

001
193
063
77

6/09/03

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

Departamento de Ingeniería Mecánica

**ANALISIS Y CALCULO DE UN EVAPORADOR
DE MULTIPLE EFECTO CON APLICACION
A LA INDUSTRIA AZUCARERA**

D6699

TESIS DE GRADO

**Previa a la Obtención del Título de
INGENIERO MECANICO**

Presentada por:

Jorge Aguirre Terán

Guayaquil - Ecuador

1977



D-6699

"ANALISIS Y CALCULO DE UN EVAPORADOR DE MULTIPLE
EFECTO CON APLICACION A LA INDUSTRIA AZUCARERA"

DIRECTOR DE TESIS

ING. GEORGE ASPIAZU

AUTOR

JORGE AGUIRRE TERAN

DECLARACION EXPRESA

"La responsabilidad de los hechos, ideas y Doctrinas expuestas en esta Tesis, corresponden exclusivamente a su Autor; y, el patrimonio intelectual de la misma corresponde a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL".

(Reglamento de Exámenes y Títulos Profesionales)

DEDICATORIA

A MIS PADRES

Sr. Carlos Aguirre Torres

Sra. Olga Terán de Aguirre

A G R A D E C I M I E N T O

A LA ESCUELA SUPERIOR
POLITECNICA DEL LITORAL

A LOS PROFESORES DEL DEPARTAMENTO DE
INGENIERIA MECANICA

AL ING. GEORGE ASPIAZU

Por su acertada Direc-
ción y Colaboración en
la culminación de este
trabajo.

CONTENIDO

	Pág.
CAPITULO I	
INTRODUCCION	1
1.1.- Reseña Histórica	2
1.2.- Importancia de la Evaporación en la Industria Azucarera	2
1.3.- Importancia del Evaporador de Múltiple Efecto	3
CAPITULO II	
FACTIBILIDAD	5
CAPITULO III	
CLASIFICACION Y DESCRIPCION DE LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO	22
3.1.- Evaporador de Tubos Horizontales	23
3.2.- Evaporador Tipo Calandria de Tubos Verticales	24
3.3.- Evaporador Tipo Canasta de Tubos Verticales	25
3.4.- Evaporador de Tubos Verticales Largos	27
3.5.- Selección del Evaporador de Múltiple Efecto	28
CAPITULO IV	
LA EVAPORACION POR EFECTOS	30
4.1.- Descripción	31
4.2.- Aspectos Importantes a considerarse en la Evaporación por Efectos	32
4.3.- Análisis Calorífico en la Evaporación por Efectos	36
4.4.- Ventajas y Desventajas sobre la Evaporación Simple	44
CAPITULO V	
DESCRIPCION DEL EVAPORADOR TIPO CALANDRIA	47
5.1.- El Cuerpo	48
5.2.- La Calandria	49

	Pág.
5.3.- Circulación del Vapor	58
5.4.- Colección de Condensados y Gases Incondensables	61
5.5.- Circulación del Jugo	76
5.6.- Pérdidas de Calor y Aislamiento	86
5.7.- Incrustaciones	87
5.8.- Equipos Auxiliares	89
CAPITULO VI	
CALCULO DEL EVAPORADOR TIPO CALANDRIA	102
6.1.- Requerimientos del Evaporador	103
6.2.- Cálculo de la Cantidad de Agua a Evaporarse	104 *
6.3.- Distribución de Temperaturas en el Múltiple Efecto	105
6.4.- Cálculo de las Tomas de Vapor	109
6.5.- Evaporación en cada cuerpo	112
6.6.- Cálculo de los Grados Brix en cada cuerpo	115
6.7.- Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor	119
6.8.- Cálculo de las Superficies de Calentamiento	124
6.9.- Cálculos Varios	128
CAPITULO VII	
LA TERMOCOMPRESION Y SU APLICACION A LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO	132
7.1.- Principios	133
7.2.- Descripción	133
7.3.- Análisis Calorífico	135 x
7.4.- Ventajas y Desventajas de la Termocompresión	143
7.5.- Uso de la Termocompresión en el Evaporador de Calandria	144
CAPITULO VIII	
OPTIMIZACION DEL EVAPORADOR TIPO CALANDRIA	151
8.1.- Cálculo de las Capacidades de Evaporación	160
8.2.- Cálculo de los Coeficientes de Recurrencia	161

	Pág.
8.3.- Cálculo de las Caídas Aparentes de Temperatura y su corrección	163
8.4.- Distribución Corregida de Temperatura	171
8.5.- Cálculo de las Superficies Mínimas de Calentamiento	171 X
8.6.- Cálculo Definitivo del Evaporador Tipo Calandria	173
CAPITULO IX	
ANALISIS ECONOMICO	180
CAPITULO X	
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	185
CAPITULO XI	
APENDICES	188
11.1.- Tablas	189
11.2.- Gráficos y Figuras	199
11.3.- Planos	205
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	209

NOMENCLATURA

- A : area de la superficie de calentamiento
- A_m : valor promedio de A
- B : grados brix de la solución
- B' : brix medio de la solución
- b : espacio perdido en la placa para alojar el tubo central
- C : calor específico del jugo
- c : coeficiente de evaporación
- D : diámetro interior del cuerpo
- d_e : diámetro exterior del tubo
- d_i : diámetro interior del tubo
- dt : caída neta de temperatura
- dt' : caída real de temperatura
- E : evaporación total en el múltiple efecto
- e : coeficiente de arrastre en el termocompresor
- e_1 : eficiencia de la boquilla
- e_2 : eficiencia del difusor
- e_3 : eficiencia de la caja de mezcla
- G : peso de agua de enfriamiento
- H_1 : entalpía del vapor de proceso que llega al termocompresor
- H_2 : entalpía del vapor aspirado
- H_3 : entalpía del vapor de proceso luego de la expansión ideal en la boquilla
- H_3' : entalpía del vapor de proceso luego de la expansión real en la boquilla
- H_4 : entalpía de la mezcla antes de la compresión
- H_5 : entalpía de la mezcla luego de la compresión ideal en el difusor
- H_5' : entalpía de la mezcla luego de la compresión real en el difusor

- h_1 : coeficiente de transferencia de calor del lado del fluido caliente
- h_2 : coeficiente de transferencia de calor del lado del fluido frío
- I : peso del jugo de alimentación
- J : peso de jugo que llega a los calentadores
- k : conductividad térmica del material del tubo
- L_0 : calor latente de vaporización del vapor de proceso
- L_1 : calor latente de vaporización del vapor producido en el primer efecto
- L_2 : calor latente de vaporización del vapor producido en el segundo efecto
- L_3 : calor latente de vaporización del vapor producido en el tercer efecto
- L_4 : calor latente de vaporización del vapor producido en el cuarto efecto
- l : area de la placa ocupada para alojar un tubo
- M_1 : peso de vapor que llega al termocompresor
- M_2 : peso de vapor aspirado en el termocompresor
- n : eficiencia de los calentadores
- O : peso del jugo concentrado en el múltiple efecto
- P_1 : toma de vapor del primer efecto
- P_2 : toma de vapor del segundo efecto
- P_3 : toma de vapor del tercer efecto
- p : presión total de la mezcla
- p_a : presión parcial del aire en la mezcla
- p_v : presión parcial del vapor en la mezcla
- Q : toneladas de vapor a ser condensado por hora
- R : calor perdido por radiación
- r : coeficiente de recurrencia

- S : area total de la placa
- S_e : superficie exterior del tubo
- S_i : superficie interior del tubo
- s : margen de seguridad
- T : peso de aire a ser extraído
- T_c : temperatura del fluido caliente
- T_f : temperatura del fluido frío
- t : temperatura de saturación del vapor producido
- t_f : temperatura del jugo de alimentación
- t_o : temperatura de saturación del vapor de proceso
- t_{bh} : temperatura de bulbo húmedo del aire
- V : vapor de proceso que llega al primer efecto
- V' : vapor de proceso que llega al termocompresor
- V_b : volúmen de aire a ser extraído por la bomba de vacío
- W : agua evaporada en los diversos efectos
- W_b : trabajo real disponible del chorro de vapor
- x_1 : calidad del vapor de proceso que llega al termocompresor
- x_2 : calidad del vapor aspirado por el termocompresor
- x_3 : calidad del vapor de proceso luego de la expansión ideal en la boquilla
- x_3' : calidad del vapor de proceso luego de la expansión real en la boquilla
- y : capacidad de evaporación
- I : Primer Efecto
- II : Segundo Efecto
- III: Tercer Efecto
- IV : Cuarto Efecto

C A P I T U L O I

I N T R O D U C C I O N

1.1.- Reseña Histórica: El descubrimiento de la evaporación por efectos, fué un paso muy importante dentro de los procesos químicos en general y particularmente en la Industria Azucarera.

Este valioso descubrimiento fué posible gracias a un científico americano de origen francés, llamado Norbert Rillieux. Por el año 1830 ya se había abandonado la costumbre de calentar el jugo en marmitas a fuego directo, sino que se utilizaba vapor de agua. Fué entonces que se le ocurrió a Rillieux la idea de calentar otra fracción del jugo con el vapor producido al evaporarse el agua del jugo original.

Pero al poner en práctica su idea, Rillieux tuvo problemas por cuanto, es imposible evaporar un líquido que se encuentre a la presión atmosférica con vapor saturado a la misma presión. Es decir debe haber un diferencial de temperatura entre el vapor y el líquido. Rillieux consiguió este diferencial de temperatura, gracias a que provocó un vacío en el sentido del jugo original y los restantes.

Fué así como se dió paso a un gran descubrimiento que habría de optimizar los procesos químicos en los cuales esté involucrada la evaporación.

1.2.- Importancia de la Evaporación en la Industria Azucarera: La solución de azúcar que se obtiene luego

de prensar la caña, contiene en su concentración grandes cantidades de coloides, sales orgánicas e inorgánicas y grandes cantidades de agua.

El proceso en el cual se eliminan los coloides y sales se denomina clarificación, el mismo que consiste en la adición de cal a la solución cuando ésta se encuentra a 200°F, luego se procede al asentamiento y decantación para finalmente filtrarlos.

Luego de eliminarse los coloides y sales, falta por eliminar el agua que se haya presente en la solución, este es el paso más importante ya que se elimina aproximadamente el 80% del peso de la solución, esto se lo obtiene mediante el proceso de la evaporación, que en resumen podríamos decir que es el proceso por el cual se concentra la solución de azúcar hasta conseguir un grado Brix aceptable para la calidad de azúcar a obtenerse.

Por lo expuesto anteriormente, es justificado decir que el proceso de evaporación posee gran importancia dentro de la técnica empleada en la obtención del azúcar, ya que de ella depende la calidad del producto.

1.3.-Importancia del Evaporador de Múltiple Efecto: El Evaporador de Múltiple Efecto tiene importancia tanto en el aspecto técnico como en el económico.

Cualquier innovación efectuada a un proceso que

tiende a aumentar la eficiencia del mismo, es un factor importante desde el punto de vista técnico del proceso.

Este es el caso del Evaporador de Múltiple Efecto en la obtención del azúcar.

El hecho de que el evaporador analizado aumente la eficiencia del proceso, implica también una disminución del costo de operación de dicho proceso. Por tal motivo el Múltiple Efecto posee también una importancia económica.

C A P I T U L O I I

F A C T I B I L I D A D

Entre los principales cultivos del Agro Ecuatoriano, se destaca el de la Caña de Azúcar. Su siembra se la realiza de dos maneras; una efectuada técnicamente y cuya producción se la destina a la elaboración de azúcar y la otra se la realiza rudimentariamente y su producción se la destina a la elaboración de panela y aguardiente.

En la Tabla 2-1, aparecen datos relacionados con la superficie de Caña sembrada en las diversas provincias del Ecuador, así como también sus respectivas producciones para los años 1972 a 1975.

En la Tabla 2-2, se dan las superficies sembradas y sus respectivas producciones de los diferentes Ingenios existentes en Ecuador.

De la Tabla 2-1, se podrá observar una gran diferencia en lo que a rendimiento se refiere de una provincia a otra, esto se debe a que como se mencionó anteriormente la siembra tecnificada da como resultado una mayor producción.

En la Tabla 2-3, se encuentran las capacidades instaladas y las respectivas utilizadas para los diferentes Ingenios del Ecuador.

Los Ingenios dedican su producción a dos tipos de azúcar: azúcar blanco que está destinado a abastecer el mercado interno y azúcar crudo, es decir, aquella sin refinar que abastece

ce el mercado externo.

En la Tabla 2-4, se indican las producciones parciales y totales de azúcar de los Ingenios para los años 1972 a 1976.

En la Tabla 2-5, se dá la producción de Melazas para los años 1972 a 1976. Se entiende por Melaza la solución de azúcar incristalizable cuya concentración es de aproximadamente 88° Brix.

En la Tabla 2-6 encontramos la producción de Bagazo para los años 1972 a 1976. El Bagazo es el desecho producto de la trituración de la Caña, tiene un sinnúmero de usos industriales como por ejemplo: materia prima para la producción de papel, combustible, etc.

Relacionando la Tabla 2-2 con la 2-6, se podrá notar que solo un 10% de la cantidad de caña triturada, es aprovechada para la elaboración de azúcar, el resto, es decir, el 90% se manifiesta como: Melaza (3.5%), Bagazo (28%) y finalmente agua (58.5%).

De lo anterior se deduce tomando en consideración que la Capacidad Instalada en el Ecuador es de 20,700 Toneladas Métricas por día y que los Ingenios operan aproximadamente 300 días al año, una producción total máxima de 621,000 Toneladas Métricas por año, es decir, cuando todos los Ingenios produzcan a un 100% de su capacidad instalada.

Ahora se analizará la demanda de azúcar tanto nacional como internacional. En lo que se refiere a la demanda nacional, tenemos que analizar la demanda popular, es decir, la demanda "per capita" y la demanda industrial, hay que hacer énfasis de que esta demanda es de azúcar blanco, es decir, azúcar refinada.

En la Tabla 2-7, aparecen los consumos populares mensuales de azúcar desde el año 1972 a 1976.

En la Tabla 2-8 se dan los consumos de azúcar de las diferentes Industrias. Como solo se tiene datos para el año 1974, nos limitaremos a dar los consumos Industriales para el año antes mencionado.

En lo referente a la exportación de azúcar crudo, estos valores están dados en la Tabla 2-9 y se podrá notar una disminución en las exportaciones de azúcar con el transcurrir de los años, pero esto no tiene ninguna relación con la demanda externa, sino que se debe a que el Gobierno Nacional redujo las cuotas de exportación con la finalidad de proteger la producción de azúcar blanco evitando así un déficit de la misma.

Con los datos que aparecen en la Tabla 2-7, se puede hacer una proyección de la demanda popular, utilizando el método de los mínimos cuadrados. En la Tabla 2-10 se encuentran los resultados obtenidos, la Curva de Proyección de Demanda correspondiente a estos valores se encuentra en el Gráfico B-1 del Apéndice.

Asumiendo que el incremento anual de la demanda industrial de azúcar es de 5% y que la demanda externa de azúcar crudo se mantendrá igual, se pueden obtener los valores de la proyección de demanda total de azúcar para los años 1977 a 1986. Estos valores se encuentran tabulados en la Tabla 2-11.

De la Tabla 2-11, se puede decir que para el año 1982 los Ingenios existentes en el Ecuador no podrán abastecer la demanda total de azúcar, ya que los Ingenios produciendo a un 100% de su capacidad solo producirán 621,000 T.M., mientras que la demanda será de 627,610 T.M. Por lo tanto se justifica un nuevo Ingenio cuya capacidad podría ser calculada en base al déficit que existirá para el año 1986.

Para 1986, de la Tabla 2-11 la demanda de azúcar total será de 826,875 T.M., es decir, que el déficit será de 205,875 T.M. Para que un Ingenio produzca 205,875 T.M. de azúcar, deberá tener una capacidad de 6,862 T.M./día. Por lo tanto se considerará para el presente trabajo un Ingenio con una capacidad del Triturador de 7,500 T.M./día.

En la actualidad existen proyectos para instalar un Ingenio Azucarero en cualesquiera de las siguientes provincias: El Oro, Los Rios, Guayas o Esmeraldas. Creemos conveniente incluir también como posible lugar a la Provincia de Pichincha ya que en esa región del País existen grandes cultivos de Caña de Azúcar, que podrían ser tecnificados; además en esa región está concentrado aproximadamente un 12% del consumo interno total de azúcar.

TABLA 2-1

SUPERFICIE DE CAÑA SEMBRADA Y PRODUCCION EN LAS DIVERSAS PROVINCIAS DEL ECUADOR

PROVINCIA	1972		1973		1974		1975	
	SUPERFICIE (hectareas)	PRODUCCION (T.M.)	SUPERFICIE (hectareas)	PRODUCCION (T.M.)	SUPERFICIE (hectareas)	PRODUCCION (T.M.)	SUPERFICIE (hectareas)	PRODUCCION (T.M.)
CARCHI	2,000	140,000	2,000	120,000	2,700	183,600	1,400	77,000
IMBABURA	5,000	300,000	4,000	260,000	5,500	368,500	4,666	326,200
PICHINCHA	10,285	617,100	11,315	827,050	8,200	590,400	9,000	540,000
COTOPAXI	2,000	180,000	6,000	360,000	7,000	455,000	9,000	450,000
TUNGURAHUA	10	600	15	900	18	1,260	13	910
CHIMBORAZO	800	42,000	280	18,200	260	17,940	350	24,500
BOLIVAR	11,000	660,000	7,000	378,000	7,000	448,000	5,215	338,975
CANAR	3,705	259,350	8,699	304,465	9,200	561,200	10,000	700,000
AZUAY	2,000	81,200	4,740	165,900	7,824	414,672	13,693	890,045
LOJA	16,810	588,350	10,985	560,235	6,040	338,240	12,900	838,500
ESMERALDAS	800	56,000	900	63,000	900	63,000	200	10,000
MANABI	2,000	80,000	2,000	80,000	2,000	80,000	1,600	64,000
GUAYAS	22,842	1'987,254	21,535	1'939,150	35,060	2'980,100	35,140	2'811,200
LOS RIOS	3,000	150,000	1,110	73,260	1,850	111,000	1,476	59,040
EL ORO	3,500	280,000	4,415	110,198	6,500	390,000	5,215	312,900
NAPO	149	11,026	160	11,840	640	48,000	650	32,500
PASTAZA	1,500	90,000	2,400	144,000	2,400	144,000	2,500	150,000
MORONA SANTIAGO	200	12,000	300	21,000	698	41,880	820	49,200
ZAMORA CHINCHIPE	800	40,000	800	40,000	500	25,000	800	48,000
GALAPAGOS	20	800	20	800	20	800	10	450
TOTAL	88,421	5'576,300	89,174	5'476,988	104,310	7'262,592	114,648	7'723,420

TABLA 2-2

SUPERFICIE SEMBRADA Y PRODUCCION POR INGENIOS EN EL ECUADOR

INGENIOS	1972		1973		1974		1975	
	SUPERFICIE (hectarea)	PRODUCCION (T.M.)	SUPERFICIE (hectarea)	PRODUCCION (T.M.)	SUPERFICIE (hectarea)	PRODUCCION (T.M.)	SUPERFICIE (hectarea)	PRODUCCION (T.M.)
SAN CARLOS	10,792	985,387	10,657	703,707	10,740	846,355	11,920	939,344
VALDEZ	7,644	796,780	8,531	745,259	8,976	790,482	9,411	828,790
AZTRA	7,433	334,524	7,787	494,222	9,293	524,269	10,329	582,715
TABABUELA	4,140	194,072	4,200	259,000	2,920	187,320	2,000	128,300
MONTERREY	1,443	100,000	1,500	111,000	1,380	102,375	1,600	118,690
ISABEL MARIA	1,110	74,651	1,630	80,264	1,515	62,885	1,671	69,360
LUZ MARIA	1,400	46,844	1,400	98,000	1,400	101,500	1,500	108,750
TOTAL	33,962	2'532,398	35,707	2'491,452	36,224	2'615,186	38,431	2'775,949

TABLA 2-3

UBICACION Y CAPACIDAD INSTALADA DE LOS INGENIOS EXISTENTES EN ECUADOR
(TONELADAS METRICAS DE CAÑA POR DIA)

INGENIO	UBICACION	CAPACIDAD INSTALADA	CAPACIDAD UTILIZADA	% UTILIZACION
SAN CARLOS	GUAYAS	6,000	5,430	87.50
VALDEZ	GUAYAS	5,000	4,215	84.30
AZTRA	CAÑAR	7,000	3,290	47.00
TABABUELA	IMBABURA	900	800	90.00
MONTERREY	LOJA	500	400	80.00
ISABEL MARIA	LOS RIOS	500	450	92.00
LUZ MARIA	GUAYAS	800	700	88.00

TABLA 2-4 PRODUCCION TOTAL DE AZUCAR POR INGENIOS (T.M.)

INGENIOS	1792			1973			1974		
	BLANCO	CRUDO	TOTAL	BLANCO	CRUDO	TOTAL	BLANCO	CRUDO	TOTAL
SAN CARLOS	69,412	29,190	98,603	54,803	22,957	77,760	74,070	12,974	87,050
VALDEZ	51,938	26,209	78,147	70,448	14,178	84,626	68,993	19,112	88,105
AZTRA	16,278	17,789	34,067	27,404	15,286	42,690	34,357	16,829	51,186
TABABUELA	16,479	5,596	22,075	15,963	4,605	20,568	12,524	2,355	14,879
MONTERREY	6,672	2,219	8,891	6,674	2,984	9,258	7,561	2,894	10,455
ISABEL MARIA	3,413	2,153	5,566	3,583	1,843	5,426	4,817	1,707	6,524
LUZ MARIA	2,618	-	2,618	4,460	867	5,327	4,897	3,222	8,119
TOTAL	166,810	83,156	249,967	183,335	62,720	245,655	207,219	59,093	266,318

TABLA 2-4 PRODUCCION TOTAL DE AZUCAR POR INGENIOS (T.M.) CONTINUACION

INGENIOS	1975			1976		
	BLANCO	CRUDO	TOTAL	BLANCO	CRUDO	TOTAL
SAN CARLOS	82,450	14,172	96,622	91,130	15,370	106,500
VALDEZ	74,520	17,030	91,550	80,051	14,949	95,000
AZTRA	46,178	16,904	63,082	58,000	17,000	75,000
TABABUELA	13,990	2,695	16,685	15,458	3,042	18,500
MONTERREY	9,005	2,475	11,480	10,445	2,056	12,501
ISABEL MARIA	5,022	1,240	6,282	5,227	773	6,000
LUZ MARIA	5,262	1,420	6,682	5,627	874	6,501
SAN JOSE	-	-	-	2,500	500	3,000
TOTAL	236,427	55,936	292,363	268,438	54,564	323,002

TABLA 2-5

PRODUCCION DE MELAZAS EN TONELADAS METRICAS

INGENIOS	1972	1973	1974	1975	1976
SAN CARLOS	31,296	21,135	31,090	29,950	31,420
VALDEZ	26,363	24,248	28,909	28,930	31,200
AZTRA	11,765	17,648	17,958	18,924	23,625
TABABUELA	6,014	5,601	3,613	4,755	5,330
MONTERREY	2,551	2,540	2,684	2,976	3,230
ISABEL MARIA	3,353	2,715	2,324	2,465	2,490
LUZ MARIA	1,561	2,495	3,660	3,785	3,925
TOTAL	82,903	76,382	90,138	91,835	101,220

TABLA 2-6

PRODUCCION DE BAGAZOS (TONELADAS METRICAS)

INGENIOS	1972	1973	1974	1975	1976
SAN CARLOS	275,908	202,668	243,750	263,016	298,200
VALDEZ	223,126	214,634	227,659	232,061	266,000
AZTRA	93,667	142,537	150,989	163,160	210,500
TABABUELA	54,340	74,592	53,948	35,924	47,091
MONTERREY	28,000	31,968	29,484	33,233	30,440
ISABEL MARIA	20,902	23,116	18,111	19,420	16,800
LUZ MARIA	13,116	28,224	29,232	30,450	18,202
TOTAL	709,059	717,739	753,173	777,264	887,233

TABLA 2-7

DEMANDA POPULAR MENSUAL DE AZUCAR (TONELADAS METRICAS)

MES	1972	1973	1974	1975	1976
ENERO	7,508.5	15,407.0	17,761.0	17,526.6	19,594.5
FEBRERO	8,201.1	13,132.0	14,262.5	17,249.5	19,995.4
MARZO	7,428.4	14,444.4	13,163.0	16,960.5	19,045.4
ABRIL	8,436.8	13,405.3	14,219.5	17,207.7	17,113.6
MAYO	10,665.0	14,373.6	14,136.0	16,732.4	20,304.8
JUNIO	10,085.8	14,794.8	15,100.8	17,799.5	19,222.0
JULIO	8,515.1	16,563.0	17,713.0	18,664.2	19,403.9
AGOSTO	13,918.5	18,520.0	16,691.5	18,854.8	18,500.0
SEPTIEMBRE	13,443.6	15,817.6	17,759.8	19,025.8	19,637.0
OCTUBRE	14,716.3	16,966.8	16,757.4	19,020.4	20,273.2
NOVIEMBRE	15,923.8	18,328.0	16,777.5	19,234.1	20,273.2
DICIEMBRE	14,338.3	16,720.2	17,779.3	18,119.5	20,273.2
TOTAL	133,181.2	188,022.7	192,126.3	216,445.0	243,616.2

TABLA 2-8

CONSUMO INDUSTRIAL DE AZUCAR EN 1974 (qq)

PROVINCIA	NUMERO DE INDUSTRIAS	CONSUMO EN QUINTALES
PICHINCHA	22	300,903
GUAYAS	33	467,030
AZUAY	14	16,822
COTOPAXI	14	17,464
OTRAS	7	8,016
TOTAL	90	810,305

TABLA 2-9

EXPORTACION TOTAL DE AZUCAR CRUDA POR INGENIOS (TONELADAS METRICAS)

INGENIOS	1972	1973	1974	1975	1976
SAN CARLOS	33,558	27,951	12,675	13,460	14,601
VALDEZ	28,059	25,718	16,084	16,008	14,052
AZTRA	10,934	11,778	13,731	16,565	16,320
TABABUELA	7,779	6,681	2,354	2,560	2,890
MONTERREY	2,128	2,985	2,919	2,320	1,953
ISABEL MARIA	2,153	1,844	1,707	1,178	735
LUZ MARIA	-	867	3,221	1,349	830
SAN JOSE	-	-	-	-	475
TOTAL	84,611	77,824	52,691	53,400	51,856

TABLA 2-10

PROYECCION DE DEMANDA
DE AZUCAR BLANCO (T.M.)

AÑO	DEMANDA (T.M.)
1977	288,710
1978	335,726
1979	382,743
1980	429,760
1981	476,780
1982	523,790
1983	570,810
1984	617,830
1985	664,840
1986	711,857

TABLA 2-11
 PROYECCION DE DEMANDA TOTAL DE AZUCAR (T.M.)

AÑO	DEMANDA PARCIAL		DAMANDA TOTAL
	BLANCO	CRUDO	
1977	329,255	51,356	381,111
1978	373,266	51,356	430,122
1979	429,632	51,856	481,438
1980	476,893	51,356	528,749
1981	526,269	51,856	578,125
1982	575,754	51,856	627,610
1983	625,372	51,856	677,223
1984	675,120	51,856	726,976
1985	724,995	51,856	776,851
1986	775,019	51,356	826,875

C A P I T U L O I I I

CLASIFICACION Y DESCRIPCION DE LOS EVAPORADORES

DE MULTIPLE EFECTO

Los Evaporadores de Múltiple Efecto se clasifican básicamente de acuerdo a su construcción, los más comunes son:

3.1.- Evaporador de Tubos Horizontales: Es el tipo más antiguo de evaporador usado en la Industria Química.

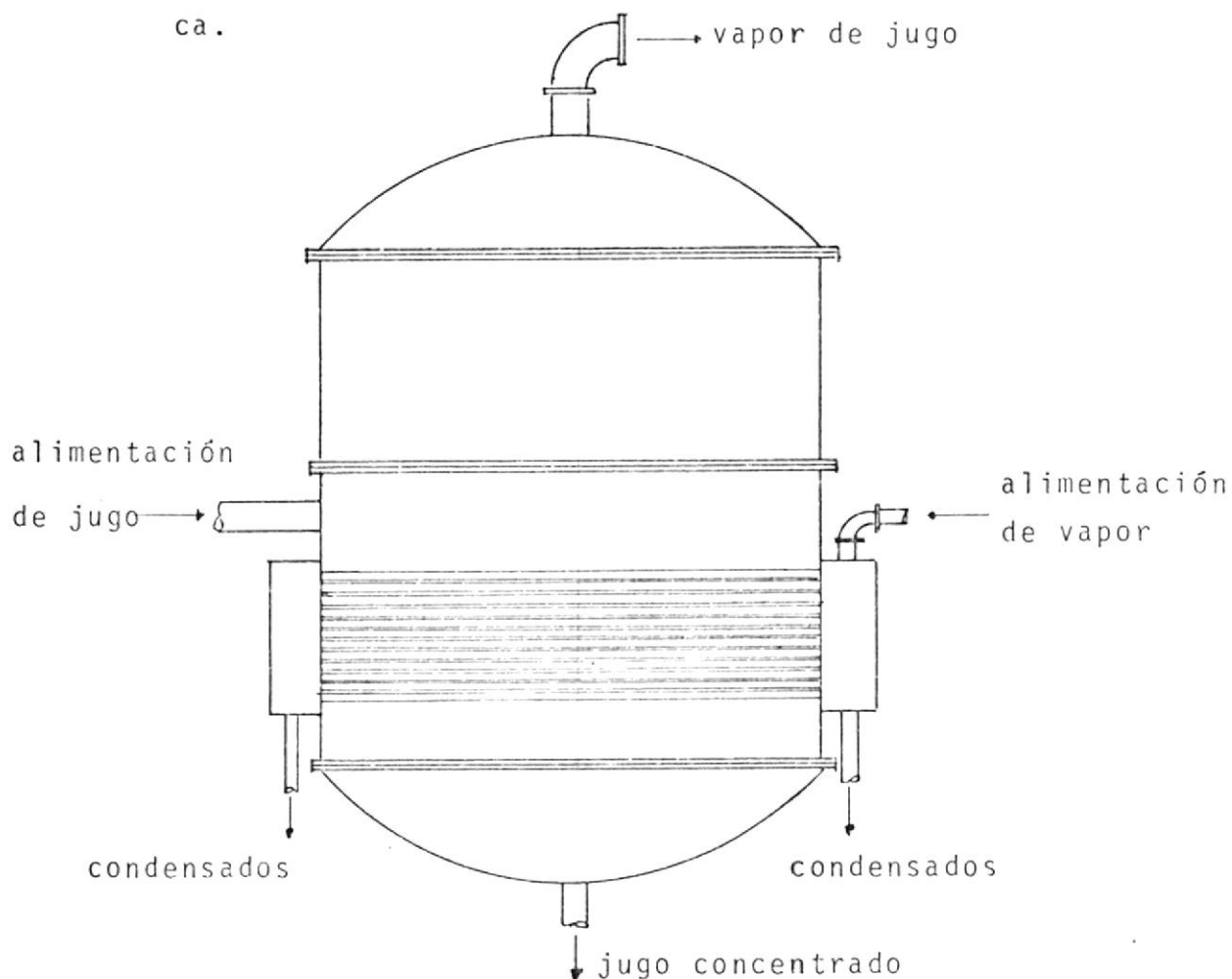


FIGURA 1.- EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES

Como se indica en la Figura 1, consiste de un cuerpo cilíndrico vertical a la que están unidas dos cámaras de vapor. Posee un haz de tubos cuya placa puede ser fundida formando parte integrante del cuerpo o fundida a una de las cámaras de vapor ator-

nillada luego al cuerpo.

Este tipo de evaporador ha caído en la actualidad en desuso debido a su baja eficiencia térmica. Tiene la ventaja de ocupar un reducido espacio vertical y también puede purgarse fácilmente.

3.2.- Evaporador tipo Calandria de Tubos Verticales: Como puede observarse en la Figura 2, consiste de una envoltura cilíndrica vertical con un haz de tubos verticales cortos, colocados entre dos espejos que se remachan en las bridas de la envoltura cilíndrica del Evaporador.

El vapor fluye por afuera de los tubos, en la parte central del haz de tubos hay un tubo grueso, el cual está destinado a la bajante del líquido frío. El diámetro de los tubos es grande para reducir la caída de presión y permitir mayor circulación del jugo.

Se suelen colocar deflectores o guías de vapor para que la distribución de vapor en los tubos sea completa. Su parte inferior es cónica y en él se puede colocar un agitador para aumentar la circulación.

Este evaporador es el más usado y suele llamárselo "standard"; es recomendable para soluciones que depositen incrustaciones o sales, es decir, que pue-

de tener un servicio más riguroso que el evaporador de tubos horizontales.

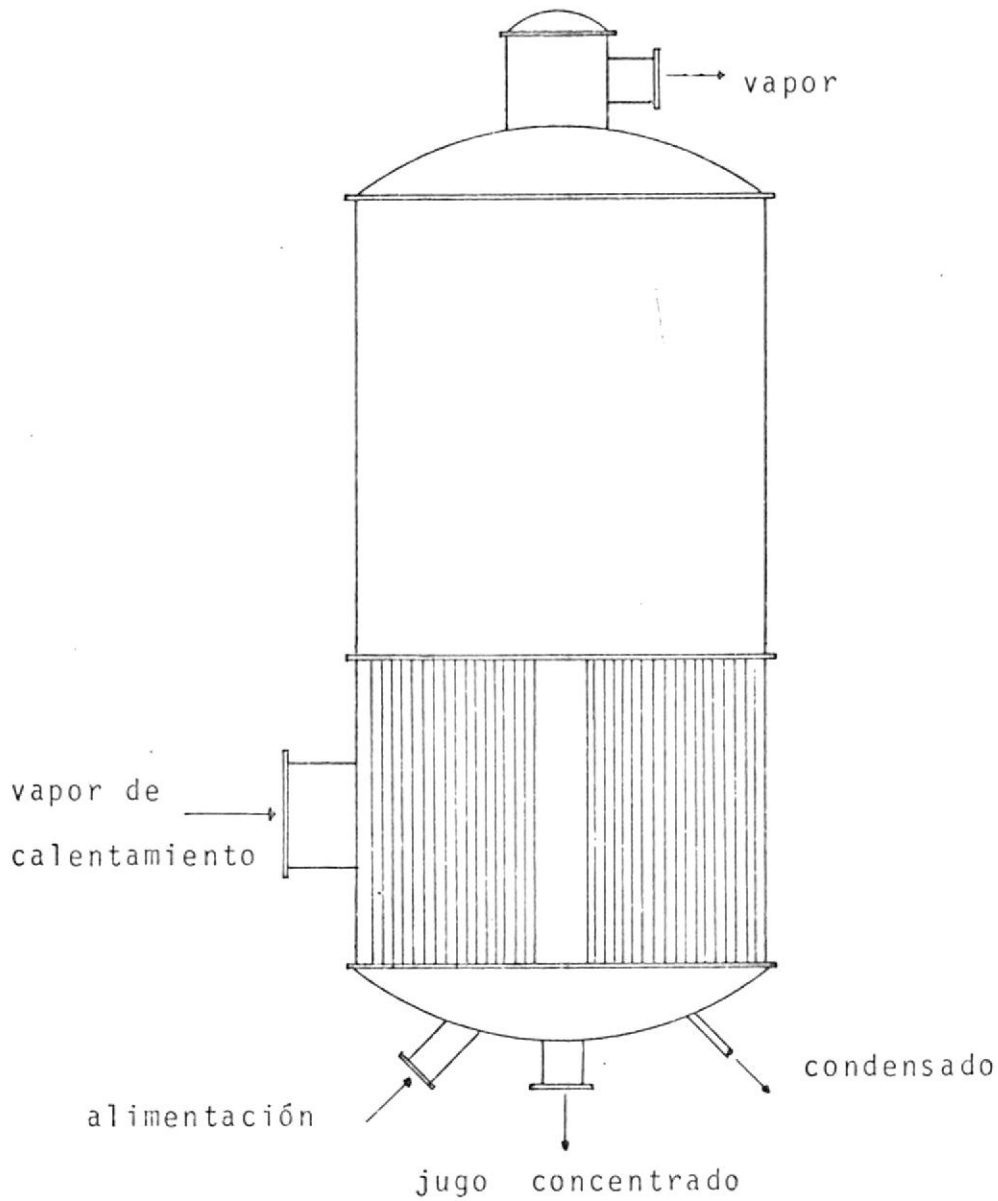


FIGURA 2.- EVAPORADOR TIPO CALANDRIA DE TUBOS VERTICALES

3.3.- Evaporador Tipo Canasta de Tubos Verticales: Este tipo de evaporador como se indica en la Figura 3, es similar al evaporador tipo calandria, excepto que la unidad de calefacción es independiente, es

decir, que el haz de tubos es desmontable lo que permite mayor facilidad en su limpieza. El haz de tubos se soporta sobre ménsula interiores y la bajan-

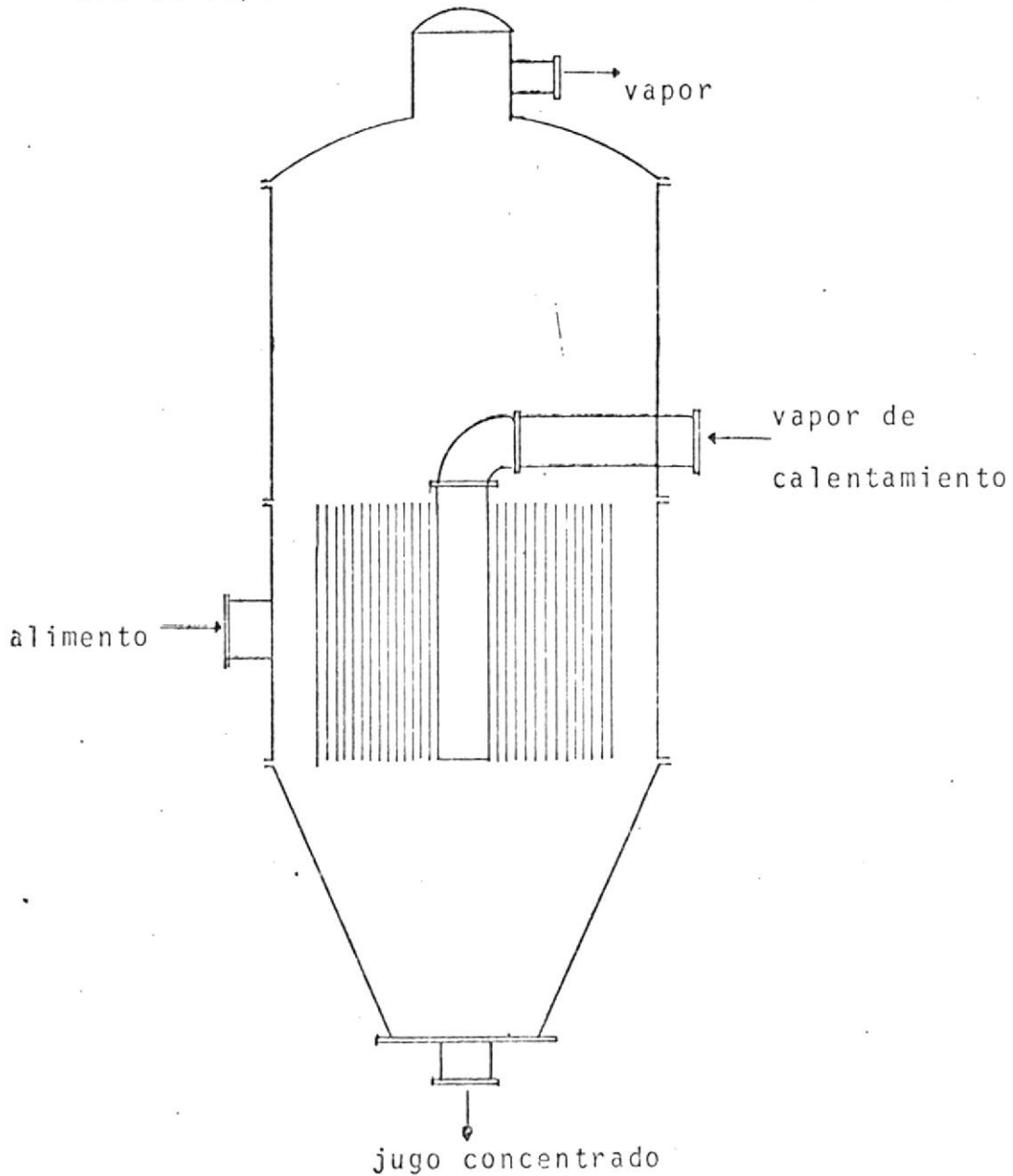


FIGURA 3.- EVAPORADOR TIPO CANASTA DE TUBOS VERTICALES

te del líquido ocurre en un anillo formado entre la envoltura y el elemento de calefacción.

Su campo de aplicación es esencialmente igual al

del evaporador tipo calandria, pero el tipo canasta tiene su limitación debido a que no se puede fabricar aparatos tan grandes.

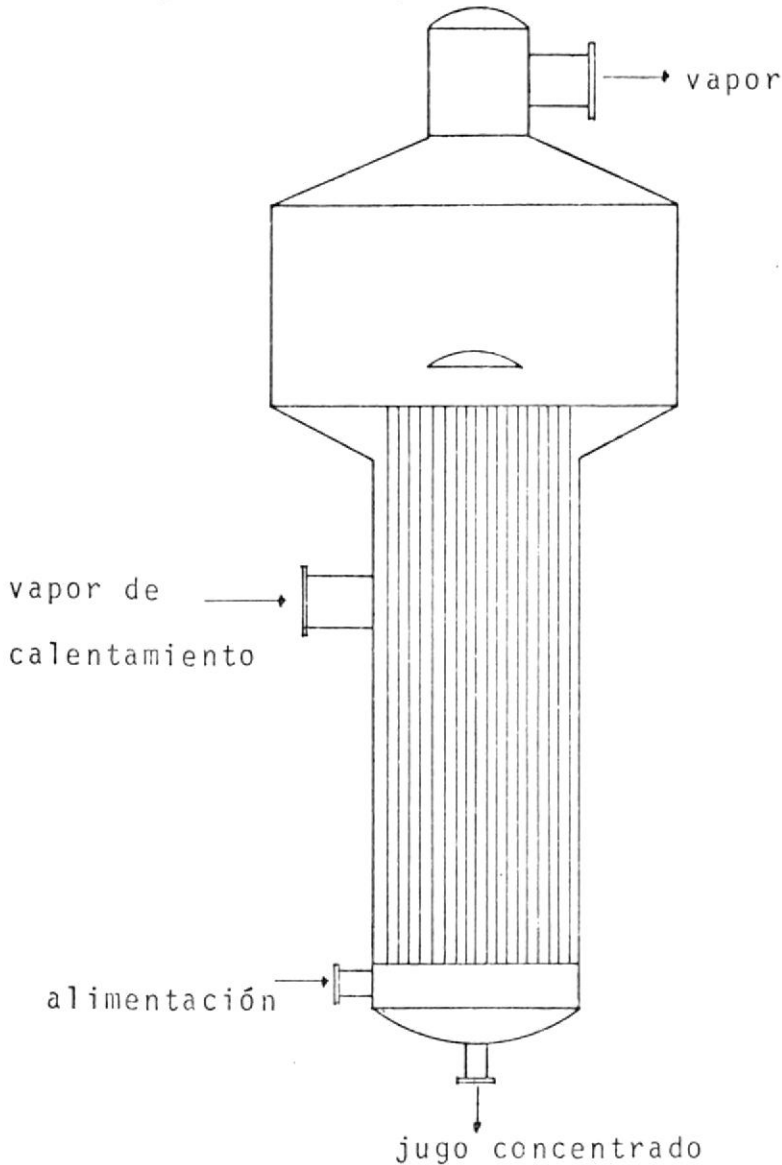


FIGURA 4.- EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES LARGOS

3.4.- Evaporador de Tubos Verticales Largos: Este evaporador antiguamente llamado Kestner, está formado por un elemento de calefacción tubular dentro del cual circula el líquido solo una vez por circulación natural.

El vapor como se indica en la Figura 4, entra a través del cinturón y circula por afuera del haz de tubos en el cual existen deflectores para ayudar el flujo de vapor, el condensado y gases incondensables son recolectados en la parte inferior del cuerpo. El espejo superior del elemento de calefacción es libre y sobre él existe un eliminador de gotas de jugo para disminuir las pérdidas por arrastre.

No es aconsejable utilizarlos con líquidos viscosos ni con líquidos que depositen sales.

3.5.- Selección del Evaporador de Múltiple Efecto: Dado que el evaporador va a manejar un líquido viscoso, se descarta la posibilidad de utilizar los evaporadores de tubos horizontales, así como también los evaporadores de tubos verticales largos.

Queda por elegir entre el evaporador tipo canasta o el tipo calandria. La política de selección entre un evaporador tipo calandria o un tipo canasta, es una particularidad de cada industria, algunos prefieren el tipo canasta para ciertas aplicaciones, mientras que otros prefieren el tipo calandria para las mismas aplicaciones.

En lo que se refiere a la Industria Azucarera, podríamos decir que se ha generalizado el uso del evaporador tipo calandria, en este tipo de evapo-

rador se ha mejorado la técnica de construcción para aplicaciones en la Industria Azucarera. El Evaporador tipo calandria tiene también la ventaja de poder construirse con superficies de calentamiento mayores.

Por lo tanto, el evaporador que se procederá a analizar y calcular será un evaporador tipo calandria de tubos verticales.

C A P I T U L O I V

LA EVAPORACION POR EFECTOS

4.1.- Descripción: Un sistema de evaporación por efectos consiste de varios cuerpos colocados en serie, donde el cuerpo precedente es el elemento de calefacción del cuerpo siguiente.

Al primer cuerpo le llega vapor procedente de la caldera, el cual lleva a ebullición al líquido en dicho cuerpo, luego el vapor producido pasa como vapor de calentamiento al cuerpo siguiente, en donde se repite el proceso.

Un sistema típico de evaporación por efectos, se encuentra en la Figura 5, se trata de tres cuerpos colocados en serie produciendo una evaporación de triple efecto. Teóricamente se puede decir que 1 libra de vapor de proceso evapora en el primer cuerpo 0.9 libra de agua. Estos 0.9 libra de vapor, evaporará aproximadamente 0.8 libra de agua en el segundo cuerpo. Mientras que este último evaporará 0.7 libra de

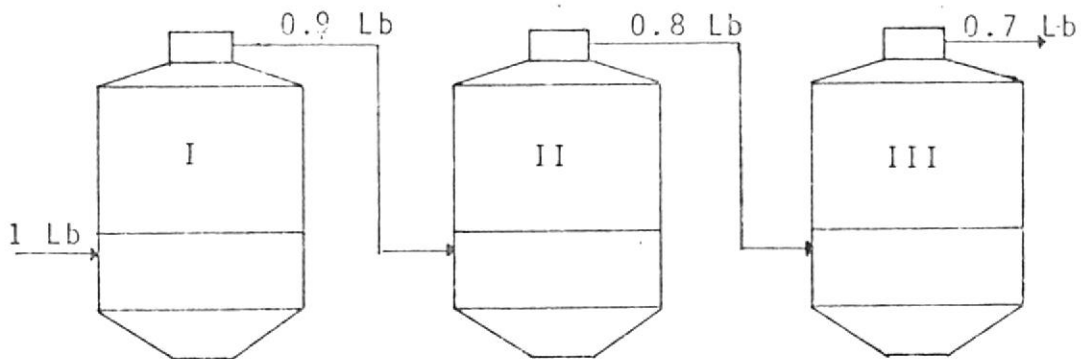


FIGURA 5.- EVAPORADOR DE TRIPLE EFECTO

agua en el tercer cuerpo. Por lo tanto en un sistema de triple efecto, una libra de vapor producirá aproximadamente 2.4 libras de vapor. (Ref. 1)

4.2.- Aspectos importantes a considerarse en la Evaporación por Efectos:

- a) Punto de ebullición: En la evaporación por efectos del jugo de azúcar, el punto de ebullición del jugo depende básicamente de la presión del jugo y su concentración.

La temperatura de ebullición del agua depende de la presión a la que se encuentra, estas presiones y temperaturas están tabuladas en las denominadas Tablas de Vapor, que se encuentran en el Apéndice. A, Tablas A-1 y A-2.

La presión del agua depende también de un factor denominado efecto de la carga hidrostática.

Este efecto consiste en que si se tiene una columna de agua a una presión P determinada, las moléculas de agua que se encuentran a una cierta profundidad, estarán a una presión P más el peso del líquido correspondiente a la profundidad.

Si consideramos que la temperatura de ebullición

del agua, es la correspondiente a la presión P , llegará un momento en que la ebullición se interrumpe debido a que el agua que se encuentra debajo de la superficie, está a una presión P' mayor que P , como la temperatura de ebullición aumenta con la presión, la temperatura necesaria para que entre en ebullición el agua a profundidad será mayor que la que se está suministrando.

Por lo tanto para calcular la temperatura de ebullición del jugo debe considerarse el efecto de la carga hidrostática, este efecto está tabulado y dichas tablas las podemos encontrar en el Apéndice A, Tabla A-3.

Como el líquido que se está evaporando no es agua, sino una concentración de azúcar, se debe considerar también el efecto que produce esta concentración sobre el punto de ebullición.

A la presión atmosférica el agua hierve a 212°F , pero el jugo a la misma presión hierve a 212.5°F , por lo tanto el punto de ebullición se eleva a razón de la concentración del líquido. Esta elevación del punto de ebullición para concentraciones de azúcar están dadas en las tablas del Apéndice, pero sólo se han tabulado los valores para presión atmosférica. Apéndice A, Tabla A-4.

Como en la evaporación del jugo de azúcar se tra-

baja a presiones distintas de la atmosférica, es necesario saber la elevación del Punto de ebullición del jugo para diferentes presiones.

Dos científicos Othmer y Silvis desarrollaron un nomograma en el cual se puede determinar la elevación del punto de ebullición para una concentración y presión determinada. Este nomograma se encuentra en la Figura 6. (Ref. 2)

- b) Límites de Temperatura: Cuando se concentra una solución de azúcar, se deben respetar ciertos límites de temperatura que influirán luego en la calidad del azúcar a obtenerse.

La máxima temperatura a la que se puede llevar la solución de azúcar es de 264°F , cuando la temperatura de vapor de proceso es de 266°F , si se aumenta la temperatura de la solución ésta corre el peligro de caramelizarse. En la práctica se ha optado por mantener una temperatura máxima de la solución de 257°F .

La temperatura mínima de la solución está limitada por el vacío obtenido en el último efecto, generalmente este vacío no debe ser menor de 27 plg. que corresponde a una temperatura del jugo de 125°F , por lo tanto la escala de temperatura obtenida en el múltiple efecto es de 132°F .

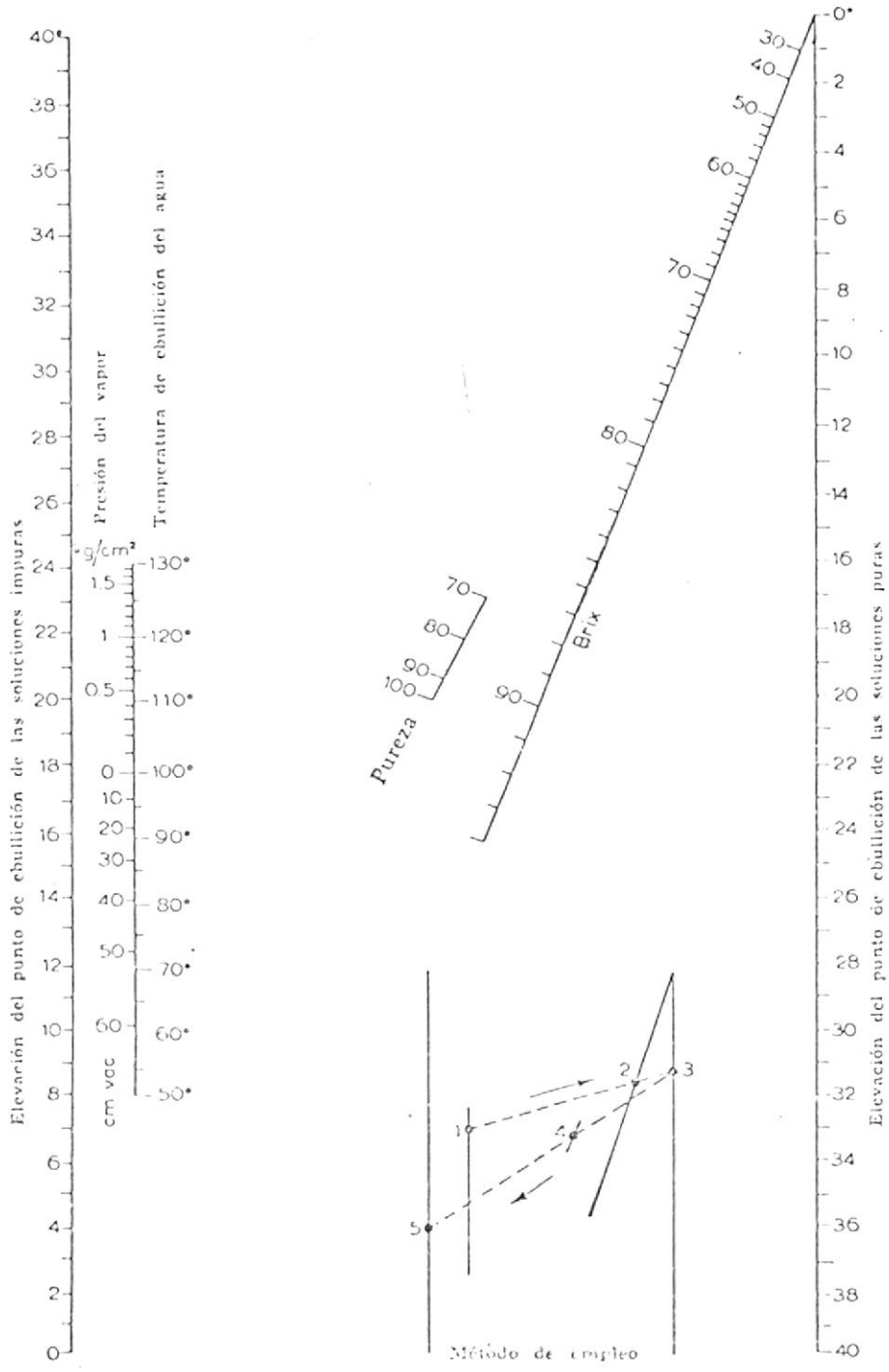


FIGURA - 6.- NOMOGRAMA DE OTHMER Y SILVIS

- c) Límites de Concentración: Generalmente el jugo que llega al primer efecto tiene un grado Brix de 12°. Luego se lo concentra hasta llevarlo a un grado Brix de 60°. Por lo tanto la escala de concentración en el Múltiple Efecto es de 48° Brix.

El límite inferior de concentración depende básicamente del proceso de clarificación. Mientras que el límite superior está determinado por el punto de cristalización del azúcar, que es alrededor de 78° y 80° Brix. Por lo tanto para fabricación de azúcar blanco se fija el límite superior entre 50° y 60° Brix.

4.3.- Análisis Calorífico en la Evaporación por Efectos:

Para efectuar el análisis calorífico, se considerará un evaporador de Cuádruple Efecto, ya que éste es el más común que se utiliza en la Industria Azucarera.

En el desarrollo del análisis calorífico, se usará la siguiente nomenclatura:

- I, II, III, IV : Primero, segundo, tercero y cuarto efecto respectivamente.
F : Alimentación de jugo (Lb/Hra)
E : Evaporación Total (Lb/Hra)
V : Vapor de proceso que llega al primer efecto (Lb/Hra)

- W_1, W_2, W_3 y W_4 : Agua evaporada del primero al cuarto efecto respectivamente (Lb/hra)
- A_1, A_2, A_3 y A_4 : Superficie de calentamiento del primero al cuarto efecto respectivamente (pie^2)
- t_0 : Temperatura de saturación del vapor que llega al primer efecto ($^{\circ}\text{F}$)
- t_f : Temperatura del jugo de alimentación al primer efecto ($^{\circ}\text{F}$)
- t_1, t_2, t_3 y t_4 : Temperatura de saturación del vapor producido del primero al cuarto efecto respectivamente ($^{\circ}\text{F}$)
- t_I, t_{II}, t_{III} y t_{IV} : Temperatura de ebullición del líquido que llega a los efectos I, II, III y IV respectivamente ($^{\circ}\text{F}$)
- C_1, C_2, C_3 y C_4 : Calor específico del jugo que llega a los efectos I, II, III y IV respectivamente (BTU/hra- $^{\circ}\text{F}$)
- L_0 : Calor latente de vaporización del vapor de proceso (BTU/Lb)
- L_1, L_2, L_3 y L_4 : Calor latente de vaporización de los vapores producidos en los efectos I, II, III y IV respectivamente (BTU/Lb)

R_1, R_2, R_3 y R_4 : Calor perdido por radiación en los efectos I, II, III y IV respectivamente (BTU/Hra)

U_1, U_2, U_3 y U_4 : Coeficiente de transmisión de calor en el I, II, III y IV efectos respectivamente (BTU/Hra-pie²-°F)

Antes de proceder al Balance de Calor, se asumirá lo siguiente:

- 1) El condensado sale de cada efecto a la temperatura de saturación del mismo.
- 2) Las pérdidas por radiación es desde la superficie del jugo y la del vapor, se manifiesta como condensado en el efecto siguiente.
- 3) El vapor que llega a cada efecto está a su temperatura de saturación, es decir no tiene sobrecalentamiento.
- 4) En las temperaturas de ebullición no está considerado el efecto de la carga hidrostática, esta temperatura es conocida para todas las concentraciones y presiones existentes en todos los efectos.

Se van a considerar dos casos:

- a) Cuádruple efecto con alimentación hacia adelante: el esquemático de este caso está representado en la Figura 7. (Ref. 3)

Balance de Calor en el Primer Efecto:

$$VL_0 + FC_f(t_f - t_I) = W_1L_1 + R_1 \quad (4-1)$$

Balance de Calor en el Segundo Efecto:

$$W_1L_1 + (F - W_1)C_1(t_I - t_{II}) = W_2L_2 + R_2 \quad (4-2)$$

Balance de Calor en el Tercer Efecto:

$$W_2L_2 + (F - W_1 - W_2)C_2(t_{II} - t_{III}) = W_3L_3 + R_3 \quad (4-3)$$

Balance de Calor en el Cuarto Efecto:

$$W_3L_3 + (F - W_1 - W_2 - W_3)C_3(t_{III} - t_{IV}) = W_4L_4 + R_4 \quad (4-4)$$

Balance de Material en el Múltiple Efecto:

$$E = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 \quad (4-5)$$

La superficie de calentamiento de los cuerpos están dados por las siguientes ecuaciones:

$$A_1 = \frac{V \cdot L_0}{U_1(t_0 - t_I)} \quad (4-6)$$

$$A_2 = \frac{W_1L_1}{U_2(t_1 - t_{II})} \quad (4-7)$$

$$A_3 = \frac{W_2L_2}{U_3(t_2 - t_{III})} \quad (4-8)$$

$$A_4 = \frac{W_3L_3}{U_4(t_3 - t_{IV})} \quad (4-9)$$

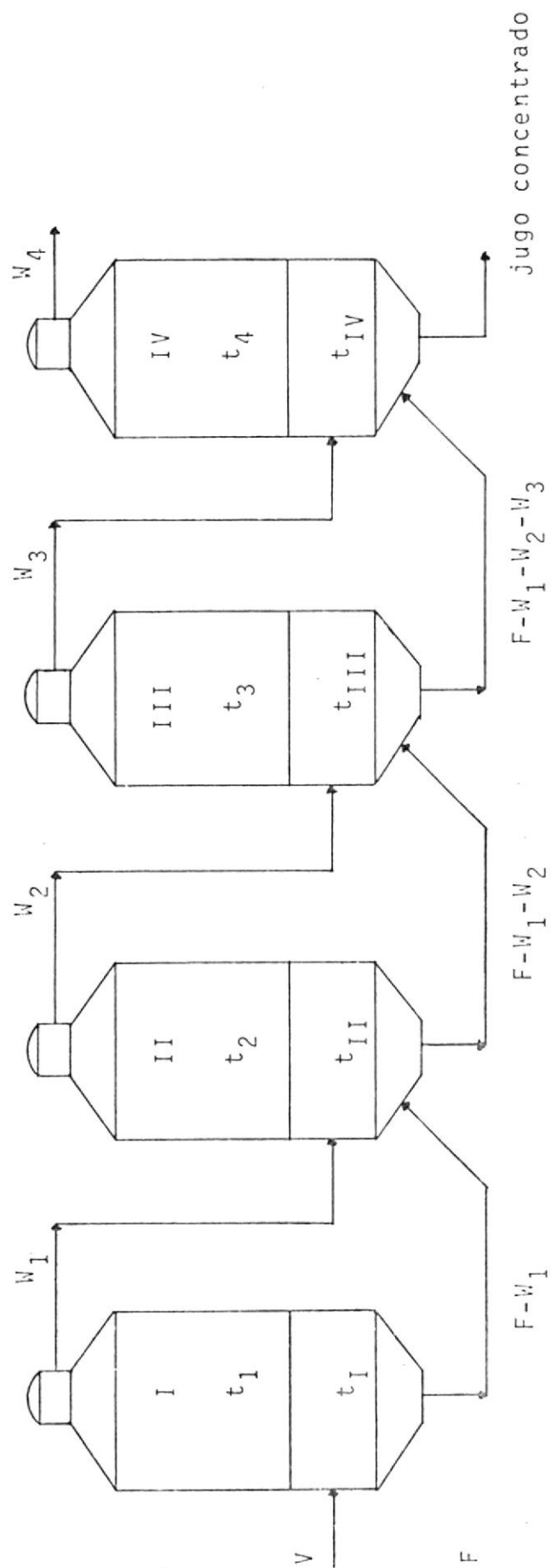


FIGURA 7.- CUADRUPLE EFECTO CON ALIMENTACION HACIA ADELANTE

b) Cuádruple Efecto con alimentación Hacia Atrás:
el esquemático de este caso se encuentra en la
Figura 8.

Balance de Calor en el Cuarto Efecto:

$$W_3L_3 = W_4L_4 + FC_f(t_{IV}-t_f) + R_4 \quad (4-10)$$

Balance de Calor en el Tercer Efecto:

$$W_2L_2 = W_3L_3 + (F-W_4)C_4(t_{III}-t_{IV}) + R_3 \quad (4-11)$$

Balance de Calor en el Segundo Efecto:

$$W_1L_1 = W_2L_2 + (F-W_4-W_3)C_3(t_{II}-t_{III}) + R_2 \quad (4-12)$$

Balance de Calor en el Primer Efecto:

$$VL_0 = W_1L_1 + (F-W_4-W_3-W_2)C_2(t_I-t_{II}) + R_1 \quad (4-13)$$

Balance de Material en el Múltiple Efecto:

$$E = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 \quad (4-14)$$

Las ecuaciones para las superficies de calentamiento, son idénticas a las que se obtuvieron para el caso (a).

Generalmente los valores de L_0 , F , E , t_0 , t_4 , t_f , R_1 , R_2 , R_3 y R_4 son datos conocidos.

Para dar solución a este balance de calor, se suele

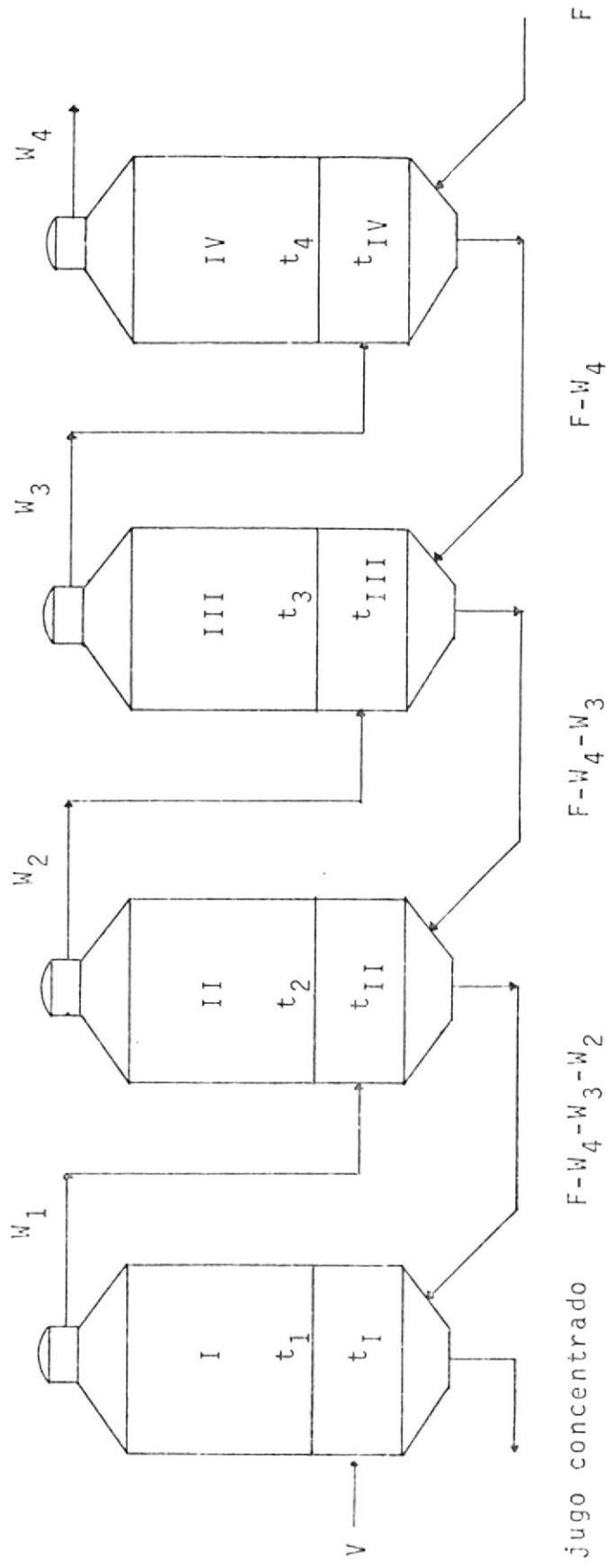


FIGURA 8.- CUADRUPLE EFECTO CON ALIMENTACION HACIA ATRAS

asumir primero una distribución de temperaturas en el Múltiple Efecto, es decir, se asumen valores de t_1 , t_2 y t_3 .

Luego se adoptan valores supuestos de W_1 , W_2 , W_3 y W_4 ; con los datos antes indicados se calculan t_I , t_{II} , t_{III} , t_{IV} , C_1 , C_2 , C_3 , C_4 , L_1 , L_2 , L_3 y L_4 .

Habiendo calculado todos los valores antes mencionados, queda por calcular V , W_1 , W_2 , W_3 y W_4 . Para el efecto tenemos cinco ecuaciones con cinco incógnitas, por lo tanto el sistema de ecuaciones se lo puede resolver. Si los valores de V , W_1 , W_2 , W_3 y W_4 difieren a los adoptados anteriormente, habrá que recalcular todo hasta que los nuevos valores obtenidos resolviendo el sistema de ecuaciones, sean iguales a los adoptados.

Después se calculan las áreas de las superficies de calentamiento, los coeficientes de transferencias de calor para los diferentes cuerpos, suelen ser asumidos en base a datos proporcionados por los fabricantes de estos aparatos o habrá que calcularlos haciendo uso de algunos artificios que serán tratados en el Capítulo VI.

Si los valores de las superficies de calentamiento no guardan estrecha relación con lo deseado, se deberán reajustar las temperaturas t_I , t_{II} , t_{III} y t_{IV} , considerando que este reajuste no altera los

valores de W_1 , W_2 , W_3 y W_4 .

Luego con los valores de t_i , t_{II} , t_{III} y t_{IV} que satisfacen las áreas de las superficies de calentamiento deseado, se obtienen los correspondientes t_1 , t_2 y t_3 . Si estos valores no se aproximan a los asumidos en el primer paso será necesario reajustar todo el cálculo hasta que los valores obtenidos se aproximen a la solución planteada.

De esta forma se han hallado las ecuaciones de Balance de Calor para un Sistema de Evaporación por Efectos. El caso (b) puede ser considerado como ilustración, debido a que los evaporadores aplicados a la Industria Azucarera son generalmente de alimentación hacia adelante.

El procedimiento dado para resolver las ecuaciones del Balance de Calor, es un método generalizado; en el Capítulo VI se tratará más concretamente sobre el método utilizado para evaluar los Evaporadores de Múltiple Efecto usados para concentrar soluciones de azúcar.

4.4.- Ventajas y Desventajas sobre la Evaporación Simple:

Las principales ventajas que presenta la evaporación por efectos sobre la evaporación simple son las siguientes:

- a) Consume menos vapor de proceso, ya que como se mencionó anteriormente, en la evaporación por efectos 1 Lb. de vapor evapora aproximadamente 2.4 Lb. para el caso de un Triple Efecto. Mientras que en la evaporación simple 1 Lb. de vapor evapora aproximadamente 0.9 Lb. de agua de la solución para una misma relación de evaporación.
- b) Debido a que se trabaja al vacío, este sistema tiene la ventaja de poder trabajar a temperaturas muy por debajo de las temperaturas críticas de la solución, es decir, que no se corre el riesgo de llegar a la temperatura crítica donde el jugo se carameliza.
- c) La calidad de azúcar obtenida se la puede controlar más eficazmente, o sea que la concentración de azúcar en la solución puede ser calibrada de modo que se obtenga la requerida, según la calidad del producto.
- d) Debido a que principalmente en las Industrias de azúcar hay una gran demanda de vapor a baja presión (10-15 Lb./plg. ²abs.), las purgas de vapor efectuadas durante la operación se usan para el precalentamiento de grandes cantidades de licores en toda la planta.
- e) Por las ventajas expuestas arriba, se puede con-

cluir diciendo que la evaporación por efectos, tiene un costo de operación inferior al de la evaporación simple.

Las desventajas que presenta la evaporación por efectos son las siguientes:

- a) Debido a la cantidad de cuerpos y accesorios ocupa mayor espacio físico.
- b) Su operación y mantenimiento es más complejo que el de la evaporación simple.
- c) Su costo inicial es mayor, debido al número de cuerpos necesarios para producir los efectos, y también debido a las interconexiones entre los diferentes cuerpos y el equipo necesario para producir vacío.

C A P I T U L O V

DESCRIPCION DEL EVAPORADOR TIPO CALANDRIA

A continuación se describen y analizan los principales componentes del Evaporador Tipo Calandria:

5.1.- El Cuerpo: Está formado por un cilindro vertical bajo el cual está la Calandria que es el elemento de calefacción. Antiguamente el cuerpo se lo construía de fundición pero la técnica moderna lo fabrica ahora de acero, obteniéndose cuerpos más livianos, menos frágiles y más económicos.

La altura del cuerpo sobre la Calandria según normas americanas debe ser 1.5 a 2 veces la longitud de los tubos. Las normas europeas aconsejan una altura del cuerpo de 12 a 13 pies. La altura del cuerpo es sobredimensionada con la finalidad de disminuir las pérdidas por arrastres de las gotas del líquido que se proyectan llevados por el vapor.

El diámetro del cuerpo también influye en el acarreo de gotas de líquido. La técnica aconseja que la sección transversal del cuerpo sea 1 pie^2 por cada 1300 pie^3 por hora de vapor producido para obtener un vapor de óptima calidad.

Es decir, que se necesita un cuerpo de mayor diámetro cuanto mayor sea el volumen del vapor producido y menor su presión.

Los constructores de este tipo de Evaporador hacen caso omiso a esta regla y diseñan cuerpos donde la

velocidad del vapor producido llega a ser de 3 pies por segundo.

Por esta razón se debe instalar un separador en la parte superior del cuerpo con la finalidad de detener las gotas de líquido que puede arrastrar el vapor de jugo.

Para poder observar el trabajo del cuerpo y las condiciones en que se realiza se acostumbra colocar una mirilla de vidrio grueso entre la envolvente y un chasis de cobre atornillado y sellado herméticamente.

5.2.-La Calandria : La Calandria es la prolongación del envolvente, y es fijado a él mediante dos procedimientos como puede verse en la figura 9.(Ref. 2)

El procedimiento A tiene el inconveniente de que las fugas por entre las juntas no pueden eliminarse con facilidad, por esta razón se prefiere el procedimiento B.

Los diámetros de los orificios de las placas que reciben los tubos deben ser aproximadamente $1/32$ " más grandes que los diámetros exteriores de dichos tubos.

Se suele ubicar en la Calandria desviadores de flujo cuya función es obligar al vapor que circule en un trayecto determinado. Pero estos desviadores con el transcurso del tiempo suelen deteriorarse lo que trae

como consecuencia que el vapor no siga el trayecto previsto, con lo cual la purga de gases incondensables resulta defectuosa.

En la parte central de la Calandria se coloca un tubo grueso cuyo objeto es recibir el jugo que se proyecta sobre la

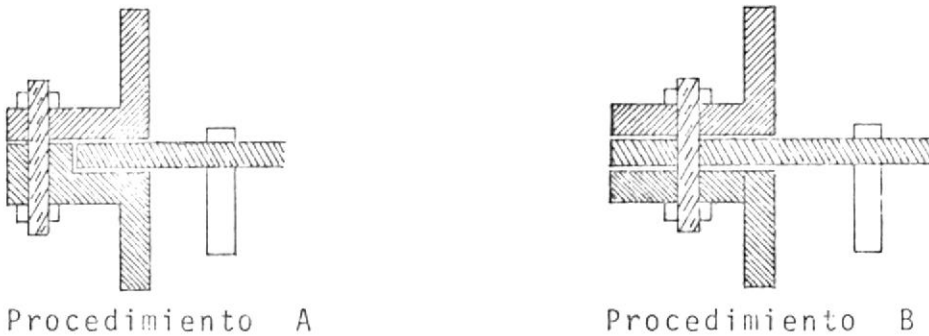


FIGURA 9.- PROCEDIMIENTO PARA FIJACION DE LA CALANDRIA

placa superior y también recólectar el jugo concentrado para pasarlo al cuerpo siguiente.

La técnica aconseja que el diámetro de dicho tubo debe ser $1/4$ ó $1/8$ del diámetro interior del cuerpo.

Algunos fabricantes suelen reemplazar el tubo central por un tubo lateral o por varios tubos pequeños colocados en la Calandria.

Los tubos por donde circula el jugo pueden ser de acero o de latón, siendo estos últimos los más resistentes y de mayor duración.

El latón con que se fabrican dichos tubos debe tener una proporción de cobre no menor al 60%, de lo contrario estos estarían expuestos al ataque de los gases incondensables.

Las técnicas aconsejan que la aleación de los tubos de latón sean como sigue: 70% de cobre y 30% de zinc, o en su defecto 29% de zinc y 1% de estaño.

Antiguamente los tubos eran de 4 a 5 pies de largo, actualmente la técnica europea utiliza tubos de hasta 15 pies con el objeto de que el cuerpo resulte menos complejo.

Actualmente se utilizan tubos que van desde los 6 pies hasta los 8 pies.

La longitud de los tubos deberá exceder $1/4$ " la longitud entre las placas de la Calandria, con el objeto de que el agarre de los tubos a la Calandria sea más seguro.

Los fabricantes aconsejan que la elección del largo de los tubos sea hecha de tal manera que la longitud de los tubos del primer cuerpo, exceda 6" a 8" la longitud de los tubos del cuerpo siguiente, y así sucesivamente.

Este tipo de decisión, tiene una importancia económica en lo que a mantenimiento se refiere, ya que al desgastarse los tubos de un cuerpo se los reemplaza por los tubos del cuerpo precedente, es decir, que los únicos tubos que hay que comprar son los del primer cuerpo; cabe notar que el deterioro de los tubos es crítico en las extremidades de éstos.

Los diámetros de los tubos del Múltiple Efecto tienen un diámetro interior que varía desde 1" a 2". El espesor de los tubos va desde 0.06" a 0.10" los tubos de acero, y de 0.06" a 0.08" en los tubos de latón.

Las dimensiones standard de los tubos tanto de latón como de acero son las siguientes:

1 1/4" ; 1 3/8" ; 1 3/4" ; 2" (Diámetro Exterior)

En la actualidad los tubos de 1 3/8" se reemplazan por tubos de 1 7/16". Los tubos de 1 1/4" se utilizan para Ingenios de Azúcar de remolacha, para este tipo de aplicación los tubos del primero al último cuerpo tienen igual diámetro.

En los ingenios de azúcar de caña se evitan diámetros muy pequeños en los últimos cuerpos, esto se debe a que el jugo que llega a estos cuerpos tienen mayor concentración de azúcar.

La técnica moderna aconseja para tubos de latón utilizar los diámetros siguientes: 1 3/8", 1 7/16" y 1 3/4" (Diámetro Exterior).

Los tubos de menor diámetro poseen una mayor superficie de calentamiento, debido a que tienen un mejor coeficiente de transmisión ya que la distancia media entre las moléculas del jugo y la superficie caliente es menor.

Sin embargo, tienen el inconveniente de que son más difíciles de limpiar.

Para relaciones de evaporación pequeñas es recomendable utilizar tubos pequeños, mientras que para altas relaciones de evaporación se aconseja el uso de tubos grandes.

La selección del diámetro de los tubos debe ser tal que dicho diámetro sea standard para todos los aparatos de la fábrica.

El diámetro del tubo tiene una relación directa con el largo del mismo, esto se debe a que la ascensión del jugo a través de un tubo depende del diámetro y de la superficie de calentamiento de dicho tubo.

La experiencia ha dado como resultado que se tabulen las longitudes máximas que deben tener los tubos en función de su diámetro.

Para tubos de 2" la longitud máxima es de 7.5 pies.
Para tubos de 1 3/4" la longitud máxima es de 10 pies.
Para tubos del 3/8" la longitud máxima es de 11.5 pies.
Para tubos de 1 1/4" la longitud máxima recomendable es de 15 pies.

Se aconseja en la práctica no sobrepasar las longitudes máximas arriba mencionadas. Más bien se aconseja estar debajo de dichas longitudes máximas. Existe una longitud que se denomina Longitud Óptima, la cual es una optimización hecha en base al precio del evaporador y la relación de evaporación obtenida.

Para el caso de los Evaporadores de Múltiple Efecto que utilizan un tipo standard de tubos, esta longitud óptima disminuye de un cuerpo al cuerpo siguiente. Esto es debido a que el jugo en el cuerpo precedente es menos viscoso y por lo tanto más fácil su ascensión por los tubos. Los valores de esta longitud óptima para los tubos de diferentes diámetros son los siguientes:

Tubo de 2" = 5 pies
Tubo de 1 3/4" = 6.5 pies
Tubo de 1 3/8" = 8 pies
Tubo de 1 1/4" = 10.5 pies

En cuanto al arreglo de los tubos podríamos decir que se ha normalizado el uso del arreglo triangular en los

Evaporadores de Múltiple Efecto. El arreglo específico utilizado se lo denomina "tresbolillo" en el cual los ejes de los tubos siguen tres direcciones diferentes a 120° los unos de los otros.

Como se puede observar en la Figura 10, la distancia entre centros entre dos tubos adyacentes se la denomina Paso del Tubo (Pitch) y en la práctica esta distancia P está relacionada con el diámetro exterior del tubo. (d_e)

Esta relación está dada en términos de superficie y para evaporadores de Múltiple Efecto aplicados a la Industria Azucarera fluctúa entre 0.45 y 0.55.

Por definiciones la relación entre la superficie exterior del tubo y el área de placa ocupada para alojar un tubo, se la designa como la relación K_e . (Ref. 2)

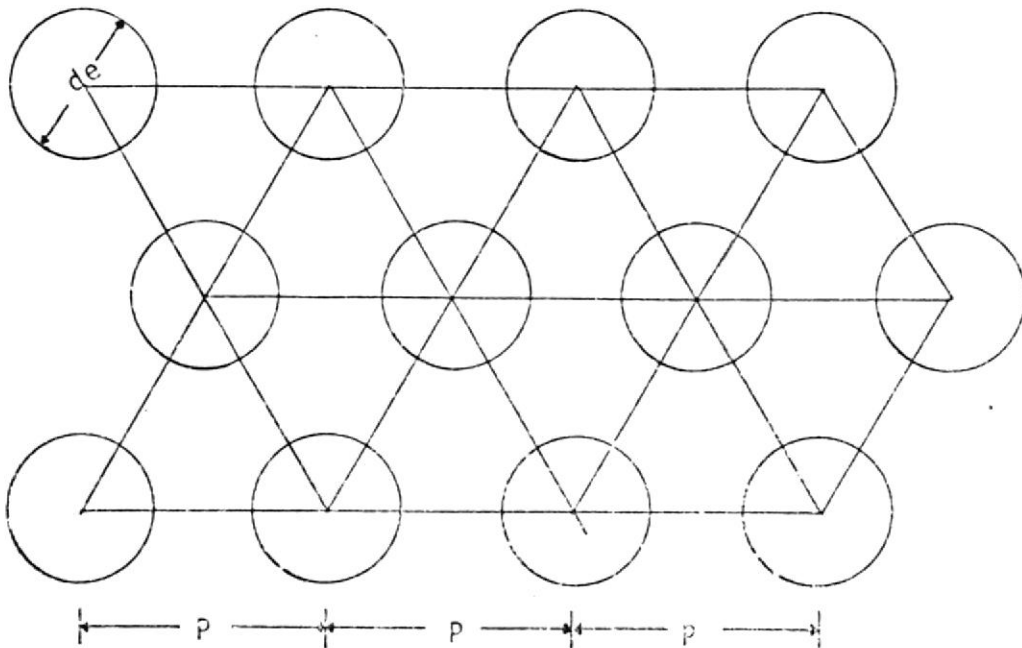


FIGURA 10.- ARREGLO DE TUBOS EN TRESBOLILLO

Si:

S_e = Superficie exterior del tubo

l = Área de la placa ocupada para alojar un tubo

Entonces:

$$K_e = \frac{S_e}{l} \quad (5-1)$$

$$S_e = \frac{\pi d_e^2}{4} \quad (5-2)$$

$$l = \frac{\sqrt{3} p^2}{2} \quad (5-3)$$

De donde:

$$K_e = \frac{\pi d_e^2}{2 \sqrt{3} p^2} \quad (5-4)$$

Si asumimos que $K_e = 0.50$; tenemos que:

$$p^2 = \frac{0.907 d_e^2}{K_e} \quad (5-5)$$

$$p = 1.35 d_e \quad (5-6)$$

Para calcular el Área de Paso del Jugo se tiene que considerar el área transversal interior del tubo (S_i).

Si denominamos K_i la relación entre el área transversal interior del tubo (S_i) y el área de placa ocupada para

alojar un tubo (1) podemos decir que:

$$K_i = \frac{S_i}{1} \quad (5-7)$$

o lo que es lo mismo

$$K_i = K_e \frac{S_i}{S_e} \quad (5-8)$$

Para considerarse el Area total del Paso, se tienen que aumentar nuevos coeficientes para compensar las pérdidas de área que ocurre debido a diferentes factores.

El primer factor que hay que considerar se lo denomina j, comprende los espacios no utilizados y que están destinados a los tirantes que sostienen la Calandria, a los guidores del flujo de vapor, la superficie comprendida en el borde de la Calandria. El valor de este coeficiente se lo puede aproximar a 0.98.

Otro factor que hay que tener en cuenta es el espacio central perdido, donde se aloja el tubo central por donde baja el jugo, este factor se lo denomina B.

Por definición:

$$B = \frac{D^2}{t^2} \quad (\text{Ref. 2}) \quad (5-9)$$

En donde:

t = Diámetro Interior del Cuerpo

D = Diámetro del Tubo Central

De lo anteriormente dicho se puede concluir que el Area Total del Paso del Jugo es:

$$A_p = K_i S_j (1-B) \quad (5-10)$$

En donde:

S = Area total de la placa

A_p = Area Total del Paso

Para el cálculo del Area Total del paso suele usarse también un coeficiente total K , que es la relación entre la sección transversal de paso ofrecido al jugo y la sección transversal del cuerpo. El valor de K en la práctica oscila entre 0.4 y 0.5.

5.3.-Circulación del Vapor: Las tomas de vapor en un Evaporador de Múltiple Efecto están directamente relacionadas con el diámetro del cuerpo del Múltiple Efecto. Generalmente para cuerpos cuyo diámetro es menor de 10 pies se coloca una entrada de vapor. Para diámetros del cuerpo igual a 10 pies se colocan dos tomas de vapor, las cuales están situadas a 180° una de otra. Para diámetros mayores a 10 pies suelen colocarse tres o cuatro tomas de vapor.

Las tomas de vapor deben ser de tal manera que la distribución de vapor alcance todos los tubos de la Calandria; de lo contrario el jugo que circula por los puntos más lejanos de las tomas de vapor no serían concentrados.

Para facilitar esta distribución de vapor, son necesarios guidores de flujo de vapor, esto se consigue como se indica en la figura 11, dejando sin tubos una fila sobre cierta

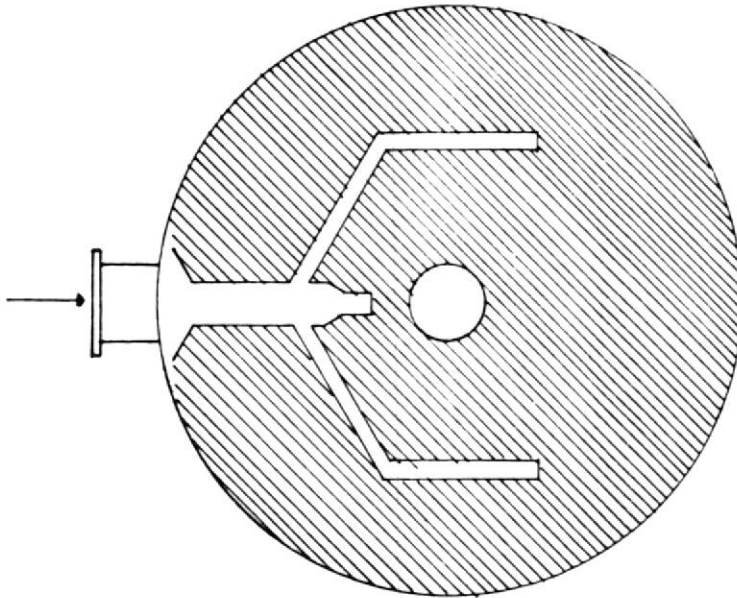


FIGURA 11.- GUIDADORES DE VAPOR

parte de su longitud.

Los tubos del escape del incondensable deben estar ubicados lo más lejanos posibles de las tomas de vapor, esto es debido a que el vapor podría escapar de dichos tubos y escaparse al medio ambiente.

Para calcular los tubos de vapor es necesario considerar dos puntos básicos, que son las pérdidas de carga por un lado y las pérdidas de arrastre por otro.

De la experiencia se ha obtenido los valores máximos y mínimos de velocidad del vapor que debe haber en cada cuerpo, esto está en función también del efecto al que pertenece dicho cuerpo.

Los valores máximos y mínimos de velocidad del vapor aconsejables se encuentran en la tabla 5-1 (Ref. 4)

TABLA 5-1 RANGOS DE VELOCIDAD DEL VAPOR

Procedencia del Vapor	Velocidad del Vapor (pie/seg)		
	Triple Efecto	Cuádruple Efecto	Quíntuple Efecto
Vapor de Proceso	65- 80	65 - 80	65-80
Vapor del 1er.Efecto	80-100	80 -100	80-100
Vapor del 2do.Efecto	115-130	100 -115	80-100
Vapor del 3er.Efecto	160-200	130 -150	100-115
Vapor del 4to.Efecto		160 -200	130-150
Vapor del 5to. Efecto			160-200

Algunas veces se puede exceder el valor máximo recomendable de velocidad en el último efecto, pero se deben tomar severas precauciones contra las pérdidas por arrastre.

Para proceder a calcular el diámetro de la tubería de vapor

una vez asumida la velocidad se siguen los siguientes pasos:

- a) Se obtiene el consumo de vapor y a éste se le aumenta un porcentaje, usualmente un 10% para considerar cualquier variación posible.
- b) Según la temperatura del vapor, de las Tablas de Vapor se obtiene el peso específico de éste, relacionando el peso específico con el consumo de vapor, se obtiene el volúmen de vapor por hora.
- c) Conociendo el volúmen de vapor por hora y la velocidad de éste, se puede obtener la sección transversal del tubo de vapor y su diámetro correspondiente.

5.4.- Colección de Condensado y Gases Incondensables:

5.4.1.- Colección de Condensado: El calor que cede el vapor al jugo es su calor latente de vaporización, por lo tanto el vapor luego de haber cedido su calor al jugo se condensa, y este condensado debe ser removido del cuerpo en una cantidad igual en peso al vapor que entró a dicho cuerpo, menos las pérdidas debidas a las fugas o a las purgas, este valor asciende a un 90% o más del vapor suministrado al evaporador. El condensado que sale del cuerpo está a una temperatura igual al del vapor suministrado y como es obvio pensar posee todavía

energía calorífica. Esta energía calorífica debe ser aprovechada, lo que se consigue haciendo retornar el condensado a la alimentación de agua de la caldera. Pero a veces por problemas de contaminación esto no puede ser posible.

En los Evaporadores de Múltiple Efecto generalmente el condensado del primer efecto y a veces hasta del segundo se retorna a la caldera. Para tal efecto cada cuerpo debe tener un dispositivo especial e individual para eliminar el condensado, y en ningún momento pasar este condensado de un efecto al siguiente.

Cuando el condensado de un cuerpo de un Evaporador de Múltiple Efecto no tiene ninguna utilidad en el proceso, puede llevarse a aparatos de evaporación rápida, en la cual el condensado se evapora instantáneamente a la temperatura de la cámara de vapor del próximo efecto. Para que esto ocurra, se debe tener sumo cuidado en el retorno del vapor. Debido a este problema se suele decir que el calor recuperado no se compensa con las complicaciones que puede acarrear este sistema.

Como se observa en la Figura 12, la evacuación del condensado se la efectúa por medio de drenajes ubicados en la parte inferior de la Calandria. Estos drenajes deben ser distribuidos a razón de 1 por cada 30 pie² de sección transversal del cuerpo. La velocidad que debe tener el condensado a través de los drenajes deben ser aproximadamente de 2 pie/seg. El tubo que

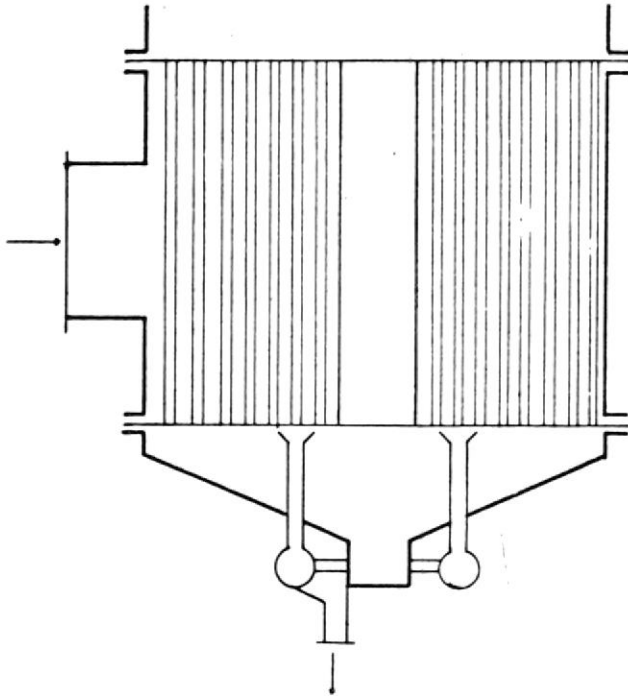


FIGURA 12.- RECOLECCION DE CONDENSADOS

recoge el condensado de los varios drenajes ubicados en la calandria, puede llevar el condensado a una velocidad de hasta 2.5 pie/seg.

En cuanto a los sistemas usados para la eliminación del condensado en el Evaporador de Múltiple Efecto, podemos decir que existen muchos dependiendo de la presión existente dentro de la Calandria:

- 1) Para Calandrias a presión se utilizan las trampas de vapor.
- 2) Para Calandrias al vacío se utilizan:
 - a) La Bomba de Aire Húmedo
 - b) Marais
- 3) Para Calandrias tanto a presión como al vacío:

- a) Por medio de Bombas
- b) Montajugos
- c) Sifón
- d) Tanque de Expansión

A continuación se indica el funcionamiento de cada uno de los sistemas antes mencionados como también sus principales ventajas y desventajas.

- a) Trampa de Vapor: Cuando la presión del Evaporador es mayor que la presión atmosférica, como es generalmente el caso del cuerpo del primer efecto, el condensado podría fluir solo por gravedad pero esto traería graves consecuencias como es que se vacie el tubo y se desperdicie vapor. Para evitar esto se utiliza un aparato de control llamado Trampa de Vapor, como se indica en la Figura 13.

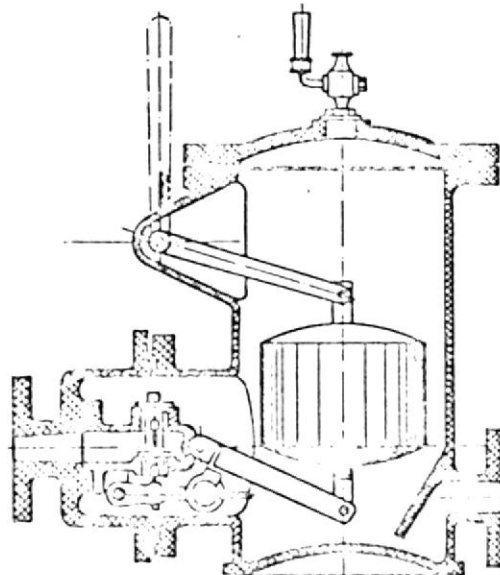


FIGURA 13.-

TRAMPA DE VAPOR

Esta Trampa de Vapor consiste en un recipiente con una válvula de flotador en su interior. Esta válvula de flotador se abre cuando el líquido llega a un nivel determinado. Para evitar problemas en su funcionamiento, es aconsejable dejar un poco abierta la válvula de descargue del vapor, y seleccionar la trampa con una sobredimensión del 100%.

- b) Bomba de Aire Húmedo: En la actualidad este método ha caído en desuso, consiste en rociar con agua el vapor que sale del último efecto, este se condensa y es succionado por una bomba, la cual se conoce con el nombre de Bomba de Aire Húmedo. Esta bomba maneja los vapores condensados, el agua que se roció para condensarlo y los gases incondensables. Para instalaciones grandes debido a que la bomba maneja grandes cantidades de agua, su tamaño es considerable.

- c) Marais: La principal dificultad que hay que vencer para extraer condensado, es el vacío existente en el cuerpo del Evaporador. Esta dificultad puede superarse cuando dichos cuerpos se ubican a una altura tal, que permita que el condensado fluya por gravedad a un tanque recolector, el cual está ubicado en un nivel inferior al de los cuerpos de los evaporadores. Como se puede observar en la Figura 14, este tanque tiene tantos compartimientos como evaporadores existan.

La parte más crítica en este método se produce en el último efecto, ya que en ese cuerpo es donde existe mayor vacío, por lo tanto para calcular la diferencia de nivel que debe existir entre los cuerpos del evaporador y el tanque recolector, se debe partir de la presión manométrica existente en el último efecto.

Como es de suponer este método requiere de un pozo profundo para alojar el tanque recolector de condensado, lo cual hace difícil el control y complejo el

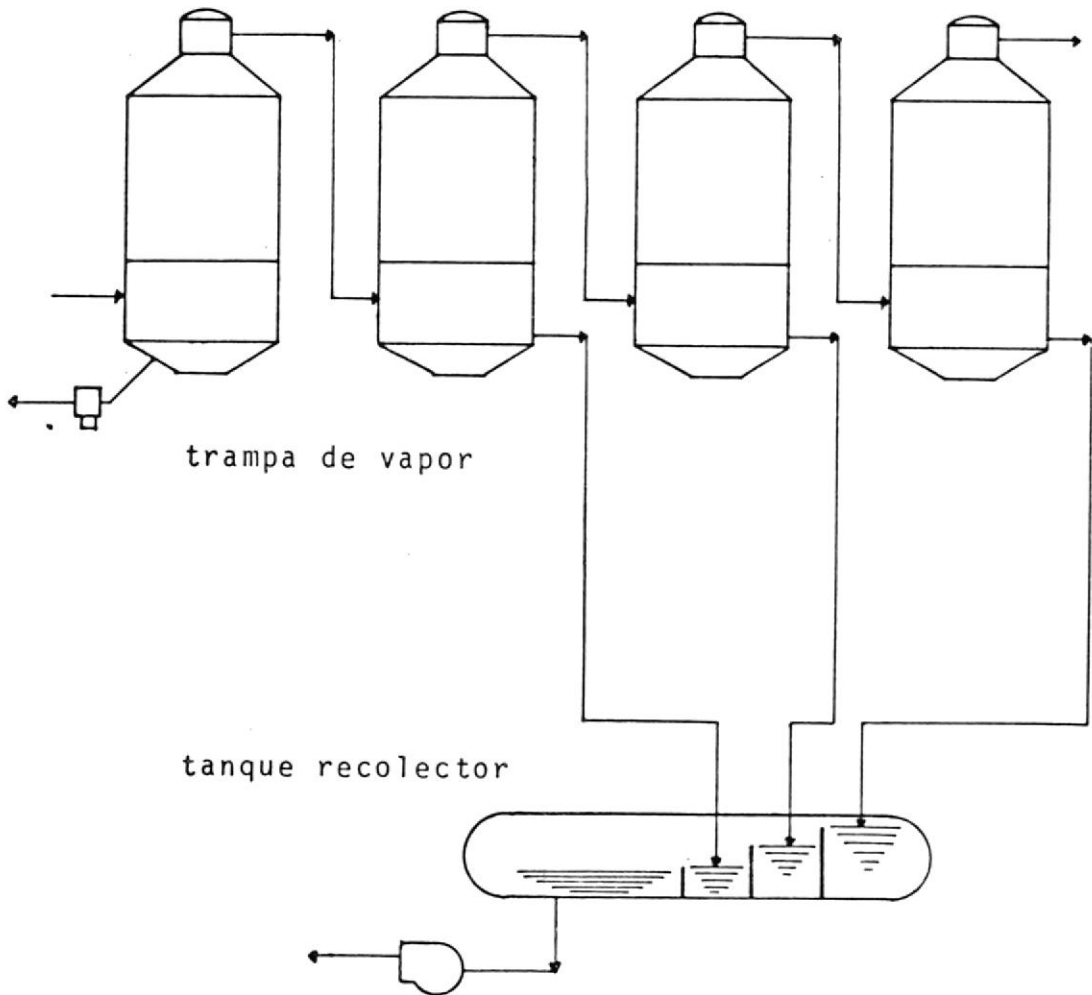


FIGURA 14.- RECOLECCION DE CONDENSADOS POR EL METODO DE MARAIS

acceso. Por este motivo este método es poco utilizado.

En caso de optar por este método para la recolección de condensado, debe asegurarse que el flujo de condensado sea tal que el más caliente fluya hacia el más frío.

De lo contrario podrían ocurrir variaciones en el vacío causando que el condensado más caliente fluya hacia el drenaje de condensado, inundando la Calandria.

d) Bombas de Condensado: Tiene la ventaja de poder extraer condensado de la Calandria sea cual fuere el vacío existente en esta, siempre y cuando la bomba reúna los siguientes requisitos:

1) La bomba debe ser capaz de descargar condensado a un nivel igual al punto existente más la diferencia de presión entre la atmósfera y la Calandria.

2) La bomba debe poseer un tubo igualador de presión conectado entre la descarga de la bomba y la parte superior de la Calandria.

Si no cumple con este requisito, la bomba puede tener fugas que obstaculicen el flujo de agua.

La selección de la bomba debe ser tal que su capacidad nominal sea 3 ó 4 veces de la capacidad requerida.

Las bombas pueden ser de dos tipos: reciprocantes o centrífugas.

Las bombas centrífugas deben ser especialmente diseñadas para operar al vacío. Deben poseer prensa-estopas que estén comunicados con la descarga de la bomba, este requerimiento es indispensable para evitar la entrada de aire a la bomba.

Debido a que el flujo de condensado se torna dificultoso por los motivos antes expuestos, es necesario que los tubos de succión de condensado tengan una longitud total equivalente más corta posible; por lo tanto la distancia recta de los tubos de succión deben ser las más pequeñas posibles y que la conexión tenga el menor número de codos posibles. En las tuberías de succión se deben evitar en lo posible las juntas, esto es debido al vacío existente. Las tuberías de succión horizontales deben tener una pendiente en el sentido de la bomba para ayudar al flujo. La velocidad recomendable del condensado en la tubería de succión es de 2.5 pie/seg.

- e) Montajugos Automáticos: Como se indica en la Figura 15, este aparato llamado también Michealis, consiste de una trampa de vapor en cuya parte superior tiene una válvula de admisión y una válvula de escape de vapor, cuando el nivel del líquido llega a un cierto punto, el flotador se levanta cerrando la válvula de

escape y abriendo la válvula de admisión, el vapor que entra al recipiente crea una presión tal dentro de él, expulsando el líquido a través de la válvula de descarga, al descender el nivel del líquido en el recipiente, el flotador cae cerrando la válvula de admisión hasta que el nivel del líquido llegue otra vez a un punto determinado.

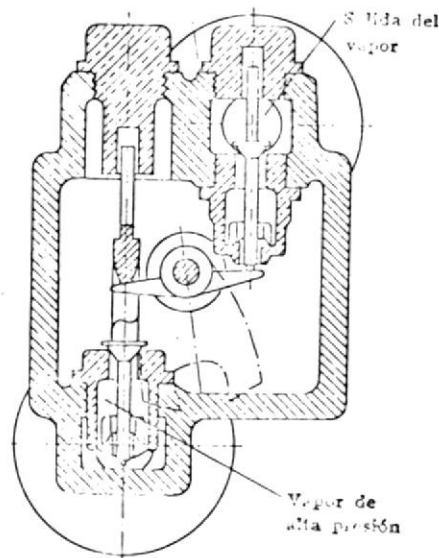


FIGURA 15.- MONTAJUGOS AUTOMATICO

Este método tiene la ventaja de ser autoconfiable y de fácil control, además requiere de poco mantenimiento.

Este método también tiene sus desventajas, por ejemplo su alto consumo de vapor, ya que este es igual al volumen de líquido extraído. Otra de las desventajas es de que mientras el nivel del líquido aumenta, la válvula de admisión permanece cerrada, lo que trae como consecuencia que el vapor que se encuentra en la tubería de admisión se condense.

f) Sifón: Este método tiene la particularidad de hacer circular condensado entre las calandrias, lo que trae como consecuencia que el ciclo de vapor sea más eficiente, esto se debe a que si se hace pasar condensado que está a una temperatura de saturación correspondiente a la presión a la que se encuentra un cuerpo, a otro que se encuentra a una menor presión, se produce una evaporación instantánea o también llamada evaporación "flash", esta cantidad de vapor se suma al que le llega al cuerpo aumentando las posibilidades de calentamiento.

La principal dificultad que hay que vencer es la diferencia de presión existente entre un cuerpo y el siguiente, esto se consigue mediante el uso de un tubo en "U" que comunica los dos cuerpos, lo que produce que las presiones se equilibren por la diferencia de nivel entre las dos columnas de líquido.

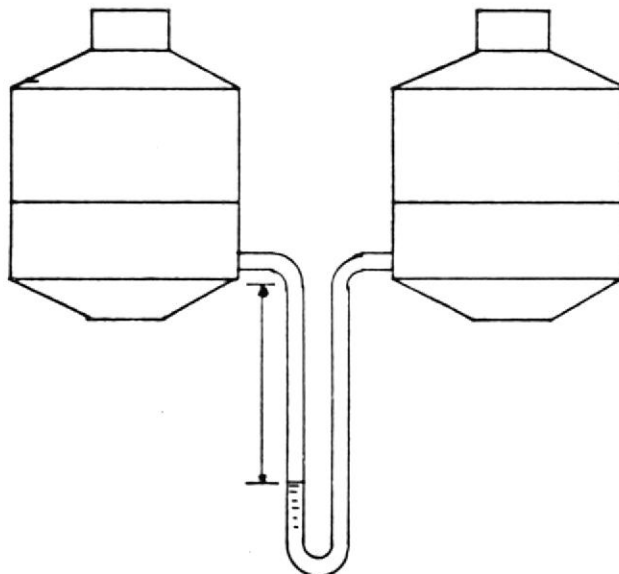


FIGURA 16.- RECOLECCION DE CONDENSADOS UTILIZANDO SIFON

La longitud del tubo en "U" debe ser tal que evite que se forme una presión ascendente que podría hacer insuficiente la columna de líquido. También puede producirse un desequilibrio de presión debido a la autoevaporación del condensado en el tubo ascendente. Para evitar todos estos problemas es aconsejable sobredimensionar el tubo en "U" en un 50% del valor obtenido por el cálculo. Las velocidades del flujo tanto en el tubo ascendente como en el descendente no debe sobrepasar de 5 y 3 pie/seg. respectivamente.

- g) Tanque de Expansión: Como se ve en la Figura 17, consiste en colocar un tanque de expansión debajo de cada cuerpo, estos tanques están conectados de tal manera que el tanque precedente le envía condensado al siguiente, recibe condensado del cuerpo que sirve, le envía vapor autoevaporado al cuerpo siguiente y por último le envía sus aguas condensadas al tanque precedente.

Control y Usos de los Condensados: Cuando existe una fuga en los tubos de la Calandria, estando el jugo a una presión inferior a la del vapor que la alimenta, pueden ocurrir efectos muy graves en el proceso. Si dicha fuga está situada en la parte inferior de la Calandria, el condensado penetra en el tubo y se mezcla con el jugo, consecuentemente, este jugo será diluído, además el jugo estará con-

taminado el condensado que podría retornarse a la caldera. Para evitar todos estos problemas es necesario mantener un control riguroso de los condensados, para el efecto se utiliza la prueba con alfa-naphtol, que consiste en añadir al condensado unas gotas de alfa-naphtol, el cual reacciona con el condensado dándole una coloración violeta.

Generalmente el uso que se da a los condensados en un Múltiple Efecto es el siguiente:

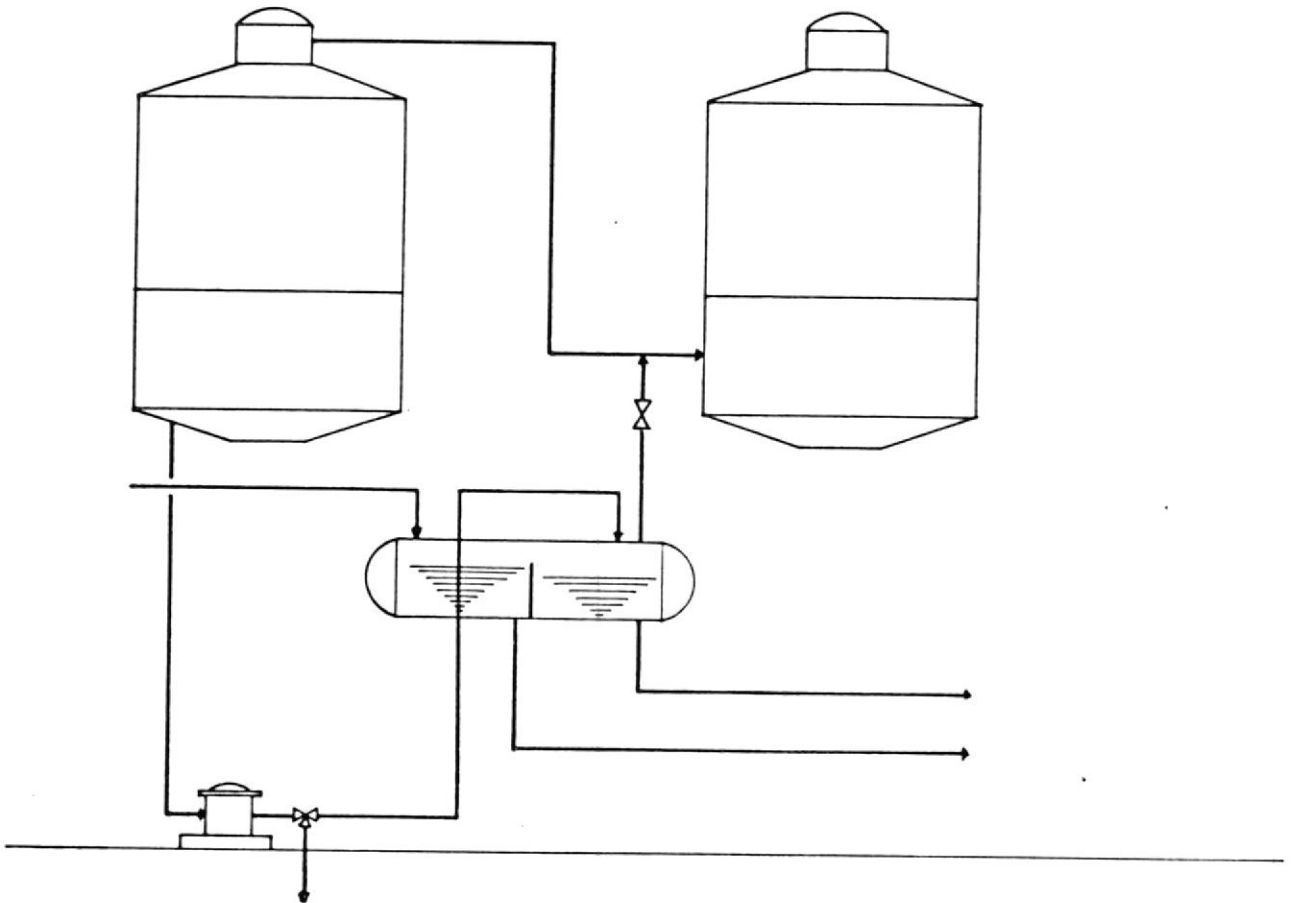


FIGURA 17.- TANQUE DE EXPANSION

- 1) El condensado del primer cuerpo se lo retorna al tanque de alimentación de la caldera.
- 2) El condensado del segundo cuerpo va a un tanque contiguo al tanque de alimentación de la caldera, al cual está comunicado por una válvula de flotador que permite que el agua fluya al tanque de alimentación cuando baja el nivel del líquido en éste, por lo tanto el condensado del segundo cuerpo sirve para compensar las pérdidas y fugas de vapor existentes en el sistema.
- 3) Los condensados de los cuerpos restantes son llevados a un tanque de agua caliente para utilizarlos luego en procesos de dilución, lavado de filtros, etc..

Estos son en resumen los usos que generalmente se dan a los condensados.

5.4.2.- Recolección de Gases Incondensables: En los Evaporadores de Múltiple Efecto, es de suma importancia evacuar los gases no-condensables que se encuentran mezclados con el vapor, de no hacerlo, estos gases producirían una película de vapor que disminuiría el coeficiente de transferencia de calor.

En el vapor existen mezclados gases incondensables de diferentes procedencias, las principales son:

- 1) Los cuerpos que son calentados con vapor procedente de la caldera poseen gases que se mezclaron con el condensado, estos gases son partículas de aire.

- 2) Los cuerpos calentados con vapor de jugo, poseen gases que se encontraban en el jugo y que fueron liberados al entrar éste en ebullición, en los jugos de remolacha se encuentra amoníaco, en los jugos de caña se encuentra principalmente aire. Como por lo general los cuerpos calentados con vapor del jugo están al vacío, también tiene aire que entró por las fugas existentes en las juntas de la calandria y del cuerpo, de las válvulas, etc. Esta es la cantidad más importante que debe considerarse.

Aparte de la película de vapor que producen estos gases, disminuyen también la temperatura del vapor, debido a que si existe una mezcla de vapor-aire, la presión del vapor no será igual a la presión existente en el cuerpo, sino a la presión parcial del vapor en la mezcla, que es lógicamente inferior a la presión existente en el cuerpo.

Cuando el cuerpo se encuentra a una presión positiva y su calentamiento se produce con vapor de proceso, caso general de los primeros cuerpos, los gases pueden ser evacuados mediante una ventosa comunicada con la atmósfera, dicha ventosa debe estar ubicada en un punto lejano al de entrada del vapor y debe estar ajustada de

tal manera que permita un escape continuo de una pequeña columna de vapor.

Cuando el cuerpo está al vacío, es necesario ubicar unos cuantos puntos de purga, los cuales deben estar estratégicamente ubicados.

La principal dificultad que hay que vencer es la diferencia de presión que debe haber para que el aire fluya hacia la atmósfera. Los tubos de purga se conectan en el espacio de vapor y luego el aire es evacuado del cuerpo mediante una válvula manual, la cual debe ser regulada de tal forma que no se acumule aire ni gases corrosivos en la Calandria.

Debido a que el aire es más pesado que el Vapor los tubos de purga se conectan en la parte superior de la Calandria llegando a 4 pulgadas más arriba del nivel inferior de ésta, para evacuar los gases que se encuentran en su parte

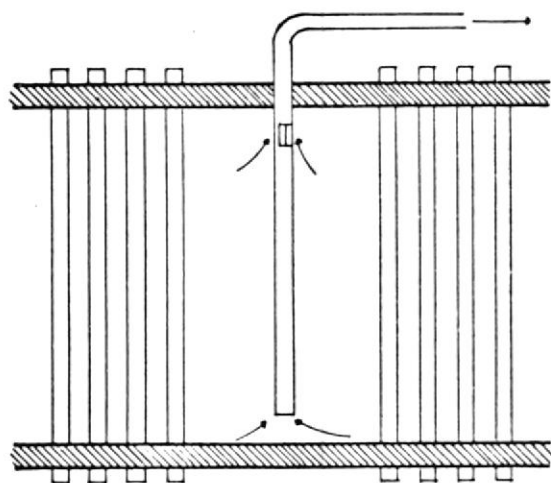


FIGURA 18.- Colección de Gases Incondensables

inferior, como lo podemos ver en la Figura 18.

La dimensión de los tubos se incrementa de un cuerpo al siguiente, generalmente se recomienda para el primer cuerpo que el tubo sea de $1/4''$, en el segundo cuerpo de $3/8''$ a $1/2''$, en el tercer cuerpo de $1/2''$ a $5/8''$ y en el cuarto cuerpo de $1\ 1/8''$.

5.5.- Circulación del Jugo: Existen diferentes métodos de alimentación del jugo y se los clasifica de la siguiente manera:

- a) Según las entradas y salidas del jugo en el Evaporador.
- b) Según la forma de alimentación del jugo al Evaporador.

Según las entradas y salidas del jugo pueden alimentarse de las siguientes maneras:

- 1) Del fondo de un cuerpo a la parte superior de la calandria del cuerpo siguiente: Como se indica en la Figura 19 este es el método más simple y el más usado en la antigüedad. La principal desventaja de este método es que el jugo se proyecta sobre los tubos mientras que en la ebullición se necesita que el jugo ascienda dentro del tubo; además tiene el inconveniente de que el jugo proyectado sobre la Calandria, puede alcanzar el tubo central y pasar al cuerpo siguiente.

te sin ser concentrado. Además al salir jugo sin concentrarse del cuerpo aumenta el grado Brix promedio del jugo en dicho cuerpo, lo que trae como consecuencia una disminución del coeficiente de transferencia de calor. El paso del jugo de un cuerpo a otro, debe efectuarse mediante diferencia de presión la cual se ve disminuída con la diferencia de altura existente entre la salida del jugo del cuerpo y el nivel hidrostático del jugo en el cuerpo siguiente.

El diámetro del tubo de intercomunicación debe ser

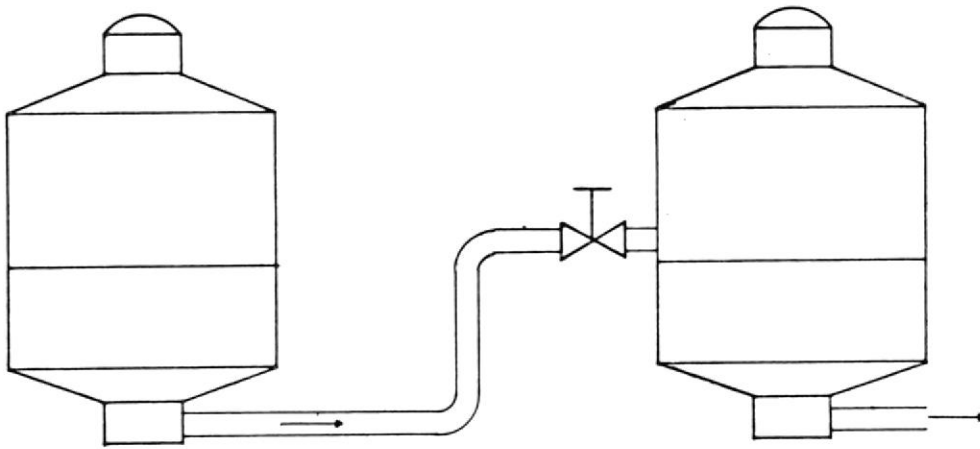


FIGURA 19.- Del fondo de un cuerpo a la parte superior de la Calandria del cuerpo siguiente

tal que la velocidad del jugo no exceda a 3 pie/seg.

- 2) Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente: Este sistema como se indica en la Figura 20, consiste en hacer pasar el jugo desde el fondo de un cuerpo hacia la periferia de la placa inferior de la

Calandria del cuerpo siguiente; de esta manera el jugo asciende por los tubos de la Calandria y retorna al fondo del cuerpo a través del tubo central, para luego alimentar a otro cuerpo.

Este método, debido a que el jugo no tiene que vencer presión hidrostática, se recomienda que el diámetro del tubo de interconexión entre el primero y el segundo efecto sea tal que la velocidad del jugo en el tubo no exceda a 5 pie/seg.

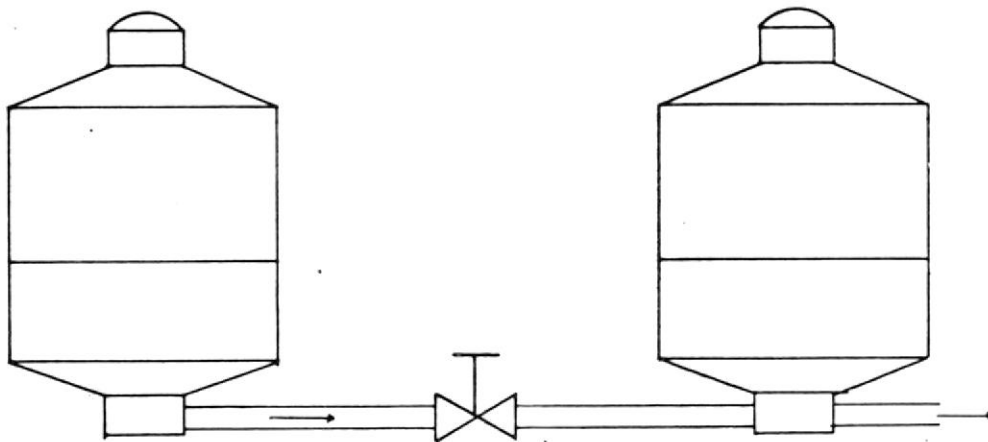


FIGURA 20.- Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente.

- 3) Del fondo de un cuerpo a la placa inferior de la Calandria del cuerpo siguiente por medio de un regulador de nivel: Como se indica en la Figura 21, este método tiene la finalidad de eliminar las válvulas manuales ubicadas en los tubos de interconexión, mediante el uso de un regulador

de nivel. Este regulador de nivel, no es más que un vaso en cuyo interior se encuentra una válvula de flotador; que se abre cuando el jugo llega a cierto nivel. Este método tiene la ventaja de que el control de nivel del jugo en el cuerpo es automático, aliviando el trabajo del operador.

- 4) Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente mediante circulación Champman: Como

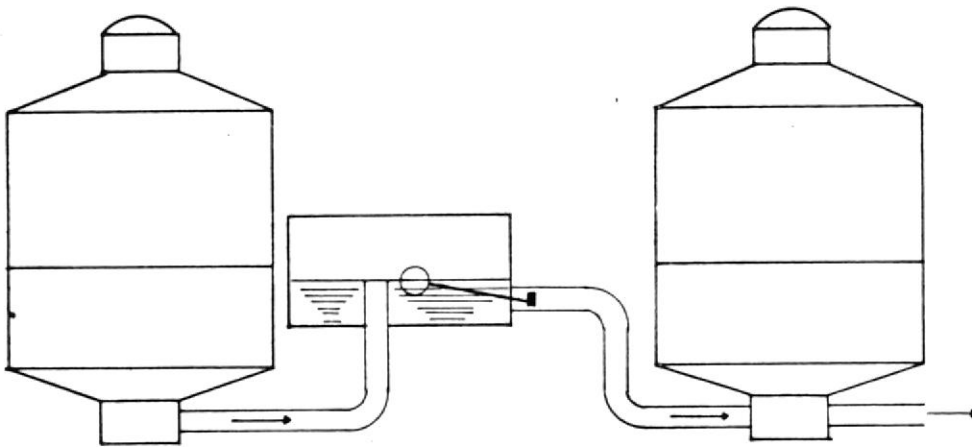


FIGURA 21.- Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente mediante un regulador de nivel

se indica en la Figura 22, este método consiste en obturar el tubo central mediante un embudo que permite que solo el jugo que baja por el tubo central pase al cuerpo siguiente.

Este método ha dado excelentes resultados en la práctica y es muy recomendable.

Según la Alimentación del jugo con respecto al flujo de vapor, los evaporadores pueden ser:

- 1) Alimentación hacia adelante: consiste en hacer pasar el jugo de un efecto al siguiente mediante la diferencia de presión existente entre ellos, para por fin retirar en el último efecto el jugo concentrado. Este método es el más usado te-

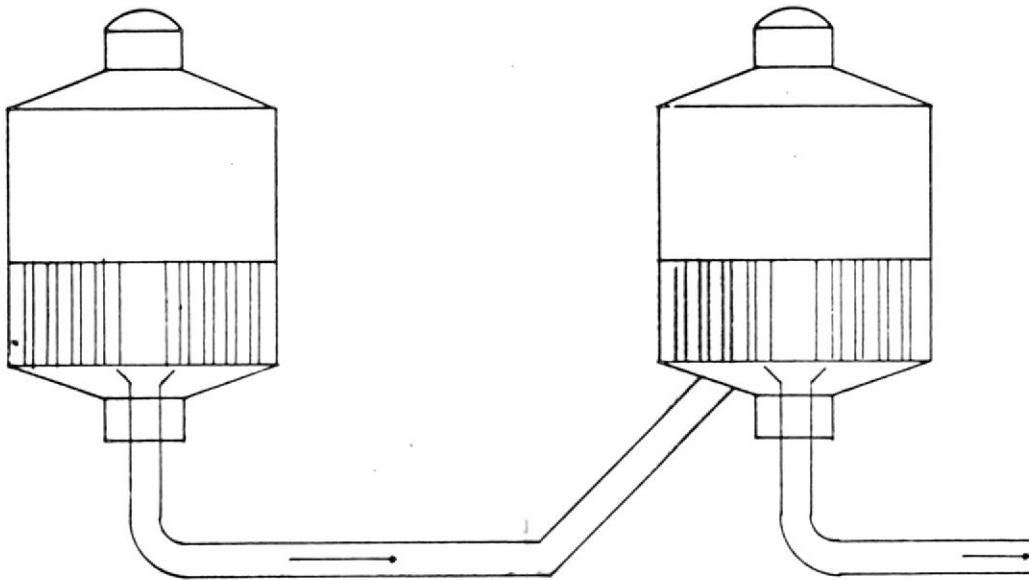


FIGURA 22.- CIRCULACION CHAMPMAN

niendo como principales ventajas su fácil instalación, mejor control y solo necesita de una bomba cuya aspiración está al vacío. Este método es inconveniente cuando el jugo que llega

al primer efecto está frío, lo cual sobrecargaría al evaporador del primer efecto aumentando el consumo de vapor.

- 2) Alimentación hacia atrás: Este método consiste en hacer pasar el jugo de un efecto al efecto precedente mediante el uso de bombas, hasta llegar al primer efecto del cual se extrae el jugo concentrado. Esta alimentación es raramente empleada y se justifica cuando la temperatura es superior al punto de ebullición y para este caso particular la alimentación hacia atrás es más económica que la alimentación hacia adelante.
- 3) Alimentación en paralelo: Se introduce jugo en todos los efectos y es pocas veces usado.
- 4) Alimentación mixta: Consiste en combinación de los métodos anteriormente expuestos y se utiliza para concentrar líquidos especiales, preferentemente de alta viscosidad.

Un aspecto muy importante que se debe considerar es el nivel del jugo óptimo que debe mantenerse dentro del cuerpo, ya que si el nivel del jugo es bajo, solo llegará a la parte superior de la Calandria cuando entre en ebullición o por el con-

trario cuando el nivel del jugo es alto los tubos de la Calandria estarían sumergidos dentro de él y no subiría el jugo a través de los tubos.

Un científico llamado Kerr ha hecho investigaciones a este respecto y ha obtenido una curva que relacione el coeficiente de transmisión con el nivel del jugo, esta curva se encuentra en la figura 23, se obtiene que el coeficiente de transmisión es máximo cuando el nivel del jugo alcanza al 35% de la longitud de los tubos, contados a partir de la placa inferior.

En la práctica se opta por decir que el nivel óptimo de los jugos en la Calandria es de $1/3$ de la longitud de los tubos de ésta. (Ref. 2)

El nivel del jugo también depende del diámetro de los tubos de la Calandria, debido a que los tubos de menor diámetro se prestan para la formación de películas de vapor, el nivel del jugo debe ser menor del 28% del orden de la longitud de los tubos.

También este nivel depende de la ubicación de los cuerpos, generalmente el nivel del jugo decrece de un efecto a otro.

Para la extracción del líquido concentrado se utiliza generalmente bombas centrífugas, el problema en usar estas bombas radica en que los depósitos de meladura pueden tapar a los impulsadores del rotor. Este problema se evita alternando la bomba de líquido con la

bomba del condensado, siempre y cuando este condensado no vaya a la alimentación de la Caldera, con lo cual se puede eliminar el depósito de meladura en la bomba, cuando se utiliza la otra.

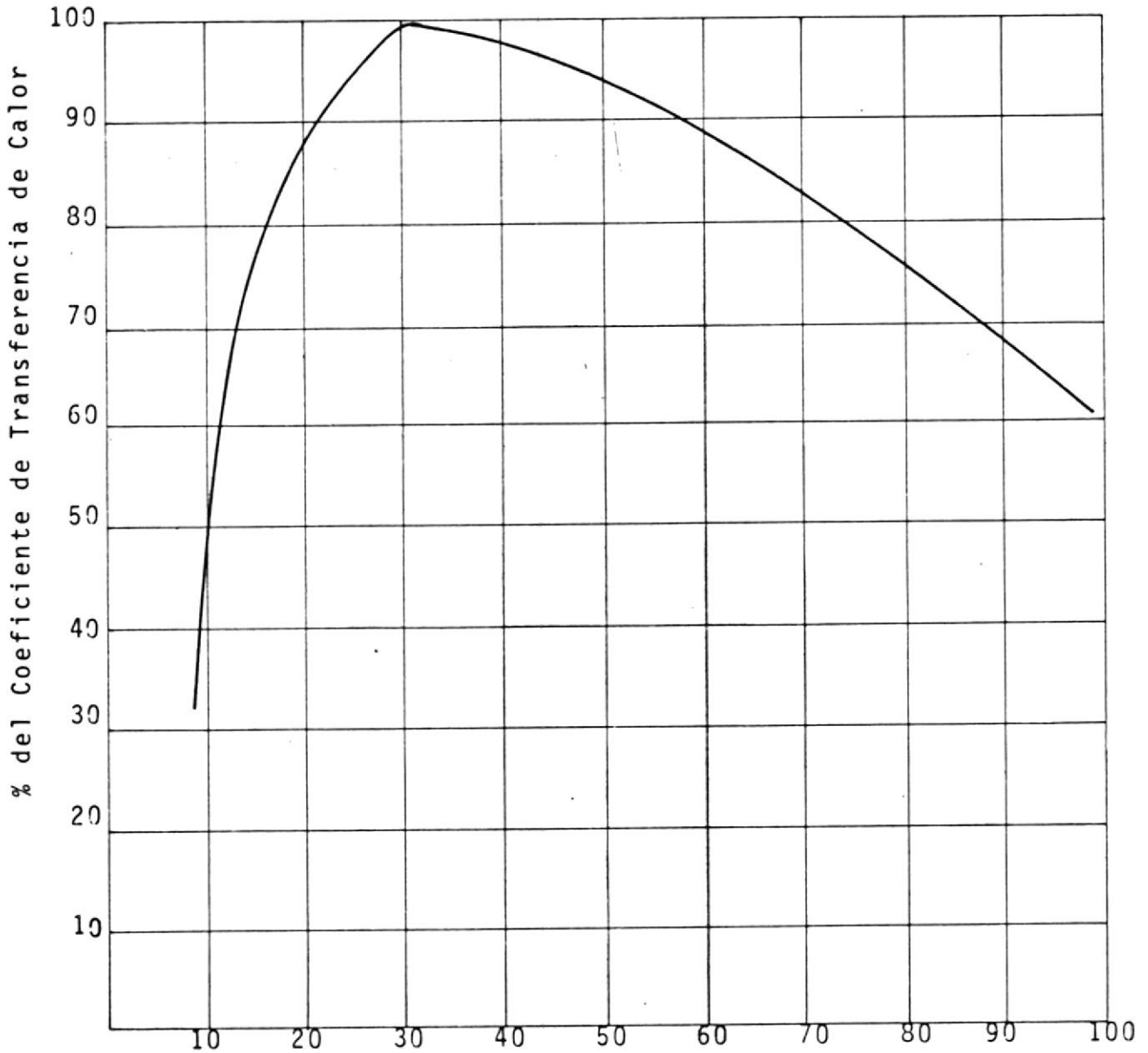


FIGURA 23.- RELACION ENTRE EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y EL NIVEL DEL JUGO.(Ref. 2)

Otro problema son las pérdidas por arrastres, que se producen cuando entra en ebullición el jugo, y el va-

por producido arrastra hacia la parte superior del cuerpo gotas de jugo. Este problema se hace más crítico conforme mayor sea el vacío del cuerpo.

Para evitar estas pérdidas por arrastre se debe instalar en la parte superior del cuerpo unos separadores que reúnan los siguientes requisitos:

- a) El separador debe ser diseñado de tal manera que el vapor tome una curva muy pronunciada a gran velocidad, y por tener las gotas de líquido una mayor cantidad de movimiento éstas chocarán contra la superficie curva para luego ser recuperadas.
- b) El líquido que se ha reunido sobre la superficie no debe gotear sobre una corriente de vapor.

Existen diversos modelos de separadores pero el más utilizado es el tipo sombrilla como se indica en la Figura 24.

En el cuerpo del último efecto donde el vacío es mayor generalmente se suele colocar un separador de arrastre ubicado en la tubería de vacío. Este separador es un vaso cilíndrico con rejillas cóncavas en su interior y en su parte inferior tiene tubos que van al tanque recuperador de jugo.

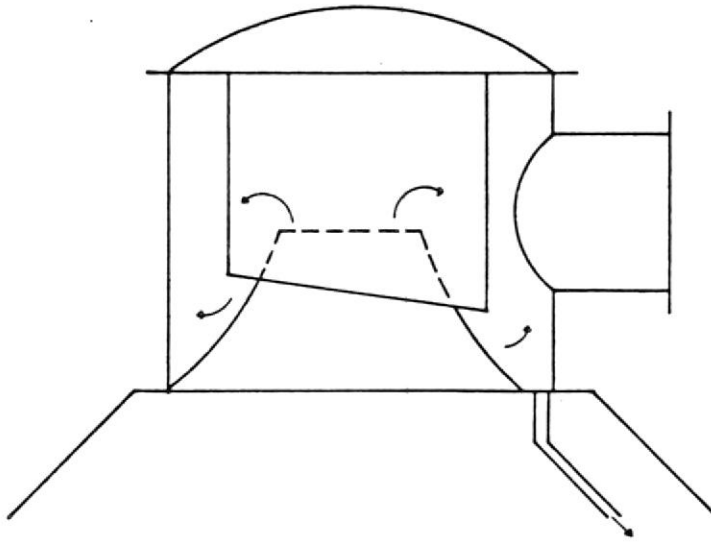


FIGURA 24.- SEPARADOR DE ARRASTRE TIPO SOMBRILLA

Este tanque recuperador de jugo como se indica en la Figura 25 está conectado al último cuerpo y mediante el sifón la meladura retorna continuamente por gravedad.

Se estima que en Evaporadores de Múltiple Efecto que no poseen separadores las pérdidas por arrastre son del orden del 3% y del 0.1% para evaporadores con separador de arrastre.

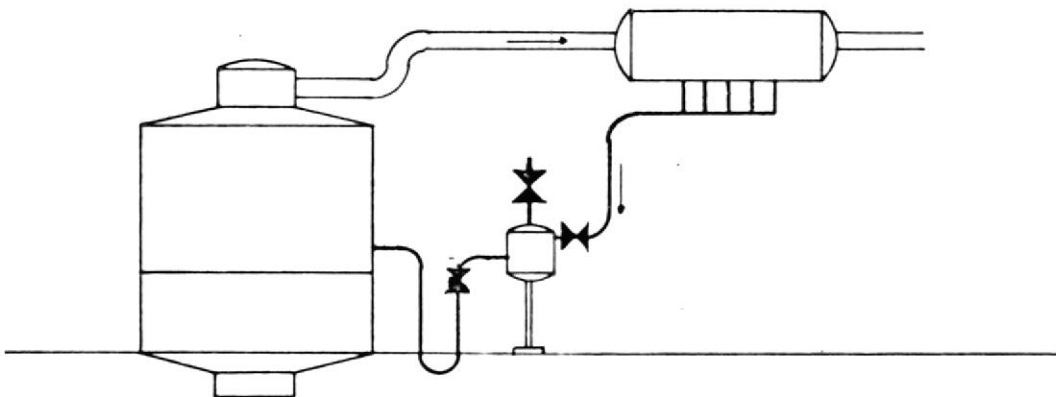


FIGURA 25.- SEPARADOR DE ARRASTRE EN EL ULTIMO EFECTO

En general se puede decir que las normas para evitar las pérdidas por arrastre son las siguientes:

- 1) El vacío en el último cuerpo no debe ser mayor a 26".
- 2) La alimentación del jugo debe hacérsela por la parte inferior de la Calandria.
- 3) No hacer funcionar el evaporador por encima de su capacidad normal.
- 4) No dejar que el nivel de jugo suba más allá del nivel óptimo.
- 5) Instalar separadores en cada uno de los cuerpos y en las tuberías del vacío.

5.6.- Pérdidas de Calor y Aislamiento: La energía calorífica que contiene el vapor de alimentación a un Múltiple Efecto, no es aprovechada en un 100% por éste, debido a que un porcentaje de este calor se escapa a la atmósfera por radiación y convección. Como esta pérdida es función de la diferencia de temperatura existente entre el evaporador y el ambiente, es lógico suponer que las mayores pérdidas se producirán en el primer efecto, como esta pérdida afecta a su vez al segundo efecto y así sucesivamente, es de suma importancia aislar estos cuerpos.

Generalmente, los cuerpos son aislados con duelas de madera, reduciéndose las pérdidas a un 5% del calor transmitido en el evaporador.

Debido a que en el último efecto se descarga el vapor a un condensador, las pérdidas en este cuerpo son despreciables y se suele dejar este cuerpo sin aislamiento.

- 5.7.- Incrustaciones: Los tubos de la Calandria de un Múltiple Efecto se ensucian tanto en su interior como en su exterior. En su interior debido a las incrustaciones que produce el jugo y en su exterior debido al aceite que ensucia el vapor.

El aceite que trae consigo el vapor de proceso se deposita en el exterior de los tubos, este problema sólo se encuentra en el primer efecto, ya que solo éste se alimenta con vapor de proceso. El aceite depositado obstaculiza el paso de vapor y por lo tanto debe ser eliminado; una práctica muy común consiste en colocar un separador de aceite en la línea de alimentación de vapor al evaporador.

El depósito que forman las incrustaciones interiores es lo más crítico. Estas incrustaciones proceden de los materiales en suspensión que trae consigo el jugo debido a procesos de defecación y filtración defectuosas, también proceden de materiales en solución que se encuentran en el jugo y que se insolubilizan a medida

de que el jugo se concentra.

Los primeros se encuentran generalmente en los cuerpos iniciales, mientras que los segundos se encuentran en el último cuerpo. Debido a estas incrustaciones los cuerpos deben limpiarse periódicamente. Esta limpieza puede efectuarse mecánica o químicamente.

La limpieza mecánica consiste en rasquetear los tubos de la Calandria mediante el uso de unos raspadores mecánicos que tienen un alma de acero de varios metros de longitud y en su extremo tiene unas muelas que al entrar en rotación, debido a la fuerza centrífuga, estas muelas se pegan a la superficie interior del tubo.

Este método tiene el inconveniente de ser excesivamente caro y también pueden dañar los tubos de la Calandria.

La limpieza química consiste en hacer hervir dentro del cuerpo sosa caústica y luego hacer hervir ácido clorhídrico. La sosa caústica disuelve principalmente los silicatos y obsalatos; mientras que el ácido clorhídrico disuelve los carbonatos, sulfitos y fosfatos.

Para evitar las incrustaciones interiores se suele usar un deionizador, este aparato consiste en hacer

circular el jugo por una solenoide, el cual somete al jugo a un campo eléctrico con lo que las sales disueltas se ionizan y tienden a permanecer en suspensión y no depositarse en los tubos de la Calandria.

Otro método usado para prevenir las incrustaciones interiores consiste en añadir al jugo una substancia química llamada tetra-fosfo-glucosato de calcio.

Se debe hacer notorio el hecho de que las incrustaciones producen una disminución considerable en el coeficiente de transferencia de calor, ya que estas incrustaciones provocan una resistencia adicional al flujo de calor, por lo tanto para que el evaporador trabaje a las condiciones de diseño, se debe tener en cuenta este efecto sobre la eficiencia del aparato. Generalmente se asumen que los tubos con una limpieza periódica semanal, tienen un factor de suciedad de 0.00005.

5.8.- Equipos Auxiliares: Debido a que los evaporadores operan a presiones correspondientes a vacío, es necesario un equipo para producir dicho vacío.

Un arreglo común de este equipo se muestra en la figura 26, consiste básicamente de una bomba de aire, que produce vacío en un cuerpo cilíndrico llamado condensador. Agua de enfriamiento es introducida en el condensador, el cual condensa los vapores provenientes del último

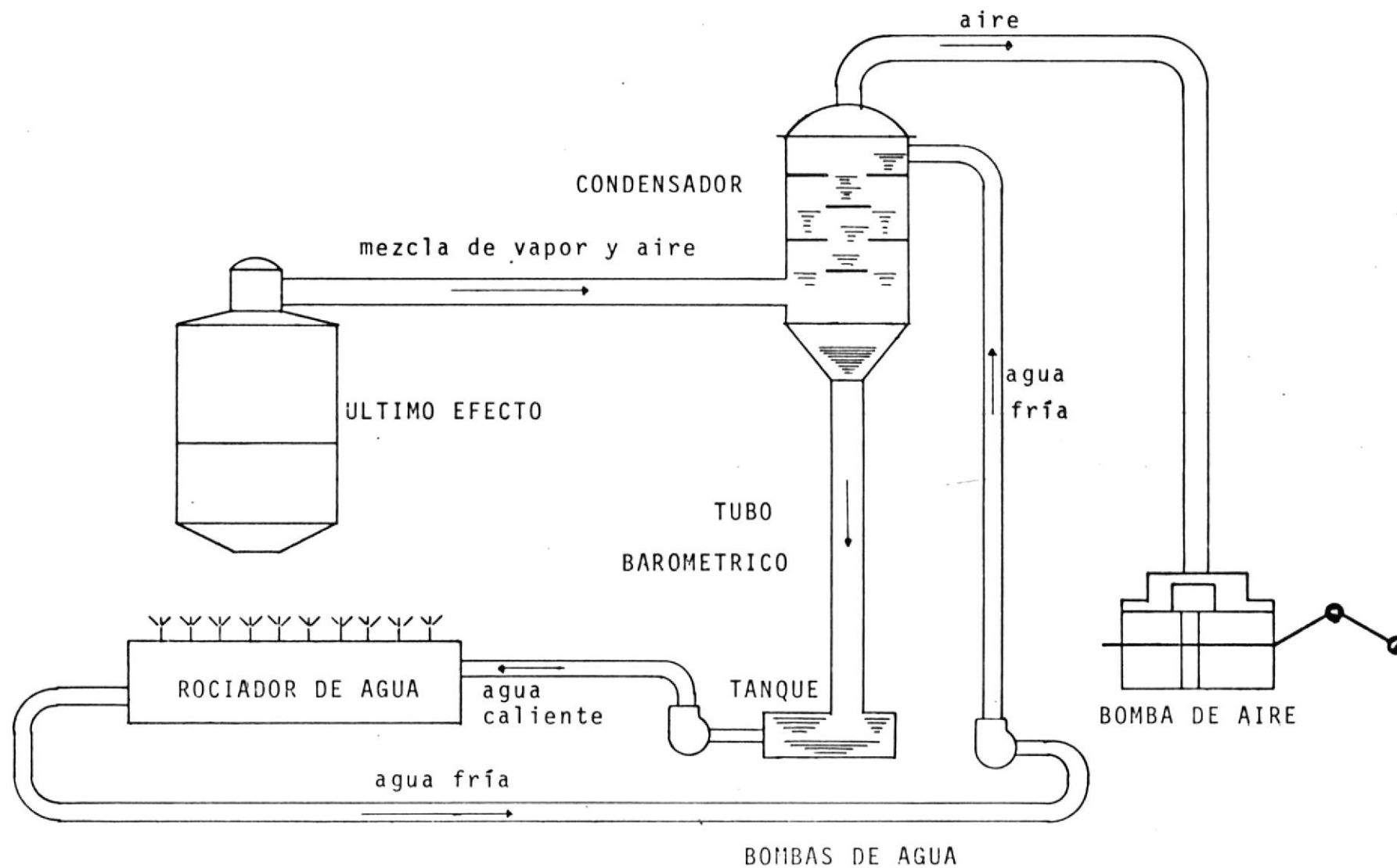


FIGURA - 26 ESQUEMATICO DE EQUIPOS AUXILIARES

efecto del sistema de evaporación. El condensador está ubicado a una altura tal que la mezcla de agua y condensado pueda fluir por gravedad a través de un tubo barométrico hacia un tanque abierto ubicado a un nivel inferior. Una bomba succiona la mezcla caliente del tanque abierto y lo envía a un rociador de agua, el cual enfría la mezcla, otra bomba succiona el agua fría de la bandeja del rociador y lo envía otra vez al condensador donde se repite el proceso.

A continuación se dará una breve descripción de los diversos aparatos que conforman el sistema de vacío descrito anteriormente.

5.8.1.- El Condensador: Los condensadores pueden ser de superficie o de contacto. En el primer caso el agua fría y el vapor fluyen separados por un material, este tipo de condensador no es utilizado en la aplicación que estamos analizando. El condensador de contacto es un aparato en el cual el agua fría y el vapor entran en contacto íntimo para luego salir en forma de mezcla, es decir, el agua fría y el condensado.

Estos condensadores de contacto se clasifican en:

- a) Desde el punto de vista de extracción del aire:
 - 1) Condensadores Húmedos: donde la mezcla de agua y aire se extraen juntos.
 - 2) Condensadores Secos: donde el aire y el agua se extraen por separado.

- b) Desde el punto de vista de extracción del agua:
 - 1) Condensadores Barométricos: donde el agua se extrae por gravedad.
 - 2) Condensadores Cortos: donde el agua se extrae por medio de una bomba.

- c) Desde el punto de vista de la circulación del aire:
 - 1) Corrientes Paralelas: donde el agua y el aire circulan en la misma dirección.
 - 2) Contra Corriente: donde el agua y el aire circulan en direcciones opuestas.

Resumiendo podemos decir que los condensadores para Ingenios de Azúcar se clasifican en:

- a) Condensadores Barométricos Secos en Contra Corriente.
- b) Condensadores Barométricos Húmedos a Corrientes paralelas.
- c) Condensador Barométrico Húmedo sin Bomba de vacío (con eyector).

El que generalmente se usa es el Condensador Barométrico Seco en Contra Corriente. Algunas consideraciones importantes de este tipo de condensador son:

- Altura del Cuerpo: debido a que la eficiencia de intercambio térmico entre el vapor y el agua de enfriamiento depende básicamente del área de contacto y del tiempo del mismo, la altura del cuerpo del condensador es una consideración importante debido a que el tiempo de contacto está relacionado con la altura del condensador y el número de etapas. Por lo tanto la altura del condensador debe ser tal que asegure una alta eficiencia de intercambio térmico.
- Sección Transversal del Cuerpo: el área de la sección transversal es función de la cantidad de vapor a condensarse. En la práctica se suelen dar los siguientes valores: (Ref. 5)

- Para Condensadores sin etapas:

$$S = 1.65Q \quad (5-11)$$

- Para Condensadores con etapas:

$$S = 2.20Q \quad (5-12)$$

En donde:

S : Área de la sección transversal (pie^2)

Q : Toneladas de vapor a ser condensado por hora (TON/hra).

- Tubería de Alimentación de Vapor: el diámetro de la tubería de alimentación de vapor depende de la presión del vapor. Para presiones de 26" de vacío, la velocidad del vapor debe ser aproximadamente 165 pie/seg. Para presiones de 28" de vacío, la velocidad del vapor debe ser aproximadamente de 200 pie/seg.
- Eliminación de acarreo: el condensador debe ser provisto de un separador en su parte superior, el objeto de este separador es de eliminar las fugas de gotas de agua que podría existir hacia la bomba de vacío causando graves daños a ésta.
- Cantidad de Vapor a Condensadores: la cantidad de vapor a ser condensado será igual a la cantidad de vapor que se produce en el último cuerpo del Múltiple Efecto.
- Cantidad de Agua de Enfriamiento: se la puede obtener haciendo un balance de calor en el condensador. Si denominamos:

G : peso de agua de enfriamiento necesario para condensar 1 Lb. de vapor (Lb/Lb)

t_1 : temperatura del agua entrando al condensador (°F)

t_2 : temperatura del agua saliendo del condensador (F)

t_v : temperatura del vapor (°F).

Tenemos que (Ref. 2):

$$G = \frac{1,115 + 0.3t_v - t_2}{t_2 - t_1} \quad (5-13)$$

El término $t_v - t_2$ se denomina aproximación del condensador y es una referencia para apreciar la eficiencia térmica del condensador. Para Condensadores en contra-corriente la aproximación oscila entre 5 y 18°F.

5.8.2.-Bomba de Vacío: generalmente es del tipo reciprocante, su función es extraer los gases incondensables del condensador y descargarlos a la atmósfera. Su construcción es similar a la de la máquina de vapor. Algunas consideraciones importantes de estos tipos de bombas son las siguientes:

- Presión del aire: debido a que el aire y el vapor que llegan al condensador están en forma de mezcla, la presión existente en el condensador será la presión total de la mezcla, por lo tanto la presión del aire corresponderá a la presión parcial de éste en la mezcla. Si nos fijamos en la figura 27, vemos que a la entrada de la mezcla de vapor y aire, la presión parcial del aire en la mezcla es muy pequeña, por el contrario a la salida del aire la presión parcial del aire es mucho mayor que la del vapor y como es esta presión la que nos interesa, podemos concluir diciendo que:

$$P = P_a + P_v \quad (5-14)$$

En donde:

P : presión total de la mezcla (Lb./plg²)

P_a : presión parcial del aire (Lb./plg²)

P_v : presión del vapor correspondiente a la temperatura t_a (Lb./plg²)

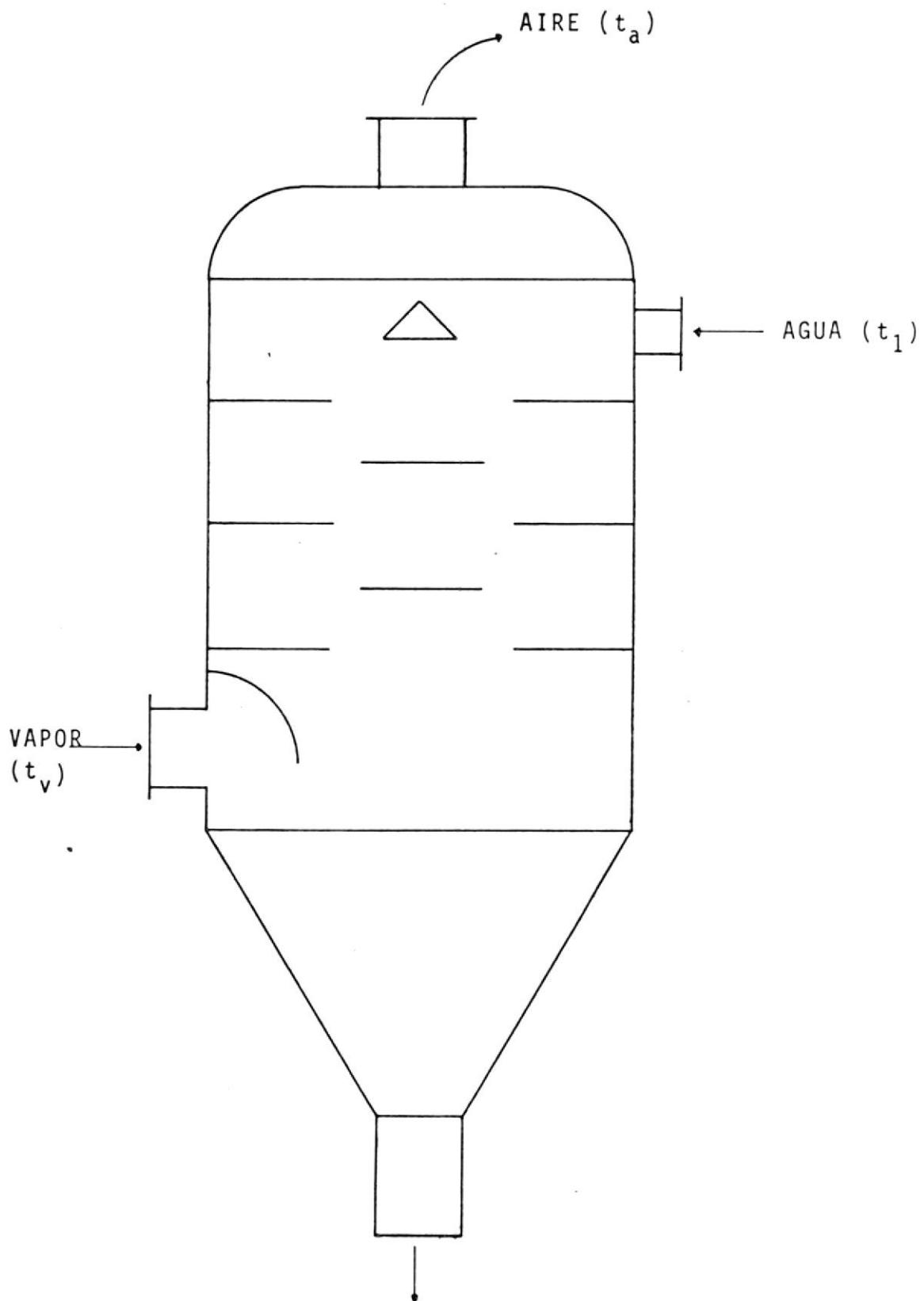


FIGURA 27.- CONDENSADOR BAROMETRICO SECO EN
CONTRA-CORRIENTE

t_a : temperatura del aire a la salida del condensador ($^{\circ}$ F).

- Volumen de aire a ser extraído por libra de vapor a condensarse: el aire a ser extraído del condensador posee diversas procedencias: (Ref. 4):
 - a) Aire proveniente del Jugo (a_1): generalmente, la cantidad de aire que proviene del jugo oscila entre 200-300 partes por millón de peso del jugo a ser concentrado.
 - b) Aire introducido en la alimentación de agua fría al condensador (a_2): la cantidad de aire en el agua oscila entre 3-40 partes por millón de peso de agua entrando al condensador.
 - c) Aire que entra a los cuerpos que están al vacío, debido a las fugas existentes: en instalaciones que tienen medianas precauciones a las fugas, la cantidad de aire que entra debido a las fugas oscila entre 3.000-5.000 partes por millón de peso de vapor a ser condensado.

Si denominamos por:

T : peso de aire a extraído (Lb.aire/hra)

F : peso de jugo a ser concentrado (millones de Lb./hra)

W_4 : peso de vapor a ser condensado (millones de Lb./hra)

G : peso de agua de enfriamiento por peso de vapor a ser condensado. Dado por la ecuación (5-13).
Lb./agua/Lb.vapor)

Tenemos que:

$$T = Fa_1 + (Ga_2 + a_3)W_4 \quad (5-15)$$

Para obtener el volumen de aire a ser extraído, tenemos que multiplicar el peso de aire por el volumen específico de éste; el volumen específico está dado por:

$$v = \frac{RT_a}{P_a} \quad (5-16)$$

En donde:

R ; Constante universal de los gases, para aire es
 $0.3697 \text{ Lb}_f\text{-pie/Lb}_m\text{-}^\circ\text{R}$

T_a : Temperatura absoluta del aire ($^\circ\text{R}$)

P_a : Presión parcial del aire en la mezcla (Lb/plg^2)

La temperatura absoluta del aire está dado por:

$$T_a = 459 + t_a \quad (5-17)$$

La temperatura t_a para condensadores a contra corriente, es igual a la temperatura de entrada (t_1) del agua al condensador.

- Desplazamiento de la Bomba: luego de obtenerse el volumen de aire a ser extraído del condensador, se aumenta en un 20% este volumen como medida de seguridad, luego se lo divide para la eficiencia volumétrica.

$$V_b = \frac{1.20V_a}{E_v} \quad (5-18)$$

La eficiencia volumétrica es generalmente 0.60.

- Fuerza Motriz: Para accionar la bomba de aire existen dos métodos:
 - a) Mediante una máquina a vapor
 - b) Mediante un motor eléctrico

El más usado debido a que resulta más económico es la máquina a vapor.

5.8.3.- Tubo Barométrico: La altura del tubo barométrico está dado por:

$$H = H_0 + h + s \quad (5-19)$$

En donde:

- H : altura del tubo barométrico (pie)
- H₀ : cabezal de agua (pie)
- h : cabezal necesario para asegurar una cierta velocidad del agua (pie)
- s : margen de seguridad (pie)

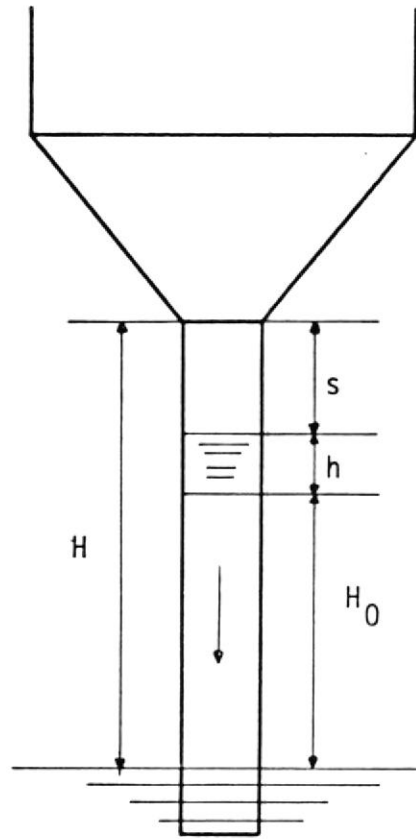


FIGURA 28.- TUBO BAROMETRICO

8.5.4.- Bombas de Agua: Generalmente son bombas centrífugas con sello mecánico. Estas bombas deben ser seleccionadas de acuerdo al caudal de agua que tienen que manejar y el cabezal de presión existente en el sistema. Debido a que estas bombas son muy comunes, no se considera necesario describirlas.

8.4.5.- Rociador de Agua: Consiste básicamente de un tubo distribuidor de agua, el cual alimenta a varios tubos con toberas, en donde el agua es pulverizada para facilitar su contacto con el aire de la atmósfera. El límite al cual el rociador puede enfriar está determinado por la temperatura de Bulbo húmedo del aire que lo enfría, para Guayaquil la temperatu-

ra promedio de bulbo húmedo es de 80°F, por lo tanto si el rociador de agua fuera 100% eficiente podría enfriar el agua hasta una temperatura de 80°F. En la realidad la eficiencia de un rociador es del orden de un 60% y está definida como:

$$E_r = \frac{t_2 - t_1}{t_2 - t_{bh}} \quad (5-20)$$

En donde:

t_{bh} : temperatura de bulbo húmedo del aire ambiente.

C A P I T U L O V I

CALCULO DEL EVAPORADOR TIPO CALANDRIA

6.1.- Requerimientos del Evaporador: Los datos que a continuación se detallan, fueron suministrados por AZTRA, una Industria Nacional que se dedica a la producción de azúcar.

Estos datos fueron obtenidos de AZTRA con el objeto de que el presente cálculo tenga relieves prácticos, del cual podremos luego sacar conclusiones reales del proceso.

- Capacidad del Triturador: 7500 TON/día
- Tiempo de Molienda: 22 horas
- Peso del Jugo, % caña: 100%
- Brix del Jugo de Alimentación: 17°
- Brix del Jugo Concentrado: 56°
- Presión de vapor (saliendo de la caldera) disponible: 150 Lb/plg.²abs.
- Presión de vapor (entrando al primer cuerpo) disponible: 29.7 Lb./plg.²abs.
- Temperatura del vapor (saliendo de la caldera) 358.43°F.
- Temperatura del vapor (entrando al primer cuerpo): 249.7°F.
- Temperatura de los jugos primarios y secundarios antes de calentarse: 102°F.
- Porcentaje en peso del jugo primario: 110%
- Porcentaje en peso del jugo secundario: 55%
- Vacío en el condensador: 1.925 Lb./plg.²abs. (26" Hg.)

- Temperatura del Jugo Concentrado: 124°F

6.2.- Cálculo de la Cantidad de Agua a Evaporarse: Para encontrar la cantidad de agua a evaporarse en el Múltiple Efecto, se hará un balance de materiales, donde la cantidad de materiales disueltos en la solución antes de la evaporación, será igual a la cantidad de materiales disueltos en la solución después de la evaporación.

Si denominamos por:

B_i : Brix del jugo de Alimentación ($\frac{\text{Lb. soluto}}{\text{Lb. soluc.}}$)

B_o : Brix del Jugo Concentrado ($\frac{\text{Lb. soluto}}{\text{Lb. soluc.}}$)

I : Peso del Jugo de Alimentación (Lb. solución)

O : Peso del Jugo Concentrado (Lb. solución)

E : Cantidad de agua evaporada (Lb. agua)

Del balance de materiales tenemos:

$$IB_i = OB_o \quad (6-1)$$

La Cantidad de agua evaporada está dada por la diferencia de peso entre el jugo de alimentación y el jugo concentrado:

$$E = I - O \quad (6-2)$$

De donde:

$$E = I \left(1 - \frac{B_i}{B_o} \right) \quad (6-3)$$

Reemplazando los datos de requerimientos en la ecuación (6-3), tenemos:

$$E = \frac{7500 \text{ (TON)}}{22 \text{ Hra}} \times \frac{2240 \text{ (Lb)}}{\text{TON}} \times (1.17/56)$$

$$E = 531,818 \text{ Lb/hra}$$

Por lo tanto la cantidad de agua a ser evaporada por el Múltiple Efecto será de 531,818 Lb./hra, es decir el 70% del peso del Jugo de alimentación.

6.3.- Distribución de Temperaturas en el Múltiple Efecto:

Para efecto de hallar la distribución de temperatura, se debe considerar que la caída de presión individual de cada cuerpo, deben ser aproximadamente iguales. Decreciendo su intensidad del primero al último cuerpo.

La idea de distribuir la caída de presión en el Múltiple Efecto con caídas individuales aproximadamente iguales, se debe a que procediendo de esta manera se evitan las pérdidas por arrastre del jugo.

Generalmente se recomienda que la distribución de presión en los diferentes cuerpos sea de la siguiente manera, dependiendo de la cantidad de cuerpos que tenga el sistema como se observa en la Tabla 6-1. (Ref. 2)

TABLA 6-1.- DISTRIBUCION DE PRESIONES EN LOS CUERPOS DE
LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO (Ref. 2)

Número de Efectos	Primer Cuerpo	Segundo Cuerpo	Tercer Cuerpo	Cuato Cuerpo	Quinto Cuerpo
Triple	11/30	10/30	9/30		
Cuádruple	11/40	10.5/40	10/40	9.5/40	
Quíntuple	11/50	10.5/50	10/50	9.5/50	9/50

Para el Evaporador que estamos calculando, la diferencia total de temperatura es de 125°F; que corresponde a una diferencia de presión total de 27.78 Lb./plg.²

Por lo tanto la distribución de Presión y su correspondiente temperatura será:

TABLA 6-2.- DISTRIBUCION DE PRESION Y TEMPERATURA
EN EL MULTIPLE EFECTO

Procedencia del Vapor	Presión Lb/plg. ²	Temperatura °F
Vapor Proceso	29.70	249.70
Primer Efecto	22.06	233.21
Segundo Efecto	14.77	212.26
Tercer Efecto	7.83	181.87
Cuarto Efecto	1.925	124.70

La distribución de temperaturas dadas en tablas anteriores, son las temperaturas del vapor que sale de cada cuerpo, para calcular las temperaturas de ebullición del jugo real, se debe considerar el aumento de la temperatura de ebullición debido a la carga hidrostática y a la concentración de la

solución. Para el efecto se considera que la longitud de los tubos va a ser de 8 pies.

a) Haciendo uso de la Tabla A-3 del Apéndice A y asumiendo que la concentración promedio del jugo en cada cuerpo es de 19°, 25°, 34°, y 40° para el primero, segundo, tercero y cuarto cuerpo respectivamente y considerando también que la altura promedio del jugo en los cuerpos es de 1/3 de la longitud de los tubos, se puede calcular las elevaciones del punto de ebullición del jugo en los diferentes cuerpos debido al efecto hidrostático promedio, considerado, para una altura del nivel del jugo de 1/6 de la longitud de los tubos. Estos valores están tabulados en la Tabla 6-3.

FIGURA 6-3.- ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION DEBIDO AL EFECTO DE LA CARGA HIDROSTATICA

Efecto al que Alimenta	Temperatura de Ebullición	E.P.E.
1er. Efecto	233.21°F(111.8°C)	1.53°F(0.85°C)
2do. Efecto	212.26°F(100.1°C)	2.07°F(1.1 °C)
3er. Efecto	181.87°F(83.3°C)	3.67°F(2.1 °C)
4to. Efecto	124.70°F(51.5°C)	11.34°F(6.3 °C)

b) Para calcular la elevación del punto de ebullición del jugo debido a su concentración, hacemos uso del Nomo-grama de Uthmer y Silvis (Figura 6). La pureza del jugo a concentrarse es de 80%. En la Tabla 6-4 se han tabulado los valores obtenidos.

TABLA 6-4 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION DEBIDO
A LA CONCENTRACION DEL JUGO

Efecto al que se Alimenta	Elevación del Punto de Ebullición
Primer Efecto	2.16°F(1.2°C)
Segundo Efecto	2.52°F(1.4°C)
Tercer Efecto	3.06°F(1.7°C)
Cuarto Efecto	3.42°F(1.9°C)

Resumiendo los dos efectos antes calculados, tendremos que la Elevación Total del Punto de Ebullición en los diferentes efectos son:

TABLA 6-5 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION CONSIDERANDO
EL EFECTO HIDROSTATICO Y LA CONCENTRACION

Efecto al que se Alimenta	Efecto Hidrostático	Concentración	Total
Primer Efecto	1.53°F	2.16°F	3.69°F
Segundo Efecto	2.07°F	2.52°F	4.59°F
Tercer Efecto	3.67°F	3.06°F	6.73°F
Cuarto Efecto	11.34°F	3.42°F	14.76°F

Resumiendo todos los cálculos antes realizados, tenemos que la distribución de temperatura y las caídas reales de temperatura serán las siguientes:

TABLA 6-6.- DISTRIBUCION DE PRESION Y TEMPERATURA CORREGIDA POR LAS ELEVACIONES DEL PUNTO DE EBULLICION

Efecto al que se Alimenta	Presión Vapor (psia)	Temp. Vapor (°F)	Temp. Jugo (°F)	Caída real (°F)
Vapor Proceso	29.7	249.7		
Primer Efecto	22.06	233.21	236.9	12.80
Segundo Efecto	14.77	212.66	216.85	16.36
Tercer Efecto	7.83	181.87	188.60	23.66
Cuarto Efecto	1.925	124.70	139.46	42.41

Caída Total Real

95.23

6.4.- Cálculo de las Tomas de Vapor: Debido a que en un Ingenio de Azúcar, existe gran demanda de vapor a baja presión para usarlos en los calentadores y tachos, se puede utilizar vapor de jugo para ayudar a calentar los jugos de alimentación. Debido a que la temperatura del vapor de jugo producida en los últimos cuerpos es baja, se suele hacer tomas de vapor sólo en los primeros cuerpos.

Las desventajas que presentan estas tomas de vapor radican en el hecho de que la temperatura del vapor de jugo es menor a la temperatura del vapor de proceso, esto trae como consecuencia que la superficie de calentamiento tanto de los calentadores como de los tachos sea mayor cuando se utilizan tomas de vapor para alimentarlos. Debido a esto, existe un margen recomendable entre la temperatura de vapor y la temperatura final del jugo que se calienta. Los valores recomendables son: (Ref. 2)

- Calentadores calentados con Vapor de Proceso: 11-14°F
- Calentadores calentados con Vapor del Primer Cuerpo:
18-22° F
- Calentadores calentados con Vapor de otros cuerpos:
27-36°F

Debido a que la temperatura del Vapor producido en el Cuarto Efecto es de 124.7°F, este vapor no se lo puede utilizar para calentar el jugo, ya que éste sale del proceso de clarificación a 102°F. Por lo tanto se efectuarán tomas de vapor del Primero al Tercero Cuerpo solamente.

Los calores latentes de vaporización de los vapores producidos y que serán usados para calentamiento son:

TABLA 6-7 CALORES LATENTES DE VAPORIZACION
DE LOS VAPORES PRODUCIDOS

Procedencia del Vapor	Temperatura Vapor (°F)	Calor Latente Vaporización (BTU/Lb.)
Primer Efecto	233.21	956.21
Segundo Efecto	212.26	969.84
Tercer Efecto	181.87	988.68

Considerando que el calor específico de la solución está dado por:

$$c = 1 - 0.006B(\text{BTU/Lb-}^\circ\text{F}) \quad (\text{Ref. 4}) \quad (6-4)$$

En donde B es la concentración del Jugo (°Brix)

Reemplazando valores tenemos que:

$$c = 1 - 0.006(17)$$

$$c = 0.9 \text{ BTU/Lb-}^\circ\text{F}$$

La eficiencia de los calentadores y tachos usados en la Industria Azucarera es de aproximadamente 0.95

De acuerdo con los márgenes de Temperatura recomendables entre la temperatura del vapor y la del jugo, los niveles de temperaturas en los calentadores seán los siguientes:

TABLA 6-8.- MARGENES DEL DIFERENCIAL DE TEMPERATURAS PARA CALENTADORES

Jugo que se calienta	3er. Efecto	2do. Efecto	1er. Efecto
Jugo Primario	102-155°F	155-180°F	180-210°F
Jugo Secundario		102-176°F	176-210°F

La cantidad de vapor P (Lb/hra) de calentamiento necesaria en los calentadores está dada por la fórmula:

$$P = \frac{Jc(t_2 - t_1)}{Lxn} \quad (6-5)$$

En donde:

J : Cantidad de Jugo (Lb/hra)

c : Calor específico del Jugo (BTU/Lb - °F)

t_2 : Temperatura de salida del Jugo (°F)

t_1 : Temperatura del Jugo a la entrada (°F)

L : Calor Latente de Vaporización (BTU/Lb)

n : Eficiencia del Calentador (%)

Haciendo uso de la ecuación (6-5) y reemplazando los valores correspondientes para cada toma de vapor, obtenemos los siguientes valores:

a) Toma de Vapor del Primer Cuerpo:

$$P_1 = 39,010 \text{ Lb/hra}$$

b) Toma de Vapor del Segundo Cuerpo:

$$P_2 = 50,740 \text{ Lb/hra}$$

c) Toma de Vapor del Tercer Cuerpo:

$$P_3 = 42,545 \text{ Lb/hra}$$

6.5.- Evaporación en cada Cuerpo: De acuerdo con la Figura 29, podemos decir que la evaporación total, es decir, la cantidad de agua evaporada, será igual a las evaporaciones parciales producidas en cada cuerpo. Si denominamos por W_1 , W_2 , W_3 y W_4 las evaporaciones en el primero, segundo, tercero y cuarto cuerpo respectivamente, tenemos que:

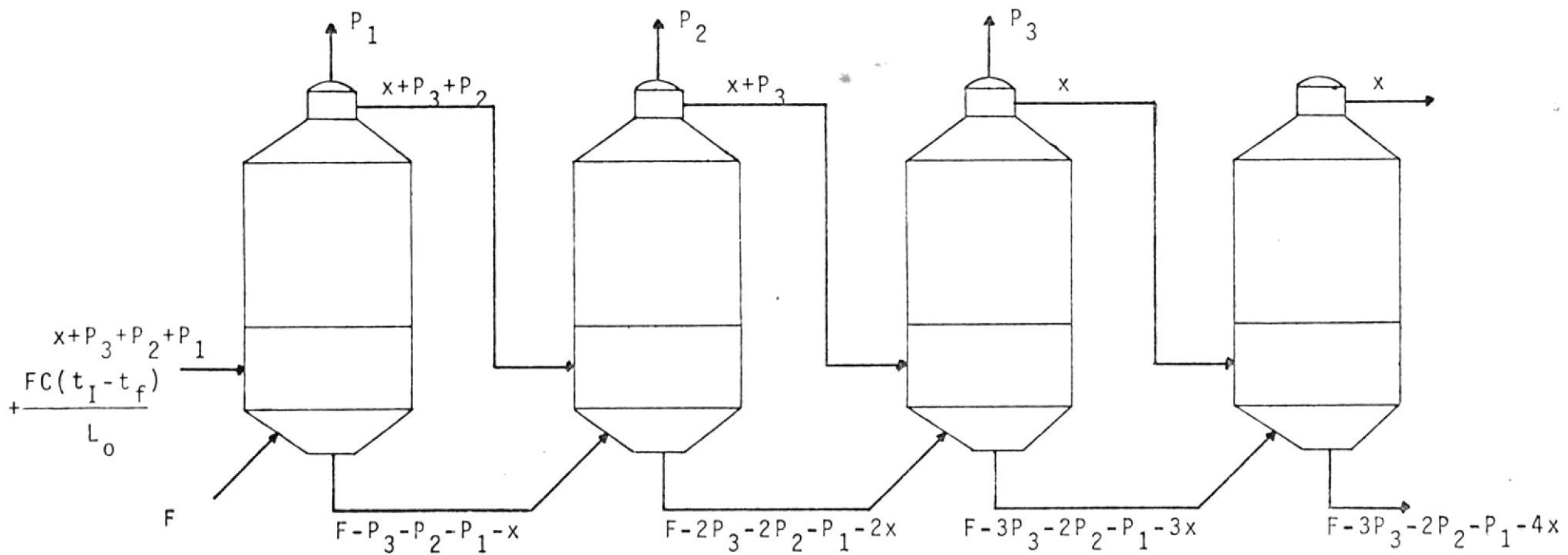


FIGURA 29.- Cuádruple Efecto con Tomas de Vapor

$$W_1 = x + P_3 + P_2 + P_1 \quad (6-6)$$

$$W_2 = x + P_3 + P_2 \quad (6-7)$$

$$W_3 = x + P_3 \quad (6-8)$$

$$W_4 = x \quad (6-9)$$

$$E = 4x + 3P_3 + 2P_2 + P_1 \quad (6-10)$$

Reemplazando los valores de E, P₁, P₂, P₃ y P₄ obtenidos anteriormente, se tiene que:

$$W_1 = 198,220 \text{ Lb./hra}$$

$$W_2 = 159,210 \text{ Lb./hra}$$

$$W_3 = 108,470 \text{ Lb./hra}$$

$$W_4 = 65,925 \text{ Lb./hra}$$

La cantidad de vapor de proceso que entra al primer cuerpo, está dado por:

$$V = x + P_1 + P_2 + P_3 + \frac{FC(t_I - t_f)}{L_o} \quad (6-11)$$

De donde:

$$V = 228,560 \text{ Lb./hra.}$$

De esta manera se han obtenido las cantidades de agua evaporada en los diferentes cuerpos.

6.6.- Cálculo de los Grados Brix en cada Cuerpo:

Antes de calcular los grados Brix del Jugo que sale de cada cuerpo, se dará la definición del Brix.

El Brix es el porcentaje en peso de soluto en una solución. Por lo tanto si denominamos:

B : Grados Brix

S : Peso de soluto en la solución (Lb.soluto)

F : Peso de la solución (Lb.solución)

$$B = \frac{S}{F} \times 100 \left(\frac{\text{Lb.soluto}}{\text{Lb.solución}} \right) \quad (6-12)$$

Por lo tanto, si tenemos un cuerpo al que le llega F_1 libras de solución a un grado Brix B_1 y salen de dicho cuerpo F_2 libras de solución a un grado Brix B_2 , tenemos que:

$$B_1 = S_1/F_1 \times 100 \quad (6-13)$$

$$B_2 = S_2/F_2 \times 100 \quad (6-14)$$

Como el peso de soluto no varía, podemos decir que:

$$B_2 = B_1 \times F_1/F_2 \quad (6-15)$$

Del Balance de materiales hecho en la Figura 30, podemos concluir que:

$$F_2 = F_1 - W \quad (6-16)$$

Reemplazando la ecuación (6-16) en la ecuación (6-15), obtenemos:

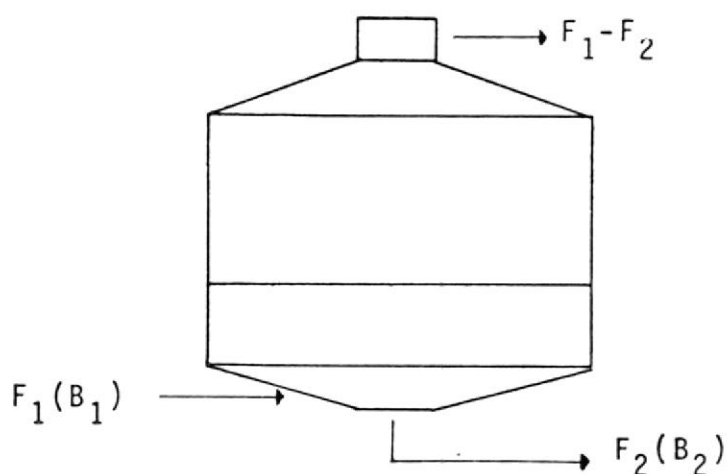


FIGURA-30.- BALANCE DE MATERIALES EN UN MULTIPLE EFECTO

$$B_2 = B_1 \times \frac{F_1}{F_1 - W} \quad (6-17)$$

Considerando la ecuación (6-17) obtenida, podemos ahora calcular los grados Brix del jugo que sale de cada cuerpo:

- Para el Primer Cuerpo:

$$B_0 = 17^\circ \text{Brix}$$

$$F_1 = 761,600 \text{ Lb./hra}$$

$$W_1 = 198,220 \text{ Lb./hra}$$

$$B_1 = 22.9^\circ\text{Brix}$$

- Para el Segundo Cuerpo:

$$B_1 = 22.9^\circ\text{Brix}$$

$$F_2 = 563,380 \text{ Lb./hra}$$

$$W_2 = 159,210 \text{ Lb./hra}$$

$$B_2 = 32^\circ\text{Brix}$$

- Para el Tercer Cuerpo:

$$B_2 = 32^\circ\text{Brix}$$

$$F_3 = 404,175 \text{ Lb./hra}$$

$$W_3 = 108,470 \text{ Lb./hra}$$

$$B_3 = 43.7^\circ\text{Brix}$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$B_3 = 43.7^\circ\text{Brix}$$

$$F_4 = 295,705 \text{ Lb./hra}$$

$$W_4 = 65,925 \text{ Lb./hra}$$

$$B_4 = 56^\circ\text{Brix}$$

Los grados Brix promedio del jugo en cada cuerpo, son las medias aritméticas de la concentración del jugo a la entrada y a la salida. Si denominamos por B_1' , B_2' , B_3' y B_4' los grados Brix promedio del jugo en el primero, segundo, tercero y cuarto cuerpo respectivamente, los valores de los grados

Brix promedio en cada cuerpo serán los siguientes:

- Para el Primer Cuerpo:

$$B_0 = 17^\circ$$

$$B_1 = 22.9^\circ$$

$$B_1' = 20^\circ$$

- Para el Segundo Cuerpo:

$$B_1 = 22.9^\circ$$

$$B_2 = 32^\circ$$

$$B_2' = 27.5^\circ$$

Para el Tercer Cuerpo:

$$B_2 = 32^\circ$$

$$B_3 = 43.7^\circ$$

$$B_3' = 37.9^\circ$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$B_3 = 43.7^\circ$$

$$B_4 = 56^\circ$$

$$B_4' = 49.9^\circ$$

Los valores del Brix promedio del jugo, son muy importantes, debido a que cuando se considera el efecto de la concentración del jugo sobre cualquier propiedad del evaporador, éste debe ser evaluado partiendo del

Brix medio de la solución en el evaporador, de lo contrario se estaría aumentando o disminuyendo este efecto según sea el caso.

6.7.- Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor: El flujo de calor en cualquier aparato de transferencia de calor, está determinado por la ecuación general:

$$Q = UA(T_c - T_f) \quad (6-18)$$

En donde:

Q : Calor transmitido (BTU/hra)

U : Coeficiente total de transferencia de Calor
(BTU/hra-pie²-°F)

A : Superficie de calentamiento (pie²)

T_c : Temperatura del fluido caliente (°F)

T_f : Temperatura del fluido frío (°F)

Generalmente el valor por determinarse en la ecuación general (6-18), es el valor de U. El valor del Coeficiente Total de Transferencia de Calor está dado por:

$$UA = \frac{1}{\frac{1}{h_1 A_1} + \frac{1}{k A_m} + \frac{1}{h_2 A_2}} \quad (6-19)$$

En donde :

A : Area de la Superficie de Calentamiento (pie²)

h₁ : Coeficiente de Transferencia de Calor del lado del fluido caliente (BTU/hra-pie²-°F)

- A_1 : Area de la Superficie de Calentamiento por donde circula el fluido caliente (pie²)
- l : Espesor de la pared de los tubos que conforman la superficie de calentamiento (pie)
- k : Conductividad térmica del material del tubo (BTU/hra-pie-°F)
- A_m : Valor promedio de A (pie²)
- h_2 : Coeficiente de Transferencia de Calor del lado del fluido frío (BTU/hra-pie²-°F)
- A_2 : Area de la Superficie de Calentamiento por donde circula el fluido frío (pie²)

Analizando la ecuación (6-19), vemos que el valor del coeficiente individual que determinará el valor del coeficiente total, será el más pequeño de los tres. Para el caso de los evaporadores usados para concentrar azúcar, el valor más alto de los tres coeficientes individuales, es decir, el que no influye en el coeficiente total, es el del coeficiente de transferencia de calor del material, esto se debe a que el material de los tubos no ofrece prácticamente resistencia al flujo de calor. (Ref. 6)

Si suponemos que;

$$A = A_1 = A_2 \quad (6-20)$$

Tenemos que:

$$U = h_1 + h_2 \quad (6-21)$$

La forma lógica de analizar el problema, es considerar los coeficientes individuales de película por separado. En la práctica esto no sucede, debido a que es muy difícil evaluar el coeficiente de la película del jugo. Más bien existen formas empíricas para evaluar el coeficiente total de transferencia de calor.

Se han efectuado ensayos para determinar el coeficiente de transferencia de calor para evaporadores verticales concentrando azúcar, entre los cuales podemos mencionar los ensayos hechos por Kerr. Este científico obtuvo experimentalmente seis valores de U , las seis obtenidas bajo las mismas condiciones de operación, los valores obtenidos oscilaban entre 150 y 500. Como podemos observar, existe mucha diferencia entre el valor más alto y el menor, de lo que se puede concluir que estos ensayos no deben ser tomados en cuenta al analizar un evaporador. (Ref. 3)

Los fabricantes de evaporadores para concentrar azúcar, han adoptado valores del Coeficiente de Transferencia de Calor, casi generales. Estos valores fueron obtenidos de la Referencia 2 y son los siguientes:

TABLA 6-9 VALORES PRACTICOS DEL COEFICIENTE
TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR
(Ref. 2)

Procedencia del Vapor	Valores de U (BTU/hra-pie ² °F)		
	Triple Efecto	Cuádruple Efecto	Quíntuple Efecto
Primer Cuerpo	400-500	400	400
Segundo Cuerpo	300	300	300
Tercer Cuerpo	125-140	200	200
Cuarto Cuerpo		80-100	150
Quinto Cuerpo			80-90

Un Ingeniero francés llamado Dessin, obtuvo empíricamente una fórmula para obtener los coeficientes de evaporación de los evaporadores de Múltiple Efecto usados en la Industria Azucarrera. (Ref. 2)

$$c: \frac{(100-B') (T-130)}{1600} \quad (6-22)$$

En donde:

c: Coeficiente de evaporación
(Lb.vapor/hra-pie²-°F)

B': Brix medio del Jugo en el Cuerpo
(°Brix)

T : Temperatura del Vapor de alimentación
al cuerpo (°F)

La constante 1/16000 que aparece en la ecuación (6-22) está relacionada con la suciedad de los tubos, para tubos sucios esta constante es 1/22000.

En el presente trabajo, se tomarán los valores usados por los fabricantes y calculará los coeficiente de evaporación con la fórmula de Dessin, luego se calculará las superficies de calentamiento para cada caso para comprobar cuan confiable es la fórmula de Dessin.

a) Valores Adoptados por los Fabricantes:

- Para el Primer Cuerpo:

$$U_1 = 400 \text{ BTU/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

- Para el segundo Cuerpo:

$$U_2 = 300 \text{ BTU/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

- Para el Tercer Cuerpo:

$$U_3 = 200 \text{ BTU/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$U_4 = 100 \text{ BTU/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

b) Cálculo de los Coeficientes de Evaporadores mediante la fórmula de Dessin:

- Para el Primer Cuerpo:

$$B_1' = 20^\circ\text{Brix}$$

$$T_1 = 249.7^\circ\text{F}$$

$$c_1 = 0.44 \text{ Lb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

- Para el Segundo Cuerpo:

$$B_2' = 27.5^\circ\text{Brix}$$

$$T_2 = 233.21^\circ\text{F}$$

$$c_2 = 0.34 \text{ Kb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

- Para el Tercer Cuerpo:

$$B_3' = 37.9^\circ\text{Brix}$$

$$T_3 = 212.26^\circ\text{F}$$

$$c_3 = 0.23 \text{ Lb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$B_4' = 49.9^\circ\text{Brix}$$

$$T_4 = 181.87^\circ\text{F}$$

$$c_4 = 0.12 \text{ Lb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

6.8.- Cálculo de las Superficies de Calentamiento: Como se mencionó en el punto 6.7 del presente Capítulo, primero se calcularán las superficies de calentamiento considerando los valores de los Coeficientes de Transferencia de Calor adoptados usualmente por los Fabricantes de estos aparatos y luego se calcularán las superficies de calentamiento considerando los Coeficientes de Evaporación obtenidos mediante la fórmula de Dessin.

a) Usando los Coeficientes de Transferencia de Calor:

- Para el Primer Cuerpo:

$$V = 217,680 \text{ Lb. vapor/hra}$$

$$L_0 = 945.78 \text{ BTU/Lb. vapor}$$

$$q_1 = 205'877,390 \text{ BTU/hra}$$

$$U_1 = 400 \text{ BTU/hra-pie}^2 \text{- } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 249.7^\circ\text{F}$$

$$T_f = 236.9^\circ\text{F}$$

$$A_1 = 40,210 \text{ pie}^2$$

- Para el Segundo Cuerpo:

$$W_2 = 159,210 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$L_2 = 969.84 \text{ BTU/Lb.}$$

$$\bar{q}_2 = 154'408,226 \text{ BTU/hra}$$

$$U_2 = 300 \text{ BTU/hra-pie}^2 \text{- } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 233.21 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_f = 216.85 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_2 = 31,460 \text{ pie}^2$$

- Para el Tercer Cuerpo:

$$W_3 = 108,470 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$L_3 = 988.68 \text{ BTU/Lb.}$$

$$q_3 = 107'242,120 \text{ BTU/hra}$$

$$U_3 = 200 \text{ BTU/hra-pie}^2 \text{- } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 212,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_f = 188.60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_3 = 22,660 \text{ pie}^2$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$W_4 = 65,925 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$L_4 = 1,022.7 \text{ BTU/Lb.}$$

$$q_4 = 67'421,498 \text{ BTU/hra}$$

$$U_4 = 100 \text{ BTU/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 181.87^\circ\text{F}$$

$$T_f = 139.46^\circ\text{F}$$

$$A_4 = 15,900 \text{ pie}^2$$

b) Considerando los Coeficientes de Evaporación obtenidos mediante la fórmula de Dessin:

- Para el Primer Cuerpo:

$$W_1 = 198,220 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$c_1 = 0.44 \text{ Lb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 249.7^\circ\text{F}$$

$$T_f = 236.9^\circ\text{F}$$

$$A_1 = 35,200 \text{ pie}^2$$

- Para el Segundo Cuerpo:

$$W_2 = 159,210 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$c_2 = 0.34 \text{ Lb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 233.21^\circ\text{F}$$

$$T_f = 216,85^\circ\text{F}$$

$$A_2 = 28,620 \text{ pie}^2$$

- Para el Tercer Cuerpo:

$$W_3 = 108,470 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$c_3 = 0.23 \text{ Lb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 212.26^\circ\text{F}$$

$$T_f = 188,60^\circ\text{F}$$

$$A_3 = 19,930 \text{ pie}^2$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$W_4 = 65,925 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$c_4 = 0.12 \text{ Lb.vapor/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 181.87^\circ\text{F}$$

$$T_f = 139.46^\circ\text{F}$$

$$A_4 = 12,950 \text{ pie}^2$$

Resumiendo los cálculos efectuados para obtener las superficies de calentamiento tenemos:

TABLA 6-10 COMPARACION ENTRE LAS SUPERFICIES DE CALENTAMIENTO OBTENIDAS USANDO EL VALOR DEL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y LOS COEFICIENTES DE EVAPORACION

EFECTO CORRESPONDIENTE AL	SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO (pie ²)		
	USANDO U	USANDO c	DIFERENCIA %
Primer Cuerpo	40,210	35,200	12.46
Segundo Cuerpo	31,460	28,620	9.03
Tercer Cuerpo	22,660	19,330	12.05
Cuarto Cuerpo	15,900	12,950	18.55

De la Tabla 6-10, vemos que la fórmula de Dessin, puede ser considerada para calcular las superficies de calentamiento sin incurrir en un error mayormente considerable. Por lo tanto, para el presente cálculo se considerarán las superficies de calentamiento obtenidas mediante el uso de los coeficientes de evaporación obtenidos de la fórmula de Dessin.

6.9.- Cálculos Varios: En este punto se hará un cálculo estimado de los diferentes aparatos descritos en el numeral 8 del Capítulo anterior.

6.9.1.- Condensador: para proceder al cálculo de algunos de los requisitos que debe cumplir el condensador, se hará uso de las ecuaciones obtenidas en el Capítulo anterior.

Como se mencionó anteriormente, todos los cálculos serán para un condensador seco a contracorriente.

- Sección Transversal: haciendo uso de la ecuación (5-12), podemos calcular la sección transversal del condensador.

Si $Q = 29.43 \text{ TON/hra.}$, tenemos:

$$S = 64.75 \text{ pie}^2$$

Esta sección transversal corresponde a un cilindro de $4'5/8''$ de radio.

- Agua de Enfriamiento: antes de calcular la cantidad de agua de enfriamiento necesaria, se debe determinar las temperaturas t_1 y t_2 que corresponden a las temperaturas de entrada y de salida del agua del condensador respectivamente. Para un rociador de 60% de eficiencia, una temperatura de bulbo húmedo del aire de 80°F y una diferencia de temperatura entre la temperatura del vapor que llega al condensador y la temperatura de salida del agua del condensador de 12°F , aplicando la ecuación (5-20), tenemos:

$$t_v = 124.7^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 11.7^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 93.0^\circ\text{F}$$

Aplicando la ecuación (5-13), se obtiene:

$$G = 52.78 \text{ Lb. agua/Lb. vapor}$$

Como la cantidad de vapor por condensarse es 65,925 Lb.vapor/hra, la cantidad de agua de enfriamiento que debe hacerse circular por el condensador es:

$$O = 3'479,520 \text{ Lb. agua/hra}$$

6.9.2.- Bomba de Vacío: los principales requisitos que debe cumplir la bomba de aire son los siguientes:

- Volumen de aire a ser extraído: si tenemos que:

$$F = 763,636 \text{ Lb.jugo/hra}$$

$$W_4 = 65,925 \text{ Lb.vapor/hra}$$

$$G = 52.78 \text{ Lb.agua/Lb.vapor}$$

$$a_1 = 250 \text{ p.p.m.}$$

$$a_2 = 35 \text{ p.p.m.}$$

$$a_3 = 4,000 \text{ p.p.m.}$$

De la ecuación (5-15), obtenemos:

$$T = 576.4 \text{ Lb.aire/hra}$$

Como la temperatura del aire entrando a la bomba es igual a la temperatura de entrada del agua al condensador, es decir 93.0°F , la presión del vapor correspondiente a esta temperatura es de $0.7672 \text{ Lb./plg.}^2\text{abs.}$

De la ecuación (5-14), para una presión en el condensador de $1.925 \text{ Lb/plg}^2\text{abs.}$ se obtiene la presión parcial del aire en la mezcla:

$$P_a = 1.1578 \text{ Lb/plg.}^2\text{abs.}$$

Aplicando la ecuación (5-16), encontramos el volumen específico del aire:

$$v = 176.26 \text{ pie}^3/\text{Lb.}$$

Si multiplicamos las libras de aire por hora por el volumen específico, obtenemos el volumen de aire a ser extraído del condensador:

$$v_a = 101,600 \text{ pie}^3/\text{hra}$$

- Desplazamiento de la Bomba: aplicando la ecuación (5-18), obtenemos el desplazamiento de la bomba:

$$v_b = 203,200 \text{ pie}^3/\text{hra}$$

o lo que es lo mismo:

$$v_b = 3,390 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

C A P I T U L O V I I

LA TERMOCOMPRESION Y SU APLICACION A LOS EVAPORADORES

DE MULTIPLE EFECTO

7.1.- Principios: Si consideramos un evaporador de simple efecto, el vapor de jugo producido tiene un calor latente de vaporización que podría ser aprovechado para calentar jugo del mismo cuerpo. El inconveniente que se presenta, como se mencionó anteriormente, es que este vapor no tiene la suficiente temperatura como para que exista un diferencial de temperatura entre dicho vapor producido y el jugo existente en la calandria.

La Termocompresión analiza este aspecto y lo que se propone es aumentar la presión y consecuentemente la temperatura del vapor producido, a tal grado que pueda ser utilizado para evaporar agua del mismo jugo del que proviene.

7.2.- Descripción: La compresión del vapor puede producirse mediante el uso de un compresor centrífugo o con un e-yector de chorro de vapor.

El primero, es decir, el compresor centrífugo, obtiene su fuerza motriz de una turbina a vapor o de un motor eléctrico. Es rara vez utilizado debido a que como se trata de un aparato mecánico, tiene costosas piezas en movimiento que exigen un mantenimiento y lubricación esmerado. Por lo tanto este método está expuesto a daños repentinos que podrían paralizar la producción del Ingenio.

El segundo método es el que generalmente se usa debido

a su mayor confiabilidad. El eyector de chorro de vapor utiliza vapor a altas presiones (150-300 Lb/plg.²).

Consiste de una boquilla o tobera en el cuál es acelerado el vapor de proceso y luego expandido, una caja de mezcla en donde el vapor de proceso cede su energía cinética al vapor de jugo que es aspirado mezclándose luego con el vapor de proceso y por último tiene un difusor en el cuál la mezcla de vapores es comprimida a una presión requerida en la Calandria.

Para evaluar la eficiencia de estos eyectores, existe un término llamado "coeficiente de arrastre", que es la relación entre el peso de vapor aspirado y el peso de vapor de proceso que llega al eyector. (Ref. 7)

$$e = \frac{M_2}{M_1} \quad (7-1)$$

En donde:

e : coeficiente de arrastre

M₂ : peso de vapor aspirado (Lb.)

M₁ : peso de vapor de proceso requerido (Lb.)

El valor de e, depende de la presión existente en la Calandria, a mayor presión menor será el coeficiente de arrastre, es decir, que para una mayor presión de salida de los vapores mezclados en el eyector, mayor será el vapor de proceso requerido por el eyector.

7.3.- Análisis Calorífico: Considérese un eyector de chorro de vapor como se indica en la Figura 31, en donde:

p_1 : presión de vapor de proceso (Lb/plg.²abs.)

H_1 : entalpía del vapor de proceso (BTU/Lb)

p_2 : presión del vapor de jugo (Lb/plg.²abs.)

H_3 : entalpía del vapor de proceso luego de la expansión isoentrópica (BTU/Lb)

H_3' : entalpía del vapor de proceso luego de la expansión real en la boquilla (BTU/Lb)

e_1 : eficiencia de la boquilla (%)

La eficiencia de la boquilla está dada por la relación entre el trabajo de expansión real y el trabajo de expansión teórico. (Ref. 1)

$$e_1 = \frac{H_1 - H_3'}{H_1 - H_3} \quad (7-2)$$

El trabajo real de expansión es mayor al trabajo teórico debido a que el proceso de expansión no es isoentrópico, dado que la entropía del vapor aumenta a causa de la fricción en la boquilla.

La eficiencia del difusor está dado por la relación entre el trabajo de compresión teórico y el trabajo de compresión real.

$$e_2 = \frac{H_4 - H_5}{Z} \quad (7-3)$$

En donde:

- e_2 : eficiencia del difusor (%)
 H_4 : entalpía de la mezcla al comienzo de la compresión (BTU/Lb)
 H_5 : entalpía de la mezcla a la salida del difusor (BTU/Lb)
 Z : trabajo neto requerido en el difusor (BTU/Lb)

Existen otras pérdidas debido a que la transferencia de energía cinética del vapor de proceso al chorro de vapor aspirado que se encontraba prácticamente en reposo, no es del 100% eficiente. Esta pérdida la designaremos por $(1-e_3)$. En donde e_3 es la eficiencia de la caja de mezcla.

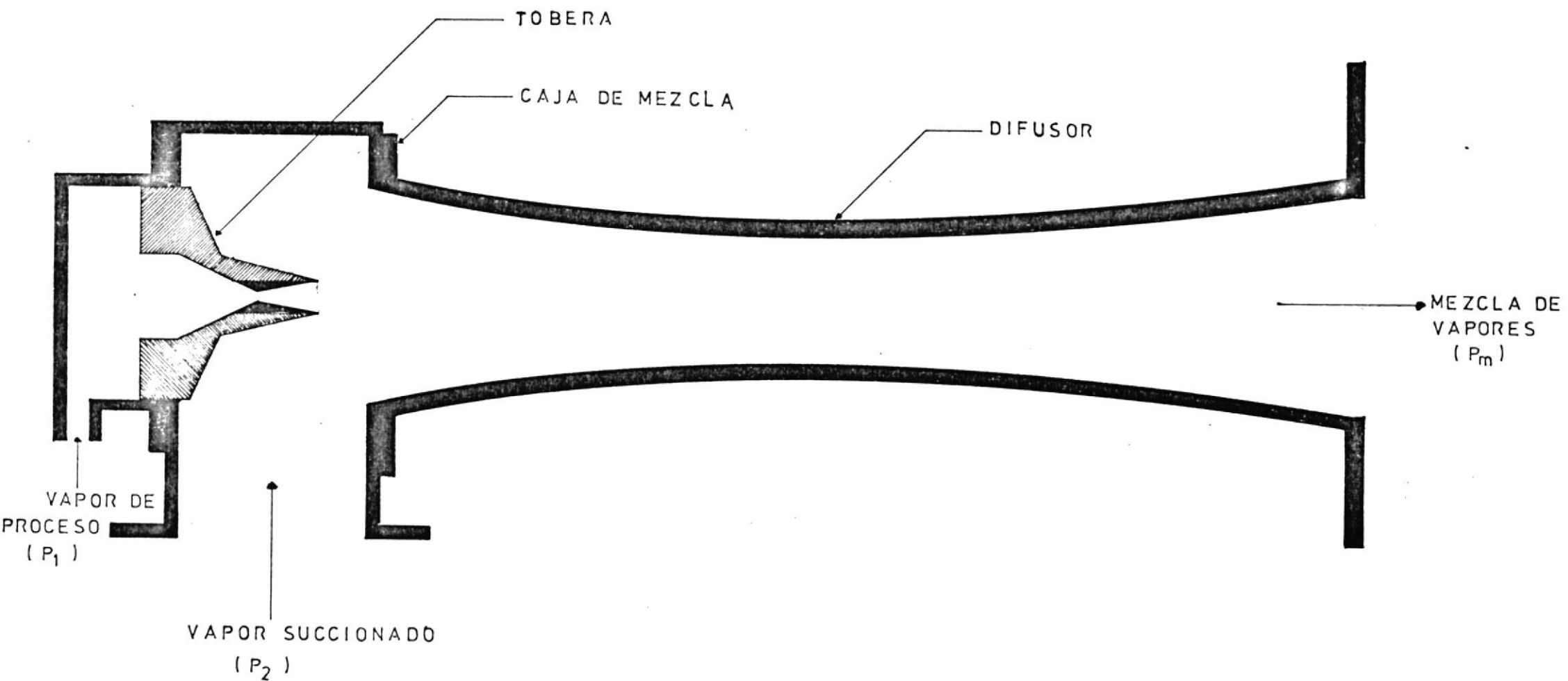
Si se considera la eficiencia de la boquilla y de la caja de mezcla, el trabajo neto disponible del chorro de vapor estará dado por:

$$W_b = M_1 e_1 e_3 (H_1 - H_3) \quad (7-4)$$

En donde:

- W_b : trabajo real disponible del chorro de vapor (BTU)
 e_1 : eficiencia de la boquilla (%)
 e_3 : eficiencia de la caja de mezcla (%)
 $M_1(H_1 - H_3)$: trabajo de expansión teórico en la boquilla (BTU)

El trabajo neto requerido en el difusor, lo podemos obtener de la ecuación 7-3:



FIGRA 31.- TERMOCOMPRESOR APLICADO A LA INDUSTRIA AZUCARERA

$$Z = \frac{(M_1 + M_2)(H_4 - H_5)}{e_2} \quad (7-5)$$

En donde:

$(M_1 + M_2)(H_4 - H_5)$: trabajo teórico requerido en el difusor (BTU)

e_2 : eficiencia del difusor (%)

Haciendo un balance de energía en el eyector, podemos decir que el trabajo disponible de la expansión del vapor en la boquilla es igual al trabajo requerido para la compresión en el difusor:

$$W_b = Z \quad (7-6)$$

Reemplazando los valores obtenidos para W_b y Z de las ecuaciones 7-4 y 7-5 respectivamente, tenemos:

$$M_1 e_1 e_3 (H_1 - H_3) = \frac{(M_1 + M_2)(H_4 - H_5)}{e_2} \quad (7-7)$$

Ordenando términos, podemos encontrar una expresión para el coeficiente de arrastre:

$$e = \frac{(H_1 - H_3)}{(H_4 - H_5)} e_1 e_2 (e_3 - 1) \quad (7-8)$$

Realizando un balance de la mezcla que se produce en el eyector, podemos decir que:

$$x_5 (M_1 + M_2) = x_3 M_1 + x_2 M_2 \quad (7-9)$$

En donde:

x_5 : Calidad del vapor que sale del eyector (%)

x_2 : Calidad del vapor aspirado (%)

x_3'' : Calidad del vapor de proceso después de la expansión y de haber cedido parte de su energía cinética al vapor aspirado (%)

En la práctica se suele asumir que la calidad del vapor aspirado (x_2), es 100%, es decir, que el vapor está saturado. La calidad de la mezcla de vapores que sale del eyector (x_5), oscila en la práctica entre 90 y 98%. El problema consiste en encontrar el valor de x_3'' , éste está relacionado con la calidad del vapor de proceso luego de la compresión (x_3') de la siguiente forma:

$$(1-e_3)(H_1-H_3') = (x_3''-x_3')L \quad (7-10)$$

En donde:

$(1-e_3)$: fracción de energía cinética no transferida al vapor de proceso (%)

L : calor latente de vaporización correspondiente a la presión del vapor aspirado p_2 (BTU/Lb)

El valor de x_3' está a su vez relacionado con la calidad que tendría el vapor de proceso si la expansión hubiera sido isoentrópica (x_3) de la siguiente manera:

$$(1-e_1)(H_1-H_2) = (x_3'-x_3)L \quad (7-11)$$

En donde:

$(1-e_1)$: fracción de calor perdido debido a que la expansión del vapor no es isoentrópica (%)

Haciendo uso de las ecuaciones 7-8 a 7-11, se puede obtener el coeficiente de arrastre del termocompresor. En la práctica la eficiencia total del eyector oscila entre 0.80 y 0.75, en donde las eficiencias individuales son:

Eficiencia de la boquilla (e_1) $\approx 0.95 - 0.98$

Eficiencia del difusor (e_2) $\approx 0.90 - 0.95$

Eficiencia de la caja de mezcla (e_3) $\approx 0.80 - 0.85$

Para cálculos rápidos del coeficiente de arrastre, se hace uso de una ecuación empírica obtenida por un científico francés llamado Truffault, esta ecuación está dada por la siguiente ecuación: (Ref. 2)

$$\left\{e_c + 1\right\}^2 = \frac{144}{t_m - t_o} \{(\log p - \log p_m) - 0.0056 (t_o - 212)\} \quad (7-12)$$

En donde:

$$e = 0.95 e_c \quad (7-13)$$

e_c : coeficiente de arrastre de la boquilla nueva

e : coeficiente de arrastre de la boquilla usada

t_m : temperatura de la mezcla correspondiente a una presión p_m en la calandria ($^{\circ}\text{F}$)

t_o : temperatura del vapor de jugo correspondiente a una presión p_o del vapor de jugo ($^{\circ}\text{F}$)

p : presión del vapor de proceso ($\text{Lb/plg.}^2 \text{abs.}$)

p_o : presión del vapor de jugo ($\text{Lb/plg.}^2 \text{abs.}$)

p_m : presión existente en la calandria ($\text{Lb/plg.}^2 \text{abs.}$)

Para obtener un aceptable coeficiente de arrastre en el termocompresor, es necesario que el proceso esté sujeto a las siguientes condiciones:

- a) La diferencia de temperatura existente entre la calandria y el vapor del jugo no debe ser mayor a 18°F . Esto es debido que para una mayor diferencia de temperatura, el coeficiente de arrastre disminuye. Si nos fijamos en la ecuación 7-8, para una diferencia de temperatura mayor, aumenta también la diferencia de entalpía ($H_4 - H_5$), lo que produce una disminución del coeficiente de arrastre.

- b) La elevación del punto de ebullición debe ser pequeña, porque un aumento notorio en ésta, trae como consecuencia un aumento de la diferencia de temperatura. Por lo tanto, podemos decir que la concentración del jugo debe ser baja, por este motivo el termocompresor solo debe usarse en el primer efecto.

Para evaluar la importancia que tiene el termocompresor en el Múltiple Efecto, se procederá a calcular la eficiencia dada por éste desde el punto de vista del consumo de vapor.

Considérese un sistema de evaporación de cuádruple efecto con termocompresión en el primer cuerpo. Si no hubiera termocompresión el consumo de vapor del proceso estará dado por:

$$V = \frac{E}{4} \quad (7-14)$$

Si consideramos el sistema con termocompresión, el consumo de vapor de proceso sería:

$$V_c = V' + V'' \quad (7-15)$$

En donde:

V_c : consumo de vapor de proceso usando termocompresión (Lb)

V' : vapor de proceso que entra al termocompresor (Lb)

V'' : vapor de proceso que entra directamente a la calandria (Lb)

Haciendo un balance de masa en el primer cuerpo, se puede decir que el vapor que entra al cuerpo es igual al vapor que sale o lo que es lo mismo:

$$V' + V'' + eV' = eV' + x \quad (7-16)$$

En donde:

e : coeficiente de arrastre del termocompresor (%)

x : vapor de calentamiento al segundo cuerpo (Lb)

$$x = V' + V'' \quad (7-17)$$

Como la cantidad de agua total evaporada en el proceso es:

$$E = 4x + eV' \quad (7-18)$$

Se puede resumir diciendo que la economía aportada por el termocompresor es igual a la diferencia entre el

vapor consumido por el evaporador sin termocompresor menos el vapor consumido por el evaporador con termocompresión.

$$C = V - V_c \quad (7-19)$$

Reemplazando los valores de V y V_c de las ecuaciones 7-14 y 7-18 en la ecuación 7-19, obtenemos:

$$C = \frac{E}{4} - \left(\frac{E}{4} - \frac{eV'}{4} \right) \quad (7-20)$$

$$C = \frac{eV'}{4} \quad (7-21)$$

Generalizando la ecuación 7-20 para cualquier número de efectos, tenemos:

$$C = \frac{eV'}{n} \quad (7-22)$$

En donde:

C : economía dada por el termocompresor (Lb vapor)

e : coeficiente de arrastre del termocompresor (%)

V' : vapor de proceso que entra al termocompresor
(Lb vapor)

n : número de efectos

7.4.- Ventajas y Desventajas de la Termocompresión: Las principales ventajas que presenta la termocompresión son las siguientes:

- a) Debido a que la termocompresión aumenta la evaporación en el primer efecto, disminuye la evaporación

en los efectos restantes, y consecuentemente las superficies de calentamiento de estos cuerpos, con lo cuál el costo de estos aparatos es inferior.

- b) Debido a que ahorra vapor de proceso, el Termocompresor aumenta la eficiencia térmica del proceso.
- c) Alivia la carga del condensador, disminuyendo la capacidad del rociador de agua.

Las principales desventajas que presenta la Termocompresión son las siguientes:

- a) El costo mismo del Termocompresor.
- b) Necesidad de una válvula de vapor para regular la entrada de vapor de proceso al Termocompresor según los requerimientos del cuerpo al cual sirve.

7.5.- Uso de la Termocompresión en el Evaporador de Calandria: Para decidir el uso del Termocompresor en el Evaporador que estamos analizando, veremos primero el consumo de vapor de proceso que tendrá el Termocompresor a las condiciones que operará.

Para el efecto, se calculará el coeficiente de arrastre del Termocompresor mediante el uso de la fórmula aproximada de Truffault dada en la ecuación 7-12. En donde:

$$t_m = 235.4^\circ\text{F}$$

$$t_o = 233.3^\circ\text{F}$$

$$p = 150.0 \text{ Lb/plg.}^2\text{abs.}$$

$$p_m = 23.00 \text{ Lb/plg.}^2\text{abs.}$$

$$p_o = 22.06 \text{ Lb/plg.}^2\text{abs.}$$

$$(e_c + 1)^2 = \frac{144}{t_m - t_o} (\log.150 - \log.23) - .0056(233.3 - 212)$$

$$e_c = 5.90 \text{ Lb vapor jugo/Lb.vapor proceso}$$

$$e = 5.60 \text{ Lb vapor jugo/Lb vapor proceso}$$

Si al termocompresor lo hacemos funcionar para un consumo de vapor de proceso de 10,000 LB/hra., el ahorro de vapor producido por la termocompresión será:

$$C = \frac{eV'}{4} = 14,000 \text{ Lb/hra.}$$

El ahorro de vapor de proceso es considerable, por lo tanto vamos a analizar lo que sucede con los cálculos desarrollados en el capítulo anterior ahora que se utilizará termocompresión.

- a) La cantidad total de agua evaporada es la misma, debido a que la cantidad de jugo alimentado a los evaporadores se mantiene igual, así como también las concentraciones de la solución a la entrada y a la salida, por lo tanto:

$$E = 531,818 \text{ Lb/Hra.}$$

b) La Distribución de Temperaturas se la mantendrá igual, lo que varia son las Elevaciones del Punto de Ebullición debido a que las concentraciones del jugo que llega a cada cuerpo son diferentes, pero estos aumentos de los Puntos de Ebullición van a ser mínimos, por lo tanto, el error que se cometerá al considerar inalterables los E.P.E. será también mínimo, de tal forma la Distribución de Temperaturas será igual a la dada en la Tabla 6-6.

c) Debido a que los requerimientos de los Calentadores son independientes a que si se usa o no Termocompresión, las Tomas de Vapor se mantendrán inalterables, es decir:

$$P_1 = 39,010 \text{ Lb/hra.}$$

$$P_2 = 50,740 \text{ Lb/hra.}$$

$$P_3 = 42,540 \text{ Lb/hra.}$$

d) Evaporación en cada Cuerpo: si nos fijamos en la Figura 32, la cantidad parcial de agua evaporada en cada cuerpo será:

$$W_1 = x + P_3 + P_2 + P_1 + eV' \quad (7-23)$$

$$W_2 = x + P_3 + P_2 \quad (7-24)$$

$$W_3 = x + P_3 \quad (7-25)$$

$$W_4 = x \quad (7-26)$$

Por lo tanto, la cantidad total de agua evaporada en

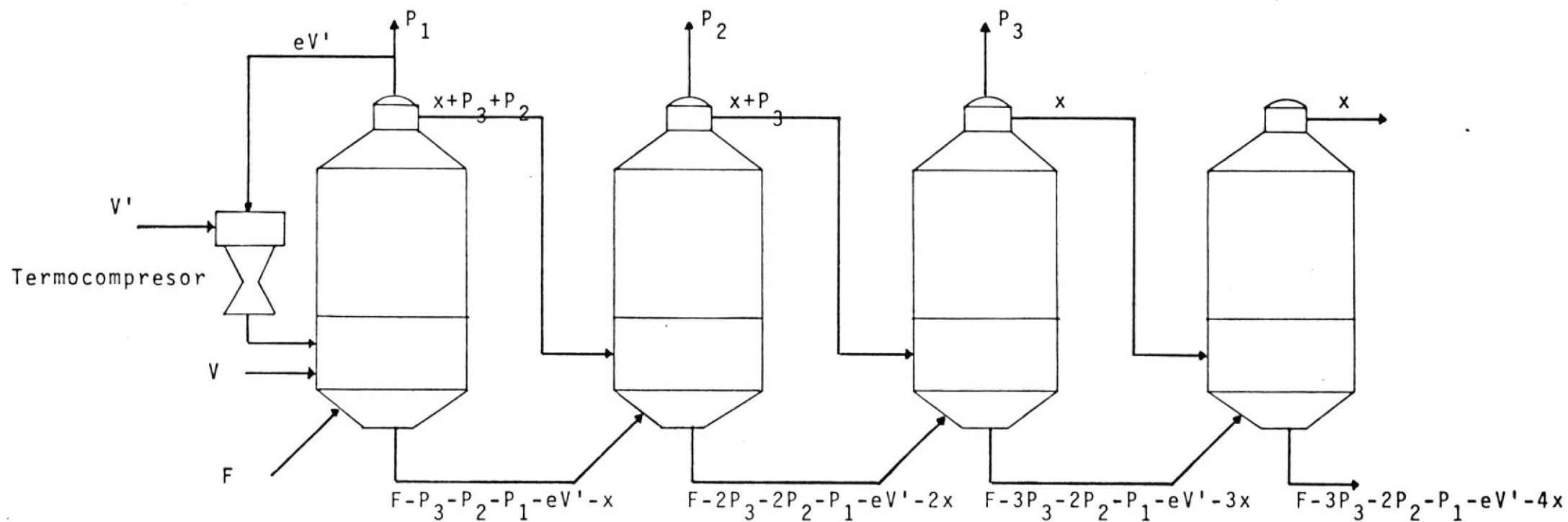


FIGURA 32.- Cuádruple Efecto Utilizando Termocompresión

el sistema de evaporación será igual a la suma de las evaporaciones parciales en cada cuerpo:

$$E = 4x + 3P_3 + 2P_2 + P_1 + eV' \quad (7-27)$$

Reemplazando los valores de E, P_3 , P_2 y P_1 en la ecuación anterior, se puede calcular el valor de x:

$$x = 51,920 \text{ Lb/hra.}$$

Haciendo uso de las ecuaciones 7-23 a 7-26, podemos calcular las evaporaciones parciales en cada cuerpo:

$$W_1 = 240,217 \text{ Lb/hra.}$$

$$W_2 = 145,210 \text{ Lb/hra.}$$

$$W_3 = 104,470 \text{ Lb/hra.}$$

$$W_4 = 51,920 \text{ Lb/hra.}$$

e) Los grados Brix del jugo que sale de cada cuerpo dependerá de las cantidades de agua evaporada. Por lo tanto:

$$B_1 = 24.80^\circ\text{B}$$

$$B_2 = 34.40^\circ\text{B}$$

$$B_3 = 47.60^\circ\text{B}$$

$$B_4 = 56.00^\circ\text{B}$$

Los grados Brix promedio serán:

$$B_1' = 20.90^\circ\text{B}$$

$$B_2' = 29.60^\circ\text{B}$$

$$B_3' = 41.00^\circ\text{B}$$

$$B_4' = 51.80^\circ\text{B}$$

f) Debido a que las temperaturas del vapor que llega a cada cuerpo y las temperaturas del jugo en cada cuerpo se mantienen iguales, el diferencial de temperatura en cada cuerpo no varía, por lo tanto, los coeficientes de evaporación para cada cuerpo solo variarán debido a los cambios de los grados Brix promedio del jugo en cada cuerpo:

$$c_1 = 0.43 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_2 = 0.33 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_3 = 0.22 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_4 = 0.11 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

g) Con las evaporaciones parciales y los coeficientes de evaporación para cada cuerpo, se obtienen las superficies de calentamiento en el Múltiple Efecto ahora utilizando Termocompresión:

$$S_1 = 43,640 \text{ pie}^2$$

$$S_2 = 26,900 \text{ pie}^2$$

$$S_3 = 20,070 \text{ pie}^2$$

$$S_4 = 11,130 \text{ pie}^2$$

La superficie total del Múltiple Efecto seña igual la suma de las superficies de calentamiento parciales de cada cuerpo:

$$S = 101,740 \text{ pie}^2$$

De los cálculos efectuados y comparándolos con los ob-

tenidos para el sistema de evaporación sin Termocompresión, podemos concluir que:

- 1) Hay un ahorro de vapor de proceso de 14,000 Lb/hra.
- 2) El Condensador en lugar de tener una carga de 67'420,000 BTU/hra, tiene una carga de 53'102,000 BTU/hra. Es decir, que el condensador para el sistema de evaporación con Termocompresión será de una capacidad 20% menor que el necesario para el sistema sin Termocompresión.
- 3) A consecuencia de lo expuesto en el punto 2, la cantidad de agua de enfriamiento necesario en el condensador será también inferior, con lo que disminuye la capacidad del rociador así como también de las bombas de agua.

De lo antes dicho, se justifica el uso del Termocompresor en el Evaporador analizado.

OPTIMIZACIÓN DEL EVAPORADOR TIPO CALANDRIA

C A P I T U L O V I I I

Se entiende por optimización, el hecho de obtener un proceso minimizando el costo del mismo. Para el caso que estamos analizando, consiste en obtener el mismo efecto de evaporación minimizando el costo de los evaporadores.

La manera de minimizar el costo sería reduciendo las superficies de calentamiento de los diferentes cuerpos que conforman el Múltiple Efecto. Para el efecto, debemos encontrar una expresión matemática que nos dé las superficies mínimas de calentamiento. Si denominamos por:

S_1, S_2, S_3 y S_4 : las superficies de calentamiento de los diferentes cuerpos.

dt_1, dt_2, dt_3 y dt_4 : las caídas netas de temperaturas.

dt_1'', dt_2', dt_3' y dt_4' : las caídas reales de temperatura.

c_1, c_2, c_3 y c_4 : Los coeficientes de evaporación reales del jugo.

B_1', B_2', B_3' y B_4' : los grados Brix promedio del jugo.

W_1, W_2, W_3 y W_4 : las cantidades de agua evaporada en los diferentes cuerpos.

dt : la caída de temperatura correspondiente entre la temperatura del vapor de proceso y la del condensador.

K_2, K_3 y K_4 : Los coeficientes de proporcionalidad de la caída de temperatura disponible entre el segundo cuerpo y la temperatura del vapor en el condensador.

E: Cantidad total de Agua Evaporada.

S: Superficie total de Calentamiento del Múltiple Efecto.

Tenemos:

$$W_1 + W_2 + W_3 + W_4 = E \quad (8-1)$$

$$dt_1 + dt_2 + dt_3 + dt_4 = dt \quad (8-2)$$

Si asumimos que:

$$dt_1 = m dt \quad (8-3)$$

Tenemos:

$$dt_2 + dt_3 + dt_4 = (1-m) dt \quad (8-4)$$

Si utilizamos los coeficientes de proporcionalidad tenemos que:

$$dt_2 = K_2 (1-m) dt \quad (8-5)$$

$$dt_3 = K_3 (1-m) dt \quad (8-6)$$

$$dt_4 = K_4 (1-m) dt \quad (8-7)$$

En donde:

$$K_2 + K_3 + K_4 = 1 \quad (8-8)$$

Para el Primer Efecto:

$$S_1 = \frac{W_1}{c_1 dt_1} \quad (8-9)$$

De la fórmula de Dessin:

$$c_1 = \frac{(100 - B_1') (T - 130)}{22,000} \quad (8-10)$$

Como los coeficientes de evaporación son proporcionales a la caída total de temperatura, podemos asumir que:

$$c_1 = a_1 dt \quad (8-11)$$

Por lo tanto, reemplazando la ecuación (8-11) en (8-9), tenemos:

$$S_1 = \frac{W_1}{a_1 dt dt_1} \quad (8-12)$$

Reemplazando el valor de dt_1 de la ecuación (8-3), tenemos:

$$S_1 = \frac{W_1}{a_1 m dt^2} \quad (8-13)$$

Para el Segundo Efecto:

$$S_2 = \frac{W_2}{c_2 dt_2} \quad (8-14)$$

De la misma manera:

$$c_2 = a_2 (dt - dt_1) \quad (8-15)$$

Reemplazando (8-15) en (8-14) tenemos:

$$S_2 = \frac{W_2}{a_2 (dt - dt_1) dt_2} \quad (8-16)$$

Reemplazando las ecuaciones (8-3) y (8-5) en (8-16) tenemos:

$$S_2 = \frac{W_2}{a_2 K_2 (1-m)^2 dt^2} \quad (8-17)$$

De la misma manera obtenemos para el Tercer Efecto:

$$S_3 = \frac{W_3}{a_3 K_3 (1 - K_2)(1 - m)^2 dt^2} \quad (8-18)$$

Para el Cuarto Efecto:

$$S_4 = \frac{W_4}{a_4 k_4 (1-k_2-k_3) (1-m)^2 dt^2} \quad (8-19)$$

La Superficie Total de Calentamiento será:

$$S = S_1 + S_2 + S_3 + S_4 \quad (8-20)$$

$$S = \frac{W_1}{a_1 m dt^2} + \frac{W_2}{a_2 k_2 (1-m)^2 dt^2} + \frac{W_3}{a_3 k_3 (1-k_2) (1-m)^2 dt^2} + \frac{W_4}{a_4 k_4 (1-k_2-k_3) (1-m)^2 dt^2} \quad (8-21)$$

La superficie Total mínima estará dada por:

$$\frac{dS}{dm} = \frac{dS_1}{dm} + \frac{dS_2}{dm} + \frac{dS_3}{dm} + \frac{dS_4}{dm} = 0 \quad (8-22)$$

$$\delta - \frac{W_1}{a_1 m^2 dt^2} + \frac{W_2}{a_2 k_2 (1-m)^3 dt^2} + \frac{W_3}{a_3 k_3 (1-k_2) (1-m)^3 dt^2} + \frac{W_4}{a_4 k_4 (1-k_2-k_3) (1-m)^3 dt^2} \quad (8-23)$$

$$\delta - \frac{S_1}{m} - \frac{2S_2}{1-m} - \frac{2S_3}{1-m} - \frac{2S_4}{1-m} = 0 \quad (8-24)$$

De donde:

$$\frac{S_1}{m} = \frac{2S_2}{1-m} = \frac{2S_3}{1-m} = \frac{2S_4}{1-m} \quad (8-25)$$

$$\frac{S_1}{S_1 + S_2 + S_3} = \frac{2m}{1-m} \quad (8-26)$$

Como la ecuación (8-3)

$$m = \frac{dt_1}{dt} \quad (8-27)$$

Tenemos:

$$\frac{S_1}{S_2 + S_3 + S_4} = \frac{2dt_1}{(1-m) dt} \quad (8-28)$$

Reemplazando (8-4) en (8-28) tenemos:

$$\frac{S_1}{S_2 + S_3 + S_4} = \frac{2dt_1}{dt_2 + dt_3 + dt_4} \quad (8-29)$$

De la misma manera podemos decir que:

$$\frac{S_2}{S_3 + S_4} = \frac{2dt_2}{dt_3 + dt_4} \quad (8-30)$$

$$\frac{S_3}{S_4} = \frac{2dt_3}{dt_4} \quad (8-31)$$

Si denominamos por:

$$y_1 = \frac{W_1}{c_1} \quad (8-32)$$

$$y_2 = \frac{W_2}{c_2} \quad (8-33)$$

$$y_3 = \frac{W_3}{c_3} \quad (8-34)$$

$$y_4 = \frac{W_4}{c_4} \quad (8-35)$$

En donde y_1 , y_2 , y_3 y y_4 son las capacidades de evaporación de los cuerpos. (Ref. 4)

Tenemos que:

$$S_1 = \frac{y_1}{dt_1} \quad (8-36)$$

$$S_2 = \frac{y_2}{dt_2} \quad (8-37)$$

$$S_3 = \frac{y_3}{dt_3} \quad (8-38)$$

$$S_4 = \frac{y_4}{dt_4} \quad (8-39)$$

Reemplazando estas ecuaciones en las ecuaciones (8-29), (8-30) y (8-31), tenemos:

En ecuación (8-29)

$$\frac{\frac{y_1}{dt_1}}{\frac{y_2}{dt_2} + \frac{y_3}{dt_3} + \frac{y_4}{dt_4}} = \frac{2dt_1}{dt_2 + dt_3 + dt_4} \quad (8-40)$$

En ecuación (8-30)

$$\frac{\frac{y_2}{dt_2}}{\frac{y_3}{dt_3} + \frac{y_4}{dt_4}} = \frac{2dt_2}{dt_3 + dt_4} \quad (8-41)$$

En ecuación (8-31)

$$\frac{\frac{y_3}{dt_3}}{\frac{y_4}{dt_4}} = \frac{2dt_3}{dt_4} \quad (8-42)$$

Si denominamos por r_1 , r_2 , r_3 y r_4 los coeficientes de recurrencia, que son iguales a: (Ref. 2)

$$r_1 = \frac{dt}{dt_1} \quad (8-43)$$

$$r_2 = \frac{dt_1}{dt_2} \quad (8-44)$$

$$r_3 = \frac{dt_2}{dt_3} \quad (8-45)$$

$$r_4 = \frac{dt_3}{dt_4} \quad (8-46)$$

de la ecuación (8-42), obtenemos:

$$\frac{2dt_3^2}{dt_4^2} = \frac{y_3}{y_4} \quad (8-47)$$

$$\frac{dt_3}{dt_4} = \sqrt{\frac{y_3}{2y_4}} \quad (8-48)$$

Igualando la ecuación (8-48) y (8-46), obtendremos:

$$r_4 = \sqrt{\frac{y_3}{2y_4}} \quad (8-49)$$

Reemplazando la ecuación (8-46) en la ecuación (8-41), obtenemos:

$$\frac{2dt_2^2}{dt_3^2} = \frac{y_2 \left(1 + \frac{1}{y}\right)}{y_3 + y_4 r_4} \quad (8-50)$$

Reemplazando la ecuación (8-45) en la ecuación (8-50) tenemos que :

$$r_3 = \sqrt{\frac{y_2 \left(1 + \frac{1}{r_4}\right)}{2(y_3 + y_4 r_4)}} \quad (8-51)$$

Reemplazando las ecuaciones (8-46) y (8-45) en la ecuación (8-40), obtenemos:

$$\frac{2dt^2}{dt_2^2 \left(1 + \frac{1}{r_3} + \frac{1}{r_3 r_4}\right)} = \frac{y_1}{y_2 + y_3 r_3 + y_4 r_3 r_4} \quad (8-52)$$

Reemplazando la ecuación (8-44) en la ecuación (8-52), se obtiene:

$$r_2 = \sqrt{\frac{y_1 \left(1 + \frac{1}{r_3} + \frac{1}{r_3 r_4}\right)}{2(y_2 + y_3 r_3 + y_4 r_3 r_4)}} \quad (8-53)$$

Reemplazando la ecuación (8-43) en la ecuación (8-2), obtenemos:

$$r_1 dt_1 = dt_1 + dt_2 + dt_3 + dt_4 \quad (8-54)$$

o

$$r_1 = 1 + \frac{dt_2}{dt_1} + \frac{dt_3}{dt_1} + \frac{dt_4}{dt_1} \quad (8-55)$$

Reemplazando las ecuaciones (8-44), (8-45) y (8-46) en la ecuación (8-55), obtenemos:

$$r_1 = 1 + \frac{1}{r_2} + \frac{1}{r_2 r_3} + \frac{1}{r_2 r_3 r_4} \quad (8-56)$$

Para obtener las superficies mínimas de calentamiento, se procede como sigue:

- a) Con las evaporaciones parciales en cada evaporador y los coeficientes de evaporación obtenidos en el Capítulo anterior, se calculan las capacidades de evaporación en cada cuerpo.
- b) Se calculan los coeficientes de recurrencias.
- c) Se calculan las caídas netas de temperatura y se las corrige obteniendo las caídas reales de temperatura.
- d) Se compara la distribución de temperaturas así obtenida con la que se obtuvo en el capítulo anterior, si estas dos distribuciones difieren se procederá a recalcular todo tomando como base la nueva distribución de temperaturas obtenidas, se repetirá el proceso cuantas veces sea necesario.
- e) Luego de obtener la verdadera distribución de temperaturas, se calculan los nuevos coeficientes de evaporación, para por último calcular las superficies mínimas de calentamiento.

8.1.-Cálculo de las capacidades de Evaporación:

Haciendo uso de las ecuaciones (8-32) hasta la (8-35), se obtiene:

a) Para el Primer Cuerpo:

$$W_1 = 240,217 \text{ Lb/hra.}$$

$$C_1 = 0.44 \text{ Lb/Hra.-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_1 = 545,950 \text{ pie}^2 - ^\circ\text{F}$$

b) Para el Segundo Cuerpo:

$$W_2 = 145,210 \text{ Lb/Hra.}$$

$$c_2 = 0.34 \text{ Lb/Hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_2 = 427,090 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

c) Para el Tercer Cuerpo:

$$W_3 = 104,470 \text{ Lb/hra.}$$

$$c_3 = 0.23 \text{ Lb/Hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_3 = 454,220 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

d) Para el Cuarto Cuerpo:

$$W_4 = 51,920 \text{ Lb/Hra.}$$

$$c_4 = 0.12 \text{ Lb/Hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_4 = 432,670 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

8.2.-Cálculo de los Coeficientes de Recurrencia:

Usando las ecuaciones (8-49), (8-51), (8-53) y (8-56), obtenemos:

a) Para el Cuarto Cuerpo:

$$y_3 = 454,220 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_4 = 432,670 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$r_4 = 0.72$$

b) Para el Tercer Cuerpo:

$$y_2 = 427,090 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_3 = 454,220 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_4 = 432,670 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$r_4 = 0.72$$

$$r_3 = 0.82$$

c) Para el Segundo Cuerpo:

$$y_1 = 545,950 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_2 = 427,090 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_3 = 454,220 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_4 = 432,670 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$r_4 = 0.72$$

$$r_3 = 0.82$$

$$r_2 = 1.01$$

d) Para el Primer Cuerpo:

$$r_4 = 0.72$$

$$r_3 = 0.82$$

$$r_2 = 1.01$$

$$r_1 = 4.87$$

8.3.- Cálculo de las Caídas Aparentes de Temperatura y su Corrección:

Haciendo uso de las ecuaciones 8-43 a 8-46, se tienen las siguientes caídas aparentes de Temperatura:

- Para el Primer Cuerpo:

$$dt = 125^{\circ}\text{F}$$

$$r_1 = 4.87$$

$$dt_1 = 25.6^{\circ}\text{F}$$

- Para el Segundo Cuerpo:

$$dt_1 = 25.6^{\circ}\text{F}$$

$$r_2 = 1.01$$

$$dt_2 = 25.4^{\circ}\text{F}$$

- Para el Tercer Cuerpo:

$$dt_2 = 25.4^{\circ}\text{F}$$

$$r_3 = 0.82$$

$$dt_3 = 31.0^{\circ}\text{F}$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$dt_3 = 31.0^{\circ}\text{F}$$

$$r_4 = 0.72$$

$$dt_4 = 43.0^{\circ}\text{F}$$

Ahora se debe corregir las caídas de temperaturas, debido a la elevación del punto de ebullición del jugo:

- Debido al efecto de la Carga Hidrostática:

TABLA 8-1 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION
DEBIDO AL EFECTO HIDROSTATICO

Efecto correspondiente al	Temperatura de Ebullición	Brix Medio	Elevación del punto ebullición
Primer Cuerpo	224.10°F	20.9	1.77°F
Segundo Cuerpo	198.70°F	29.6	2.69°F
Tercer Cuerpo	167.70°F	41.0	4.95°F
Cuarto Cuerpo	124.70°F	51.8	11.59°F

- Debido a la concentración del jugo en los diferentes cuerpos:

TABLA 8-2 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION
DEBIDO A LA CONCENTRACION DEL JUGO

Efecto correspondiente	Temperatura de ebullición	Brix Medio	Elevación del punto ebullición
Primer Cuerpo	224.10°F	20.9	1.62°F
Segundo Cuerpo	198.70°F	29.6	2.16°F
Tercer Cuerpo	167.70°F	41.0	3.42°F
Cuarto Cuerpo	124.70°F	51.8	4.68°F

Resumiendo, tenemos que la nueva distribución de Temperaturas en el Múltiple Efecto y las respectivas temperaturas de ebullición será:

TABLA 8-3 ELEVACION TOTAL DEL PUNTO DE EBULLICION

Procedencia del Vapor	Presión Vapor Lb/plg ²	Temp. Vapor °F	Temp. Jugo °F	Caída Real °F
Proceso	29.7	249.7	-	-
Primer Cuerpo	18.59	224.1	227.49	22.21
Segundo Cuerpo	11.22	198.7	203.55	20.55
Tercer Cuerpo	5.68	167.7	176.07	22.63
Cuarto Cuerpo	1.925	124.7	140.97	26.73
Caída Real Total				92.12

Debido a que la nueva distribución de temperatura difiere mucho de la encontrada en el capítulo anterior, es preciso recalcular desde el punto 4 del capítulo VI.

a) Tomas de vapor:

- Márgenes de Calentamiento en los Calentadores:

TABLA 8-4 MARGENES DEL DIFERENCIAL DE TEMPERATURA PARA CALENTADORES

Jugo que se Calienta	3er.Efecto °F	2do.Efecto °F	1er.Efecto °F
Jugo Primario	102-137.7	137.7-168.7	168.7-205
Jugo Secundario		102-165	165-205

- Cálculo de las Tomas:

$$P_1 = 46,440 \text{ Lb/hra}$$

$$P_2 = 50,700 \text{ Lb/hra}$$

$$P_3 = 28,400 \text{ Lb/hra}$$

b) Evaporación en cada Cuerpo:

$$W_1 = 242,235 \text{ Lb/hra}$$

$$W_2 = 139,795 \text{ Lb/hra}$$

$$W_3 = 89,095 \text{ Lb/hra}$$

$$W_4 = 60,695 \text{ Lb/hra}$$

c) Grados Brix del Jugo:

Brix

Brix Medio

$$B_1 = 24.9^\circ\text{Brix}$$

$$B_1' = 20.95^\circ\text{Brix}$$

$$B_2 = 34.0^\circ\text{Brix}$$

$$B_2' = 29.45^\circ\text{Brix}$$

$$B_3 = 44.4^\circ\text{Brix}$$

$$B_3' = 39.2^\circ\text{Brix}$$

$$B_4 = 56.0^\circ\text{Brix}$$

$$B_4' = 50.2^\circ\text{Brix}$$

d) Cálculo de los Coeficientes de Evaporación:

$$c_1 = 0.43 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_2 = 0.30 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_3 = 0.19 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_4 = 0.09 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

e) Cálculo de las Capacidades de Evaporación:

$$y_1 = 563,340 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_2 = 465,980 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_3 = 468,920 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_4 = 674,390 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

f) Cálculo de los Coeficientes de Recurrencia:

$$r_1 = 5.21$$

$$r_2 = 0.99$$

$$r_3 = 0.85$$

$$r_4 = 0.59$$

g) Cálculo de las caídas netas y su corrección:

$$dt_1 = 24.0^\circ\text{F}$$

$$dt_2 = 24.2^\circ\text{F}$$

$$dt_3 = 28.5^\circ\text{F}$$

$$dt_4 = 48.3^\circ\text{F}$$

- Elevación del Punto de Ebullición debido a la carga hidrostática:

$$\text{1er. Efecto: } 1.83^\circ\text{F}$$

$$\text{2do. Efecto: } 2.73^\circ\text{F}$$

$$\text{3er. Efecto: } 4.98^\circ\text{F}$$

$$\text{4to. Efecto: } 11.65^\circ\text{F}$$

- Elevación del Punto de Ebullición debido a la concentración del jugo:

- 1er. Efecto: 1.63°F
- 2do. Efecto: 2.14°F
- 3er. Efecto: 3.40°F
- 4to. Efecto: 4.56°F

Por lo tanto la nueva distribución de temperatura en el Múltiple Efecto será:

TABLA 8-5 DISTRIBUCION CORREGIDA DE TEMPERATURA EN EL MULTIPLE EFECTO

Procedencia del Vapor	Presión Vapor Lb/plg ²	Temp. Vapor °F	Temp. Jugo °F	Caída Real °F
Proceso	29.7	249.7	-	-
Primer Efecto	19.17	225.7	229.16	20.54
Segundo Efecto	11.89	201.5	206.37	19.33
Tercer Efecto	6.42	173.0	181.38	20.12
Cuarto Efecto	1.925	124.7	140.91	32.09

Debido a que esta última distribución obtenida, difiere con la que se obtuvo en el punto 3 del presente capítulo, se deberá recalcular nuevamente:

a') Tomas de Vapor:

- Márgenes de Temperatura en los Calentadores:

TABLA 8-6 MARGENES CORREGIDOS DE DIFERENCIAL DE TEMPERATURAS PARA CALENTADORES

Jugo al que se calienta	3er. Efecto °F	2do. Efecto °F	1er. Efecto °F
Jugo Primario	102-140	140-168.5	168.5-205
Jugo Secundario		102-160	160-205

- Cálculo de las Tomas:

$$P_1 = 48,730 \text{ Lb/hra}$$

$$P_2 = 46,730 \text{ Lb/hra}$$

$$P_3 = 27,580 \text{ Lb/hra}$$

b!) Evaporación en cada cuerpo:

$$W_1 = 241,760 \text{ Lb/hra}$$

$$W_2 = 137,030 \text{ Lb/hra}$$

$$W_3 = 90,300 \text{ Lb/hra}$$

$$W_4 = 62,720 \text{ Lb/hra}$$

c!) Grados Brix del Jugo:

Brix	Brix Medio
$B_1 = 24.9^\circ$	$B_1' : 20.95^\circ$
$B_2 = 33.8^\circ$	$B_2' : 29.35^\circ$
$B_3 = 44.2^\circ$	$B_3' : 39.00^\circ$
$B_4 = 56.0^\circ$	$B_4' : 50.10^\circ$

d!) Cálculo de los Coeficientes de Evaporación:

$$c_1 = 0.43 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_2 = 0.31 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_3 = 0.20 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$c_4 = 0.10 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

e!) Cálculo de las Capacidades de Evaporación:

$$y_1 = 562,230 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_2 = 442,030 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_3 = 451.500 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$y_4 = 627.200 \text{ pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

f') Cálculo de los Coeficientes de Recurrencia:

$$r_1 = 5.09$$

$$r_2 = 1.02$$

$$r_3 = 0.84$$

$$r_4 = 0.60$$

g') Cálculo de las Caídas Netas de Temperatura y su corrección:

- Caídas netas de temperatura:

$$dt_1 = 24.56^\circ\text{F}$$

$$dt_2 = 24.08^\circ\text{F}$$

$$dt_3 = 28.66^\circ\text{F}$$

$$dt_4 = 47.77^\circ\text{F}$$

Debido a que los grados Brix medio del jugo en cada cuerpo casi no difiere con los calculados en el punto c y debido también a que las temperaturas de los vapores producidos en los diversos cuerpos tampoco varía en mayor grado con los obtenidos en el punto g', podemos asumir que la elevación del punto de ebullición no varía.

Por lo tanto, la distribución de temperatura obtenida dada en la Tabla 8-5, será la óptima.

8.4.- Distribución Corregida de Temperatura:

TABLA 8-5 (REPETIDA)

Procedencia del Vapor	Presión Vapor Lb/plg ²	Temp. Vapor °F	Temp. Jugo °F	Caída Real °F
Proceso	29.7	249.7	-	-
Primer Efecto	19.17	225.7	229.16	20.54
Segundo Efecto	11.89	201.5	206.37	19.53
Tercer Efecto	6.42	173.0	181.38	20.12
Cuarto Efecto	1.925	124.7	140.91	32.09

8.5.- Cálculo de las Superficies Mínimas de Calentamiento:

- Para el Primer Cuerpo:

$$W_1 = 241,760 \text{ Lb/hra}$$

$$c_1 = 0.43 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 249.70^\circ\text{F}$$

$$T_f = 229.16^\circ\text{F}$$

$$S_1 = 27,370 \text{ pie}^2$$

- Para el Segundo Cuerpo:

$$W_2 = 137,030 \text{ Lb/hra}$$

$$c_2 = 0.31 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 225.70^\circ\text{F}$$

$$T_f = 206.37^\circ\text{F}$$

$$S_2 = 22,630 \text{ pie}^2$$

- Para el Tercer Cuerpo:

$$W_3 = 90,300 \text{ Lb/hra}$$

$$c_3 = 0.20 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 201.50^\circ\text{F}$$

$$T_f = 181.38^\circ\text{F}$$

$$S_3 = 22,440 \text{ pie}^2$$

- Para el Cuarto Cuerpo:

$$W_4 = 62,720 \text{ Lb/hra}$$

$$c_4 = 0.10 \text{ Lb/hra-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$T_c = 173.00^\circ\text{F}$$

$$T_f = 140.91^\circ\text{F}$$

$$S_4 = 19,550 \text{ pie}^2$$

La Superficie Total del Múltiple Efecto será igual a la suma de las superficies parciales de los diferentes cuerpos:

$$S = 91,990 \text{ pie}^2$$

8.6.- Cálculo Definitivo del Evaporador Tipo Calandria:

En este punto se resumen todos los requisitos técnicos que debe cumplirse en los diferentes cuerpos del sistema de evaporación así como también se determinan algunas particularidades físicas de los evaporadores.

PRIMER CUERPO.-

- Vapor de Calentamiento:

a) Procedencia : Caldera

Presión : 29.7 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 249.7°F

Flujo : 210,430 Lb/hra

b) Procedencia: Termocompresor

Presión : 29.7 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 249.7°F

Flujo : 66,000 Lb/hra

- Vapor Producido:

Presión : 19.17 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 225.7°F

Flujo : 241,760 Lb/hra

- Solución de Azúcar:

a) Entrada:

Ebullición : 229.16°F

Concentración : 17°Brix

Flujo : 761,600 Lb/hra

b) Salida:

Concentración : 24,9°Brix

Flujo : 519,840 Lb/hra

- Toma de Vapor:

Flujo : 48,730 Lb/hra

- Cuerpo:

Altura : 15 pies

Diámetro : 24 pies

- Calandria:

Material : Latón (70%Cu - 30%Zn)

Tubería : 2" (D.E.) x 1 15/16" (D.I.)

Número de Tubos : 5,400 tubos

Longitud : 10 pies

Paso : 2 3/4"

- Tubo Central:

Diámetro : 3 pies

SEGUNDO CUERPO.-

- Vapor de Calentamiento:

Procedencia : Primer Cuerpo

Presión : 19.17 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 225.7°F

Flujo : 137,030 Lb/hra

- Vapor Producido:

Presión : 11.89 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 201.5°F

Flujo : 137,030 Lb/hra

- Solución de Azúcar:

a) Entrada:

Ebullición : 206.37°F

Concentración : 24.9°Brix

Flujo : 519,840 Lb/hra

b) Salida:

Concentración : 33.8°Brix

Flujo : 382,810 Lb/hra

- Toma de Vapor:

Flujo : 46,730 Lb/hra

- Cuerpo:

Altura : 15 pies

Diámetro : 24 pies

- Calandria:

Material : Latón (70%Cu - 30%Zn)

Tubería : 2" (D.E.) x 1 15/16" (D.I.)

Número de Tubos : 5,600 tubos

Longitud : 8 pies

Paso : 2 3/4"

- Tubo Central:

Diámetro : 3 pies

TERCER CUERPO.-

- Vapor de Calentamiento:

Procedencia : Segundo Cuerpo

Presión : 11.89 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 201.5°F

Flujo : 90,300 Lb/hra

- Vapor Producido:

Presión : 6.42 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 173°F

Flujo : 90,300 Lb/hra

- Solución de Azúcar:

a) Entrada:

Ebullición : 181.38°F

Concentración : 33.8°Brix

Flujo : 382,810 Lb/hra

b) Salida:

Concentración : 44.2°Brix

Flujo : 292,510 Lb/hra

- Toma de Vapor:

Flujo : 27,580 Lb/hra

- Cuerpo:

Altura : 12 pies

Diámetro : 24 pies

- Calandria:

Material : Latón (70%Cu - 30%Zn)

Tubería : 2" (D.E.) x 1 15/16" (D.I.)

Número de Tubos : 7,400 tubos

Longitud : 6 pies

Paso : 2 3/4"

- Tubo Central:

Diámetro : 3 pies

CUARTO CUERPO.-

- Vapor de Calentamiento:

Procedencia : Tercer Cuerpo

Presión : 6.42 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 173°F

Flujo : 62,720 Lb/hra

- Vapor Producido:

Presión : 1.925 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 124.7°F

Flujo : 62,720 Lb/hra

- Solución de Azúcar:

a) Entrada:

Ebullición : 140.91°F

Concentración : 44.2°Brix

Flujo : 292,510 Lb/hra

b) Salida:

Concentración : 56°Brix

Flujo : 229,790 Lb/hra

- Cuerpo:

Altura : 12 pies

Diámetro : 24 pies

- Calandria:

Material : Latón (70%Cu - 30%Zn)

Tubería : 2" (D.E.) x 1 15/16" (D.I.)

Número de Tubos : 6,450 tubos

Longitud : 6 pies

Paso : 2 3/4"

- Tubo Central:

Diámetro : 3 pies

TERMOCOMPRESOR.-

- Vapor de Consumo:

a) Procedencia: Caldera

Presión : 150 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 358.4°F

Flujo : 10,000 Lb/hra

b) Procedencia: Primer Cuerpo

Presión : 19.17 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 225.7°F

Flujo : 56,000 Lb/hra

- Vapor Producido:

Presión : 29.7 Lb/plg.²abs.

Temperatura : 249.7°F

Flujo : 66,000 Lb/hra

CONDENSADOR.-

- Sección Transversal:

Diámetro : 9 pies

- Agua de Enfriamiento:

Entrada : 93°F

Salida : 112.7°F

Flujo : 3'302,180 Lb/hra (6,620 G.P.M.)

- Vapor al Condensador:

Temperatura : 124.7°F

Flujo : 62,720 Lb/hra

BOMBA DE VACIO.-

- Cantidad de Aire

a Extraerse : 98,300 pie³/hra (1,638 pie³/min.)

- Desplazamiento de

la Bomba : 3,280 pie³/min.

C A P I T U L O IX

ANALISIS ECONOMICO

El Análisis Económico que a continuación se empezará será algo estimativo, por cuanto, para realizar un análisis exacto del costo que tendrá el Sistema de Evaporación antes calculado, sería necesario efectuar un diseño completo de todos los elementos que intervendrán en la fabricación de estos aparatos, principalmente en lo que se refiere a la selección de los materiales a utilizarse.

El Análisis Económico se lo desarrollará dividiendo los rubros de costos en dos secciones: el rubro de materiales y el de mano de obra, taller y gastos de administración.

a) Materiales: Para el efecto se considerará los datos que aparecen en el punto 8 del Capítulo VIII.

En lo que respecta al espesor de plancha de acero a usarse en los diferentes cuerpos de los evaporadores, se respetarán las normas dadas por la A.S.M.E. para tanques cilíndricos sometidos a presiones de vacío. Desarrollando el método dado por la A.S.M.E. (Ref.8), obtenemos que el espesor de la plancha será de 1/2".

El cuerpo cilíndrico estará soportado por una estructura fabricada con ángulos de hierro de 2"x2"x1/2" la cual se encuentra representada en el Plano C-1 del Apéndice C.

Las bridas y sus respectivas contrabridas usadas para el acople de las diferentes secciones de los Evaporadores, serán fabricadas de ángulo de hierro de 4"x4"x1/2".

Los espejos a los cuales estarán soldados los tubos que forman las superficies de calentamiento, serán fabricados de plancha de acero de 1/2" de espesor.

De lo antes expuesto y considerando los precios actuales existentes en el mercado, tenemos:

<u>ITEM</u>	<u>CANTIDAD</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>SUBTOTAL</u>
A	70	Tonelada Métricas de acero de 1/2" de espesor	S/. 2'040,000
B	9,100	Tubos de Latón de 2"x 1 15/16" de 20 pies de largo	8'190,000
C	40	Angulos de hierro de 4"x1/2"x6 mt. de largo	78,000
D	75	Angulos de hierro de 2"x1/2"x6 mt. de largo	86,500
E	1,000	Pernos de acero con tuerca de 3/4"x5"	6,500
F		Materiales Varios (3% de lo anterior)	<u>312,000</u>
		TOTAL COSTO MATERIALES	S/. 10'713,000

b) Mano de Obra, Taller y Gastos Administrativos: Para la fabricación de los cuerpos de los Evaporadores, se tomará el costo actual que tiene en nuestro medio este tipo de trabajo. Este costo es de S/. 25,200 (U.S.\$ 900) por Tonelada Métrica de Acero procesado. En este valor está incluido mano de obra, taller y gastos administrativos.

Para la fabricación de las Calandrias se considerará seis cuadrillas de obreros compuestas de un maestro soldador con dos ayudantes cada una. Dos cuadrillas compuestas de un maestro cortador y dos ayudantes cada una. Para la supervisión de estos trabajos se tendrá un ingeniero con dos ayudantes.

El tiempo de labores será por un lapso de 120 días para los obreros y de 4 meses para el ingeniero y sus ayudantes.

Considerando los puntos antes mencionados, tenemos:

<u>ITEM</u>	<u>CANTIDAD</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>SUBTOTAL</u>
G	70	Toneladas Métricas de acero procesado	S/. 1'764,000
H	6	Maestros soldadores laborando 120 días c/u.	158,400
I	2	Maestros cortadores laborando 120 días c/u.	43,200
J	16	Ayudantes de maestros laborando 120 días c/u.	211,200

<u>ITEM</u>	<u>CANTIDAD</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>SUBTOTAL</u>
K	1	Ingeniero laborando 4 meses	S/. 100,000
L	2	Ayudantes de Ingenieria laborando 4 meses c/u.	68,000
M		Gasto Taller y uso de Maquinaria (10% de lo an- terior)	235,000
N		Gastos Administrativos e Imprevistos (11% de lo anterior)	<u>258,000</u>
TOTAL MANO DE OBRA, TALLER Y GASTOS ADMINISTRATIVOS S/.			2'837,800
COSTO TOTAL DE LOS EVAPO- RADORES			S/. 13'550,800
O	1	Termocompresor de a- cuerdo a los requeri- mientos calculados	<u>115,000</u>
GRAN TOTAL			S/. <u>13'665,800</u>

C A P I T U L O X

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

De todo el análisis y cálculo efectuado, se pueden obtener las siguientes conclusiones con el propósito de maximizar la eficiencia de trabajo del Sistema de Evaporación:

- a) Se debe tener sumo cuidado con el nivel del jugo existente en la Calandria, porque como se mencionó en el Capítulo V, este factor influye notablemente con la eficiencia térmica de los Evaporadores.
- b) La extracción de gases incondensables debe ser lo mejor posible, de lo contrario se estará desperdiciando la energía calorífica de los vapores de calentamiento.
- c) Se debe tener un eficiente control de la concentración de las soluciones de azúcar que dejan cada cuerpo, esto es con la finalidad de mantener un eficiente control de la calidad de azúcar a obtenerse.
- d) El vacío necesario en el sistema de evaporación, debe ser mantenido acorde con las condiciones de diseño.
- e) Se debe controlar esmeradamente las fugas existentes tanto en el sistema de tubería de vapor como en el sistema de alimentación de las soluciones de azúcar. De lo contrario existirán pérdidas de vacío, pérdidas de calor y también pérdidas de solución.

En cuanto a las recomendaciones que podemos dar en lo que se refiere al mantenimiento mismo de estos aparatos son las siguientes:

- a) Se recomienda limpiar los tubos de los elementos de calefacción por lo general una vez por semana, de lo contrario aparecerán incrustaciones en las paredes interiores de los tubos causando una disminución del intercambio térmico vapor-solución. Para el efecto se recomienda hacer uso de cualesquiera de los métodos expuestos en el Capítulo V para limpiar los tubos de la calandria.

- b) También debe efectuarse una limpieza periódica, por lo general una vez al mes, de las paredes exteriores de los tubos que conforman el elemento de calefacción del Primer Cuerpo. Esta recomendación tiene la finalidad de eliminar los depósitos de aceite que se hallan presente en el vapor de calentamiento de dicho cuerpo.

Por último podemos recomendar a personas interesadas en este tema, proceder a efectuar un diseño completo de los elementos que intervienen en la fabricación de estos Aparatos, principalmente en lo que se refiere a la selección de los materiales a utilizarse. Sería conveniente también un diseño completo del sistema de vacío con lo cual se vería complementado el presente trabajo.

C A P I T U L O X I

A P E N D I C E

11.1.- TABLAS

- A-1.- Tablas de Vapor Saturado (Tabla de Presión)
- A-2.- Tablas de Vapor Saturado (Tabla de Temperatura)
- A-3.- Elevación del Punto de Ebullición debido al Efecto Hiostático
- A-4.- Elevación del Punto de Ebullición debido a la Concentración de Azúcar (Presión Atmosférica)
- A-5.- Cantidad de Agua de Enfriamiento Requerida en los Condensadores Barométricos (Lb. agua enfriamiento/Lb. agua evaporada)
- A-6.- Cantidad de Agua de Enfriamiento Requerida en los Condensadores Barométricos (Lb. agua/Lb.jugo)
- A-7.- Evaporación de Agua al concentrar soluciones de Azúcar
- A-8.- Libras de Agua a ser evaporada por pie cúbico de solución

TABLA A-1

VAPOR SATURADO PRESIONES

Pres. Absol. P	Temp. $t(F)$	Volumen Espec.		Entalpia			Entropia			Pres. Absol. P
		Liq. v_f	Vap. v_g	Liq. h_f	Evapor h_{fg}	Vap. h_g	Liq. s_f	Evapor s_{fg}	Vap. s_g	
14.696	211.99	0.016715	26.80	180.15	970.4	1150.5	0.31212	1.4446	1.7567	14.696
16	216.31	0.016746	24.75	184.50	967.6	1152.1	0.31858	1.4313	1.7499	16
18	222.40	.016789	22.17	190.64	963.7	1154.4	.32762	1.4128	1.7404	18
20	227.96	.016830	20.09	196.26	960.1	1156.4	.33580	1.3962	1.7320	20
22	233.08	.016868	18.38	201.43	956.8	1158.2	.34329	1.3811	1.7244	22
24	237.82	.016905	16.94	206.23	953.7	1159.9	.35019	1.3672	1.7174	24
26	242.26	.016939	15.719	210.73	950.8	1161.5	.35660	1.3544	1.7110	26
28	246.42	.016972	14.665	214.95	948.0	1163.0	.36259	1.3425	1.7051	28
30	250.34	.017004	13.748	218.93	945.4	1164.3	.36821	1.3314	1.6996	30
32	254.06	0.017034	12.942	222.71	942.9	1165.6	0.37351	1.3210	1.6945	32
34	257.59	.017064	12.228	226.31	940.5	1166.8	.37852	1.3111	1.6896	34
36	260.96	.017092	11.591	229.73	938.2	1167.9	.38328	1.3018	1.6851	36
38	264.18	.017119	11.018	233.01	936.0	1169.0	.38782	1.2930	1.6808	38
40	267.26	.017146	10.501	236.16	933.8	1170.0	.39214	1.2845	1.6767	40
42	270.22	.017172	10.032	239.18	931.8	1171.0	.39628	1.2765	1.6728	42
44	273.07	.017197	9.603	242.09	929.8	1171.9	.40026	1.2688	1.6691	44
46	275.82	.017221	9.211	244.90	927.9	1172.8	.40407	1.2615	1.6656	46
48	278.47	.017245	8.851	247.61	926.0	1173.6	.40775	1.2544	1.6622	48
50	281.03	.017269	8.518	250.24	924.2	1174.4	.41129	1.2476	1.6589	50
52	283.52	0.017291	8.210	252.78	922.4	1175.2	0.41471	1.2411	1.6558	52
54	285.92	.017314	7.924	255.25	920.7	1176.0	.41802	1.2348	1.6528	54
56	288.26	.017336	7.658	257.65	919.0	1176.7	.42122	1.2287	1.6499	56
58	290.53	.017357	7.410	259.98	917.4	1177.4	.42432	1.2228	1.6471	58
60	292.73	.017378	7.177	262.25	915.8	1178.0	.42733	1.2170	1.6444	60
62	294.88	.017399	6.960	264.46	914.2	1178.7	.43026	1.2115	1.6418	62
64	296.98	.017419	6.755	266.61	912.7	1179.3	.43310	1.2061	1.6392	64
66	299.02	.017439	6.562	268.72	911.2	1179.9	.43587	1.2009	1.6368	66
68	301.01	.017458	6.380	270.77	909.7	1180.5	.43857	1.1958	1.6344	68
70	302.96	.017478	6.209	272.79	908.3	1181.0	.44120	1.1909	1.6321	70
72	304.86	0.017496	6.046	274.75	906.8	1181.6	0.44376	1.1860	1.6298	72
74	306.72	.017515	5.892	276.67	905.4	1182.1	.44626	1.1814	1.6276	74
76	308.54	.017534	5.746	278.55	904.1	1182.6	.44871	1.1768	1.6255	76
78	310.32	.017552	5.607	280.40	902.7	1183.1	.45110	1.1723	1.6234	78
80	312.07	.017570	5.474	282.21	901.4	1183.6	.45344	1.1679	1.6214	80
82	313.78	.017587	5.348	283.98	900.1	1184.1	.45572	1.1637	1.6194	82
84	315.46	.017605	5.228	285.72	898.8	1184.5	.45796	1.1595	1.6175	84
86	317.11	.017622	5.113	287.43	897.6	1185.0	.46016	1.1554	1.6156	86
88	318.72	.017639	5.004	289.11	896.3	1185.4	.46231	1.1514	1.6137	88
90	320.31	.017655	4.898	290.76	895.1	1185.9	.46442	1.1475	1.6119	90
92	321.87	0.017672	4.798	292.38	893.9	1186.3	0.46649	1.1436	1.6101	92
94	323.41	.017688	4.701	293.98	892.7	1186.7	.46852	1.1399	1.6084	94
96	324.91	.017705	4.609	295.55	891.5	1187.1	.47051	1.1362	1.6067	96
98	326.40	.017721	4.520	297.09	890.4	1187.4	.47247	1.1326	1.6050	98
100	327.86	.017736	4.434	298.61	889.2	1187.8	.47439	1.1290	1.6034	100
110	334.82	.017813	4.051	305.88	883.7	1189.6	.48355	1.1122	1.5957	110
120	341.30	.017886	3.730	312.67	878.5	1191.1	.49201	1.0966	1.5886	120
130	347.37	.017957	3.457	319.04	873.5	1192.5	.49989	1.0822	1.5821	130
140	353.08	.018024	3.221	325.05	868.7	1193.8	.50727	1.0688	1.5761	140
150	358.48	.018089	3.016	330.75	864.2	1194.9	.51422	1.0562	1.5704	150
160	363.60	0.018152	2.836	336.16	859.8	1196.0	0.52078	1.0443	1.5651	160
170	368.47	.018214	2.676	341.33	855.6	1196.9	.52700	1.0330	1.5600	170
180	373.13	.018273	2.533	346.29	851.5	1197.8	.53292	1.0223	1.5553	180
190	377.59	.018331	2.405	351.04	847.5	1198.6	.53857	1.0122	1.5507	190
200	381.86	.018387	2.289	355.6	843.7	1199.3	.5440	1.0025	1.5464	200
250	401.04	.018653	1.8448	376.2	825.8	1202.1	.5680	0.9594	1.5274	250
300	417.43	.018896	1.5442	394.1	809.8	1203.9	.5883	.9232	1.5115	300
350	431.82	.019124	1.3267	409.9	795.0	1204.9	.6060	.8917	1.4978	350
400	444.70	.019340	1.1620	424.2	781.2	1205.5	.6218	.8638	1.4856	400
450	456.39	.019547	1.0326	437.4	768.2	1205.6	.6360	.8385	1.4746	450
500	467.13	0.019748	0.9283	449.5	755.8	1205.3	0.6490	0.8154	1.4645	500
550	477.07	.019943	.8423	460.9	743.9	1204.8	.6611	.7941	1.4551	550
600	486.33	.02013	.7702	471.7	732.4	1204.1	.6723	.7742	1.4464	600
700	503.23	.02051	.6558	491.5	710.5	1202.0	.6927	.7378	1.4305	700

TABLA A-2
VAPOR SATURADO TEMPERATURAS

Temp. t (F)	Pres. Absol. P	Volúmen Espec.		Entalpía			Entropía			Temp. t (F)
		Liq. S. v _f	Vap. S. v _g	Liq. S. h _f	Evapor. h _{fg}	Vap. S. h _g	Liq. S. s _f	Evapor. s _{fg}	Vap. S. s _g	
212	14.698	0.016716	26.80	180.16	970.3	1150.5	0.31213	1.4446	1.7567	212
214	15.291	.016729	25.83	182.17	969.1	1151.2	.31513	1.4384	1.7535	214
216	15.903	.016743	24.90	184.18	967.8	1152.0	.31811	1.4322	1.7504	216
218	16.535	.016758	24.00	186.20	966.5	1152.7	.32109	1.4261	1.7472	218
220	17.188	.016772	23.15	188.22	965.3	1153.5	.32406	1.4201	1.7441	220
222	17.861	.016786	22.33	190.24	964.0	1154.2	.32702	1.4140	1.7410	222
224	18.557	.016801	21.55	192.26	962.7	1154.9	.32998	1.4080	1.7380	224
226	19.275	.016816	20.80	194.28	961.4	1155.7	.33292	1.4020	1.7349	226
228	20.015	.016830	20.08	196.30	960.1	1156.4	.33586	1.3961	1.7319	228
230	20.78	.016845	19.386	198.32	958.8	1157.1	.33880	1.3901	1.7289	230
232	21.57	0.016860	18.723	200.34	957.5	1157.9	0.34172	1.3842	1.7260	232
234	22.38	.016875	18.087	202.37	956.2	1158.6	.34464	1.3784	1.7230	234
236	23.22	.016891	17.476	204.39	954.9	1159.3	.34755	1.3725	1.7201	236
238	24.08	.016906	16.890	206.42	953.6	1160.0	.35045	1.3667	1.7172	238
240	24.97	.016922	16.327	208.44	952.3	1160.7	.35335	1.3609	1.7143	240
242	25.88	.016937	15.786	210.47	950.9	1161.4	.35624	1.3552	1.7114	242
244	26.82	.016953	15.267	212.49	949.6	1162.1	.35912	1.3494	1.7085	244
246	27.79	.016969	14.767	214.52	948.3	1162.8	.36199	1.3437	1.7057	246
248	28.79	.016985	14.287	216.55	947.0	1163.5	.36486	1.3380	1.7029	248
250	29.82	.017001	13.826	218.59	945.6	1164.2	.36772	1.3324	1.7001	250
252	30.88	0.017017	13.382	220.62	944.3	1164.9	0.37058	1.3267	1.6973	252
254	31.97	.017034	12.955	222.65	942.9	1165.6	.37342	1.3211	1.6945	254
256	33.09	.017050	12.544	224.68	941.6	1166.2	.37626	1.3155	1.6918	256
258	34.24	.017067	12.149	226.72	940.2	1166.9	.37910	1.3100	1.6891	258
260	35.42	.017084	11.768	228.76	938.8	1167.6	.38193	1.3044	1.6864	260
262	36.64	.017101	11.402	230.79	937.5	1168.3	.38475	1.2989	1.6837	262
264	37.89	.017118	11.049	232.83	936.1	1168.9	.38756	1.2935	1.6810	264
266	39.17	.017135	10.709	234.87	934.7	1169.6	.39037	1.2880	1.6784	266
268	40.49	.017152	10.382	236.91	933.3	1170.2	.39317	1.2825	1.6757	268
270	41.85	.017170	10.066	238.95	932.0	1170.9	.39597	1.2771	1.6731	270
272	43.24	0.017187	9.762	241.00	930.6	1171.6	0.39876	1.2717	1.6705	272
274	44.67	.017205	9.469	243.04	929.2	1172.2	.40154	1.2664	1.6679	274
276	46.13	.017223	9.186	245.08	927.8	1172.8	.40432	1.2610	1.6653	276
278	47.64	.017241	8.913	247.13	926.3	1173.5	.40709	1.2557	1.6628	278
280	49.18	.017259	8.650	249.18	924.9	1174.1	.40986	1.2504	1.6602	280
282	50.77	.017277	8.397	251.23	923.5	1174.7	.41262	1.2451	1.6577	282
284	52.40	.017296	8.152	253.28	922.1	1175.4	.41537	1.2398	1.6552	284
286	54.07	.017314	7.915	255.33	920.6	1176.0	.41812	1.2346	1.6527	286
288	55.78	.017333	7.687	257.38	919.2	1176.6	.42086	1.2293	1.6502	288
290	57.53	.017352	7.467	259.44	917.8	1177.2	.42360	1.2241	1.6477	290
292	59.33	0.017371	7.254	261.50	916.3	1177.8	0.42633	1.2189	1.6453	292
294	61.17	.017390	7.048	263.55	914.9	1178.4	.42906	1.2138	1.6428	294
296	63.06	.017409	6.849	265.61	913.4	1179.0	.43178	1.2086	1.6404	296
298	65.00	.017429	6.657	267.67	911.9	1179.6	.43449	1.2035	1.6380	298
300	66.98	.017448	6.472	269.73	910.4	1180.2	.43720	1.1984	1.6356	300
310	77.64	.017548	5.632	280.06	903.0	1183.0	.45067	1.1731	1.6238	310
320	89.60	.017652	4.919	290.43	895.3	1185.8	.46400	1.1483	1.6123	320
330	103.00	.017760	4.312	300.84	887.5	1188.4	.47722	1.1238	1.6010	330
340	117.93	.017872	3.792	311.30	879.5	1190.8	.49031	1.0997	1.5901	340
350	134.53	.017988	3.346	321.80	871.3	1193.1	.50329	1.0760	1.5793	350
360	152.92	0.018108	2.961	332.35	862.9	1195.2	0.51617	1.0526	1.5688	360
370	173.23	.018233	2.628	342.96	854.2	1197.2	.52894	1.0295	1.5585	370
380	195.60	.018363	2.339	353.62	845.4	1199.0	.54163	1.0067	1.5483	380
390	220.2	.018498	2.087	364.34	836.2	1200.6	.55422	0.9841	1.5383	390
400	247.1	.018638	1.8661	375.12	826.8	1202.0	.56672	.9617	1.5284	400
410	276.5	.018784	1.6726	385.97	817.2	1203.1	.57916	.9395	1.5187	410
420	308.5	.018936	1.5024	396.89	807.2	1204.1	.59152	.9175	1.5091	420
430	343.3	.019094	1.3521	407.89	796.9	1204.8	.60381	.8957	1.4995	430
440	381.2	.019260	1.2192	418.98	786.3	1205.3	.61605	.8740	1.4900	440
450	422.1	.019433	1.1011	430.2	775.4	1205.6	.6282	.8523	1.4806	450
460	466.3	0.019614	0.9961	441.4	764.1	1205.5	0.6404	0.8308	1.4712	460
470	514.1	.019803	.9025	452.8	752.4	1205.2	.6525	.8093	1.4618	470
480	565.5	.020002	.8187	464.3	740.3	1204.6	.6646	.7878	1.4524	480
490	620.7	.020211	.7436	475.9	727.8	1203.7	.6767	.7663	1.4430	490
500	680.0	.02043	.6761	487.7	714.8	1202.5	.6888	.7448	1.4335	500

TABLA A-3

ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION DEBIDO AL

EFEECTO HIDROSTATICO

H (cm)	T			120	110	100	90	80	70	60	50
	Brix	d	P (kg/cm ²)	e'	e'	e'	e'	e'	e'	e'	e'
10	0	1.00	0.0100	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	1.0	1.5
	10	1.04	0.0104	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	1.1	1.6
	20	1.08	0.0108	0.2	0.2	0.3	0.4	0.5	0.8	1.1	1.7
	30	1.13	0.0113	0.2	0.2	0.3	0.4	0.6	0.8	1.2	1.8
	40	1.18	0.0118	0.2	0.2	0.3	0.4	0.6	0.8	1.2	1.9
	50	1.23	0.0123	0.2	0.2	0.3	0.4	0.6	0.9	1.3	1.9
	60	1.29	0.0129	0.2	0.3	0.3	0.5	0.7	0.9	1.3	2.0
	70	1.35	0.0135	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	1.0	1.4	2.1
	MC	1.47	0.0147	0.2	0.3	0.4	0.5	0.7	1.0	1.5	2.3
20	0	1.00	0.0200	0.3	0.4	0.5	0.7	1.0	1.4	2.0	3.0
	10	1.04	0.0208	0.3	0.4	0.6	0.8	1.0	1.5	2.1	3.1
	20	1.08	0.0216	0.3	0.4	0.6	0.8	1.1	1.5	2.2	3.2
	30	1.13	0.0226	0.3	0.5	0.6	0.8	1.1	1.6	2.3	3.4
	40	1.18	0.0236	0.4	0.5	0.6	0.9	1.2	1.7	2.4	3.5
	50	1.23	0.0246	0.4	0.5	0.7	0.9	1.2	1.7	2.5	3.7
	60	1.29	0.0258	0.4	0.5	0.7	0.9	1.3	1.8	2.6	3.8
	70	1.35	0.0270	0.4	0.5	0.7	1.0	1.3	1.9	2.7	4.0
	MC	1.47	0.0294	0.5	0.6	0.8	1.1	1.5	2.1	3.0	4.3
30	0	1.00	0.0300	0.5	0.6	0.8	1.1	1.5	2.1	3.0	4.4
	10	1.04	0.0312	0.5	0.6	0.9	1.1	1.6	2.2	3.1	4.6
	20	1.08	0.0324	0.5	0.7	0.9	1.2	1.6	2.3	3.2	4.7
	30	1.13	0.0339	0.5	0.7	0.9	1.2	1.7	2.4	3.4	4.9
	40	1.18	0.0354	0.5	0.7	0.9	1.3	1.8	2.5	3.5	5.1
	50	1.23	0.0369	0.6	0.7	1.0	1.3	1.8	2.6	3.7	5.3
	60	1.29	0.0387	0.6	0.8	1.0	1.4	1.9	2.7	3.8	5.5
	70	1.35	0.0405	0.6	0.8	1.1	1.5	2.0	2.8	4.0	5.7
	MC	1.47	0.0441	0.7	0.9	1.2	1.6	2.2	3.0	4.3	6.2
40	0	1.00	0.0400	0.6	0.8	1.1	1.4	2.0	2.8	3.9	5.7
	10	1.04	0.0416	0.6	0.8	1.1	1.5	2.1	2.9	4.1	5.9
	20	1.08	0.0432	0.7	0.9	1.1	1.6	2.1	3.0	4.2	6.1
	30	1.13	0.0452	0.7	0.9	1.2	1.6	2.2	3.1	4.4	6.3
	40	1.18	0.0472	0.7	0.9	1.3	1.7	2.3	3.2	4.6	6.6
	50	1.23	0.0492	0.8	1.0	1.3	1.8	2.4	3.4	4.8	6.8
	60	1.29	0.0516	0.8	1.0	1.4	1.8	2.5	3.5	5.0	7.1
	70	1.35	0.0540	0.8	1.1	1.4	1.9	2.6	3.7	5.2	7.4
	MC	1.47	0.0588	0.9	1.2	1.6	2.1	2.9	4.0	5.6	8.0
50	0	1.00	0.0500	0.8	1.0	1.3	1.8	2.5	3.4	4.8	6.9
	10	1.04	0.0520	0.8	1.0	1.4	1.9	2.5	3.5	5.0	7.2
	20	1.08	0.0540	0.8	1.1	1.4	1.9	2.6	3.7	5.2	7.4
	30	1.13	0.0565	0.9	1.1	1.5	2.0	2.8	3.8	5.4	7.7
	40	1.18	0.0590	0.9	1.2	1.6	2.1	2.9	4.0	5.6	8.0
	50	1.23	0.0615	0.9	1.2	1.6	2.2	3.0	4.1	5.8	8.3
	60	1.29	0.0645	1.0	1.3	1.7	2.3	3.1	4.3	6.1	8.6
	70	1.35	0.0675	1.0	1.3	1.8	2.4	3.3	4.5	6.3	8.9
	MC	1.47	0.0735	1.1	1.5	1.9	2.6	3.5	4.9	6.8	9.6

TABLA A-3 (CONTINUACION)

ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION DEBIDO AL

EFFECTO HIDROSTATICO

H (cm)	Brix	d	P (kg/cm ²)	T							
				120	110	100'	90	80	70	60	50
60	0	1.00	0.0600	0.9	1.2	1.6	2.1	2.9	4.0	5.7	8.1
	10	1.04	0.0624	1.0	1.2	1.6	2.2	3.0	4.2	5.9	8.4
	20	1.08	0.0648	1.0	1.3	1.7	2.3	3.1	4.4	6.1	8.6
	30	1.13	0.0678	1.0	1.3	1.8	2.4	3.3	4.5	6.4	9.0
	40	1.18	0.0708	1.1	1.4	1.9	2.5	3.4	4.7	6.6	9.3
	50	1.23	0.0738	1.1	1.5	1.9	2.6	3.6	4.9	6.9	9.6
	60	1.29	0.0774	1.2	1.5	2.0	2.7	3.7	5.1	7.2	10.0
	70	1.35	0.0810	1.2	1.6	2.1	2.9	3.9	5.3	7.4	10.4
	MC	1.47	0.0882	1.4	1.7	2.3	3.1	4.2	5.8	8.0	11.1
70	0	1.00	0.0700	1.1	1.4	1.8	2.5	3.4	4.7	6.5	9.2
	10	1.04	0.0728	1.1	1.4	1.9	2.6	3.5	4.8	6.8	9.5
	20	1.08	0.0756	1.2	1.5	2.0	2.7	3.6	5.0	7.0	9.8
	30	1.13	0.0791	1.2	1.6	2.1	2.8	3.8	5.2	7.3	10.2
	40	1.18	0.0826	1.3	1.6	2.2	2.9	3.9	5.4	7.6	10.6
	50	1.23	0.0861	1.3	1.7	2.3	3.0	4.1	5.6	7.8	10.9
	60	1.29	0.0903	1.4	1.8	2.4	3.2	4.3	5.9	8.2	11.4
	70	1.35	0.0945	1.4	1.9	2.5	3.3	4.5	6.1	8.5	11.8
	MC	1.47	0.1029	1.6	2.0	2.7	3.6	4.8	6.6	9.1	12.6
80	0	1.00	0.0800	1.2	1.6	2.1	2.8	3.8	5.3	7.4	10.3
	10	1.04	0.0832	1.3	1.7	2.2	2.9	4.0	5.5	7.6	10.6
	20	1.08	0.0864	1.3	1.7	2.3	3.0	4.1	5.7	7.9	11.0
	30	1.13	0.0904	1.4	1.8	2.4	3.2	4.3	5.9	8.2	11.4
	40	1.18	0.0944	1.4	1.9	2.4	3.3	4.5	6.1	8.5	12.7
	50	1.23	0.0984	1.5	1.9	2.6	3.4	4.7	6.4	8.8	12.2
	60	1.29	0.1032	1.6	2.0	2.7	3.6	4.9	6.6	9.2	12.6
	70	1.35	0.1080	1.6	2.1	2.8	3.7	5.1	6.9	9.5	13.1
	MC	1.47	0.1176	1.8	2.3	3.0	4.0	5.5	7.4	10.2	14.0
90	0	1.00	0.0900	1.4	1.8	2.3	3.1	4.3	5.9	8.2	11.3
	10	1.04	0.0936	1.4	1.9	2.4	3.3	4.4	6.1	8.4	11.7
	20	1.08	0.0972	1.5	1.9	2.5	3.4	4.6	6.3	8.7	12.0
	30	1.13	0.1017	1.5	2.0	2.6	3.5	4.8	6.6	9.0	12.5
	40	1.18	0.1062	1.6	2.1	2.8	3.7	5.0	6.8	9.4	12.9
	50	1.23	0.1107	1.7	2.2	2.9	3.8	5.2	7.1	9.7	13.3
	60	1.29	0.1161	1.8	2.3	3.0	4.0	5.4	7.4	10.1	13.8
	70	1.35	0.1215	1.8	2.4	3.1	4.2	5.7	7.7	10.5	14.3
	MC	1.47	0.1323	2.0	2.6	3.4	4.5	6.1	8.3	11.2	15.3
100	0	1.00	0.1000	1.5	2.0	2.6	3.5	4.7	6.5	8.9	12.3
	10	1.04	0.1040	1.6	2.0	2.7	3.6	4.9	6.7	9.2	12.7
	20	1.08	0.1080	1.6	2.1	2.8	3.7	5.1	6.9	9.5	13.1
	30	1.13	0.1130	1.7	2.2	2.9	3.9	5.3	7.2	9.9	13.5
	40	1.18	0.1180	1.8	2.3	3.0	4.1	5.5	7.5	10.2	14.0
	50	1.23	0.1230	1.9	2.4	3.2	4.2	5.7	7.7	10.6	14.5
	60	1.29	0.1290	2.0	2.5	3.3	4.4	6.0	8.1	11.0	15.0
	70	1.35	0.1350	2.0	2.6	3.5	4.6	6.2	8.4	11.4	15.5
	MC	1.47	0.1470	2.2	2.9	3.8	5.0	6.7	9.1	12.2	16.5
200	MC	1.47	0.2940	4.3	5.5	7.0	9.2	12.2	15.9	20.7	26.6

TABLA A-4

ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION PARA SOLUCIONES DE AZUCAR
(Presión Atmosférica)

CONCENTRACION °Brix	PUREZA (%)						
	100	90	80	70	60	50	40
10	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.1	0.2
15	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3	0.3	0.4
20	0.3	0.3	0.3	0.4	0.4	0.5	0.6
25	0.4	0.5	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
30	0.6	0.7	0.7	0.8	1.0	1.1	1.2
35	0.8	0.9	1.0	1.1	1.3	1.4	1.6
40	1.0	1.1	1.3	1.5	1.7	1.9	2.1
45	1.4	1.5	1.8	2.0	2.2	2.4	2.7
50	1.8	1.9	2.2	2.5	2.8	3.1	3.4
55	2.3	2.5	2.8	3.1	3.5	3.9	4.3
60	3.0	3.2	3.6	4.0	4.4	4.9	5.4
70	5.1	5.5	6.0	6.5	7.1	7.7	8.3
80	9.4	10.0	10.5	11.3	12.3	13.1	14.1

TABLA A-5

CANTIDAD DE AGUA DE ENFRIAMIENTO REQUERIDO POR EL CONDENSADOR
(Libras de agua de enfriamiento / Libras de agua evaporada)

Temp. de Entrada	Temperatura de Salida del Agua del Condensador en Grados °C															
	30	32	34	36	38	40	42	44	46	48	50	52	54	56	58	60
5	7.0	6.5	6.0	5.6	5.3	5.0	4.7	4.5	4.3	4.1	3.9	3.7	3.6	3.4	3.3	3.2
6	7.3	6.7	6.2	5.8	5.5	5.1	4.9	4.6	4.4	4.2	4.0	3.8	3.6	3.5	3.4	3.2
7	7.6	7.0	6.5	6.0	5.6	5.3	5.0	4.7	4.5	4.3	4.1	3.9	3.7	3.6	3.4	3.3
8	7.9	7.3	6.7	6.2	5.8	5.4	5.1	4.8	4.6	4.4	4.1	4.0	3.8	3.6	3.5	3.3
9	8.3	7.6	7.0	6.4	6.0	5.6	5.3	5.0	4.7	4.5	4.2	4.0	3.9	3.7	3.6	3.4
10	8.7	7.9	7.2	6.7	6.2	5.8	5.4	5.1	4.8	4.6	4.3	4.1	3.9	3.8	3.6	3.5
11	9.1	8.3	7.5	6.9	6.4	6.0	5.6	5.3	5.0	4.7	4.4	4.2	4.0	3.9	3.7	3.5
12	9.3	8.7	7.9	7.2	6.7	6.2	5.8	5.4	5.1	4.8	4.6	4.3	4.1	3.9	3.8	3.6
13	10.2	9.1	8.2	7.5	6.9	6.4	6.0	5.6	5.2	4.9	4.7	4.4	4.2	4.0	3.8	3.7
14	10.8	9.6	8.6	7.8	7.2	6.6	6.2	5.7	5.4	5.1	4.8	4.5	4.3	4.1	3.9	3.7
15	11.5	10.1	9.1	8.2	7.5	6.9	6.4	5.9	5.6	5.2	4.9	4.7	4.4	4.2	4.0	3.8
16	12.3	10.7	9.6	8.6	7.8	7.2	6.6	6.1	5.7	5.4	5.1	4.8	4.5	4.3	4.1	3.9
17	13.2	11.4	10.1	9.0	8.2	7.5	6.9	6.4	5.9	5.5	5.2	4.9	4.6	4.4	4.2	4.0
18	14.3	12.2	10.7	9.5	8.6	7.8	7.1	6.6	6.1	5.7	5.4	5.0	4.8	4.5	4.3	4.1
19	15.6	13.2	11.4	10.1	9.0	8.1	7.4	6.8	6.3	5.9	5.5	5.2	4.9	4.6	4.4	4.2
20	17.1	14.2	12.2	10.7	9.5	8.5	7.8	7.1	6.6	6.1	5.7	5.3	5.0	4.7	4.5	4.3
21	18.9	15.5	13.1	11.4	10.0	9.0	8.1	7.4	6.8	6.3	5.9	5.5	5.2	4.9	4.6	4.4
22	21.3	17.0	14.2	12.2	10.6	9.5	8.5	7.7	7.1	6.5	6.1	5.7	5.3	5.0	4.7	4.5
23	24.3	18.9	15.4	13.1	11.3	10.0	8.9	8.1	7.4	6.8	6.3	5.9	5.5	5.1	4.9	4.6
24	28.3	21.2	17.0	14.1	12.1	10.6	9.4	8.5	7.7	7.1	6.5	6.1	5.7	5.3	5.0	4.7
25	33.9	24.2	18.8	15.4	13.0	11.3	10.0	8.9	8.1	7.4	6.8	6.3	5.8	5.5	5.1	4.8
26	42.3	28.2	21.1	16.9	14.1	12.1	10.6	9.4	8.5	7.7	7.0	6.5	6.0	5.6	5.3	5.0
27	56.3	33.8	24.1	18.7	15.3	13.0	11.3	9.9	8.9	8.0	7.3	6.8	6.3	5.8	5.4	5.1
28	42.2	28.1	21.1	16.9	14.0	12.0	10.5	9.4	8.4	7.7	7.0	6.5	6.0	5.6	5.3
29	33.6	24.0	18.6	15.3	12.9	11.2	9.9	8.9	8.0	7.3	6.7	6.2	5.8	5.4
30	42.0	28.0	21.0	16.8	14.0	12.0	10.5	9.3	8.4	7.6	7.0	6.5	6.0	5.6
31	56.0	33.6	24.0	18.6	15.3	12.9	11.1	9.9	8.8	8.0	7.3	6.7	6.2	5.8
32	41.9	27.9	20.9	16.7	13.9	11.9	10.4	9.3	8.4	7.6	7.0	6.5	6.0
33	55.3	33.4	23.0	18.5	15.2	12.8	11.1	9.8	8.8	7.9	7.3	6.7	6.2
34	41.7	27.9	20.8	16.7	13.9	11.9	10.4	9.3	8.4	7.6	7.0	6.5
35	55.3	33.3	23.7	18.5	15.1	12.8	11.1	9.8	8.8	7.9	7.3	6.7
36	41.5	27.7	20.8	16.6	13.8	11.9	10.4	9.2	8.3	7.6	7.0
37	55.2	33.2	23.7	18.4	15.1	12.7	11.0	9.8	8.7	7.9	7.3
38	41.4	27.6	20.7	16.5	13.8	11.8	10.4	9.2	8.3	7.6
39	55.1	33.1	23.6	18.4	15.0	12.7	11.0	9.7	8.7	7.9
40	41.4	27.5	20.5	16.5	13.8	11.8	10.4	9.2	8.3
41	55.0	32.9	23.5	18.3	15.0	12.6	11.0	9.7	8.7
42	41.1	27.4	20.5	16.4	13.7	11.9	10.3	9.2
43	54.8	32.8	23.5	18.2	14.9	12.6	10.9	9.7
44	41.0	27.3	20.5	16.4	13.6	11.7	10.2
45	54.6	32.7	23.4	18.2	14.9	12.6	10.8
46	40.9	27.2	20.4	16.3	13.6	11.7
47	54.4	32.6	23.3	18.1	14.8	12.5
48	40.7	27.1	20.3	16.3	13.5
49	54.2	32.5	23.1	18.0	14.7
50	40.6	27.0	20.2	16.2
51	54.0	32.4	23.1	18.0
52	40.4	26.9	20.2
53	53.8	32.2	23.0
54	40.3	26.8

TABLA A-6

CANTIDAD DE AGUA REQUERIDA EN EL CONDENSADOR (Lb. agua/Lb. jugo)

Temp. de Entrada	Temperatura de Salida del Agua del Condensador en Grados °C															
	30	32	34	36	38	40	42	44	46	48	50	52	54	56	58	60
5	24.7	22.8	21.3	19.9	18.7	17.6	16.7	15.8	15.0	14.3	13.7	13.1	12.6	12.1	11.6	11.2
6	25.6	23.7	22.0	20.0	19.2	18.1	17.1	16.2	15.4	14.7	14.0	13.4	12.8	12.3	11.8	11.4
7	26.7	24.6	22.8	21.2	19.8	18.6	17.6	16.6	15.8	15.0	14.3	13.7	13.1	12.5	12.0	11.6
8	27.9	25.6	23.6	21.9	20.4	19.2	18.0	17.0	16.1	15.3	14.6	13.9	13.3	12.8	12.3	11.8
9	29.2	26.8	24.5	22.7	21.1	19.8	18.6	17.5	16.6	15.7	14.9	14.2	13.6	13.0	12.5	12.0
10	30.6	27.8	25.5	23.5	21.8	20.4	19.1	18.0	17.0	16.1	15.3	14.6	13.9	13.3	12.7	12.2
11	32.1	29.1	26.5	24.4	22.6	21.0	19.7	18.5	17.4	16.5	15.7	14.9	14.2	13.6	13.0	12.5
12	33.9	30.5	27.7	25.4	23.4	21.8	20.3	19.0	17.9	16.9	16.0	15.2	14.5	13.9	13.3	12.7
13	35.8	32.0	29.0	26.5	24.3	22.5	21.0	19.6	18.4	17.4	16.4	15.6	14.8	14.2	13.5	12.9
14	38.0	33.7	30.4	27.6	25.3	23.4	21.7	20.2	19.0	17.9	16.9	16.0	15.2	14.5	13.8	13.2
15	40.4	35.7	31.9	28.9	26.4	24.2	22.5	20.9	19.6	18.4	17.3	16.4	15.6	14.8	14.1	13.5
16	43.2	37.8	33.6	30.3	27.5	25.2	23.3	21.6	20.2	18.9	17.8	16.8	15.9	15.1	14.4	13.8
17	46.5	40.3	35.6	31.8	28.8	26.3	24.2	22.4	20.8	19.5	18.3	17.3	16.3	15.5	14.7	14.1
18	50.3	43.1	37.8	33.5	30.2	27.4	25.1	23.2	21.6	20.1	18.9	17.7	16.8	15.9	15.1	14.4
19	54.8	46.3	40.2	35.4	31.7	28.7	26.2	24.1	22.3	20.8	19.4	18.3	17.2	16.3	15.4	14.7
20	60.1	50.1	43.0	37.6	33.4	30.1	27.3	25.1	23.1	21.5	20.0	18.8	17.7	16.7	15.8	15.0
21	66.7	54.6	46.2	40.0	35.3	31.6	28.6	26.1	24.0	22.2	20.7	19.3	18.2	17.2	16.2	15.4
22	74.9	59.9	49.9	42.8	37.5	33.3	30.0	27.2	25.0	23.1	21.4	20.0	18.7	17.6	16.7	15.8
23	85.5	66.5	54.4	46.0	39.9	35.2	31.5	28.5	26.0	23.9	22.2	20.6	19.3	18.1	17.1	16.2
24	99.6	74.7	59.7	49.8	42.7	37.3	33.2	29.9	27.2	24.9	23.0	21.3	19.9	18.7	17.6	16.6
25	119.3	85.2	66.3	53.2	45.9	39.8	35.1	31.4	28.4	25.9	23.9	22.1	20.6	19.2	18.1	17.0
26	148.8	98.2	74.4	59.5	49.6	42.5	37.2	33.1	29.8	27.1	24.8	22.9	21.3	19.8	18.6	17.5
27	198.1	118.9	84.9	65.8	54.0	45.7	39.6	35.0	31.3	28.3	25.8	23.8	22.0	20.5	19.2	18.0
28	148.3	98.9	74.2	59.3	49.4	42.4	37.1	33.0	29.7	27.0	24.7	22.8	21.2	19.8	18.5
29	197.4	118.5	84.6	65.6	53.9	45.6	39.5	34.8	31.2	28.2	25.8	23.7	21.9	20.4	19.1
30	147.8	98.6	73.9	59.1	49.3	42.2	37.0	32.9	29.6	26.9	24.6	22.7	21.1	19.7
31	195.8	118.1	84.4	65.6	53.7	45.4	39.3	34.7	31.1	28.2	25.7	23.6	21.9	20.3
32	147.3	98.2	73.7	58.9	49.2	42.1	36.8	32.7	29.5	26.8	24.5	22.7	21.0
33	196.1	117.6	84.1	65.2	53.4	45.3	39.2	34.6	31.0	28.0	25.6	23.5	21.8
34	146.8	97.9	73.4	58.7	48.9	41.9	36.7	32.6	29.4	26.7	24.4	22.6
35	195.6	117.2	83.8	65.1	53.3	45.1	39.1	34.5	30.9	27.9	25.5	23.4
36	146.2	97.6	73.2	58.5	48.7	41.8	36.6	32.5	29.3	26.6	24.4	22.4
37	194.8	116.8	83.5	64.9	53.1	44.9	38.9	34.4	30.7	27.8	25.4	23.4
38	145.8	97.2	72.9	58.3	48.6	41.7	36.5	32.4	29.2	26.5	24.4
39	194.1	116.5	83.2	64.7	52.9	44.8	38.8	34.2	30.6	27.7	25.4
40	145.3	96.9	72.7	58.1	48.5	41.5	36.6	32.3	29.1
41	193.5	116.0	82.9	64.5	52.8	44.6	38.7	34.1	30.5
42	144.7	96.5	72.4	57.9	48.3	41.4	36.2	32.2
43	192.7	115.5	82.7	64.3	52.6	44.5	38.5	34.0
44	144.3	96.3	72.2	57.7	48.1	41.2	36.1
45	192.1	115.3	82.4	64.1	52.4	44.3	38.4
46	143.8	96.0	71.9	57.5	47.9	41.1
47	191.4	114.0	82.1	63.8	52.2	44.2
48	143.4	95.6	71.7	57.3	47.8
49	190.8	114.5	81.4	63.6	52.0
50	142.9	95.2	71.4	57.1
51	190.1	114.0	81.5	63.4
52	142.2	94.9	71.2
53	189.4	113.5	81.2
54	141.8	94.6

TABLA A - /
EVAPORACION DEL AGUA AL CONCENTRAR SOLUCIONES DE AZUCAR

Brix del Jugo	Grado Brix de la Solucion y Porcentaje de la Solucion en Volúmen																		
	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	
11.0	78.5	79.2	79.6	80.0	80.4	80.7	81.0	81.4	81.7	82.0	82.3	82.5	82.8	83.1	83.3	83.6	83.8	84.1	
11.2	78.5	78.9	79.3	79.6	80.0	80.4	80.7	81.0	81.3	81.6	81.9	82.2	82.5	82.8	83.0	83.2	83.5	83.8	
11.4	78.1	78.5	78.9	79.3	79.6	80.0	80.3	80.7	81.0	81.3	81.6	81.9	82.2	82.5	82.7	83.0	83.2	83.5	
11.6	77.7	78.1	78.5	78.9	79.3	79.6	80.0	80.3	80.7	81.0	81.3	81.6	81.9	82.2	82.4	82.7	82.9	83.2	
11.8	77.3	77.7	78.1	78.5	78.9	79.3	79.6	80.0	80.3	80.7	81.0	81.3	81.6	81.9	82.1	82.4	82.6	82.9	
12.0	76.9	77.4	77.8	78.2	78.6	78.9	79.3	79.7	80.0	80.3	80.6	81.0	81.3	81.5	81.8	82.1	82.4	82.6	
12.2	76.5	77.0	77.4	77.8	78.2	78.6	79.0	79.3	79.7	80.0	80.3	80.6	80.9	81.2	81.5	81.8	82.0	82.3	
12.4	76.2	76.6	77.0	77.3	77.7	78.0	78.3	78.6	79.0	79.3	79.7	79.9	80.0	80.3	80.6	80.9	81.1	81.4	
12.6	75.8	76.2	76.7	77.1	77.5	77.9	78.3	78.6	79.0	79.4	79.7	79.8	80.0	80.3	80.6	80.9	81.2	81.4	
12.8	75.4	75.8	76.3	76.7	77.1	77.5	77.9	78.3	78.7	79.0	79.4	79.7	80.0	80.3	80.6	80.9	81.2	81.4	
13.0	75.0	75.5	75.9	76.4	76.8	77.2	77.6	78.0	78.3	78.7	79.0	79.4	79.7	80.0	80.3	80.6	80.9	81.2	
13.2	74.6	75.1	75.6	76.0	76.4	76.8	77.2	77.6	78.0	78.4	78.7	79.0	79.4	79.7	80.0	80.3	80.6	80.9	
13.4	74.2	74.7	75.2	75.6	76.1	76.5	76.9	77.3	77.7	78.0	78.4	78.7	79.1	79.4	79.7	80.0	80.3	80.6	
13.6	73.9	74.3	74.8	75.3	75.7	76.1	76.6	77.0	77.3	77.7	78.1	78.4	78.8	79.1	79.4	79.7	80.0	80.3	
13.8	73.5	74.0	74.4	74.9	75.4	75.8	76.2	76.6	77.0	77.4	77.7	78.1	78.4	78.8	79.1	79.4	79.7	80.0	
14.0	73.1	73.6	74.1	74.5	75.0	75.4	75.9	76.3	76.7	77.0	77.4	77.8	78.1	78.5	78.8	79.1	79.4	79.7	
14.2	72.7	73.2	73.7	74.2	74.6	75.1	75.5	75.9	76.3	76.7	77.1	77.5	77.8	78.2	78.5	78.8	79.1	79.4	
14.4	72.3	72.8	73.3	73.8	74.3	74.7	75.2	75.6	76.0	76.4	76.8	77.1	77.5	77.9	78.2	78.5	78.8	79.1	
14.6	71.9	72.5	73.0	73.5	73.9	74.4	74.8	75.3	75.7	76.1	76.5	76.8	77.2	77.5	77.9	78.2	78.5	78.8	
14.8	71.5	72.1	72.6	73.1	73.6	74.0	74.5	74.9	75.3	75.7	76.1	76.5	76.9	77.2	77.6	77.9	78.2	78.5	
15.0	71.2	71.7	72.2	72.7	73.2	73.7	74.1	74.6	75.0	75.4	75.8	76.2	76.6	76.9	77.3	77.6	77.9	78.2	
15.2	70.8	71.3	71.9	72.4	72.9	73.3	73.8	74.2	74.7	75.1	75.5	75.9	76.3	76.6	77.0	77.3	77.6	78.0	
15.4	70.4	70.9	71.5	72.0	72.5	73.0	73.4	73.9	74.3	74.8	75.2	75.6	76.0	76.4	76.7	77.0	77.4	77.7	
15.6	70.0	70.6	71.1	71.6	72.1	72.6	73.1	73.6	74.0	74.4	74.8	75.2	75.6	76.0	76.4	76.7	77.1	77.4	
15.8	69.6	70.2	70.7	71.3	71.8	72.3	72.8	73.2	73.7	74.1	74.5	74.9	75.3	75.7	76.1	76.4	76.8	77.1	
16.0	69.2	69.8	70.4	70.9	71.4	71.9	72.4	72.9	73.3	73.8	74.2	74.6	75.0	75.4	75.8	76.1	76.5	76.8	
16.2	68.8	69.4	70.0	70.5	71.1	71.6	72.1	72.5	73.0	73.4	73.9	74.3	74.7	75.1	75.5	75.8	76.2	76.5	
16.4	68.4	69.1	69.6	70.2	70.7	71.2	71.7	72.2	72.7	73.1	73.5	74.0	74.4	74.8	75.2	75.5	75.9	76.2	
16.6	68.1	68.7	69.3	69.8	70.4	70.9	71.4	71.9	72.3	72.8	73.2	73.6	74.1	74.5	74.8	75.2	75.6	75.9	
16.8	67.7	68.3	68.9	69.5	70.0	70.5	71.0	71.5	72.0	72.5	72.9	73.3	73.7	74.1	74.5	74.9	75.3	75.7	
17.0	67.3	67.9	68.5	69.1	69.6	70.2	70.7	71.2	71.7	72.1	72.5	73.0	73.4	73.8	74.2	74.6	75.0	75.4	
17.2	66.9	67.5	68.1	68.7	69.3	69.8	70.3	70.8	71.3	71.8	72.3	72.7	73.1	73.5	73.9	74.3	74.7	75.1	
17.4	66.5	67.2	67.8	68.4	68.9	69.5	70.0	70.5	71.0	71.5	72.0	72.4	72.8	73.2	73.6	74.0	74.4	74.8	
17.6	66.2	66.8	67.4	68.0	68.6	69.1	69.7	70.2	70.7	71.1	71.6	72.1	72.5	72.9	73.3	73.7	74.1	74.5	
17.8	65.8	66.4	67.0	67.6	68.2	68.8	69.3	69.8	70.3	70.8	71.3	71.7	72.2	72.6	73.0	73.4	73.8	74.2	
18.0	65.4	66.0	66.7	67.3	67.9	68.4	69.0	69.5	70.0	70.5	71.0	71.4	71.9	72.3	72.7	73.1	73.5	73.9	
18.2	65.0	65.7	66.3	66.9	67.5	68.1	68.6	69.2	69.7	70.2	70.6	71.1	71.6	72.0	72.4	72.8	73.2	73.6	
18.4	64.6	65.3	65.9	66.6	67.1	67.7	68.3	68.8	69.3	69.8	70.3	70.8	71.3	71.7	72.1	72.5	72.9	73.3	
18.6	64.2	64.9	65.5	66.2	66.8	67.4	67.9	68.5	69.0	69.5	70.0	70.5	70.9	71.4	71.8	72.2	72.6	73.0	
18.8	63.8	64.5	65.2	65.8	66.4	67.0	67.6	68.1	68.7	69.2	69.7	70.2	70.6	71.1	71.5	71.9	72.3	72.8	
19.0	63.5	64.1	64.8	65.5	66.1	66.7	67.2	67.8	68.3	68.9	69.4	69.8	70.3	70.8	71.2	71.6	72.1	72.5	
19.2	63.1	63.8	64.4	65.1	65.7	66.3	66.9	67.5	68.0	68.5	69.0	69.5	70.0	70.5	70.9	71.3	71.8	72.2	
19.4	62.7	63.4	64.1	64.7	65.4	66.0	66.6	67.1	67.7	68.2	68.7	69.2	69.7	70.2	70.6	71.0	71.5	71.9	
19.6	62.3	63.0	63.7	64.4	65.0	65.6	66.2	66.8	67.3	67.9	68.4	68.9	69.4	69.8	70.3	70.7	71.2	71.6	
19.8	61.9	62.6	63.3	64.0	64.6	65.3	65.9	66.4	67.0	67.5	68.1	68.6	69.1	69.5	70.0	70.4	70.9	71.3	
20.0	61.5	62.3	63.0	63.6	64.3	64.9	65.5	66.1	66.7	67.2	67.7	68.3	68.8	69.2	69.7	70.1	70.6	71.0	
20.2	61.2	61.9	62.6	63.3	63.9	64.6	65.2	65.8	66.3	66.9	67.4	67.9	68.4	68.9	69.4	69.9	70.3	70.7	
20.4	60.8	61.5	62.2	62.9	63.6	64.2	64.8	65.4	66.0	66.6	67.1	67.6	68.1	68.6	69.1	69.6	70.0	70.4	
20.6	60.4	61.1	61.9	62.5	63.2	63.9	64.5	65.1	65.7	66.2	66.8	67.3	67.8	68.3	68.8	69.3	69.7	70.1	
20.8	60.0	60.8	61.5	62.2	62.9	63.5	64.1	64.7	65.3	65.9	66.5	67.0	67.5	68.0	68.5	69.0	69.4	69.9	
21.0	59.6	60.4	61.1	61.8	62.5	63.2	63.8	64.4	65.0	65.6	66.1	66.7	67.2	67.7	68.2	68.7	69.1	69.6	

TABLA A - 8

LIBRAS DE AGUA A SER EVAPORADA POR PIE CUBICO DE SOLUCION

Brix antes Evap.	Brix de la Solucion después de Evap.										Brix antes	Brix de la Solución después de la Evaporacion									
	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19		50	51	52	53	54	55	56	57	58	59
51	52.10	51.03	49.06	48.87	47.78	46.67	45.56	44.44	43.31	42.17	81	29.38	28.56	27.73	26.90	26.05	25.20	24.34	23.47	22.59	21.71
52	52.35	51.31	50.25	49.19	48.13	47.04	45.96	44.87	43.76	42.65	82	29.95	29.14	28.34	27.52	26.69	25.85	25.01	24.15	23.29	22.43
53	52.58	51.57	50.54	49.50	48.46	47.41	46.35	45.28	44.20	43.12	83	30.52	29.72	28.93	28.12	27.31	26.48	25.65	24.82	23.97	23.12
54	52.81	51.82	50.81	49.80	48.78	47.75	46.72	45.68	44.62	43.57	84	31.07	30.29	29.51	28.72	27.91	27.10	26.28	25.46	24.63	23.79
55	53.03	52.06	51.07	50.08	49.10	48.09	47.08	46.06	45.02	43.99	85	31.61	30.84	30.07	29.29	28.50	27.71	26.91	26.09	25.27	24.46
56	53.23	52.29	51.33	50.37	49.39	48.41	47.42	46.42	45.42	44.41	86	32.13	31.38	30.62	29.85	29.08	28.30	27.51	26.71	25.91	25.10
57	53.23	52.29	51.23	50.37	49.39	48.41	47.42	46.42	45.42	44.41	87	32.65	31.90	31.16	30.40	29.64	28.88	28.10	27.31	26.52	25.73
58	53.64	52.73	51.81	50.89	49.96	49.02	48.07	47.12	46.16	45.19	88	33.14	32.42	31.68	30.94	30.20	29.44	28.67	27.91	27.13	26.34
59	53.82	52.94	52.04	51.14	50.23	49.31	48.38	47.46	46.51	45.57	89	33.64	32.92	32.20	31.47	30.74	29.99	29.24	28.49	27.72	26.95
60	54.01	53.14	52.26	51.38	50.49	49.59	48.68	47.78	46.85	45.92	90	34.11	33.41	32.70	31.98	31.26	30.53	29.79	29.05	28.30	27.53
61	54.10	53.34	52.48	51.61	50.75	49.86	48.98	48.08	47.18	46.27	91	34.58	33.89	33.29	32.40	31.78	31.06	30.33	29.60	28.86	28.11
62	54.36	53.53	52.69	51.84	50.99	50.13	49.25	48.58	47.50	46.61	92	35.04	34.36	33.68	32.98	32.28	31.58	30.86	30.14	29.41	28.68
63	54.52	53.71	52.88	52.06	51.23	50.38	49.53	48.68	47.81	46.94	93	35.49	34.82	34.15	33.45	32.78	32.08	31.38	30.67	29.95	29.23
64	54.68	53.88	53.08	52.27	51.45	50.62	49.79	48.96	48.10	47.26	94	35.93	35.27	34.60	33.94	33.25	32.57	31.88	31.18	30.48	29.77
65	54.84	54.06	53.27	52.47	51.67	50.86	50.04	49.23	48.40	47.56	95	36.36	35.71	35.05	34.40	33.73	33.06	32.37	31.69	30.99	30.29
66	54.99	54.22	53.45	52.67	51.89	51.09	50.30	49.49	48.68	47.86	96	36.78	36.14	35.50	34.85	34.19	33.53	32.86	32.19	31.50	30.81
67	55.13	54.39	53.63	52.87	52.10	51.32	50.54	49.75	48.95	48.15	97	37.19	36.56	35.93	35.29	34.64	33.99	33.33	32.67	32.00	31.32
68	55.28	54.54	53.80	53.05	52.30	51.53	50.77	49.99	49.21	48.43	98	37.60	36.98	36.35	35.73	35.09	34.45	33.80	33.15	32.48	31.82
69	55.42	54.70	53.97	53.23	52.50	51.75	50.99	50.23	49.47	48.70	99	37.99	37.38	36.77	36.15	35.52	34.89	34.25	33.61	32.95	32.30
70	55.55	54.85	54.13	53.41	52.69	51.95	51.21	50.47	49.72	48.97	100	38.38	37.78	37.18	36.57	35.95	35.33	34.70	34.06	33.42	32.78
71	55.68	54.99	54.29	53.58	52.87	52.15	51.43	50.70	49.96	49.22											
72	55.81	55.13	54.44	53.74	53.06	52.35	51.64	50.92	50.20	49.47											
73	55.93	55.26	54.59	53.91	53.23	52.53	51.84	51.13	50.42	49.72											
74	56.05	55.40	54.74	54.07	53.40	52.72	52.04	51.35	50.65	49.95											
75	56.17	55.52	54.88	54.22	53.56	52.90	52.23	51.55	50.87	50.19											
76	56.28	55.65	55.01	54.37	53.73	53.07	52.41	51.75	51.08	50.41											
77	56.39	55.77	55.15	54.52	53.89	53.24	52.59	51.94	51.28	50.62	81	20.82	19.92	19.01	18.09	17.17	16.23	15.29	14.33	13.37	12.40
78	56.50	55.90	55.28	54.66	54.04	53.41	52.77	52.13	51.48	50.84	82	21.55	20.66	19.77	18.86	17.96	17.04	16.11	15.17	14.22	13.27
79	56.60	56.01	55.41	54.79	54.10	53.56	52.95	52.31	51.68	51.05	83	22.25	21.39	20.51	19.62	18.72	17.82	16.91	15.99	15.06	14.12
80	56.71	56.12	55.53	54.93	54.33	53.72	53.11	52.49	51.87	51.25	84	22.94	22.09	21.23	20.35	19.48	18.59	17.69	16.79	15.87	14.95
81	56.81	56.23	55.65	55.06	54.48	53.87	53.28	52.67	52.06	51.44	85	23.62	22.78	21.93	21.07	20.21	19.34	18.45	17.57	16.66	15.75
82	56.90	56.34	55.77	55.19	54.62	54.03	53.44	52.84	52.24	51.64	86	24.28	23.45	22.62	21.77	20.92	20.07	19.20	18.32	17.44	16.55
83	57.00	56.45	55.88	55.32	54.75	54.17	53.59	53.01	52.41	51.83	87	24.92	24.11	23.29	22.46	21.63	20.78	19.93	19.07	18.20	17.32
84	57.10	56.55	55.99	55.44	54.88	54.31	53.74	53.17	52.59	52.01	88	25.55	24.75	23.95	23.13	22.31	21.48	20.64	19.79	18.94	18.07
85	57.19	56.65	56.11	55.56	55.01	54.45	53.90	53.33	52.75	52.19	89	26.16	25.38	24.59	23.78	22.98	22.16	21.33	20.50	19.66	18.81
86	57.27	56.75	56.22	55.67	55.14	54.59	54.04	53.48	52.92	52.36	90	26.77	25.99	25.21	24.43	23.63	22.83	22.02	21.20	20.36	19.53
87	57.38	56.85	56.31	55.76	55.26	54.72	54.18	53.63	53.08	52.53	91	27.36	26.60	25.83	25.05	24.27	23.48	22.68	21.87	21.05	20.24
88	57.45	56.94	56.42	55.90	55.38	54.85	54.32	53.78	53.24	52.70	92	27.93	27.19	26.43	25.66	24.89	24.12	23.33	22.53	21.74	20.93
89	57.53	57.03	56.52	56.01	55.50	54.98	54.45	53.93	53.40	52.86	93	28.49	27.76	27.01	26.27	25.51	24.74	23.97	23.19	22.40	21.61
90	57.61	57.12	56.62	56.12	55.61	55.10	54.59	54.07	53.54	53.02	94	29.05	28.33	27.59	26.85	26.10	25.35	24.59	23.82	23.05	22.27
91	57.69	57.20	56.71	56.22	55.73	55.22	54.72	54.21	53.69	53.18	95	29.59	28.88	28.16	27.42	26.69	25.95	25.21	24.44	23.68	22.91
92	57.77	57.29	56.81	56.32	55.84	55.34	54.84	54.34	53.83	53.33	96	30.12	29.42	28.71	27.99	27.26	26.54	25.80	25.06	24.30	23.55
93	57.84	57.37	56.90	56.42	55.95	55.45	54.97	54.47	53.98	53.48	97	30.63	29.94	29.24	28.54	27.83	27.11	26.39	25.65	24.91	24.17
94	57.91	57.46	56.99	56.52	56.05	55.57	55.09	54.60	54.11	53.63	98	31.14	30.46	29.77	29.07	28.38	27.67	26.96	26.23	25.50	24.77
95	57.99	57.53	57.08	56.61	56.15	55.68	55.21	54.73	54.25	53.77	99	31.63	30.96	30.29	29.60	28.92	28.22	27.52	26.81	26.09	25.36
96	58.06	57.61	57.16	56.71	56.26	55.79	55.33	54.85	54.38	53.91	100	32.12	31.47	30.80	30.13	29.45	28.76	28.07	27.37	26.66	25.95
97	58.13	57.69	57.25	56.80	56.36	55.90	55.44	54.97	54.51	54.04											
98	58.20	57.77	57.33	56.89	56.45	56.00	55.55	55.09	54.63	54.18											
99	58.26	57.84	57.41	56.98	56.55	56.10	55.66	55.21	54.76	54.31											
100	58.33	57.91	57.49	57.06	56.64	56.20	55.77	55.33	54.88	54.44											

BRIX antes Brix de la Solución después de la Evaporación

Brix antes	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69
81	20.82	19.92	19.01	18.09	17.17	16.23	15.29	14.33	13.37	12.40
82	21.55	20.66	19.77	18.86	17.96	17.04	16.11	15.17	14.22	13.27
83	22.25	21.39	20.51	19.62	18.72	17.82	16.91	15.99	15.06	14.12
84	22.94	22.09	21.23	20.35	19.48	18.59	17.69	16.79	15.87	14.95
85	23.62	22.78	21.93	21.07	20.21	19.34	18.45	17.57	16.66	15.75
86	24.28	23.45	22.62	21.77	20.92	20.07	19.20	18.32	17.44	16.55
87	24.92	24.11	23.29	22.46	21.63	20.78	19.93	19.07	18.20	17.32
88	25.55	24.75	23.95	23.13	22.31	21.48	20.64	19.79	18.94	18.07
89	26.16	25.38	24.59	23.78	22.98	22.16	21.33	20.50	19.66	18.81
90	26.77	25.99	25.21	24.43	23.63	22.83	22.02	21.20	20.36	19.53
91	27.36	26.60	25.83	25.05	24.27	23.48	22.68	21.87	21.05	20.24
92	27.93	27.19	26.43	25.66	24.89	24.12	23.33	22.53	21.74	20.93
93	28.49	27.76	27.01	26.27	25.51	24.74	23.97	23.19	22.40	21.61
94	29.05	28.33	27.59	26						

11.2.- GRAFICOS Y FIGURAS

- GRAFICOS

- B-1.- Proyección de Demanda de Azúcar Blanco en el Ecuador
- B-2.- Curvas para determinar el Coeficiente de Arrastre en los Tremocompresores
- B-3.- Diagrama Temperatura-Entropía para vapor en un Termocompresor

- FIGURAS

	Pág.
FIGURA 1.- Evaporadores de Tubos Horizontales	23
FIGURA 2.- Evaporador Tipo Calandria de Tubos Verticales	25
FIGURA 3.- Evaporador Tipo Canasta de Tubos Verticales	26
FIGURA 4.- Evaporador de Tubos Verticales Largos	27
FIGURA 5.- Evaporador de Triple Efecto	31
FIGURA 6.- Nomograma de Othmer y Silvis	35
FIGURA 7.- Cuádruple efecto con alimentación Hacia Adelante	40
FIGURA 8.- Cuádruple efecto con alimentación Hacia Atrás	42
FIGURA 9.- Procedimiento para fijación de la Calandria	50
FIGURA 10.- Arreglo de Tubos en Tresbolillo	55
FIGURA 11.- Guiadores de Vapor	59
FIGURA 12.- Recolección de Condensados	63
FIGURA 13.- Trampa de Vapor	64
FIGURA 14.- Recolección de Condensador por el método de Marais	66

	Pág.
FIGURA 15.- Montajugos Automático	69
FIGURA 16.- Recolección de Condensados utilizando Sifón	70
FIGURA 17 - Tanque de Expansión	72
FIGURA 18.- Colección de Gases Incondensables	75
FIGURA 19.- Del fondo de un cuerpo a la parte superior de la calandria del cuerpo siguiente	77
FIGURA 20.- Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente	78
FIGURA 21.- Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente mediante un regulador de nivel	79
FIGURA 22.- Circulación Champman	80
FIGURA 23.- Relación entre el coeficiente de transferencia de calor y el nivel del jugo	83
FIGURA 24.- Separador de arrastre tipo sombrilla	85
FIGURA 25.- Separador de arrastre en el último efecto	85
FIGURA 26.- Esquemático de Equipos Auxiliares	90
FIGURA 27.- Condensador Barométrico Seco en Contracorriente	96
FIGURA 28.- Tubo Barométrico	100
FIGURA 29.- Cuádruple efecto con Tomas de Vapor	113
FIGURA 30.- Balance de Materiales en un Múltiple Efecto	116
FIGURA 31.- Termocompresor Aplicado a la Industria Azucarera	137
FIGURA 32.- Cuádruple Efecto utilizando Termocompresión	147

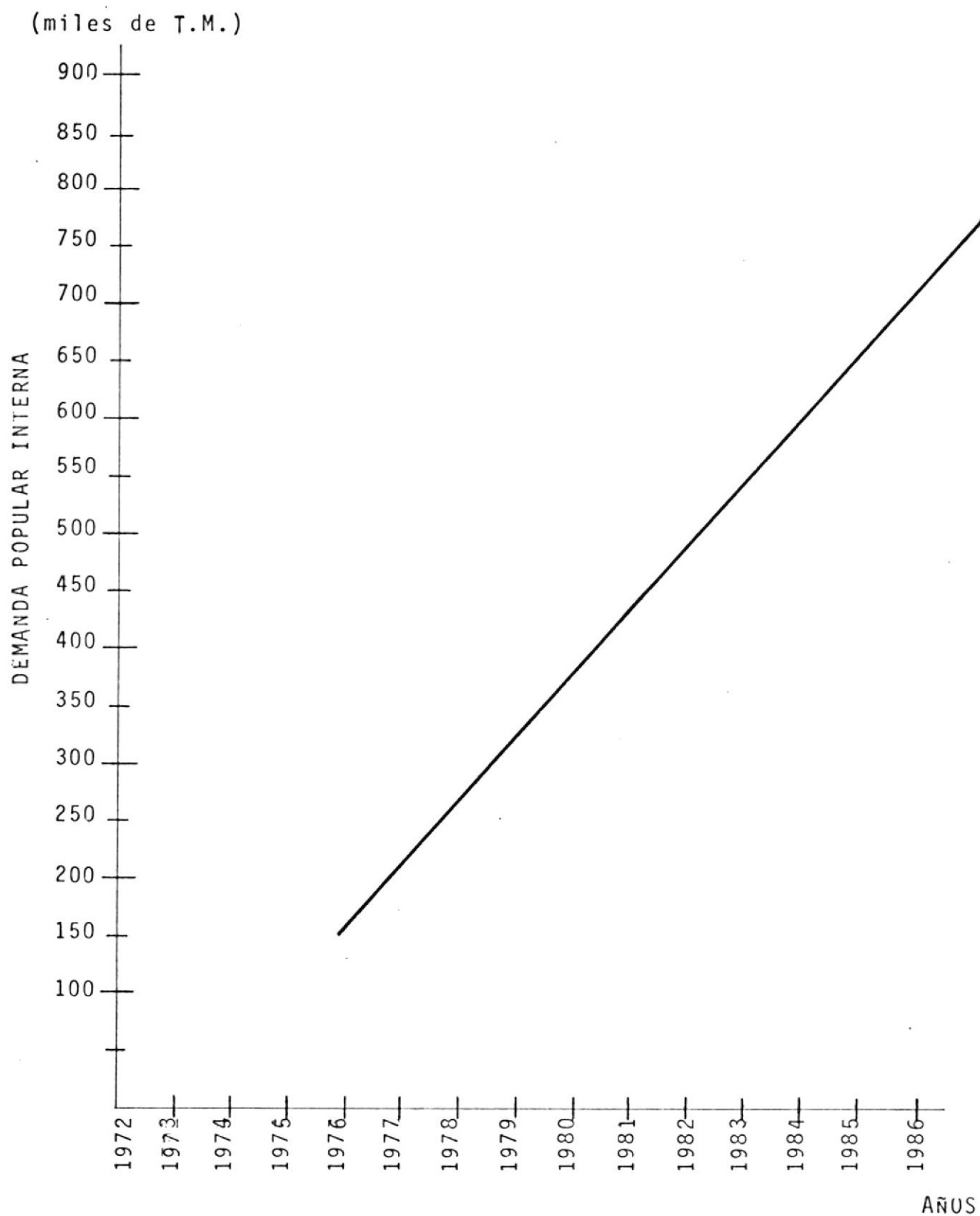


GRAFICO B-1.- PROYECCION DE DEMANDA POPULAR DE AZUCAR

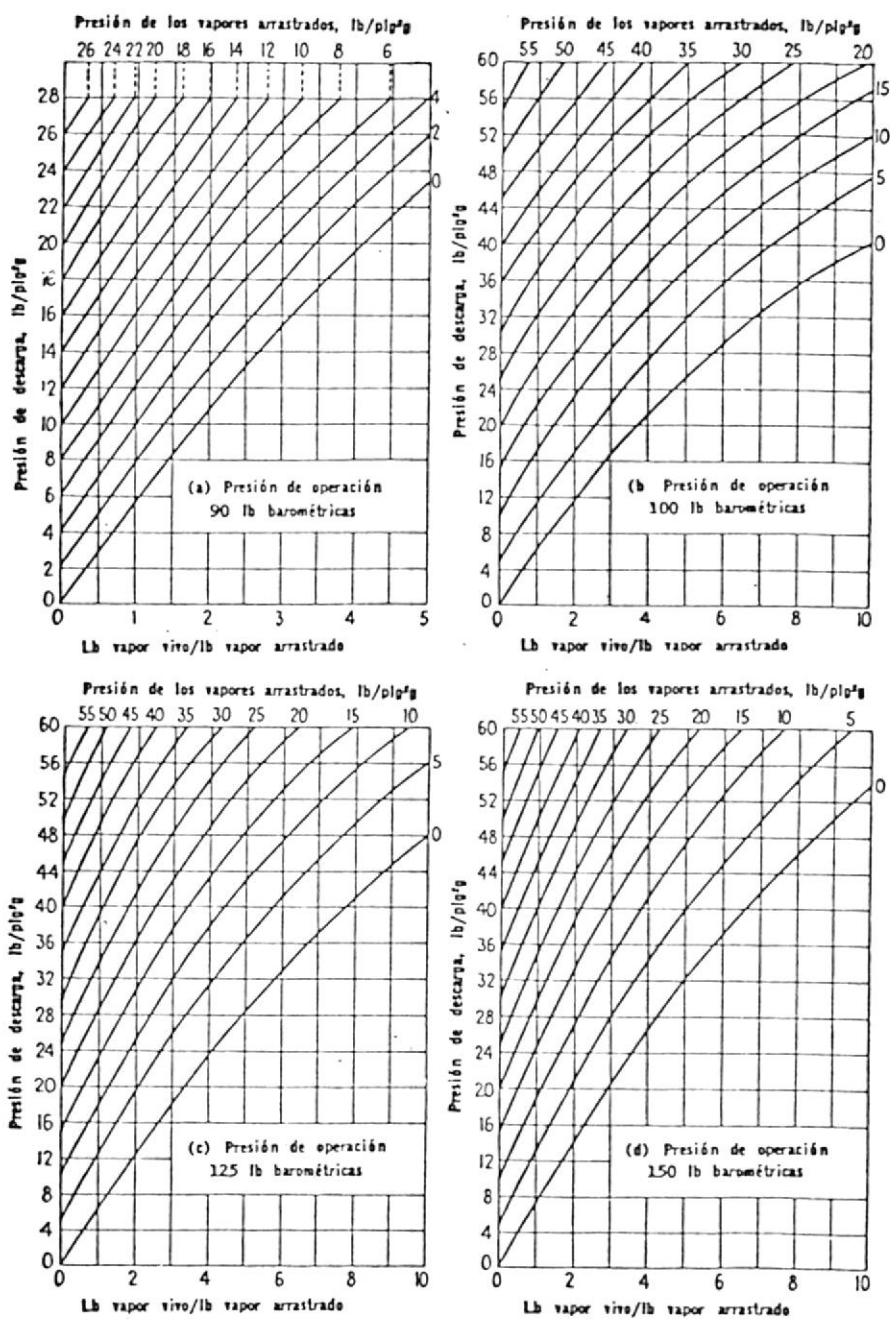
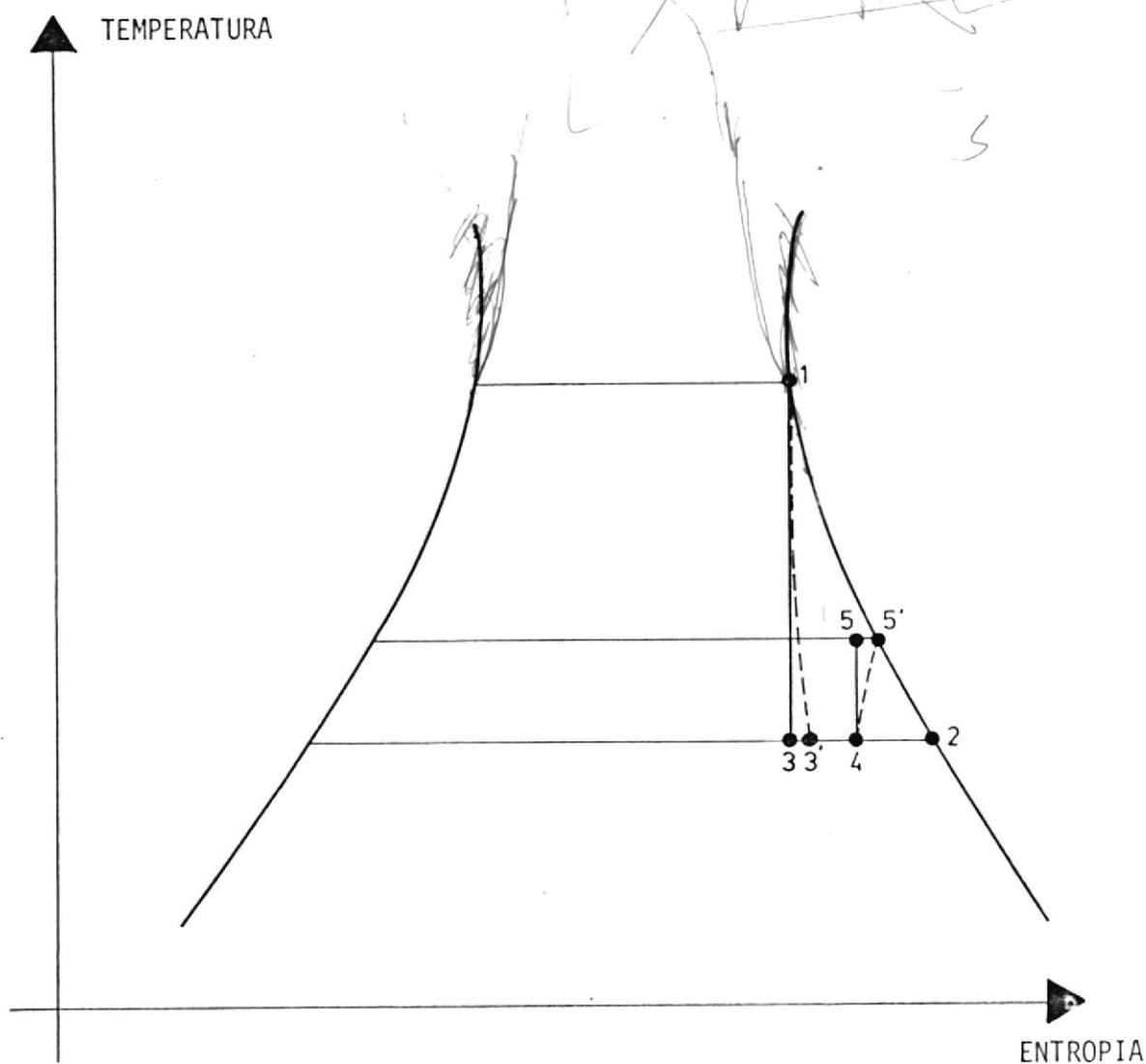


GRAFICO B-2.- CURVAS PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE DE UN TERMOCOMPRESOR



NOTAS:

- 1 Vapor de Proceso que llega al Termocompresor
- 2 Vapor aspirado por el Termocompresor
- 3 Vapor de Proceso luego de la expansión ideal en la Boquilla
- 3' Vapor de Proceso luego de la expansión real en la Boquilla
- 4 Mezcla del vapor de Proceso y el Vapor aspirado
- 5 Mezcla de Vapores luego de la compresión ideal en el difusor
- 5' Mezcla de Vapores luego de la compresión real en el difusor

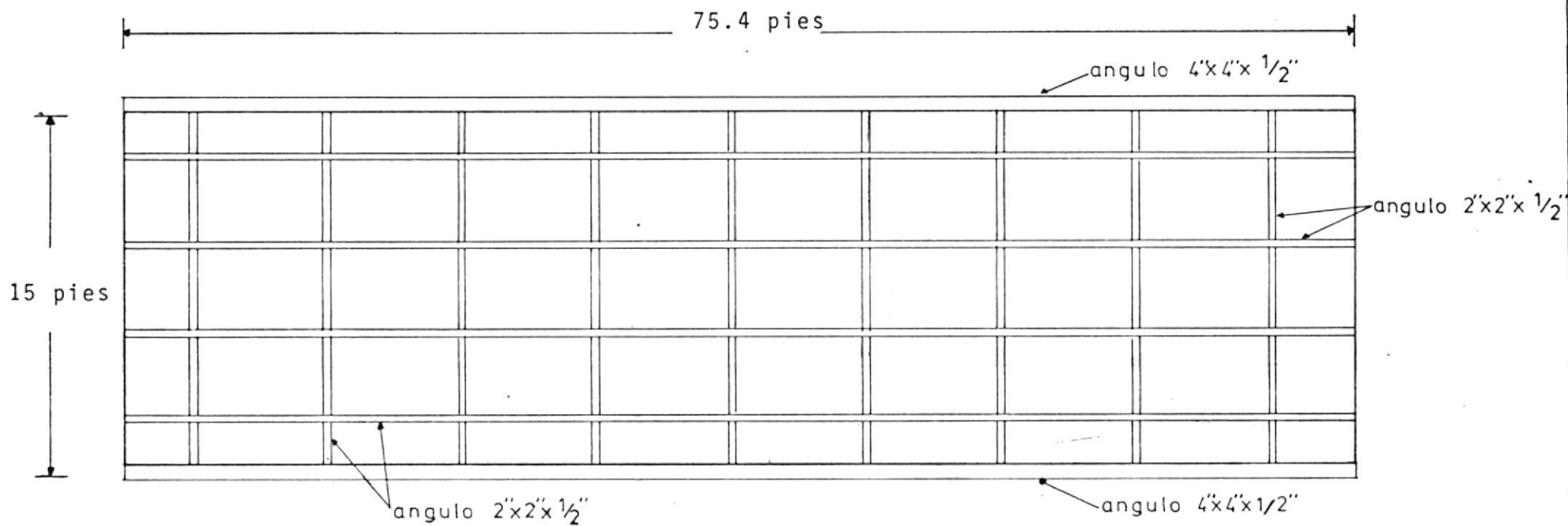
GRAFICO B-3.- DIAGRAMA TEMPERATURA-ENTROPIA PARA VAPOR EN UN TERMOCOMPRESOR

11.3.- P L A N O S

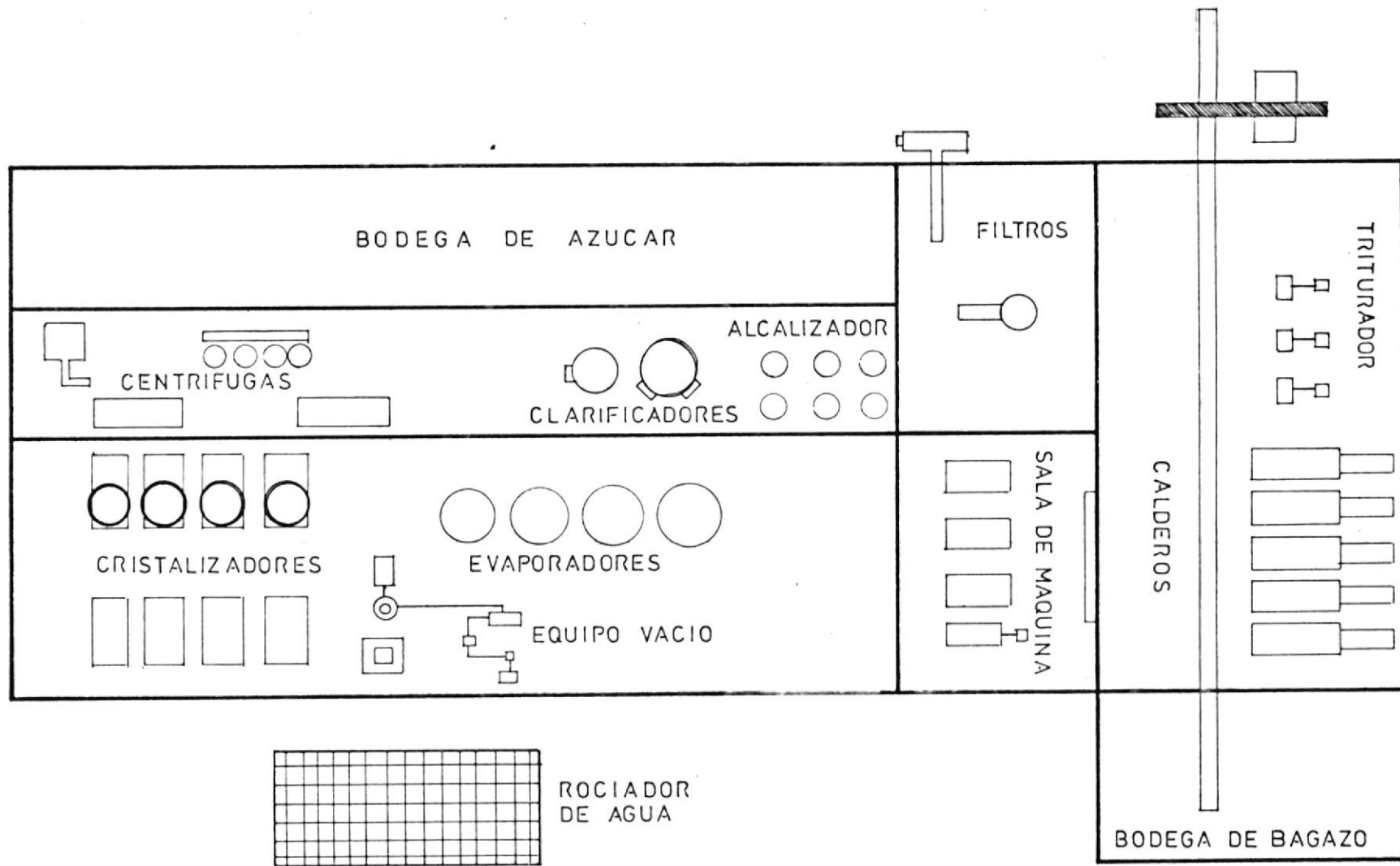
C-1.- Estructura de los Cuerpos de los Evaporadores

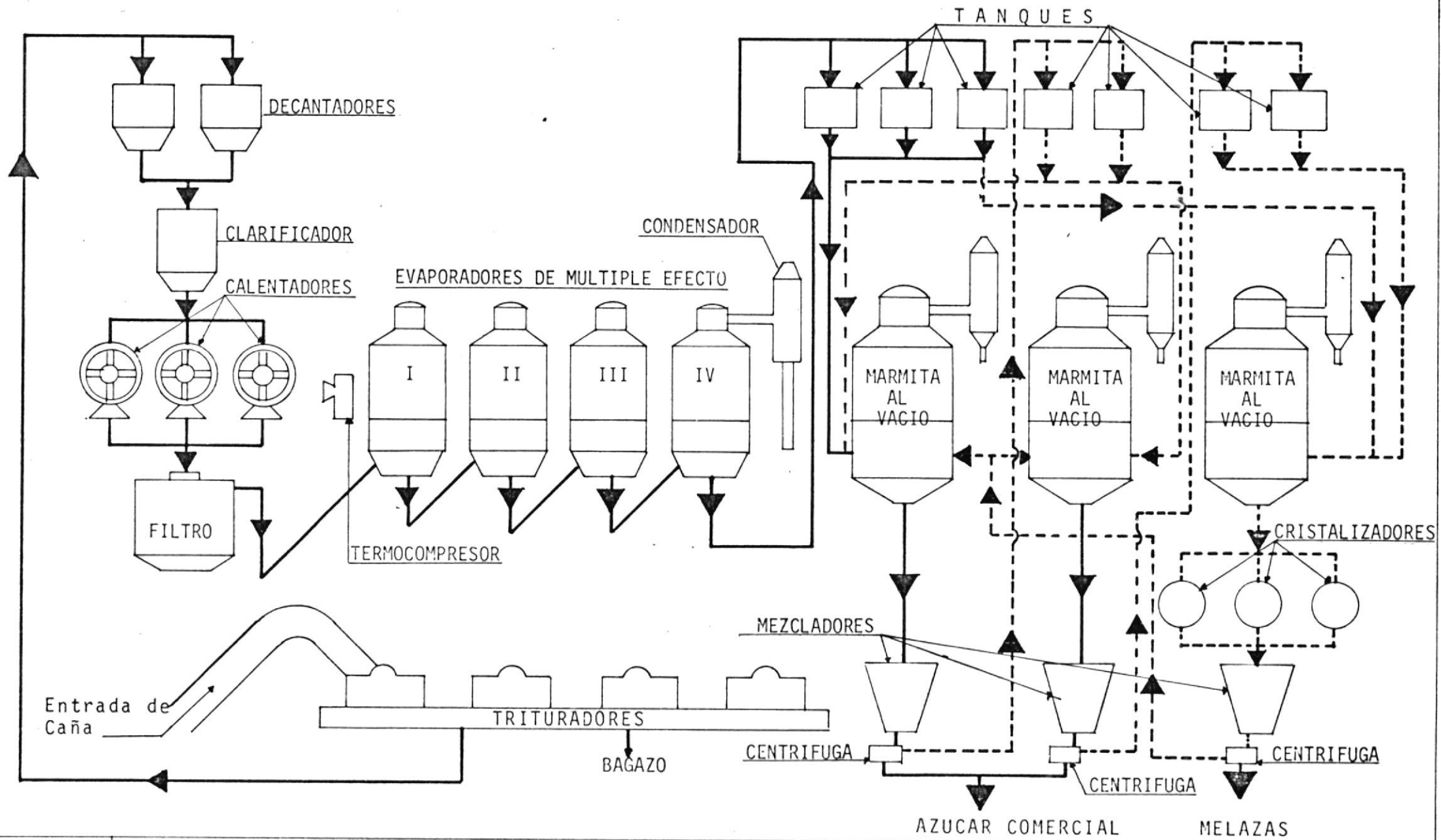
C-2.- Distribución Típica de Equipos en un Ingenio
Azucarero

C-3.- Diagrama de Flujo en un Ingenio Azucarero



PLANO C - 1	ESTRUCTURA DE LOS CUERPOS DE LOS EVAPORADORES	SIN ESCALA	DIBUJADO POR J.A.T.
-------------	---	------------	---------------------





PLANO C-3	DIAGRAMA DE FLUJO EN UN INGENIO AZUCARERO	SIN ESCALA	DIBUJADO POR: J. A. T.
-----------	---	------------	------------------------

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- 1.- KERN DONALD Q., "PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR", *Compañía Editora Continental S.A.*, 1era. edición en español, 465-519, 1974
- 2.- HUGOT E., "HANDBOOK OF CANE SUGAR ENGINEERING", *Elsevier Publish Company*, 1era. edición en Inglés, 312-454, 1964
- 3.- PERRY JOHN H., "MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO", *Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana*, 3era. edición en Inglés, 768-803, 1966
- 4.- SPENCER-MEADE, "CANE SUGAR HANDBOOK", *John Wiley & Sons, Inc.*, 9na. edición, 132-156, 1964
- 5.- CROFT TERRELL, "STEAM POWER PLANT AUXILIARIES AND ACCESSORIES", *McGraw-Hill Book Company, Inc.*, 2da. edición, 363-364, 1946
- 6.- BADGER-BANCHERO, "INTRODUCCION A LA INGENIERIA QUIMICA", *McGraw-Hill Book Company, Inc.*, 2da. edición, 198-204, 1964
- 7.- EVANS FRANK L. Jr., "EQUIPMENT DESIGN HANDBOOK FOR REFINERIES AND CHEMICAL PLANTS", *Book Division Gulf Publishing Houston, Texas*, 1era. edición, Vol. 1, 84-96, 1974
- 8.- A.S.M.E., "UNFIRED PRESSURE VESSELS FOR PETROLEUM LIQUIDS AND GASES", *A.P.I. A.S.M.E. Code*, EW-304 - EW-309, 1951
- 9.- BAUMEISTER-MARKS, "STANDARD HANDBOOK FOR MECHANICAL ENGINEERS", *McGraw-Hill Book Company, Inc.*, 7ma. edición 8-213-8-220, 1976