

T
663.16
A553

Escuela Superior Politécnica del Litoral
Departamento de Ingeniería

TESIS DE GRADO

Presentada a la Obtención del Título de
Ingeniero Mecánico

Diseño de un Sistema Esterilizador Utilizando el
Residuo del Procesamiento de Alcohol

Autor: Marcos Andrade Escobar

GUAYAQUIL — ECUADOR

1975

**DISEÑO DE UN SISTEMA ESTERILIZADOR UTILIZANDO EL RESIDUO
DEL PROCESAMIENTO DE ALCOHOL**

TESIS DE GRADO PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO MECANICO

**ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL
GUAYAQUIL - ECUADOR**

A MIS PADRES, MI ESPOSA E HIJO EN
RECONOCIMIENTO A LAS TRES CLASES
DE SENTIMIENTOS QUE ME TRIBUTAN.

LA RESPONSABILIDAD POR LOS HECHOS, IDEAS Y
DOCTRINAS EXPUESTAS EN ESTA TESIS CORRES-
PONDEN EXCLUSIVAMENTE AL AUTOR

(ART. SEXTO DEL REGLAMENTO DE EXAMENES Y
TITULOS PROFESIONALES DE LA ESCUELA SUPE
RIOR POLITECNICA DEL LITORAL)

EL PATRIMONIO INTELECTUAL DE LA TESIS
DE GRADO PERTENECE A LA ESCUELA SUPE
RIOR POLITECNICA DEL LITORAL
(ART. 21 DEL REGLAMENTO DE EXAMENES Y
TITULOS PROFESIONALES DE LA ESCUELA
SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL)

AUTOR


MARCOS ANDRADE ESCOBAR

DIRECTOR DE TESIS


Ing. GEORGE ASPIAZU S.

INDICE

	Pag.	
CAPITULO I	INTRODUCCION	1
CAPITULO II	FACTIBILIDAD DEL PROYECTO	4
CAPITULO III	INGENIERIA DEL DISEÑO	22
	a) Descripción del proceso.	23
	b) Analisis de alternativas.	30
	c) Caracteristicas del fluido esterilizante.	33
CAPITULO IV	INGENIERIA DEL PROYECTO	37
	Cálculo y diseño de los compo nentes del sistema.	38
CAPITULO V	SELECCION DE MATERIAL	130
CAPITULO VI	ESTUDIO ECONOMICO	136
CAPITULO VII	CONCLUSIONES	141
CAPITULO VIII	APENDICE	143
CAPITULO IX	CUADROS, TABLAS Y FIGURAS	159

NOMENCLATURA

- A = Area (MT^2). (c) Area del cilindro (MT^2). (b) A rea del cono del techo del depósito (MT^2). (d) Area del cono de la base del depósito (MT^2). A rea del cilindro del depósito (MT^2). (s) Area seccional de la varilla (CMT^2). (k) Area total de las armaduras de hierro (CMT^2). Area seccional de la tubería.
- a = (3) Constante adimensional determinada empíricamente. (1) Constante adimensional para tubos lisos. (e) Parámetro adimensional. (4) Constante determinada empíricamente. Dimensión variable (MT). Parámetro definido en la ecuación 4-77.
- B = (1) Parámetro adimensional. (e) Coeficientes de pérdidas exterior.
- b = Ancho de la base (MT). Parámetro definido en la ecuación 4-78.
- C = (1,2) Costo de producción de un litro de fermento (SUC/LT). (po) Calor específico de la mezcla diluida (KCAL/KG- $^{\circ}$ C). (ai) Cargas fijas horarias cargadas a un equipo (DLR/HR- MT^2). (a) Precio de instalación del intercambiador por metro cuadrado de superficie de transferencia (DLR/ MT^2). (ei) Precio de la energía mecánica suministrada al fluido interior (DLR/KG-MT). (eo) Precio de la energía mecánica suministrada al fluido exterior (DLR/KG-MT). (k) Costo por kilocaloría extraída (SUC/KCAL). (y) Costo de funcionamiento por año (DLR/AÑO). (- Constante. (r) Cantidad de combustible ahorrado por proceso.

- o = Dimensión variable (MT).
- D = (S) Diámetro interior de la carcasa (MT). Diámetro de la tubería (MT).
- d = (v) Diám. de varilla (MT). Diám. tub. int. (MT)
- E = (T) Espaciamiento transversal a la dirección del flujo (MT). (p) Espacio entre pantallas (MT). (t) Espesor más económico (PULG). Espesor del aislante (MT). (s) Módulo de elasticidad del acero (KG/CMT²). (c) Módulo de elasticidad del concreto (KG/CMT²).
- F = (s) Factor de seguridad. (A) Fracción del precio del equipo que se carga por año (%). (G) - Factor de corrección adimensional.
- f = (i) Factor de fricción interior. (e) Factor de fricción exterior. (c) Esfuerzo permisible máximo del concreto (KG/CMT²). (s) Esfuerzo permisible de tracción del hierro.
- G = (io) Flujo másico interior óptimo (KG/HR-MT²). (eo) Flujo másico exterior óptimo (KG/HR-MT²).
- g = Constante gravitacional = $1,27 \times 10^8$ MT/HR².
- H = (a) Energía añadida (MT). (L) Energía pérdida (MT). (E) Energía extraída (MT). Altura hidrostática de bomba (MT).
- h = (g) Entalpia de vapor saturado (BTU/LB). (f) - Entalpia de líquido saturado (BTU/LB). (i) Coeficiente filmico interior (KCAL/HR-MT²-°C). - (e) Coeficiente filmico exterior (KCAL/HR-MT²-°C). Altura de parte cilindrica del depósito (MT). (n) Altura del cono de la base del depósito (MT). (l) Altura del cono del techo del depósito (MT). (c) Coeficiente filmico de convección (KCAL/HR-MT²-°C). (r) Coeficiente de radiación (KCAL/HR-MT²-°K⁴). (b) Altura del a-

- h = nillo (MT). (L) Altura de la losa (MT).
- I = Inversión por pie cuadrado (DLR/PIE²).
- j = Fracción de brazo de momento.
- K = (p) Factor de pérdidas. (W) Conductividad térmica de la pared del tubo (KCAL/HR-MT-°C). (a) Conductividad térmica del aislante (KCAL/HR-MT-°C). (s) Conductividad térmica de la tubería (KCAL/HR-MT-°C).
- k = (i) Parámetro adimensional. (o) Parámetro adimensional. (z) Coeficiente de adhesión o adherencia.
- L = (H) Longitud de cálculo de un tubo (MT). Longitud de empotramiento (MT). Distancia del tope al centro de la armadura. Longitud de tubería (MT) (T) Longitud de un tubo por paso (MT).
- M = Flujo de vapor (LB/HR). Costo de extraer 288.000 BTU (DLR/BTU). Momento flector máximo (KG-MT). (a) Peso molecular promedio (GR).
- m = (i) Caudal de vinaza (LT/HR). (o) Caudal de melaza diluida (LT.HR). Exponente.
- N = (d) Número de pasos de diseño. (H) Eficiencia del intercambiador. (%). (p) Número de pasos del intercambiador. (s) Número de tubos por paso. (T) Número total de tubos. (1) Número de planchas para área cilíndrica. (2) Número de planchas para área base cónica. (3) Número de planchas para área techo cónico. (v) Número de varillas.
- n = Exponente. Razón de módulos de elasticidad.
- P = (s) Reacción del suelo (KG). (L) Peso de la losa (KG). Peso del depósito y anillo de concreto (KG). (1,2) Presión (KG/MT²).

- p = Presión (KG/MT²).
- Q = (a) Cantidad de calor sensible que se aprovecha (KCAL/PROC). (1) Caudal de vapor (LT/HR). (2) Caudal de agua (LT/HR). (3) Caudal de melaza diluida (LT/HR). (4) Caudal de melaza (LT/HR).
- q = Velocidad de flujo calórico (KCAL/HR). (t) Cantidad de calor disipado (KCAL/HR).
- R = (o) Radio del depósito (MT). (m) Radio meridional (MT). (t) Radio tangencial (MT). Suma de todas las resistencias caloríficas 1/BTU-PIE²-°F/PULG). (1) Radio exterior del anillo (MT). (2) Radio interior del anillo (MT). Radio de la losa (MT).
- r = Radio variable (MT). (a) Radio del aislamiento (MT). (o) Radio exterior de la tubería (MT). (1) Radio interior de la tubería (MT). (c) Radio crítico (MT).
- S = (p) Sección de paso mínima (MT²). (m) Esfuerzo meridional (KG/MT²). (t) Esfuerzo tangencial (KG/MT²). (1,2) Esfuerzos principales (KG/MT²). Vida esperada para el aislamiento en años.
- T = (fs) Temperatura fría de salida (°C). (fe) Temperatura fría de entrada (°C). (a) Temperatura ambiente (°C). (o) Temperatura de superficie exterior de la tubería (°C). (1) Temperatura interior del fluido (°C). (si) Temperatura de superficie interior de la tubería (°C). (so) Temperatura de superficie exterior del aislamiento (°C). (s) Temperatura de superficie del depósito (°C).
- t = Espesor (MT). (1) Espesor de la pared cilindri

- t = ca (MT). (2) Espesor de la pared cónica base - (MT).
- U = (i) Coeficiente de transferencia total (KCAL/HR-MT²-°C).
- V = Volumen total del depósito (MT³). (L) Volumen de la losa (MT³). (a) Volumen del anillo de concreto (MT³). (1,2) Velocidad (MT/HR).
- W = (s) Peso del líquido (KG) (2) Peso de la pared cilíndrica (KG). (3) Peso del techo cónico (KG). (4) Peso de la base cónica (KG). (5) Pesos misceláneos (KG). (1) Peso del depósito (KG). (a) Peso del anillo de concreto (KG). (L) Peso de la losa de concreto (KG). (m) Caudal de prueba promedio (LT/HR).
- X = (r) Cantidad de dinero recuperado (SUC). Número de horas (HR).
- Y = (m) Espaciamiento máximo entre tubos (MT), (n) Brazo de momento (MT). (o) Luz entre las superficies exteriores de los tubos.
- y = Fracción de distancia al eje neutro. (MT).
- Z = (c) Capacidad calorífica del intercambiador. (1,2) Elevación en la sección 1 ó 2 (MT).

LETRAS GRIEGAS

α	= Angulo ($^{\circ}$).
β	= Coeficiente de expansión volumétrica ($1/^{\circ}\text{C}$).
Δ	= Diferencia de temperatura ($^{\circ}\text{C}$). Diferencia de presión (KG/CMT^2).
ϵ	= Rugosidad absoluta (MT). Emisividad o poder emisor de una superficie.
ϕ	= Parámetro adimensional.
ρ	= Angulo ($^{\circ}$).
γ	= Peso específico (KG/MT^3).
λ	= Coeficiente de reducción de resistencia.
μ	= Viscosidad dinámica ($\text{KG}/\text{HR-MT}$).
ν	= Viscosidad cinemática (MT^2/HR).
Ω	= Angulo ($^{\circ}$).
π	= Constante 3,1416
ρ	= Densidad (KG/MT^3). Peso específico (KG/MT^3).
Σ	= Sumación de momentos (KG-MT).
σ	= Esfuerzo (KG/CMT^2). Constante de Stefan Boltzmann $4,965 \times 10^{-8} \text{ KCAL}/\text{HR-MT}^2\text{-}^{\circ}\text{K}^4$.
θ	= Horas de funcionamiento por año (HR).
τ	= Esfuerzo de corte (KG/CMT^2).
ζ	= Rugosidad relativa (MT).

CAPITULO I

INTRODUCCION

La única industria en el País que produce alcohol se halla ubicada en la parroquia Eloy Alfaro. (Durán).

Esta industria, para la elaboración del alcohol, utiliza fundamentalmente dos elementos, el primero es la melaza y el segundo es el vapor por medio del cual destilamos el fermento que es obtenido a partir de la melaza.

Podríamos tratar de reducir el costo de producción de fermentos que se utiliza para la elaboración del alcohol, esta reducción del costo de producción de fermentos se la podría conseguir de dos maneras, primero, que la melaza tuviera un precio menor y en el segundo caso, disminuyendo la cantidad de vapor en el proceso integral de elaboración de alcohol, obteniéndose el mismo índice de productividad.

Para el presente proyecto se ha considerado constante el precio de la melaza, aún cuando la variación del costo de la misma es en forma directa a la producción del azúcar de caña en el País. Descartando este primer caso, queda más objetivo el problema, al considerar el ahorro de un número de libras de vapor en el proceso global, lo cual incide directamente en el abaratamiento del costo de producción del fermento.

El objetivo principal de la tesis es entonces, encontrar un paso dentro del proceso integral que cumpla con esta finalidad y este paso es precisamente el de aprovechar el gran calor sensible de un residuo que se obtiene de la destilación del fermento, para ser usado en el aumento de temperatura que es necesario proporcionar a la melaza diluida, subproducto utilizado en la preparación del fermento.

Al conseguir este aumento de temperatura, utilizando un fluido caliente y de desecho, conseguiremos el ahorro de una determinada cantidad de vapor, que nos redunda en una disminución del costo de producción de un litro de fermento.

En consecuencia la tesis nos presenta primeramente - un estudio de factibilidad que justifica plenamente el proyecto por el ahorro económico que nos proporciona. Seguidamente es presentado el estudio y cálculo de un intercambiador de calor que nos suministra el ahorro de vapor requerido mediante el uso de la vinaza (fluido caliente), obteniéndose de este estudio que el intercambiador a ser usado será uno de dos pasos por la envuelta y doce pasos por los tubos, el estudio es completado con el análisis de las bombas que suministran el flujo necesario para ser usado en el intercambiador.

Se ha calculado también la losa de concreto armado - que soportará el peso del depósito de almacenamiento de vinaza como también se han seleccionado los materiales que requiere el proyecto integral.

Como se podrá observar entonces, el estudio se ha - realizado en forma completa y podrá cumplirse y/o llevarse a la práctica en cualquier instante que la Destilería de Alcoholes lo planifique o creyere conveniente llevarlo a cabo.

CAPITULO II

FACTIBILIDAD DEL PROYECTO

Para desarrollo de la factibilidad del proyecto haré un estudio comparativo en base de un sistema similar establecido a la presente y prestando un servicio oneroso, desde el punto de vista de consumo de vapor para la realización del mismo.

También, para este análisis, definiré los costos individuales de que estará integrado el costo de producción dentro de la industria, y para estar dentro del rango de interés, colocaré los costos involucrados solamente con la parte que representa la esterilización de la melaza diluida para la elaboración del fermento.

Esta subdivisión es la siguiente:

- 1.- Costos de personal.
- 2.- Costos de materias primas, y
- 3.- Costos de mantenimiento.

Los costos serán evaluados en un año de 300 días laborables de 24 horas y 50 días laborables de 8 horas, consideración que es una función directa de los cambios en el sistema actual de trabajo, pues el alcohol tiene en la actualidad gran demanda interna y además la Empresa ya ha adquirido compromisos internacionales que la abocan a un mayor tiempo de funcionamiento. Por otro lado el análisis de estos costos nos serán de utilidad, pues más adelante se hacen necesarios calcular algunos parámetros como ser, precios unitarios de una libra de vapor, kilovatio-hora, etc. que son funciones de estas cifras y se los usaran en los capítulos siguientes.

1.- Costos de Personal

Se subdividen en dos grupos principales en la consideración de la función que ejerce el personal dentro del proceso particular de esterilización de la melaza diluida y

nos representa el costo del personal que trabaja directa o indirectamente en el mencionado proceso.

Esta subdivisión es la siguiente:

- a) Costos directos, y
- b) Costos indirectos.

a) Costos Directos

Son los provocados por el personal que labora dentro de la sección fermentos y que actúan como operadores del proceso de fermentación en sí.

b) Costos Indirectos

Son los provocados por el personal que labora en la planta de poder y cuya presencia en el cálculo de este costo se lo considera, pues la planta de generación actual suministra la energía y el vapor necesario para los procesos varios de la fábrica.

El siguiente cuadro nos resume los costos provocados por este personal durante un año. (Tomando como base el año especificado anteriormente).

CUADRO A

COSTO EN SUCRES DE PERSONAL

TIPO PERSONAL	DIAS TRABAJADOS 24 HORAS	DIAS TRABAJADOS 8 HORAS	COSTO DIARIO C' SOBRET.	COSTO DIARIO S' SOBRET.	13 AVO. 14 AVO. BONIF.	COSTO TOTAL DIAS TRABAJADOS 24 HORAS	COSTO TOTAL DIAS TRABAJADOS 8 HORAS	COSTO ANUAL
Directo	300	50	944,75	624	37.800	283.485	31.200	352.485
Indirecto	300	50	2.477,90	1.512	90.720	699.975	76.500	867.195
COSTO TOTAL POR AÑO								1.219.680
COSTO TOTAL PROMEDIO POR DIA								3.484,80

2.- Costos de Materias Primas

constituye el gasto provocado por el uso de las diferentes sustancias utilizadas para el proceso y serán consideradas solamente las materias primas específicas que tienen significación en el proceso que estamos considerando.

En las siguientes páginas incluyo tres cuadros representativos del consumo promedio diario, precio unitario y costos totales diarios que se registran en la industria, valores que han sido evaluados tomando un lapso de tres meses de funcionamiento en cuatro marchas de la fábrica.

CUADRO BPRECIOS UNITARIOS EN SUCRES DE MATERIAS PRIMAS

MATERIAL	CANTIDAD			
	KG	LB	GL	LT
Diesel			3,75	0,992
Bunker			1,67	0,442
Aceite Rando F			54,00	14,28
Aceite SAE 250			52,00	13,74
Desinc. 4T-72D			130,90	34,60
Kerosene			1,96	0,518
SO ₄ H ₂	4,88	2,22		
Urea	4,85	2,21		
Levadura	11,00	5,00		
Fab - Con I 12	101,80	46,25		
Melaza				0,12

CUADRO CCONSUMOS PROMEDIOS DIARIOS DE MATERIAS PRIMAS

MATERIAL	PROMEDIOS			
Diesel	4 LT			
Bunker	14.400 LT			
Aceite Rando F	14 LT			
Aceite SAE 250	9 LT			
Desinc. 4T-72D	24 LT			
Kerosene	6 LT			
		F	L	D
SO ₄ H ₂	12 LB	24 LB	21 LB	
Urea		25 LB	20 LB	
Levadura			140 LB	
Melaza		35.000 LT		
Fab - Con I 12				21 LB

DUADRO DCOSTO DIARIO EN SUCRES POR CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS

MATERIAL	SECCIONES		
	CASA DE FUERZA	FERMENTOS	LEVADURA
Diesel	3,97		
Aceite Rando F	199,92		
Aceite SAE 250	123,66		
Desinc. 4T-72D	830,40		
SO ₄ H ₂	26,64	53,16	46,62
Urea		55,25	44,20
Melaza		4.200,00	
Levadura			700,00
Combustible	6.552,00		
TOTAL	7.736,59	4.308,53	790,82

3.- Costos de Mantenimiento

Los costos de mantenimiento son evaluados en base a un personal técnico y un equipo constituido por personal de talleres integrado por mecánicos, soldadores, electricistas, torneros, etc.

Presentamos los costos respectivos en el cuadro que se adjunta en la siguiente página.

CUADRO E

COSTOS EN SUCRES DE MANTENIMIENTO

DIAS TRABAJADOS 24 HORAS	DIAS TRABAJADOS 8 HORAS	COSTO DIARIO C' SOBRET.	COSTO DIARIO S' SOBRET.	13 AVO. 14 AVO. BONIF.	COSTO TOTAL DIAS TRABAJADOS 24 HORAS	COSTO TOTAL DIAS TRABAJADOS 8 HORAS	COSTO ANUAL
300	50	6.326,24	4.365,24	261.914,63	1'870.818,84	218.262,19	2'360.995,66
COSTO TOTAL POR AÑO							2'360.995,66
COSTO TOTAL PROMEDIO POR DIA							6.717,13

Tomando los resultados compactados en los cuadros anteriores colocaré el siguiente cuadro que es la integración de los cuadros A, B, C, D y E, el cual representa el gasto provocado diariamente y anualmente en el proceso de esterilización, tomando como base el año de funcionamiento con las especificaciones dadas anteriormente para el mismo.

CUADRO F

COSTOS DE PRODUCCION TOTALES EN SUCRES PARA ESTERILIZACION DE MELAZA DILUIDA

	DIARIO	ANUAL
Costos de personal	3.484,80	1'219.680,00
Costos de materias primas	12.835,94	4'492.579,00
Costos de mantenimiento	6.717,13	2'350.995,50
TOTAL	23.037,87	8'063.254,50

Partiendo de los resultados del cuadro anterior, determinaremos el costo de producción de un litro de fermento, siendo como es este producto, el resultado del proceso de esterilización.

$$C_1 = \frac{\text{COSTO TOTAL DIARIO}}{\text{PRODUCCION DE FERMENTO}} \quad \text{Ec. 2-1}$$

En donde:

C_1 = Costo de producción de un litro de fermento.

Reemplazamos a continuación los valores y calculamos.

$$\begin{aligned} C_1 &= \frac{23.037,87 \text{ SUC/DIA X PROC}}{180.000 \text{ LT DE FERMENTO}} \\ &= 0,1279 \text{ SUC/LT.} \end{aligned}$$

Este costo se tomará de referencia para demostrar que el presente proyecto incide directamente en la economía interna de la fábrica, con lo cual la importancia de llevar a cabo el cambio de sistema se justificaría porque se está logrando abaratar el costo de producción de un litro de fermento como se demostrará cuando se haga intervenir el ahorro conseguido usando el nuevo sistema.

Como ya tenemos resumido el costo que nos representa el llevar a cabo el proceso de esterilización usando el sistema actual, vamos a demostrar en que porcentaje hemos mejorado esta cifra para justificar el cambio de sistema.

Los costos que siguen fijos son los de personal y mantenimiento y variará solamente el de la materia prima utilizada para el proceso, puesto que el nuevo sistema provoca el ahorro de 6.000 libras de vapor que se pueden traducir fácilmente a una cantidad de litros combustible, siendo este último caracter el que se altera en el gasto global de las materias primas.

En el apéndice se halla desarrollado la cantidad que

vamos a ahorrar traducidos a litros de combustible y a su -
 ores, utilizando el poder calorífico sensible del residuo -
 en vez de las 6.000 libras de vapor por hora que se utili -
 zan para el proceso. Pero en vista de que no es la produc -
 ción diaria del residuo la que utilizaremos en el proceso -
 de esterilización con el nuevo sistema, sino aproximadamen -
 te unos cien mil litros del mismo, basaremos en esta canti -
 dad los litros de combustible ahorrados y la restaremos de
 su valor en sucres, de la cifra representada en el cuadro D.

Desarrollando lo anteriormente expresado tenemos que:

$$Q_a = 100 \frac{\text{MT}^3}{\text{PROC}} \times 1.032,8 \frac{\text{KG}}{\text{MT}^3} \times 1,0138 \frac{\text{KCAL}}{\text{KG} - ^\circ\text{C}} \times 99 ^\circ\text{C} \text{ Ec. 2-2}$$

En donde:

Q_a = Cantidad de calor sensible que se aprovecha.

$$Q_a = 1,038 \times 10^7 \text{ KCAL/PROC.}$$

El costo establecido para un BTU lo tomaremos del --
 cálculo del parámetro M usado para la determinación del es -
 pesor del aislamiento para los conductos de vinaza, y es i
 gual a $2,22 \times 10^{-5} \text{ SUC/BTU} = 8,81 \times 10^{-5} \text{ SUC/KCAL}$.

Luego la cantidad de dinero que estamos recuperando
 utilizando el poder calorífico de la vinaza es:

$$X_r = Q_a \times 8,81 \times 10^{-5} \text{ Ec. 2-3}$$

En donde:

X_r = Cantidad de dinero recuperado.

$$\begin{aligned} X_r &= 1,038 \times 10^7 \text{ KCAL/PROC} \times 8,81 \times 10^{-5} \text{ SUC/KCAL} \\ &= 914,47 \text{ SUC/PROC.} \end{aligned}$$

Que constituye la cantidad en que estará disminuido
 el costo de esterilización de la melaza diluida y que repre -
 senta la siguiente cantidad en litros de combustible por -
 proceso.

$$C_r = \frac{914,47 \text{ SUC/PROC}}{0,455 \text{ SUC/LT COMB}}$$
$$= 2.009,84 \text{ LT COMB/PROC.}$$

En donde:

C_r = Cantidad de combustible ahorrado por proceso.

Restando la cantidad que se ahorra en dinero del costo que representa el combustible en el cuadro D, elaboraremos el cuadro D' para el costo diario en sucres de materias primas y el costo diario y anual del proceso de esterilización de la melaza diluida en el proceso de fermentación.

CUADRO D'COSTO DIARIO EN SUCRES POR CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS

MATERIAL	SECCIONES		
	CASA DE FUERZA	FERMENTOS	LEVADURA
Diesel	3,97		
Aceite Rando F	199,92		
Aceite SAE 250	123,66		
Desino. 4T-72D	830,40		
SO ₄ H ₂	26,64	53,28	46,51
Urea		55,25	44,20
Levadura			700,00
Melaza		4.200,00	
Combustible	5.637,53		
TOTAL	6.822,12	4.308,53	790,82

CUADRO F'

COSTOS DE PRODUCCION TOTALES EN SUCRES PARA ESTERILIZACION DE MELAZA DILUIDA

	DIARIO	ANUAL
Costos de personal	3.484,80	1'219.680
Costos de materias primas	11.921,47	4'172.514,50
Costos de mantenimiento	6.717,13	2'350.995,50
TOTAL	22.123,40	7'743.190,00

Con los resultados del cuadro r', tenemos ahora que el costo de producción de un litro de fermento, utilizando el nuevo sistema para la esterilización de la melaza diluida, es el siguiente:

$$\begin{aligned}
 C_2 &= \frac{\text{COSTO TOTAL DIARIO}}{\text{PRODUCCION DE FERMENTO}} && \text{Ec. 2-5} \\
 &= \frac{22.123,40 \text{ SUC/DIA X PROC.}}{180.000 \text{ LT DE FERMENTO}} \\
 &= 0,123 \text{ SUC/LT DE FERMENTO}
 \end{aligned}$$

Que nos esta representando el 4,2 % de disminución en el costo de producción de un litro de fermento esterilizado y constituye un ahorro de unos 600 sucres aproximadamente por proceso de fermentación.

CAPITULO III

INGENIERIA DEL DISEÑO

a) DESCRIPCION DEL PROCESO

La esterilización es uno de los más importantes pasos del proceso de fermentación, y como tal, forma parte de un conjunto también de importancia en el proceso integral de producción de alcohol.

En lo que a nuestro proyecto se refiere, este proceso trata de elevar la temperatura de una mezcla diluida de melaza, considerada inicialmente a la temperatura ambiente, por medio de un intercambiador de calor.

Para mejor comprensión del presente cometido haremos referencia al diagrama de flujo (figura N° 10), en que esta la ubicación de las diferentes maquinarias encargadas de ejecutar los sucesivos pasos en el proceso integral de fermentación.

Si hacemos referencia al diagrama de flujo, tenemos que desde un depósito D-1, que contiene melaza en la cantidad de 50.000 litros, extraemos la misma por medio de una bomba donkey. (B_p).

A esta melaza descargada por la bomba se le agrega agua con el propósito de diluirla, la misma que es suministrada por el depósito A y por la bomba B_1 .

El caudal de la melaza diluida se la logra manualmente con la bomba donkey.

Esta concentración será aproximadamente de 20 a 30 grados brix y la cantidad de melaza diluida con agua que se obtiene por la acción simultánea de las dos bombas es promediamente 30.000 litros por hora.

La mezcla una vez diluida pasa por un filtro vertical que elimina las impurezas que puede contener la misma como ser tierra, pedazos de bagazo, etc.

Esta mezcla llega al intercambiador de calor diseñado

do en el presente proyecto, el cual le eleva su temperatura.

Como aclaración debemos indicar que los 30.000 litros por hora mencionados arriba, constituyen el caudal promedio máximo, cantidad que puede variar de acuerdo a las necesidades de preparación de fermentos. Lógico es suponer que para cifras inferiores a la mencionada, el intercambiador de calor puede lograr mayores aumentos de temperatura.

Entendremos que considerar ahora el elemento que proporcionará el aumento adecuado de temperatura. Este elemento se lo denomina vinaza y constituye un residuo del procesamiento de alcohol que posee un calor sensible tal que será aprovechado en nuestro diseño. Además las variaciones de la vinaza en cuanto a cantidad, tiempo de recopilación y temperatura nos crean la necesidad de partir desde un flujo determinado que será el que se use en el diseño de intercambiador de calor. Este flujo de vinaza se lo determina en el balance de calor que se efectúa entre los dos fluidos y que se encuentra tabulado en el capítulo pertinente. El flujo de vinaza es de aproximadamente de 16.000 litros por hora, el mismo que nos dará el aumento requerido de temperatura a la melaza diluida.

Este flujo proviene del tanque M con capacidad de cien mil litros el mismo que se llamará de ahora en adelante "Volumen de inicio".

La recopilación de este volumen de inicio depende de dos situaciones fundamentales que influyen directamente en la continuidad del proceso.

1.- Que exista una cantidad de fermento mayor que 192.000 litros necesarios para comenzar a destilar. --

2.- Que no exista ninguna cantidad de fermentos.

En el primer caso existe un margen suficiente de tiempo para recoger la vinaza, de modo que si pasan de 10 a 12 -

horas, habrá el volumen necesario de residuo para estar listo a esterilizar la melaza diluida. Sino existe este residuo en la cantidad suficiente, quedará la alternativa de usar vapor hasta recopilar el residuo necesario para comenzar la esterilización.

En el segundo caso tendremos que utilizar vapor durante todo el proceso hasta obtener la cantidad suficiente de fermentos para poder destilar y obtener en consecuencia la vinaza necesaria para ser usada en el proceso de esterilización. Ya que este segundo caso no se presenta sino raras veces, nos remitiremos exclusivamente al primero.

Vamos a establecer ahora las condiciones que se necesitan para poder hacer uso de nuestro nuevo sistema basado en el índice de producción actual y dejando un margen suficiente para incrementos futuros de producción.

Para obtener 16.000 litros de vinaza por hora se necesitan almacenar 96.000 litros de la misma para dar lugar a las 6 horas de trabajo promediales que dura el proceso de esterilización.

Como la torre de agotamiento tiene un vaciado de producción de vinaza de 8.166 litros por hora promedio, entonces para dar inicio al primer proceso de esterilización se necesitará:

$$8.166 \text{ LT/HR} \times X \text{ HR.} = 96.000 \text{ LT}$$

$$X = 11,75 \text{ HR.}$$

O sea que el tiempo aconsejable sería de 12 horas, una vez que la fábrica se halla puesto en marcha.

Si consideramos que se esteriliza una vez cada 24 horas la melaza diluida, tenemos que se alcanza nuevamente el volumen de inicio después de seis horas, pues, mientras se esta esterilizando, el depósito de vinaza se continua llenan

do en la cantidad de (16.000 - 8.166) LT/HR x 6 HR más la cantidad suficiente para volver a almacenar los 96.000 litros.

Estableciendo la expresión que determina este tiempo de reinicio del proceso, tenemos que:

$$(16.000 - 8.166) \text{ LT/HR} \times 6 \text{ HR} + \text{Ec. 3-1} \\ + 8.166 \text{ LT/HR} \times X = 96.000 \text{ LT}$$

$$X = 6 \text{ HR.}$$

Como normalmente se prepara fermentos cada 24 horas, tendríamos que habrán transcurrido 18 horas hasta empezar nuevamente el proceso de esterilización, teniéndose un margen de 18 horas para llenarse el depósito de vinaza, de las cuales sólo utilizaremos 6 como quedó establecido en la expresión anterior y las restantes doce horas se desecha la vinaza que podría ser utilizada en cualquier otro proceso de aprovechamiento de su calor sensible.

Para los casos de paradas repentinas, el uso del vapor se hace indispensable por las pérdidas de calor que sufriría la vinaza por lo cual tendría que desecharse.

→ Cuando la melaza diluida penetra en el intercambiador de calor se realiza la esterilización, cuyo objeto es eliminar todos los micro-organismos que se encuentran en la misma y que son dañinos y diferentes a los que causan la fermentación alcohólica y que al no eliminarlos provocarían la formación de compuestos diferentes al alcohol etílico de 95 grados Gay-Lusacc que se trata de conseguir en la industria.

Al salir la mezcla esterilizada del intercambiador de calor, penetra a un depósito cuya capacidad es de 10.000 litros y que posee aislamiento de asbesto, cuya finalidad principal es la preservar de pérdidas de calor la melaza di

luida, de manera que la acción de esterilización se prolongue y alcance un punto óptimo.

Una vez lleno este depósito, por efecto de la presión se trasvasa a un segundo depósito de igual capacidad que el anterior y de esta forma se prolonga la acción de esterilización unos instantes más.

*Para a
se tra*

La mezcla de melaza y agua así diluida y posteriormente esterilizada, circula por unos intercambiadores de calor primarios del tipo de dos pasos por la carcasa y cuatro pasos por los tubos, los cuales actúan como enfriadores en los que se le proporciona una reducción de su temperatura de aproximadamente 18 grados centígrados.

De los enfriadores primarios se envía la melaza diluida a los fermenteros y una parte de ella se envía a la sección Levadura para su preparación y cultivo.

Al penetrar la melaza diluida a los fermenteros relativamente enfriada hasta una temperatura de 28 grados centígrados, se entrefera con la levadura preparada en la sección correspondiente.

Esta entrada se realiza simultáneamente y la homogenización de la mezcla se realiza en primera instancia por medio de una bomba de agitación que se pone en marcha para el efecto.

La levadura se dosifica en la cantidad de ocho a diez mil litros y constituye el nutriente para facilitar la formación de células de levadura.

Por otro lado, en la preparación del fermento, se agrega ácido sulfúrico en una determinada cantidad de acuerdo al volumen que se va a preparar, para lograr un PH de 4,0 a 5,0.

Este ácido sulfúrico se agrega mientras se mantiene en agitación la melaza diluida y esterilada, realizándose

simultaneamente el enfriamiento de la misma.

Otra de las finalidades de agregar el ácido sulfúrico es el de eliminar las células y micro-organismos diferentes a las células de levadura que producen alcohol, y cuya presencia, sino se la elimina, dificulta el proceso normal de la fermentación dando lugar a formación de impurezas dañinas al proceso.

Transcurridas algunas horas se comienza a notar la formación de espumas sobre la superficie del líquido que se está fermentando y que son provocadas por la descomposición de la azúcar que va acompañada con desprendimiento de gas carbónico.

Después de unas 18 horas de haberse comenzado el proceso de fermentación se observa que la temperatura comienza a elevarse arriba de los 32 grados centígrados, la cual es necesario mantenerla.

Para lograr este propósito agitamos y recirculamos el fermento por un grupo de dos enfriadores e impulsado el fermento por medio de una bomba de agitación.

Esta parte del proceso es notoria, pues se evidencia gran desprendimiento de gas carbónico y se opera en el fermento una disminución de su densidad debido a que el azúcar se desdobra en alcohol y gas carbónico.

A este punto del proceso se lo denomina primera fase o fase primaria y tiene una duración de 20 a 30 horas.

Durante todo el transcurso de esta fase se lleva un riguroso control de la temperatura y de la densidad dada la importancia que tiene la misma.

Cuando el desprendimiento de gas carbónico comienza a decaer, lo que se suscita al cabo de 50 a 55 horas, en -- que se observa que la densidad ha llegado al mínimo de 6 a 7 grados brix, es entonces cuando se ha efectuado la fase --

complementaria y la fermentación toca a su final.

Durante esta última fase también se lleva un control estricto del descenso de la densidad en grados brix y se cuida constantemente que la temperatura no sea mayor de 32 grados centígrados.

Este fermento ya preparado, es bombeado a un depósito de almacenamiento en la sección Destilación, desde donde se da inicio al proceso de obtención del alcohol.

Debido a que nuestro intercambiador a calcularse, se halla involucrado con el proceso de fermentación, me he permitido describir someramente cuales son los pasos que se suscitan en el proceso de la elaboración del fermento, no siendo esto más que para complementar la comprensión del mismo y dar mayor objetividad del paso de importancia que tiene el esterilizador en el recorrido normal para la formación del mismo en el proceso integral de la destilación que se efectúa posteriormente.

b) ANALISIS DE ALTERNATIVAS

Las alternativas tendientes a producir el efecto de esterilización de la melaza diluida utilizando el intercambiador de calor diseñado y equipos de la planta son los siguientes:

- 1.- Circulación de la vinaza por el interior de los tubos del intercambiador de calor y la melaza diluida por el exterior.
- 2.- Circulación de la vinaza por el exterior de los tubos del intercambiador de calor y la melaza diluida por el interior.
- 3.- Aprovechamiento del calor sensible de los condensados de los varios sistemas de la fábrica.
- 4.- Utilización de los grupos de enfriadores de la -sección rermentos.
- 5.- Utilización de vapor en el intercambiador.

De este grupo de alternativas descartaremos la número dos por cuanto resultó demasiado onerosa en comparación con la alternativa número uno, pues requiere de un intercambiador de calor de mayor número de tubos y de carcasa especial para contrarrestar los efectos corrosivos de la vinaza.

Con la alternativa número tres se llegó a constatar que la cantidad de condensados es insuficiente en la fábrica, por lo que no se alcanzaría el aumento de temperatura deseado, aún cuando este criterio no sería definitivo porq' se podría solucionar este problema complementando el condensado con un número determinado de libras de vapor, que actuarían de manera simultánea para alcanzar la temperatura deseada.

Si se usara la alternativa número cuatro, tendríamos que hacer consideraciones especiales en lo que se refiere a la forma en que actualmente se opera, pues como estos enfria

dores son también usados para dar enfriamiento al fermento que se prepara, no se llega a lograr una concatenación adecuada para dar la debida continuidad al proceso.

La última alternativa es practicamente una complementación de la primera, pues se hace uso del vapor para iniciar el proceso de esterilización cuando se pone en marcha la planta y sirve, principalmente como un sistema de emergencia en las paradas repentinas que puede tener la fábrica, pues en ese momento no tenemos producción de vinaza, que como se ha explicado es el fluido que se usa para lograr el aumento adecuado de temperatura a la melaza diluida con el fin de esterilizar a la misma.

Con esta última consecuencia se hace necesario determinar el número de libras de vapor necesarias que nos producirían el aumento de temperatura deseado, para lo cual tomaremos vapor de una línea de 30 PSI ubicada en la sección Destilación.

Las entalpias del vapor saturado a 30 PSI son:

$$h_g = 1.164,10 \text{ BTU/LB.}$$

$$h_f = 218,80 \text{ BTU/LB.}$$

Con estos valores y estableciendo que el calor cedido por el vapor es igual al extraido por la melaza diluida, tenemos que:

$$M \times (h_g - h_f) = m_o \times \rho_o \times c_{po} \times (T_{fs} - T_{fe}) \quad \text{Ec. 3-2}$$

En que:

M = \dot{m} Flujo de vapor

h_g = Entalpia del vapor saturado

h_f = Entalpia del liquido saturado

m_o = Caudal de melaza diluida

c_{po} = Calor especifico de la melaza diluida

ρ_o = Densidad de la melaza diluida

T_{fs} = Temperatura fria de salida

T_{fe} = Temperatura fria de entrada

Reemplazando valores y despejando el valor de M , nos queda:

$$M = \frac{30.000 \times 0,9544 \times (55 - 30) \times 1,1046}{(1.164,10 - 218,80) \times 0,252}$$
$$= 3.315 \text{ LB/HR.}$$

c) CARACTERISTICAS DEL FLUIDO ESTERILIZANTE

La vinaza (Stillage) es un producto de desecho que se obtiene del proceso de extracción de la riqueza alcoholica que se le efectua a la melaza, que constituye la materia prima de trabajo para la obtención del alcohol potable e industrial de 95 grados Gay-Lusacc.

Este residuo, para el trabajo que se le pretende dar en el presente proyecto, puede ser obtenido siempre como desecho de un proceso de elaboración de alcohol a partir de cualquier materia prima fermentable como ser miel, melaza, aguardiente, etc. puesto que es solamente la gran cantidad de calor sensible el que se va a aprovechar.

Actualmente este residuo se lo elimina por medio de los conductos de desague a la ría Guayas, sin aprovechamiento alguno de sus propiedades.

También este residuo del procesamiento de alcohol -- tiene dos usos principales que son ampliamente conocidos -- hasta los actuales momentos, pero que se han tornado anti-económicos desde el punto de vista de la maquinaria que se requiere para darle paso a su procesamiento.

Estos dos usos principales son los siguientes:

- 1.- Alimentos balanceados, y
- 2.- Ingredientes fertilizantes.

En el primer caso, se evapora la vinaza con los equipos pertinentes hasta dejarlo a una concentración de 45% a 50% de sólidos.

En este estado fué usado en grandes cantidades años atrás, luego de lo cual se esparce sobre el terreno para alimento del ganado.

Debido al alto porcentaje de minerales que provocaban un efecto laxante, se sometia a un procedimiento especial, para reducir ese nivel y tornarlo ingerible.

En el segundo caso, como ingrediente fertilizante, fue usado también ampliamente, puesto que el análisis de -- una muestra típica de vinaza evidencia que la misma contiene una cantidad apreciable de sales de potasio, compuestos nitrogenados y fosfatos. Para este caso se procede inversamente al anterior, es decir diluimos el residuo y lo aplicamos directamente al suelo beneficiándose de esta forma.

Sin embargo, el ínfimo valor de la vinaza como líquido químicamente aprovechable y los altos costos de transportación del mismo a los lugares que se la necesita, impiden cualquier uso directo en gran escala de este residuo como líquido fertilizante.

Posteriormente Díaz D' Arce logró concentrar, por un procedimiento que reducía el porcentaje de oxígeno que demanda la vinaza, el potasio que contenía la misma, pero que con la fabricación doméstica que alcanzó la industria en este sentido, hizo decaer el precio en el mercado, llegando el proceso a ser obsoleto, puesto que el costo de producción no justificaba el costo que se tenía para evaporar este residuo.

La vinaza se la obtiene por la parte inferior de la torre de agotamiento o columna N° 1, situada en la sección Destilación y con una temperatura promedio de 99 grados centígrados, que la dota de una gran cantidad de calor sensible que puede ser utilizado en cualquier proceso de calentamiento dentro de la industria con miras a reducir el costo de producción.

La cantidad promedio es de 190.000 a 194.000 litros por día y es el resultado de utilizar un promedio de ciento noventa y dos mil litros de mosto para destilar el alcohol y de 7.000 a 8.000 libras de vapor por hora que se usan para extraer la riqueza alcohólica que contiene el mencionado mosto. Proceso que se realiza en la torre de agotamiento

y da un saldo promedio de 12.000 a 15.000 litros del alcohol por día de producción.

La vinaza tiene una coloración café oscura y es un líquido bastante turbio que contiene de un 8% a 10% de sólidos en suspensión.

Su punto de ebullición varia con el contenido de alcohol etílico que contiene y oscila entre 99 a 99,8 grados centígrados, a la temperatura de descarga, 98 a 99 grados centígrados, su olor es agradable en primera instancia, tornándose molesto después de algunos minutos de estarlo percibiendo.

Su sabor es agrio al paladar y no es ingerible.

La vinaza sometida a un análisis dentro de la industria nos muestra, según su punto de ebullición, el porcentaje de alcohol que se produce, que se desperdicia y se lo elimina conjuntamente con la vinaza a la ría.

La variabilidad de las diversas condiciones termodinámicas de la vinaza no se han podido constatar con la presión deseada en el presente proyecto, habiéndose concretado a determinar valores puntuales aproximados en un rango de diez grados centígrados y dentro del rango de interés para nuestro estudio, y para las otras temperaturas se ha dado valores interpolando.

Debido a esta dificultad se ha considerado promedios los valores tomados y hemos asumido que permanecen constantes con las variaciones de presión. Para las determinaciones principales de transferencia de calor se necesitan, solamente, temperaturas de masas o temperaturas promedias y es, con estos valores, que fundamentalmente nos referiremos en el presente proyecto.

Para nuestra información presentaremos en el capítulo final las tablas de variación de las propiedades de la misma con la temperatura en el rango de interés, datos que

serán importantes en el cálculo del intercambiador de calor.

No esta demás expresar que esta vinaza podría ser utilizada, dada su condición de fluido caliente, en múltiples - procesos de calentamiento de los que se suscitan en la mayoría de las industrias.

Pasaremos ahora el análisis de los componentes del - sistema.

CAPITULO · IV

INGENIERIA DEL PROYECTO

CALCULO Y DISEÑO DE LOS ELEMENTOS COMPONENTES DEL
SISTEMA

En el presente capítulo analizaremos todos los componentes que intervendrán en el proceso de esterilización, motivo del presente proyecto, y que enumeraremos a continuación.

- 4-1.- Cálculo del intercambiador de calor.
- 4-2.- Cálculo del depósito de almacenamiento de vinaza.
- 4-3.- Cálculo del aislamiento a las tuberías de vinaza.
- 4-4.- Cálculo del aislamiento del depósito de vinaza.
- 4-5.- Cálculo de las armaduras de la base del depósito de vinaza.
- 4-6.- Cálculo de las bombas del sistema.

Como siguiente paso estudiaremos cada uno de los elementos componentes del proceso, dando en primer término para cada uno de ellos las asunciones hechas y luego analizando en detalle sus respectivas características.

4-1.- CALCULO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Entre los factores estructurales y de costos que se han tomado en cuenta para la selección del intercambiador de calor están consideradas las deformaciones térmicas que experimenta, espesores de la carcasa, tipos de pantalla deflectoras de flujos, influencia del diametro, número de tubos y fundamentalmente el material empleado para la construcción del mismo.

Antes de entrar a una descripción detallada de las características del intercambiador de calor expondremos las razones que nos llevaron a elegir ciertos componentes del mismo.

Para la elección de las pantallas deflectoras de flujos consideramos que de los tres tipos que existen: pantalla perforada, pantalla de disco y pestaña y pantalla en segmentos, eligiéremos la de pantalla en segmentos porque se adapta mejor a las condiciones de un flujo externo para un fluido un poco más denso que el agua.

El claro entre la pantalla y la superficie interior de la carcasa estará entre 0,80 y 1,20 milímetros que es lo recomendable para estar lo suficientemente ajustados a la carcasa interior e impedir fugas apreciables.

Asimismo la separación entre las pantallas, que será objeto de cálculo posterior, serán lo mínima posibles para producir cambios frecuentes en la velocidad del fluido, aún cuando esto provocará la disminución del coeficiente filmico, pues el fluido no mojará toda la superficie de los tubos, lo que provocará una ligera disminución de la transferencia de calor. (6)

El mínimo claro entre los tubos y el borde de los agujeros en las pantallas de segmento será de aproximadamen-

te un tres por ciento, es decir, uno por ciento por el diámetro de los tubos más el dos por ciento por la tolerancia en los diámetros de los tubos.

Aún cuando la recomendación general es que los agujeros en las pantallas sean taladrados de cuatro a ocho décimas de milímetro más grandes que el diámetro exterior de los tubos del intercambiador de calor.

Para contrarrestar la erosión mecánica de las pantallas el espesor de las mismas será de 4,80 a 6,40 milímetros aún cuando el criterio de diseño recomienda que el espesor de las pantallas sea igual a dos veces el espesor del tubo del intercambiador de calor.

Por otro lado, como el fluido que circulará por el interior de los tubos necesariamente forma suciedad, el intercambiador de calor será fácilmente desmontable para permitir la limpieza inmediata de los mismos, aún cuando por otra circunstancia, por razones de proceso, existe un margen de tiempo considerable para realizarle cualquier limpieza entre funcionamiento y funcionamiento del intercambiador de calor.

La luz entre los tubos será igual a un medio del diámetro exterior de los mismos y en ningún caso inferior a esta última especificación ni menor a 6,35 milímetros.

Como las condiciones de espacio así lo permiten se obstará por la posición horizontal a la vertical para el intercambiador de calor, puesto que esto no involucra incremento alguno del costo, ni altera las condiciones de rendimiento del mismo.

También para facilidad de limpieza se hará circular el fluido caliente por el interior de los tubos del intercambiador de calor con la consideración de que provocará menores incrustaciones que la melaza diluida y a su vez evitamos que debido a su coeficiente relativamente alto de corrosión

sión, se tenga que adquirir un intercambiador de material especial para su carcasa, pantallas y demás accesorios interiores.

Otra de las condiciones que rige el criterio de hacer circular el fluido caliente por el interior de los tubos del intercambiador de calor, es que la melaza diluida es más viscosa que la vinaza, circunstancia, que por otra parte, encarecería los costos de consumo de energía a necesitarse para bombeo de este fluido por el interior de los tubos. (a)

A más de las consideraciones estructurales del intercambiador de calor se ha observado detenidamente en el presente proyecto la facilidad de obtener el repuesto en el medio en que se trabaja. En el comercio, fácilmente se pueden adquirir tubos para intercambiadores de longitudes de 2,20 a 6,70 metros, aunque las dimensiones normalizadas son de 2,44 metros, 3,66 metros, etc.

Asimismo se hallan tubos con las dimensiones normalizadas de los diámetros en medidas de $5/8"$, $1/2"$, $1"$, $1 1/4"$, $1 1/2"$, de los cuales se escogerá para el cálculo tubos de $1/2"$ con el fin de optimizar el intercambiador de calor.

La elección del diámetro obedece al estudio hecho sobre el comportamiento de la vinaza en el medio práctico. Respecto a esta elección podemos decir que hemos potencialmente estimado las pérdidas de presión, formación de incrustaciones, etc, con la suposición de que el fluido irá a una velocidad moderada.

Además como se observará en el cálculo los cambios de temperatura a lograrse en el intercambiador de calor, tanto de parte del fluido caliente como de parte del fluido frío, no son considerables y pese a este detalle el intercambiador a seleccionarse tendrá un cabezal flotante que permitirá las expansiones longitudinales de sus haces de tu

bos, lo que significa que las dilataciones térmicas de la carcasa y las dilataciones térmicas de los tubos serán independientes una de otra.

En lo que se refiere a la disposición de los tubos en el intercambiador de calor, hemos elegido la llamada "Disposición en línea con malla cuadrada", pues esta nos permite más facilidad de limpieza que con la disposición en malla triangular. En lo que se refiere a las consideraciones hechas exclusivamente desde el punto de vista de la transferencia de calor, destacaremos tres asumpciones principales tomadas en el presente proyecto.

- 1.- No se ha considerado las variaciones de las propiedades físicas ni termodinámicas con la temperatura, debido a que los cambios son bajos.
- 2.- Las pérdidas de calor en sentido longitudinal se han considerado despreciables, dado el poco aumento de temperatura que existe en el intercambiador.
- 3.- Las variaciones de temperatura de los fluidos del proceso a la entrada del intercambiador se han tomado como despreciables.

El cálculo estará basado en un intercambiador de calor de un solo paso.

En conclusión precautelando esa serie de propiedades y comportamiento singular, no evidenciado en ningún texto puesto que es resultado unicamente de la experiencia con el fluido a usarse, hemos tratado de proporcionar en detalle ciertas características " a priori ", que tendrá el intercambiador ciñendose estrictamente a las reglamentaciones que dicta la A.S.M.E. para el diseño de esta clase de equi-

pos. (1)*

El cálculo en detalle del intercambiador de calor se
rá dado seguidamente.

* Referencia en paréntesis colocada en la línea del texto
se refiere a la bibliografía.

DATOS GENERALES

INTERCAMBIADOR: VINAZA - MELAZA DILUIDA

TUBOS

DISPOSICION: En linea con malla cuadrada.

DIAMETRO EXTERIOR: (d_o) 19,05 M.M.DIAMETRO INTERIOR: (d_i) 16,52 M.M.

ESPECIFICACION: BWG - 18

AREA SECCIONAL: (S_1) $2,1524 \times 10^{-4}$ MT²AREA SUPERFICIAL POR METRO: (A_1) $5,199 \times 10^{-2}$ MT/MTESPACIAMIENTO LONGITUDINAL: (E_L) 1,5 \times 6,35 M.M.VINAZA: FLUIDO CALIENTE, CIRCULACION INTERIORDENSIDAD: (ρ_1) 1.032,80 KG/MT³CALOR ESPECIFICO: (cp_1) 1,0138 KCAL/KG-°CVISCOSIDAD: (μ_1) 2,121 KG/HR-MTCONDUCTIVIDAD TERMICA: (K_1) 0,42425 KCAL/HR-MT-°CTEMPERATURA CALIENTE DE ENTRADA: (T_{oe}) 99 °CTEMPERATURA CALIENTE DE SALIDA: (T_{os}) 50 °CFLUJO INTERIOR: (m_1) 16,0 MT³/HRMELAZA DILUIDA: FLUIDO FRIO, CIRCULACION EXTERIORDENSIDAD: (ρ_o) 1.104,66 KG/MT³CALOR ESPECIFICO: (cp_o) 0,9544 KCAL/KG-°CVISCOSIDAD: (μ_o) 5,730 KG/HR-MTCONDUCTIVIDAD TERMICA: (K_o) 0,541 KCAL/HR-MT-°CTEMPERATURA FRIA DE ENTRADA: (T_{fe}) 30 °CTEMPERATURA FRIA DE SALIDA: (T_{fs}) 55 °CFLUJO EXTERIOR: (m_o) 30,0 MT³/HR

Basicamente existirán algunos intercambiadores de calor que pueden cumplir con el aumento de temperatura requerido, pero en este proyecto obstaremos por diseñar un equipo óptimo que constituya el resultado de considerar conjuntamente factores de carácter económico y de proceso.

4.1-1.- Cálculo del Flujo Másico Interior Óptimo

Necesitamos previamente determinar algunos parámetros dimensionales que intervienen en la expresión que usaremos para el cálculo de este flujo.

Estos parámetros son los siguientes:

$$\phi_1 = \frac{(T_{ce} - T_{cs})}{\Delta t_1} \left(\frac{C_p \times 10^{2/3}}{K} \right)_1 \quad \text{Ec. 4-1}$$

En donde:

ϕ_1 = Parámetro adimensional. (1)

Δt_1 = Valor medio de la caída de temperatura a través de la película interior del fluido. $(T_{ce} - T_{fs})/2$.

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} \phi_1 &= \frac{99 - 50}{\frac{99 - 55}{2}} \left(\frac{1,0138 \times 2,121}{0,424} \right)^{2/3} \\ &= 6,56 \end{aligned}$$

$$B_1 = 1 + \frac{K_p \times N_d \times a_3/a_1}{\phi_1 \times F_s} \quad \text{Ec. 4-2}$$

En donde:

B_1 = Parámetro adimensional. (1)

K_p = Factor de pérdidas = $K_c + (1 + S_1/S_H) + 0,45 = 0,55$

a_3 = Constante adimensional determinada empíricamente = 0,053

N_d = Número de pasos de diseño.

a_1 = Constante adimensional para tubos lisos = 0,046

F_s = Factor de seguridad = 1,5 para líquidos viscosos.

Reemplazamos valores a continuación y tenemos:

$$B_1 = 1,0 + \frac{0,55 \times 1,0 \times 0,023}{6,56 \times 1,5}$$

$$= 1,028$$

$$k_1 = \frac{a_1 \times B_1}{2 \times g_0 \times \beta_1^2 \left(\frac{d}{H}\right)_1^{0,2}}$$

Eq. 4-3

En donde:

k_1 = Parámetro a dimensional. (1)

g_0 = Constante gravitacional = $1,27 \times 10^8$ MT/HR²

A continuación reemplazamos valores y calculamos:

$$k_1 = \frac{0,046 \times 1,028}{2 \times 1,27 \times 10^8 \times (1,032,8)^2 \left(\frac{1,652 \times 10^{-2}}{2,121}\right)^{0,2}}$$

$$= 4,66 \times 10^{-16}$$

Ya que el cálculo del intercambiador de calor es de tipo iterativo por tratarse de un óptimo, necesitaremos tan tear con diferentes valores de sus variables hasta optimi zarlo.

En el presente trabajo, estos cálculos intermedios son emitidos, pues consisten en la repetición sistemática del formato de cálculo del intercambiador hasta hallar el valor adecuado, en consecuencia utilizaremos una de sus va riables (el area de transferencia) que nos resultó la defi nitiva para el cálculo que nos proponemos hacer. Esta area tiene el valor de 27 MT².

Basados en este valor y usando la Fig. 11 encontraremos el precio en dolares por unidad de superficie que nos servirá para determinar otro de los parámetros que usaremos para calcular el flujo másico interior óptimo.

El precio hallado según la figura es de 86 DLR/MT².

A continuación calcularemos otro de los parámetros - que utilizaremos en la determinación del flujo interior óptimo.

$$C_{ai} = \frac{F_A}{\theta} \times C_a$$

Ec. 4-4

En donde:

- C_{ai} = Cargas fijas horarias cargadas a un equipo. (1)
 F_A = Fracción del precio del equipo que se carga por año.
 C_a = Precio de instalación del intercambiador por metro cuadrado de superficie de transferencia.
 θ = Horas de funcionamiento por año.

Reemplazando valores tenemos:

$$C_{ai} = \frac{0,2}{5.400} \times 86$$

$$= 3,184 \times 10^{-3} \text{ DLR/HR-MT}^2$$

Con los anteriores parámetros obtenidos procederemos finalmente a calcular el flujo interior óptimo utilizando - la siguiente expresión:

$$G_{io} = \left(\frac{C_{ai}}{C_{ei} \times k_1} \right)^{0,357}$$

$$2,5 + 2,76 (\Delta t_o / \Delta t_1)$$

Ec. 4-5

En donde:

- G_{io} = Flujo másico interior óptimo. (1)
 C_{ei} = Precio de la energía mecánica suministrada al fluido interior.
 t_o = Valor medio de la caída de temperatura a través de - la película exterior del fluido. = $(T_{os} - T_{fe})/2$.

Reemplazando valores en la expresión anterior nos queda:

$$G_{10} = \left(\frac{3,184 \times 10^{-3}}{1,22 \times 10^{-7} \times 4,66 \times 10^{-16}} \right)^{0,357}$$

$$= 9,68 \times 10^6 \text{ KG/HR-MT}^2$$

A continuación calcularemos el flujo másico exterior óptimo, para lo cual seguiremos la misma secuencia de procedimiento como para el caso anterior.

4.1-2.- Cálculo del Flujo Másico Exterior Óptimo

Para calcular este valor necesitaremos, como en el caso anterior, justificar la presencia de algunos parámetros que intervienen en la determinación del mismo.

Estos parámetros son los siguientes:

$$a_o = 0,044 + \frac{0,08 \times E_L}{(E_T - 1)^n} \quad 1,5 \angle E_T \angle 4,0 \quad \text{Ec. 4-6}$$

En donde:

- a_o = Parámetro a dimensional. (1)
- E_T = Espaciamiento transversal a la dirección del flujo.
- n = Exponente = $0,43 + 1,13/E_L$

Como la disposición que se ha tomado para los tubos en el intercambiador de calor es la de tubos con malla cuadrada, tenemos que se cumple:

$$E_T = E_L = \frac{1,5 \times d_o}{d_o} = 1,5$$

Luego el exponente es igual a:

$$n = 0,43 + 1,13/1,5$$

$$= 1,184$$

Finalmente el valor del parámetro es:

$$a_o = 0,044 + \frac{0,08 \times 1,5}{(1,5 - 1)^{1,184}}$$

$$= 0,31$$

$$k_o = \frac{2 \times B_o \times a_o \times Y_o/d_i}{g_o \times \rho_o^2 \times (d/4)_o^{0,15}}$$

Ec. 4-7

En donde:

k_o = Parámetro adimensional. (1)

B_o = Coeficiente de perdidas exterior = 1,0 para flujo a través de un haz de tubos sin pantalla.

Y_o = Luz entre las superficies exteriores de los tubos.
= $d_o/2$.

Reemplazando valores tenemos:

$$k_o = \frac{2 \times 1,0 \times 0,31 (1,905 \times 10^{-2}/2 \times 1,652 \times 10^{-2})}{3,14 \times 1,27 \times 10^8 (1.104,66)^2 (1,905 \times 10^{-2}/5,73)^{0,15}}$$

$$= 2,03 \times 10^{-15}$$

Con este valor pasaremos a calcular el flujo exterior óptimo con la siguiente expresión:

$$G_{oo} = \left(\frac{C_{ai}}{C_{eo} \times k_o} \right)^{0,351}$$

Ec. 4-8

En donde:

G_{oo} = Flujo másico exterior óptimo. (1)

C_{eo} = Costo de la energía mecánica suministrada al fluido exterior.

Reemplazando valores tenemos:

$$G_{oo} = \left(\frac{3,184 \times 10^{-3}}{1,22 \times 10^{-7} \times 2,03 \times 10^{-15}} \right)^{0,351}$$

$$= 1,232 \times 10^6 \text{ KG/HR-MT}^2$$

4.1-3.- Cálculo del Coeficiente Filmico Interior

Para calcular este valor usaremos una expresión que la utiliza un fluido sin cambio de fase y números de Reynolds comprendidos entre 10.000 y 120.000, números de Prandtl entre 0,7 y 120 y para relaciones de L/d mayores de 60.

Comprobaremos si el fluido presente cumple con estas condiciones, para lo cual pasaremos a determinar sus números de Reynolds y Prandtl respectivamente.

$$Re_1 = \left(\frac{d \times G}{\mu} \right)_1 \quad \text{Ec. 4-9}$$

En donde:

Re_1 = Número de Reynolds para el fluido interior.

Reemplazando valores tenemos:

$$Re_1 = \frac{1,652 \times 10^{-2} \times 9,68 \times 10^6}{2,121} = 7,54 \times 10^4$$

$$Pr_1 = \left(\frac{Cp \times \mu}{K} \right)_1 \quad \text{Ec. 4-10}$$

En donde:

Pr_1 = Número de Prandtl para el fluido interior.

Reemplazando valores tenemos:

$$Pr_1 = \frac{1,0138 \times 2,121}{0,424} = 5,065$$

Con los resultados anteriores se demuestra que el fluido si cumple con las condiciones establecidas.

La ecuación para el cálculo de este coeficiente es la siguiente:

$$h_i = \frac{Cp_1 \times a_3 \times G_{10}}{\left(\frac{Cp \times \mu}{K}\right)^{2/3} \times F_s \times \left(\frac{d \times G_{10}}{\mu}\right)^{0,2}} \quad \text{Ec. 4-11}$$

En donde:

h_i = Coeficiente filmico interior. (1)

Reemplazando valores tenemos:

$$h_i = \frac{1,0138 \times 0,023 \times 9,68 \times 10^6}{\left(\frac{1,0138 \times 2,121}{0,424}\right)^{2/3} \times 1,5 \times \left(\frac{1,905 \times 10^{-2} \times 9,68 \times 10^6}{2,121}\right)^{0,2}}$$

$$= 5,42 \times 10^3 \text{ KCAL/HR-MT}^2\text{-}^\circ\text{C.}$$

4.1-4.- Cálculo del Coeficiente Filmico Exterior

Usaremos una expresión que es válida para flujos normales a tubos sin pantalla y números de Reynolds comprendidos entre 2.000 y 40.000 respectivamente.

Como en el caso anterior comprobaremos si el fluido exterior cumple con esta condición, para lo cual calcularemos su número de Reynolds.

$$Re_o = \left(\frac{d \times G}{\mu}\right)_o \quad \text{Ec. 4-12}$$

En donde:

Re_o = Número de Reynolds para el fluido exterior.

Reemplazando valores tenemos:

$$Re_o = \frac{1,905 \times 10^{-2} \times 1,232 \times 10^6}{5,73} = 4,10 \times 10^3$$

Con este resultado queda demostrado que el fluido si satisface con las condiciones anteriores.

La ecuación para la determinación de este coeficiente exterior es la siguiente:

$$h_o = \frac{Cp_o \times a_4 \times G_{oo}}{\left(\frac{Cp \times 4}{K}\right)^{2/3} \times F_s \times \left(\frac{d \times G_{oo}}{4}\right)^{0,4}} \quad \text{Ec. 4-13}$$

En donde:

h_o = Coeficiente filmico exterior. (1)

a_4 = Constante determinada empiricamente = 0,26 para tubos en linea.

Reemplazando valores tenemos:

$$h_o = \frac{0,954 \times 0,26 \times 1,232 \times 10^6}{\left(\frac{0,954 \times 5,73}{0,541}\right)^{2/3} \times 1,5 \times \left(\frac{1,905 \times 10^{-2} \times 1,232 \times 10^6}{5,73}\right)^{0,4}}$$

$$= 1,57 \times 10^3 \text{ KCAL/HR-MT}^2\text{-}^\circ\text{C.}$$

4.1-5.- Cálculo del Coeficiente de Transferencia Total

Para determinar este valor usaremos una expresión que es válida para transferencia de calor a través de tubos lisos y desprovisto de incrustaciones, puesto que estas condiciones forman parte de las asumpciones hechas para el diseño de este equipo. La ecuación es la siguiente:

$$U_1 = \frac{1}{\frac{d_o}{d_1 \times h_1} + \frac{d_o \times \ln(d_o/d_1)}{2 \times K_w} + \frac{1}{h_o}} \quad \text{Ec. 4-14}$$

En donde:

U_1 = Coeficiente de transferencia total. (2)

K_w = Conductividad térmica de la pared del tubo.

Reemplazando valores tenemos:

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1,905}{1,652 \times 5,42 \times 10^{-3}} + \frac{1,905 \times 10^{-2} \ln\left(\frac{1,905}{1,652}\right)}{2 \times 95} + \frac{1}{1,57 \times 10^3}}$$

$$U_1 = 1,158 \times 10^3 \text{ KCAL/HR-MT}^2\text{-}^\circ\text{C}.$$

4.1-6.- Cálculo de la Diferencia Media Logarítmica

Se la determina mediante la siguiente expresión:

$$\Delta t_m = \frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} - T_{fe})}{\ln \frac{(T_{ce} - T_{fs})}{(T_{cs} - T_{fe})}} \quad \text{Ec. 4-15}$$

En donde:

$$\Delta t_m = \text{Diferencia media logarítmica. (2)}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} \Delta t_m &= \frac{(99 - 55) - (50 - 30)}{\ln \frac{(99 - 55)}{(50 - 30)}} \\ &= 32,42 \text{ }^\circ\text{C}. \end{aligned}$$

4.1-7.- Cálculo de la Capacidad Calorífica

Para determinar este valor usaremos la siguiente expresión:

$$Z_o = \frac{T_{ce} - T_{cs}}{T_{fs} - T_{fe}} \quad \text{Ec. 4-16}$$

En donde:

$$Z_o = \text{Capacidad calorífica del intercambiador. (2)}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} Z_o &= \frac{99 - 50}{55 - 30} \\ &= 1,99 = 2,0 \end{aligned}$$

4.1-8.- Cálculo de la Eficiencia

Determinaremos este valor mediante la siguiente expresión:

$$N_H = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{fs}} \quad \text{Ec. 4-17}$$

En donde:

N_H = Eficiencia del intercambiador. (2)

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} N_H &= \frac{55 - 30}{99 - 30} \\ &= 0,3624 \end{aligned}$$

4.1-9.- Cálculo de Magnitud $F_G L_H$

Basandonos en la consideración de transferencia de calor ideal se cumple que el calor que se transfiere es igual al que se receipta entre los fluidos, entonces podemos igualar las siguientes expresiones para determinar la magnitud buscada. (1)

$$\begin{aligned} U_1 (\pi \times d_1 \times L_H) F_G \times \Delta t_m &= \quad \text{Ec. 4-18a} \\ &= S_1 \times G_{10} \times CP_1 (T_{ce} - T_{cs}) \end{aligned}$$

En donde:

L_H = Longitud de cálculo de un tubo.

F_G = Factor de corrección adimensional.

Desarrollando esta expresión y despejando la magnitud que queremos determinar tenemos:

$$F_G L_H = \frac{S_1 \times G_{10} \times CP_1 \times (T_{ce} - T_{cs})}{(\pi d_1) \times U_1 \times \Delta t_m}$$

$$F_{G^LH} = \frac{(\pi d_i^2/4) \times G_{i0} \times Cp_i \times (T_{ce} - T_{cs})}{(\pi d_i) \times U_1 \times \Delta t_m}$$

$$= \frac{d_i \times G_{i0} \times Cp_i \times (T_{ce} - T_{cs})}{4 \times U_1 \times \Delta t_m} \quad \text{Ec. 4-18}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$F_{G^LH} = \frac{1,652 \times 10^{-2} \times 9,68 \times 10^6 \times 1,0138 \times (99 - 50)}{4 \times 1,162 \times 10^3}$$

$$= 60,9 \text{ MT.}$$

4.1-10.- Cálculo de la Longitud de un Tubo

Para determinar este valor necesitaremos en primera instancia hallar el factor de corrección adimensional F_G . Para conseguir este factor usaremos valores de la capacidad y eficiencia del intercambiador determinados anteriormente y usaremos la figura 12.

Interpolando en dicha figura los valores hallados - encontramos que F_G es igual a 0,725.

Se ha comprobado que en aquellos casos en que los valores terminales de las temperaturas son tales que, los correspondientes de Z y N_H no dan ninguna solución para F_G , o si dándola, F_G es inferior a 0,75, el intercambiador de calor que resulte de usar estos valores es demasiado caro, - por aumentar considerablemente la longitud de los tubos. En consecuencia se tiene que recurrir a otra disposición de tubos en lo referente a su número de pasos.

Utilizando los mismos valores de Z y N_H , interpolaremos ahora en la figura 13 donde se obtiene para F_G el valor de 0,94. Esta figura corresponde a intercambiadores de calor de dos pasos por la carcasa y 4, 8, 12, etc. pasos por los tubos.

Con este valor determinamos finalmente la longitud -

buscada mediante la siguiente expresión:

$$L_H = \frac{F_G L_H}{F_G} \quad \text{Ec. 4-19}$$

$$= \frac{60,9}{0,94}$$

$$= 64,8 \text{ MT.}$$

4.1-11.- Cálculo de la Longitud de un Tubo del Intercambiador de Calor

Según se determinó en el cálculo anterior, la longitud total de un tubo del intercambiador de calor es muy grande como para seleccionar un equipo de esas características. En consecuencia nos tenemos que ajustar a un criterio fijo, en lo que respecta al número de pasos, pues hemos usado para el cálculo anterior una figura que se aplica para intercambiadores de 4, 8, 12, etc. pasos por los tubos y 2 pasos por la carcasa.

Tomaremos para el presente caso un intercambiador de 12 pasos por los tubos, con lo que la longitud buscada estará dada por la siguiente expresión:

$$L_T = \frac{L_H}{N_P} \quad \text{Ec. 4-20}$$

En donde:

L_T = Longitud de un tubo por paso.

N_P = Número de pasos del intercambiador.

Reemplazando valores tenemos:

$$L_T = \frac{64,8}{12}$$

$$= 5,41 \text{ MT.}$$

4.1-12.- Cálculo del Número de Tubos por Paso

Para determinar este valor usaremos la siguiente expresión:

$$N_s = \frac{m_i \times \rho_i}{S_i \times G_{10}} \quad \text{Ec. 4-21}$$

En donde:

N_s = Número de tubos por paso.

Reemplazando valores nos queda:

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{16,0 \times 1.032,8}{2,15 \times 10^{-4} \times 9,68 \times 10^6} \\ &= 7,94 \text{ TUBOS/PASO} = 8,0 \text{ TUBOS/PASO} \end{aligned}$$

4.1-13.- Cálculo del Número Total de Tubos

Usaremos la siguiente relación:

$$N_T = N_s \times N_p \quad \text{Ec. 4-22}$$

En donde:

N_T = Número total de tubos.

Reemplazamos valores y nos queda:

$$\begin{aligned} N_T &= 8,0 \times 12,0 \\ &= 96 \text{ TUBOS.} \end{aligned}$$

4.1-14.- Cálculo de la Caída de Presión en el Interior de los Tubos

Para el cálculo de la caída de presión haremos uso - del número de Reynolds determinado anteriormente al fluido que circula por el interior de los tubos con el fin de hallar el factor de fricción. Con este número de Reynolds y - la figura 16 obtenemos que el factor de fricción es 0,0048.

Usaremos la siguiente expresión para hallar la caída de presión:

$$\Delta P_i = \frac{2 \times f_i \times B_i \times L_H \times G_{10}^2}{g_o \times d_i \times \rho_i} \quad \text{Ec. 4-23}$$

En donde:

ΔP_i = Caída de presión interior. (l)

f_i = Factor de fricción interior.

Reemplazando valores nos queda:

$$\begin{aligned} \Delta P_i &= \frac{2 \times 0,0048 \times 1,028 \times 64,8 \times (9,68 \times 10^6)^2}{1,27 \times 10^8 \times 1,032,8 \times 1,652 \times 10^{-2}} \\ &= 2,772 \times 10^1 \text{ KG}_f/\text{MT}^2 \end{aligned}$$

4.1-15.- Cálculo de la Caída de Presión en el Exterior de los Tubos

Para determinar esta caída de presión necesitaremos primeramente encontrar el factor de fricción para el exterior de los tubos.

Para determinar este factor utilizaremos la siguiente expresión:

$$f_o = \frac{a_o}{\left(\frac{d \times G}{\mu}\right)^{0,15}} \quad \text{Ec. 4-24}$$

En donde:

f_o = Factor de fricción exterior. (l)

Como ya hemos determinado los factores del numerador y del denominador de la anterior expresión, reemplazamos sus valores y calculamos a continuación este coeficiente de fricción.

$$f_o = \frac{0,31}{(4,1 \times 10^3)^{0,15}}$$

$$= 0,0891$$

Finalmente obtenemos la caída de presión por el exterior de los tubos mediante la siguiente expresión:

$$\Delta P_o = \frac{4 \times f_o \times B_o \times N_T \times G_{oo}^2}{2 \times g_o \times \rho_o} \quad \text{Ec. 4-25}$$

En donde:

ΔP_o = Caída de presión por el exterior de los tubos. (1)

Reemplazando valores nos queda:

$$\Delta P_o = \frac{4 \times 0,0891 \times 1,0 \times 96 \times (1,232 \times 10^6)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8 \times 1.104,66}$$

$$= 1,849 \times 10^2 \text{ KG}_f/\text{MT}^2$$

4.1-16.- Cálculo del Diámetro Interior de la Carcasa

Para determinar el diámetro interior de la carcasa del intercambiador de calor haremos uso de la siguiente expresión:

$$D_S = 1,37 \times E_T (N_T)^{0,475} \quad N_T \ 7 \ 25 \quad \text{Ec. 4-26}$$

En donde:

D_S = Diámetro interior de la carcasa. (1)

Reemplazamos el valor del espaciamento transversal por el valor asumido en el presente proyecto y tenemos que el diámetro interior de la carcasa nos queda igual a:

$$D_S = 2,055 \times d_o (N_T)^{0,475} \quad \text{Ec. 4-26a}$$

Reemplazando los valores tenemos:

$$D_S = 2,055 \times 1,905 \times 10^{-2} \times (96)^{0,475}$$

$$= 34,15 \times 10^{-2} \text{ MT.}$$

4.1-17.- Cálculo del Espacio entre Pantallas Deflectoras

Para determinar este valor usaremos la siguiente relación:

$$E_p = \frac{S_p}{Y_m} \quad \text{Ec. 4-27}$$

En donde:

- E_p = Espacio entre pantallas. (1)
 S_p = Sección de paso mínima.
 Y_m = Espaciamiento máximo entre tubos.

Calcularemos primero el valor del espaciamiento máximo entre tubos, para lo cual usaremos la siguiente expresión:

$$Y_m = \frac{D_S \times Y_o}{E_L} \quad \text{Ec. 4-28a}$$

Que también puede ser igual a la siguiente expresión, de acuerdo a sus respectivos reemplazos:

$$Y_m = \frac{D_S \times 0,5 \times d_o}{1,5 \times d_o} \quad \text{Ec. 4-28b}$$

Simplificándola, nos queda:

$$Y_m = \frac{D_S}{3} \quad \text{Ec. 4-28}$$

Reemplazando los valores tenemos:

$$\begin{aligned} Y_m &= \frac{34,15 \times 10^{-2}}{3} \\ &= 11,38 \times 10^{-2} \text{ MT.} \end{aligned}$$

A continuación hallaremos el valor de la sección de paso mínima, la cual esta dada por la siguiente relación:

$$S_p = \frac{m_o \times \rho_o}{G_{oo}}$$

Ec. 4-29

Reemplazando los valores nos queda:

$$\begin{aligned} S_p &= \frac{30,0 \times 1.104,66}{1,232 \times 10^6} \\ &= 2,68 \times 10^{-2} \text{ MT}^2 \end{aligned}$$

Finalmente encontraremos el valor del espacio entre pantallas utilizando los valores anteriores determinados para este efecto. O sea:

$$E_p = \frac{2,68 \times 10^{-2}}{11,38 \times 10^{-2}} = 0,23 \text{ MT.}$$

4.1-18.- Cálculo del Costo por Kilocaloria

Para determinar este costo usaremos la siguiente relación:

$$C_K = \frac{C_{ai}}{U_i \times \Delta t_m} \left(1 + \frac{1}{2,5 + 2,76 \left(\frac{\Delta t_o}{\Delta t_i} \right)} + \frac{1}{3,75 + 3,39 \left(\frac{\Delta t_i}{\Delta t_o} \right)} \right) \quad \text{Ec. 4-30}$$

En que:

C_K = Costo por kilocaloria extraída. (1)

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} C_K &= \frac{3,1844 \times 10^{-3}}{1,158 \times 10^3 \times 32,42} \left(1 + \frac{1}{2,5 + 2,76(10/22)} + \frac{1}{3,75 + 3,39(22/10)} \right) \\ &= 1,148 \times 10^{-7} \text{ DLR/KCAL.} \end{aligned}$$

4.1-19.- Cálculo del Costo de Funcionamiento por Año

Usaremos la siguiente expresión para calcular este costo:

$$C_y = m_1 \times \rho_1 \times CP_1 \times (T_{ce} - T_{cs}) \times \theta \times C_K \quad \text{Ec. 4-31}$$

En donde:

$$C_y = \text{Costo de funcionamiento por año. (1)}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$C_y = 16 \times 1.032,8 \times 1,0138 (99-50) 5,400 \times 1,148 \times 10^{-7}$$

$$\cong 508 \text{ DLR/AÑO}$$

4-2.- CALCULO DEL DEPOSITO DE ALMACENAMIENTO DE
VINAZA

El depósito de almacenamiento de vinaza tendrá una capacidad ligeramente superior al "Volumen de Inicio" del proceso de esterilización.

La ubicación del mismo dentro del proceso será en la sección Destilación y se colocará cerca de la torre de agotamiento, (lugar donde se efectúa la primera fase de destilación del fermento a convertirse en alcohol), donde también estará ubicado el intercambiador de calor o esterilizador de la mezcla de melaza y agua según se muestra en la figura 10.

El cálculo estará comprendido de las siguientes partes:

- 4.2-1.- Determinación de las dimensiones del depósito.
- 4.2-2.- Cálculo del espesor de las paredes del depósito.
- 4.2-3.- Cálculo del número de planchas a usarse en el depósito.
- 4.2-4.- Cálculo del peso del depósito.
- 4.2-5.-

4.2-1.- Determinación de las Dimensiones del Depósito.

Observando el cuadro que nos proporciona las variaciones del flujo de vinaza versus la temperatura de salida de la misma en el intercambiador de calor, vemos que para lograr el valor de 55 °C en la melaza diluida, se necesitan aproximadamente 16.000 litros por hora.

Tomaremos esta cifra como base para determinar el Volumen de Inicio del proceso, que será a la vez el volumen que aproximadamente deba tener el depósito.

Como tenemos un proceso que oscila entre 5 a 7 horas de duración, se tomará como volumen de inicio el que tenga una capacidad de: 16.000 LT/HR x 6 HR = 96.000 LT, es decir aproximadamente igual a 100.000 litros.

Para efectos de trabajo el cono de la base tendrá un ángulo de inclinación de 45°, por ser un declive conveniente para la recolección de sedimentos que contenga la vinaza.

Por geometría y según la figura 1 el volumen total - esta dado por la siguiente expresión:

$$\begin{aligned}
 V &= v_1 + v_2 \\
 &= \pi \times R_0^2 \times h + \pi \times R_0^2 \times h_n / 3
 \end{aligned}
 \tag{ec. 4-32}$$

En que:

- V = volumen total del depósito.
- v_1 = volumen de parte cilíndrica del depósito.
- v_2 = volumen de parte cónica del depósito.
- R_0 = radio del depósito.
- h = Altura de parte cilíndrica del depósito.
- h_n = Altura del cono de la base del depósito.

Por trigonometría determinamos que h_n es igual a R_0 , con lo que el volumen total del depósito queda expresado en función de dos variables h y R_0 según se desarrolla en la siguiente expresión:

$$V = \pi \times R_0^2 \times h + \pi \times R_0^2 \times R_0^2/3 \quad \text{Ec. 4-32a}$$

Reemplazando el valor considerado para el depósito, la anterior expresión queda igual a:

$$100 = \pi \times R_0^2 (h + R_0/3) \quad \text{Ec. 4-32b}$$

Si consideramos que el volumen del cono sea de diez mil litros, podemos determinar el radio que tendrá el depósito de la siguiente manera:

$$v_2 = \pi \times R_0^3/3 \quad \text{Ec. 4-33}$$

Despejando R_0 nos queda:

$$\begin{aligned} R_0 &= \sqrt[3]{3 \times v_2/\pi} \\ &= \sqrt[3]{3 \times 10/3,14} \\ &= 2,125 \text{ MT.} \end{aligned}$$

Luego la diferencia de este volumen, con el volumen total, será la capacidad que tenga la parte cilíndrica del depósito, lo que nos facilitará la determinación de la altura h , usando la siguiente expresión:

$$v_1 = \pi \times R_0^2 \times h \quad \text{Ec. 4-34}$$

De donde despejamos h y tenemos:

$$\begin{aligned} h &= v_1/\pi \times R_0^2 \\ &= (100 - 10)/3,14 \times (2,125)^2 \\ &= 6,344 \text{ MT.} \end{aligned}$$

Valor que podemos aproximar a 6,50 metros. Con este ajuste dado a la altura de la parte cilíndrica del depósito volvemos a calcular el volumen total, obteniéndose que es igual a 102.209 litros. Este residuo de 2.209 litros, o aproximadamente este valor, que rebasa la cifra establecida de 100.000 litros, se los puede desechar a manera de purga en el proceso y proceso a efectuarse en la fábrica.

4.2-2.- Cálculo del Espesor de las Paredes del Depósito

Consta de dos partes:

- a) Cálculo del espesor de la pared cilíndrica.
- b) Cálculo del espesor de la pared cónica base.

La generalidad técnica de su comportamiento, forma de construcción, suposiciones para su diseño serán contempladas someramente en las siguientes líneas, para lo cual expondremos los conceptos y teorías que se han tomado como base para su cálculo.

Las paredes del tanque se asumen se comportaran como una membrana curva incapaz de transmitir momentos flectores perpendiculares o transversales y fuerzas cortantes, siendo capaz solamente, de transmitir en un plano bidimensional -- fuerzas que pueden ser de tensión y compresión, previendo en ambos casos las posibilidades de fatiga en el material.

Las expresiones que se usaran para el cálculo de los espesores de las planchas laterales y del fondo del depósito son las siguientes: (3)

$$\frac{S_m}{R_m} + \frac{S_t}{R_t} = \frac{p}{t} \quad \text{Ec. 4-35}$$

Que representa el equilibrio en la dirección vertical a la superficie interior del tanque, siendo p y t variables. En donde:

S_m = Esfuerzo meridional.

S_t = Esfuerzo tangencial.

R_m = Radio meridional.

R_t = Radio tangencial.

p = Presión.

t = Espesor.

Para el equilibrio en la dirección tangencial o sobre

una línea perpendicular a la línea de centros y tomando un punto cualquiera sobre la superficie interna, se utilizará la siguiente expresión: (3)

$$\sigma \times A \times \cos \alpha = p \times \pi \times r^2 \quad \text{Ec. 4-36}$$

En donde:

σ = Esfuerzo.

A = Area.

α = Angulo variable.

r = Radio variable.

Para nuestro caso la relación anterior se reduciría a los siguientes términos:

$$S_m \times (2 \times \pi \times r \times t) \times \cos \alpha = p \times \pi \times r^2 \quad \text{Ec. 4-37}$$

Analizaremos el presente caso con la siguiente figura:

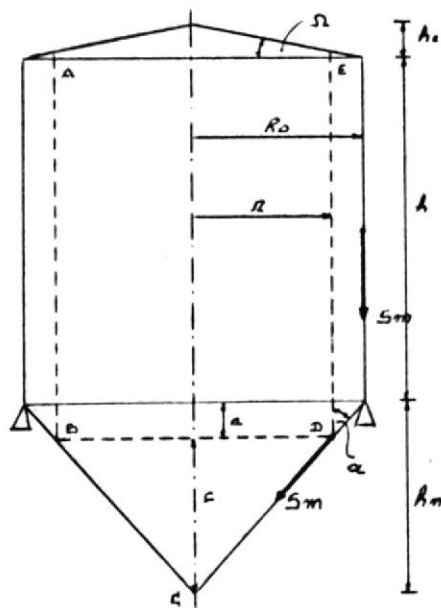


Fig. N° 1.- Depósito cónico-cilíndrico soportado por anillo alrededor de su unión entre cilindro y cono.

Una de las asunciones fundamentales es que el depósito debe estar absolutamente vertical para poder aplicar las relaciones anteriormente escritas y que por tanto la presión pueda repartirse en forma simétrica en toda la su-

perficie interior.

Aplicando la ecuación 4-35 y de acuerdo a la figura 1, tenemos:

$$\frac{S_m}{\infty} + \frac{S_t}{R_o} = \frac{p}{t}$$

De donde:

$$S_t = p \times R_o / t \quad \text{Ec. 4-38}$$

De la ecuación anterior deducimos que al ser la presión p una función directa de la altura h , si queremos mantener el esfuerzo S_t constante, tendremos que incrementar linealmente el espesor t hasta el fondo del depósito. Asimismo se observa que la parte cilíndrica no posee componente vertical de esfuerzo, por lo que el esfuerzo meridional S_m es nulo en todos los lugares de la superficie cilíndrica pues su radio de curvatura es infinito en esta parte del depósito.

Por otro lado, se suscita un cambio de curvatura en la superficie del depósito, pasando de cilíndrico a cónico, lo que dará lugar a un cambio en el esfuerzo meridional S_m , pasando de cero, en la parte cilíndrica a cualquier valor en la parte cónica, lo que nos inducirá a reforzar esta parte de unión del depósito porque se producen grandes concentraciones de esfuerzos.

Para determinar el esfuerzo meridional en la parte cónica del depósito aplicaremos la siguiente expresión: (3)

$$S_m \times 2 \times \pi \times r \times t \times \cos \alpha = W_s \quad \text{Ec. 4-39}$$

De donde:

$$S_m = \frac{W_s}{2 \times \pi \times r \times t \times \cos \alpha} \quad \text{Ec. 4-40a}$$

$$S_m = \frac{\gamma \times V}{2 \times \pi \times r \times t \times \cos \alpha} \quad \text{Ec. 4-40b}$$

$$= \frac{\gamma \times [\pi \times r^2 \times (h + a) + \pi \times r^2 \times c/3]}{2 \times \pi \times r \times t \times \cos \alpha} \quad \text{Ec. 4-40}$$

En que:

W_s = Peso del líquido.

a = Dimensión variable.

c = Dimensión variable.

γ = Peso específico.

De acuerdo a la figura 1, por trigonometría hallamos que:

$$a = (R_o - r) \times \cot \alpha \quad \text{Ec. 4-41}$$

$$c = r \times \cot \alpha \quad \text{Ec. 4-42}$$

Reemplazando estos valores en la expresión anterior y simplificando, obtenemos finalmente el valor para el esfuerzo meridional en la parte cónica del depósito. (3)

$$S_m = \frac{\gamma \left\{ \pi \times r^2 \left[h + (R_o - r) \cot \alpha \right] + \pi \times r^2 \times r \times \cot \alpha / 3 \right\}}{2 \times \pi \times r \times t \times \cos \alpha}$$

$$= \frac{\gamma \times r}{2 \times t} \left(\frac{h}{\cos \alpha} + \frac{R_o - 2r/3}{\sin \alpha} \right) \quad \text{Ec. 4-43}$$

Para obtener el esfuerzo tangencial en la parte cónica del depósito, aplicamos la ecuación 4-35, observando de antemano que en esta tenemos que el radio meridional es infinito y el radio tangencial es igual a $r/\cos \alpha$, Reemplazando estos valores en la ecuación mencionada nos queda:

$$\frac{S_m}{\infty} + \frac{S_t}{r/\cos \alpha} = \frac{p}{t}$$

De donde despejando S_t , nos queda:

$$S_t = \frac{p \times r}{t \times \cos \alpha} \quad \text{Ec. 4-44}$$

a) Cálculo del Espesor de la Pared Cilindrica

Con las relaciones desarrolladas para el esfuerzo tangencial en la parte cilindrica del depósito y utilizando -- planchas de hierro de las que se expenden en el comercio -- con un límite de fluencia promedio de 1.757 KG/CMT^2 , procederemos a calcular el espesor de esta pared, considerando un coeficiente de seguridad para la resistencia del material usado de 5, tomado de especificaciones del Código A.S.M.E., -- para construcción de tanques (4), y un coeficiente de reducción de resistencia usado para soldadura de tope reforzada igual a 1,25. (4).

De la ecuación 4-38 tenemos que el espesor es igual a:

$$t_1 = \frac{p \times r_0}{S_t} \quad \text{Ec. 4-45}$$

En donde:

t_1 = Espesor de la pared cilindrica.

Ampliando esta expresión y haciendo intervenir el coeficiente de reducción de resistencia de la soldadura y el -- factor de seguridad para construcción de tanques, tenemos:

$$t_1 = \frac{\gamma \times h \times R_0 \times F_s \times \lambda}{S_t} \quad \text{Ec. 4-46}$$

$$= \frac{\rho \times g/g_c \times h \times R_0 \times F_s \times \lambda}{S_t} \quad \text{Ec. 4-47}$$

En donde:

λ = Coeficiente de reducción de resistencia de la soldadura.

Reemplazando valores tenemos:

$$t_1 = \frac{1.032,8 \times 1,0 \times 6,5 \times 2,125 \times 1,25 \times 5}{1.757 \times 10^4}$$

$$t_1 = 50,6 \times 10^{-4} \text{ MT.} = 0,1969''$$

Comercialmente la medida que más se le acerca es la de $3/16''$ ($0,1877''$), seleccionaremos este espesor en primera instancia.

Las normas de construcción de tanques y especialmente la A.S.M.E. Code ll expresa que, por razones de concentración de esfuerzos en las uniones, vibración, fragilidad por endurecimiento y especialmente si el fluido presenta alguna manifestación de ser corrosivo se le agregará de $1/16''$ a $1/8''$ más, entonces el espesor definitivo seleccionado sería de $1/16''$ más $3/16''$ que nos da un total de $1/4''$, que es una medida que se la encuentra fácilmente en el comercio.

Este espesor fué calculado tomando la mayor profundidad del tanque, es decir, en el punto donde el perfil de su superficie cambia de recto a inclinado y se inicia la parte cónica.

Si observamos razones de economía podemos seleccionar espesores de planchas más delgadas para las capas sucesivas superiores, pero nos encontraremos posiblemente con problemas de flexión transversal en las paredes del depósito, por lo que en forma definitiva seleccionaremos para la pared cilíndrica del tanque planchas de $1/4''$.

b) Cálculo del Espesor de la Pared Cónica Base

Para el cálculo del espesor de las planchas de la parte cónica consideraremos, la combinación de los esfuerzos tangenciales y meridionales de acuerdo a como lo desarrolla el círculo de MOHR.

En la figura siguiente observaremos como estos esfuerzos son ejercidos en planos perpendiculares entre sí, digamos en las direcciones X y Y por ejemplo, y de la combi

nación de los mismos se suscitan dos esfuerzos que se denominan principales y que actúan sobre un plano 45° inclinado con respecto al plano formado por los esfuerzos tangenciales y meridionales respectivamente.

Haciendo uso del círculo de Mohr determinaremos estos esfuerzos principales, con lo que iniciamos el cálculo de los espesores de las planchas de la parte cónica del depósito.

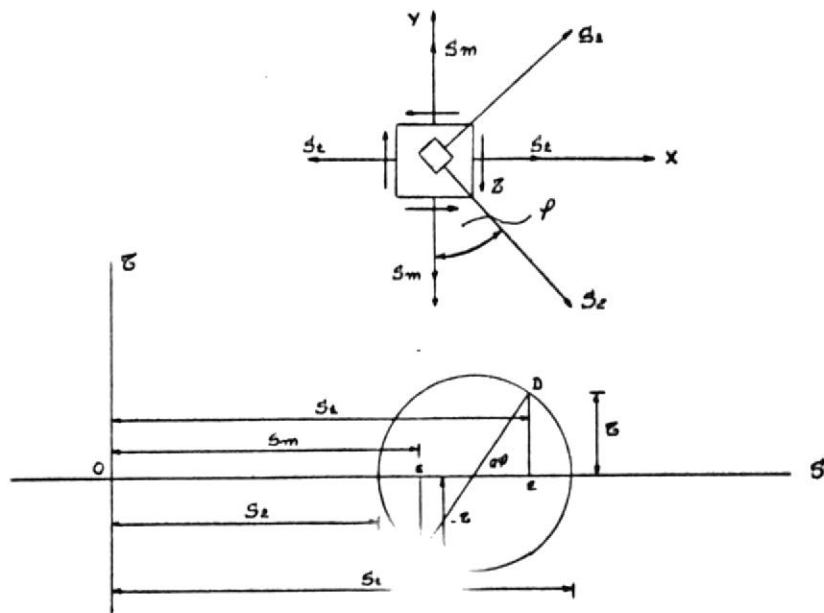


Fig. N^o 2.- Esfuerzos principales según el círculo de Mohr.

Las expresiones para los esfuerzos principales son las siguientes: (5)

$$S_1 = \frac{S_t + S_m}{2} + \sqrt{\left(\frac{S_t - S_m}{2}\right)^2 + \tau^2} \quad \text{Ec. 4-48}$$

$$S_2 = \frac{S_t + S_m}{2} - \sqrt{\left(\frac{S_t - S_m}{2}\right)^2 + \tau^2} \quad \text{Ec. 4-49}$$

$$\text{Tang } \varphi = \frac{2 \times \tau}{S_t - S_m} \quad \text{Ec. 4-50}$$

$$\tau_{\max} = \frac{S_1 - S_2}{2} = \sqrt{\left(\frac{S_t - S_m}{2}\right)^2 + \tau^2} \quad \text{Ec. 4-51}$$

En donde:

- S_1 = Esfuerzo principal.
 S_2 = Esfuerzo principal.
 τ_{\max} = Esfuerzo cortante máximo.
 ρ = Angulo de inclinación de los esfuerzos.

Refiriéndome a la figura 1, asumiré la magnitud a sea igual a 0,125 metros, considerando que en este punto de la base del depósito se sostiene una columna de líquido considerable como para calcular con este peso un espesor ligeramente inferior al valor máximo, lo cual no tiene mayor significación.

Reemplazaremos el valor asumido en las ecuaciones del esfuerzo meridional y tangencial para la parte cónica del depósito y calculamos haciendo notar que para la determinación de la presión se nos ha incrementado la altura en la cantidad a y que además por trigonometría, se tiene que r es igual a c , por ser el ángulo de inclinación de 45° . Es decir:

$$\begin{aligned}
 S_t &= \frac{p \times r}{t \times \text{Cos} \alpha} \\
 &= \frac{\gamma \times (h + a) \times c}{t \times \text{Cos} \alpha} \\
 &= \frac{\rho \times g/g_c \times (h + a) \times c}{t \times \text{Cos} \alpha} \\
 &= \frac{1.032,8 \times 1,0 \times (6,5 + 0,125) \times 2,0}{t \times \text{Cos} 45^\circ} \\
 &= 19,39 \times 10^3 \times t^{-1}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S_m &= \frac{\gamma \times r}{2 \times t} \left(\frac{h}{\text{Cos} \alpha} + \frac{R_0 - 2r/3}{\text{Sen} \alpha} \right) \\
 &= \frac{\rho \times g/g_c \times r}{2 \times t} \left(\frac{h}{\text{Cos} \alpha} + \frac{R_0 - 2c/3}{\text{Sen} \alpha} \right)
 \end{aligned}$$

$$S_m = \frac{1,032 \times 10^3 \times 1,0 \times 2}{2 \times t} \left(\frac{6,5}{\cos 45^\circ} + \frac{2,125 - (2/3) \times 2}{\sin 45^\circ} \right)$$

$$= 10,63 \times 10^3 \times t^{-1}$$

Con estos valores pasamos a calcular los esfuerzos principales ejercidos sobre la parte cónica del depósito.

Para facilidad de operación resolveremos primero - las siguientes expresiones:

$$\frac{S_t + S_m}{2} = \frac{19,39 \times 10^3 \times t^{-1} + 10,63 \times 10^3 \times t^{-1}}{2}$$

$$= 16,01 \times 10^3 \times t^{-1}$$

$$\left(\frac{S_t - S_m}{2} \right)^2 = \left(\frac{19,39 \times 10^3 \times t^{-1} - 10,63 \times 10^3 \times t^{-1}}{2} \right)^2$$

$$= 19,18 \times 10^6 \times t^{-2}$$

Reemplazando estos valores en las ecuaciones 4-48 y 4-49 y tenemos:

$$S_1 = 15,01 \times 10^3 \times t^{-1} + \sqrt{19,18 \times 10^6 \times t^{-2} + \tau^2}$$

$$S_2 = 15,01 \times 10^3 \times t^{-1} - \sqrt{19,18 \times 10^6 \times t^{-2} + \tau^2}$$

De la ecuación 4-50 despejamos el valor del esfuerzo de corte y lo reemplazamos en las dos expresiones anteriores y simplificamos.

$$S_1 = 15,01 \times 10^3 \times t^{-1} + 4,38 \times 10^3 \times t^{-1} \sqrt{1 + \text{Tang}^2 \varphi}$$

$$S_2 = 15,01 \times 10^3 \times t^{-1} - 4,38 \times 10^3 \times t^{-1} \sqrt{1 + \text{Tang}^2 \varphi}$$

Aún cuando los esfuerzos principales son numericamente mayores que el esfuerzo máximo de corte, normalmente en la práctica la mayoría de los materiales son menos resistentes a este último tipo de esfuerzo que a los esfuerzos principales, razón por lo que este esfuerzo de corte el que tomaremos en cuenta para el cálculo de los espesores de las planchas del fondo del depósito.

Reemplazando los valores simplificados de los esfuerzos principales en la ecuación 4-51 y resolviendo nos queda:

$$\tau_{\max} = 4,38 \times 10^3 \times t^{-1} \sqrt{1 + \text{Tang}^2 \varphi} \quad \text{Ec. 4-52}$$

Se ha demostrado que el esfuerzo máximo de corte se sucede en un plano a 45 grados del de los esfuerzos principales, con lo que la anterior expresión se reduce a:

$$\tau_{\max} = 4,38 \times 10^3 \times t^{-1} \sqrt{1 + \text{Tang}^2 45^\circ}$$

$$= 4,38 \times 10^3 \times t^{-1} \times \sqrt{2}$$

Aplicando un factor de seguridad de 5 y un coeficiente de reducción de resistencia a la soldadura de tope reforzada de 1,25 que toma en cuenta las discontinuidades, rugosidad de la superficie, esfuerzos residuales de tracción, grietas por concentración de esfuerzos, etc., que son factores que debilitan los esfuerzos del material que se usa en el diseño.

Despejando el valor del espesor t de la expresión anterior, tenemos finalmente que:

$$t_2 = \frac{4,38 \times 10^3 \times \sqrt{2} \times F_s \times \lambda}{\tau_{\max}} \quad \text{Ec. 4-53}$$

En donde:

t_2 = Espesor de la pared cónica base.

Utilizando planchas de hierro dulce cuyo esfuerzo cortante máximo es de $2,531 \times 10^7 \text{ KG/MT}^2$, nos queda para el espesor de la base del depósito que:

$$t_2 = \frac{4,38 \times 10^3 \times 1,4142 \times 5 \times 1,25}{2,531 \times 10^7}$$

$$= 0,00153 \text{ MT.} = 0,0604"$$

La medida que más se le acerca es la de $3/32"$ (0,093). Tomando en cuenta la norma A.S.M.E. Code 11 usada anteriormente, agregamos un $1/8"$ quedándonos el valor de $1/4"$.

4.2-3.- Cálculo del Número de Planchas a usarse en el Depósito

Usaremos planchas de hierro cuyas dimensiones son de 1,20 x 2,40 metros. Para realizar este cálculo asumiré que el depósito tiene un techo cónico con una inclinación de 30 grados con la horizontal y dividiremos en tres partes principales su superficie para facilidad de operación en la determinación del número de planchas. Estas partes son:

- 1.- Número de planchas para área cilíndrica.
- 2.- Número de planchas para área base cónica.
- 3.- Número de planchas para área techo cónico.

1.- Número de Planchas para Area Cilíndrica

El número de planchas para el cilindro del depósito esta dado por la siguiente relación:

$$N_1 = \frac{\text{AREA CILINDRO}}{\text{AREA PLANCHA}} \quad \text{Ec. 4-54a}$$

Desarrollando esta expresión tenemos:

$$N_1 = \frac{2 \times \pi \times R_o \times h}{1,20 \times 2,40} \quad \text{Ec. 4-54}$$

En donde:

N_1 = Número de planchas para área cilíndrica.

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} N_1 &= \frac{2 \times 3,14 \times 2,125 \times 6,5}{1,20 \times 2,40} \\ &= 31,4 \text{ PLANCHAS} = 32 \text{ PLANCHAS.} \end{aligned}$$

2.- Número de Planchas para Area Base Cónica

La obtenemos utilizándolo la siguiente expresión:

$$N_2 = \frac{\text{AREA CONO}}{\text{AREA PLANCHA}} \quad \text{Ec. 4-55a}$$

Desarrollando esta expresión conociendo que el ángulo de inclinación asumido para el cono de la base es de 45° , con lo que la fórmula que nos representa su superficie queda reducida a $\pi \times \sqrt{2} \times R_o^2$, reemplazando este valor en la ecuación anterior, nos queda:

$$N_2 = \frac{\pi \times \sqrt{2} \times R_o^2}{1,20 \times 2,40} \quad \text{Ec. 4-55}$$

En donde:

N_2 = Número de planchas para area base cónica.

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} N_2 &= \frac{3,14 \times 1,414 \times (2,125)^2}{1,20 \times 2,40} \\ &= 6,96 \text{ PLANCHAS} = 7 \text{ PLANCHAS.} \end{aligned}$$

3.- Número de Planchas para Area Techo Cónico

La obtenemos dividiendo el area total del techo cónico para el area de una plancha. O sea:

$$N_3 = \frac{\text{AREA CONO}}{\text{AREA PLANCHA}} \quad \text{Ec. 4-56a}$$

Como el ángulo de inclinación asumido es de 30° , la expresión de la superficie del cono queda reducida a $(2/3) \times \pi \times R_o^2 \times \sqrt{3}$. Reemplazando este valor en la ecuación anterior nos queda:

$$N_3 = \frac{(2/3) \times \pi \times R_o^2 \times \sqrt{3}}{1,20 \times 2,40} \quad \text{Ec. 4-56}$$

En donde:

N_3 = Número de planchas para area techo cónico.

Reemplazando valores tenemos:

$$N_3 = \frac{(2/3) \times 3,14 \times (2,125)^2 \times 1,732}{1,20 \times 2,40}$$

= 5,68 PLANCHAS = 6,0 PLANCHAS.

Luego el número total de planchas para construir el depósito sera igual a:

$$N_t = N_1 + N_2 + N_3$$

= 32 + 7 + 6

= 45 PLANCHAS.

4.2-4.- Cálculo del Peso del Depósito

Para efectuar este cálculo consideraremos que el depósito se encuentra totalmente lleno del líquido que va a almacenar. Obviamente con esta consideración podré conocer el peso que soportará la base sobre la cual se asentará el mismo.

Para facilidad de operación subdividiremos en las siguientes partes el peso total.

- 1.- Peso del líquido. (W_1)
- 2.- Peso de la pared cilíndrica. (W_2)
- 3.- Peso del techo cónico. (W_3)
- 4.- Peso de la base cónica. (W_4)
- 5.- Pesos miscelaneos. (W_5)

El peso total será la sumación de estos pesos individuales, expresado por la siguiente relación:

$$W_T = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5 \quad \text{Ec. 4-57}$$

A continuación calcularemos los pesos individuales aisladamente.

1.- Peso del Líquido

$$W_1 = V \times \rho_1 \quad \text{Ec. 4-58}$$

Por geometría usando la fórmula del volumen del cilindro y el cono y reemplazándolas en la expresión anterior y reduciéndola, el peso del líquido queda así:

$$W_1 = \pi \times R_o^2 \times (h + R_o/3) \times \rho_1 \quad \text{Ec. 4-59}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} W_1 &= 3,14 \times (2,125)^2 \times (6,5 + 2,125/3) \times 1,032,8 \\ &= 1,057 \times 10^5 \text{ KG.} \end{aligned}$$

2.- Peso de la Pared Cilíndrica

El espesor determinado para la pared cilíndrica fué de 1/4" (0,00635 MT). Usaremos la siguiente expresión para el cálculo de este peso.

$$W_2 = A_c \times t_1 \times \rho_s \quad \text{Ec. 4-60}$$

En donde:

A_c = Area del cilindro.

ρ_s = Peso específico del hierro.

Por geometría expresaremos a continuación en los términos correspondientes el área del cilindro y lo reemplazaremos en la ecuación anterior.

$$W_2 = 2 \times \pi \times R_o \times h \times t_1 \times \rho_s \quad \text{Ec. 4-61}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} W_2 &= 2 \times 3,14 \times 2,125 \times 6,5 \times 0,00635 \times 7,75 \times 10^3 \\ &= 4,26 \times 10^3 \text{ KG.} \end{aligned}$$

3.- Peso del Techo Cónico

Asumiremos que esta superficie tendrá un espesor de 1/4" (0,00635) y utilizaremos la siguiente expresión para la determinación de su peso.

$$W_3 = A_b \times t_1 \times \rho_s \quad \text{Ec. 4-62}$$

En que:

A_b = Area del cono del techo del depósito.

Por geometría expresaremos a continuación en los términos correspondientes el área del cono, el cual tiene un ángulo de 30 grados de inclinación con respecto a la horizontal, y lo reemplazaremos en la ecuación anterior.

$$W_3 = \pi \times R_o \times \sqrt{R_o^2 + h_1^2} \times t_1 \times \rho_s \quad \text{Ec. 4-63}$$

En que!

h_1 = Altura del cono del techo del depósito.

Por trigonometría y de la figura 1 determinamos que la altura del cono es igual a $(3/3) \times R_o$. Reemplazando es te valor en la ecuación anterior y reduciendo nos queda:

$$W_3 = (\pi \times \sqrt{10/3}) \times R_o^2 \times t_1 \times \rho_s \quad \text{Ec. 4-64}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$W_3 = \frac{3,14 \times 3,163 \times (2,125)^2 \times 0,00635 \times 7,75 \times 10^3}{3}$$

$$= 7,34 \times 10^2 \text{ KG.}$$

4.- Peso de la Base Cónica

Utilizaremos la siguiente expresión para determinar su peso.

$$W_4 = A_d \times t_2 \times \rho_s \quad \text{Ec. 4-65}$$

En donde:

A_d = Area del cono de la base del depósito.

Expresaremos en los términos correspondientes la su perficie del cono, el cual tiene un ángulo de diseño de 45 grados con respecto a la horizontal, y lo reemplazaremos - en la ecuación anterior.

$$W_4 = \pi \times R_o \times t_2 \times \sqrt{R_o^2 + h_n^2} \times \rho_s \quad \text{Ec. 4-66}$$

En donde:

h_n = Altura del cono de la base.

Por trigonometría y haciendo referencia a la figura 1, encontramos que la altura del cono es igual al radio R_o . Reemplazando este valor, reduciendo y colocando valores -- nos queda:

$$\begin{aligned}
 W_4 &= \pi \times \sqrt{2} \times R_0^2 \times t_2 \times \rho_s && \text{Ec. 4-67} \\
 &= 3,14 \times 1,414 \times (2,125)^2 \times 0,00635 \times 7,75 \times 10^3 \\
 &= 9,86 \times 10^2 \text{ KG.}
 \end{aligned}$$

Como el valor de los pesos miscelaneos es al criterio del proyectista, consideraré este valor en 500 KG, que son tomados en cuenta en base a cualquier instalación que pretenda hacerse sobre el depósito, movimiento de personal y maquinaria liviana sobre el mismo.

El peso total del depósito será entonces igual a:

$$\begin{aligned}
 W_T &= (105,7 + 4,26 + 0,737 + 0,986 + 0,500) \times 10^3 \\
 &= 112,183 \times 10^3 \text{ KG.}
 \end{aligned}$$

4.3.- CALCULO DEL AISLAMIENTO A LAS TUBERIAS DE VINAZA

La vinaza se transportará por una tubería de hierro normalizada de dos pulgadas de diámetro (50 milímetros), y estará recubierta por un aislamiento de magnesia al 85%, - cuyo coeficiente de conductividad térmica es de 0,053 KCAL /HR-MT-°C a 95 grados centigrados, de manera que sus perdas de calor sean mínimas.

Los símbolos y sub-índices para el estudio del espesor del aislamiento serán definidos de acuerdo a la siguiente figura.

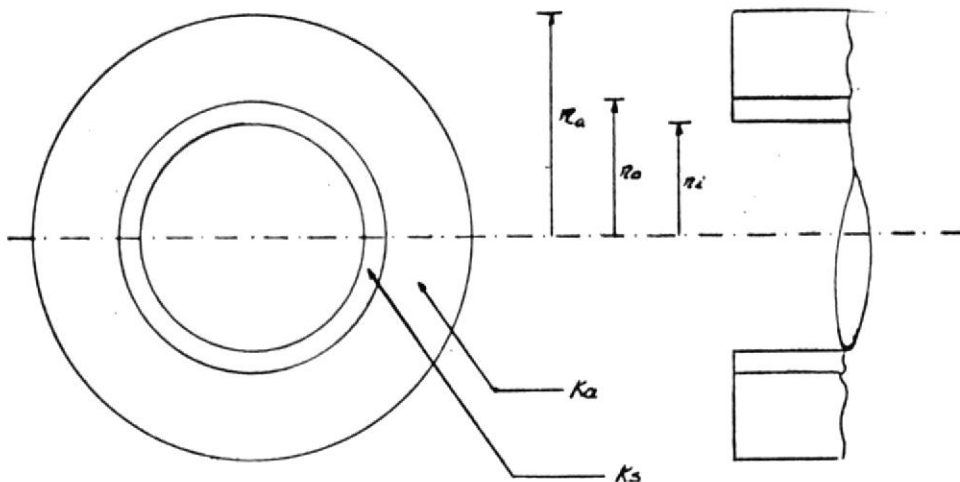


Fig. No. 3.- Elementos para el cálculo del aislamiento de la tubería.

En donde:

K_a = Conductividad térmica del aislante.

K_s = Conductividad térmica de la tubería.

r_a = Radio del aislamiento.

r_o = Radio exterior de la tubería.

r_i = Radio interior de la tubería.

T_a = Temperatura ambiente.

T_o = Temperatura de la superficie exterior de la tubería.

T_i = Temperatura interior del fluido.

T_{si} = Temperatura superficie interior de la tubería.

T_{so} = Temperatura de superficie exterior del aislamiento.

Existe ambigüedad de criterio al calcular el espesor de aislamiento a una tubería que transporta un fluido, es decir, que por un lado nosotros podemos aumentar el espesor del aislamiento reduciendo de esta manera el calor disipado al medio ambiente, pero en ese momento podemos estar aumentando las cargas fijas sobre el precio del aislamiento o -- por otro lado, al aumentar indefinidamente dicho espesor, -- puede darse la posibilidad de que se disipe mayor cantidad de calor por aumentarse el área de transferencia de calor -- por convección y finalmente, ~~puede darse también la posibilidad, de disminuir la pérdida de calor colocando un espesor que resulte innecesario a la tubería, siendo de esta -- forma anti-económico.~~

Estos criterios que se pueden considerar para la determinación del espesor de aislamiento a una tubería, nos induce a pensar que debe existir un valor tal para el mismo que haga que estas pérdidas sean máximas, es decir debemos ~~estar~~ ^{estar} en primera instancia por hallar el llamado "Radio -- Crítico", para balancear en que situación se halla el problema que se trata de resolver ahora.

La representación de los criterios expuestos en líneas anteriores se grafican en la siguiente figura.

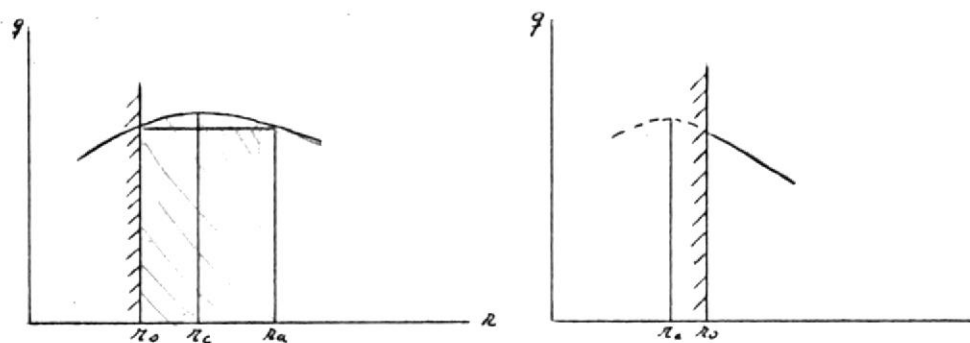


Fig. No. 4.- Variación de las pérdidas de calor con el espesor del aislamiento.

Por las razones expresadas anteriormente procederemos en primer momento a la determinación del radio crítico del aislamiento de la tubería.

Asumiendo despreciables las resistencias caloríficas debido a la convección libre en el interior del tubo y la resistencia que ofrece el tubo al paso del calor y considerando estado estable, tenemos que la expresión para la conducción de calor al medio ambiente esta dada por la expresión siguiente: (2)

$$q/L = \frac{2 \times \pi \times (T_o - T_a)}{\frac{\ln(r_a/r_o)}{K_a} + \frac{l}{r_a (h_o + h_r)}} \quad \text{Ec. 4-68}$$

En que:

- q = Velocidad de flujo calorífico.
- h_o = Coeficiente filmico de convección.
- h_r = Coeficiente de radiación.
- L = Longitud.

Derivando esta expresión con respecto a r, que es la variable que tratamos de optimizar, hallamos que el radio crítico esta dado por la siguiente relación:

$$r_o = \frac{K_a}{h_o + h_r} \quad \text{Ec. 4-69}$$

En que:

- r_o = Radio crítico. (1)

Si calculamos la segunda derivada a la expresión de calor disipado y reemplazamos el valor del radio crítico, se obtiene siempre un valor negativo, lo que nos indica que el valor del radio crítico es un máximo y por tanto corresponde a una máxima pérdida de calor.

4.3-1.- Cálculo del Radio Crítico

Como el radio crítico es solo una función de los coeficientes de calor por convección y por radiación y de la conductividad térmica del aislante, calcularemos primero -- los dos coeficientes de transferencia de calor, ya que la conductividad térmica del aislamiento es obtenida directamente por medio de tabla.

Para el cálculo del coeficiente convectivo utilizaremos las siguientes relaciones dadas para la convección libre alrededor de cilindros horizontales, (2), y usando la temperatura promedio de masa para determinar las propiedades del aire y únicamente para hallar el coeficiente de expansión volumétrica (3) usaremos la temperatura del fluido.

Estas expresiones son las siguientes: (2)

$$Nu = C (Pr \times Gr)^m$$

$$0 \leq (Pr \times Gr) \leq 10^{-5} \quad C = 0,4 \quad m = 0$$

$$10^{-5} \leq (Pr \times Gr) \leq 10^4 \quad \text{Use Fig. 17} \quad \text{Ec. 4-70}$$

$$10^4 \leq (Pr \times Gr) \leq 10^9 \quad C = 0,525 \quad m = 1/4$$

$$10^9 \leq (Pr \times Gr) \leq 10^{12} \quad C = 0,129 \quad m = 1/3$$

En donde:

Nu = Número de Nusselt.

Gr = Número de Grashoff.

Pr = Número de Prandtl.

C = Constante.

m = Exponente.

Asimismo para el cálculo del coeficiente de radiación, utilizaremos la siguiente relación que es dada cuando existen pérdidas simultáneas de calor por convección y radiación en cuerpos envueltos totalmente por otros, que para nuestro caso sería el aire el que envuelve por entero a la tu

a la tubería alrededor de la cual se pretende colocar el aislamiento. (2)

$$h_r = \epsilon \times \sigma \times (T_o + T_a) (T_o^2 + T_a^2) \quad \text{ec. 4-71}$$

En que:

ϵ = Poder emisor de una superficie.

σ = Constante de Stefan-Boltzmann.

$$= 4,965 \times 10^{-8} \text{ KCAL/MT}^2\text{-HR-}^\circ\text{K}^4$$

Asumiendo una temperatura superficial del tubo de 98 grados centígrados y la temperatura ambiente de 30 grados centígrados, tendremos entonces que la temperatura promedio de masa en el medio circundante a la tubería es de 64 grados centígrados. Con esta temperatura promedio hallamos las propiedades termodinámicas para el aire en la tabla No. 6. Estos valores son los siguientes:

$$\rho = 1,034 \text{ KG/MT}^3$$

$$\mu = 7,28 \times 10^{-2} \text{ KG/HR-MT.}$$

$$K = 2,52 \times 10^{-2} \text{ KCAL/HR-MT-}^\circ\text{C.}$$

$$C_p = 0,241 \text{ KCAL/KG-}^\circ\text{C.}$$

Con estos valores paso a calcular los números de Prandtl, Grashoff y Nusselt respectivamente para dar lugar al cálculo del coeficiente convectivo.

$$\text{Pr} = \frac{C_p \times \mu}{K} \quad \text{Ec. 4-72}$$

Reemplazando valores nos queda:

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{7,28 \times 10^{-2} \times 0,241}{2,52 \times 10^{-2}} \\ &= 0,697 \end{aligned}$$

$$\text{Gr} = \frac{D^3 \times \rho^2 \times g \times \beta \times \Delta t}{\mu^2} \quad \text{Ec. 4-73}$$

En que:

D = Diámetro de la tubería.

β = Coeficiente de expansión volumétrica.

Reemplazando valores tenemos:

$$Gr = \frac{(0,05)^3 (1,034)^2 \times 1,27 \times 10^8 \times (98 - 30)}{(7,28 \times 10^{-2})^2 (273 + 30)} \\ 1,25 \times 10^6$$

Luego el producto de los dos números anteriores es igual a $0,871 \times 10^6$, con lo que de acuerdo a las ecuaciones 4-70, tenemos que para el cálculo del número de Nusselt, podemos usar C igual 0,525 y m igual a 1/4. De donde:

$$Nu = 0,525 (Pr \times Gr)^{1/4} \quad \text{Ec. 4-74} \\ = 0,525 (0,697 \times 1,25 \times 10^6)^{1/4} \\ = 16,07$$

Luego el coeficiente convectivo es igual a: (2)

$$h_c = \frac{Nu \times K}{D} \quad \text{Ec. 4-75}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$h_c = \frac{16,07 \times 2,52 \times 10^{-2}}{0,050} \\ = 8,099 \text{ KCAL/HR-MT}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

Para el cálculo del coeficiente de radiación utilizaremos la ecuación 4-71. De la tabla No. 7 sacamos el valor del poder emisor de un acero oxidado que es igual a 0,79 y lo reemplazamos en la mencionada ecuación y tenemos:

$$h_r = 0,79 \times 4,965 \times 10^{-8} (371 + 303) (371^2 + 303^2) \\ = 6,02$$

Reemplazamos los valores hallados de ambos coeficientes en la ecuación del radio crítico y tenemos finalmente:

$$r_c = \frac{0,053}{6,02 + 8,09} = 0,003756 \text{ MT} \angle r_o$$

El resultado anterior pone en evidencia, que cualquier aislamiento, con la conductividad térmica seleccionada, estará disminuyendo aún más las pérdidas de calor al medio ambiente. Esto es razonable, puesto que el fluido vinaza, se halla a una temperatura relativamente baja.

Esta última circunstancia, nos inclina ahora, a determinar un espesor óptimo económico, en base a una serie de factores que son tomados en cuenta en un método de cálculo dado por Stone y que utiliza las siguientes relaciones para su determinación.+(6)

$$E_t = \left(\frac{a \times K_a}{b} \right)^{1/2} - R \times K_a \quad \text{Ec. 4-76}$$

En donde:

E_t = Espesor más económico.

R = Suma de todas las resistencias caloríficas.

$$a = \frac{\theta \times \Delta t \times M}{288.000} \quad \text{Ec. 4-77}$$

En donde:

M = Costo de extraer 288.000BTU.

$$b = I/S + (I) (\%I/2)(S + 1)/S \quad \text{Ec. 4-78}$$

En donde:

I = Inversión por pie cuadrado.

S = Vida esperada para el aislamiento en años.

La consideración de los parámetros que constituyen la relación global dada por Stone, se las asume en unos casos y se las determina en otros, tomando en cuenta los siguientes antecedentes.

El gasto que se hace por inversión para montar el aislamiento de la tubería, considerando que en nuestro País todavía es relativamente baja la mano de obra, se lo

estimaré en $11 \text{ SUC/PIE}^2 \times \text{PULG}$, lo cual está considerando el precio del aislante, salario del personal, etc.

El número de horas a trabajar por año es de 7.200, - que es el resultado de 300 días de 24 horas de trabajo de - aislamiento.

Estimaré la duración del aislante en 5 años, dadas - las condiciones de trabajo, técnicas de montaje y calidad - del aislante a colocarse en la tubería.

El aislamiento es un compuesto de magnesia al 85% o cualquier aislante cuyas características de conductividad - sean lo suficientemente bajas como para estar en un rango - de 0,045 a 0,060 $\text{KCAL/HR-MT}^{-\circ\text{C}}$ y que se mantenga con varia- ciones mínimas en un rango de temperatura de 37 a 120 gra - dos centígrados.

Asumiremos en 2,0 las pérdidas de calor en la tube - ría, valor que utiliza el método de Stone para un diámetro de dos pulgadas y condiciones casi similares.

El parámetro M se hace necesario determinarlo, pues es una función de las condiciones particulares de generación de energía que existen en la fábrica. Así tenemos que:

El caldero genera 25.000 libras de vapor por hora a una presión de 300 PSI y 520 grados fahrenheit y el precio - determinado para una libra de vapor, calculado en el apéndice, es de 0,02821 sucres en las condiciones actuales de tra - bajo, luego el costo por hora es:

$$25.000 \text{ LB}_v/\text{HR} \times 0,02821 \text{ SUC/LB}_v = 706,0 \text{ SUC/HR}$$

La energía calorífica de las 25.000 libras de vapor son:

$$25.000 \text{ LB}_v \times 1.270 \text{ BTU/LB}_v = 3,175 \times 10^7 \text{ BTU/HR}$$

Luego el costo de un BTU es igual a:

$$\frac{706,0 \text{ SUC/HR}}{3,175 \times 10^7 \text{ BTU/HR}} = 2,22 \times 10^{-5} \text{ SUC/BTU}$$

Y los 288.000 BTU cuestan:

$$2,22 \times 10^{-5} \text{ SUC/BTU} \times 288.000 \text{ BTU} = 6,39 \text{ SUC.}$$

De donde M es igual finalmente a:

$$M = 6,39 \times 1,0 \text{ DLR/25 SUC} = 0,2556 \text{ DLR.}$$

Con la determinación de esta última cantidad pasaremos a calcular los parámetros a y b y finalmente el espesor del aislamiento. Reemplazando valores tenemos:

$$a = \frac{7.200 \times (208,4 - 86) \times 0,2556}{288.000}$$

$$= 0,784$$

$$b = \frac{0,444}{5} + 0,444 \times \frac{0,06}{2} \times \frac{5 + 1}{5}$$

$$= 0,1047$$

Transformando la conductividad térmica del aislamiento, que esta dada en unidades del sistema MKS, a las unidades del sistema ingles por requerirlo asi el método, y utilizando el factor de conversión correspondiente de la tabla No. 8, tenemos:

$$0,053 \text{ KCAL/HR-MT-}^{\circ}\text{C} \times 0,672 \frac{\text{BTU/HR-PIE-}^{\circ}\text{F}}{\text{KCAL/HR-MT-}^{\circ}\text{C}} =$$

$$(0,03554 \text{ BTU/HR-PIE-}^{\circ}\text{F}) \times 12 \text{ PULG/PIE} = 0,4264 \text{ BTU/HR-PIE-}^{\circ}\text{F}$$

De donde el espesor óptimo más económico es igual a:

$$E_t = \left(\frac{0,784 \times 0,4264}{0,1047} \right)^{1/2} - 2 \times 0,4264$$

$$= 0,8772 \text{ PULG.}$$

$$= 1,0 \text{ PULG.}$$

4-4.- CALCULO DEL AISLAMIENTO DEL DEPOSITO DE VINAZA

Este depósito que esta ubicado en la sección Destilación, necesitará colocársele aislamiento para mantener lo más elevada posible la temperatura de la vinaza y de esta manera perder el mínimo de calor sensible de la misma.

La temperatura promedio de la misma podría estimarse la en 98 grados centígrados y para evitar mayores caídas de temperatura se harán recorridos mínimos desde la torre de agotamiento, que es lugar donde se origina, al depósito de almacenamiento.

Como se ha manifestado anteriormente, el objetivo principal es el de utilizar el poder calorífico sensible de la vinaza para esterilizar la melaza diluida y una vez que se halla usado con este propósito no existe ningún motivo para colocársele aislamiento a los circuitos de tuberías que salen del intercambiador diseñado para este efecto.

El depósito dadas sus dimensiones, podemos asumirlo como un cilindro de gran diámetro, además se encuentra estacionado en un lugar fijo y ocupa un espacio amplio y tiene una altura relativamente grande, por lo que se puede suponer que las formas de transmisión de calor preponderantes serán las de convección y radiación que actúan en forma combinada, tornándose según la anterior consideración, despreciables las resistencias caloríficas debido a la conducción a través de la pared del depósito y la provocada por el fenómeno de convección libre que se efectúa en el interior del depósito. Asumiremos además régimen permanente.

Las relaciones a usarse en base a estas consideraciones son las fórmulas simplificadas para el aire en convección libre dadas en la tabla No. 9. (2).

Para el cálculo del coeficiente de radiación utilizaremos la ecuación 4-71 que la repetimos a continuación con el fin de identificar los términos con el problema presente.

$$h_r = \epsilon \times \sigma (T_s + T_a) (T_s^2 + T_a^2)$$

En donde:

T_s = Temperatura de superficie del depósito.

Para el cálculo de la cantidad de calor disipado usaremos la siguiente ecuación:

$$q_t = A (h_r + h_c) (T_s - T_a) \quad \text{Ec. 4-80}$$

En donde:

q_t = Cantidad de calor disipado. (2)

A = Area del cilindro del depósito.

4.4-1.- Cálculo de las Pérdidas de Calor del Depósito

El cálculo de la cantidad de calor que se disipa al medio ambiente, nos servirá de información para posteriormente en base a este valor, determinar el espesor del aislamiento.

Si determinamos colocarle al depósito una capa de pintura anticorrosiva o pintura laca, cuyo poder emisivo es igual a 0,96 según la tabla No. 7, y asumiendo además, que la temperatura de la superficie exterior sea de 85 grados centígrados, dato que ha sido constatado en forma experimental. Entonces su temperatura pelicular media es igual a :

$$T_m = \frac{85 + 30}{2} = 57,5 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Con esta temperatura determinamos los valores termodinámicos del aire según la tabla No. 6. Estos valores son:

$$C_p = 0,2406 \text{ KCAL/KG-}^\circ\text{C.}$$

$$K = 2,465 \times 10^{-2} \text{ KCAL/HR-MT-}^{\circ}\text{C.}$$

$$\rho = 1,063 \text{ KG/MT}^3$$

$$H = 7,14 \times 10^{-2} \text{ KG/HR-MT.}$$

Con estos valores y con la consideración de que solo son importantes las transmisiones de calor que se efectúan por radiación y convección, puesto que las superficies son lo suficientemente grandes como para desprestigiar las resistencias que ofrece a la transmisión de calor las paredes del depósito y el coeficiente fílmico interior, pasaremos a determinar los coeficientes respectivos de ambos fenómenos.

4.4-2.- Cálculo del Coeficiente Convectivo Exterior

$$Pr = \frac{C_p \times H}{K}$$

$$= \frac{7,14 \times 10^{-2} \times 0,2406}{2,46 \times 10^{-2}}$$

$$= 0,696$$

$$Gr = \frac{D^3 \times \rho^2 \times g \times \beta \times \Delta t}{2}$$

$$= \frac{(4,25)^3 (1,063)^2 1,27 \times 10^8 (85 - 30)}{(7,14 \times 10^{-2})^2 (273 + 30)}$$

$$= 3,90 \times 10^{11}$$

$$Pr \times Gr = 0,696 \times 3,90 \times 10^{11}$$

$$= 2,715 \times 10^{11}$$

El producto $Gr \times Pr$ es del orden mayor a 10^9 , con lo que entonces podemos usar las fórmulas simplificadas para el aire en convección libre alrededor de cilindros verticales dadas en la tabla No. 9 y nos queda para el coeficiente convectivo que:

$$\begin{aligned}
 h_c &= 1,13 \times \Delta t^{1/3} && \text{Ec. 4-82} \\
 &= 1,13 \times (85 - 30)^{1/3} \\
 &= 4,29 \text{ KCAL/HR-MT}^2\text{-}^\circ\text{C.}
 \end{aligned}$$

4.2-3.- Cálculo del Coeficiente de Radiación

Utilizando la ecuación 4-71 para el cálculo de este coeficiente y reemplazando sus valores se tiene:

$$\begin{aligned}
 h_r &= 0,96 \times 4,965 \times 10^{-8} (358^2 + 303^2) (358 + 303) \\
 &= 6,93 \text{ KCAL/HR-MT}^2\text{-}^\circ\text{C.}
 \end{aligned}$$

Entonces el calor disipado al medio ambiente por el depósito, teniendo solo una capa de pintura, es de acuerdo a la ecuación 4-79 que:

$$\begin{aligned}
 q_t &= 86,9 (4,29 + 6,93) (85 - 30) \\
 &= 5,36 \times 10^4 \text{ KCAL/HR.}
 \end{aligned}$$

Habiendo determinado la cantidad de calor que se disipa al medio ambiente a regimen permanente, pasaremos a continuación a calcular finalmente el espesor del aislamiento del depósito.

Considerando que las transmisiones de calor por el techo y la base cónica no son de consideración frente a la disipada por la pared cilíndrica, puesto que por la parte superior existe una capa de aire y gases que proporcionan baja conductividad de calor, y por la base, esta la acumulación de sólidos y lodos en la cantidad suficiente como para ofrecer resistencia, también, al paso del calor.

Asumiremos, además, que la temperatura de la superficie del depósito de vinaza, una vez colocado el aislamiento, sea de 94 grados centígrados y consideraremos que se realiza un proceso de conducción unidireccional a regimen permanente a través de su aislamiento.

Tomaremos el asbesto como aislante para el depósito, porque se obtiene fácilmente en el comercio y ser, además, uno de los que generalmente se usen para recubrir áreas relativamente grandes.

Este asbesto a moderadas temperaturas, según la tabla No. 19 tiene una conductividad térmica igual a 0,15 -- KCAL/HR-MT-°C.

El espesor del aislamiento lo determinaremos de acuerdo a la siguiente expresión: (2)

$$q_t = \frac{2 \times \pi \times h \times K_a (T_s - T_{so})}{\ln\left(\frac{R_o + E}{R_o}\right)} \quad \text{Ec. 4-83}$$

En donde:

E = Espesor del aislante.

T_{so} = Temperatura de superficie exterior del aislante.

Despejando de la expresión anterior el término del denominador, tenemos:

$$\ln\left(\frac{R_o + E}{R_o}\right) = \frac{2 \times \pi \times h \times K_a (T_s - T_{so})}{q_t} \quad \text{Ec. 4-84}$$

Reemplazando valores nos queda:

$$\begin{aligned} \ln\left(\frac{2,125 + E}{2,125}\right) &= \frac{2 \times 3,14 \times 6,5 \times 0,15 (94 - 35)}{5,36 \times 10^4} \\ &= 0,00673 \end{aligned}$$

El antilogaritmo es igual a:

$$\left(\frac{2,125 + E}{2,125}\right) = 1,009$$

De donde el espesor es igual finalmente a:

$$E = 0,019115 \text{ MT}$$

Seleccionamos el valor de una pulgada para este espesor.

4-5.- CALCULO DE LAS ARMADURAS DE LA BASE DEL DEPOSITO DE VINAZA

Para la determinación de las armaduras de la base de este depósito, enumeraremos a través del cálculo, las asumpciones o consideraciones de diseño para posteriormente recurrir a las relaciones matemáticas para su cálculo numérico.

Supondremos que el depósito carece de diferencia de peso en sus partes contituyentes, es decir la resultante - del peso del mismo y el líquido que contiene, pasa por el - centro de gravedad de la figura geometrica que la conforma. Esta asumpción es obvia ya que el líquido contenido en el - depósito no presentara variaciones de peso y los accesorios, como ser tapas de inpección, uniones, etc., tienen pesos insignificantes en comparación con el peso total como para - considerar que pueden desviar, la resultante, de la línea - de centros del depósito.

Asumiremos conocidas las dimensiones de la base las cuales han sido tomadas en cuenta de acuerdo a las siguientes acotaciones:

- 1.- La estructura de hierro la armaremos de manera - continua en las tres dimensiones del espacio con varillas de hierro de diámetro a determinarse.
- 2.- Aún cuando en las consideraciones de las fuerzas actuantes no se toma en cuenta ninguna fuerza horizontal, las armaduras de hierro estarán contrarestando esta fuerza, espaciando las varillas - cada 50 a 60 centímetros en los contornos de la estructura, sobre la cual se ubican los bordes - del depósito, lugar donde se situarían los mayores esfuerzos en caso de considerar dichas fuerzas horizontales y colocando varillas de 22 a 28

milímetros y empotradas tomando en cuenta la siguiente relación:

$$L \times 2 \times \pi \times d_v \times k_z = \sigma_s \times A_s \quad \text{Ec. 4-85}$$

En donde:

- L = Longitud de empotramiento.
- d_v = Diámetro de la varilla.
- k_z = Coeficiente de adhesión o adherencia.
- A_s = Area seccional de la varilla.
- σ_s = Esfuerzo permisible de las varillas

La figura nos dará una idea de la base del depósito con un diámetro igual a 4,25 metros, valor obtenido del cálculo realizado anteriormente.

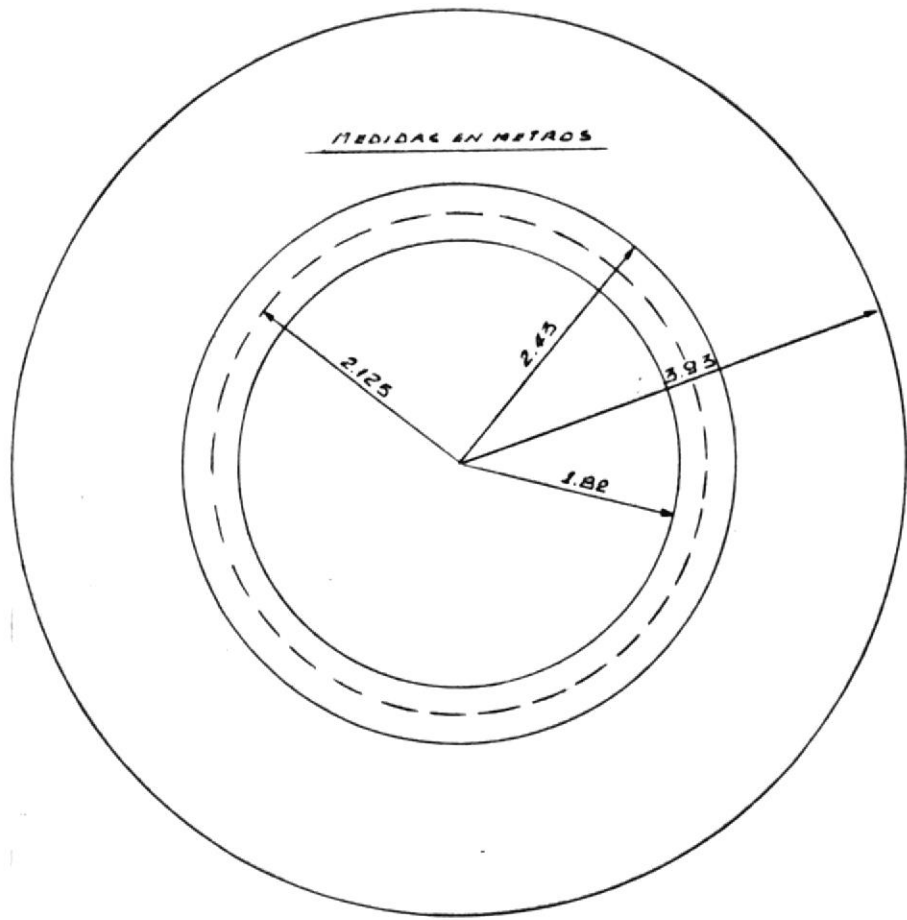
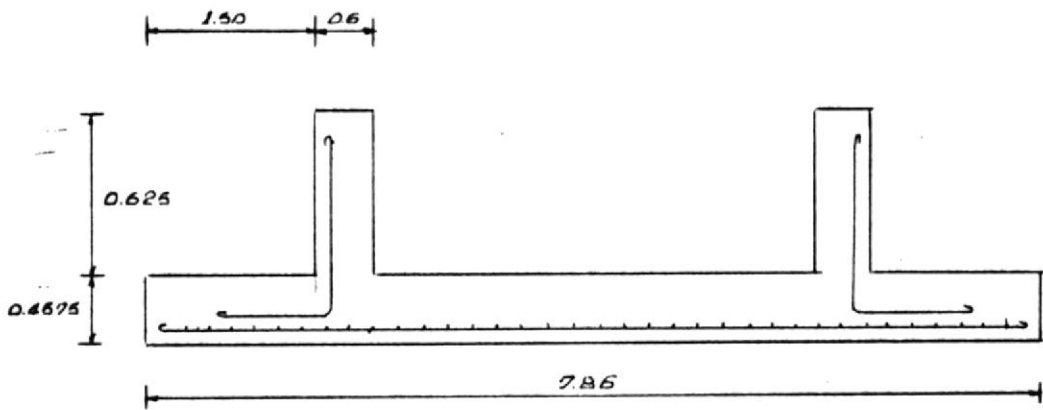
VISTA DE PLANTAVISTA SECCIONAL

Fig. N° 5.- Losa de hormigón armado para base del depósito de vinaza.

Una de las asunciones de mayor importancia para el cálculo de la estructura es considerar que el suelo reacciona uniformemente sobre toda la superficie de la losa.

Asumiremos, además, la estructura como una placa de espesor mediano, que es aquella que cuando se le aplican tensiones máximas de flexión, y la misma presentando índices de fluencia, se suscita sobre ella una redistribución de las tensiones proporcionándole una resistencia adicional utilizable. (7)

El método que usaremos para calcular la estructura utiliza el concepto de placa de espesor mediano y consiste en obtener el momento flector total en una sección peligrosa o crítica, es decir en el lugar donde creemos sufrirá un colapso la estructura, balanceando sólo por estática las cargas presentes.

Aún cuando el método no hace ningún intento de inclusión del efecto de tracción que se efectúa en la placa, si consideraremos su presencia en el cálculo de esta losa para determinar los diámetros de las armaduras.

La distribución de las fuerzas que actúan sobre el sistema serán de acuerdo a la siguiente figura.

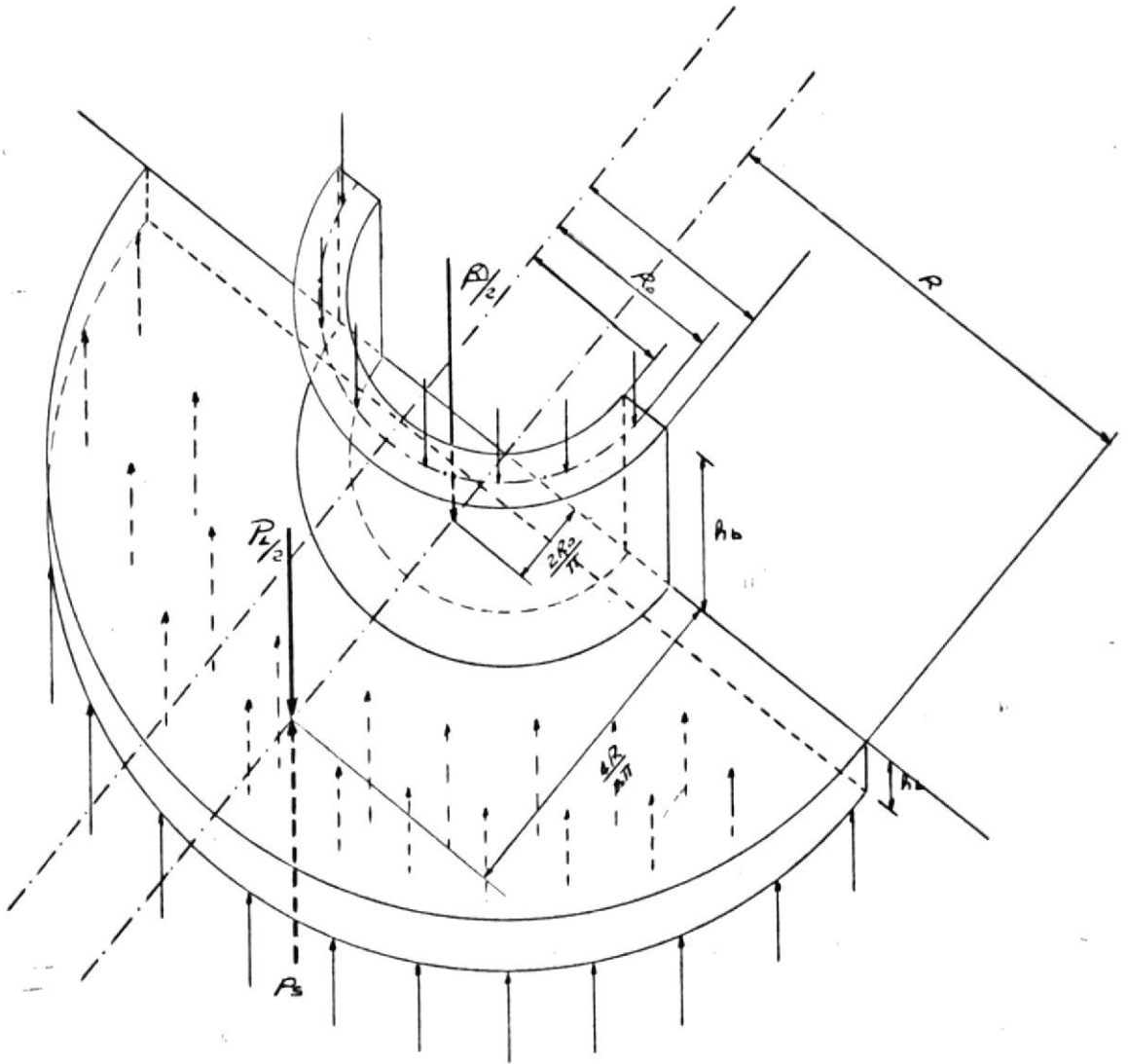


Fig. No. 6.- Diagrama de fuerzas.

4.5-1.- Cálculo de la Carga Actuante

La carga actuante la podemos subdividir en las siguientes partes:

- 1.- Peso del depósito. (W_D)
- 2.- Peso del anillo de concreto. (W_a)
- 3.- Peso de la losa de concreto. (W_L)

1.- Peso del Depósito

Este cálculo lo realizamos en la sección 4.2-4, por lo tanto usaremos el resultado obtenido para el mismo, que es igual a $112,183 \times 10^3$ KG.

2.- Peso del Anillo de Concreto

$$W_a = V_a \times \rho_c$$

Ec. 4-86

En donde:

V_a = Volumen del anillo de concreto.

ρ_c = Densidad media del concreto.

Expresando en los términos correspondientes el volumen del anillo utilizando la notación de la figura 6 y reduciéndola nos queda para el peso del anillo que:

$$W_a = (\pi \times R_1^2 \times h_b - \pi \times R_2^2 \times h_b) \rho_c$$

Ec. 4-87

En donde:

R_1 = Radio exterior del anillo.

R_2 = Radio interior del anillo.

h_b = Altura del anillo.

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} W_a &= 3,14 \times 0,625 \times 2,434 \times 10^3 (2,43^2 - 1,82^2) \\ &= 1,256 \times 10^4 \text{ KG.} \end{aligned}$$

3.- Peso de la Losa de Concreto

$$W_L = V_L \times \rho_c$$

Ec. 4-88

En donde:

V_L = Volumen de la losa.

Expresando en los términos correspondientes el volumen de la losa utilizando la notación de la figura 6, tenemos para el peso de la losa que:

$$W_L = \pi \times R^2 \times h_L \times \rho_c$$

Ec. 4-89

En donde:

R = Radio de la losa.

h_L = Altura de la losa.

Reemplazando valores nos queda:

$$\begin{aligned} W_L &= 3,14 \times 3,93^2 \times 0,4575 \times 2,434 \times 10^3 \\ &= 5,4 \times 10^4 \text{ KG.} \end{aligned}$$

Tomando estos resultados tenemos que la carga total que actúa sobre el terreno es igual a $1,814 \times 10^5$ KG.

Pasaremos a continuación a calcular el momento flector máximo utilizando los valores hallados anteriormente.

4.5-2.- Determinación del Momento Flector Máximo

Según muestra la figura 6 que nos representa las fuerzas que intervienen en el sistema, aplicaremos la sumación de momentos con respecto al diámetro para hallar el momento flector máximo.

$$\Sigma M = 0$$

$$P_s (Y_1) - (P_L/2) (Y_2) - (P/2) (Y_3) - M_D = 0 \quad \text{Ec. 4-90}$$

Un donde:

P_s = Reacción del suelo.

P_L = Peso de la losa.

P = Peso del depósito y anillo de concreto.

Y_n = Brazo de momento. (1,2,3).

Analizando la figura observamos que se cumple que:

$$P_s = P/2 + P_L/2 \quad \text{Ec. 4-91}$$

Despejando el valor de M_D de la ecuación 4-90, reemplazando los brazos de momentos respectivos y agrupando nos queda:

$$M_D = P_s (4R/3\pi) - (P_L/2) (4R/3\pi) - (P/2) (2R_o/\pi) \quad \text{Ec. 4-92a}$$

$$= (P_s - P_L/2) (4R/3\pi) - (P/2) (2R_o/\pi) \quad \text{Ec. 4-92}$$

Despejamos el valor de P de la ecuación 4-91 y reemplazamos en la ecuación 4-92 y nos queda:

$$M_D = (P/2) (4R/3\pi) - (P/2) (2R_o/\pi)$$

$$= (P/2) (4R/3\pi) (1 - 3R_o/2R) \quad \text{Ec. 4-93}$$

Reemplazando valores tenemos que:

$$M_D = \frac{4 \times 3,93 \times 1,24743 \times 10^5}{2 \times 3 \times 3,14} (1 - 1,5 \times 2,125/3,93)$$

$$= 1,955 \times 10^4 \text{ KG-MT.}$$

4.5-3.- Cálculo del Diámetro de las Armaduras

Para el cálculo del diámetro de las armaduras asumiremos que el momento resistente se mantiene en equilibrio con el momento flector máximo, y que en la sección crítica o diámetro crítico esta condición se cumple. Por lo tanto podemos tomar esta consideración y calcular los mencionados diámetros, considerando como si se tratara de una viga de ancho igual al diámetro de la base y altura igual a la tomada para la misma.

Tomaremos como referencia la figura 7 para proceder a calcular las armaduras.

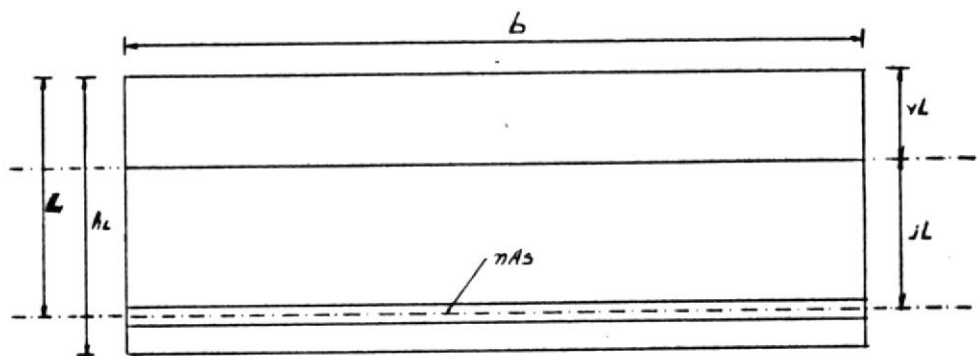


Fig. No. 7.- Elementos para el cálculo de las armaduras.

Usaremos varillas cuyo esfuerzo de tracción es igual a 1.260 KG/CMT^2 y un concreto cuyo esfuerzo admisible sea de $45,7 \text{ KG/CMT}^2$ como promedio. Consideraremos además una relación de las elasticidades entre el hierro y el concreto igual aproximadamente a 15 y tomaremos un factor de seguridad de 8 para llevar a cabo esta determinación.

Con esto pasaremos a continuación a calcular la ubicación de las armaduras dentro del concreto, para lo cual usaremos la siguiente expresión: (8)

$$M_D = (f_c/2) (Ly \times b) (jL)$$

Ec. 4-94

En donde:

M_D = Memento flector máximo.

f_c = Esfuerzo permisible máximo del concreto.

L = Distancia del tope al centro de la armadura.

b = Ancho de la base.

$$y = \frac{f_c}{f_s/n + f_c} = \text{Fracción de distancia al eje neutro.}$$

$j = 1 - y/3 = \text{Fracción de brazo de momento.}$

f_s = Esfuerzo permisible de tracción del hierro.

$n = E_s/E_c = \text{Razón de módulos de elasticidad.}$

E_s = Módulo de elasticidad del acero.

E_c = Módulo de elasticidad del concreto.

Calcularemos primeramente los términos y y j que nos son desconocidos en la expresión anterior.

$$\begin{aligned} y &= \frac{f_c}{f_s/n + f_c} \\ &= \frac{45,7}{1.260/15 + 45,7} \\ &= 0,352 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} j &= 1 - y/3 \\ &= 1 - 0,352/3 \\ &= 0,883 \end{aligned}$$

Reemplazando estos valores en la ecuación 4-94 y colocando el factor de seguridad asumido para esta losa, tenemos:

$$2 \times 1,955 \times 10^4 \times 10^2 = \frac{45,7}{2} (0,352L \times 7,86 \times 10^2 \times 0,883L)$$

Despejando el valor de L nos queda finalmente:

$$L = \sqrt{\frac{2 \times 1,955 \times 10^4 \times 10^2 \times 2}{45,7 \times 0,352 \times 0,883 \times 7,86 \times 10^2}}$$

$L = 26,45 \text{ CMT.}$

Valor que constituye la profundidad a donde se van a ubicar las armaduras en la base.

A continuación calcularemos el área total de las armaduras de hierro. Para efectuar esto, utilizaremos la siguiente expresión que nos iguala las fuerzas de tracción y compresión que soporta la viga considerada. O sea: (8)

$$A_k \times f_s = (f_c/2) (b \times L \times y) \quad \text{Ec. 4-97}$$

En donde:

A_k = Área total de las armaduras de hierro.

Despejando de la ecuación anterior el término A_s , tenemos:

$$A_k = \frac{f_c \times b \times L \times y}{2 \times f_s} \quad \text{Ec. 4-98}$$

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} A_k &= \frac{45,7 \times 7,86 \times 10^2 \times 0,352 \times 26,45}{2 \times 1,26 \times 10^3} \\ &= 132,8 \text{ CMT}^2. \end{aligned}$$

Espaciaremos las varillas cada 20 centímetros en la longitud total o ancho de la base, con lo que el número de varillas a colocarse es 39 y el área de cada varilla es igual a:

$$A_s = \frac{A_k}{N_v} \quad \text{Ec. 4-99}$$

En donde:

N_v = Número de varillas.

Reemplazando valores tenemos:

$$A_s = \frac{132,8}{39}$$

$$A_s = 3,406 \text{ CMT}^2.$$

Luego el diámetro de cada varilla es igual a:

$$d_v = \sqrt{\frac{4 \times A_s}{\pi}}$$

No. 4-100

Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} d_v &= \sqrt{\frac{4 \times 3,406}{3,14}} \\ &= 2,084 \text{ CMT.} = 7/8" \end{aligned}$$

Este valor constituye el diámetro de las armaduras principales. Para las armaduras secundarias, que irán amarradas a las principales, en su parte superior y en dirección normal a las mismas, le consideraremos un área igual a la mitad de las principales, o sea $66,40 \text{ CMT}^2$.

Realizando operaciones similares a las efectuadas en la determinación de los diámetros de las armaduras principales, tenemos finalmente que el diámetro de estas armaduras secundarias es igual a $1,47 \text{ CMT} = 5/8"$.

456.- CALCULO DE LAS BOMBAS DEL SISTEMA

En la figura No. 10 se hallan graficados los equipos con sus respectivos circuitos a utilizarse en el sistema. En él mismo están indicados los diferentes accesorios (válvulas, codos, cheques, etc.) que se usaran en el circuito de esterilización que es el de nuestro interés, así como también parte de los circuitos que se usan en proceso de fermentación, indicándose asimismo, las longitudes y cantidades de accesorios que se hallan en el recorrido.

Estas indicaciones, longitud y accesorios del sistema de esterilización, nos servirán para determinar las caídas de presión que experimenta el fluido a través de los circuitos.

4.6-1.- Cálculo de la Potencia de la Bomba B₁

Observando la figura 10 vemos que esta bomba es la que tiene un recorrido mayor y atraviesa mayor número de accesorios, por lo que será la que tendrá más potencia.

Resumiremos en el siguiente cuadro los diferentes componentes del circuito de esta bomba, tanto en la línea de succión como en la línea de descarga.



CUADRO GCIRCUITOS DE BOMBA B₁SUCCION

ACCESORIOS	CANTIDAD
Tuberia de 2" \emptyset	32 MT
Válvulas compuerta 2" \emptyset	2
Codos 90° 2" \emptyset	3
Salida 2" \emptyset	1

DESCARGA

ACCESORIOS	CANTIDAD
Tuberia de 2" \emptyset	3 MT
Válvulas compuerta 2" \emptyset	1
Cheque 2" \emptyset	1
Codo 90° 2" \emptyset	1
Ampliación (2-3)" \emptyset	1
Tee 3" \emptyset	1
Tuberia de 3" \emptyset	45 MT
Válvulas compuerta 3" \emptyset	5
Codos 90° 3" \emptyset	13
Cheque 3" \emptyset	1
Ampliación (3-4)" \emptyset	1
Tuberia de 4" \emptyset	55 MT
Codos 90° 4" \emptyset	3
Válvulas compuerta 4" \emptyset	2
Cheque 4" \emptyset	1
Tee 4" \emptyset	5

En el recorrido de esta bomba debemos considerar la pérdida de presión, traducida a altura hidrostática, provocada por dos intercambiadores de calor, de los cuales uno es el calculado en el presente proyecto.

Asimismo en el punto C, donde se une el agua con la melaza la relación de los caudales será aproximadamente de uno a cinco. La unión de estos dos caudales (5.000 LT/HR y 25.000 LT/HR) dan como resultado, en la unión, 30.000 LT/HR, caudales que nos servirán para la determinación de las velocidades de los fluidos que intervienen en el proceso.

A continuación calcularemos las respectivas velocidades de los fluidos.

4.6-2.- Determinación de las Velocidades

Como el proceso de fermentación requiere de un caudal de 30.000 LT/HR de melaza diluida, podemos a partir de este dato calcular las velocidades de los fluidos componentes en las tuberías de diferentes diámetros.

Según se muestra en la figura 10, en el punto C, podemos observar que se cumple que:

$$Q_3 = Q_4 + Q_2$$

Ec. 4-101

En donde:

Q_3 = Caudal de la melaza diluida.

Q_4 = Caudal de la melaza.

Q_2 = Caudal de agua.

Como conocemos los caudales componentes en este punto de confluencia, de los tres fluidos (5.000 LT/HR, 30.000 LT/HR y 25.000 LT/HR), de la melaza, melaza diluida y agua respectivamente, podemos ahora calcular sus velocidades en las tuberías, aplicando el principio de continuidad y régimen permanente dado por la siguiente expresión:

$$\begin{aligned}
 V &= Q/A \\
 &= 4 \times Q/D^2 \times \pi
 \end{aligned}
 \tag{Ec. 4-102}$$

En que:

Q = Caudal.

V = Velocidad.

A = Area seccional de la tubería.

D = Diámetro de la tubería.

Pasaremos a continuación a reemplazar valores y calcular las velocidades:

$$\begin{aligned}
 V_2 &= 4 \times Q_2/D_2^2 \times \pi && \text{Ec. 4-103} \\
 &= 4 \times 25 / (5,08 \times 10^{-2})^2 \times 3,14 \\
 &= 1,234 \times 10^4 \text{ MT/HR.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_3 &= 4 \times Q_3/D_3^2 \times \pi && \text{Ec. 4-104} \\
 &= 4 \times 30 / (7,62 \times 10^{-2})^2 \times 3,14 \\
 &= 6,58 \times 10^3 \text{ MT/HR.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_4 &= 4 \times Q_4/D_4^2 \times \pi && \text{Ec. 4-105} \\
 &= 4 \times 30 / (1,015 \times 10^{-1})^2 \times 3,14 \\
 &= 3,71 \times 10^3 \text{ MT/HR.}
 \end{aligned}$$

4.6-3.- Determinación de los Coeficientes de Fricción

Para la determinación del coeficiente de fricción tenemos que calcular el número de Reynolds para los diferentes diámetros de tuberías y sus coeficientes de rugosidad relativa respectivos para cada fluido.

Usaremos para el cálculo de estos coeficientes las siguientes relaciones:

$$\text{Re} = v \times D/\nu \tag{Ec. 4-106}$$

En donde:

ν = Viscosidad

$$\zeta = \epsilon/D$$

Ec. 4-107

En donde:

ζ = Rugosidad relativa.

ϵ = Rugosidad absoluta.

A continuación pasaremos a reemplazar valores en las ecuaciones anteriores y calcular los coeficientes de fricción para cada uno de los fluidos.

$$Re_2 = V_2 \times D_2 / \nu_2 \quad \text{Ec. 4-108}$$

$$= \frac{1,234 \times 10^4 \times 5,08 \times 10^{-2}}{2,89 \times 10^{-3}}$$

$$= 2,168 \times 10^5$$

$$\zeta_2 = \epsilon_2 / D_2 \quad \text{Ec. 4-109}$$

$$= 0,000061 / 5,08 \times 10^{-2}$$

$$= 0,0012$$

Con estos valores hallamos en la figura No. 19 que el factor de fricción es igual a 0,0215

$$Re_3 = V_3 \times D_3 / \nu_3 \quad \text{Ec. 4-110}$$

$$= \frac{6,58 \times 10^3 \times 7,62 \times 10^{-2}}{5,19 \times 10^{-3}}$$

$$= 9,66 \times 10^4$$

$$\zeta_3 = \epsilon_3 / D_3 \quad \text{Ec. 4-111}$$

$$= 0,000061 / 7,62 \times 10^{-2}$$

$$= 0,0008$$

Con estos valores hallamos en la figura No. 19 que el factor de fricción es igual a 0,0212.

$$Re_4 = V_4 \times D_4 / \nu_4 \quad \text{Ec. 4-112}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_4 &= \frac{3,71 \times 10^3 \times 1,015 \times 10^{-1}}{5,19 \times 10^{-3}} \\ &= 7,26 \times 10^4 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_4 &= \epsilon_4 / D_4 && \text{Ec. 4-113} \\ &= 0,000061 / 1,015 \times 10^{-1} \\ &= 0,0006 \end{aligned}$$

Con estos dos valores encontramos en la figura No. 19 que el factor de fricción es igual a 0,0218.

Necesitamos ahora calcular la altura hidrostática que tendrá que alcanzar la bomba.

Para la determinación de esta altura usaremos la ecuación de la energía para un fluido, que constituye una aplicación del principio de conservación de la energía del mismo.

La energía que contiene un fluido consiste en energía interna y energía debida a presión, velocidad y posición. Este principio lo podemos resumir de la siguiente forma: (9)

$$\begin{array}{cccccc} \text{ENERGIA EN} & \text{ENERGIA} & \text{ENERGIA} & \text{ENERGIA} & \text{ENERGIA EN} & \\ \text{SECCION 1} & \text{AÑADIDA} & \text{PERDIDA} & \text{EXTRAIDA} & \text{SECCION 2} & \end{array} \quad \text{4-114}$$

Esta ecuación, para un fluido en estado estable e incompresible, en el cual despreciamos el cambio de energía interna, se expresa así:

$$\left(\frac{P_1}{\rho_1} + \frac{V_1^2}{2g} + Z_1 \right) + H_a - H_L - H_E = \left(\frac{P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 \right) \quad \text{Ec. 4-115}$$

Que constituye el llamado teorema de Bernoulli que lo expresaremos en metros de altura hidrostática de fluido.

En que:

P = Presión en la sección 1 ó 2.

V = Velocidad en la sección 1 ó 2.

Z = Elevación en la sección 1 ó 2.

H_a = Energía añadida.

H_L = Energía perdida.

H_E = Energía extraída.

Usaremos para el cálculo de las pérdidas en las tuberías la fórmula de Darcy-Weisbach que se expresa en la siguiente forma: (9)

$$H_L = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \quad \text{Ec. 4-116}$$

En donde:

f = Coeficiente de fricción.

L = Longitud de la tubería.

Y para la determinación de las pérdidas en los accesorios la siguiente expresión: (9)

$$H_L = K \times \frac{v^2}{2g} \quad \text{Ec. 4-117}$$

En donde:

K = Coeficiente de pérdidas.

Tomaremos los coeficientes de pérdidas en los accesorios de las tablas 11 y 18.

4.6-4.- Determinación de la Altura Hidrostática de la Bomba

B₁

Tomando como referencia la figura No. 10 y aplicando la ecuación de Bernoulli desde el punto A hasta el punto 1, tenemos que se cumple la siguiente relación:

ALTURA HIDROSTATICA - PERDIDAS + ALTURA HIDROSTATICA -
DE PUNTO A DE A a B DE BOMBA

- PERDIDAS - PERDIDAS - PERDIDAS - PERDIDAS - PERDIDAS =
DE B a C DE C a H DE I₁ DE I₂ DE H a I =

$$= \text{ALTURA HIDROSTATICA DE PUNTO I} \quad \text{Ec. 4-118}$$

Resolveremos aisladamente cada una de las expresio-
nes anteriores.

4.6-5.- Altura Hidrostática de Punto A

$$H_A = \frac{P_A}{\rho_A} + \frac{V_A^2}{2g} + Z_A \quad \text{Ec. 4-119}$$

$$= 0 + 0 + 20$$

$$= 20 \text{ MT.}$$

La velocidad es nula porque el área de la superficie
del tanque es muy grande en comparación con el área de sali-
da.

4.6-6.- Pérdidas de A a B

$$H_{AB} = (V_2^2/2g) (f_2 \times L_{AB}/D_2 + K_E + 2K_V + 3K_C) \quad \text{Ec. 4-120}$$

$$= \frac{(1,234 \times 10^4)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} (0,0215 \times \frac{32}{5,08 \times 10^{-2}} + 3,75)$$

$$= 10,34 \text{ MT.}$$

4.6-7.- Pérdidas de B a C

Ec. 4-121

$$H_{BC} = \frac{V_2^2}{2g} (f_2 \times L_{BC}/D_2 + K_V + K_{CH} + K_C + K_T) + K_A \frac{(V_2 - V_3)^2}{2g}$$

$$= \frac{(1,234 \times 10^4)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} (0,0215 \times \frac{3}{5,08 \times 10^{-2}} + 6,0) +$$

$$+ 0,39 \times \frac{(1,234 \times 10^4 - 6,58 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8}$$

$$H_{BC} = 4,40 \text{ MT.}$$

4.6-8.- Pérdidas de C a H

Ec. 4-122

$$\begin{aligned} H_{CH} &= \frac{V_3^2}{2g} \left(f_3 \times \frac{L_{CH}}{D_3} + 13K_C + 5K_V + K_{CH} \right) + K_A \frac{(V_3 - V_4)^2}{2g} \\ &= \frac{(6,58 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} \left(0,0212 \times \frac{45}{7,62 \times 10^{-2}} + 14 \right) + \\ &\quad + 0,30 \times \frac{(6,58 \times 10^3 - 3,71 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} \\ &= 5,49 \text{ MT.} \end{aligned}$$

4.6-9.- Pérdidas de I₁

Asumiremos que esta pérdida esta representada sólo - por la caída de presión que experimenta el fluido al pasar por el exterior de los tubos del intercambiador de calor diseñado. Transformando este valor a altura hidrostática, tenemos:

$$\begin{aligned} H_{I_1} &= \frac{\Delta P_0}{\rho_{I_1}} && \text{Ec. 4-123} \\ &= \frac{1,849 \times 10^2}{1,104 \times 10^3} \\ &= 0,1675 \text{ MT.} \end{aligned}$$

4.6-10.- Pérdidas de I₂

Estas pérdidas corresponden al pasar el fluido por - el exterior de los tubos del grupo de enfriadores ubicados, según la figura 10, en la posición H. Asumiremos que su pérdida de presión total es de 6 PSI. Transformando este valor a altura hidrostática, tenemos:

$$\begin{aligned}
 H_{I_2} &= \frac{\Delta P_0}{\rho_{I_2}} && \text{Ec. 4-124} \\
 &= \frac{6 \times 7,03 \times 10^2}{1,104 \times 10^3} \\
 &= 3,82 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

4.6-11.- Pérdidas de H a I

$$\begin{aligned}
 H_{HI} &= \frac{v^2}{2g} \left(f_4 \times \frac{L_{HI}}{D_4} + 2K_V + K_{CH} + 5K_T \right) && \text{Ec. 4-125} \\
 &= \frac{(3,71 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} \left(0,0218 \times \frac{55}{1,015 \times 10^{-1}} + 13,5 \right) \\
 &= 7,12 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

4.6-12.- Altura Hidrostática del Punto I

$$\begin{aligned}
 H_I &= \frac{P_I}{\rho_I} + \frac{v_I^2}{2g} + Z_I && \text{Ec. 4-126} \\
 &= 0 + 0 + 18 \\
 &= 18 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

El cabezal de velocidad es nulo porque el área de la superficie del tanque es muy grande en comparación con el área de salida, lo cual hace que la velocidad sea nula.

Reemplazamos a continuación los valores hallados en la expresión del balance de energía entre el punto A e I, y tenemos:

$$20 - 10,34 + H_{B_1} - 4,40 - 5,49 - 0,1675 - 3,82 - 7,12 = 18$$

De donde:

$$H_{B_1} = 29,34 \text{ MT.}$$

Para determinar la potencia de la bomba usaremos la siguiente ecuación:

$$HP = 8x Q x H / 2,7 x 10^5$$

Ec. 4-127

En donde:

HP = Potencia.

H = Altura hidrostática de la bomba.

Reemplazando valores tenemos finalmente para la potencia de la bomba B_1 que:

$$HP = \frac{1,0 x 10^3 x 25 x 30}{2,7 x 10^5}$$

$$= 2,78 \text{ CABALLOS DE POTENCIA.}$$

2,78 Tomaremos el valor de 5 HP para la potencia de esta bomba.

4.6-13.- Cálculo de la Potencia de la Bomba B_L

Es la bomba que se encarga de llenar el depósito de almacenamiento de vinaza a un caudal de 8.166 LT/HR.

Según la figura No. 10, tenemos que los circuitos de succión y descarga de esta bomba son los siguientes:

CUADRO H
CIRCUITOS DE BOMBA B_L

SUCCION

ACCESORIOS	CANTIDAD
Tuberia de 2" ϕ	1,50 MT
Salida de 2" ϕ	1
Válvulas compuerta 2" ϕ	2
Codos 90° 2" ϕ	3

DESCARGA

ACCESORIOS	CANTIDAD
Tuberia de 2" ϕ	12 MT
Válvulas compuerta 2" ϕ	1
Cheque 2" ϕ	1
Codos 90° 2" ϕ	2

4.6-14.- Determinación de la Velocidad

Utilizamos la ecuación 4-102 y reemplazamos valores:

$$\begin{aligned} V_2 &= 4 \times Q/D^2 \times \pi \\ &= \frac{8,166}{3,14 (5,08 \times 10^{-2})^2} \\ &= 4,035 \text{ MT/HR} \end{aligned}$$

4.6-15.- Determinación del Coeficiente de Fricción

Utilizaremos las ecuaciones 4-106 y 4-107. Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{4,035 \times 10^3 \times 5,08 \times 10^{-2}}{2,055 \times 10^{-3}} \\ &= 9,96 \times 10^4 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \zeta &= 0,000061/5,08 \times 10^{-2} \\ &= 0,0012 \end{aligned}$$

Con estos valores hallamos en la figura No. 19 que el factor de fricción es igual a 0,023.

4.6-16.- Determinación de la Altura Hidrostática de la Bomba

B_L

Tomando como referencia la figura No. 10 y aplicando el teorema de Bernoulli desde el punto K hasta el punto M, tenemos:

$$\begin{aligned} \text{ALTURA HIDROSTATICA} & \text{ - PERDIDAS } + \text{ ALTURA HIDROSTATICA} \\ \text{DEL PUNTO K} & \text{ DE K a L DE BOMBA} \\ \text{- PERDIDAS} & \text{ = ALTURA HIDROSTATICA} & \text{ Ec. 4-128} \\ \text{DE L a M} & \text{ DEL PUNTO M} \end{aligned}$$

Resolviendo aisladamente cada una de las expresiones anteriores y utilizando las ecuaciones 4-115, 4-116 y 4-117 para hallar las pérdidas en las tuberías y accesorios.

4.6-17.- Altura Hidrostática del Punto K

$$\begin{aligned}
 H_K &= \frac{P_K}{\rho_K} + \frac{v_K^2}{2g} + z_K && \text{Ec. 4-129} \\
 &= 0 + 0 + 0 \\
 &= 0 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

El cabezal de velocidad es nulo por las razones expuestas anteriormente y el cabezal de posición también es nulo por constituir el nivel cero o datum.

4.6-18.- Pérdidas de K a L

$$\begin{aligned}
 H_{KL} &= \frac{v^2}{2g} \left(f_2 \times \frac{L_{KL}}{D_2} + 2 K_V + 3 K_C + K_E \right) && \text{Ec. 4-130} \\
 &= \frac{(4,035 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} \left(0,023 \times \frac{1,5}{5,08 \times 10^{-2}} + 3,75 \right) \\
 &= 0,27 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

4.6-19.- Pérdidas de L a M

$$\begin{aligned}
 H_{LM} &= \frac{v^2}{2g} \left(f_2 \times \frac{L_{LM}}{D_2} + K_V + K_{CH} + 2K_C \right) && \text{Ec. 4-131} \\
 &= \frac{(4,035 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} \left(0,023 \times \frac{12}{5,08 \times 10^{-2}} + 4,75 \right) \\
 &= 0,64 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

4.6-20.- Altura Hidrostática del Punto M

$$\begin{aligned}
 H_M &= \frac{P_M}{\rho_M} + \frac{v_M}{2g} + z_M && \text{Ec. 4-132} \\
 &= 0 + 0 + 10 \\
 &= 10 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

A continuación reemplazamos los valores hallados en la expresión del balance de energía entre los puntos K y M, y tenemos:

$$0 - 0,27 + H_{B_L} - 0,64 = 10$$

De donde:

$$H_{B_L} = 10,91 \text{ MT.}$$

Encontramos la potencia empleando la ecuación 4-127, y tenemos para la bomba B_L que:

$$\begin{aligned} \text{HP} &= 1,0328 \times 10^3 \times 8,166 \times 10,91 / 2,7 \times 10^5 \\ &= 0,3419 \text{ CABALLOS DE POTENCIA.} \end{aligned}$$

Tomaremos el valor de 1/2 HP para la potencia de esta bomba.

4.6-21.- Cálculo de la Potencia de la Bomba B₀

Esta bomba se encarga de llevar la vinaza por el intercambiador de calor para esterilizar la melaza diluida a un flujo de 16,0 MT³/HR.

Según la figura No. 10 tenemos que los circuitos de succión y descarga tienen las siguientes características.

CUADRO ICIRCUITOS DE BOMBA B₀SUCCION

ACCESORIOS	CANTIDAD
Tubería de 2" \emptyset	1 MT
Salida de 2" \emptyset	1
Válvula compuerta 2" \emptyset	1

DESCARGA

ACCESORIOS	CANTIDAD
Tubería de 2" \emptyset	6 MT
Válvula compuerta 2" \emptyset	2
Cheque 2" \emptyset	1
Codos 90° 2" \emptyset	5

4.6-22.- Determinación de la Velocidad

Utilizamos la ecuación 4-102 y reemplazamos valores:

$$\begin{aligned} V_2 &= 4 \times Q/D^2 \times \pi \\ &= \frac{4 \times 16,0}{(5,08 \times 10^{-2})^2} \times 3,14 \\ &= 7,90 \times 10^3 \text{ MT/HR.} \end{aligned}$$

4.6-23.- Determinación del Coeficiente de Fricción

Utilizaremos las ecuaciones 4-106 y 5-107. Reemplazando valores tenemos:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{7,90 \times 10^3 \times 5,08 \times 10^{-2}}{2,055 \times 10^{-3}} \\ &= 1,956 \times 10^5 \\ \zeta &= 0,000061/5,08 \times 10^{-2} \\ &= 0,0012 \end{aligned}$$

Con estos dos valores hallamos en la figura No. 19 que el factor de fricción es de 0,021.

4.6-24.- Determinación de la Altura Hidrostática de la Bomba

ba B₀

Tomando como referencia la figura No. 10 y aplicando el teorema de Bernoulli desde el punto M al punto E, tenemos que:

$$\begin{aligned} \text{ALTURA HIDROSTATICA} & \text{ - PERDIDAS } + \text{ ALTURA HIDROSTATICA} \\ \text{DEL PUNTO M} & \text{ DE M a O } + \text{ DE BOMBA} \\ \text{ - PERDIDAS} & = \text{ ALTURA HIDROSTATICA} \\ \text{DE O a E} & = \text{ DEL PUNTO E} \end{aligned} \quad \text{Ec. 4-133}$$

Resolviendo aisladamente cada una de las expresiones anteriores y utilizando las ecuaciones 4-115, 4-116 y 4-117 para hallar las pérdidas de altura en los circuitos.

4.6-25.- Altura Hidrostática del Punto M

$$\begin{aligned}
 H_M &= \frac{P_M}{\rho_M} + \frac{V_M}{2g} + z_M && \text{Ec. 4-134} \\
 &= 0 + 0 + 6 \\
 &= 6 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

En donde el cabezal de velocidad es nulo por las razones expuestas anteriormente.

4.6-26.- Pérdidas de M a O

$$\begin{aligned}
 H_{MO} &= \frac{V_2^2}{2g} \left(f_2 \times \frac{L_{MO}}{D_2} + K_V + K_E \right) && \text{Ec. 4-135} \\
 &= \frac{(7,90 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} \left(0,021 \times \frac{1,0}{5,08 \times 10^{-2}} + 1,25 \right) \\
 &= 0,408 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

4.6-27.- Pérdidas de O a E

$$\begin{aligned}
 H_{OE} &= \frac{V_2^2}{2g} \left(f_2 \times \frac{L_{OE}}{D_2} + 2K_V + K_{CH} + 5K_C \right) && \text{Ec. 4-136} \\
 &= \frac{(7,90 \times 10^3)^2}{2 \times 1,27 \times 10^8} \left(0,021 \times \frac{6}{5,08 \times 10^{-2}} + 7,25 \right) \\
 &= 2,389 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

4.6-28.- Altura Hidrostática del Punto E

Asumiremos que esta pérdida esta representada por la caída de presión que experimenta el fluido al circular por el interior de los tubos del intercambiador diseñado y será considerada también la altura a que se halla el mismo con relación a la línea de referencia.

$$\begin{aligned}
 H_E &= \frac{\Delta P_E}{R_E} + Z_E && \text{Ec. 4-137} \\
 &= \frac{3,772 \times 10^4}{1,0328 \times 10^3} + 1,0 \\
 &= 27,89 \text{ MT.}
 \end{aligned}$$

A continuación reemplazaremos los valores hallados en la expresión del balance de energía entre los puntos M y E y tenemos:

$$6,0 - 0,408 H_{B_0} - 2,389 = 27,89$$

De donde:

$$H_{B_0} = 24,67 \text{ MT.}$$

Finalmente hallamos el valor de la potencia mediante la ecuación 4-127 y tenemos para la bomba B₀ que:

$$\begin{aligned}
 \text{HP} &= \frac{1,0328 \times 10^3 \times 16,0 \times 24,687}{2,70 \times 10^5} \\
 &= 2,15 \text{ CABALLOS DE POTENCIA.}
 \end{aligned}$$

Tomaremos el valor de 3 HP para la potencia de esta bomba.

CAPITULO V

SELECCION DE MATERIALES

El material a sido seleccionado considerando que el fluido que va a circular en el sistema es corrosivo y tiene índices de acidez relativamente alto.

Estas dos condiciones permitiran que se seleccione el material apropiado en lo que a componentes de metales - se refiere, más que todo en las válvulas e impulsores de las bombas que serian los principales accesorios que sufrirían daños por parte del fluido.

A continuación enumeraremos el equipo y materiales seleccionados para el presente diseño.

5.1.- INTERCAMBIADOR DE CALOR

El material de la carcasa es de acero y los tubos - son de cobre o latón y tendrán una disposición en línea - con malla cuadrada. Sus características son las siguientes:

CARCASA

Diámetro interior	0,3415 MT
Espacio entre deflectores	0,23 MT
Número de pasos	2

TUBOS

Número total	96
Diámetro	19,05 MM
Especificación	BWG-18
Equidistancia cuadrada	28,57 MM
Número de pasos	12
Longitud	5,40 MT

5.2.- BOMBA DE CIRCULACION POR EL INTERCAMBIADOR B₁

Marca	GOULDS
Modelo	3650S
Diámetros	2 1/2" x 2 1/2"
Potencia	5 HP
Altura de cabezal	98 PIES
Caudal	140 GPM
Velocidad	3.500 RPM
Motor incorporado.	

5.3.- BOMBA DE LLENADO DEL DEPOSITO DE VINAZA B_L

Marca	GOULDS
Modelo	3642
Diámetros	1 1/4" x 1 1/2"
Potencia	1/2 HP
Altura de cabezal	38 PIES
Caudal	40 GPM
Velocidad	3.500 RPM

Meter incorporado.

5.4.- BOMBA DE CIRCULACION POR INTERCAMBIADOR B_O

Marca	GOULDS
Modelo	3650S
Diámetros	1 1/2" x 2"
Potencia	3 HP
Altura de cabezal	82 PIES
Caudal	70 GPM
Velocidad	3.500 RPM

Meter incorporado.

5.5.- VALVULAS

Marca	WALWORTH	
Número de serie	RT16F	
Dimensión cara a cara	7"	8"
Diámetros	2"	3"
Dimensión centro al tope	14 1/4"	19 5/8"
Diámetro de rueda	4 1/2"	5 3/4"
Peso	24 LB	50,8 LB

5.6.- CODOS 90°

Marca	WALWORTH	
Diámetros	2"	3"
Dimensiones Standart		
Centro al tope	3"	4 1/2"
Peso	1,75 LB	5 LB

5.7.- BRIDAS

Marca	WALWORTH	
Diámetros	2"	3"
Dimensiones Standart		
Diámetro interior	2"	3"
Peso	9 LB	15 LB

5.8.- CHEQUES VERTICALES

Marca	WALWORTH	
Número de serie	M928FS	
Diámetros	2"	3"
Dimensión cara a cara	8"	9 1/2"
Diámetro de brida	6"	7"
Espesor de brida	5/8"	3/4"
Pesos	25 LB 5	48 LB

5.9.- DEPOSITO DE VINAZA

Se construirá el depósito usando planchas de hierro de 1/4" de espesor y estará recubierto por una capa de pintura anticorrosiva o pintura laca. Utilizaremos como material aislante el asbesto en polvo.

5.10.- CONDUCTORES

Usaremos tubería schedule 80 de 2" y 3" de diámetros para los circuitos de vinaza y melaza diluida respectivamente y la tubería de 2" de diámetro estará recubierta con aislante que será un compuesto de magnesia al 85%. Sus uniones entre sí serán por medio de soldadura.

CAPITULO VI

ESTUDIO ECONOMICO

La base fundamental de este estudio es la constatación de las utilidades que se dan anualmente de acuerdo a la forma de pago sin que se altere mayormente el movimiento económico actual.

Asimismo este estudio ha sido basado en los precios de maquinarias, equipos y demás accesorios efectuados en la ciudad de Guayaquil en las distribuidoras de maquinarias y equipos afines a este proyecto.

En el caso del intercambiador de calor, por ser muy poco frecuente su pedido, se tomó como referencia la Fig. No. 11, en que se proporciona el precio del área de transferencia de calor para un intercambiador de tubos de varios materiales y carcasa de acero. Lógicamente este precio no considera el valor de la superficie del intercambiador ya montado con sus diversos accesorios y aditamentos para funcionar, ni los diversos costos que involucra su transportación desde el lugar donde se fabrica, lo cual hace que este precio suba notoriamente.

Sin embargo se ha podido constatar que en el comercio este precio fluctúa entre los 200.000 y 260.000 sucres, considerando las características encontradas para el intercambiador del presente trabajo.

Para nuestro estudio consideraremos el valor del intercambiador como promedio entre los datos anteriormente, es decir su precio será de 230.000 sucres.

En la figura No. 10 señalamos con un asterisco cuales han sido los equipos con sus circuitos que se tomarán en cuenta para calcular el costo de este proyecto. De acuerdo a esta figura en la página siguiente presentaremos un cuadro de los precios de los equipos, maquinarias y accesorios que se han utilizado en el presente estudio.

CUADRO JCOSTOS EN SUCRES DE MAQUINARIAS Y EQUIPOS

EQUIPOS Y ACCESORIOS	PRECIO UNIDAD	TOTAL
1 intercambiador de calor	230.000	230.000
1 bomba 5 HP 140 GPM 92 FT	37.000	37.000
1 bomba 1/2 HP 40 GPM 38 FT	7.000	7.000
1 bomba 3 HP 70 GPM 82 FT	18.000	18.000
8 tubos 3" Ø	3.702	29.616
8 codos 90° 3" Ø	193	1.544
3 válvulas compuerta 3" Ø	3.200	9.600
1 tee 3" Ø	120	120
1 reducción (4-3)" Ø	264	264
1 reducción (3-2)" Ø	192	192
2 cheques verticales 3" Ø	2.600	2.600
14 bridas 3" Ø	950	13.300
5 tubos 2" Ø	1.830	9.150
7 válvulas compuerta 2" Ø	1.200	8.400
13 codos 90° 2" Ø	85	1.105
18 bridas 2" Ø	650	11.700
45 planchas de 1/4"	3.000	135.000
50 libras aislante mg 85%	8	400
25 quintales de asbesto en polvo	1.650	41.250
TOTAL		573.191

La cifra anterior constituye la inversión fija del proyecto. A esta inversión fija tenemos que considerarle a dicionalmente los gastos que ocasiona el nuevo equipo y a demás sumarle el costo anual de funcionamiento del inter - cambiador, que involucra el valor necesario en suores por kilocaloria intercambiada entre los dos fluidos en el este rilizador.

Considerando u 4% de la inversión fija para gastos de mantenimiento por año, que vienen a constituir 22.927 - suores y, por costos de funcionamiento 12.700 suores, cantidad determinada en el cálculo del intercambiador de ca - lor.

Por otro lado, quedó establecido en el analisis de factibilidad del proyecto, que con el nuevo sistema esta - mos ahorrando la cantidad promedio de 600 suores por proce - so, que nos suma la cantidad de 180.000 suores anuales, lo que nos muestra una referencia para observar que nuestra - deuda sería cubierta de manera aceptable con un plan de pa - go moderado.

Si, por razones de no elevar el costo de producción de un litro de fermento esterilizado y comodidad de pago, consideramos que debemos cubrir esta deuda en 5 años con - un interes del seis por ciento por año sobre la inversión realizada, deducimos que el valor de la deuda se incremen - ta en un 18% en los cinco años, alcanzando el valor de -- 676.465,38 suores, que serian cubiertos con pagos anuales de 114.638,20 suores más el seis por ciento correspondien - te al saldo de diferencia en ese año, quedándonos una uti - lidad razonable por año, que pueden ser usados para impre - vistos en el funcionamiento del nuevo equipo.

Resumiremos en los cuadros K y L los resultados de la inversión y pagos anuales a cumplirse.

CUADRO KINVERSION EN SUCRES

Inversión en sueres	573.191,00
Costes de mantenimiento	22.927,64
Costes de funcionamiento	12.700,00

CUADRO LPAGOS CON INTERESES EN SUCRES

Interes primer pago	34.391,46
Primer pago	149.029,66
Interes segundo pago	27.513,17
Segundo pago	142.151,37
Interes tercer pago	20.634,88
Tercer pago	135.273,08
Interes cuarto pago	13.756,58
Cuarto pago	128.394,78
Interes quinto pago	6.878,29
Quinto pago	121.516,49

CAPITULO VIII

CONCLUSIONES

El estudio efectuado en el presente proyecto involucra un caracter que debe primar en todo medio de producción, en otras palabras, que un proyecto debe justificarse siempre y cuando lleve consigo un ahorro, sea este del índole que fuere, subsane un problema o sea el producto de una necesidad colectiva.

La presente tesis ha cumplido con la primera parte de este principio. Hoy se trata de aprovechar una energía calorífica que se desecha con miras a efectuar un proceso de esterilización, en lo posterior pueden ser otros los fines, y todos siempre tendrán en lo que este estudio se refiere y desde el ángulo que se lo observe, un incentivo de economía, puesto que se tratará de recuperar en un porcentaje mayor esta riqueza energética que representa dinero que sale de este medio mermando sus costos de producción.

La máquina que ha requerido este proceso de recuperación es fundamentalmente un intercambiador de calor y este ha constituido el eje central de la presente tesis y al que cabría señalarle especial importancia si alguna vez se pensara en aprovechar la riqueza calorífica de esta sustancia con fines similares a los establecidos en el presente trabajo.

En cuanto a factibilidad podemos concluir manifestando que el presente estudio tiene todas las ventajas, puesto que requiere de maquinaria sencilla y fácilmente adquirible y nos esta representando una economía a todas luces beneficiosa y de importancia para el medio de producción donde se da este residuo.

CAPITULO VIII

APENDICE

APENDICE A

El apéndice A consta de cuatro partes:

- 1.- Determinación del costo de un litro de combustible.
- 2.- Determinación del costo de producción de una libra de vapor.
- 3.- Determinación del costo de producción de un kilovatio-hora.
- 4.- Determinación del costo de la energía mecánica suminis
trada al fluido.

A-1.- Determinación del Costo de un Litro de Combustible

Las proporciones en que se mezclan el residuo o Bunker con el kerosene para diluir el combustible que utiliza la planta de poder es de 72.000 GALONES/10.000 GALONES.

De acuerdo a estas cifras determinaremos el precio de un litro de combustible estableciendo la siguiente proporción:

72.000 GAL x 1,67 SUC/GAL	120.240 SUC
10.000 GAL x 1,96 SUC/GAL	19.600 SUC
<hr/>	<hr/>
82.000 GAL COMBUSTIBLE	139.840 SUC

Convirtiendo a litros tenemos:

307.000 LIT COMBUSTIBLE	139.840 SUC
1 LIT COMBUSTIBLE	0,455 SUC

A-2.- Determinación del Costo de Producción de una Libra de Vapor

Para la obtención del precio de una libra de vapor generado por la planta de poder utilizaremos los costos siguientes:

- 1.- Costos hora de materias primas.
- 2.- Costos hora de personal.

Estos costos fueron determinados anteriormente por lo que se los tomará directamente del capítulo pertinente. Ambos costos son considerados en la sección de la planta de poder, que es practicamente la originaria del vapor que usa la fábrica en sus varios procesos y para generar.

Este precio estaría dado por la siguiente relación:

$$\begin{aligned}
 \text{PRECIO DE UNA LIBRA VAPOR} &= \frac{\text{COSTOS HORA MAT. PRIMAS} + \text{COSTOS HORA PERSONAL}}{\text{GENERACION HORA VAPOR}} && \text{Ec. 8-1} \\
 &= \frac{322,35 + 382,86}{25.000} \\
 &= 0,02821 \text{ SUC.}
 \end{aligned}$$

A-3.- Determinación del Costo de Producción de un Kileva
tio-hora

Las condiciones de generación del caldero de la -
planta de poder son de 25.000 libras de vapor por hora a
300 PSI y 520 grados farenheit, dándonos una producción de
625 kilovatios de potencia.

El costo de producción de esta unidad de potencia -
estará basada en los gastos que ocasiona la planta de po -
der en lo que se refiere a consumos de materias primas y
costos de personal. O sea:

$$\begin{aligned} \text{PRECIO DE} &= \frac{\text{COSTOS HORA} + \text{COSTOS HORA}}{\text{MAT. PRIMAS} + \text{PERSONAL}} \\ \text{UN KW-HR} &= \frac{\text{GENERACION (KW)}}{\text{Ec. 8-2}} \\ &= \frac{322,35 + 382,80}{625} \\ &= 1,12 \text{ SUC/KW-HR.} \end{aligned}$$

A-4.- Determinación del Costo de la Energía Mecánica
suministrada al Fluido

La determinación del costo de la energía mecánica suministrada al fluido consiste en la transformación del costo de producción de un kilovatio-hora a las unidades pertinentes, para que pueda ser usada en las ecuaciones de cálculo del intercambiador de calor.

Esta conversión es la siguiente:

$$\begin{aligned}
 C_e &= 1,12 \text{ SUC/KW-HR} \times 1 \text{ DLR}/25 \text{ SUC} \\
 &= 0,04635 \text{ DLR/KW-HR} \\
 &= 0,04635 \text{ DLR/KW-HR} \times 1/3,671 \times 10^5 \frac{\text{KG} - \text{MT}}{\text{KW} - \text{HR}} \\
 &= 1,22 \times 10^{-7} \text{ DLR/KG-MT.}
 \end{aligned}$$

En el presente proyecto se asume que este costo es 1 igual al costo de la energía mecánica suministrada tanto al fluido interior (C_{e_1}) como al fluido exterior (C_{e_0}).

APENDICE B

El apéndice B consta de:

- 1.- Determinación de las cantidades de melaza y agua a intervenir en el proceso de esterilización.

B-1.- Determinación de las Cantidades de Melaza y Agua a intervenir en el Proceso de Esterilización

Una de las consideraciones principales en la determinación del caudal de melaza diluida a esterilizarse, es la de tomar el valor obtenido de este caudal como cantidad promedio, ya que dadas las condiciones de funcionamiento, esta cantidad puede variar en gran escala, puesto que la mezcla depende de diversos factores como ser calidad de melaza, índice de producción, temperatura, etc.

Con estas observaciones diremos que básicamente se prepara un volumen de 170.000 a 200.000 litros que constituye la capacidad máxima de un fermentero, siendo a un promedio la cifra máxima a la que someteremos el criterio del actual diseño.

El cálculo del volumen que se prepara de mezcla ha sido promediado de acuerdo a un análisis teórico y a un análisis práctico.

Para el análisis teórico hemos tomado en cuenta las características de diseño del equipo que funciona conjuntamente en la preparación de la mezcla.

Para el análisis práctico nos hemos basado en determinaciones aproximadas promediales sacadas en el terreno de operación.

Para ambos análisis es necesario conocer las cantidades de agua y melaza que se utilizan en la preparación de la melaza diluida.

La cantidad de agua, se ha tomado como 24.981 litros por hora, considerando la capacidad de la bomba instalada actualmente, asimismo la cantidad de melaza se ha tomado con 5.430 litros por hora considerando también el equipo instalado.

Para facilitar la comprensión de como han sido obte

nidas estas dos cifras, a continuación, colocaremos una fi gura descriptiva de los componentes del actual sistema, que nos será útil para analizar los dos casos presentes.

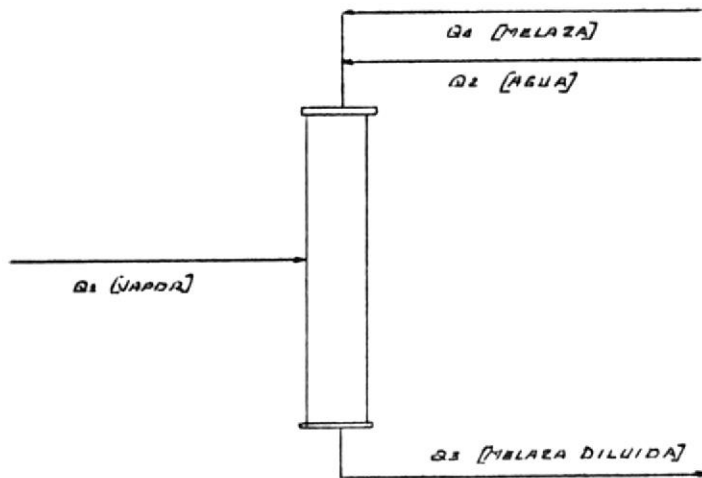


Fig. No. 8.- Elementos para la determinación del caudal promedio de la melaza diluida.

B.1-1.- Analisis Teórico

Según la figura No. 8 el caudal de 24.981 litros -- por hora de agua es proporcionado por una bomba de un caballe de potencia a través de una tubería de 2" de diámetro. El caudal de 5.430 litros por hora es proporcionado por una bomba reciproca (bomba donkey) que trabaja con vapor a 130 PSI y es conducido a través de una tubería de 4" de diámetro, este caudal es determinado partiendo del supuesto de preparación de un promedio de 30.000 a 40.000 litros por hora durante unas seis horas de proceso.

De acuerdo a la figura anterior, se observa que el caudal Q_3 es la sumación de los tres caudales que intervienen en el proceso. O sea:

$$Q_3 = Q_1 + Q_2 + Q_4$$

Ec. 8-3

En donde:

Q_1 = Caudal de vapor.

Q_2 = Caudal de agua.

Q_3 = Caudal de melaza diluida.

Q_4 = Caudal de melaza.

Para determinar el caudal Q_1 asumiremos que una libra de vapor se convierte integralmente en una libra de agua aproximadamente, con lo que este caudal estaría determinado de la siguiente forma:

$$Q_1 = \frac{6.000 \text{ LB}_v/\text{HR}}{62,4 \text{ LB}_w/\text{PIE}^3} \times 28,32 \text{ LT}/\text{PIE}^3$$

$$= 2.720 \text{ LT}/\text{HR}.$$

Con lo que Q_3 sería igual a:

$$Q_3 = 24.981 + 5.430 + 2.720$$

$$= 33.131 \text{ LT}/\text{HR}.$$

Esta cantidad vendría a constituir el caudal que se esterilizaría promedialmente por hora durante un proceso.

Es de notar que el agua suministrada por el vapor no es propiamente la que se va a esterilizar, sino la mezcla constituida por los caudales Q_4 y Q_2 , pero esta suma nos está proporcionando una idea aproximada del tiempo a durar un proceso, es decir la preparación de cerca de unos 200.000 litros de fermento.

Este tiempo se lo determina dividiendo el volumen total de preparación para el caudal promedio establecido, es decir:

$$t = \frac{175.000 \text{ LT}}{33.131 \text{ LT}/\text{HR}} = 5,29 \text{ HR} = 6 \text{ HR}.$$

B.1-2.- Analisis práctico

Para efectuar este analisis se ha tomado en cuenta en 10 ocasiones los tiempos de llenado de un determinado nivel en los depósitos de fermento, (fermenteros), es decir el nivel que alcanza el mismo en una hora de proceso,

marcando el nivel alcanzado cada 15 minutos.

Para analizar lo dicho anteriormente, nos serviremos de la figura No. 9 que nos muestra un fermentero y los niveles que alcanzó en una de las 10 pruebas realizadas en un día determinado.

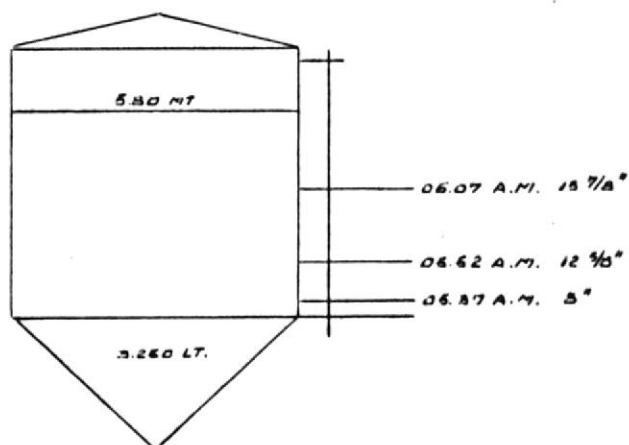


Fig. No. 9.- Lecturas experimentales para determinación del caudal de melaza diluida.

DIA: MAYO 26/74

Tanque melazero (D_1) = 48.000 LT.

Hora de Inicio: 05.15 A.M.

PRIMERA LECTURA 05.37 A.M.

Volumen fermentero (V_1): Cono + 8" = 8.620 LT.

Tanque melazero (D_1): 46.000 LT.

SEGUNDA LECTURA 05.52 A.M.

Volumen fermentero (V_2): 12 5/8" = 7.800 LT.

Tanque melazero: (D_1): 44.600 LT.

TERCERA LECTURA 06.07 A.M.

Volumen fermentero (V_3): 15 7/8" = 10.650 LT.

Tanque melazero (D_1): 43.300 LT.

Los caudales obtenidos en estos tres lapsos de tiempo son los siguientes:

$$t_1 = 05.37 - 05.15 = 22 \text{ MIN} = 0,367 \text{ HR.}$$

$$W_1 = V_1/t_1 = 8.620/0,367 = 23.500 \text{ LT/HR.} \quad \text{Ec. 8-4}$$

$$t_2 = 05.52 - 05.37 = 15 \text{ MIN} = 0,25 \text{ HR.}$$

$$W_2 = V_2/t_2 = 7.800/0,25 = 31.200 \text{ LT/HR.} \quad \text{Ec. 8-5}$$

$$t_3 = 06.07 - 05.52 = 15 \text{ MIN} = 0,25 \text{ HR.}$$

$$W_3 = V_3/t_3 = 10.650/0,25 = 42.600 \text{ LT.} \quad \text{Ec. 8-6}$$

El caudal promedio es igual entonces a:

$$W_m = \frac{V_1 + V_2 + V_3}{t_1 + t_2 + t_3} \quad \text{Ec. 8-7}$$

$$= \frac{27.070}{0,867}$$

$$= 31.140 \text{ LT/HR.}$$

De estas determinaciones prácticas notaremos que el marcado crecimiento del caudal en los tiempos sucesivos se suscita por dos factores principales que son, primero, la regulación manual de entrada de agua que se le suministra a la mezcla posterior a la esterilización que se le realiza a la misma y, segundo, la entrada simultánea de la levadura cultivada que se introduce en los primeros momentos.

Estos dos factores hacen variar notablemente este caudal promedio, pero una vez normalizado el flujo de melaza y agua alcanza un valor cercano a los 30.000 litros por hora, valor que fué constatado oportunamente en la continuación del experimento de este día.

APENDICE C

El apéndice C consta de dos partes:

- 1.- Determinación de la cantidad de combustible recuperado utilizando el calor sensible de la vinaza.
- 2.- Determinación de las conductividades térmicas de la vinaza y la melaza diluida.

C-1.- Determinación de la Cantidad de Combustible recuperado utilizando el Calor Sensible de la Vinaza

Como se ha establecido en el presente proyecto, la cantidad de vinaza que se utiliza por proceso es aproximadamente de 100.000 litros. También se estableció que el costo de un BTU es de $2,22 \times 10^{-5}$ sucres, luego la cantidad de dinero que se esta recuperando al usar la vinaza es:

$$X_r = Q_a \times M \quad \text{Ec. 8-8}$$

En donde:

X_r = Cantidad de dinero que se recupera.

Q_a = Cantidad de calor sensible que se aprovecha.

El costo de una kilocaloria es:

$$\begin{aligned} 1 \text{ KCAL} &= 2,22 \times 10^{-5} \frac{\text{SUC}}{\text{BTU}} \times \frac{1}{0,252 \frac{\text{BTU}}{\text{KCAL}}} \\ &= 8,81 \times 10^{-5} \text{ SUC/KCAL.} \end{aligned}$$

Reemplazaremos estos y tendremos que el dinero que se recupera es igual a:

$$\begin{aligned} X_r &= 100 \frac{\text{MT}^3}{\text{DIA}} \times 1,032,8 \frac{\text{KG}}{\text{MT}^3} \times 1,0138 \frac{\text{KCAL}}{\text{KG} \cdot ^\circ\text{C}} \times 99 \text{ } ^\circ\text{C} \times 8,81 \times \\ &\quad \times 10^{-5} \frac{\text{SUC}}{\text{KCAL}} \\ &= 914,47 \text{ SUC/DIA} \end{aligned}$$

Usando el precio del litro de combustible determinado en el apéndice A-1, nos queda finalmente que:

$$\begin{aligned} C_r &= \frac{X_r}{0,455} \quad \text{Ec. 8-9} \\ &= \frac{914,47 \text{ SUC/DIA}}{0,455 \text{ SUC/LT COMB}} \\ &= 2.009,84 \text{ SUC/DIA} \end{aligned}$$

C-2.- Determinación de la Conductividad Térmica de la Vina
za y la Melaza Diluida

Para la determinación de esta propiedad termodinámica hemos recurrido a una relación dada por Smith obtenida experimentalmente usando, para su consecución, agua, alcoholes parafínicos, hidrocarburos puros, derivados del petróleo y diversos líquidos con un rango de desviación de sus valores nominales del 13% al 23% y trabajando a la presión atmosférica.

Considerando que la vinaza y la melaza diluida tienen similitud con las sustancias empleadas para la determinación de esta fórmula, la usaremos para hallar sus conductividades térmicas.

La expresión es la siguiente:

Ec. 8-10

$$K = 0,00396 + 2,32(C_p - 0,45)^3 + 0,446\left(\frac{\rho}{M_a}\right)^{1/3} + 0,036\left(\frac{\mu}{\rho}\right)^{1/9}$$

En donde:

M_a = Peso molecular promedio. (GR)

K = Conductividad térmica. (KCAL/HR-MT-°C)

ρ = Densidad. (GR/CMT³)

μ = Viscosidad. (CENTIPOISES)

C_p = Calor específico. (KCAL/KG-°C)

Utilizando los valores de las tablas No. 13 y 14 que contienen las propiedades térmicas de ambas sustancias y usando los valores del peso molecular promedio obtenido en los laboratorios del Instituto de Química de BSPOL y reemplazando en la expresión anterior, tenemos para las conductividades térmicas de ambos fluidos los siguientes valores:

C.2-1.- Vinaza

$$\begin{aligned}
 K &= 0,00396 + 2,32(1,013-0,45)^3 + 0,446\left(\frac{1,0328}{216,20}\right)^{1/3} + \\
 &\quad + \left(\frac{0,59}{1,0328}\right)^{1/9} \\
 &= 0,34492 \text{ KCAL/HR-MT-}^\circ\text{C.}
 \end{aligned}$$

Corrigiendo la desviación que se obtiene al usar esta ecuación, nos queda que la conductividad térmica para la vinaza es igual a 0,42425 KCAL/HR-MT- $^\circ$ C.

C.2-2.- Melaza Diluida

$$\begin{aligned}
 K &= 0,00396 + 2,32(0,954-0,45)^3 + 0,446\left(\frac{1,104}{325,45}\right)^{1/3} + \\
 &\quad + 0,036\left(\frac{1,593}{1,104}\right)^{1/9} \\
 &= 0,441 \text{ KCAL/HR-MT-}^\circ\text{C.}
 \end{aligned}$$

Realizando la misma operación que para el caso anterior, tenemos que para la melaza diluida la conductividad térmica queda finalmente igual a 0,541 KCAL/HR-MT- $^\circ$ C.

CUADROS, TABLAS Y FIGURAS

CAPITULO IX

LISTA DE CUADROS

	Página
A .- Costos en sueres de personal.	7
B .- Precios unitarios en sueres de materias primas.	9
C .- Consumos promedios diarios de materias primas.	10
D .- Costo diario en sueres por consumo de materias primas.	11
E .- Costos de mantenimiento en sueres.	13
F .- Costos de producción totales en sueres para esterilización de melaza diluida.	15
D' .- Costos diarios en sueres por consumo de materias primas.	19
F' .- Costos de producción totales en sueres para esterilización de melaza diluida.	20
G .- Circuitos de bomba B_1 .	110
H .- Circuitos de bomba B_L .	121
I .- Circuitos de bomba B_0 .	126
J .- Costos en sueres de maquinarias y equipos.	138
K .- Inversión en sueres.	140
L .- Pagos con intereses en sueres.	140

LISTA DE TABLAS

	Pag.
Tabla No. 1 .- Tubos para intercambiadores de <u>ca</u> lor y condensadores.	163
Tabla No. 2 .- Número de tubos para intercambiado <u>r</u> es de calor con equidistancia <u>cu</u> drada.	164
Tabla No. 3 .- Propiedades típicas de materiales ferrosos forjados.	165
Tabla No. 4 .- Dimensiones normalizadas de tube - rias de hierro forjado de peso <u>nor</u> malizado.	166
Tabla No. 5 .- Conductividades térmicas de mate - riales aislantes a altas temperatu <u>r</u> ras.	167
Tabla No. 6 .- Propiedades del aire seco a pre - sión atmosférica.	168
Tabla No. 7 .- Poderes emisivos de varias superfi <u>ci</u> es.	169
Tabla No. 8 .- Factores de conversión.	170
Tabla No. 9 .- Ecuaciones aproximadas para la con <u>ve</u> cción libre del aire.	171
Tabla No. 10.- Propiedades térmicas de algunos no metales.	172-173
Tabla No. 11.- Coeficientes de pérdidas por fric <u>ci</u> ón en accesorios varios.	174
Tabla No. 12.- Propiedades térmicas de los metales.	175-176
Tabla No. 13.- Propiedades de la vinaza a presión atmosférica.	177
Tabla No. 14.- Propiedades de la melaza diluida a presión atmosférica.	178

	Pag.
Tabla No. 15.- Variación de la cantidad de vinaza versus temperatura de salida del - intercambiador.	179 179
Tabla No. 16.- Viscosidad y densidad relativa de algunos líquidos.	180
Tabla No. 17.- Propiedades del agua a diferentes temperaturas.	181
Tabla No. 18.- Coeficientes de pérdidas para con- tracciones bruscas y graduales en tuberías.	182
Tabla No. 19.- Conductividades térmicas de mate- riales aislantes a temperaturas <u>mo</u> deradas.	183

Tabla No 1.- Tubos para intercambiadores de calor y condensadores

TUBO OD PULG.	DWS	ESPAÑAL DE TUBO PULG.	ID PULG.	FLUJO DE AGUA POR TUVO PULG. ²	SUPERFICIA POR PIE PIE ²		PESO POR PIE LINEAL LB.
					EXTERIOR	INTERIOR	
1/2	12	0.109	0.252	0.0625	0.1309	0.0718	0.493
	14	0.083	0.331	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.019	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
3/8	10	0.131	0.452	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.201		0.1335	0.881
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.217		0.1466	0.727
	14	0.083	0.581	0.265		0.1529	0.617
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.631	0.314		0.1660	0.469
	18	0.019	0.652	0.334		0.1707	0.401
1/2	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.701	0.389		0.1813	1.47
	10	0.131	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2018	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.831	0.510		0.2183	0.900
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.800
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.700
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.600
18	0.019	0.902	0.639	0.2361	0.500		
3/4	8	0.165	0.920	0.605	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.131	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.68
	12	0.109	1.03	0.830		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.23
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.019	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1/2	8	0.165	1.17	1.076	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.131	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.019	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Table No 2.- Número de tubos para intercambiadores de calor con equidistancia cuadrada.

TUBOS 3/8" OD EN 1 PULG. PITCH CUAD.						TUBOS 1" OD EN 1 1/2 PULG. PITCH CUAD.					
Shell ID, in.	1-P'	2-P'	4-P'	6-P'	8-P'	Shell ID, in.	1-P'	2-P'	4-P'	6-P'	8-P'
8	33	20	20	20		8	21	10	11		
10	52	32	40	36		10	32	32	20	21	
12	81	70	68	68	60	12	48	45	40	34	30
13 1/4	97	90	82	76	70	13 1/4	61	50	52	48	44
15 1/4	137	121	116	108	108	15 1/4	81	70	68	68	61
17 1/4	177	166	158	150	142	17 1/4	112	112	90	90	82
19 1/4	224	220	201	192	184	19 1/4	138	132	128	122	110
21 1/4	277	270	246	240	231	21 1/4	177	166	168	152	148
23 1/4	311	321	305	302	292	23 1/4	213	208	192	181	181
25	413	391	370	356	346	25	260	252	238	226	221
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	320	300	291	286
31	657	619	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	740	718	688	670	648	33	465	460	432	420	414
35	843	821	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	880	866	838	37	596	574	562	541	532
39	1010	1024	982	968	918	39	665	644	621	612	600

TUBOS 1 1/8" OD EN 1 1/2 PULG. PITCH CUAD.						TUBOS 1 3/4" OD EN 1 1/2 PULG. PITCH CUAD.					
10	10	12	10			12	10	10	12	12	
12	30	21	22	10	10	13 1/4	22	22	16	16	
13 1/4	32	30	30	22	22	15 1/4	29	29	25	21	22
15 1/4	44	40	37	35	31	17 1/4	39	39	31		29
17 1/4	56	53	51	48	44	19 1/4	50	48	45		30
19 1/4	78	73	71	64	50	21 1/4	62	60	57		50
21 1/4	96	90	80	82	78	23 1/4	78	74	70		62
23 1/4	127	112	100	102	96	25	91	90	86		78
25	140	135	127	123	116	27	112	108	102		91
27	166	160	151	146	140	29	131	127	120	116	112
29	193	188	178	174	166	31	151	140	141	134	131
31	226	220	209	202	193	33	176	170	161	160	151
33	258	252	241	238	226	35	202	190	189	182	176
35	293	287	275	268	258	37	224	220	217	210	202
37	331	322	311	304	293	39	252	240	237	230	221
39	370	362	348	342	336						

Tabla No. 3.- Propiedades típicas de materiales ferrosos forjados.

MATERIAL (A)	ESTADO (C)	MAXIMA RESISTENCIA		RESISTENCIA DE FLUJO EN TRABAJO		SECCION A AREA (S_n) cm ² (2 pulg)	NOB (BHN)	ROCK	LIZOO kgm pie-lb	MAQUIL- NABI- LIDAD (I)
		σ_u kg cm ² ksi	σ_d kg cm ² ksi	σ_u kg cm ² ksi	σ_d kg cm ² ksi					
Hierro dulce	Laminado simple	3 374(a)(48(a))	2 531	36	1 757(a)(25(a))	35		B60		50(b)
Acero forjado										
C1010(k)	Estirado en frío	4 710	3 515	50	3 867	25	137			50
C1015(k)	Estirado en frío	5 413	4 077	58	4 429	25	170		18,94(j)	137(j)
C1020	Laminado simple	4 569	3 445	49	3 374	36	143	B79	8,84	64
C1020	Normalizado	4 499	3 797*	54*	3 515	39	131	B74	9,95	72
C1020(L)	Recocido	4 007	3 023	43	2 952	42	111	B66	11,06	80
C1022	Estirado en frío	5 483	4 077	58	4 640	25	156	B83		62
C1030	Laminado simple	5 062	3 797	54	3 656	33	149	B81	8,29	60
C1035	Laminado simple	5 624	4 218	60	3 586	51	179	B88	7,60	55
C1045	Laminado simple	5 976	4 499	64	3 867	55	190	B91	6,22	45
C1045	Laminado simple	6 749	5 062	72	4 148	59	215	B96	4,14	30
C1095	Normalizado	9 913	7 381	105	5 624	8	16	C25	0,41	3
B1113(k)	Acabado en frío	5 835	4 359	62	5 062	14	40	B87		135
B1113	Laminado simple	4 921	3 656	52	3 163	45	138	B76	11,06	80
C1118	Laminado simple	5 273	3 937	56	3 234	46	149	B81		82
C1118(L)	Estirado en frío	5 624	4 218	60	5 273	75	180		15,20(j)	110(j)
C1144	OQT 1090 (538° C)	8 296	6 187	88	5 835	83	235	C22	4,97	36
C1144	OQT 1200 (649° C)	9 451	7 065	100	6 468	92	229	C21	13,13	95
C1144	OQT 800 (427° C)	13 147	9 843	140	12 303	175	61	C42		45(g)
C1144	OQT 1000 (538° C)	7 451	5 554	79	4 991	71	220	B97	11,75	85
C1144	OQT 1000 (538° C)	9 632	7 241	103	8 437	120	285	C30	6,91	50
C1144	OQT 1000 (538° C)	10 616	7 945	113	9 140	130	300	C32	6,36	46
C1144	OQT 1000 (538° C)	11 670	8 577	122	10 264	146	340	C36,5	4,14	30
C1144	OQT 1000 (538° C)	12 655	9 491	135	11 249	160	375	C40	8,15	59
C1144	OQT 1000 (538° C)	8 929	6 679	95	8 015	114	260	C25	11,75	85
C1144	OQT 1100 (593° C)	8 577	6 398	91	7 381	105	248	C33	5,66	41
C1144	Estirado en frío	8 577	6 398	91	7 381	105	248	C32		60(b)
C1144	Estirado en frío	8 577	6 398	91	7 381	105	248	C33		55(b)
C1144	OQT 1000 (538° C)	10 686	7 311	104	9 140	130	310	C32		60(b)
C1144	OQT 1000 (538° C)	10 546	7 945	113	8 999	128	300			60(g)
C1144	Estirado en frío	7 381	5 554	79	6 187	88	212			60(b)
C1144	Estirado en frío 10%	8 085	6 046	86	7 030	100	222	C25	4,97	36
C1144	OQT 1000 (538° C)	11 249	8 437	120	10 546	150	330	C46	2,62	19
C1144	OQT 800 (427° C)	15 468	11 670	166	14 068	200	429	C44	0,96	7
C1144	OQT 1000 (538° C)	12 655	9 491	135	11 249	160	352	C33	10,09	73
C1144	OQT 1000 (538° C)	10 686	7 311	104	9 140	130	311	C33	6,91	50
C1144	OQT 1100 (593° C)	12 655	9 491	135	11 249	160	352	C33		50(b)

XERO COPY

XERO COPY

XERO COPY

Tabla No 4.- Dimensiones normalizadas de tuberías de hierro forjado de peso normalizado. (Chilton)

Tamaño nominal, pulgadas	Tamaño nominal, mm	Diámetros reales		Espesor nominal, pulgadas	Circunferencia		Áreas transversales			Longitud de tubería por pie ²		Longitud de tubería que contiene 1 pie cúbico, pies	Peso nominal, libras/pie		Número de hilos por pulgada de rosca
		Externo, pulgadas	Interno, pulgadas		Externa, pulgadas	Interna, pulgadas	Externa, pulgadas	Interna, pulgadas	Superficie externa, pies	Superficie interna, pies	Extremos planos		Rosados y acopiados		
1/8	3	0.405	0.289	0.068	1.272	0.845	0.129	0.057	0.072	9.431	14.199	2531.775	0.244	0.245	27
3/8	6	0.540	0.364	0.038	1.696	1.144	0.229	0.104	0.125	7.073	10.493	1381.789	0.424	0.425	18
1/2	10	0.675	0.493	0.091	2.121	1.549	0.358	0.191	0.167	5.658	7.747	754.360	0.567	0.568	18
3/4	13	0.840	0.622	0.109	2.639	1.954	0.554	0.304	0.250	4.547	6.141	471.906	0.850	0.852	14
1	19	1.050	0.824	0.113	3.259	2.389	0.866	0.533	0.333	3.637	4.635	270.034	1.130	1.134	14
1 1/4	25	1.315	1.049	0.133	4.131	3.296	1.338	0.864	0.494	2.904	3.641	166.618	1.678	1.684	11 1/8
1 1/2	32	1.660	1.380	0.140	5.215	4.335	2.164	1.495	0.669	2.301	2.767	96.275	2.272	2.281	11 1/8
2	38	1.900	1.610	0.145	5.969	5.058	2.835	2.036	0.799	2.010	2.372	70.733	2.717	2.731	11 1/8
2 1/2	50	2.375	2.067	0.154	7.461	6.494	4.430	3.355	1.075	1.608	1.847	42.913	3.652	3.678	11 1/8
3	64	2.875	2.469	0.203	9.032	7.757	6.492	4.788	1.704	1.328	1.547	30.077	5.793	5.819	8
3 1/2	76	3.500	3.068	0.216	10.996	9.638	9.621	7.393	2.228	1.091	1.245	19.479	7.575	7.616	8
4	90	4.000	3.548	0.226	12.566	11.146	12.566	9.886	2.680	0.954	1.076	14.565	9.109	9.202	8
4 1/2	100	4.500	4.026	0.237	14.137	12.643	13.964	12.730	3.174	0.848	0.948	11.312	10.790	10.889	8
5	113	5.000	4.506	0.247	15.708	14.156	19.635	13.947	3.688	0.763	0.847	9.030	12.338	12.642	8
5 1/2	125	5.563	5.047	0.258	17.477	15.856	24.306	20.006	4.300	0.686	0.756	7.198	14.617	14.810	8
6	150	6.625	6.065	0.280	20.813	19.054	34.472	28.891	5.281	0.576	0.629	4.984	18.974	19.185	8
7	175	7.625	7.023	0.301	23.955	22.063	45.664	38.738	6.926	0.500	0.543	3.717	21.544	23.769	8
8	200	8.625	8.071	0.277	27.096	25.356	58.426	51.161	7.265	0.442	0.473	2.815	24.696	25.000	8
9	225	9.625	9.041	0.322	31.096	28.073	65.426	50.077	8.399	0.442	0.478	2.278	28.554	28.809	8
10	250	10.625	10.192	0.342	30.238	28.039	72.760	62.786	9.974	0.396	0.427	2.294	33.907	34.188	8
10 1/2	260	10.750	10.192	0.279	33.772	32.019	90.763	81.585	9.178	0.355	0.374	1.765	31.201	32.000	8
11	280	10.750	10.136	0.307	33.772	31.843	90.763	80.691	10.072	0.355	0.376	1.785	34.240	35.000	8
11 1/2	300	11.750	10.020	0.365	33.772	31.479	90.763	78.855	11.908	0.355	0.381	1.826	40.483	41.132	8
12	300	12.750	11.000	0.375	36.914	34.558	108.434	95.033	13.401	0.325	0.347	1.515	45.557	46.247	8
12 1/2	300	12.750	12.090	0.330	40.055	37.932	127.676	114.800	12.876	0.299	0.315	1.254	43.773	45.000	8
13	300	12.750	12.000	0.375	40.055	37.659	127.676	113.097	14.579	0.299	0.318	1.273	49.562	50.706	8

Tabla No 5.- Conductividades térmicas de materiales aislantes a altas temperaturas.

$$(K = \text{KCAL/HR-FT-}^{\circ}\text{C})$$

Material	Para temperatura hasta $^{\circ}\text{C}$	Temperatura media, $^{\circ}\text{C}$									
		37	93	150	203	260	313	423	540	813	1100
Asbesto ondulado (1.6 pliegues/cm)	150	0,074	0,086	0,101							
Filtro de asbesto laminado (aprox. 16 laminaciones/cm)	370	0,049	0,055	0,059	0,065	0,071					
Filtro de asbesto laminado (aprox. 8 laminaciones/cm)	260	0,067	0,074	0,082	0,089	0,097					
Lana mineral	...	0,045	0,050	0,058	0,065	0,074	0,085				
Magnesia 85 % (210 kg/m ³)	313	0,050	0,053	0,056	0,059						
Tierra de diatomeas, asbesto y aglomerante	870	0,067	0,070	0,073	0,074	0,079	0,082	0,089	0,097		
Tierra de diatomeas, ladrillo	870	0,080	0,083	0,086	0,089	0,094	0,097	0,101	0,106		
Tierra de diatomeas, ladrillo	1100	0,189	0,194	0,198	0,204	0,208	0,213	0,224	0,235	0,262	
Tierra de diatomeas, polvo	1370	0,191	0,195	0,202	0,207	0,213	0,221	0,231	0,243	0,272	0,303
Tierra de diatomeas, polvo (densidad, 270 kg/m ³)	...	0,058	0,062	0,065	0,071	0,076	0,080	0,091	0,101		

Cemento de asbesto, 0,149. Cemento de magnesia del 85%, 0,074. Cemento de asbesto y lana mineral, 0,112.

Tabla No 6.- Propiedades del aire seco a presión atmosférica

t	t	ρ	μ	K	C_p	ν	α	N_{Pr}
°C	°F	Kg/m ³	10 ⁻⁴ Kg/h-m	10 ⁻³ Kcal/h-m°C	Kcal/Kg°C	10 ⁻³ m ² /h	10 ⁻³ m ² /h	
-73,3	-100	1,7665	47,89	15,57	0,2405	27,07	36,60	0,739
-62,2	-80	1,6735	50,14	16,38	0,2404	29,92	40,66	0,736
-51,1	-60	1,5897	52,34	17,18	0,2404	32,89	44,89	0,733
-40	-40	1,5139	54,50	17,98	0,2403	35,95	49,38	0,728
-28,9	-20	1,4450	56,62	18,77	0,2403	39,13	53,99	0,725
-17,8	0	1,3822	58,69	19,55	0,2403	42,41	58,77	0,722
-6,7	20	1,3246	60,72	20,32	0,2403	45,78	63,78	0,718
4,4	40	1,2715	62,70	21,10	0,2404	49,25	68,94	0,714
15,6	60	1,2227	64,65	21,84	0,2404	52,81	74,22	0,712
26,7	80	1,1774	66,56	22,59	0,2405	56,46	79,66	0,709
37,8	100	1,1352	68,45	23,33	0,2406	60,22	85,33	0,706
48,9	120	1,0961	70,30	24,06	0,2407	64,05	91,10	0,703
60	140	1,0595	72,10	24,79	0,2409	67,97	97,04	0,700
71,1	160	1,0253	73,89	25,51	0,2411	71,97	103,07	0,698
82,2	180	0,9933	75,65	26,21	0,2413	76,06	109,23	0,696
93,3	200	0,9632	77,38	26,91	0,2415	80,23	115,55	0,694
104,4	220	0,9348	79,09	27,61	0,2418	84,49	122,01	0,693
115,6	240	0,9081	80,76	28,30	0,2421	88,82	128,58	0,691
126,7	260	0,8829	82,41	28,98	0,2424	93,22	135,24	0,689
137,8	280	0,8591	84,04	29,65	0,2427	97,70	141,99	0,688
148,9	300	0,8363	85,65	30,31	0,2431	102,27	148,90	0,687
160	320	0,8149	87,22	30,98	0,2435	106,91	155,89	0,686
171,1	340	0,7945	88,79	31,62	0,2439	111,61	162,92	0,685
182,2	360	0,7751	90,34	32,27	0,2443	116,39	170,24	0,684
193,3	380	0,7567	91,86	32,90	0,2447	121,23	177,44	0,683
204,4	400	0,7391	93,36	33,54	0,2452	126,16	184,89	0,682
215,6	420	0,7223	94,85	34,17	0,2457	131,16	192,26	0,682
226,7	440	0,7063	96,31	34,79	0,2462	136,19	199,93	0,681
237,8	460	0,6909	97,76	35,40	0,2467	141,32	207,45	0,681
248,9	480	0,6761	99,19	36,01	0,2472	146,51	215,29	0,680
260	500	0,6620	100,6	36,62	0,2478	151,77	223,00	0,680
271,1	520	0,6486	102	37,22	0,2483	157,08	230,91	0,680
282,2	540	0,6356	103,4	37,82	0,2489	162,45	238,64	0,680
293,3	560	0,6231	104,8	38,40	0,2495	167,92	246,56	0,681
304,4	580	0,6111	106,1	38,98	0,2501	173,43	254,74	0,681
315,6	600	0,5996	107,5	39,56	0,2507	179,00	262,95	0,681
326,7	620	0,5884	108,8	40,14	0,2513	184,67	271,15	0,681
337,8	640	0,5778	110,1	40,71	0,2519	190,31	279,21	0,682
348,9	660	0,5675	111,4	41,27	0,2525	196,06	287,53	0,682
360	680	0,5576	112,7	41,82	0,2531	201,84	296,00	0,682
371,1	700	0,5478	114	42,38	0,2538	207,77	304,39	0,683
382,2	720	0,5385	115,2	42,93	0,2544	213,71	313,04	0,683
393,3	740	0,5296	116,5	43,48	0,2550	219,69	321,57	0,683
404,4	760	0,5209	117,7	44,01	0,2557	225,71	329,84	0,684
415,6	780	0,5126	119	44,55	0,2563	231,79	338,74	0,684
426,7	800	0,5044	120,2	45,09	0,2570	237,95	347,48	0,685
437,8	820	0,4966	121,4	45,62	0,2576	244,15	356,02	0,686
448,9	840	0,4889	122,6	46,15	0,2582	250,42	365,12	0,686
460	860	0,4815	123,8	46,67	0,2589	256,73	373,99	0,686
471,1	880	0,4743	125,0	47,19	0,2595	263,11	383,09	0,687
482,2	900	0,4673	126,1	47,69	0,2601	269,56	391,80	0,688
493,3	920	0,4605	127,3	48,20	0,2608	276,02	400,71	0,689
504,4	940	0,4540	128,4	48,71	0,2614	282,56	409,84	0,690
515,6	960	0,4476	129,6	49,21	0,2620	289,14	419,19	0,690
526,7	980	0,4413	130,7	49,72	0,2626	295,79	428,78	0,690
537,8	1.000	0,4352	131,8	50,21	0,2632	302,50	437,87	0,691
565,6	1.050	0,4208	134,6	51,43	0,2648	319,47	460,77	0,693
593,3	1.100	0,4074	137,3	52,64	0,2663	336,68	484,81	0,695
621,1	1.150	0,3947	140	53,83	0,2677	354,26	508,55	0,697
648,9	1.200	0,3828	142,6	55	0,2691	372,06	533,27	0,698
676,8	1.250	0,3716	145,2	56,14	0,2706	390,26	557,40	0,700
704,4	1.300	0,3611	147,8	57,28	0,2719	408,73	582,56	0,702
732,2	1.350	0,3511	150,3	58,39	0,2732	427,41	607,81	0,703
760	1.400	0,3417	152,7	59,50	0,2745	446,42	633,02	0,705
787,8	1.450	0,3327	155,2	60,58	0,2758	465,80	659,22	0,707
815,6	1.500	0,3242	157,6	61,64	0,2771	485,38	685,07	0,709

Tabla No 7.- Poderes emisivos de varias superficies.

PODERES EMISIVOS DE VARIAS SUPERFICIES *

Superficie	Temperatura °C	ε †
ALUMINIO		
Plancha muy pulimentada (1)	225-575	0,039-0,057
Plancha de superficie irregular (2)	40	0,055-0,07
Chapa comercial (3)	100	0,09
Oxidado (4)	200-600	0,11-0,19
Muy oxidado	95-590	0,20-0,31
LATON		
Muy pulimentado (82,9 % Cu, 17,0 % Zn) (1)	275	0,030
Pulimentado (8)	40-300	0,10
Chapa laminada (2)	22	0,06
CROMO		
Pulimentado (5)	40-1100	0,08-0,36
Pulimentado (3)	100	0,075
HIERRO Y ACERO		
Acero, pulimentado (3)	100	0,066
Hierro, pulimentado (6)	425-1025	0,14-0,38
Fundición, pulimentada (4)	200	0,21
Hierro forjado, pulimentado (7)	40-250	0,28
Hierro oxidado	100	0,74
Fundición oxidada (4)	200-600	0,64-0,78
Acero oxidado (4)	200-600	0,79
Hierro forjado oxidado (7)	20-360	0,94
Chapa de acero basta (8)	40-370	0,94-0,97
Chapa de hierro completamente oxidada (2)	19,5	0,69
PLATA PURA, PULIMENTADA (1)	225-625	0,020-0,032
FILAMENTO DE TUNGSTENO (9)	3300	0,39
CHAPA DE AMIANTO (2)	23	0,96
PAPEL DE AMIANTO (8)	40-370	0,93-0,94
LADRILLO		
Rojo, irregular (2)	21	0,93
De construcción (10)	1000	0,45
Refractario (10)	1000	0,75
Refractario de magnesita (10)	1000	0,38
NEGRO DE HUMO, CAPA DELGADA SOBRE HIERRO (2)	20	0,967
GRAFITO, PENSADO (11)	250-510	0,98
PINTURAS, LACAS Y BARNICES		
Esmalte blanco adherido por fusión al hierro (2)	19	0,90
Laca negra sobre hierro (2)	24,5	0,875
Laca negra (8)	40-95	0,96-0,98
Pintura de aluminio	100	0,27-0,67
PAPEL, DELGADO (2)	19	0,92-0,94
ENLUCIDO, IRREGULAR (7)	10-90	0,91
VIDRIO, PULIDO (2)	22	0,94
BALDOSA DE HORMIGON (10)	1000	0,63
PAPEL DE TEJADO (2)	20,5	0,91
AGUA	0-100	0,95-0,963

Tabla No 8.- Factores de conversión.

a. Conductividad térmica				
Btu	g-cal	vatios	Kcal	
$\frac{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{pie}}$	$\frac{\text{seg} \cdot \text{cm}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{\text{cm}}$	$\frac{\text{cm}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{\text{cm}}$	$\frac{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{\text{m}}$	
1	0,004134	0,01731	1,488	
241,9	1	4,187	360	
57,79	0,2388	1	86	
0,672	0,002778	0,01163	1	

b. Coeficiente de transferencia de calor				
Btu	g-cal	vatios	Kcal	
$\frac{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{^\circ\text{F}}$	$\frac{\text{seg} \cdot \text{cm}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}}$	$\frac{\text{cm}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}}$	$\frac{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}}$	
1	0,0001355	0,0005678	4,882	
7,373	1	4,187	36,000	
1,761	0,2388	1	8,600	
0,2048	0,0002778	0,0001163	1	

c. Flujo de calor				
Btu	g-cal	vatios	Kcal	
$\frac{\text{h} \cdot \text{pie}^2}{\text{h} \cdot \text{pie}^2}$	$\frac{\text{seg} \cdot \text{cm}^2}{\text{cm}^2}$	$\frac{\text{cm}^2}{\text{cm}^2}$	$\frac{\text{h} \cdot \text{m}^2}{\text{h} \cdot \text{m}^2}$	
1	0,00007535	0,0003154	2,712	
13,272	1	4,187	36,000	
3,170	0,2388	1	8,600	
0,3687	0,0002778	0,0001163	1	

d. Viscosidad				
Centipoises*	lb	lb fuerza-seg	lb	kg
	$\frac{\text{seg} \cdot \text{pie}}{\text{pie}^2}$	$\frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^2}$	$\frac{\text{h} \cdot \text{pie}}{\text{h} \cdot \text{pie}}$	$\frac{\text{h} \cdot \text{m}}{\text{h} \cdot \text{m}}$
1	0,000672	0,0000209	2,42	3,60
1,490	1	0,0311	3600	5350
47,800	32,2	1	116,000	172,000
0,413	0,000278	0,00000864	1	1,49
0,278	0,000187	0,00000581	0,672	1

100 centipoises = 1 poise = 1 gr/(seg) (cm).

Tabla No 9.- Ecuaciones aproximadas para la convección libre del aire.

Configuración	h en Kcal/h·m ² °C. L y D en m. Δt en °C	
	Laminar 10 ⁴ < N _{GR} N _{PR} < 10 ⁶	Turbulento (N _{GR} N _{PR}) > 10 ⁶
Cilindros horizontales D = diámetro	$h = 1,13 \left(\frac{\Delta t}{D} \right)^{1/4}$	$h = 1,07 (\Delta t)^{1/4}$
Placas y cilindros verticales L = dimens. vertical	$h = 1,22 \left(\frac{\Delta t}{D} \right)^{1/4}$	$h = 1,13 (\Delta t)^{1/4}$
Placas horizontales Calentadas, arriba Enfriadas, abajo	$h = 1,13 \left(\frac{\Delta t}{D} \right)^{1/4}$	$h = 1,31 (\Delta t)^{1/4}$
Calentadas, arriba Enfriadas, abajo L = dimensión del lado	$h = 0,50 \left(\frac{\Delta t}{D} \right)^{1/4}$

Tabla No 10.- Propiedades térmicas de algunos no-metales.

Sustancia	Cp Kcal/Kg°C		p Kg/m ³		t °C	K Kcal/h-m°C		
Estructurales								
Asfalto					20	0,64	a	
Bakelita	0,38	b	1270	b	20	0,200	b	0,00041
Ladrillos								
Corrientes	0,20	d	1600	d	20	0,60	a	0,002
De fachada			2050	d	20	1,13	a	
de carburodo					599	15,9	a	
					1399	9,54	a	
					200	2,00	a	0,0033
de cromo	0,20	d	3011	d	550	2,13	a	0,0035
					900	1,71	a	0,0029
De diatomeas (cocido)					204	0,21	a	
					871	0,27	a	
Refractario (cocido a 1330°C)	0,23	d	2050	d	500	0,89	a	0,0019
					800	0,92	a	0,0020
					1100	0,94	a	0,0020
Refractario (cocido a 1450°C)	0,23	d	2320	d	500	1,10	a	0,0020
					800	1,18	a	0,0022
					1100	1,21	a	0,0022
Refractario (Missouri)	0,23	d	2645	f	200	0,86	a	0,0014
					600	1,27	a	0,0020
					1400	1,52	a	0,0024
Magnesita	0,27	d			204	3,3	a	
					649	2,4	a	
					1204	1,6	a	
Cemento, Portland			1505			0,25	a	
Cemento, mortero					24	1,00	a	
Hormigón	0,21	b	1905-2305	b	20	0,70-1,21	b	0,0018-0,0025
Hormigón, cenizas					24	0,66	a	
Vidrio, de luna	0,2	b	2705	b	20	0,66	b	0,0012
Vidrio, borosilicato			2225	b	30	0,94	b	
Mortero, yeso	0,2	d	1440	d	21	0,42	a	0,0015
Mortero, latas de metal					21	0,40	a	
Mortero, listones de madera					21	0,24	a	
Piedra								
Granito	0,195	d	2645	d		1,5-3,4	a	0,0029-0,0066
Piedra caliza	0,217	d	2485	d	99-299	1,09-1,15	a	0,0020-0,0021
Mármol	0,193	b	2500-2705	b	20	2,4	b	0,0050
Piedra arenisca	0,17	b	2160-2305	b	20	1,40-1,8	b	0,0038-0,0046
Madera, transversal a la veta								
Balsa			141	a	30	0,048	a	
Ciprés			465	d	30	0,083	a	
Abeto	0,65	d	415	b	24	0,094	a	0,00034
Roble	0,57	d	610-480	b	30	0,143	a	0,00046
Pinus strobus	0,67	d	640	d	24	0,127	a	0,00030
Pino blanco			430	d	30	0,097	a	
Madera, radialmente								
Roble	0,57	b	610-480	b	20	0,15-0,18	b	0,00040-0,00044
Abeto	0,65	b	415-420	b	20	0,12	b	0,00045
Aislantes								
Amianto			470	b	-200	0,064	b	
					0	0,134	b	
					0	0,130	b	
Amianto			575	b	100	0,165	b	
					200	0,179	b	
					400	0,192	b	
Amianto			695	b	-200	0,134	b	
					0	0,201	b	
Cemento de amianto						1,8	a	
Chapa de cemento de amianto					20	0,64	a	

Tabla No 10.- Continuación.....

Sustancia	Cp Kcal/Kg-°C	P Kg/m ³	t °C	K Kcal/h-m-°C	α m ² /h			
Lámina de amianto			51	0,143	a			
Filtro de amianto (15 lám. por cm)			38	0,049	a			
			149	0,060	a			
			260	0,072	a			
Filtro de amianto (8 lám. por cm)			38	0,067	a			
			149	0,082	a			
			260	0,097	a			
Amianto ondulado (16 láminas por 10 cm)			38	0,07	a			
			93	0,086	a			
			149	0,103	a			
Lana de bálsamo	35	a	32	0,034	a			
Cartón, ondulado				0,055	a			
Celotex			32	0,042	a			
Corcho aglomerado	160	b	30	0,037	b			
Corcho, en virutas	0,45	b	45-120	0,031	b			
Corcho, molido	150	b	30	0,037	b			
			93	0,043	c			
Tierra de diatomeas (pulverizada)	160	e	204	0,057	e			
			315	0,072	e			
			93	0,049	e			
Tierra de diatomeas (pulverizada)	225	e	204	0,058	e			
			315	0,069	e			
			93	0,060	e			
Tierra de diatomeas (pulverizada)	290	e	204	0,067	e			
			315	0,073	e			
			-7	0,0353	c			
Filtro, pelo	130	c	38	0,0401	c			
			93	0,0462	c			
			-7	0,0316	c			
Filtro, pelo	185	c	38	0,0378	c			
			93	0,0446	c			
			-7	0,0347	c			
Filtro, pelo	205	c	38	0,0390	c			
			93	0,0440	c			
Chapa de fibra aislante	235	b	21	0,042	b			
			-7	0,0323	c			
Lana de vidrio	24	c	38	0,0466	c			
			93	0,0648	c			
			-7	0,0267	c			
Lana de vidrio	64	c	38	0,0356	c			
			93	0,0472	c			
			-7	0,0243	c			
Lana de vidrio	96	c	38	0,0325	c			
			93	0,0429	c			
Kapok			30	0,030	a			
			38	0,058	a			
			93	0,061	a			
Magnesia, 85 %	270	c	149	0,064	a			
			204	0,069	a			
			-7	0,0224	c			
Lana de roca	64	e	38	0,0334	c			
			93	0,0472	c			
			-7	0,0255	c			
Lana de roca	128	c	38	0,0340	c			
			93	0,0446	c			
			-7	0,0273	c			
Lana de roca	192	e	38	0,0337	c			
			93	0,0419	c			
Varios:								
Aerogel, sflice		136	b	120	0,019	b		
Arcilla	0,21	b	1460	b	20	1,101	b	0,0036
Carbón antracita	0,30	b	1200-1500	b	20	0,22	b	0,0005-0,0006
Carbón, pulverizado	0,31	b	735	b	30	0,100	b	0,0005
Algodón	0,31	b	80	b	20	0,051	b	0,0070
Tierra, gruesa	0,44	b	2050	b	20	0,45	b	0,0005
Hielo	0,46	b	915	b	0	1,91	b	0,0045
Caucho, duro		1200	b	0	0,130	b		
Serrín			24	0,051	a			
Hilo de seda	0,33	b	58	b	20	0,031	b	0,0016

Tabla No 11.- Coeficientes de pérdidas por fricción en accesorios varios.

(Subíndice 1 = aguas arriba y subíndice 2 = aguas abajo)

Accesorio	Pérdida de carga media
1. De depósito a tubería - conexión a ras de la pared (pérdida a la entrada)	$0,50 \frac{V_1^2}{2g}$
- tubería entrante	$1,00 \frac{V_1^2}{2g}$
- conexión abocinada	$0,05 \frac{V_1^2}{2g}$
2. De tubería a depósito (pérdida a la salida)	$1,00 \frac{V_1^2}{2g}$
3. Ensanchamiento brusco	$\frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
4. Ensanchamiento gradual (véase Tabla 5)	$K \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
5. Venturímetros, boquillas y orificios	$(\frac{1}{c_v^2} - 1) \frac{V_1^2}{2g}$
6. Contracción brusca (véase Tabla 5)	$K_c \frac{V_1^2}{2g}$
7. Codos, accesorios, válvulas*	$K \frac{V_1^2}{2g}$
Algunos valores corrientes de K son:	
45° codo.....	0,35 a 0,45
90° codo.....	0,50 a 0,75
Tes.....	1,50 a 2,00
Válvulas de compuerta (abierta).....	aprox. 0,25
Válvulas de control (abierta).....	aprox. 3,0

Tabla No 12.- Continuación.....

Metal	Propiedades a 20° C				k, Kcal/h-m°C									
	ρ	C_p	K	α	-100°C	0°C	100°C	200°C	300°C	400°C	500°C	600°C	1000°C	1200°C
	Kg/m ³	Kcal/Kg°C	Kcal/h-m°C	m ² /h										
Acero al níquel-cromo														
80 Ni, 15 Cr	8522	0,11	15	0,0160										
60 Ni, 15 Cr	8266	0,11	11	0,0120										
40 Ni, 15 Cr	8073	0,11	10	0,0110										
20 Ni, 15 Cr	7865	0,11	12	0,0140										
Cr-Ni-Al: 6 Cr, 1,5 Al, 0,5 Si (Sicromal 8)	7721	0,117	19	0,0220	—	12	13	13	14	15	16	19		
24 Cr, 2,5 Al, 0,5 Si (Sicromal 12)	7673	0,118	16	0,0180										
Acero al Manganeso														
Mn = 0 %	7897	0,118	63	0,0728										
1 %	7865	0,11	43	0,0500										
2 %	7865	0,11	33	0,0349	—	33	31	31	31	30	28			
5 %	7849	0,11	19	0,0229										
10 %	7801	0,11	15	0,0180										
Acero al Tungsteno														
W = 0 %	7897	0,108	63	0,0729										
1 %	7913	0,107	57	0,0669										
2 %	7961	0,106	54	0,0629	—	54	51	46	42	39	31			
5 %	8073	0,104	46	0,0549										
10 %	8314	0,100	42	0,0490										
20 %	8826	0,093	37	0,0450										
Acero al silicio Si = 0 %	7897	0,108	63	0,0729										
1 %	7769	0,11	36	0,0419										
2 %	7673	0,11	27	0,0320										
5 %	7417	0,11	16	0,0200										
Cobre														
Puro	8954	0,0915	332	0,4044	350	332	326	322	—	313	304			
Bronce de aluminio 95 Cu, 5 Al	8666	0,098	72	0,0839										
Bronce 75 Cu, 25 Sn	8666	0,082	22	0,0309										
Latón 85 Cu, 9 Sn, 6 Zn	8714	0,092	52	0,0649	—	51	61							
Latón 70 Cu, 30 Zn	8522	0,092	95	0,1228	76	—	110	124	127	127				
Plata alemana 62 Cu, 15 Ni, 22 Zn	8618	0,094	21	0,0269	17	—	27	34	39	42				
Constán 60 Cu, 40 Ni	8922	0,098	20	0,0220	18	—	19	22						
Magnesio														
Puro	1746	0,242	148	0,3495	153	148	145	140	136					
Mg-Al (electrolítico) 6-8 % Al, 1-2 % Zn	1810	0,24	57	0,1298	—	45	54	64	72					
Mg-Mn: 2 % Mn	1778	0,24	98	0,2297	80	95	107	112						
Molibdeno	10220	0,060	118	0,1927	119	118	118							
Níquel														
Puro (99,9 %)	8906	0,1065	77	0,0819	89	80	72	63	55	51				
Impuro (99,2 %)	8906	0,106	60	0,0629	—	60	55	51	48	45	48	54	58	60
Ni-Cr: 90 Ni, 10 Cr	8666	0,106	15	0,0160	—	15	16	18	20	21				
80 Ni, 20 Cr	8314	0,106	11	0,0120	—	11	12	13	15	16	19			
Plata														
Purísima	10524	0,0559	361	0,6132	361	359	358	355						
Pura (99,9 %)	10524	0,0559	350	0,5962	361	353	358	322	311	310				
Tungsteno	19350	0,0321	140	0,2257	—	143	130	122	115	109	97	66		
Cinc, puro	7144	0,0918	97	0,1478	98	97	94	91	86	80				
Estaño, puro	7304	0,0541	55	0,1398	64	57	51	49						

Tabla No 13PROPIEDADES DE LA VINAZA A LA PRESION ATMOSFERICA

T (°C)	ρ (KG/MT ³)	μ /CENTIPOISE	C_p (KCAL/KG-°C)
85	1,024,80	0,496	1,01387
84	1,024,90	0,501	1,01387
83	1,026,00	0,502	1,01385
82	1,026,30	0,513	1,01384
81	1,027,00	0,520	1,01383
80	1,027,80	0,540	1,01383
79	1,028,40	0,546	1,01382
78	1,028,60	0,572	1,01381
77	1,029,00	0,578	1,01381
76	1,029,20	0,582	1,01381
75	1,029,30	0,587	1,01380
70	1,032,80	0,590	1,01380
30	1,040,10	0,867	1,01210

Tabla No 14

PROPIEDADES DE LA MELAZA DILUIDA A LA PRESION ATMOSFERICA

T (°C)	(KG/MT ³)	CENTIPOISES	(KCAL/KG-°C)
45	1.103,70	1,591	0,9500
44	1.104,00	1,592	0,9540
43	1.104,20	1,592	0,9544
42	1.104,66	1,593	0,9544
41	1.104,90	1,594	0,9544
40	1.105,00	1,597	0,9548
39	1.105,90	1,601	0,9550
30	1.106,20	1,668	0,9610

Tabla No 15.- Variación de la cantidad de vinaza versus su temperatura de salida del intercambiador de calor.

T_{cs}	$T_{ce} - T_{cs}$	m_1
70	29	26.896
65	34	22.947
60	39	20.000
55	44	17.727
50	49	15.918
45	54	14.444
40	59	13.220
35	64	12.304

Tabla No. 16.- Viscosidad y densidad relativa de algunos líquidos.

(Viscosidad cinemática = valor de la tabla $\times 10^{-6}$)

Temp. °C	Agua**		Disolvente comercial		Tetracloruro de carbono		Aceite lubricante medio	
	Densid. relat.	Visc. cinem. m ² /seg	Densid. relat.	Visc. cinem. m ² /seg	Densid. relat.	Visc. cinem. m ² /seg	Densid. relat.	Viscos. cinem. m ² /seg
5	1,000	1,520	0,728	1,476	1,620	0,763	0,905	471
10	1,000	1,308	0,725	1,376	1,608	0,696	0,900	260
15	0,999	1,142	0,721	1,301	1,595	0,655	0,896	186
20	0,998	1,007	0,718	1,189	1,584	0,612	0,893	122
25	0,997	0,897	0,714	1,101	1,572	0,572	0,890	92
30	0,995	0,804	0,710	1,049	1,558	0,531	0,886	71
35	0,993	0,727	0,706	0,984	1,544	0,504	0,883	54,9
40	0,991	0,661	0,703	0,932	1,522	0,482	0,875	39,4
50	0,990	0,556					0,866	25,7
65	0,980	0,442					0,865	15,4

Tabla No 17.- Propiedades del agua a diferentes temperaturas.

Temp. °C	Densidad UTM/m ³	Peso específico kg/m ³	Viscosidad dinámica kg seg/m ²	Tensión superficial kg/m	Presión de vapor kg/cm ² (ab)	Módulo de elasticidad volumétrico kg/cm ²
0	101,96	999,87	$18,27 \times 10^{-3}$	0,00771	0,0056	20200
5	101,97	999,99	15,50	0,00764	0,0088	20900
10	101,95	999,73	13,34	0,00756	0,0120	21500
15	101,88	999,12	11,63	0,00751	0,0176	22000
20	101,79	998,23	10,25	0,00738	0,0239	22400
25	101,67	997,07	9,12	0,00735	0,0327	22800
30	101,53	995,68	8,17	0,00728	0,0439	23100
35	101,37	994,11	7,37	0,00718	0,0401	23200
40	101,18	992,25	6,69	0,00711	0,0780	23300
50	100,76	988,07	$5,60 \times 10^{-3}$	0,00693	0,1249	23400

Tabla No 18.- Coeficientes de perdidas para contracciones bruscas y graduales en tuberías.

Contracción brusca		Ensanchamiento gradual para un ángulo total del cono						
d_1/d_2	K_c	4°	10°	15°	20°	30°	50°	60°
1,2	0,08	0,02	0,04	0,09	0,16	0,25	0,35	0,37
1,4	0,17	0,03	0,06	0,12	0,21	0,36	0,50	0,53
1,6	0,26	0,03	0,07	0,14	0,26	0,42	0,57	0,61
1,8	0,34	0,04	0,07	0,15	0,28	0,44	0,61	0,65
2,0	0,37	0,04	0,07	0,16	0,29	0,46	0,63	0,68
2,5	0,41	0,04	0,08	0,16	0,30	0,48	0,65	0,70
3,0	0,43	0,04	0,08	0,16	0,31	0,48	0,66	0,71
4,0	0,45	0,04	0,08	0,16	0,31	0,49	0,67	0,72
5,0	0,46	0,04	0,08	0,16	0,31	0,50	0,67	0,72

* Valores tomados de King, *Handbook of Hydraulics*, McGraw-Hill Book Company.

Tabla N° 19.- Conductividades térmicas de materiales aislantes a temperaturas moderadas.

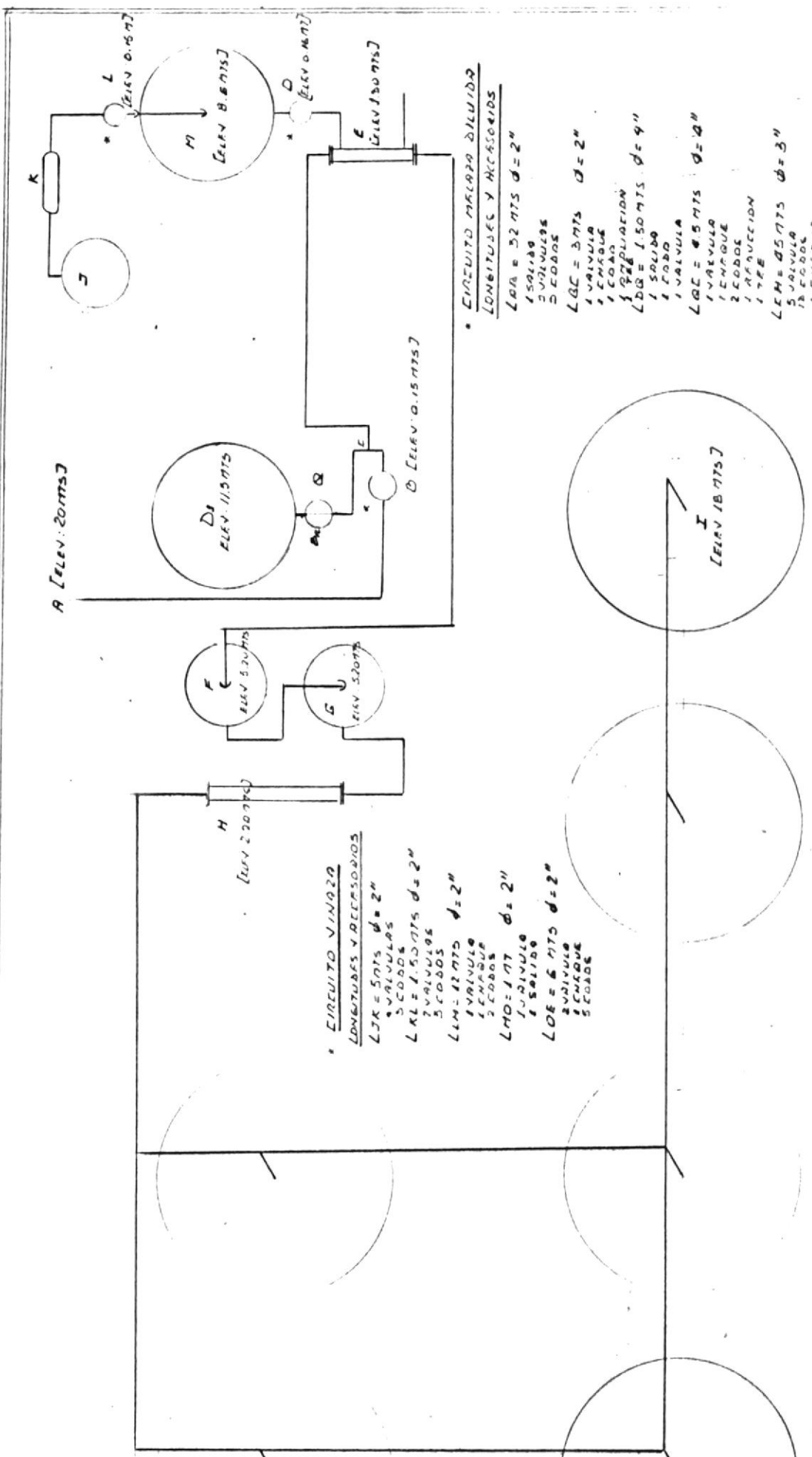
$$[k = Kc/(h)(m^2)(^{\circ}C/m)]$$

Material	Densidad kg m ³	Temperatura. °C						
		0	37	93	149	204	216	
Algodón	80	0.048	0.052	0.058				
Asbesto	577	0.129	0.144	0.164	0.174	0.180	0.186	0.194
Cabello de seda	146	0.039	0.045	0.051				
Corcho pulverizado	160	0.031	0.039	0.048				
Lana	136	0.031	0.040	0.049				
Mezcla aislante, suelta...	400	0.060	0.068	0.074	0.079	0.082		
Seda	101	0.037	0.042	0.051				
Tierra de infusorios cal- cinada para calefugar	200	0.064	0.068	0.077	0.085	0.092	0.109	0.126
Tierra de infusorios.	252	0.052	0.058	0.065	0.071	0.071	0.079	

LISTA DE FIGURAS

	Pag.
Fig. No. 1.- Depósito cónico-cilindrico soportado por anillo alrededor de su unión cilíndrico-cónico.	67
Fig. No. 2.- Fátigas principales según el círculo de Mohr.	72
Fig. No. 3.- Elementos para el cálculo del aislamiento de la tubería.	83
Fig. No. 4.- Variación de las pérdidas de calor con el espesor del aislamiento.	84
Fig. No. 5.- Losa de hormigón armado para base del depósito de vinaza.	99
Fig. No. 6.- Diagrama de fuerzas.	101
Fig. No. 7.- Elementos para el cálculo de las armaduras.	105
Fig. No. 8.- Elementos para la determinación del caudal promedio de la melaza diluida.	151
Fig. No. 9.- Lecturas experimentales para la determinación del caudal promedio de la melaza diluida.	153
Fig. No. 10.- Diagrama de flujo.	186
Fig. No. 11.- Precio por unidad de un intercambiador de calor de tubos con envuelta de acero.	187
Fig. No. 12.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuelta de un paso y 2, 4, 6, ... pasos - por los tubos.	188
Fig. No. 13.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuel	

	Pag.
ta de dos pasos y 4, 8, 12,pa sos por los tubos.	189
Fig. No. 14.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuel <u>l</u> ta de tres pasos y 6, 12, 18, ... pa sos por los tubos.	190
Fig. No. 15.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuel <u>l</u> ta de cuatro pasos y 8, 16, 24, pasos por los tubos.	191
Fig. No. 16.- Coeficientes de rozamientos para flui <u>d</u> os que circulan por el interior de - los tubos.	192
Fig. No. 17.- Representación gráfica de fórmula re <u>re</u> comendada para la convección libre al rededor de cilindros horizontales.	193
Fig. No. 18.- Representación gráfica de fórmula re <u>re</u> comendada para la convección libre al rededor de superficies verticales.	194
Fig. No. 19.- Diagrama de moody. Factor de fricción para tuberías.	195



A [Elev: 20 mts]

D₁
Elev: 11.5 mts

F
Elev: 3.5 mts

G
Elev: 5.0 mts

H
[Elev: 20.7 mts]

* CIRCUITO VIMAZA
LONGITUDES Y RECESOS
LJK = 5 mts $\phi = 2"$
3 VALVULAS
3 CODOS
LKL = 1.50 mts $\phi = 2"$
3 VALVULAS
3 CODOS
LKM = 12 mts $\phi = 2"$
1 VALVULA
1 ENCAJON
3 CODOS
LMO = 1 mts $\phi = 2"$
1 VALVULA
1 SALIDA
LOE = 6 mts $\phi = 2"$
2 VALVULAS
1 ENCAJON
3 CODOS

M
[Elev: 8.8 mts]

L
[Elev: 0.6 mts]

D
[Elev: 0.8 mts]

Q
Elev: 0.15 mts

E
Elev: 15.0 mts

I
[Elev: 18 mts]

* CIRCUITO MEXICO DILUIDO
LONGITUDES Y RECESOS
LPA = 32 mts $\phi = 2"$
1 VALVULA
2 VALVULAS
3 CODOS
LPC = 3 mts $\phi = 2"$
1 VALVULA
1 ENCAJON
1 CODO
1 VALVULA
LDB = 1.50 mts $\phi = 4"$
1 SALIDA
1 CODO
1 VALVULA
LDC = 0.5 mts $\phi = 4"$
1 VALVULA
1 ENCAJON
2 CODOS
1 REAFIJACION
1 TEE
LEH = 0.5 mts $\phi = 3"$
3 VALVULAS
3 CODOS
1 ENCAJON
1 ENCAJON
1 REAFIJACION
LMI = 55 mts $\phi = 4"$
5 VALVULAS
1 ENCAJON

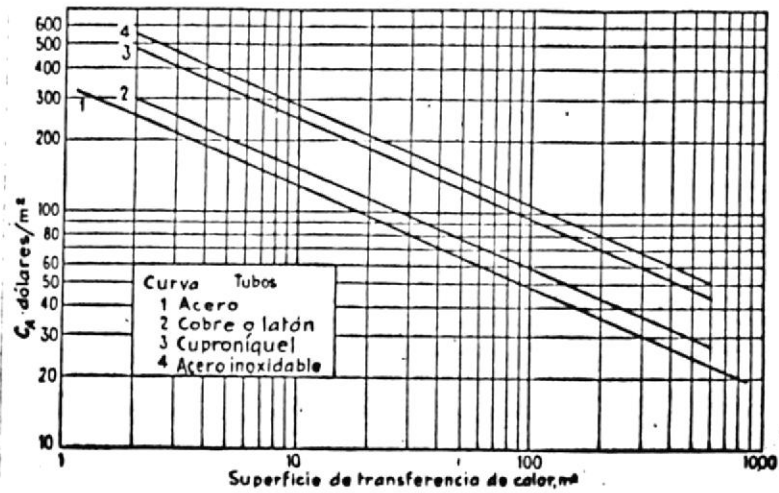


Fig. N° 11.- Precio por unidad de superficie de un intercambiador de calor con envuelta de acero.

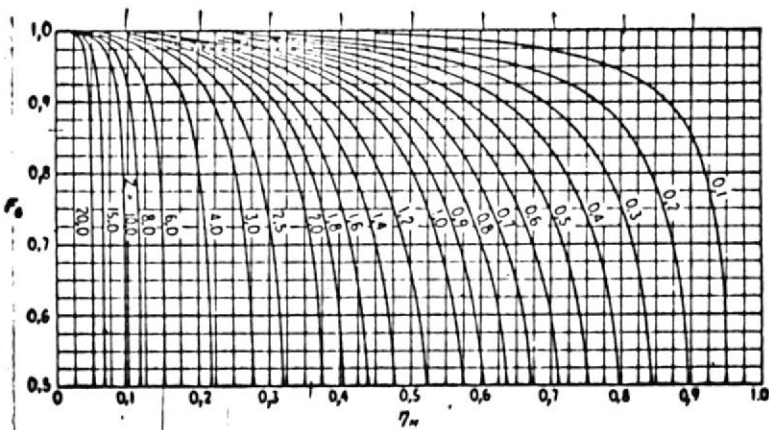


Fig. N° 12.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuelta de un paso y 2, 4, 6; ... pasos por los tubos.

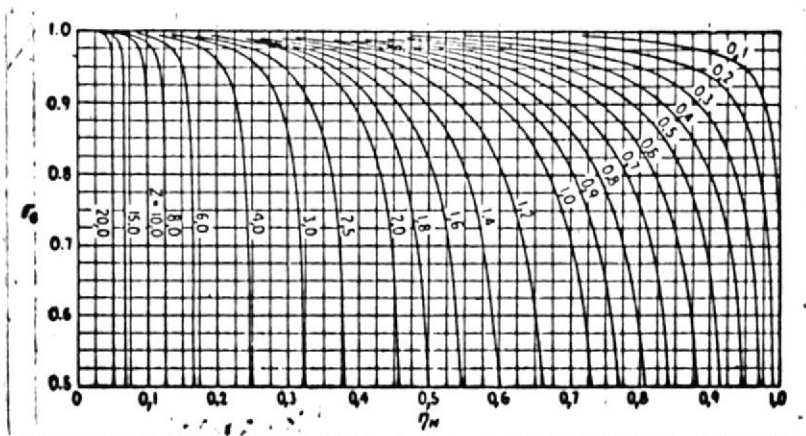


Fig. N° 13.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuelta de dos pasos y 4, 8, 12, ... pasos por los tubos.

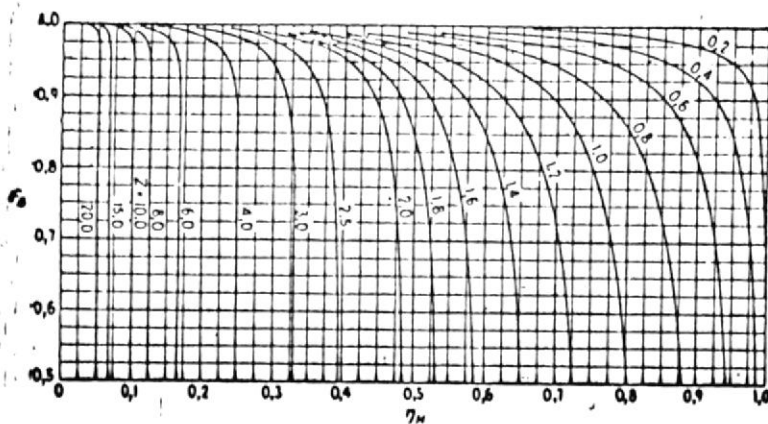


Fig. N° 14.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuelta de tres pasos y 6, 12, 18 ... pasos por los tubos.

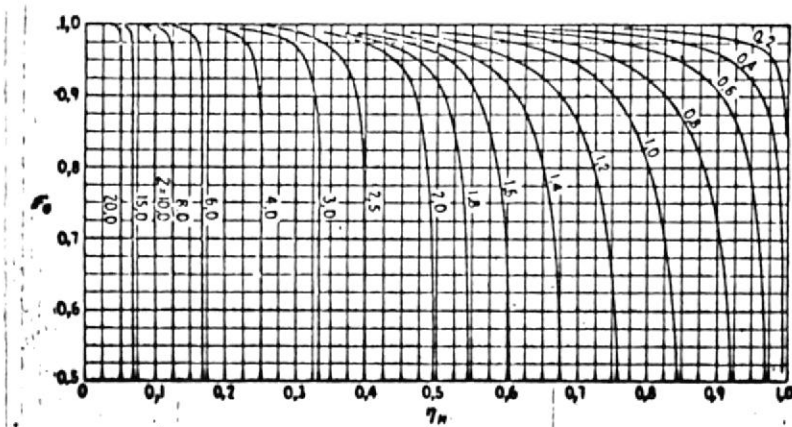


Fig. N° 15.- Diferencia media de temperatura para un intercambiador de calor con envuelta de cuatro pasos y 8, 16, 24 ... pasos por los tubos.

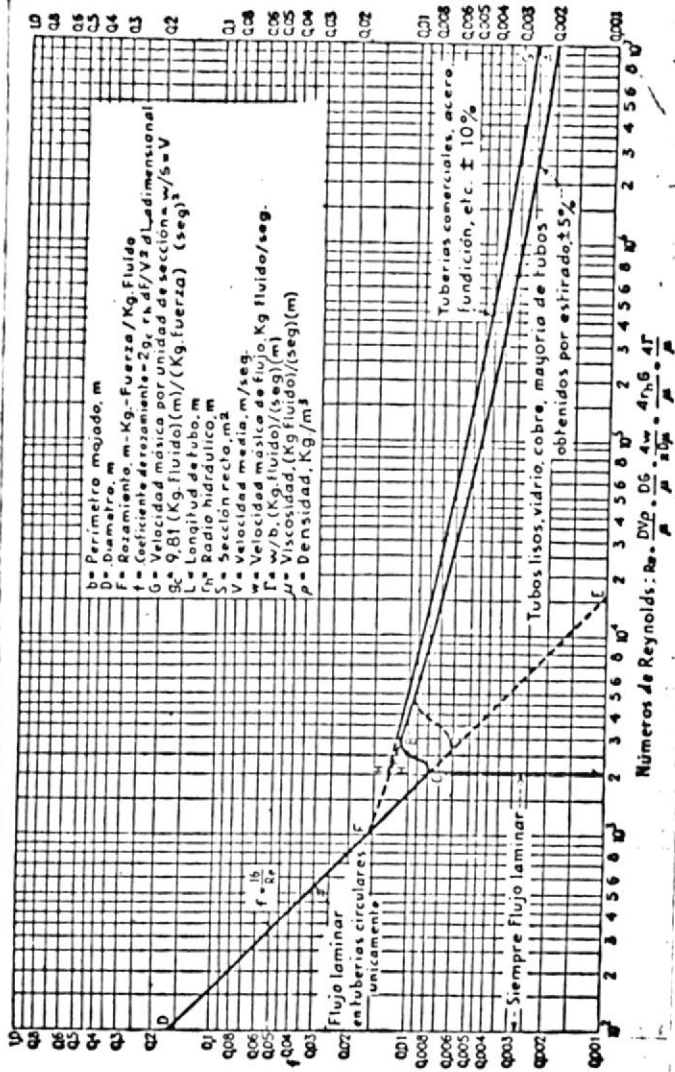


Fig. No 16.- Coeficientes de rozamientos para fluidos para el interior de tubos.

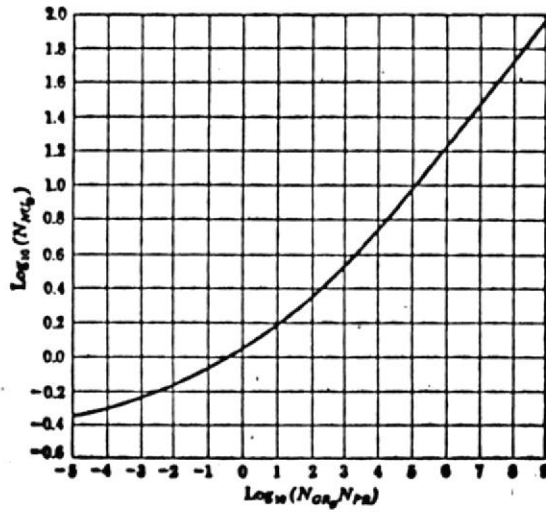


Fig. N° 17.- Representación gráfica de fórmula recomendada para la convección libre alrededor de cilindros horizontales.

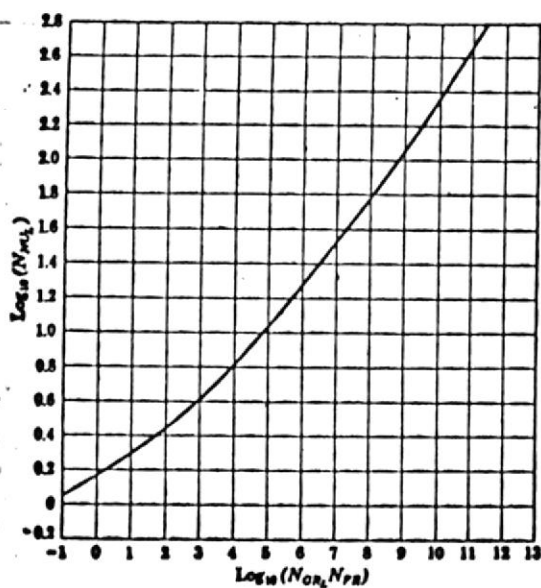


Fig. N° 18.- Representación gráfica de fórmula recomendada para la convección libre alrededor de superficies verticales.

1093

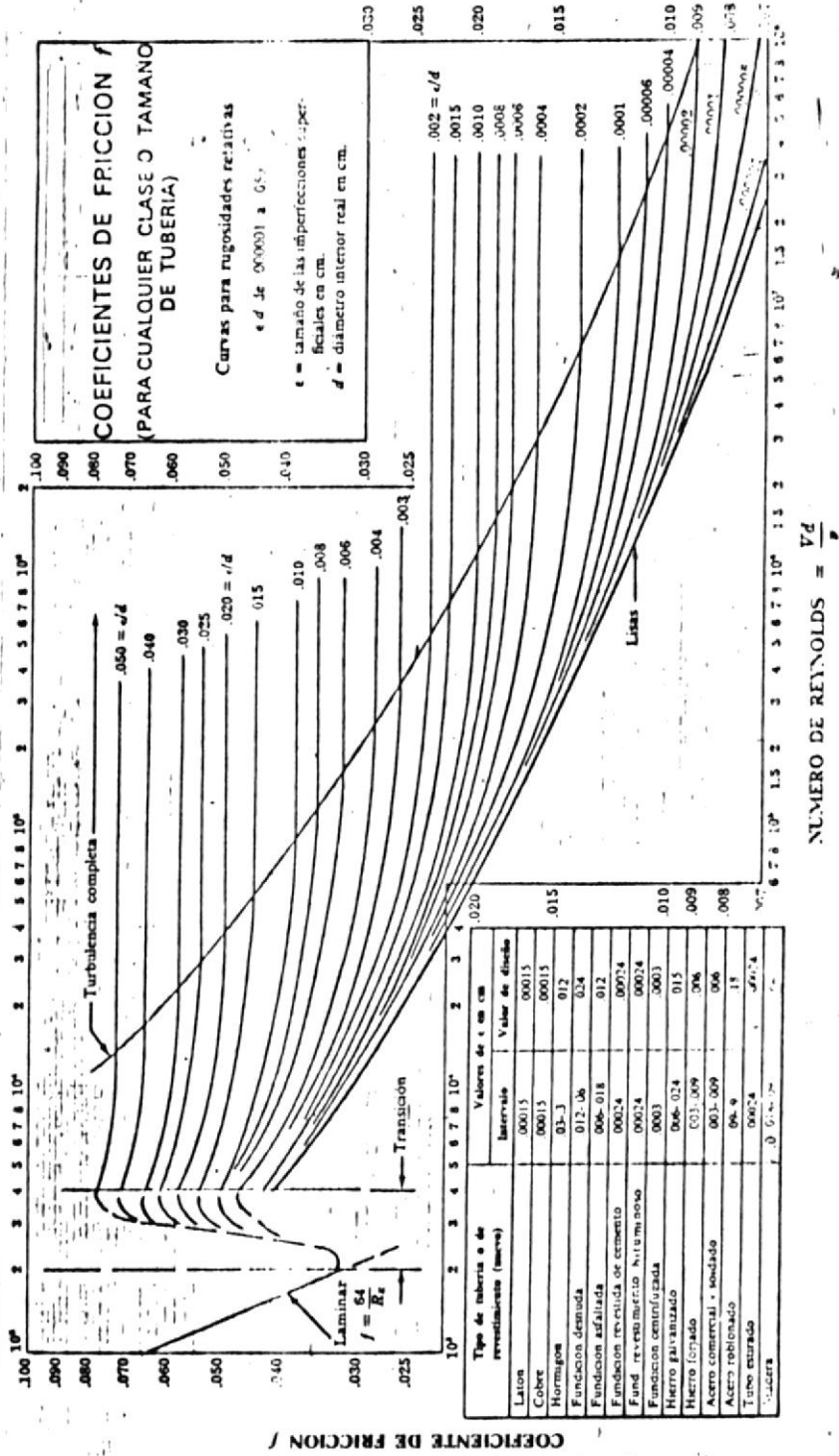


Fig. No 19.- Diagrama de Moody. Factor de fricción para tuberías.

XERO COPY

XERO COPY

XERO COPY

LISTA DE REFERENCIAS

- 1 .- McAdams, Trasmisión de Calor, New York, McGraw Hill - Company Inc., 1.964, Ecs. 15-14, 15-17, 15-25, 15-25a, 6-13a, 15-26a, 15-6, 15-4, 15-8, 15-12, 15-11, 2-21, - 15-7, 15-2, Pags. 456, 457, 455, 451, 458, 437 a 446
- 2 .- Chapman, Trasmisión de Calor, Madrid, Ediciones Inter-ciencia, 1.965, Ecs. 12-5, 12-20, 12-17, 12-18, 9-11, 13-3, 7-32, 9-6, 9-12, 13-5, 3-11, 3-19, Pag. 299.
- 3 .- Den Hartog, Advanced Strengt of Materials, New York, - McGraw Hill Company Inc., 1.952, Ecs. 52, 53, Pags. 70 71, 72, 73, 74, 75, 76, 77.
- 4 .- V.M. Faires, Diseño de Elementos de Máquinas, Barcelo-na, Montaner y Simón, 1.970, Pags. 44, 45, 670, 671, - 672, 673, 674, 675.
- 5.- Timoshenko, Resistencia de Materiales, Madrid, Espasa y Calpe S.A., 1.967, Ecs. 31, 32, 33, 34, Pags. 34 a 47.
- 6 .- Jordan and Priester, Refriration and Air Conditioning, Englewood Cliffs N.J., Prentive Hall Inc., 1.958, Pags 167, 168, 169, 170.
- 7.- Silly y Smith, Curso Superior de Resistencia de Mater+ riales, Buenos Aires, Libreria y Editorial Nigar S.R.L. 1.967, Pags. 213 a 220.
- 8 .- Singer, Strength of Materials, New York, Harpreand - Row, Publishers, 1.951, Ecs. 10-5, 10-7, 10-8, 10-6, - Pags. 364 a 385.
- 9 .- Shaum's, Fluid Mechanics and Hidraulics, New York, - Shaums Publishing Co., 1.962, Pags. 72, 98, 100.