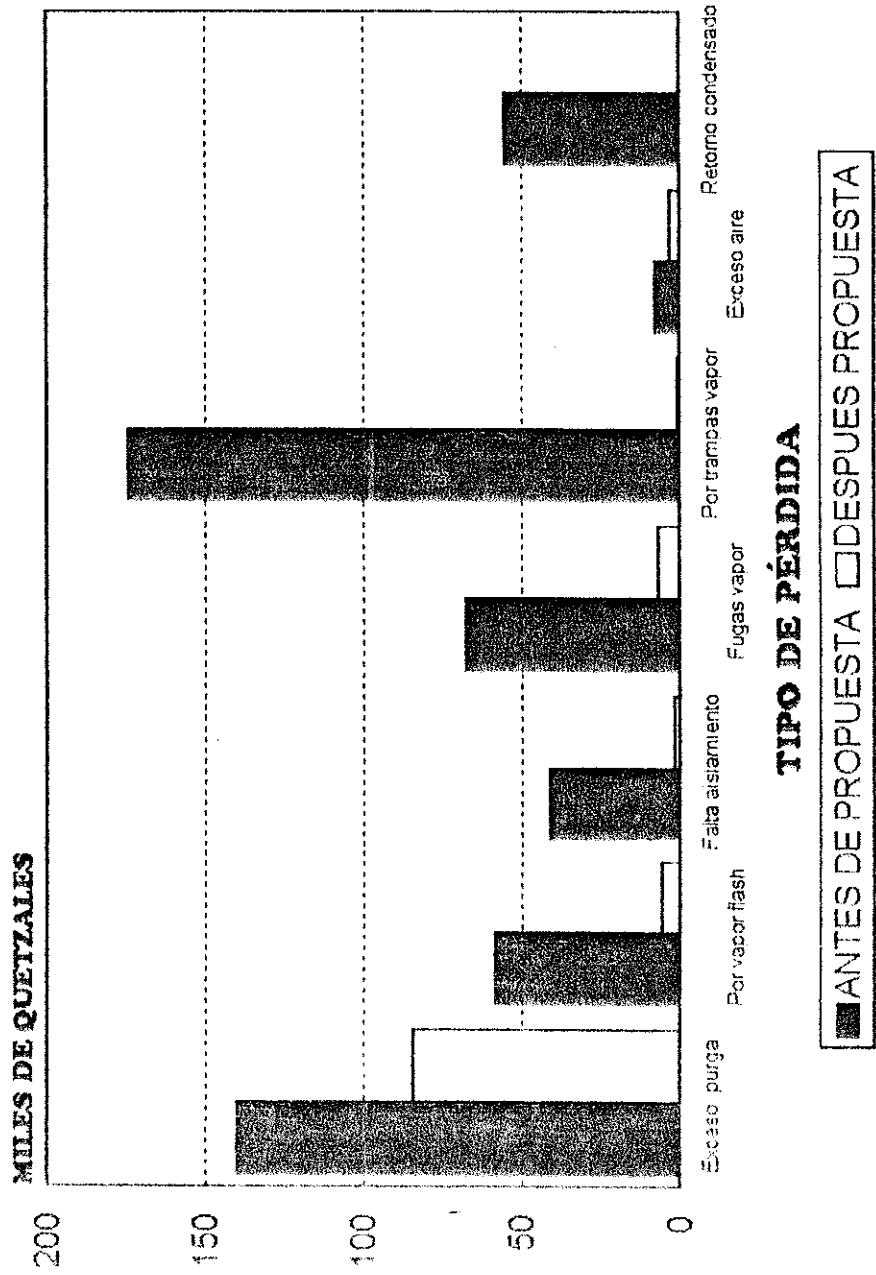
GRÁFICA 3.C

Exceso purga 82.7%



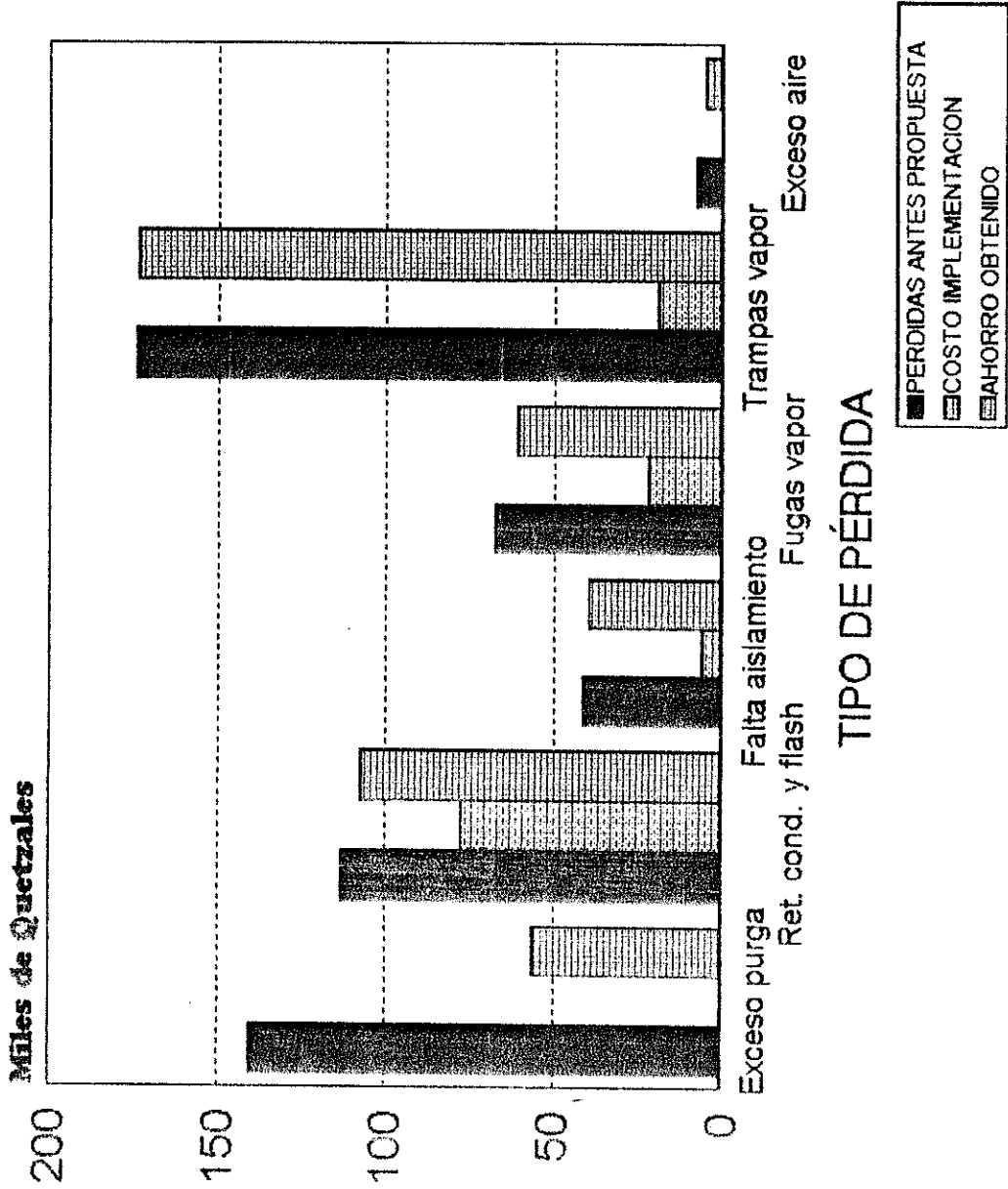
GRAFICA 3.D

COMPARACION DE PERDIDAS DE ENERGIA ANTES Y DESPUES DE LA PROPUESTA DE AHORRO ENERGETICO EN LA PLANTA



GRÁFICA 3.E

COMPARACION DE PERDIDAS ANTES DE PROPUESTA vrs COSTO DE IMPLEMENTACION Y EL AHORRO OBTENIDO MEDIANTE LA INVERSION



CONCLUSIONES

GENERALES:

- 1.- Siempre y cuando se dé inicio al programa de Conservación de Energía en lo que a líneas de vapor se refiere, se espera recibir ahorros significativos de energía y costos. No importa lo pequeño del programa al inicio, los resultados siempre serán positivos.
- 2.- Para que el programa de Administración de Energía tenga éxito son necesarios: datos registrados cuidadosamente, técnicas de operación y mantenimiento, vigilancia intensa del consumo de energía y el compromiso de conservar energía de todas las personas de la planta.
- 3.- La empresa puede lograr el objetivo de recibir los beneficios de conservar la energía, sólo si logra crear una conciencia interna de la necesidad de conservarla.
- 4.- La Auditoría de Energía con Recorrido es la herramienta más efectiva para reducir costos.
- 5.- Sin un control adecuado sobre los distintos bloques que conforman el Sistema de Vapor, la Administración de la Energía es casi nula y se pierden recursos, que con un control sencillo pero bien establecido, pueden aprovecharse para obtener excelentes resultados.
- 6.- Las Ideas de "bajo costo o costo cero" son fundamentales en la Administración de la Energía debido a que, sin gastar ni un solo centavo, se logran con ellas ahorros significativos a corto plazo, tal es el caso de los ahorros obtenidos en la purga, prevención de incrustaciones, y otros, en el elemento generador.

ESPECÍFICAS:

- 1.- Se llegaron a detectar los rubros donde se tenían los mayores problemas de pérdidas de vapor y, siguiendo la propuesta, se obtuvieron ahorros del orden del 70 - 90% en la mayoría de los casos.
- 2.- A pesar de los problemas existentes en el sistema de vapor tales como tratamiento químico, ineficiencias en la combustión (exceso aire), purgas, el elemento generador se mantiene en perfectas condiciones:
 - Sin incrustaciones, por lo que se da una excelente transferencia de calor.
 - No fugas.
 - Alta eficiencia.

- 3.- En el bloque Generación, se pueden obtener ahorros entre el 40 y el 70% sin tener ningún costo de implementación, únicamente haciendo los análisis con más frecuencia al agua de alimentación y a los gases de combustión. Esto corresponde a una idea de costo cero.
- 4.- Con dar seguimiento al análisis del agua y revisión de la combustión, se evitan también problemas de incrustaciones, purgas excesivas, depósitos de hollín y mala transferencia de calor. Además, permite utilizar de una mejor manera los químicos para el agua.
- 5.- Las fugas de vapor, por muy pequeñas que sean, por el hecho de estar permanentemente escapando el vapor, producen pérdidas grandes. La supresión de fugas en la planta representa un ahorro de 7 a 8% de combustible.
- 6.- Aislando tuberías y equipos, se previene la formación de condensado en las líneas de vapor que alimentan los diversos equipos y se evitan problemas de golpe de aríete, equipos inundados, fugas en tuberías y accesorios y trabajo extra del elemento generador. El aislamiento permite aprovechar al máximo la energía contenida en el vapor.
- 7.- La estandarización de ciertos factores en la administración de la energía contribuye a tener un mejor control de estos factores, tal es el caso de tipos de trampas, tipos de aislamiento, tipos de instalaciones de tuberías o accesorios. La estandarización es importante porque, aparte de facilitar los controles, los inventarios disminuyen y se reducen los costos de almacenamiento, además de ahorrar tiempo.
- 8.- Las válvulas son accesorios claves en el ahorro de energía, por lo tanto, hay que tomar muy en cuenta su instalación para prolongar su vida útil y proteger el sistema de vapor.
- 9.- Las trampas de vapor son los accesorios más importantes del sistema de vapor. En ellas se producen las mayores pérdidas del sistema, si no se les pone atención a su mantenimiento. Si se les presta el mantenimiento adecuado, pasan a ser las que menos pérdida provocan en el sistema. Actualmente las pérdidas por trampas representan el 32.08% del total de las pérdidas, mientras que luego de la propuesta de ahorro las pérdidas por trampas de vapor representan únicamente el 0.5% del total de las pérdidas.
- 10.- Al seleccionar una trampa de vapor, debe hacerse de la manera más cuidadosa posible porque son primordiales en la conservación de la energía. Debe recordarse que no hay una trampa mejor que otra.

- 11.- Retornar el condensado a la mayor temperatura posible genera ahorros arriba del 50%. Se está ahorrando en químicos, agua y combustible.
- 12.- La recuperación del condensado y la utilización de su energía térmica es uno de los caminos más efectivos para ahorrar energía; simple en tecnología y fácil de operar y administrar.
- 13.- Con la instalación del equipo adecuado, puede manejarse condensado a alta temperatura (arriba de los 212°F) y recuperarse un porcentaje mayor del que actualmente se recupera, por lo tanto, el ahorro que esto representa es mayor.

RECOMENDACIONES

- 1.- Para poder establecer rutinas de inspección dentro de la planta, debe prepararse un formato sobre la inspección y establecer fechas de realización. Debe organizarse un comité para dar seguimiento al programa y debe nombrarse un coordinador de programa para organizar la administración de dicho programa.
- 2.- Deben preverse mejoras más profundas en el sistema de vapor, que vienen a beneficiar al sistema en sí:
 - a. - Instalación de juntas de expansión en tuberías; la carencia de estos accesorios provoca daños en tuberías y accesorios debido al golpe de ariete.
 - b.- Instalación de eliminadores de aire y gases no condensables; muchas veces la presión en la línea es mayor de lo que se espera y tiende a crear confusión sobre si la válvula reguladora está dañada, cuando lo que ocurre es que los gases no condensables y aire ocupan el espacio del vapor y elevan la presión en el sistema, lo cual provoca que los equipos permanezcan fríos.
 - c.- Instalación de trampas en tramos de tuberías de alimentación de vapor.
- 3.- Si se hace trapeo al final de líneas de alimentación de vapor, NO es recomendable hacerlo de manera directa, o sea, colocar la trampa después de la tubería de alimentación de vapor (ver figura 22), debido a que la contrapresión que sufrirá la línea de condensado será mayor que la de los equipos que están descargando en la misma línea, además la vida útil de la trampa se verá disminuida.

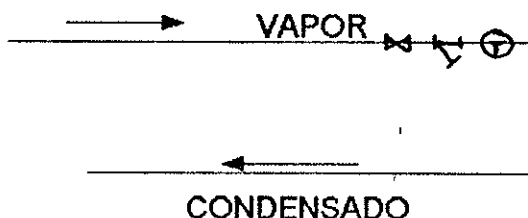


FIGURA 22

Se recomienda utilizar cajas colectoras para este tipo de trapeo para que se drene el condensado que se ha ido formando durante el recorrido del vapor (ver figura 14).

- 4.- Si se requiere que el vapor que ingrese a los equipos vaya totalmente seco, es conveniente instalar un separador. Un ejemplo donde puede utilizarse un separador de este tipo es en la disolvedora y en la cocedora de Fabricación Hall's, donde el vapor entra a un serpentín de cobre, el cual al presentar alguna fuga tendría contacto directo con el producto, y al caerle agua al jarabe caliente, lo cristalizaría provocando que los equipos se llenen de azúcar cristalizada.

- 5.- Se recomienda la instalación de un medidor de flujo de vapor en el manifold principal, para poder llevar un récord del consumo real de vapor. Ahora existen medidores electrónicos de gran confiabilidad.
- 6.- Dar al personal que tenga relación directa con el sistema de vapor capacitación al respecto; con esto el personal se familiarizará con el sistema, lo aprenderá a utilizar y sobre todo ayudará a concientizarlo sobre el impacto de las acciones que se realizan con el manejo del sistema.
- 7.- Se recomienda la instalación del Banco de Pruebas de trampas, y sobre todo colocar en este banco de pruebas el sistema de Detección de Fugas, para obtener resultados concretos del testeado de trampas, y así pueden probarse todas las trampas que luego de una inspección se sospeche de su mal funcionamiento. Con la combinación Banco de Prueba - Detector de Fugas (Spira-Tec), puede detectarse el momento en el cual la trampa está comenzando a dar problemas de fuga, además, puede cuantificarse aproximadamente la fuga, ya que el sistema enciende la luz roja de falla cuando por el Spira-Tec pasan 11 lbs/hr de vapor o más, a 100 Psi.
- 8.- En lo que a Retorno de Condensado se refiere, se recomienda utilizar el equipo que más beneficios traerá, en este caso, la Bomba de Presión, que presenta muchas más ventajas que la bomba eléctrica tradicional.
- 9.- Se recomienda colocar válvulas de seguridad a todos los equipos que operan con vapor; esto permite proteger a los equipos y al personal que labora en estas áreas.

REFERENCIAS

- 1.- ESPINA, Eberto. Optimización del Proceso de Recubrimiento Automático de Goma de Mascar . (Tesis: Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química, U.S.A.C.). Guatemala, 1,987.
- 2.- Boletines de Eficiencia Energética. Icaiti. Nos. 1, 3, 12 y 13. s.l.l s.p.l. s.f.
- 3.- Boletines Energigramas. Icaiti. Nos. del 1 al 15. s.l.l s.p.l. s.f.
- 4.- Boletines Informativos Cleaver Brooks. Compañía Agro Comercial. Guatemala: s.p.l. s.f.
- 5.- Boletines Informativos sobre ahorro de energía. Diversey-Wyandotte Ltd. s.l.l s.p.l s.f.
- 6.- ¿Porqué Ahorrar Energía? Icaiti-Rocap. Proyecto de Eficiencia Energética en la Industria regional. s.l.l. s.p.l. s.f.
- 7.- Programa de Ahorro Energético. Warner Lambert Co. U.S.A. : s.p.l. 1,986.

BIBLIOGRAFÍA

- 1.- BAUMEISTER, Theodore. Manual del Ingeniero Mecánico. Marks. 8va. edición (2da. en español). México: Edit. Mc Graw- Hill, 1,992.
- 2.- FAIRES, Virgil Moring. Termodinámica. 2da. edición. México: Edit. Uteha, grupo Noriega Editores, 1,993.
- 3.- HUDSON, Ralph G. Manual del Ingeniero. México: Edit. Limusa, grupo Noriega Editores, 1,993.
- 4.- ROSALER, Robert C. Manual de mantenimiento industrial. México: Edit. Mc Graw-Hill, 1,989.
- 5.- SALVENDY, Gavriel. Biblioteca del Ingeniero Industrial. México: Edit. Ciencia y Técnica S.A., 1,990.
- 6.- Ahorro de energía en sistemas de vapor. Icaiti. Guatemala: s.p.l. s.f.
- 7.- Catálogo de Condensado. Spirax Sarco Ltd. U.S.A.: s.p.l. 1,990.
- 8.- Equipo y técnicas de medición para ahorro de energía. Icaiti-Rocap. Guatemala: s.p.l. 1,985.
- 9.- Guía para la conservación de energía en el sector industrial. Icaiti. Guatemala: s.p.l. s.f.
- 10.- Guía sobre trampas de vapor. Distribuidora Ramírez Ltda. Guatemala: s.p.l. s.f.
- 11.- Kathabar systems. Ross Air Systems Division. New Jersey: s.p.l. 1,990.
- 12.- Manual de auditorías de energía. Icaiti. Guía práctica de consulta para un auditor de energía. Guatemala: s.p.l. 1,987.
- 13.- Manual de operación, mantenimiento y repuestos de calderas de 125 a 350 BHP. Cleaver Brooks, Division of Aqua Chem Inc. Catálogo #750-97. U.S.A.: s.p.l. 1,984.
- 14.- Manual de operación y mantenimiento del equipo de aire acondicionado para recubierto. Ross Air Systems Division. New Jersey: s.p.l. 1,980.
- 15.- Manual para el Cuidado de la Caldera. Unichem- Intecap. Guatemala: s.p.l. 1,987.

- 16.- Mejoramiento de la eficiencia de operación de calderas de vapor. Icaiti-Rocap. Guatemala: s.p.l. 1,984.
- 17.- ¿Qué es una auditoría energética?. Icaiti-Rocap. Guatemala: s.p.l. s.f.
- 18.- Steam and Steam Trapping. Spirax Sarco Ltd. U.S.A.: s.p.l. 1,981.
- 19.- The Armstrong steam trap book. Armstrong Machine Works. Catalog L-4A, a catalog and educational handbook on condensate drainage. U.S.A.: s.p.l. s.f.
- 20.- Uso eficiente de sistemas de vapor. Icaiti. Seminario. Guatemala: s.p.l. s.f.

INDICE DE APÉNDICES

		PÁGINA
APÉNDICE A	- - - - -	XXIV
Apéndice A.1	Nomenclatura utilizada en planos - - - - -	XXIV
Apéndice A.2	Nomograma para dimensionamiento de tuberías de vapor - - - - -	XXVII
Apéndice A.3	Gráfica para dimensionamiento de tuberías de condensado - - - - -	XXVIII
Apéndice A.4	Gráfica de consumo de combustible en calderas vrs. exceso de aire - - - - -	XXIX
Apéndice A.5	Gráfica de pérdida de energía debido a la formación de incrustación - - - - -	XXX
Apéndice A.6	Porcentaje de pérdidas de combustible vrs. espesor de depósitos de hollín - - - - -	XXXI
APÉNDICE B	- - - - -	XXXII
Tabla I	Propiedades del vapor saturado - - - - -	XXXII
Tabla II	Tasas típicas de consumo de vapor - - - - -	XXXVI
Tabla III	Guía de selección de trampas para diferentes aplicaciones - - - - -	XXXVIII

APÉNDICE A

NOMENCLATURA UTILIZADA EN PLANOS

A.1



Codo a 45



Codo a 90



Colector de condensado



Cruz



Eliminador de aire y gases



Filtro "Y"



Manómetro



Reductor bushing



Reductor campana



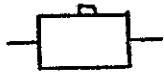
Tee



Trampa (cualquier tipo)



Trampa de cubeta invertida



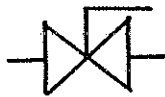
Trampa termodinámica de disco



Unión universal



Válvula cheque



Válvula de bola



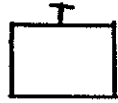
Válvula de compuerta



Válvula de globo



Válvula de seguridad



Válvula reguladora de presión



Válvula solenoide

Como dimensionar tuberías para diversas presiones y condiciones de velocidad

Ejemplo:

Calcule un sistema de tubería de calentamiento por vapor, con 100 psi de presión de entrada y una válvula de control con una capacidad de 1000 lbs/h, que debe ser reducida a 25 psi. La tubería, tanto del lado aguas arriba, como el de aguas abajo deberán ser del tamaño mínimo posible para velocidades de vapor relativamente bajas.

Dimensionamiento de la tubería aguas arriba

Entre en la gráfica de velocidades por A con el flujo dado de 1000 lbs/h, y continúe hasta el punto B en la intersección con la diagonal correspondiente a 100 psig, siga verticalmente hasta C, donde la intersección con una diagonal caiga dentro de la banda de velocidades comprendidas entre 4000 y 6000 pies por minuto. La velocidad real en D es de 4800 ppm para una tubería de alimentación a la válvula de 1-1/2". Seleccionar una opción del menor diámetro dará como resultado una mayor velocidad con el consiguiente aumento del nivel de ruido.

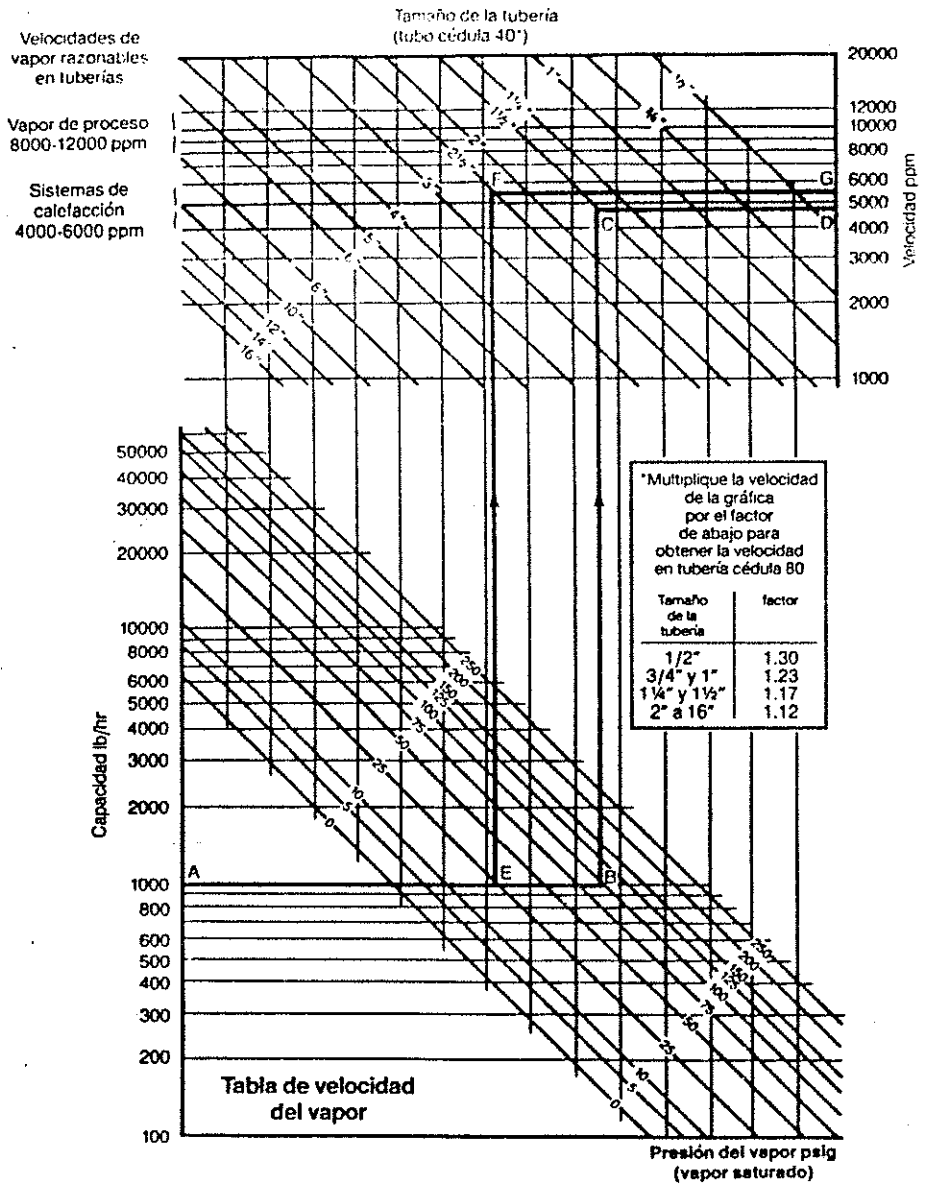
Dimensionamiento de tubería aguas abajo

Entre a la gráfica en A para 1000 lbs/h. Siga hasta el punto E donde se interseca con la diagonal correspondiente a 25 psig, continúe verticalmente hasta F, donde la intersección con otra diagonal caiga dentro de la banda de 4000 a 6000 ppm. La velocidad real en G sería de 5500 ppm para una tubería aguas abajo de 2 1/2".

Fórmula para calcular la Velocidad del Vapor en Tuberías:

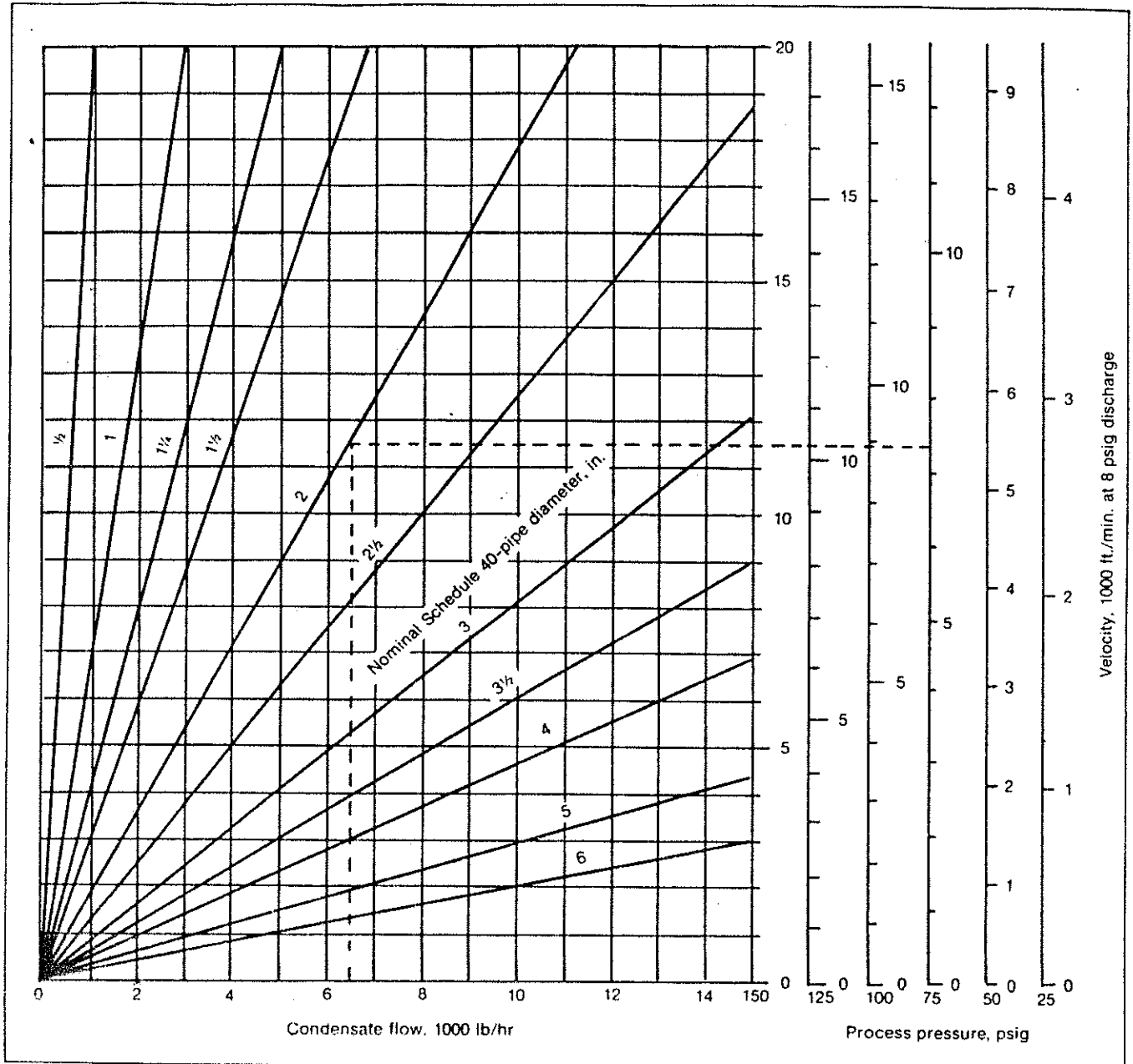
$$V = \frac{2.4 Q V_s}{A}$$

- Donde V - velocidad en pies por minuto.
- Q - flujo en lbs/h de vapor.
- Vs - volumen específico en pies cúbicos, por libra a la presión de flujo.
- A - área interna de la tubería en pulgadas cuadradas.

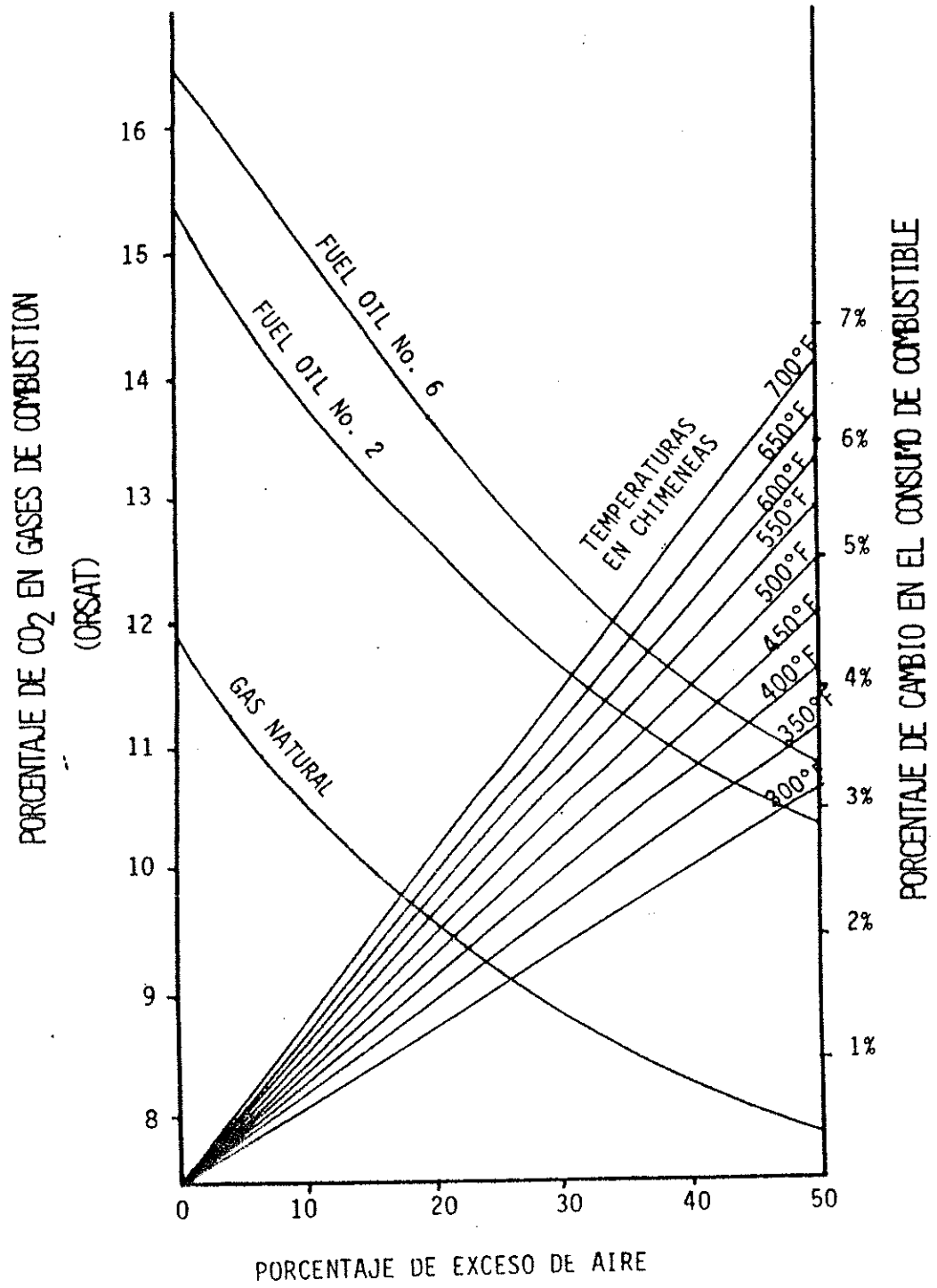


A.3

DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS DE CONDENSADO

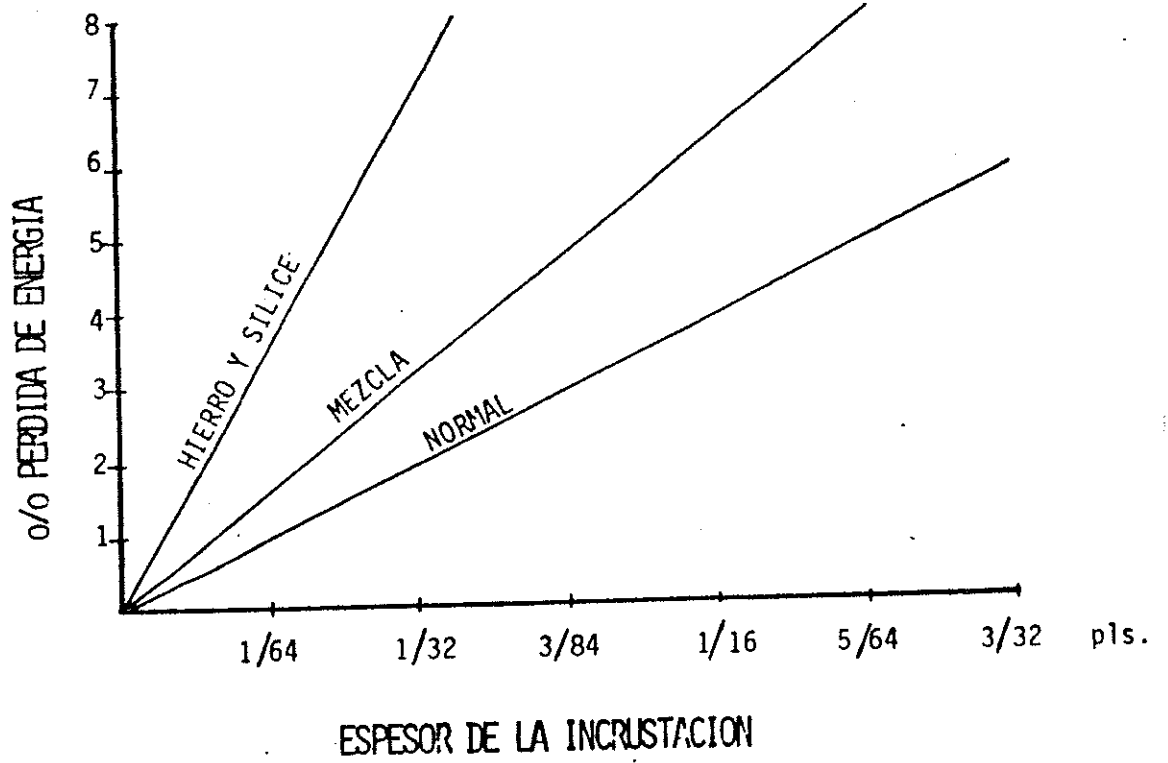


CONSUMO DE COMBUSTIBLE EN CALDERAS VRS. EXCESO DE AIRE.



A.5

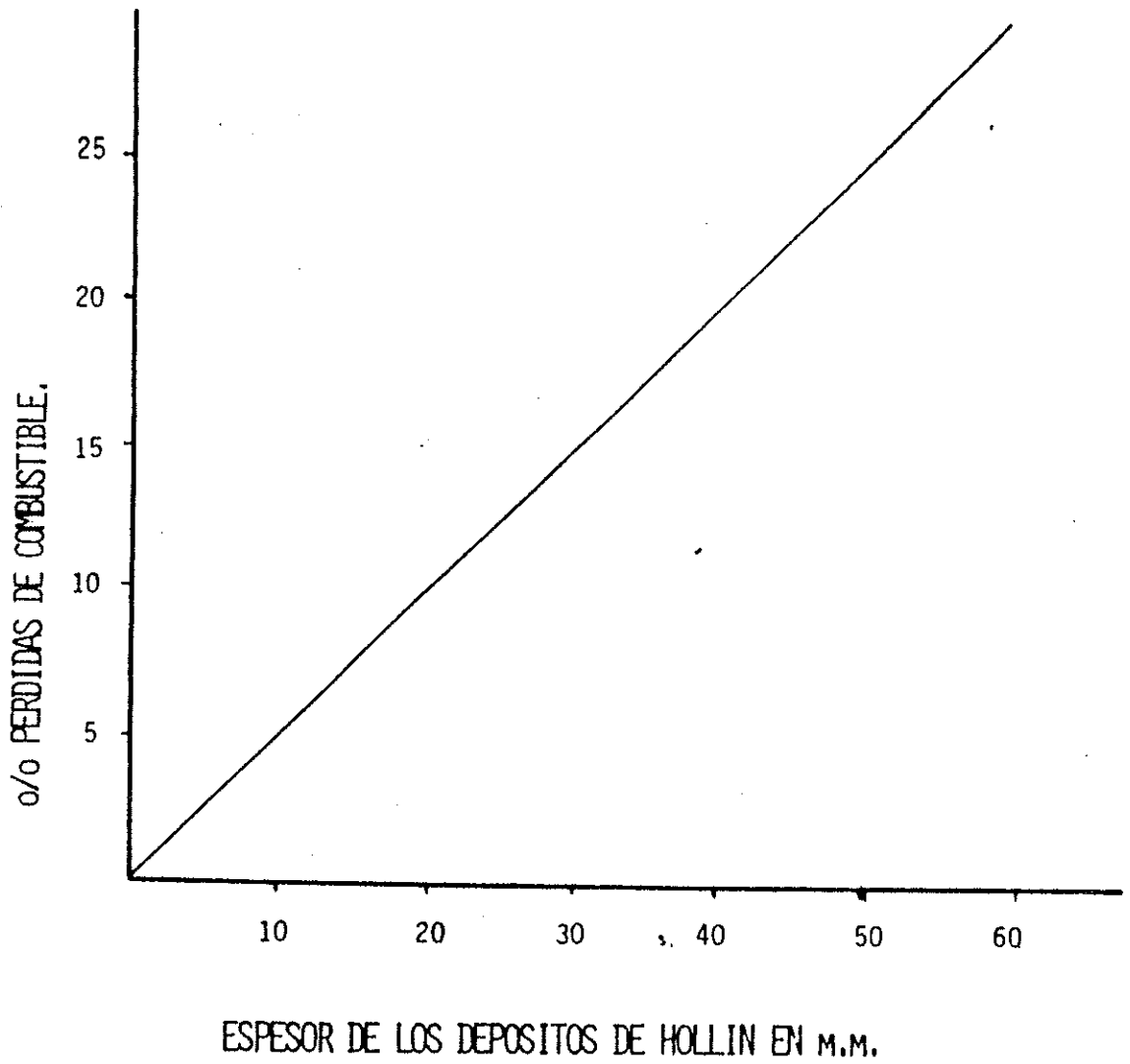
PÉRDIDA DE ENERGÍA DEBIDO A LA FORMACIÓN DE INCRUSTACIÓN



XXX

A.6

PORCENTAJE DE PÉRDIDAS DE COMBUSTIBLE VRS. ESPESOR DE DEPÓSITOS DE HOLLÍN



APÉNDICE B

TABLAS AUXILIARES

TABLA I. PROPIEDADES DEL VAPOR SATURADO

Propiedades del vapor saturado y del agua saturada (Temperatura)

Temp. °F	Pres. psia	Volumen ft ³ /lb			Entalpía, Btu/lb			Entropía, Btu/lb			Temp. °F
		Agua	Evap.	Vapor	Agua	Evap.	Vapor	Agua	Evap.	Vapor	
		v_f	v_{fg}	v_g	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g	
32	0.08859	0.01602	3305	3305	-0.02	1075.5	1075.5	0.0000	2.1873	2.1873	32
35	0.09991	0.01602	2948	2948	3.00	1073.8	1076.8	0.0061	2.1706	2.1767	35
40	0.12163	0.01602	2446	2446	8.03	1071.0	1079.0	0.0162	2.1432	2.1594	40
45	0.14744	0.01602	2037.7	2037.8	13.04	1068.1	1081.2	0.0262	2.1164	2.1426	45
50	0.17796	0.01602	1704.8	1704.8	18.05	1065.3	1083.4	0.0361	2.0901	2.1262	50
60	0.2561	0.01603	1207.6	1207.6	28.06	1059.7	1087.7	0.0555	2.0391	2.0946	60
70	0.3629	0.01605	868.3	868.4	38.05	1054.0	1092.1	0.0745	1.9900	2.0645	70
80	0.5068	0.01607	633.3	633.3	48.04	1048.4	1096.4	0.0932	1.9426	2.0359	80
90	0.6981	0.01610	468.1	468.1	58.02	1042.7	1100.8	0.1115	1.8970	2.0086	90
100	0.9492	0.01613	350.4	350.4	68.00	1037.1	1105.1	0.1295	1.8530	1.9825	100
110	1.2750	0.01617	265.4	265.4	77.98	1031.4	1109.3	0.1472	1.8105	1.9577	110
120	1.6927	0.01620	203.25	203.26	87.97	1025.6	1113.6	0.1646	1.7693	1.9339	120
130	2.2230	0.01625	157.32	157.33	97.96	1019.8	1117.8	0.1817	1.7295	1.9112	130
140	2.8892	0.01629	122.98	123.00	107.95	1014.0	1122.0	0.1985	1.6910	1.8895	140
150	3.718	0.01634	97.05	97.07	117.95	1008.2	1126.1	0.2150	1.6536	1.8686	150
160	4.741	0.01640	77.27	77.29	127.96	1002.2	1130.2	0.2313	1.6174	1.8487	160
170	5.993	0.01645	62.04	62.06	137.97	996.2	1134.2	0.2473	1.5822	1.8295	170
180	7.511	0.01651	50.21	50.22	148.00	990.2	1138.2	0.2631	1.5480	1.8111	180
190	9.340	0.01657	40.94	40.96	158.04	984.1	1142.1	0.2787	1.5148	1.7934	190
200	11.525	0.01664	33.62	33.64	168.09	977.9	1146.0	0.2940	1.4824	1.7764	200
210	14.123	0.01671	27.80	27.82	178.15	971.6	1149.7	0.3091	1.4509	1.7600	210
220	17.186	0.01678	23.13	23.15	188.23	965.2	1153.4	0.3241	1.4201	1.7442	220
230	20.779	0.01685	19.364	19.381	198.33	958.7	1157.1	0.3388	1.3902	1.7290	230
240	24.968	0.01693	16.304	16.321	208.45	952.1	1160.6	0.3533	1.3609	1.7142	240
250	29.825	0.01701	13.802	13.819	218.59	945.4	1164.0	0.3677	1.3323	1.7000	250
260	35.427	0.01709	11.745	11.762	228.76	938.6	1167.4	0.3819	1.3043	1.6862	260
270	41.856	0.01718	10.042	10.060	238.95	931.7	1170.6	0.3960	1.2769	1.6729	270
280	49.200	0.01726	8.627	8.644	249.17	924.6	1173.8	0.4098	1.2501	1.6599	280
290	57.550	0.01736	7.443	7.460	259.4	917.4	1176.8	0.4236	1.2238	1.6473	290
300	67.005	0.01745	6.448	6.466	269.7	910.0	1179.7	0.4372	1.1979	1.6351	300
310	77.67	0.01755	5.609	5.626	280.0	902.5	1182.5	0.4506	1.1726	1.6232	310
320	89.64	0.01766	4.896	4.914	290.4	894.8	1185.2	0.4640	1.1477	1.6116	320
340	117.99	0.01787	3.770	3.788	311.3	878.8	1190.1	0.4902	1.0990	1.5892	340
360	153.01	0.01811	2.939	2.957	332.3	862.1	1194.4	0.5161	1.0517	1.5678	360
380	195.73	0.01836	2.317	2.335	353.6	844.5	1198.0	0.5416	1.0057	1.5473	380
400	247.26	0.01864	1.8444	1.8630	375.1	825.9	1201.0	0.5667	0.9607	1.5274	400
420	308.78	0.01894	1.4808	1.4997	396.9	806.2	1203.1	0.5915	0.9165	1.5080	420
440	381.54	0.01926	1.1976	1.2169	419.0	785.4	1204.4	0.6161	0.8729	1.4890	440
460	466.9	0.0196	0.9746	0.9942	441.5	763.2	1204.8	0.6405	0.8299	1.4704	460
480	566.2	0.0200	0.7972	0.8172	464.5	739.6	1204.1	0.6648	0.7871	1.4518	480
500	680.9	0.0204	0.6545	0.6749	487.9	714.3	1202.2	0.6890	0.7443	1.4333	500
520	812.5	0.0209	0.5386	0.5596	512.0	687.0	1199.0	0.7133	0.7013	1.4146	520
540	962.8	0.0215	0.4437	0.4651	536.8	657.5	1194.3	0.7378	0.6577	1.3954	540
560	1133.4	0.0221	0.3651	0.3871	562.4	625.3	1187.7	0.7625	0.6132	1.3757	560
580	1326.2	0.0228	0.2994	0.3222	589.1	589.9	1179.0	0.7876	0.5673	1.3550	580
600	1543.2	0.0236	0.2438	0.2675	617.1	550.6	1167.7	0.8134	0.5196	1.3330	600
620	1786.9	0.0247	0.1962	0.2208	646.9	506.3	1153.2	0.8403	0.4689	1.3092	620
640	2059.9	0.0260	0.1543	0.1802	679.1	454.6	1133.7	0.8686	0.4134	1.2821	640
660	2365.7	0.0277	0.1166	0.1443	714.9	392.1	1107.0	0.8995	0.3502	1.2498	660
680	2708.6	0.0304	0.0808	0.1112	758.5	310.1	1068.5	0.9365	0.2720	1.2086	680
700	3094.3	0.0366	0.0386	0.0752	822.4	172.7	995.2	0.9901	0.1490	1.1390	700
705.5	3208.2	0.0508	0	0.0508	906.0	0	906.0	1.0612	0	1.0612	705.5

(continuación Tabla I)

Propiedades del vapor saturado y del agua saturada (Presión)

Presión psia	Temp. °F	Volumen ft ³ /lb			Entalpía, Btu/lb			Entropía, Btu/lb			Energía, Btu/lb		Presión psia
		Agua <i>v_f</i>	Evap. <i>v_{fg}</i>	Vapor <i>v_g</i>	Agua <i>h_f</i>	Evap. <i>h_{fg}</i>	Vapor <i>h_g</i>	Agua <i>s_f</i>	Evap. <i>s_{fg}</i>	Vapor <i>s_g</i>	Agua <i>u_f</i>	Evap. <i>u_g</i>	
0.0886	32.018	0.01602	3302.4	3302.4	0.00	1075.5	1075.5	0	0.1672	0.1672	0	1021.3	0.0886
0.10	35.023	0.01602	2945.5	2945.5	3.03	1073.8	1076.8	0.0061	0.1705	0.1706	3.03	1022.3	0.10
0.15	45.453	0.01602	2004.7	2004.7	13.50	1067.9	1081.4	0.0271	0.1740	0.1741	13.50	1025.7	0.15
0.20	53.160	0.01603	1526.3	1526.3	21.22	1063.5	1084.7	0.0422	0.1774	0.1775	21.22	1028.1	0.20
0.30	64.484	0.01604	1039.7	1039.7	32.54	1057.1	1089.7	0.0641	0.1816	0.1817	32.54	1032.0	0.30
0.40	72.869	0.01606	792.0	792.1	40.92	1052.4	1093.3	0.0799	0.1862	0.1863	40.92	1034.7	0.40
0.5	79.586	0.01607	641.5	641.5	47.62	1048.6	1096.3	0.0925	0.1904	0.1905	47.62	1036.9	0.5
0.6	85.218	0.01609	540.0	540.1	53.25	1045.5	1098.7	0.1028	0.1948	0.1949	53.25	1038.7	0.6
0.7	90.09	0.01610	466.93	466.94	58.10	1042.7	1100.8	0.11	0.1994	0.1995	58.10	1040.3	0.7
0.8	94.38	0.01611	411.67	411.69	62.39	1040.3	1102.6	0.1117	0.2041	0.2042	62.39	1041.7	0.8
0.9	98.24	0.01612	368.41	368.43	66.24	1038.1	1104.3	0.1264	0.2090	0.2091	66.24	1042.9	0.9
1.0	101.74	0.01614	333.59	333.60	69.73	1036.1	1105.8	0.1326	0.2140	0.2141	69.73	1044.1	1.0
2.0	126.07	0.01623	173.74	173.76	94.03	1022.1	1116.0	0.1750	0.2459	0.2460	94.03	1051.8	2.0
3.0	141.47	0.01630	118.71	118.73	109.42	1013.2	1122.5	0.2099	0.2664	0.2665	109.42	1057.7	3.0
4.0	152.96	0.01636	90.63	90.64	120.92	1006.4	1127.3	0.2299	0.2807	0.2808	120.92	1060.2	4.0
5.0	162.24	0.01641	73.515	73.53	130.20	1000.9	1131.1	0.2449	0.2948	0.2949	130.20	1063.1	5.0
6.0	170.05	0.01645	61.967	61.98	138.03	996.2	1134.2	0.2474	0.2990	0.2991	138.03	1065.4	6.0
7.0	176.84	0.01649	53.634	53.65	144.83	992.1	1136.9	0.2581	0.3051	0.3052	144.83	1067.4	7.0
8.0	182.86	0.01653	47.328	47.35	150.87	988.5	1139.3	0.2676	0.3134	0.3135	150.87	1069.2	8.0
9.0	188.27	0.01656	42.385	42.40	156.30	985.1	1141.4	0.2760	0.3209	0.3210	156.30	1070.9	9.0
10	193.21	0.01659	38.404	38.42	161.26	982.1	1143.3	0.2836	0.3284	0.3285	161.26	1072.3	10
14.696	212.00	0.01672	26.782	26.80	180.17	970.3	1150.5	0.3121	0.3447	0.3448	180.17	1077.6	14.696
15	213.03	0.01673	26.274	26.29	181.21	969.7	1150.9	0.3137	0.3449	0.3450	181.16	1077.9	15
20	227.96	0.01683	20.070	20.087	196.27	960.1	1156.3	0.3358	0.3592	0.3593	196.21	1082.0	20
30	250.34	0.01701	13.7266	13.744	218.9	945.2	1164.1	0.3682	0.3812	0.3813	218.8	1087.9	30
40	267.25	0.01715	10.4794	10.497	236.1	933.6	1169.8	0.3921	0.3944	0.3945	236.0	1092.1	40
50	281.02	0.01727	8.4967	8.514	250.2	923.9	1174.1	0.4112	0.4274	0.4275	250.1	1095.3	50
60	292.71	0.01738	7.1562	7.174	262.2	915.4	1177.6	0.4273	0.4267	0.4268	262.0	1098.0	60
70	302.93	0.01748	6.1875	6.205	272.7	907.8	1180.6	0.4411	0.4190	0.4191	272.5	1100.2	70
80	312.04	0.01757	5.4536	5.471	282.1	900.9	1183.1	0.4534	0.4167	0.4168	281.9	1102.1	80
90	320.28	0.01766	4.8777	4.895	290.7	894.6	1185.3	0.4643	0.4140	0.4141	290.4	1103.7	90
100	327.82	0.01774	4.4133	4.431	298.5	888.6	1187.2	0.4743	0.4128	0.4129	298.2	1105.2	100
120	341.27	0.01789	3.7097	3.728	312.6	877.8	1190.4	0.4919	0.4090	0.4091	312.2	1107.6	120
140	353.04	0.01803	3.2010	3.219	325.0	868.0	1193.0	0.5071	0.4081	0.4082	324.5	1109.6	140
160	363.55	0.01815	2.8155	2.834	336.1	859.0	1195.1	0.5206	0.4035	0.4036	335.5	1111.2	160
180	373.08	0.01827	2.5129	2.531	346.2	850.7	1196.9	0.5328	0.4015	0.4016	345.6	1112.5	180
200	381.80	0.01839	2.2689	2.287	355.5	842.8	1198.3	0.5438	0.4016	0.4017	354.8	1113.7	200
250	400.97	0.01865	1.8245	1.8432	376.1	825.0	1201.1	0.5679	0.3985	0.3986	375.3	1115.8	250
300	417.35	0.01889	1.5238	1.5427	394.0	808.9	1202.9	0.5882	0.3923	0.3924	392.9	1117.2	300
350	431.73	0.01913	1.3064	1.3255	409.8	794.2	1204.0	0.6059	0.3809	0.3810	408.6	1118.1	350
400	444.60	0.0193	1.14162	1.1610	424.2	780.4	1204.6	0.6217	0.3630	0.3631	422.7	1118.7	400
450	456.28	0.0195	1.01224	1.0318	437.3	767.5	1204.8	0.6360	0.3378	0.3379	435.7	1118.9	450
500	467.01	0.0198	0.90787	0.9276	449.5	755.1	1204.7	0.6490	0.3148	0.3149	447.7	1118.8	500
550	476.94	0.0199	0.82183	0.8418	460.9	743.3	1204.3	0.6611	0.2936	0.2937	458.9	1118.6	550
600	486.20	0.0201	0.74962	0.7698	471.7	732.0	1203.7	0.6723	0.2738	0.2739	469.5	1118.2	600
700	503.08	0.0205	0.63505	0.6556	491.6	710.2	1201.8	0.6928	0.2377	0.2378	488.9	1116.9	700
800	518.21	0.0209	0.54809	0.5690	509.8	689.6	1199.4	0.7111	0.2051	0.2052	506.7	1115.2	800
900	531.95	0.0212	0.47968	0.5009	526.7	669.7	1196.4	0.7279	0.1753	0.1754	523.2	1113.0	900
1000	544.58	0.0216	0.42436	0.4460	542.6	650.4	1192.9	0.7434	0.1476	0.1477	538.6	1110.4	1000
1100	556.28	0.0220	0.37863	0.4006	557.5	631.5	1189.1	0.7578	0.1216	0.1217	553.1	1107.5	1100
1200	567.19	0.0223	0.34013	0.3625	571.9	613.0	1184.8	0.7714	0.0969	0.0970	566.9	1104.3	1200
1300	577.42	0.0227	0.30722	0.3299	585.6	594.6	1180.2	0.7843	0.0733	0.0734	580.1	1100.9	1300
1400	587.07	0.0231	0.27871	0.3018	598.8	576.5	1175.3	0.7966	0.5507	0.5508	592.9	1097.1	1400
1500	596.20	0.0235	0.25372	0.2772	611.7	558.4	1170.1	0.8085	0.5288	0.5289	605.2	1093.1	1500
2000	635.80	0.0257	0.16266	0.1883	672.1	466.2	1138.3	0.8625	0.4256	0.4257	662.6	1068.6	2000
2500	668.11	0.0286	0.10209	0.1307	731.7	361.6	1093.3	0.9139	0.3206	0.3207	718.5	1032.9	2500
3000	695.33	0.0343	0.05073	0.0850	801.8	218.4	1020.3	0.9728	0.1891	0.1892	782.8	973.1	3000
3208.2	705.47	0.0508	0	0.0508	906.0	0	906.0	1.0612	0	1.0612	875.9	875.9	3208.2

(continuación Tabla I)

Propiedades del vapor recalentado y el agua comprimida (Temperatura y presión)

Pres. abs. lb/in ² (temp. sat.)	Temperatura, °F														
	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
1 (101.74)	v 0.0161 68.00 0.1295	392.5 1150.2 2.0509	452.3 1195.7 2.1152	511.9 1241.8 2.1722	571.5 1288.6 2.2237	631.1 1336.1 2.2708	690.7 1384.5								
5 (162.24)	v 0.0161 68.01 0.1295	78.14 1148.6 1.6716	90.24 1194.8 1.9369	102.24 1241.3 1.9943	114.21 1289.2 2.0460	126.15 1335.9 2.0932	138.08 1384.3 2.1369	150.01 1433.6 2.1776	161.94 1483.7 2.2159	173.86 1534.7 2.2521	185.78 1586.7 2.2866	197.70 1639.6 2.3194	209.62 1693.3 2.3509	221.53 1748.0 2.3811	232.45 1802.5 2.4101
10 (193.21)	v 0.0161 68.02 0.1295	38.84 1146.6 1.7928	44.98 1193.7 1.8593	51.03 1240.6 1.9173	57.04 1287.8 1.9692	63.03 1335.5 2.0166	69.00 1384.0 2.0603	74.98 1433.2 2.1011	80.94 1483.5 2.1394	86.91 1534.6 2.1757	92.87 1586.6 2.2101	98.84 1639.5 2.2430	104.80 1693.2 2.2744	110.76 1747.9 2.3046	116.72 1802.8 2.3327
15 (213.02)	v 0.0161 68.04 0.1295	0.0166 1148.09 0.2940	29.899 1192.5 1.5134	33.963 1239.2 1.8720	37.985 1287.3 1.9242	41.986 1335.2 1.9717	45.978 1383.8 2.0155	49.964 1433.2 2.0563	53.946 1483.4 2.0946	57.926 1534.5 2.1309	61.905 1586.5 2.1653	65.882 1639.4 2.1982	69.858 1693.2 2.2297	73.833 1747.8 2.2599	77.807 1802.8 2.2890
20 (227.96)	v 0.0161 68.05 0.1295	0.0166 1148.11 0.2940	22.356 1191.4 1.7805	25.428 1239.2 1.8397	28.457 1286.9 1.8921	31.466 1334.9 1.9397	34.465 1383.5 1.9836	37.458 1432.9 2.0244	40.447 1483.2 2.0628	43.435 1534.3 2.0991	46.420 1586.3 2.1336	49.405 1639.3 2.1665	52.388 1693.1 2.1979	55.370 1747.8 2.2282	58.352 1802.8 2.2572
30 (267.25)	v 0.0161 68.10 0.1295	0.0166 1148.15 0.2940	11.036 1190.6 1.6992	12.624 1236.4 1.7608	14.165 1285.0 1.8143	15.685 1333.6 1.8624	17.195 1382.5 1.9065	18.699 1432.1 1.9476	20.199 1482.5 1.9860	21.697 1533.7 2.0224	23.194 1585.8 2.0569	24.689 1638.8 2.0899	26.183 1692.7 2.1224	27.676 1747.6 2.1516	29.168 1802.0 2.1807
40 (292.71)	v 0.0161 68.15 0.1295	0.0166 1148.20 0.2939	7.257 1181.6 1.6492	8.354 1233.5 1.7134	9.400 1283.2 1.7681	10.425 1332.3 1.8168	11.438 1381.5 1.8612	12.446 1431.3 1.9024	13.450 1481.8 1.9410	14.452 1533.2 1.9774	15.452 1585.3 2.0120	16.450 1638.4 2.0450	17.448 1692.4 2.0765	18.445 1747.1 2.1068	19.441 1802.8 2.1359
50 (312.04)	v 0.0161 68.21 0.1295	0.0166 1148.24 0.2939	0.0175 269.74 0.4371	6.218 1230.5 1.6790	7.018 1281.3 1.7349	7.794 1330.9 1.7842	8.560 1380.5 1.8289	9.319 1430.5 1.8702	10.075 1481.1 1.9089	10.829 1532.6 1.9454	11.581 1584.9 1.9800	12.331 1638.0 2.0131	13.081 1692.0 2.0446	13.829 1746.8 2.0750	14.577 1802.5 2.1041
100 (327.82)	v 0.0161 68.26 0.1295	0.0166 1148.29 0.2939	0.0175 269.77 0.4371	4.935 1227.4 1.6516	5.588 1279.3 1.7088	6.216 1329.6 1.7586	6.833 1379.5 1.8036	7.443 1429.7 1.8451	8.050 1480.4 1.8839	8.655 1532.0 1.9205	9.258 1584.4 1.9552	9.860 1637.6 1.9883	10.460 1691.6 2.0199	11.060 1746.5 2.0502	11.659 1802.2 2.0794
120 (341.27)	v 0.0161 68.31 0.1295	0.0166 1148.33 0.2939	0.0175 269.81 0.4371	4.0786 1224.1 1.6286	4.6341 1277.4 1.6872	5.1637 1328.1 1.7376	5.6831 1378.8 1.7829	6.1928 1428.8 1.8246	6.7006 1479.8 1.8635	7.2060 1531.4 1.9001	7.7096 1583.9 1.9349	8.2119 1637.1 1.9680	8.7130 1691.3 1.9996	9.2134 1746.2 2.0300	9.7130 1802.0 2.0592
140 (353.04)	v 0.0161 68.37 0.1295	0.0166 1148.38 0.2939	0.0175 269.85 0.4370	3.4661 1220.8 1.6085	3.9526 1275.3 1.6686	4.4119 1326.8 1.7196	4.8585 1377.4 1.7652	5.2995 1428.0 1.8071	5.7364 1479.1 1.8461	6.1709 1530.8 1.8828	6.6036 1583.4 1.9176	7.0349 1636.7 1.9508	7.4652 1690.9 1.9825	7.8946 1745.9 2.0129	8.3233 1801.7 2.0421
160 (363.55)	v 0.0161 68.42 0.1294	0.0166 1148.42 0.2938	0.0175 269.89 0.4370	3.0060 1217.4 1.5906	3.4413 1273.3 1.6522	3.8480 1325.4 1.7039	4.2420 1376.4 1.7499	4.6295 1427.2 1.7919	5.0132 1478.4 1.8310	5.3945 1530.3 1.8678	5.7741 1582.9 1.9027	6.1522 1636.3 1.9359	6.5293 1690.5 1.9676	6.9055 1745.6 1.9980	7.2811 1801.4 2.0273
180 (373.08)	v 0.0161 68.47 0.1294	0.0166 1148.47 0.2938	0.0174 269.92 0.4370	2.6474 1213.8 1.5743	3.0433 1271.2 1.6376	3.4093 1324.0 1.6900	3.7621 1375.3 1.7362	4.1084 1426.3 1.7784	4.4505 1477.7 1.8176	4.7907 1529.7 1.8545	5.1289 1582.4 1.8894	5.4657 1635.9 1.9227	5.8014 1690.2 1.9545	6.1363 1745.3 1.9849	6.4704 1801.2 2.0142
200 (381.80)	v 0.0161 68.52 0.1294	0.0166 1148.51 0.2938	0.0174 269.96 0.4369	2.3598 1210.1 1.5593	2.7247 1269.0 1.6242	3.0583 1322.6 1.6776	3.3783 1374.3 1.7239	3.6915 1425.5 1.7663	4.0008 1477.0 1.8057	4.3077 1529.1 1.8426	4.6128 1581.9 1.8776	4.9165 1635.4 1.9109	5.2191 1689.8 1.9427	5.5209 1745.0 1.9732	5.8219 1800.9 2.0025
250 (400.97)	v 0.0161 68.66 0.1294	0.0166 1148.63 0.2937	0.0174 270.05 0.4368	0.0186 375.10 0.5667	2.1504 1263.5 1.5951	2.4662 1319.0 1.6502	2.6872 1371.6 1.6976	2.9410 1423.4 1.7405	3.1909 1475.3 1.7801	3.4382 1527.6 1.8173	3.6837 1580.6 1.8524	3.9278 1634.4 1.8858	4.1709 1688.9 1.9177	4.4131 1744.2 1.9482	4.6546 1800.2 1.9776
300 (417.35)	v 0.0161 68.79 0.1294	0.0166 1148.74 0.2937	0.0174 270.14 0.4307	0.0186 375.15 0.5665	1.7665 1257.7 1.5703	2.0044 1315.2 1.6274	2.2263 1368.9 1.6758	2.4407 1421.3 1.7192	2.6509 1473.6 1.7591	2.8585 1526.2 1.7964	3.0643 1579.4 1.8317	3.2688 1633.3 1.8652	3.4721 1688.0 1.8972	3.6746 1743.4 1.9278	3.8764 1799.6 1.9572
350 (431.73)	v 0.0161 68.92 0.1293	0.0166 1148.85 0.2936	0.0174 270.24 0.4367	0.0186 375.21 0.5664	1.4913 1251.5 1.5483	1.7028 1311.4 1.6077	1.8970 1366.2 1.6571	2.0832 1419.2 1.7009	2.2652 1471.8 1.7411	2.4445 1524.7 1.7787	2.6219 1578.2 1.8141	2.7980 1632.3 1.8477	2.9730 1687.1 1.8798	3.1471 1742.6 1.9105	3.3205 1798.9 1.9400
400 (444.60)	v 0.0161 69.05 0.1293	0.0166 1148.97 0.2935	0.0174 270.33 0.4366	0.0186 375.27 0.5663	1.2841 1245.1 1.5282	1.4763 1307.4 1.5901	1.6499 1363.4 1.6406	1.8151 1417.0 1.6850	1.9759 1470.1 1.7255	2.1339 1523.3 1.7632	2.2901 1576.9 1.7988	2.4450 1631.2 1.8325	2.5987 1686.2 1.8647	2.7515 1741.9 1.8955	2.9037 1798.2 1.9250
500 (467.01)	v 0.0161 69.32 0.1292	0.0166 1149.19 0.2934	0.0174 270.51 0.4364	0.0186 375.38 0.5660	0.9919 1231.2 1.4921	1.1584 1299.1 1.5595	1.3037 1357.7 1.6123	1.4397 1412.7 1.6578	1.5708 1466.6 1.6990	1.6992 1520.3 1.7371	1.8256 1574.4 1.7730	1.9507 1629.1 1.8069	2.0746 1684.4 1.8393	2.1977 1740.3 1.8702	2.3200 1796.9 1.8998

(continuación Tabla I)

Propiedades del vapor recalentado y el agua comprimida (Temperatura y presión) (continuación)

Pres. abs. lb/in ² (Temp. sat.)	Temperatura, °F															
	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500	
600 (466.20)	v 0.0161 h 69.58 s 0.1292	0.0166 169.42 0.2933	0.0174 270.70 0.4362	0.0186 375.49 0.5657	0.0186 487.93 0.6889	0.7944 1215.9 1.4590	0.9456 1290.3 1.5329	1.0726 1351.8 1.5844	1.1892 1408.3 1.6351	1.3008 1463.0 1.6769	1.4093 1517.4 1.7155	1.5160 1571.9 1.7517	1.6211 1627.0 1.7859	1.7252 1682.6 1.8184	1.8284 1738.8 1.8494	1.9309 1795.6 1.8792
700 (503.08)	v 0.0161 h 69.84 s 0.1291	0.0166 169.65 0.2932	0.0174 270.89 0.4360	0.0186 375.61 0.5655	0.0204 487.93 0.6889	0.7928 1281.0 1.5090	0.9072 1345.6 1.5673	1.0102 1403.7 1.6154	1.1078 1459.4 1.6580	1.2023 1514.4 1.6970	1.2948 1569.4 1.7335	1.3858 1624.8 1.7679	1.4757 1680.7 1.8006	1.5647 1737.2 1.8318	1.6530 1794.3 1.8617	
800 (518.21)	v 0.0161 h 70.11 s 0.1290	0.0166 169.88 0.2930	0.0174 271.07 0.4358	0.0186 375.73 0.5652	0.0204 487.88 0.6885	0.6774 1271.1 1.4869	0.7828 1339.2 1.5484	0.8759 1399.1 1.5980	0.9631 1455.8 1.6413	1.0470 1511.4 1.6867	1.1289 1566.9 1.7175	1.2093 1622.7 1.7522	1.2885 1678.9 1.7851	1.3669 1735.0 1.8164	1.4446 1792.9 1.8464	
900 (531.95)	v 0.0161 h 70.37 s 0.1290	0.0166 170.10 0.2929	0.0174 271.26 0.4357	0.0186 375.84 0.5649	0.0204 487.83 0.6881	0.5869 1250.6 1.4659	0.6858 1332.7 1.5311	0.7713 1394.4 1.5822	0.8504 1452.2 1.6263	0.9262 1505.5 1.6662	0.9998 1564.4 1.7033	1.0720 1620.6 1.7382	1.1430 1677.3 1.7713	1.2131 1734.1 1.8028	1.2825 1791.6 1.8329	
1000 (544.58)	v 0.0161 h 70.63 s 0.1289	0.0166 170.33 0.2928	0.0174 271.44 0.4355	0.0186 375.96 0.5647	0.0204 487.79 0.6876	0.5137 1249.3 1.4457	0.6080 1325.9 1.5149	0.6875 1369.6 1.5677	0.7603 1428.5 1.6126	0.8295 1484.7 1.6530	0.8966 1544.4 1.6905	0.9622 1601.4 1.7256	1.0266 1658.3 1.7589	1.0901 1715.3 1.7905	1.1529 1770.3 1.8207	
1100 (556.28)	v 0.0161 h 70.90 s 0.1289	0.0166 170.56 0.2927	0.0174 271.63 0.4353	0.0185 376.08 0.5644	0.0203 487.75 0.6872	0.4531 1237.3 1.4259	0.5440 1318.8 1.4996	0.6188 1384.7 1.5542	0.6865 1444.7 1.6000	0.7505 1502.2 1.6410	0.8121 1561.4 1.6787	0.8723 1621.3 1.7141	0.9313 1681.3 1.7475	0.9894 1741.3 1.7793	1.0468 1799.0 1.8097	
1200 (567.19)	v 0.0161 h 71.16 s 0.1288	0.0166 170.78 0.2926	0.0174 271.82 0.4351	0.0185 376.20 0.5642	0.0203 487.72 0.6868	0.4016 1224.2 1.4061	0.4905 1311.5 1.4851	0.5615 1379.7 1.5415	0.6250 1440.9 1.5893	0.6845 1499.4 1.6256	0.7418 1556.9 1.6679	0.7974 1614.2 1.7035	0.8519 1671.6 1.7371	0.9055 1729.4 1.7691	0.9584 1787.6 1.7996	
1400 (587.07)	v 0.0161 h 71.68 s 0.1287	0.0166 171.24 0.2923	0.0174 272.19 0.4348	0.0185 376.44 0.5636	0.0203 487.65 0.6859	0.3176 1194.1 1.3652	0.4059 1296.1 1.4575	0.4712 1369.3 1.5182	0.5282 1433.2 1.5670	0.5809 1493.2 1.6096	0.6311 1551.8 1.6484	0.6798 1609.9 1.6845	0.7272 1668.0 1.7185	0.7737 1726.3 1.7508	0.8195 1785.0 1.7815	
1600 (604.87)	v 0.0161 h 72.21 s 0.1286	0.0166 171.69 0.2921	0.0173 272.57 0.4344	0.0185 376.69 0.5631	0.0202 487.60 0.6851	0.0236 616.77 0.8129	0.3415 1279.4 1.4312	0.4032 1358.5 1.4968	0.4555 1425.2 1.5478	0.5031 1486.9 1.5916	0.5482 1546.6 1.6312	0.5915 1605.6 1.6678	0.6336 1664.3 1.7022	0.6748 1723.2 1.7344	0.7153 1782.3 1.7657	
1800 (621.02)	v 0.0160 h 72.73 s 0.1284	0.0165 172.15 0.2918	0.0173 272.95 0.4341	0.0185 376.93 0.5626	0.0202 487.56 0.6843	0.0235 615.58 0.8109	0.2906 1261.1 1.4054	0.3500 1347.2 1.4768	0.3988 1417.1 1.5302	0.4426 1480.6 1.5753	0.4836 1541.1 1.6156	0.5229 1601.2 1.6528	0.5609 1660.6 1.6876	0.5980 1720.1 1.7204	0.6343 1779.7 1.7516	
2000 (635.80)	v 0.0160 h 73.26 s 0.1283	0.0165 172.60 0.2916	0.0173 273.32 0.4337	0.0184 377.19 0.5621	0.0201 487.53 0.6834	0.0233 614.48 0.8091	0.2488 1240.9 1.3794	0.3072 1353.4 1.4578	0.3534 1408.7 1.5138	0.3942 1474.1 1.5603	0.4320 1536.2 1.6014	0.4680 1596.9 1.6391	0.5027 1657.0 1.6743	0.5365 1717.0 1.7075	0.5695 1777.1 1.7389	
2500 (668.11)	v 0.0160 h 74.57 s 0.1280	0.0165 173.74 0.2910	0.0173 274.27 0.4329	0.0184 377.82 0.5609	0.0200 487.50 0.6815	0.0230 612.08 0.8048	0.1681 1176.7 1.3076	0.2293 1303.4 1.4129	0.2712 1386.7 1.4766	0.3068 1457.5 1.5269	0.3390 1522.9 1.5703	0.3692 1585.9 1.6094	0.3980 1647.8 1.6456	0.4259 1709.2 1.6796	0.4529 1770.4 1.7116	
3000 (695.33)	v 0.0160 h 75.88 s 0.1277	0.0165 174.88 0.2904	0.0172 275.22 0.4320	0.0183 378.47 0.5597	0.0200 487.52 0.6796	0.0228 610.08 0.8009	0.0982 1060.5 1.1966	0.1759 1267.0 1.3692	0.2161 1363.2 1.4429	0.2484 1440.2 1.4976	0.2770 1509.4 1.5434	0.3033 1574.8 1.5841	0.3282 1638.5 1.6214	0.3522 1701.4 1.6561	0.3753 1761.8 1.6888	
3200 (705.08)	v 0.0160 h 76.4 s 0.1276	0.0165 175.3 0.2902	0.0172 275.6 0.4317	0.0183 378.7 0.5592	0.0199 487.5 0.6788	0.0227 609.4 0.7994	0.0335 800.8 0.9708	0.1588 1250.9 1.3515	0.1987 1353.4 1.4300	0.2301 1433.1 1.4866	0.2576 1503.8 1.5335	0.2827 1570.3 1.5749	0.3065 1634.8 1.6126	0.3291 1698.3 1.6477	0.3510 1761.2 1.6806	
3500	v 0.0160 h 77.2 s 0.1274	0.0164 176.0 0.2899	0.0172 276.2 0.4312	0.0183 379.1 0.5585	0.0199 487.6 0.6777	0.0225 608.4 0.7973	0.0307 779.4 0.9508	0.1364 1224.6 1.3242	0.1764 1338.2 1.4112	0.2066 1422.2 1.4709	0.2326 1495.5 1.5194	0.2563 1563.3 1.5618	0.2784 1629.2 1.6002	0.2995 1693.6 1.6358	0.3198 1767.2 1.6691	
4000	v 0.0159 h 78.5 s 0.1271	0.0164 177.2 0.2893	0.0172 277.1 0.4304	0.0182 379.8 0.5573	0.0198 487.7 0.6760	0.0223 606.9 0.7940	0.0287 763.0 0.9343	0.1052 1174.3 1.2754	0.1463 1311.6 1.3807	0.1752 1403.6 1.4461	0.1994 1481.3 1.4976	0.2210 1552.2 1.5417	0.2411 1619.8 1.5812	0.2601 1685.7 1.6177	0.2783 1750.6 1.6516	
5000	v 0.0159 h 81.1 s 0.1265	0.0164 179.5 0.2881	0.0171 279.1 0.4287	0.0181 381.2 0.5550	0.0196 488.1 0.6726	0.0219 604.6 0.7880	0.0268 746.0 0.9153	0.0591 1042.9 1.1593	0.1038 1252.9 1.3207	0.1312 1364.6 1.4001	0.1529 1452.1 1.4582	0.1718 1529.9 1.5061	0.1890 1600.9 1.5481	0.2050 1670.0 1.5863	0.2203 1737.4 1.6216	
6000	v 0.0159 h 83.7 s 0.1258	0.0163 181.7 0.2870	0.0170 281.0 0.4271	0.0180 382.7 0.5528	0.0195 488.6 0.6693	0.0216 602.9 0.7826	0.0256 736.1 0.9026	0.0397 945.1 1.0176	0.0757 1188.8 1.2615	0.1020 1323.6 1.3574	0.1221 1422.3 1.4229	0.1391 1505.9 1.4748	0.1544 1582.0 1.5194	0.1684 1654.2 1.5593	0.1817 1724.2 1.5962	
7000	v 0.0158 h 86.2 s 0.1252	0.0163 184.4 0.2859	0.0170 283.0 0.4256	0.0180 384.2 0.5507	0.0193 489.3 0.6663	0.0213 601.7 0.7777	0.0248 729.3 0.8926	0.0334 901.8 1.0350	0.0573 1124.9 1.2055	0.0816 1281.7 1.3171	0.1004 1392.2 1.4466	0.1160 1482.6 1.4938	0.1298 1563.1 1.5355	0.1424 1638.6 1.5735	0.1542 1711.1 1.6092	

TABLA II. TASAS TÍPICAS DE CONSUMO DE VAPOR

BAKERIES	Operating pressure PSIG	Lbs per hr	
		In use	Maximum
Dough room trough, 8 ft long Proof boxes, 500 cu ft capacity	10	4 7	
Ovens: Peel Or Dutch Type White bread, 120 sq ft surface Rye bread, 10 sq ft surface Master Baker Ovens Century Reel, w/pb per 100 lb bread Rotary ovens, per deck Bennett 400, single deck Hubbard (any size) Middleby-Marshall, w/pb Baker-Perkins travel ovens, long tray (per 100 lbs) Baker-Perkins travel ovens, short tray (per 100 lbs) General Electric Fish Duothermic Rotary, per deck Revolving ovens: 8-10 bun pan 12-18 bun pan 18-28 bun pan	10	29 58 29 29 29 44 58 58 13 29 20 58 29 58 87	
BOTTLE WASHING Soft drinks, beer, etc.: per 100 bottles/min Milk quarts, per 100 cases per hr	5	310 58	
CANDY and CHOCOLATE Candy cooking, 30-gal cooker, 1 hour, 325 deg Chocolate melting, jacketed, 24" dia Chocolate dip kettles, per 10 sq ft tank surface Chocolate tempering, tops mixing, each 20 sq ft active surface Candy kettle per sq ft of jacket Candy kettle per sq ft of jacket	70 30 75	46 29 29 29	60 100
CREAMERIES and DAIRIES Creamery cans 3 per min Pasteurizer, per 100 gal heated 20 min	15-75		310 232
DISH WASHERS 2-Compartment tub type Large conveyor or roller type Autosan, colt, depending on size Champion, depending on size Hobart Crescent, depending on size Fan Spray, depending on size Crescent manual steam control Hobart model AM-5 Dishwashing machine	10-30 30 10 15-20	29 58 29 58 58	58 58 117 310 186 248
HOSPITAL EQUIPMENT Stills, per 100 gal distilled water Sterilizers, bed pan Sterilizers, dressing, per 10" length, approx. Sterilizers, instrument, per 100 cu in approx. Sterilizers, water, per 10 gal, approx.	40-50	102 3 7 3 6	
Disinfecting Ovens, Double Door: Up to 50 cu ft, per 10 cu ft approx. 50 to 100 cu ft, per 10 cu ft approx. 100 and up, per 10 cu ft, approx.	40-50	29 21 16	

(continuación Tabla II)

PLASTIC MOLDING Each 12 to 15 sq ft platen surface	Operating pressure PSIG	Lbs per hr	
		In use	Maximum
	125	29	
PAPER MANUFACTURE Corrugators per 1,000 sq ft Wood pulp paper, per 100 lb paper	175 50	29 372	
RESTAURANT EQUIPMENT Standard steam tables, per ft length Standard steam tables, per 20 sq ft tank Bain Marie, per ft length, 30" wide Bain Marie, per 10 sq ft tank Coffee urns, per 10 gal, cold make-up 3-compartment egg boiler Oyster steamers Clam or lobster steamer	5-20	36 29 13 29 13 13 13 29	
Steam Jacketed Kettles 10 gal capacity 25 gal stock kettle 40 gal stock kettle 60 gal stock kettle	5-20	13 29 44 58	
Plate And Dish Warmers Per 100 sq ft shelf Per 20 cu ft shelf Warming ovens, per 20 cu ft Direct vegetable steamer, per compartment Potato steamer Morandi Proctor, 30 comp., no return Pot sink, steam jets, average use Silver burnishers, Tahara	5-20	58 29 29 29 29 87 29 58	
SILVER MIRRORING Average steam tables	5	102	
TIRE SHOPS Truck molds, large Truck molds, medium Passenger molds Sections, per section Puff Irons, each	100	87 58 29 7 7	

TABLA III .

GUÍA DE SELECCIÓN DE TRAMPAS PARA DIFERENTES APLICACIONES

La Presente Tabla Permite La Selección Correcta de Trampas Para Diferentes Aplicaciones

A = Primera Alternativa B = Segunda Alternativa

APLICACION	Rango FT (Flotador/ Termostático)	FT, TV, SLR (Flotador Termostático con Dispositivo Antibloqueo Por Vapor)	FT/SLR (Flotador con Dispositivo Antibloqueo por Vapor)	Rango TD (Termodinámica)	BPT (Termostática de presión Balanceada)	SM (Emetalica)	Termicon (Expansión de Líquidos)	Rango IB (cubeta Invertida)
EQUIPO PARA COMEDORES								
Marmitas de Cocción Fijas	A	B	B ¹	B ¹	B			
Marmitas de Cocción Vasculantes		A	B		B			
Marmitas de Cocción de Pedestal	B	B	B ¹		A ²			
Hornos de Vapor					A ²			
Planchas	B	B	B ¹		A ²			
CALENTAMIENTO DE ACEITE COMBUSTIBLE								
Tanques de Almacenamiento de Aceite Comb				A				B ¹
Calentadores de Línea	A							B ¹
Intercambiadores de Trazas de Vapor y Líquidos Enramisados				E	A ²	F	E	B ¹
EQUIPOS PARA HOSPITALES								
Autoclaves y Esterilizadores	B	B	B ¹		F			B
SECADORES INDUSTRIALES								
Serpentines Secadores (continuos)	A				E	B		B
Serpentines Secadores (tipo red)					E	A		B ¹
Cilindros Secadores	B	A	B ¹					B ¹
Secadores de Tubería de Varios Niveles	A				E			B ¹
Máquinas de Apresto de Cilindros Múltiples	B	A	B ¹					B ¹
EQUIPOS PARA LAVANDERIAS								
Planchadoras de Trajes	B			A				B
Planchas y Calandras	B	A	B ¹	B ¹	B			B ¹
Unidades Recuperadoras de Solventes	A			B				B
Secadoras Rotativas	A	B	B ¹					B ¹
PRENSAS								
Prensas de Platos Múltiples (conexiones en paralelo)	B			A				B
Prensas de Platos Múltiples (conexiones en serie)				A ¹				B ¹
Moldes para Neumáticos	B			A	B			B
EQUIPOS PARA PROCESOS								
Marmitas de Cocción Fijas	A	B	B ¹	B ¹	B			
Marmitas de Cocción Vasculantes		A	B					
Ollas Convexas	A	B	B ¹					B ¹
Digestores	A			B ¹				B ¹
Evaporadores	A	B	B ¹					B ¹
Planchas Calientes				B	A			
Retortas	A							B ¹
Tanques de Almacenamiento				A ¹				B ¹
Vulcanizadores	B			A				B ¹
CALENTAMIENTO AMBIENTAL								
Intercambiadores de Concha y Tubo	A	B	B ¹					B ¹
Serpentines de Calentamiento	A	B	B ¹					B ¹
Paneles Radiantes	A	B	B ¹	B ¹				B ¹
Intercambiadores de Gabinete de Radiación y Convección	B				A	B		
Serpentines Suspensos	B				A			B ¹
TUBERIAS DE DISTRIBUCION								
Tramos Horizontales	B			A	B ²			B
Separadores	A			B	B ²			B
Extremos de Tuberías	B			A ¹	B ²			B ¹
Orientes de Cierre (para protección por congelamiento)					B ³		A	
TANQUES Y TINAS								
Tinas de Proceso (descarga por arriba)	B			A	B			B
Tinas de Proceso (descarga por debajo)	A			B	B			B
Tanques Pequeños Calentados por Serpentines (de calentamiento rápido)	A				B			B
Tanques Pequeños Calentados por Serpentines (de calentamiento lento)							A	

1 Con Eliminador de Aire en Paralelo. 2 Al Extremo de Una Pierra de Enfriamiento longitud mínima 3 piés (1m)

3 Use un trazo especial de trampas que ofrezcan la opción de descarga a temperatura establecida.

