

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

*ADECUACIÓN DE UN GENERADOR DE VAPOR A UN
CENTRAL AZUCARERO, UTILIZANDO COMO
COMBUSTIBLE BAGAZO DE CAÑA.*

Presentado ante la ilustre

Universidad Central de Venezuela.

Por el Br. Oropeza Moreno, Alex Frank

para optar al Título

de Ingeniero Mecánico

Caracas, 2001

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

ADECUACIÓN DE UN GENERADOR DE VAPOR A UN CENTRAL AZUCARERO, UTILIZANDO COMO COMBUSTIBLE BAGAZO DE CAÑA.

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Julio Zambrano

TUTOR INDUSTRIAL: Nicolás Tolmachewsky

Asesor de Ingeniería

Presentado ante la ilustre

Universidad Central de Venezuela.

Por el Br. Oropeza Moreno, Alex Frank

para optar al Título

de Ingeniero Mecánico

Caracas, 2001

Ινδιχε δε Χοντενιδο

CAPÍTULO 1	Introducción	16
-------------------	---------------------	-----------

CAPÍTULO 2 Central El Palmar S.A.

2.1.-	Generalidades	20
2.2.-	Uso de la energía en Central El Palmar S.A.	20
2.2.1.-	Turbo generadores	23
2.2.2.-	Molinos	24
2.2.3.-	Picadora y desfibradora	24
2.2.4.-	Bombas	24
2.2.5.-	Secador de azúcar	25
2.2.6.-	Desaereador	25
2.2.7.-	Centrífugas	25
2.2.8.-	Evaporador	25
2.2.9.-	Calentadores	28
2.2.10.-	Tachos	28
2.2.11.-	Condensadores	29

2.3.- Proceso de producción del azúcar	29
a.- Cultivo	30
b.- Molienda	30
c.- Clarificación.....	32
d.- Evaporación	34
e.- Cristalización.....	34
f.- Refinación.....	36

CAPÍTULO 3 Generador de Vapor

3.1.- Generalidades.....	39
3.2.- Partes de un generador de vapor.....	39
3.2.1.- Caldera	40
3.2.1.1.- Clasificación de las calderas.	40
a.- Calderas igneotubulares.....	40
b.- Calderas acuotubulares.	40
3.2.2.- Hogar.....	42
3.2.2.1.- Paredes enfriadas por agua.....	43
3.2.3.- Sobrecalentador.....	45
3.2.3.1.- Sobrecalentamiento.	45

3.2.3.2.-	Control del sobrecalentamiento	46
a.-	Atemperadores	46
a.1.-	Localización	47
a.1.1.-	Atemperación de condensación	47
a.1.2.-	Desobrecalentamiento intermedio	49
a.1.3.-	Desobrecalentamiento de enfriamiento posterior	50
a.2.-	Selección.....	50
a.2.1.-	Atemperador del tipo cabezal	51
a.2.2.-	Atemperador de cuerpo de acero con tubos.....	52
a.2.3.-	Atemperador del tipo sumergido.....	53
a.2.4.-	Atemperador tipo atomizador.....	54
3.2.3.3.-	Sobrecalentadores.	55
a.-	Sobrecalentadores de convección.	56
a.1.-	Localización	56
a.2.-	Características de capacidad	57
b.-	Sobrecalentadores para calor radiante.	57
b.1.-	Localización	58
b.2.-	Características de capacidad	59
c.-	Sobrecalentadores combinados para calor radiante y de convección.....	60

c.1.- Localización	61
3.2.4.- Calentadores de aire.	62
3.2.4.1.- Clasificación.....	65
a.- Calentadores recuperativos.....	66
b.- Calentadores regenerativos.....	66
3.2.5.- Economizador.....	68
3.2.5.1.- Ventajas del economizador.	69
3.3.- Esquema general del funcionamiento de un generador de vapor (Representación mediante circuitos).....	70
3.3.1.- Circuito de aire – combustible.....	70
3.3.1.1.- Funcionamiento	70
3.3.2.- Circuito de agua – vapor.	72
3.3.2.1.- Funcionamiento.....	72
3.4.- Combustión.....	74
3.4.1.- Combustibles.....	75
3.4.2.- Clasificación de los combustibles.	75
a.- Combustibles sólidos.....	76
b.- Combustibles líquidos y gaseosos.....	76
3.4.3.- Aire para la combustión.....	77
3.5.- Válvulas de seguridad.....	78

3.5.1.- Normas ASME que regulan el uso de las válvulas de seguridad

80

CAPÍTULO 4 Descripción de un generador de vapor

- Babcock & Wilcox n°6 -

4.1.- Generalidades.....	82
4.2.- Condiciones de diseño	83
4.2.1.- Combustibles	83
4.2.1.1.- Residuos sólidos municipales	83
4.2.1.2.- Petróleo N°6.....	85
4.2.2.- Máxima capacidad de generación de vapor.....	85
4.2.3.- Presión de diseño.....	86
4.2.4.- Superficies de calentamiento.....	86
4.2.4.1.- Hogar.....	86
4.2.4.2.- Caldera	88
a.- Separadores ciclónicos.....	91
b.- Depuradores de placa corrugada.....	92
4.2.4.3.- Economizador.....	93
4.2.4.4.- Calentador de aire.....	94
4.2.4.5.- Sobrecalentador.....	95

4.2.5.- Atemporador.....96

CAPÍTULO 5 Metodología de Cálculo.

5.1.- Generalidades.....98

5.2.- Métodos de cálculo99

5.2.1.- Análisis del proceso de combustión -(E. Hugot)-99

5.2.1.1.- Poder calorífico del bagazo húmedo99

**5.2.1.2.- Cantidad de los gases, producto de la combustión, por Kg
(lb) de bagazo húmedo, con exceso de aire..... 102**

a.- Combustión del bagazo en base seca 103

**a.1.- Cantidad de oxígeno necesario para la combustión del bagazo
..... 106**

**a.2.- Cantidad de nitrógeno necesario para la combustión del
bagazo..... 107**

b.- Combustión del bagazo en base húmeda con exceso de aire . 107

**b.1.- Cantidad de gases producto de la combustión mediante su
composición elemental 108**

b.2.- Cantidad de combustible quemado por hora en el hogar..... 114

<p>b.3.- Flujo másico de los gases productos de la combustión del bagazo </p>	<p>11</p>
<p>5</p>	
<p>5.2.2.- Superficie de calentamiento de un sobrecalentador -(E. Hugot)-</p>	<p>115</p>
<p>5.2.3.- Superficie de calentamiento de un sobrecalentador -(The Babcock & Wilcox Company)-</p>	<p>117</p>
<p>5.2.4.- Diámetro de una tubería que conduce vapor.....</p>	<p>132</p>
<p>5.2.5.- Criterio de selección de válvulas de seguridad para generadores de vapor</p>	<p>135</p>

CAPÍTULO 6 Cálculos

<p>6.1.- Generalidades.....</p>	<p>137</p>
<p>6.2.- Variables establecidas por el Central El Palmar S.A.....</p>	<p>138</p>
<p>6.3.- Variables establecidas por las condiciones de diseño del generador Babcock & Wilcox nº6.....</p>	<p>140</p>
<p>6.4.- Análisis del proceso de combustión -(E. Hugot)-.....</p>	<p>141</p>
<p>6.4.1.- Poder calorífico alto</p>	<p>142</p>

6.4.2.-	Poder calorífico bajo	142
6.4.3.-	Cantidad de aire para la combustión del bagazo, por cantidad de bagazo quemado	142
6.4.4.-	Cantidad de gases producto de la combustión del bagazo por cantidad de bagazo quemado.....	143
6.4.5.-	Perdidas por calor sensible en los gases	143
6.4.6.-	Cantidad de calor suministrado por Kg (lb) de combustible.	144
6.4.7.-	Cantidad de vapor obtenido por Kg (lb) de bagazo quemado	145
6.4.8.-	Cantidad de combustible quemado por hora en el hogar (B)	146
6.4.9.-	Flujo másico de los gases productos de la combustión del bagazo	147
6.5.-	Superficie de calentamiento de un sobrecalentador	147
	-(E. Hugot)-	
6.6.-	Superficie de calentamiento de un sobrecalentador	149
	-(The Babcock & Wilcox Company)-	
6.6.1.-	Cálculos	150
6.7.-	Evaluación de metodologías	157

6.8.- Determinación del diámetro de la tubería que conduce vapor saturado del domo superior al sobrecalentador **157**

6.9.- Selección de las válvulas de seguridad..... **159**

CAPÍTULO 7 Análisis de resultados

7.1.- De la superficie de calentamiento del sobrecalentador **161**

7.2.- De la dimensión de la tubería que conduce vapor desde el domo superior hasta el sobrecalentador..... **164**

7.3.- De las válvulas de seguridad **165**

Conclusiones **167**

Recomendaciones **171**

Bibliografía **175**

Anexos **177**

Íνδιχε δε ταβλασ

CAPÍTULO 2 Central El Palmar S.A.

Tabla 2.1 Características técnicas de Turbinas de contrapresión y Generadores.....	23
--	-----------

CAPÍTULO 5 Metodología de Cálculo

Tabla 5.1 Poder calorífico de cada elemento componente del bagazo	100
Tabla 5.2 Cantidades mínimas necesarias para la combustión del bagazo	106
Tabla 5.3 Ejemplo 5.1	110
Tabla 5.4 Emisividad de los gases.....	121
Tabla 5.5 Rangos de velocidad para el vapor en tuberías (Littleton C.)	133

Ινδιχε δε φιγυρασ

CAPÍTULO 2 Central El Palmar S.A.

Figura 2.1 Diagrama de balance de vapor.....	22
Figura 2.2 Evaporador de múltiple efecto.....	26
Figura 2.3 Paso del jugo y del vapor dentro de los calentadores	27
Figura 2.4 Proceso de cosecha, molienda y generación de fuerza	31
Figura 2.5 Proceso de clarificación y evaporación	33
Figura 2.6 Proceso de cocimiento de crudo.....	35
Figura 2.7 Proceso de refinación, cocimiento de refino, secado y envasado	36

CAPÍTULO 3 Generador de Vapor

Figura 3.1 Caldera acuotubular de dos domos.....	41
Figura 3.2 Tipos de construcción de paredes de agua.....	43
Figura 3.3 Atemperador de superficie del tipo de condensación	50
Figura 3.4 Instalación de atemperador de superficie en el cabezal de entrada del sobrecalentador secundario	50

Figura 3.5 Atemperador del tipo de tanque e intercambio de calor..	51
Figura 3.6 Instalación de un sobrecalentador intermedio tipo tanque de intercambio de calor.....	51
Figura 3.7 Atemperador de intercambio de calor tipo domo.....	52
Figura 3.8 Instalación de atemperadores de condensación en domos	53
Figura 3.9 Atemperador de pulverización, mostrando la boquilla de condensación térmica	54
Figura 3.10 Instalación de un atemperador por atomización.....	54
Figura 3.11 Curvas de operación de los sobrecalentadores	60
(características normales de diseño)	
Figura 3.12 Calentador de aire tubular	66
Figura 3.13 Calentador de aire rotativo	66
Figura 3.14 Circuito aire – combustible	71
Figura 3.15 Circuito agua – vapor.....	73
Figura 3.16 Válvula de seguridad.....	78
Figura 3.17 Válvula de seguridad de boquilla completa	79
Figura 3.18 Válvula de seguridad de semiboquilla.....	80

CAPÍTULO 4 Descripción de un generador de vapor

- Babcock & Wilcox nº6 -

Figura 4.1	Pared de agua con membrana soldada	87
Figura 4.2	Domo superior de hilera sencilla, separadores de vapor ciclónicos, depuradores de placa corrugada	88
Figura 4.3	Vista exterior del domo superior.....	89
Figura 4.4	Vista interior del domo superior.....	89
Figura 4.5	Vista externa del domo inferior	90
Figura 4.6	Vista interior del domo inferior.....	90
Figura 4.7	Recorrido de la mezcla de agua y vapor por medio del domo superior	91
Figura 4.8	Estructura de un separador ciclónico	91
Figura 4.9	Vista inferior de un separador ciclónico	92
Figura 4.10	Depuradores de placa corrugada	93
Figura 4.11	Calentador de aire B&W	94
Figura 4.12	Elemento del sobrecalentador	95
Figura 4.13	Atemperador tipo atomización Babcock & Wilcox.....	96
 CAPÍTULO 5 Metodología de Cálculo		
Figura 5.1	Calor específico medio del gas	119

Figura 5.2 Viscosidad absoluta del vapor.....	123
Figura 5.3 Factor de propiedad de los gases.....	125
Figura 5.4 Factor de propiedades físicas (gases).....	126
Figura 5.5 Factor de arreglo tubular	128
Figura 5.6 Factor de transferencia de calor por profundidad	127
Figura 5.7 Disposición de factor de efectividad.....	127
Figura 5.8 Coeficiente básico de transferencia de calor por radiación	129
Figura 5.9 Presiones parciales del $\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O}$	130
Figura 5.10 Longitud media radiante	130
Figura 5.11 Factor de combustible	131
Figura 5.12 Factor de propiedades físicas para el vapor	132

Caracas, Agosto de 2001

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Mecánica, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Alex F. Oropeza M., titulado:

***“ADECUACIÓN DE UN GENERADOR DE VAPOR A
UN CENTRAL AZUCARERO, UTILIZANDO COMO
COMBUSTIBLE BAGAZO DE CAÑA”***

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Mecánico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROVADO.

Prof. Fabián Flores
Prof. Alberto Fuentes
Jurado

Jurado

Prof. Julio Zambrano
Nicolás Tolmachewsky.
Tutor Académico
Tutor Industrial

Esp.

No interesa lo que se aprende, sino que cuando se haya aprendido algo se persevere hasta tener un completo dominio de ello. No importa lo que se inquiere, sino que al inquirir una cosa se persevere hasta haberla entendido perfectamente. No interesa lo que se trata de pensar, pero después de haber pensado algo, se debe perseverar hasta conseguirlo. No interesa lo que se trate de entresacar, sino que cuando se entresaque algo se persevere hasta tener una idea clara y distinta. No interesa lo que se trata de llevar a cabo, sino que cuando se trate de llevar algo a cabo, se persevere hasta haberlo logrado completamente. Si un hombre ha tenido éxito con un solo esfuerzo, debe hacer uso de cien esfuerzos. Si otro hombre ha tenido éxito con diez esfuerzos, debe hacer uso de mil esfuerzos. Si un hombre procede en esta forma, aunque sea duro de entendimiento, se hará inteligente; y aunque sea débil, se transformará en fuerte

Confucio

Dedicado a mis padres, a mi hermana y a mi familia por su estímulo, paciencia y, sobre todo, por su amor.

Especial agradecimiento a:

Ing. Julio Zambrano quien me dio todo su apoyo personal, profesional y docente para la elaboración de la presente tesis.

Nicolas Tolmachevsky quien depositó en mi toda su confianza para la elaboración de un proyecto de envergadura y me transmitió los conocimientos adquiridos por él durante su larga vida profesional.

A los amigos del Central El Palmar S.A. ingenieros,
técnicos, dibujantes y demás personal administrativo y de servicios,
quienes compartieron conmigo este gran esfuerzo profesional.

A todos, muchas gracias.

© Alex Oropeza, 2001

Hecho el Depósito de Ley

Depósito legal N° Ift4872001620125

Oropeza M., Alex F.

**ADECUACIÓN DE UN GENERADOR DE VAPOR A UN
CENTRAL AZUCARERO, UTILIZANDO COMO
COMBUSTIBLE BAGAZO DE CAÑA.**

*Tutor Académico: Prof. Julio Zambrano. Tutor Industrial:
Nicolas Tolmachevsky. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de
Ingeniería. Escuela de Mecánica. 2001. 188 pág.*

Generador de Vapor, Válvulas de Seguridad, Tubería de Vapor, Bagazo
de Caña, Sobrecalentadores

El presente trabajo de grado tiene como objetivo la adecuación de un generador de vapor a un central azucarero, utilizando como combustible bagazo de caña. Dicho generador, era empleado para la generación de vapor sobrecalentado con una presión de 4,48 KPa (650 Psig) y una temperatura de 398,89 °C (750°F), utilizando como combustible desechos municipales y petróleo n° 6.

En el proceso de producción desarrollado en el central azucarero se requiere vapor sobrecalentado con una presión de 3,1 KPa (450 Psig) y una temperatura de 398,89°C (750 °F). El combustible a utilizar por el generador de vapor es, por una parte, el bagazo de la caña de azúcar,

obtenido como subproducto en el citado proceso y, por otra, gas natural adquirido por el central.

Para cumplir con dichos requerimientos se formularon y cumplieron los siguientes objetivos específicos: cálculo de la superficie de calentamiento del sobrecalentador; determinación del diámetro de la tubería que conduce vapor saturado de la caldera al sobrecalentador y, por último, determinación de la capacidad de las válvulas de seguridad.

Con el fin de aplicar los conocimientos necesarios para la realización de dicho trabajo de grado, se elaboró un fundamento teórico basado en: el proceso de producción del azúcar; la obtención del bagazo en un central azucarero y los elementos que forman parte de un generador de vapor.

Εντροδυχχι ίν

1

CAPÍTULO

El Central Azucarero El Palmar S.A., ubicado en los Valles del Estado Aragua, en la población de San Mateo, procesa anualmente 1.200.000 toneladas de caña de azúcar, de las cuales 400.000 se convierten en bagazo.

El bagazo es la fibra que se obtiene del riguroso proceso al cual se somete la caña dulce para la producción del azúcar. De cada tonelada de caña de azúcar procesada el 30% se convierte en bagazo. El bagazo se utiliza como combustible en el proceso de producción del azúcar, su uso reduce el precio del azúcar; ello, comparado con el costo de

producción del azúcar obtenida de la remolacha, en donde el combustible fósil aumenta su costo.

El bagazo, previamente tratado, puede suplir fibras cortas similares a las forestales, las cuales son utilizadas para la elaboración de productos tales como: tableros o cartón-piedra y papel.

Una cantidad significativa de este bagazo, que en nuestro caso consideramos como un subproducto, es comercializada con las empresas VENEPAL y TABLOPAN. Sin embargo, en los últimos años, estas empresas han disminuido sus niveles de producción debido a la caída de la demanda de sus productos, lo cual ha incidido en el consumo de bagazo. Este excedente de fibra de caña de azúcar ha afectado económicamente al Central Azucarero El Palmar S.A., debido a que el exceso de bagazo debe ser transportado por compañías especializadas para su desecho, repercutiendo, ésto, en un aumento en los costos de producción del azúcar.

Es importante señalar, que el precio del bagazo es calculado basándose en su poder calorífico; en los últimos años, el precio del gas natural se ha incrementado considerablemente, lo que trae como consecuencia que la fibra del bagazo adquiera mayor valor.

Para llevar a cabo el proceso de producción de azúcar, el Central El Palmar S.A. utiliza cinco (5) generadores de vapor, de los cuales dos (2) funcionan con gas natural como combustible, cuyo costo elevado influye notablemente en la rentabilidad de la empresa.

Como medida correctiva, para la disminución de los costos de producción, se adquirió, recientemente, un generador de vapor que utilizará como combustible el bagazo de la caña de azúcar.

La adquisición de este generador de vapor permite eliminar el problema de acumulación excesiva de bagazo y un ahorro en combustible fósil.

El generador de vapor adquirido, "usado" , fabricado por la empresa Babcock & Wilcox, utilizado para la generación de electricidad en la población de Lawrence, Massachusetts,

Estados Unidos de Norte América, funcionaba con petróleo N° 6 y desechos municipales como combustible; estos desechos son recolectados en camiones basureros, recibidos en tolvas con separación de metales ferrosos y despedazados en molinos de martillo. El generador de vapor trabaja bajo un régimen de presión de 4.48 KPa (650 Psi), una temperatura del vapor de 398.89°C (750 °F) y una producción de vapor de 31.49 Kg/s (250.000 lb/h).

El generador de vapor quedo fuera de funcionamiento debido a que los gases producto de la combustión de los desechos municipales son de un alto poder corrosivo, lo que obligaba a realizar un permanente mantenimiento del generador de vapor, trayendo como consecuencia elevados costos de mantenimiento.

En el Central El Palmar S.A. se requiere que el generador de vapor, antes descrito, trabaje con bagazo como combustible

primario y gas natural para los quemadores, a una presión de vapor 3.1KPa (450 Psi), 1.38 KPa (200 Psi) menos, una temperatura de vapor de 398.89°C (750°F) y una producción de vapor de 18.89Kg/s (150.000 lb/h).

Con base en lo antes expuesto, el presente trabajo tiene como finalidad la *adecuación de un generador de vapor a un central azucarero, utilizando como combustible bagazo de caña*. De allí, que su desarrollo esté orientado hacia:

- La determinación de la superficie de calentamiento del sobrecalentador, que permita obtener las condiciones de trabajo deseadas.
- La determinación del diámetro de la tubería conductora de vapor saturado desde el tambor superior hasta el sobrecalentador.

- La determinación de la cantidad de combustible, necesaria para la máxima producción de vapor.

- La determinación de la capacidad de alivio en las válvulas de seguridad de la caldera.

Χεντραλ Ελ Παλμαρ Σ.

2

CAPÍTULO

2.1.- GENERALIDADES.

El Central el Palmar S.A. es un ingenio azucarero con refinería, cuyo producto principal es el azúcar refinada, la cual se obtiene del proceso al que es sometida la caña de azúcar.

Con el fin de conocer el funcionamiento de un central azucarero, a continuación se explicará el uso de la energía y el proceso de producción del azúcar, específicamente en el Central El Palmar S.A.

2.2.- USO DE LA ENERGÍA EN CENTRAL EL PALMAR S.A.

El gas natural y el bagazo constituyen, para el proceso de producción que se desarrolla dentro del Central El Palmar S.A., las fuentes energéticas primarias. El gas natural lo provee PDVSA y el bagazo se obtiene de la molienda¹.

Las fuentes energéticas primarias se utilizan como combustible de alimentación para los generadores de vapor, los cuales tienen

¹ La molienda forma parte del proceso de producción del azúcar, el cual será expuesto en el capítulo 2 pagina (30).

como finalidad transmitir energía calórica producto de la combustión, por medio de superficies de calentamiento, al fluido de transporte energético que, en este caso, es el agua. El proceso de transferencia de calor, permitirá el cambio de estado del agua, que tendrá como resultado la obtención de vapor sobrecalentado.

El vapor sobrecalentado, considerado como una fuente energética secundaria, se usa para la obtención de energía eléctrica y, a su vez, para el proceso de producción del azúcar. En la figura 2.1 se muestra un diagrama de balance de energía donde se permite hacer un seguimiento del uso del vapor en un central azucarero como Central El Palmar S.A. En el Central El Palmar S.A., los turbogeneradores, molinos, cuchillas, desfibradora y bombas de alimentación, son accionadas por turbinas de vapor que, a su vez, son alimentadas por el vapor obtenido de los generadores de

vapor. A continuación, se describirá el funcionamiento de los siguientes equipos:

- Turbo Generadores.

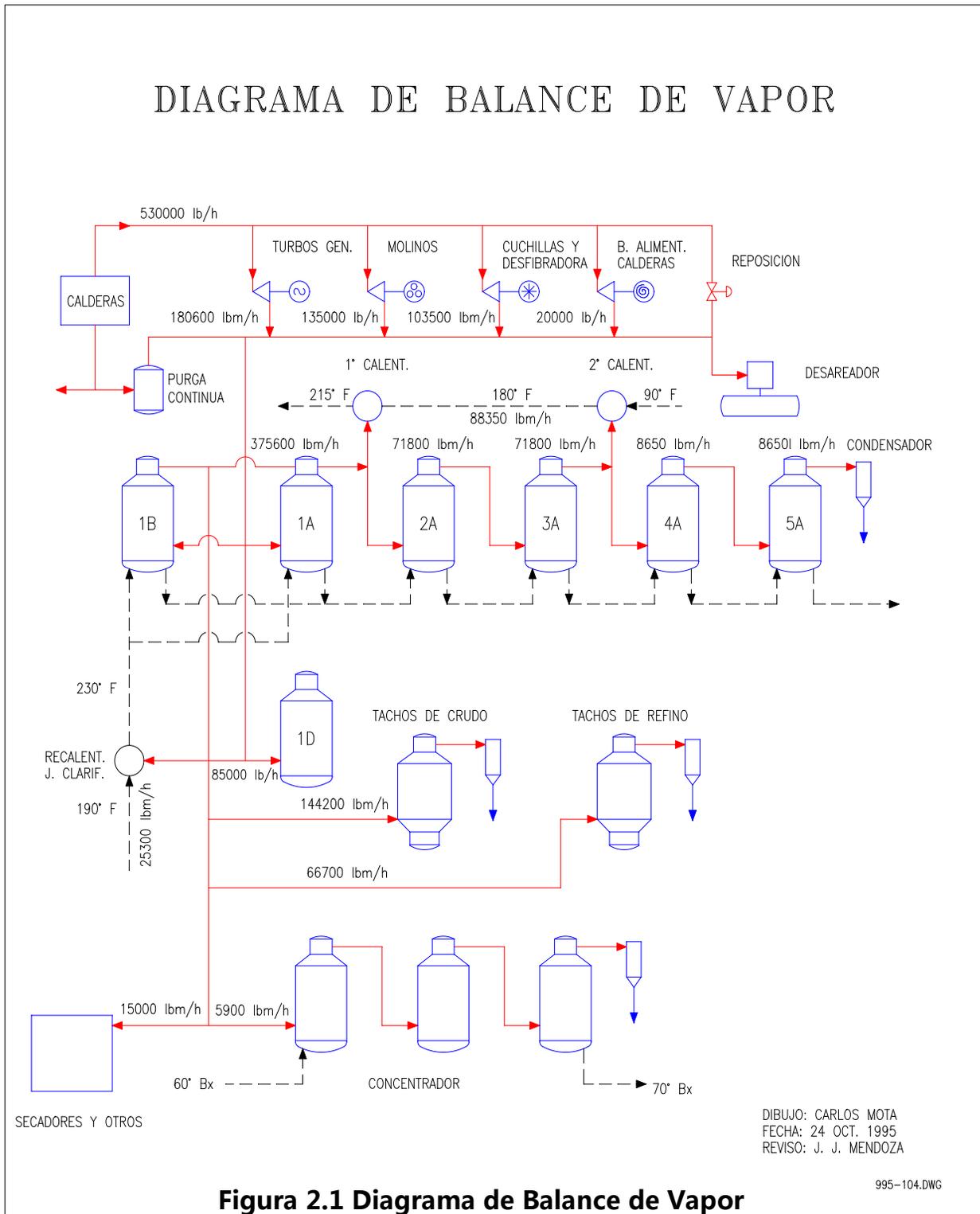


Figura 2.1 Diagrama de Balance de Vapor

- Calentadores.
- Tachos.
- Condensadores.

2.2.1.- Turbo Generadores.

El vapor sobrecalentado, obtenido de los generadores de vapor, es dirigido inicialmente a cuatro (4) turbo generadores General Electric, que permiten la generación de energía eléctrica. En la tabla 2.1 se muestran las especificaciones de las turbinas y los generadores existentes en el Central.

Turbinas de contrapresión		1	2	3	4
Potencia	[Kw]	5000	3750	3750	5100
Velocidad	[rpm]	3600	3600	3600	1120
Presión de vapor	[MPa]	2,75	2,75	2,75	2,75
	[Psig]	400	400	400	400
Temperatura de vapor	[°C]	371,1	385	385	385
	[°F]	700	725	725	725
Presión de escape	[KPa]	103,4	137,8	137,8	137,8
	[Psig]	15	20	20	20
Etapas		13	9	9	13
Generadores					
Potencia	[KVA]	6250	4375	4375	5650
Velocidad	[rpm]	3600			
Voltaje	[Volt/Amp]	2400/4160	2400/4160	2400/4160	
Factor de potencia		0,8	0,8	0,8	0,8
Fases		3	3	3	3
Potencial de salida	[Volt]	125	125	125	100
Corriente de campo	[Amp]	183	154	154	8,3

Tabla 2.1. Características técnicas de Turbinas de contrapresión v

2.2.2.- Molinos.

El eje principal de estos equipos, accionado por turbinas de vapor marca Elliot, mueve, por medio de engranes, las cuatro masas del molino. Estas masas, extraen el jugo al bagazo mediante la compresión del mismo. De esta manera, se puede decir que una parte de la energía consumida es utilizada para la extracción del jugo de la caña.

2.2.3.- Picadora y Desfibradora.

La energía suministrada a los ejes de estos equipos, por turbinas de vapor AKZ, se utiliza en el esfuerzo continuo que hacen las cuchillas al cortar y destajar las cañas. Estos cortes se realizan principalmente por el movimiento inercial, generado por el peso de las cuchillas; el gasto de energía es para mantener la continuidad del movimiento.

2.2.4.- Bombas.

La energía suministrada al eje de las bombas se transmite al agua por medio de los alabes del rodete, produciendo un aumento en la velocidad y presión del fluido dentro de la carcasa.

2.2.5.- Secador de azúcar.

Una pequeña parte del vapor de alta presión es expandido en una válvula para llevarlo hasta una presión de 1 Mpa (150 Psig) y utilizarlo posteriormente en el secador de azúcar de refino. Este equipo es un intercambiador de flujo cruzado, que se encarga de extraerle la humedad al azúcar húmeda, antes de proceder a su envasado. El vapor residual de dicho proceso, pasa a una tubería de vapor de 1.37 Mpa (20 Psig) y se conduce a los evaporadores, al preevaporador, al calentador, al recalentador, al desaereador y a las centrífugas.

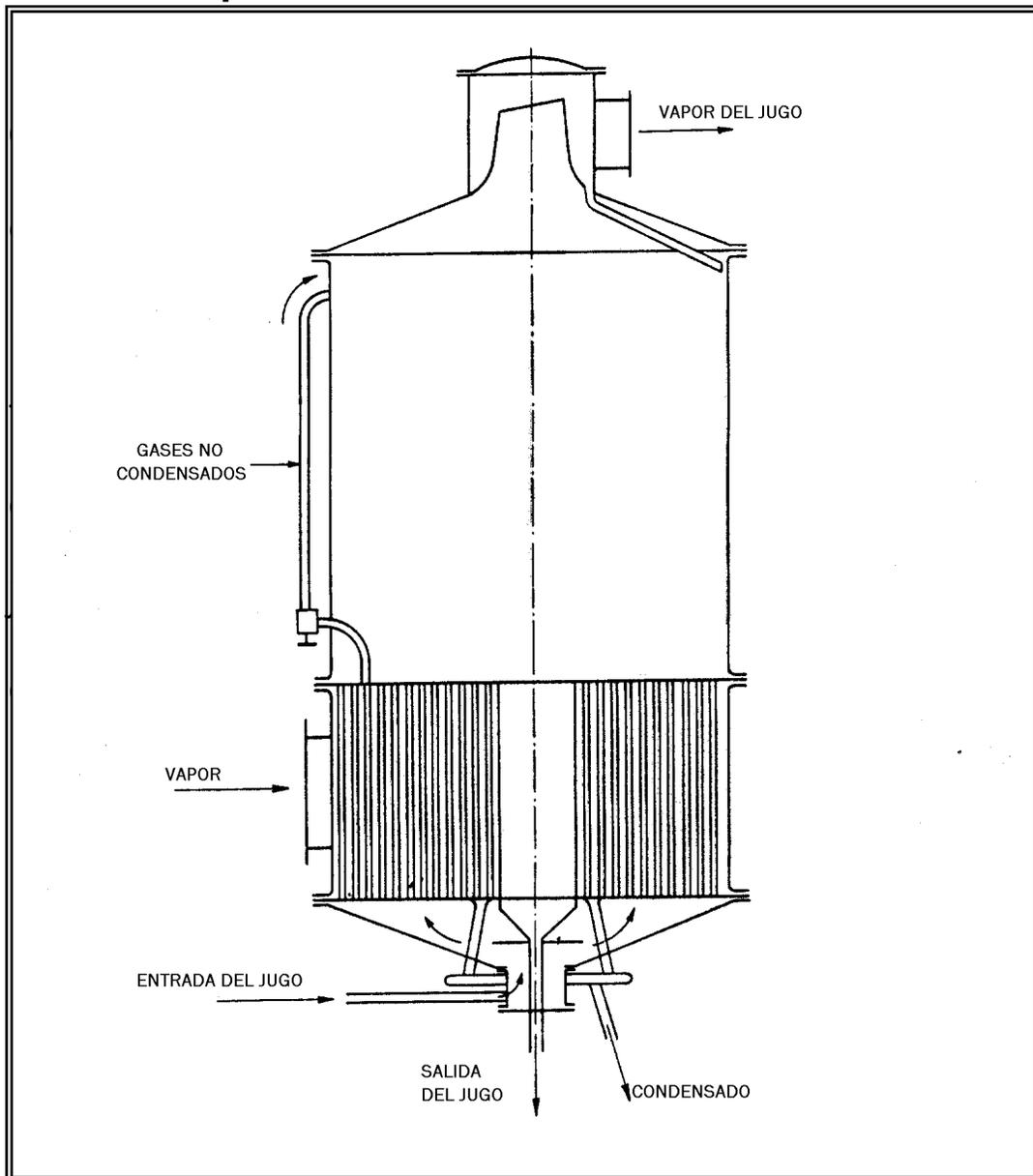
2.2.6.- Desaereador.

Es un intercambiador de calor que permite asegurar que el flujo hacia las bombas de las calderas sea de una sola fase, es decir que no contenga burbujas que deterioren el equipo.

2.2.7.- Centrífugas.

Estas máquinas, utilizan una pequeña cantidad de vapor para lavar la masacocida que queda pegada de las paredes del tambor.

2.2.8.- Evaporador.



ja
or
os
o
el
o

con tres evaporadores, tendremos triple efecto y, finalmente, cuando tenemos varios evaporadores se les conoce como efectos.

En Central El Palmar S.A. existen tres líneas de evaporación de quintuple efecto. En la figura 2.2 se muestra un esquema de un evaporador de múltiple efecto.

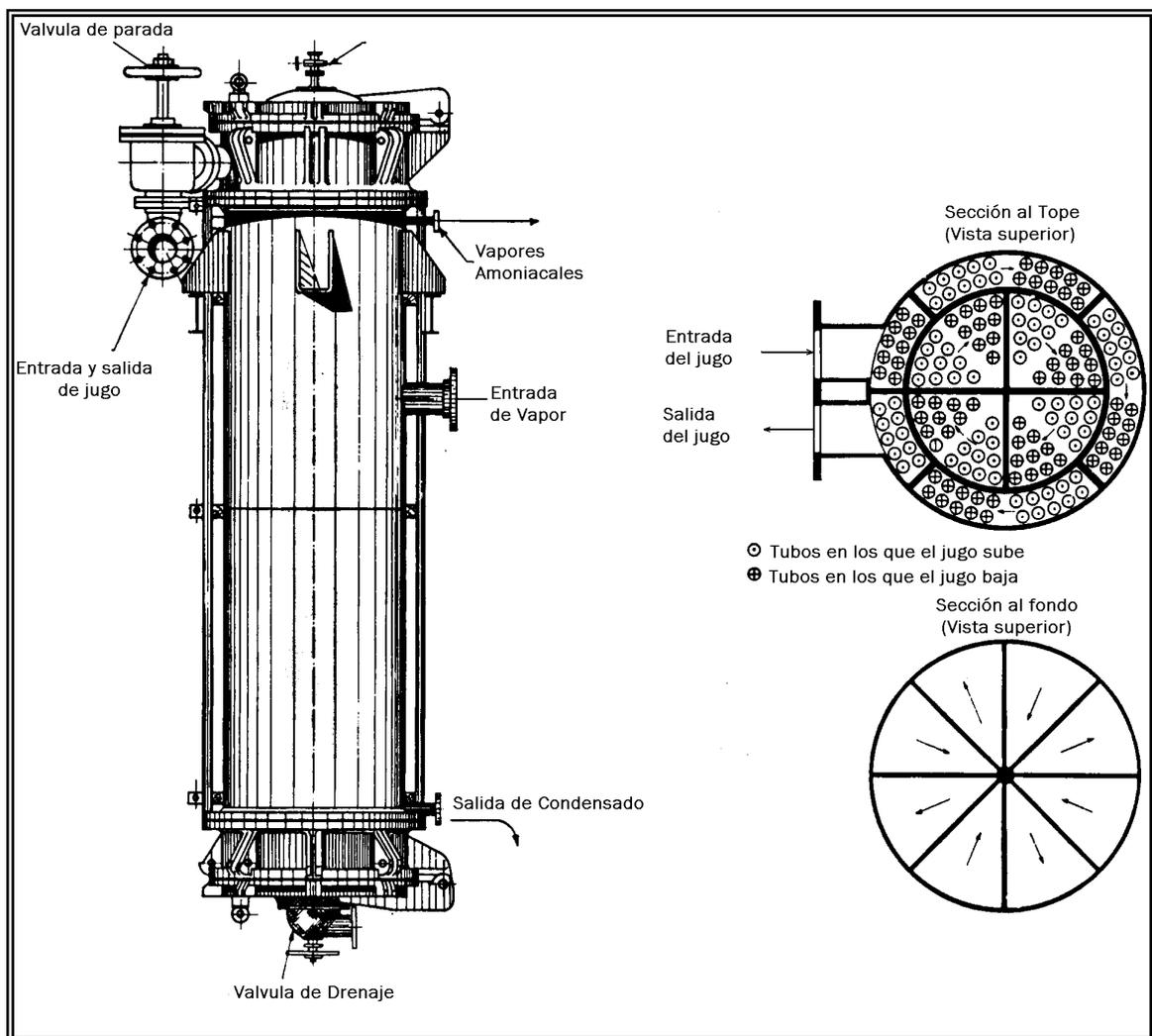


Figura 2.3. Paso del Jugo v del vapor dentro de los

2.2.9.- Calentadores.

Son básicamente intercambiadores de calor que aprovechan la energía remanente en el vapor de escape de los primeros efectos, para calentar el jugo proveniente de los molinos y llevarlo a un estado de saturación, donde la evaporación se realiza con adición de poco calor.

En la figura 2.3 se presenta el esquema del paso de vapor y del jugo dentro de los calentadores. En vista de que el vapor utilizado por los calentadores proviene del escape de los primeros efectos y que, por lo tanto, no es tan puro como el condensado de estos últimos, se le lleva a la piscina de enfriamiento al igual que el de los terceros y cuartos efectos, para ser devuelto al ambiente.

2.2.10.- Tachos.

Son básicamente evaporadores de meladura. La diferencia con los evaporadores de jugo radica en que el jugo es un líquido menos viscoso que la meladura, por lo que los tubos de la calandria de los evaporadores son mucho más delgados que los de los tachos. Mientras los tubos de los evaporadores son de 1" de diámetro, los tubos de los tachos son de 3" . Además, los tachos se encuentran al vacío para facilitar la evaporación del agua de la meladura.

2.2.11.- Condensadores.

Se encargan de llevar el vapor de escape de los últimos efectos y de los tachos al estado líquido.

Se puede decir que la energía de los combustibles fósiles usada en el Central Azucarero El Palmar S.A., permite convertir el agua en vapor de alta presión, que a su vez se

convierte en trabajo, energía eléctrica y vapor de baja presión.

La energía eléctrica se convierte en trabajo y el vapor de baja presión cede su energía al agua contenida en el jugo, para convertirse en vapor de más baja presión y agua condensada.

El agua condensada regresa a las calderas y el vapor de más baja presión calienta y evapora al jugo, para luego ser liberado al medio ambiente, debido a que se vuelve económicamente inaprovechable.

2.3.- PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL AZÚCAR.

El proceso de producción del azúcar se puede resumir en las siguientes etapas:

a.- Cultivo.

- b.- Molienda.
- c.- Clarificación.
- d.- Evaporación.
- e.- Cristalización.
- f.- Refinación.

A continuación, se explicarán, brevemente, cada una de las etapas antes mencionadas:

a.- CULTIVO.

La caña de azúcar pertenece a la familia de las gramíneas y al género *Saccharum*, posee un ciclo vegetativo entre diez (10) y doce (12) meses, tiempo que permite su maduración con un contenido óptimo de azúcar para su cosecha. Antes de la cosecha, se practica una quema controlada de la caña de azúcar en el campo, con el objeto de eliminar las hojas muertas y parte de las hojas verdes. La cosecha o corte se

realiza a mano y mecanizada, con equipos rodantes llamados cosechadoras (Ver anexo 1). Finalmente, la caña cortada se transporta al Central, por medio de camiones y se deposita en el molino, donde se somete a la molienda, ver figura 2.4.

b.- MOLIENDA.

La caña es desmenuzada con cuchillas rotatorias y una desfibradora (molino de martillos) antes de molerla, con el fin de facilitar la extracción del jugo. La molienda se hace pasando la caña

por seis (6) molinos de cuatro masas cada uno, en serie. Se utiliza agua en contracorriente para ayudar a la extracción, que alcanza valores entre 94 y 97 % del azúcar contenida en la caña (Ver figura 2.4). De este proceso, se obtienen dos subproductos: el ***jugo de la caña*** de donde se obtiene el azúcar y el ***bagazo*** que es usado como combustible de alimentación para las calderas y como materia prima de procesos industriales, tales como: fabricación de tableros de bagazo y de papel.

c.- CLARIFICACIÓN.

El ***jugo de la caña*** obtenido de la molienda es enviado a la fábrica de azúcar, donde se somete a un proceso de *clarificación*, que consiste en realizar una reacción, la cual permite depurar el jugo de la caña agregándole una lechada de cal para alcanzar un pH básico de aproximadamente 7.1 a

7.3, calentándolo hasta 110 °C y decantándolo. La decantación se lleva a cabo en un tanque clarificador, en el cual las impurezas en forma de lodo se precipitan y el *jugo claro* se extrae por la parte superior, ver figura 2.5.

El lodo o cachaza contiene todavía azúcar y requiere ser pasado por filtros rotativos a vacío, para recuperar una cantidad de jugo que retorna al proceso y, de ellos mismos, se retira una tortada de cachaza que es devuelta al campo en camiones de volteo para ser usada como fertilizante y estabilizador de suelos.

d.- EVAPORACIÓN.

El *jugo claro* obtenido del proceso de clarificación, con una concentración de 15°Brix ², se conduce a los evaporadores, donde comienza el proceso de evaporación que tiene como fin eliminar cerca del 80 % del agua, concentrando así el jugo, convirtiéndose en un jugo concentrado entre 65° y 68°Brix denominado *meladura*, ver figura 2.5.

e.- CRISTALIZACIÓN.

La *meladura* pasa a los tachos, donde continúa la evaporación de agua, lo cual ocasiona la cristalización del azúcar. Los tachos trabajan al vacío para efectuar la evaporación a baja temperatura y evitar así la caramelización del azúcar.

² Contenido de sólido disuelto en una solución azucarada, que se verifica por medio de un refractómetro según el método de Brix, y la unidad de medida es el °Brix.

De los tachos se obtiene una masa denominada masacocida, que es una mezcla de cristales de azúcar y miel. La separación se hace por centrifugación en las máquinas destinadas a esa labor. De las centrífugas sale azúcar cruda y miel. La miel se retorna a los tachos para dos etapas adicionales de cristalización que termina con los cocimientos o templeas de tercera, de las cuales, en las centrífugas, se obtiene la miel final o melaza. Parte del azúcar de tercera (30 %) se utiliza para la cristalización del segundo cocimiento y, a su vez, el

azúcar de segunda para el cocimiento de la de primera, ver figura

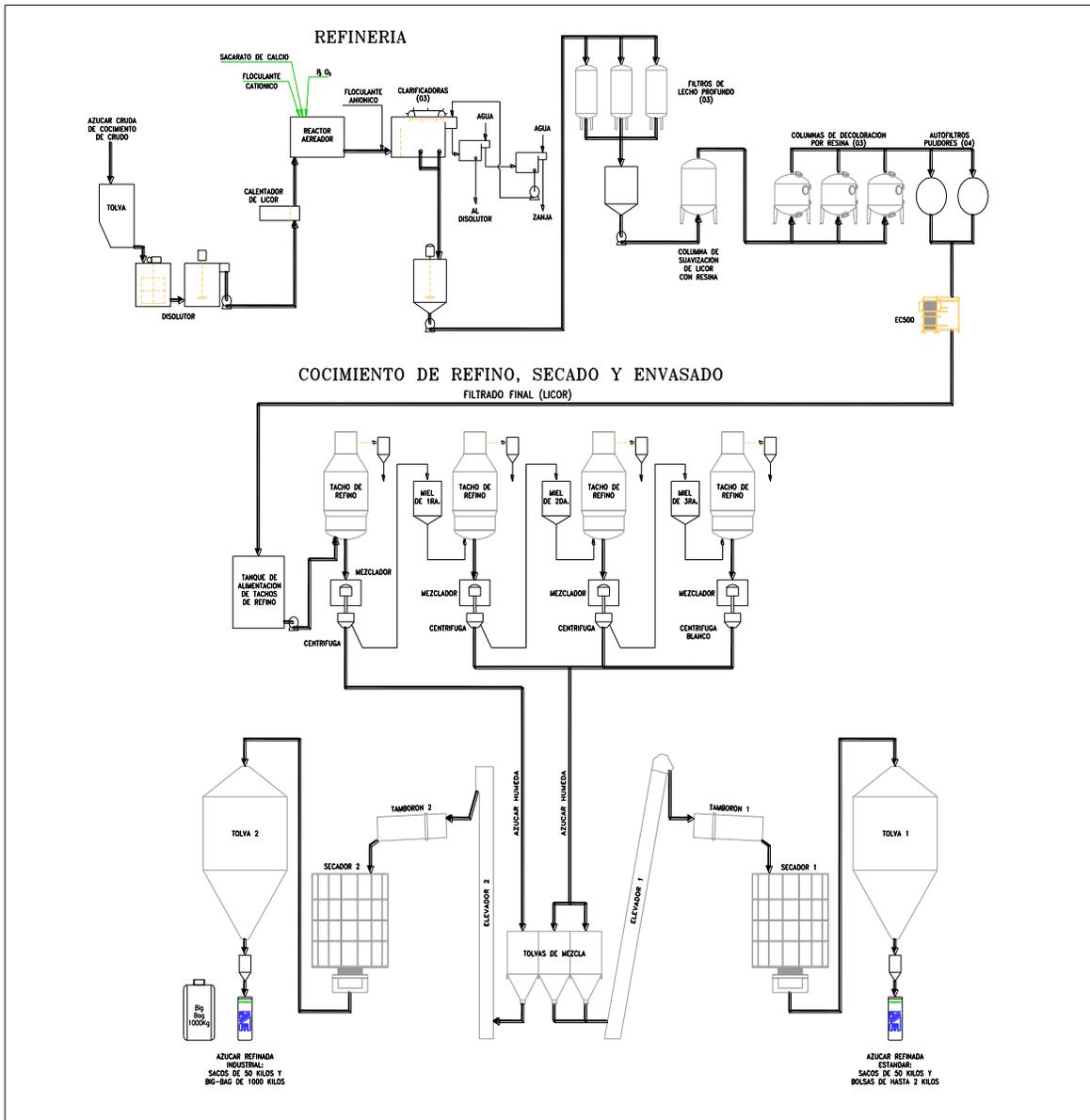


Figura 2.7. Proceso de Refinación, Cocimiento de Refino, Secado y Envasado

2.6.

f.- REFINACIÓN.

El proceso de refinación usado en la refinería del Central El Palmar S.A. es a partir del azúcar de alta polarización o azúcar afinada que es disuelta con agua a una concentración de 65°Brix y una temperatura alrededor de 80 °C. A continuación, se explica el proceso de refinación basándose en el diagrama de proceso expuesto en la figura 2.7.

El proceso de refinación se inicia con una tolva, receptora del azúcar refinada, situada entre las centrífugas de afinación y el disolutor. Un conductor helicoidal de velocidad variable, colocado en la base de la tolva, alimenta el azúcar al tanque de disolución, lo cual asegura un flujo muy estable y un régimen de control de adición correcta de químicos y de variables totalmente automatizada y centralizada. Al azúcar disuelta le es dosificado aproximadamente 150 ppm de coagulante catiónico, 250 ppm de peróxido de hidrógeno al

50 %, 350 ppm de $P_2 O_5$ en forma de ácido fosfórico y sacarato de calcio con un pH ligeramente alcalino.

El disuelto tratado es saturado con aire y clarificado por flotación con la ayuda de un coagulante aniónico. En las clarificadoras el polifosfato de calcio y las impurezas flotan con la espuma, producto de la reacción y la inyección del aire; el licor clarificado es extraído por la parte inferior.

Dicho licor clarificado es pasado por un sistema de filtración que elimina el resto de las impurezas que pudieren quedar, dando paso a un licor filtrado que alimenta a la Planta de Decoloración con Resinas de Intercambio Iónico. La función de esta planta es reducir el color en el licor, que viene de la etapa de clarificación de 400 a 450 uma³, con valores cercanos a 100 uma.

³ Unidad de mili absorbencia (uma), esta unidad permite cuantificar la coloración del azúcar.

El licor decolorado es entregado a los tachos de refino, en los que, al igual que en los de crudo, se elimina agua y se obtiene azúcar cristalizada tipo refino. La miel agotada producto de la elaboración de cuatro cocimientos es retomada al cocimiento de crudo para mezclarse con la *meladura*. El azúcar refinada húmeda que sale de las centrifugas finalmente es secada y enviada a las tolvas de envase. Con la decoloración realizada en los pasos anteriores se garantiza un azúcar de refino con un color promedio de 40 uma.

En el área de envase, el azúcar es empaquetada en presentaciones de 50Kg, 2Kg, 1kg, y 4g. Adicionalmente, para el consumo industrial, se envasan Big Bags de 1000 Kg.

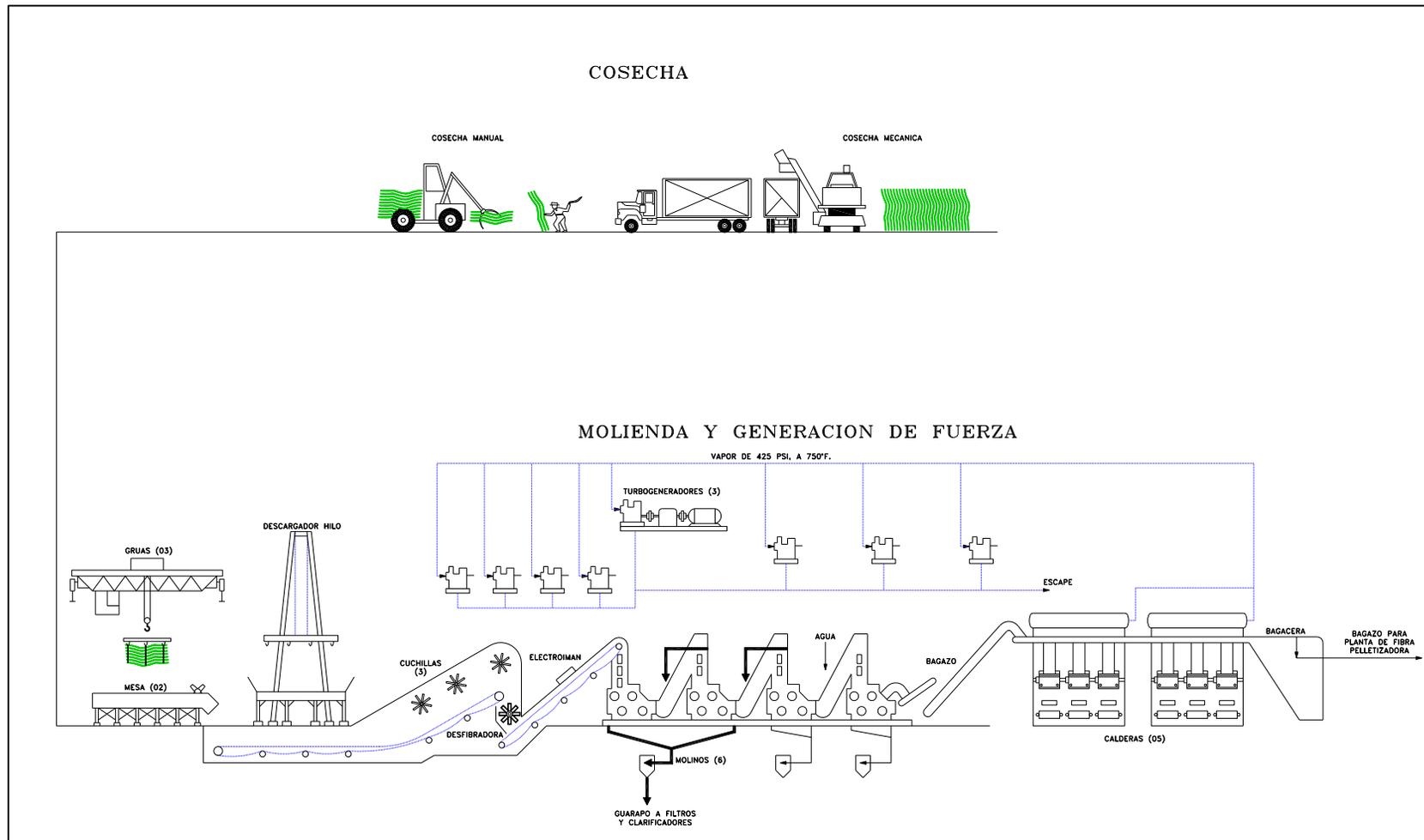


Figura 2.4. Proceso de Cosecha, Molienda y Generación de Fuerza

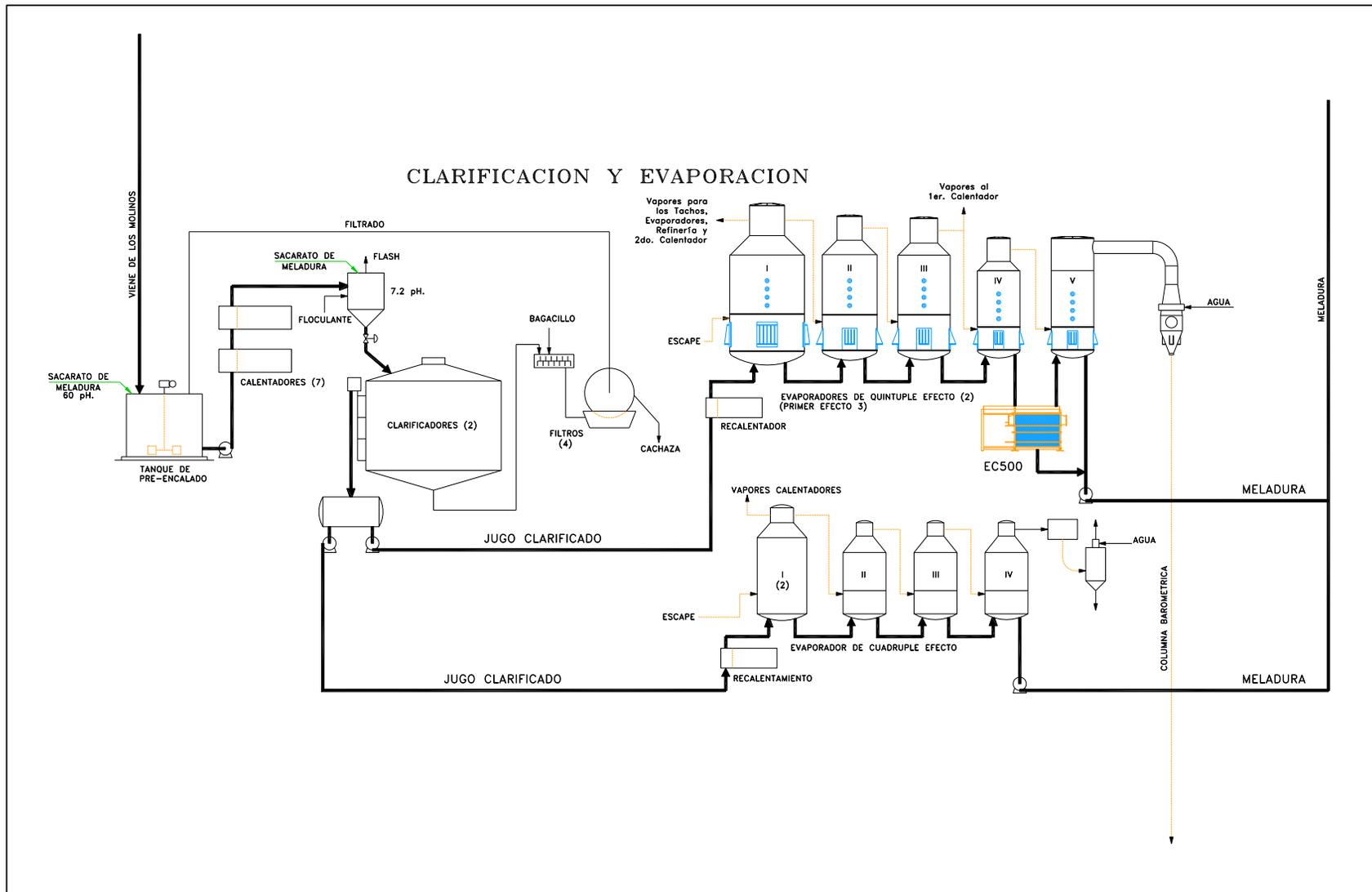


Figura 2.5. Proceso de Clarificación y Evaporación

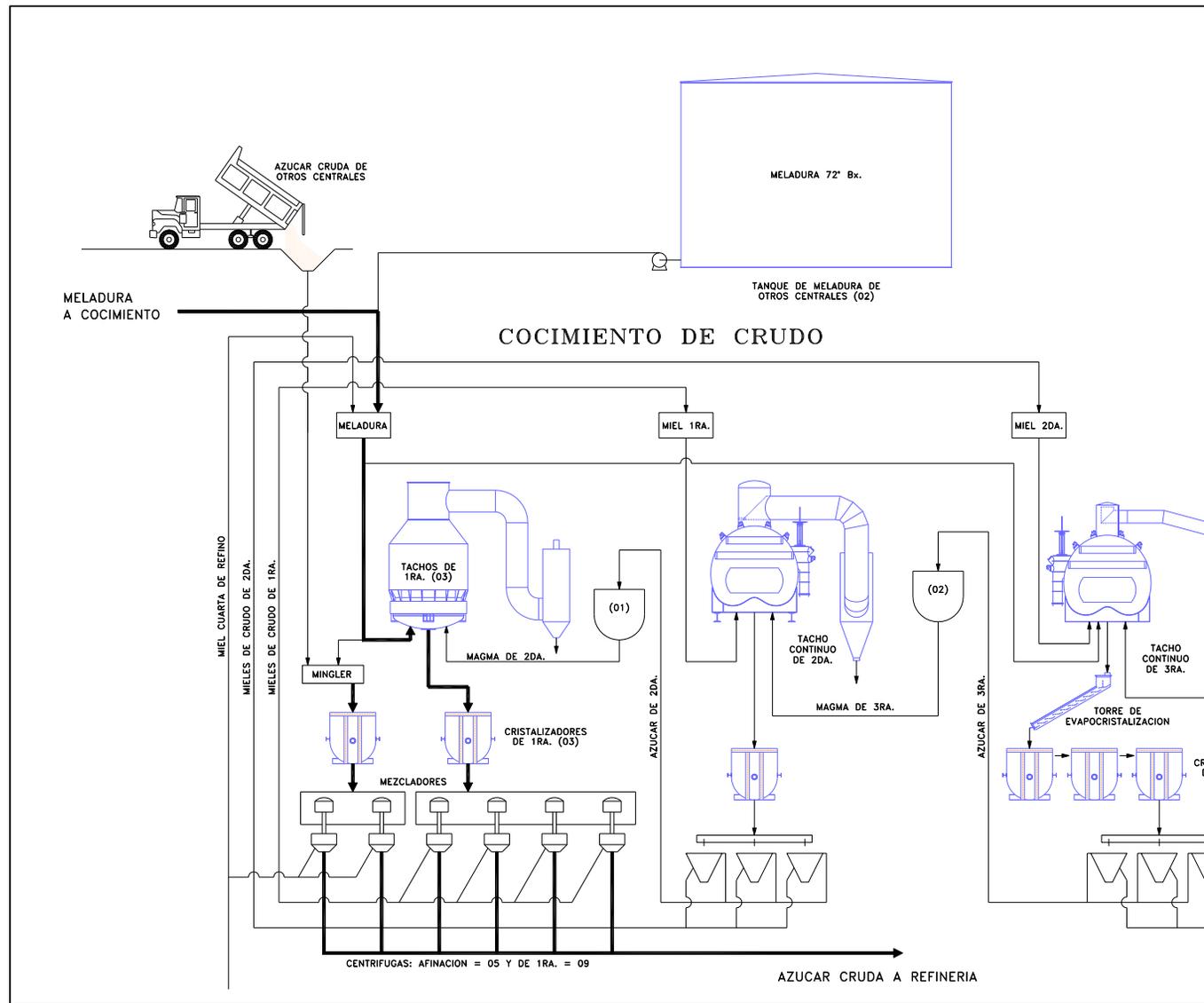


Figura 2.6. Proceso de Cocimiento de Crudo

Γενεραδορ δε ζαπορ

3

CAPÍTULO

3.1.- GENERALIDADES.

Para el análisis del funcionamiento de un generador de vapor, se hace necesario realizar un estudio de términos y elementos del mismo, razón por la cual, en el siguiente capítulo, se describirán y clasificarán las partes de un generador de vapor, como lo son: la caldera, el horno (paredes de agua), el sobrecalentador, calentador de aire, el economizador, atemperador y válvulas de seguridad.

Se expondrá un esquema general del funcionamiento de un generador de vapor.

Se estudiará el proceso de combustión en hornos, ampliando términos como combustión, combustibles y su clasificación y aire para la combustión.

3.2.- PARTES DE UN GENERADOR DE VAPOR:

Un generador de vapor, está compuesto por diferentes partes que permiten su funcionamiento. A continuación, se describirán

y

clasificarán los siguientes elementos: la caldera, el horno, el sobrecalentador, calentador de aire, y el economizador.

3.2.1.- CALDERA.

La caldera tiene como función el aprovechamiento del calor producido por los procesos de la combustión de un combustible o procesos de fisión de un elemento nuclear, para la generación de vapor saturado.

3.2.1.1.- CLASIFICACIÓN DE LAS CALDERAS:

Las calderas se clasifican en: igneotubulares y acuotubulares.

A continuación, se describirá su estructura y funcionamiento, de acuerdo con la clasificación antes mencionada.

a.- CALDERAS IGNEOTUBULARES.

Estas son calderas dotadas de tubos rectos, rodeados de agua y a través de cuyo interior pasan los gases producto de la combustión. Estos tubos se instalan normalmente en la parte inferior de un tambor sencillo o de un casco.

b.- CALDERAS ACUOTUBULARES.

En estas calderas los tubos contienen en su interior el vapor o el agua, mientras que el fuego o gases producto de la combustión es aplicado en la superficie exterior de los mismos. Los tubos, generalmente unidos a uno o más domos, se disponen ya sea paralelos al eje de la caldera o en ángulo recto con respecto al mismo. Por lo regular, los domos van colocados horizontalmente.

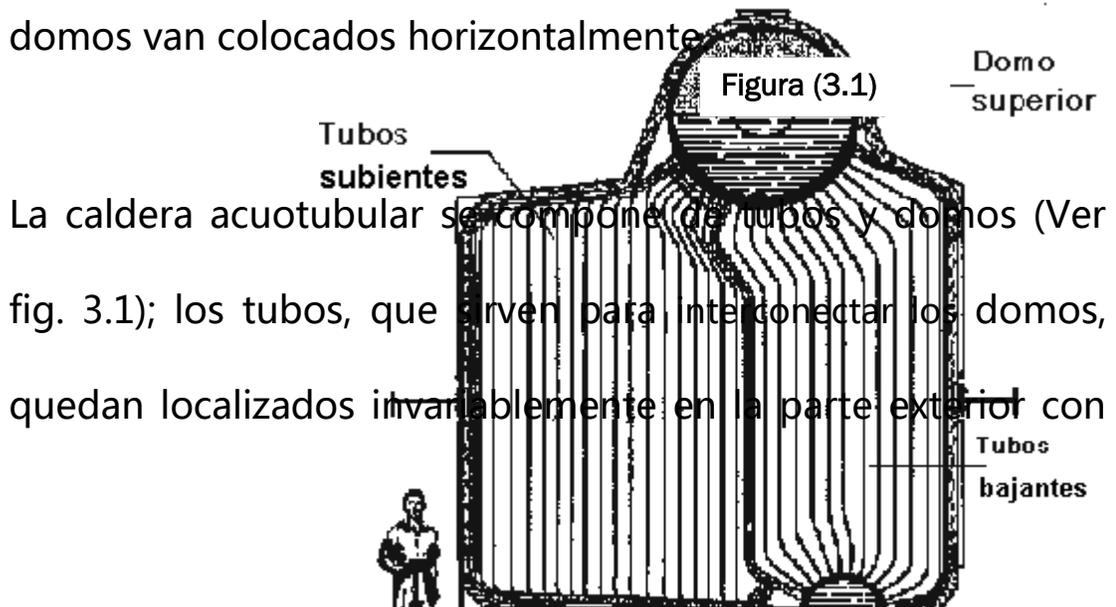


Figura 3.1. Caldera acuotubular de dos domos

relación a éstos. Los domos tienen la misión de almacenar agua y vapor; y ya que no necesitan tener ninguna superficie tubular de calefacción, pueden fabricarse en diámetros menores que los cilindros de las calderas igneotubulares y, por consiguiente, pueden construirse para soportar presiones por encima de los 2,05 (MPa) y capacidades superiores a los 22.000 Kg/h de vapor. La superficie de calefacción queda circunscrita exclusivamente a los tubos.

3.2.2.- HOGAR

El hogar es aquel lugar dispuesto en la estructura del generador de vapor, para ubicar la llama.

La disposición del hogar depende de las temperaturas alcanzadas en su interior, el tipo de combustible y las condiciones de operación.

Existen dos clasificaciones generales para la construcción del horno de la caldera:

- 1.- La pared refractaria
- 2.- La pared enfriada por agua.

Las paredes sólidas de refractario son adecuadas y económicas para temperaturas moderadas.

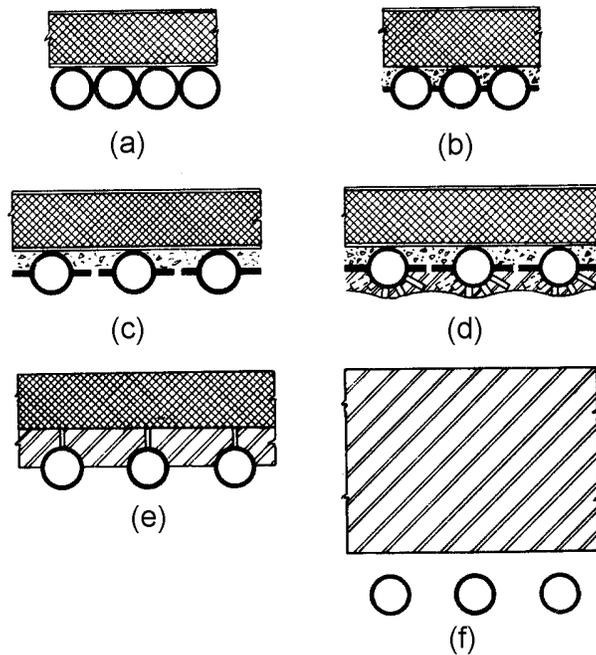
Para temperaturas medias es más conveniente la pared hueca enfriada por aire o la combinación de la pared refractaria con el enfriamiento de agua.

Para la operación continua a regímenes de combustión y temperatura altas, son indispensables las paredes enfriadas por agua.

3.2.2.1.- Paredes enfriadas por agua.

El espacio que encierra los hornos equipados con paredes de agua, está parcial o totalmente rodeado por tubos que contienen agua. Al absorber directamente el calor radiante,

tan pronto como éste se forma, estos tubos evitan las altas temperaturas en el fogón, las cuales tienen un efecto destructor.



Los tubos de las paredes de agua a

menudo se colocan con sus centros próximos para obtener absorción máxima de calor y facilitar la eliminación de la ceniza. El arreglo toma la forma llamada construcción de **tubos tangentes** (ver figura 3.2.a.) en la que los tubos adyacentes casi se tocan dejando entre los mismos sólo un

Figura 3.2. Tipos de construcción de

pequeño claro para fines de montaje. Sin embargo, la mayoría de las calderas¹ utilizan ahora **paredes de tubos con membrana** (ver figura 3.2.b.) en las que una barra metálica o membrana se suelda entre tubos adyacentes.

Se obtiene un enfriamiento menos eficaz, a un costo menor, si se colocan los tubos más espaciados y se utilizan superficies extendidas en la forma de **tachones planos soldados a los lados de los tubos** (ver figura 3.2.c.). Si se desea aún menos enfriamiento, puede incrementarse el espacio entre los tubos e instalarse material refractario entre los mismos, o detrás de ellos, para formar la cubierta de la pared (ver figura 3.2.e. y 3.2.f.).

Puede aplicarse un enfriamiento adicional del hogar en la forma de planchas tubulares, muros divisorios o mallas tubulares de amplio espacio. En las zonas de elevado calor, a

¹ Léase E. A. Avallone y T. Baumeiste, Marks Manual del Ingeniero Mecánico, McGrRAW-HILL, México, marzo 1995, págs. 9.22-9.23.

la salida de los quemadores, los tubos pueden protegerse con una cubierta refractaria anclada a éstos, por medio de tachones, ver figura 3.2.d.

Las paredes de agua son más costosas que las de materiales refractarios, pero pueden resistir condiciones de operación más severas. Se hacen necesarias si se ha de obtener el máximo coeficiente de combustión, porque permiten un amplio volumen de combustión y economías de operación estimables. También, reducen al mínimo las paradas, el mantenimiento de las paredes se vuelve insignificante y permite el uso de combustibles de más baja graduación.

Las paredes de agua fueron agregadas a calderas acuotubulares ya existentes, antes de ser incorporadas a los nuevos diseños. En la actualidad, todas las plantas grandes tienen paredes de agua completas y se encuentran también en unidades de menor tamaño.

3.2.3.- SOBRECALENTADOR.

El sobrecalentador es un elemento del generador de vapor, que nos permite obtener vapor a una temperatura superior a la de saturación. Para definir y clasificar los sobrecalentadores, antes debemos mencionar el sobrecalentamiento y su importancia en la generación de vapor.

3.2.3.1.- SOBRECALENTAMIENTO.

La producción de vapor, a temperaturas mayores que la de saturación, recibe el nombre de sobrecalentamiento. A la temperatura agregada se le llama el grado de sobrecalentamiento. El vapor sobrecalentado no tiene arrastre de humedad; en consecuencia, es menos abrasivo y corrosivo que el vapor saturado húmedo, que contiene

gotitas y neblinas de agua. Para el impulso de una turbina, la condición de sequedad es imperativa; para máquinas de vapor de émbolo es deseable.

El uso de vapor sobrecalentado en turbinas primarias, permite el desarrollo del trabajo dentro de la gama del sobrecalentamiento, antes de que se inicie la condensación. De esta, manera se aumenta la eficiencia de la utilización del vapor.

En el caso de centrales azucareros como Central El Palmar S.A. (C.E.P.S.A.), el vapor sobrecalentado se usa para la generación de electricidad y, luego, el vapor restante se usa para el proceso de obtención del azúcar.

3.2.3.2.-CONTROL DEL SOBRECALENTAMIENTO.

El funcionamiento de la turbina de vapor, de la máquina primaria o el equipo de proceso, es un factor relacionado

directamente con el rendimiento del sobrecalentador. La turbina de vapor trabaja a su eficiencia máxima a una temperatura determinada constante. Igualmente, algunos procesos químicos requieren un control absoluto de la temperatura, dentro de límites muy estrechos; y por tal motivo, el control de la temperatura es un punto de mucha importancia.

Según Shields, la *Atemperación* es uno de los métodos de control de temperatura más usado, que consiste en eliminar calor del vapor sobrecalentado, por medio de un aparato que lleva el nombre de atemperador y que se describirá a continuación.

a.- ATEMPERADORES.

El atemperador es un aparato dedicado a reducir la temperatura y la cantidad de calor de cualquier vapor

sobrecalentado o fluido que pase a través de él. Si el atemperador es utilizado exclusivamente para vapores sobrecalentados, recibe el nombre de desobrecalentador.

a.1.- Localización

El atemperador puede ser colocado en alguna de las siguientes posiciones:

1. Entre la salida del vapor saturado de la caldera y el sobrecalentador, en cuyo caso recibe el nombre de atemperador de condensación.
2. En algún punto intermedio, entre dos secciones consecutivas del sobrecalentador, en donde sirve como desuper- calentador intermedio.
3. En la salida del sobrecalentador, en donde sirve como un desobrecalentador de posenfriamiento.

a.1.1.- *Atemperación de condensación.*

Cuando el atemperador es colocado antes del sobrecalentador, condensará una parte del vapor saturado que pasa a través de él. La temperatura del sobrecalentamiento se controla por medio de la cantidad de agua que el sobrecalentador tiene que reevaporar. Este método de atemperación presenta algunas desventajas. La entrada de vapor húmedo al sobrecalentador, ocasionará el enfriamiento de los tubos y puede originar su ruptura si las gotas de agua son lo suficientemente grandes. Además, es muy difícil obtener una distribución uniforme de estas gotas de agua y su distribución dispareja causará trastornos excesivos en los tubos, a consecuencia de las variaciones de la temperatura.

Las ventajas que se le atribuyen al tipo de control por condensación, en el cual el atemperador es colocado en uno de los cabezales de entrada del sobrecalentador, utilizando agua de alimentación, son las siguientes ²:

- 1.- No se agregan impurezas sólidas al vapor, ya que el agua ha sido previamente condensada del vapor.
- 2.- La superficie de control es menor que la de otros tipos de atemperadores y, por consiguiente, tiene menor capacidad de acumulación de calor, asegurando una reacción rápida ante los cambios de temperatura.
- 3.- La caída de presión del vapor, a su paso por el condensador, es insignificante.

² D. Strulson, "Condenser Superheat Control System".

4.- Es posible controlar la temperatura del vapor sobre un amplio margen de la carga de la caldera, precisamente durante los períodos de fluctuaciones en la demanda.

5.- La capacidad de control aumenta si la temperatura del agua desciende, cosa que ocurrirá invariablemente si un calentador de agua de alimentación es puesto fuera de servicio.

a.1.2.- *Desobrecalentamiento intermedio.*

La localización, que se prefiere para el atemperador, es entre dos etapas del sobrecalentador. En esta posición, las temperaturas promedio del vapor jamás excederán la temperatura final deseada. Además, el vapor procedente de los diferentes circuitos primarios de la primera etapa, está perfectamente mezclado y tiene una temperatura uniforme,

obtenida antes de su entrada a la segunda etapa del sobrecalentador. Los atemperadores intermedios tienen la ventaja de su menor costo sobre los que se colocan a la salida del sobrecalentador, por las ventajas siguientes:

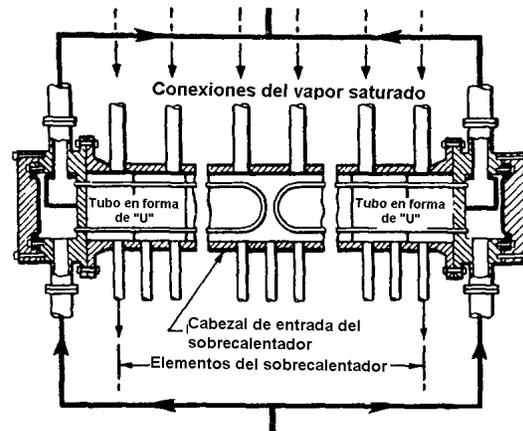
□ **Ventajas:**

1. La sección de la etapa final del sobrecalentador, se diseña para una descarga del vapor a temperatura más baja.
2. Como tanto el atemperador como su tubería intermedia están diseñados para temperaturas moderadas, para su construcción se requerirá acero de menor precio.

□ **Desventajas:**

1. La unidad tiene que ser más grande, porque trabaja con diferenciales de temperatura más bajos.

2. Se necesita mayor cantidad de tubería de interconexión.

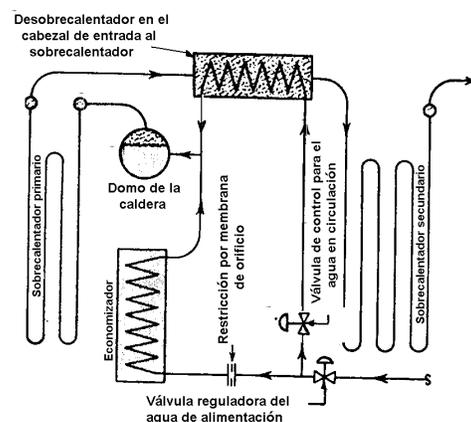


a.1.3.- Desobrecalentamiento de enfriamiento posterior.

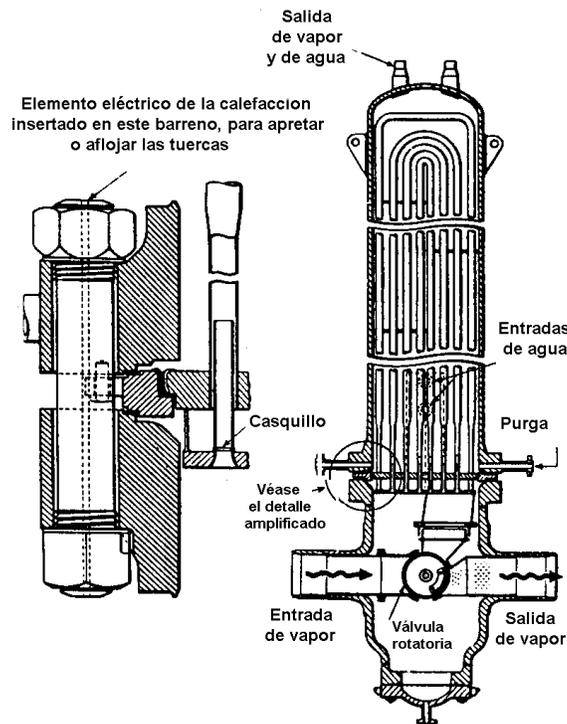
El atemperador se colocará en la salida del sobrecalentador, solamente en el caso de que la temperatura permita el uso de aleaciones de un costo

razonable, tanto para el sobrecalentador como para las tuberías y el atemperador.

Figura 3.3. Atempador de



a.2.- Selección



La selección de un

Figura 3.4. Instalación de atemperador de superficie en el

atemperador para una instalación determinada, se rige por el agua disponible, para su empleo como medio de

regulación de la temperatura. El atemperador puede ser del tipo de contacto superficial (conocido también como tipo de intercambiador de calor, o de no contacto), o del tipo de contacto directo (o de atomización). El atemperador del tipo de intercambio de calor, se subdivide en tres tipos: de cabezal, de tambor o tubos y sumergido o de domo.

a.2.1.- *Atemperador del tipo de cabezal.*

Figura 3.5. Atemperador del tipo

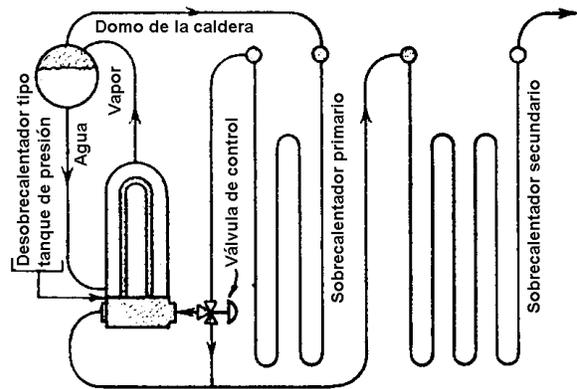


Figura 3.6. Instalación de un desobrecalentador intermedio tipo tanque de intercambio de calor

El cabezal de entrada del sobrecalentador se agranda, para instalar tubos de intercambio

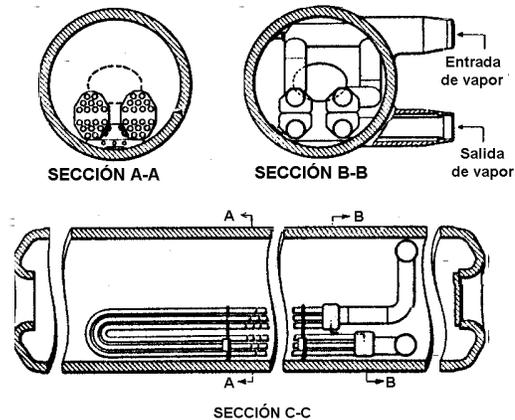
de calor que conducen agua fría, ver figuras 3.3. y 3.4. Este tipo de atemperador tiene un margen de control limitado, debido al diámetro reducido del cabezal. La mayoría de los atemperadores de condensación

quedan comprendidos dentro de esta categoría.

a.2.2.- *Atemperador de cuerpo de acero con tubos.*

El serpentín de intercambio de calor, hecho de tubos, está colocado dentro de un tanque de presión, ver figuras 3.5. y 3.6. La válvula de control se monta por separado o en la base de la unidad.

El atemperador de cuerpo de acero y serpentín de tubos, se usa como un atemperador intermedio o como un desobrecalentador de posesfriamiento.



En el diseño se toman medidas para la protección de los cabezales de los tubos contra esfuerzos térmicos excesivos.

Este tipo de atemperador es relativamente inaccesible, por lo que la inspección de los tubos y los cabezales es muy

Figura 3.7. Atemperador de intercambio de calor tipo domo

tendencia a la acumulación de lodos en las superficies horizontales.

Como la unidad tiene un costo relativamente elevado, su tamaño tiene que concretarse prácticamente al mínimo, lo

que, a su vez, estrecha el rango de control y limita la posibilidad de reducción de la temperatura del vapor.

a.2.3.- Atemperador del tipo sumergido.

Un serpentín hecho de tubos doblados en forma de "U", se sumerge en el agua de uno de los domos de una caldera de vapor saturado, ver figuras 3.7. y 3.8. Se circula la cantidad requerida de vapor sobrecalentado a través de los tubos para su desobrecalentamiento, para luego mezclarse nuevamente con el vapor sobrecalentado. El atemperador de inmersión se usa generalmente como un desobrecalentador intermedio. Es una construcción de rendimiento satisfactorio y de costo

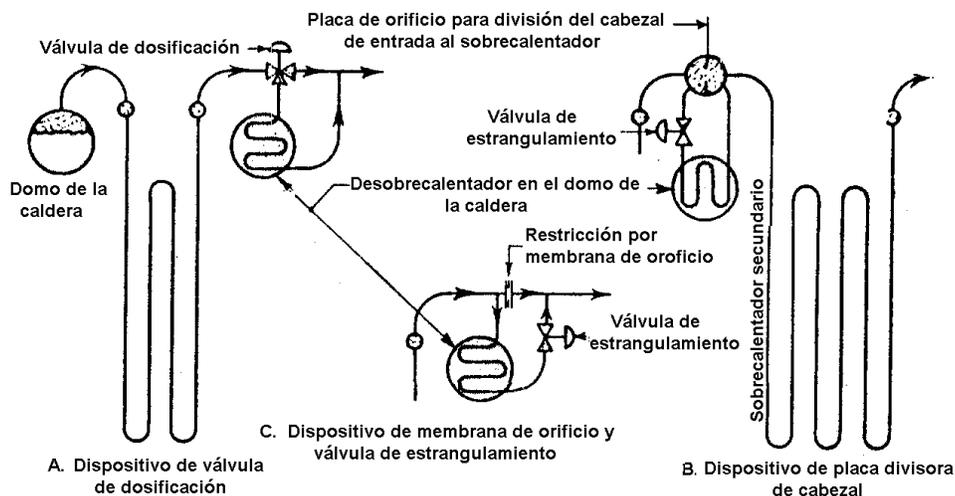
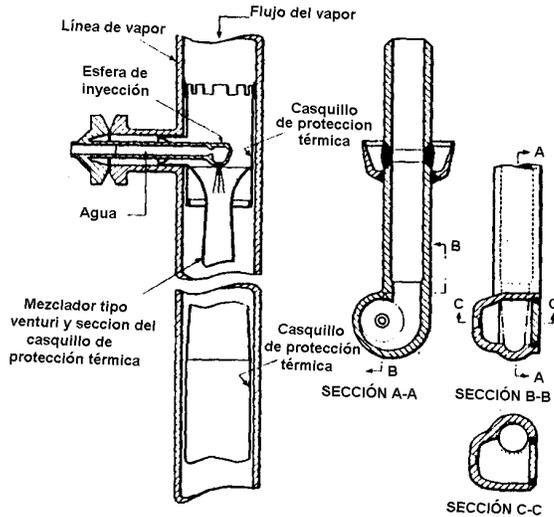


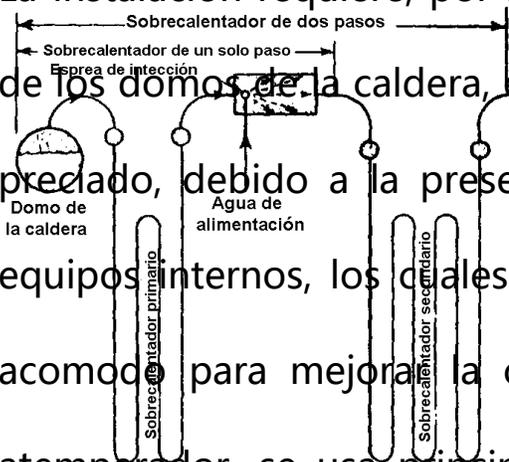
Figura 3.8. Instalación de atemperadores de condensación en



relativamente bajo, debido a que se elimina el tanque de presión. Pero también tiene una capacidad relativamente baja, debido a que el tamaño de la unidad es reducido, porque

Figura 3.9. Atemperador de superización, mostrando el superizador, instalado en un registro de hombre.

La instalación requiere, por lo general, la ampliación de uno de los domos de la caldera, en donde el espacio es algo muy preciado, debido a la presencia de los deflectores y otros equipos internos, los cuales tienen que encontrar, también, acomodo para mejorar la calidad del vapor. Este tipo de atemperador, se usa principalmente en calderas marinas y para otros equipos especiales.



a.2.4.- *Atemperador tipo atomizador.*

Entre todos los tipos de contacto directo, el atemperador de atomización ha demostrado ser el que trabaja más satisfactoriamente, ver figuras 3.9. y 3.10. Este

Figura 3.10. Instalación de un

----- sistema consiste en la inyección de agua de alto grado de pureza, directamente en el tubo principal del vapor o en una cámara mezcladora. El agua es inyectada mediante una serie de espreas en la garganta de un tubo venturi, formando una niebla fina. Esta es rápidamente vaporizada, mezclándose primeramente con el vapor sobrecalentado, para enfriarlo a continuación. En el diseño debe incluirse un casquillo térmico, para proteger la tubería de las contracciones térmicas, ocasionadas por las gotas de agua que chocan contra la superficie caliente.

El atemperador de atomización se usa como un desobrecalentador intermedio o de poseenfriamiento. Es de

costo relativamente bajo y si las condiciones del agua lo permiten, su operación es muy satisfactoria. El agua de enfriamiento alcanza una proporción del 5 al 10% en peso. Su actuación es rápida y es sensible como medio de control. La caída de presión del vapor es comparable al descenso de la temperatura. Los atemperadores de atomización pueden ser ajustados para proveer vapor en una amplia gama de presiones y temperaturas

3.2.3.3.- SOBRECALENTADORES.

El sobrecalentador se define como un dispositivo formado por un sistema de tubos que se interponen al paso de los gases, el sobrecalentador es el elemento importante de la unidad generadora al que se le inyecta vapor saturado de la caldera misma, de modo que el vapor reciba una cantidad adicional de calor, que procede de los gases de combustión.

Esta transferencia de calor eleva la temperatura del vapor y aumenta su volumen.

La transferencia de calor en un sobrecalentador puede ser por convección, radiación o por una combinación de ambas formas de calefacción, lo que depende de su localización dentro de la estructura de la caldera, con respecto al horno y de los medios de que dispone para la recepción de calor. De acuerdo con esto, los sobrecalentadores se pueden clasificar en: sobrecalentadores de convección, sobrecalentadores para calor radiante y sobrecalentadores combinados para calor radiante y de convección.

a.- SOBRECALENTADORES DE CONVECCIÓN.

Los sobrecalentadores de convección son aquellos que se instalan en el trayecto de los gases de combustión y no están expuestos a la radiación directa del fuego del hogar.

a.1.- Localización.

La temperatura del vapor requerida, determinará la posición del sobrecalentador de convención. Para temperaturas elevadas de vapor, se colocará en un lugar que le permita estar en contacto con los gases más calientes. La localización del sobrecalentador estará también determinada por las características y el espacio disponible del generador de vapor.

a.2.- Características de capacidad.

Dependiendo de la localización y de la temperatura del vapor, el coeficiente de absorción de calor (coeficiente de transmitancia), varía entre 142,7 y 203,8 KJ/m² por °C (7 a 10 Btu/pie² por °F), (34,1 a 48,7 kcal/m² por °C). Como la transferencia de calor por convección es invariablemente una función directa de la capacidad, el coeficiente total de

absorción en el sobrecalentador de convección aumenta con la capacidad de la caldera, ver figura 3.2. Para operación a alta capacidad, el coeficiente será hasta 30% más alto que en el trabajo a su mínimo rendimiento.

b.- SOBRECALENTADORES PARA CALOR RADIANTE.

Los sobrecalentadores de calor radiante son aquellos que se encuentran expuestos a la radiación directa del horno.

Estos sobrecalentadores no implican restricción alguna en la elección del combustible y aunque son más costosos que las unidades de convección, para temperaturas de vapor con escala de control limitada y temperaturas altas en la salida del horno, son más económicos para temperaturas de salida por debajo de 1.070 °C (1.960 °F), para el ciclo de 10 Mpa (1.450 lb/plg²), (102 Kgf/cm²) y aproximadamente 1.204 °C

(2.130 °F), para el ciclo de 13,8 Mpa (2.000 lb/plg²) ,(141 Kgf/cm²).

El sobrecalentador radiante permite mantener temperaturas de salida del horno más bajas. Su superficie, de alta capacidad de absorción de calor, mejora el estado de limpieza del hogar y, al reducir la temperatura de salida de los gases abajo del punto de fusión de las escorias, contribuye materialmente a la eliminación de depósitos pegajosos sobre las superficies de convección de los tubos.

b.1.- Localización.

La construcción en forma de tubo continuo permite la colocación del sobrecalentador para calor radiante:

1. En el propio horno, reemplazando una parte o la totalidad de las paredes de agua.

2. En el primer retorno, con una pantalla parcial consistente en una o dos hileras de tubos de agua de la caldera, ampliamente espaciados.

Los sobrecalentadores de calor radiante pueden acomodarse:

1. En las paredes frontales o laterales del fogón.
2. En el declive de la tolva.
3. En el techo del fogón.

En algunas unidades se utilizan serpentines colgados sobre el horno; en otras se emplean planchas suspendidas a manera de cortinas. Una construcción muy común en calderas grandes es la del fogón dividido en dos o tres secciones. Las paredes de estas divisiones son muy apropiadas para la instalación de los sobrecalentadores.

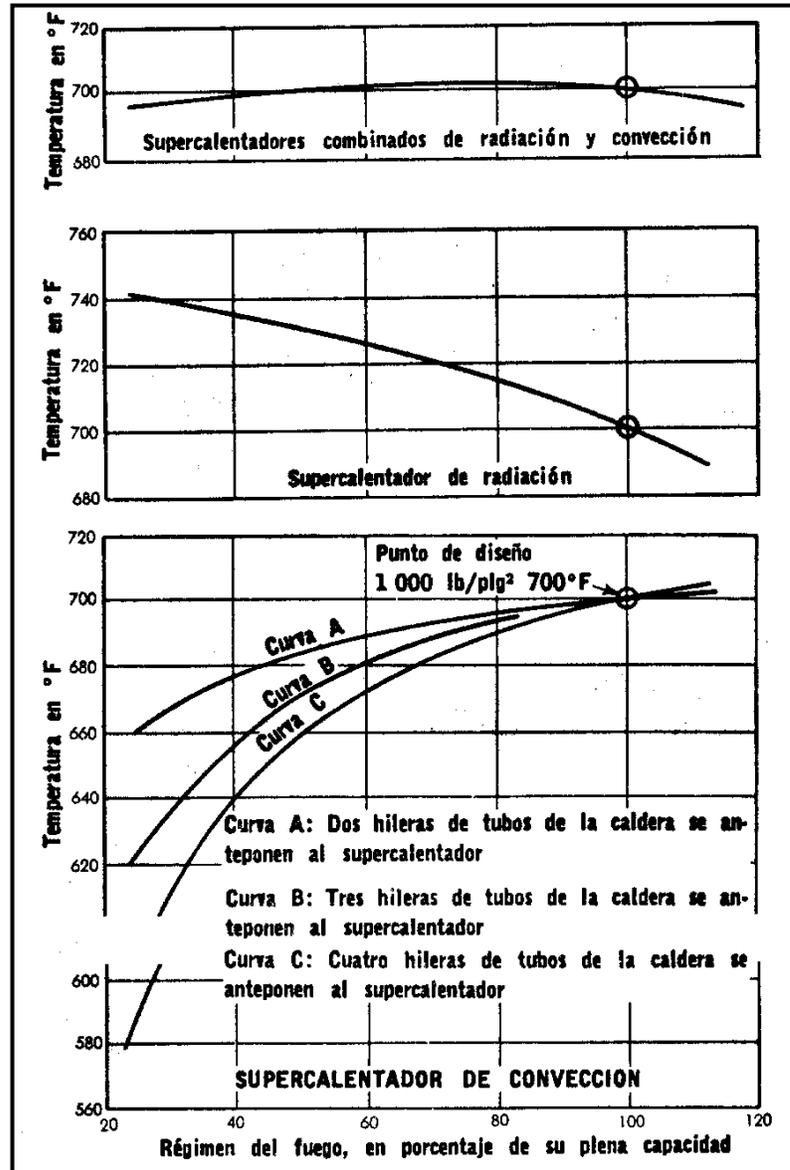
Con la tendencia hacia la obtención de mayores superficies de sobrecalentamiento, se han utilizado todas las posibilidades de colocación, a modo de evitar el aumento inconveniente del volumen del horno.

b.2.- Características de capacidad.

La temperatura del horno no aumenta en proporción directa con la capacidad de la caldera, sino que su aumento es en un grado más bajo.

Si bien la absorción de calor aumenta con la temperatura del horno, la proporción por kilo de vapor en la corriente del sobrecalentador desciende, resultando una temperatura menor en el sobrecalentamiento, con el consiguiente aumento de la carga de la caldera, ver figura 3.11.

C.- SOBRECALENTADORES COMBINADOS PARA CALOR



RADIANTE Y DE CONVECCIÓN.

Es posible disponer los elementos del sobrecalentador de tal manera que, al aumentar la carga del generador de vapor, el

Figura 3.11. Curvas de operación de los

aumento de la capacidad en la convección sea contrarrestada por la disminución de la capacidad en la radiación. Los sobrecalentadores de radiación y convección tienen características de compensación. En los sobrecalentadores combinados, un aumento en la absorción de calor radiante reducirá la temperatura de salida del horno, con una disminución resultante en la absorción por convección y viceversa.

Un sobrecalentador combinado es poco afectado por los cambios en las condiciones del horno. Colocando sus elementos como debe ser es posible obtener una uniformidad relativa y una curva comparativamente plana, a través de todo el ciclo de operación ver figura 3.2.

c.1.- Localización.

Un sobrecalentador para calor combinado de radiación y convección debe ser dispuesto de tal forma, que el vapor fluya primero por los tubos de convección y después por los elementos de calor radiante. Una segunda disposición consiste en colocar el sobrecalentador de tal manera, arriba de los tubos o entre los tubos de la caldera, que efectivamente trabaje como una unidad combinada de convección y radiación, en la cual el vapor fluye primero por la sección de radiación, pasando después a la de convección.

3.2.4. - CALENTADORES DE AIRE

El calentador de aire es un intercambiador de calor, por medio del cual se hace pasar aire calentado por los gases productos de la combustión o por medio del vapor. Se le utiliza para la recuperación de calor de los gases de escape en una unidad generadora de vapor y ocasionalmente para

extraer calor de alguna otra fuente. El calor recuperado puede ser utilizado para:

- El calentamiento del aire requerido para la combustión.

- El secado u otros procesos.

El calentador de aire se compone, en lo esencial, de una superficie de intercambio de calor instalada en el curso de la corriente de los gases de escape de combustión procedentes del generador de vapor.

El calentador de aire no es absolutamente necesario para la operación de una planta generadora de vapor. Su empleo depende de las condiciones y necesidades de la instalación, así como de los factores técnicos y económicos de la planta.

El desarrollo de las paredes del horno con enfriamiento de agua, precisa forzosamente de altas temperaturas de precalentamiento de aire.

Una reducción de la temperatura de los gases de escape en 56 °C (100 °F), elevará la eficiencia general de la planta en un 2.3 a 2.6%. Un precalentamiento de 56 °C (100°F) del aire de la combustión, da como resultado un aumento del 2% de la eficiencia. Los ahorros totales de combustible, atribuibles al precalentamiento de aire, fluctúan entre el 5 y el 10%. El aumento de la eficiencia no procede únicamente del calor que se recupera de los gases del escape, sino también de las condiciones de combustión que son mejoradas.

Una temperatura de los gases en la chimenea de 149 °C (300 °F), no es una cosa excepcional; una temperatura de 93 °C (200 °F) requiere una consideración muy cuidadosa, ya que entran en juego técnicas especiales para este caso.

El aire absorbe el calor con más lentitud que el agua y, en consecuencia, el calentador de aire requiere mayor superficie de calefacción, por cuyo motivo ocupa un espacio más grande que el economizador. A pesar de todo, es de diseño más simple y su peso es menor que el del economizador, por dos razones:

1. La temperatura de entrada del aire es menor que la del agua que entra al economizador.
2. El economizador trabaja con agua a elevadas presiones, mientras que el calentador de aire trabaja con bajas presiones.

Aun cuando su superficie de calefacción es mayor, la construcción del calentador de aire es de costo relativamente bajo.

Según *Shields (1980)*, además de las ventajas generales obtenidas con el empleo del equipo de recuperación de calor, los calentadores de aire ofrecen las siguientes características, altamente deseables:

- ✓ Mejora la eficiencia de la combustión, porque ésta es casi completa con menor cantidad de aire de exceso.
- ✓ Ayuda a la estabilización de la ignición del combustible, que mejora la combustión con cargas bajas.
- ✓ Acelera la combustión, porque permite la reducción del tamaño del horno o, en su defecto, una mayor liberación de calor para un volumen determinado.
- ✓ Temperatura más elevada en el horno, lo que permite un coeficiente más elevado de absorción de calor, con el consiguiente aumento en la producción de vapor.

- ✓ Aumenta la eficiencia general del generador de vapor, a consecuencia del mejoramiento de la combustión y temperatura de los gases de escape, lo cual permite la reducción de la superficie de calefacción de la caldera.
- ✓ Si el total del calor recuperable es mayor que el que se puede aprovechar para el calentamiento del agua de alimentación, el calor remanente se puede emplear para calentar el aire necesario para la combustión.
- ✓ Entre mayor sea el calentamiento, menor será el contenido de SO_3 en los gases de escape, lográndose menor temperatura en la chimenea y un mayor aprovechamiento del calor.
- ✓ La combustión más completa del combustible reduce los períodos de parada del generador de vapor para su limpieza, dando como resultado que la producción de

escorias sea menor y que los gases que llegan a los colectores de cenizas volátiles vayan más limpios.

- ✓ El aire caliente ayuda al secado y apoya la ignición de combustibles volátiles de bajo poder calorífico, tales como: los desechos de los aserraderos y fábricas de papel, madera, lignitos, turba y bagazo; que, por lo general, contienen alto nivel de humedad.

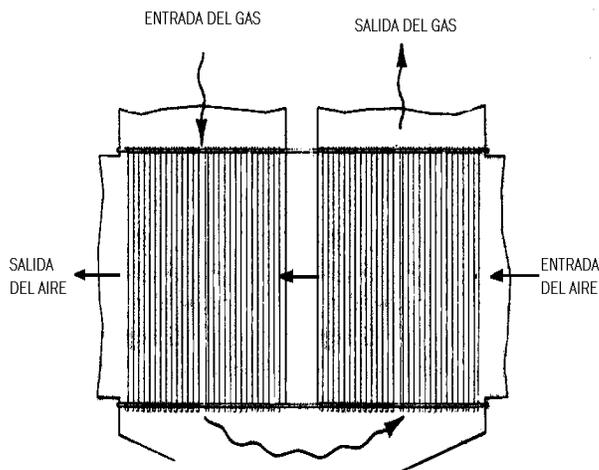
3.2.4.1.- Clasificación.

Los calentadores de aire se pueden clasificar, de acuerdo con su principio de operación, en recuperativo y regenerativo.

a.- Calentadores recuperativos.

a.1.- Precalentadores a base de los gases de escape.

a.1.1.- Precalentador de aire del tipo tubular, ver figura 3.12.

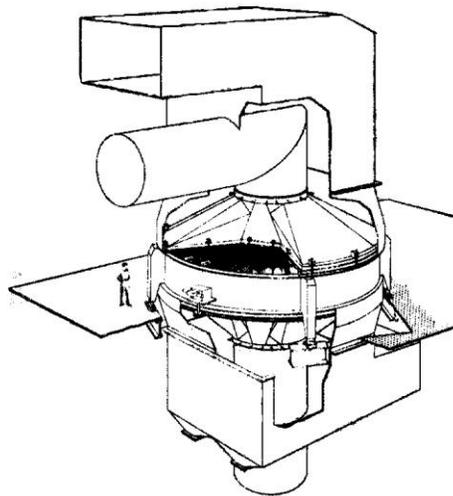


a.1.2.- Calentador de aire por celdas.

a.2.- Calentador de serpentín de cobre.

a.3.- Calentador de fogón individual (con calefacción directa por separado).

Figura 3.12. Calentador de aire



b.- Calentadores regenerativos.

b.1.- Precalentador de aire del tipo rotativo, ver figura 3.13.

b.2.- Calentador a base de guijarros.

b.3.- Calentador de tiro a base de material refractario. **Figura 3.13. Calentador de aire**

b.4.- Precalentador de aire a base de líquido térmico.

Para la recuperación de calor de los gases de escape en los generadores de vapor, los calentadores de aire más popularizados (indicados en el orden de importancia en su uso), son los siguientes:

- Calentador de aire Ljungstrom³.
- Calentador tubular.
- Calentador de aire por celdas.

³ “Ljungstrom Continuous Regenerative Air Preheart” (Precalentador continuo regenerativo de Ljungstrom), es un nombre de marca registrada, propiedad de Air Preheater Corp.

- Calentadores de aire de serpentín de vapor.
- Calentadores de aire a base de difenilo.

3.2.5. - ECONOMIZADOR

En una unidad generadora de vapor, el economizador representa una sección independiente de superficie de intercambio de calor, destinada a recuperar calor de desperdicio de los gases de escape, para retornarlo, en forma de calor útil, al agua de alimentación, antes de que ésta se mezcle con el agua que circula en el generador de vapor. Este calor recuperado que se agrega al del sistema, mejora la economía de la unidad y de este hecho se deriva su denominación de economizador.

El economizador puede definirse como un intercambiador de calor, diseñado para absorber el calor de los gases productos de la combustión a un fluido (agua). Su empleo se justifica únicamente cuando tiene la aptitud de absorber calor con mayor economía que otros tipos de superficie de calefacción.

Usualmente no se produce vapor en el economizador, aún cuando se han construido algunos economizadores para evaporación.

El economizador está formado por una sección de tubos, a través de los cuales pasa el agua de alimentación justamente antes de inyectarla a la caldera. Los gases de combustión, al abandonar las superficies de convención del generador de vapor, pasan por los tubos del economizador y de esta manera calientan el agua de alimentación.

Como el agua de alimentación tiene al entrar al economizador una temperatura más baja que la del vapor que se encuentra en el generador de vapor, la transmisión de calor en esta sección es más efectiva que en las superficies de convención del generador de vapor.

Este hecho ha dado motivo a la tendencia actual en el diseño de generadores de vapor, de aumentar la superficie del economizador, con la correspondiente reducción de la superficie del generador de vapor.

3.2.5.1. - Ventajas del economizador.

Comparado con el precalentador de aire, el economizador tiene las siguientes ventajas:

- Su costo inicial es más favorable en las instalaciones pequeñas, así como en las unidades que operan a presiones de vapor bajas.
- Su acción acumulante de calor facilita una evaporación más rápida cuando se trabaja en ciclos alternados de arranque y parada.
- Su espacio requerido es menor para una capacidad determinada.
- La carga sobre el fogón y el equipo de combustión que se deriva de su operación es reducida.

3.3.- ESQUEMA GENERAL DEL FUNCIONAMIENTO DE UN GENERADOR DE VAPOR (Representación mediante circuitos).

A continuación, se describe el funcionamiento del generador de vapor Babcock & Wilcox nº6, utilizando dos (2) clases de circuitos principales, a saber:

- Circuito de aire–combustible.
- Circuito de agua–vapor.

Los circuitos mencionados, se describirán con detalle basándose en una representación esquemática apropiada para cada caso.

3.3.1.- Circuito de aire–combustible.

Tiene como función suministrar la energía necesaria para permitir la transformación de agua en vapor.

3.3.1.1.- Funcionamiento:

a.- El aire para la combustión pasa por un **ventilador de tiro forzado**, garantizando que entre aire al generador de vapor, luego pasa por un **calentador de aire**, elevando su temperatura para facilitar el proceso de combustión, ver figura 3.14.

b.- El aire precalentado y el combustible (bagazo o gas natural), entran al **alimentador de combustible sólido** o al **quemador**, donde se unen para iniciar la combustión y generar la llama, ver figura 3.14.

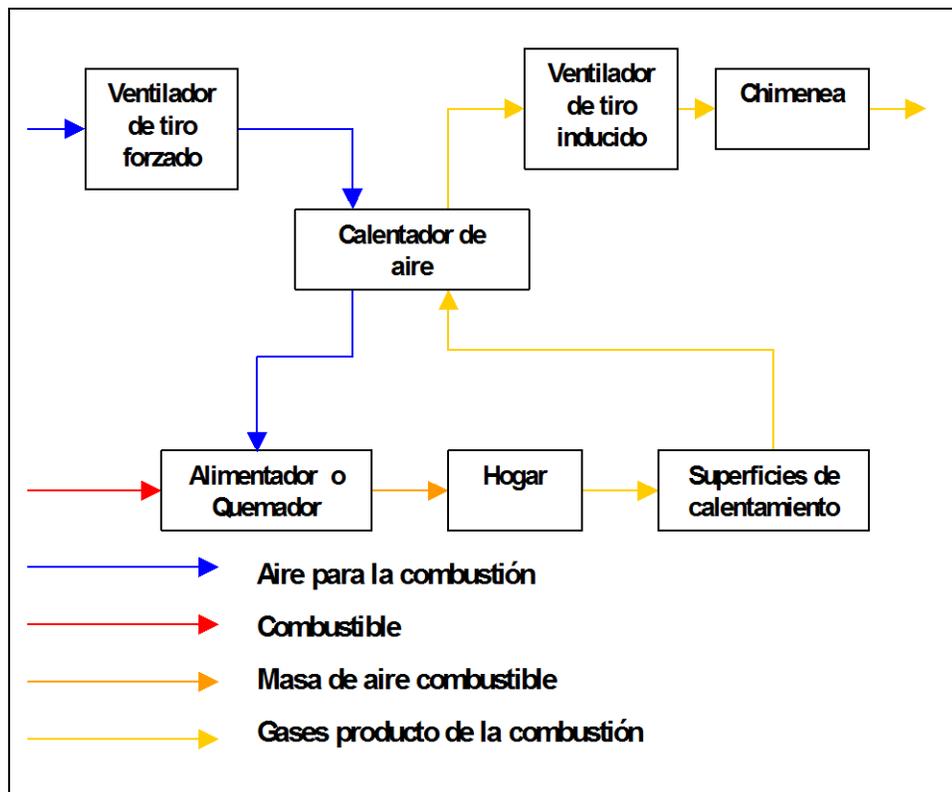


Figura 3.14. Circuito aire -

c.- La masa de aire – combustible entra al **hogar**, que es el lugar que ocupa la llama y donde se produce la combustión, ver figura 3.14.

d.- Del hogar, los gases producto de la combustión entran en contacto con las **superficies de calentamiento** (las **paredes de agua**, el **sobrecalentador**, la **caldera** y el **economizador**), ver figura 3.14.

e.- Los gases producto de la combustión, después de entrar en contacto con las superficies de calentamiento, pasan al **calentador de aire**, luego al **ventilador de tiro inducido** y finalmente a la **chimenea**, permitiendo su salida a la atmósfera, ver figura 3.14.

Para mejor entendimiento del circuito aire combustible, se deben ampliar los siguientes términos.

Ventilador de tiro forzado: dispositivo que toma el aire de la atmósfera y lo entrega a través de conductos y calentadores de aire a los quemadores e incluso lo introduce directamente en el hogar, dependiendo del tamaño de la caldera y su disposición.

Ventilador de tiro inducido: dispositivo que impulsa los productos de la combustión de una caldera y los dirige hacia la chimenea, para su descarga a la atmósfera.

3.3.2.- Circuito de agua–vapor.

Representa el proceso al cual se somete el agua, para la obtención de vapor, requerido para la generación de potencia o procesos industriales.

3.3.2.1.- Funcionamiento.

Comenzaremos por la vaporización del agua, la cual se realiza en la **caldera** y **paredes de agua**, elementos que calientan el agua permitiendo la obtención de vapor. Como el vapor a la salida de la caldera contiene todavía partículas líquidas, se convierte en vapor sobrecalentado, obligándolo a pasar por el **sobrecalentador**, el cual está situado en la trayectoria de los gases de combustión, ver figura 3.15.

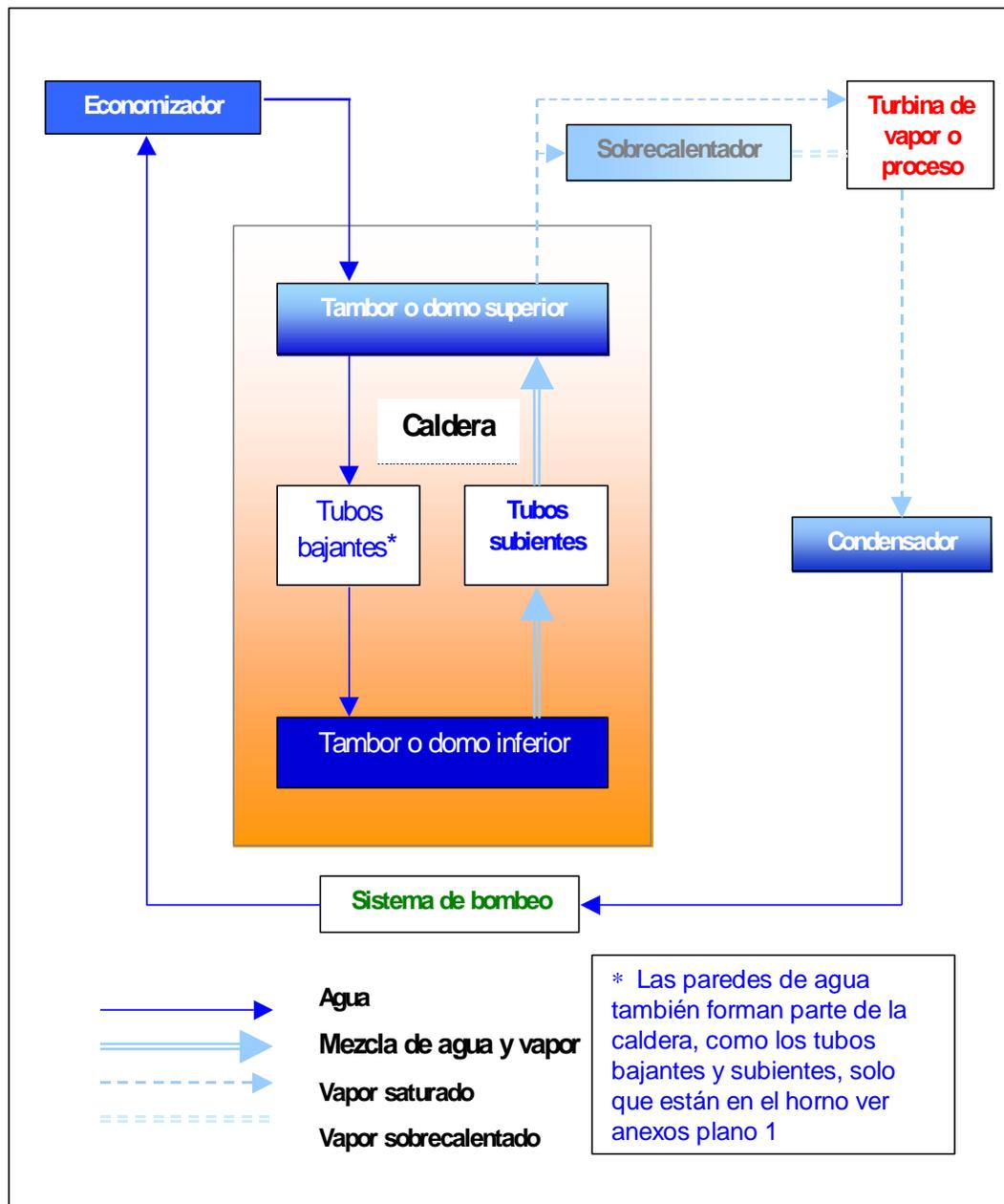


Figura 3.15. Circuito agua -

Desde el sobrecalentador, el vapor a presión y a alta temperatura se conduce hasta la **turbina**, donde se expande produciendo energía mecánica, ver figura 3.15.

A la salida de la turbina, el vapor se hace pasar por un **condensador** que no es más que un dispositivo de refrigeración, donde el vapor se condensa y se transforma nuevamente en agua, ver figura 3.15.

En algunas industrias como C.E.P.S.A., el vapor de escape de la turbina se utiliza para el proceso de fabricación del azúcar y luego es pasado por unidades condensadoras.

El agua resultante de la condensación y procedente de la turbina, se impulsa hacia la caldera por medio de **bombas de alimentación**, ver figura 3.15.

Para aumentar el rendimiento térmico del conjunto es conveniente que el agua de alimentación entre en la caldera ya caliente, por lo que se hace pasar previamente por un **economizador**, calentado por los gases producto de la

combustión, antes de su salida a la atmósfera, por la chimenea, ver figura 3.15.

3.4.- COMBUSTIÓN.

El objetivo de la combustión, en hogares, es el de proporcionar una porción de calor uniforme y regulada, para ser transmitida a un medio que la absorba.

La realización de la combustión, supone la introducción de una cantidad de combustible y de comburente (aire de combustión), como también la remoción de los productos de la combustión: los gases de combustión y la ceniza. A continuación, se definirán términos, tales como: combustible, su clasificación y aire de combustión.

3.4.1.- Combustibles.

Se definen como combustibles, aquellas sustancias que arden fácilmente en aire u oxígeno, emitiendo grandes cantidades de calor.

La eficacia del combustible o poder calorífico se mide normalmente en términos de energía térmica (calor), desarrollada cuando una cantidad dada de combustible se quema bajo condiciones estándar.

Siempre, se hace una distinción entre poder calorífico superior, que es el calor total desarrollado durante la combustión, y poder calorífico inferior, que es el calor neto desarrollado descontando el calor perdido en la evaporación.

3.4.2.- Clasificación de los combustibles.

Los combustibles los podemos clasificar, según su estado físico o fase, en: combustible sólido, líquido y gaseoso.

a.- Combustibles sólidos.

Por orden de potencial calorífico, los combustibles sólidos más comunes son: el carbón, el coque, la madera, el bagazo de caña de azúcar y la turba. La combustión de estos materiales provoca la descomposición del combustible y la formación de materias volátiles como el gas, que arden con una llama tiznosa.

El combustible sólido se caracteriza por tener un nivel de CO₂ máximo entre 18,5 y 20,9.

b.- Combustibles líquidos y gaseosos

Los **combustibles líquidos** más comunes son el fuel-oil, la gasolina y las naftas derivadas del petróleo. Les siguen, en importancia, el alquitrán de hulla, el alcohol y el benzol obtenido en el proceso de elaboración del coque.

El combustible líquido se caracteriza por tener un nivel de CO₂ máximo entre 15,5 y 16,3.

Entre los **combustibles gaseosos**, encontramos: el gas natural, el gas refinado o los gases manufacturados.

El combustible gaseoso se caracteriza por tener un nivel de CO₂ máximo entre 10,8 y 25,6.

El combustible gaseoso tiene la peculiaridad que puede producir condiciones de temperatura iguales a las que proporcionan los combustibles sólidos y líquidos, debido a su nivel de CO₂ máximo.

Considerando los niveles de CO₂ máximo de los combustibles antes mencionados y la existencia de generadores de vapor que trabajan con dos tipos de combustibles, solo se pueden

combinar: combustibles sólidos con gaseosos y combustibles líquidos con gaseosos, para la generación de vapor.

3.4.3.- Aire para la combustión.

La cantidad de aire necesaria para la combustión se determina por el tipo de combustible. Es preciso suministrar aire en exceso, en una proporción que garantice la combustión completa. Este exceso de aire es determinado por los siguientes factores:

- Composición, propiedades y condiciones del combustible al ser quemado.
- Método mediante el cual se quema el combustible.
- Disposición y proporciones de la parrilla.
- Temperatura admisible en el horno.

- Turbulencia y la mezcla completa del aire con los gases del combustible volatilizado.

En adición a las necesidades teóricas es indispensable suministrar exceso de aire, con el fin de asegurar una cantidad suficiente de oxígeno para la combustión. El porcentaje del exceso de aire tiene influencia sobre la capacidad de la caldera, la temperatura del horno y la eficiencia total de la unidad.

3.5.- VALVULAS DE SEGURIDAD.

Una válvula de seguridad es un dispositivo automático para desahogo de presión accionado por la presión estática corriente arriba de la válvula y que se caracteriza

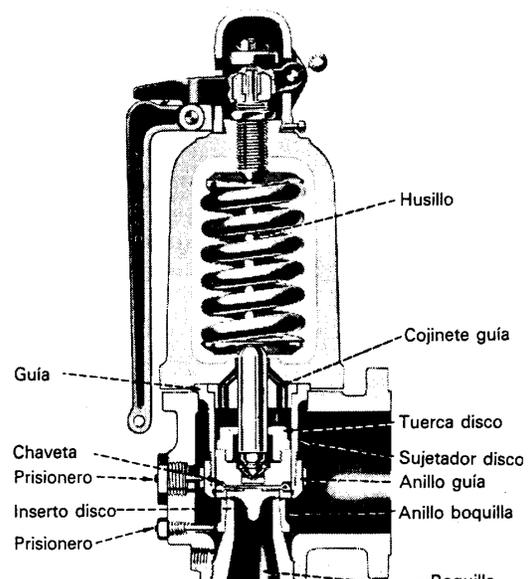


Figura 3.16. Válvula de

por su acción de disparo para plena apertura.

Suelen tener las siguientes características: conexiones de entrada con brida o extremos soldados, boquilla completa o semiboquilla, resorte descubierto y palanca de elevación, ver figura 3.16.

Las válvulas, de seguridad utilizadas para vapor sobrecalentado de más de 450 °F, deben tener cuerpos, bonetes y husillos de acero al carbono o de mejor calidad y los resortes deben estar totalmente al descubierto.

Características generales de las válvulas de seguridad:

- Disponibles con semiboquilla o boquilla completa.
- Tiene resorte descubierto y palanca de elevación.

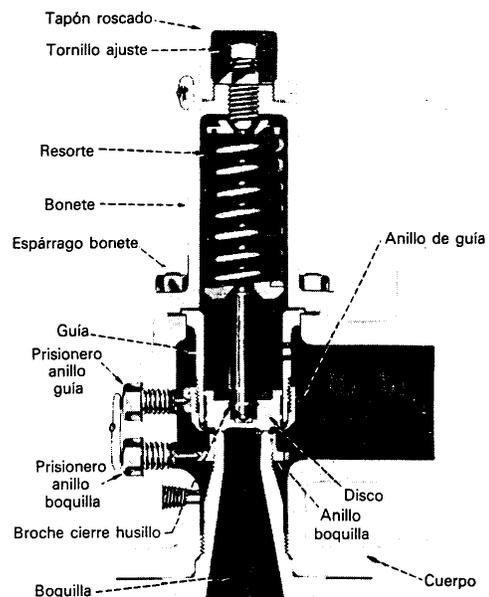


Figura 3.17. Válvula de

Ventajas:

- ✓ Bonete abierto aísla al resorte de la temperatura del proceso.
- ✓ Vuelve a cerrar después de descargar.

Desventajas:

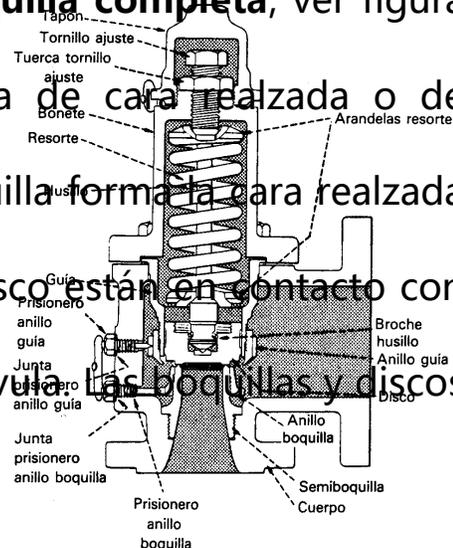
- Se usa solo para vapor de agua.
- No existen con fuelle equilibrado.

Servicio recomendado:

- Calderas y servicio en general con vapor.

Las **válvulas de seguridad de boquilla completa**, ver figura

3.17, tienen conexiones con brida de cara realzada o de unión de anillo. La base de la boquilla forma la cara realzada de la brida. Sólo la boquilla y el disco están en contacto con el fluido cuando está cerrada la válvula. Las boquillas y discos



suelen ser de acero inoxidable o de aleación, según sea la temperatura de servicio.

Las **válvulas de seguridad de semiboquilla**, ver figura 3.18,

tienen conexiones de extremo

soldado o de brida con cara

Figura 3.18. Válvula de

. . . .

realzada o plana; la boquilla es parte de la brida.

La válvula de cara plana se utiliza muy poco en las plantas modernas, porque el cuerpo de hierro fundido no cumple con la mayor parte de las especificaciones para tubería.

3.5.1.- Normas ASME que regulan el uso de las válvulas de seguridad:

Tomo I Rules for construcción of power boilers (Safety valves)

ANSI B 36.10M

PG 67.1

Se requieren dos (2) o más válvulas de seguridad o de alivio, sólo si la capacidad de generación de la caldera excede las 8000 Kg/h 4000 lb/h.

PG 67.2

Las válvulas de seguridad, en cada caldera, pueden descargar todo el vapor generado al exterior, permitiendo que la presión no aumente más del 6% de la presión de trabajo admisible.

PG 67.2.4

Los mínimos requerimientos para la capacidad de descarga en lb/h, para una caldera de agua a alta temperatura, pueden determinarse dividiendo la máxima salida en Btu/h producida a los valores más altos de calor, para el cual es diseñada la caldera entre 1000.

Δεσχριπχι ρν δε υν γενεραδορ δε παπορ –Βαβχοκκ & Ωιλχοξ ν°6–

4

CAPÍTULO

4.1.- GENERALIDADES.

Un generador de vapor está compuesto, en su totalidad, por una gran diversidad de elementos que varían según las condiciones de diseño del generador. Entre las condiciones de diseño a considerar se tienen las siguientes:

- Clase de combustible.
- Máxima generación de vapor.
- Presión de funcionamiento y temperatura.

- Tipo de hogar.

A continuación, se describe un generador de vapor Babcock & Wilcox N°6. y, en virtud de que trabajará bajo condiciones diferentes a las de diseño, se mencionan los equipos existentes para los cuales fue diseñado, así como también los elementos que se añadirán para su nueva condición de trabajo.

4.2.- CONDICIONES DE DISEÑO.

En lo relativo a las condiciones de diseño, se exponen las de un generador de vapor Babcock & Wilcox N°6, tales como: la clase de combustible, la máxima capacidad de generación de vapor, la presión de diseño y, adicionalmente, se mencionan datos específicos de las siguientes superficies de calentamiento: el hogar, la caldera, el economizador, el calentador de aire y el sobrecalentador.

4.2.1.- Combustibles.

La descripción del combustible se hace tomando en consideración el poder calorífico bajo y la composición química del combustible.

Los combustibles que se toman en consideración son los siguientes:

4.2.1.1.- Residuos sólidos municipales:

En la actualidad, los residuos sólidos municipales, enterrados en forma de rellenos, están siendo cuestionados a causa de los efectos ambientales que, a largo plazo, pueden generar sobre los campos. Además, se ha reconocido que el residuo sólido municipal tiene un poder calorífico como combustible. Este combustible puede utilizarse para generar vapor y energía eléctrica, y así ahorrar en el consumo de petróleo y gas.

Es importante mencionar que la combustión de residuos municipales sólidos da como resultados una formación de gases ácidos, principalmente ácido clorhídrico. El flujo de estos gases a través de las superficies de calentamiento genera un elevado nivel de corrosión, por lo que es necesario la aplicación de rigurosos planes de mantenimiento.

Los generadores de vapor con tubos de acero al carbono se deterioran rápidamente, por lo que es necesario depositar sobre su superficie aleaciones de soldadura en las zonas de gases a alta temperatura, como el "Inconel 625" o el "Inconel 825" . Otra solución aplicada es recubrir los tubos con una capa de acero inoxidable, después que el espesor alcance el mínimo requerido.

A continuación, se exponen las características de los residuos sólidos municipales, usados por el generador de vapor Babcock & Wilcox N°6, en la población de Lawrence, Massachusetts, Estados Unidos de Norteamérica:

a.- Poder calorífico: 11.164,8 KJ/Kg (4.800 Btu/lb).

b.- Composición del combustible:

- C 27%
- H₂ 3.50%
- O₂ 18.30%

- Ash 25%
- S 0.15%
- N₂ 0.70%
- Cl 0.35%
- H₂O 25%

4.2.1.2.- Petróleo N°6:

El petróleo n°6 o combustóleo es un combustible especial para quemadores, clasificado en la norma ASTM D396, que requiere precalentamiento para su combustión y manejo.

Las características que identifican este combustible son las siguientes:

- a.-** Poder calorífico: 41.588,88 KJ/Kg (17.880 Btu/lb.).
- b.-** Composición del combustible:
 - C 88.9%
 - H₂ 9.2%
 - O₂ 0.55%

- S 1%
- N₂ 0.35%

4.2.2.- Máxima capacidad de generación de vapor.

La máxima capacidad de generación de vapor se refiere a la cantidad de vapor máxima que se puede generar de acuerdo con las condiciones de diseño del generador de vapor.

El generador de vapor está diseñado para trabajar con dos tipos de combustibles, con diferentes poderes caloríficos, que pueden producir una variación particular en la máxima generación de vapor.

En este sentido, se menciona la máxima capacidad de generación de vapor de acuerdo al tipo de combustible de trabajo:

- 31,49 Kg./s (250.000 Lb/h), con residuos municipales.
- 23,81 Kg./s (189.000 Lb/h), con petróleo n°6.

4.2.3.- Presión de diseño.

La máxima presión de diseño se establece, de acuerdo con las condiciones del vapor que se desea obtener; a partir de esta presión se podrá diseñar el generador de vapor, específicamente, se seleccionará el material de construcción según el esfuerzo admisible de los materiales. En este caso, la presión de diseño tiene un valor de 5,6 MPa (825 Psi).

4.2.4.- Superficies de calentamiento.

A continuación, se clasifican y mencionan las características de las superficies de calentamiento del generador de vapor de la siguiente manera:

Según la American Boiler Manufacturers Association, se define como superficie de calentamiento aquella que, al ser expuesta a la acción del medio de calentamiento, absorbe el calor y lo transfiere al medio que debe ser calentado.

4.2.4.1.- Hogar.

- El hogar está conformado por paredes enfriadas con agua, con membrana soldada. En la figura 4.1. se puede observar una de las paredes de agua del horno del generador de vapor Babcock & Wilcox N°6.
- De acuerdo con las dimensiones del horno, éste posee un volumen de 570,3 m³ (20.140 ft³).
- Según la cantidad, longitud y distancia entre centros, de los tubos que conforman las paredes de agua, la superficie de calentamiento o área proyectada posee un valor de



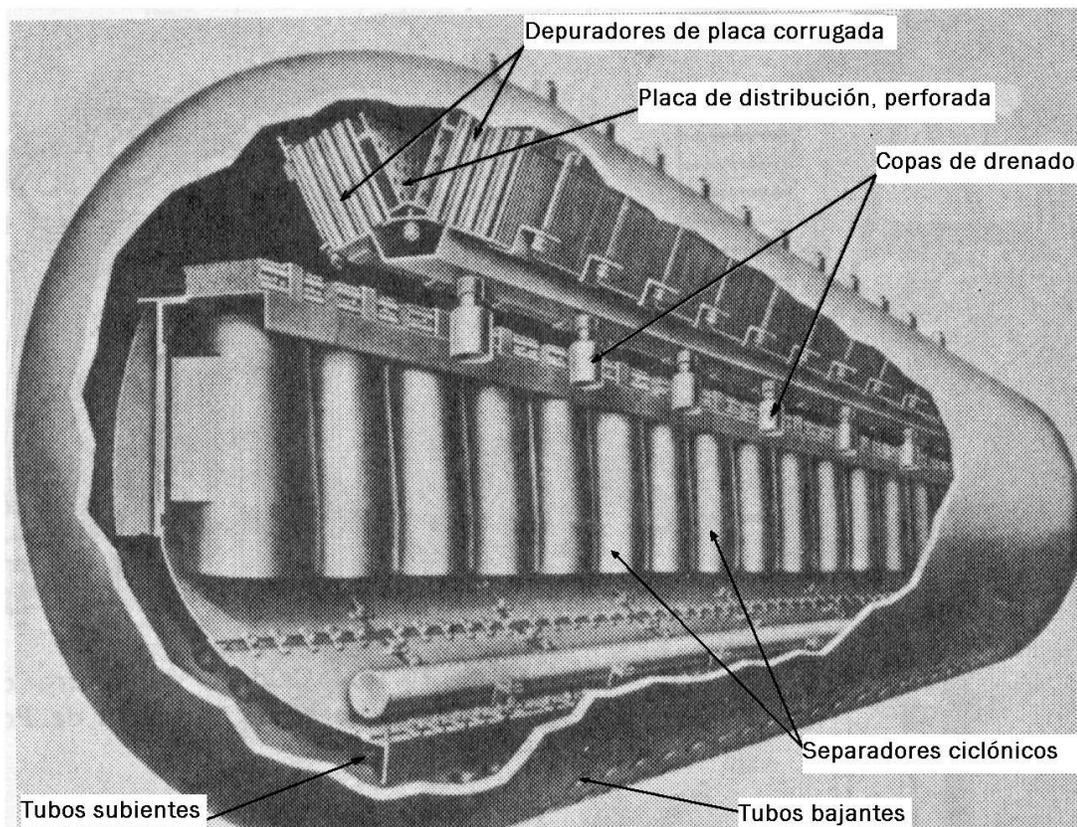
392,05 m² (4.220 ft²).

Es importante señalar, que uno de los colectores de las paredes de agua será elevado 1,67 m (5'6"), debido al cambio del sistema de alimentación de combustible sólido. Esta modificación, trae como consecuencia una disminución en la superficie de calentamiento de 13,79 m² (148,5 ft²). Finalmente, el área proyectada será de 378,25 m² (4.071,5 ft²).

4.2.4.2.- **Figura 4.1. Pared de agua con membrana**

El modelo de la caldera es STIRLING POWER BOILER, de dos domos; uno de ellos, el superior, posee separadores de vapor ciclónicos (ciclones) inclinados y depuradores (scrubbers).

En la figura 4.2. se muestra el corte de un domo superior,



señalando los elementos antes mencionados.

Las figuras 4.3. y 4.5. muestran fotografías del domo superior e inferior, respectivamente, listos para ser ensamblados en el Central El Palmar S.A. y, adicionalmente, la figura 4.4. expone la estructura interna del domo superior y la 4.6. la del domo inferior.

Figura 4.2. Domo superior de hilera sencilla, separadores de

Los *tubos bajantes* poseen un diámetro exterior (OD) de



$2^{31/32}$ " y los *tubos subientes* de $2^{1/2}$ ".

Se

es



Figura 4.5. Vista externa del domo

y subientes, el área proyectada tiene un valor de 19.827 ft² (1.841,988 m²).

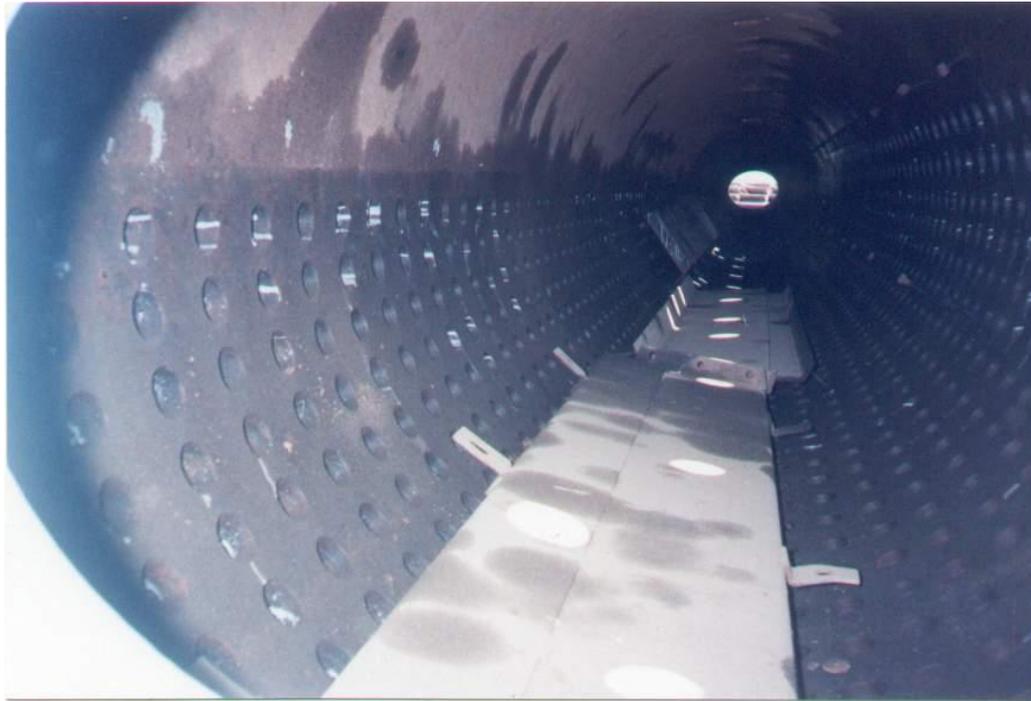
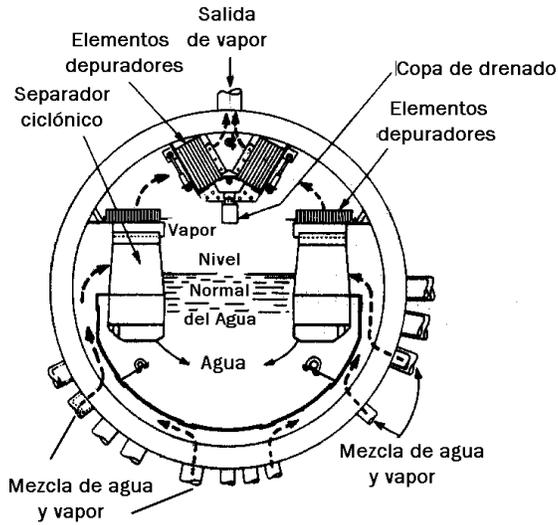


Figura 4.6. Vista interior del domo

a.- Separadores ciclónicos.

Son dispositivos que conforman la estructura interna del



domo superior y tienen como función entregar vapor, con un mínimo de agua arrastrada al domo.

En su interior, hojas en forma de espiral inducen

la formación de un remolino que permite que las moléculas

Figura 4.7. Recorrido de la mezcla de agua y vapor por medio del domo

de agua, más pesadas que las de vapor, se adhieran a

las paredes del separador y escurran a la parte inferior del domo, mientras que el vapor queda atrapado en el ciclón y va ascendiendo, para luego pasar a una segunda etapa de separación de agua y vapor



Figura 4.8. Estructura de un

por medio de depuradores de placa corrugada. En la figura 4.7, se presenta el recorrido de la mezcla de agua y vapor, por medio del domo superior.

Con la finalidad de visualizar la estructura de un separador



ciclónico, se presentan dos fotografías tomadas en el Central El Palmar S.A. a uno de estos elementos antes de ser colocado dentro del domo superior.

La figura 4.8. expone la estructura de un separador ciclónico visto externamente. La figura 4.9. detalla la parte inferior del separador, donde se evidencia la existencia de las hojas en forma de espiral que inducen la formación del remolino.

Figura 4.9. Vista inferior de un

b.- Depuradores de placa corrugada.

Al igual que los separadores ciclónicos, los depuradores son dispositivos que conforman la estructura interna del domo superior y tienen como función ordenar las partículas de agua y vapor, induciendo la mezcla de agua y vapor a pasar a baja velocidad por conductos sinuosos, formados por láminas corrugadas muy cercanas entre sí, que proporcionan un área superficial adecuada para interceptar las partículas de agua arrastradas.

En la figura 4.10. se muestra la estructura de un depurador de placa corrugada, que pertenece a la caldera Babcock & Wilcox N°6.



Figura 4.10. Depuradores de placa

4.2.4.3.- Economizador.

El Modelo del economizador es de tubos continuos y posee una superficie de calentamiento o área proyectada de 994,527 m² (10.705 ft²), conformada por tubos de 7,315 m² (24 ft) de longitud y 2 " de diámetro externo.

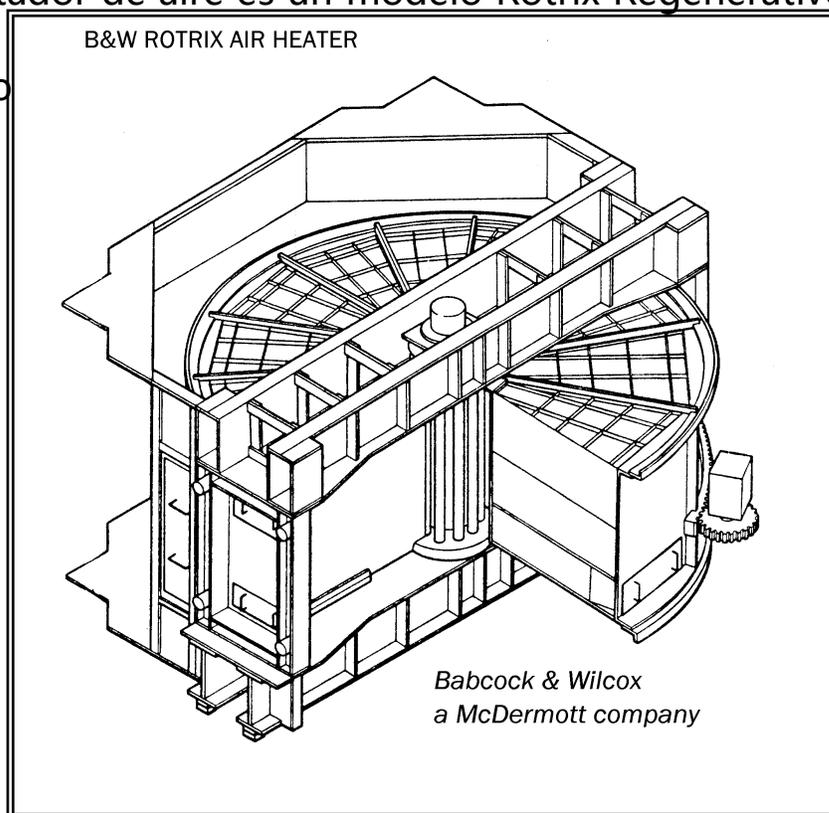
La presión de diseño es de 5,9 MPa (870 Psi).

El economizador no será instalado en el Central El Palmar S.A.

4.2.4.4.- Calentador de aire.

El calentador de aire es un modelo Rotrix Regenerativo B&W

con flujo



La superficie total de calentamiento es de 1.714,154 m² (18.451 ft²).

Este calentador de aire rotativo se ha sustituido por un calentador de aire recuperativo tubular, debido a la presencia de hollín en los gases de salida de la caldera, que interfiere en la transferencia de calor al depositarse en los elementos del calentador rotativo.

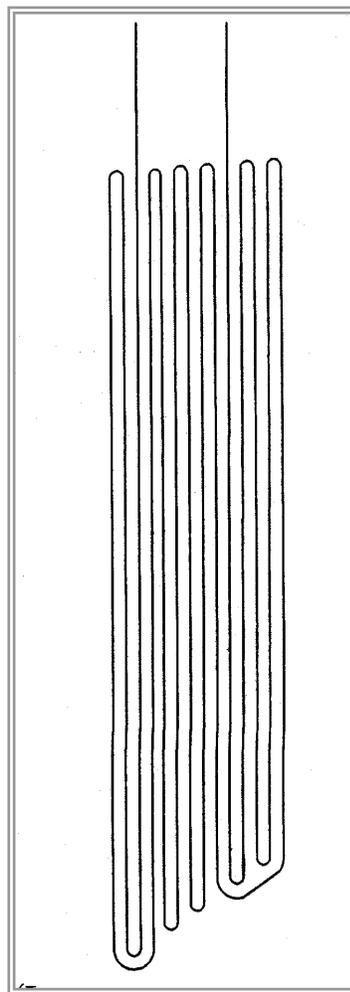
El calentador de aire recuperativo tubular que se ha colocado está conformado por 1.840 tubos de 2½" de diámetro externo y 6,096 m (20 ft) de largo, permitiendo obtener una superficie de calentamiento de 1.799,824 m² (19.373,15 ft²).

4.2.4.5.- Sobrecalentador.

El modelo de sobrecalentador es combinado para calor radiante y de convección.

El proceso de sobrecalentamiento se realiza en dos (2) pases de vapor, a través de 36 elementos o filas de 14 tubos o corridas, ver figura 4.12.

Los tubos de los elementos poseen un diámetro externo de 3", que permite obtener una superficie de calentamiento: 673,54 m² (7.250 ft²).



La distancia entre centros, vertical al flujo de los gases es de 6 " y la distancia entre centros en dirección paralela al flujo de gases es de 4".

Figura 4.12.

Elemento del

Con la superficie de calentamiento

descrita, se deberá verificar si es posible obtener vapor

sobrecalentado a 3,1 Mpa (450 Psig) y 398,89°C (750 °F); de no ser así, se modificará dicha superficie, con el fin de obtener las condiciones de vapor deseadas.

3.2.5.- Atemperador.

Para el control de temperatura del vapor sobrecalentado, el generador de vapor Babcock & Wilcox N°6 utiliza un atemperador de tipo atomización (Spray/condenser), colocado a la salida del sobrecalentador, que posee un rango de control de 22.67 a 31.5 Kg/s (180.000 a 250.000 lb/h), ver figura 4.13.

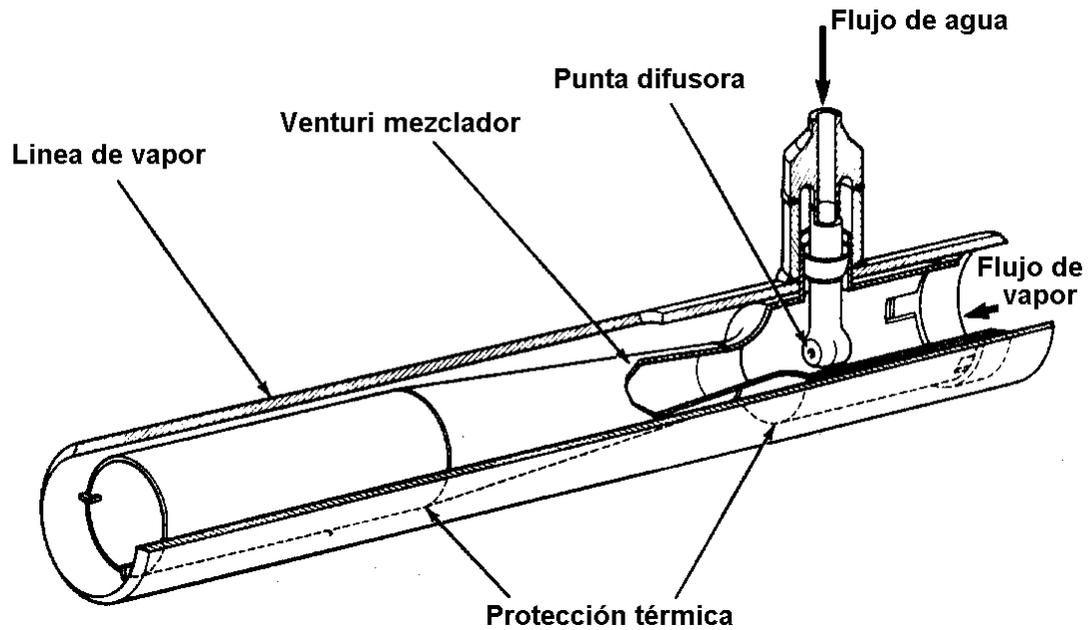


Figura 4.13. Atemperador tipo atomización Babcock & Wilcox

La ubicación, en el generador de vapor, de los elementos nombrados en este capítulo se puede observar en el plano A1 anexos.

Μεθοδολογία δε χ<λχυλο

5

CAPÍTULO

5.1.- GENERALIDADES.

En el siguiente capítulo se enunciarán 2 metodologías de cálculo, para la obtención de la superficie de calentamiento de un sobrecalentador.

La primera, definida por (E. Hugot 1979) en el *Handbook of Cane Sugar Engineering* y la segunda expuesta por (The

Babcock & Wilcox Company 1992), Steam/its generation and use.

Para la aplicación de ambas metodologías se requiere un análisis profundo del proceso de combustión; debido a que el trabajo especial de grado está enfocado hacia el aprovechamiento del bagazo de caña de azúcar como combustible en generadores de vapor, se utilizará la metodología aplicada por (E. Hugot), que está

basada en el análisis del proceso de combustión del bagazo de caña de azúcar.

Adicionalmente, se planteará el método de cálculo aplicado para la obtención del diámetro de una tubería que conduzca vapor y se expondrá un criterio para la selección de válvulas de seguridad para generadores de vapor.

5.2.- MÉTODOS DE CÁLCULO.

La metodología de cálculo se dividirá en cuatro partes: el análisis del proceso de combustión, la superficie de calentamiento de un sobrecalentador, el diámetro de la tubería conductora de vapor saturado del tambor superior al sobrecalentador y la capacidad de alivio de las válvulas de seguridad.

5.2.1.- ANÁLISIS DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN -(E. Hugot)-.

El análisis del proceso de combustión se realiza considerando la composición química del bagazo, obtenido del proceso de molienda desarrollado en el Central El Palmar S.A. (C.E.P.S.A.).

5.2.1.1.- Poder calorífico del bagazo húmedo.

Para el cálculo del poder calorífico, primero, se hace referencia de la composición del bagazo húmedo y el poder calorífico de cada uno de sus componentes:

Se recuerda, que la diferencia entre el poder calorífico alto y bajo se debe a la condensación del agua obtenida producto de la combustión.

Composición	%	Poder calorífico	
		<i>KJ/Kg.</i>	<i>BTU/lb</i>

Fibra	f	19.259,3	8280
Sacarosa	s	16.747,2	7120
Impurezas	i	17.165,88	7380

Tabla 5.1. Poder calorífico de cada elemento componente del

Agua	W	0	0
-------------	---	---	---

Esta condensación se produce con una cantidad de energía sustraída del proceso de combustión, que se conoce como pérdida por calor latente de vaporización del agua y se obtiene, según Regnault, mediante la siguiente ecuación:

$$r = (607 - 0,7t)1,1868 = \text{KJ/Kg de agua sistema internacional} \quad \text{Ec(5.1)}$$

$$r = 1093 - 0,7(t - 32) = \text{Btu/lb de agua sistema ingles} \quad \text{Ec(5.2)}$$

donde:

r = calor latente de vaporización del agua tomando como punto de referencia 0 °C (32 °F).

t = temperatura de vaporización adoptada según Hugot, 10 °C (50°F).

De acuerdo con el poder calorífico de cada uno de los elementos componentes del bagazo de la caña de azúcar, mencionados en la tabla 5.1, se puede calcular el poder calorífico alto (**G.C.V.**) y bajo (**N.C.V.**) del bagazo, de la siguiente manera (unidad métrica KJ/Kg):

$$\mathbf{G.C.V. = 19259 f' + 165,58 s + 17165 i}$$

Ec(5.3)

$$\mathbf{N.C.V. = 19259 f' + 165,58 s + 17165 i - 14,65(100 - w) - 25,12 w}$$

)

o igualmente:

$$\mathbf{G.C.V. = 19259f' + 165,59s + 17166i} \qquad \mathbf{Ec(5.5)}$$

$$\mathbf{N.C.V. = 19259f' + 165,59s + 17166i - 10,47w - 1.465,38} \qquad \mathbf{Ec(5.6)}$$

La diferencia entre el valor del poder calorífico de la sacarosa y las impurezas es despreciable, por lo que no se comete un gran error al tomar esas dos cantidades como iguales. Para simplificar la ecuación 5.5 y 5.6, se pueden expresar en términos de azúcar de la siguiente manera:

$$f' = 100 - s - i - w \quad \text{Ec(5.7)}$$

La pureza del jugo residual generalmente tiene un valor de 45 a 50 %. Si se toma ese valor tendremos:

$$i = \frac{52,5}{47,5} s = 1,1s$$

Finalmente, el poder calorífico alto y bajo se puede obtener con las siguientes ecuaciones:

Sistema internacional

$$\text{G.C.V.} = 19.259,28 - 5.024s - 19.259w \quad \text{Ec(5.8)}$$

$$\text{N.C.V.} = 17.793,9 - 5.024s - 20.306w \quad \text{Ec(5.9)}$$

Sistema ingles

$$\mathbf{G.C.V. = 8.280 - 2.160s - 8.280w} \quad \mathbf{Ec(5.10)}$$

$$\mathbf{N.C.V. = 7.650 - 2.160s - 8.730w} \quad \mathbf{Ec(5.11)}$$

donde:

G.C.V.= poder calorífico alto, del bagazo, en KJ/Kg. (o Btu/lb).

N.C.V.= poder calorífico bajo, del bagazo, en KJ/Kg. (o Btu/lb).

s = porcentaje de sacarosa en el bagazo relativo a la unidad.

w = porcentaje de humedad del bagazo relativo a la unidad.

5.2.1.2.- Cantidad de los gases, producto de la combustión, por Kg (lb) de bagazo húmedo, con exceso de aire.

El cálculo de la cantidad de gases productos de la combustión, se hace basándose en el análisis elemental del combustible, considerando la hipótesis de que la sustancia combustible arde completamente (combustión completa).

El cálculo se hace para cada elemento combustible, partiendo de la ecuación de reacción química del combustible; después, estas reacciones se expresan en forma de ecuaciones de balance de químico, donde se utiliza como unidad de medida el Kmol y el Kg; a continuación, se hace la suma de los resultados correspondientes para cada elemento, tomando en consideración la respectiva participación del elemento combustible.

Se recuerda, que 1 Kmol de una sustancia representa la cantidad que pesa en Kg, lo mismo que el peso molecular de la sustancia. También, debe recordarse que para los gases perfectos 1 Kmol ocupa a una temperatura y presión determinada el mismo volumen (ley de Avogadro); si se escoge para la temperatura 0°C y para la presión 760 mm de Hg (estado normal) este volumen presenta un valor constante de 22.4 m³. Para los gases reales como para los vapores de

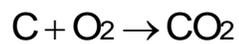
agua, este volumen difiere muy poco de 22.4 m^3 ; el valor menor de este volumen es de 21.89 m^3 para el dióxido de azufre, el valor mayor es de 23.45 m^3 para los vapores de agua. Para simplificar el cálculo de combustión, se considera que los gases reales y los vapores de agua ocupan el mismo volumen de 22.4 m^3 , al estado normal, como los gases perfectos.

a.- Combustión del bagazo en base seca.

Los elementos combustibles del bagazo son: el carbono (C), el hidrógeno (H_2) y el azufre (S), y los no combustibles son: el nitrógeno, las cenizas (Ash) y el oxígeno, que participa en el proceso de combustión. A continuación, se desarrolla el proceso de combustión del carbono, el hidrógeno y el azufre, y la influencia del nitrógeno, las cenizas y el oxígeno en el mismo proceso de combustión:

- **Carbono.**

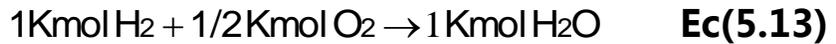
La combustión del carbono, produce como gas de combustión dióxido de carbono (CO_2), considerando una combustión perfecta:



Luego, para que arda 1 Kg de carbono (C), se necesita 2.67 Kg de oxígeno (O_2), y se obtiene 3.67 Kg de dióxido de carbono (CO_2).

- **Hidrógeno.**

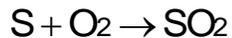
La combustión del hidrógeno (H_2), produce agua (H_2O):



Luego, para que arda 1 Kg de hidrógeno (H_2), se necesita 8 Kg de oxígeno (O_2), y se obtiene 9 Kg de agua (H_2O).

- **Azufre.**

La combustión de azufre (S), produce dióxido de azufre (SO_2)



Luego, para que arda 1 Kg de azufre (S), se necesita 1 Kg de oxígeno (O_2), y se obtiene 2 Kg de dióxido de azufre (SO_2).

- **Nitrógeno.**

El nitrógeno no reacciona ante la combustión y permanece inerte. Finalmente, la cantidad de nitrógeno contenida por el combustible se adiciona a la contenida en el aire, para la combustión.

- **Cenizas.**

Las cenizas (Ash) al igual que el nitrógeno permanecen inertes durante el proceso de combustión.

- **Oxígeno.**

El oxígeno contenido en el combustible se adiciona al oxígeno necesario para el proceso de combustión.

En definitiva, las cantidades de oxígeno que resultan de las ecuaciones de balance de materia representan las cantidades necesarias para la combustión perfecta de cada elemento.

Análisis	%	Reacción	Pesos Moleculares	Oxígeno necesario
C	47	$C+O_2\rightarrow CO_2$	$12+32=44$	1,2533
H	6,3	$H_2+1/2O_2\rightarrow H_2O$	$2+16=18$	0,5040
O ₂	43	Disminuye la cantidad de O ₂ exterior necesaria		-0,4300
N ₂	0,2	inerte		-----
S	0,1	$S+O_2\rightarrow SO_2$	$32+32=64$	0,0010
Ash	3,4	inerte		-----
TOTAL	100	Kilogramos de oxígeno por Kilogramos de combustible:		1,3283

Tabla 5.2. Cantidades mínimas necesarias

Como complemento a lo expuesto, se muestra la tabla 5.2 con las cantidades mínimas necesarias de oxígeno para cada elemento y la cantidad total de oxígeno necesario para la combustión del bagazo (según la composición química del bagazo en Central El Palmar S.A.).

a.1.- Cantidad de oxígeno necesario para la combustión del bagazo.

Según los resultados obtenidos en la tabla 5.2, el proceso de combustión del bagazo se desarrolla por combustión perfecta, con 1.3283 Kg de oxígeno por Kg de combustible.

a.2.- Cantidad de nitrógeno necesario para la combustión del bagazo.

Considerando, según Hugot, que el aire está compuesto por un 76,85 % de nitrógeno y gases inertes, y un 23,15 % de oxígeno, para 1.33 Kg de oxígeno corresponden:

$$1.33 \times \frac{76.85}{23.15} = 4.415 \text{Kg. nitrógeno/Kg. combustible}$$

De allí, que el total de aire requerido o teórico es de 5,75 Kg aire.

Debido a que la composición del bagazo no es estrictamente constante, E. Hugot establece como masa de aire para la combustión del bagazo 5.76 Kg. aire, 1.333 Kg. oxígeno y 4.73 Kg. nitrógeno.

b.- Combustión del bagazo en base húmeda con exceso de aire

En la práctica no es posible obtener una combustión completa con la cantidad de aire teórico, por lo que es necesario suministrar cierta cantidad de aire en exceso. Según Hugot, para el bagazo, se recomienda un nivel de exceso de aire entre 30 y 50 %.

El bagazo de la caña se caracteriza por tener entre un 45 y 55 % de humedad, por lo tanto es necesario considerar estos niveles de humedad para el proceso de combustión.

Por lo anterior, se puede definir la cantidad de aire para la combustión del bagazo de la siguiente manera:

$$P_a = 5.76(1 - w)m \quad \text{Ec(5.15)}$$

donde:

P_a = Cantidad de aire para la combustión

m = porcentaje de masa de aire usada superior a la masa de aire teórico necesario.

w = Humedad del bagazo relativa a la unidad.

b.1.- Cantidad de gases producto de la combustión mediante su composición elemental.

La cantidad de los gases producto de la combustión del bagazo se puede obtener mediante la siguiente ecuación:

$$P_g = 5,76(1 - w)m + 1 \quad \text{Ec(5.16)}$$

o bien, con la adición de la cantidad de gas obtenido de cada elemento producto de la combustión.

A continuación, se nombrará la cantidad de gas obtenido para cada elemento producto de la combustión del bagazo y se dará un ejemplo donde se obtiene la cantidad de gases producto de la combustión del bagazo, bajo ciertas condiciones dadas:

Nitrógeno:

$$N_2 = 1.333 \times \frac{76,85}{23,15} (1-w)m \quad \text{ó} \quad N_2 = 4,43(1-w)m$$

Ec(5.17)

Oxígeno:

$$O_2 = 1,33(1-w)(m-1)$$

Ec(5.18)

Agua:

$$\begin{array}{ll}
 \text{Agua formada} & 0.585(1-w) \\
 + \text{agua constituida} & w \\
 \text{H}_2\text{O} & = 0,585(1-w) + w
 \end{array}
 \qquad \mathbf{Ec(5.19)}$$

Dióxido de carbono:

$$\text{CO}_2 = 0,47 \times 3,67(1-w) \quad \text{ó} \quad \text{CO}_2 = 1,72(1-w)$$

Ec(5.20)

Sustituyendo los valores de m y w , y dividiendo por la sumatoria de todos los gases, se puede calcular la relación en peso de los elementos constitutivos de los gases producto de la combustión.

Ejemplo 5.1.: Si $w=0.52$ y $m 1.4$:

Obtener la cantidad de gases producto de la combustión del bagazo, por los métodos antes mencionados, y la relación en

peso de los elementos constitutivos de los gases producto de la combustión.

$$P_g = 5,76(1 - 0,52)1,4 + 1 = 4,87 \text{ Kg}_{\text{gases}}/\text{Kg}_{\text{combustible}} \quad \text{Ec(5.21)}$$

Productos		Lb	% en peso
N ₂	4,43 x 0,52 x 1,5 =	2,9770	61,3
O ₂	1,33 x 0,52 x 0,5 =	0,2554	5,3
H ₂ O	(0,585 x 0,52) + 0,48 =	0,8008	16,5
CO ₂	1,72 x 0,52 =	0,8256	17,0
Total		4,8587	100,0

Tabla 5.3. Ejemplo 5.1

La pequeña diferencia entre el valor total de P_g obtenido por la ecuación 5.21 y por la tabla 5.3, se debe al contenido de cenizas que se asumió aumentando el valor de P_g en 1 lb, ver ecuación 5.16, se puede corregir este valor escribiéndolo como 1-Ash.

Hasta el momento, sólo se ha calculado el poder calorífico y la masa de los gases producto de la combustión por unidad de combustible, pero, para obtener el flujo másico de los

gases, es necesario multiplicar la cantidad de los gases por la cantidad de combustible quemado por hora en el hogar.

Según Hugot, para obtener la cantidad de combustible quemado, es necesario determinar :

- Pérdidas por calor sensible en los gases.
- Cantidad de calor suministrado por lb de combustible.
- Cantidad de vapor obtenida por lb de bagazo quemado.

☞ **Pérdidas por calor sensible en los gases.**

Además de la pérdida de calor producida por la condensación del agua producto de la combustión, se debe considerar la pérdida de calor sensible. Conociendo la composición de los gases producto de la combustión y el calor específico de los elementos de estos gases, es posible obtener dicha pérdida de calor.

Si se considera que la variación del calor específico medio entre 0°C y la temperatura de los gases producto de la combustión es muy pequeña, y que la temperatura de los gases producto de la combustión, en instalaciones modernas, oscila entre los 140 °C (270 °F) y 300 °C (570 °F), se tomará como temperatura media 200 °C (390 °F) para el cálculo de la pérdida por calor sensible.

De acuerdo con la cantidad de gases, producto de la combustión expuesta en las ecuaciones 5.17, 5.18, 5.19, y 5.20, el calor sensible (q) puede obtenerse en forma individual, de la siguiente manera:

$$\begin{aligned}
 \text{N}_2 \quad q_1 &= 4,43(1-w)m \times 0,250t \\
 \text{O}_2 \quad q_2 &= 1,33(1-w) \times 0,218t \\
 \text{H}_2\text{O} \quad q_3 &= [0,585(1-w) + w]0,499t \\
 \text{CO}_2 \quad q_4 &= 1,72(1-w) \times 0,215t
 \end{aligned}
 \tag{Ec(5.22)}$$

o de manera general, como se muestra a continuación:

Sistema internacional.

$$q = [(1 - w)(5,86m - 0,54) + 2,09] t \quad \text{Ec(5.23)}$$

Sistema ingles

$$q = [(1 - w)(14m - 0,13) + 0,5](t - 32) \quad \text{Ec(5.24)}$$

donde:

q = Pérdida de calor sensible en los gases producto de la combustión del bagazo, en KJ/Kg. (Btu./lb.).

t = Temperatura de los gases producto de la combustión del bagazo a la salida del generador de vapor °C (°F)

w = Humedad del bagazo relativa a la unidad.

s = Sacarosa por unidad de bagazo relativo a la unidad.

☞ **Cantidad de calor suministrado por Kg (lb) de combustible.**

Conociendo el poder calorífico bajo, la pérdida de calor sensible en los gases producto de la combustión del bagazo y considerando las pérdidas que se nombrarán a continuación:

- Pérdida por combustible no quemado (α),
- Pérdida por radiación (β),
- Pérdida por la combustión incompleta del carbono (η),

se puede obtener la cantidad de calor suministrado por Kg (lb) de combustible, sustituyendo dichas variables en la siguiente ecuación:

Sistema internacional.

$$M_v = (17.7939 - 5.02416s - 20.30598w - q)\alpha\beta\eta \quad \text{Ec(5.25)}$$

Sistema ingles.

$$M_v = (7.650 - 2.160s - 8.730w - q)\alpha\beta\eta \quad \text{Ec(5.26)}$$

donde:

M_v = Calor transferido al vapor por Kg. (lb) de bagazo, en Kcal (Btu).

w = Humedad del bagazo.

s = Sacarosa por unidad de bagazo.

q = Pérdida de calor sensible en los gases producto de la combustión del bagazo, en KJ/Kg. (Btu./lb.).

Según Hugot, el valor de α (sólidos no quemados) se encuentra por el orden de 0,98 para hornos ordinarios, 0,94 a 0,945 para hornos pequeños y para hornos con alimentadores aspersores (Spreader-stoker) se puede usar un valor de 0,975.

Según Hugot, el valor de β (radiación y convección) varía de 0,95 a 0,99, de acuerdo con el material aislante del horno. Para un horno con un buen revestimiento aislante se puede tomar un valor de 0,975.

Según Hugot, el valor de η (combustión incompleta) puede variar de 0,99 a 0,80 y su influencia dependerá de:

- ✓ Baja humedad del bagazo.
- ✓ Bajo exceso de aire.
- ✓ Elevada temperatura en el horno (esta condición es consecuencia de las dos anteriores).

El coeficiente puede disminuir debido a una humedad en el bagazo superior al 50% o, igualmente, con una temperatura en el horno inferior a 899 °C (1.650 °F). En hornos modernos es fácil obtener un valor de 0.90, pero, lo general son valores de 0,95 a 0,97.

☞ Cantidad de vapor obtenida por Kg (lb) de bagazo quemado.

Con la división del calor transferido al vapor por Kg. (lb) de bagazo, en KJ (Btu) y el calor necesario para producir vapor a las condiciones de temperatura y presión deseadas (se calcula

con la diferencia entre la entalpía a la condición de temperatura y presión de vapor deseada y la entalpía del agua de alimentación), se puede obtener la cantidad de vapor producida por Kg. (lb.) de bagazo quemado.

b.2.- Cantidad de combustible quemado por hora en el hogar.

Con la división de la cantidad de vapor que se espera producir entre la cantidad de vapor obtenido por Kg. (lb) de bagazo, se obtiene la cantidad de combustible quemado.

b.3.- Flujo másico de los gases productos de la combustión del bagazo.

Con el producto de la cantidad de gases generados por la combustión del bagazo P_g y la cantidad de bagazo quemado

se obtiene el flujo másico o la rata de los gases productos de la combustión.

5.2.2.- Superficie de calentamiento de un sobrecalentador -(E. Hugot)-.

Para el cálculo de la superficie de calentamiento de un sobrecalentador se tienen dos (2) ecuaciones principales:

1.-

$$M = \alpha P C (T_1 - T_2) = p(1 - x)r + pc(T - t) \quad \text{Ec(5.27)}$$

donde:

M = cantidad de calor transmitida por el sobrecalentador, en KJ/s (Btu/h)

α = coeficiente ≤ 1 , generalmente 0,90.

P = flujo de gas que pasa alrededor del sobrecalentador, en Kg./s (lb/h).

C = calor específico de los gases producto de la combustión.

El valor de C se puede obtener de la siguiente fórmula:

$$C = 0,27 + 0,00003T \quad (T \text{ en } ^\circ\text{F})$$

T_1 = Temperatura de los gases producto de la combustión a la entrada del sobrecalentador, en $^\circ\text{C}$ ($^\circ\text{F}$).

T_2 = Temperatura de los gases producto de la combustión a la salida del sobrecalentador, $^\circ\text{C}$ ($^\circ\text{F}$).

El valor de T_2 se obtiene de la ecuación:

$$T_2 = T_1 - \frac{p}{\alpha PC} [(1-x)r + c(T-t)] \quad \text{Ec(5.28)}$$

p = flujo de vapor sobrecalentado esperado, Kg./s (lb./h).

x = fracción de sequedad del vapor saturado (0,80-0,98 generalmente).

r = calor latente de vaporización, a la presión de la caldera, en KJ/Kg. (Btu/lb.)

El valor de r se puede obtener de las tablas de vapor saturado..

c = calor específico medio del vapor sobrecalentado, entre t y T .

El valor de c se obtiene por medio de la siguiente ecuación:

$$c = 0,468 + 0,000173(t - 32) \quad (\text{en } ^\circ\text{F})$$

o, por las tablas de vapor sobrecalentado.

t = temperatura del vapor saturado, a la presión de la caldera.

T = grado de sobrecalentamiento deseado.

2.-

$$M = kS \left(\frac{T_1 - T_2}{2} - \frac{T - t}{2} \right) \quad \text{Ec(5.29)}$$

donde:

k = coeficiente de transferencia de calor, en $\text{KJ/m}^2/\text{s}/^\circ\text{K}$ ($\text{Btu/ft}^2/\text{h}/^\circ\text{F}$), que varía entre 56,78 y 73,8 (10 y 13), de acuerdo, a la temperatura y velocidad de los gases productos de la combustión. Generalmente, un valor de 62,5 a 68 (11 a 12) puede ser usado.

S = superficie de calentamiento del sobrecalentador, en m^2 (ft^2).

Finalmente, eliminando M entre 1 y 2, se tiene:

$$S = \frac{\rho(1-x)r + \rho c(T-t)}{k \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - \frac{T + t}{2} \right)} \quad \text{Ec(5.30)}$$

5.2.3.- Superficie de calentamiento de un sobrecalentador

-(The Babcock & Wilcox Company)-

Las ecuaciones principales, de transferencia de calor, utilizadas para obtener la superficie de calentamiento de un sobrecalentador son las siguientes:

$$q = UA(LMTD) \quad \text{Ec(5.31)}$$

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_2) - (T_2 - T_1)}{\ln \frac{(T_1 - T_2)}{(T_2 - T_1)}} \quad \text{Ec(5.32)}$$

$$q = \dot{m}_g C_p \Delta T_g = \dot{m}_g C_p (T_1 - T_2) \quad \text{Ec(5.33)}$$

$$q = \dot{m}_s \Delta H \quad \text{Ec(5.34)}$$

donde:

q = rata de transferencia de calor, en KJ/s (Btu/h).

$U = (h_g h_s) / (h_g + h_s)$ = coeficiente combinado de transferencia de calor, en KJ/s m² °K (Btu/h ft² °F) (*se considera despreciable la resistencia de las paredes*).

$h_g = h_{rg} + h_{cg}$ = coeficiente general de transferencia de calor (para el gas), en KJ/s m² °K (Btu/h ft² °F).

h_{rg} = coeficiente de transferencia de calor por radiación (para el gas), en KJ/s m² °K (Btu/h ft² °F).

h_{cg} = coeficiente de transferencia de calor por convección (para el gas), en KJ/s m² K (Btu/h ft² F).

h_s = coeficiente de transferencia de calor por convección (para el vapor), en KJ/s m² K (Btu/h ft² F).

A = superficie total del sobrecalentador, en m² (ft²).

LMTD = diferencia de temperatura media logarítmica, para gas y vapor, en °C (°F).

T_1 = temperatura de los gases productos de la combustión a la entrada del sobrecalentador, en °C (°F).

T_2 = temperatura de los gases productos de la combustión a la salida del sobrecalentador, en °C (°F).

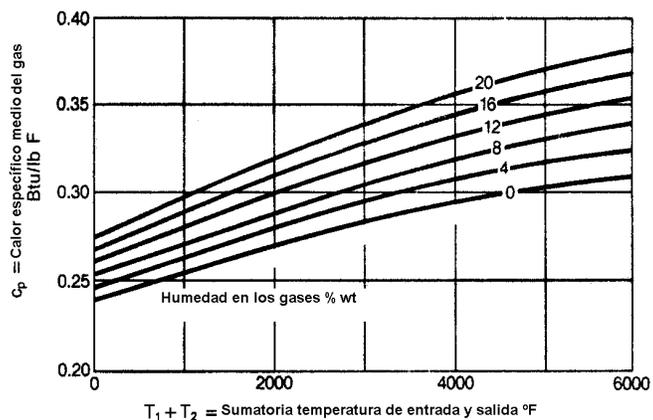
T_{1g} = temperatura del vapor a la entrada del sobrecalentador, en °C (°F).

T_{2g} = temperatura del vapor a la salida del sobrecalentador, en °C (°F).

\dot{m}_g = flujo másico de los gases productos de la combustión, en Kg/s (lb./h).

C_p = calor específico medio del gas, en KJ/Kg K (Btu/lb F) ver figura 5.1.

$\Delta T_g = T_1 - T_2$ diferencia temperatura de los gases productos de la combustión, en °C (°F).



\dot{m}_s = flujo másico de vapor, en Kg./s (lb./h).

ΔH = diferencia de entalpía del vapor, en KJ/s (Btu/h).

De acuerdo con las

Figura 5.1. Calor específico medio del

ecuaciones 5.31, 5.32,

5.33 y 5.34, a continuación, se expondrá una formulación al detalle, con cada una de las incógnitas planteadas, con el fin de obtener la superficie de calentamiento de un sobrecalentador.

La rata de transferencia de calor en el sobrecalentador se calcula según la ecuación 5.34:

$$q = \dot{m}_s \Delta H$$

donde :

\dot{m}_s = es la cantidad de vapor que se desea obtener.

ΔH = se obtiene de las tablas de vapor, con la temperatura y presión del vapor a la entrada y salida del sobrecalentador.

El calor transmitido al sobrecalentador por la radiación directa del horno, se obtiene de la siguiente ecuación:

$$q_r' = \alpha_S' \sigma (\epsilon_g T_G^4 - \alpha_S T_S^4) \quad \text{Ec(5.35)}$$

donde:

q_r' =rata total de transferencia de calor por radiación, W/m² (Btu/h ft²).

α_S' = factor efectivo de absorptancia, que es igual la mitad entre el valor de absorptancia real α_S (0,8 para acero al carbono oxidado liso) y la unidad.

σ =constante de Stefan-Boltzmann (5,67 x 10⁻⁸ W/m² K⁴ (1,71x10⁻⁹ Btu/h ft² R⁴)).

T_G = temperatura de los gases productos de la combustión a la salida del horno, en °K (°R).

T_S = LMTD para el vapor en el sobrecalentador, en °K (°R).

ϵ_g = emisividad de los gases productos de la combustión

La emisividad de los gases ϵ_g depende de la temperatura de los gases T_G y de los productos presión parcial-longitud del haz $p_w L$ y $p_c L$ (los subíndices w y c se refieren al vapor de agua y al bióxido de carbono).

Con el valor de $pL = (p_w + p_c)L$, donde la longitud del haz L es igual a $3,5 \cdot D$, para un arreglo de tubos sobre cuadrados ($D =$ espacio entre tubos en pies (ft)), T_G y la tabla 5.4, se obtiene ϵ_g .

Se debe mencionar, que en el caso de tener un valor de temperatura T diferente al de la tabla 5.4 se puede utilizar la siguiente ecuación de interpolación:

$$\epsilon_g T_G = \left[(\epsilon T)_{T_U} (T_G - T_L) + (\epsilon T)_{T_L} (T_U - T_G) \right] / (T_U - T_L) \quad \text{Ec(5.36)}$$

donde T_U y T_L representan el valor superior e inferior del par que se elige.

α_g = absortividad de los gases productos de la combustión.

La absortividad de los gases productos de la combustión α_g a

T_G ,

$\log \epsilon_g T = a + b \log pL + c \log^2 pL + d \log^3 pL$, en donde $p = p_w + p_c$; $L =$ longitud media promedio del haz

p_w	$T, K; pL, \text{ metro-atmósferas}$					$T, ^\circ R; pL = \text{pie-atmósferas}$				
	T	a	b	c	d	T	a	b	c	d
1/3	1000	2.5754	0.2792	-0.0648	+0.0017	1800	2.6691	0.3474	-0.0674	+0.0017
	1500	2.6461	0.3418	-0.0685	-0.0043	2700	2.7074	0.4091	-0.0618	-0.0043
	2000	2.6504	0.4279	-0.0674	-0.0120	3600	2.6686	0.4879	-0.0489	-0.0120
1/2	1000	2.6090	0.2799	-0.0745	-0.0006	1800	2.7001	0.3563	-0.0736	-0.0006
	1500	2.6862	0.3450	-0.0816	-0.0039	2700	2.7423	0.4261	-0.0756	-0.0039
	2000	2.7029	0.4440	-0.0859	-0.0135	3600	2.7081	0.5210	-0.0650	-0.0135
2/3	1000	2.6367	0.2723	-0.0804	+0.0030	1800	2.7296	0.3577	-0.0850	+0.0030
	1500	2.7178	0.3386	-0.0990	-0.0030	2700	2.7724	0.4384	-0.0944	-0.0030
	2000	2.7482	0.4464	-0.1086	-0.0139	3600	2.7461	0.5474	-0.0871	-0.0139
3/4	1000	2.6432	0.2715	-0.0816	+0.0052	1800	2.7359	0.3599	-0.0896	+0.0052
	1500	2.7257	0.3355	-0.0981	+0.0045	2700	2.7811	0.4403	-0.1051	+0.0045
	2000	2.7592	0.4372	-0.1122	-0.0065	3600	2.7599	0.5478	-0.1021	-0.0065

NOTA: Puede usarse $p_w/(p_w+p_c)$ de 1/3, 1/2, 2/3 y 3/4 para cubrir los rangos de 0.2 a 0.4, 0.4 a 0.6, 0.6 a 0.7 y 0.7 a 0.8, respectivamente, con un error máximo en ϵ de 3% en $pL = 20$ pie -atm, y menor cuando pL es más bajo. La interpolación lineal generalmente

Tabla 5.4. Emisividad de los gases

reduce el error a menos de 1 %. La interpolación lineal o la extrapolación de T introduce un error que por lo general es menor al 2%, menor que la inexactitud de los datos originales.

para la radiación de una superficie a T_s , se obtiene al igual que ϵ_g , sólo que pL será igual a $(p_w+p_c)L(T_g/T_s)$.

Luego de obtener q'_r y multiplicarlo por el área del ducto Ad se obtiene q_r ; La diferencia entre q y q_r permitirá obtener la tasa de transferencia de calor por convección y radiación entre tubos representada por la siguiente ecuación:

$$q_{ci} = q - q_r \quad \text{Ec(5.37)}$$

donde:

q_{ci} = rata de transferencia de calor por convección y radiación entre tubos, en W (Btu/h).

q = rata de transferencia de calor, en W (Btu/h).

q_r = rata total de transferencia de calor por radiación, W (Btu/h).

Si modificamos la ecuación 5.33, la temperatura de los gases productos de la combustión a la salida del sobrecalentador puede determinarse por:

$$T_2 = T_1 - \left[q_{ci} / (\dot{m}_g c_p) \right] \quad \text{Ec(5.38)}$$

La diferencia de temperatura media logarítmica dependerá de la dirección de flujo del fluido caliente y el fluido frío. En el caso de sobrecalentadores de serpentín y muy específicamente en el generador en cuestión, este flujo es en

sobrecalentador, de no ser así, estos pueden ser seleccionados de acuerdo con la *American Society of Mechanical Engineer Code* (ASME).

Después de obtenido el diámetro externo (OD) y espesor de los tubos del sobrecalentador, se determina el diámetro interno y, seguidamente, el área de flujo correspondiente para este diámetro.

Con el área de flujo de cada tubo y el número de elementos del sobrecalentador, considerando el número de pases de vapor, se obtiene el área de flujo de vapor A_S , en m^2 (ft^2).

Con el área de flujo de vapor y el flujo másico de vapor se obtiene el flujo másico de vapor por m^2 (ft^2), representado por la siguiente ecuación:

$$G_S = \dot{m}_S / A_S \quad \text{Ec(5.40)}$$

Para analizar la condición de flujo del vapor, se calcula el

Figura 5.2. Viscosidad absoluta del

número de Reynolds mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Re}_v = \frac{G_S D_e}{\mu} \quad \text{Ec(5.41)}$$

donde:

Re_v = número de Reynolds del vapor.

μ = viscosidad absoluta del vapor, en Kg./s m (lb./h ft).

El valor de μ se obtiene de la figura 5.2.

G_S = flujo másico del vapor, en Kg./s m² (lb./h ft²).

D_e = diámetro interno del tubo, en m (ft).

El flujo másico de los gases productos de la combustión en Kg./s m² al igual que el flujo másico del vapor, se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$G_g = \dot{m}_g / A_g \quad \text{Ec(5.42)}$$

donde:

G_g = Flujo másico de los gases productos de la combustión, en Kg./s m² (lb./h ft²).

\dot{m}_g = flujo másico de los gases productos de la combustión, en Kg./s (lb./h).

A_g = Area libre de flujo para los gases productos de la combustión, en m² (ft²).

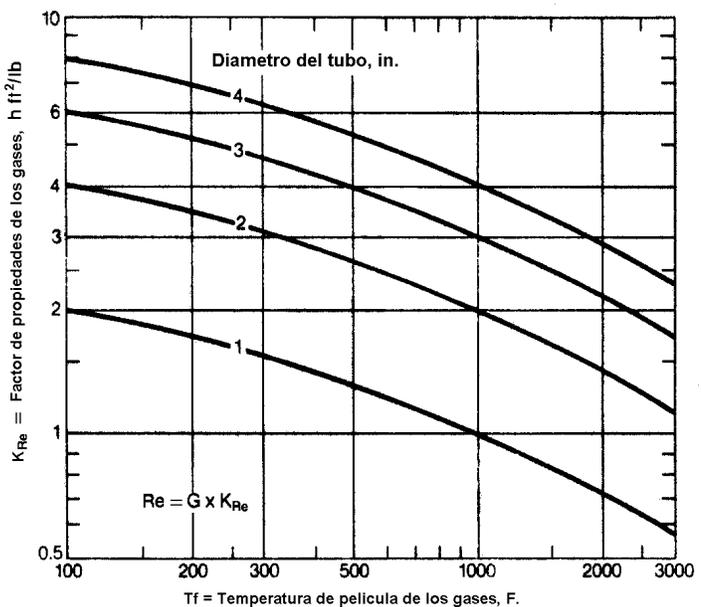
Para analizar la condición del flujo de los gases productos de la combustión, se calcula el número de Reynolds mediante la siguiente ecuación:

$$Re_g = K_{Re} G_g \quad \text{Ec(5.43)}$$

donde:

Re_g = Número de Reynolds para los gases productos de la combustión.

K_{Re} = factor de propiedad de los gases,



en $s \text{ m}^2/\text{Kg}$. ($h \text{ ft}^2/\text{lb}$).

El factor de propiedad de los gases K_{Re} , se obtiene de la figura

5.3. **Figura 5.3. Factor de propiedad de los**

G_g = Flujo másico de los gases productos de la combustión, en Kg./s m^2 (lb./h ft^2).

El coeficiente de transferencia de calor por convección para el gas h_{cg} , se obtiene mediante la siguiente ecuación (sólo para flujo turbulento $1.000 < Re < 50.000$):

$$h_{cg} = h'_c F_{pp} F_a F_d \quad \text{Ec(5.44)}$$

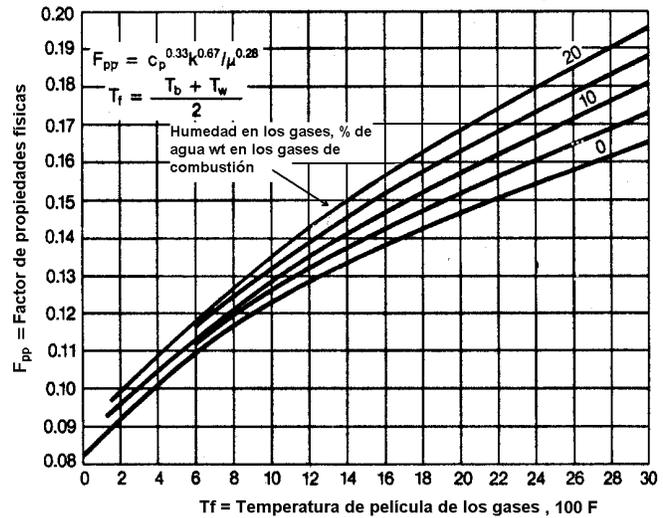
donde:

h'_c = factor de convección según la geometría y velocidad del flujo, en $\text{KJ/s m}^2 \text{ K}$ ($\text{Btu/ h ft}^2 \text{ F}$).

El factor h'_c se determina por la siguiente ecuación:

$$h'_c = 0,287G^{0,61} / D_o^{0,39} \quad \text{Ec(5.45)}$$

Ésta ecuación sólo puede ser utilizada con unidades inglesas, donde G es el flujo másico de los gases, en lb/h ft^2 y D_o el diámetro externo de los tubos, en ft.



F_{pp} = factor de propiedades físicas, ver figura 5.4.

F_a = factor de arreglo tubular, ver figura 5.5.

F_d = factor de transferencia de calor por profundidad, ver figura 5.6.

Para obtener el factor de transferencia de calor por radiación de los gases productos de

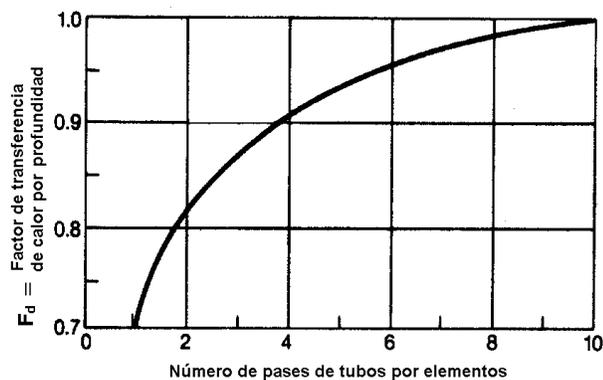


Figura 5.6. Factor de transferencia de calor por profundidad

la combustión h_{rg} , se debe considerar un factor F_S , que tome en cuenta la cantidad de radiación absorbida debido a la radiación emitida por el horno al sobrecalentador.

El valor de F_S se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$F_S = \frac{A - A_p}{A} \quad \text{Ec(5.46)}$$

donde:

A = superficie de calentamiento del sobrecalentador, en m^2 (ft^2).

$A_p = Fe$ (área del ducto), Fe es un factor de efectividad dado por la disposición del sobrecalentador, que se muestra a continuación:



Figura 5.7 Disposición de factor

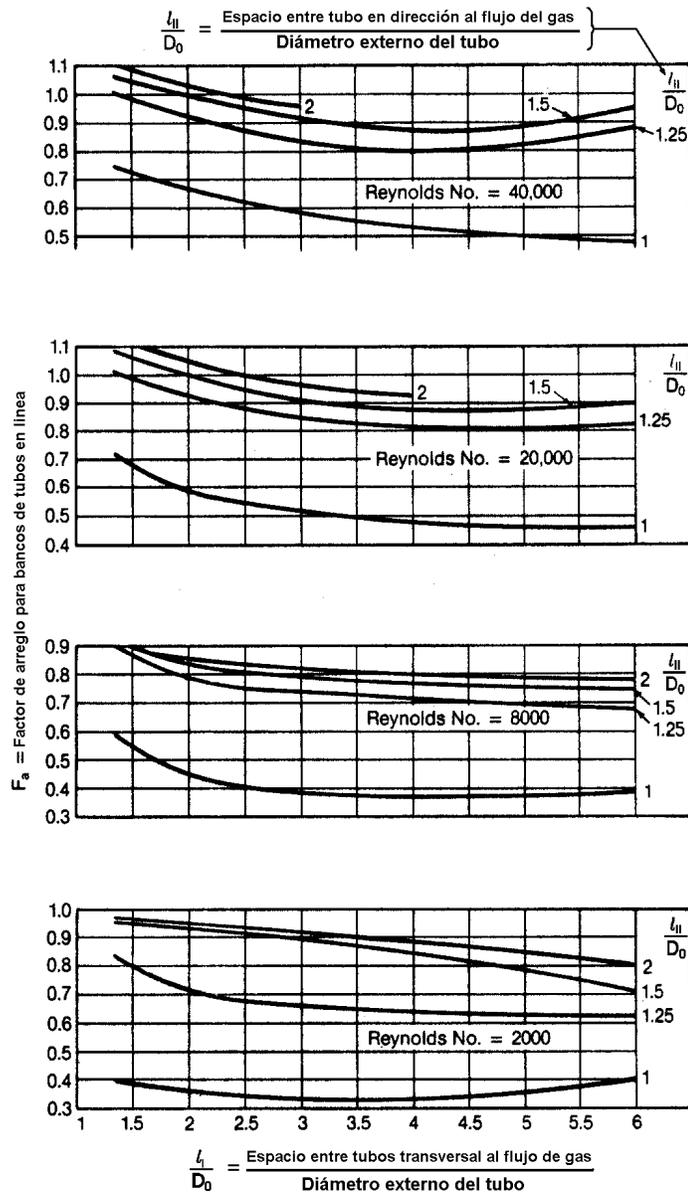


Figura 5.5. Factor de arreglo de tubular

donde el plano infinito representa los gases productos de la combustión, **d** el diámetro externo de los tubos del sobrecalentador y **b** la distancia entre centros de cada

elemento del sobrecalentador. Según la disposición presentada, el factor F_e estará representado por la siguiente ecuación:

Para $n=1$

$$F_e = 1 - (1 - D^2)^{1/2} + D \tan^{-1} \left(\frac{1 - D^2}{D^2} \right)^{1/2} \quad \text{Ec(5.47)}$$

Para $n > 1$

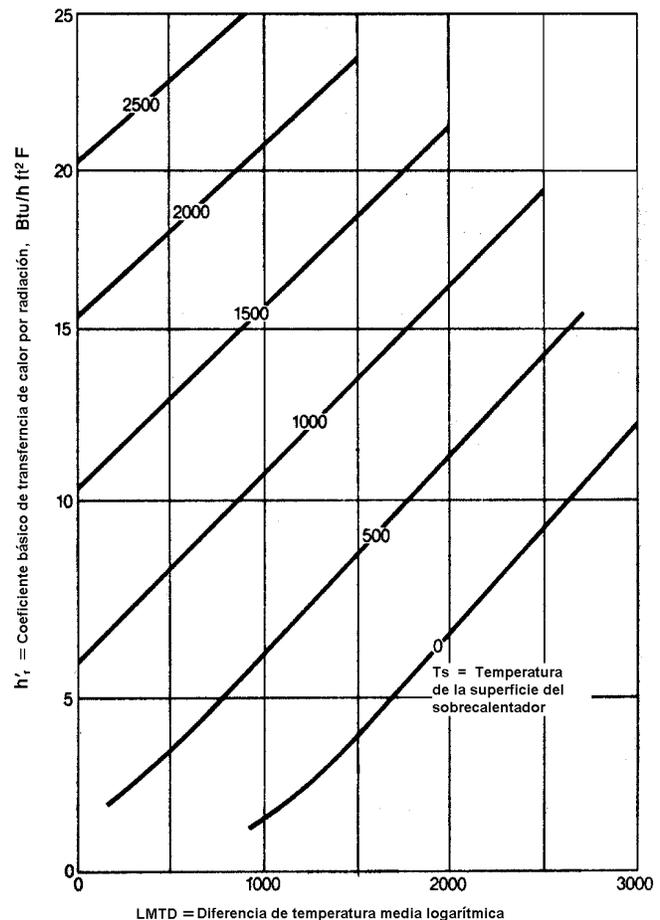
$$F_e = 1 - (1 - F_e)^n \quad \text{Ec(5.48)}$$

donde:

n = número de elementos del sobrecalentador.

$$D = d / b.$$

Con el factor F_s definido, el valor del



coeficiente de transferencia de calor por radiación, por los gases productos de la combustión, estará definido por la siguiente ecuación:

$$h_{rg} = h'_r K F_S \quad \text{Ec(5.49)}$$

donde:

h'_r = coeficiente básico de

transferencia de calor por radiación, en KJ/s m² K (Btu/h ft² F).

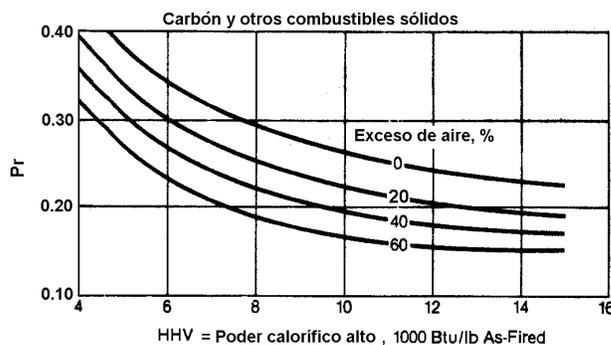
Figura 5.8. Coeficiente básico de

radiación, en KJ/s m² K (Btu/h ft² F).

El valor de h'_r se obtiene de la figura 5.8.

p_r = presión parcial de los principales componentes radiantes

(CO₂+H₂O) de los gases de combustión, ver figura 5.9.



L = longitud media radiante, ver figura 5.10.

K = Factor de combustible,

ver figura 5.11.

El coeficiente de transferencia de calor por convección para el

Figura 5.9. Presiones parciales del

vapor h_s se obtiene mediante la siguiente

ecuación ($Re/10^5$):

$$h_s = h'_L F_{PP} F_T D_i / D_o$$

Ec(5.50)

donde:

h'_L = factor de convección según la geometría y velocidad del flujo de vapor, en $KJ/s m^2 K$ ($Btu/h ft^2 F$).

El valor de h'_L se obtiene según la siguiente ecuación:

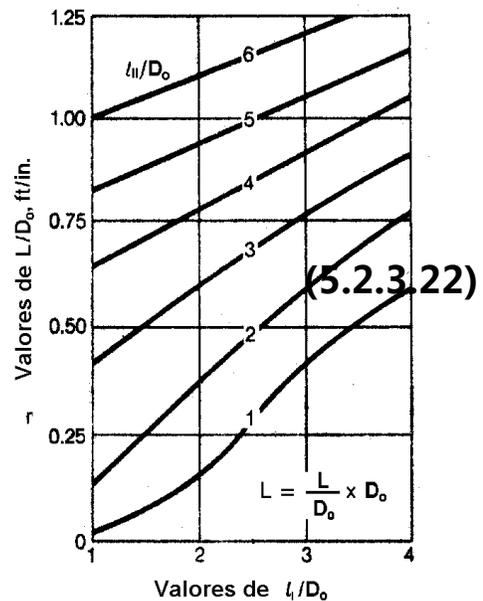


Figura 5.10. Longitud

$$h'_L = 0,023 G_S^{0,8} / D_i^{0,2}$$

Ec(5.51)

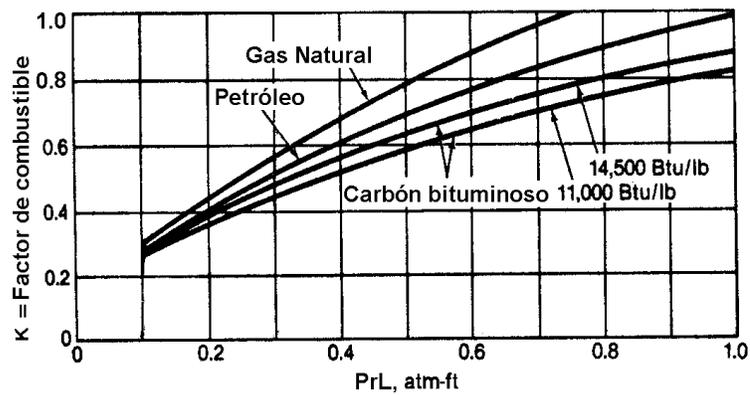
donde:

G_S = flujo másico del vapor en lb./h ft²

D_i = diámetro interno en ft.

F_{PP} = factor de propiedades físicas.

Figura 5.11. Factor de



El factor F_{PP} se obtiene por medio de la figura 5.12, o mediante la siguiente ecuación:

$$F_{PP} = C_p^{0,4} k^{0,6} / \mu^{0,4} \quad \text{Ec(5.52)}$$

donde los valores de C_p (calor específico del vapor a presión constante), k y μ se obtienen de las tablas de vapor evaluados a una temperatura de película T_f .

Luego de hallar el valor de h_{cg} , h_{rg} y h_s , se puede obtener el valor del coeficiente combinado de transferencia de calor U , mediante la siguiente ecuación:

$$U = \frac{(h_{rg} + h_{cg}) h_s}{h_{rg} + h_{cg} + h_s} \quad \text{Ec(5.53)}$$

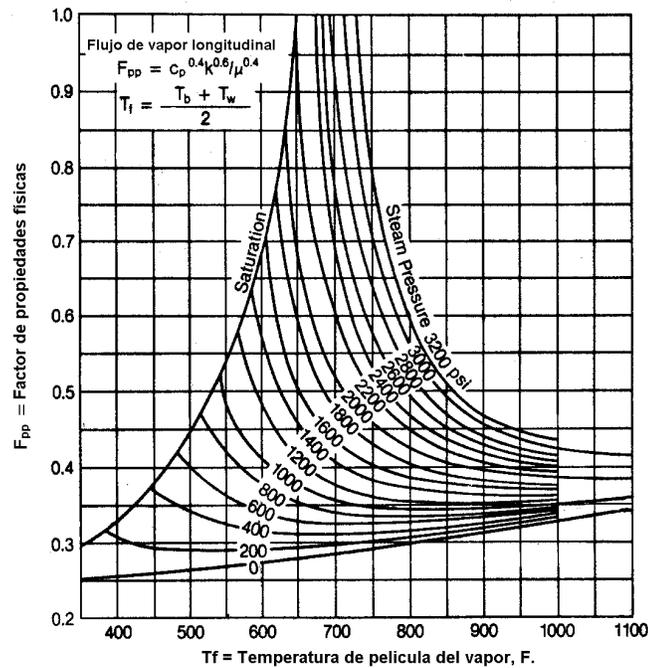


Figura 5.12. Factor de propiedades físicas para el vapor

Finalmente, sustituyendo los valores obtenidos en la ecuación 5.31, se puede obtener el valor de la superficie de calentamiento del sobrecalentador.

5.2.4.- Diámetro de una tubería que conduce vapor.

Para determinar el diámetro de una tubería que conduce vapor, se deben conocer los siguientes parámetros:

- Presión del vapor.

- Temperatura del vapor.
- Cantidad de vapor en Kg/s (lb/h).

Con el valor de la temperatura y presión, se obtiene el volumen específico del vapor v_g .

De acuerdo con el estado termodinámico del vapor, se selecciona la velocidad del flujo de vapor, por medio de la tabla 5.5:

Estado del vapor	Velocidad recomendada	
	m /s	Ft / min
Saturado	30,48 a 50,8	6.000 a 10.000

Tabla 5.5. Rangos de velocidad para el vapor en tuberías (Littleton)

Sobrecalentado	50,8 a 76,2	10.000 a 15.000
----------------	-------------	-----------------

Con la cantidad de vapor y el volumen específico del vapor, se obtiene el caudal mediante la siguiente ecuación:

$$Q = \dot{m} v_g \quad \text{Ec(5.54)}$$

donde:

Q = caudal en m^3/s (ft^3/h)

\dot{m} = cantidad de vapor en Kg/s (lb/h)

v_g = volumen específico del vapor en m^3/Kg (ft^3/lb)

Con el caudal y la velocidad del vapor se obtiene el área de flujo, según la ecuación que se mencionará:

$$A = \frac{Q}{V} \quad \text{Ec(5.55)}$$

donde:

A = Área de flujo m^2 (ft^2)

V = velocidad del vapor m/s (ft/min)

Q = caudal en m^3/s (ft^3/h)

Con el área obtenida y la ecuación del área de un círculo, se obtiene el diámetro de flujo:

$$Di = \sqrt{\frac{4A}{\Pi}} \quad \text{Ec(5.56)}$$

donde:

D_i = diámetro interno de flujo

A = Área de flujo m^2 (ft^2)

Π = constante (3,141516)

Después de determinado el diámetro de flujo, se procederá a determinar la cédula y el diámetro de la tubería normalizado.

Cédula (Schedule):

La cédula (Schedule) se obtiene por la siguiente ecuación:

$$SHC = \frac{P_i}{S} \times 1000 \quad \text{Ec(5.57)}$$

donde:

SHC = cédula (Schedule)

P_i = presión interna del tubo

S = esfuerzo permisible del material Kg/m^2 (Psi)

El material se selecciona según el esfuerzo permisible y la temperatura a que estará sometido el material.

Luego de obtener la cédula, se selecciona el diámetro del tubo normalizado y se verifica la velocidad del flujo, por las ecuaciones antes mencionadas.

5.2.5.- Criterio de selección de válvulas de seguridad para generadores de vapor.

Para la selección de las válvulas de seguridad, se trabajará con un criterio analizado y discutido entre Central El Palmar S.A. y la Escuela de Ingeniería Mecánica de la U.C.V; este criterio expone los siguientes aspectos:

- Se utilizará, como presión máxima admisible, la presión de diseño del generador de vapor, que tiene un valor de 5,6 Mpa (825 Psi).

- Se considerará, como la máxima cantidad de vapor generado, la establecida en la hoja de performance, suministrada por la Babcock & Wilcox, ver anexo A21, que tiene un valor de 31,49 Kg/s (250.000 lb/h).
- La presión de trabajo será de 3,1 MPa (450 Psig).
- Basándose en la norma PG 67.1 del código ASME se seleccionará el número de válvulas que se colocarán en el generador de vapor, ver capítulo 3.
- De acuerdo con la norma PG 67.2 del código ASME, se seleccionará la presión de apertura o (set up) de las válvulas de seguridad, ver capítulo 3.
- La dimensión de las válvulas, según Greene R, dependerá de la siguiente ecuación:

$$A = \frac{W}{50P_1 K_{sh}} \quad \text{Ec(5.58)}$$

donde:

A = superficie efectiva de descarga, in²

W = volumen de flujo, lb/h

P_1 = presión corriente arriba más acumulaciones permisibles,
psia

K_{Sh} =factor de corrección para sobrecalentamiento en el
vapor, igual a uno (1) para vapor saturado, sin dimensiones

Es recomendable, determinar el tamaño de las válvulas de
seguridad, según las reglas de cálculo establecidas por los
fabricantes.

Χ<λχυλος

CAPÍTULO

6

6.1.- GENERALIDADES.

En el siguiente capítulo se calculará la superficie de calentamiento de un sobrecalentador, que se colocará en el generador Babcock & Wilcox nº 6, considerando la metodología de cálculo expuesta en el capítulo 5. Para aplicar dicha metodología es necesario definir una serie de variables, que en algunos casos dependerán de condiciones establecidas por el Central El Palmar S.A. o por el diseño del generador de vapor. Por lo tanto, en el siguiente capítulo se definirán las variables establecidas por Central El Palmar S.A. y las establecidas por las condiciones de diseño del generador de vapor.

Para el cálculo de la superficie de calentamiento del sobrecalentador, primero, se hará el análisis del proceso de combustión, luego se calculará la superficie de calentamiento, según los dos métodos de cálculo planteados en el capítulo 5 y se mencionará cual de éstos nos permite obtener valores más precisos.

Adicionalmente, se calculará el diámetro del tubo que conduce vapor del domo superior al sobrecalentador y se seleccionarán las válvulas de seguridad necesarias, según las normas ASME.

6.2.- Variables establecidas por el Central El Palmar S.A.

- Combustible: bagazo de caña de azúcar
- Presión de vapor: 3,1 MPa_g (450 Psi_g)
- Temperatura del vapor: 399 °C (750 °F)
- Agua de alimentación: 120,55 °C (249 °F)
- Masa de vapor: 18,89 Kg/s (150.000 lb/h)

En el Central El Palmar S.A. se desea que el generador Babcock & Wilcox n° 6 utilice como combustible primario bagazo de caña de azúcar.

El vapor obtenido de dicho generador, se adicionará a una línea principal, alimentada por otros generadores de vapor existentes en el central, que suministra vapor a turbinas, utilizadas para la generación de electricidad; seguidamente, el vapor obtenido a la salida de las turbinas, se utiliza para el proceso de producción del azúcar. Como se mencionó en el capítulo 3, el vapor suministrado a turbinas, generalmente debe estar en estado de sequedad o sobrecalentamiento. En el Central El Palmar S.A., las turbinas de vapor son alimentadas por vapor sobrecalentado a una presión de 2,75 MPa_g (400 Psi_g) y una temperatura de 385 °C (725°F), pero, considerando que se producen cierta caída de presión y temperatura en el flujo de vapor a través de su paso por la línea principal, los generadores de vapor existentes en el central producen vapor sobrecalentado a una presión de 3,1 MPa_g (450 Psi_g) y una temperatura de 399 °C (750 °F), por lo

que será necesario que el generador a instalar produzca vapor sobrecalentado a 3,1 MPa_g (450 Psi_g) y 399 °C (750 °F).

Después de ser utilizado el vapor para el proceso de producción del azúcar, éste es sometido a un proceso de condensación que permite obtener agua de condensado, a una temperatura de 120,55 °C (249°F), que es utilizada como agua de alimentación para los generadores de vapor; por lo tanto, el agua de alimentación que se utilizará en el generador de vapor Babcock & Wilcox n° 6, tendrá una temperatura de 120,55 °C (249 °F).

En el Central El Palmar S.A. se estableció, basándose en la experiencia con generadores de vapor que utilizan como combustible bagazo de caña, que la masa de vapor que producen dichos generadores es de (0.0081 a 0.0088 Kg/s) (6 a 6,5 lb/h) por m² (ft²) de superficie de calentamiento

(sumatoria de la superficie de calentamiento de la caldera, paredes de agua y economizador).

Dado que se eliminó el economizador del generador de vapor Babcock & Wilcox nº 6, la superficie de calentamiento de la caldera y las paredes de agua suman un total de 2.220,2 m² (23.898 ft²), luego, si lo multiplicamos por 0,00845 Kg/s m² (6,25 lb/h ft²) , se podrán obtener 18,89 Kg/s (150.000 lb/h) aproximadamente.

6.3.- Variables establecidas por las condiciones de diseño del generador Babcock & Wilcox nº 6.

Debido a que los tubos que componen la superficie de calentamiento del generador de vapor son, en su mayoría, de acero al carbono SA 210; según el Código ASME (1983), la temperatura del vapor a la salida del generador podrá tener un máximo de 510°C (950 °F).

Dado que el cálculo del proceso de combustión y la transferencia de calor en hornos es muy engorroso, tanto Shields como Hugot establecen que la temperatura de los gases producto de la combustión a la salida de hornos con paredes de agua tiene un valor aproximado de 1093 °C (2000 °F); por esto, se supondrá que la temperatura de los gases producto de la combustión a la salida del horno, del generador de vapor, tendrá un valor de 1093 °C (2000 °F), ver distribución de temperatura en el horno, anexo A20. Igualmente, Shields y Hugot establecen que la temperatura de los gases productos de la combustión a la salida del generador de vapor puede alcanzar de 132 a 299 °C (270 a 570 °F), por lo que, se supondrá que la temperatura a la salida del generador de vapor será de 260 °C (500 °F).

Se debe mencionar, que la temperatura de los gases productos de la combustión a la salida del generador de

vapor se supuso de 260°C (500°F), debido que no se colocará el economizador; de no ser así, según Hugot, esta temperatura podría suponerse de 148.89 °C (300°F).

6.4.- Análisis del Proceso de Combustión -(E. Hugot)-

Para el análisis del proceso de combustión del bagazo se utilizarán las siguientes condiciones:

Composición elemental del combustible (bagazo de caña de azúcar):

C 47%

H 6.3%

O₂ 43%

S 0,1%

N₂ 0,2%

Ash 3,4%

La humedad del bagazo (w), obtenida en C.E.P.S.A. es de un 52% ($w=0,52$).

Según lo establecido por Hugot, se tomará un exceso de aire del 40% ($m=1,4$)

Para C.E.P.S.A. el contenido de sacarosa en el bagazo (s) es de 2% ($s=0,02$).

6.4.1.- Poder calorífico alto:

El poder calorífico alto, se obtiene mediante las ecuaciones 5.8 y 5.10:

$$\mathbf{G.C.V. = 19.2593 - 5.024s - 19.260w = 9.144 \text{ KJ/Kg}}$$

$$\mathbf{G.C.V. = 8.280 - 8.280w - 2.160s = 3.931 \text{ Btu/lb}}$$

donde:

$$s = 0,02$$

$$w = 0,52$$

6.4.2.- Poder calorífico bajo:

El poder calorífico bajo, se obtiene mediante las ecuaciones 5.9 y

5.11:

$$\text{N.C.V.} = 17.7939 - 5.024s - 20.306w = 7.134,3 \text{ KJ/Kg.}$$

$$\text{N.C.V.} = 7.650 - 8.730w - 2.160s = 3.067 \text{ Btu/lb.}$$

6.4.3.- Cantidad de aire para la combustión del bagazo, por cantidad de bagazo quemado.

La cantidad de aire para la combustión se obtiene por la ecuación

5.15:

$$P_a = 5.76(1 - w)m = 3,87 \text{ Kg}_{\text{aire}} / \text{Kg}_{\text{bagazo}} \text{ ó lb/lb.}$$

$$P_a = 3,87 \text{ Kg/Kg o lb/lb}$$

donde:

$$m = 1,4$$

$$w = 0,52$$

6.4.4.- Cantidad de gases producto de la combustión del bagazo, por cantidad de bagazo quemado.

La cantidad de gases producto de la combustión del bagazo se puede obtener mediante la ecuación 5.16:

$$P_g = 5,76(1-w)m + 1 = 4,87 \text{ Kg}_{\text{gases}} / \text{Kg}_{\text{bagazo}} \text{ ó lb/lb.}$$

$$P_g = 4,87 \text{ Kg/Kg o lb/lb.}$$

6.4.5.- Pérdidas por calor sensible en los gases.

Las pérdidas por calor sensible en los gases, las podemos obtener por las ecuaciones 5.23 y 5.24:

Sistema internacional:

$$q = [(1-w)(5,86m - 0,54) + 2,09]t = 1.500,47 \text{ KJ/Kg.}$$

$$q = 1.500,47 \text{ KJ/Kg}$$

donde:

$$t = 260 \text{ °C}$$

$$w = 0,52$$

$$s = 0,02$$

Sistema ingles:

$$q = [(1 - w)(14m - 0,13) + 0,5](t - 32) = 645 \text{ Btu/lb.}$$

$$q = 645 \text{ Btu/lb.}$$

donde:

$$t = 500 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$w = 0,52$$

$$s = 0,02$$

6.4.6.- Cantidad de calor suministrado por Kg (lb) de combustible.

La cantidad de calor suministrado por Kg (lb) de bagazo quemado, se puede obtener mediante las ecuaciones 5.25 y 5.26:

Sistema internacional:

$$Mv = (17.793,9 - 5.024,16s - 20.305,98w - q)\alpha\beta\eta = 5.195 \text{ KJ/Kg.}$$

$$Mv = 5.195 \text{ KJ/Kg}$$

donde:

$$w = 0,52.$$

$$s = 0,02.$$

$$q = 1.500,47/\text{Kg.}$$

$$\alpha = 0,975.$$

$$\beta = 0,975.$$

$$\eta = 0,97.$$

Sistema ingles:

$$Mv = (7.650 - 2.160s - 8.730w - q)\alpha\beta\eta = 2.233,5 \text{ Btu/lb.}$$

$$Mv = 2.233,5 \text{ Btu/lb.}$$

donde:

$$w = 0,52.$$

$$s = 0,02.$$

$$q = 645 \text{ Btu/lb.}$$

$$\alpha = 0,975.$$

$$\beta = 0,975.$$

$$\eta = 0,97.$$

6.4.7.- Cantidad de vapor obtenido por Kg (lb) de bagazo quemado .

Para obtener la cantidad de vapor por Kg (lb) de bagazo quemado, es necesario calcular el calor necesario para producir vapor a las condiciones de temperatura y presión deseadas (se calcula con la diferencia entre la entalpía a la condición de temperatura y presión de vapor deseada y la entalpía del agua de alimentación); por lo tanto, a continuación, se nombrarán las condiciones del vapor deseadas:

Temperatura del vapor = 398,89 °C (750 °F)

Presión del vapor = 310 KPa_g (450 Psi_g)

Temperatura del agua de alimentación = 120,5 °C (249 °F)

Considerando que C.E.P.S.A. se encuentra a 500 m sobre el nivel del mar, la presión atmosférica será de: 95,4 KPa (13,85 Psi).

Los valores de entalpía son los siguientes:

Entalpía del agua de alimentación = 504,74 KJ/Kg (217,6 Btu/lb)

Entalpía del vapor a la salida del sobrecalentador = 3.226,6 KJ/Kg (1.387,2 Btu/lb)

La diferencia de entalpía Δh será = 2.721,86 KJ/Kg (1.169,6 Btu/lb)

Luego, **la cantidad de vapor por Kg (lb) de bagazo quemado será:**

Sistema internacional:

$$\frac{Mv}{\Delta h} = \frac{5.195 \text{ KJ/Kg}}{2.721,86 \text{ KJ/Kg}} = 1,9 \frac{\text{Kg}_{\text{vapor}}}{\text{Kg}_{\text{bagazo}}} \quad \text{Ec(6.1)}$$

Nota: es independiente el sistema de unidades que se utilice en esta ecuación.

6.4.8.- Cantidad de combustible quemado, por hora en el hogar (B).

Con la división de la cantidad de vapor que se espera producir entre la cantidad de vapor obtenido por Kg. (lb) de bagazo, se obtiene la cantidad de combustible quemado.

Sistema internacional:

$$B = \frac{\dot{m}_v}{(Mv/\Delta h)} = \frac{18,89 \text{Kg}_{\text{vapor}} / \text{s}}{1,9 \text{Kg}_{\text{vapor}} / \text{Kg}_{\text{bagazo}}} = 9,9 \text{Kg}_{\text{bagazo}}/\text{s} \quad \mathbf{Ec(6.2)}$$

$$B = 9,9 \text{ Kg/s}$$

Sistema ingles:

$$B = \frac{\dot{m}_v}{(Mv/\Delta h)} = \frac{150.000 \text{lb}_{\text{vapor}} / \text{s}}{1,9 \text{Kg}_{\text{vapor}} / \text{Kg}_{\text{bagazo}}} = 78.578,3 \text{lb}_{\text{bagazo}}/\text{h} \quad \mathbf{Ec(6.3)}$$

$$B = 78.578,3 \text{ lb/h}$$

6.4.9.- Flujo másico de los gases productos de la combustión del bagazo.

El flujo másico o la rata de los gases productos de la combustión se obtiene mediante la siguiente ecuación:

Sistema internacional:

$$\dot{m}_g = P_g B = 48,18 \text{Kg/s} \quad \text{Ec(6.4)}$$

$$\dot{m}_g = 48,18 \text{ Kg/s}$$

donde:

$$P_g = 4,87 \text{ Kg}_{\text{gases}}/\text{Kg}_{\text{bagazo}}$$

$$B = 9,9 \text{ Kg}_{\text{bagazo}}/\text{s}$$

Sistema ingles:

$$\dot{m}_g = P_g B = 382.733 \text{lb/h} \quad \text{Ec(6.5)}$$

$$\dot{m}_g = 382.733 \text{ lb/h}$$

donde:

$$P_g = 4,87 \text{ lb}_{\text{gases}}/\text{lb}_{\text{bagazo}}$$

$$B = 78.578,3 \text{ lb}_{\text{bagazo/h}}$$

6.5.- Superficie de calentamiento de un sobrecalentador -(E. Hugot)-.

Para el cálculo de la superficie de calentamiento del sobrecalentador, se utilizará la ecuación 5.30:

$$S = \frac{\rho(1-x)r + \rho c(T-t)}{k \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - \frac{T+t}{2} \right)} = 170,48 \text{ m}^2 \text{ (1838 ft}^2\text{)}$$

$$S = 170,48 \text{ m}^2 \text{ (1.838 ft}^2\text{)}.$$

donde:

$$\alpha = 0,90.$$

$$P = 48,18 \text{ Kg./s (382.733 lb/h)}.$$

$$C = 0,33.$$

$$T_1 = 1093,3 \text{ }^\circ\text{C (2000 }^\circ\text{F)}.$$

T_2 = Temperatura de los gases producto de la combustión a la salida del sobrecalentador, $^\circ\text{C (}^\circ\text{F)}$.

El valor de T_2 se obtiene de la ecuación 5.28:

$$T_2 = T_1 - \frac{p}{\alpha PC} [(1-x)r + c(T-t)] = 966,73^\circ \text{C} (1.772,12^\circ \text{F})$$

$$p = 18,89 \text{ Kg/s} (150.000 \text{ lb/h}).$$

$$x = 0,98$$

$$r = 1.776,76 \text{ KJ/Kg} (763,87 \text{ Btu/lb}).$$

$$c = 0,5419.$$

$$t = 237,4^\circ \text{C} (459,34^\circ \text{F}).$$

$$T = 398,89^\circ \text{C} (750^\circ \text{F}).$$

$$k = 65,25 \text{ KJ/m}^2 \text{ s } ^\circ \text{K} (11,5 \text{ Btu/ft}^2 \text{ h } ^\circ \text{F})$$

**6.6.- Superficie de calentamiento de un
sobrecalentador -(The Babcock &
Wilcox Company)-**

Condiciones iniciales:

$$\dot{m}_s = 18,89 \text{ Kg/s (150.000 lb/h)}$$

Presión de trabajo: 3,1 MPa (450 Psig)

Presión atmosférica: 95,4 KPa (13,85 Psi) (28,2 inHg)

$$T_1 = 1.093,3 \text{ °C (2000 °F)}$$

Temperatura de los gases a la salida del generador de vapor
= 260°C (500 °F)

$$T_1 = 237,4 \text{ °C (459,34 °F)}$$

$$hg_1 = 2.802,36 \text{ KJ/Kg (1.204,8 Btu/lb.)}$$

$$T_2 = 398,89 \text{ °C (750 °F)}$$

$$hg_2 = 3.226,62 \text{ KJ/Kg (1.387,2 Btu/lb.)}$$

$$w = 52\% (0.52).$$

$$m = 1,4$$

$$T(\text{agua de alimentación}) = 120,5 \text{ °C (249 °F)}$$

$$hf = 506,13 \text{ KJ/Kg (217,6 Btu/lb.)}$$

$$\dot{m}_g = 48,18 \text{ Kg/s (382.733 lb/h), capítulo 5 (Análisis del}$$

Proceso de Combustión) y ecuación 6.4 y 6.5.

Contenido de agua H₂O en los gases producto de la combustión: 16,5 % (ver ejemplo 5.1.)

6.6.1.- Cálculos:

La rata de transferencia de calor en el sobrecalentador se calcula según la ecuación 5.34:

$$q = \dot{m}_s \Delta H = 8.018,42 \text{ W (27.360.000 Btu/h)}$$

$$q = 8.018,42 \text{ W (27.360.000 Btu/h)}$$

donde :

$$\dot{m}_s = 18,89 \text{ Kg/s (150.000 lb/h)}$$

$$\Delta H = h_{g2} - h_{g1} = 424,26 \text{ KJ/Kg (182,4 Btu/lb)}$$

El calor transmitido al sobrecalentador, por la radiación directa del horno, se obtiene de la ecuación 5.35:

$$q'_r = \alpha'_s \sigma (\epsilon_g T_G^4 - \alpha_s T_S^4) = 22,85 \text{ KW/m}^2 \text{ (7.243,98 Btu/h ft}^2\text{)}$$

$$q'_r = 22,85 \text{ KW/m}^2 \text{ (7.243,98 Btu/h ft}^2\text{)}$$

donde:

$$\alpha'_S = 0,9$$

$$\sigma = 5,67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4 \text{ (1,71} \times 10^{-9} \text{ Btu/h ft}^2 \text{ R}^4\text{)}.$$

$$T_G = 1.366,6 \text{ }^\circ\text{K (2460 }^\circ\text{R)}$$

$$T_S = 591,3 \text{ }^\circ\text{K (1064,34 }^\circ\text{R)}$$

$$\epsilon_g = 0,1358$$

$$\alpha_g = 0,208$$

El área del ducto es de 49,42 m² (532 ft²), ver anexos plano A1, por lo tanto, q_r tiene un valor de 1.129,29 KW (3.853.295,5 Btu/h).

Seguidamente:

$$q_{Ci} = q - q_r = 6.889,135 \text{ KW (23.506.704,5 Btu/h)}$$

$$q_{Ci} = 6.889,135 \text{ KW (23.506.704,5 Btu/h)}$$

donde:

$$q = 8.018,42 \text{ KW (27.360.000 Btu/h)}$$

$$q_r = 1.129,29 \text{ KW (3.853.295,5 Btu/h)}$$

La temperatura de los gases, productos de la combustión a la salida del sobrecalentador, se obtiene por la ecuación 5.38:

$$T_2 = T_1 - [q_{ci} / (\dot{m}_g c_p)] = 993^\circ \text{C} (1819,36^\circ \text{F})$$

$$T_2 = 993^\circ \text{C} (1.819,36^\circ \text{F})$$

donde:

$$T_1 = 1.093,3^\circ \text{C} (2000^\circ \text{F})$$

$$q_{ci} = 6.889,135 \text{ KW} (23.506.704,5 \text{ Btu/h})$$

$$\dot{m}_g = 48,18 \text{ Kg/s} (382.733 \text{ lb/h})$$

$$C_p = 0,34$$

La diferencia de temperatura media logarítmica se obtiene por la ecuación 5.32:

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - T_2) - (T_2 - T_1)}{\ln \frac{(T_1 - T_2)}{(T_2 - T_1)}} = 706,79^\circ \text{C} (1304,236^\circ \text{F})$$

$$\text{LMTD} = 706,79^\circ \text{C} (1.304,236^\circ \text{F})$$

donde:

$$T_1 = 1.093,3 \text{ °C (2000 °F)} \quad T_1 = 237,4 \text{ °C (459,34 °F)}$$

$$T_2 = 993 \text{ °C (1.819,36 °F)} \quad T_2 = 398,89 \text{ °C (750 °F)}$$

La temperatura de los gases a un diferencial de distancia de las paredes de los tubos del sobrecalentador está representada por la ecuación 5.39:

$$T_f = [(T_1 + T_2) / 2] + [(LMTD) / 2] = 680,43 \text{ °C (1.256,78 °F)}$$

$$T_f = 680,43 \text{ °C (1.256,78 °F)}$$

donde:

$$LMTD = 706,79 \text{ °C (1.304,236 °F)}$$

$$T_1 = 237,4 \text{ °C (459,34 °F)}$$

$$T_2 = 398,89 \text{ °C (750 °F)}$$

El sobrecalentador está compuesto por tubos de 3 in de diámetro y 0,216 in de espesor.

De acuerdo con el diámetro de los tubos y su espesor, el diámetro interno es de 2,568 in y el área del tubo es de 5,179 in².

Dado que el área de cada tubo es de 5,179 in² y son dos (2) pases de 18 elementos, el área de flujo de vapor A_S tendrá un valor de 0,06014 m² (0,647 ft²).

Con el área de flujo de vapor y el flujo másico de vapor se obtiene el flujo másico de vapor por m² (ft²), representado por la ecuación 5.40:

$$G_S = \dot{m}_S / A_S = 314,22 \text{ Kg/m}^2 \text{ s (231.686,8 lb/ft}^2 \text{ h)}$$

$$G_S = 314,22 \text{ Kg/m}^2 \text{ (231.686,8 lb/ft}^2 \text{ h)}$$

Número de Reynolds para el flujo de vapor, ver ecuación 5.41:

$$Re_V = \frac{G_S D_e}{\mu} = 962.737,38$$

$$Re_V = 962.737,38$$

donde:

$$\mu = 2,128 \times 10^{-5} \text{ Kg/ s m (0,051 lb/h ft)}$$

$$G_S = 314,22 \text{ Kg/s m}^2 \text{ (231.686,8 lb/h ft}^2 \text{)}$$

$$D_e = 0,065 \text{ m (0,214 ft)}$$

El flujo másico de los gases, productos de la combustión en Kg./s m², se obtiene por la ecuación 5.42:

$$G_g = \dot{m}_g / A = 1,4 \text{ Kg/s m}^2 (1.034,4 \text{ lb/h ft}^2)$$

$$G_g = 1,4 \text{ Kg/s m}^2 (1.034,4 \text{ lb/h ft}^2)$$

donde:

$$\dot{m}_g = 48,22 \text{ Kg/s (382.733 lb/h)}$$

$$A_g = 34,37 \text{ m}^2 (370 \text{ ft}^2)$$

Número de Reynolds del gas, ver ecuación 5.43:

$$Re_g = KReG_g = 2.844,63$$

$$Re_g = 2.844,63$$

donde:

$$KRe = 2.027,67 \text{ m}^2 \text{ s/Kg (2,75 ft}^2 \text{ h/lb)}$$

$$G_g = 1,4 \text{ Kg./s m}^2 (1.034,63 \text{ lb./h ft}^2)$$

Coeficiente de transferencia de calor por convección para el gas h_{cg} , según la ecuación 5.44:

$$h_{cg} = h'_c F_{pp} F_a F_d = 20,56 \text{ W/m}^2 \text{ K} (3,621 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ F})$$

$$h_{cg} = 20,56 \text{ W/m}^2 \text{ K} (3,621 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ F})$$

donde:

$$h'_c = 193,06 \text{ W/m}^2 \text{ K} (34 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ F}).$$

$$F_{pp} = 0,142$$

$$F_a = 0,75$$

$$F_d = 1$$

El valor de F_s se obtiene mediante la ecuación 5.46:

$$F_s = \frac{A - A_p}{A} = 0,93$$

donde:

$$A = 667,97 \text{ m}^2 (7190 \text{ ft}^2)$$

$$A_p = 47,65 \text{ m}^2 (513 \text{ ft}^2)$$

El factor F_e estará representado por la ecuación 5.47 y 5.48:

Para $n=1$

$$F_e = 1 - (1 - D^2)^{1/2} + D \tan^{-1} \left(\frac{1 - D^2}{D^2} \right)^{1/2}$$

Para $n > 1$

$$F_e = 1 - (1 - F_e)^n = 1$$

donde:

$$n = 36$$

$$D = 0,5$$

Con el factor F_S definido, el valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación, por los gases productos de la combustión, estará representado por la ecuación 5.49:

$$h_{rg} = h'_r K F_S = 13,57 \text{ W/ft}^2\text{K} (2,39 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$h_{rg} = 13,57 \text{ W/ft}^2\text{K} (2,39 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

donde:

$$h'_r = 48,83 \text{ W/m}^2\text{K} (8,6 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$p_r = 0,33$$

$$L = 0,81$$

$$K = 0,3$$

Coeficiente de transferencia de calor por convección para el vapor h_s ecuación 5.50:

$$h_s = h'_L F_{PP} F_T D_i / D_o = 953,38 \text{ W/m}^2\text{K} (167,9 \text{ Btu/h ft}^2\text{°F})$$

$$h_s = 953,38 \text{ W/ m}^2 \text{ K} (167,9 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ °F})$$

donde:

$$h'_L = 3.481,62 \text{ W/ m}^2 \text{ K} (613,149 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ F}).$$

$$F_{PP} = 0,32$$

$$F_T = 1$$

$$D_i = 2,568 \text{ in}$$

$$D_o = 3 \text{ in}$$

Luego de calcular el valor de h_{cg} , h_{rg} y h_s , se obtiene el valor del coeficiente combinado de transferencia de calor U mediante la ecuación 5.53:

$$U = \frac{(h_{rg} + h_{cg}) h_s}{h_{rg} + h_{cg} + h_s} = 5,8$$

Finalmente, sustituyendo los valores obtenidos en la siguiente ecuación, se puede obtener el valor de la superficie de calentamiento del sobrecalentador.

$$A = \frac{q}{U(LMTD)} = 287,99 \text{ m}^2 (3.107,47 \text{ ft}^2) \quad \text{Ec(6.6)}$$

$$A = 288,69 \text{ m}^2 (3.107,47 \text{ ft}^2)$$

donde:

$$q = 6.888,98 \text{ W} (23.506.202,64 \text{ Btu/h})$$

$$U = 32,93 \text{ W/ m}^2 \text{ } ^\circ\text{K} (5,8 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ F})$$

$$LMTD = 982,18 \text{ } ^\circ\text{K} (1308,26 \text{ } ^\circ\text{F}).$$

6.7.- Evaluación de metodologías.

Analizando los resultados obtenidos de cada metodología, se puede decir que la metodología aplicada por la Babcock & Wilcox, para el cálculo de la superficie de calentamiento de un sobrecalentador, permite obtener resultados más confiables. Esto se debe a que Hugot supone valores como el coeficiente de transferencia de calor, basándose en la experiencia, éste coeficiente depende de condiciones específicas, relacionadas con el diseño del generador de vapor. Babcock & Wilcox evalúa cada una de las condiciones de diseño del generador de vapor y basándose en metodologías teóricas como (número de Nusselt, de Prandtl, de Reynolds, Stanton y de Peclet), determina valores como el coeficiente de transferencia de calor, que es un factor

concluyente para el cálculo de la superficie de calentamiento del sobrecalentador.

6.8.- Determinación del diámetro de la tubería que conduce vapor saturado del domo superior al sobrecalentador.

Parámetros preestablecidos:

- Presión del vapor = 3,1 MPa (450 Psig).
- Temperatura del vapor = 237,4 °C (459.34 °F)
- Cantidad de vapor = 18,89 Kg/s (150.000 lb/h)
- Presión atmosférica = 95,4 KPa (13,85 Psi) (28,2 inHg)

Caudal:

$$Q = \dot{m} v_g = 1,178 \text{ m}^3 / \text{s} \left(149.857,2 \text{ ft}^3 / \text{h} \right)$$

donde:

$$\dot{m} = 18,89 \text{ Kg/s} \left(150.000 \text{ lb/h} \right)$$

$$v_g = 0,062368 \text{ m}^3 / \text{Kg} \left(0,999048 \text{ ft}^3 / \text{lb} \right)$$

Área de flujo:

$$A = \frac{Q}{V} = 0,0289 \text{m}^2 (0,312 \text{ft}^2)$$

donde:

$$V = 40,64 \text{ m/s (8.000 ft/min)}$$

$$Q = 1,178 \text{ m}^3/\text{s (149.857,2 ft}^3/\text{h)}$$

Diámetro de flujo:

$$Di = \sqrt{\frac{4A}{\Pi}} = 0,1921 \text{m (0,6305ft)}$$

donde:

$$A = 0,2898 \text{ m}^2 (0,312 \text{ft}^2)$$

$$\Pi = 3,141516$$

Cédula (Schedule):

$$SHC = \frac{Pi}{S} \times 1000 = 68,75$$

donde:

$$Pi = 5,68 \text{ MPa (825 Psi)}$$

$S = 82,73 \text{ MPa}$ (12.000 Psi) acero al carbono sin costura (A 106)

La cédula (Schedule) normalizada que cumple con el valor obtenido es de 80.

Para una cédula (Schedule) de 80, una tubería de 8" o 4 tubos de 2", permiten obtener una velocidad del vapor dentro de los rangos establecidos.

6.9.- Selección de las válvulas de seguridad.

De acuerdo con lo mencionado en el capítulo 5, se colocarán 3 válvulas de seguridad, 2 en la caldera y 1 a la salida del sobrecalentador. Las especificaciones de cada válvula son las siguientes:

Válvulas de la caldera:

Primera:

- Diámetro 3"

- Capacidad 12,59 Kg/s (100.000lb/h)
- Presión de apertura 635 Psig

Segunda:

- Diámetro 3"
- Capacidad 12,59 Kg/s (100.000 lb/h)
- Presión de apertura 545 Psig

Válvula del sobrecalentador

- Diámetro 2 $\frac{1}{2}$ "
- Capacidad 6,29 Kg/s (50.000 lb/h)
- Presión de apertura 455 Psig.

Ανάλυση δε ρεσουλταδ

7

CAPÍTULO

7.1.- De la superficie de calentamiento del sobrecalentador.

El análisis del resultado obtenido de la superficie de calentamiento del sobrecalentador, se realizará considerando que el generador de vapor Babcock & Wilcox nº6, fue diseñado para trabajar bajo los siguientes parámetros:

1. Combustibles:

Petróleo nº6, 41.588,88 KJ/Kg (17.880 Btu/lb)

Desechos municipales, 11.164,8 KJ/Kg (4.800 Btu/lb)

2. Condición del vapor:

Temperatura, 398,89°C (750°F)

Presión, 4,48 MPa (650 Psig)

3. Cantidad de vapor generado, 31.5 Kg/s (250.000 lb/h)

Adicionalmente, se debe considerar que el sobrecalentador del diseño original posee una superficie de 673,54 m² (7250 ft²), la cual permite obtener vapor sobrecalentado, según los parámetros antes mencionados.

En Central El Palmar S.A. se establecieron los siguientes parámetros para el funcionamiento del generador de vapor, a saber:

1. Combustibles:

Bagazo de caña, 7.134,3 KJ/Kg (3.067 Btu/lb)

Gas natural, 46.200,52 KJ/Kg (19862.65 Btu/lb)

2. Condición del vapor:

Temperatura, 398,89°C (750 °F)

Presión, 3,1 MPa (450 Psig)

3. Cantidad de vapor generado 18,89 Kg/s (150.000 lb/h)

Fundamentados en los parámetros planteados por el Central El Palmar S.A., se realizó el cálculo de la superficie de calentamiento del sobrecalentador y se obtuvo como resultado que la superficie debe ser de 287,9 m² (3.100 ft²); 385,54 m² (4.150 ft²) menos de los existentes. La razón de esta diferencia tan marcada se debe a que:

□ El poder calorífico del bagazo, combustible de uso primario, es de 7.134,3 KJ/Kg (3067 Btu/lb) y el de los desechos municipales, combustible primario de diseño, es de 11.164,8 KJ/Kg (4800 Btu/lb), por lo cual, el hecho de usar un combustible con menor poder calorífico produce un incremento de la cantidad necesaria de combustible quemado para generar 1 Kg (lb) de vapor; como consecuencia directa, se incrementa la cantidad de gases producto de la combustión, por Kg (lb) de vapor generado, y aumenta la cantidad de calor transferido por convección,

permitiendo un mayor aprovechamiento de la superficie de calentamiento del sobrecalentador.

□ La eliminación del economizador disminuye la superficie original de calentamiento del generador de vapor en un 31%, lo cual trae como consecuencia una disminución de la cantidad de vapor saturado generado, de aproximadamente 12,59 Kg/s (100.000 Lb/h) de vapor menos. Esta diferencia en la masa de vapor a sobrecalentar, produce una disminución de la cantidad de calor que se debe suministrar para producir 18,89Kg/s (150.000 lb/h) de vapor sobrecalentado a 3,1 MPa (450 Psig) y 398,89°C (750°F) y, por ende, una disminución en la superficie de calentamiento del sobrecalentador.

Muchos son los factores que influyen directa o indirectamente sobre la superficie de calentamiento del sobrecalentador. No obstante, basándose en los fines y objetivos del presente trabajo de grado, los dos puntos antes

mencionados permiten indicar la influencia que tienen las modificaciones realizadas sobre la superficie de calentamiento del sobrecalentador.

7.2.- De la dimensión de la tubería que conduce vapor desde el domo superior hasta el sobrecalentador.

Del cálculo de la dimensión de la tubería de vapor, se obtuvo como resultado colocar una tubería de acero al carbono, sin costura (A 106) de 8", cédula (Schedule) 80.

La dimensión de la tubería depende de la velocidad del vapor, que debe oscilar entre 30,48 m/s (6.000 ft/min) y 50,8 m/s (10.000ft/min), por lo tanto, para dichos rangos de velocidad y los 18,89 Kg/s (150.000 lb/h) de vapor que se han de producir, es necesario colocar una tubería de 8".

La selección del material acero al carbono, sin costura (A 106), se debe a la temperatura que estará sometida la tubería.

Con el fin de mantener las condiciones originales de diseño, en lo que respecta a la presión de diseño del generador de vapor, se consideró que la presión de la tubería sería de 5,68 MPa (825 Psi), por lo que la cédula (Schedule) obtenida fue de 80.

El generador de vapor tenía, originalmente, 4 tubos de acero al carbono, sin costura (A 106), de 3½", de cédula (Schedule) 80. La diferencia entre estos valores y los resultados obtenidos se debe a la disminución de la cantidad de vapor generado.

Cabe mencionar, que al disminuir la presión del vapor, aumenta su volumen específico, por lo tanto, si se

mantuviera la cantidad de vapor generado originalmente, sería necesario aumentar el diámetro de las tuberías, de modo que la velocidad del vapor se encuentre entre los rangos ya indicados.

7.3.- De las válvulas de seguridad.

El número seleccionado de válvulas de seguridad fue de tres (3), esta decisión se fundamenta en la norma PG 67.1 del código ASME y depende de la capacidad de vapor que puede producir el generador de vapor.

Se tomó como capacidad de generación de vapor, la correspondiente al diseño original del generador de vapor, con el fin de facilitar modificaciones futuras en dicho generador, tendientes a incrementar la capacidad de generación de vapor, sin que para ello sea necesario el cambio de las válvulas de seguridad.

La presión de apertura seleccionada para las válvulas, basándose en el código ASME, fue de 455 Psig, 545 Psig y 635 Psig. Esta selección se debe a que la presión de trabajo es de 450 Psig y al hecho que se consideró como presión máxima la media entre la presión de diseño y la presión de trabajo.

El resultado obtenido del cálculo de la dimensión de las válvulas de seguridad fue dos de 3" y una de 2½"; esta variación en el tamaño se debe a la capacidad de desalojo de vapor y a la presión de activación o (set up).

Χονχλυσιονεσ

- 1.- La metodología aplicada por Babcock & Wilcox, para el cálculo de la superficie de calentamiento de un sobrecalentador, es más confiable que la aplicada por Hugot.
- 2.- Sólo el valor de la superficie de calentamiento de la caldera, las paredes de agua y el economizador influyen directamente en la cantidad de vapor generado.
- 3.- La dimensión de la superficie de calentamiento de un sobrecalentador, varía según el flujo de masa de vapor, flujo de masa de gases y la temperatura límite del material de los tubos.
- 4.- Los sobrecalentadores de *transferencia de calor por radiación*, permiten obtener vapor sobrecalentado por medio

de pequeñas superficies de calentamiento, pero limitan el control adecuado del grado de sobrecalentamiento.

5.- Los sobrecalentadores de *transferencia de calor por convección*, a diferencia de los que transfieren calor por radiación, tienen grandes superficies de calentamiento y permiten un control adecuado del nivel de sobrecalentamiento.

6.- Para el cálculo del poder calorífico de un combustible es importante considerar los niveles de humedad del mismo.

7.- Para el cálculo de la masa de gases producto de la combustión es importante considerar el exceso de aire, el cual varía de acuerdo al tipo de combustible.

8.- El aumento en la temperatura del aire de combustión, junto al exceso de aire, permite disminuir el nivel de

humedad en el combustible, mejorando el proceso de combustión.

9.- Para seleccionar la dimensión de una tubería es importante considerar la presión y temperatura del fluido que conduzca.

10.- El material de la tubería de un sobrecalentador es condicionante para la temperatura del vapor generado.

11.- Es importante la aplicación del control de temperatura por medio de atemperadores.

12.- La localización ideal de atemperadores, para procesos de control de temperatura, es a la salida del sobrecalentador.

13.- Es importante el uso de válvulas de seguridad, para evitar un aumento excesivo de la presión del vapor, el cual

puede generar daños físicos en la estructura del generador de vapor.

14.- La colocación del economizador del generador de vapor Babcock & Wilcox n°6, incrementará la superficie de calentamiento (sumatoria de la superficie de calentamiento de la caldera, paredes de agua y economizador), a unos 3.214,72 m² (34.603 ft²); permitiendo el aumento en la capacidad de generación de vapor hasta unos 27,9 Kg/s (217.000 lb/h), según lo establecido en el capítulo 6 (*Variables establecidas por el Central El Palmar S.A.*).

15.- Al incrementarse la capacidad de generación de vapor a 27,9 Kg/s (217.000 lb/h), se podrá obtener vapor sobrecalentado a 398,89 °C (750 °F) y 3,1 MPa (450 Psig), con una superficie de calentamiento del sobrecalentador de 390,2 m² (4.200 ft²). Con esta superficie obtenida, se pueden

eliminar 6 tubos de cada elemento del sobrecalentador existente, de manera tal que se tenga un sobrecalentador de 36 elementos o filas de 8 tubos o corridas, con una superficie de 387,1 m² (4167 ft²).

16.- Con una capacidad de generación de vapor de 27,9 Kg/s (217.000 lb/h), se podrá obtener vapor sobrecalentado a 426,6 °C (800 °F) y 3,1 MPa (450 Psig), con una superficie de calentamiento del sobrecalentador de 479,2 m² (5.158 ft²). Con ésta superficie obtenida, se pueden eliminar 4 tubos de cada elemento del sobrecalentador existente, de manera tal que se tenga un sobrecalentador de 36 elementos o filas de 10 tubos o corridas, con una superficie de 479,2 m² (5.158 ft²).

Para disminuir la temperatura del vapor, se puede colocar el atemperador de atomización existente en el Central El Palmar S.A., descrito en el capítulo 4, perteneciente al generador de

vapor Babcock & Wilcox nº6, siempre y cuando el agua de alimentación del atemperador tenga un máximo de 2.5 ppm de sólidos en suspensión.

Ρεχομενδαχιονες

- 1.- Para el cálculo la superficie de calentamiento de un sobrecalentador, se recomienda aplicar la metodología expuesta por Babcock & Wilcox.
- 2.- Se recomienda considerar las superficies de calentamiento de la caldera, las paredes de agua y el economizador, para obtener la cantidad de vapor generado.
- 3.- Para obtener la dimensión de la superficie de calentamiento de un sobrecalentador, se recomienda considerar el flujo de masa de vapor, flujo de masa de gases y la temperatura límite del material de los tubos.
- 4.- Si se desea obtener vapor sobrecalentado por medio de pequeñas superficies de calentamiento, se recomienda el uso

de sobrecalentadores de *transferencia de calor por radiación*; siempre y cuando se considere la necesidad de un adecuado sistema de control del sobrecalentamiento.

5.- Si se desea obtener vapor sobrecalentado, con un adecuado control de sobrecalentamiento, se recomienda el uso de sobrecalentadores de *transferencia de calor por convección*, considerando que estos poseen grandes superficies de calentamiento.

6.- Se recomienda considerar el nivel de humedad de un combustible para el cálculo de su poder calorífico.

7.- Se recomienda seleccionar el exceso de aire adecuado, para cierto combustible, al calcular la masa de gases producto de su combustión.

8.- Se recomienda seleccionar un adecuado valor de temperatura en el aire de combustión y exceso de aire, con la finalidad de obtener un excelente proceso de combustión.

9.- Se recomienda considerar la presión y temperatura de un fluido, para seleccionar la dimensión de la tubería que lo conduzca.

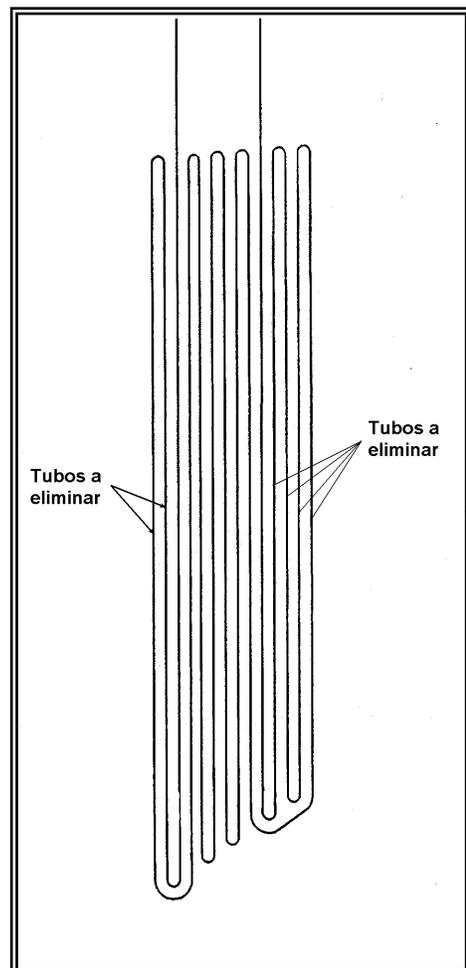
10.- Se recomienda considerar el material de la tubería del sobrecalentador, para establecer la máxima temperatura del vapor sobrecalentado.

11.- Se recomienda el uso de atemperadores, para el control de temperatura en generadores de vapor.

12.- Se recomienda la colocación del atemperador a la salida del sobrecalentador.

13.- Para evitar daños físicos en la estructura del generador de vapor, debido un aumento excesivo de la presión del vapor, se recomienda el uso de válvulas de seguridad.

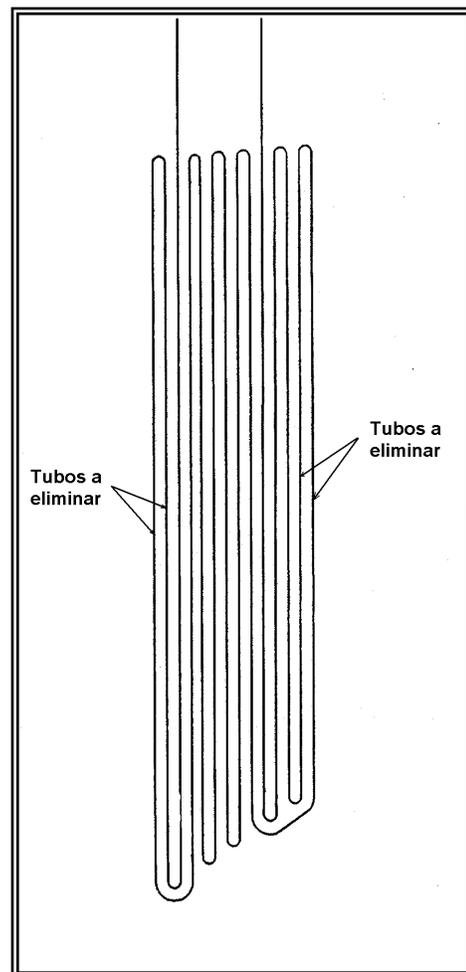
14.- En virtud que el economizador del generador de vapor Babcock & Wilcox n°6, descrito en el capítulo 4, se encuentra en el Central El Palmar S.A., se recomienda adicionarlo a la estructura del generador de vapor, con la finalidad de incrementar la capacidad de generación de vapor a unos 27,9 Kg/s (217.000 lb/h) aproximadamente.



15.- Se recomienda eliminar 6 tubos de cada elemento del sobrecalentador existente, con el

propósito de obtener vapor sobrecalentado a 398,89 °C (750 °F) y 3,1 MPa (450 Psig); siempre y cuando se coloque el economizador y la capacidad de generación de vapor sea de 27,9 Kg/s (217.000 lb/h) aproximadamente. Ver disposición del nuevo elemento del sobrecalentador con 6 tubos menos.

16.- Se recomienda eliminar 4 tubos de cada elemento del sobrecalentador existente, con el propósito de obtener vapor sobrecalentado a 426,6 °C (800 °F) y 3,1 MPa (450 Psig); siempre y cuando se coloque el economizador y la capacidad de generación de vapor sea de 27,9 Kg/s (217.000 lb/h) y, de igual manera, se coloque el



Sobrecalentador con 4

atemperador de atomización del generador de vapor Babcock & Wilcox nº6, para el control del sobrecalentamiento. Ver disposición del nuevo elemento del sobrecalentador con 4 tubos menos.

Βιβλιογραφία

Potter, Philip J. (1949). Steam Power Plants New York: The Rhonald Press Company.

Fuentes R., Antonio R y León Ernesto. Programa para el cálculo térmico de generadores de vapor, Tesis, Caracas U.C.V. Facultad de Ingeniería, Escuela de Mecánica.1984.

Gaffert, G.A. (1968).Combustión aplicada a la generación de potencia, Centrales de Vapor Barcelona (España): Reverte S. A.

The American Society of Mechanical Engineers, Rules for Construcción of Power Boilers , New York, 2000.

Holman J. P.(1978). Transferencia de Calor (3ra ed). México: Continental S. A.

Gordon, V. y Richard, S. (1996). Fundamentos de Termodinámica (20 ed) México: Limusa S.A.

Shields, C. (1980). Calderas Tipos, características y sus funciones México: Continental S.A.

Littleton, C. (1964). Tuberías Industriales México: Continental S.A.

Greene, R. (1987). Válvulas selección, uso y mantenimiento México: McGraw-Hill.

The Babcock & Wilcox Company a McDermott company (1992). Steam/its generation and use (40th ed).Ohio.

Hugot, E. (1979) Handbook of cane sugar engineering (2da ed). Netherlands: Elsevier scientific publishing company.

Kohan A. (1999). Manual de calderas México: McGraw-Hill.

Avallone, E. Y Baumeister III, T. (1995). Marks Manual del

Ingeniero Mecánico (9na ed). México: McGraw-Hill

Rohsenow W. Y Hartnett J. (1998) Handbook of Heat Transfer

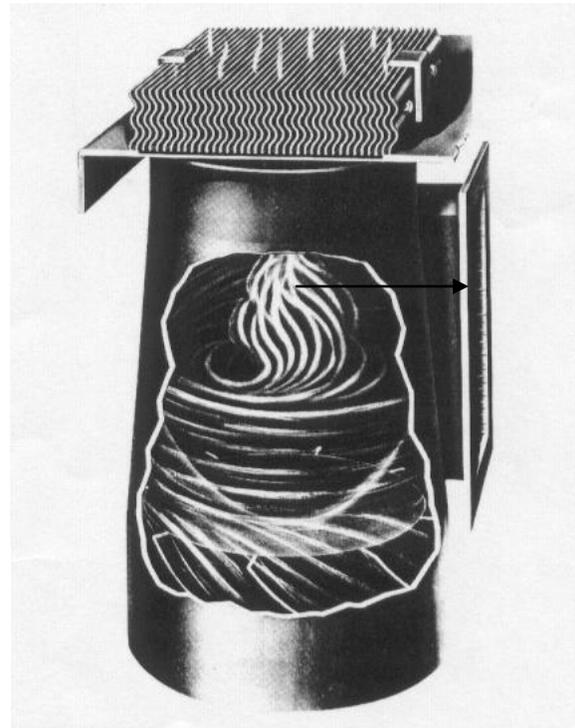
(3ra ed). New York: McGraw-Hill

Ανεξοσ



← Anexo A1
Vista externa de
... Componente

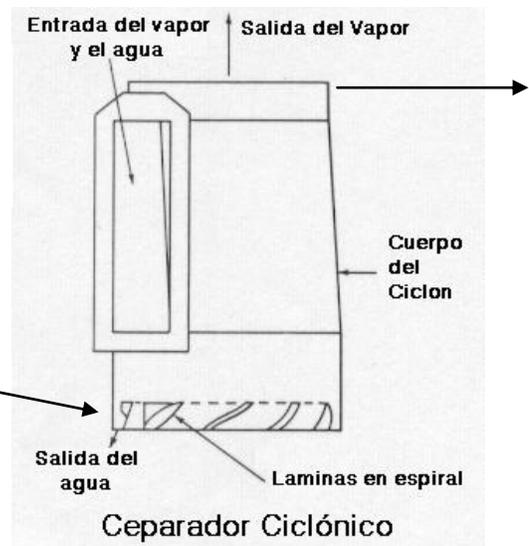
Anexo A2
En esta imagen se
muestra el recorrido
de la mezcla agua –





← **Anexo A3**
 En esta imagen se puede apreciar la parte inferior de un separador ciclónico, el cual está compuesto de hojas en forma de

Anexo A4
 En la imagen mostrada se puede observar el diagrama de un separador ciclónico detallando su estructura



← **Anexo A5**
 Como ampliación del anexo A4, esta fotografía detalla la parte interna del



← Anexo A6
En la imagen
mostrada, se
puede observar
parte de una pared
de agua y el detalle
de la membrana

Anexo A7
Detalle de la
membrana
soldada que
une los tubos



Anexo A8
Sección de una



Anexo A9 →
Fotografía
del área de
molinos o
patio de
caña del



← Anexo A10
Fotografía del
área de
molinos o
patio de caña
del Central El
Palmar S.A.,

Anexo A11
En esta
imagen se
pueden
observar
algunos
elementos de
los molinos,



Anexo A12
En esta figura, se
puede observar el
rotor del
ventilador de tiro
forzado del



← **Anexo A13**
En esta
imagen se
puede
observar el
rotor del
ventilador de
tiro forzado
y, al fondo,



← **Anexo A14**
Detalle del
cuerpo de
alimentación de
aire para la
combustión en

Anexo A15
Detalle del
sistema de
regulación de
caudal de aire
para la
combustión en
los quemadores





En estas imágenes se puede observar parte del proceso de montaje de los elementos del generador Babcock & Wilcox nº6 en el Central El Palmar S.A.

Anexo A16
Montaje de una de las

Anexo A17
En esta imagen se puede observar: el domo superior, domo inferior y las paredes de agua, ya montados en la



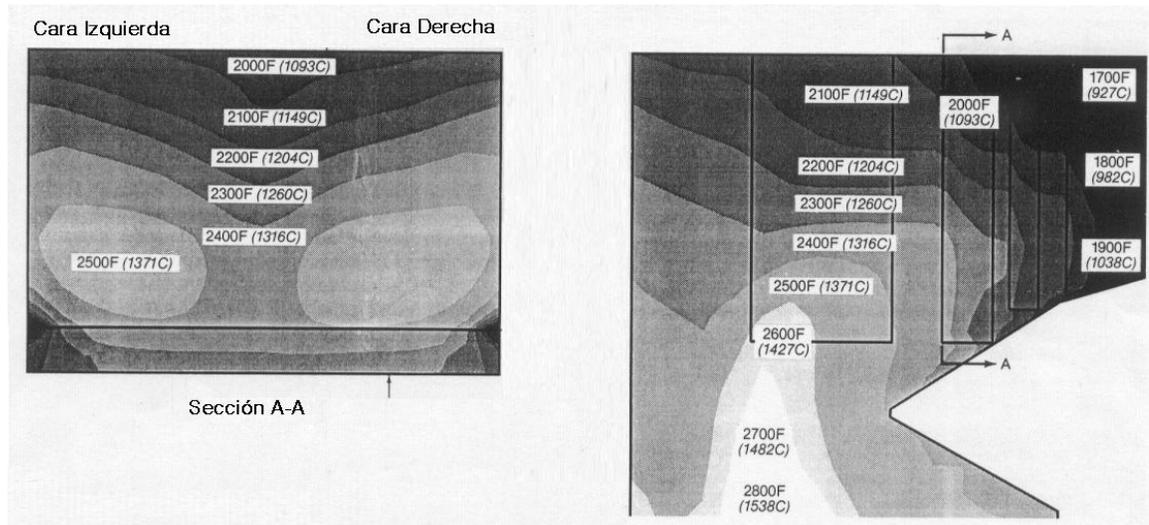


Anexo A18
Detalle de algunas de las escaleras de acceso al



Anexo A19

**Vista lateral del Generador de vapor.
Se pueden observar algunos de los**



Anexo A20

En esta imagen se pueden observar los resultados de un modelo numérico de la temperatura de los gases producto de la combustión en el horno de un

