

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



**“ Proyecto para la Autogeneración de Energía del
Ingenio Azucarero de Paramonga ”**

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO MECANICO

JAIME RODRIGO BRAVO CRUZATT

PROMOCION: 1975 - 2

LIMA • PERU • 1987

INDICE

	PAGINA
PROLOGO	
1.- Introducción.	1
2.- Esquema de las instalaciones.	2
2-1.- Descripción del proceso de la elaboración del azúcar.	2
2-2.- Diagrama de flujo.	5
3.- Análisis de la situación actual.	
3-1.- Cuadro estadístico de la producción.	7
3-2.- Cuadro estadístico de la utilización de energía.	16
3-3.- Sinopsis de la situación actual.	23
4.- Ampliación de la capacidad productiva.	
4-1.- Balance térmico para la molienda actual	27
4-2.- Balance térmico para la molienda futura	44
4-3.- Capacidad instalada de los equipos.	65
5.- Análisis de la situación futura.	
5-1.- Proyección para la molienda futura.	66
5-2.- Selección del generador de vapor.	68
6.- Análisis económico.	
6-1.- Análisis económico de los costos de los equipos por instalar.	85
6-2.- Economía factible que justifica la inversión.	105
CONCLUSIONES	107
BIBLIOGRAFIA	109
PLANOS	

PROLOGO

El desarrollo de la presente tesis, se inició con la asesoría del que fuera excelente catedrático, Ing. Roberto Heredia Zavala en el año de 1984 con el título de: "Estudio para la instalación de un generador de vapor en el Ingenio Azucarero de Paramonga, con alternativa de cogeneración", el cuál debido a su deceso, se ha concluido la elaboración de esta Tesis con la asesoría del Ing. Manuel Bardales, con el que se coordinó la reestructuración del desarrollo de esta Tesis.

En el Capítulo Dos, se describe de la manera más breve posible, el proceso para la elaboración del azúcar y con el diagrama de flujo adjunto, se completa esta descripción.

De la Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar de la Cooperativa Agraria Azucarera Paramonga Ltda. (CAAP), se ha obtenido los datos mensuales para la elaboración de los cuadros estadísticos anuales de la producción y de la utilización de la energía térmica y eléctrica, de los cuales se puede deducir una gran mejora en la utilización de la energía térmica y eléctrica a partir del año 1984; los que se valoran con los coeficientes de MKcal/Tonelada de azúcar y Kw-hr/Tonelada de azúcar. Desde el año 1984, el coeficiente MKcal/Ton azúcar se encuentra invariable, pero el coeficiente más resaltante es la relación Kw-hr/Ton caña que disminuye hasta la tercera parte por la implementación de una turbina a vapor que acciona al desfibrador de caña (del tipo martillos) en reemplazo de una batería de machetes accionado por un motor eléctrico de corriente continua de 263 KW

girando a 580 rpm.

La incidencia de la política de los gobiernos transcurridos, en el precio del bagazo producido y de los KW-hr utilizados se representan en los gráficos que se adjuntan al final de la Tesis, los que indican la variación de los precios de la tonelada de bagazo y del Kw-hr, así como el incremento del precio del MKcal.

Este costo del MKcal/año depende del costo del combustible, mano de obra, insumos y otros, el cuál es muy variable en la proporción que establezca para su venta la empresa Sociedad Paramonga Ltda.

El costo del MKcal, considera la energía neta utilizada que depende directamente de la diferencia entre la cantidad de vapor utilizada y la cantidad de agua condensada retornada (aproximadamente 150% de la cantidad de vapor utilizado). Es aquí en donde la CAAP reclama un mejor precio al agua condensada retornada, debido a que se le entrega a SPL, una cantidad de agua químicamente pura y libre de impurezas, producto de la condensación del vapor vegetal, en condiciones de ser utilizada por los calderos.

Las condiciones del vapor suministrado por SPL, no son las condiciones de saturación requeridas por los equipos calefactores del Ingenio y sin embargo, SPL cobra un precio por este vapor sobrecalentado y por lo tanto con un mayor valor del MKcal empleado.

En el Capítulo Cuatro, se realiza el balance térmico para una molienda promedio actual de 2,263 TCD y 150 TCH, aproximadamente, que es la molienda promedio del año 1982 y posteriormente se realiza el balance térmico para una molienda futura de 4,000 TCD y 220 TCH con la implementación de la turbina del desfibrador y del turbogenerador.

Se indica en la página N°29, para el cálculo del consumo de vapor de las turbinas de la batería de machetes, des fibrador y molinos, los valores promedios de consumo específicos de vapor de estos equipos, los cuales han sido verificados mediante pruebas efectuadas en las turbinas. Las turbinas empleadas son del tipo de acción con dos escalonamientos de velocidad (escalonamiento Curtis) y con un plato de toberas en el que se produce la caída total de entalpía para lograr un ángulo de salida del vapor del segundo rodete próximo a 90°, aprovechándose de la energía en serie de los alabes,

Para la turbina de machetes, se ha encontrado que funciona con una eficiencia de expansión del 33% y con el 85% de su potencia instalada en la actualidad, mientras que las turbinas de los molinos funcionan con el 60% de su potencia instalada para la molienda actual, según el cálculo realizado.

El balance térmico de los evaporadores y de los tachos de cocimiento, se ha efectuado con un cálculo rápido que se aproxima al cálculo realizado en cada equipo calefactor con la ecuación de que la energía que ingresa es igual a la energía que sale, para ello se ha verificado los flujos de masa que ingresan y salen de cada equipo. Mediante el balance térmico para la molienda futura, se determina la capacidad de los equipos calefactores para el incremento del ritmo de molienda, encontrándose la necesidad de implementar un calentador en el tercer grupo de los calentadores de jugo y el incremento de un evaporador, por las limitaciones en las superficies de calentamiento.

Conocido los equipos a implementarse para alcanzar la nueva molienda, y los costos que estos implican, así como la demanda de energía térmica y eléctrica futura, se pro-

cede a seleccionar el generador de vapor en base al combustible a utilizar.

Determinada la ubicación y las dimensiones aproximadas de la Planta de Fuerza, se realiza un cálculo rápido de las tuberías y equipos complementarios a utilizarse.

En el Capítulo Seis, se asigna un costo a la implementación de la Planta de Fuerza y de la Planta Eléctrica, considerando todos los parámetros que se utilizan y el interés anual a pagarse.

Sumados todos los egresos futuros anuales se comparan gráficamente con los ingresos futuros anuales, proyectados hasta los diez años del vencimiento del pago, quedando un margen de utilidad a partir del segundo año.

Esta utilidad calculada se presenta considerando que el Gobierno exonere a la CAAP del impuesto a la importación, en la compra de los equipos para la Planta de Fuerza y de la Planta Eléctrica.

INTRODUCCION

En 1969 por disposición de la Ley de Reforma Agraria se divide a la Sociedad Agrícola Paramonga Ltda. en dos empresas administradas independientemente, la Cooperativa Agraria Azucarera Paramonga Ltda. N°37 quien queda como propietaria de los campos de cultivo de caña y de su primer producto Industrial, el Azúcar y de otro lado Sociedad Paramonga Ltda. S. A. que pertenecía a la Empresa W. R. Grace y Co. la que producía los productos derivados del Bagazo de la Caña de Azúcar, como los Papeles y Cartones, también Soda Caustica y Cloro a partir de la Sal y Policloruro de Vinilo (PVC) a partir del Etileno que se fabrica con el Alcohol obtenido por destilación a partir de la Melaza de la Caña de Azúcar.

En 1974, Sociedad Paramonga Ltda. S. A. como resultado de la Ley de Industrias se convierte en propiedad del Estado y se dedica a la producción de papeles, Cartones, Soda Caústica, Cloro, PVC, Alcohol, Acido Acético, Acetatos de Etilo y Butilo como materia prima, bebidas alcohólicas. La Cooperativa Agraria Azucarera Paramonga (CAAP-Paramonga), con 2,500 trabajadores, produce: azúcar, melaza, bagazo, miel baja o miel de segunda, los que se utilizan como alimento o materia prima de otros productos.

A nivel nacional se producen dos millones de toneladas de bagazo de caña, de las cuales 800 mil TM son utilizadas por la industria papelera y un millón 200 mil se usa como combustible en las otras cooperativas en reemplazo del petróleo.

La Empresa SPL, dispone en Paramonga situada a 220 km al Norte de Lima, de una capacidad total de 70,000 TM/año y en Santiago de Cao, Dpto de La Libertad, 50,000 TM/año para fabricar papel.

El ingenio azucarero de la Cooperativa utiliza la energía térmica y eléctrica que le vende la Sociedad Paramonga Ltda. (SPL), por lo que un estudio de factibilidad comparativo de los costos entre el costo de la adquisición de un generador de vapor y un turbogenerador para el Ingenio y el costo actual de la energía comprada a SPL es lo que abarcará el presente estudio para la total autogeneración de energía de la CAAP.

El estudio de factibilidad se efectúa considerando una molienda máxima de 220 Toneladas de caña por hora, con 4,061 Toneladas de caña por día, disponiéndose de un total de 6,195 hectáreas aptas para el cultivo del que dispone la Cooperativa, considerando un rendimiento promedio de 180 Toneladas de caña por hectárea, por lo que se dispone de un total de 1'116,000 Toneladas de caña sembradas para ser cosechadas con un promedio de 18 meses de edad.

Para el presente estudio de factibilidad se efectúa el balance térmico para la molienda actual y para la molienda futura de 220 Toneladas de caña por hora (TCH), de los cuales se establecen los parámetros para la selección del generador de vapor y del turbogenerador a emplearse.

CAPITULO II

ESQUEMA DE LAS INSTALACIONES

2.1 DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA ELABORACION DEL AZUCAR

La caña que ingresa a la Planta de Lavado es lavada para eliminar la tierra y piedras que se presentan al efectuarse el carguío en los camiones, posteriormente es transportada hacia una batería de machetes y luego a un desfibrador de martillos que preparan la caña para ingresar a la batería de molinos.

La composición de la caña que ingresa tiene un porcentaje en promedio en peso de:

Azúcar (sacarosa en caña)	12.12% +
Fibra (residuo de la caña exprimida)	15.08
Agua	71.30
Cuerpos nitrogenados	0.40
Grasas y cera	0.20
Pectina (goma)	0.20
Acidos libres	0.08
Acidos combinados	0.12
Cenizas	0.50
TOTAL	100.00%

La caña se comprime en el tandem de molinos, a los que se le agrega el agua de imbibición para mejorar la extracción del jugo de la caña:

$$\text{caña} + \text{agua de imbibición} = \text{bagazo} + \text{jugo}$$

Para ayudar a separar las impurezas presentes en el jugo y mantener su PH a 7.5, se le agrega al jugo, lechada de cal, con lo que este carbonato de calcio envuelve las materias colorantes y gomas, ingresando el jugo con un brix promedio (sólidos en suspensión) de 16°Bx.

Este jugo se calienta en 3 etapas de calentadores hasta los 105°C y luego ingresa a un tanque flash para eliminar los vapores (gases) e ingresar a baja velocidad

a los clarificadores de jugo continuos, agregándosele previamente al jugo encalado un floculante (magnaflox) para separar las impurezas.

Estas impurezas o cachaza se mezclan con bagacillo que los aglomera y facilita la filtración en 3 filtros rotativos al vacío, obteniéndose un jugo filtrado que retorna al tanque de jugo encalado para su reproceso.

Aparte de las impurezas provenientes del clarificador, se obtiene el jugo clarificado limpio y sin impurezas, el que se calienta en un intercambiador de calor hasta los 110°C. Este jugo clarificado ingresa a un pre-evaporador (Kestnet) para ser calentado y concentrado hasta un brix promedio de 19°Bx mediante la eliminación del agua contenida en el jugo en forma de vapor vegetal a 2.047 bar, el que se mezcla con el vapor a 2.047 bar proveniente de los calderos de SPL. El PH del jugo clarificado que ingresa al evaporador de múltiple efecto es de 6.6 a 7.2; un jugo ácido (PH menor de 7) produce un vapor que al condensarse en el cuerpo siguiente origina condensados con dureza.

Se considera que las pérdidas de sacarosa por inversión no son mayores del 0.1% por hora a 110°C y a mayor temperatura es mayor esta pérdida.

El jugo que sale de los evaporadores (jarabe) se encuentra entre 55 a 65°Bx y a una temperatura menor de 126.6°C para evitar que se caramelize y cambie de color.

El jarabe proveniente de los evaporadores en quintuple efecto, se depositan en tanques para ser procesados en los tachos de cocimiento en los que se evaporará el agua contenida en el jarabe, produciéndose de esta forma cuatro tipos de masas: masa A (pura), masa B (baja), masa C (tercera) y masa refinada, con los que se originan 2 tipos de azúcar: rubia y refinada.

El agua evaporada de las masas en cocimiento no es constante y disminuye a medida que aumenta el tiempo del cocimiento de la masa, por lo que el consumo de vapor disminuye al finalizar la templea o cocimiento.

a) Para el cocimiento de la masa A (masa pura):

Masa A=jarabe+liga+agua de dilución.

con la centrifugación de la masa A:

Masa A=miel pura+azúcar rubia industrial

b) Para el cocimiento de la masa B (masa baja):

Masa B=miel pura+grano+agua de dilución.

con la centrifugación de la masa B:

Masa B=miel baja+azúcar rubia doméstica

c) Para el cocimiento de la semilla:

Semilla=jarabe+miel baja diluída+miel refinada o miel
pura diluída

Para el cocimiento de la masa C (masa tercera):

Masa C=semilla+miel baja diluída+agua.

con la centrifugación de la masa C:

Masa C=liga+melaza.

Para la elaboración del azúcar refinada, el azúcar rubia es diluída con agua en un tanque con agitación y se le conoce con el nombre de licor, el cual cuando se encuentra a una concentración de 60°Bx es bombeado a un tanque para el agregado del ácido fosfórico y de la lechada de cal (método de fosfatación), posteriormente ingresa este licor calentado a unos clarificadores continuos para eliminar las impurezas presentes en el licor con el agregado de un coagulante (magnaflox), estas impurezas se terminan de eliminar en una zaranda.

d) Para el cocimiento de la masa refinada:

Masa Refinada=licor+miel refinada+agua de dilución.

con la centrifugación de la masa refinada:

Masa refinada=miel refinada+azúcar refinada.

Después de la centrifugación, el azúcar refinada saliente de las centrífugas es secado con aire caliente para su posterior envase.

2-2.- DIAGRAMA DE FLUJO.

A continuación se indica, en el plano adjunto, el diagrama de flujo correspondiente para la elaboración del azúcar en el Ingenio de la CAAP Paramonga.

CAPITULO III

ANALISIS DE LA SITUACION ACTUAL

3.1 CUADRO ESTADISTICO DE LA PRODUCCION

A continuación se indica las estadísticas de la producción desde el año 1979 al 1986.

TABLA N° 1

CUADRO ESTADISTICO DE LA PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR:1979

MES	MOLIENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)		% AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KW-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KW-HR TON AZUCAR		
	HORAS	TON/DIA	TONS.	RUBIA						REFINADA	TOTAL
ENERO	330.5	2111.31	46,448.92	1,444.23	3,339.71	4,783.94	10.30	0.42	37.08	4.14	360.04
FEBRERO	329.15	2101.31	50,431.41	1,062.82	4,383.75	5,446.57	10.80	0.46	31.55	4.31	292.19
MARZO	384.45	2057.99	55,565.70	1,558.86	3,267.34	4,826.20	8.68	0.42	30.58	4.90	352.16
ABRIL	358.3	2223.14	53,355.35	1,969.46	3,575.87	5,545.33	10.39	0.41	28.92	3.96	278.31
MAYO	34.4	1100.33	4,401.31								
JUNIO	416.15	2124.22	59,478.22	710.31	3,558.93	4,269.24	7.18	0.36	29.20	5.04	406.89
JULIO	175.45	2122.53	23,347.80	224.16	1,894.32	2,118.48	9.07	0.36	59.15	4.07	651.93
AGOSTO											
SEPTIEMB.	375.45	2061.86	49,484.60	387.80	3,503.70	3,891.50	7.86	0.39	34.49	4.98	438.70
OCTUBRE	481.20	2618.18	70,690.80	640.06	5,113.53	5,753.59	8.14	0.32	26.06	4.02	320.21
NOVIEMB.	439.10	2375.09	61,752.35	716.49	5,469.89	6,186.38	10.02	0.35	28.52	3.59	284.75
DICIEMB.	421.20	2062.19	57,741.43	649.07	4,936.11	5,585.18	9.67	0.39	31.63	4.06	327.05
TOTAL	3745.35		532,697.98	9,363.26	39,043.15	48,406.41					

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 2

CUADRO ESTADISTICO DE LE PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR: AÑO-1980

MES	MOLIENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)		% AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KW-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KW-HR TON AZUCAR	
	HORAS	TON/DIA	RUBIA	REFINADA						TOTAL
ENERO	402.05	2275.27	1,503.97	4,754.83	6,258.80	9.82	0.36	28.86	3.74	293.78
FEBRERO	344.00	1990.16	920.60	4,435.96	5,356.56	10.35	0.41	32.51	3.99	314.14
MARZO	418.55	2030.78	513.64	4,575.83	5,089.47	8.35	0.39	32.32	4.73	386.93
ABRIL	395.05	2006.83	784.53	3,501.67	4,286.20	7.63	0.42	31.40	5.61	411.71
MAYO	431.05	2074.03	351.38	4,215.79	4,567.17	7.59	0.38	31.88	5.06	419.89
JUNIO	365.20	2074.96	578.58	3,717.17	4,295.75	7.67	0.39	33.35	5.18	435.03
JULIO	113.20	1383.62		335.46	335.46	2.42	0.54	112.71	22.39	4,648.82
AGOSTO	400.55	2158.60	176.43	4,529.07	4,705.50	7.27	0.34	32.90	4.71	452.89
SEPTIEMBRE	403.00	2419.02	261.77	5,459.74	5,721.51	8.45	0.35	30.24	4.19	358.05
OCTUBRE	481.50	2640.10	134.27	6,590.76	6,725.03	8.78	0.31	28.49	3.51	324.43
NOVIEMBRE	425.55	2560.55	324.15	5,637.31	5,961.46	8.31	0.35	28.74	4.22	345.66
DICIEMBRE	443.55	2533.71	289.20	5,934.33	6,223.53	8.47	0.35	27.97	4.22	330.32
TOTAL	4,623.25		5,838.52	53,687.92	59,526.44					

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar

TABLA N° 3

CUADRO ESTADISTICO DELA PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR: AÑO-1981

MES	MOLIENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)		AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KW-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KW-HR TON AZUC	
	HORAS	TON/DIA	RUBIA	REFINADA						TOTAL
ENERO	380.45	2095.81	387.89	4,425.40	4,813.29	8.83	0.38	37.11	4.36	420.18
FEBRERO	383.45	2249.92	104.95	4,449.57	4,554.52	8.43	0.41	32.08	4.87	380.37
MARZO	322.35	1770.48	426.73	1,846.82	2,273.55	5.14	0.49	39.33	9.75	765.86
ABRIL	245.25	2107.37	850.40	2,187.22	3,037.73	9.00	0.48	47.73	5.39	529.90
MAYO	100.25	1425.80	27.04	184.00	211.04	1.85	0.39	130.93	21.37	7,076.64
JUNIO	382.35	1928.68	878.46	3,048.72	3,927.18	7.54	0.46	38.45	6.22	509.91
JULIO	402.20	2178.55	696.49	4,872.46	5,568.95	9.83	0.43	37.86	4.43	385.11
AGOSTO	437.45	2149.36	2,341.89	2,945.25	5,287.14	8.78	0.38	35.35	4.34	402.41
SEPTIEMBRE	416.20	2221.93	-	4,981.63	4,981.63	8.30	0.40	34.35	4.84	413.67
OCTUBRE	449.30	2413.41	1,856.27	5,070.93	6,927.20	9.89	0.39	30.50	3.98	308.19
NOVIEMBRE	409.45	2135.88	1,428.35	4,345.86	5,774.21	9.32	0.37	33.67	4.01	361.25
DICIEMBRE	420.50	2020.40	1,909.12	3,244.76	5,153.88	8.80	0.36	34.56	4.17	392.93
TOTAL	4,349.2		10,907.59	41,602.59	52,510.22					

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fabrica de Azúcar.

TABLA N° 4

CUADRO ESTADISTICO DE LA PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR: AÑO-1982

MES	MOLIENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)		% AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KW-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KW-HR TON AZUC		
	HORAS	TON/DIA	TONS.	RUBIA						REFINADA	TOTAL
ENERO	408.45	1998.17	57,947.08	2,035.94	3,502.26	5,538.20	9.56	0.39	35.28	4.11	369.24
FEBRERO	322.00	2178.96	50,116.01	116.19	3,698.55	3,814.74	7.61	0.41	33.61	5.51	441.57
MARZO	388.25	2063.89	55,725.23	657.49	4,573.00	5,230.49	9.39	0.42	35.13	4.52	374.37
ABRIL	367.35	2080.20	52,005.02	735.21	3,090.62	3,825.83	7.36	0.41	34.94	5.71	475.04
MAYO	413.50	2404.35	60,108.73	153.94	3,987.11	4,141.05	6.89	0.43	35.91	6.32	521.32
JUNIO	6.30	925.32	925.32	345.38	408.52	753.90	--	--	--	--	--
JULIO	321.55	1906.22	47,650.54	661.94	2,831.28	3,493.22	7.33	0.52	43.74	7.09	596.78
AGOSTO	387.10	2304.50	59,917.11	600.90	4,879.25	5,480.15	9.15	0.51	37.61	5.58	411.24
SEPTIEMBRE	352.50	2353.57	56,485.69	675.99	4,627.68	5,303.67	9.39	0.46	37.49	4.96	399.31
OCTUBRE	352.50	1955.51	52,798.78	383.38	4,924.47	5,307.85	10.05	0.53	43.54	5.36	433.14
NOVIEMBRE	108.00	2368.68	66,323.12	734.03	5,595.75	6,329.78	9.54	0.50	33.54	5.30	351.51
DICIEMBRE	33920	1829.17	49,387.72	1,090.89	3,164.86	4,255.75	8.62	0.51	43.58	5.91	505.82
TOTAL	4,066.7		609,390.34	8,191.28	45283.34	53,474.63					

* Fuente de información: estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 5

CUADRO ESTADISTICO DE LA PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR, AÑO 1983

MES	MOLIENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)		% AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KW-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KW-HR TON AZUCAR
	HORAS	TON/DIA	RUBIA	REFINADA					
ENERO	323	2198.15	2,764.02	1,717.45	8.49	0.45	12.03	5.33	141.57
FEBRERO	309.30	2171.22	193.84	3,312.42	7.57	0.57	14.39	7.63	190.08
MARZO	427.20	2288.21	930.36	2,746.92	5.88	0.43	10.51	7.29	178.78
ABRIL	427.20	2271.96	98.12	3,162.69	5.52	0.41	12.05	7.49	218.36
MAYO	401.55	2394.54	564.16	3,345.09	6.12	0.41	11.56	6.73	188.75
JUNIO	426.00	2733.96	3,359.96	592.97	5.49	0.33	10.61	6.17	193.33
JULIO	398.35	2833.28	2,308.95	1,930.87	6.41	0.37	11.90	5.72	185.44
AGOSTO	408.55	2647.86	2,984.49	1,246.62	5.85	0.38	11.08	6.52	189.48
SETIEMB	378.20	2392.87	3,488.91	742.65	6.47	0.37	11.46	5.79	177.00
OCTUBRE	315.05	2097.28	3,264.07	374.45	6.51	0.38	12.66	5.98	194.46
NOVIEMB	370.45	2600.02	3,009.64	1,548.65	6.92	0.33	11.29	4.84	163.08
DICIEMB	330.15	2188.39	1,554.76	2,152.67	6.51	0.39	12.44	5.97	190.97
TOTAL	4515		738,800.34	24,521.28	22,873.4	47,394.73			

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fabrica de Azúcar.

TABLA N° 6

CUADRO ESTADISTICO DE LA PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR: AÑO-1984

MES	MOLIENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)		% AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KW-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KW-HR TON AZUC		
	HORAS	TON/DIA	RUBIA	REFINADA						TOTAL	
ENERO	331.15	2050.63	53,316.52	2,363.42	1,128.19	3,491.61	6.54	0.43	13.32	6.59	203.41
FEBRERO	405.00	2209.21	57,439.48	3,246.59	525.90	3,772.49	6.56	0.34	12.50	5.29	190.38
MARZO	409.30	2192.66	59,201.86	3,042.91	669.44	3,712.35	6.27	0.35	12.51	5.59	199.52
ABRIL	343.55	2255.87	54,885.32	2,873.17	599.51	3,472.68	6.32	0.36	12.32	5.78	194.71
MAYO	375.05	2092.29	63,893.80	3,458.40	936.81	4,395.21	6.87	0.32	11.43	4.69	166.19
JUNIO	407.00	2502.10	67,556.90	2,861.28	1,910.81	4,772.09	7.06	0.35	11.52	5.08	163.21
JULIO	301.40	2175.66	54,391.55	2,303.66	1,768.96	4,072.62	7.48	0.40	12.31	5.38	164.42
AGOSTO	381.25	2289.12	61,806.26	3,734.64	1,054.34	4,788.98	7.74	0.40	11.84	5.19	152.88
SEPTIEMBRE	52.35	1142.19	6,464.84	560.08	236.85	796.93	12.32	0.60	39.47	4.91	320.22
OCTUBRE	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NOVIEMBRE	305.20	1980.61	52,809.10	3,567.07	1,231.01	4,798.08	9.08	0.43	9.64	4.76	106.16
DICIEMBRE	402.25	2,571.84	66869.31	4,913.05	1,346.72	6,259.77	9.36	0.36	9.20	3.90	98.28
TOTAL	2713.50		598628.94	32924.27	11408.54	44,332.81					

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

CUADRO ESTADISTICO DE LA PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR: AÑO-1985

TABLA N° 7

MES	MOLENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)			% AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KW-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KW-HR TON AZUC
	HORAS	TON/DIA	TONS.	RUBIA	REFINADA					
ENERO	466.55	2827.53	78,209.59	1,338.48	5,817.49	7,155.97	0.39	10.88	4.33	119.00
FEBRERO	407.55	2977.58	71,461.94	885.70	6,004.37	6,890.07	0.41	10.43	4.31	108.23
MARZO	397.40	2590.89	65,627.27	871.48	5,113.28	5,984.76	0.43	11.24	4.78	123.28
ABRIL	404.45	2428.55	61,515.23	995.70	4,038.57	5,034.27	0.44	11.26	5.39	137.67
MAYO	369.35	2274.91	56,872.96	1,629.83	3,320.73	4,950.56	0.45	12.76	5.25	146.62
JUNIO	375.15	2619.60	65,490.82	1,310.23	4,735.01	6,045.24	0.43	11.81	4.68	127.97
JULIO	385.20	2607.32	64,296.57	1,203.29	4,548.48	5,751.77	0.41	11.78	4.70	131.70
AGOSTO	398.50	2654.59	60,153.05	622.62	4,601.78	5,224.40	0.46	13.93	5.41	160.47
SEPTIEMBRE	387.43	2610.93	65,273.45	1,779.19	4,885.57	6,664.76	0.43	12.61	4.28	123.51
OCTUBRE	396.10	2485.24	67,101.57	493.71	6,613.34	7,107.05	0.48	12.99	4.57	122.65
NOVIEMBRE	387.30	2543.27	61,877.99	651.40	5,495.89	6,147.29	0.47	13.26	4.79	133.56
DICIEMBRE	430.35	2742.21	70,365.14	1,009.27	6,402.09	7,411.36	0.47	12.79	4.53	121.48
TOTAL	4805.33		788244.78	12,790.9	61,576.60	74,367.50				

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

CUADRO ESTADISTICO DE LA PRODUCCION DE LA FABRICA DE AZUCAR: AÑO-1986

TABLA N° 8

MES	MOLIENDA DE CAÑA		PRODUCCION DE AZUCAR (TON)		% AZUCAR CAÑA	MKCAL TON CAÑA	KM-HR TON CAÑA	MKCAL TON AZUCAR	KM-HR TON AZUC.		
	HORAS	TON/DIA	TONS.	RUBIA						REFINADA	TOTAL
ENERO	415.30	2541.44	64,374.88	635.22	6,006.20	6,641.42	10.31	0.48	13.73	4.72	133.11
FEBRERO	370.00	2261.15	50,491.53	1,361.04	4,041.05	5,402.09	10.69	0.52	14.84	4.86	138.78
MARZO	324.30	2088.09	44,539.13	1,013.99	3,430.29	4,444.28	9.97	0.49	15.32	4.99	153.57
ABRIL	221.00	1848.03	20,905.01	831.28	1,659.94	2,491.22	11.91	0.72	21.64	6.06	181.63
MAYO	376.20	2294.87	52,782.20	1,353.14	2,730.58	4,083.72	7.73	0.41	12.90	5.40	166.73
JUNIO	330.55	2349.69	54,042.89	1,444.77	2,994.63	4,439.40	8.21	0.42	12.19	5.12	148.41
JULIO	312.10	2419.47	49,187.84	1,624.03	2,979.13	4,603.16	9.35	0.36	12.10	3.95	129.32
AGOSTO	245.25	2145.95	33,605.72	1,437.04	738.73	2,175.77	6.47	0.35	14.70	5.40	227.09
SEPTIEMBRE	400.30	2283.77	56,317.95	1,115.36	2,705.77	4,821.13	8.56	0.40	13.11	4.76	153.25
OCTUBRE	392.25	2120.24	54,405.36	916.76	3,603.60	4,520.36	8.30	0.46	14.21	5.64	171.11
NOVIEMBRE	423.30	2474.32	58,542.54	2,722.12	2,752.77	5,474.89	9.35	0.39	12.76	4.26	136.54
DICIEMBRE	401.00	2405.30	56,999.53	1,627.43	4,142.78	5,770.21	10.13	0.38	13.28	3.76	130.98
TOTAL	4211.54		596104.58	17082.18	37785.47	54867.65					

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fabrica de Azúcar

3.2 CUADRO ESTADISTICO DE LA UTILIZACION DE ENERGIA

A continuación se indica las estadísticas de la utilización de energía desde el año 1979 al 1986.

TABLA N° 9
COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO: AÑO-1979

MES	VAPOR		ELECTRICIDAD			BAGAZO			COSTO (\$) (I)	COSTO VAPOR-ELECT. (II)	GASTO NETO (II)-(I)
	MKCAL	\$/MKCAL	COSTO (\$)	KW-HR	\$/KW-HR	COSTO (\$)	TON	\$/TON			
ENERO	19,821	10.47	207,644	1722,410	0.0138	23,769.	16,925.4	11.07	187,364	231,413	44,049
FEBRERO	23,488	9.56	224,629	1591,418	0.0169	26,895	19,433.4	10.82	210,270	251,524	41,254
MARZO	23,652	9.72	239,952	1699,608	0.0168	28,553	20,339.5	10.57	214,988	268,505	53,517
ABRIL	21,957	10.59	232,637	1543,348	0.0174	26,854	20,147.15	10.34	208,322	259,491	51,169
MAYO	2,697	10.55	28,470	1276,281	0.0170	21,697	1,580.8	10.11	15,982	50,167	34,185
JUNIO	21,541	10.51	226,527	1737,132	0.0192	33,353	21,875.8	9.92	217,008	259,880	42,872
JULIO	8,621	10.99	94,767	1381,106	0.0204	28,175	8,944.4	13.10	117,172	122,942	5,770
AGOSTO	-	-	-	1080,170	0.0274	29,597	-	-	-	-	-
SEPTIEMBRE	19,383	11.47	222,284	1707,199	0.0269	45,924	18,863.8	12.66	238,816	268,208	29,392
OCTUBRE	23,144	12.26	283,789	1842,336	0.0251	46,243	28,662.6	12.46	357,136	330,032	- 27,104
NOVIEMBRE	22,194	13.05	289,757	1761,594	0.0234	41,221	23,875.4	14.15	337,838	330,978	- 6,860
DICIEMBRE	22,709	13.37	303,691	1826,660	0.0221	40,369	23,301.6	13.90	323,892	344,060	20,168
TOTAL	209207		2354,147	19169,262		392,650	203,950		2428,788	2717,200	288,412

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 10
COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO: AÑO-1980

MES	VAPOR		ELECTRICIDAD				BAGAZO		COSTO (\$) (T)	COSTO VAPOR-ELECTR. (II)	GASTO NETO (II)-(I)
	MKCAL	\$/MKCAL	COSTO (\$)	KW-HR	\$/KW-HR	COSTO (\$)	TON,	\$/TON			
ENERO	23,403	13.17	308,332	1838,724	0.0208	38,245	23,295.9	13.63	317,523	346,577	29,054
FEBRERO	21,366	12.97	277,250	1682,716	0.0204	34,327	19,779.7	13.34	263,861	311,577	47,716
MARZO	24,100	12.69	306,035	1969,297	0.0197	38,795	23,664.9	14.14	334,622	344,830	10,208
ABRIL	24,069	13.33	320,914	1764,671	0.0198	34,940	22,931.2	13.82	316,909	355,854	38,945
MAYO	23,106	13.05	301,667	1917,719	0.0256	49,094	24,643.9	13.51	332,939	350,761	17,822
JUNIO	22,276	12.77	284,638	1868,770	0.0299	55,876	21,831.1	13.21	288,389	340,514	52,125
JULIO	7,512	12.50	93,901	1559,526	0.0311	48,501	5,435.6	12.93	70,282	142,402	72,120
AGOSTO	22,163	12.18	269,997	2131,084	0.0326	69,473	24,271.8	12.61	306,067	339,470	33,403
SEPTIEMBRE	23,998	12.14	291,404	2048,579	0.0315	64,530	25,750.1	22.19	313,894	355,934	42,040
OCTUBRE	23,607	12.73	300,706	2181,830	0.0269	58,691	27,778.6	11.78	327,232	359,397	32,165
NOVIEMBRE	25,163	12.26	308,549	2060,647	0.0214	44,098	26,099.7	11.35	296,232	352,647	56,415
DICIEMBRE	26,280	11.90	312,855	2055,769	0.0209	42,966	27,297.7	11.02	300,821	355,821	55,600
TOTAL	267043		3376,248	23079,332		579,536	272,780		3468,771	3955,784	487,013

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 11

COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO : AÑO-1981

MES	VAPOUR		ELECTRICIDAD				BAGAZO			COSTO (\$) (I)	COSTO VAPOR-ELECTR. (II)	GASTO NETO (II)-(I)
	MKCAL	\$/MKCAL	KW-HR	\$/KW-HR	COSTO (\$)	TON.	\$/TON	TON.				
ENERO	21,000	12.33	2022,455	0.0255	51,573	20,980.8	12.16	255,127	310,569	55,442		
FEBRERO	22,202	13.81	1732,426	0.0250	43,311	20,924.5	14.90	311,850	349,909	38,059		
MARZO	22,192	13.91	1741,240	0.0247	43,009	18,124.68	13.96	253,021	531,861	98,840		
ABRIL	16,388	15.47	1609,639	0.0264	42,494	14,536.1	17.40	252,929	296,111	43,182		
MAYO	4,510	16.82	1493,506	0.0260	38,831	4,611.8	17.12	78,954	114,714	35,760		
JUNIO	24,450	16.51	2002,512	0.0293	58,674	19,533.4	16.82	328,552	462,886	133,734		
JULIO	24,674	19.36	2144,671	0.0301	64,555	21,579.5	16.43	354,552	542,361	187,809		
AGOSTO	22,953	18.88	2127,624	0.0353	75,105	22,682.1	16.01	363,141	508,655	145,514		
SEPTIEMBRE	24,121	18.29	2060,736	0.0381	78,514	21,633.4	19.75	427,260	519,779	92,519		
OCTUBRE	27,618	18.89	2134,936	0.0366	78,139	23,742.5	20.70	491,471	599,816	108,345		
NOVIEMBRE	23,183	19.44	2085,954	0.0385	80,309	22,171.5	19.97	442,766	531,084	88,318		
DICIEMBRE	21,488	20.91	2025,125	0.0375	75,942	20,085.3	19.16	384,835	525,320	140,485		
TOTAL	254,779		23180,824		730,456	230,611.1		3944,458	5112,465	1168,007		

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 12

COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO: AÑO-1982

MES	VAPOR		ELECTRICIDAD			BAGAZO		COSTO (\$) (I)	COSTO VAPOR-ELECTR. (II)	GASTO NETO (II)-(I)
	MKCAL	\$/MKCAL	COSTO (\$)	KW-HR	\$/KW-HR	COSTO (\$)	TON.			
ENERO	22,783	20.87	475,557	2044,940	0.0387	79,139	19,700.9	24.51	482,869	71,827
FEBRERO	21,054	21.90	461,185	1684,469	0.0374	62,999	17,220.8	23.50	404,691	119,493
MARZO	23,669	20.95	495,924	1958,130	0.0358	70,101	19,256.0	22.50	433,261	132,764
ABRIL	21,852	23.37	510,757	1817,450	0.0356	64,701	19,032.37	21.25	404,438	171,020
MAYO	26,194	24.00	628,867	2158,849	0.0366	79,014	21,306.28	28.10	598,706	109,175
JUNIO	2,614	25.16	65,771	1534,486	0.0376	57,697	329.14	26.72	8,795	114,673
JULIO	24,779	27.34	677,501	2084,705	0.0379	79,010	17,035.33	25.24	429,972	326,539
AGOSTO	30,594	28.29	865,611	2253,661	0.0389	87,667	21,254.48	23.93	508,620	444,658
SEPTIEMBRE	26,324	28.88	760,469	2117,812	0.0376	79,630	20,490.09	22.73	465,740	374,359
OCTUBRE	28,463	26.94	766,930	2299,042	0.0403	92,651	19,603.14	32.05	628,281	231,300
NOVIEMBRE	33,561	26.98	905,624	2224,956	0.0400	88,998	23,746.25	30.04	713,337	281,285
DICIEMBRE	25,176	27.10	682,351	2152,677	0.0341	73,406	17,922.54	27.51	493,049	262,708
TOTAL	287063		7296,547	24331,177		915,013	216,897.5		5571,759	2639,801

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 13

COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO: AÑO-1983

MES	VAPOR		ELECTRICIDAD		BAGAZO		COSTO (\$) (I)	COSTO (\$) (II)	GASTO NETO (II)-(I)
	MKCAL	\$/MKCAL	KW-HR	\$/KW-HR	TON	\$/TON			
ENERO	23,896	26.82	641,024	0.0333	19,037.68	32.63	621,199	662,151	40,952
FEBRERO	26,758	27.77	743,274	0.0352	16,503.88	35.75	589,989	766,735	176,746
MARZO	26,829	27.46	736,745	0.0334	23,281.84	32.67	760,618	758,704	-1,914
ABRIL	24,421	28.85	704,536	0.0319	23,752.98	30.11	715,202	727,250	12,048
MAYO	26,317	31.43	827,094	0.0321	24,654.50	27.71	683,176	850,780	167,604
JUNIO	24,387	30.39	741,296	0.0342	27,327.20	33.05	903,164	767,433	-135,731
JULIO	24,295	30.71	746,206	0.0333	23,959.68	30.20	723,582	772,388	48,806
AGOSTO	27,595	28.29	780,764	0.0299	27,403.05	26.67	730,839	804,736	73,897
SEPTIEMBRE	24,544	27.22	668,130	0.0288	22,747.17	25.68	584,147	689,714	105,567
OCTUBRE	21,778	27.81	605,811	0.0294	20,826.48	24.73	515,039	626,613	111,574
NOVIEMBRE	22,059	33.70	620,630	0.0290	26,351.59	23.88	629,276	642,255	12,979
DICIEMBRE	22,154	31.95	634,732	0.0281	23,100.28	32.27	745,446	654,627	-90,819
TOTAL	295,033		8450,242		273,144	278,945.6	8201,677	8723,386	521,709

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 14

COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO: AÑO-1984

MES	VAPOR		ELECTRICIDAD				BAGAZO			COSTO VAPOR-ELECTR. (II)	GASTO NETO (II)-(I)
	MKCAL	\$/MKCAL	COSTO(\$)	KW-HR	\$/KW-HR	COSTO (\$)	TON	\$/TON	COSTO (\$)		
ENERO	23,030	27.18	626,008	710,305	0.0305	21,664	21,591.52	30.91	667,394	647,672	-19,722
FEBRERO	19,973	27.89	557,191	718,134	0.0351	25,206	23,157.48	32.51	752,850	582,397	-170,453
MARZO	20,766	27.26	566,129	740,616	0.0427	31,624	25,302.86	32.35	818,548	597,753	-220,795
ABRIL	20,092	27.06	543,759	676,233	0.0454	30,701	22,636.32	29.86	675,921	574,460	-101,461
MAYO	20,648	27.66	571,108	730,424	0.0421	30,751	25,044.80	31.60	791,416	601,859	-189,557
JUNIO	24,285	27.85	676,510	778,878	0.0396	30,844	26,597.90	31.10	827,195	707,354	-119,841
JULIO	21,927	27.89	611,687	669,710	0.0397	26,587	20,821.55	32.50	676,700	638,274	-38,426
AGOSTO	24,871	29.48	733,304	732,174	0.0404	29,580	24,311.26	33.01	802,515	762,884	-39,631
SEPTIEMBRE	3,944	34.52	135,111	255,223	0.0425	10,847	2668.84	31.05	82,867	145,958	63,091
OCTUBRE	-	35.59	-	-	0.0403	-	-	-	-	-	-
NOVIEMBRE	22,847	31.15	711,705	509,387	0.0403	20,528	20,516.10	30.58	627,382	732,233	104,851
DICIEMBRE	24,448	24.28	593,732	615,276	0.0346	21,289	22,336.31	27.53	614,919	615,021	102
TOTAL	226,801		6326,244	7136,360		279,621	234,984.9		7337,707	6605,865	-731,842

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 15

COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO: AÑO-1985

MES	VAPOR		ELECTRICIDAD			BAGAZO		COSTO (I) (\$)	COSTO VAPOR-ELECTR. (II)	GASTO NETO (II)-(I)	
	MKCAL	\$/MKCAL	COSTO (\$)	KW-HR	\$/KW-HR	COSTO (\$)	TON				\$/TON
ENERO	31,000	25.28	783,631	851,616	0.0337	28,699	26,319.59	30.34	798,536	812,330	13,794
FEBRERO	29,702	25.39	754,342	745,727	0.03208	23,923	24,644.94	30.97	763,254	778,265	15,011
MARZO	28,661	27.34	783,620	737,824	0.0308	22,725	24,799.27	28.75	712,979	806,345	93,366
ABRIL	27,150	29.60	803,725	693,074	0.0332	23,010	23,304.21	31.22	727,558	826,735	99,177
MAYO	25,988	31.35	814,711	725,900	0.0332	24,100	21,381.96	33.21	710,095	838,811	128,716
JUNIO	28,344	34.13	967,302	773,652	0.0332	25,685	24,566.22	34.66	851,465	992,987	141,522
JULIO	27,047	33.37	902,628	757,550	0.0371	28,105	24,351.57	31.19	759,525	930,733	171,208
AGOSTO	28,291	37.46	1059,772	838,376	0.0462	38,733	22,397.05	27.85	623,758	1098,505	474,747
SEPTIEMBRE	28,569	37.46	1070,213	823,217	0.0440	36,221	23,451.45	27.85	653,123	1106,435	453,312
OCTUBRE	32,523	37.46	1218,317	871,731	0.0430	37,484	23,540.57	27.85	655,605	1255,801	600,196
NOVIEMBRE	29,465	37.46	1103,753	821,035	0.0430	35,304	21,728.79	27.85	605,147	1139,057	533,910
DICIEMBRE	33,586	37.46	1258,154	900,356	0.0430	38,715	23,909.14	27.85	665,870	1296,869	630,999
TOTAL	350,326		11870,494	9540,058		9902,762	284,394.8		8526,915	11882,873	3355,958

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

TABLA N° 16
COSTO DE ENERGIA TERMICA Y DE ENERGIA ELECTRICA VS. COSTO DEL BAGAZO: AÑO-1986

MES	VAPOR			ELECTRICIDAD			BAGAZO			COSTO (\$) (I)	COSTO VAPOR-ELECTRI. (II)	GASTO NETO (II)-(I)
	MKCAL	\$/MKCAL	COSTO (\$)	KW-HR	\$/KW-HR	COSTO(\$)	TON.	\$/TON				
ENERO	31,398	37.46	1176,167	884,095	0.0429	37,928	22,593.88	44.406	1003,304	1214,095	210,791	
FEBRERO	26,300	35.47	933,032	749,753	0.0400	29,990	17,806.53	44.406	790,717	963,022	172,305	
MARZO	22,190	35.47	787,230	682,524	0.0400	27,301	15,203.13	44.406	675,110	814,531	139,421	
ABRIL	15,096	35.47	535,551	452,502	0.0400	18,100	10,388.23	44.406	461,300	553,651	92,351	
MAYO	22,061	35.47	782,652	680,894	0.0400	27,236	19,046.20	44.406	845,766	809,888	-35,878	
JUNIO	22,771	36.31	826,812	658,879	0.0430	28,332	19,234.89	44.406	854,145	855,144	999	
JULIO	18,184	36.31	660,237	595,304	0.0430	25,598	17,443.84	44.406	774,611	685,835	-88,776	
AGOSTO	11,772	36.31	427,424	494,104	0.0430	21,246	11,705.72	44.406	519,804	448,670	-71,134	
SEPTIEMBRE	22,988	36.86	847,471	738,851	0.0430	31,771	19,505.95	44.406	866,181	879,242	13,061	
OCTUBRE	25,532	36.86	941,254	773,484	0.0410	31,713	18,853.36	44.406	837,202	972,967	135,765	
NOVIEMBRE	23,323	36.86	859,808	747,557	0.0410	30,650	20,669.54	44.406	917,852	890,458	-27,394	
DICIEMBRE	21,699	38.29	830,942	755,805	0.0410	30,988	20,603.53	44.406	914,920	861,930	-52,990	
TOTAL	263,314		9608,580	8213,752		340,853	213,054.8		9460,912	9949,433	488,521	

* Fuente de información: Estadística del Laboratorio de la Fábrica de Azúcar.

3.3 SÍNTESIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL

Debido a que la CAAP compra a la Planta de Fuerza de SPL toda la energía térmica y eléctrica, ella se encuentra supeditada al costo y a la disponibilidad que establezca la empresa SPL para el aprovechamiento de este tipo de energía.

La CAAP entrega mediante el trapiche, todo el bagazo producido, asignándole un precio que es establecido por el Gobierno el cual se calcula a partir del poder calorífico del bagazo que se encuentra en función de la humedad, de la cantidad de fibra y del azúcar contenida.

El bagazo es el subproducto de la molienda de la caña de azúcar y está compuesto principalmente de: agua, fibra y sólidos solubles.

Bagazo = agua + fibra + sólidos solubles

Composición del bagazo (% en peso):

Hidrógeno:	2.80 %	+
Carbón:	23.40	
Azufre:	0.00	
Nitrógeno:	0.10	
Oxígeno:	20.00	
Agua:	52.00	
Cenizas:	1.70	
Total:	100.00%	

- Poder calorífico del = 1944.81 a 2,222.64 kcal/kg bagazo húmedo.
- Poder calorífico del = 4,543.63 a 4,691.99 Kcal/kg bagazo seco
- Poder calorífico de la fibra = 4,600.86 kcal/kg
- Poder calorífico del petróleo = 10,446.40 Kcal/kg residual N°6 pesado

según HUGOT(manual del ingeniero Azucarero):

$$PC_{\text{bag}} = 4,324 - 12.3 \times S - 49.04 \times W$$

donde:

PC_{bag} = poder calorífico neto del bagazo

$$S = \frac{\% \text{ sacarosa del bagazo}}{\text{caña}} = 2.6\%$$

$$W = \frac{\% \text{ agua del bagazo}}{\text{caña}} = \% \text{ humedad} = 52\%$$

Luego:

$$\begin{aligned} PC_{\text{bag}} &= 4,324 - 12.3 \times 2.6 - 49.04 \times 52 \\ &= 1,741.94 \text{ Kcal/kg} \end{aligned}$$

Entonces:

$$\frac{PC_{\text{petróleo}}}{PC_{\text{bagazo}}} = \frac{10,446.40 \text{ Kcal/kg petróleo}}{1,741.94 \text{ Kcal/kg bagazo}} = 5.99 \frac{\text{kg bagazo}}{\text{kg petróleo}}$$

Por lo que el costo establecido por el Gobierno es:

$$\text{Equivalente calórico} = \frac{1,000}{3.785 \times 0.97} \times \frac{1 \text{ Ton petróleo}}{5.8 \text{ Ton bagazo}} \times \frac{\text{precio del}}{\text{petróleo}}$$

En la actualidad la planta de Fuerza de SPL produce el vapor requerido por las fábricas de papel, PVC, álcalis, azúcar y la destilería de alcohol, utilizando como combustible en sus calderos el petróleo y el pith (bagacillo) producido del bagazo tamizado.

La Planta de Fuerza de SPL, le vende a la CAAP, vapor a condiciones de presión de 320 bar, 9.63 bar, 4.11 bar y 2.05 bar a los que se le miden el flujo y las condiciones de presión y temperatura con su correspondiente valor energético, de los cuales a este valor se le descuenta el valor energético del agua condensada retornada por la Fábrica de Azúcar (aproximadamente 150% de la cantidad de vapor utilizado) y se le asigna un costo al MKcal resultante, basado en los diferentes factores que intervienen.

La Planta de Fuerza de SPL, le vende a la CAAP la energía eléctrica suministrada por HIDRANDINA proveniente de la central hidroeléctrica de Cahua, para su uso en la Fábrica de Azúcar, talleres, irrigación, oficinas y población. Con el aumento del precio del petróleo en los últimos años y el aumento constante de los costos de la mano de obra, mantenimiento, etc., necesarios para producir vapor y electricidad, la relación entre el costo del bagazo suministrado como materia prima para producir papel y el costo de la energía requerida para producir el azúcar se ha alterado, sufriendo la CAAP las consecuencias de una constante corrección del valor del MKcal y el Kw-hr y una oposición para corregir el costo del bagazo. Para el costo del MKcal la Planta de Fuerza de SPL considera:

Costo del manipuleo del bagazo +
 " " petróleo
 " de la operación de máquinas
 " generales de operación

Costo total del MKcal

A continuación, se indica como ejemplo la variación de estos costos:

<u>AÑO</u>	<u>INCREMENTO DEL COSTO DEL MKCAL</u>	<u>INCREMENTO DEL COSTO POR TONELADA DE BAGAZO</u>
1,984	114%	113%
1,985	200%	101%

Esta situación, establece el deseo de la CAAP de contar con su propia planta generadora de energía termoeléctrica. Debido a que el requerimiento de vapor de 32.04 bar y de 2.05 bar son similares y en la actualidad el vapor de 2.05 bar es suministrado después de una reducción de 32.04 a 2.05 bar, surge el concepto de generar toda la provisión de energía eléctrica de la Fábrica de Azúcar reemplazando

a las válvulas reductoras de presión 32.04/2.05 bar, por un turbogenerador equivalente, con lo cual la energía eléctrica sería suministrada a un costo mínimo que consideraría sólo la amortización del equipo, gastos de operación y mantenimiento que serían menores que la actual facturación por este concepto, influenciados especialmente por la antigüedad de los actuales calderos que utilizan como combustible el bagacillo y el petróleo en calderos petroleros y además que no se consideraría el costo del combustible involucrado pues éste hay que emplearlo de todas maneras.

CAPITULO IV

AMPLIACION DE LA CAPACIDAD PRODUCTIVA

4.1 BALANCE TERMICO PARA LA MOLIENDA ACTUAL.

Datos generales: Año 1982 (como ejemplo).

Caña molida=609,390.35 Toneladas/año

Azúcar refinada=45,278 Ton/año

Tiempo efectivo de molienda=4066.67 horas/año

=169.4 días/año

Tiempo pérdido promedio diario=8.9 horas/día

Flujo de molienda=2263 Ton caña/día

=149.85 Ton caña/hora

%Jugo mezclado/caña= 99

%Fibra/caña =15.08

%Bagazo/caña =34.66

%Agua/bagazo (Humedad)=54.31

Brix del jarabe =65°Bx

Brix del jugo mezclado=16°Bx

" " " clarificado=15°Bx

MKcal/año= 287,065.30

KW-Hr/año=7' 345,793

4.1.1 CALCULO DEL CONSUMO DE VAPOR DE 32.04 bar-371°C

De los cuadros estadísticos de consumo de vapor:

-Una turbina de machetes:de 3289.5 a 9129.2 kg/hr

-Cinco turbinas del trapiche:de 32,170 a 36,665 kg/hr

Valores promedios de consumo en las turbinas:

del machete: 13.27 KW/toneladas de fibra hora (TFH)

de cada molino: 13.93 KW/TFH

ratio vapor/potencia: 18.26 kg/KW-hr

Flujo de fibra = $0.1508 \times 149.35 = 22.6$ TFH

-Potencia consumida por la turbina del machete:

$13.27 \text{ KW/TFH} \times 22.6 \text{ TFH} = 300 \text{ KW}$

-Potencia consumida por las 5 turbinas de los molinos:

$5 \times 13.93 \text{ KW/TFH} \times 22.6 \text{ TFH} = 1574 \text{ KW}$

-Consumo de vapor de 32.04 bar:

-Turbina del machete = $300 \text{ KW} \times 18.26 \text{ kg/KW-hr} = 5,478 \text{ kg/hr}$

-5 turbinas de los molinos = $1574 \text{ KW} \times 18.26 \text{ kg/KW-hr} = 28,741.2 \text{ kg/hr}$

Vapor de escape de 4 bar saliente de las 6 turbinas:

$5,478 + 28,741.2 = 34,219.2 \text{ kg/hr}$

Pérdida por radiación en las turbinas = 5%

-Consumo total de vapor de 32.04 bar:

$1.05 \times 34,219.2 = 35,930 \text{ kg/hr}$

4.1.2 CALENTAMIENTO TERMICO EN LOS CALENTADORES DE JUGO

a). - Calentadores del primer grupo

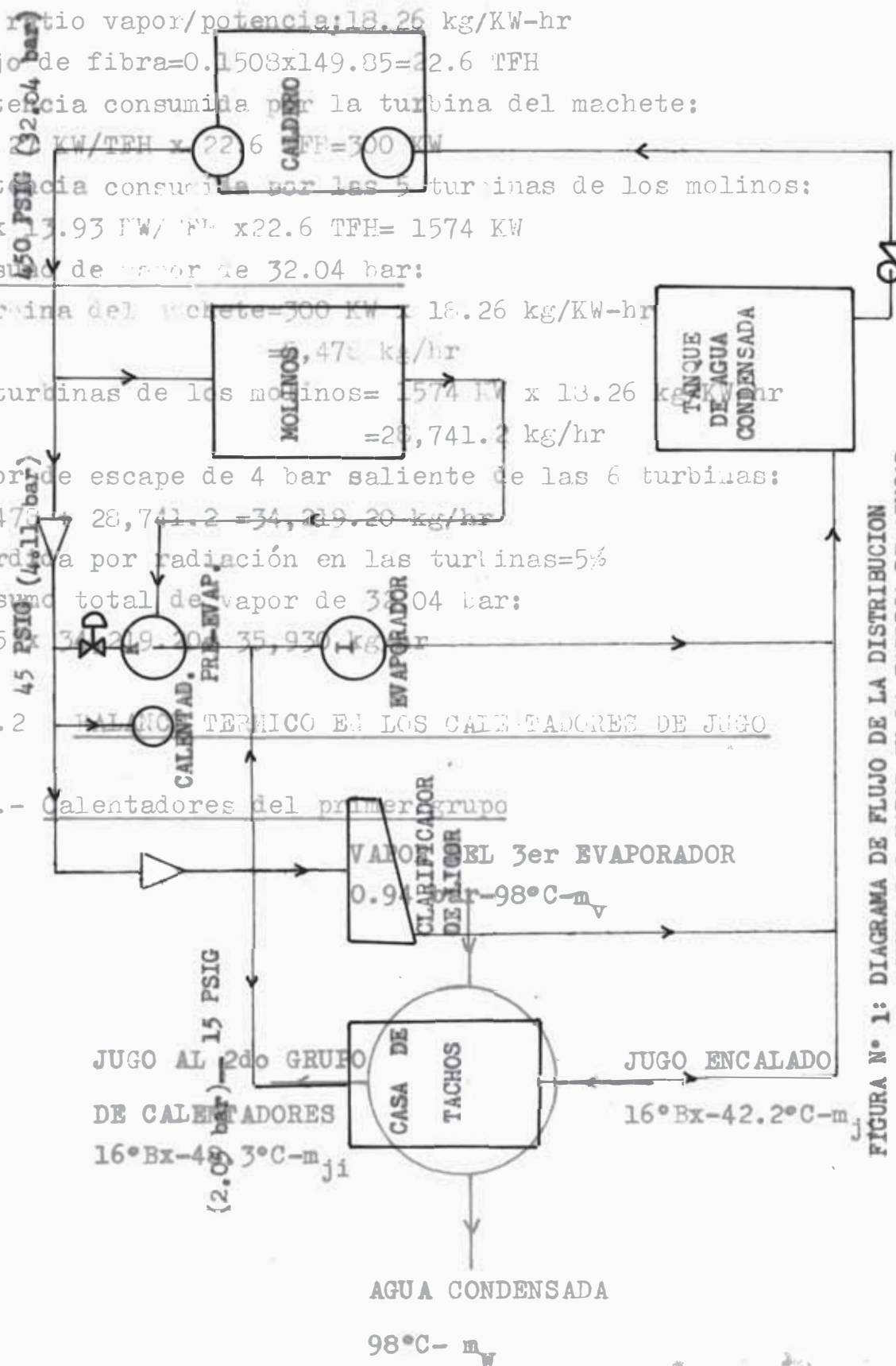


FIGURA N° 1: DIAGRAMA DE FLUJO DE LA DISTRIBUCION ACTUAL DEL VAPOR EN LA FABRICA DE AZUCAR.

Valores promedios de consumo en las turbinas:

del machete: 13.27 KW/toneladas de fibra hora (TFH)

de cada molino: 13.93 KW/TFH

ratio vapor/potencia: 18.26 kg/KW-hr

Flujo de fibra = $0.1508 \times 149.85 = 22.6$ TFH

-Potencia consumida por la turbina del machete:

$13.27 \text{ KW/TFH} \times 22.6 \text{ TFH} = 300 \text{ KW}$

-Potencia consumida por las 5 turbinas de los molinos:

$5 \times 13.93 \text{ KW/TFH} \times 22.6 \text{ TFH} = 1574 \text{ KW}$

-Consumo de vapor de 32.04 bar:

-Turbina del machete = $300 \text{ KW} \times 18.26 \text{ kg/KW-hr}$

= 5,478 kg/hr

-5 turbinas de los molinos = $1574 \text{ KW} \times 18.26 \text{ kg/KW-hr}$

= 28,741.2 kg/hr

Vapor de escape de 4 bar saliente de las 6 turbinas:

$5,478 + 28,741.2 = 34,219.20 \text{ kg/hr}$

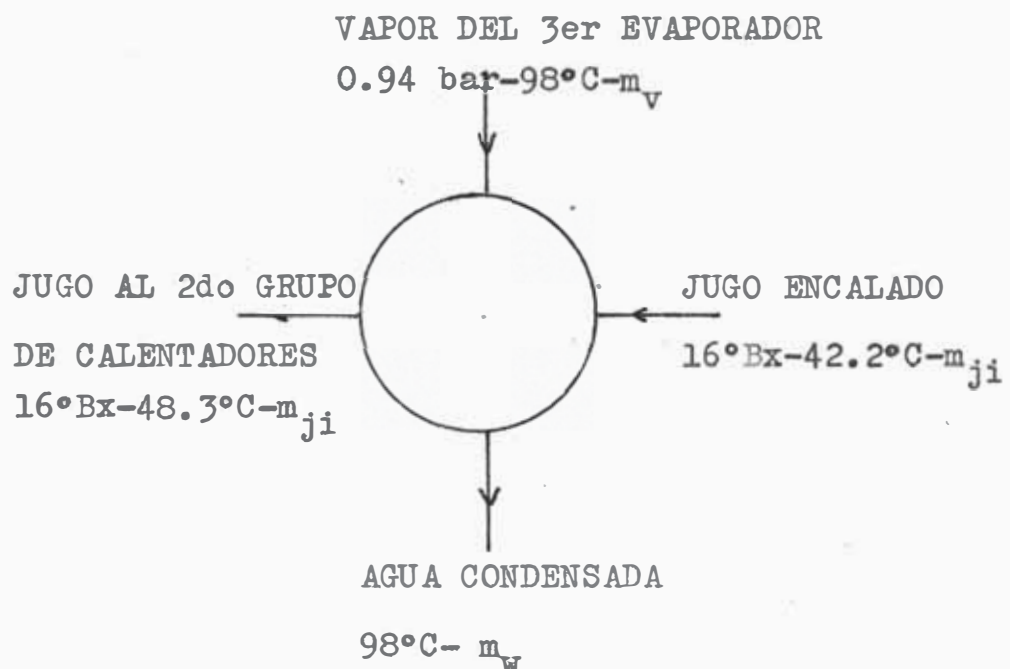
Pérdida por radiación en las turbinas = 5%

-Consumo total de vapor de 32.04 bar:

$1.05 \times 34,219.20 = 35,930 \text{ kg/hr}$

4.1.2 BALANCE TERMICO EN LOS CALENTADORES DE JUGO

a).- Calentadores del primer grupo



- Número de calentadores = 1
- Superficie de calentamiento = 209.14 m²
- Tubos:

Cantidad = 324

Dimensiones = 5 cm Øi x 0.16 cm espesor x 4.42 m

Número de pases = 18

Número de tubos/pase = 18

Flujo de jugo mezclado = 0.99 x 149.85 TCH = 148.35 Ton/hr

Considerando como 13% el porcentaje del flujo del jugo retornado de los filtros de cachaza y el flujo de los lavados de los tachos:

Flujo de jugo encalado = 1.13 x 148.35 = 167.63 Ton/hr
= 167,630 kg/hr

Consumo de vapor por el calentador (m_v):

$$m_v = \frac{m_{ji} \times C_{e_{ji}} \times (T_{js} - T_{ji})}{h_v \times (1 - \lambda)} \quad (1)$$

donde:

m_{ji} = flujo del jugo que ingresa al calentador = 167,630 kg/hr

C_{e_{ji}} = calor específico del jugo que ingresa, según el Manual del Ingeniero Azucarero (Hugot)

$$C_{e_{ji}} = C_{e_w'} \times (1 - B_{ji}) + 0.301 \times B_{ji} \quad (2)$$

donde:

C_{e_w'} = calor específico del agua a la temperatura del jugo que ingresa.

C_{e_w'} = 0.998 Kcal/kg-°C

T_{ji} = temperatura del jugo que ingresa = 42.2°C

B_{ji} = brix del jugo que ingresa = 16°Bx

Luego, reemplazando valores en la fórmula (2), se tiene:

C_{e_{ji}} = 0.886 Kcal/kg-°C

T_{js} = temperatura del jugo que sale = 48.3 °C

$$h_v = h_g - C_{e_w} \times T_w \quad (3)$$

donde:

h_g = entalpía del vapor que ingresa = $h_g(0.94 \text{ bar}) = 638 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$

C_{e_w} = calor específico del agua condensada = $1.0017 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

T_w = temperatura del agua condensada = 98°C

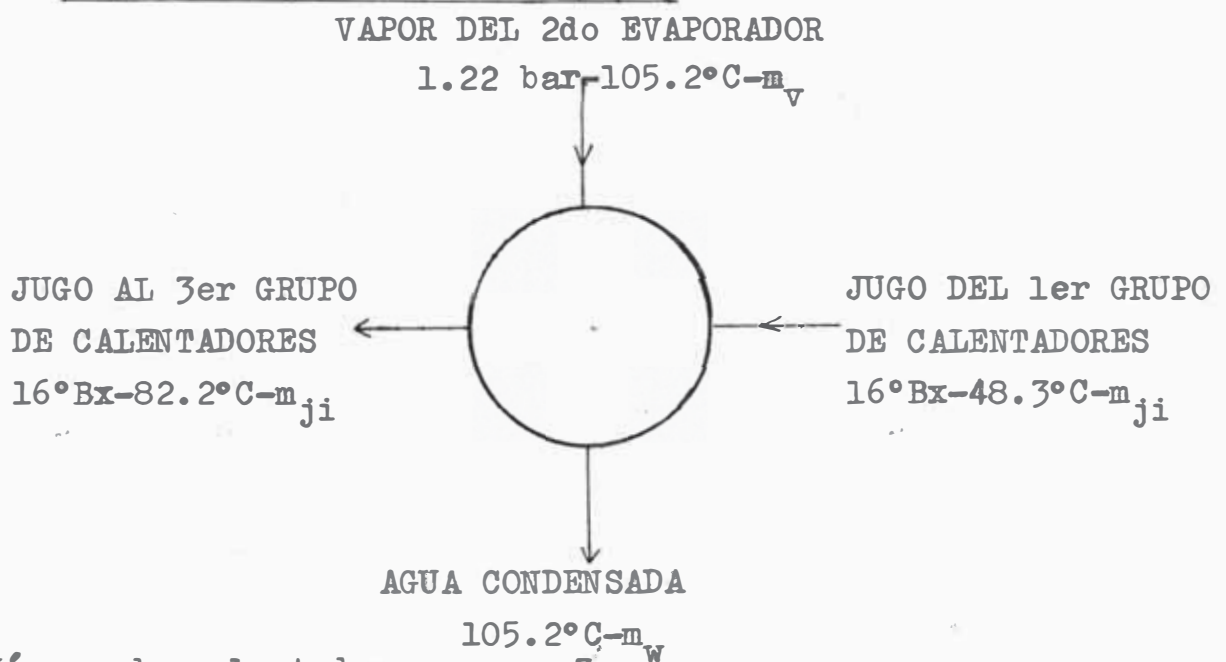
Luego, reemplazando valores en (3): $h_v = 540.29 \text{ Kcal/kg}$

λ = pérdida de calor por radiación = 5%

Reemplazando valores en la fórmula (1), se tiene:

$$m_v = 1,831 \text{ kg/hr}$$

b).- Calentadores del segundo grupo.



-Número de calentadores

$$= 3$$

-Superficie de calentamiento = $70 \text{ m}^2/\text{calentador} \times 3 \text{ calent.}$

$$= 210 \text{ m}^2$$

-Tubos:

Cantidad = 120

Dimensiones = $5 \text{ cm } \phi_i \times 0.16 \text{ cm espesor} \times 3.81 \text{ m}$

Número de pases = 20

Número de tubos/pase = 6

Consumo de vapor por los calentadores (m_v):

$$m_{ji} = 167,630 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e_w}' = C_{e_w}(T_{ji}) = C_e(48.3^\circ\text{C}) = 0.998 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (2):

$$C_{e_{ji}} = 0.886 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = 82.2^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = 48.3^{\circ}\text{C}$$

$$h_v = h_g - C_{e_w} \times T_w$$

$$h_g = h_g (1.22 \text{ bar}) = 641.14 \text{ Kcal/kg}$$

$$C_{e_w} = C_{e_w} (105.2^{\circ}\text{C}) = 1.004 \text{ Kcal/kg-}^{\circ}\text{C}$$

$$T_w = 105.2^{\circ}\text{C}$$

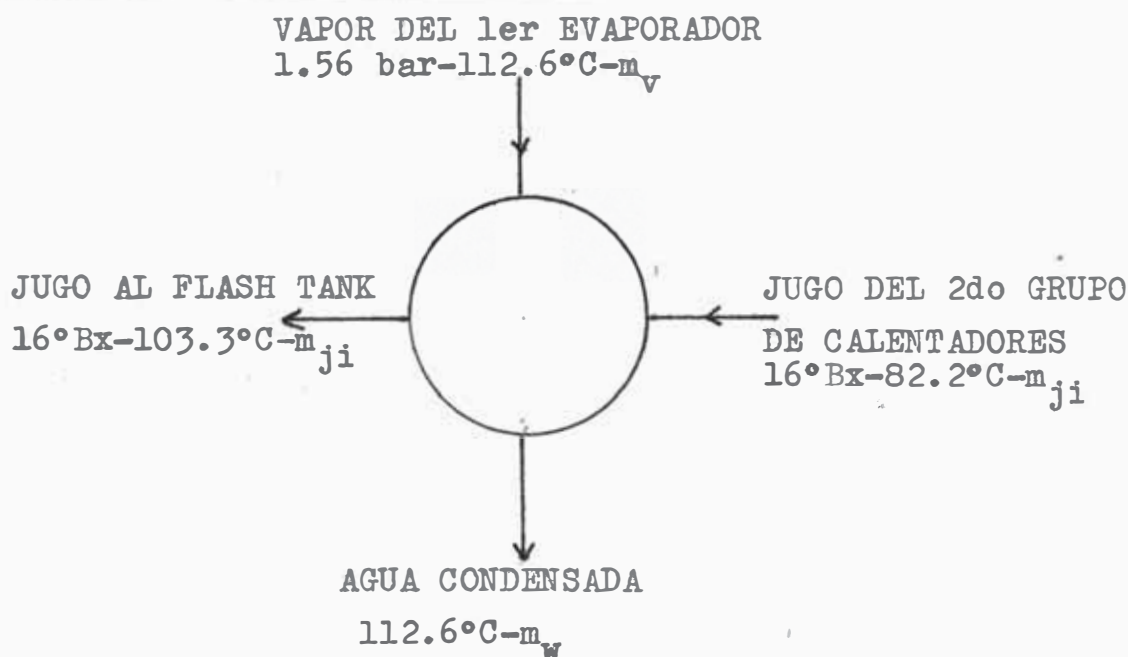
$$\lambda = 5\%$$

$$h_v = h_{fg} = 641.14 - 1.004 \times 105.2 = 517.62 \text{ Kcal/kg}$$

Luego: (1)

$$m_v = 10,248 \text{ kg/hr}$$

c).- Calentadores del tercer grupo.



-Número de calentadores = 3

-Superficie de calentamiento = 70 m²/calentador x 3 calentad.
= 210 m²

-Tubos:

Cantidad = 120

Dimensiones = 5 cm øi x 0.16 cm espesor x 3.81 m

Número de pases = 20

Número de tubos/pase = 6

Consumo de vapor por los calentadores (m_v):

donde:

$$m_{ji} = 167,630 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e_w}' = C_{e_w}(T_{ji}) = C_e(82.2^\circ\text{C}) = 1 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (2):

$$C_{e_{ji}} = 0.888 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = 103.3^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = 82.2^\circ\text{C}$$

$$h_g = h_g(1.56 \text{ bar}) = 643.74 \text{ Kcal/kg}$$

$$C_{e_w} = C_{e_w}(112.6^\circ\text{C}) = 1.0069 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (3); con $T_w = 112.6^\circ\text{C}$:

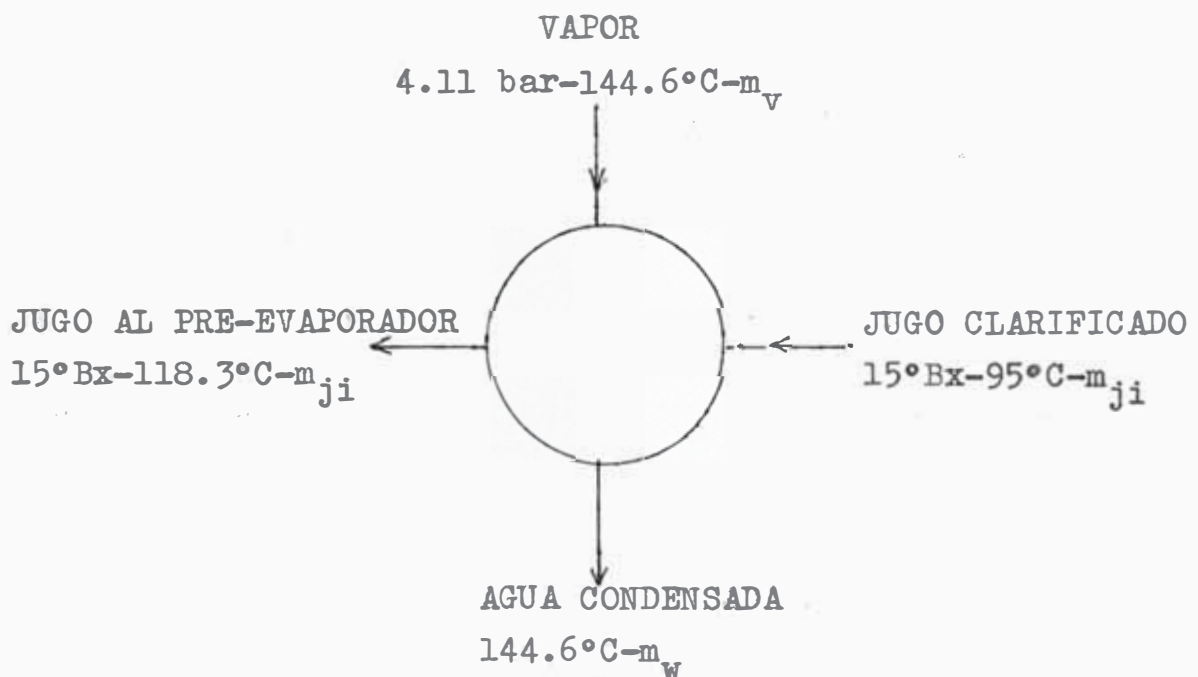
$$h_v = h_{fg} = 512.42 \text{ Kcal/kg}$$

$$\lambda = 5\%$$

Luego, reemplazando valores en la fórmula (1):

$$m_v = 6,463.20 \text{ kg/hr}$$

d).- Calentador de jugo clarificado.



-Número de calentadores = 1

-Superficie de calentamiento = 79 m^2

-Tubos:

Cantidad = 132

Dimensiones = 5 cm ϕ i x 0.21 cm espesor x 3.81 m

Número de pases = 20

Número de tubos/pase = 11

Consumo de vapor por los calentadores (m_v):

donde, para la fórmula (1) se tiene:

m_{ji} = flujo de jugo clarificado = flujo de jugo mezclado

$m_{ji} = 148.35 \text{ Ton/hr} = 148,350 \text{ kg/hr}$

$C_{e_w}' = C_{e_w}(T_{ji}) = C_{e_w}(95^\circ\text{C}) = 1 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

Reemplazando valores en la fórmula (2):

$C_{e_{ji}} = 0.895 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

$T_{js} = 118.3^\circ\text{C}$

$T_{ji} = 95^\circ\text{C}$

$h_g = h_g(4.11 \text{ bar}) = 654.24 \text{ Kcal/kg}$

$C_{e_w} = C_{e_w}(144.6^\circ\text{C}) = 1.0269 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

$T_w = 144.6^\circ\text{C}$

Reemplazando valores en la fórmula (3):

$h_v = h_{fg} = 505.75 \text{ Kcal/kg}$

$\lambda = 6\%$ (considerando una mayor pérdida de calor por radiación)

Luego, reemplazando valores en la fórmula (1):

$$m_v = 6,762.60 \text{ kg/hr}$$

4.1.3 BALANCE TERMICO EN LOS EVAPORADORES DE JUGO

B_{ji} = brix del jugo clarificado que ingresa al preevaporador
 $= 15^\circ \text{Bx}$

B_{js} = brix del jugo que sale del evaporador (jarabe) $= 65^\circ \text{Bx}$

E = evaporación total por el preevaporador y evaporadores

J = flujo de jugo clarificado $= 148,350 \text{ kg/hr}$

$$E = J \times (1 - B_{ji}/B_{js}) = 148,350 \times (1 - \frac{15}{65}) = 114,115.40 \text{ kg/hr}$$

Distribución de la evaporación en el quintuple efecto:

5to. cuerpo = x

4to. cuerpo = x

3er. cuerpo = $x + 1831$

2do. cuerpo = $x + 1831 + 10,248$

1er. cuerpo = $x + 1831 + 10,248 + 6,463.20$

Preevaporador = $x + 1831 + 10,248 + 6,463.20 + y$

B_{jk} = brix del jugo que sale del preevaporador $= 19^\circ \text{Bx}$

E_k = agua evaporada por el preevaporador

$$E_k = J \times (1 - B_{ji}/B_{js}) = 148,350 \times (1 - \frac{15}{19}) = 31,231.60 \text{ kg/hr}$$

J_{ev} = jugo que ingresa al evaporador $= J - E_k = 148,350 - 31,231.6$

$$J_{ev} = 117,118.40 \text{ kg/hr}$$

E_{ev} = agua evaporada por el evaporador.

$$E_{ev} = J_{ev} \times (1 - B_{ji}/B_{js}) = 117,118.40 \times (1 - \frac{19}{65}) = 82,884 \text{ kg/hr}$$

$$E_{ev} = 5x + 1831 \times 3 + 10,248 \times 2 + 6463.20 = 82,884$$

Luego:

$$x = 10,086.36 \text{ kg/hr}$$

Con la evaporación total (E):

y = sangría del preevaporador a los tachos de cocimiento

$$E = 114115.4 \text{ kg/hr} = 6x + 1,831 \times 4 + 10,248 \times 3 + 6,463.2 \times 2 + y$$

$$114,115.40 = 6 \times 10,086.36 + 50,994.40 + y$$

Luego:

$$y = 2,602.84 \text{ kg/hr}$$

CONDENS

37

a).- Pre-evaporador

Consumo de vapor del pre-evaporador (m_v):

$$m_v = E_k \frac{h_{v2}}{h_v} \quad (4)$$

donde:

E_k = agua evaporada por el pre-evaporador = 231.60 kg/hr

h_{v2} = entalpía del vapor saliente = $h_g(2.05 \text{ bar}) = 646.63 \text{ Kcal/kg}$

$h_g = h_g(4.11 \text{ bar}) = 654.23 \text{ Kcal/kg}$

T_w = temperatura del agua condensada = 144.6°C

Ce_w = calor específico del agua condensada a $T_w = 1.0269 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}$

luego, reemplazando valores en (3): $h_v = 505.4 \text{ Kcal/kg}$

Reemplazando valores en la fórmula (4), se tiene:

$$m_v = 41,431 \text{ kg/hr}$$

Considerando la pérdida de calor por radiación del 5%:

m_{vk} = consumo neto de vapor del pre-evaporador = $1.05 \times m_v$

$$m_{vk} = 1.05 \times 41,431 = 43,502.50 \text{ kg/hr}$$

b).- Evaporador de Primer efecto.

Consumo de vapor del evaporador de primer efecto a 2.05 bar,

(m_{vi}):

$$m_{vi} = x + 1,831 + 10,248 + 6,463.20 = x + 18,542.20$$

$$m_{vi} = 10,086.06 + 18,542.20 = 28,628.56 \text{ kg/hr}$$

Asumiendo la pérdida de calor por radiación del 5%:

m_{vi} = consumo neto de vapor del evaporador de primer efecto

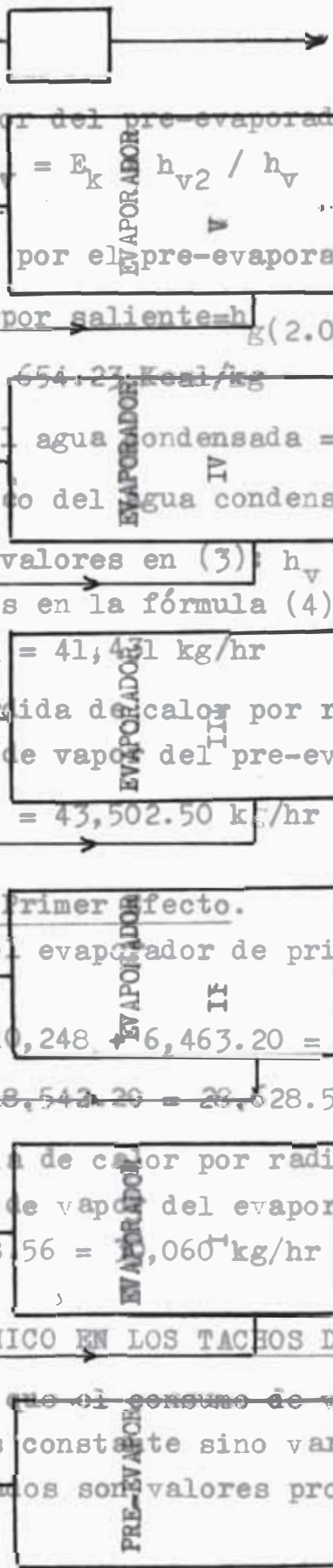
$$= 1.05 \times 28,628.56 = 30,060 \text{ kg/hr}$$

4.1.4 BALANZA TERMICO EN LOS TACHOS DE COCIMIENTO

Se debe considerar que el consumo de vapor en los tachos de cocimiento no es constante sino variable, por lo que los valores calculados son valores promedios.

FIGURA N° 2: DISTRIBUCION DE LA EVAPORACION EN EL EVAPORADOR EN QUINTUPLE EFECTO.

1,831
10,248
6,463.20
x + 1,831 + 10,248 + 6,463.20



BIBLIOTECA

a).- Pre-evaporadorConsumo de vapor del pre-evaporador (m_v):

$$m_v = E_k \times h_{v2} / h_v \quad (4)$$

donde:

 E_k = agua evaporada por el pre-evaporador = 31,231.60 kg/hr h_{v2} = entalpía del vapor saliente = $h_g(2.05 \text{ bar}) = 646.63 \text{ Kcal/kg}$ h_g = $h_g(4.11 \text{ bar}) = 654.23 \text{ Kcal/kg}$ T_w = temperatura del agua condensada = 144.6°C Ce_w = calor específico del agua condensada a $T_w = 1.0269 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}$ Luego, reemplazando valores en (3): $h_v = 505.74 \text{ Kcal/kg}$

Reemplazando valores en la fórmula (4), se tiene:

$$m_v = 41,431 \text{ kg/hr}$$

Considerando la pérdida de calor por radiación del 5%:

 m_{vk} = consumo neto de vapor del pre-evaporador = $1.05 \times m_v$ $m_{vk} = 1.05 \times 41,431 = 43,502.50 \text{ kg/hr}$ b).- Evaporador de Primer Efecto.

Consumo de vapor del evaporador de primer efecto a 2.05 bar,

(m_{vi}):

$$m_{vi} = x + 1,831 + 10,248 + 6,463.20 = x + 18,542.20$$

$$m_{vi} = 10,086.36 + 18,542.20 = 28,628.56 \text{ kg/hr}$$

Asumiendo la pérdida de calor por radiación del 5%:

 m_{vI} = consumo neto de vapor del evaporador de primer efecto

$$= 1.05 \times 28,628.56 = 30,060 \text{ kg/hr}$$

4.1.4 BALANCE TERMICO EN LOS TACHOS DE COCIMIENTO

Se debe considerar que el consumo de vapor en los tachos de cocimiento no es constante sino variable, por lo que los valores calculados son valores promedios.

a).- Tachos de masa cocida "A". (masa pura)

Para el cocimiento de la masa A:

Masa A=jarabe+liga+agua de dilución.

B_j =brix del jarabe=65°Bx

m_j =flujo de jarabe que sale del evaporador en quintuple efecto.

$m_j = J - E = 148,350 - 114,115.4 = 34,234.6$ kg/hr

m_s =flujo de sólidos en suspensión que salen del evaporador en quintuple efecto

$m_s = B_j \times m_j = 0.65 \times 34,234.60 = 22,252.50$ kg/hr

B_A = brix de la masa cocida A=93.1 °Bx

Agua evaporada por el tacho= $m_j \times \left(1 - \frac{B_j}{B_A}\right)$
 $= 34,234.60 \times \left(1 - \frac{65}{93.1}\right)$
 $= 10,333$ kg/hr

Flujo de masa cocida A= $34,234.60 - 10,333 = 23,901.60$ kg/hr

b).- Tachos de masa cocida "B" (masa baja)

Para el cocimiento de la masa B:

Masa B= miel pura+grano+agua de dilución.

Después de la centrifugación; de la masa A:

masa A= miel A+ azúcar rubia A

Distribución de los sólidos en suspensión:

100% = 50% + 50%

Sólidos en suspensión de la masa A= $m_s = 22,252.50$ kg/hr

Sólidos en suspensión de la miel A=50% de los sólidos en suspensión de la masa A.
 $= 0.50 \times 22,252.50$
 $= 11,126.20$ kg/hr

B_{mA} =brix de la miel pura diluída=70°Bx

m_{mA} =flujo de miel pura diluída= $\frac{11,126.20}{0.70} = 15,894.60$ kg/hr

B_B =brix de la masa cocida B=94.7 °Bx

Agua evaporada por el tacho= $m_{mA} \left(1 - \frac{B_{mA}}{B_B}\right)$
 $= 15,894.60 \times \left(1 - \frac{70}{94.7}\right)$
 $= 4,146$ kg/hr

Flujo de masa cocida B= 15,894.60-4146=11,748.60 kg/hr

c).- Tachos de masa cocida "C" (masa tercera).

Para el cocimiento de la masa C:

Masa C=semilla+miel baja+agua

Después de la centrifugación;de la masa B:

masa B= miel B+ azúcar rubia B

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$100\% = 55\% + 45\%$$

Sólidos en suspensión de la masa B=sólidos en suspensión de la miel A

$$=11,126.20 \text{ kg/hr}$$

Sólidos en suspensión de la miel B=55% de los sólidos en suspensión de la masa B

$$=0.55 \times 11,126.20$$

$$=6,119.40 \text{ kg/hr}$$

B_{mB} =brix de la miel baja diluída= $70^\circ Bx$

m_{mB} =flujo de la miel baja diluída= $\frac{6,119.40}{0.70} = 8,742 \text{ kg/hr}$

B_C =brix de la masa cocida C= $98^\circ Bx$

Agua evaporada por el tacho= $\frac{m_{mB}(1 - \frac{B_{mB}}{B_C})}{B_C}$

$$=8,742 \times (1 - \frac{70}{98})$$

$$=2,498 \text{ kg/hr}$$

Flujo de masa cocida C= 8,742-2,498=6,244 kg/hr

d).- Tacho de masa refinada.

Para el cocimiento de la masa refinada:

Masa refinada=licor+miel refinada

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$100\% = 50\% + 50\%$$

Después de la centrifugación;de la mas refinada:

Masa refinada=miel refinada+azúcar refinada

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$100\% = 50\% + 50\%$$

m_L =flujo de licor que ingresa al tacho

B_L =brix del licor= $48^\circ Bx$

m_{mR} = flujo de miel refinada que ingresa al tacho

B_{mR} = brix de miel refinada " " " " = 70.2°Bx

B_R = brix de la masa cocida refinada = 88°Bx

m_R = flujo " " " " "

Capacidad del tacho de cocimiento = 57,689 kg

Tiempo del cocimiento = 2.5 horas

$$m_R = \frac{57,689 \text{ kg}}{2.5 \text{ horas}} = 23,075.60 \text{ kg/hr}$$

$m_{\text{sac } R}$ = sólidos en suspensión de la masa refinada

$$m_{\text{sac } R} = B_R \times m_R = 0.88 \times 23,075.60 = 20,306.50 \text{ kg/hr}$$

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$m_{\text{sac } R} = m_{\text{sac } L} + m_{\text{sac } mR}$$

$$m_{\text{sac } R} = m_{\text{sac } mR} + m_{\text{sac } azR}$$

donde: $m_{\text{sac } L}$ = sólidos en suspensión del licor

$m_{\text{sac } mR}$ = sólidos en suspensión de la miel refinada

$m_{\text{sac } azR}$ = sólidos en suspensión del azúcar refinada

$$\text{Luego: } m_{\text{sac } R} = 2 m_{\text{sac } mR}$$

$$m_{\text{sac } mR} = 0.5 m_{\text{sac } R} = 0.5 \times 20,306.50 = 10,153.20 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Luego: } m_{\text{sac } R} = m_{\text{sac } L} + 0.5 \times m_{\text{sac } R}$$

$$m_{\text{sac } L} = 0.5 \times m_{\text{sac } R} = m_{\text{sac } mR} = 10,153.20 \text{ kg/hr}$$

$$m_{mR} = \frac{m_{\text{sac } mR}}{B_{mR}} = \frac{10,153.20}{0.702} = 14,463.20 \text{ kg/hr}$$

$$m_L = \frac{m_{\text{sac } L}}{B_L} = \frac{10,153.20}{0.48} = 21,152.50 \text{ kg/hr}$$

Flujo de licor total producido (m'_L):

$$m'_L = m_{\text{az } A} + m_{\text{az } B} + \text{agua}$$

$$m'_{\text{sac } L} = m_{\text{sac } az } A + m_{\text{sac } az } B$$

$$B'_L \times m'_L = B_{\text{az } A} \times m_{\text{az } A} + B_{\text{az } B} \times m_{\text{az } B}$$

$$0.48 \times m'_L = 11,126.20 + 0.45 \times 11,126.20$$

Luego: $m'_L = 33,610.40 \text{ kg/hr}$

$$m'_L - m_L = \text{flujo de licor almacenado} = 33,610.40 - 21,152.50 \\ = 12,457.90 \text{ kg/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua evaporada por el tacho} &= m_L \times \left(1 - \frac{B_L}{B_R}\right) + m_{mR} \times \left(1 - \frac{B_{mR}}{B_R}\right) \\ &= 21,152.50 \times \left(1 - \frac{48}{88}\right) + 14,463.20 \times \left(1 - \frac{70.2}{88}\right) \\ &= 12,540.30 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo de masa cocida refinada} &= (21152.5 + 14463.2) - 12540.3 \\ &= 23,075.40 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

Agua evaporada por todos los tachos de cocimiento:

$$10,333 + 4,146 + 2,498 + 12,540.30 = 29,517.30 \text{ kg/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua de lavado para eliminar el falso} &= 10\% \text{ del agua evaporada} \\ \text{grano y diluir la masa en cocimiento} &= 0.10 \times 29,517.30 \\ &= 2,952 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m_{v2} &= \text{agua evaporada total de los tachos} \\ &= 29,517.30 + 2,952 = 32,469.30 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

Consumo de vapor de los tachos (m_v):

$$m_v = \frac{m_{v2} \times h_{v2}}{h_v} \quad (5)$$

donde:

$$h_{v2} = h_g(0.16 \text{ bar}) = \text{entalpía del agua evaporada} = 621.63 \text{ Kcal/kg}$$

$$h_g = h_g(2.05 \text{ bar}) = \text{entalpía del vapor que ingresa} = 646.63 \text{ Kcal/kg}$$

$$C_{e_w} = \text{calor específico del agua condensada} = 1.0099 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_w = \text{temperatura del agua condensada} = 121^\circ\text{C}$$

Luego, reemplazando valores en la fórmula (3):

$$h_v = 524 \text{ Kcal/kg}$$

Reemplazando valores en la fórmula (5):

$$m_v = 38,519 \text{ kg/hr}$$

Asumiendo una pérdida de calor por radiación del 20%:

$$\begin{aligned} m_{vt} &= \text{consumo neto de vapor de los tachos} = 1.2 \times 38,519 \\ &= 46,223 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

4.1.5 BALANCE TERMICO EN LOS EQUIPOS DE REFINERIA

Producción de azúcar refinada:

$$45,278 \frac{\text{Ton}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{4,066.67 \text{ horas}} = 11.13 \text{ ton/hr}$$

Consumo promedio de vapor de los equipos de refinaria:

2 Ton vapor/Ton azúcar

a).- Consumo de vapor de 2.05 bar por los clarificadores de licor:

$$\frac{2 \text{ Ton vapor}}{\text{Ton azúcar}} \times 11.13 \frac{\text{Ton azúcar}}{\text{hora}} = 22.26 \frac{\text{Ton vapor}}{\text{hora}}$$

$$= 22,260 \text{ kg vapor/hora}$$

Consumo neto de vapor de 2.05 bar de los clarificadores de licor:

$$22,260 - 12,540.30 = 9,719.70 \text{ kg/hr}$$

b).- Consumo de vapor por el secador de azúcar refinada:

vapor de 4.11 bar = 0.1 Ton/hr = 100 kg/hr

vapor de 9.63 bar = 0.2 Ton/hr = 200 kg/hr

RESULTADOS FINALES:Consumo de vapor de 9.63 bar:

Secador de azúcar = 200 kg/hr

Consumo de vapor de 4.11 bar

Pre-evaporador (Kestner) 43,502.50 kg/hr +

Calentador de jugo clarificado 6,762.60

Secador de azúcar 100.00

Consumo total de vapor 50,365.10 kg/hr -

Flujo de vapor de 4.11 bar de escape de las 6 turbinas 34,219.20 kg/hr

Consumo neto de vapor total de 4.11 bar 16,146.00 kg/hr

Consumo de vapor de 2.05 bar:

Evaporador del primer efecto 30,060.00 kg/hr +

Clarificadores de licor 9,719.70

Tachos de cocimiento 46,223.00

Consumo total de vapor 86,002.70 kg/hr

Consumo total de vapor	86,002.70 kg/hr	-
Vapor saliente del pre-evaporador	<u>31,231.60</u>	
Consumo neto total de vapor de 2.05 bar:	54,771 kg/hr	

RESUMEN

Consumo neto de vapor a 32 bar-371°C	35,930.00 kg/hr	+
" " " " 9.63 bar	= 200.00	
" " " " 4.11 bar	= 16,146.00	
" " " " 2.05 bar	= <u>54,771 .00</u>	
Consumo total de vapor:	107,047 kg/hr	

DISTRIBUCION DE LA ENERGIA UTILIZADA:32 bar-371°C:

$$35,930 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 754.76 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = 27.12 \text{ MKcal/hr} +$$

9.63 bar:

$$200 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 663.06 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = 0.13 \text{ MKcal/hr}$$

4.11 bar:

$$16,146 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 654.24 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = 10.56 \text{ MKcal/hr}$$

2.05 bar:

$$54,771 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 646.63 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = \underline{35.42 \text{ MKcal/hr}}$$

Requerimiento total de energía: 73.23 MKcal/hr

Requerimiento anual de energía:

$$73.23 \frac{\text{MKcal}}{\text{hora}} \times 4,066.67 \frac{\text{horas}}{\text{año}} = 297,802 \text{ MKcal/año, que es un}$$

valor que se aproxima a lo reportado de: 287,065 MKcal/año.

4.2 BALANCE TERMICO PARA LA MOLIENDA FUTURA:220 TCH.

Consideraciones:

Caña molida=220 Ton caña/hr x 5000hr=1'100,000 Ton/año

Azúcar refinada=81,731 Ton/año

Tiempo efectivo de molienda=5,000 horas/año
=208.30 día/año

Tiempo perdido promedio diario:

Reparación anual de la fábrica= 30 día/año

Reparación dominical de la fábrica (del sábado 8 pm
al lunes 4 am):

32 horas x 48 semanas x 1 día =64 día/año
semana año 24 horas

Tiempo anual disponible= 365-30-64= 271 día/año

Tiempo perdido anual =271-208.3 = 62.7 día/año

Tiempo perdido promedio diario= 62,7/271
=0.231 día/año

=5.54 horas/día

Flujo de molienda=4,061.2 Ton caña/día
=220 Ton caña/hora

%Jugo mezclado/caña- 99

%Fibra/caña= 16

%Humedad=%Agua/bagazo=54.31

%Bagazo/caña =32

Brix del jarabe =65°Bx

Brix del jugo mezclado=16°Bx

" " " clarificado= 15°Bx

4.2.1 CALCULO DEL CONSUMO DE VAPOR DE 32.04 bar-371°C

Se ha instalado en el año 1984 un desfibrador de caña accionado por una turbina de vapor:

Valores promedios de consumo de vapor en las turbinas:

del machete:13.27 KW/Toneladas de fibra/hora(TFH)

del desfibrador:41.03 KW/TFH

de cada molino :13.93 KW/TFH

ratio vapor/potencia:18.26 kg/KW-hr

Flujo de fibra= $0.16 \times 220 = 35.20$ TFH

-Potencia consumida por la turbina del machete:

$$13.27 \text{ KW/TFH} \times 35.20 \text{ TFH} = 467.10 \text{ KW}$$

-Potencia consumida por la turbina del desfibrador:

$$41.03 \text{ KW/TFH} \times 35.20 \text{ TFH} = 1,444.26 \text{ KW}$$

-Potencia consumida por las 5 turbinas de los molinos:

$$5 \times 13.93 \text{ KW/TFH} \times 35.20 \text{ TFH} = 2,451.70 \text{ KW}$$

Consumo de vapor de 32.04 bar-371°C:

$$\begin{aligned} \text{-Turbina del machete} &= 467.10 \text{ KW} \times 18.26 \text{ kg/KW-hr} \\ &= 8,529.25 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{-Turbina del desfibrador} &= 1,444.26 \text{ KW} \times 18.26 \text{ kg/KW-hr} \\ &= 26,372.18 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{-5 turbinas de los molinos} &= 2,451.7 \text{ KW} \times 18.26 \text{ kg/KW-hr} \\ &= 44,768 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

Vapor de escape de 4 bar saliente de las 7 turbinas:'

$$8,529.25 + 26,372.18 + 44,768 = 79,669.43 \text{ kg/hr}$$

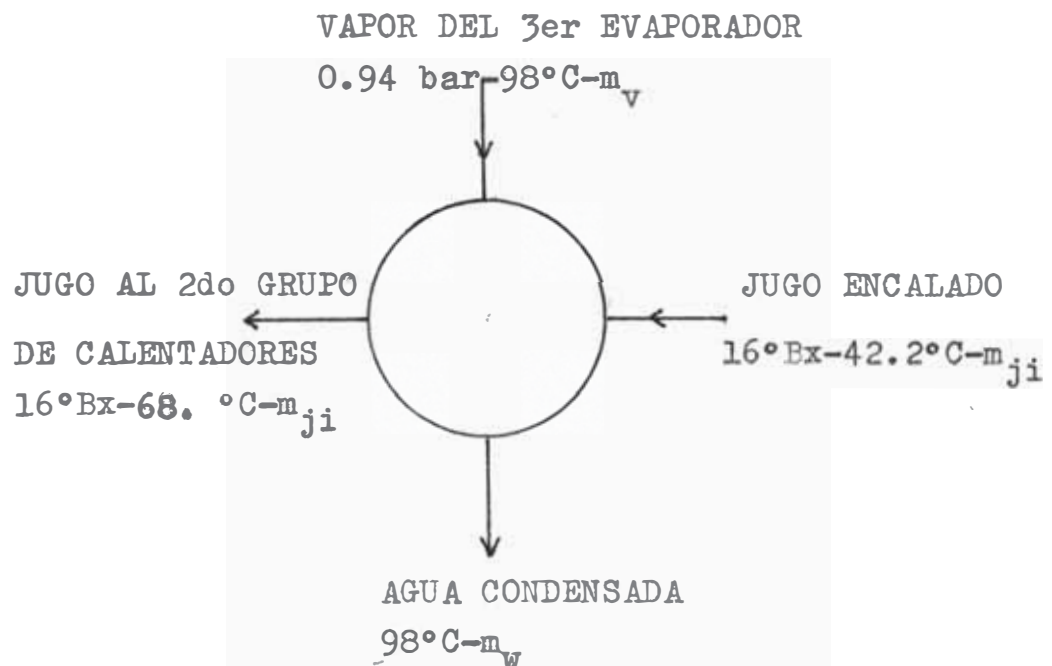
Pérdida de calor por radiación en las turbinas $\approx 5\%$

-Consumo total de vapor de 32.04 bar -371.1°C:

$$1.05 \times 79,669.43 = 83,653.80 \text{ kg/hr}$$

4.2.2 BALANCE TERMICO EN LOS CALENTADORES DE JUGO

a).- Calentadores del primer grupo



-Número de calentadores = 1

-Superficie de calentamiento = 209.14 m^2

-Tubos:

Cantidad = 324

Dimensiones = 5 cm \varnothing i x 0.16 cm espesor x 4.42 m

Número de pases = 18

Número de tubos/pase = 18

Por recomendaciones de Hugot (manual para Ingenieros Azucareros), en la práctica para no llegar a superficies de calentamiento excesivo es necesario conservar un cierto margen entre la temperatura T_v del vapor de calentamiento y la temperatura T_{js} del jugo saliente.

Vapor de calentamiento	Margen de temperatura
------------------------	-----------------------

Vapor de escape	$T_v - T_{j2} = 6 \text{ a } 8^\circ\text{C}$
-----------------	---

Vapor del 1er cuerpo	$T_v - T_{j2} = 10 \text{ a } 12^\circ\text{C}$
----------------------	---

Vapor de los otros cuerpos	$T_v - T_{j2} = 15 \text{ a } 20^\circ\text{C}$
----------------------------	---

Luego:

$$T_v = 98^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = T_v - 30 = 98 - 30 = 68^\circ\text{C}$$

$$\text{Flujo de jugo mezclado} = 0.99 \times 220 = 217.80 \text{ Ton/hr}$$

Considerando el 13% como retorno en porcentaje del flujo del jugo de los filtros de cachaza y el flujo de los

$$\text{lavados de los tachos: } 0.13 \times 217.80 = 28.31 \text{ Ton/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo de jugo encalado} &= 1.13 \times 217.80 = 246.11 \text{ Ton/hr} \\ &= 246,110 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

Consumo de vapor por el calentador (m_v):

donde:

$$m_{ji} = 246,110 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e_{ji}} = 0.886 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = \text{temperatura del jugo que sale} = 68^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = \text{temperatura del jugo que ingresa} = 42.2^\circ\text{C}$$

$$h_g = h_g(0.94 \text{ bar}) = 638 \text{ Kcal/kg}$$

$$C_{e_w} = C_{e_w}(98^\circ\text{C}) = 1.0017 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_w = 98^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (3):

$$h_v = h_{fg} = 540.29 \text{ Kcal/kg}$$

$$\lambda = \text{pérdida de calor por radiación} = 5\%$$

Reemplazando valores en la fórmula (1):

$$m_v = 11,474 \text{ kg/hr}$$

Area de la sección transversal del jugo por cada pase: (A_j)

$$A_j = 18 \frac{\text{tubos}}{\text{pase}} \times \frac{11}{4} \times (5 - 2 \times 0.16) \frac{\text{cm}^2}{\text{tubo}} \times \left(\frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}\right)^2 = 0.032 \text{ m}^2/\text{pase}$$

$$\rho_j = \text{densidad del jugo a } 16^\circ\text{Brix} = 1,048.54 \text{ kg/m}^3$$

Velocidad del jugo a través de los tubos (v_j):

$$v_j \times A_j = \frac{m_j}{\rho_j} \quad (6)$$

Reemplazando valores en la fórmula (6):

$$v_j = 7,334.90 \text{ m/hr} = 2.03 \text{ m/s}$$

Se recomienda : $1 < v_j < 2 \text{ m/s}$

Como: $1 < v_j = 2.03 \text{ m/s} \approx 2 \text{ m/s}$ OK!

Coeficiente de transmisión de calor (referencia Manual para Ingenieros Azucareros):K

$$K = \frac{T_v}{0.1 + \frac{0.08}{v_j}} \quad (7)$$

Reemplazando valores:

$$K = \frac{98}{0.1 + \frac{0.08}{2.03}} = 703.33 \text{ Kcal/m}^2\text{-}^\circ\text{C-hr}$$

Area de calentamiento utilizado del calentador (A):

$$A = \frac{m_{ji} \times C_{e_{ji}}}{K} \times \ln \left(\frac{T_v - T_{ji}}{T_v - T_{js}} \right) \quad (8)$$

donde:

$$m_{ji} = 246,110 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e_{ji}} = 0.886 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_v = 98 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = 42.2^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = 68^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (8), se tiene:

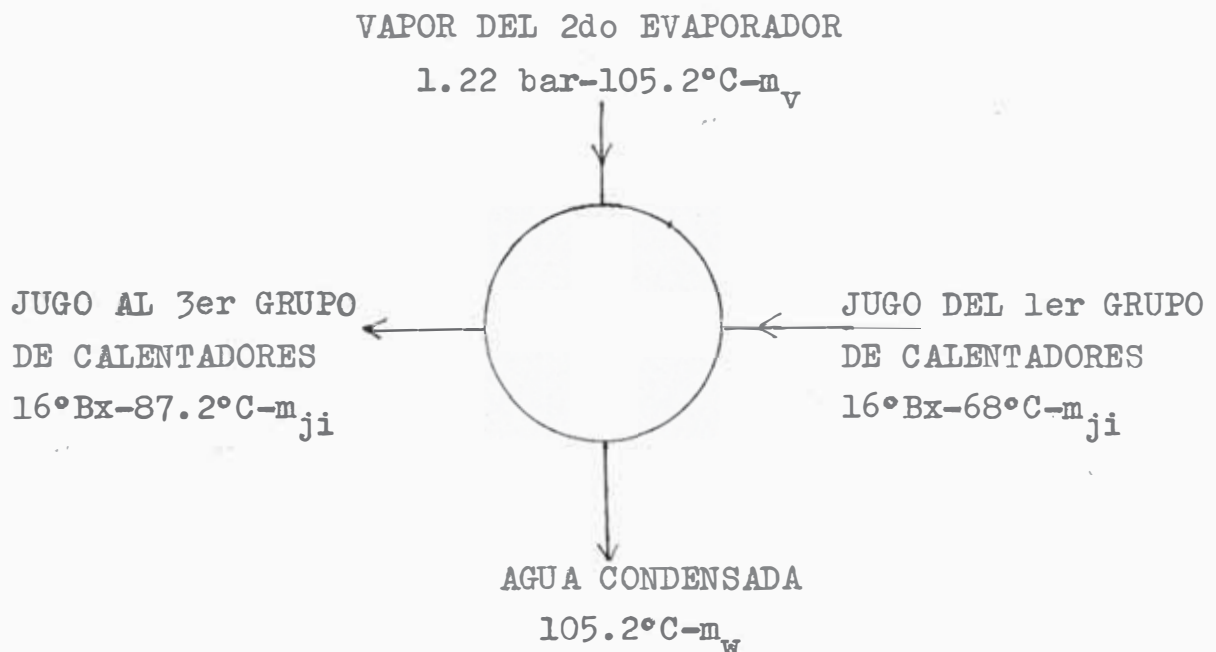
$$A = 195.16 \text{ m}^2$$

Area de calentamiento disponible:(A)

$$A = \frac{\pi \times 0.05 \text{ m} \times 4.42 \text{ m}}{\text{tubo}} \times 18 \frac{\text{tubos}}{\text{pase}} \times 18 \text{ pases} = 224.95 \text{ m}^2$$

$$\text{Como: } A = 224.95 \text{ m}^2 > 195.16 \text{ m}^2 \quad \text{OK!}$$

b).- Calentadores del segundo grupo.



-Número de calentadores = 3

-Superficie de calentamiento = $70 \text{ m}^2/\text{calentador} \times 3 \text{ calent.}$
 $= 210 \text{ m}^2$

-Tubos:

Cantidad = 120

Dimensiones = 5 cm ϕ i x 0.16 cm espesor x 3.81 m

Número de pases = 20

Número de tubos/pase = 6

Consumo de vapor por los calentadores (m_v):

donde:

$m_{ji} = 246,110 \text{ kg/hr}$

$Ce'_w = Ce_w(T_{ji}) = Ce_{(68^\circ\text{C})} = 1 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

$B_{ji} = 16^\circ\text{Bx}$

Reemplazando valores en (2):

$Ce_{ji} = 0.888 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

$T_{js} = 87.2^\circ\text{C}$

$T_{ji} = 68^\circ\text{C}$

$h_g = h_g(1.22 \text{ bar}) = 641.14 \text{ Kcal/kg}$

$Ce_w = Ce_w(105.2^\circ\text{C}) = 1.004 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

$T_w = 105.2^\circ\text{C}$

Reemplazando valores en la fórmula (3):

$$h_v = h_{fg} = 517.62 \text{ Kcal/kg}$$

$\lambda = \text{pérdida de calor por radiación} = 5\%$

Reemplazando valores en la fórmula (1):

$$m_v = 8,396.40 \text{ kg/hr}$$

Area de la sección transversal del jugo por cada pase:

$$A_j = 6 \frac{\text{tubos}}{\text{pase-calentador}} \times 3 \text{ calentador} \times \frac{\pi}{4} \times (5-2 \times 0.16)^2 \times \left(\frac{1}{100}\right) \frac{\text{m}^2}{\text{tubo}}$$

$$A_j = 0.032 \text{ m}^2/\text{pase}$$

$$\rho_j = 1,048.54 \text{ kg/m}^3$$

Velocidad del jugo através de los tubos (v_j):
reemplazando valores en la fórmula (6):

$$v_j = 7,334.90 \text{ m/hr} = 2.03 \text{ m/s}$$

Como: $1 < v_j = 2.03 \text{ m/s} \cong 2 \text{ m/s}$ OK!

Coefficiente de transmisión de calor (K):
reemplazando valores:

$$K = \frac{105.2}{0.1 + \frac{0.08}{2.03}} = 754.76 \text{ Kcal/m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

Area de calentamiento utilizado (A):

donde:

$$m_{ji} = 246,110 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e_{ji}} = 0.888 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_v = 105.2^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = 68.3^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = 87.2^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (8), se tiene:

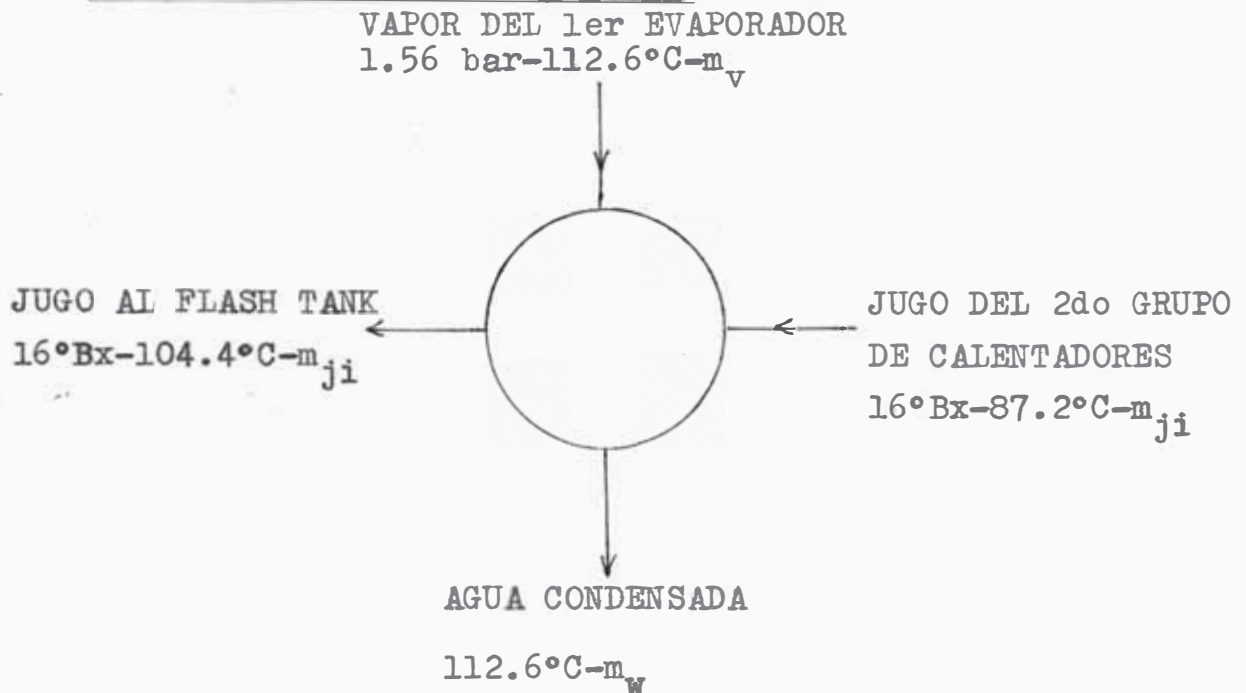
$$A = 207.70 \text{ m}^2$$

Area de calentamiento disponible (A):

$$A = \frac{\pi \times 0.05 \text{ m} \times 3.81 \text{ m}}{\text{tubo}} \times 6 \frac{\text{tubos}}{\text{pase}} \times 20 \frac{\text{pases}}{\text{calent.}} \times 3 \text{ calentadores}$$

$$A = 71.82 \times 3 = 215.46 \text{ m}^2$$

Como: $A = 215.46 \text{ m}^2 > 207.70 \text{ m}^2$ OK!

c).- Calentadores del tercer grupo.

-Número de calentadores = 3

-Superficie de calentamiento = $70 \text{ m}^2/\text{calentador} \times 3 \text{ calentad.}$
= 210 m^2

-Tubos:

Cantidad = 120

Dimensiones = 5 cm ϕ_i x 0.16 cm espesor x 3.81 m

Número de pases = 20

Número de tubos/pase = 6

Consumo de vapor por los calentadores (m_v):

donde:

$$m_{ji} = 246,110 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e'w} = C_{e_w(T_{ji})} = C_{e(87.2^\circ\text{C})} = \text{Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$B_{ji} = 16^\circ\text{Bx}$$

Reemplazando valores en (2):

$$C_{e_{ji}} = 0.888 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = 104.4^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = 87.2^\circ\text{C}$$

$$h_g = h_g(1.56 \text{ bar}) = 643.74 \text{ Kcal/kg}$$

$$C_{e_w} = C_{e_w}(112.6^\circ\text{C}) = 1.0069 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_w = 112.6^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (3):

$$h_v = h_{fg} = 512.42 \text{ Kcal/kg}$$

$$\lambda = \text{pérdida de calor por radiación} = 5\%$$

Reemplazando valores en la fórmula (1):

$$m_v = 7,733 \text{ kg/hr}$$

Area de la sección transversal del jugo por cada pase:

$$A_j = \frac{6 \text{ tubos}}{\text{pase-calentador}} \times 3 \text{ calentador} \times \frac{\pi}{4} \times (5 - 2 \times 0.16)^2 \times \left(\frac{1}{100}\right) \frac{\text{m}^2}{\text{tubo}}$$

$$A_j = 0.032 \text{ m}^2/\text{pase}$$

$$\rho_j = 1,048.54 \text{ kg/m}^3$$

Velocidad del jugo através de los tubos (v_j):

Reemplazando valores en la fórmula (6):

$$v_j = 7,334.90 \text{ m/hr} = 2.03 \text{ m/s}$$

Como: $1 < v_j = 2.03 \text{ m/s} \cong 2 \text{ m/s}$, OK!

Coeficiente de transmisión de calor (K):

Reemplazando valores:

$$K = \frac{112.6}{0.1 + \frac{0.08}{2.03}} = 807.80 \text{ Kcal/m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

Area de calentamiento utilizado (A):

donde:

$$m_{ji} = 246,110 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e_{ji}} = 0.888 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_v = 112.6^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = 87.2^{\circ}\text{C}$$

$$T_{js} = 104.4^{\circ}\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (8), se tiene:

$$A = 305.66 \text{ m}^2$$

Area de calentamiento disponible (A):

$$A = \frac{\pi \times 0.05 \text{ m} \times 3.81 \text{ m}}{\text{tubo}} \times 6 \frac{\text{tubos}}{\text{pase}} \times 20 \frac{\text{pases}}{\text{calentad.}} \times 3 \text{ calentad.}$$

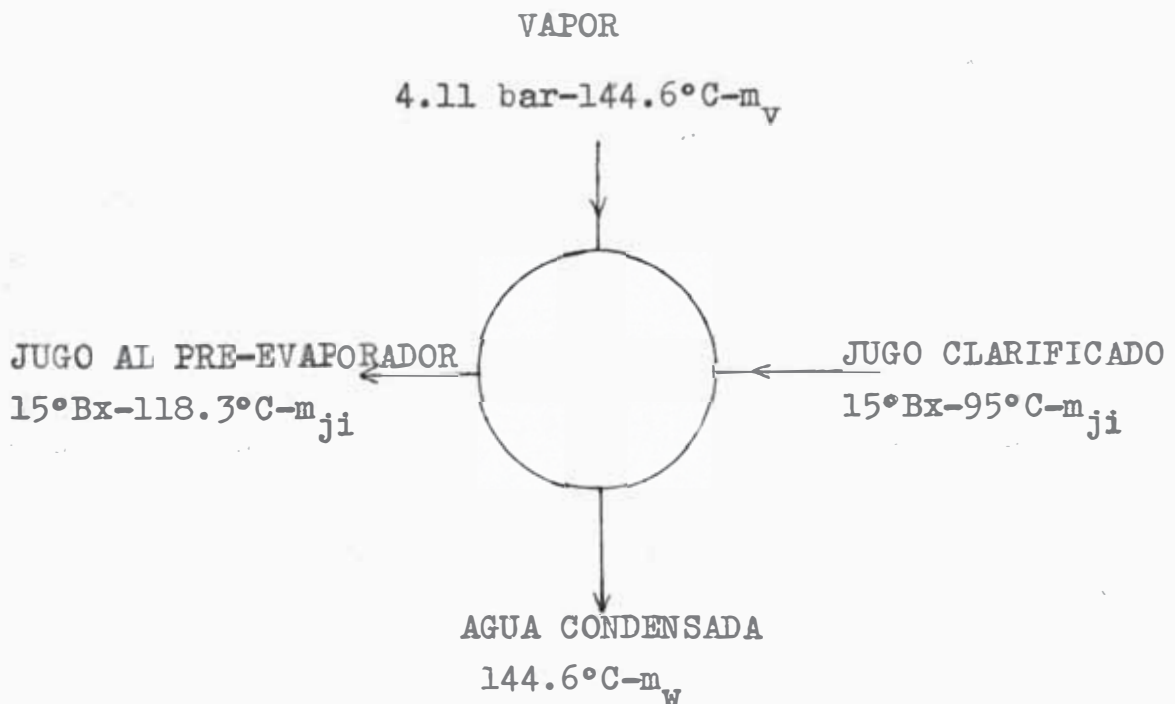
$$A = 71.82 \times 3 = 215.46 \text{ m}^2$$

$$\text{Como: } A = 215.46 \text{ m}^2 < 305.66 \text{ m}^2$$

Por lo que la superficie de calentamiento instalada esta limitada para obtener la temperatura de 104.4°C , por lo que es necesario implementar otro calentador para cubrir el deficit de la superficie de calentamiento de:

$$305.66 - 215.46 = 90.20 \text{ m}^2$$

d).- Calentador de jugo clarificado.



-Número de calentadores = 1 (se dispone de un calentador auxiliar de características similares)

-Superficie de calentamiento = 79 m^2

-Tubos:

Cantidad

Dimensiones = $5 \text{ cm } \phi_i \times 0.21 \text{ cm espesor} \times 3.81 \text{ m}$

Número de pases = 20

Número de tubos/pase = 11

Consumo de vapor por los calentadores (m_v):

donde:

m_{ji} = flujo de jugo clarificado = flujo de jugo mezclado
= $217,800 \text{ kg/hr}$

$Ce'_w = Ce_w(T_{ji}) = Ce_w(95^\circ\text{C}) = 1 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

$B_{ji} = 15^\circ B_x$

Reemplazando valores en (2):

$$Ce_{ji} = 0.895 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$T_{js} = 118.3^\circ\text{C}$

$T_{ji} = 95^\circ\text{C}$

$h_g = h_g(4.11 \text{ bar}) = 654.24 \text{ Kcal/kg}$

$T_w = 144.6^\circ\text{C}$

$Ce_w = Ce_w(144.6^\circ\text{C}) = 1.0269 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$

Reemplazando valores en la fórmula (3):

$$h_v = h_{fg} = 505.75 \text{ Kcal/kg}$$

λ = considerando una mayor pérdida de calor por radiación

$\lambda = 6\%$

Reemplazando valores en la fórmula (1):

$$m_v = 9,928.50 \text{ kg/hr}$$

Area de la sección transversal del jugo por cada pase:

$$A_j = 11 \frac{\text{tubos}}{\text{pase-calent.}} \times 1 \text{ calent.} \times \frac{\pi}{4} \times (5 - 2 \times 0.21)^2 \times \left(\frac{1}{100}\right)^2$$

$$A_j = 0.018 \text{ m}^2$$

$$\rho_j = \text{densidad del jugo clarificado} = 1.03 \times 1000 = 1,030 \text{ kg/m}^3$$

Velocidad del jugo através de los tubos (v_j):

Reemplazando valores en la fórmula (6):

$$v_j = 11,747 \text{ m/hr} = 3.26 \text{ m/s} > 2 \text{ m/s, por lo que}$$

es necesario utilizar el otro calentador disponible en paralelo.

$$v_j \times 0.018 \text{ m}^2 = \frac{\left(\frac{217,800}{2}\right) \text{ kg/hr}}{1,030 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Luego: } v_j = 5,873.50 \text{ m/hr} = 1.63 \text{ m/s}$$

$$\text{Como: } 1 < v_j = 1.63 \text{ m/s} < 2 \text{ m/s} \quad \text{OK!}$$

Coefficiente de transmisión de calor (K):

Reemplazando valores en la fórmula (7):

$$K = \frac{144.6}{0.1 + \frac{0.08}{1.63}} = 969.95 \text{ Kcal/m}^2\text{-}^\circ\text{C-hr}$$

Area de calentamiento utilizado (A):

donde:

$$m_{ji} = 217,800 \text{ kg/hr}$$

$$C_{e_{ji}} = 0.895 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_v = 144.6^\circ\text{C}$$

$$T_{ji} = 95^\circ\text{C}$$

$$T_{js} = 118.3^\circ\text{C}$$

Reemplazando valores en la fórmula (8), se tiene:

$$A = 127.50 \text{ m}^2$$

Luego: $A = 127.5 \text{ m}^2$

Area de calentamiento disponible:

$$A = \frac{\pi \times 0.05 \text{ m} \times 3.81 \text{ m}}{\text{tubo}} \times 11 \frac{\text{tubos}}{\text{pase}} \times \frac{12 \text{ pases}}{\text{calent.}} \times 2 \frac{\text{calentad. xlm}}{100 \text{ cm}}$$

$$A = 79 \times 2 = 158 \text{ m}^2 > 127.5 \text{ m}^2 \quad \text{OK!}$$

4.2.3 BALANCE TERMICO EN LOS EVAPORADORES DE JUGO

B_{ji} = brix del jugo clarificado que ingresa al preevaporador
 $= 15^\circ \text{Bx}$

B_{js} = brix del jugo (jarabe) que sale del evaporador = 65°Bx

E = evaporación total por el preevaporador y evaporadores

J = flujo de jugo clarificado = 217,800 kg/hr

$$E = J \times (1 - B_{ji}/B_{js}) = 217,800 \times (1 - \frac{15}{65}) = 167,538.46 \text{ kg/hr}$$

Distribución de la evaporación en el quintuple efecto:

x = evaporación en el último cuerpo

y = sangría del vapor saliente del preevaporador a los tachos

5to. cuerpo = x

4to. cuerpo = x

3er. cuerpo = $x + 11,474$

2do. cuerpo = $x + 11,474 + 8,396.4$

1er. cuerpo = $x + 11,474 + 8,396.4 + 7,733$

Preevaporador = $x + 11,474 + 8,396.4 + 7,733 + y$

B_{jk} = brix del jugo que sale del preevaporador = 19°Bx

E_k = agua evaporada por el preevaporador

$$E_k = J \times (1 - B_{ji}/B_{js}) = 217,800 \times (1 - \frac{15}{65}) = 45,852.6 \text{ kg/hr}$$

J_{ev} = jugo que ingresa al evaporador = $J - E_k$

$$J_{ev} = 217,800 - 45,852.6 = 171,947.40 \text{ kg/hr}$$

E_{ev} = agua evaporada por el evaporador

$$E_{ev} = J_{ev} \times (1 - B_{ji}/B_{js}) = 171,947.40 \times (1 - \frac{19}{65}) = 121,685.85 \text{ kg/h}$$

$$E_{ev} = 5x + 11,474 \times 3 + 8,396.4 \times 2 + 7,733 = 121,685.85$$

Luego:

$$x = 12,547 \text{ kg/hr}$$

Con la evaporación total (E):

$$E = 167,538.46 = 6x + 11,474 \times 4 + 8396.4 \times 3 + 7,733 \times 2 + y$$

$$167,538.46 = 6 \times 12,547 + 86,551.20 + y$$

Luego:

$$y = 5,701 \text{ kg/hr}$$

a).- Pre-evaporador

Consumo de vapor del pre-evaporador (m_v):

donde:

$$E_k = \text{agua evaporada por el pre-evaporador} = 45,852.60 \text{ kg/hr}$$

$$h_{v2} = \text{entalpía del vapor saliente} = h_g(2.05 \text{ bar}) = 646.63 \text{ Kcal/kg}$$

$$h_g = h_g(4.11 \text{ bar}) = 654.23 \text{ Kcal/kg}$$

$$T_w = \text{temperatura del agua condensada} = 144.6^\circ\text{C}$$

$$C_{e_w} = \text{calor específico del agua condensada a } T_w = 1.0269 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

Luego, reemplazando valores en (3): $h_v = 505.74 \text{ Kcal/kg}$

Reemplazando valores en la fórmula (4), se tiene:

$$m_v = 60,826.50 \text{ kg/hr}$$

Considerando la pérdida de calor por radiación del 5%:

$$m_{vk} = \text{consumo neto de vapor del pre-evaporador} = 1.05 \times m_v$$

$$m_{vk} = 1.05 \times 60,826.50 = 63,867 \text{ kg/hr}$$

b).- Evaporador de Primer Efecto.

Consumo de vapor del evaporador de primer efecto a 2.05 bar, (m_{vi}):

$$m_{vi} = x + 11,474 + 8,396.40 + 7,733 = x + 27,603.40$$

$$m_{vi} = 12,547 + 27,603.40 = 40,150.40 \text{ kg/hr}$$

Asumiendo la pérdida de calor por radiación del 5%:

$$m_{VI} = \text{consumo neto de vapor del evaporador de primer efecto} \\ = 1.05 \times 40,150.40 = 42,159 \text{ kg/hr}$$

4.2.4 BALANCE TERMICO EN LOS TACHOS DE COCIMIENTO

a).- Tachos de masa cocida "A" (masa pura)

Para el cocimiento de la masa A:

Masa A = jarabe + liga + agua de dilución

$B_j =$ brix del jarabe = 65°Bx

$m_j =$ flujo de jarabe que sale del evaporador en quíntuple efecto

$$m_j = J - E = 217,800 - 167,538.46 = 50,261.60 \text{ kg/hr}$$

$m_s =$ flujo de sólidos en suspensión que salen del evaporador en quíntuple efecto

$$m_s = B_j \times m_j = 0.65 \times 50,261.60 = 32,670 \text{ kg/hr}$$

$B_A =$ brix de la masa cocida A = 93.1°Bx

$$\begin{aligned} \text{Agua evaporada por el tacho} &= m_j \times \left(1 - \frac{B_j}{B_A}\right) \\ &= 50,261.60 \times \left(1 - \frac{65}{93.1}\right) \\ &= 15,170.26 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo de masa cocida A} &= 50,261.60 - 15,170.26 \\ &= 35,091.34 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

b).- Tachos de masa cocida "B" (masa baja)

Para el cocimiento de la masa B:

Masa B = miel pura + grano + agua de dilución

Después de la centrifugación de la masa A:

masa A = miel A + azúcar rubia A

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$100\% = 50\% + 50\%$$

Sólidos en suspensión de la masa A = $m_s = 32,670 \text{ kg/hr}$

Sólidos en suspensión de la miel A = 50% de los sólidos en suspensión de la masa A.

$$\begin{aligned} \text{Sólidos en suspensión de} &= 0.50 \times 32,670 \\ \text{la miel A} &= 16,335 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$B_{mA} = \text{brix de la miel pura diluída} = 70^\circ \text{Bx}$$

$$m_{mA} = \text{flujo de miel pura diluída} = \frac{16,335}{0.70} = 23,336 \text{ kg/hr}$$

$$B_B = \text{brix de la masa cocida B} = 94.7^\circ \text{Bx}$$

$$\text{Agua evaporada por el tacho} = m_{mA} \times \left(1 - \frac{B_{mA}}{B_B}\right)$$

$$= 23,336 \times \left(1 - \frac{70}{94.7}\right)$$

$$= 6,087 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Flujo de masa cocida B} = 23,336 - 6,087 = 17,249 \text{ kg/hr}$$

c). - Tachos de masa cocida "C" (masa tercera)

Para el cocimiento de la masa C:

Masa C = semilla + miel baja + agua

Después de la centrifugación de la masa B:

masa B = miel B + azúcar rubia B

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$100\% = 55\% + 45\%$$

Sólidos en suspensión = sólidos en suspensión

de la masa B de la miel A

$$= 16,335 \text{ kg/hr}$$

Sólidos en suspensión = 55% de los sólidos en sus-
de la miel B pensión de la masa B

$$= 0.55 \times 16,335 = 8,984.3 \text{ kg/hr}$$

$$B_{mB} = \text{brix de la miel baja diluída} = 70^\circ \text{Bx}$$

$$m_{mB} = \text{flujo de la miel baja diluída} = \frac{8,984.3}{0.70} = 12,835 \text{ kg/hr}$$

$$B_C = \text{brix de la masa cocida C} = 98^\circ \text{Bx}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua evaporada por el tacho} &= \frac{m_{mB} \times (1 - \frac{B_{mB}}{B_C})}{B_C} \\ &= 12,835 \times (1 - \frac{70}{98}) \\ &= 3,668 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

$$\text{Flujo de masa cocida C} = 12,835 - 3,668 = 9167 \text{ kg/hr}$$

d).- Tacho de masa refinada.

Para el cocimiento de la masa refinada:

Masa refinada = licor + miel refinada

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$100\% = 50\% + 50\%$$

Después de la centrifugación de la masa refinada:

Masa refinada = miel refinada + azúcar refinada

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$100\% = 50\% + 50\%$$

m_L = flujo de licor que ingresa al tacho

B_L = brix del licor = 48°Bx

m_{mR} = flujo de miel refinada que ingresa al tacho

B_{mR} = brix de miel refinada " " " " = 70.2°Bx

B_R = brix de la masa cocida refinada = 88°Bx

m_R = flujo " " " " "

Capacidad del tacho de cocimiento = 57,689 kg

Tiempo del cocimiento = 2.5 horas

$$m_R = \frac{57,689 \text{ kg}}{2.5 \text{ horas}} = 23,075.60 \text{ kg/hr}$$

$m_{\text{sac R}}$ = sólidos en suspensión de la masa refinada

$$m_{\text{sac R}} = B_R \times m_R = 0.88 \times 23,075.60 = 20,306.50 \text{ kg/hr}$$

Distribución de los sólidos en suspensión:

$$m_{\text{sac R}} = m_{\text{sac L}} + m_{\text{sac mR}}$$

$$m_{\text{sac R}} = m_{\text{sac mR}} + m_{\text{sac az R}}$$

donde: $m_{\text{sac L}}$ = sólidos en suspensión del licor

$m_{\text{sac mR}}$ = sólidos en suspensión de la miel refinada

$m_{\text{sac azR}}$ = sólidos en suspensión del azúcar refinada

$$\text{Luego: } m_{\text{sac R}} = 2 \times m_{\text{sac mR}}$$

$$m_{\text{sac mR}} = 0.5 \times m_{\text{sac R}} = 0.5 \times 20,306.50 \\ = 10,153.20 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Luego: } m_{\text{sac R}} = m_{\text{sac L}} + 0.5 \times m_{\text{sac R}}$$

$$m_{\text{sac L}} = 0.5 \times m_{\text{sac R}} = m_{\text{sac mR}} = 10,153.2 \text{ kg/hr}$$

$$m_{\text{mR}} = \frac{m_{\text{sac mR}}}{B_{\text{mR}}} = \frac{10,153.20}{0.702} = 14,463.20 \text{ kg/hr}$$

$$m_{\text{L}} = \frac{m_{\text{sac L}}}{B_{\text{L}}} = \frac{10,153.20}{0.48} = 21,152.50 \text{ kg/hr}$$

Flujo de licor total producido (m'_{L}):

$$m'_{\text{L}} = m_{\text{az A}} + m_{\text{az B}} + \text{agua}$$

$$m'_{\text{sac L}} = m_{\text{sac az A}} + m_{\text{sac az B}}$$

$$B_{\text{L}} \times m'_{\text{L}} = B_{\text{az A}} \times m_{\text{az A}} + B_{\text{az B}} \times m_{\text{az B}}$$

$$0.48 \times m'_{\text{L}} = 16,335 + 0.45 \times 16,335$$

$$\text{Luego: } m'_{\text{L}} = 49,345.30 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Flujo de licor almacenado} = m'_{\text{L}} - m_{\text{L}} = 49,345.3 - 21,152.5 \\ = 28,192.80 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua evaporada por el tacho} = m_{\text{L}} \times \left(1 - \frac{B_{\text{L}}}{B_{\text{R}}}\right) + m_{\text{mR}} \times \left(1 - \frac{B_{\text{mR}}}{B_{\text{R}}}\right)$$

$$= 21,152.5 \times \left(1 - \frac{48}{88}\right) + 14,463.2 \times \left(1 - \frac{70.2}{88}\right)$$

$$= 12,540.30 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Flujo de masa cocida refinada} = (21152.5 + 14463.2) - 12540.3 \\ = 23,075.40 \text{ kg/hr}$$

Agua evaporada por todos los tachos de cocimiento:

Agua evaporada por todos los tachos de cocimiento:

$$15,170.26 + 6,087 + 3,668 + 12,540.30 = 37,465.60 \text{ kg/hr}$$

Agua de lavado para eliminar el falso grano y diluir

la masa en cocimiento = 10% del agua evaporada

$$= 0.10 \times 37,465.60 = 3,746.5 \text{ kg/hr}$$

m_{v2} = agua evaporada total de los tachos

$$= 37,465.60 + 3,746.50 = 41,212 \text{ kg/hr}$$

Consumo de vapor de los tachos (m_v):

donde:

$$h_{v2} = h_g(0.16 \text{ bar}) = \text{entalpía del agua evaporada} = 621.63 \text{ Kcal/kg}$$

$$h_g = h_g(2.05 \text{ bar}) = \text{entalpía del vapor que ingresa} = 646.63 \text{ Kcal/kg}$$

$$C_{e_w} = \text{calor específico del agua condensada} = 1.0099 \text{ Kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$T_w = \text{temperatura del agua condensada} = 121^\circ\text{C}$$

Luego, reemplazando valores en la fórmula (3):

$$h_v = 524 \text{ Kcal/kg}$$

Reemplazando valores en la fórmula (5); (pag. 41):

$$m_v = 48,890.50 \text{ kg/hr}$$

Asumiendo una pérdida de calor por radiación del 20%:

m_{vt} = consumo neto de vapor de los tachos

$$= 1.20 \times 48,890.50 = 58,668.60 \text{ kg/hr}$$

4.2.5 BALANCE TERMICO EN LOS EQUIPOS DE REFINERIA

Producción de azúcar refinada:

$$\frac{81,731 \text{ Ton}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{5,000 \text{ horas}} = 1,634 \text{ Ton/hr}$$

Consumo promedio de vapor de los equipos de
refinería: 2 Ton vapor/Ton azúcar

a).- Consumo de vapor de 2.05 bar por los clarificadores de licor:

$$\begin{aligned} 2 \frac{\text{Ton vapor}}{\text{Ton azúcar}} \times 32.68 \frac{\text{Ton azúcar}}{\text{hora}} &= 65.36 \frac{\text{Ton vapor}}{\text{hora}} \\ &= 65,360 \frac{\text{kg vapor}}{\text{hora}} \end{aligned}$$

Consumo neto de vapor de 2.05 bar de los clarificadores de licor:

$$65,360 - 12,540.30 = 52,819.70 \text{ kg/hr}$$

b).- Consumo de vapor por el secador de azúcar refinada:

vapor de 4.11 bar = 0.1 Ton/hr = 100 kg/hr

vapor de 9.63 bar = 0.2 Ton/hr = 200 kg/hr

RESULTADOS FINALES:

Consumo de vapor de 9.63 bar:

Secador de azúcar = 200 kg/hr

Consumo de vapor de 4.11 bar:

Pre-evaporador (Kestner) 63,867 kg/hr +

Calentador de jugo clarificado 9,928.50

Secador de azúcar 100.00

Consumo total de vapor 73,895.50 kg/hr -

Flujo de vapor de 4.11 bar
de escape de las 7 turbinas 79,669.43 kg/hr

Consumo neto de vapor total de
4.11 bar -5,773.93 kg/hr

Consumo de vapor de 2.05 bar:

Evaporador del primer efecto	40,150.40 kg/hr +
Clarificadores de licor	52,819.70
Tachos de cocimiento	58,668.60
	<hr/>
Consumo total de vapor	151,638.70 kg/hr -
Vapor saliente del pre-evaporador	45,852.60
Vapor de escape de las 7 turbinas reducido de 4.11 a 2.05 bar	5,773.93
	<hr/>
Consumo neto total de vapor de 2.05 bar:	100,012.17 kg/hr

RESUMEN:

Consumo neto de vapor a 32 bar-371°C	= 83,653.80 kg/hr +
" " " " " 9.63 bar	= 200.00
" " " " " 4.11 bar	= 0.00
" " " " " 2.05 bar	= 100,012.17
	<hr/>
Consumo total de vapor:	183,865.97 kg/hr

DISTRIBUCION DE LA ENERGIA UTILIZADA:Vapor a 32 bar-371°C:

$$83,653.80 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 754.76 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = 63.13 \text{ MKcal/hr} +$$

Vapor a 9.63 bar:

$$200 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 663.06 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = 0.13 \text{ MKcal/hr}$$

$$\text{Vapor a 4.11 bar:} = 0.00$$

Vapor a 2.05 bar:

$$100,012.17 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 646.63 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = 64.67 \text{ MKcal/hr}$$

Requerimiento total de energía: 127.93 MKcal/hr

Requerimiento anual de energía:

$$127.93 \frac{\text{MKcal}}{\text{hora}} \times 5000 \frac{\text{horas}}{\text{año}} = 639,650 \text{ MKcal/año.}$$

4.3 CAPACIDAD INSTALADA DE LOS EQUIPOS.

En la actualidad la molienda promedio es de 2,500 TCD y el flujo de caña molida promedio es de 150 TCH, para lo cual se dispone con la capacidad actual de los equipos.

Como consecuencia del balance térmico para la molienda futura de 220 TCH, es necesario implementar un calentador de jugo encalado, un evaporador de jugo y reponer la capacidad de los tachos de cocimiento que se encuentran diseñados para mantener este flujo de molienda y también siempre que se reparen las turbinas de vapor por el desgaste que presentan en el plato de toberas.

El flujo de molienda en el trapiche se mantiene variable debido a los problemas que se presentan en el carguío y transporte de caña debido a la distancia en que se encuentren los campos de cultivo y por las fallas mecánicas que generalmente se presentan en la Planta de Lavado de caña y/o el trapiche.

CAPITULO V

ANALISIS DE LA SITUACION FUTURA

5.1 PROYECCION PARA LA MOLIENDA FUTURA

Del balance térmico realizado para la molienda futura de 220 TCH, se ha establecido el dimensionamiento de los equipos que se requieren para la soberanía energética de la Fábrica de Azúcar para un ritmo de 220 TCH, 1'100,000 Ton caña/año y un requerimiento de 650,000 MKcal/año y 26'904,000 Kw-hr.

El bagazo, por razones de su venta como materia prima para fabricar el papel, debe ser reemplazado por otro combustible equivalente por lo que es indispensable que el balance energético de la Fábrica de Azúcar sea todo lo eficiente posible para que la cantidad de combustible a utilizar sea la mínima indispensable y asegure un costo mínimo de operación, además que se tendría un ingreso adicional por la venta del bagazo producido ya que todo el bagazo producido por las variaciones de humedad y del ritmo de molienda no sería lo suficiente para generar la cantidad de vapor requerido.

Posteriormente, se requerirá la adquisición de los equipos para alcanzar la capacidad deseada, sin embargo los equipos ha adquirir inmediatamente para lograr la independencia energética deberán operar eficientemente para lograr un real y positivo influjo en los

resultados económicos, aún cuando se desee el resultado indispensable para amortizar las cuotas financieras del capital invertido.

5.1.1 ESTUDIO TECNICO PARA LA DEMANDA FUTURA

a).- Demanda estimada de vapor para 220TCH.

32.04 bar-371°C :	83,653.80 kg/hr +	63.13 MKcal/hr +
9.63 bar :	200.00	0.13
4.11 " :	--	--
2.05 " :	<u>100,012.17</u>	<u>64.67</u>
	183,865.97 kg/hr	127.93 MKcal/hr

Requerimiento anual de energía:

$$127.93 \frac{\text{MKcal}}{\text{hora}} \times 5,000 \frac{\text{horas}}{\text{año}} = 639,650 \text{ MKcal/año}$$

Retorno de condensados:

Es normalmente el 150% de la cantidad de vapor utilizado y con un calor latente promedio de 105.57 Kcal/kg durante las 5,000 horas/año de operación.

$$\begin{aligned} \text{Agua condensada retornada} &= \frac{150}{100} \times m_v = 1.5 \times m_v \\ &= 1.5 \times 183,865.97 \\ &= 275,799 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

Calor retornado de la fábrica:

$$275,799 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 5,000 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \times 105.57 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} = 145,580.5 \frac{\text{MKcal}}{\text{año}}$$

Entonces:

Q_A = calor neto entregador por el caldero

$$Q_A = 639,650 - 145,580.50 = 494,069 \text{ MKcal/año}$$

Delcuadro estadístico de utilización de la energía:

	<u>HORAS</u>	<u>MKCAL</u>	<u>KW-HR(Fca)</u>	<u>KW-HR (Total)</u>
1,979	3,745.32	209,195	6'053,481	19'169,262
1,980	4,623.32	267,043	8'531,500	23'079,332
1,981	4,349.24	254,759	7'230,500	23'180,824
1,982	4,066.67	287,065	7'345,793	24'331,177

se deduce que para la demanda futura de energía para las 220TCH y las 5,000 horas de operación calculado de 494,069 MKcal/año, se aproxima a los valores estadísticos que se indican.

b).- Energía eléctrica estimada para 220 TCH en KW-hr

<u>USO</u>	<u>POTENCIA UTILIZADA (KW)</u>	<u>HORAS año</u>	<u>ENERGIA ELECTRICA (KW-HR)</u>
Azúcar rubia	1,300	5,000	6'500,000 +
Azúcar refinada	500	5,000	2'500,000
Talleres	160	3,600	576,000
Irrigación	600	5,900	3'540,000
Administración y oficinas, vivienda.	--	--	13'788,000
	<u>2,560 Kw</u>		<u>26'904,000 Kw-hr</u>

5.2 SELECCION DEL GENERADOR DE VAPOR

5.2.1 ALTERNATIVAS DEL COMBUSTIBLE A UTILIZAR

a).- BAGAZO

Debido a que el bagazo es la materia prima para fabricar el papel y se le valora como un combustible, el costo de fabricar papel del petróleo (figura tecnológica que define el intercambio térmico del bagazo con otro combustible) será probablemente mayor en el futuro y una fábrica montada para producir papel del bagazo producido por una fábrica de azúcar distante no podría

soportar el mayor costo del transporte si utilizara todo el bagazo producido la CAAP como combustible de sus calderos, por lo que es difícil que se presente en el futuro esta situación.

El espacio que dispone la CAAP después del quinto molino del trapiche es reducido e incapaz de contener todo el almacenamiento del bagazo y las instalaciones futuras del caldero, por lo que sería necesario el transporte regresivo del bagazo hacia la parte delantera del patio de descarga de caña, el cuál también carece del suficiente espacio para el total de las obras requeridas. Otro inconveniente es la variación del ritmo de molienda y la humedad presente en el bagazo, por lo que no se dispondría de un flujo continuo del bagazo como combustible y en las condiciones requeridas.

Considerando:

m_{bag} = flujo de bagazo producido

$$m_{bag} = 220 \frac{\text{Ton caña}}{\text{hora}} \times \frac{0.16 \text{ Ton fibra}}{1 \text{ Ton caña}} \times \frac{1 \text{ Ton bagazo}}{0.5 \text{ Ton fibra}} \times \frac{5000 \text{ hr}}{\text{año}}$$

$$m_{bag} = 70.40 \text{ Ton/hora}$$

Q_A = calor neto entregado por el caldero = 494,069 MKcal/año

Q_{comb} = calor entregado por el combustible

η_c = eficiencia del caldero bagacero = 0.6 a 0.65
con hogares mecánicos.

Se sabe que:
$$\eta_c = \frac{Q_A}{Q_{comb}} \quad (9)$$

Luego:
$$Q_{comb} = \frac{Q_A}{\eta_c}$$

También:
$$Q_{comb} = M_{bag} \times PC_{bag}$$

donde:

M_{bag} = flujo de bagazo requerido como combustible

PC_{bag} = poder calorífico del bagazo húmedo = 1,953.14 Kcal/kg

Por tanto:

$$M_{\text{bag}} = \frac{Q_A}{\eta_c \times PC_{\text{bag}}} = \frac{494,069 \text{ MKcal/año}}{0.60 \times 1,953.14 \text{ Kcal/kg}}$$

$$M_{\text{bag}} = 421,602.30 \text{ Ton/año}$$

$$= 421,602.30 \div 5000 = 84.32 \text{ Ton/hora}$$

Por lo que se presentaría un deficit en el suministro del bagazo requerido para la combustión de:

$$84.32 - 70.40 = 13.92 \text{ Ton/hora}$$

Costo actual del bagazo húmedo entero = 44.60 dolar/Ton

Costo del combustible si = $84.32 \frac{\text{Ton}}{\text{hora}} \times 44.60 \frac{\text{dolar}}{\text{Ton}}$

se utilizara el bagazo.

$$= 3,760.67 \text{ dolar/hora}$$

b).- CARBON

La posibilidad de quemar carbón como combustible para el caldero se encuentra limitada por la distancia en que se encuentra la fuente disponible, que en este caso la más cercana es Oyón, la que se encuentra a 225 km de distancia de Paramonga, lo que representa un viaje de 7 horas o un ciclo completo de 12 horas del transporte, además de las limitaciones del espacio requerido en el actual patio de caña frontal de la fábrica de azúcar para su almacenamiento, ya que la reserva necesaria del carbón y sus instalaciones para acondicionarlo con las técnicas modernas de operación requieren de un mayor espacio del que no se dispone.

Sin embargo, se puede considerar en el caso de utilizarlo como combustible:

Análisis del carbón de la mina de Pampahuay (Oyón):

Potencial de reserva: 260'000,000 Toneladas de carbón coquificable y carbón antracita

$PC_c = \text{poder calorífico del carbón} = 7,668.11 \text{ a } 5,723.30 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$

carbón del tipo bituminoso bajo volátil (tamaño:1" en promedio)

humedad = 1.04 a 5.71%
 materia volátil = 15 a 16.64%
 carbón fijo = 63.61 a 73.37%
 cenizas = 8.95 a 15.68%
 azufre = 0.65 a 1.30%
 índice libre de = 5 a 6
 hinchamiento.

η_c = eficiencia del caldero carbonero = 0.65 a 0.78

Luego:
$$Q_{\text{comb}} = \frac{Q_A}{\eta_c}$$

También: $Q_{\text{comb}} = M_c \times PC_c$

donde:

M_c = flujo de carbón requerido como combustible

PC_c = poder calorífico del carbón = 6,000Kcal/kg

Por tanto:

$$M_c = \frac{Q_A}{\eta_c \times PC_c} = \frac{494,069 \text{ MKcal/año}}{0.70 \times 6,000 \text{ Kcal/kg}}$$

$$M_c = 117,635.47 \text{ Ton/año} = 23.52 \text{ Ton/hora}$$

Costo actual del carbón transportado hasta Paramonga=0.26 dolar
kg

Costo del combustible si= $23.52 \frac{\text{Ton}}{\text{hora}} \times \frac{0.26 \text{ dolar}}{\text{Ton}} \times 1000$
 se utilizara el carbón.
 = 6,115.20 dolar/hora

c).- PETROLEO RESIDUAL, PESADO N°6 (ACEITE BUNKER C)

Es el combustible que requiere menor espacio para su almacenamiento y se dispone de una fuente de suministro constante como lo es el Puerto de Supe que se encuentra a 40 km de distancia de Paramonga lo que representa un

viaje de una hora o un ciclo máximo de dos horas para el transporte, considerando que en este Puerto, Petroperú dispone de una Planta de Almacenamiento del petróleo requerido.

Q_A = calor neto entregado por el caldero = 494,069 MKcal/año

Q_{comb} = calor entregado por el combustible

η_c = eficiencia del caldero petrolero = 0.78

Luego:
$$Q_{comb} = \frac{Q_A}{\eta_c}$$

También: $Q_{comb} = M_{pet} \times PC_{pet}$

donde:

M_{pet} = flujo de petróleo requerido como combustible

PC_{pet} = poder calorífico del petróleo = 10,446.41 Kcal/kg residual N°6 (aceite bunker C)

Por tanto:

$$M_{pet} = \frac{Q_A}{\eta_c \times PC_{pet}} = \frac{494,069 \text{ MKcal/año}}{0.78 \times 10,446.41 \text{ Kcal/kg}}$$

$$M_{pet} = 60,635.35 \text{ Ton/año}$$

$$M_{pet} = 60,635.35 / 5,000 = 12.12 \text{ Ton/hora}$$

Costo actual del petróleo residual N°6 = 0.806 dolar/galón

$$\begin{aligned} \text{Costo del combustible si se usa el petróleo.} &= 12.12 \frac{\text{Ton}}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ galón}}{8.1 \text{ lb}} \times \frac{2205 \text{ lb}}{1 \text{ Ton}} \times 0.806 \frac{\text{\$}}{\text{galón}} \\ &= 3,299.33 \frac{\text{galón} \times 0.806 \text{ dolar}}{\text{hora galón}} \\ &= 2,659.26 \text{ dolar/hora} \end{aligned}$$

La posibilidad de quemar dos o más combustibles alternantes o simultáneos para el caldero, como en el caso de agregar el bagazo extra equivalente al necesario como combustible, implica que disminuya notablemente la eficiencia térmica del mismo en comparación con el que emplea un sólo combustible, ya que en este caso es posible establecer con precisión los parámetros de funcionamiento y optimizar los resultados posibles de obtener.

5.2.2 ALTERNATIVAS DEL NUMERO DE CALDEROS

a).- UNA SOLA UNIDAD GENERADORA DE VAPOR

Del balance térmico realizado y proyectado para las 220TCH, se requiere instalar un generador de vapor con capacidad de 184,000 kg/hr de vapor a 32.04 bar y sobrecalentado a 371°C utilizando el petróleo residual como único combustible.

Debe tenerse presente que el depender de una sólo unidad generadora de vapor es un riesgo de paralizar toda la Fábrica ante una posible falla de funcionamiento y una menor eficiencia por la disminución del ritmo de molienda que exigiría una menor demanda de vapor, ante este riesgo se hace necesario la compra de 2 ó 3 calderos con capacidad sumada equivalente.

b).- DOS UNIDADES GENERADORAS DE VAPOR

El costo de 2 ó 3 calderos con capacidad sumada equivalente es superior en un 40 ó 60% del costo de una sola unidad y la eficiencia de éstos 2 ó 3 calderos sería bastante inferior al de una sola unidad para su máximo régimen de molienda, debido a que las pérdidas por radiación y por el calor sensible de los gases de la chimenea con el adicional exceso de aire necesario, son mayores que la pérdida de un sólo caldero.

Al instalarse 2 calderos, se cubriría las fluctuaciones de la demanda del consumo de vapor, mejorándose la operación total y reduciéndose las fluctuaciones en la presión del vapor producido.

Se recomienda que el vapor generado por el segundo caldero esté a una presión mayor de 32.04 bar el cual alimentaría al turbogenerador equipado para la extracción automática para una mayor demanda de vapor y condensado.

La presión de la salida de la turbina sería igual a 32.04 bar. La presión en el caldero de normal funcionamiento es de 42.38 bar que el extractor de la nueva turbina extrae de la nueva turbina. Las conexiones del vapor proveniente del primer extractor.

El control automático de la extracción de la turbina permite la operación continua del turbogenerador a su máxima capacidad, sin tener en cuenta la cantidad total de vapor requerido para la operación del ingenio en un momento dado.

Este control automático provee el equilibrio del sistema al controlar las cantidades de vapor que se envían al ingenio y al condensador.

Si la demanda de vapor del ingenio aumenta, la turbina envía automáticamente vapor adicional al mismo tiempo que reduce el suministro al condensador. Cuando el ingenio requiere de menos vapor, la turbina envía automáticamente y en forma proporcional vapor adicional al condensador y la torre de enfriamiento sería operada al 50,75 o 100% de su capacidad.

El nivel de operación de la torre de enfriamiento se determina por la cantidad de vapor que va al condensador y por las condiciones atmosféricas presentes.

La torre dispondría de 2 compartimientos, cada uno equipado con un ventilador accionado por un motor de 2 velocidades.

A continuación se indica el diagrama de flujo correspondiente.

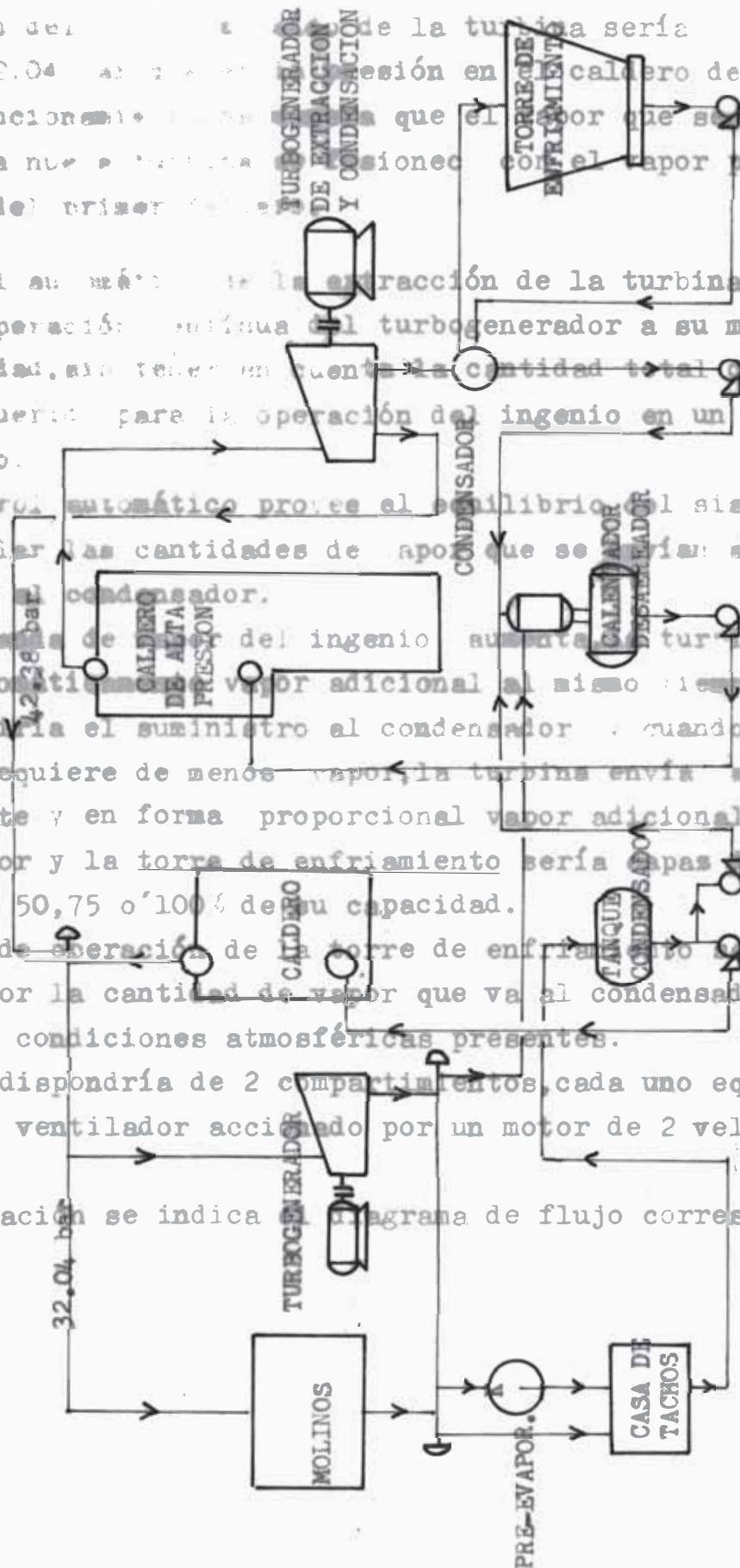


FIGURA N° 4: DIAGRAMA DE FLUJO DE LA DISTRIBUCION DEL VAPOR EN UNA FABRICA DE AZUCAR

La presión del vapor extraído de la turbina sería igual a 32.04 bar que es la presión en el caldero de normal funcionamiento, de manera que el vapor que se extrae de la nueva turbina se fusiona con el vapor proveniente del primer caldero.

El control automático de la extracción de la turbina permite la operación continua del turbogenerador a su máxima capacidad, sin tener en cuenta la cantidad total de vapor requerido para la operación del ingenio en un momento dado.

Este control automático provee el equilibrio del sistema al controlar las cantidades de vapor que se envían al ingenio y al condensador.

Si la demanda de vapor del ingenio aumenta, la turbina envía automáticamente vapor adicional al mismo tiempo que reduciría el suministro al condensador y cuando el ingenio requiere de menos vapor, la turbina envía automáticamente y en forma proporcional vapor adicional al condensador y la torre de enfriamiento sería capaz de operar al 50,75 o 100% de su capacidad.

El nivel de operación de la torre de enfriamiento se determina por la cantidad de vapor que va al condensador y por las condiciones atmosféricas presentes.

La torre dispondría de 2 compartimientos, cada uno equipado con un ventilador accionado por un motor de 2 velocidades.

A continuación se indica el diagrama de flujo correspondiente.

c) :- SELECCIO DEL GENERADOR DE VAPOR

Como el único espacio disponible y aconsejable para instalar la planta generadora de vapor es el patio de caña frontal a la fábrica de azúcar y el cual por sus dimensiones, considerando el espacio necesario para la circulación de los camiones de carguío de caña, se hace apto para ubicar en él una sola unidad generadora de vapor.

Con respecto a la generación de energía eléctrica del estudio de las condiciones de demanda de vapor total mínima para las necesidades de producción y considerando una eficiencia de la Fábrica del 10.60% se tiene:

$$0.106 \times 1'100,000 \text{ Ton caña/año} = 116,600 \text{ Ton azúcar} \\ \text{año} \\ = 431 \text{ Ton azúcar} \\ \text{día}$$

y además, considerando el ritmo de molienda de 220 TCH resulta conveniente la instalación de un turbogenerador.

La energía eléctrica total estimada para las 220 TCH es de 26'904,000 Kw-hr/año.

de la distribución de la energía eléctrica estimada anteriormente se tiene el tiempo promedio utilizado de:

$$\frac{5,000 + 3,600 + 5,900}{3} = 4,834 \text{ horas} \\ \text{año}$$

Por lo que el requerimiento de potencia es:

$$\frac{26'904,000 \text{ Kw-hr}}{4,834 \text{ horas}} = 5,566 \text{ Kw-año} \\ \text{año}$$

d).- SELECCION DEL TURBOGENERADOR

Además, se requiere de un turbogenerador de capacidad de 5,500Kw, 550 voltios, 60 c/s, trifásico.

Este turbogenerador utiliza vapor sobrecalentado a 32.04 bar-371°C a contrapresión de 2.05 bar girando la turbina a 4,500 rpm como máximo y provisto de un tablero principal distribuidor completo con todos sus accesorios y elementos de máxima protección.

El turbogenerador reemplaza a las válvulas automáticas reductoras de presión del vapor de 32.04 a 2.05 bar con capacidad para suministrar hasta 5,500 Kw de potencia eléctrica con el cuidado de la operación económica de no producir excedentes del vapor de escape que se pierdan a la atmósfera en ningún momento de su marcha normal.

Debido a la conveniencia de mantener una carga constante en el turbogenerador, no se aconseja el suministro de energía eléctrica a la población la cual será abastecida de la línea estatal de alta tensión mediante la instalación de transformadores y elementos de conexión y control correspondiente a las tensiones y cargas de conducción y consumo.

Consumo de vapor del turbogenerador.

Asumiendo que:

$$p_1 = 32.04 \text{ bar}$$

$$p_2 = 2.05 \text{ bar}$$

$$h_1 = 754.76 \text{ Kcal/kg}$$

$$s_1 = s_2 = 1.6204$$

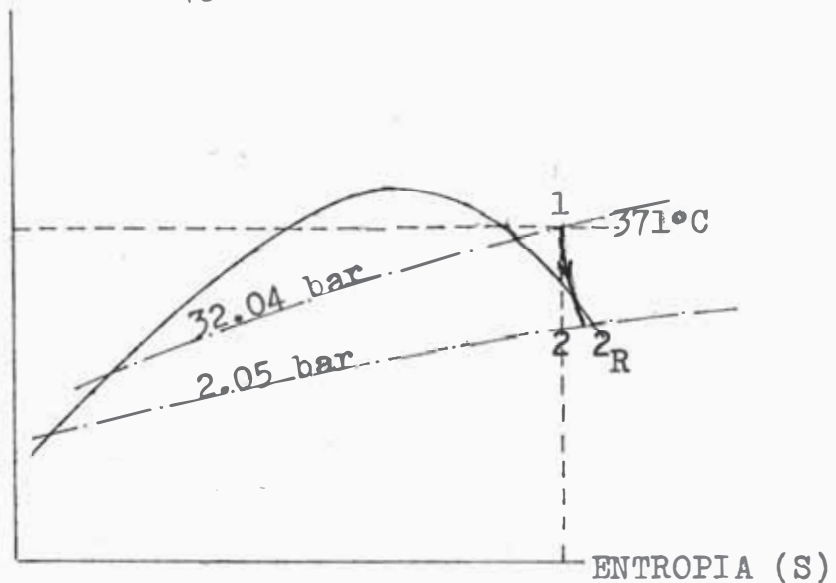
$$s_{f-2.05 \text{ bar}} = 0.3671$$

$$s_{fg-2.05 \text{ bar}} = 1.3327$$

$$h_{f-2.05 \text{ bar}} = 121.26 \text{ Kcal/kg}$$

$$h_{fg-2.05 \text{ bar}} = 525.36 \text{ Kcal/kg}$$

ENTALPIA(H) 78



Como:

$$s_2 = s_{f-p_2} + X_2 \times s_{fg-p_2}$$

$$1.6204 = 0.3671 + X_2 \times 1.3327$$

Luego:

$$X_2 = 0.9404$$

$$h_2 = h_{f-p_2} + X_2 \times h_{fg-p_2}$$

$$h_2 = 121.26 + 0.9404 \times 525.36$$

$$h_2 = 615.31 \text{ Kcal/kg}$$

Potencia eléctrica generada = 5,500 KW

Pérdidas en la línea de transmisión = 10%

Factor de potencia = 80%

Eficiencia del turbogenerador = 70%

Eficiencia total = $(1 - 0.10) \times 0.80 \times 0.70 = 0.50$

Potencia mecánica = $\frac{5,500 \text{ KW}}{0.50} \times \frac{859.7 \text{ Kcal}}{1 \text{ KW-hr}} = 9'456,700 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora}}$

$$\text{Potencia mecánica} = m_v \times (h_1 - h_2) \quad (10)$$

$$9'456,700 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora}} = m_v \times (754.76 - 615.31) \text{ Kcal/kg}$$

Luego:

$$m_v = \text{flujo de vapor utilizado} = 67,814.30 \text{ kg/hr}$$

Como el consumo de vapor de 2.05 bar calculado para las 220 TCH es 100,012.17 kg/hr, se obtendría como vapor de escape de este turbogenerador como se ha calculado anteriormente, una cantidad de vapor necesariamente proveniente del caldero de:

$$100,012.17 - 67,814.30 = 32,197.87 \text{ kg/hora}$$

por razones de el margen de seguridad en el funcionamiento, pudiera instalarse dos turbogeneradores con capacidad similar de: $\frac{5,500}{2} = 2,750$ Kw, sin embargo se

aconseja la instalación de una sola unidad mayor por razones de costo, ya que dos máquinas costarían un 50% más que una sola y siempre existiría la posibilidad de reusar las conexiones a la red de electricidad de la Planta de Fuerza de SPL, que siempre se tendría que utilizar durante los tiempos muertos de reparación y como una garantía de su funcionamiento ante problemas que se presenten en la máquina.

La ubicación de las instalaciones de generación y distribución de energía eléctrica, sería lo más cercana a la ubicación del nuevo caldero.

5.2.3 ESPECIFICACIONES TECNICAS DEL EQUIPO NECESARIO PARA EL GENERADOR DE VAPOR.

La especificación técnica de los equipos necesarios para el nuevo suministro de energía sin considerar la ampliación de los equipos de la Fábrica para el régimen de molienda de 220 TCH se indican a continuación:

- 1.- Un generador de vapor sobrecalentado a 32.04 bar y a 371°C quemando petróleo (bunker C) o residual pesado N°6 para producir 184,000 kg/hr de vapor con una eficiencia mínima garantizada del 78% sobre el poder calorífico del combustible completamente

- automatizado con sistema neumático y con el accionamiento de sus motores para los ventiladores de tiro forzado e inducido para 550 voltios, trifásico y de 60 c/s.
- 2.- Un turbogenerador de 5,500 Kw, 550 voltios, trifásico y de 60 c/s, con un factor de potencia mínima de 0.8 accionado con vapor sobrecalentado de 32.04 bar y a 371°C a contrapresión de 2.05 bar, girando la turbina a 4,500 rpm como mínimo y 900 rpm como máximo, con la velocidad controlada por un regulador.
- 3.- Un tablero principal de control y de distribución primaria para el turbogenerador completo con todos sus accesorios e instrumentos y llaves de protección y seguridad de funcionamiento del turbogenerador.
- 4.- Una planta auxiliar de tratamiento de agua con desmineralización completa por intercambio catiónico-iónico con capacidad para 50 Ton/hr completa con todos sus accesorios y un tanque de reserva de 200 m³ de capacidad (200 Ton) para:

$$\text{Tiempo de suministro constante} = \frac{200}{50} = 4 \text{ horas}$$

$$\text{Flujo de vapor generado} = 184,000 \text{ kg/hr} = 184 \text{ Ton/hr}$$

$$\text{Agua condensada retornada} = 1.5 \times 184 = 276 \text{ Ton/hr}$$

- 5.- Un equipo de bombas centrífugas para el agua de alimentación al caldero con capacidad de 200 m³/hr (276 Ton/hr) de agua a 104.4°C y para una altura manométrica de 500 m con un diámetro de succión de 40.6 cm y con un diámetro de descarga de 25.4 cm, e integrado por una bomba con accionamiento de motor eléctrico de 550 voltios, trifásico y de 60 c/s con llave automática de arranque y protección y una bomba de accionamiento con turbina de vapor a 32.04 bar-371°C a contrapresión de 2.05 bar girando a 4,500 rpm y con regulador de velocidad y un equipo completo de accesorios y válvulas.

Agua de alimentación:

$$v_f = \text{volúmen del agua de alimentación a } 104.4^\circ\text{C} \\ = 0.001047 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Potencia requerida por la bomba; (W_b):

$$W_b = m_w \times v_f \times (P_v - P_w) \quad (11)$$

donde:

$$m_w = \text{flujo del agua de alimentación} = 184,000 \text{ kg/hr}$$

$$P_v = \text{presión del vapor generado} = 32.04 \text{ bar}$$

$$P_w = \text{presión del agua de alimentación} = \text{presión atmosférica} \\ = 1.013 \text{ bar}$$

Reemplazando valores en (11):

$$W_b = 184,000 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 0.001047 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \times (32.04 - 1.013) \text{ bar} \times \frac{1.019 \text{ kg}}{1 \text{ bar-cm}^2} \times \frac{10 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2}$$

$$W_b = 60'950,421 \frac{\text{Kg-m}}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ watt-hr}}{367.1 \text{ Kg-m}} = 166,032.20 \text{ watt}$$

$$W_b = 166.03 \text{ KW}$$

- 6.- Un tanque cilíndrico con casquetes esféricos en sus extremos para soportar una presión de 2.4 bar y con capacidad para 200 m³ (276 Ton) para el agua de alimentación al caldero (4.6 m ϕ x 12 m).
- 7.- Un equipo completo de manipulación, bombeo y calefacción automática con vapor de 9.63 bar del petróleo, apto para alimentar a los quemadores del caldero a la presión y temperaturas adecuadas, con capacidad para 25,000 kg/hr (flujo calculado del petróleo anteriormente=12,120 kg/hr)
- 8.- Tanque cilíndrico de fierro para almacenamiento del petróleo residual N°6 con capacidad de:
- Densidad del petróleo = 3.67 kg/galón
- Flujo del petróleo = 12,120 kg/hr
- Caudal del petróleo = $\frac{12,120 \text{ kg/hr}}{3.67 \text{ kg/galón}} = 3,302.50 \frac{\text{galón}}{\text{hora}}$

Capacidad requerida para las 24 horas de almacenamiento:

$$3,302.50 \frac{\text{galones}}{\text{hora}} \times 24 \text{ horas} = 79,260 \text{ galones}$$

Por lo que se utilizarán 3 tanques con capacidad comercial de 29,900 galones cada uno de 132"Ø x 42', (29,900 x 3 = 89,700 galones).

$$\text{Tiempo de suministro garantizado} = \frac{89,700 \text{ gln}}{3,302.5 \text{ gln/hr}} = 27 \text{ hrs}$$

9.- Un conjunto de tuberías aisladas térmicamente para vapor y agua de alimentación al caldero, para realizar las conexiones necesarias a las líneas existentes en la fábrica .

-Vapor sobrecalentado a 32.04 bar generado por el caldero (m_v):

V = caudal del vapor generado

v_v = volúmen específico del vapor sobrecalentado a 32.04 bar-371°C

$$v_v = 0.088 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\text{Como: } V = v_v \times \frac{m_v}{V} = 0.088 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \times 184,000 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$V = 16,192 \text{ m}^3/\text{hr} = 4.49 \text{ m}^3/\text{sg}$$

La velocidad recomendada para el flujo del vapor sobrecalentado es de 37 a 60 m/sg.

Sea: $v = 43 \text{ m/s}$

$$\text{Como: } V = v \times A = 43 \frac{\text{m}}{\text{sg}} \times \pi \times \frac{d^2}{4} = 4.49 \frac{\text{m}^3}{\text{sg}}$$

Se tiene: $d = 0.36 \text{ m} = 14" \text{ } \emptyset$

Por lo que se requiere de 5mt de tubo de 14" Ø.

-Vapor sobrecalentado a 32.04 bar para la alimentación al turbogenerador.

V = caudal del vapor generado

v_v = volúmen específico del vapor = 0.088 m³/kg

m_v = flujo de vapor al turbogenerador = 68,000 kg/hr

$$\text{Como: } V = v_v \times m_v = 0.088 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \times 68,000 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$V = 5,984 \text{ m}^3/\text{hr} = 1.66 \text{ m}^3/\text{s}$$

Asumiendo: $v = 43 \text{ m/s}$

$$\text{Como: } V = v \times A =$$

$$1.66 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 43 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{\pi \times d^2}{4}$$

Se tiene: $d = 0.22 \text{ m} = 9" \text{ } \emptyset$

Por lo que se utilizará 150 metros de tubo de 10" \emptyset para el flujo de vapor de 32.04 bar al turbogenerador.

-Vapor saturado a 2.05 bar-121°C.

Debido a la pérdida de calor por radiación en el recorrido, será ligeramente sobrecalentado para que ingrese a los equipos calefactores en condiciones de vapor saturado para su óptima aplicación:

$m_v =$ flujo de vapor requerido = 100,012.17 kg/hr

$v_v =$ volumen específico del vapor saturado = 0.86 m³/kg

$V =$ caudal del vapor requerido

$$\text{Como: } V = v_v \times m_v = 0.86 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \times 100,012.17 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$V = 86,010.50 \text{ m}^3/\text{hr} = 23.90 \text{ m}^3/\text{s}$$

La velocidad recomendada para el flujo de vapor saturado es de 25 a 30 m/s.

Sea: $v = 30 \text{ m/s}$

$$\text{Como: } V = v \times A = 30 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{\pi \times d^2}{4} = 23.90 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Se tiene: $d = 1 \text{ m} = 39.3" \emptyset =$ diámetro del tubo requerido.

Por lo que se utilizarán 50 metros de 40" \emptyset para el suministro de vapor de 2.05 bar a la línea instalada.

Agua de alimentación al caldero a 50.60 bar-115°C:

Altura manométrica = 500 m

$$\begin{aligned} \text{Presión de descarga} &= 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 500 \text{ m} = 500,000 \text{ kg/m}^2 \\ &= 50 \text{ kg/cm}^2 = 49.03 \text{ bar} \end{aligned}$$

V = caudal del agua de alimentación

m_w = flujo del agua de alimentación = 184,000 kg/hr

v_w = volúmen del agua de alimentación, específico a 115°C
= 0.00105 m³/kg (por tablas)

$$\text{Como: } V = v_w \times m_w = 0.00105 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \times 184,000 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$V = 193.20 \text{ m}^3/\text{hr} = 0.053 \text{ m}^3/\text{sg}$$

La velocidad recomendada para el flujo de agua es de 1 a 1.5 m/sg.

Sea: $v = 1 \text{ m/s}$

Como: $V = v \times A$

$$0.053 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 1 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{\pi}{4} d^2$$

Se tiene: $d \approx 0.259 \text{ m} = 10.19'' \varnothing$

Por lo que se utilizarán 30 metros de tubo de 10" \varnothing para el suministro del agua de alimentación al caldero a las condiciones de 50.60 bar y 115°C.

CAPITULO VI

ANALISIS ECONOMICO

6.1 ANALISIS ECONOMICO DE LOS COSTOS DE LOS EQUIPOS, POR INSTALAR

6.1.1 COSTO INICIAL DE LA INSTALACION DE LA PLANTA DE FUERZA PARA 220 TON CAÑA/HORA.

a).- Capacidad del generador de vapor.

184,000 kg/hr-de vapor a 32.04 bar--494,069 MKcal
y a 371°C : año

Costo de la Planta de caldero FOB--\$8'236,200 +

Costo por seguro y fletes:5%

0.05 x 8'236,200 = --- 411,810

Costo de la planta de caldero \$8'648,010 +
en el puerto del Callao,CIF

Impuesto a la importación:36.74%

0.3674 x 8'648,010 = 3'177,279

Costo total de la Planta de caldero

en el puerto del Callao. \$11'825,289 +

Costo por obras civiles (cimentaciones, aislamientos, etc.) y por la instalación de equipos mecánicos (tuberías, válvulas, etc.) = 25% del costo CIF del caldero:

0.25 x 8'648,010 =	2'162,000
Costo total de la Planta de calderos instalada para la capacidad indicada:	\$ 13'987,289

b). Capacidad de la Planta generadora de electricidad.

5,500 Kw-550 v - 3 Ø - 60 c/s (26'904,000 Kw-hr):
año

Costo de la Planta eléctrica, FOB \$ 2'028,600 +

Costo por seguro y fletes: 5%

0.05 x 2'028,600 =	----- 101,430
--------------------	---------------

Costo de la Planta eléctrica en el puerto del Callao, CIF	\$ 2'130,030 +
---	----------------

Impuesto a la importación: 36.74%

0.3674 x 2'130,030 =	----- 782,573
----------------------	---------------

Costo total de la Planta eléctrica en el puerto del Callao.	\$ 2'912,603
---	--------------

Estos costos, no consideran los costos por obras civiles (cimentaciones, etc.), ni por las instalaciones de los equipos eléctricos, que representan aproximadamente el 35% del costo de la Planta eléctrica en el puerto **CIF** :

Por lo tanto, el costo de instalación es:

Costo total de la Planta eléctrica en el puerto del Callao:	\$ 2'912,603 +
---	----------------

Costo por obras civiles y de instalación de los equipos eléctricos.

0.35 x 2'130,030 =	----- 745,510
--------------------	---------------

Costo total de la Planta eléctrica	\$ 3'658,113
------------------------------------	--------------

6.1.2 COSTO DE UTILIDADES

Los cuatro gráficos que se adjuntan, indican el costo de los ingresos y egresos para el período entre los años 1972 al 1,986, en ellos se observa que el costo del vapor, energía eléctrica y del bagazo permanecen razonablemente estables para los 6 a 7 primeros años, posteriormente se nota un marcado incremento en los años siguientes

Este estudio estará basado en los costos establecidos siguientes:

Costo del vapor(MKcal neto): 36.90 dolar/MKcal
 Costo de la energía eléctrica: 0.041 dolar/Kw-hr
 Costo del bagazo húmedo entero:44.60 dólar/Ton
 Costo del petróleo pesado residual:0.806 dólar/gln
 N°6.

6.1.3 COSTOS DE OPERACION

Este factor incluye los costos de mantenimiento, costos de funcionamiento (por ejemplo: productos químicos para el tratamiento del agua de alimentación al caldero, combustible para el arranque, etc,) y también costos por la mano de obra de los operadores.

a).- COSTOS DE MANTENIMIENTO

Los costos de mantenimiento y de funcionamiento (operación) obviamente dependen del modo de operación y del personal disponible, además según recomendaciones se considera normalmente, un costo inicial de aproximadamente 5% del costo FOB por año.

b).- COSTO LABORAL

El costo del personal operativo de la Planta depende del número de operadores requeridos y del trabajo a realizar, sin embargo basándose en que se requieren operadores calificados; el número requerido y los costos serían:

<u>Cantidad</u> <u>requerida</u>	<u>Ocupación</u>	<u>Sueldo anual</u>
1	Ing. Superintendente de la Planta de Fuerza	\$ 20,000 +
3	Ing. Supervisor del personal de la Planta de Fuerza.	36,000
3	Operadores del turbogenerador	36,000
3	Asistentes del operador del turbogenerador	21,600
3	Operadores de calderos	28,800
3	Asistentes de los operadores de calderos	17,280
Costo total laboral :		----- 159,680 <u>dólar</u> año

6.1.4 COSTO ANUAL DEL VAPOR GENERADO

$$494,069 \frac{\text{MKcal}}{\text{año}} \times 36.90 \frac{\text{dólar}}{\text{MKcal}} = 18'231,146 \text{ dólar/año}$$

6.1.5 COSTO ANUAL DE LA ENERGIA ELECTRICA

$$26'904,000 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} \times 0.041 \frac{\text{dólar}}{\text{Kw-hr}} = 1'103,064 \text{ dólar/año}$$

6.1.6 COSTO ANUAL DEL BAGAZO PRODUCIDO

$$70.40 \frac{\text{Ton}}{\text{hora}} \times 5,000 \frac{\text{horas}}{\text{1 año}} \times 44.60 \frac{\text{dólar}}{\text{Ton}} = 15'699,200 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

6.1.7 CONSIDERACIONES

Asumiendo que las instalaciones de la Planta de calderos y de la Planta eléctrica son totalmente financiados aparte de la tasa de impuesto a la importación y considerando un interés anual del 10.75% sobre esta cantidad ya disminuída y pagadero en 10 años, el pago anual sería como sigue:

a).- PLANTA DE CALDEROS, PARA 220 TCH DE MOLIENDA.

-Costo total de la instalación ----- \$ 13'987,289 -
del caldero.

-Impuesto a la importación (36.74% 3'177,279
del valor CIF Callao, asumiendolo
exonerado por el Gobierno).

-Costo total financiado del caldero \$ 10'810,010

El costo total financiado del caldero será pagado en forma anual en el transcurso de 10 años con un interés anual del 10.75%;(valor asumido).

Utilizando el sistema de interés compuesto.

-Interés anual = 10.75%
-Tiempo de pago = 10 años
-Costo total = \$ 10'810,010
-Anualidad = 10'810,010 dolar
 10 años
 = 1'081,001 dólar/año

A continuación se indica en el cuadro siguiente el cálculo de las anualidades.

AÑO	PRIMERO	SEGUNDO	TERCERO	CUARTO	QUINTO
1-ANUALIDAD	1'081,001	1'081,001	1'081,601	1'081,001	1'081,001
2-INTERES	0.1075 x 10810,010 = 1'162,076.075	0.1075x(10810,010 - 1081,001) = 1'045,868.46	0.1075x(10810,010 - 2 x 1081,001)= 929,660.86	0.1075x(1081,010 - 3 x 1081,001)= 813,453.25	0.1075x(1081,010 - 4 x 1081,001)= 697,245.64
ANUALIDAD TOTAL ± 1 + 2	2'243,077	2'126,869.46	2'010,661.86	1'894,454.25	1'778,246.64

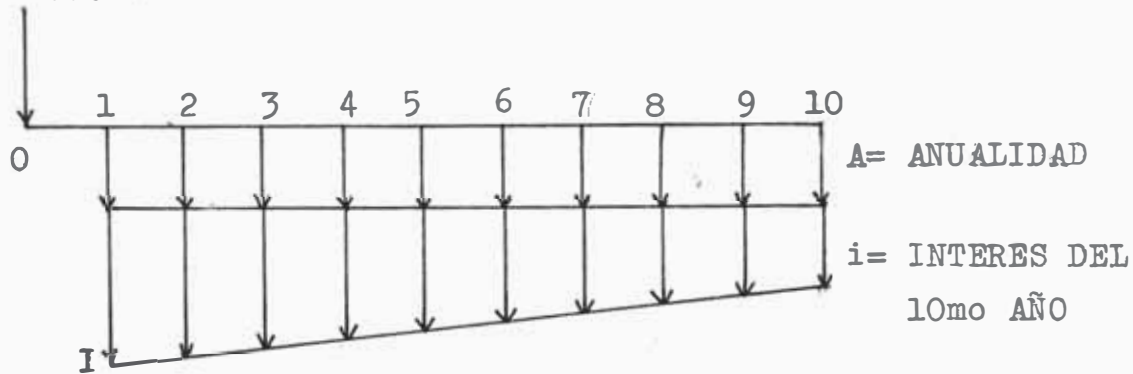
AÑO	SEXTO	SEPTIMO	OCTAVO	NOVENO	DECIMO
1-ANUALIDAD	1'081,001	1'081,001	1'081,001	1'081,001	1'081,001
2- INTERES	0.1075 x (10810,010 - 5 x 1081,001)= 581,038.03	0.1075 x (10810,010 - 6 x 1081,001)= 464,830.43	0.1075 x (10810,010 - 7 x 1081,001)= 348,622.82	0.1075 x (10810,010 - 8 x 1081,001)= 232,415.21	0.1075 x (10810,010 - 9 x 1081,001)= 116,207.60
ANUALIDAD TOTAL ± 1 + 2	1'662,039.03	1'545,831.43	1'429,623.82	1'313,416.21	1'197,208.60

Del cuadro anterior se tiene:

RESUMEN DE COSTOS PARA LA PLANTA DEL CALDERO

<u>AÑO</u>	<u>ANUALIDAD NETA</u>	<u>INTERES</u>	<u>ANUALIDAD TOTAL</u>	
1	1'081,001	1'162,076	2'243,077	+
2	1'081,001	1'045,868	2'126,869	
3	1'081,001	929,660	2'010,661	
4	1'081,001	813,453	1'894,454	
5	1'081,001	697,245	1'778,246	
6	1'081,001	581,038	1'662,039	
7	1'081,001	464,830	1'545,831	
8	1'081,001	348,622	1'429,623	
9	1'081,001	232,415	1'313,416	
10	1'081,001	116,207	1'197,208	
TOTAL	\$10'810,010	\$6'391,418	\$17'201,428	

P=COSTO TOTAL



I = interés del primer año

P = 10'810,010

A = 1'081,001

i = 116,207.67

I = 1'162,076.07

M = gradiente = $\frac{I - i}{9}$

$$= \frac{1'162,076.07 - 116,207.607}{9}$$

9

$$= 116,207.607$$

Costo total anual del año "n" = A + i x M x (10-n)

b).- PLANTA ELECTRICA, PARA 220 TCH DE MOLIENDA.

-Costo total de la Planta Eléctrica----\$3'658,113 -
 -Impuesto a la importación (36.74% ---- 782,573
 del valor CIF Callao, asumiéndolo
 exonerado por el Gobierno).
 -Costo total financiado de la Planta
 Eléctrica. \$2'875,540

El costo total financiado de la Planta Eléctrica
 será pagado en forma anual en el transcurso de
 10 años con un interés anual del 10.75% (valor
 asumido).

Utilizando el sistema de interés compuesto:

-Interés anual = 10.75%
 -Tiempo de pago = 10 años
 -Costo total = 2'875,540
 -Anualidad = $\frac{2'875,540 \text{ dolar}}{10 \text{ años}}$
 = 287,554 dólar/año.

A continuación se indica en el cuadro siguiente
 el cálculo de las anualidades.

AÑO	PRIMERO	SEGUNDO	TERCERO	CUARTO	QUINTO
1-ANUALIDAD	287,554	287,554	287,554	287,554	287,554
2- INTERES	0.1075 x 2875,540 =309,120.65	0.1075 x (2875,540- 287,554) = 278,208.49	0.1075 x (2875,540- 2 x 287,554) = 247,296.44	0.1075 x (2875,540- 3 x 287,554) = 216,384.38	0.1075 x (2875,540- 4 x 287,554) = 185,472.33
ANUALIDAD TOTAL = 1 + 2	596,674.55	565,762.49	534,850.44	503,938.38	473,026.33

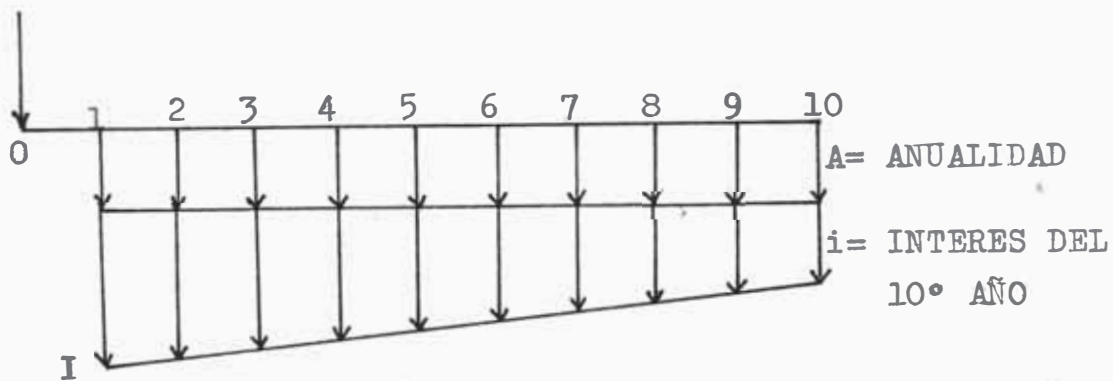
AÑO	SEXTO	SEPTIMO	OCTAVO	NOVENO	DECIMO
1-ANUALIDAD	287,554	287,554	287,554	287,554	287,554
2- INTERES	0.1075 x (2875,540- 5 x 287,554) = 154,560.77	0.1075 x (2875,540- 6 x 287,554) = 123,648.22	0.1075 x (2875,540- 7mx 287,554) = 92,736.16	0.1075 x (2875,540- 8 x 287,554) = 61,824.11	0.1075 x (2875,540- 9 x 287,554) = 30,912.06
ANUALIDAD TOTAL = 1 + 2	442,114.27	411,202.22	380,290.16	349,378.11	318,466.06

Del cuadro anterior se tiene: -

RESUMEN DE COSTOS PARA LA PLANTA ELECTRICA

<u>AÑO</u>	<u>ANUALIDAD NETA</u>	<u>INTERES</u>	<u>ANUALIDAD TOTAL</u>
1	287,554	309,120	596,674 +
2	287,554	278,208	565,762
3	287,554	247,296	534,850
4	287,554	216,384	503,938
5	287,554	185,472	473,026
6	287,554	154,560	442,114
7	287,554	123,648	411,202
8	287,554	92,736	380,290
9	287,554	61,824	349,378
10	287,554	30,912	318,466
TOTAL:	\$2'875,540	\$1'700,160	\$4'575,700

P=COSTO TOTAL



$$I = \text{interés del primer año} = 309,120.65$$

$$P = 2'875,540$$

$$A = 287,554$$

$$i = 30,912.06$$

$$M = \text{gradiente} = \frac{I - i}{9} = \frac{309,120.65 - 30,912.06}{9} = 30,912$$

$$\text{Costo total anual del año "n"} = A + i \times M \times (10 - n)$$

6.1.8 COMPARACION DE LOS COSTOS ACTUALES Y DE LOS COSTOS FUTUROS.

a).- ANALISIS DE LOS COSTOS PARA LA ADQUISICION Y FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA DE FUERZA

a.1).- gastos del primer año

1.-Tasa de importación total:

Tasa de importación de la Planta de calderos.	---	\$3'177,279 +
Tasa de importación de la Planta eléctrica	---	782,573
		<u>\$3'959,852</u>

2.-Anualidad para la Planta de calderos:

Costo total de la Planta de calderos	=	<u>10'810,010 dólares</u>
tiempo de pago		10 años
	=	<u>1'081,001 dólar</u> año

3.-Anualidad para la Planta Eléctrica:

Costo total de la Planta Eléctrica	=	<u>2'875,540 dólares</u>
tiempo de pago		10 años
	=	<u>287,554 dólar</u> año

4.-Interés anual (10.75%) = $\left[\begin{array}{l} \text{Costo total} \\ \text{de la Planta} \\ \text{de la Planta de calderos} \end{array} \right] \times \text{interés}$

	=	$10'810,010 \times \frac{10.75}{100}$
	=	<u>1'162,076.075 dólar</u> año

5.- Interés anual (10.75%) total= Costo total de x interés del costo total de la Planta la Planta Eléctrica.

$$= 2'875,540 \times \frac{10.75}{100}$$

$$= 309,120.55 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

6.- Costo total anual del personal de operación de la Planta de calderos y de la Planta Eléctrica= 159,680 $\frac{\text{dólar}}{\text{año}}$

7.- Costos de mantenimiento:

Costo total anual de mantenimiento de la Planta de calderos ----=411,810 $\frac{\text{dólar}}{\text{año}}$ +

Costo total anual de mantenimiento de la Planta Eléctrica. -----=101,430 $\frac{\text{dólar}}{\text{año}}$

Costo total de mantenimiento: --- 513,240 $\frac{\text{dólar}}{\text{año}}$

8.- Costo anual del petróleo Diesel N°6 para el caldero.

$$\text{Consumo del combustible} = 12.12 \frac{\text{Ton}}{\text{hr}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ Ton}} \times \frac{1 \text{ galón}}{3.33 \text{ kg}} \times \frac{5,000 \text{ hr}}{\text{año}}$$

$$= 18'198,198 \frac{\text{galones}}{\text{año}}$$

Costo anual del combustible:

$$0.806 \frac{\text{dólar}}{\text{galón}} \times 18'198,198 \frac{\text{galones}}{\text{año}} = 14'667,748 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

9.- Costo sub-total:

$$\text{costo (1) + costo (2) + costo (3) + costo (4) +}$$

$$\text{costo (5) + costo (6) + costo (7) + costo (8) =}$$

$$= 22'140,272 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

a.2).- Ingresos del primer año.

10.- Ingreso anual por la venta del bagazo
producido:

$$70.4 \frac{\text{Ton bagazo}}{\text{hora}} \times 44.6 \frac{\text{dólar}}{\text{Ton}} \times 5,000 \frac{\text{horas}}{\text{año}} = 15'699,200 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

a.3).- Gasto neto del primer año.

11.- Gasto neto total del primer
año con la Planta de caldero

y la Planta eléctrica: -----	22'140,272 -
	<u>15'699,200</u>
	6'441,072 <u>dólar</u>
	año

El cálculo para los siguientes años es similar al del primer año, a continuación se detalla en el cuadro siguiente la distribución de los egresos e ingresos anuales.

COSTOS EN DOLARES

	AÑO	1° (1987)	2° (1988)	3° (1989)	4° (1990)
1-	TASA DE IMPORTACION DE LA PLTA. DE FUERZA	3'177,279 + 782,573 <u>3'959,852</u>	—	—	—
2-	ANUALIDAD PARA LA PLTA. DE CALDERO (10 años)	1'081,001	1'081,001	1'081,001	1'081,001
3-	ANUALIDAD PARA LA PLTA. ELECTRICA (10 AÑOS)	287,554	287,554	287,554	287,554
4-	INTERES ANUAL (10.75%) DEL COSTO TOTAL DE LA PLANTA DE CALDEROS.	10'810,010 x 0.1075 = 1'162,076.07	(10'810,010 - 1 x 1081,001) x 0.1075 = 1'045,868.47	(10'810,010 - 2 x 1081,001) x 0.1075 = 929,660.86	(10'810,010 - 3 x 1081,001) x 0.1075 = 813,453.25
5-	INTERES ANUAL (10.75%) del COSTO TOTAL DE LA PLANTA ELECTRICA	2'875,540 x 0.1075 = 309,120.55	(2'875,540 - 287,554) x 0.1075 = 278,208.49	(2'875,540 - 2 x 287,554) x 0.1075 = 247,296.44	(2'875,540 - 3 x 287,554) x 0.1075 = 216,384.38
6-	COSTO TOTAL ANUAL DEL PERSONAL DE OPERACION DE LA PLANTA DE FUERZA	159,680	159,680	159,680	159,680
7-	COSTO TOTAL ANUAL DE MANTENIMIENTO DE LA PLANTA DE FUERZA	411,810 + 101,430 <u>513,240</u>	513,240	513,240	513,240
8-	COSTO TOTAL ANUAL DEL COMBUSTIBLE	12'041,592	12'041,592	12'041,592	12'041,592
9-	COSTO SUBTOTAL = 1+2+3+4+5+6+7+8	19'514,116	15'407,144	15'260,024	15'112,905
10-	INGRESO ANUAL POR LA VENTA DEL BAGAZO	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200
	GASTO NETO TOTAL ANUAL, CON LA PLANTA DE FUERZA: (9) - (10)	3'814,916	- 292,056	- 439,176	- 586,295

	AÑO	5° (1991)	6° (1992)	7° (1993)	8° (1994)
1-	TASA DE IMPORTACION DE LA PLANTA DE FUERZA	—	—	—	—
2-	ANUALIDAD PARA LA PLANTA DE CALDEROS (10 AÑOS)	1'081,001	1'081,001	1'081,001	1'081,001
3-	ANUALIDAD PARA LA PLANTA ELECTRICA (10 AÑOS)	287,554	287,554	287,554	287,554
4-	INTERES ANUAL (10.75%) DEL COSTO TOTAL DE LA PLANTA DE CALDEROS	(10'810,010 - 4 x 1081,001) x 0.1075 = 697,245.64	(10'810,010 - 5 x 1081,001) x 0.1075 = 581,038.04	464,830.43	348,622.82
5-	INTERES ANUAL (10.75%) DEL COSTO TOTAL DE LA PLANTA ELECTRICA	(2'875,540 - 4 x 287,554) x 0.1075 = 185,472.33	(2'875,540 - 5 x 287,554) x 0.1075 = 154,560.87	123,648.22	92,736.16
6-	COSTO TOTAL ANUAL DEL PERSONAL DE OPERACION DE LA PLANTA DE FUERZA	159,680	159,680	159,680	159,680
7-	COSTO TOTAL ANUAL DE MANTENIMIENTO DE LA PLANTA DE FUERZA.	513,240	513,240	513,240	513,240
8-	COSTO TOTAL ANUAL DEL COMBUSTIBLE	12'041,592	12'041,592	12'041,592	12'041,592
9-	COSTO SUB-TOTAL = 1+2+3+4+5+6+7+8	14'965,785	14'818,666	14'671,546	14'524,426
10-	INGRESO ANUAL POR LA VENTA DEL BAGAZO	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200
	GASTO NETO TOTAL ANUAL, CON LA PLANTA DE FUERZA: (9) - (10)	- 733,415	- 880,534	- 1'027,654	- 1'174,774

	AÑO	9° (1995)	10° (1996)	11° (1997)	12° (1998)
1-	TASA DE IMPORTACION DE LA PLANTA DE FUERZA	—	—	—	—
2-	ANUALIDAD PARA LA PLANTA DE CALDEROS (10 AÑOS)	1'081,001	1'081,001	—	—
3-	ANUALIDAD PARA LA PLANTA ELECTRICA (10 AÑOS)	287,554	287,554	—	—
4-	INTERES ANUAL (10.75%) DEL COSTO TOTAL DE LA PLANTA DE CALDEROS	(10'810,010 - 8 x 1'081,001) x 0.1075 = 232,415.21	(10'810,010 - 9 x 1'081,001) x 0.1075 = 116,207.61	—	—
5-	INTERES ANUAL (10.75%) DEL COSTO TOTAL DE LA PLANTA ELECTRICA	(2'875,540 - 8 x 287,554) x 0.1075 = 61,824.11	(2'875,540 - 9 x 287,554) x 0.1075 = 30,912.05	—	—
6-	COSTO TOTAL ANUAL DEL PERSONAL DE OPERACION DE LA PLANTA DE FUERZA	159,680	159,680	159,680	159,680
7-	COSTO TOTAL ANUAL DE MANTENIMIENTO DE LA PLANTA DE FUERZA	513,240	513,240	513,240	513,240
8-	COSTO TOTAL ANUAL DEL COMBUSTIBLE	12'041,592	12'041,592	12'041,592	12'041,592
9-	COSTO SUB-TOTAL= 1+2+3+4+5+6+7+8	14'377,306	14'230,187	12'714,512	12'714,512
10-	INGRESO ANUAL POR LA VENTA DEL BAGAZO	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200
	GASTO NETO TOTAL ANUAL, CON LA PLANTA DE FUERZA: (9) - (10)	- 1'321,894	-1'469,013	-2'984,688	-2'984,688

b).- ANALISIS DE COSTOS PARA EL INGÉNIIO DE AZUCAR
SIN CONTAR CON LA PLANTA DE FUERZA PROPIA.
(SITUACION ACTUAL).

b.1).- Gastos del primer año

1.- Costo neto del vapor para 220 TCH, sin la
 Planta de calderos propia:

$$494,069 \frac{\text{MKcal}}{\text{año}} \times 36.9 \frac{\text{dólar}}{\text{MKcal}} = 18'231,146 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

2.- Costo neto de la electricidad para 220 TCH
 sin la Planta Eléctrica propia:

$$26'904,000 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}} \times 0.041 \frac{\text{dólar}}{\text{Kw-hr}} = 1'103,064 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

3.- Costo sub-total = costo (1) + costo (2)
 = 18'231,146 + 1'103,064
 = 19'334,210 $\frac{\text{dólar}}{\text{año}}$

b.2).- Ingresos del primer año.

4.- Ingreso anual por la venta del bagazo
 producido:

$$70.4 \frac{\text{Ton bagazo}}{\text{hora}} \times 44.6 \frac{\text{dólar}}{\text{Ton}} \times 5,000 \frac{\text{horas}}{\text{año}} =$$

$$= 15'699,200 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

b.3).- Gasto neto del primer año.

5.- Gasto neto total del primer
 año sin la Planta de caldero
 y la Planta Eléctrica:-----

$$\begin{array}{r} 19'334,210 - \\ 15'699,200 \\ \hline 3'635,010 \frac{\text{dólar}}{\text{año}} \end{array}$$

El cálculo para los siguientes años es similar al del
 primer año, a continuación se detalla en el cuadro si-

guiente la distribución de los egresos e ingresos anuales.

Del cuadro que se indica a continuación, se demuestra que el gasto neto total del ingenio de azúcar sin la Planta de Fuerza es muy superior que el gasto neto total con la Planta de Fuerza en funcionamiento.

AÑO	1° (1987)	2° (1988)	3° (1989)	4° (1990)	5° (1991)	6° (1992)
1- COSTO NETO DEL VAFOR PARA 220 TCH, SIN LA PLANTA DE CALDERO PROPIA	14'963,477	14'963,477	14'963,477	14'963,477	14'963,477	14'963,477
2- COSTO NETO DE LA ELECTRICIDAD PARA 220 TCH, SIN LA PLANTA ELECTRICA PROPIA.	1'103,064	1'103,064	1'103,064	1'103,064	1'103,064	1'103,064
3- COSTO SUB-TOTAL = (1) + (2)	16'066,541	16'066,541	16'066,541	16'066,541	16'066,541	16'066,541
4- INGRESO POR LA VENTA DEL BAGAZO A SPL, PARA 220 TCH	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200
5- GASTO NETO TOTAL PARA 220 TCH, SIN LA PLANTA DE FUERZA: () (3) - (4)	367,341	367,341	367,341	367,341	367,341	367,341
GASTO NETO TOTAL PARA 220 TCH, CON LA PLANTA DE FUERZA (CUADRO ANTERIOR)	3'814,916	- 292,056	- 439,176	- 586,295	- 733,415	- 880,534

AÑO	7° (1993)	8° (1994)	9° (1995)	10° (1996)	11° (1997)	12° (1998)
1- COSTO NETO DEL VAPOR PARA 220TCH SIN LA PLANTA DE CALDEROS PROPIA	14'963,477	14'963,477	14'963,477	14'963,477	14'963,477	14'963,477
2- COSTO NETO DE LA ELECTRICIDAD PARA 220 TCH, SIN LA PLANTA ELECTRICA PROPIA.	1'103,064	1'103,064	1'103,064	1'103,064	1'103,064	1'103,064
3- COSTO SUB-TOTAL= (1)+(2)	16'066,541	16'066,541	16'066,541	16'066,541	16'066,541	16'066,541
4- INGRESO POR LA VENTA DEL BAGAZO A SEL, PARA 220 TCH.	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200	15'699,200
5- GASTO NETO TOTAL PARA 220 TCH, SIN LA PLANTA DE FUERZA: (3) - (4)	367,341	367,341	367,341	367,341	367,341	367,341
GASTO NETO TOTAL PARA 220 TCH, CON LA PLANTA DE FUERZA (CUADRO ANTERIOR):	~1'027,654	~ 1'174,774	~ 1'321,894	~ 1'469,013	~ 2'984,688	~ 2'984,688

6.2 ECONOMIA FACTIBLE QUE JUSTIFICA LA INVERSION

Del capítulo anterior, se puede deducir de que al comparar los costos actuales y los costos futuros en la adquisición de la Planta de Fuerza, sólo en el primer año se tiene un saldo en contra para el uso de adquirir la Planta de Fuerza por un valor de:

$$367,341 - 3'814,916 = 3'447,575 \text{ dólar/año}$$

mientras, que en los años posteriores contando con la adquisición de la Planta de Fuerza se tiene una utilidad, debido a que el costo del bagazo producido es mayor que el costo requerido para el funcionamiento de la Planta de Fuerza.

El ingreso que se obtenga por la venta de la melaza y del azúcar se puede considerar que sería para utilizarlo en el mantenimiento, mano de obra de la Fábrica de azúcar y de las oficinas de administración. Debido a que se requiere consumir una cantidad de combustible para garantizar los calentamientos en la Fábrica, con un vapor de baja presión de 2.05 bar se requerirá de todas maneras degradar este vapor producido en el caldero de 32.04 bar para obtenerlo, entonces nada justifica que ello no se efectúe en una máquina que aproveche el salto térmico para la producción de energía eléctrica.

Entonces, sí para la máxima molienda de 220 TCE, se requiere en la Fábrica de 2,560 Kw (considerando talleres, irrigación y sin población), esta cantidad de electricidad sería tomada de la red estatal, menos los 500 Kw que requiere el caldero, pagándose el valor que resulte el KW-hr en cada momento que se considere.

De aquí, entonces, que pueda considerarse válida como justificación de la inversión de capital, una economía factible que valorada con:

Consumo de energía eléctrica
de la Fábrica, talleres, irrigación = $13'116,000 \frac{\text{KW-hr}}{\text{año}}$

Considerando:

-Costo del KW-hr ----- = 0.041 dólar/KW-hr
-Costo de gastos de operación y mantenimiento = 30% del costo total

Costo total de energía eléctrica, sin la Planta Eléctrica propia.

$$= 0.041 \frac{\text{dólar}}{\text{KW-hr}} \times 13'116,000 \text{ KW-hr}$$

$$= 537,756 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$$

Costo neto de la energía eléctrica = $0.70 \times 537,756$
= $376,429 \frac{\text{dólar}}{\text{año}}$

Valor que se evitaría en pagar de contar con la propia Planta Eléctrica.

De aquí se deduce que todos los valores obtenidos indican la ventaja de la inversión necesaria, quedando como beneficio económico una vez amortizados el capital y los intereses devengados por el préstamo que se consiguiese para las instalaciones requeridas.

CONCLUSIONES

- 1.-El presente proyecto para la autogeneración de energía del ingenio azucarero de la CAAP Paramonga se puede utilizar como modelo para efectuar el balance térmico de cualquier ingenio de azúcar y el requerimiento del caldero a utilizar.
- 2.-El balance térmico realizado, ha sido efectuado con un cálculo rápido, para lo cuál, se ha verificado experimentalmente los flujos considerados.
- 3.-Al final de este proyecto, ha quedado demostrado las ventajas y la factibilidad de la autogeneración de energía del ingenio azucarero de la CAAP paramonga.
- 4.-El disponer de un moderno caldero, con el diseño exclusivo de la cámara de combustión para quemar petróleo, tendría una mayor eficiencia que los actuales calderos en servicio de SPL, que por su antigüedad y diseño de sus cámaras de combustión para quemar petróleo, están siendo utilizados inapropiadamente para quemar bagacillo mezclado con el petróleo, en una proporción variable y con un requerimiento del exceso de aire desproporcionado para quemar dos tipos diferentes de combustible, razón por la cual se incrementa el costo del MKcal.
- 5.-Se ha explicado en los anteriores capítulos las dificultades que se presentarían de utilizar el bagazo como combustible; por ser la materia prima para la elaboración del papel y no, como se considera en la actualidad, un desecho de la caña de azúcar.

6.- Debido a que en el futuro, el Perú tendría que importar petróleo, se debe considerar la disponibilidad del cambio de la cámara de combustión para adaptarla en el futuro para quemar el carbón de Oyón de ser posible; además de disponer de una mayor infraestructura para su almacenamiento.

BIBLIOGRAFIA

1. SUGAR Y AZUCAR, revista de publicación mensual: Abril-1981, New York, U. S. A.
2. FLETCHER AND STEWART, "Estudio para la autogeneración de energía de la CAAP Paramonga", Paramonga, 1982.
3. DIVISION TECNICA CECOAAP, "Balance energético del Ingenio de la CAAP Paramonga", Trujillo, 1979.
4. SOINCO S. A. C. I., "Resultados del estudio técnico del problema energético de la CAAP Paramonga", Argentina, 1985.
5. VILLON GENARO , "Definiciones y terminologías usadas en una fábrica de azúcar", Trujillo, 1985.
6. WILHELM LEIBIG, "Leibig Engineering, Inc., Aurora, Colorado, U. S. A., 1976.
7. CAVALLON GUILLERMO , "Secado del polvillo de bagazo para un aprovechamiento óptimo como fuente de energía no tradicional", Sociedad Paramonga Ltda. S.A., 1984.
8. E. HUGOT, "Manual para Ingenieros Azucareros", Continental, México, 1976.
9. L. A. TROMP, "Machinery and Equipment of the Cane Sugar Factory", Norman Rodger, Inglaterra, 1936.
10. G. L. SPENCER, "Cane Sugar Handbook", Wiley, New York, 1958.
11. NOEL DEERR, "Cane Sugar", Norman Rodger, Inglaterra, 1921.
12. BABCOCK & WILCOX, "Steam / its generation and use", New York, 1975.
13. U. N. I., FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA MINERA Y METALURGICA, "Primer Symposium Nacional del Carbón", Lima, 1985.
14. W. H. SEVERNS, M. S., "La Producción de Energía Mediante el Vapor de Agua, el Aire y los Gases", Reverté, S. A. México, 1954.