

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**PROGRAMA ACADEMICO DE INGENIERIA
QUIMICA Y MANUFACTURERA**



PROGRAMA DE COMPUTACION PARA EL DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACION DE PLATOS PERFORADOS PARA MEZCLAS BINARIAS Y APLICACION PRACTICA

T E S I S

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERA QUIMICA**

VICTORIA ENRIQUETA ROMANO MATOS

**Lima - Perú
1982**

'A MIS PADRES Y HERMANAS,
POR SU AYUDA, COMPRENSION
y PACIENCIA"

¡ A MAX POR SU

AYUDA Y AMOR

I N D I C E

1. INTRODUCCION
2. DISEÑO POR COMPUTACION DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE PLATOS PERFORADOS
 - 2.1. Conceptos Generales
 - 2.2. Balances de Masa y Calor
 - 2.2.1. Balance de Masa en la Sección de Enriquecimiento
 - 2.2.2. Balance de Masa en la Sección de Agotamiento
 - 2.2.3. Balance de Masa alrededor del Plato donde se introduce la alimentación
 - 2.2.4. Determinación de la línea q
 - 2.2.5. Balance de Calor en el Condensador
 - 2.2.6. Ubicación de la Bandeja de Alimentación
 - 2.2.7. Mínima Relación de Reflujo
 - 2.2.8. Propiedades de la Mezcla Binaria
 - 2.3. Primera Parte del Programa: Cálculo del Número Real de Platos
 - 2.3.1. Diagrama de flujo
 - 2.3.2. Explicación del Programa
 - 2.4. Segunda Parte del Programa: Diseño interno de una columna de Platos Perforados
 - 2.4.1. Diagrama de Flujo
 - 2.4.2. Teoría del Diseño de Platos Perforados
 - 2.4.3. Explicación del Programa
 - 2.5. Tercera Parte del Programa: Cálculo de las Propiedades de los fluídos en los intercambiadores de calor requeridos por la columna: Reboiler, Condensador y Precalentador de la Alimentación
 - 2.5.1 Diagrama de Flujo
 - 2.5.2. Base Teórica
 - 2.5.3. Explicación del Programa
3. ANALISIS DEL PROGRAMA
 - 3.1. Análisis de las Variables y Selección de los Valores Optimos
 - 3.2. Análisis de los Resultados
4. DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR
 - 4.1. Generalidades de los Serpentes

- 4.2. Diseño del Reboiler
- 4.3. Diseño del Condensador
- 4.4. Diseño del Precalentador
- 5. AISLAMIENTO TERMICO DE LA COLUMNA Y DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR
 - 5.1. Generalidades
 - 5.2. Proceso para calcular el espesor
 - 5.3. Elección del aislamiento
 - 5.4. Cálculo del Espesor del Aislamiento para la columna
 - 5.5. Cálculo del espesor del Aislamiento para el Reboiler, Condensador y Precalentador
 - 5.6. Cálculo de las Pérdidas de Calor por el Aislamiento
- 6. INSTRUMENTOS DE CONTROL Y ACCESORIOS
 - 6.1. Instrumentos de Control
 - 6.1.1. Medidas de Temperatura
 - 6.1.2. Medidas de Presión
 - 6.1.3. Medidas de Flujo
 - 6.1.4. Medición de Niveles
 - 6.2. Accesorios y Equipos Auxiliares
 - 6.2.1. Trampas de Vapor
 - 6.2.2. Válvulas
 - 6.2.3. Recipiente de Reflujo o Drum
- 7. DISEÑO MECANICO
 - 7.1. Consideraciones Experimentales
 - 7.2. Distribución de los Equipos
 - 7.2.1. Reboiler
 - 7.2.2. Precalentador
 - 7.2.3. Condensador
 - 7.2.4. Cálculo de las Alturas requeridas y Dibujos
 - 7.3. Instrumentación del Proceso
 - 7.4. Diseños de cada Equipo
 - 7.4.1. Columna de Destilación
 - 7.4.2. Reboiler
 - 7.4.3. Condensador
 - 7.4.4. Precalentador

8. PRESUPUESTOS DE COMPAÑIAS NACIONALES

8.1. Proformas de los Equipos

9. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES

9.1. Recomendaciones

9.1.1. Utilización del Programa para Futuros Diseños

9.1.2. Variaciones en el Programa para convertirlo en uno para mezclas de Multicomponentes

9.1.3. Prácticas que se puedan realizar con los equipos diseñados

9.2. Conclusiones

10. BIBLIOGRAFIA

ANEXOS

Listados del Programa de Computación

*** Datos**

*** Programa Principal y SubProgramas**

*** Salida**

Diseños de Equipos-Gráficos

*** Columna de Destilación**

*** Reboiler**

*** Condensador**

*** Precalentador**

Distribución de Equipos-Gráficos

I. INTRODUCCION

Una Tesis es un documento que demuestra al mundo lo que se ha aprendido de determinada profesión y como se aplica para casos reales, para que de éste modo nos ganemos el derecho de ejercer dicha profesión, pero además, y lo más importante, es que se realice una mayor investigación y más si en este caso es en el campo de la Ingeniería donde cada vez se requiere mayor estudio para la creación de tecnología lo cual le hace mucha falta al país.

Por lo tanto en esta Tesis se presenta el proceso de diseño de equipos industriales a escala de planta piloto, específicamente el de una columna de destilación y de tres intercambiadores de calor.

El Diseño de la Columna es por medio de un programa de computación, realizado en el Centro de Cómputo con una computadora IBM 4341, el cual es general para cualquier mezcla binaria. Es un programa que nos proporciona la información necesaria para la confección mecánica del equipo. Es posible variar las condiciones del proceso y proporciona los resultados para los nuevos valores.

Además se incluye el diseño mecánico de los equipos así como los diferentes presupuestos que compañías nacionales de Metal-Mecánica han proporcionado para la ejecución de dichos equipos.

Todo esto es para evaluar la factibilidad de construir dichos equipos para el Laboratorio de Ingeniería Química del Departamento de Procesos Industriales.

Por lo tanto se puede concluir que se puede diseñar y construir equipos nacionales, además las prácticas que los futuros profesionales realicen en estos equipos ayudarán a su preparación práctica tan necesaria para que su ingenio sea despertado y los lleve a crear tecnología propia para el país.

2. DISEÑO POR COMPUTACION DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE PLATOS PERFORADOS

2.1. Conceptos Generales

La destilación es la separación de los constituyentes de una mezcla líquida por vaporización parcial de la misma y la recuperación se realiza por condensación del vapor y el residuo.

Los constituyentes más volátiles de la mezcla inicial se obtienen en creciente concentración en el vapor; y los menos volátiles en concentración mayor en el líquido.

El propósito del equipo utilizado en la operación de destilación es originar un contacto íntimo de los dos fluidos gas y líquido, para permitir la difusión, entre las fases, de los constituyentes.

La velocidad de transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases; y la naturaleza y el grado de dispersión de un fluido en el otro son, por lo tanto, de primordial importancia.

En nuestro caso el objetivo es diseñar una columna de destilación para una mezcla binaria específica: alcohol isopropanol-alcohol isobutanol.

Se eligió una columna de destilación de platos perforados por lo siguiente:

- * Debido a que la mezcla es fácilmente separable y no requiere de un contacto prolongado entre el líquido y el vapor se eligió columna de platos en lugar de columnas rellenas.
- * Se seleccionó el tipo de platos perforados, porque tiene una gran simplicidad de funcionamiento, por ser económica y fácil de limpiar, además el espacio disponible en el laboratorio de Operaciones Unitarias limita el tamaño de la torre y por tanto su diámetro, porque -

como se va a trabajar con flujos de alimentación bajos, el diámetro va a ser muy pequeño y por lo tanto el área perforada va a ser demasiado insuficiente para montar sobre las perforaciones, casquetes - de burbujeo, por ejemplo.

Los Balances de Materia y térmicos, unidos a las ecuaciones de equilibrio, permiten fijar las temperaturas, presiones y caudales en los diferentes niveles de la columna, así como el número de etapas o platos y cantidad de calor a suministrar para obtener el fraccionamiento especificado. Son estos elementos de base, los utilizados para estimar las dimensiones de la torre.

La Hidrodinámica del plato fijará el diámetro de la torre, la separación entre platos, la pérdida de carga entre la cabeza y el fondo y la elasticidad, de funcionamientos, es decir, los caudales de líquido y de vapor máximos y mínimos autorizados, que corresponden al dominio de la estabilidad de plato.

En operación normal, el flujo de vapor a través de las perforaciones expone el líquido dentro de una turbulencia, surgiendo la masa llamada "espuma".

En el movimiento a través del piso del plato, ésta masa proporciona gran área interfacial y turbulencia para una eficiente transferencia de masa vapor-líquido.

El mecanismo complejo del fluido del plato perforado debe ser considerado desde un punto de vista simplificado de estado estable.

El líquido desciende del plato superior a través de un conducto de líquido y sobre el plato en el punto A (ver figura 1).

Entre los puntos A y B esencialmente líquido claro está en flujo cruzado, ésta porción del plato no es perforada.

La distancia entre A y B variará de acuerdo a las condiciones de diseño pero a menudo es muy pequeño.

La altura de líquido claro, h_{1i} , es el equivalente líquido de la masa aereada.

La porción activa del plato está entre los puntos B y C (la aerea -

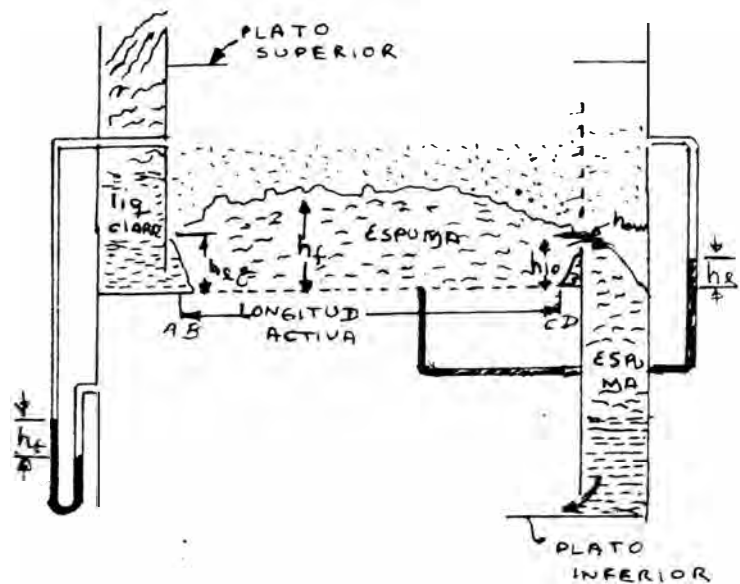


FIG. 1

ción ocurre fuera de la zona perforada debido a la turbulencia).

En el área activa del plato la acción es caracterizada por la masa aereada ó espuma. La altura visualmente observable de esta masa - es designada como h_f .

La densidad de la masa varía con la altura, siendo mayor cerca del piso del plato; sin embargo, es conveniente utilizar una densidad promedio.

Hay también una presión hidrostática efectiva de la masa aereada h_1 , la cual puede ser medida por un manómetro de piso como se muestra en la fig. 1. Si el peso de la porción de vapor de la masa es despreciable h_1 puede ser considerada como una altura "asentada" de líquido claro.

La masa aereada se mueve a través del plato y empieza a derrumbarse cuando las perforaciones finalizan en el punto C. Una sección de calma entre el punto C y el vertedero de salida (pto. D) puede ser proporcionado para el derrumbe parcial de la espuma pero generalmente no es necesario. Así, la aereación a menudo ocurre inmediatamente adyacente al vertedero de salida y el desbordamiento de material es en realidad masa aereada. Hay, sin embargo, una altura equivalente de líquido claro h_{10} entre los puntos C y D, calculado como la suma de la altura del vertedero de salida más la cresta de líquido equivalente fluyendo sobre el vertedero.

La formación de espuma secundaria normalmente ocurre en el conducto de líquido como un resultado de líquido salpicado y las condiciones generales de turbulencia.

El diseño del conducto de líquido debe contar para esta condición de espacio para el colapso de espuma por otra parte, la densidad de la espuma puede ser demasiada baja, para un adecuado derrame de líquido.

El resultado de ésto es a la vez, descenso de la eficiencia y un incremento en la caída de presión.

El vapor que asciende del plato inferior pasa a través de las perforaciones y contacta con el líquido en la masa aereada.

Para los platos perforados, el vapor emerge de un gran número de pequeñas aberturas primariamente en una dirección vertical, además solamente el flujo de vapor puede prevenir el pasaje de líquido a través de las hojas.

La inundación en un plato perforado puede ser alcanzado ya sea por arrastre excesivo ó por retroceso en el conducto de líquido.

Cuando cualquiera de estos fenómenos ocurre, los conductos de líquido pueden ser parcialmente llenados con líquidos; sin embargo, el efecto de atragantamiento del plato con arrastre es para aumentar la caída de presión agudamente, lo cual causa retroceso en el conducto de líquido hasta el punto en que ellos estén demasiado inundados.

El arrastre representa el límite superior en la operación del plato y el goteo, ó sea, el flujo excesivo de líquido a través de las perforaciones representa el límite inferior.

Más adelante se expondrá las ecuaciones que expresan la forma de cálculo de estos y otros fenómenos que son importantes en el diseño de los platos perforados y de la columna de destilación.

2.2. Balances de Masa y Calor

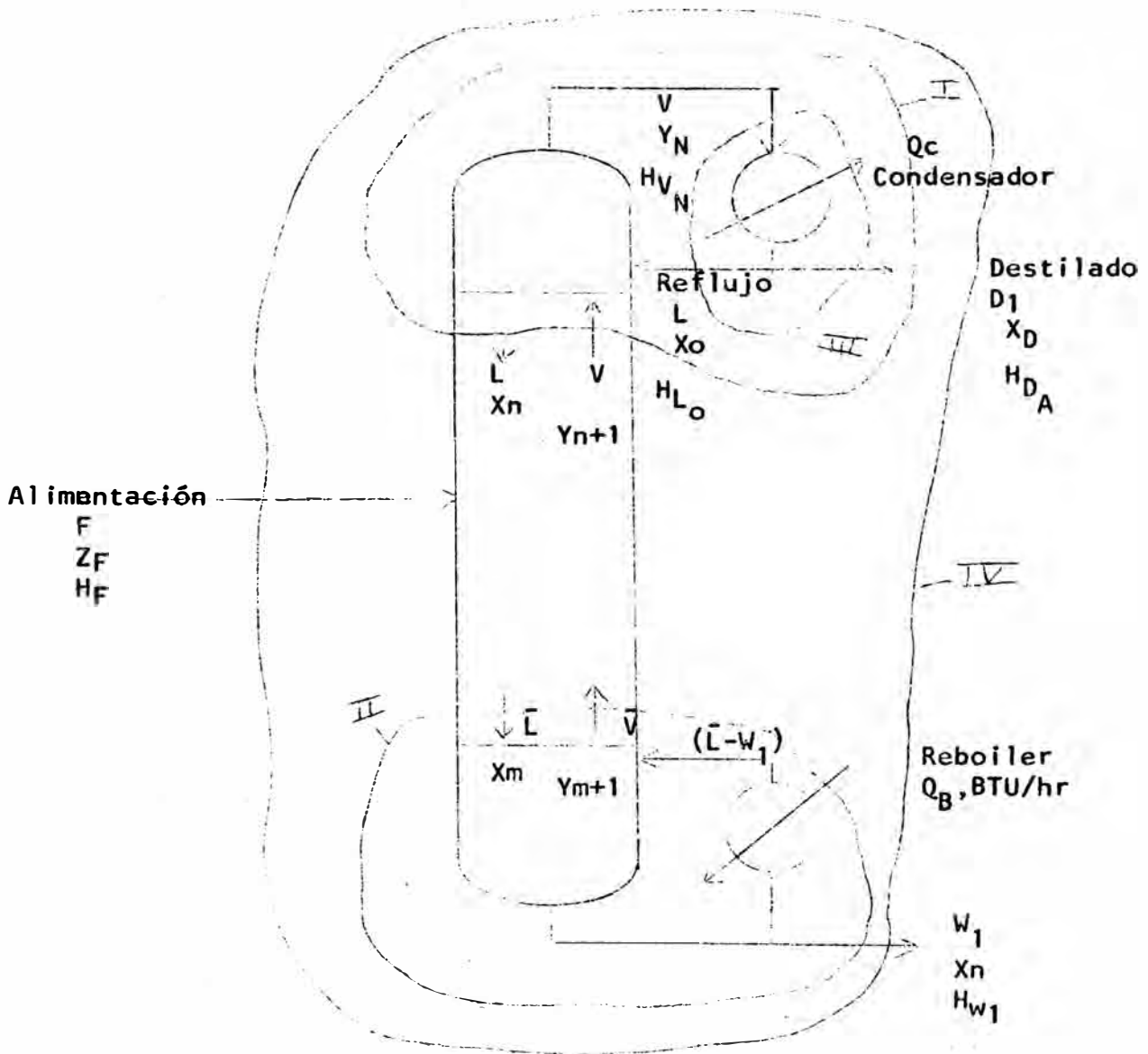


Fig (2)

2.2.1. Balance de Masa en la Sección de Enriquecimiento

De la fig (2)

Como se considera un Condensador Total:

$$X_o = X_D = Y_n \quad (1)$$

El reflujo está en su punto de burbuja al igual que el destilado:

$$R = \frac{L}{D1} \quad (2)$$

En lo envolvente (1)

$$V = L + D1 = D1 (R + 1) \quad (3)$$

Para el Componente A:

$$V Y_n = L X_n + D1 X_D \quad (4)$$

Entonces la línea de Operación para la Sección de Enriquecimiento:

$$Y_{n+1} = \frac{L}{V} X_n + \frac{D1}{V} X_D \quad (5)$$

ó

$$Y_{n+1} = \frac{R}{R+1} X_n + \frac{X_D}{R+1} \quad (6)$$

Es una línea recta de:

$$\text{pendiente} = \frac{R}{R+1} \quad (7)$$

$$\text{Intersección con el eje y} = \frac{X_D}{R+1} \quad (8)$$

Cuando $X_n = X_D$

$$Y_{n+1} = \frac{R}{R+1} X_D + \frac{X_D}{R+1} = \frac{(R+1) X_D}{R+1}$$

$$Y_{n+1} = X_D$$

Por lo tanto la línea pasa por el punto $y = x = x_D$ en la diagonal de 45° . Este punto y la intersección con el eje y permite construir fácilmente la línea.

2.2.2. Balance de Masa en la Sección de Agotamiento

En la envolvente (II)

$$\bar{L} = \bar{V} + W1 \quad (9)$$

Para el componente A

$$\bar{L} X_m = \bar{V} Y_{m+1} + W1 X_w \quad (10)$$

Entonces la línea de Operación para la Sección de Agotamiento:

$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} X_m - \frac{W1}{\bar{V}} X_w \quad (11)$$

ó

$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W1} X_m - \frac{W1}{\bar{L} - W1} X_w \quad (12)$$

Es una línea recta de:

$$\text{pendiente} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W1} \quad (13)$$

$$\text{intersección con el eje } y = \frac{W1 \cdot X_w}{\bar{L} - W1} \quad (14)$$

Cuando $X_m = X_w$

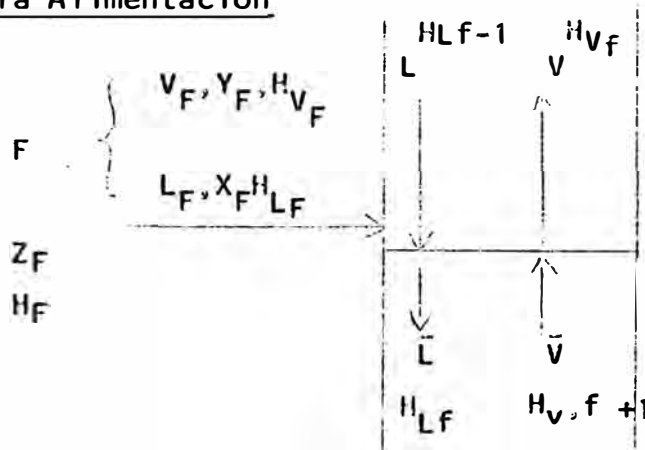
$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W1} (X_w) - \frac{W1}{\bar{L} - W1} \cdot X_w$$

$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L} - W1}{\bar{L} - W1} X_w$$

$$Y_{m+1} = X_w$$

Por lo tanto $x=y=x_w$ está en la diagonal de 45° .

2.2.3. Balance de Masa alrededor del plato de donde se introduce la Alimentación



En esta bandeja las cantidades de las corrientes de líquido y de vapor cambian bruscamente, ya que la alimentación puede ser de líquido, de vapor o una mezcla de ambos.

Un balance de masa completo en esta sección de:

$$F + L + \bar{V} = V + \bar{L} \quad (15)$$

Un Balance Entálpico.

$$F H_F + L H_{L, f-1} + V H_{V, f+1} = V H_{V_f} + \bar{L} H_{L_f} \quad (16)$$

En el interior de la torre todos los vapores y los líquidos se hallan saturados, siendo prácticamente idénticas las entalpías molares de todos los vapores saturados de esta sección, ya que sobre una misma bandeja los cambios de temperatura y de composición son relativamente pequeñas.

Lo mismo es cierto para las entalpías molares de los líquidos saturados, por lo tanto:

$$H_{V_f} = H_{V_{L, f+1}} = H_{L_f} \quad (17)$$

Entonces:

$$F H_F + L R_L + \bar{V} H_V = V H_V + \bar{L} H_L$$

$$(\bar{L} - L) H_L = (\bar{V} - V) H_V + F H_F$$

Luego:

$$\frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{H_V - H_F}{H_V - R_L} = q \quad (18)$$

La cantidad q es el calor necesario para convertir 1 - lbmol de alimentación desde su condición H_F hasta la de vapor saturado, dividido por el calor latente molar $H_V - H_L$. La alimentación puede introducirse en cualquiera de una diversidad de condiciones térmicas, oscilando desde un líquido que se halla bien por debajo de su punto de burbuja hasta la de un vapor sobrecalentado, siendo q diferente para cada uno de los casos.

De (15) y (18)

$$\bar{V} - V = F (q - 1) \quad (19)$$

De donde se determina:

$$\bar{V} = F (q-1) + V \quad (20)$$

2.2.4 Determinación de la Línea q

El punto de intersección de las dos líneas de operación ayudará a situar la línea de operación de la sección de agotamiento.

De las ecuaciones (5) y (11) pero sin subíndices

$$Y V = L X + D_1 X_D$$

$$Y \bar{V} = \bar{L} X - W_1 X_w$$

Restando:

$$(\bar{V} - V) y = (\bar{L} - L) x - (W_1 X_w + D_1 X_D) \quad (21)$$

De un balance de masa completo

$$F Z_F = D_1 X_D + W_1 X_w$$

Con esta ecuación y las ecuaciones (18) y (19) en (21)

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{Z_F}{q-1} \quad (22)$$

Este, el lugar geométrico de las líneas de operación (la línea q) es una línea recta dependiente.

$$\text{pendiente} = \frac{q}{q-1} \quad (23)$$

$$\text{Intersección con el eje y} = \frac{Z_F}{q-1} \quad (24)$$

$$\text{Cuando } X = Z_F \quad Y = \frac{q}{q-1} Z_F - \frac{Z_F}{q-1} = \left(\frac{q-1}{q-1}\right) Z_F$$

$$Y = Z_F$$

Por lo tanto pasa por el punto $x = y = z_F$ de la línea de 45°.

Para una dada condición de alimentación, fijando la relación de reflujo en la parte superior de la columna, automáticamente se establece la relación líquido/ vapor en la sección de agotamiento y asimismo la carga calórica de recalentamiento.

2.2.5. Balance de Calor en el Condensador

Envolvente (III)

$$V H_{V_1} = L H_{L_0} + D H_{D_A} + Q_c \quad (25)$$

Como $L = RD1$ y $V = D1 (R+1)$

Entonces:

$$D1(R+1) H_{V_{II}} = RD1H_{L_o} + D1H_{D_A} + Q_c$$

$$Q_c = D1 (R+1)H_{V_{II}} - RH_{L_o} - H_{D_A} \quad (26)$$

Envolvente (IV)

$$F H_F + Q_B = D1 H_{D_A} + W1 H_{W1} + Q_c$$

$$Q_B = D1H_{D_A} + W1 H_{W1} + Q_c - FH_F \quad (27)$$

Se consideran que las pérdidas de calor son despreciables porque se empleará aislamiento térmico.

2.2.6. Ubicación de la Bandeja de Alimentación

La práctica que se sigue para el proyecto de una columna nueva es ubicar la entrada de la alimentación de modo que origine el mínimo número total de bandejas y esto se logra si se hace la transición de una sección a otra ni bien se pasa la intersección de las líneas de operación.

2.2.7. Mínima Relación de Reflujo

Es la máxima relación que requerirá un número infinito de bandejas para la separación deseada y corresponde a la mínima capacidad de enfriamiento para el condensador y de calentamiento para el reboiler, para efectuar la separación.

La línea de operación que pase por el punto de intersección de la línea y la curva de equilibrio al ser prolongada corta el eje y originando la mínima relación de reflujo.

$$Y = \frac{X_D}{R_m + 1} \quad (28)$$

2.2.3. Propiedades de la Mezcla Binaria

1) Cálculo de la Entalpía líquida y Vapor

$$H_L = C_L (t_L - t_o) M_{med} + \Delta H_s \quad (29)$$

C_L → capacidad calorífica de la solución, BTU/lb°F

ΔH_s → calor de solución a t_o y a la concentración reinante, referido a los componentes líquidos puros en BTU/lbmol de solución

t_L → Para líquidos saturados, es el punto de burbuja correspondiente a la concentración líquida a la presión reinante

ΔH_s → (-) si se desarrolla en el mezclado

ΔH_s → 0 para soluciones ideales

$$H_G = y \left[C_{L_A} \bar{M}_A (t_G - t_o) + \lambda_A \bar{M}_A \right] + (1-y) \left[C_{L_B} \bar{M}_B (t_G - t_o) + \lambda_B \bar{M}_B \right] \quad (30)$$

λ_A, λ_B → Calores latentes de evaporación de las sustancias puras a t_o ; BTU/lb

C_{L_A}, C_{L_B} → Capacidades caloríficas de los líquidos puros, BTU/lb°F

2) Eficiencia del Plato-Eficiencia de Murphree

O'Connell presentó gráficas para torres de destilación y absorbedores, los cuales son mejor satisfechos por sistemas que tienen componentes de alta volatilidad relativa.

El gráfico para torres de destilación es correlacionado por:

$$E_o = 0.485 - 0.129b + 0.018^2 + 0.001b^3 \quad (31)$$

donde:

$$b = \ln (\alpha \mu_{\text{Feed}}) \quad (32)$$

Esta eficiencia puede ser usada para calcular la eficiencia de Murphree.

$$E_{MV} = (\lambda^{E_0} - 1) / (\lambda - 1) \quad (33)$$

donde:

$$\lambda = \frac{mL}{V} \quad (34)$$

E_0 → Eficiencia total del plato, fraccional

α → Volatilidad relativa

μ_{Feed} → Viscosidad de la alimentación, cp

E_{MV} → Eficiencia del plato Murphree fase vapor, fraccional

m → Pendiente de la curva de equilibrio vapor-líquido = $\frac{dy}{dx}$

L → flujo líquido, lbmol/hr

V → flujo vapor, lbmol/hr

3. Propiedades del Isopropanol e Isobutanol

	Isopropanol	Isobutanol
Peso Molecular	60.09	74.12
Temperatura de Ebullición a 1 atm.	82.3°C=353.3°K	107.9°C=380.9°K
Temperatura Crítica	234.9°C=507.9°K	265°C = 538°K
Presión Crítica	47 atm	42.4 atm
Volumen Crítico	220.4 cm ³ /mol	272.2 cm ³ /mol
z_c	0.248	0.257

Calor Latente

de vaporización 9729 cal/mol 10.229 cal/mol
a la temperatura
de ebullición

4.- Cálculo de la Presión de Vapor del Isopropanol y del Isobutanol

A diferentes temperaturas se calcula la presión de vapor del Isopropanol y del Isobutanol a partir de la Correlación Semireducida de Miller (16) la cual, entre los métodos recomendados para la Estimación de la presión del vapor, es la más exacta para las siguientes condiciones:

- Intervalo de baja presión : 10 a 1500 mmHg
- Punto de Ebullición Normal como referencia o punto base.

$$\log P_{vp} \text{ (atm)} = (K/T_r) \left[T_r^2(0.607 T_r - 1.448) - I_b T_r - 0.980 \right]$$

$$I_b = -1.448 (T_{br}^2 - 1)/T_{br} + 0.607 (T_{br}^3 - 4)/T_{br}$$

$$K = \Delta H_v (aT') / 2.303 R T_c (1-T'_r)^{0.38} \quad \text{---(35)}$$

donde:

T' → temperatura en la que se encuentra disponible el calor de vaporización de confianza, °K

P_{vp} → Presión de vapor, atm

T_{br} → Temperatura reducida. de la temperatura de ebullición.

T_r → Temperatura reducida de la Temperatura T

T_c → Temperatura crítica, °K

H_v → Calor de Vaporización, cal/mol

T'_r → Temperatura reducida de la temp. T'

R → Cte Universal 1.987 cal/mol °K

Como se conoce ΔH_v a la temperatura de ebullición T_b , la temperatura $T' = T_b$ y $T'_r = T_b/T_c$

De los datos para Isopropanol e Isobutanol se obtiene lo siguiente:

T A B L A N ^o 1	
Isopropanol (A)	Isobutanol (B)
$T_c = 234.9^{\circ}\text{C} = 507.9^{\circ}\text{K}$	$T_c = 265^{\circ}\text{C} = 538^{\circ}\text{K}$
$H_v = 9729 \text{ cal/grmol}$	$H_v = 10229 \text{ cal/grmol}$
$T_b = 82.3^{\circ}\text{C} = 355.3^{\circ}\text{K}$	$T_b = 107.9^{\circ}\text{C} = 380.9^{\circ}\text{K}$
$T_{br} = \frac{T_b}{T_c} = 0.6995$	$T_{br} = \frac{T_b}{T_c} = 0.7080$

Tabla N^o1 continúa en la pag. sigt.

t°C	T°K	T _r	P _m		T _r	P _m	
			at	mm Hg		atm	mm Hg
82.3	355.3	0.6995	1.0000	760.00	0.6604	0.3413	259.40
84.0	357.0	0.7029	1.0749	816.95	0.6636	0.3689	280.39
86.0	359.0	0.7068	1.1667	886.71	0.6673	0.4032	306.45
88.0	361.0	0.7108	1.2677	963.44	0.6710	0.4402	334.56
90.0	363.0	0.7147	1.3732	1043.60	0.6747	0.4801	364.85
92.0	365.0	0.7186	1.4818	1126.18	0.6784	0.5230	397.45
94.0	367.0	0.7226	1.6117	1224.87	0.6822	0.5704	433.49
96.0	369.0	0.7265	1.7387	1321.43	0.6859	0.6200	471.22
98.0	371.0	0.7305	1.8800	1428.79	0.6896	0.6721	510.79
100.0	373.0	0.7344	2.0213	1536.16	0.6933	0.7304	555.13
102.0	375.0	0.7383	2.1835	1659.46	0.6970	0.7916	601.64
104.0	377.0	0.7423	2.3546	1789.47	0.7007	0.8572	651.43
106.0	379.0	0.7462	2.6321	1924.42	0.7045	0.9292	706.17
107.9	380.9	0.7500	2.7159	2064.07	0.7080	1.0000	700.00

$$K = 6.610240861$$

$$K = 6.633055245$$

$$I_b = -2.116871462$$

$$I_b = -2.105097542$$

TABLA N° 2

X	y	α
1.0	1.0000	2.9298
0.8939	0.9608	2.9136
0.7816	0.9119	2.8935
0.6765	0.8576	2.8797
0.5822	0.7994	2.8604
0.4975	0.7372	2.8335
0.4126	0.6649	2.8256
0.3397	0.5906	2.8043
0.2715	0.5104	2.7972
0.2088	0.4221	2.7672
0.1497	0.3260	2.7582
0.0954	0.2246	2.7470
0.0442	0.1119	2.7252
0.0000	0.0000	2.7159

5. Cálculo de la Curva de Equilibrio y la Volatilidad

Los Miembros de series homólogos e isómeros siguen la Ley de Raoult por lo tanto son considerados soluciones ideales. (14)

Para una solución ideal, la presión parcial de equilibrio de un constituyente a una temperatura determinada es igual al producto de su presión de vapor puro a esta temperatura por su fracción molar en el líquido. Esta es la Ley de Raoult. Si consideramos la fase vapor como ideal (ya que se trabajará con Presiones bajas) y la presión total, como también las presiones parciales son lineales en x a una temperatura determinada

Se obtiene:

$$x = \frac{P_t - P_B}{P_A - P_B} \quad (36) \quad y^* = \frac{P_A}{P_t} x \quad (37)$$

que es la Curva de Equilibrio.

6. La Volatilidad Relativa (α).-

Es la medida numérica de la separabilidad de los componentes de la mezcla, Viene a ser la relación de concentraciones de A y B entre una fase y otra.

$$\alpha = \frac{Y^* (1-X)}{x (1-Y^*)} \quad (38)$$

Si $\alpha = 1$ La separación no será posible

Si $\alpha > 1$ mayor grado de separabilidad

Con (36 y 37)
$$\alpha = \frac{P_A}{P_B} \quad (39)$$

De (38)
$$Y^* = \frac{\alpha X}{1 - (1 - \alpha)X} \quad (40)$$

Para soluciones ideales es posible calcular el equilibrio líquido-vapor total a partir de las presiones de vapor de las sustancias puras.

Con los datos de Presiones de Vapor calculados se halla la curva de equilibrio y la volatilidad; como el orden de magnitud de esta última es similar se considera un valor promedio.

De la Tabla 2.-
$$\alpha_p = 2.8179 \quad (41)$$

7. Cálculo del Calor Latente a cualquier temperatura

Se utiliza la Correlación de Gambill-Fishtine (16)

$$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1} \left[\frac{(1-Tr_2)}{(1-Tr_1)} \right]^n \quad (42)$$

$$n = \begin{cases} 0.740 T_{br} - 0.116 & 0.57 < T_{br} < 0.71 \\ 0.30 & T_{br} < 0.57 \\ 0.41 & T_{br} > 0.71 \end{cases}$$

Como: $T_{br_a} = 0.6995$

$$T_{b,r_B} = 0.7080$$

$$\Delta H_{vi} = (\Delta H_v)_{T_b} \rightarrow \text{cal/mol}$$

Para:

$$A \rightarrow \Delta H_{v1} = 9729 \text{ cal/mol}$$

$$B \rightarrow \Delta H_{v1} = 10229 \text{ cal/mol}$$

Cambiando de Nomenclatura

$$\Delta H_v = \lambda \bar{M}$$

$\lambda \rightarrow$ Calor latente en unidades calóricas por unidad de masa

$\bar{M} \rightarrow$ peso molecular

Entonces, para cada uno de los componentes, pero en sistema inglés:

$$\begin{aligned} \lambda_{A\bar{M}_A} &= 28381.6975 (1-Tr_A)^{0.4016} \text{ BTU/lbmol} \\ \lambda_{B\bar{M}_B} &= 30421.1774 (1-Tr_B)^{0.4079} \text{ BTU/lbmol} \end{aligned} \quad (43)$$

3. Cálculo de la Curva Composición-Temperatura

Correlaciones Temperatura ($^{\circ}\text{F}$) y la composición x e y calculados anteriormente se obtiene que $\frac{x}{T}$ e $\frac{y}{T}$ vs T dá una línea recta con el factor de correlación, intersección y pendiente siguiente (se realizó en una calculadora Hewlett-Packard 33E).

$$\frac{x}{T_b} \text{ vs } T$$

$$r = -0.982094780$$

$$\text{Intersección} = 0.026139840$$

$$\text{Pendiente} = -0.000118172$$

$$\frac{x}{T_b} = 0.026139840 - 0.000118172 T_b \quad (44)$$

$T_r \rightarrow$ Temperatura de burbuja, °F

$\frac{Y}{T_r}$ vs T

$$r = - 0.998147846$$

$$\text{Intersección} = 0.027294056$$

$$\text{pendiente} = - 0.000120073$$

$$\frac{Y}{T_r} = 0.027294056 - 0.000120073 T_r \quad (45)$$

$T_r \rightarrow$ Temp. de Rocío, °F

9. Peso Molecular de Mezcla

$$\bar{M} = \bar{M}_A Y_A + \bar{M}_B Y_B \quad (46)$$

$$\bar{M} = \bar{M}_A Y + \bar{M}_B (1-y)$$

$$\bar{M} = \bar{M}_B + (\bar{M}_A - \bar{M}_B) Y$$

$$\bar{M} = 74.12 - 14.03y \quad \text{Mezcla Gaseosa} \quad (47)$$

$$\bar{M} = 74.12 - 14.03 Y \quad \text{Mezcla líquida} \quad (48)$$

10. Densidad de Mezcla Gaseosa

$$PV = nRT$$

$$PV = \frac{W}{\bar{M}} RT$$

$$P\bar{M} = \rho RT$$

$$\rho = \frac{P\bar{M}}{RT} \quad (49)$$

$$\rho_m = \frac{1.3705 \bar{M}}{(460 + T)} \quad \rho_m \rightarrow \text{lb/pie}^3$$

$T \rightarrow$ °F

11. Densidad de Mezcla Líquida

Correlación de Wicks, para compuestos puros (pág.108)(18)

$$\rho_r = 1.20 + (5.563 - 11.03Z_c) (1-T_r)^{0.8Z_c} \pm 0.31 \quad (51)$$

Con los datos para el isopropanol e isobutanol

$$\begin{aligned} \rho_A &= 20.2388 + 47.9735(0.4968 - 0.0011T)^{0.5084} \\ \rho_B &= 20.3412 + 46.2301 (0.5250 - 0.0010T)^{0.5156} \end{aligned} \quad (52)$$

donde:

$$T \rightarrow \text{°F}$$

$$\rho \rightarrow \text{lb/pie}^3$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{\rho_m} &= \frac{1}{\rho_A} X + \frac{1}{\rho_B} (1-X) \\ \rho_m &= \frac{\rho_A \rho_B}{\rho_A + (\rho_B - \rho_A)X} \end{aligned} \quad (53)$$

$$\rho_m \rightarrow \text{densidad de la mezcla, lb/pie}^3$$

X \rightarrow fracción molar de isopropanol en la mezcla líquida

12. Viscosidad de la Mezcla Gaseosa

Correlación de viscosidad de gases polares para $Tr < 2.0$
Método de Estados correspondientes (16) (pág. 454)

$$\mu \varepsilon = (7.55 T_r - 0.55) (10^{-5}) Z_c - 5/4 \quad (54)$$

$$\varepsilon = (T_c^{1/6} / M^{1/2} P_c^{2/3}) \quad (55)$$

donde $\mu \rightarrow$ viscosidad, cp

$T_c \rightarrow$ Temperatura crítica, °K

$P_c \rightarrow$ Presión crítica, atm

M \rightarrow Peso Molecular

$T_r \rightarrow$ Temperatura reducida, T/T_c

$$\begin{aligned} \mu_A &= 1.6873 \times 10^{-5} T + 0.0066 \\ \mu_B &= 1.5602 \times 10^{-5} T + 0.0061 \end{aligned} \quad (56)$$

$$T \rightarrow ^\circ F, \quad \mu \rightarrow \text{cp}$$

Por el Método de Estimación de Hering y Zipperer (16) se puede calcular la viscosidad de la mezcla gaseosa.

$$\mu_m = \left[\sum_{i=1}^n y_i \mu_i (M_i)^{0.5} \right] / \left[\sum_{i=1}^n y_i (M_i)^{0.5} \right] \quad (57)$$

$$\mu_m = \frac{(7.7518 A - 3.6093 B) Y + 8.6093 B}{8.6093 - 0.8575 Y} \quad (58)$$

13. Viscosidad de la Mezcla Líquida

Por el método Souders se calcula la viscosidad líquida para compuestos puros (16)

$$\log(\log 10\mu_L) = m f_L - 2.9 \quad (59)$$

Pág 487)

donde: $\mu_L \rightarrow \text{cp}$

$$f_L \rightarrow \text{gr/cm}^3$$

$$m = \frac{1}{M} \quad (60)$$

$l \rightarrow$ constante de viscosidad calculada de las constantes atómicas y estructural dadas en la Tabla 9.6 de (16) (489)

$M \rightarrow$ Peso molecular.

Para cada componente y en el sistema inglés

$$\mu_{L_{AS}} = \frac{10 \text{ EXP}(10 \text{ EXP}(0.0620 f_A - 2.9))}{10} \quad (61)$$

$$\mu_{L_B} = \frac{10 \text{ EXP}(10 \text{ EXP}(0.0631 f_B - 2.9))}{10}$$

Por el Método Mc Allister (16) (Pág. 500)

$$1n \nu = X_A^3 1n \nu'_A + 3X_A^2 X_B 1n \nu_{AB} + 3X_A X_B^2 1n \nu_{BA} + X_B^3 1n \nu'_B + R^o$$

$$R^o = X_B^3 1n \frac{M_B}{M_A} + 3 X_A X_B^2 1n \left[\frac{1 + 2 \frac{M_B}{M_A}}{3} \right] +$$

$$3 X_A^2 X_B 1n \left[\frac{2 + \frac{M_B}{M_A}}{3} \right] - 1n \left[X_A + X_B \frac{M_B}{M_A} \right] \quad (62)$$

$$(63)$$

$$\nu_{AB} = \frac{2 \nu_A + \nu_B}{3}$$

$$\nu_{BA} = \frac{2 \nu_B + \nu_A}{3} \quad (64)$$

Donde: $X_i \rightarrow$ fracción molar del componente i

$M_i \rightarrow$ peso molecular del componente i

$\nu_i \rightarrow$ Viscosidad cinemática del componente i

$\nu \rightarrow$ Viscosidad de la mezcla líquida, pie^2/hr

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad \frac{\text{lb}/\text{pie} \cdot \text{hr}}{\text{lb}/\text{pie}^3} \quad (65)$$

$$\nu_A = \frac{\mu_A \times 2.42}{\rho_A} \quad (66)$$

$$\nu_B = \frac{\mu_B \times 2.42}{\rho_B}$$

$$\mu = \frac{\nu \times \rho_{ml}}{2.42}, \text{ cp} \quad (67)$$

14.- Tensión Superficial de la Mezcla líquida.

Por la Correlación de Maclead Sugden para mezclas (16)

(pág. 431)

$$\gamma_m^{1/4} = [P_m] (\rho_{L_m}) \quad (68)$$

Donde: $\gamma_m \rightarrow$ dinas/cm.

$\rho_{L_m} \rightarrow$ densidad molar de la mezcla líquida, mol/cm³

$P_m \rightarrow$ paracoro de la mezcla.

$$P_m = \sum_i X_i P_i \quad (69)$$

Paracoro para cada Componente:

Isopropanol $P_A = 0H + 3C + 7H$
 $= 10 + 3(9) + 7(15.5) = 145.5$

Isobutanol $P_B = 0H + CH_2 + 7H + 4C$
 $= 10 + 40 + 7(15.5) + 4(9) = 194.5$

Entonces : $P_m = 145.5 X_A + 194.5 X_B$

$$P_m = 194.5 - 49 X \quad (70)$$

$$\gamma_m = 6.6076 \times 10^{-8} \left(\frac{P_m \rho_m}{M} \right)^4 \quad (71)$$

Donde: $\gamma_m \rightarrow$ dynas/cm.

$\rho_m \rightarrow$ lb/pie³

$M \rightarrow$ peso molecular de la mezcla líquida

$X \rightarrow$ fracción molar del esopropanol en la mezcla líquida.

15.- Difusividad de líquidos

Por la correlación de Scheibel; (16) (Pág. 618)

$$D_{12}^0 = K T / \mu_2 V_1^{1/3}$$

$$K = 8.2 \times 10^{-8} (1 + 3V_2/V_1)^{2/3} \quad (72)$$

Donde:

$\mu_2 \rightarrow$ viscosidad del solvente, cp

$V_2 \rightarrow$ volumen molar del solvente a T_b

$V_1 \rightarrow$ volumen molar del soluto en su punto de ebullición normal, cm³/mol

$T \rightarrow ^\circ K$

$D_{12}^a \rightarrow$ Difusión mutua del soluto 1 en el solvente 2 a muy baja concentración del soluto, $cm^2/seg.$

Para los componentes especificados en el sistema inglés.

$$D_{AB} = 1.1575 \times 10^{-7} \frac{(T + 460)}{\mu_{LB}} \quad (73)$$

Donde: $D_{AB} \rightarrow$ difusividad en pie^2/hr

$\mu_{LB} \rightarrow$ viscosidad líquida del isobutanol, cp

$T \rightarrow ^\circ F$

16.- Difusividad de Gases

Para sistemas gaseosos binarios a bajas presiones (16)
se tiene la correlación: (pág. 588)

$$D_{12} = 0.001858 T^{3/2} \left[\frac{(M_1 + M_2)}{M_1 M_2} \right]^{1/2} / P \sigma_{12}^2 \Omega_D \quad (74)$$

$$\epsilon_{12} = (\epsilon_{11} \epsilon_{22})^{1/2}$$

$$\sigma_{12} = \frac{1}{2} (\sigma_{11} + \sigma_{22}) \quad (75)$$

Del Método de Stiel y Thodos (16) (pág. 47)

$$\epsilon_{o/K} = 65.3 T_c Z_c^{18/5} \quad ^\circ K \quad (76)$$

$$\sigma = 0.812 (T_c/P_c)^{1/3} Z_c^{-13/15} \frac{a}{A} \quad (77)$$

Donde: $P \rightarrow$ Presión, atm

$M \rightarrow$ Peso molecular

La función colisión Ω de Lennard-Jones (13) se calcula de:

$$\Omega_{(1,1)}^* = 1.075 \left(\frac{K T}{\epsilon} \right)^{-0.1615} + 2 \left(10 \frac{K T}{\epsilon} \right)^{-0.74} \log \left(\frac{10 K T}{\epsilon} \right) \quad (78)$$

Donde: $\Omega_{(1,1)}^* =$ función colisión

$K =$ constante de Boltamann , ergios/oK

\mathcal{E} = máxima energía de atracción molecular, ergio

T = Temperatura absoluta, °K

Para los componentes especificados y en el sistema inglés.

$$\Omega = 2.8719(T+460)^{-0.1615} + 2(10.4880+0.0228T)^{-0.741} \log(10.4778 + 0.0228T) \quad (79)$$

$$D_{AB} = \frac{1.8874 \times 10^{-5} (T + 460)^{3/2}}{\Omega} \quad (75)$$

Donde: D_{AB} → difusividad, pie²/hr.

T → °F

17.- Conductividad Térmica de mezclas líquidas

Método de Robbins y Kingrea para líquidos puros (16)

(Pág. 559)

$$K_L = \left\{ \left[(88.0 - 4.94H) (10^{-3}) \right] / \Delta S^* \right\} (0.55/T_r)^N C_p \rho^{4/3} \quad (80)$$

Donde:

K_L = conductividad térmica de líquido, cal/(cm)(seg)(°K)

T_r = temperatura reducida, T/T_c

C_p = capacidad calorífica molar del líquido, cal/(mol)(°K)

ρ = densidad molar del líquido, mol/cm³.

ΔS^* - entropía de vaporización modificada de Everett.

$$\Delta S^* = \frac{\Delta H_{vb}}{T_b} + R \ln \left(\frac{273}{T_b} \right) \quad (81)$$

Donde:

ΔH_{vb} → calor molar de vaporización en el punto de ebullición normal, cal/mol

ΔT_b → punto de ebullición normal, °K

Los parámetros H y N se obtienen de la tabla 10.6 pág. 559(16); H depende de la estructura molecular y N de la densidad del líquido a 20°C

Para el isopropanol e isobutanol } → H = 1

Como la densidad del líquido, $\text{gr/cm}^3 < 1 \Rightarrow N = 1$

Para cada componente y en el sistema inglés:

$$(82) \quad K_{L_A} = \frac{0.7497 (\rho_{L_A})^{4/3}}{(T+460)}$$

donde: $K_{L_A} \rightarrow \frac{\text{BTU}}{\text{pie hr}^{\circ R}}$
 $\rho_L \rightarrow \text{lb/pie}^3$
 $T \rightarrow ^\circ F$

$$K_{L_B} = \frac{0.9121 (\rho_{L_B})^{4/3}}{(T+460)}$$

Para Mezclas Líquidas⁽¹⁶⁾ (pág. 571)

$$K_{L_m} = K_{L_1} X_1 + K_{L_2} X_2 - C X_1 X_2 \quad (83)$$

Donde: $C = 0.72/K_{L_2} - K_{L_1} /$
 $X \rightarrow$ fracción en peso

Regla de Filippov

(84)

$$\text{Si: } X = \frac{60.09X}{74.12 - 14.03X} \quad (85)$$

donde: $X \rightarrow$ fracción en peso de isopropanol en la mezcla líquida.

$X \rightarrow$ fracción molar de isopropanol en la mezcla líquida.

Entonces:

$$K_{L_m} = K_{L_B} + \left[(K_{L_A} - K_{L_B}) - 0.72 \left| \frac{K_{L_A} - K_{L_B}}{K_{L_B}} \right| (1 - X) \right] X \quad (86)$$

Donde: $K_{L_m} \rightarrow \frac{\text{BTU}}{\text{pie hr}^{\circ R}}$

18.- Conductividad Térmica de las Mezclas Gaseosas

De la correlación para gases puros⁽¹⁶⁾ (pág. 520)

$$\alpha = 3.0 \rho_b (\Delta S_{v_b} - 8.75 - R \ln T_b) \quad (87)$$

Donde: $\rho_b \rightarrow$ densidad de líquido a la temp. normal de ebullición mol/cm^3

$\Delta S_{v_b} \rightarrow$ Entropía real de vaporización a T_b , $\frac{\text{cal}}{\text{mol} \text{ } ^\circ\text{K}}$

$$R \rightarrow 1.986 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \text{ } ^\circ\text{K}}$$

$T_b \rightarrow$ punto normal de ebullición, $^\circ\text{K}$

$$\alpha \rightarrow \frac{\text{cal}}{\text{mol} \text{ } ^\circ\text{K}}$$

$$\Delta S_{v_b} = \frac{\Delta H_{v_b}}{T_b} \quad (88)$$

$$\frac{MK}{\mu} = 1.30 C_v + 3.60 - 0.3 C_{\text{introt}} - \frac{0.69}{T_r} - 3\alpha \quad (89)$$

donde:

$K \rightarrow$ conductividad térmica a baja presión, $\frac{\text{cal}}{(\text{cm})(\text{seg})(^\circ\text{K})}$

$\mu \rightarrow$ viscosidad poise

$C_v \rightarrow$ capacidad calorífica a volumen constante, $\frac{\text{cal}}{\text{mol} \text{ } ^\circ\text{C}}$

$M \rightarrow$ peso molecular

$T_r \rightarrow$ temperatura reducida, T/T_c

$\alpha \rightarrow$ Coeficiente de interacción de colisión

$C_{\text{introt}} \rightarrow$ capacidad calorífica interna $\frac{\text{cal}}{\text{mol} \text{ } ^\circ\text{C}}$

Obtenidas de las tablas 10.1 y 5.5 Pág. 520 ⁽¹⁶⁾

Se calcula para cada componente a la temperatura de $T = 298^\circ\text{K}$
Luego de la relación de Owens y Thodos ⁽¹⁶⁾ (pág. 531)

$$\frac{K_{T_2}}{K_{T_1}} = \left[\frac{T_2}{T_1} \right]^{1.786} \quad (90)$$

Se obtiene la conductividad térmica de cada componente gaseoso en función de la temperatura a baja presión; y transformándolas al sistema inglés se obtiene:

$$\begin{aligned} K_A &= 6.2424 \times 10^{-7} (T + 460)^{1.786} \\ K_B &= 6.7230 \times 10^{-7} (T + 460)^{1.786} \end{aligned} \quad (91)$$

Donde:

$$T \rightarrow ^\circ F$$

$$K \rightarrow \frac{BTU}{pie \text{ hr}^2 R}$$

Para mezclas de gases:

La Correlación de Lindsay y Bromley (16) (pág. 543)

$$D_{AB} = \frac{1}{4} \left(1 + \left\{ \left(\frac{A}{B} \right) \left(\frac{B}{A} \right)^{3/4} \left[\frac{(1 + S_A)}{T} \right]^{1/2} \right\}^2 \left[\frac{1 + S_{AB}}{T} \right] \right)$$

(92)

$$D_{BA} = \frac{1}{4} \left(1 + \left\{ \left(\frac{B}{A} \right) \left(\frac{A}{B} \right)^{3/4} \left[\frac{1 + S_B}{T} \right]^{1/2} \right\}^2 \left[\frac{1 + S_{BA}}{T} \right] \right)$$

Donde:

- $\mu \rightarrow$ viscosidad del gas puro.
- $T \rightarrow$ Temperatura absoluta
- $S \rightarrow$ constante de Sutherland

$$S_i = 1.5 T_{bi} \quad (93)$$

$$S_{AB} = S_{BA} = C_s (S_A S_B)^{1/2} \quad (94)$$

$C_s \approx 1$ a menos que uno de los gases sea muy polar cuando se ha sugerido un valor de 0.733

$$C_s = 0.733 \quad (95)$$

De la Ecuación de Wassiljewa (16) (pág. 542)

$$K_m = \sum_{i=1}^n K_i \left/ \left[1 + \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n A_{ij} \left(\frac{\gamma_j}{\gamma_i} \right) \right] \right. \quad (96)$$

- Donde: $K_m \rightarrow$ conductividad térmica de la mezcla
- $K_i \rightarrow$ conductividad térmica del componente puro i

$Y_i, Y_j \rightarrow$ fracciones molares de los componentes i y j

$A_{ij} \rightarrow$ función dada por Lindsay y Bramley

Entonces:

$$K_m = \frac{K_A}{1 + A_{AB} \frac{Y_B}{Y_A}} + \frac{K_B}{1 + A_{BA} \frac{Y_A}{Y_B}} \quad (97)$$

Como $Y_B = 1 - Y_A$

y $Y_A = Y$ fracción molar del isopropanol en la mezcla gaseosa.

$$K_m = \frac{K_A Y}{Y (1 - A_{AB}) + A_{AB}} + \frac{(1 - Y) K_B}{1 - Y (1 - A_{BA})} \quad (98)$$

19.- Conductividad Térmica del Agua

De (8) pág. 906

Se correlaciona los datos experimentales obteniéndose una línea recta con factor de correlación igual a :

$$r = 0.9999$$

$$K = 0.00047 T + 0.3151 \quad (99)$$

Donde:

$$K \rightarrow \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{F}}$$

$$T \rightarrow \text{°F}$$

20.- Conductividad Térmica del Vapor de Agua

De (8) pág. 907

Correlacionando datos experimentales $\log K$ vs $\log T$ se obtiene una línea recta con factor de correlación igual.

$$r = 0.96069$$

$$\log K = 0.5992 \log T - 3.2187 \quad (100)$$

Donde: $K \rightarrow \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{F}}$

$$T \rightarrow \text{°F}$$

21.- Capacidad calorífica del agua

De (19) pág. 107

Entre 298° a 2750 °K a 1 atm

$$C_p = 7.30 + 2.46 \times 10^{-3} T \quad (101)$$

T → °K

$C_p \rightarrow \frac{\text{BTU}}{1 \text{ bmo}l^{\circ}\text{F}}$

Entonces:

$$C_p = 0.44045 + 0.000076 T \quad (102)$$

T → °F

$C_p \rightarrow \frac{\text{BTU}}{1 \text{ bmo}l^{\circ}\text{F}}$

22.- Densidad del Vapor de Agua

$$\rho = 0.00196 T - 0.40695 \quad (103)$$

Donde: T → °F

$\rho \rightarrow \text{lb}/\text{pie}^3$

Correlacionando los datos de la Tabla 7 pág. 921 de (8)

$$r = 0.9656$$

$$\text{intersección} = - 0.40695$$

$$\text{pendiente} = 0.00196$$

Nota.-

La Densidad y viscosidad del agua y la viscosidad del vapor se calcula usando las fórmulas para componente puro dado anteriormente.

23.- Pendiente de la Curva de Equilibrio

$$m = \frac{\alpha}{[1 - (1 - \alpha) X]^2} \quad (103a)$$

La cual se obtuvo derivando la ecuación de equilibrio

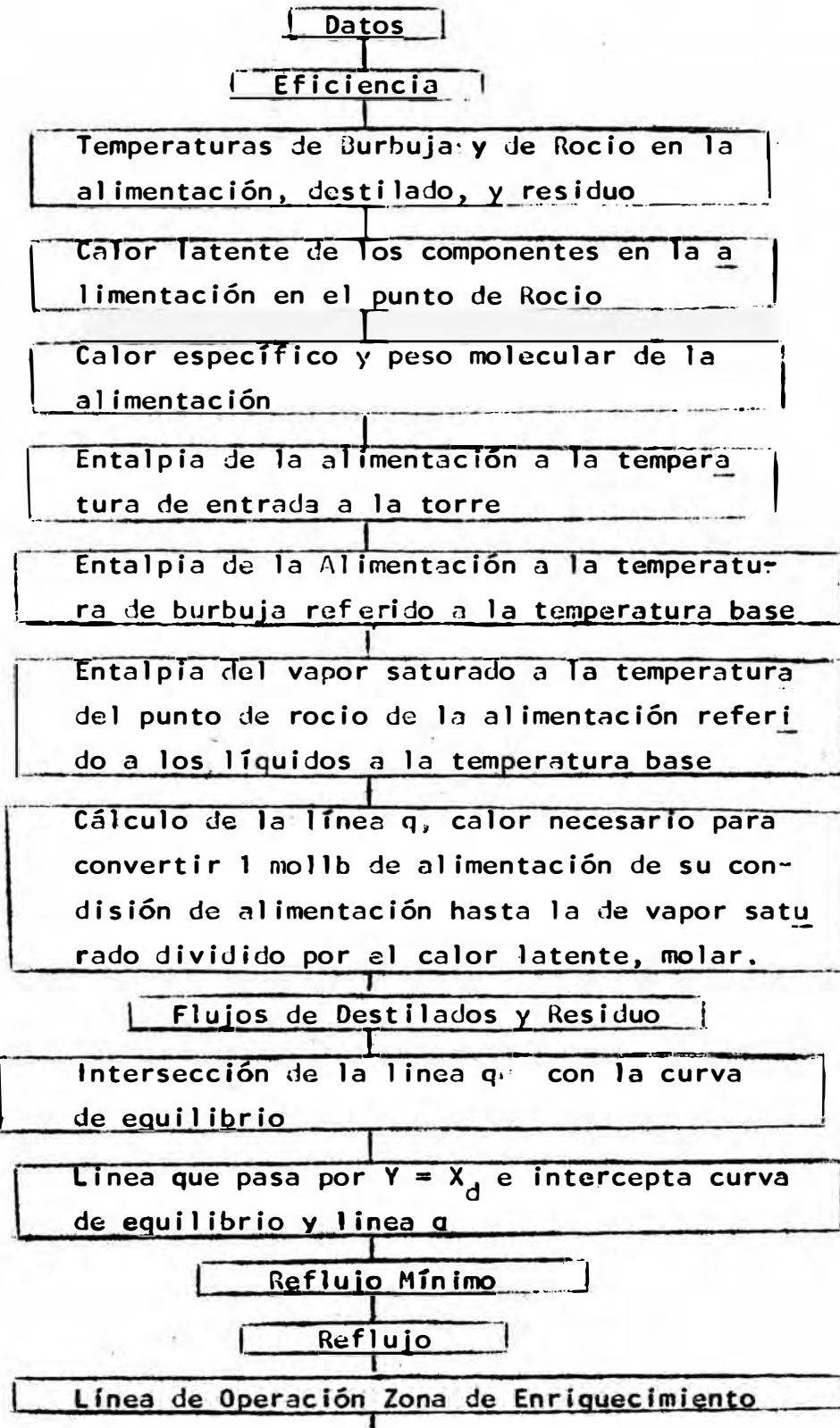
$$\frac{d y}{d x} = m$$

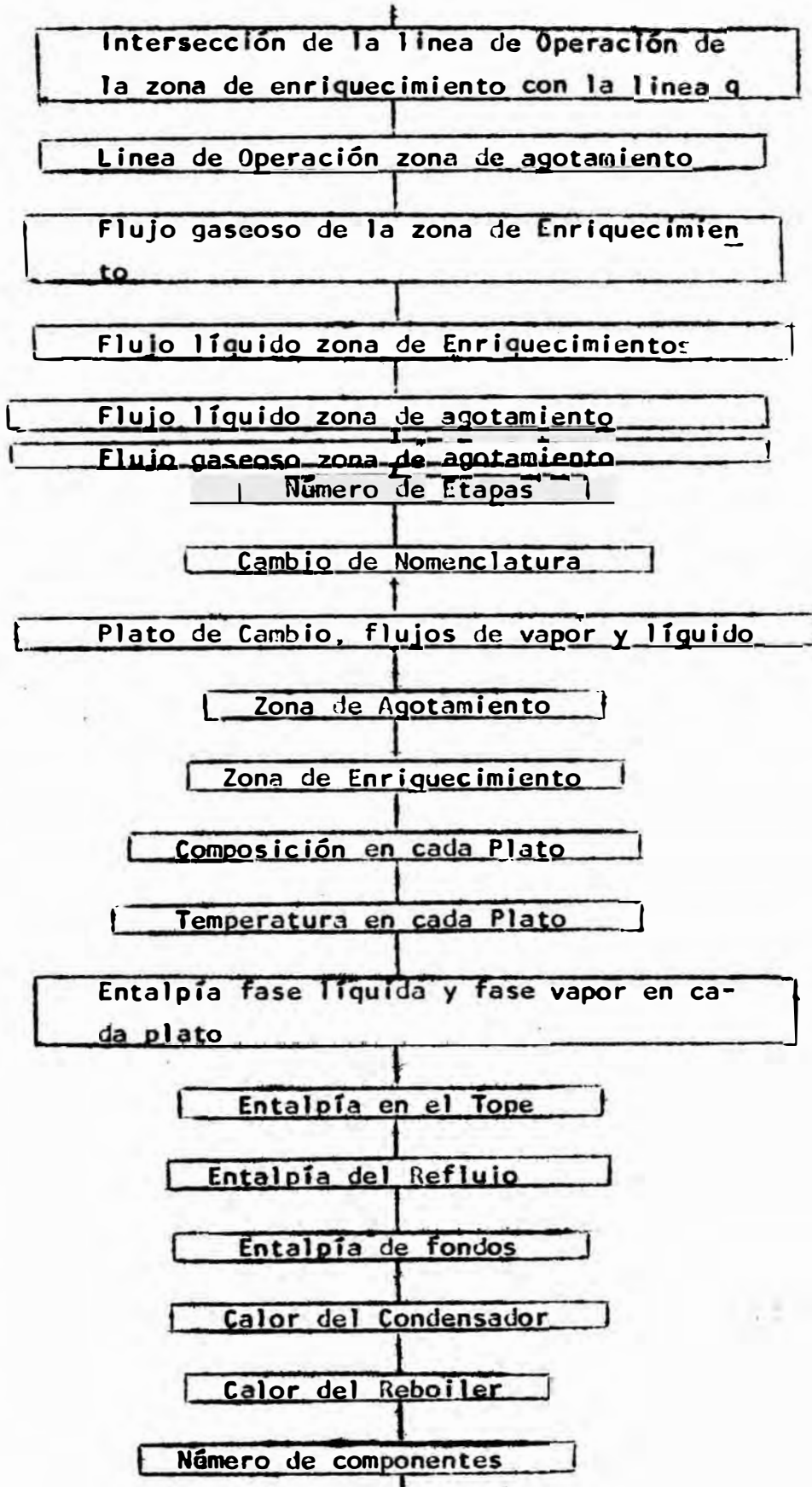
$$Y = \frac{\alpha X}{1 - (1 - \alpha) X}$$

$$\frac{dy}{dx} = m = \frac{\alpha}{[1 - (1 - \alpha)x]^2}$$

2.3 Primera Parte del Programa : Cálculo del Número real de Platos

2.3.1 Diagrama de flujo





2.3.2 Explicación del Programa

1. Se leen como datos los siguientes parámetros PA, PB, PC y PD .

Los cuales son los valores de la intersección y pendiente de las correlaciones lineales del gráfico Composición vs Temperatura de burbuja y Composición vs Temperatura de Rocio.

TO → Temperatura base para el cálculo de las entalpías.

XF → Fracción molar, del componente más volátil, en la alimentación.

XW → Fracción molar del componente más volátil, en el fondo de la torre.

TCA }
TCD } → Temperaturas críticas de los componentes A y B

PMA }
PMB } → Peso molecular de los componentes A y B

CA }
CB } → Capacidad calorífica de los componentes A y B

AF → Flujo másico de la alimentación.

ALFA → Volatilidad relativa

NV → Número de veces el reflujo mínimo

FF → Factor de inundación del plato

TSMAX → Espaciamiento de los platos, asumido por las limitaciones físicas con que contará la columna.

TSMIN → Mínimo espaciamiento de plato requerido para el mantenimiento del plato.

HW → Altura del vertedero.

FW → Factor de goteo del plato

TD → Espesor del plato.

DH → Diámetro de las perforaciones.

DPMAX → Máxima caída de presión total del vapor a través del plato.

P → Presión total de la columna.

PI → $\pi = 3.1416$

TAF → Temperatura de la alimentación.

ZCA }
ZCB } → Factor de Compresibilidad Crítico de los Componentes A y B .

VCA }
VCB } → Volumen Molar Crítico de los Componentes A y B.

PIA
PID → Parámetros empleados en el cálculo de la viscosidad de líquidos.

TEA
TEB → Temperatura de ebullición de los componentes A y B.

CLMA
CLMB → Calor Latente Molar de los Componentes.

PAI
PBI → Parámetro de la ecuación de Tensión Superficial.

PCA
PCB → Presión Crítica de los componentes.

PH
PN → Parámetros de la ecuación de conductividad térmicas de líquidos.

CRA
CRB → Parámetros de la ecuación de conductividad de gases.

CS → Parámetro de la ecuación de conductividad de mezcla gaseosa.

EN1
EN2 → Parámetros para el cálculo del calor latente de A y B

2.- Cálculo de la Eficiencia de la Columna

Como no se tiene datos experimentales, se asume que la eficiencia de cada plato no varía considerablemente por lo que se considera que es igual en cada plato y éste será asumida como la eficiencia de la columna total, para lo cual se emplean las ecuaciones (31) y (32), previamente se calcula la viscosidad de la mezcla de alimentación empleando las ecuaciones (59), (60), (61), (62), (63), (64), (65), (66) y (67).

2. Cálculo de la Eficiencia de la Columna

Como no se tiene datos experimentales, se asume que la eficiencia de cada plato no varía considerablemente por lo que se considera que es igual en cada plato y éste será asumida como la eficiencia de la columna total, para lo cual se emplean las ecuaciones (31) y (32), previamente se calcula la viscosidad de la mezcla de alimentación empleando las ecuaciones (59), (60), (61), (62), (63), (64), (65), (66) y (67)

Se utiliza la siguiente nomenclatura:

DLAA \rightarrow Densidad líquida del componente A, lb/pie³

DLBA \rightarrow Densidad líquida del componente B, lb/pie³

DMLT \rightarrow Densidad de la mezcla líquida, lb/pie³

VLAA \rightarrow Viscosidad del componente A, c_p

VLBA \rightarrow Viscosidad del componente B, c_p

VCLAA \rightarrow Viscosidad cinemática del componente A, $\frac{\text{pie}^2}{\text{hr}}$

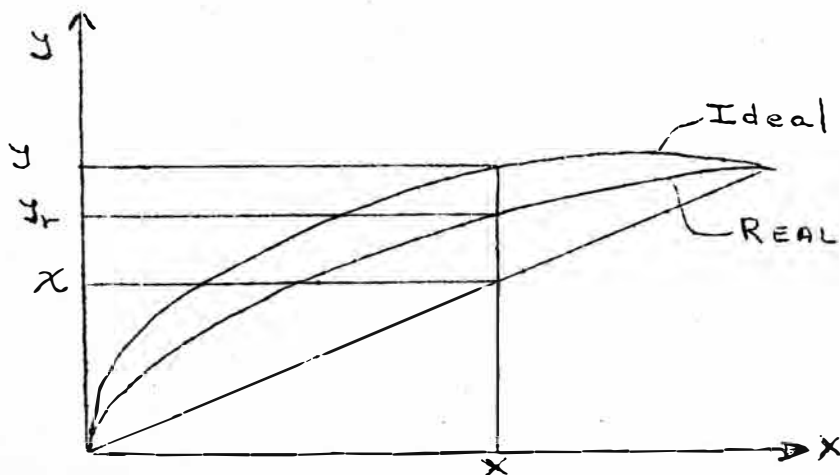
VCLBA \rightarrow Viscosidad cinemática del componente B, $\frac{\text{pie}^2}{\text{hr}}$

VMLT \rightarrow Viscosidad de la mezcla líquida, c_p

PBE \rightarrow Variable b de la ecuación (31)

E0 \rightarrow Eficiencia

3. Cálculo de las Temperaturas de Burbuja y de Rocío en la Alimentación, destilado y residuo



$$\text{Eficiencia} = \frac{Y_r - X}{Y - X}$$

$$Y_r = \text{ef.} (Y - X) + X$$

Dividiendo entre T:

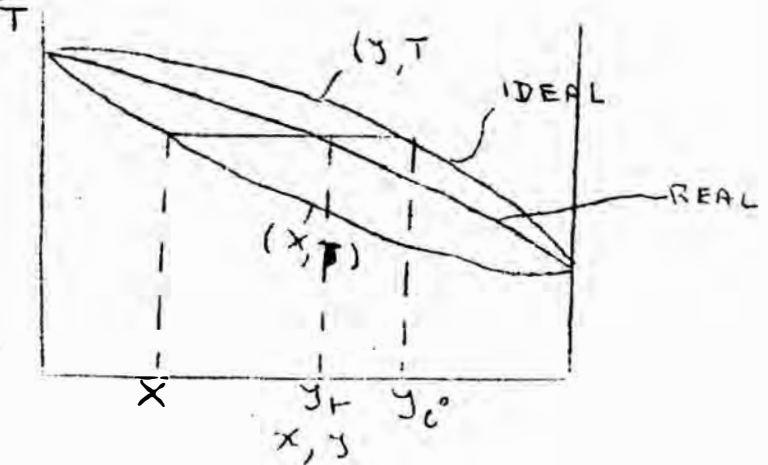
$$\frac{Y_r}{T} = \text{ef} \left(\frac{Y - X}{T} \right) + \frac{X}{T}$$

$$\frac{Y_r}{T} = \text{ef} \frac{Y}{T} + (1 - \text{ef}) \frac{X}{T}$$

Como del Diagrama:

$$\frac{Y}{T} = PC - PD \times T$$

$$\frac{X}{T} = PA - PB \times T$$



Entonces:

$$\frac{Y_r}{T} = \text{ef} (PC - PD \times T) + (1 - \text{ef}) (PA - PB \times T)$$

$$\frac{Y_r}{T} = \text{ef} \times PC - \text{ef} \times PD \times T + PA - \text{ef} \times PA - PB \times T + \text{ef} \times PB \times T$$

$$\frac{Y_r}{T} = \left[\text{ef} \times PC + (1 - \text{ef}) \times PA - \text{ef} \times PD + (1 - \text{ef}) \times PB \right] T$$

Sea: $PE = \text{ef} \times PC + (1 - \text{ef}) \times PA$

$$PF = \text{ef} \times PD + (1 - \text{ef}) \times PB$$

$$\frac{Y_r}{T} = PE - PF \times T$$

Luego, se calcula la temperatura de burbuja y de rocío resolviendo las ecuaciones de segundo orden.

$$Y = P_E \times T - P_F \times T^2$$

$$X = P_A \times T - P_B \times T^2$$

Entonces:

$$T_R = \frac{P_E + \sqrt{P_E^2 - 4 \times P_F \times Y}}{2 \times P_F}$$

$$T_B = \frac{P_A + \sqrt{P_A^2 - 4 \times P_B \times X}}{2 \times P_B}$$

Se utiliza la siguiente nomenclatura:

T_B(i) → Temperatura de burbuja, °F

T_R(i) → Temperatura de Rocío, °F

Z(i) → Composición molar de:

i = 1 → alimentación

i = 2 → destilado

i = 3 → residuo

4. Cálculo del Calor Latente del Componente A y el Componente B en la Alimentación en el Punto de Rocío.

De acuerdo a las ecuaciones (43)

Se emplea la siguiente nomenclatura

T_{RA} → Temperatura reducida del componente A

T_{RB} → temperatura reducida del componente B

CL_A → calor latente del componente A

CL_B → calor latente del componente B

5. Cálculo del Calor específico y Peso Molecular de la Alimentación

Como los calores específicos de los componentes A y B

(en este caso) son constantes dentro del rango en que se trabaja sólo se considera el promedio aritmético.

El peso molecular de la mezcla se calcula de la ecuac. (46)

Nomenclatura usada:

CM → Capacidad calorífica de la mezcla

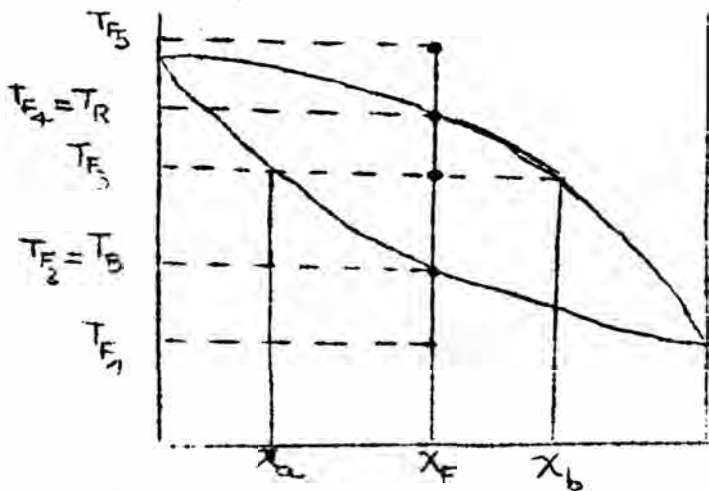
PMP → Peso Molecular de la Alimentación

6. Cálculo de Entalpías:

Empleando las ecuaciones (29) y (30)

Se calcula las entalpías de la alimentación a la temperatura de entrada a la torre, a la temperatura de burbuja y a la temperatura de rocío.

Cálculo de la Entalpía de la Alimentación



Si $T_F = T_{F1}$, se tiene líquido subenfriado, entonces

$$T_F < T_B$$

$$H_F = C \times \bar{M}_{X_F} \times (T_F - T_0)$$

Si $T_F = T_{F2}$, se tiene líquido saturado, entonces

$$T_F = T_B$$

$$H_F = C \times M_{X_F} \times (T_B - T_O)$$

Si $T_F = T_{F_3}$, se tiene mezcla de líquido - vapor:

Primero, se debe hallar la fracción vaporizada para ello se debe encontrar X_B y X_R

Por las ecuaciones:

$$X_a = P_A T_F - P_B T_F^2$$

$$X_b = P_E T_F - P_F \times T_F^2$$

$$\text{Fracción Vaporizada} = F_v = \frac{X_F - X_a}{X_b - X_a}$$

$$H_{F_e} = C \times \bar{M}_{X_a} \times (T_F - T_O)$$

$$H_{F_G} = X_b \left[C_A \times \bar{M}_A \times (T_F - T_O) + \lambda_A \bar{M}_A \right] + (1 - X_b) \left[C_B \bar{M}_B \times (T_F - T_O) + \lambda_B \bar{M}_B \right]$$

$$H_F = H_{F_L} \times (1 - F_v) + H_{F_G} \times F_v$$

Si $T_F = T_{F_4}$, se tiene vapor saturado

Entonces:

$$T_F = T_R$$

$$H_F = X_F \left[C_B \bar{M}_A (T_R - T_O) + \lambda_A \bar{M}_A \right] + (1 - X_F) \left[C_B \bar{M}_B \times (T_R - T_O) + \lambda_B \bar{M}_B \right]$$

Si $T_F = T_{F_5}$, se tiene vapor sobrecalentado

$$H_F = X_F \left[C_A \bar{M}_A (T_F - T_O) + \lambda_A M_A \right] + (1-X_F) \left[C_B \bar{M}_B \times (T_F - T_O) + \lambda_B \bar{M}_B \right]$$

Donde:

$T_F \rightarrow$ Temperatura de la alimentación, °F

$H_F \rightarrow$ Entalpía de la alimentación, BTU/lbmol

$C \rightarrow$ Calor específico de la mezcla, $\frac{BTU}{Lb \text{ hr}^\circ F}$

$M_{X_F} \rightarrow$ Peso molecular de la mezcla de composición X_F

$\bar{M}_{x_a} \rightarrow$ Peso molecular de la mezcla de composición X_a

$T_O \rightarrow$ Temperatura base, °F

$T_B \rightarrow$ Temperatura de burbuja, °F

$F_v \rightarrow$ fracción vaporizada de la mezcla

$H_{F_L} \rightarrow$ entalpía de la fracción líquida de la alimentación
BTU/lbmol

$H_{F_G} \rightarrow$ entalpía de la fracción vaporizada de la alimentación
BTU/lbmol

$T_R \rightarrow$ temperatura de rocío, °F

$X_a \rightarrow$ Fracción molar en la fase líquida a la temperatura
 T_F

$X_b \rightarrow$ fracción molar en la fase vapor a la temperatura T_F

$\lambda_A \rightarrow$ calor latente del componente A, $\frac{BTU}{lb}$

$\lambda_B \rightarrow$ calor latente del componente B, $\frac{BTU}{lb}$

M_A → peso molecular del componente A

M_B → peso molecular del componente B

Se usa la siguiente nomenclatura

HF → entalpia de la alimentación a la temperatura de entrada a la torre, BTU/1 bmo1.

HLA → Entalpia de la alimentación a la temperatura de burbuja, BTU/1 bmo1.

HGA → Entalpia de la alimentación a la temperatura de rocío, BTU/ 1 bmo1.

7.- Cálculo de la Línea Q

A partir de la ecuación (18)

Nomenclatura:

Q → calor necesario para convertir 1 mol lb de alimentación de su condición de alimentación hasta la de vapor saturado dividido por el calor latente molar.

8.- Cálculos de los Flujos de Destilados y Residuo:

Del Balance de Masa se obtiene el destilado y el residuo.

En ésta parte el programa calcula tanto el flujo molar como el másico en el tope y en el fondo.

Con el cálculo previo del peso molecular de las mezclas por medio de la ecuación (46)

Nomenclatura

D1 → flujo de destilado, 1 bmo1/hr

PMPD → Peso molecular del destilado

D → flujo de destilado, 1 b/hr

w1 → flujo de residuo, 1 bmo1/hr

PMPW → Peso molecular del residuo.

W → flujo de residuo, l b/hr.

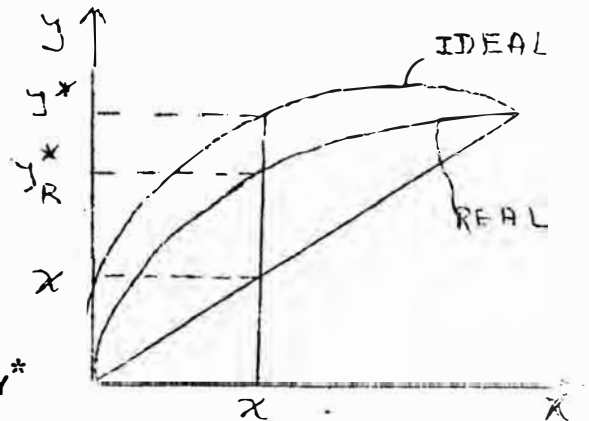
9.- Cálculo de la intersección de la línea Q con la Curva de equilibrio.-

La curva de equilibrio se afecta por la eficiencia.

$$EO = \frac{Y_R^* - X}{Y^* - X}$$

$$EO \cdot Y^* - EO \cdot X = Y_R^* - X$$

$$Y_R^* = (1 - EO) X + EO \cdot Y^*$$



Como $Y = \alpha X / (1 - (1 - \alpha) X)$

Entonces:

$$Y = \frac{(1 - EO) X + \frac{EO \cdot \alpha X}{1 - (1 - \alpha) X}}{1 - (1 - \alpha) X} \quad (a)$$

La línea Q es igual a :

$$Y = \left(\frac{q}{q-1} \right) X - \left(\frac{X_F}{q-1} \right)$$

Sea $A = \frac{q}{q-1}$

$$Y = Ax - B$$

$$B = \frac{X_F}{q-1}$$

$$X = \frac{Y + B}{A} \quad (b)$$

De (a)

$$Y = \frac{\left[(1 - EO) + EO \cdot \alpha \right] X - (1 - EO) (1 - \alpha) X^2}{1 - (1 - \alpha) X}$$

$$\text{Sea } C = (1-E_0) + E_0 \times \alpha$$

$$DE = (1-\alpha) \times (1-E_0)$$

$$FK = (1-\alpha)$$

Entonces :

$$Y = \frac{CX - DE.X^2}{1 - FK.X} \quad (c)$$

(b) en (c) y reorganizando

$$\text{Siendo } FL = DE - A.FK$$

$$FLL = (A^2) - A.FK.B - C.A + 2DE.B$$

$$FLLL = DE.B^2 - C.B.A$$

Llegando a una ecuación de segunda orden:

$$(FL) Y^2 + (FLL) Y + FLLL = 0$$

Entonces:

$$Y = \frac{-FLL \pm \sqrt{(FLL)^2 - 4.(FLLL)(FL)}}{2.FL} \quad (d)$$

Con (d) se obtiene molar real en el vapor y reemplazándole en (b) se obtiene la fracción molar real en el líquido.

Nomenclatura usada:

Componentes de la intersección

YEQR = fracción molar en la fase vapor real

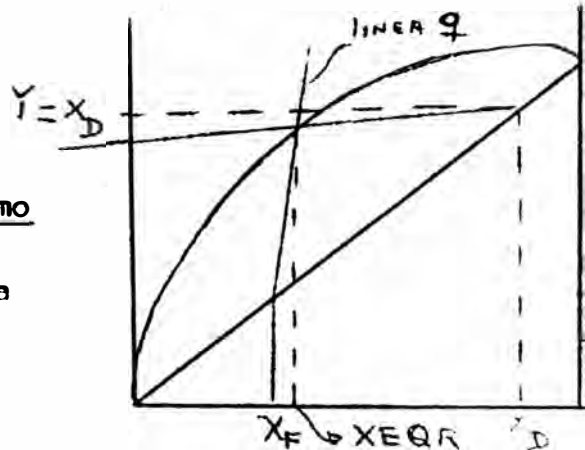
XEQR = fracción molar en la fase líquida real

10.- Cálculo de la línea que pasa por $Y = X_D$ e intercepta curva de equilibrio y línea Q

$$\left. \begin{array}{l} \text{Pendiente de la recta que} \\ \text{pasa por } Y = X_D \end{array} \right\} = \frac{X_D - YEQR}{X_D - XEQR} = G$$

Intersección con la vertical = $X_D (1 - G) = H$

$$Y = G X + H$$



11.- Cálculo del Reflujo Mínimo

De la ecuación (28) se despeja

$$RM = \frac{XD}{H} - 1$$

12.- Cálculo del Reflujo

$$R = NV \cdot RM$$

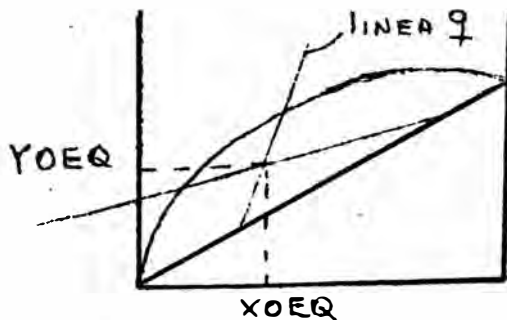
13.- Cálculo de la línea de operación de la zona de enriquecimiento.

De las ecuaciones (7) y (8)

$$G_1 = \frac{R}{R+1}$$

$$H_1 = \frac{XD}{R+1}$$

14.- Cálculo de la intersección de la línea de operación de la zona de enriquecimiento con la línea



Línea q : $Y = AX - B$ (a)

línea de operación de la zona de enriquecimiento } $Y = G_1 X + H_1$ (b)

De (a) y (b)

$$AX - B = G_1 X + H_1$$

$$(A - G1) X = H1 + B$$

$$X = \frac{H1 + B}{A - G1}$$

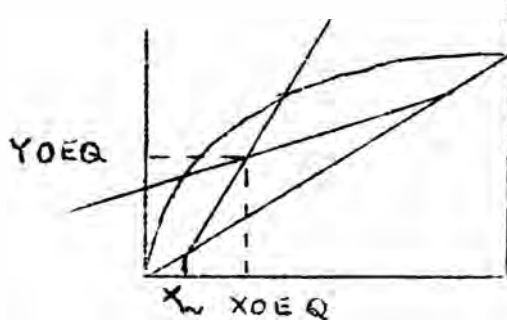
en (a)

$$y = A \left[\frac{H1 + B}{A - G1} \right] - B$$

$$X_{OEQ} = (H1 + B) / (A - G1)$$

$$Y_{OEQ} = (A \cdot X_{OEQ}) - B$$

15.- Cálculo de la línea de operación de la zona de agotamiento.



$$\text{Pendiente} = \frac{Y_{OEQ} - X_w}{X_{OEQ} - X_w} = J1$$

$$\text{Intersección} = (J1 - 1) \cdot X_w = K1$$

$$Y = J1X - K1$$

16.- Cálculo del flujo gaseoso de la zona de enriquecimiento.

De la ecuación (3)

$$GE = D1 \cdot (R + 1)$$

17.- Cálculo del flujo líquido de la zona de enriquecimiento

De la ecuación (2)

$$LE = R \cdot D1$$

18.- Cálculo del flujo líquido de la zona de agotamiento.

De la ecuación (18)

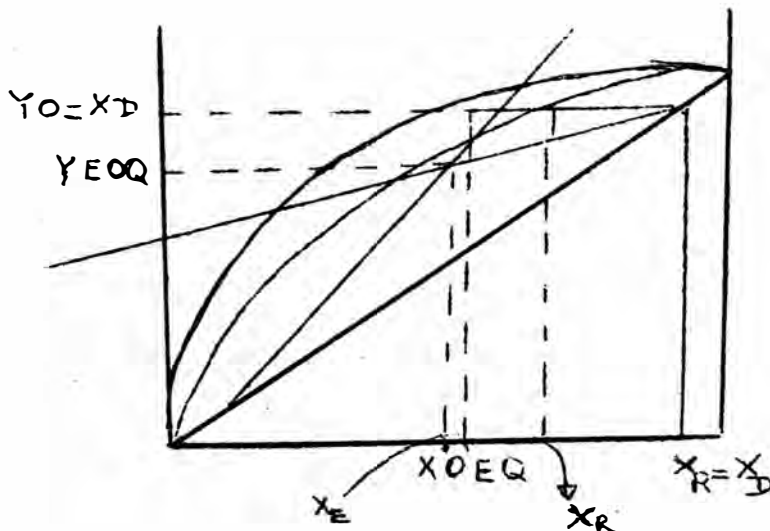
$$LA = (Q \cdot AF/PMP) + LE$$

19.- Cálculo del flujo gaseoso de la zona de agotamiento.

$$GA = \left(\frac{AF}{PMP} \right) (Q - 1) + GE$$

20.- Cálculo del Número de etapas

El proceso es el que se sigue para hallar el número de etapas por el método gráfico Mac Cabe y Thiele. Mediante la intersección de las líneas horizontales y verticales con las líneas de operación de enriquecimiento y agotamiento y la Curva de Equilibrio.



Con Y E en la Curva de Equilibrio ideal cálculo XE y luego XR con la eficiencia.

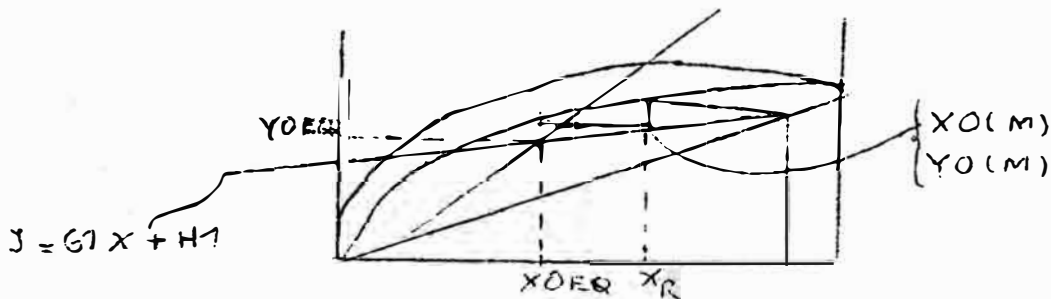
$$EO = \frac{XR (K) - XR (M)}{XR (K) - XE (M)}$$

$$EO \cdot XR (K) - EO \cdot XE (M) = XR (K) - XR (M)$$

$$XR (M) = XR (K) + EO \cdot (XR (K) - XE (M))$$

Se prueba luego si éste valor de XR (M) es \geq XOEQ el cual es componente del punto de intersección de las dos líneas de operación.

En el caso de que $X_R(M) \geq X_{OEQ}$, se continúa con la intersección de $X_0(M) = X_R(M)$ con la línea de operación de la zona de enriquecimiento $Y_0(M) = G_1 \cdot X_0(M) + H_1$



Se varían los valores de M y K y se repite hasta que $X_R(M) < X_{OEQ}$ en éste punto se va a cambiar de línea de operación, indicándonos que se ha llegado al plato de cambio y se continúa pero ahora interseptando $X_0(M) = X_R(M)$ con la línea de operación de la zona de agotamiento.

Se continúa hasta que $X_R(M) \leq X_W$ en éste punto ya se ha llegado a la composición de fondo deseada y el último valor de M nos da el número de platos reales.

21.- Cambio de Nomenclatura

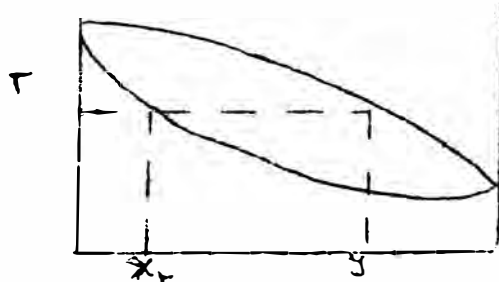
Se realiza con el fin de entrar a la parte del programa que calcula el diseño del plato el cual es un programa general para M componentes y N platos éstos últimos enumerados a partir del fondo.

Este cambio involucra a los flujos de líquido y de vapor, y la composición en cada plato.

En éste último caso se ha especificado sólo para dos componentes pero éstas sustancias se podrían variar si se desea emplear esta segunda parte del programa para multicomponentes, para el caso sólo se trabajaría con el componente que sirve de base o sea $X(1,1) \forall i$ donde i es el número de platos.

22.- Cálculo de la Temperatura en cada plato.-

Como la temperatura en cada plato es la de equilibrio, de las correlaciones de composición-temperatura se puede obtener una ecuación de segundo orden de la cual una de sus raíces sirve para obtener la temperatura deseada.



$$\frac{X}{T} = PA - PB T \longrightarrow X = PA \cdot T - PB \cdot T^2$$

$$\frac{Y}{T} = PE - PF T \longrightarrow Y = PE \cdot T - PF \cdot T^2$$

$$X + Y = (PE + PA) T - (PF + PB) T^2$$

$$(PF + PB) T^2 - (PE + PA) T + (X + Y) = 0$$

$$T = \frac{(PE + PA) + \sqrt{(PE + PA)^2 - 4 (PF + PB) (X + Y)}}{2 (PF + PB)} \quad (104)$$

En la nomenclatura usada $X = X (1,1)$

$Y = Y (1,1)$

$T = T (1)$

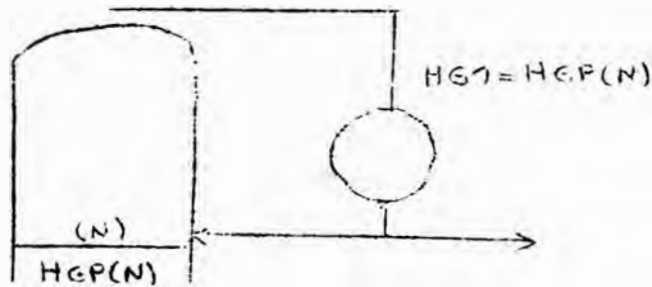
23.- Cálculo de la Entalpia de la fase líquida y fase vapor en cada plato.

Empleando las ecuaciones (29), (30), (43), (46) y (104) a la temperatura de equilibrio en cada plato se obtiene:

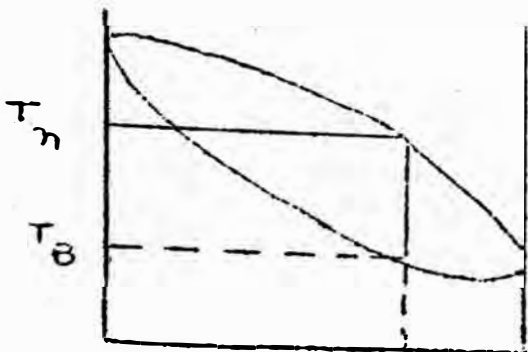
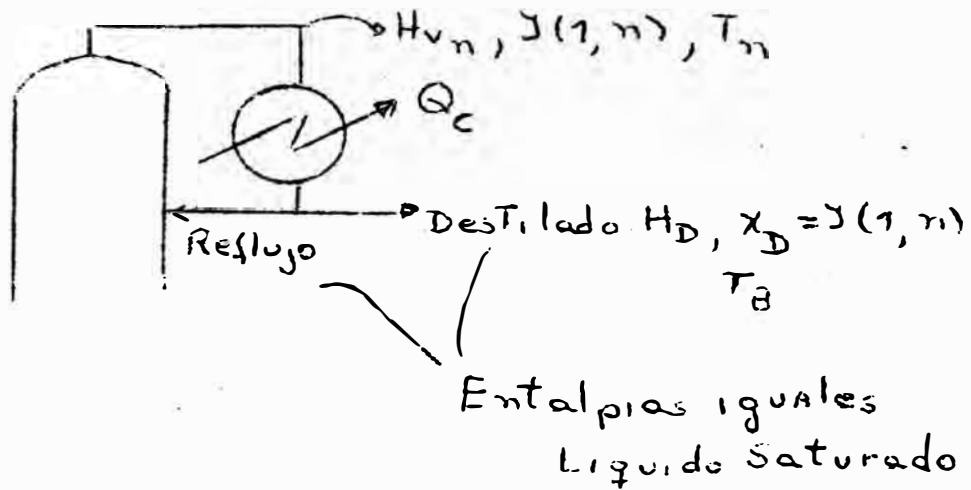
HGP (1) → entalpía de la fase gaseosa en el plato 1

HLP (1) → entalpía de la fase líquida en el plato 1

24.- Cálculo de la entalpía en el Tope



25.- Cálculo de la entalpía del Destilado y del Reflujo



Donde: x_D

H_{L0} → Entalpía del Reflujo a la temperatura de burbuja, BTU/ 1 BMOL.

H_{D0} → Entalpía del Destilado a la temperatura de burbuja, BTU/ 1 bmoI

El vapor que sale del plato N está a la temperatura de rocío para la composición x_D y se debe enfriar hasta la temperatura de burbuja.

Realmente $T(N) = T_R$, la pequeña diferencia se debe a que la curva composición - temperatura es una correlación que no tiene el 100% de exactitud.

26.- Cálculo de la Entalpía de fondos.-

Es igual a la del primer plato.

$$H_w = H_L (1)$$

Se usa la nomenclatura :

H_w → Entalpía de los fondos, BTU/1 bmoI.

27.- Cálculo del Condensador y del Reboiler

Mediante el Balance de Calor alrededor del condensador, ecuación (26) y del Reboiler, ecuación (27).

Se emplea la siguiente nomenclatura:

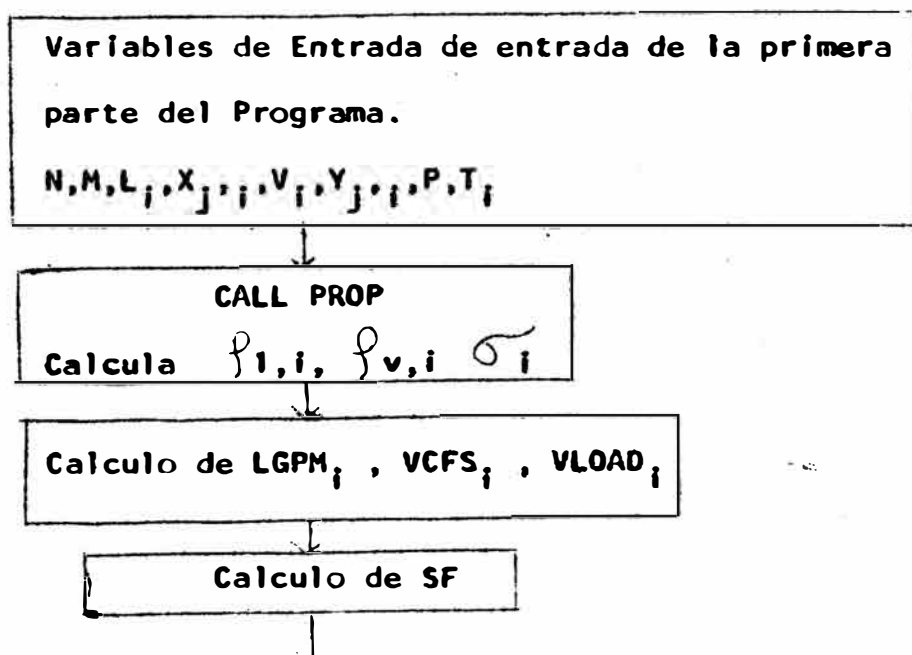
Q_C → calor del condensador , BTU/HR

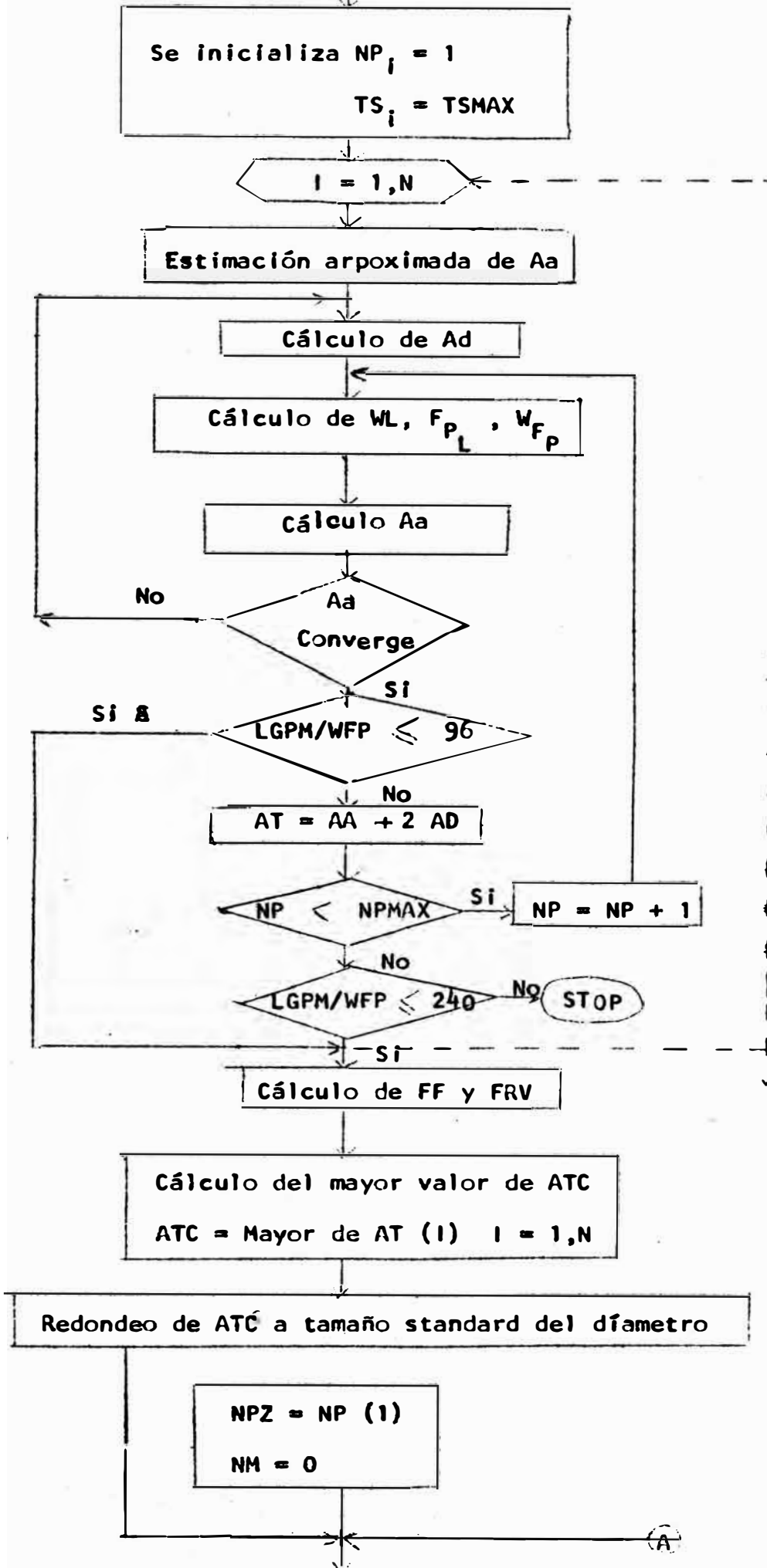
Q_B → calor del Reboiler , BTU/hr.

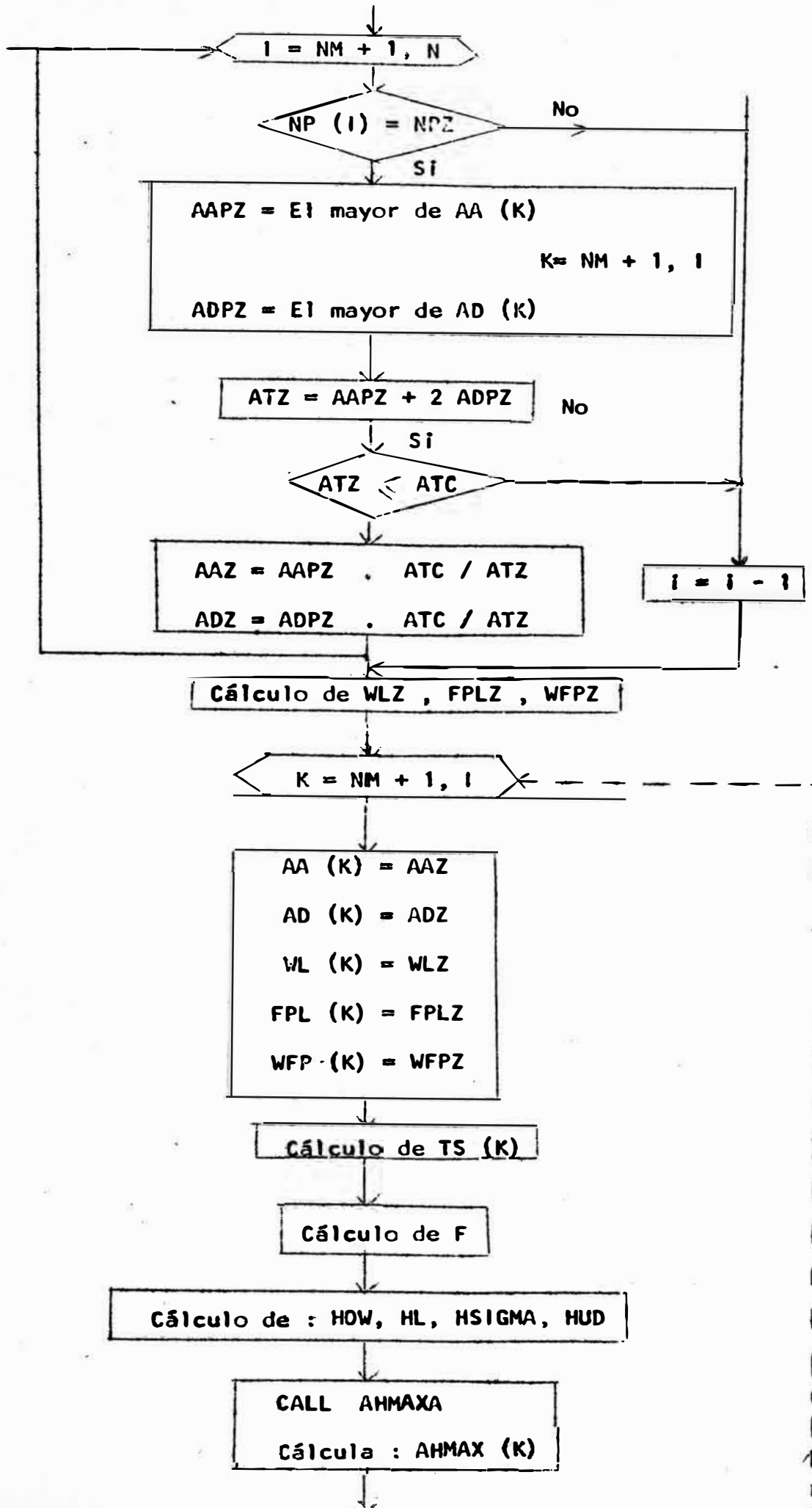
28.- Se especifica el número de componentes, en éste caso

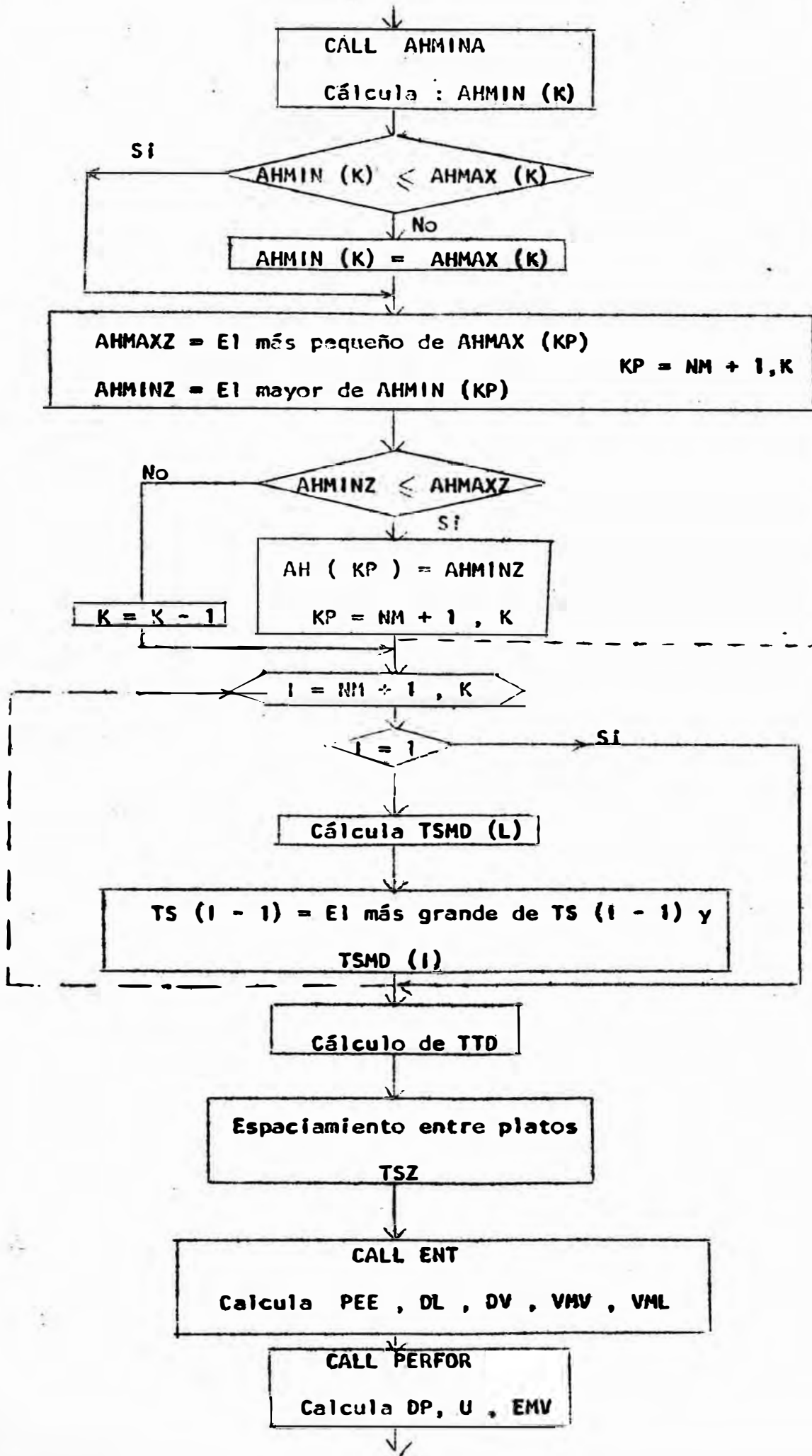
$$M = 2$$

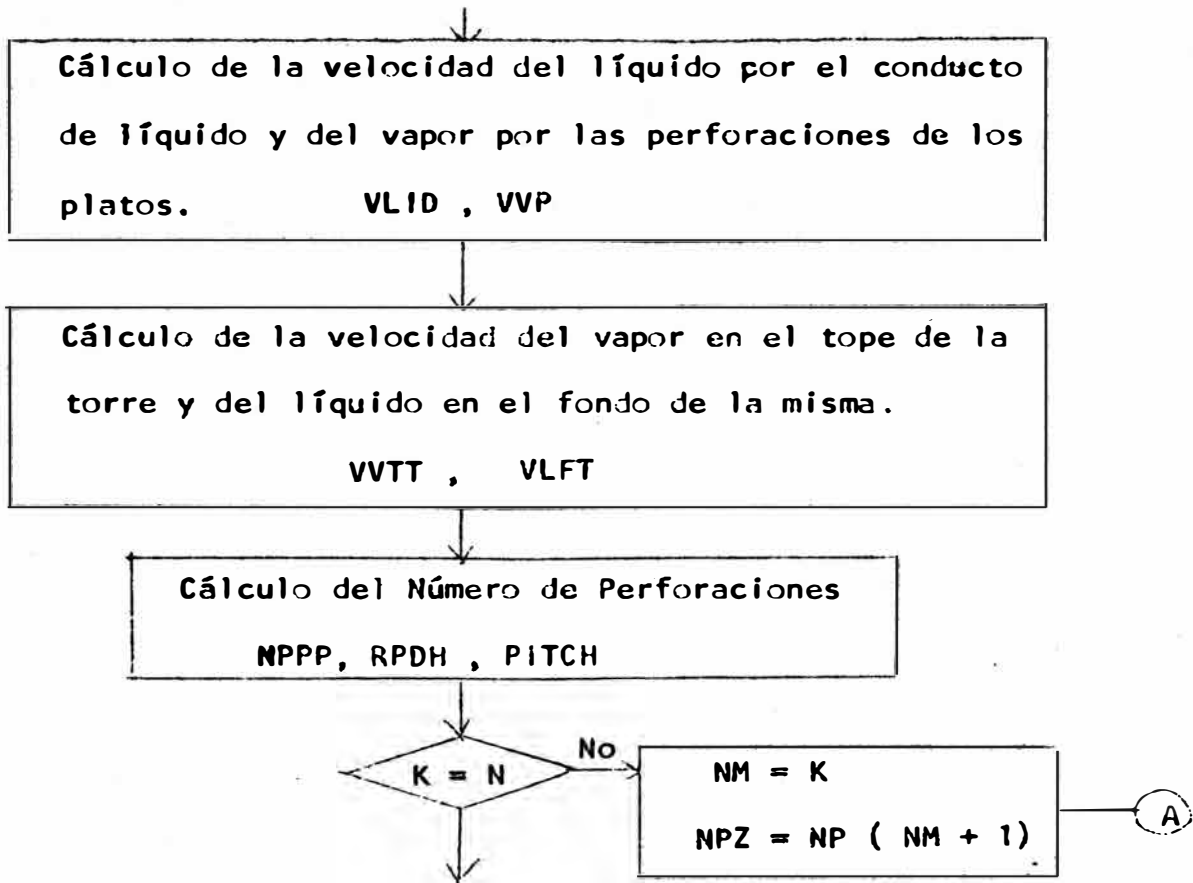
2.4.1 Diagrama del Flujo











2.4.2 Teoría del Diseño de Platos Perforados

Para el caso específico que estamos tratando:

1.- Se leen como datos los siguientes parámetros:

$$PA = 0.0261398$$

$$PB = 0.0001182$$

$$PC = 0.0272941$$

$$PD = 0.0001201$$

Los cuales son los valores de la intersección y pendiente de las correlaciones de la composición con la temperatura de burbuja y de rocío.

$$T0 = 0.0$$

Temperatura base para el cálculo de las entalpías.

$$XF = 0.22$$

Fracción molar de isopropanol en la alimentación.

$$XD = 0.97$$

Fracción molar de isopropanol en el tope de la torre.

$$XW = 0.04$$

Fracción molar de isopropanol en el fondo la torre.

$$TCA = 914.22^{\circ}R$$

Temperatura crítica del isopropanol.

$$TCB = 968.4^{\circ}R$$

Temperatura crítica del isobutanol.

$$PMA = 60.09$$

Peso molecular del isopropanol

$$PMB = 74.12$$

Peso molecular del isobutanol

$$CA = 0.596 \text{ BTU/ (lb) } (^{\circ}F)$$

Capacidad calorífica del isopropanol

$$CB = 0.716 \text{ BTU/ (lb) } (^{\circ}F)$$

Capacidad calorífica del isobutanol

$$AF = 69 \text{ lb/hr}$$

Flujo másico de alimentación

$$ALFA = 2.8179$$

Volatilidad relativa.

$$NV = 1.90$$

Número de veces el reflujo mínimo

$$FF = 0.82$$

Factor de inundación del plato

$$TSMAX = 8.0 \text{ pulg.}$$

Espaciamiento de plato en los cuales los platos son dimensionados inicialmente.

$$TSMIN = 6.0 \text{ pulg.}$$

Mínimo espaciamento de plato requerido para el mantenimiento del plato.

$$HW = 2.0 \text{ pulg.}$$

Altura del vertedero

$$FW = 0.6$$

Factor de goteo del plato

$$TD = 0.078 \text{ pulg.}$$

Espesor del plato

$$DH = 0.375 \text{ pulg.}$$

Diámetro de las perforaciones

$$DPMAX = 0.15 \text{ psi}$$

Máxima caída de presión del vapor a través del plato.

$$P = 14.7 \text{ psia}$$

Presión total de la columna

$$PI = 3.1416$$

Valor de

$$TAF = 330^{\circ}\text{F}$$

Temperatura de la alimentación

$$ZCA = 0.248$$

Factor de compresibilidad del isopropanol.

$$ZCB = 0.257$$

Factor de compresibilidad del isobutanol

$$VCA = 3.512 \text{ Pie}^3 / \text{Lbmol}$$

Volumen crítico del isopropanol

$$VCB = 4,32 \text{ Pie}^3 / \text{Lbmol}$$

Volumen crítico del isobutanol

$$PIA = 232.5$$

Parámetro de la ecuación de cálculo de la viscosidad del isopropanol.

$$PIB = 291.8$$

Parámetro de la ecuación de cálculo de la viscosidad del isobutanol

$$TEA = 639.54$$

Temperatura de ebullición del isopropanol

$$TED = 685.8 \text{ }^{\circ}\text{R}$$

Temperatura de ebullición del isobutanol.

$$CLMA = 17508.66 \text{ BTU/Lbmol}$$

Calor latente molar del isopropanol

$$CLMB = 18411.54 \text{ BTU/Lbmol}$$

Calor latente molar del isobutanol

$$PAI = 145.5$$

Parámetro de la ecuación de Tensión Superficial.

$$PBI = 194.5$$

Parámetro de la ecuación de Tensión Superficial.

$$PCA = 691 \text{ Psia}$$

Presión Crítica del isopropanol

$$PCD = 623 \text{ Psia}$$

Presión Crítica del isobutanol

$$PH = 1 \quad \quad \quad PN = 1$$

Parámetro de la ecuación de Conductividad Térmica de líquidos.

$$CRA = 4.24$$

Parámetro de la ecuación de conductividad térmica del isopropanol gaseoso.

$$CRB = 4.22$$

Parámetro de la ecuación de conductividad térmica del isobutanol gaseoso.

$$CS = 0.733$$

Parámetro de la ecuación de conductividad térmica de mezcla gaseosa.

$$ENI = 0.4016$$

Parámetro para el cálculo del calor latente del isopropanol

$$EN2 = 0.4079$$

Parámetro para el cálculo del calor latente del isobutanol

Diseño de Platos Cribados y Columnas de Platos

En el diseño de columnas se tiene que hacer algunas suposiciones con el fin de fijar un número de parámetros de diseño.

La deseable flexibilidad de operación de platos o columnas de platos es especificada por la fijación de los factores de inundación y goteo, F_f , F_w . Factores de inundación bajos producen grandes tamaños de platos y por ende gran volumen de la torre. Factores de goteo bajos causan aumento en la altura de la torre y/o indeseables caídas de presión.

La altura del vertedero, h_w ; el espesor del plato, t_d ; y el diámetro del agujero, d_h ; son parámetros de construcción del plato que afectan a la caída de plato seco y la altura de líquido claro.

La máxima caída de presión de plato, ΔP_{max} , es importante en operaciones a vacío donde la presión acumulada en las etapas de fondo tienen que ser mantenidas dentro de límites.

El factor derating, S_f , depende principalmente de la tendencia espumante del sistema. Fija el grado de derating esperado de la capacidad de plato.

El máximo valor del espaciado de platos, $t_s(max)$, es usado para inicializar cada plato en la columna, así los platos más pequeños son subsecuentemente incrementados en tamaño para igualar los más grandes; el espaciado de plato puede ser disminuido en orden a mantener un factor de inundación uniforme a través de la torre mientras se reduce el volumen de la torre a un mínimo.

El espaciamiento de platos resultantes no puede ser menor que el especificado $t_{s(\min)}$ que es requerido para mantenimiento y reparación del plato. Los parámetros especificados externamente $t_{s(\max)}$ y $t_{s(\min)}$ son importantes porque ellos afectan la forma de la columna y soportan un impacto en la inversión del capital.

Para valores altos de $t_{s(\max)}$ resultan torres altas y débiles con áreas pequeñas de plato pero el volumen total de la columna aumenta.

Estudios en torres de vacío han mostrado que para $t_{s(\min)} = 12$ el valor óptimo de $t_{s(\max)} = 18$. Esto puede variar de problema a problema y es el único parámetro del diseño de plato que debe ser externamente optimizado.

Para problemas normales se puede usar los valores siguientes de los parámetros:

$$F_f = 0.82 \text{ (Para servicios no vacío)}$$

$$F_w = 0.60 \text{ (para una razón turndown mínima de 2)}$$

$$h_w = 2.0 \text{ pulg. (servicio de no vacío)}$$

$$t_d = 0.078 \text{ pulg (14-gage deck)}$$

$$d_h = 3/8 \text{ pulg}$$

$$\Delta P_{\max} = 0.15 \text{ psi (servicio no vacío)}$$

$$S_F = 1.0 \text{ (sistema normal, no espumoso)}$$

$$t_{s(\min)} = 12 \text{ pulg.}$$

$$t_{s(\max)} = 18 \text{ pulg.}$$

Caída de Presión de plato seco (h_d)

El cálculo de la caída de presión a través de las per-

foraciones es estimada por una ecuación de orificio dada por Hughmark and O'Connell⁽⁵⁾.

$$h_d = \frac{0.186}{(C_o)^2} \left(\frac{V_{CFS}}{A_h} \right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \left[1 - \left(\frac{A_h}{A_a} \right)^2 \right] \quad (105)$$

Donde:

$$C_o = \frac{\left[880.6 - 67.7 \left(\frac{d_h}{t_d} \right) + 7.32 \left(\frac{d_h}{t_d} \right)^2 - 0.338 \left(\frac{d_h}{t_d} \right)^3 \right]}{1,000} \quad (106)$$

$h_d \rightarrow$ pulg

$A_h \rightarrow$ área perforada, pie²

$A_a \rightarrow$ área de burbujeo o activa, pie²

$C_o \rightarrow$ Coeficiente de descarga de vapor para plato seco, sin dimensiones.

$V_{CFS} \rightarrow$ Flujo de vapor, pie³/seg.

$\rho_v \rightarrow$ densidad de la fase vapor, lb/pie³

$\rho_l \rightarrow$ densidad de la fase líquida, lb/pie³

$d_h \rightarrow$ diámetro de la perforación o agujero pulg.

$t_d \rightarrow$ espesor del plato, pulg.

Energía de Tensión Superficial (h_σ).-

Definida como la presión necesaria para formar una burbuja de vapor através del agujero del plato, es dado por⁽⁵⁾:

$$h_\sigma = \frac{0.04\sigma}{\rho_l d_h} \quad (107)$$

donde:

$h_\sigma \rightarrow$ pulg

$\sigma \rightarrow$ tensión superficial del líquido, dynas/cm

$\rho_l \rightarrow$ densidad de la fase líquida, lb/pie³

$d_h \rightarrow$ diámetro de la perforación ó agujero, pulg.

Cresta Líquida sobre vertedero. - how, puede ser estimada por la fórmula de Francis. (15).

$$h_{ow} = 0.092 F \frac{L_{GPM}^{2/3}}{W_L} \quad (108)$$

donde: $h_{ow} \rightarrow$ pulg

$L_{GPM} \rightarrow$ flujo líquido, gpm

$W_L \rightarrow$ Longitud del vertedero, pie

$F \rightarrow$ Factor de corrección de construcción del vertedero fraccional

Para etapas de múltiples pasos es 1 y para etapas de un sólo paso puede ser computado por la relación Bolles, resuelta numéricamente para F.

$$\frac{\{L_{GPM}\}^{2/3}}{(W_L)^{5/3}} = 61.73 \frac{\sqrt{1 - \left(\frac{W_L}{D_t}\right)^2 / F^3} - \sqrt{1 - \left(\frac{W_L}{D_t}\right)^2}}{\left(\frac{W_L}{D_t}\right)^F} \quad (109)$$

donde: $D_t \rightarrow$ diámetro del plato, pie

Altura de Líquido claro - (h_1) -

Foss y Gerster recomendaron la siguiente ecuación para estimar la altura de líquido claro sobre el plato (5)

$$h_1 = 0.24 + 0.725 h_w - 0.29 h_w \frac{V_{CFS}}{A_a} \sqrt{\rho_v} + 0.01 \frac{L_{GPM}}{W_{FP}}$$

(110)

donde:

- h_1 → pulg
 h_w → altura del vertedero, pulg
 V_{CFS} → flujo de vapor, ft³/seg
 A_a → área activa ó de burbujeo del plato, pie²
 ρ_v → densidad de la fase vapor, lb/pie³
 L_{GPM} → Flujo líquido, GPM
 W_{FP} → Ancho promedio del camino del líquido en el plato, pie

Pérdida de Energía bajo el conducto del líquido.-(hud)

Es calcula por:

$$hud = 0.558 \left(\frac{L_{GPM}}{448.8A_{ud}} \right)^2 \quad (111)$$

hud → pulg

L_{GPM} → Flujo líquido, GPM

A_{ud} → área libre para flujo líquido bajo la cubierta del conducto del líquido, pie²

La práctica normal de construcción del plato produce aproximadamente:

$$A_{ud} = 0.42 A_d \quad (112)$$

A_d área del conducto del líquido, pie²

Retroseso en el Conducto de líquido .-(h_{1d})

La altura de líquido claro en el conducto del líquido es igual a la altura del líquido inmediatamente fuera del conducto del líquido ($h_w + h_{ow}$) aumentado por la pérdida de presión del líquido fluyendo bajo el tubo de descenso y la caída de presión total del plato.

$$h_{1d} = h_w + h_{ow} + (h_t + h_{ud}) \left[\rho_l / (\rho_l - \rho_v) \right] \quad (113)$$

Donde:

h_{ld} → pulg

h_w → altura del vertedero, pulg

h_{ow} → altura de la cresta líquida sobre el vertedero, pulg

h_t → pérdida de energía total de vapor a través del plato, como energía del líquido claro, pulgs.

h_{ud} → pérdida de energía debido al flujo bajo la cubierta del conducto del líquido, pulg.

ρ_l → densidad de la fase líquida, lb/pie³

ρ_v → densidad de la fase vapor, lb/pie³

Arrastre.-(E)

La fracción arrastre es definida como: (5)

$$E = \frac{e}{L + e} \quad (114)$$

donde:

e → líquido arrastrado lbmol/h

L → flujo líquido, lbmol/h

Puede ser calculado de una gráfica presentada por Fair como una función del factor de inundación del plato, F_f y un parámetro, F_{1v} , donde:

$$F_{1v} = \frac{L_{GPM}}{448.8 V_{CFS}} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v}} \quad (115)$$

Este gráfico fue correlacionado como:

$$E = \exp \left[- (6.692 + 1.956 F_f) (F_{1v})^{(-0.132 + 0.654 F_f)} \right] \quad (116)$$

Caída de Presión Total del Plato.-(ΔP)

La simple asunción de que la caída de presión del plato es igual a la suma de la caída de presión de plato seco, energías de líqui

do efectivo y de tensión superficial produce exactitud y proporcion na confianza para propósitos de diseño.

$$h_t = h_d + g_l + h_{\sigma}$$

$$\Delta P = h_t (\rho_l / 1,728)$$

donde:

h_t → Pérdida total de energía de vapor a través del plato, como energía de líquido claro, pulg

ΔP → Pérdida de presión total de vapor a través del plato, psi

Acumulamiento de líquido en el Plato.- (U)

Está relacionado a la energía de líquido efectiva en las áreas activas y del conducto líquido por: (5)

$$U = (l A_a + h_{ld} A_d) (\rho_l / 12) \quad (118)$$

Se ha asumido una cubierta, de conducto líquido, vertical sin sello ó drawoff pan

Factor Reductor del Sistema (S_F)

Las Correlaciones para estimar las áreas activa y del conducto líquido involucran solamente las densidades del vapor y del líquido.

El efecto de todas las otras propiedades en el cálculo del tamaño del plato es introducido a través del factor reductor del sistema S_F , que reduce la capacidad de carga manipulada del plato.

Fair relacionó este factor a una propiedad de fase, la tensión superificial, a través de: (5)

$$S_F = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} \quad (119)$$

En los manuales de Glitsch y Koch, S_F está relacionado a la tendencia espumante del sistema.

Factores de Inundación, y goteo y razón turndown

El factor de inundación relaciona las cargas de diseño u operación a las cargas en el punto de inundación. Los valores de diseño recomendados para el factor de inundación del manual de Glitsch son 0.82 para problemas normales y 0.77 para torres de vacío.

Las torres que tienen un diámetro menor que 36 pulg. deberían tener un factor de inundación, disminuído por 0.1

El factor de goteo relaciona las cargas de diseño u operación a aquellas en el punto de goteo. Este factor es introducido para facilitar el diseño de columnas de platos para asegurar una flexibilidad uniforme en la operación del plato.

La razón turndown del plato (una medida de la flexibilidad de operación del plato) está relacionada a los factores de inundación y goteo por:

$$T_{td} = \frac{1}{F_f F_w} \quad (120)$$

Para obtener el tamaño de plato necesario se deben considerar los siguientes factores:

Número de pasos de flujo (N_p).

Afecta la longitud del vertedero del plato y a su vez la carga líquida del vertedero dentro de los límites de diseño:

$$\frac{L_{GPM}}{W_L} \leq 96 \quad (121)$$

Dependiendo del tamaño del plato, hay un límite en el número de pasos de flujo. Este límite es necesario en orden a poder construir manways internos y obtener una satisfactoria eficiencia del

plato. Ambas condiciones requiere longitudes del camino de flujo de adecuado tamaño. El máximo número recomendado de pasos de flujo es dado por:

$$N_{P(\max)} = 0.377 \sqrt{A_t} \quad (122)$$

donde: $N_{P(\max)}$ es redondeado al próximo mayor entero, pero nunca es menor que uno.

En algunos problemas, el límite cercano en el máximo número de pasos de flujo puede prevenir la reducción de la carga de líquido del vertedero dentro del normal límite de diseño, definido anteriormente. En tales casos cargas tan grandes como 240 gpm/ft de longitud de vertedero puede ser tolerado.

Longitudes del Vertedero y del Camino de Flujo y Ancho del Camino de Flujo

Los conductos de líquido interiores pueden ser asumidos que tienen forma rectangular y son colocados en posiciones que dividen el plato en longitudes iguales de camino de flujo.

Basado en estas consideraciones, las siguientes correlaciones pueden ser usados para obtener una buena aproximación de las longitudes del vertedero y del camino de flujo del plato (5)

$$W_L = W_{L(sd)} + D_t (N_p - 1)^{0.946} \quad (123)$$

$$F_{PL} = \frac{\left[D_t - 2H_{sd} - 2\left(\frac{A_d}{D_t}\right) (N_p - 1)^{0.054} \left(1 - \frac{A_d(sd)}{A_d}\right) \right]}{N_p} \quad (124)$$

Se puede calcular H_{sd} por resolución numérica de la siguiente ecuación no lineal.

$$\frac{A_d(sd)}{A_t} = \frac{1}{\pi} \left[\cos^{-1} \left[1 - 2 \left(\frac{H_{sd}}{D_t} \right) \right] - 2 \left[1 - 2 \left(\frac{H_{sd}}{D_t} \right) \right] \sqrt{\frac{H_{sd}}{D_t} \left(1 - \frac{H_{sd}}{D_t} \right)} \right]$$

$$W_{L(sd)} = 2 H_{sd} (D_t = H_{sd}) \quad (126)$$

El área total del conducto del líquido es distribuído entre los conductos de líquidos laterales, centro, salida en el centro y en los lados en platos de múltiples pasos en proporción a la fracción del área activa. Basado en éste su principio la siguiente correlación ha sido derivada para estimar el área lateral del conducto del líquido como una función del área total del conducto y el el número de pasos de flujo (5)

$$A_{d(sd)} = A_d (N_p)^{-0.916 + 0.0476N_p} \quad (127)$$

El ancho promedio de flujo puede ser calculado como una función del área activa del plato y la longitud del camino del flujo.

$$W_{FP} = \frac{A_a}{F_{PL}} \quad (128)$$

Según el manual de Koch:

$$A_d = \frac{L_{GPM}}{V_d F_f} \quad (129)$$

donde:

$$V_d = \text{El más pequeño de } \begin{matrix} 8.578 t_s, S_F \\ 0.533 t_s' (1 - v)^{0.82} S_F \end{matrix} \quad (130)$$

t_s' = el más pequeño de t_s y 30

Area Activa (A_a)

Basado en el método mostrado en el manual Glitsch, el área activa es calculada de

$$A_a = \frac{V_{Load} + L_{GPM} (F_{PL}/1083)}{C_{AFO} S_F F_f} \quad (131)$$

El gráfico para el factor capacidad, C_{AFO} , ha sido correlacionado por

$$C_{AFO} = \text{El más pequeño de } \left\{ \begin{array}{l} (t_s)^{0.65} (f_v)^{0.167}/12 \\ 0.3174 + 0.04122(t_s - 12)^{0.483} \cdot 10^{-6} \\ \rho_v (245 + 661t_s) \\ 0.595 - 0.0596 v \end{array} \right. \quad (132)$$

El factor de carga del vapor, es definido como:

$$V_{Load} = V_{CFS} \sqrt{\rho_v / (\rho_e - \rho_v)} \quad (133)$$

Para estimar el Area activa se emplea las relaciones de Fair

$$A_a = V_{Load} / C_{AFO} S_F F_f \quad (134)$$

donde:

$$C_{AFO} = \text{El más pequeño de } \left\{ \begin{array}{l} 0.118 \text{ Exp.}(0.0479t_s) \\ 0.425 \text{ Exp}(0.0479t_s) \left[0.1092 - 0.0581 \ln(F_{1v}) \right] \end{array} \right. \quad (135)$$

Espaciamento de Platos

No debe ser menor que el $t_{s(\min)}$ por razones de accesibilidad al plato.

t_s se puede calcular de:

$$t_s = \frac{\ln \left(\frac{V_{Load}}{0.118 A_a S_F F_f} \right)}{0.0479} \quad (136)$$

t_s = el más grande entre t_s calculado y t_s min

Factor de Inundación del Plato

El Manual Glitsch recomienda: (5)

$$F_f = \left[\frac{V_{Load}}{\left(A_a C_{AF} S_F - \frac{A_d V_d F_{PL}}{1083} \right) \left(\frac{A_d V_d}{1} \right)^{0.6}} \right]^{0.625} \quad (137)$$

Area Total del Plato .- (A_t)

Cuando los conductos rectos de líquidos son usados ó cuando se usa conductos con pendiente con áreas de entrada ranurada ó sumidoras de decantación, el área total del plato es dado por:

$$A_t = A_a + 2A_d \quad (138)$$

Area Perforada del Plato .- (A_h)

La determinación del área perforada del plato afecta la flexibilidad de operación del plato a través de la caída de presión de plato seco.

La reducción en el área perforada reduce el punto de goteo e incrementa la razón turndown del plato.

Puede causar inundación prematura debido al retorno del conducto de líquido y/ó una indeseable alta caída de presión del plato.

El objetivo es encontrar el rango de área perforada que asegure ambas características de funcionamiento y la flexibilidad de operación requerida.

Cálculo de un rango, más que un simple valor del área perforada es importante en el diseño de columnas de platos.

Por razones de construcción, el objetivo es calcular zonas de modo que tantos platos como sea posible alcanzarán idénticos parámetros de diseño.

Para calcular el área del abujeto que corresponde a una caída de

Presión total dada se puede utilizar:

$$A_h = \frac{V_{CFS}}{\sqrt{\left(\frac{V_{CFS}}{A_a}\right)^2 + 5.38 C_o^2 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) (h_t - h_1 - h_o)}} \quad (1390)$$

Máxima Área Perforada

La Operación con cargas de vapor debajo de aquellas en el punto de goteo no es predecible. Luego el punto de goteo es considerado el límite más bajo de diseño de un plato dado. El punto de inundación es el límite superior.

La mínima caída de presión requerida para mantener las condiciones de operación en el punto de goteo:

$$h_t(\text{min}) = h_1 + 0.35 (h_w + H_{o_w})^{0.573} \quad (140)$$

De la Definición de A_h dada anteriormente se puede obtener la máxima área perforada que mantendrá el plato cerca del punto de goteo a la mínima velocidad de vapor de diseño.

$$A_{h'}(\text{máx}) = \frac{F_w V_{CFS}}{\sqrt{\left(\frac{F_w V_{CFS}}{A_a}\right)^2 + 5.38 (C_o)^2 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) (h_t(\text{min}) - h_1 - h_o)}} \quad (141)$$

Para la estabilidad hidráulica del plato, el área perforada del plato no es permitido que exceda del 15% del área activa del plato:

Así: $A_{h(\text{max})} = \text{El más pequeño de } A_{h'}(\text{max}) \text{ y } 0.15 A_a \quad (142)$

Mínima Área Perforada-

La máxima caída de presión permisible que no pueda causar inunda

ción por el retroceso en el conducto del líquido es:

$$h_t = (0.5t_s - 0.5 h_w - h_{ow}) \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l} \right) - h_{ud} \quad (143)$$

Un incremento en la carga líquida a medida que el punto de inundación está próximo incrementa tanto h_{ow} como a h_{ud} con una subsecuente reducción de la máxima caída de presión permisible.

Para evitar prematura inundación del plato, la máxima caída de presión de diseño permisible tiene que ser calculada la máxima velocidad de líquido esperado, entonces de la ecuación:

$$h_t(Md) = (0.5t_s - 0.5h_w - \frac{h_{ow}}{(F_f)^{2/3}}) \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l} \right) - \frac{h_{ud}}{(F_f)^2} \quad (144)$$

Podemos calcular el área perforada mínima la cual para el máximo flujo de vapor causará una caída de presión del plato igual a $H_{t(Md)}$

$$A_{h(md)} = \frac{V_{CFS}/F_f}{\sqrt{\left(\frac{V_{CFS}}{F_f A_a} \right)^2 + 5.38(Co)^2 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right) (h_t(Md) - h_l - h_o)}} \quad (145)$$

Para torres operando con presión baja ó equipada con muchas etapas una máxima caída de presión permisible a través de cada plato, ΔP_{max} , es a menudo especificada. Esto crea la adicional limitación de pérdida de energía del vapor.

$$H_{t(M_c)} = \left(\frac{1728}{\rho} \right) \Delta P_{max} \quad (146)$$

Este valor es la más grande caída de presión aceptable en las condiciones de diseño. La correspondiente mínima área perforada puede ser calculada de:

$$A_{h(mc)} = \frac{V_{CFS}}{\sqrt{\left(\frac{V_{CFS}}{A_a}\right)^2 + 5.38 (co)^2 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) (h_t(MC) - h_1 - h_0)}} \quad (147)$$

La mínima área perforada permitible que no causa retroceso es el conducto de líquido ó excesiva caída de presión es:

$$A_{h(min)} = \text{el más grande de } A_{h(md)}, A_{h(mc)}, 0.05A_a \quad (148)$$

Para la estabilidad de la operación, el área perforada calculada por la ecuación anterior no se permite que sea menor que el 5% del Area Activa.

Mínimo Espaciamiento del Plato.-

Asumiendo que $A_{h(max)} \geq A_{h(min)}$, se proporciona los límites mínimo y máximo del área de diseño perforado. Así:

$$A_{h(min)} \leq A_h \leq A_{h(max)}$$

En esta región, el factor de goteo del plato es igual o mayor que el valor de diseño, el conducto de líquido no se inunda prematuramente y la caída de presión total del plato no excede el máximo especificado.

En el caso que $A_{h(max)} < A_{h(min)}$, se tomará

$$A_h = A_{h(max)}$$

de modo que el plato no gotee prematuramente.

Para calcular el mínimo espaciamiento de platos, $t_s(md)$ requerido para evitar prematura inundación de plato por el retroceso en el conducto de líquido, cuando el área perforada del plato es A_h , se calcula:

$$h_t(Md) = h_1 + h_{\sigma} + \frac{0.186}{(Co)^2} \left(\frac{V_{CFS}/F_f}{A_h}\right)^2 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) \left[1 - \left(\frac{A_h}{A_a}\right)^2\right] \quad (149)$$

Entonces:

$$t_s(\text{md}) = 2 \left(\frac{\rho_l}{\rho_l - \rho_v} \right) \left(h_{t(\text{cmd})} + \frac{h_{ud}}{(F_f)^2} \right) + h_w + 2 \left(\frac{h_{ow}}{(F_f)^{2/3}} \right) \quad (150)$$

Dependiendo del valor escogido de A_h , la razón turndown del plato es dado por:

$$T_{td} = \frac{1}{F_f F_w} \left(\frac{A_{h(\text{max})}}{A_h} \right) \quad (151)$$

Así, cuando A_h varía entre $A_{h(\text{max})}$ y $A_{h(\text{min})}$ la razón turndown del plato cae en el intervalo:

$$\frac{1}{F_f F_w} \leq T_{td} \leq \frac{1}{F_f F_w} \left(\frac{A_{h(\text{max})}}{A_{h(\text{min})}} \right) \quad (152)$$

Velocidad del líquido por el conducto de líquido

$$VLID (I) = \frac{L(I) \times PML(I)}{CML(I) \times AD(I) \times 3600} \quad \text{pie/seg.} \quad (153)$$

Velocidad del vapor por las perforaciones de los platos

$$VVP (I) = \frac{V(I) \times PMV(I)}{DMV(I) \times AH(I) \times 3600} \quad \text{pie /seg} \quad (154)$$

Velocidad del vapor en el tope de la torre

$$VTT = \frac{V(N) \times PMV(N)}{DMV(N) \times ATZ \times 3600} \quad \text{pie/seg} \quad (155)$$

Velocidad del líquido en el fondo de la Torre

$$VLFT = \frac{L(I) \times PML(I)}{DML(I) \times ATZ \times 3600} \quad \text{pie/seg} \quad (156)$$

Número de Perforaciones

$$\text{Area de una Perforación} = \frac{\pi}{4} d_h^2 \quad (157)$$

$$\text{N}^\circ \text{ de Perforaciones} = \frac{\text{Area mínima Perforada}}{\text{Area de una perforación}} \quad (158)$$

(fig.8-70 Pág. 102) (10)

$$\frac{\text{Separación entre cantos}}{d_h} = \sqrt{\frac{1.158}{\# \text{ Perf}}} \left(\frac{\text{Area aprovechable para Perforaciones}}{\text{pulg}^2} \right) / d_h \quad (159)$$

2.4.3. EXPLICACION DEL PROGRAMA

1. Mediante una Subrutina denominada PROP se calculan las propiedades de la mezcla en cada plato.

DML → Densidad de la mezcla líquida, lb/pie³

DMV → Densidad de la mezcla gaseosa, lb/pie³

TSML → Tensión Superficial de la mezcla, dynas/cm

2. Se calcula luego:

LGPM → Velocidad de flujo líquido, gpm

VCFS → Velocidad de flujo del vapor, pie³/seg

VLOAD → Factor de carga de vapor, definido por la ecuación (33)

Para cada plato.

3. Cálculo del Factor Reductor del Sistema

Mediante la ecuación (119) para cada plato y luego se toma un promedio,

4. Tamaño y Geometría de los Platos y Diámetro de la Columna (Etapa 1)

El tamaño y geometría de cada plato individual es calculado por el siguiente procedimiento:

Con $N_p = 1$ se calcula A_a en forma aproximada de las ecuaciones (115), (134), (135)

Se calcula A_d mediante las ecuaciones (129), (130), (133)

Luego W_L, F_{PL}, W_{FP} de las ecuaciones (123) (124) (125) (126), (127) (128)

Se calcula en forma exacta A_g y se comprueba con el valor estimado por aproximación y se repite el proceso hasta que converga.

La carga de líquido del vertedero es calculado por las ecuaciones (121), (122) para ver si cae dentro de los límites de diseño recomendado. Si no es así, el número de pasos tendrá que ser incrementado en uno y con el nuevo N se calcula nuevamente W_L, F_{PL}, W_{FP}, A y así sucesivamente.

Una vez que se fija el tamaño del plato y la geometría se calculan los factores de inundación y arrastre para cada plato eligiendo el mayor valor en cada caso.

En (114), (137)

El área de la sección transversal de la torre es establecido igual al tamaño más grande del plato y es redondeado para corresponder a un diámetro standard. Este es el tamaño común para todos los platos.

5.- Cálculo de Zonas de Platos con Idénticos NP, AA, AD .

(etapa 2)

La zona, y las áreas activa y del conducto del líquido son hechas igual a la más grande áreas activa y del conducto del líquido de los platos en la zona. La extensión de la zona es determinada por la condición que el área resultante de la zona de plato no exceda el área de la sección transversal de la torre

Siguiendo esto las áreas de las zonas calculadas son normalizadas y la longitud del vertedero asociado, la longitud del camino de flujo y la amplitud del camino de flujo de la zona del plato son determinados.

Las ecuaciones que se emplean son: (123), (124), (125), (126) - (127), (128).

6.- Cálculo del Espaciamiento entre platos para un factor de inundación dado y de las áreas perforadas máximas y mínimas.- (etapa 3)

El incremento en el tamaño de platos más pequeños en la etapa 1, el cual las hizo igual al tamaño del plato más grande en la columna, ha aumentado proporcionalmente su capacidad extra reducción del espaciamiento de plato el mínimo requerido.

Por lo tanto, todos los platos en la columna operación con un factor de inundación uniforme.

Esto reduce la altura total del recipiente de la torre.

Siguiendo ésta evaluación, las áreas de los agujeros máximo y mínimo de cada plato son estimados.

Se emplean las ecuaciones: (135), (107), (108), (111), (112)
(110), (105), (106), (109)

7.- Cálculo de zonas de plato con idénticas área perforadas y ajuste del espaciamiento entre platos si es requerido.
(etapa 4)

Zonas de platos con parámetros de diseño idénticos incluyendo el área perforada son establecidos. La máxima área perforada permitida de la zona de platos AH_{MAXZ} es igual a la más pequeña de las áreas perforadas máximas $AH_{MAX}(K)$, de los platos individuales en la zona.

Similarmente la mínima área perforada permitida de la zona de platos AH_{MINZ} es igual a la más grande de las áreas perforadas mínimas $AH_{MIN}(K)$, de los platos individuales de la zona. La extensión de la zona, la cual contiene platos con idénticos parámetros de diseño, es establecida por la condición $AH_{MAXZ} \geq AH_{MINZ}$, pero en cualquier caso no puede exceder de la zona establecida en la etapa 2.

Basado en el área perforada calculada de la zona de platos el mínimo espaciamiento entre platos requerido para prevenir el retroceso en el conducto del líquido $t_s(md)$, es calculado para cada plato. El espaciamiento de plato, t_s , establecido en la etapa 3 es ajustado si es necesario.

Los cálculos continúan de la etapa 2 hasta que todas las etapas de la columna de platos hallan sido clasificadas en zonas de platos.

Las ecuaciones que se emplean en ésta etapa son:

(117), (118), (120), (139), (140), (141), (142), (143), (144), (145), (146), (147), (148), (149), (150), (151)

Para uniformizar el espaciamiento entre Platos se elige el mayor entre todos los calculados.

8.- Llamando al Sub-programa ENT que pertenece la subrutina PROP, se calcula el resto de Propiedades.

Se emplean las siguientes ecuaciones: (58), (62), (63), (64), (65), (66), (67), (72), (73), (74), (75), (76), (77), (78), (103a)

PEE (J, I) \longrightarrow Pendiente de la curva de equilibrio.

DL (I) \longrightarrow Difusividad líquida

DV (I) \longrightarrow Difusividad vapor

VMV (I) \longrightarrow Viscosidad de la mezcla gaseosa, cp

VML (I) \longrightarrow Viscosidad de la mezcla líquida, cp

9.- Mediante la subrutina PERFOR se calcula:

Se emplean las siguientes ecuaciones (105), (117), (113), (118), (34), (33).

HD (I) \longrightarrow Caída de presión de plato seco

DP (I) \longrightarrow Caída de presión total del plato

U (I) \longrightarrow Acumulamiento de líquido,

EMV (J, I) \longrightarrow Eficiencia Murphree de cada plato.

10.- Cálculo de la Velocidad del líquido por el conducto de líquido y del vapor por las perforaciones de los platos.-

De las ecuaciones (153) y (154)

VLID (I) \longrightarrow velocidad del líquido por el conducto del líquido, pie/seg.

VVP (I) \longrightarrow velocidad del vapor por las perforaciones del plato, pie/seg.

11.- Cálculo de la velocidad del vapor en el tope de la torre y del líquido en el fondo de la torre.-

De las ecuaciones (155) y (156)

VVTT → Velocidad del vapor en el tope de la torre, pie /seg.

VLFT → Velocidad del líquido en el fondo de la torre, pie/seg.

12.- Cálculo del número de perforaciones.-

De las ecuaciones (157), (158) y (159).

ADH → Area de cada perforación, pie²

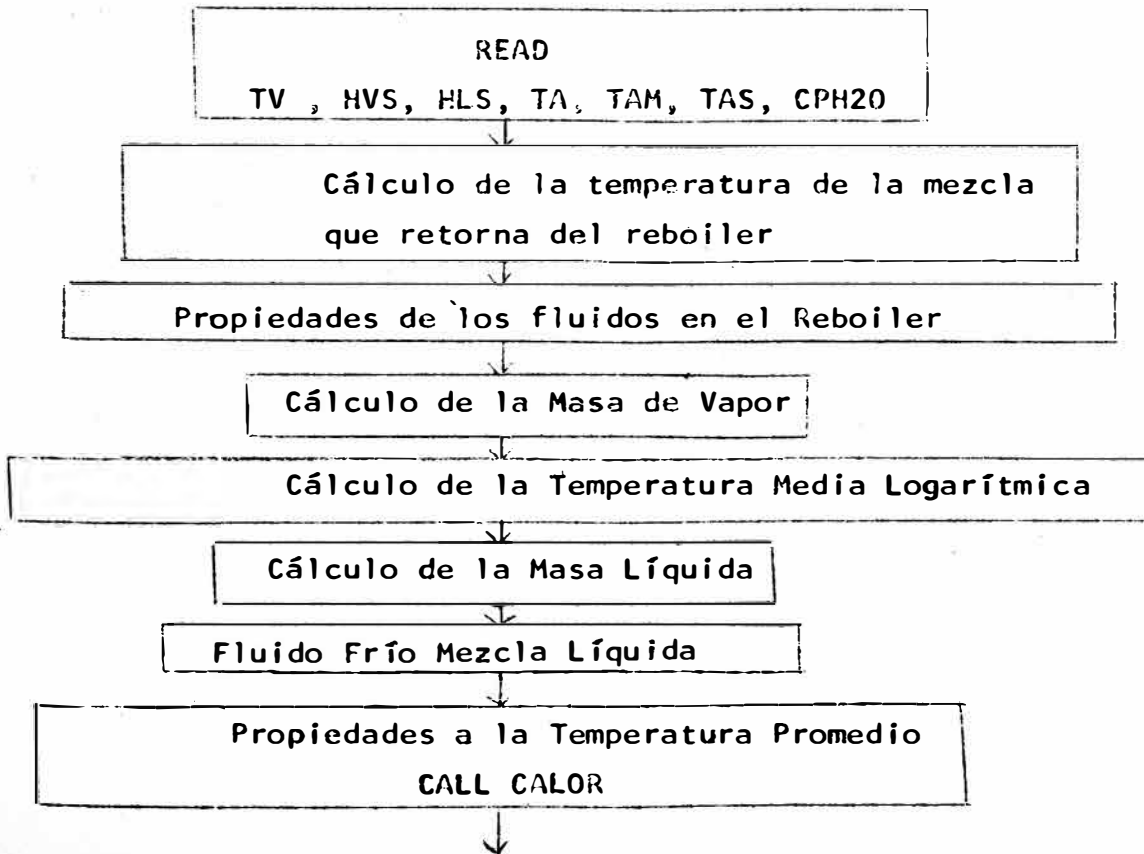
NPPP → Número de perforaciones por plato.

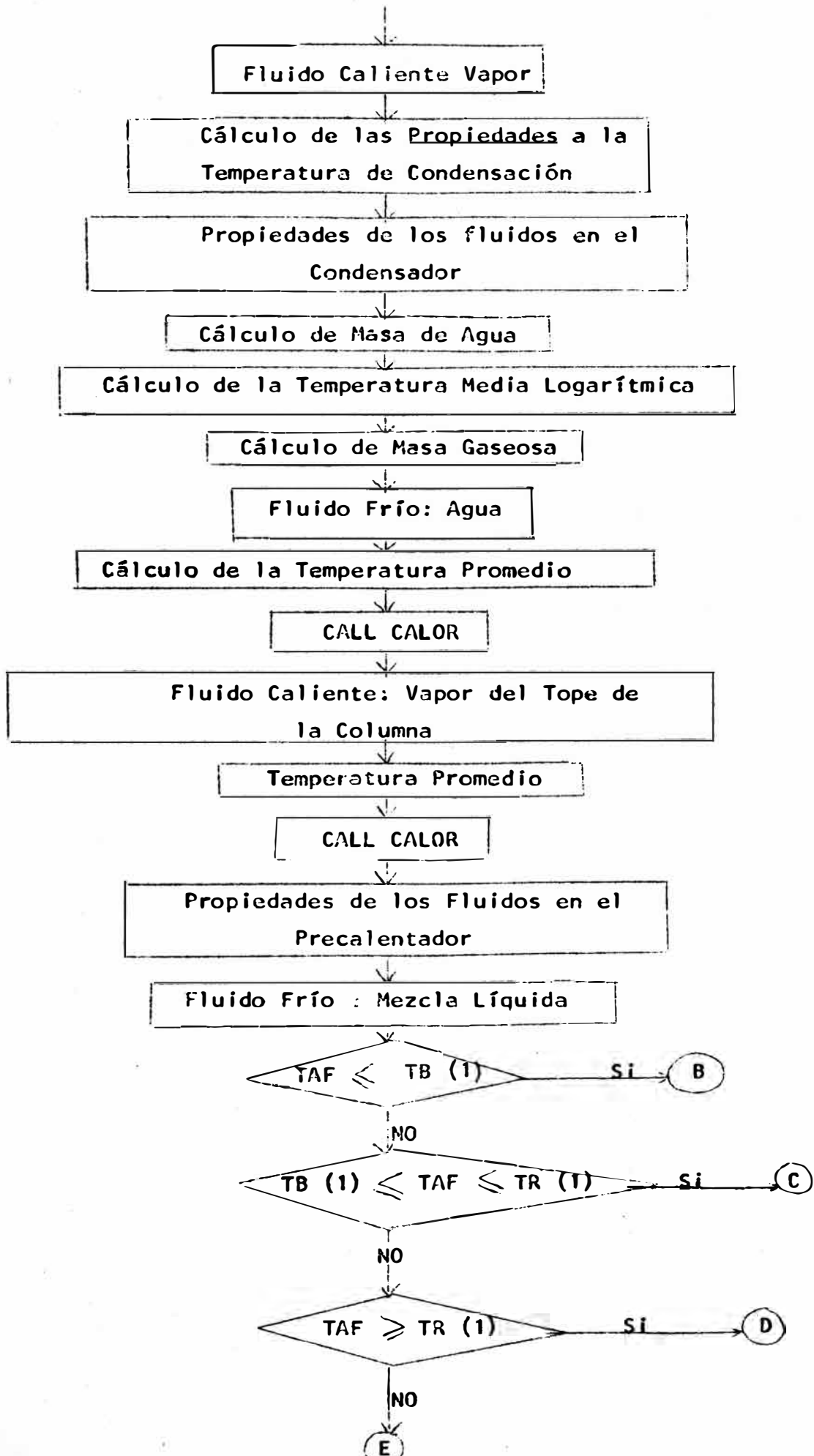
RPDH → Razón entre las separaciones entre los centros de las perforaciones colocadas en triángulos equiláteros y el diámetro de las perforaciones.

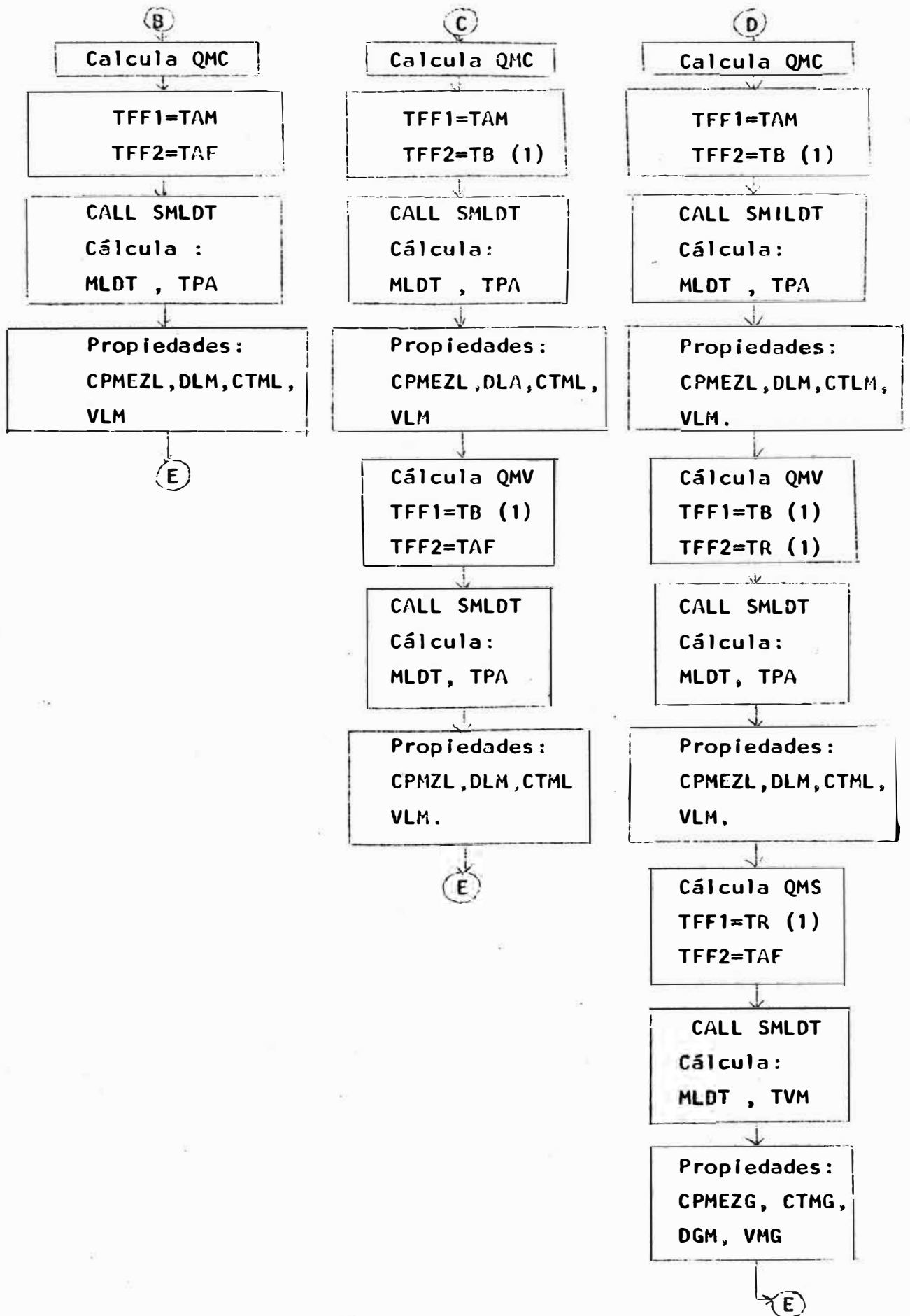
PITCH → Lado del triángulo equilátero o distancia entre las dos perforaciones contiguas.

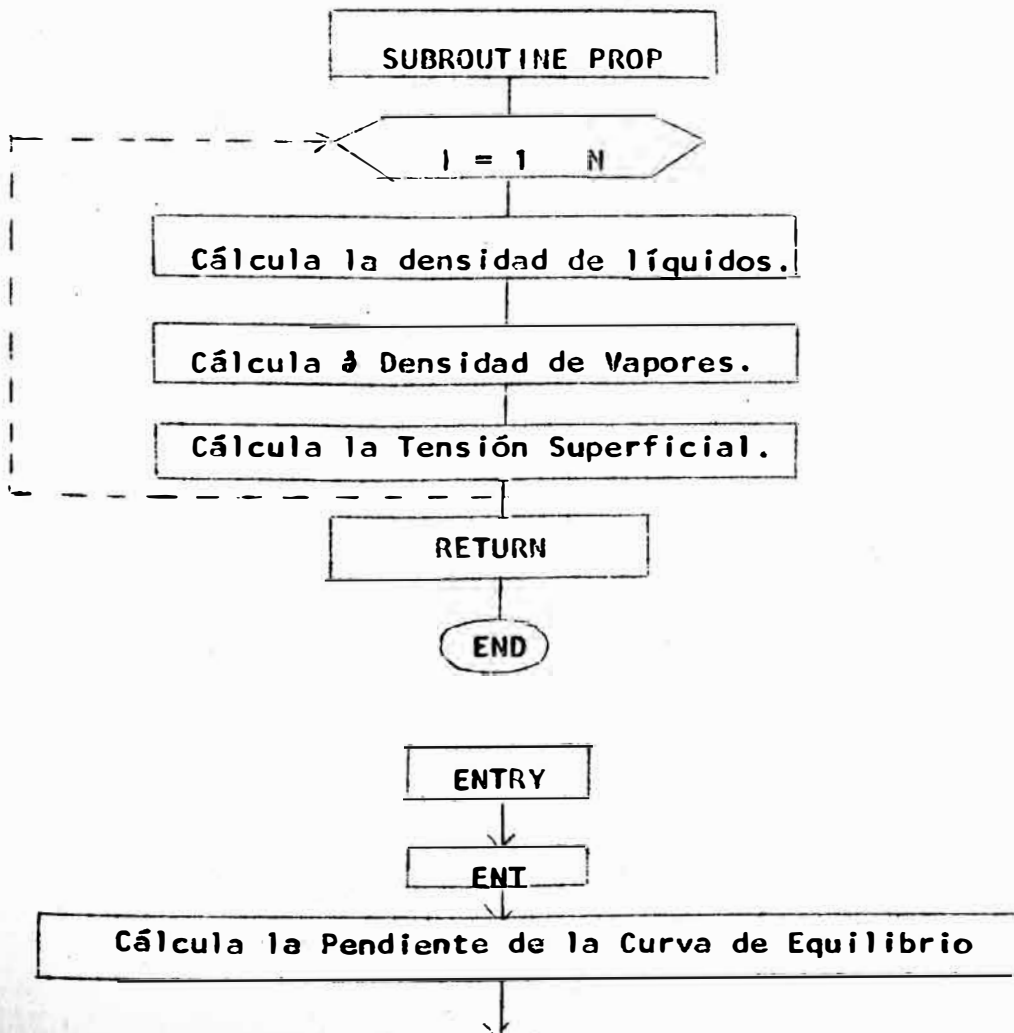
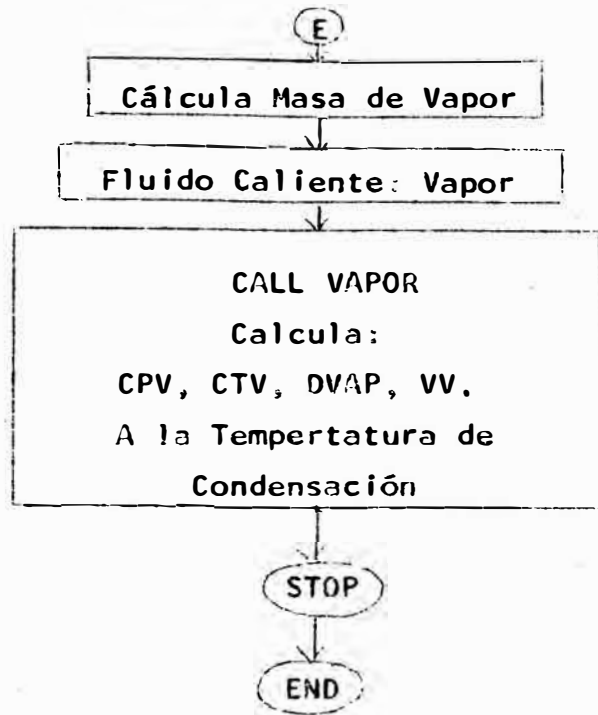
2.5 Tercera parte del Programa: Cálculo de las propiedades de los fluidos en los intercambiadores de calor requeridos por la columna: Reboiler, Condensador y Precalentador de la alimentación.

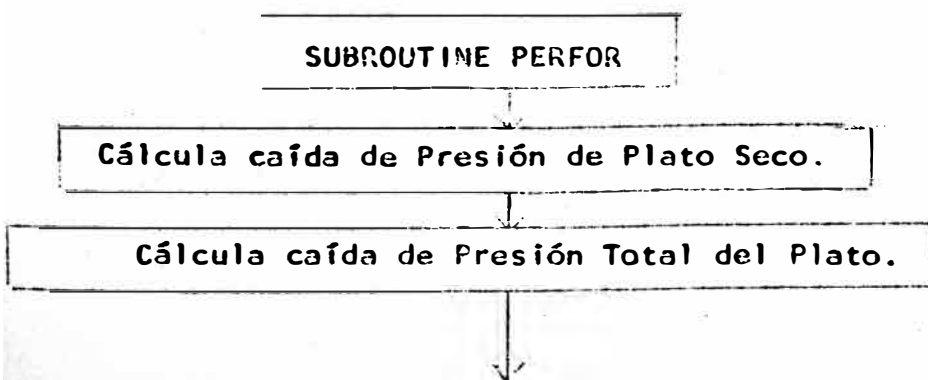
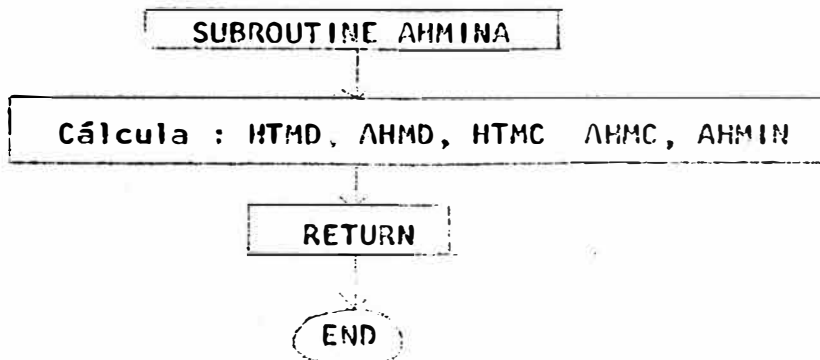
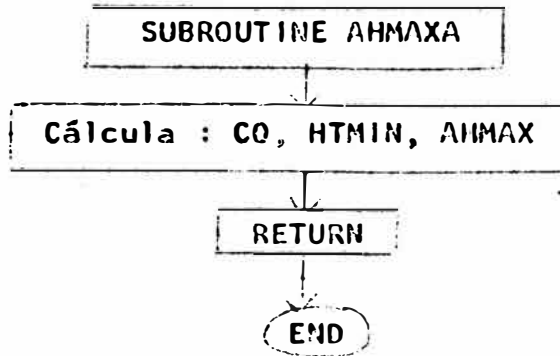
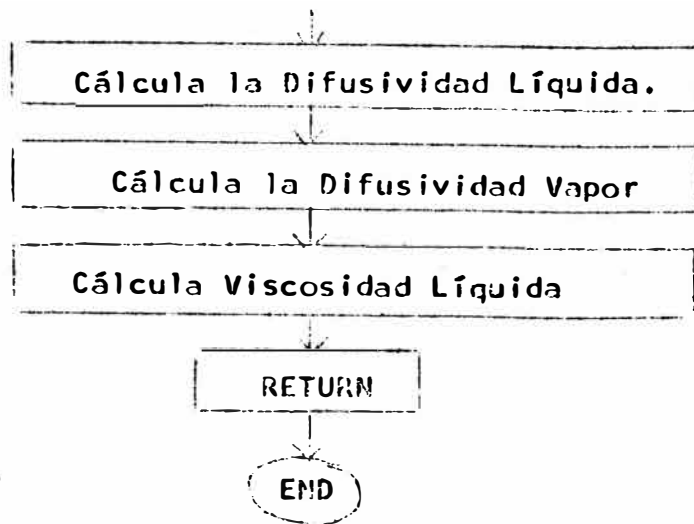
2.5.1 Diagrama de Flujo

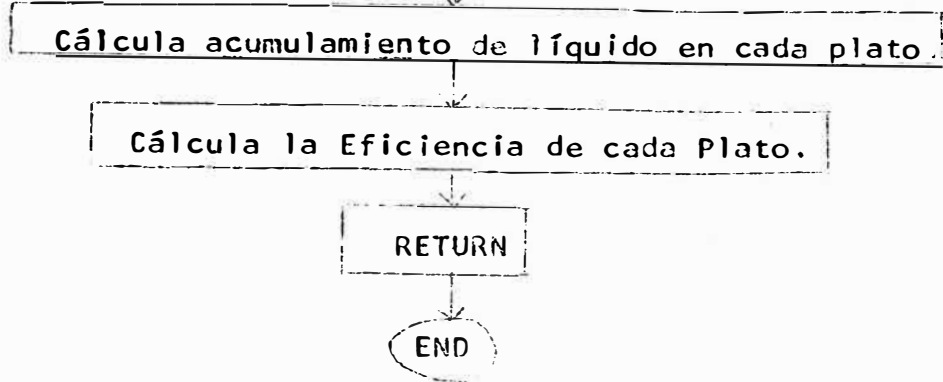




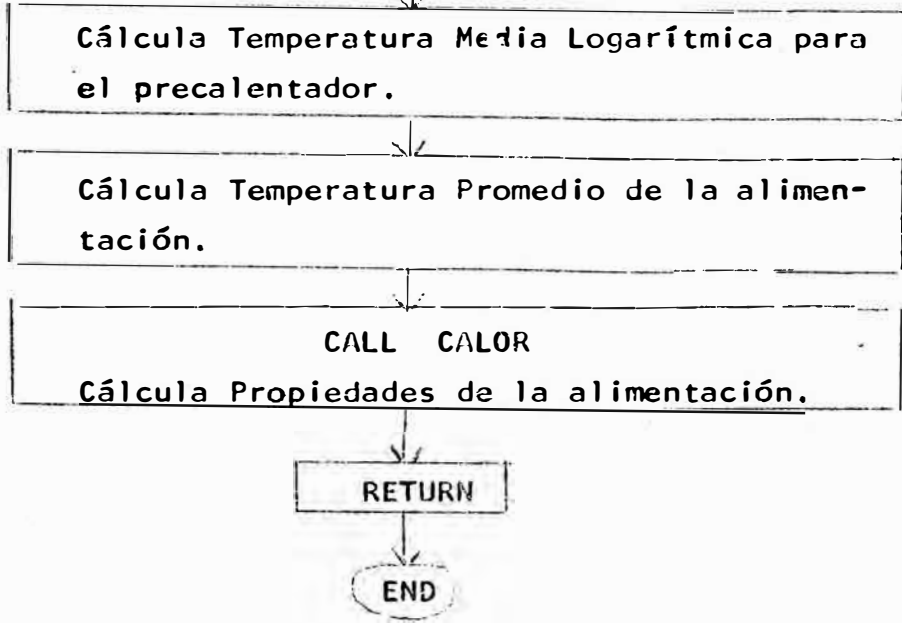




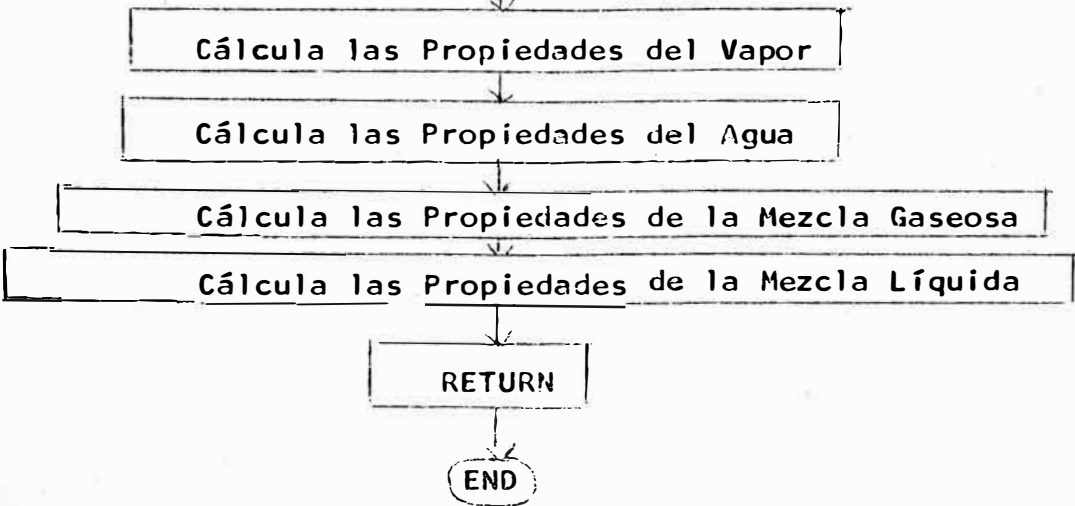




SUBROUTINE SMLDT



SUBROUTINE CALOR



2.5.2 Base Teórica

1- Temperatura de la mezcla líquido-vapor que regresa del Reboiler

$$T_b = \frac{PE + \sqrt{PE^2 - 4 X(1,1) - PF}}{2 PF}$$

$$T_r = \frac{PC + \sqrt{PC^2 - 4 X(1,1) - PD}}{2 PD}$$

$$H_L = C_L (T_b - T_0) M_{med}$$

$$H_G = X(1,1) \left[C_{L_A} \bar{M}_A (T_r - T_0) + \lambda_{A,T_r} \bar{M}_A \right] + X(2,1) \left[C_{L_B} \bar{M}_B (T_r - T_0) + \lambda_{B,T_r} \bar{M}_B \right]$$

$$\Delta H = H_G - H_L$$

$$\text{Cantidad vaporizada} = \frac{Q_B}{H} \quad (160)$$

$$\text{Fracción vaporizada} = \frac{\text{Cant. vaporizada}}{(L(1) - W1)} \quad (161)$$

$$\text{Entalpia de la mezcla liq.-vap.} = \frac{Q_B}{(L(1) - W1)} + \text{Entalpia del plato 1} \quad (162)$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{Entalpia de la} \\ \text{mezcla liq.-vap.} \\ \text{que regresa del} \\ \text{reboiler} \end{array} \right\} = H \cdot (1 - \text{fracción vaporizada}) + H_g (\text{fracción vaporizada})$$

De ésta última ecuación se despeja la temperatura a la que retorna del reboiler la mezcla líquido-vapor, porque:

$$H = C_L (T - T_0) M_{med}$$

$$H_g = X (1,1) \left[C_{L_A} \bar{M}_A (T - T_0) + \lambda_{A_T} \bar{M}_A \right] + X (2,1) \left[C_{L_B} \bar{M}_B (T - T_0) + \lambda_{B_T} \bar{M}_B \right]$$

Se sabe que el calor latente se calcula de :

$$T_{R_A} = \frac{T + 460}{T_{C_A}}$$

Temperaturas reducidas

$$T_{R_B} = \frac{T + 460}{T_{C_B}}$$

$$\lambda_A = \frac{28381.6975 (1 - T_{R_A})^{0.4016}}{\bar{M}_A} \quad (164)$$

$$\lambda_B = \frac{30421.2774 (1 - T_{R_B})^{0.4079}}{\bar{M}_B}$$

Simplificando

$$\begin{aligned} \lambda_A &= 30.5547 (454.22 - T)^{0.4016} \\ \lambda_B &= 24.8444 (508.40 - T)^{0.4079} \end{aligned} \quad (165)$$

Se presenta así una ecuación no lineal en T la cual se puede resolver por medio del método numérico "Medio Intervalo"

2- Reboiler

Fluido Caliente : Vapor condensante, T_1 , T_2

Fluido Frío : Mezcla líquida t_1 , t_2

Masa de Vapor

$$M_{vap} = \frac{Q_B}{\Delta H_v} \quad (166)$$

Temperatura Media Logarítmica

$$\Delta T_2 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_1 = T_2 - t_1$$

$$MLDT = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad (167)$$

Masa Líquida

$$W = (L_1 - W_1) \bar{M}_1 \quad (168)$$

Temperatura promedio de la masa líquida o temperatura calorífica.-

Sieder a sugerido para fluido calentado con vapor: (2)

$$t_c = T_1 + 0.55 (t_2 - t_1) \quad (169)$$

A esta temperatura se calculan las propiedades de la mezcla líquida.

Las propiedades del vapor se calculan a la temperatura de condensación.

3- Condensador

Fluido Caliente : Vapor de mezcla que sale del tope de la columna. T_1, T_2

Fluido Frío : Agua, t_1, t_2

Masa de Agua

$$M_{H_2O} = \frac{Q_c}{C (t_2 - t_1)} \quad (170)$$

Masa Gaseosa

$$W = V_N \cdot \bar{M}_N \quad (171)$$

Temperatura promedio del agua o temperatura calorífica

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad (172)$$

Se calculan las propiedades a ésta temperatura calorífica.

Temperatura promedio del fluido gaseoso o temperatura calorífica

Sieder recomienda para unidades enfriadas con agua. (2)

$$T_c = T_1 + 0.3 (T_2 - T_1) \quad (173)$$

A ésta temperatura se calculan las propiedades.

4- Cálculo de las Propiedades de los fluidos en el Precalentador

Como se vio en el cálculo de la Entalpía de la alimentación, en el precalentador puede ocurrir varias etapas de intercambio de calor dependiendo de la temperatura de la alimentación de la columna.

Pueden ocurrir tres etapas:

Calentamiento sin cambio de fase } Temperatura de almacenamiento \rightarrow Temperatura de burbuja de la mezcla
(T_a) (T_b)

Vaporización } Temperatura de burbuja de la mezcla (T_B) \rightarrow Temperatura de Rocío de la mezcla (T_R)

En ésta etapa puede ocurrir una vaporización parcial cuando

$$T_F \text{ es : } T_B < T_F < T_R$$

Sobrecalentamiento } Temperatura de Rocío de la mezcla (T_R) \rightarrow Temperatura de la alimentación al entrar a la columna (T_F)

Para encontrar el flujo de calor necesario para que ocurra ésta transferencia, se calcula para cada etapa el calor requerido y la suma total nos dará el flujo de calor buscado.

Para conseguir esto se calcula previamente las entalpias en cada punto, mediante las relaciones dadas anteriormente.

$$\text{Si } T_F < T_B$$

Sólo habrá calentamiento.

$$q_c = \frac{F}{\bar{M}} (H_F - H_a)$$

$$\text{Si } T_F = T_B \Rightarrow H_F = H_B$$

$$q_c = \frac{F}{\bar{M}} (H_F - H_a)$$

$$\text{Si } T_B < T_F < T_R$$

Habrá una mezcla de líquido-vapor

$$\text{Calentamiento : } q_c = \frac{F}{\bar{M}} (H_B - H_a)$$

$$\text{Vaporización } \left. \begin{array}{l} \\ \text{Parcial} \end{array} \right\} q_v = F_v \frac{(F)}{\bar{M}} (H_{FG} - H_B)$$

$$q_L = (1 - F_v) \frac{(F)}{\bar{M}} (H_{FL} - H_B)$$

$$q_v = q_v + q_L$$

$$\text{Si } T_F = T_R \Rightarrow H_F = H_R$$

$$\text{Calentamiento : } q_c = \frac{F}{\bar{M}} (H_B - H_a)$$

$$\text{Vaporización : } q_v = \frac{F}{\bar{M}} (H_F - H_B)$$

$$\text{Si } T_F > T_R$$

$$\text{Calentamiento : } q_c = \frac{F}{\bar{M}} (H_B - H_a)$$

$$\text{Vaporización : } q_v = \frac{F}{\bar{M}} (H_R - H_B)$$

$$\text{Sobrecalentamiento: } q_s = \frac{F}{\bar{M}} (H_F - H_R)$$

Donde :

q_c \longrightarrow calor requerido por la etapa de calentamiento BTU/hr.

q_v \longrightarrow calor requerido por la etapa de vaporización BTU/hr.

q_s \longrightarrow calor requerido por la etapa de sobrecalentamiento, BTU/hr

F \longrightarrow flujo másico de la alimentación

\bar{M} \longrightarrow Peso molecular de la alimentación

H_a \longrightarrow Entalpía de la mezcla a la temperatura T_a BTU/lbmol

H_B \longrightarrow Entalpía de la mezcla a la temperatura T_B BTU/lbmol

H_R \longrightarrow Entalpía de la mezcla a la temperatura T_R BTU/lbmol

H_F \longrightarrow Entalpía de la mezcla a la temperatura T_F BTU/lbmol

q_L \longrightarrow Calor requerido para elevar la temperatura de la fracción de alimentación no vaporizada, BTU/hr

F_v \longrightarrow fracción vaporizada de la alimentación.

Entonces:

Calor total requerido por el Precaentador, Q_p :

$$Q_p = \sum_i q_i$$

Con ésto se puede calcular el flujo másico de vapor requerido.

$$m_{vap} = \frac{Q_p}{\Delta H}$$

Donde :

m_{vap} \longrightarrow flujo másico de vapor, lb/hr

ΔH \longrightarrow calor latente del vapor condensante
BTU/lb

Para cada etapa se calcula la temperatura media logarítmica:
MLDT

$$\Delta T_1 = T_2 - t_1$$

$$\Delta T_2 = T_1 - t_2$$

$$MLDT = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Donde:

T_1 — Temperatura del fluido caliente al inicio de la etapa, °F

T_2 — Temperatura del fluido caliente al final de la etapa, °F

t_1 — Temperatura del fluido frío al inicio de la etapa, °F

t_2 — Temperatura del fluido frío al final de la etapa, °F

Para calcular las propiedades, se halla primero la temperatura promedio en cada etapa, mediante la ecuación recomendada por Sieder para fluido calentado por vapor. (2)

$$t_c = t_1 + 0.55 (t_2 - t_1)$$

Para el vapor se calculan sus propiedades, a su temperatura de condensación (T_v)

Donde: t_c — Temperatura promedio o calorífica del fluido

T_v — Temperatura del vapor condensante, °F

2.5.3 Explicación del Programa

Se lee los siguientes datos:

TV —> Temperatura de saturación del vapor, °F

HVS —> Entalpía del vapor de agua saturado, BTU/lb

HLS —> Entalpía del agua saturado, BTU/lb

TA —> Temperatura de entrada del agua al condensador, °F

TAM —> Temperatura de la alimentación antes de precalentarla, °F

TAS \longrightarrow Temperatura de salida del agua del condensador, $^{\circ}\text{F}$

CPH20 \longrightarrow Calor específico del agua, $\frac{\text{BTU}}{15^{\circ}\text{F}}$

A partir de las ecuaciones (160) a la (165) se calcula la temperatura de la mezcla liq.-vapor que retorna del Reboiler.

TRR \longrightarrow Temperatura de la mezcla líquido - vapor que retorna del Reboiler, $^{\circ}\text{F}$

Se calcula por iteración, empleando el método del medio intervalo, hasta que converga.

De las ecuaciones (166) hasta (178) se calcula las propiedades de los fluidos y mediante la sub-rutina calor se calcula:

- Capacidad calorífica
- Conductividad térmica
- Densidad
- Viscosidad

A cada temperatura promedio y para cada fluido que circula a través del Reboiler, Condensador y Precalentador.

Nomenclatura usada:

MVAP \longrightarrow flujo másico de vapor, lb/hr

MLDT \longrightarrow temperatura media logarítmica, $^{\circ}\text{F}$

XXA \longrightarrow fracción molar del componente A en la fase líquida.

WM \longrightarrow flujo másico lb/hr

TPA \longrightarrow Temperatura promedio para la mezcla líquida, $^{\circ}\text{F}$

CPMEZL \longrightarrow Capacidad calorífica de la mezcla líquida, $\frac{\text{BTU}}{\text{Lb } ^{\circ}\text{F}}$

DLM \longrightarrow Densidad de la mezcla líquida, lb/pie³

CTML \longrightarrow Conductividad térmica de la mezcla líquida, $\frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^{\circ}}$

VCM \longrightarrow Viscosidad cinemática de la mezcla, pie²/hr

VLM \longrightarrow Viscosidad de la mezcla líquida, $\frac{\text{lb f}}{\text{pie hr}}$

- MH₂O → Masa de agua necesaria para el condensador, lb/hr
- TPP → Temperatura promedio del agua, °F
- Y Y → fracción molar en fase vapor
- CPH₂O → Calor específico del agua $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$
- CTH₂O → Conductividad térmica del agua, $\frac{\text{BTU}}{\text{h pie }^\circ\text{F}}$
- DH₂O → Densidad del agua, lb/pie³
- VH₂O → Viscosidad del agua, $\frac{\text{lb}}{\text{pie hr}}$
- TVM → Temperatura promedio de la mezcla gaseosa del tope de la columna, °F
- CPMEZG → Calor específico de la mezcla gaseosa, $\frac{\text{BTU}}{\text{lb }^\circ\text{F}}$
- CTMG → Conductividad térmica de la mezcla gaseosa, $\frac{\text{BTU}}{\text{hr pie }^\circ\text{F}}$
- DGM → Densidad mezcla gaseosa, lb/pie³
- VMG → Viscosidad de mezcla gaseosa, $\frac{\text{lb}}{\text{pie hr}}$
- QP → Calor necesario por el precalentador, BTU/hr
- CPV → Calor específico del vapor $\frac{\text{BTU}}{\text{lb }^\circ\text{F}}$
- CTV → Conductividad térmica del vapor, $\frac{\text{BTU}}{\text{hr pie }^\circ\text{F}}$
- DVAP → Densidad del vapor, lb/pie³
- VV → Viscosidad del vapor, $\frac{\text{Lb}}{\text{pie hr}}$

3.- Análisis del Programa

3.1 Análisis de las variables y selección de los valores óptimos.-

Por ser el programa general se tiene muchas variables, las cuales son:

- x_F —————> fracción molar de la alimentación.
- x_D —————> fracción molar del destilado
- x_W —————> fracción molar del residuo
- Λ_F —————> flujo másico de alimentación, lb/hr.
- N_v —————> Número de veces de Reflujo mínimo.
- T_F —————> Temperatura de alimentación, °F

Estas variables quedarán fijadas al darles ciertos límites, éstos fueron:

a) Limitaciones físicas del laboratorio.

Máxima altura de la columna 3 mt \approx 10 pies.

Por lo tanto para una separación mínima de 6' entre platos se requiere unos 10 a 12 platos, como máximo.

b) Como las unidades van a ser empleadas para prácticas de laboratorio, la cantidad de materia prima (mezcla de alcoholes) debe ser la mínima, por economía.

Como el programa tiene una sentencia que nos indica cuando una reducción del flujo másico puede originar que el ancho del conducto del líquido sea mayor que el diámetro del plato, se ubica este valor y éste será el mínimo valor de flujo másico con que trabajará la unidad.

c) El objetivo principal como toda destilación, es obtener la máxima separación por lo tanto las composición en el tope y en el fondo serán la más alta y más baja respectivamente, (como base el más volátil).

Se sabe lo siguiente:

El número de bandejas Teóricas depende: } - Dificultad en llevar a cabo la separación
 - Consideraciones de Equilibrio
 - Balance de Materia

El Rendimiento de la Bandeja depende } - Diseño Mecánico elegido
 - Condiciones de Operación

El Diámetro de la Torre Depende } - Cantidad de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de

tiempo.

A mayor rendimiento, el tiempo de contacto deberá ser prolongado para permitir que se produzca la difusión, entonces la profundidad de líquido en cada bandeja debe ser grande.

A mayor velocidad de gas entonces el gas se dispersa completamente en el líquido originando que éste sea agitado y llevado a formar espuma entonces se logrará mayor superficie de contacto interfacial.

Por lo tanto: Para altos rendimientos de bandejas se necesita:

- Masas profundas de líquido.

- Altas velocidades de gas.

A muy altas velocidades de gas mayor es el arrastre, además los factores que originan altos rendimientos originan gran caída de presión y ésta puede originar a su vez inundación.

A mayor reflujo menor altura de la torre, mayor consumo de calor y mayor área de sección de la torre.

El Reflujo total nos da el número mínimo de platos.

El Reflujo mínimo nos da el número de platos infinitos, mínimas cargas caloríficas del Reboiler y de enfriamientos del condensador.

Para un reflujo dado entre más frío el alimento se requiere menor número de platos para la separación, puesto que la razón de reflujo en la sección inferior se incrementa por la condensación de vapores adicionales en el plato de alimentación.

El reflujo incrementado en la sección inferior debe contrarrestarse por un aumento en el tamaño del Reboiler y en la cantidad de su carga térmica. Esto conduce al punto de considerar si es más económico proporcionar calor para el alimento frío en el precalentador del alimento o en el Reboiler.

Obviamente, es más barato hacerlo en un precalentador separado, puesto que la temperatura a la cual el alimento absorbe el calor deberá ser menor que la temperatura a la que los fondos pueden absorberse el calor adicional en el Reboiler.

Esto debe sugerir como ventaja el usar el alimento en forma de vapor, pero está contrarrestado por el costo adicional de transportar el vapor en tuberías grandes y por el aumento en el número de platos teóricos. Además el alimento en forma de vapor puede no contener suficiente calor para eliminar la necesidad del Reboiler, ya que casi todo el calor que entra como alimento vapor debe removerse en el condensador para dar el producto y el calor latente requerido para el reflujo debe proveerlo el Reboiler.

Tomando todo esto en consideración fijamos la más alta temperatura a la que la alimentación puede entrar, (teniendo en cuenta la temperatura del vapor calefactor) y con éstos establecemos las composiciones más altas en el tope y más baja en el fondo a un valor de N_V determinado al igual que las otras variables, así obtenemos un número de platos que esté dentro del rango establecido por la limitación física del laboratorio, cuando se logra este valor se fija la temperatura de la alimentación y se disminuye el flujo másico hasta el mínimo permitido lo cual origina la disminución del diámetro de la torre.

Después se procede a minimizar N_V pero teniendo en cuenta que el número de platos no vaya a exceder del límite dado, para de ésta forma disminuir el consumo de calor.

Finalmente se varía X_F hasta hallar el menor valor el cual nos dará un mayor rendimiento por bandeja.

Un valor de X_F menor que éste originaría que el programa parará enviándonos la sentencia de error que indica que el ancho del conducto del líquido es mayor que el diámetro del plato y esto se produce porque al entrar menos del componente volátil el flujo líquido aumentará porque el volumen específico de éste componente es mucho mayor y el conducto para ésta cantidad debe aumentarse excediendo al valor del diámetro de la torre; en otras palabras un valor de X_F menor que el mínimo nos indicaría que todo está yéndose hacia el fondo, se vaporiza y condensa en los platos inferiores a la alimentación porque casi todo es el componente menos volátil.

3.2 Análisis de los Resultados

En el listado de resultados se puede observar:

Eficiencia de la Columna 53%, lo cual será utilizado para calcular el número de platos reales requeridos para la separación deseada.

- Composición, Temperaturas de Burbuja y de Rocío de la alimentación tope y fondo.
- Calor latente de los componentes a la temperatura de Rocío de la alimentación.
- Calor específico y Peso Molecular de la alimentación.
- Entalpías de Alimentación a las temperaturas de entrada, de burbuja y de Rocío.
- La línea q . Como se observa da un valor negativo lo que nos corrobora que la alimentación es un vapor sobrecalentado.
- Flujos de Destilado y de Residuo en lbmol/hr y en Lb/hr
- Intersección de la línea q con la curva de equilibrio.
- Línea que pasa por $Y = X_D$ e intercepta la curva de equilibrio y la línea q .
- Reflujo mínimo y reflujo.
- Línea de Operación de la Zona de Enriquecimiento nos da la pendiente y la intersección de dicha línea.
- Intersección de la Línea de Operación de la Zona de Enriquecimiento con la línea q .
- Línea de Operación de la Zona de Agotamiento
- Flujo gaseoso de la zona de Enriquecimiento.
- Flujo líquido de la zona de enriquecimiento.
- Flujo líquido de la zona de agotamiento.
- Flujo gaseoso de la zona de agotamiento .
- Número de platos:
En este caso son 14
- Flujos de vapor y líquido
Indicándonos el plato de cambio de la línea de la zona de agotamiento a la línea de la zona de enriquecimiento.
- Composición en cada plato.
Tanto del componente 1, en éste caso isopropanol, como para el componente 2, isobutanol.
- Temperatura en cada plato.

Son temperaturas de equilibrio

- Entalpias y Peso molecular en las fases líquida y vapor de cada plato.
- Entalpia en el tope.
- Entalpias del Reflujo, que es la misma para el destilado.
- Entalpia de fondos
- Calor del Condensador
- Calor del Reboiler
- Propiedades de la Mezcla Binaria se Observa

La densidad de la mezcla líquida, vapor, tensión superficial,

El flujo líquido en cada plato en galones/minuto.

El flujo de vapor en pie^3/seg

El parámetro V_{LOAD} definido anteriormente.

- Cálculo del Diseño de Columnas de platos perforados.

Como se explico se calcula para cada plato las variables internas de la torre.

Una vez calculado el Diámetro de la Torre

$$DT = 0.5 \text{ pie}$$

Se observa que el programa nos indica que la columna tendrá dos zonas con un número determinado de platos con iguales - condiciones pero a su vez diferentes entre zona y zona, en éste caso la división ha ocurrido exactamente donde se colocará la alimentación, en la zona de cambio entre las líneas de operación.

De ésto obtenemos:

DEL PLATO 1 al 5t°	DEL 6t° al 14vo.
AAZ = 0.13916 pie^2	0.14766 pie^2
ADZ = 0.01619 pie^2	0.01195 pie^2
ATZ = 0.17161 pie^2	0.17155 pie^2
HSDZ = 0.07025 pie	0.05702 pie
WLZ = 0.334015 pie	0.30592 pie
FPLZ = 0.32685 pie	0.35332 pie
WFPZ = 0.42576 pie	0.41790 pie
AHMINZ = 0.01896 pie^2	0.01012 pie^2

AHMAXZ =	0.02087 pie ²	0.02215 pie ²
TTD =	2.23825	4.44724
TSZ =	6 pulg	7 pulg
NPPP =	25	13
RPDH =	2.6	3.7
PITCH =	0.9634	1.3762

Aparte en cada zona se halla la caída de presión en cada plato (DP), el acumulamiento de líquido en cada plato (U) la altura del líquido en el conducto del mismo, la eficiencia Murphee en cada plato, se puede observar que la eficiencia total que se calculó inicialmente realmente re presenta un valor promedio de la eficiencia real en cada plato por lo tanto la asunción inicial de la eficiencia, pa ra calcular el número de platos reales, es correcta.

Además para cada zona se calcula la velocidad del líquido por el Downcomer ó conducto de bajada del líquido y la velocidad del vapor por las perforaciones de los platos, todo en pie/seg.

La velocidad del tope y fondo de la columna como si cada sección fuera una pequeña columna completa.

A su vez en cada zona se calcula la separación entre plato y plato y el valor mínimo para evitar la inundación y el a rrastré. Para uniformizar cada zona se elige el mayor va lor entre los mínimos valores requerida siempre y cuando sea mayor ó igual al mínimo dado como dato, en caso de que el ma yor valor de los mínimos sea menor que el valor dado como da to se elige este como la separación entre platos.

De los resultados se puede observar que la caída de presión promedio de cada zona es:

Zona inferior	0.04 psi
Zona Superior	0.09 psi

La acumulación de líquido en cada plato es de un promedio de 0.9 lb.

Propiedades de los Flúidos en el Reboiler

Fracción vaporizada en el Reboiler 84%

Temperatura de la mezcla que regresa del Reboiler 224°F

Pareciera que hubiera algo contradictorio con respecto a la temperatura por la T_{Rocio} obtenido inicialmente es de 223°F y entonces esta Temperatura de 224°F indicaría vapor sobre calentado pero sin embargo se ha obtenido una fracción de vaporización es decir que existe líquido + vapor que regre_uso a la torre del Reboiler. Esta aparente contradicción es debido a que en el Reboiler no estamos obteniendo un equilibrio con el residuo que sale como producto, si no que una parte del total que se elimina del fondo de la torre es vaporizada y el resto es enviado como producto a su almacenamiento.

Se puede observar las temperaturas de entrada y salida del Reboiler y el valor de las propiedades tanto del vapor condensante como el de la mezcla de alcoholes.

- Propiedades de los flúidos en el Condensador.
- Propiedades de los flúidos en el Precalentador nos da el valor de las propiedades para cada etapa: Calentamiento, Vaporización y sobrecalentamiento.

4.- Diseño de los Intercambiadores de Calor

Por requerir un área de transferencia muy pequeña los intercambiadores que se necesitarían serían o los de doble tubo o los serpentines. Los primeros ocupan mucho lugar y por la limitación física del laboratorio los serpentines son los más prácticos y fáciles de construir a parte de ocupar poco espacio.

4.1 Generalidades de los Serpentines

Efecto de la curvatura de la tubería sobre la fricción.-

Para flujo isotérmico de flúidos en tuberías curvadas, la pérdida por fricción puede ser considerablemente mayor que en tuberías rectas a las mismas condiciones.

Cerca de la pared, las partículas del flúido viajan a mayor velocidad en la zona curva de la tubería que en la sección -

recta debido al camino en espiral. Debido a éste incremento de velocidad cerca de la pared y al mayor camino recorrido por pie de longitud de tubería por las partículas individuales del fluido una mayor caída de fricción en tuberías curvadas esperado.

El número de Reynolds es mayor en tuberías curvadas que en tuberías rectas.

Para evaluar el factor de fricción para fluidos en el interior de serpentines se utiliza la curva preparada por Draw que relaciona:

$$\frac{f_c}{f_R} = v_s \left(\frac{DG}{\mu} \right) \sqrt{\frac{D}{D_s}}$$

- Donde: f_c → factor de fricción en serpentines.
 f_R → factor de fricción en tubería recta.
 $\frac{DG}{\mu}$ → Número de Reynolds
 D → Diámetro interno del tubo del serpentín.
 D_s → Diámetro del serpentín.

Como para ciertos valores de $\left(\frac{DG}{\mu} \right) \sqrt{\frac{D}{D_s}}$ la curva no está dibujada, se puede correlacionar los puntos existentes:

$\frac{f_c}{f_R}$	$\frac{DG}{\mu} \sqrt{\frac{D}{D_s}}$
1.0	10
1.5	90
2.0	230
3.0	650
4.0	1300
5.0	2000

$r = 0.9309$
intersección = - 0.3363
pendiente = 0.3049

Correlación obtenida por una HP - 33

$$\ln \frac{f_c}{f_r} = 0.3049 \ln \left\{ \left(\frac{DG}{\mu} \right) \sqrt{\frac{D}{D_s}} \right\} - 0.8363$$

El coeficiente de Transferencia de calor en el interior de un serpentín se obtiene multiplicado el calculado para un tubo recto por el factor.

$$\left(1 + 3.5 \frac{D}{D_s} \right)$$

Entonces:

$$h = h \left(1 + 3.5 \frac{D}{D_s} \right)$$

Generalidades sobre el Agua de Enfriamiento.-

Como una práctica común, deben evitarse velocidades menores de 3 pies/seg. en agua de enfriamiento, porque a baja velocidad a través de los tubos el lodo y la lama que resultan de la acción microbiana se adhieren a los tubos y serían arrastrados si hubiera alta turbulencia.

Otro factor de considerable importancia es la deposición de incrustación mineral. Cuando el agua con un contenido promedio de minerales y aire se lleva a una temperatura superior a los 120°F, se encuentra que el movimiento de los tubos se hace excesivo y por ésta razón deben evitarse temperaturas de agua a la salida mayores de 120°F.

Por esto la temperatura de salida se establece igual a 110°F tomando un margen de 10° para evitar el problema señalado.

Cálculo del Coeficiente Interno:

a) Para las etapas de Transferencia de calor sin cambio de fases.- Se aplicará las ecuaciones de Sieder y Tate, para fluidos en tuberías.

$$\text{Si } Pe < 2100, h_i = 1.86 \left(\frac{4 w c}{\pi K L} \right)^{1/3} \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$\text{Si } Pe > 10000, h_i = 0.027 \left(\frac{D G}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c \mu}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Si $2100 < Re < 10000$, se utilizan las gráficas que unen las

dos etapas anteriores (fig. 24-Kern⁽⁸⁾)

Donde:

$w \longrightarrow$ flujo másico, lb/hr

$c \longrightarrow$ calor específico, BTU/lb.°F

$k \longrightarrow$ conductividad térmica, BTU/hr.pie.°F

$Re \longrightarrow$ Número de Reynolds.

$\mu \longrightarrow$ viscosidad, lb/hr.pie

$G \longrightarrow$ velocidad másica, lb/hr.pie²

$D \longrightarrow$ Diámetro interno del tubo, pie

$\mu_w \longrightarrow$ viscosidad a la temperatura de la pared del tubo, lb/pie,hr

$L \longrightarrow$ longitud total del tubo, pie

Para calentar o enfriar fluídos, asumir $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1.$

Supone una desviación despreciable de las propiedades del fluido a partir del flujo isotérmico. Para fluídos no viscosos la desviación de flujo isotérmico durante el calentamiento o enfriamiento no introduce un error apreciable en el cálculo del coeficiente de transferencia de calor. Cuando la temperatura de la pared del tubo difiere apreciablemente de la temperatura calórica del fluido controlante y el fluido controlante es viscoso, el valor de $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ debe tomarse en cuenta, Para incluir la desviación μ_w t_w debe determinarse por las siguientes ecuaciones:

Para el fluido frío dentro del tubo:

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - t_c)$$

Y

$$t_w = T_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

Donde:

$T_c \longrightarrow$ Temperatura calórica del fluido exterior, o fluido caliente, °F

$t_c \longrightarrow$ Temperatura calórica del fluido interior, o fluido frío, °F

Estas temperaturas son las calculadas anteriormente bajo el

nombre de temperaturas promedios a las cuales se calculan las propiedades.

t_w —————> temperatura en la pared del tubo, °F

h_{i0} —————> coeficiente de transferencia de calor interno referido al área exterior.

h_i —————> coeficiente de transferencia de calor interno.

h_o —————> coeficiente de transferencia de calor externo.

Se asumirá inicialmente $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1$ y después se corregirá el efecto de la viscosidad

b) Para las etapas de transferencia de calor con cambio de fase.-

Para vaporización Kern⁽⁸⁾ recomienda el coeficiente de transferencia de calor con o sin rando de ebullición puede obtenerse para líquidos orgánicos a partir de las ecuaciones de Sieder y Tate dadas anteriormente.

Para condensación de vapores por fuera de tubos horizontales, (Asumiendo que el serpentín por su forma representa un banco de tubos horizontales), se recomienda la siguiente correlación para el cálculo del coeficiente externo de transferencia de calor.

$$h_o = 1.51 \left(\frac{4 w}{\mu L} \right)^{-1/3} \left(\frac{K^3 \phi^2 g}{\mu^2} \right)^{1/3}$$

c) Para el caso del Agua como fluido refrigerante en el condensador, las ecuaciones de Sieder y Tate para el lado de los tubos da coeficientes que son generalmente altos. En su lugar se recomiendan los datos de Eagle y Ferguson para agua sola (fig.-Kern⁽³⁾) fluyendo dentro de tubos. Puesto que ésta gráfica es solamente para agua, ha sido posible graficar coeficientes de película contra velocidad en pies/seg con la temperatura como parámetro. Los datos se han graficado con tubo de 3/4 pulg. y 16 BWG como tubo base y el factor de corrección obtenido del inserto en la fig.25-Kern⁽⁸⁾ deberá aplicarse cuando se usa cualquier otro diametro interior.;

Caída de Presión

a) Por el interior del Serpentín.-

Se aplicará la corrección al factor de fricción a la curvatura de los serpentines ésta corrección ya se especificó en las páginas anteriores.

Para calcular la caída de presión por el interior de los tubos se utilizará la expresión para intercambiadores de doble tubo.

$$\Delta F = \frac{4 f G^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta F \rho}{144}$$

Donde:

f \longrightarrow factor de fricción

G \longrightarrow velocidad másica, lb/hr, pie²

L \longrightarrow longitud total del tubo, pie

D \longrightarrow diametro interno del tubo, pie

g \longrightarrow gravedad específica, pie/hr²

densidad, lb/pie³ (promedio entre la entrada y la salida)

b) Por el Exterior del Serpentín.-

Asumiendo un comportamiento de doble tubo.

$$\Delta F = \frac{4 f G^2 L}{2 g \rho^2 D_e} \quad \text{pies}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta F \rho}{144} \quad \text{psi}$$

Para condensación:

$$\Delta P = \frac{\Delta P}{2}$$

Donde: D'_e \longrightarrow diametro equivalente para el cálculo de caída de presión.

c) El cálculo del coeficiente de fricción se efectúa por las siguientes ecuaciones:

$$\text{Si } Re > 2100 \quad f = 0.0035 + \frac{0.264}{0.42 Re}$$

$$\text{Si } Re < 2100 \quad f = \frac{16}{Re}$$

4.2 Diseño del Reboiler

Del programa se obtienen los siguientes datos:

$$M_{\text{vap}} = 42.04 \text{ lb/hr}$$

$$MLDT = 115.35^{\circ}\text{F}$$

$$Q_B = 37,023.1055 \text{ BTU/hr}$$

$$W = 166.78 \text{ lb/hr de mezcla líquida.}$$

Propiedades del vapor a la temperatura de condensación.	$c = 0.66 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}}$
	$\rho = 45.49 \text{ lb/pie}^3$
	$K = 0.21 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2^{\circ}\text{F}}$
	$\mu = 2.07 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}}$

Propiedades del vapor a la temperatura de condensación.	$c = 0.47 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$
	$K = 0.0198 \text{ BTU/hr.pie}^2^{\circ}\text{F}$
	$\rho = 0.25 \text{ lb/pie}^3$
	$\mu = 0.0367 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}}$

Velocidad por el tubo interior, limitada por la experiencia a $V_i \leq 2 \text{ pie/seg. (Nelson)}^{(12)}$

Entonces:

$$V_i = \frac{W}{\frac{\pi}{4} D^2 (3600) \rho}$$

$$V_i = \frac{0.0013}{D^2}$$

$$\text{Si } V_i < 2 \text{ pie/seg} \Rightarrow D > 0.0255 \text{ pie}$$

$$D > 0.31 \text{ pulg.}$$

La manufactura de los serpentines, particularmente con diámetros superiores a 1 pulg., requiere técnicas especiales - para evitar que el tubo se colapse dando secciones elípticas ya que esto reduce el área de flujo.

Entonces:

D, nominal pulg	Cédula 80 DI _i pulg.	DE _i pulg.	Superficie externa/pie lineal S _e pie ² /pie
3/8	0.423	0.675	0.177
1/2	0.546	0.840	0.220
3/4	0.742	1.050	0.275

Cálculo del Reynolds por el tubo interior

$$Re_p = \frac{D W}{\mu \frac{\pi D^2}{4}} = \frac{4 W}{\pi \mu D}$$

$$Re_p = \frac{110.5992}{D}$$

D nominal	DI _i	Rep	
3/8	0.423	3138	Etapa de transición
1/2	0.546	2431	
3/4	0.742	1789	Etapa Laminar

De la fig. 24 Pág. 939 Kern (8)

Para la zona de transición.

$$h_i = J_H \frac{K}{DI_i} \left(\frac{c \mu}{K} \right)^{1/3}$$

Corrección debido a la curvatura

$$h_i = h_i \left(1 + 3.5 \frac{DI_i}{D_s} \right)$$

Con respecto a la superficie exterior

$$h_{io} = h_i \frac{DI_i}{DE_i}$$

$$h_{io} = J_H \frac{K}{DE_i} \left(\frac{c \mu}{K} \right)^{1/3} \left(1 + 3.5 \frac{DI_i}{D_s} \right)$$

Asumiendo valores de $\frac{L}{DI_i}$

$$L = \left(\frac{L}{DI_i} \right) DI_i, \text{ pie}$$

$$A = L \times S_e, \text{ pie}^2$$

$$U_D = \frac{Q_B}{A \times MLDT}$$

$$N_V = \frac{L}{\pi \cdot D_s}$$

Para un diámetro de Serpentín $D_s = 2$ pulg

	3/8" Se = 0.177 pie ² /pie				1/2" Se = 0.220 pie ² /pie			
L/D	180	240	360	500	180	240	360	500
J _H	11.5	11	10.5	10	6	5	4.4	4.2
L	7	19	13	18	9	11	17	23
A	1.24	1.59	2.3	3.19	1.98	2.42	3.74	5.06
U _D	258.91	139.59	139.59	100.64	162.15	132.67	85.84	63.45
h _{io}	135.70	128.71	122.87	117.01	63.29	52.74	46.41	44.30

De la Tabla anterior se observa que sólo para 3/8" y L/D = 500 h_{io} es mayor que U_D

$$h_{io} = 117.01$$

$$U_D = 100.64$$

Si se aumenta D_s , h_{io} sería menor que U_D, para toda relación L/D,

Entonces:

Longitud del
Serpentín Extendido = 18 pies = L

Area de Transferencia = L x Se = (18)(0.177) = 9.186 pie²

Coefficiente Total
de Transferencia de Calor

$$U_D = \frac{Q_B}{A \times \text{MLDT}} = 100.64 \frac{\text{BTU}}{\text{lb hr } ^\circ\text{F}}$$

$$\text{Número de vueltas} = \frac{A}{\text{Area por vuelta}} = \frac{A}{D_s S_e} = \frac{L}{D_s} = N_v = 34$$

Diámetro del Serpentín = D_s = 2 pulg

Tubo exterior, diámetro nominal
Asumiendo una pulg. de separación entre el serpentín y el tubo exterior = 4 pulg

D, Nominal pulg	DI _e pulg	DE _e pulg	N° Cédula
4	3.826	4.50	80

Altura del Serpentín = H = (N_v - 1) p + DI

P → paso p = 3/4"

$$H = (34-1) \frac{3/4}{12} + \frac{0.423}{12} = 2.1 \text{ pie}$$

Cálculo del Coeficiente externo del Serpentín

$$U_c = \frac{h_o \times h_{i_o}}{h_o + h_{i_o}}$$

$$h_o = \frac{U_c h_{i_o}}{h_{i_o} - U_c}$$

$$U_D = \frac{U_c}{1 + R_d V_c}$$

$$h_o = \frac{U_D h_{io}}{(1 - R_d U_D) h_{io} - U_D}$$

Como: $(1 - R_d U_D) h_{io} > U_D$

$$R_d < \frac{h_{io} - U_D}{U_D h_{io}}$$

Para: $h_{io} = 117.01$

$$R_d < 0.0014$$

$U_D = 100.64$

Entonces para $R_d = 0.001$

$$h_o = 2.563$$

Un valor mayor que 1 500, valor que se acostumbra emplear para vapor condensante, debido a la mayor turbulencia producida por la forma del serpentín.

Cálculo del Area de Flujo y el Diámetro equivalente exterior.

$$D_2 = D_{I_e}$$

$$D_1 = D_s$$

$$D_o = D_s - 2DE_i$$

Area de flujo

$$Q_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2 + D_o^2)$$

Diámetro equivalente

$$D_e = \frac{4 \times \text{Area de Flujo}}{\text{Perímetro Húmedo}}$$
$$D_e = \frac{4 \left[\frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) + \frac{\pi}{4} D_o^2 \right]}{\pi D_1 + \pi D_o}$$
$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2 + D_o^2}{D_1 + D_o}$$

Tubo interior: Mezcla Líquida de Alcoholes

Area del Flujo

$$a_p = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \frac{(0.423)^2}{12} = 0.0010 \text{ pie}^2$$

Velocidad de Masa

$$G_p = \frac{W}{a_p} = \frac{166.78}{0.0010} = 166,780$$

Velocidad por el tubo interior

$$v = \frac{G_p}{3600 \rho} = \frac{166,780}{(3600)(45.49)} = 1.02 \text{ pie/seg}$$

Número de Reynolds

$$\text{Rep} = \frac{D G_p}{\mu} = \frac{\left(\frac{0.423}{12}\right) 166,780}{2.07} = 3062$$

Tubo exterior: Vapor

$$D_2 = 3.826 \text{ pulg} = 0.3188 \text{ pie}$$

$$D_1 = 2 \text{ pulg} = 0.1667 \text{ pie}$$

$$D_o = 2 - 2(0.675) = 0.65 \text{ pulg} = 0.0542 \text{ pie}$$

Area del Flujo

$$A_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2 + D_o^2) = 0.0603 \text{ pie}^2$$

Diámetro Equivalente:

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2 + D_o^2}{D_1 + D_o} = 0.3476 \text{ pie}$$

Velocidad de Masa

$$G_a = \frac{M_{\text{vap}}}{A_a} = \frac{42.04}{0.0603} = 697.35$$

Número de Reynolds

$$R_{ea} = \frac{D_e G_a}{\mu} = \frac{(0.3476)(697.35)}{0.0367} = 6,605$$

Velocidad por el tubo exterior

$$V_e = \frac{G_a}{3600 \rho} = \frac{697.35}{(3600)(0.26)} = 0.7450 \text{ pie/seg}$$

Caída de Presión

Fluido Frío, Tubo Interior:

$$\text{Si } R_{ep} > 2100 \quad f = 0.0035 + \frac{0.264}{R_{ep}^{0.42}}$$

$$\text{Si } R_{ep} < 2100 \quad f = \frac{16}{R_{ep}}$$

$$\text{Como } R_{ep} = 3062 > 2100 \quad f = 0.0035 + \frac{0.264}{(3062)^{0.42}}$$

$$f = 0.0126$$

$$R_{ep} \sqrt{\frac{D}{D_s}} = (3062) \sqrt{\frac{0.423}{2}} = 1408$$

En la figura 6.6 Mc Adams⁽¹¹⁾ $\frac{f_{\text{curvo}}}{f_{\text{recto}}} = 4$

$$f_{\text{curvo}} = (4)(0.0126) = 0.0504$$

$$F_p = \frac{4 f_p^2 L}{2 g \rho 2 D}, \text{ pies}$$

$$F_p = \frac{(4)(0.0504)(166.730)^2 (18)}{(2)(32.2)(3600)^2 (45.49)^2 \left(\frac{0.1423}{12}\right)} = 1.68$$

$$P_p = \frac{F_p}{144} = \frac{(1.68)(45.49)}{144} = 0.53 \text{ psi}$$

Fluido Caliente, tubo exterior:

$$D_e' = \frac{D_2^2 - D_1^2 + D_o^2}{D_2 + D_1 + D_o}$$

$$D_e' = 0.1423 \text{ pie}$$

$$R_{ea}' = \frac{D_e' G_a}{\mu} = \frac{(0.1423)(697.35)}{0.0367} = 2704$$

$$\text{Si } R_{ea}' > 2100 \quad f = 0.0035 + \frac{0.264}{(R_{ea}')^{0.42}}$$

$$\text{Si } R_{ea}' < 2100 \quad f = \frac{16}{R_{ea}'}$$

$$\text{Como } R_{ea}' = 2704 > 2100 \quad f = 0.0035 + \frac{0.264}{(2704)^{0.42}}$$

$$f = 0.0131$$

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 H}{2 g \rho 2 D_e}$$

$$\Delta F_a = \frac{(4)(0.0131)(697.35)^2(2.1)}{2(32.2)(3600)^2(0.26)^2(0.1423)} = 0.0067$$

$$\Delta F_i = \frac{v_e^2}{2g} = \frac{(0.7450)^2}{2(32.2)} = 0.0086$$

$$\Delta P_a = \frac{(0.0067 + 0.0086)(0.26)}{2(144)} = 1.38 \times 10^{-5} \text{ psi}$$

4.3. Diseño del Condensador

Del Programa se obtienen los siguientes datos

$$M_{H_2O} = 1710.22 \text{ lb/hr}$$

$$Q_c = 57455.05008$$

$$MLDT = 81.52^\circ\text{F}$$

$$W = 202.55 \text{ lb/hr}$$

Propiedades del
Agua a la Tempe
ratura Promedio

$$\begin{aligned} c &= 0.45 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \\ K &= 0.36 \text{ BTU/hr.pie}^\circ\text{F} \\ \rho &= 62.19 \text{ lb/pie}^3 \\ \mu &= 2.23 \text{ lb/pie hr} \end{aligned}$$

Propiedades del
Vapor del Tope
de la Columna a
la Temperatura
Promedio 176.33°F

$$\begin{aligned} c &= 0.66 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \\ K &= 0.20 \text{ BTU/pie hr}^\circ\text{F} \\ \rho_l &= 46.36 \text{ lb/pie}^3 \\ \rho_v &= 0.13 \text{ lb/pie}^3 \\ \mu &= 2.6092 \text{ lb/pie hr} \end{aligned}$$

Velocidad por el tubo interior, limitada por la Experiencia

$$v \geq 3 \text{ pie/seg} \quad (\text{kern}^{(g)} \text{ pág 190})$$

Agua por Serpentín

$$v_i = \frac{M_{H_2O}}{\frac{\pi}{4} D^2 (3600)^0}$$

$$V_i = \frac{0.0089}{D^2}$$

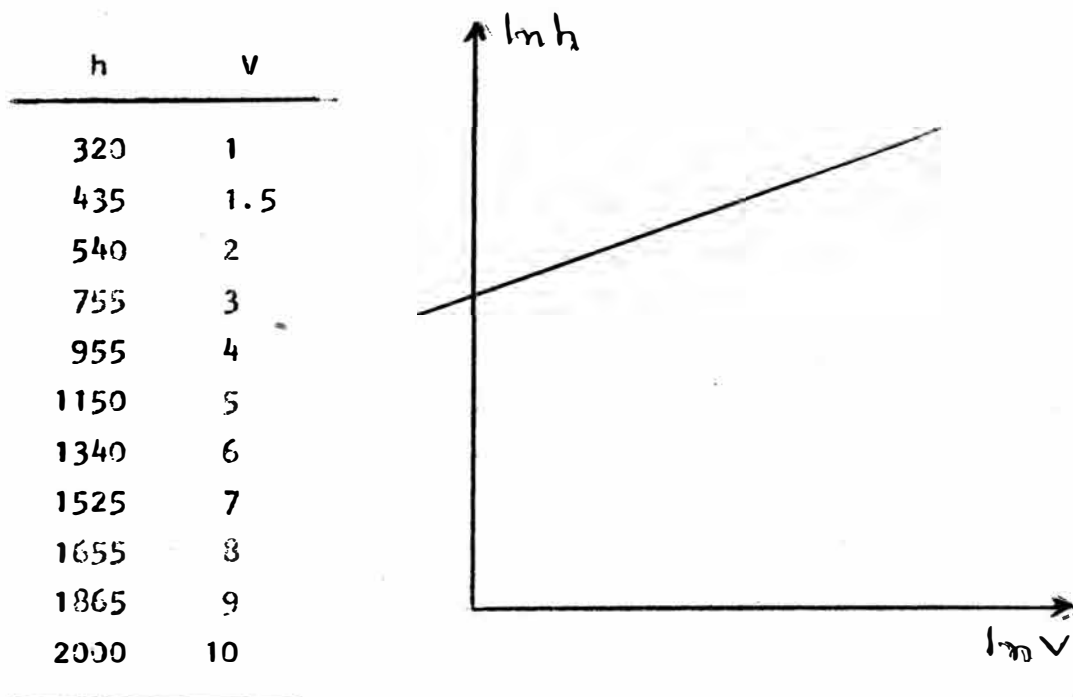
Si $V_i > 3$ pie/seg $D < 0.0544$ pie

$D < 0.65$ pulg

D Nominal Pulg	Cédula 80		Superficie Externa/ pie lineal pie ² /pie Se
	DI Pulg	DE Pulg	
1/8	0.215	0.405	0.106
1/4	0.302	0.540	0.141
3/8	0.423	0.675	0.177
1/2	0.546	0.840	0.220

fig 25 kern⁽⁸⁾ pág 940

T = 93.20°F



ln h vs ln v

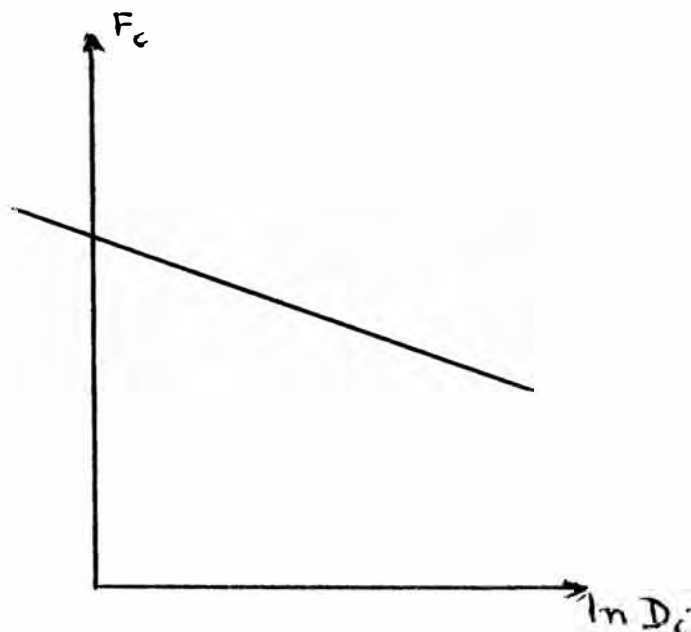
$$r = 0.9998$$

$$\ln t = 5.7511$$

$$\text{pend} = 0.8043$$

$$\ln h = 0.3048 \ln V + 5.7511$$

Factor de Corrección F_c	D Pulg
1.03	0.4
1.04	0.5
1.01	0.6
0.975	0.7
0.95	0.8
0.93	0.9
0.91	1.0
0.84	1.5
0.78	2.0



Fc vs ln Di

$$r = -0.9996$$

$$\text{Int} = 0.9109$$

$$\text{pend} = -0.1856$$

$$F_c = -0.1856 \ln D_i + 0.9109$$

pulg

Coefficientes peliculares para el interior de tubos, cuando el fluido es agua

Las ecuaciones de Sieder y Tate (9)

$$\text{Si } Re < 2100 \quad h = 1.86 \left(\frac{4}{17} \frac{W}{K L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0.14} \left(\frac{K}{D} \right)$$

$$\text{Si } Re > 10000 \quad h = 0.027 \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p}{E} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0.14} \left(\frac{K}{D} \right)$$

Si $2100 < Re < 10000$ en forma gráfica, por la unión de las gráficas de las ecuaciones anteriores (fig. 24) (8)

Para el lado de los tubos de coeficientes que son general

mente altos. En su lugar se recomiendan los datos de Eagle y Ferguson para agua sola (fig 25)⁽⁸⁾ fluyendo dentro de tubos. Puesto que esta gráfica es solamente para agua, ha sido posible graficar coeficientes de película contra velocidad en pies /seg con la temperatura como parámetro.

Los datos se han graficado con tubo de 3/4 pulg, y 16 BWG como tubo base y el factor de corrección obtenido del inserto en la fig. 25 deberá aplicarse cuando se usa cualquier otro diámetro interior.

De la fig. 25 Kern pág 940⁽⁸⁾

A la temperatura promedio del agua $T_c = 93.20^\circ\text{F}$

D, nominal pulg	DI pulg	DE pulg	SE Pie ² /pie	a_p pie ²	G_p $\frac{\text{lb}}{\text{hr pie}^2}$	R_{cp}	V_i pie/seg
1/8	0.215	0.405	0.106	0.0003	5700733	45802	23.22
1/4	0.302	0.540	0.141	0.0005	3420440	38701	13.93
3/8	0.423	0.675	0.177	0.0010	1710220	27034	7.97
1/2	0.546	0.840	0.220	0.0016	1068888	21809	4.35

Para todos los diámetros el número de Reynolds cae en la zona turbulenta.

Por la ecuación de Seeder y Tate.

Asumiendo $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1$ y con la corrección para serpentines.

$$h_i = 0.027(R_e)^{0.8} \left(\frac{cA}{K}\right)^{1/3} \left(\frac{K}{D}\right) \times \left[1 + 3.5 \frac{DI_i}{D_s}\right]$$

$$h_{st} = 0.0137 \left(\frac{Re}{DI_i}\right)^{0.8} \left[1 + 3.5 \frac{DI_i}{D_s}\right]$$

Por la gráfica de Eagle y Ferguson.

Fact
$$h_{i_{EF}} = e^{(0.8048 \ln V_i + 5.7511)}$$

Factor de Corrección:
$$F_c = - 0.1856 (\ln D_i) + 0.9109$$

pulg

$$h_{i_{EF}} = e^{(0.8048 \ln V_i + 5.7511)} \left(- 0.1856 \ln D + 0.9109 \right)$$

D nominal pulg	Para $D_s = 2''$ $h_{i_{GF}}$	$h_{i_{EF}}$
1/8	5635	6552
1/4	3885	4177
3/8	2775	2299
1/2	1747	1524

Mc Adams⁽¹¹⁾ sugiere que los datos para tubos rectos, pueden usarse en el interior de los serpentines cuando los valores de h se multiplican por $\left[1 + 3.5 \frac{D}{D_s} \right]$, donde D es el diámetro interior del tubo en pies y D_s es el diámetro del espiral en pies.

Para agua que fluye dentro de los tubos se sugiere que los coeficientes sin corregir se obtengan de la gráfica Eagle y Ferguson.

Para asegurar el área necesaria de transferencia se elige el diámetro que da menor H_i .

Entonces:

$$H_{i_o} = h_i \times \frac{D I_i}{D E_i} = 1524 \times \frac{0.546}{0.840} = 991$$

Coefficiente Pelicular para la Mezcla vaporizada en el Tubo Exterior.

Asumiendo que cada vuelta del serpentín se considere como tu

bos horizontales dentro de una coraza (tubo exterior).

Para vapor que se condensa por fuera de un banco de tubos horizontales.

$$h_o = 1.51 \left[\frac{4}{\mu} \frac{W}{L} \right]^{1/3} \left[\frac{k^3 g}{\mu} \right]^{1/3}$$

$$h_o = 288.88 L^{1/3}$$

Para un factor de ensuciamiento $R_d = 0.001$

$$U_c = \frac{h_o h_c}{h_o + h_c} = \frac{991 \times h_o}{999 + h_o}$$

$$U_D = \frac{U_c}{1 + R_d U_c} = \frac{U_c}{1 + 0.001 U_c}$$

$$A = \frac{Q_c}{U_D \times MLDT} = \frac{57463 \times 4180}{U_D \times 81.52} = \frac{704.90}{U_D}$$

$$L = \frac{A}{S_e} = \frac{A}{0.22}$$

$$L = 11.37 \text{ pie}$$

$$h_o = 649$$

$$U_c = 392.38$$

$$U_D = 231.80$$

$$A = 2.50 \text{ pie}^2$$

$$L = 11.37 \text{ pie}$$

$$N_V = \frac{1}{\pi D_s} = \frac{11.37}{\pi \frac{2}{12}} = 22$$

$$H = (N_V - 1) P + D$$

$$H = (22 - 1) \frac{3/4}{12} + \frac{0.546}{12} = 1.36 \text{ pie}$$

Tubo interior agua

Area del flujo:

$$a_p = \frac{\pi}{4} D^2 = 0.0016 \text{ pie}^2$$

Velocidad de masa

$$G_p = \frac{W}{a_p} = \frac{1710.22}{0.0016} = 1'068,887,5$$

Velocidad por el tubo interior

$$V = \frac{G_p}{3600 \rho} = \frac{1'068,887.5}{3600 \rho} = 4.35 \text{ pie./seg}$$

Número de Reynolds

$$R_{e_p} = \frac{DG_p}{\mu} = \frac{0.546}{12} \frac{(1'068.887.5)}{2.23} = 21\ 809$$

Tubo exterior: mezcla gaseosa de alcoholes

$$A_a = 0.0586 \text{ pie}^2$$

Diámetro equivalentes:

$$D_e = 0.3855 \text{ pie}$$

Velocidad de Masa

$$G_a = \frac{202.55}{0.0586} = 3,456.48$$

Número de Reunolds.

$$R_{e_a} = \frac{D_e G_a}{\mu} = \frac{(0.3855)(3,456.48)}{2.23} = 598$$

Velocidad por el Tubo Exterior

$$V_e = \frac{G_a}{3600 \rho} = \frac{3,456.48}{3600(46.96)} = 0.02 \text{ pie/seg}$$

Caída de Presión

Fluido Frío. Tubo Interior

$$\text{Si } R_{ep} > 2100 \quad f = 0.0035 + \frac{0.264}{0.42 (Rep)}$$

$$\text{Si } R_{ep} < 2100 \quad f = \frac{16}{R_{ep}}$$

$$R_{ep} = 21,809 \quad f = 0.0075$$

$$R_{ep} = 21,809 \quad f = 0.0075$$

$$R_{ep} \sqrt{\frac{D}{D_s}} = (21,809) \sqrt{\frac{0.546}{2}} = 11,395$$

En la fig. 6.6. Mc Adams⁽¹¹⁾ $\frac{f_{\text{curvo}}}{f_{\text{recto}}} = 7.48$
 cuya relación

realizada en una Calculadora HP=33E es la sgte.

$$\ln \frac{f_c}{f_r} = 0.3049 \ln R_e \sqrt{\frac{D}{D_s}} - 0.8363$$

$$F_P = \frac{4f G_P^2 L}{2g \rho^2 D} \quad f_{\text{curvo}} = (0.0075)(7.48) = 0.0561$$

$$F_P = \frac{(4)(0.0561)(1'068.887.5)^2(11.37)}{(2)(32.2)(3600)^2(68.19)^2\left(\frac{0.546}{12}\right)} = 16.5$$

$$P_p = \frac{F_P}{144} = \frac{(16.5)(68.19)}{144} = 7.8 \text{ psi}$$

Fluido Caliente, Tubo Exterior

$$D'_e = 0.1456 \text{ pie}$$

$$R_{ea} = \frac{D'_e G_a}{\mu} = \frac{(0.1456)(3\,456.48)}{2.6092} = 193$$

Como $R'_{e_a} < 2100$ $f = \frac{16}{R'_{e_a}} = \frac{16}{193} = 0.0829$

$$\Delta F_a = \frac{4f G_a^2 H}{2g \rho^2 D_e} = \frac{(4)(0.0829)(34564)^2(1.36)}{(2)(32.2)(3600)^2(23.5)^2(0.0455)}$$

$$\rho = \frac{P_1 + P_v}{2} = \frac{45.96 + 0.13}{2} = 23.5 \text{ lb/pe}^3$$

$$\Delta F_a = 0.0003$$

$$\Delta P_a = \frac{(0.0003)(23.545)}{(2)(144)} = 2.1 \times 10^{-5} \text{ psi}$$

4.4. Diseño del Precalentador

Del Programa se obtienen los siguientes datos:

Por el interior del Serpentin: Mezcla Líquida 69 lb/hr

Calentamiento:

$$q_c = 6,154.67 \text{ BTU/hr}$$

$$(\text{MLDT})_c = 185.38^\circ\text{F}$$

$T_p = 151.19$	Propiedades	$c = 0.66$
		$\rho = 48.58$
		$K = 0.26$
		$\mu = 7.01$

Vaporización

$$q_v = 20,463.72$$

$$(\text{MLDT})_v = 123.87$$

$T_p = 214.30$	Propiedades	$c = 0.66$
		$P_1 = 45.91$
		$K = 0.22$
		$\mu = 2.38$
		$P_v = 0.14$

sobrecalentamiento

$$q_s = 2,064.72$$

$$(MLDT)_s = 41.87$$

$$T_p = 278.64^\circ\text{F}$$

Propiedades

$$\begin{aligned} c &= 0.66 \\ \rho &= 0.13 \\ K &= 0.0809 \\ \mu &= 0.0277 \end{aligned}$$

$$M_{\text{vap}} = 32.57 \text{ lb/hr}$$

$$Q_p = 28,684.75 \text{ BTU/hr}$$

Por el tubo exterior: Vapor

Propiedades a la Temperatura de Condensación:

$$\begin{aligned} c &= 0.47 \\ K &= 0.0198 \\ \rho &= 0.26 \\ \mu &= 0.0367 \end{aligned}$$

Cálculo del Coeficiente Interno

$$\begin{aligned} \text{Para } D &= 1/2'' & DI_i &= 0.546 \text{ pulg} = 0.0455 \text{ pie} \\ & & DE_i &= 0.840 \text{ pulg} = 0.0700 \text{ pie} \\ & & Se &= 0.22 \text{ pie}^2/\text{pie} \end{aligned}$$

Ds = 2 pulg, Diámetro del Serpentin

a) Etapa de Calentamiento

$$R_{ep} = \frac{4w}{\pi \mu DI_i} = \frac{(4)(69 \text{ lb/hr})}{\pi (7.01 \frac{\text{lb}}{\text{pie}})(0.0455 \text{ pie})} = 276 \text{ pie hr}$$

Como $R_{ep} < 2100$

Entonces:

$$h_i = 1.86 \left(\frac{4}{\pi} \frac{w}{K} \frac{c}{L} \right)^{1/3} \frac{(K)}{D} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_i = 1.86 \left[\frac{4}{\pi} \frac{69}{0.26} \cdot \frac{0.66}{L} \right]^{1/3} \frac{(0.26)}{0.0455}$$

$$h_i = 64.4542 L^{-1/3}$$

Corrección por la curvatura del Serpentín:

$$h_i = h_i \left(1 + 3.5 \frac{D_i}{D_s} \right) = 64.4542 L^{-1/3} \left[1 + 3.5 \frac{(0.0455)}{2/12} \right]$$

$$h_i = 126.0402 L^{-1/3}$$

Corrección para: expresar el coeficiente en función del área externa -

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{D_i}{DE_i} = 126.0402 L^{-1/3} \cdot \frac{0.0455}{0.0700}$$

$$h_{io} = 81.9261 L^{-1/3}$$

Asumiendo que el coeficiente pelicular externo es 1500, por ser vapor condensante.

El vapor condensante nunca es la película controlante, por lo que se acostumbra a considerar un coeficiente de película conservador tal como 1500 en lugar de obtenerlo por cálculo (pág. 200- Kern⁽¹⁾)

El siguiente proceso es iterativo:

Se asume un valor de L y se calcula el h_{io} , U_e , U_D , A y con ésta última se vuelve a calcular L, a través de A/S_e ; si no es igual al asumido se vuelve a repetir una vez más todo el proceso, tomando como valor asumido el último calculado y se continúa hasta que converge (Este proceso iterativo de convergencia se realizó en una calculadora HP 33 E)

$$h_{io} = 81.9261 L^{-1/3}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot 1500}{1500 + h_{io}}$$

$$U_D = \frac{U_c}{1 + 0.0001 U_c} \quad , R_d = 0.001 \quad \text{Factor por en suciamiento.}$$

$$A = \frac{q_c}{(\text{MLDT})_c \cdot U_D} = \frac{6154.65}{(185.38)U_D} = \frac{33.2002}{U_D}$$

$$L = \frac{A}{S_e} = \frac{A}{0.22}$$

$$L = 2.87 \text{ pie}$$

$$(h_{io})_c = 57.58 \quad \text{Donde el subíndice c indica que}$$

$$(U_c)_c = 55.45 \quad \text{es la etapa de}$$

$$(U_D)_c = 52.54 \quad \text{calentamiento}$$

$$A_c = 0.63$$

$$L_c = 2.87 \text{ pie}$$

Corrección debido a la viscosidad:

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 151.19 + \frac{1500}{57.58 + 1500} (338 - 151.19)$$

$$t_w = 331^\circ \text{F}$$

A ésta temperatura se calcula la viscosidad $\mu_w = 0.6022 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}}$

$$\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = \left(\frac{7.01}{0.6022} \right)^{0.14} = 1.41$$

$$h_{io} = h_{io} \phi = 57.58 (1.41) = 81.19$$

$$h_{io} = 81.19$$

$$(U_c)_c = \frac{1500 \cdot 81.19}{1581.19} = 77.02$$

$$(U_D)_c = \frac{77.02}{1 + 0.001(77.02)} = 71.51$$

$$A_c = \frac{33.2002}{71.51} = 0.46 \text{ pie}^2$$

$$L_c = \frac{A_c}{0.22} = \frac{0.46}{0.22} = 2.09 \text{ pie}$$

b) Para la Etapa de Vaporización.-

Para ésta etapa Kern⁽⁸⁾ recomienda que el coeficiente de transferencia de calor con o sin rango de ebullición puede obtenerse para líquidos orgánicos a partir de las mismas ecuaciones dadas en la etapa de calentamiento.

$$R_e = \frac{(4) (69)}{\pi (2.38) (0.0455)} = 812 < 2100$$

Entonces:

$$h_i = 1.86 \left[\frac{4}{\pi} \frac{69}{0.22} \frac{0.66}{L} \right]^{1/3} \left[\frac{0.22}{0.0455} \right]$$

$$h_i = 57.6612 L^{-1/3}$$

Corrección por la Curvatura del Serpentin:

$$h_i = h_i \left(1 + 3.5 \frac{D_{i_j}}{D_s} \right) = 112.7565 L^{-1/3}$$

$$h_i = 112.7565 L^{-1/3}$$

Corrección para expresar el coeficiente en función del área externa.

$$h_{i_o} = h_i \cdot \frac{D_{i_j}}{D_{E_i}} = 73.2917 L^{-1/3}$$

$$h_{i_o} = 73.2917 L^{-1/3}$$

Por el proceso iterativo : $L = 34.65$

$$h_{i_o} = 22.48$$

Corrección debido a la viscosidad

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{i_o} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 214.3 + \frac{1500}{1500 + 22.48} (338 - 214.30) = 336.17^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 0.0303$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = \left(\frac{2.38}{0.0303}\right)^{0.14} = 1.84$$

$$(h_{i0})_v = (22.48) (1.84) = 41.4$$

$$(U_c)_v = 40.29$$

$$(U_D)_v = 38.73$$

$$(A)_v = 4.27$$

$$L_v = 19.4 \text{ pie}$$

c) Para la Etapa de Sobre Calentamiento.-

$$\text{Como } R_e = \frac{4 w}{\pi \mu D} = \frac{(4) (69)}{(0.0277) (0.0455)} = 69.706$$

$$R_e = 69706 > 10,000$$

$$h_i = 0.027 \left(\frac{D G}{\mu}\right)^{0.8} \left(\frac{C \mu}{K}\right)^{1/3} \left(\frac{K}{D}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$h_i = \frac{0.027 \left[\frac{0.0455 \cdot 43125}{0.0277} \right]^{0.8} (0.66 \cdot 0.0277)^{1/3}}{0.0809}$$

$$(0.0809)$$

$$0.0455$$

$$h_i = 221.92$$

Corrección debido a la Curvatura del Serpentin

$$h_i = h_i \left(1 + 3.5 \frac{D I_i}{D_s}\right)$$

$$h_i = 433.96$$

Corrección para expresar el coeficiente en función del área externa.-

$$h_{i0} = h_i \frac{D I_i}{D E_i}$$

$$h_{iO} = 282.07$$

Corrección debido a la viscosidad.

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{iO} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 278.64 + \frac{1500}{(282.07 + 1500)} (338 - 278.64)$$

$$t_w = 329^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 0.03 \quad \text{lb/pie hr} \quad \phi = (0.0277)^{0.14} = 0.9889$$

$$h_{iO} = h_{iO} \phi = (282.07)(0.9889) = 278.94$$

$$h_{iO} = 278.94$$

$$U_c = \frac{278.94 \cdot 1500}{1500 + 278.94} = 235.2$$

$$U_D = \frac{235.2}{1 + 0.001 (235.2)} = 190.41$$

$$A = \frac{q_s}{(\text{MLDT})_s U_D} = \frac{2064.28}{(41.87)(190.41)} = 0.26$$

$$L = 1.18 \text{ pie}$$

Resumiendo:

<u>Calentamiento</u>	<u>Vaporización</u>	<u>Sobrecalentamiento</u>
$(h_{iO})_c = 81.19$	$(h_{iO})_v = 41.4$	$(h_{iO})_s = 278.94$
$(U_c)_c = 77.02$	$(U_c)_v = 40.29$	$(U_c)_s = 235.2$
$(U_D)_c = 71.51$	$(U_D)_v = 38.73$	$(U_D)_s = 190.41$
$(A)_c = 0.46$	$(A)_v = 4.27$	$(A)_s = 0.26$
$L_c = 2.09$	$L_v = 19.4$	$L_s = 1.18$

$$A_T = A_c + A_v + A_s = 0.16 + 1.27 + 0.26 = 1.69 \text{ pie}^2$$

$$L_T = L_c + L_v + L_s = 2.09 + 19.40 + 1.18 = 22.67 \text{ pie}$$

$$U_c = \frac{(U_c)_c A_c + (U_c)_v A_v + (U_c)_s A_s}{A_T}$$

$$U_c = \frac{(77.02)(0.46) + (40.27) + (235.2)(0.26)}{4.99}$$

$$U_c = 53.83$$

$$MLDT = \frac{Q_p}{\left(\frac{q}{MLDT}\right)_c + \left(\frac{q}{MLDT}\right)_v + \left(\frac{q}{MLDT}\right)_s}$$

$$MLDT = \frac{28684.75}{\frac{6154.67}{185.38} + \frac{20465.80}{123.87} + \frac{2064.28}{41.87}}$$

$$MLDT = 115.79^\circ F$$

$$U_D = \frac{Q_p}{A_T MLDT} = \frac{28684.75}{4.99 \times 115.79} = 49.65$$

$$U_D = 49.65$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = \frac{53.85 - 49.65}{53.85 \times 49.65} = 0.0016$$

Que es similar al R_d asumido

$$N_v = \frac{L}{\pi D_s} = \frac{22.67}{\pi (2)} = 44$$

$$H = (N_v - 1) P + D = (44 - 1) \frac{3/4}{12} + \frac{0.546}{12} = 2.73 \text{ pie}$$

Tubo Interior Mezcla Líquida de Alcoholes

Area del Flujo

$$Q_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0.0016 \text{ pie}$$

Velocidad de Masa

$$G_p = \frac{W}{a_p} = \frac{69}{0.0016} = 43,125 \frac{\text{lb}}{\text{pie hr}}$$

Velocidad por el tubo Interior

$$V_i = \frac{G_p}{3600 \rho} = \frac{43125}{3600 \rho} = \frac{11.98}{\rho}$$

$$\text{Calentamiento } (V_i)_c = \frac{11.98}{48.58} = 0.25 \text{ pie/seg}$$

$$\text{Vaporización } (V_i)_v = \frac{11.98}{0.28} = 42.79 \text{ pie/seg}$$

$$\rho_v = 0.28 \text{ Densidad promedio entre líquido y vapor.}$$

$$\text{Sobrecalentamiento } (V_i)_s = \frac{11.98}{0.13} = 92.15 \text{ pie/seg}$$

Número de Reynolds

$$R_{ep} = \frac{D G_p}{\mu} = \frac{0.546}{12} \frac{43125}{\mu} = \frac{1962.19}{\mu}$$

$$\text{Calentamiento: } (R_{ep})_c = \frac{1962.19}{7.01} = 280$$

$$\text{Vaporización: } (R_{ep})_v = \frac{1969.19}{2.38} = 827$$

$$\text{Sobrecalentamiento: } (R_{ep})_s = \frac{1969.19}{0.0277} = 71090$$

Tubo Exterior: Vapor

$$D_2 = D_{Ic} = 0.3188 \text{ pie}$$

$$D_1 = D_s = 0.1667 \text{ pie}$$

$$D_o = D_s - 2 DE_i = 0.0542 \text{ pie}$$

Area del Flujo

$$A_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2 + D_o^2) = 0.0603 \text{ pie}^2$$

Diámetro Equivalente

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2 + D_o^2}{D_1 + D_o} = 0.3476 \text{ pie}$$

Velocidad de Masa

$$G_a = \frac{M_{\text{vap}}}{A_a} = \frac{32.57}{0.0603} = 540.13$$

Número de Reynolds

$$R_{ea} = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu} = \frac{(0.3476) (540.13)}{(0.0367)} = 5116$$

Velocidad por el Tubo Exterior

$$V_c = \frac{G_a}{3600 \rho} = \frac{540.13}{3600(0.26)} = 0.58 \text{ pie/seg}$$

Caída de Presión

Fluido Frío: Mezcla líquida por el interior del Serpentin

Como $R_{ep} < 2100$, para todas las etapas de calentamiento y vaporización.

$$f = \frac{16}{R_{ep}}$$

$$f_c = \frac{16}{280} = 0.0571$$

$$f_v = \frac{16}{827} = 0.0193$$

Para la etapa de sobrecalentamiento $R_{ep} > 2100 \Rightarrow f_s = 0.0035$

$$+ \frac{0.264}{(71090)^{0.82}}$$

$$f_s = 0.0059$$

$R_{ep} \sqrt{\frac{D}{D_s}}$ en la fig. 66 Mc. Adams⁽¹¹⁾ corrección por la curvatura del Serpentin. (De la correlación de ésta gráfica, dada en págs. anteriores)

$$\left(R_{ep} \sqrt{\frac{D}{D_s}} \right)_c = (280) \sqrt{\frac{0.546}{2}} = 146, \frac{f_{\text{curvo}}}{f_{\text{recto}}} = 1.98$$

$$f_c = 0.1131$$

$$\left(R_{ep} \sqrt{\frac{D}{D_s}} \right)_v = (827) \sqrt{\frac{0.546}{2}} = 432 \frac{f_{\text{curvo}}}{f_{\text{recto}}} = 2.76$$

$$f_v = 0.0533$$

$$\left(R_{ep} \sqrt{\frac{D}{D_s}} \right)_s = (71090) \sqrt{\frac{0.546}{2}} = 37144 \frac{f_{\text{curvo}}}{f_{\text{recto}}} = 10.72$$

$$f_s = 0.0632$$

$$(\Delta F_p)_c = \frac{(4)(0.1131)(43125)^2(2.09)}{(2)(32.2)(3600)^2(48.38)^2(0.546)} = 0.0198$$

12

$$(\Delta F_p)_v = \frac{(4)(0.0533)(43125)^2(19.40)}{(2)(32.2)(3600)^2(23.02)^2(0.546)} = 0.3821$$

12

$$(\Delta F_p)_s = \frac{(4)(0.0632)(43125)^2(1.18)}{(2)(32.2)(3600)^2(0.13)^2(0.546)} = 814$$

12

$$(\Delta P_p)_c = \frac{(0.0198)(48.38)}{144} = 0.0066 \text{ psi}$$

$$(\Delta P_p)_v = \frac{(0.3821)(23.05)}{144} = 0.0611 \text{ psi}$$

$$(\Delta P_p)_s = \frac{(864)(0.13)}{144} = \frac{0.780}{0.8477} \text{ psi}$$

Fluido Caliente: Vapor por el Tubo Exterior

$$D_e' = \frac{D_2^2 - D_1^2 + D_o^2}{D_2 + D_1 + D_o} = 0.1423 \text{ pie}$$

$$R_{ea} = \frac{D_e G_a}{\mu} = \frac{(0.1423) (540.13)}{0.0367} = 2094$$

Como $R_{ea} < 2100$ $f = \frac{16}{2094} = 0.0076$

$$F_a = \frac{(4) (0.0076) (540.13)^2 (2.98)}{(2) (32.2) (3600)^2 (0.26)^2 (0.1423)} = 0.0033$$

$$F_e = \frac{V_e^2}{2g} = \frac{(0.58)^2}{2(32.2)} = 0.0052$$

$$P_a = \frac{(0.0033 + 0.0052) (0.26)}{(2) (144)} = 7.7 \times 10^{-6} \text{ psi}$$

5.- Aislamiento Térmico de la columna y de los Intercambiadores de calor

5.1 Generalidades

Pág. 730 Tabla 14 - Perry⁽¹⁴⁾

$$(h_c + h_r) \frac{K_{cal}}{hr \ m^2 \ -C}$$

D, nominal pulg	Diferencia de Temperatura	
	T, °C	
	100	150
1	12.2	13.3
3	11.0	12.1
5	10.5	11.5
10	10.1	11.2

D nominal pulg	$(h_c + h_r)$ BTU/hr. pie ² -F
4	2.1700
6	2.1291

Resistencia Superficial

$$R_s = \frac{1}{h_c + h_r} \cdot \frac{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$$

Espesor Optimo de Aislamiento (Pág. 562- Barrow)⁽²⁾

Mc. Millan ha desarrollado una solución analítica: Para superficies cilíndricas.

$$(r_2 \ln \frac{r_2^2 + R_s K'}{r_1}) \sqrt{\frac{2 r_2 - r_1}{r_2 - R_s K'}} = \sqrt{\frac{a K'}{b}}$$

Donde:

r_2 = radio exterior de aislamiento pulg.

r_1 = radio interior de aislamiento, pulg.

R_s = resistencia superficial, $\frac{(\text{hr}) (^\circ\text{F}) (\text{pie}^2)}{\text{BTU}}$

K' = conductividad, $\frac{\text{BTU}}{(\text{hr}) (\text{pie}^2/\text{pulg}) (^\circ\text{F})}$

a = $y (t - t_a) M / 1'000,000$

y = horas de operación al año

M = valor del calor en dólares por millón de BTU.

b = Costo del aislamiento por pie^2 , por pulg. de espesor, por año.

t = Temperatura del lado caliente del aislamiento, $^\circ\text{F}$.

t_a = temperatura del aire $^\circ\text{F}$

De la fig. 19.7 - Barrow⁽²⁾, se puede correlacionar los valores de $\sqrt{\frac{aK'}{b}}$ vs X_e , para cada diámetro y así:

$\sqrt{\frac{aK'}{b}}$	$D = 4''$	$D = 6''$
	X_e	X_e
1	0.5	0.6
2	1.2	1.2
3	1.7	1.8
4	2.2	2.25
5	2.6	2.75
6	3.0	3.25
7	3.4	3.7

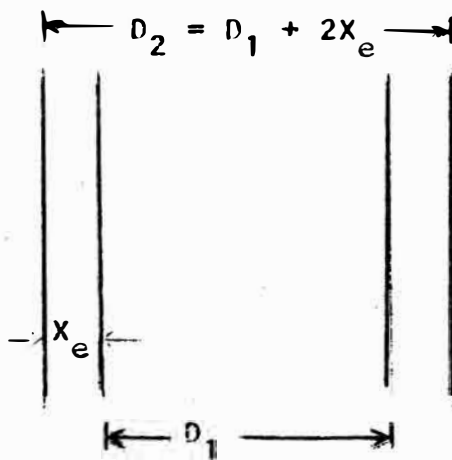
8	3.7	4.2
9	4.1	4.5
10	4.4	4.75

$D = 4''$ $r = 0.9939$
 intersección = 0.7937
 pendiente = 2.3484

$$x_e = \frac{\sqrt{\frac{aK}{b}} + 0.7937}{2.3484}$$

$D = 6'$ $r = 0.9955$
 intersección = -0.6349
 pendiente = 2.1155

$$x_e = \frac{\sqrt{\frac{aK}{b}} + 0.6349}{2.1155}$$



$$r_1 = \frac{D_1}{2}$$

$$r_2 = \frac{D_1}{2} + x_e$$

La fig. 19.7- Barrow ⁽²⁾ pertenece a L.B. Mc Millan, Paper Nº 2034. Annual Meeting of ASME New York, Dec. 1926
 Como se observa desde 1926 los costos ciertamente han cambiado, por lo cual se indica una revaluación la cual presentan las tablas que poseen los fabricantes de aislamiento.

Pero para que estos fabricantes proporcionen los precios se les debe dar el espesor y la longitud total, por lo tanto con el valor que se obtenga de calcular el espesor con las relaciones anteriores se puede obtener un valor que puede ser luego ajustado cuando se conozcan el costo del material aislante.

5.2. Proceso para Calcular el Espesor

1. Se asume un valor del espesor (x_e)

2. Se calcula $r_2 = \frac{D_1}{2} + x_e$

3. Se calcula

$$\sqrt{\frac{ak'}{b}} = \left[r_2 \ln \frac{r_2}{r_1} + R_s K' \right] \sqrt{\frac{2r_2 - r_1}{r_2 - R_s K'}}$$

4. Finalmente de la Gráfica de McMillan.-

$$x_e = \frac{\sqrt{\frac{ak'}{b}} + \text{int}}{\text{pend}}$$

5. Se verifica si el espesor calculado es igual al asumido, si no lo es se vuelve al punto 1, pero con x_e afectado por el método de iteración del medio intervalo.

$$x_a = x_a + (x_c - x_a) 0.5$$

5.3. Elección del Aislamiento

Por los límites de Temperatura, en nuestro caso puede ser:

	Temperatura °F		BTU.pulg K, hr pie ² °F de 225°F a 400°F
	Min	Máx	
Asbesto	33	750	0.4
Lana de Vidrio	32	450	0.3

Se elegirá Lana de Vidrio por tener menor conductividad

	D Nominal Pulg	Cédula	DI	DE	R _s hr°F pie ²
Columna	6	40	6.065	6.625	0.47
Reboiler	4	80	3.826	4.50	0.46
Condensador	4	80	3.826	4.50	0.46
PreCalentador	4	80	3.826	4.50	0.46

5.4. Cálculo del Espesor del Aislamiento para la Columna

$$r_2 = \frac{D_1}{2} + x_e = \frac{6.625}{2} + x_e = 3.3125 + x_e$$

$$\sqrt{\frac{ak'}{b}} = \left[r_2 \ln \frac{r_2}{3.3125} + 0.1419 \right] \sqrt{\frac{2r_2 - 3.3125}{r_2 - 0.141}}$$

$$x_e = \frac{\sqrt{\frac{ak'}{b}} + 0.6349}{2.1155}$$

Para $x = 0.94$

$$r_2 = 4.25$$

$$\sqrt{\frac{ak'}{b}} = 1.35$$

$$x = 0.94$$

$$x_e = 1''$$

5.5 Cálculo del Espesor del Aislamiento para el Reboiler Condensador y PreCalentador

$$r_2 = 2.25 + x_e$$

$$\sqrt{\frac{ak}{b}} = \left[r_2 \ln \frac{r_2}{2.25} + 0.138 \right] \sqrt{\frac{2r_2 - 2.25}{r_2 - 0.138}}$$

$$x_e = \frac{\sqrt{\frac{ak}{b}} + 0.7937}{2.3484}$$

Para $x = 1.00$

$$r_2 = 3.25$$

$$\sqrt{\frac{ak}{b}} = 1.56$$

$$x_e = 1.00$$

$$x_e = 1$$

5.6. Cálculo de las Pérdidas de Calor por el Aislamiento

Se sabe:

$$q = \frac{T}{R_i + R_s}$$

Donde: $q \rightarrow$ flujo de calor en BTU/hr

$R_i \rightarrow$ Resistencia del aislamiento

$R_s \rightarrow$ Resistencia superficial del aislamiento

$\Delta T \rightarrow$ Caída total de temperatura desde el fluido interior hasta el aire exterior

$$R_i = \frac{x_e}{kA} = \frac{x_e}{\left[\frac{\pi L (D_2 - D_1)}{K \ln \frac{D_2}{D_1}} \right]} = \frac{x_e \ln (D_2/D_1)}{K \pi L (D_2 - D_1)}$$

$$R_i = \frac{x \ln (D_2/D_1)}{K \pi L (D_2 - D_1)}$$

$$R_i = \frac{X \ln (D_2/D_1)}{K L \pi (D_2 - D_1)}$$

$$R_s = \frac{1}{(h_c + h_r) A_e} = \frac{1}{(h_c + h_r) (\pi L D_2)}$$

$$R_s = \frac{1}{(h_c + h_r) (\pi L D_2)}$$

$$K = \frac{0.3 \text{ BTU.pulg}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times \frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ pulg}} = 0.025 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$D_1 = DE_{\text{tubo}}$$

$$D_2 = DE_{\text{tubo}} + 2 X_e$$

L = Longitud total del tubo

	D ₁ pulg	D ₂ pulg	L=H pie	X pulg	(h _c + h _r)	ΔT	q
Columna	6.625	8.625	10	1	2.13	150	652
Reboiler	4.5	6.50	2.1	1	2.17	263	626
Condensador	4.5	6.50	1.36	1	2.17	103	224
Precalentador	4.5	6.50	2.73	1	2.17	263	674

Cálculo R_i :

$$R_i = \frac{X \ln (D_2/D_1)}{K \pi L (D_2 - D_1)}$$

$$R_{i \text{ columna}} = \frac{(1 \text{ pulg}) \ln \left(\frac{8.625}{6.625} \right)}{\left(0.025 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \right) 3.1416 \times 8 \text{ pies} (8.625 - 6.625) \text{ pulg}}$$

$$= 0.21 \text{ hr}^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

$$R_{i \text{ Reboiler}} = \frac{(1 \text{ pulg}) \ln \left(\frac{6.50}{4.5} \right)}{\left(0.025 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^\circ\text{F}} \right) (31416) (8 \text{ pies}) (6.50 - 4.50)}$$

$$R_{iR} = R_{ic} = R_{ip} = 0.29 \text{ hr} \times \text{°F/BTU}$$

$$R_{s \text{ columna}} = \frac{1}{(2.13) (\pi \times 10) \frac{6.625}{12}} = 0.02$$

$$R_{s \text{ Reboiler}} = \frac{1}{(2.17) (\pi \times 2.1) \left(\frac{6.5}{12} \right)} = 0.13$$

$$R_{s \text{ Condensador}} = \frac{1}{(2.17) (\pi \times 1.36) (6.5/12)} = 0.19$$

$$R_{s \text{ Precalentador}} = \frac{1}{(2.17) (\pi \times 2.73) (6.5/12)} = 0.10$$

$$(R_i + R_s)_{\text{columna}} = 0.23$$

$$(R_i + R_s)_{\text{reboiler}} = 0.42$$

$$(R_i + R_s)_{\text{condensador}} = 0.48$$

$$(R_i + R_s)_{\text{precalentador}} = 0.39$$

6. INSTRUMENTOS DE CONTROL Y ACCESORIOS

6.1. Instrumentos de Control

- * Los procesos continuos exigen que cada uno de sus pesos se lleve a cabo en condiciones rigurosamente controladas en todos los momentos
- * Mejoramiento de la calidad del producto y de su uniformidad
- * La uniformidad en la producción y el control uniforme de las variables que intervienen en el proceso aumenta la capacidad del equipo
- * Una variable de un proceso es cualquier condición ó estado del material del proceso ó del medio que le rodea que está sujeto a cambiar.

Para decidir como se controla ó regula un proceso es importante aislar todas las variables que intervienen y determinar cuales son las independientes y cuales influirán sobre los resultados del proceso lo suficiente para necesitar regulación. Ciertas variables permanecerán inherentemente entre límites adecuados y por consiguiente, no necesitarán controlarse. Algunas dependerán de otras variables ú otros grupos de variables, y no exigirán regulación independiente siempre que las variables de las cuales dependen se regulen. La medida de la variable sirve de base para la acción reguladora.

Elementos funcionales de un Instrumento de Medida	{	1. Elemento primario
		2. Elemento de Transmisión
		3. Elemento medidor

Aparatos Indicadores. Es esencial para cualquier indicador una escala calibrada sobre la cual se desplaza una aguja para indicar el valor instantáneo de la variable medida.

6.1.1. Medidas de Temperatura

La temperatura no puede medirse directamente si no debe deducirse de la propiedad del material ó de la de otro material en equilibrio con él. Puede deducirse de la dilatación de sólidos, líquidos ó gases de la presión de vapor de un líquido de la resistencia eléctrica de ciertos materiales, por lo general sólidos, de la intensidad de la radiación total ó de una banda particular de longitud de onda, de la radiación emitida por el cuerpo caliente del valor de una F.E.M. creada en la unión de dos metales distintos, y de los Cambios de Estado de sólidos, líquidos ó gases.

Los límites de temperaturas abarcados normalmente por los aparatos de medida comunes son los siguientes ⁽¹⁾

Tipo	Rango de Uso, F
(a) Termómetros de Radiación	Ambiente
(b) Termómetros-Termocuplas	- 300 a 4500
(c) Termómetros de Resistencia	- 450 a 1950
(d) Termómetros líquido en vidrio	- 328 a 1110
(e) Termómetros de Sistema saturado	- 400 a 1200
(f) Pirómetros ópticos	Cerca de 1300
(g) Termómetros Bimetálicos	- 200 a 800

De la tabla anterior se puede observar que para el rango de temperaturas con que se trabaja en los equipos diseñados, los termómetros bimetálicos son los adecuados.

Termómetros Bimetálicos

Se basan en la diferencia de las dilataciones de metales distintos. Los elementos bimetálicos para termómetros consisten en dos hojas de metales con coeficientes de dilatación relativamente grande y pequeño como latón, mo-

nel ó acero y hierro, níquel-hierro ó invar, uniéndose las láminas por soldadura autógena ó soldadura fuerte ó blanda ó incluso remachándolas. Estos elementos pueden usarse en forma de cinta ó arrollados en espirales ó hélices. Cuando cambia la temperatura del elemento bimetálico, el sistema se desvía hacia un lado ó otro.

El movimiento puede actuar solamente sobre un dispositivo indicador o bien puede utilizarse para mover un aparato regulador.

La rotación del resorte bimetálico, el cual es causada por la expansión diferencial térmica de los metales, gira un eje y un señalador adherido. Una escala graduada en unidades de temperatura es usada para relacionar el movimiento del indicador a la temperatura.

Desde que el elemento bimetálico de rotación es esencialmente lineal con respecto a ΔT , la escala es graduada linealmente.

Los termómetros bimetálicos tipo industrial son generalmente suministrados con 1/2 ó 3/4 pulg de diámetro externo de conexiones roscadas de tubería standard. El diámetro del bulbo varía de aproximadamente 1/8 a 3/8 pulg dependiendo del modelo, de la longitud del bulbo y fabricante.

Longitudes de Bulbo de aproximadamente 2 1/2 pulg a 5 pie son aprovechables. Por efecto de costo para el caso del presente proceso bastaría utilizar Termómetros de Mercurio con funda metálica.

La escala que debe abarcar es de 76° F a 400° F

6 1.2. Medidas de Presión

La presión es una fuerza por unidad de área. En la mayoría de los casos se mide directamente por su equilibrio con

otra fuerza conocida. La fuerza conocida puede ser la de una columna líquida, un resorte, un émbolo cargado con un peso ó un diafragma cargado con un resorte ó cualquier otro elemento que pueda sufrir una deformación cuantitativa cuando se le aplica la presión.

Los dispositivos más comunmente utilizados para medir la presión son el tubo sencillo de Bourdon y sus modificaciones. El tubo de Bourdon consiste en un tubo metálico cerrado, hueco, de sección transversal elíptica. Se dobla en semicírculos, fijo en un extremo y conectado en ese mismo extremo a la fuente de presión. La aplicación de una presión mayor que la atmosférica hace que el tubo tienda a desarrollarse en tanto que un círculo origina su contracción. Mediante un mecanismo conector y un piñón y engrane, se hace que una aguja se mueva sobre una escala calibrada. En rangos de tamaño moderado, existe una relación aproximadamente lineal entre la presión y el movimiento de la escala lineal entre la presión y el movimiento de la escala.

Los manómetros tipo Bourdon más conocidos son los manómetros de carátula indicadora, los cuales son baratos, resistentes y exactos (de 0.5% del rango de la escala para el tipo industrial y de 0.5% de la lectura para modelos de laboratorio).

6.1.3. Medidas de flujo

El flujo ó gasto, o bien el consumo cuando se totaliza es una de las variables más importantes de los procesos químicos y se mide por procedimientos directos ó indirectos. La medición directa usada pocas veces cuando se desea control automático, se realiza con aparatos volumétricos, como los contadores de desplazamiento positivo.

En estos, el fluido circulante se divide en unidades de volumen concreto por el elemento primario y después se cuentan ó se totalizan automáticamente las unidades para obtener el consumo. Sin embargo, los métodos indirectos miden el valor instantáneo del gasto ó flujo. Los instrumentos de esta clase determinan realmente el gasto ó flujo midiendo variables relacionadas con él como la diferencia de presión o carga hidrostática, las áreas de orificios, la velocidad o la adición de energía.

El método mas extendido es el de la placa de orificio pero como en nuestro proceso los caudales son bajos se prefiere los rotámetros.

El caudal a medir atraviesa el interior de un tubo cónico vertical, en el cual hay alojado un flotador que deja una sección anular de paso que es función de su posición dentro del cono.

La presión diferencial, independiente del caudal, se determina por el peso aparente del flotador.

El calculo demuestra que la escala de caudales, según el eje vertical del aparato es casi lineal. De ello resulta una precisión absoluta constante a todo lo largo de la escala.

Si se da al flotador un perfil adecuado, se puede conseguir que la lectura resulte independiente de la viscosidad del fluido.

6.1.4. Medición de Niveles

Puede realizarse por:

- a) Presión diferencial.- Un nivel de líquido se traduce en presión diferencial de acuerdo con las leyes de la hidrostática y, por tanto puede emplear los

aparatos de presión diferencial.

- b) Principio de Arquímedes - El peso aparente de un cilindro de inmersión se traduce en un par aplicado a un tubo de torsión, que provoca un desplazamiento angular

Estos aparatos son los que se aplican más frecuentemente en fondos de torres.

El tipo más simple consiste de una esfera flotadora conectada por medio de un brazo a una flecha que atraviesa el casco de la cámara ó recipiente. El peso del flotador se ajusta con contrapesas a modo que en todo su rango permanezca a medio sumergir. De esta manera, la máxima cantidad de líquido es desplazada para todas las porciones del flotador y así se genera la máxima fuerza tanto para el nivel superior como para el inferior.

6.2. Accesorios y Equipos Auxiliares

6.2.1. Trampas de Vapor

La Trampa de Condensado, llamada erróneamente trampa de vapor, se usa en las tuberías de vapor para la eliminación del condensado formado a consecuencia de la Pérdida de Calor del Vapor. Las trampas se instalan en los puntos más bajos. Se instalan a intervalos regulares en las tuberías que alimentan a equipos que son accionados con vapor también en todos los equipos que son calentados por vapor. La Trampa ideal debe eliminar el condensado y el aire que haya en la tubería y deberá hacerlo con el mínimo de pérdidas de vapor, y a velocidad tal que el equipo opere a máxima eficiencia.

La trampa de cubo invertido es la más ampliamente usada.

Para elegir el tipo de trampa de vapor, se debe considerar la presión del vapor, las condiciones de corrosión y la experiencia individual de la persona encargada en su selección.

Los fabricantes recomiendan el uso de sus trampas para los servicios más adecuados. Debe consultarse a los fabricantes para la selección de la trampa adecuada.

En nuestro caso se necesitarán trampas de vapor en cada intercambiador, a la salida del vapor condensante.

6.2.2. Válvulas

Se debe hacer referencia a los catálogos de los fabricantes a fin de determinar las especificaciones y descripciones de cada válvula en particular. Estas descripciones junto con las especificaciones de los códigos y los estándares de válvulas ayudan a la selección de la válvula más apropiada para un servicio específico.

En nuestro caso necesitamos válvulas para regular el flujo en las siguientes posiciones:

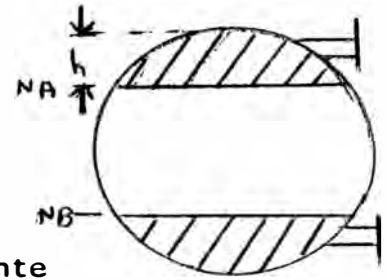
- Ingreso del agua fría para el condensador
- Para el ingreso del reflujo
- Ingreso de la alimentación al Precalentador
- Flujo de vapor en: Precalentador
REboiler
- Flujo de salida del fondo de la columna

6.2.3. Recipiente de Reflujo o Drum

Para Presiones $P < 7 \text{ kg/cm}^2 (100 \text{ psi})$ (21)

$$2 < \frac{L}{D} < 3$$

Para $\frac{L}{D} = 3 \quad D = 0.75V^{1/3}$



Donde: L → Longitud del recipiente
D → Diámetro del recipiente
V → Volumen entre NB y Na (ver fig).

Para Fase Líquida:

Datos: destilado = 11.37653 lb/hr=D

Relación de Reflujo = 16.80409 = R

Densidad del destilado = $46.372 \frac{lb}{pie^3} = \rho$

$D = 11.37653 \frac{lb}{hr} \times \frac{1}{46.3727 \frac{lb}{pie^3}} = 0.2453 pie^3/hr$

Retención correspondiente a 5 minutos de extracción } $= 0.2453 \frac{pie^3}{hr} \times \frac{1 hr}{60 min} \times 5 min = 0.204 pie^3$

Retención correspond. a 3 min. de reflujo } $= (0.2453)(16.80935) \times \frac{3}{60} = 0.2061 pie^3$

Retención Total = 0.0204 + 0.2061 = 0.2265 pie³

Volumen entre NB y NA = V = (0.2265 pie³)(2) = 0.4530 pie³

La Hipótesis L = 3 D da una primera aproximación sobre el diámetro:

$D = (0.75) * (0.4530)^{1/3} = 0.5760 pie$

Adoptamos: $D = 0.5$ $R = 0.25$ pie y tomamos 20 cm (0.65617 pie) para las alturas de los segmentos circulares superior e inferior.

$$\frac{h}{R} = \frac{0.65617}{0.25} = 2.62468$$

Este valor es ilógico porque h no puede ser mayor que el radio del recipiente.

Desde que se obtiene el valor del diámetro se observa que h no puede ser ni 15 ni 20 cm que es lo que se aconseja para el diseño de estos drums.

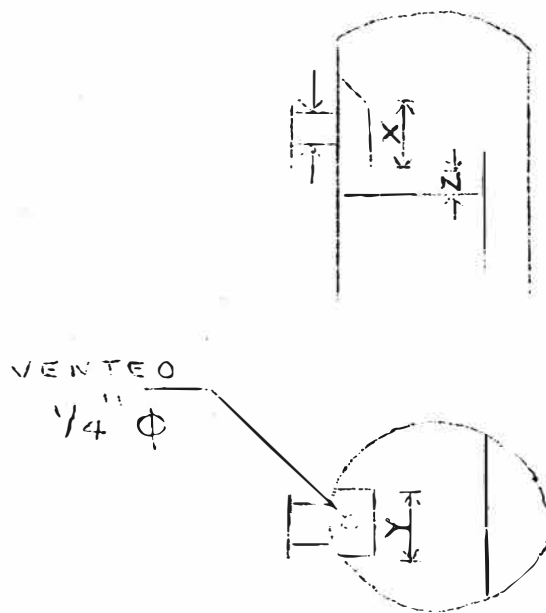
Por lo tanto la magnitud del volumen es tan pequeña que no es necesario un drum

7. DISEÑO MECÁNICO

7.1. Consideraciones Experimentales

* Tobera para el Reflujo

Entre los posibles arreglos se escogió el siguiente.



$$x = y = 2 D$$

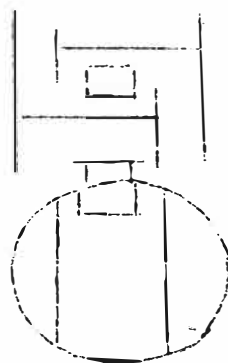
$$z = D$$

Dónde D es el diámetro de la tubería de entrada pulg

- * Por ser líquido el fluido ingresante
- * Por ser un arreglo bastante empleado por razones de costo
- * Para el caso de que el fluido es líquido como lo es en ésta la velocidad en la tobera no debe exceder de 3 pie/seg.

* Tobera para la Alimentación

Se selecciono el siguiente:



- Posee un baffle a la entrada para reducir la veloci

dad de la alimentación. Esto es útil para alimentaciones a altas velocidades de líquido o vapor

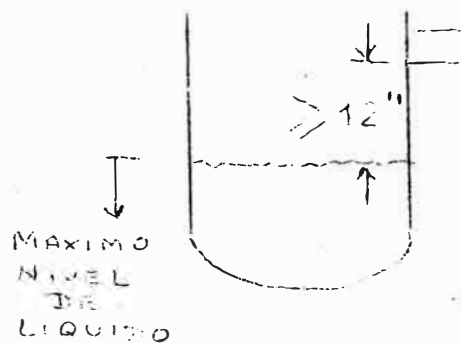
- Este arreglo se emplea para la alimentación de las siguientes clases:

- a) Líquido subenfriado
- b) Líquido-vapor
- c) Vapor
- d) Alimentación caliente
- e) A altas velocidades
- f) Para altas presiones

* Tobera para el Retorno del Reboiler

- La tobera nunca debe ser localizado debajo del nivel de líquido porque puede también ser responsable de un arrastre excesivo ó inundación
- No debe estar demasiado cerca del máximo nivel de líquido

Kitterman recomienda que



Lo contrario puede producir turbulencia en la superficie del líquido control errático del nivel y arrastre de líquido por el vapor que sube

* Salida de líquido-Fondo de la Columna

Tiempo de Residencia pra el líquido

Wheeler recomienda para líquido que fluye a través de Reboiler termosifon con un controlador de nivel para mantener un nivel en el fondo un tiempo de residencia de 1 min.

* Salida de Vapor Tope de la columna

La consideración principal es evitar la presencia de líquido en la corriente saliente de la columna.

Como el vapor va directamente a un condensador una pequeña cantidad de líquido puede ser tolerado porque lo peor que puede ocurrir es una reducción pequeña de la eficiencia debido al arrastre

Se puede considerar el diámetro de la tubería igual al del reflujo.

La distancia desde el plato superior al tope es igual a la separación entre platos

* Diámetro de las perforaciones de los platos
Diámetro de agujeros en Platos Cribados

Los diámetros de los agujeros usados en platos industriales son de rango 1/8 a 1 pulg

En la selección del diámetro de agujeros la siguiente deberá ser considerado:

1. La naturaleza del servicio

Pequeños agujeros no son convenientes para servicios sucios ó corrosivos. Si el servicio es uno sucio, pequeños agujeros pueden bloquearse o parcialmente bloquearse originando una excesiva caída de presión u prematura inundación. Además, agujeros bloqueados a menudo toman lugar en un modelo no uniformemente distribuido causando un desigual flujo de vapor y plato de baja eficiencia.

Si el servicio es corrosivo agujeros grandes tienen dos **ventajas**:

- a) La velocidad de cambio de área del agujero y caída de presión del plato con el tiempo es mucho más lenta.
- b) El espesor tolerable de plato es más grande y un mayor grado de corrosión puede ser tolerado. En servicio ya sea corrosivo ó sucios, agujeros no más pequeños que 1/2 pulg diámetro son recomendados.

2. Hidráulica.-

Pequeños agujeros reducen el goteo del plato particularmente si la tensión superficial del líquido es grande. Pequeños agujeros ofrecen una apreciable ventaja de capacidad, especialmente si el espaciamiento de los platos es pequeña y/ó régimen de operación espumoso va a ser mantenido.

Pequeños agujeros **también** reducen el arrastre en servicios de baja presión.

3. Transferencia de Masa

En régimen de operación spray éste factor no es aplicable y agujeros más grandes son recomendados.

4. Espumamiento

En servicios limpios de vacío en régimen espumoso, agujeros pequeños (1/8 pulg diámetro) tienen específicamente ser recomendados por tanto por razones de arrastre y eficiencia.

5. Tundown.-

Agujeros pequeños tienen una mejor caracterís

tica Turndown ya que ellos reducen el goteo del plato, y aumenta la capacidad del plato.

6. Costos

Platos punchados con grandes agujeros son mas baratos porque pocos agujeros son requeridos. Agujeros más pequeños que 3/16 pulg de diámetro pueden requerir taladrado lo cual es más caro que punchado. Los platos de acero al carbono o aleaciones de cobre pueden ser punchados cuando el diámetro del agujero es igual o mayor que el espesor del plato para acero inoxidable, el diámetro del agujero debe ser 1.5 a 2 veces el espesor del plato.

7. Errores en diámetro

En platos con agujeros pequeños, un pequeño error en el diámetro del agujero con taladro o punchado tiene un gran efecto en la caída de presión, capacidad y turndown que el mismo error en un gran agujero.

8. Instalación

Tableros de platos deberían ser instalados con el filo o borde arrugado del agujero dando cara al flujo de vapor (fig. 3a). Esto reduce el riesgo de daño al personal que está trabajando en la columna o instalación de los platos.

La práctica tiene la desventaja de incrementar ligeramente la caída de presión y la ventaja de decrecer ligeramente la tendencia de goteo. Si las consideraciones de caída de presión son de mayor importancia, el lado arrugado del plato debería ser suave de modo que esté libre

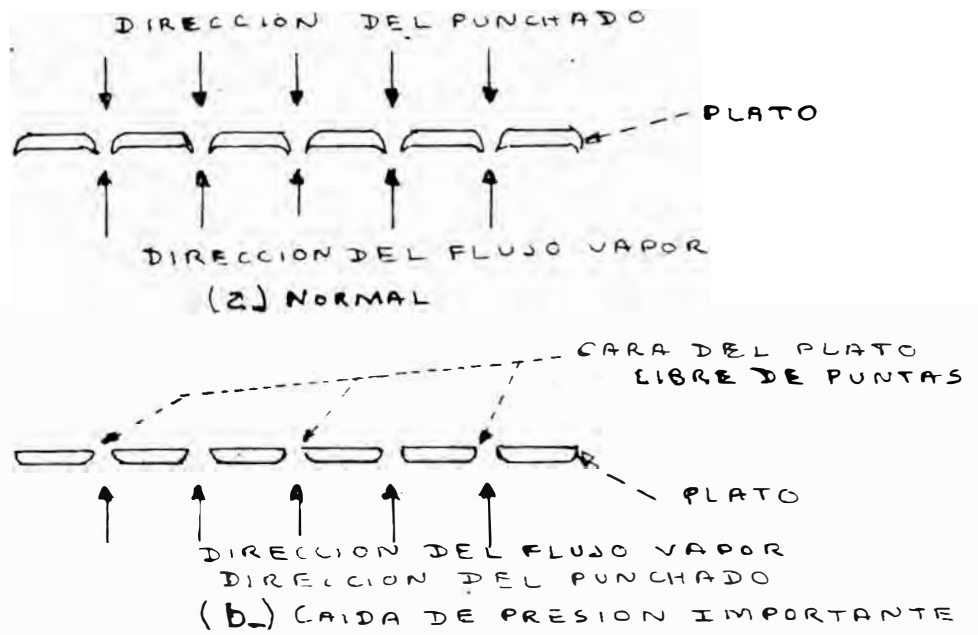


FIG. 3

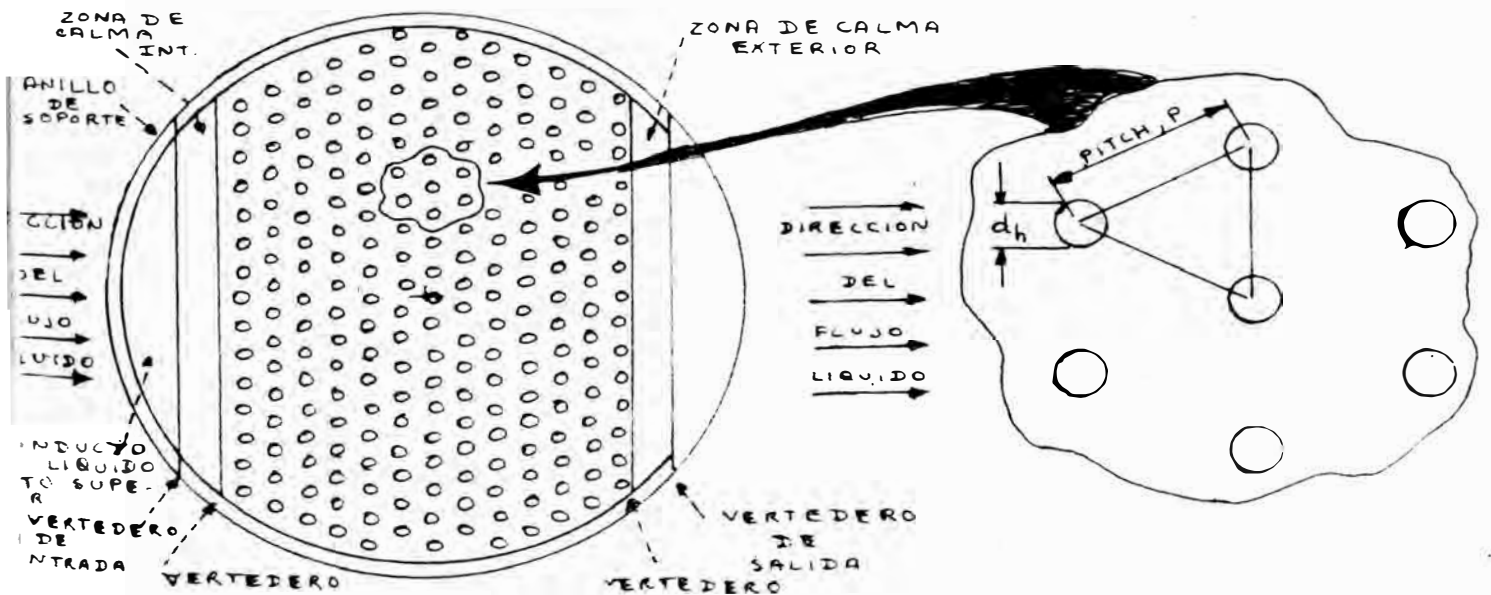


FIG. 4

de residuos del taladrado como es ilustrado en Fig (3b).

En general, agujeros grandes son recomendados para servicios sucios y corrosivos y para operación en régimen spray (espaciamiento de plato proporcionado es suficientemente grande en el último de los casos). En otras aplicaciones, agujeros pequeños punchados son preferibles con el diámetro $\frac{3}{16}$ pulg siendo el escogido en forma general.

Espaciamiento de agujeros en Platos Perforados

Los agujeros deberían ser espaciados en centros (pitch triángulo equilátero) con el flujo de líquido perpendicular a las filas (fig. 4). La razón del pitch al diámetro (P/d) debería ser entre 2 y 5 preferiblemente entre 2.5 y 4 con 3.8 siendo el óptimo.

Una razón P/d más pequeña que dos puede causar una interacción entre las corrientes de vapor que fluyen a través de los agujeros adyacentes, con lo cual se reduce el área de contacto entre el vapor y el líquido. Además una razón más pequeña que 2 puede también inducir a inestabilidad del plato y excesivo vaciado. Una razón mayor que 5 desperdicia área de plato y reduce el área de contacto vapor/líquido.

Es preferible seleccionar un modelo de punchado standard usado por los fabricantes de platos y ajustar el adecuado pitch del agujero.

Una vez que el diámetro del plato, el área del agujero y el diámetro del agujero son especifi

cados el espaciamiento entre agujeros viene a ser una variable dependiente y es una función de los tres factores. Así mientras el espaciamiento del agujero no puede ser directamente especificado ello debe caer dentro del rango requerido.

Si el espaciamiento del agujero es más bajo que el límite mínimo, el área de la zona calmada deberá ser reducida o conductor de líquido con pendiente debería ser usado o el diámetro de la torre debería incrementarse. Si ello está cerca del límite máximo, el número de agujeros debería ser incrementado al óptimo y los agujeros excedidos deberían ser bloqueados pero usando bandas de blanqueo.

Las cubiertas de blanqueo deberían ser instaladas de una pared a la otra perpendicular al flujo del líquido. El ancho de cada cubierta debería no exceder 4 pulg para evitar la formación de regiones inactivas. El área blanqueada no debe exceder un cuarto del área del plato.

Zonas de Calma

Ha sido práctica común proporcionar una área vacía entre la entrada del conducto del líquido ó entrada del vertedero y el campo del agujero y otra área vacía entre el campo del agujero y el vertedero de salida.

Las entradas de zonas de cambio son requeridas porque la entrada de líquido posee una componente de velocidad vertical en una dirección hacia abajo. Este componente causa excesivo goteo e inhibe la formación de burbuja en la primerafila de agujeros. Una zona de calma de

menos de 4 pulg. de ancho debería ser proporcionada para atenuar el efecto de este componente hacia abajo.

Zonas de calma a la salida son requeridas para permitir que el vapor se desine de la espuma en el plato anterior a la entrada del líquido en el conducto para líquidos. Una zona de calma en la salida de menos de 4 pulg es importante para platos operando en el régimen espumoso. Una amplitud excesiva en la salida de zona de calma se debe evitar debido a que ello representa un despilfarro de espacio y promete goteo y retronezcla.

Cuando los platos están operando en el régimen spray diferentes aplicaciones se aplican. El líquido no entra al conducto líquido pero fluye sobre el vertedero de salida. En su lugar, el líquido entra cuando las gotas de líquido suspendidas, en el espacio de vapor descienden al interior del conducto para líquido. Por esta razón el vertedero de salida debería ser localizado tan cerca de los agujeros como sea posible para operación en el régimen spray.

Vertederos de Salida

Los vertederos de salida son requeridos para mantener el nivel de líquido deseado en el plato. Cuando los platos operan en el régimen burbuja o espuma, líquido entra al conducto de líquido por fluimientto sobre el vertedero de salida y la altura del vertedero tiene un rol directo en la determinación del nivel del líquido del plato y acumulamiento. En estos regímenes el nivel debería ser lo suficientemente alto para proporcionar suficiente tiempo de contacto líquido/vapor y buena forma

ción de burbuja. Por otro lado el más alto nivel de líquido la más baja capacidad de plato, la más grande caída de presión de plato y la tendencia al goteo.

En procesos de líquidos peligrosos niveles altos también tienen la desventaja de requerir columnas más altas.

Para mas aplicaciones, un rango de nivel de líquido entre 2 y 4 pulg. proporciona el mejor valor.

La mínima altura recomendada de vertedero es 1/2 pulg. pero 3/4 de pulg es preferible.

En general la altura del vertedero es enviada cerca de 2 pulg. para la mayoría de servicios

* Material de Construcción

De acuerdo a los siguientes factores se eligió como material de construcción. Acero al Carbono.

a) Para 100% concentración de cada componente y hasta 212°F la velocidad de corrosión es menor de 0.020 pulg/año.

A mayor temperatura no existe apreciable corrosión.

b) Como lo anterior era cumplido por varios materiales se eligió el más económico y fácil de trabajar.

c) Para homogenizar costo y material los intercambiadores han sido diseñados para el mismo material pero éstos pueden ser hechos de cobre, por las ventajas de conduc-

tividad de éste material y por la facilidad que resultaría la confección mecánica de los serpentines.

* Soportes para platos

Se considera tres soportes por platos, los cuales van entornillados al plato según se muestra en los dibujos.

Son de igual material que el resto de la columna. Deben ser de espesor mínimo de 1/4 pulg.

* Conductos de bajada del Líquido

Estos conductos deben proporcionar suficiente tiempo de residencia para disgregar el vapor.

La velocidad en estos conductos no debe ser excesiva

Existen diferentes tipos de conductos o bajantes de líquido. La mayor diferencia está en el área de la sección transversal y en las pendientes de la longitud de los conductos.

Se eligió el del tipo vertical, el cual es el más comúnmente usado en columnas de destilación y su simplicidad y costo aventaja a los otros tipos de conductos.

- El tiempo de residencia recomendado está en el rango de 3 a 7 seg. dependiendo de la tendencia del sistema a formar espuma.

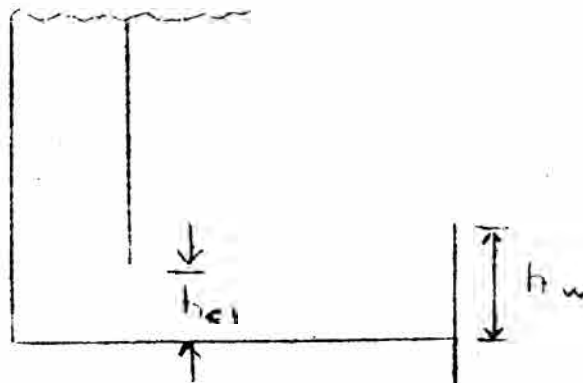
En este caso los alcoholes tienen baja

tendencia a formar espuma por lo que se recomienda un tiempo de residencia de 3 seg.

- Las velocidades del líquido por estos conductos debe ser suficientemente baja para permitir el suficiente desgregamiento del vapor.

Los valores recomendados están en el rango de 0.1 a 0.4 pie/seg., dependiendo de la tendencia de formar espuma del sistema. En algunos casos velocidades tan altas como 0.7 pie/seg. han sido recomendados para sistemas de baja tendencia espumante.

- El sellado satisfactorio en el conducto del líquido se obtiene con un adecuado claro bajo la bajante ó conducto de líquido.



Se recomienda:

$$(h_w - 1/2") \leq h_{cl} \leq (h_w - 1/4")$$

Para nuestro caso $h_w = 2$ pulg.

Entonces:

$$1.5 \leq h_{cl} \leq 1.75$$

Si el claro bajo el conducto es demasiado bajo ello puede ayudar sustancial

mente al retroceso del líquido por el conducto y consecuentemente reducir la capacidad del conducto.

Este claro debe ser lo suficientemente bajo para asegurar un satisfactorio sellado pero no debe ser demasiado bajo que cause un retroceso del líquido y prematura inundación.

Siempre debe ser mayor que 1/2

Otra recomendación es que, la caída de presión en el área bajo el conducto no debe exceder de 1 pulg. de líquido caliente. El claro deberá tener una tolerancia de instalación de $\pm 1/8$ pulg.

7.2. Distribución de los Equipos

Se dispone de un área de 3 m x 2 m x 6 mts. de altura

El recipiente con la alimentación se colocará en el 2do. piso aprovechando así la gravedad

Todos los equipos funcionarán por flujo natural disponiéndolos a las alturas necesarias para que ello ocurra.

7.2 1. Reboiler

$$\left. \begin{array}{l} \text{Pérdida por} \\ \text{Expansión de} \\ \text{bida a vapo-} \\ \text{rización} \end{array} \right\} P_1 = \frac{G^2}{144g\rho_{av}} \text{ psi}$$

ρ_{av} → densidad promedio de entrada y salida

$$G_{av} = 166\,780 \text{ lb/pt}^2\text{hr}$$

$$\Delta P_1 = \frac{(166.730)^2}{(144)(32.2)(3600)^2} \rho_{av}$$

$$\rho_{av} = \frac{\rho_l + \rho_v}{2} = \frac{45.49 + 0.29}{2} = 22.8936 \text{ lb/pie}^3$$

$$\Delta P_1 = 0.0202 \text{ psi}$$

Peso de una Columna de líquido y vapor Mezclados

$$\Delta P_2 = \frac{2.3_H}{144(V_o - V_i)} \log \frac{V_o}{V_i} \quad \text{psi}$$

$$V_i = \frac{1}{45.49} = 0.0220 \text{ pie}^3/\text{lb} \quad \left. \vphantom{V_i} \right\} \text{ Volumen específico a la entrada}$$

$$V_o = \frac{(166.78)(0.0220) - (0.83861)(166.78)\left(\frac{1}{0.15}\right)}{(166.78)(1.83861)}$$

$$V_o = 3.0527 \text{ pie}^3/\text{lb} \quad \left. \vphantom{V_o} \right\} \text{ Volumen específico a la salida}$$

$$\Delta P_2 = \frac{(2.3) \left(\frac{37.5}{12}\right)}{144(3.0527 - 0.0220)} \log \left(\frac{3.0527}{0.0220}\right)$$

Ver Anexos: H = 37.5"

$$\Delta P_2 = 0.0352 \text{ psi}$$

$$\Delta P = P_1 + P_2 = 0.0204 + 0.0352 = 0.0556 \text{ psi}$$

$$\Delta P = 0.0556 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P + \Delta P_{\text{fricción}}$$

$$\Delta P_T = 0.0556 + 0.53 = 0.5856 \text{ psi}$$

Se desprecia la caída de presión por fricción en la tubería de entrada y salida

$$\Delta P_T = 0.5856 \text{ psi}$$

Para vencer esta caída de presión e ingresar a la torre

Nivel de líquido en la torre = 0.9

Sea h la altura de tubería por debajo de la salida del fondo de la torre.

$$\frac{\left(\frac{9+h}{12}\right) 45.49}{144} \geq 0.5856$$

$$h \geq 14''$$

7.2.2. Pre calentador

Pérdida por
expansión
debida a va-
porización

$$\Delta P_1 = \frac{G^2}{144 g \rho_{av}} \text{ psi}$$

$$G_p = 43,125, \Delta P_1 = \frac{(43125)^2}{(144)(32.2)(3600)^2(22.82)}$$

$$\Delta P_1 = 0.0014 \text{ psi}$$

$$\rho_{av} = \frac{45.5 + 0.13}{2} = 22.82 \text{ lb/pie}^3$$

Peso de una columna de vapor

$$\Delta P_2 = \frac{2.3H}{144 (v_o - v_i)} \log \frac{v_o}{v_i}$$

$$V_i = \frac{1}{45.5} = 0.0220$$

$$V_o = \frac{1}{0.13} = 7.6929$$

Del Diseño Mecánico. Ver Anexos

$$H = 45 = 3 - 3/4''$$

$$\Delta P_2 = \frac{2.3 \left(\frac{45.0}{12}\right)}{144 (7.6923 - 0.022)} = \log \frac{7.6923}{0.0220}$$

$$\Delta P_2 = 0.0199 \text{ psi}$$

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 = 0.0014 + 0.0199 = 0.0213 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P + \Delta P_{\text{fricción}}$$

$$\Delta P_T = 0.0213 + 0.8477 = 0.8690 \text{ psi}$$

Para vencer esta caída de presión e ingresar a la torre la altura de líquido será h.

$$\frac{\left(\frac{h}{12}\right) (45.5)}{144} \geq 0.8690$$

$$h \geq 33''$$

7.2.3. Condensador

$$\Delta P = 0.0005 \text{ psi } \left. \vphantom{\Delta P} \right\} \text{ Por fricción en el tubo exterior}$$

La altura h por debajo del condensador debe ser mayor a la caída de presión.

$$\frac{\left(\frac{h}{12}\right) (46.96)}{144} \geq 0.0000021$$

$$h > 1 \left\{ \text{Dando un margen de seguridad} \right.$$

7.2 4. Cálculo de las Alturas Requeridas y Dibujos

La Torre trabajara a 2 psi

Pérdida de Presión en la torre

Platos : 1	al 5to	0.04 psi/plato	→ 0.16 psi
6to	8vo	0.09 psi/plato	→ 0.27 psi
9no	14vo	0.08 psi/plato	→ 0.48 psi

$$= 0.75$$

Reboiler

$$\begin{array}{rcccl} \text{Presión en} & & \text{Caída de} & & \text{Caída de} \\ \text{la columna} & - & \text{Presión} & + \Delta P & \text{Presión} \\ & & \text{del 3º al} & & \text{en el Re} \\ & & \text{5º Plato} & & \text{boiler} \\ & & & & = 2 \text{ psi} \end{array}$$

$$2 - 0.16 + \Delta P - 0.5356 = 2 \text{ psi}$$

$$\Delta P = 0.7456 \text{ psi}$$

$$\frac{\left(\frac{9+h}{12}\right) 45.32}{144} = 0.7456$$

$$h = 20$$

Condensador

$$\begin{array}{rcccl} \text{Presión en} & & \text{Caída de} & & \text{Caída de} \\ \text{la Columna} & - & \text{Presión} & + \Delta P & \text{Presión} \\ & & \text{del 6º al} & & \text{en el} \\ & & \text{14vo Plato} & & \text{Condensa} \\ & & & & \text{dor} \\ & & & & = 2 \text{ psi} \end{array}$$

$$2 - 0.75 + \Delta P - 0.000021 = 2$$

$$\Delta P = 0.7500 \text{ psi}$$

$$\frac{\left(\frac{h}{12}\right) (46.96)}{144} = 0.7505 \quad h = 28'$$

Pre calentador

$$\frac{\left(\frac{h}{12}\right) (45.5)}{144} = 2 \text{ psi}$$

$$h = 76'$$

En los dibujos se puede observar la disposición en Planta de los equipos (ver anexos).

7.3. Instrumentación del Proceso

Medidores de Temperatura

Como se especificó anteriormente se puede usar indicadores de temperatura del tipo Bimetálicos o Termómetros de Mercurio con funda Metálica

Se requieren en los siguientes puntos:

- . Entrada de la alimentación a la columna.
- . Retorno del Reboiler o Reflujo de Fondos.
- . Entrada del Vapor en el Reboiler
- . Entrada del Vapor en el Pre calentador.
- . Salida del Condensador de los vapores condensados del tope de la columna.
- . Salida del de enfriamiento en el Condensador.

Total : 6 Termómetros de Mercurio con funda Metálica o Termómetros Bimetálicos.

Escala: 76 °F - 400 °F

Medidores de Presión

Manómetros de Bourdon o Manómetros de Fuelle.

Estos últimos se emplean para medir presiones muy bajas. Ellos son principalmente aprovechados para medios gaseosos, porque para medios líquidos se aplican ciertas restricciones.

Consiste de dos concéntricas membranas corrugadas soldadas juntas en forma de resortes.

El medio entra a los fuelles, el aumento de presión causa que éstos se expandan la expansión esta en relación directa a la presión aplicada.

La presión es indicada en una escala por un señalador que se mueve debido a la expansión.

Se requieren en los siguientes puntos.

. Tope de la columna : de 0 a 2 psi, (0 a 0.2 bar)

. Fondo de la columna. de 0 a 2 psi (0 a 0.2 bar)

Se requiere dos manómetros tipo Bourdon o dos tipo Fuelle.

Medidores de Flujo:

Se necesitan Rotámetros en las siguientes líneas

- Línea de Agua 1710 lb/hr a 76.4°F

$$\rho = 62.4 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1. \text{ cp}$$

$$Q = 3.5 \text{ gpm}$$

$$V = 8.79 \text{ cs}$$

$$\text{GrSp} = 1.$$

Línea de Vapor.

Precalentador : 33 lb/hr

Reboiler : 43 lb/hr

A 338 °F vapor saturado.

$$\rho = 0.26 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 0.0367 \text{ cp}$$

$$Q_{\text{pre}} = 2.1 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$Q_{\text{reb}} = 2.8 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

$$\nu = 8.79 \text{ cs.}$$

$$\text{Gr Sp} = 0.26$$

Línea de la Alimentación antes de ingresar al precalentador:

Mezcla de alcoholes con 22% de isopropanol (molar) a la temperatura de 76.4°F . 69 lb/hr

$$\rho = 49.9 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 5.62 \text{ cp}$$

$$Q = 0.17 \text{ gpm}$$

$$\nu = 7.04 \text{ cs}$$

$$\text{Gr.Sp} = 0.80$$

Entrada del Reflujo de Tope

Mezcla líquida de alcoholes con 97% molar de isopropanol a 174°F . 203 lb/hr.

$$\rho = 47.5 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1.1 \text{ cp}$$

$$Q = 0.53 \text{ gpm}$$

$$\nu = 1.45 \text{ cs}$$

$$\text{Gr.Esp} = 0.76$$

Entrada de los fondos de la torre al Reboiler.

Mezcla líquida de alcoholes con 4% molar de isopropanol a 221°F . 167 lb/hr.

$$\rho = 45.5 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 0.8 \text{ cp}$$

$$Q = 0.46 \text{ gpm}$$

$$\nu = 1.1 \text{ cs}$$

$$\text{Gr.Esp} = 0.73$$

Total: 6 rotámetros

Flotador: Para líquidos el tipo bola

Para el vapor el tipo de viscosidad compensante

Medidores de Nivel.

Solo se requiere un indicador visual de nivel en el fondo de la columna.

Debe mantenerse con 9" de líquido constante para que ocurra la circulación natural hacia el Reboiler.

Trampas de Vapor:

Se necesitan 3 trampas de Vapor de Cubo Invertido para las siguientes líneas.

- . Condensado de Vapor de Agua a la salida del Precalentador de la alimentación.
- . Condensado de Vapor de Agua a la salida del Reboiler.
- . Condensado de Mezclas de alcoholes (97% molar de isopropanol) a la salida del Condensador.

Valvulas:

Válvulas del tipo globo son requeridas para controlar los flujos en los siguientes puntos:

- . En la línea de alimentación antes de ingresar al precalentador.
- . Ingreso de vapor al Precalentador.
- . Ingreso de Agua al Condensador.
- . En la línea del Reflujo de Tope.
En la línea de los fondos que ingresan al Reboiler.
- . Ingreso de Vapor al Reboiler.

7.4 Diseños de Cada Equipo

7.4.1 Columna de Destilación

- Material . Acero al Carbono sin costura
A 53 Grados B

5 Tubos

Diámetro Nominal = 6"

Cédula Nº 40

Longitud de cada tubo = 2'

- 9 Toberas o Conexiones:

3 de 1/2" de diámetro

2 de 3/8" de diámetro

4 de 1/4" de diámetro

- 2 Para manómetros

- 2 Para nivel de vidrio.

Longitud 1 1/2

- 4 Bridas fabricadas de planchas de acero al carbono A 285C

Diámetro exterior de la Brida = 11"

Espesor de la Brida = 1"

Diámetro de la Circunferencia de

Distribución de los pernos = 9.5

Número de Pernos = 8

Tamaño de los Pernos = 3/4"

2 Cabezales Elípticos de acero al carbono.

Relación de diámetro mayor a menor 2:1

Espesor : 9/32"

- Todas las partes interiores de la columna deben ser fabricadas de planchas de acero al carbono A-285C de 3/32" de espesor.

- Platos perforados:

Diámetro = 6"

Diámetro de las perforaciones = 3/8"

Soportes: 3/plato total = 42

Dos formas de platos:

del 1º al 5to. (contando desde el fondo de la torre) con 25 perforaciones.

Del 6to. al 14vo. con 13 perforaciones.

- Los tornillos deben ser:

Diámetro 3/16"

Longitud 3/16"

Ver anexos

7.4.2 Reboiler

- 1 Tubo de Acero al Carbono sin costura A53 grado B.

Cédula N° 80

Diámetro Nominal 4"

Longitud = 35.5"

1 Brida fabricada de plancha de acero al carbono

A 2850 de espesor 11/32

Diámetro Nominal del Tubo = 4"

Diámetro Exterior de la Brida = 9"

Espesor de la Brida = 15/16"

Diámetro de la Circunferencia

de distribución de los pernos = 7.5"

Número de Pernos = 4

Tamaño de los Pernos = 5/8"

Brida ciega con una perforación en el centro de 3/8" de diámetro, la perforación es para el tubo del Serpentin.

Como se observa en la fig. ésta Brida va en la parte superior de los intercambiadores.

- En la parte inferior se utiliza planchas del mismo material y espesor, soldados el tubo de 4" de diámetro, esta plancha tendrá dos perforaciones.

Placa Deflectora de acero al carbono A-2850 de 3/32" de espesor.

- Serpentin de tubo de acero al carbono sin costura A53 grado B.

Cédula N° 81

Diámetro Nominal = 3/8"

Diámetro del Serpentin = 2"

Paso = 3/4"

- Unión Roscada: La parte inferior del serpentín de lo ser roscado para que encaje dentro de una unión roscada que se encuentra soldada por el otro extremo a un tramo de tubo (de igual diámetro del tubo del serpentín) soldado a la placa inferior del intercambiador.

El serpentín debe ir unido a la Brida superior y antes de colocar los pernos, ésta brida debe girarse de modo que la parte inferior del serpentín enrosque en la unión roscada. (ver anexos)

7.4.3 Condensador

Similar al Reboiler a excepcion de Tuba exterior
Longitud = 24.50

Brida con perforación = de 1/2 de diámetro

Serpentín de 1/2 de diámetro.

Ver anexos.

7.4.4 Precalentador

Similar al Reboiler a excepcion de

Tubo exterior: Longitud = 41.5

Brida con perforación de 1/2 de diámetro.

Serpentín de 1/2 de diámetro.

Ver anexos.

8. Presupuestos de Compañías Nacionales**8.1 Proformas de los Equipos**

De las proformas mostradas se puede observar que el costo de los cuatro equipos es de alrededor de dos millones de soles.

Este costo lo dan las siguientes Compañías

MECA SERVICE S.A. 2'038,120

FACTORIA LIMA S.A. 2'349,700

La compañía METAL CALLAO solo da el costo de la columna y es de 1'566,818.

EQUIPO	COMPANIA	COSTO
Columna de Destilación	MECA-SERVICE S.A.	733,000.
	FACTORIA LIMA S.A.	970,000
	METAL CALLAO	1'566,818.
Reboiler		
Condensador	MECA-SERVICE S.A.	964,000
Precalentador		
	FACTORIA LIMA S.A.	479,000.
		410,000.
		490,000.
		<u>1'379,700</u>

FACTORIA LIMA S.A.

INGENIEROS - CONSTRUCTORES - CONTRATISTAS

AGENTES Y REPRESENTANTES
METAL MECANICA
CALDEROS - VALVULAS
JUNTAS DE EXPANSION
BOMBAS DE PRUEBA

Universidad Nacional de Ingeniería

Pag. 3

FAL-P- 089/82

Precalentador S/. 490,000.00

+ 16% Imp.

VALIDEZ DE LA OFERTA: 20 dias


PLAZO DE ENTREGA: 20 dias

FORMA DE PAGO: 50% con la Orden
50% Contra-Entrega

Sin otro particular por el momento y esperando que nuestro presupuesto logre su estimable aceptación, quedamos de ustedes.

Atentamente,

FACTORIA LIMA S.A.


Jorge Balcázar Carranza
Director Gerente

FZU/jsy



TRANSFORMA EL ACERO PARA USTED

EMPRESA DE PROPIEDAD SOCIAL

Callao, 13 de Noviembre de 19 82

PRESUPUESTO No. 9-171-82

URAS METALICAS:

os, edificios, puentes,
silos, elevadores,
adores de faja, tolvas.

ARIA PARA:

dealimentos balancea-
vadoras, molinos, etc.)
ores industriales, ci-
separadores, tolvas.
pesquera y de conser-

OS:

de corte y doblado
de grúas.
de maquinado.
de matriceria y es-
tados industriales.

Señores
VICTORIA ROLANO
U.N.Z.
Presente

De nuestra consideración:

Mediante la presente le hacemos llegar nuestra Coti-
zación acerca de la fabricación de una Columna de Des-
tilación de las siguientes dimensiones: 6" Ø x 10' de
longitud.

La presente Cotización es según croquis proporcionado
por el cliente y es a todo costo

MATERIAL A USAR: Acero A53 grado B

PRECIO PUESTO EN NUESTROS TALLERES:	S/.	1'350,705
IMPUESTOS DE LEY : 16 %	S/.	216,112
PRECIO TOTAL:	S/.	1'566,815
		=====

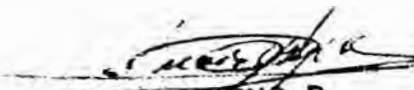
NOTA: La presente propuesta no incluye la parte del
intercambiador de calor. (Reboiler, condensador, ni
precalentador).

FORMA DE PAGO: 50 % al aceptar la propuesta.
50 % contra entrega.

VÁLIDEZ DE LA OFERTA: 7 días hábiles
PLAZO DE ENTREGA: 20 días calendarios

Sin otro particular, quedamos de ustedes.

Atentamente,
METAL CALLAO S.P.A.


Luis Quiroz P.
Presidente de Comité Directivo
Metal Callao E. P. S.

MECA - SERVICE S. A.

HUASCAR 351 CHACARITAS - CALLAO

TELEF. 652498 - 658819 - 657177

P. . 102/82

Callao, 12 de Noviembre de 1982

Señores
Universidad Nacional
de Ingeniería
Av. Túpac Amaru Km. 4
SAN MARTIN DE PORRES.-

Att.: Inq. Victoria Romano .-

De nuestra consideración:

De acuerdo a su solicitud de cotización, tenemos el agrado de ofrecerles lo siguiente:

- Una columna de distribución, de tubo de 6"Ø SCH 40 x 10' de largo, dividido en cuatro cuerpos con sus respectivas bridas, pernos, tapas y platos perforados según dibujo proporcionado por Uds. S/ 793,000.00

 - Tres intercambiadores de tubo de 4"Ø SCH 80 con sus respectivos serpentines de tubo de 3/8" y 1/2" SCH 80, tapas, bridas, pernos, etc. según dibujos de Uds. S/ 964,000.00
 - S/ 1'757,000.00
 - 16% D.L. 190 281,120.00
 - S/ 2'038,120.00
-

TIEMPO DE ENTREGA : 45 días.

FORMA DE PAGO : 50% con su pedido.
50% contra entrega.

VALIDEZ DE LA OFERTA : 8 días.

Esperando ser favorecidos por sus gratas órdenes, nos suscribimos.

Atentamente.

P. MECA SERVICE S.A.



A C E P T A D O

RA/rvm.

Inq. Victoria Romano
C. 102/82

9.- Recomendaciones y Conclusiones

9.1 Recomendaciones

9.1.1 Utilización del Programa para futuros diseños.

El Programa puede ser utilizado para diseñar columnas de destilación de platos perforados para otras mezclas binarias. Está estructurado de tal forma - que con sólo cambiar el programa de Datos, para una determinada mezcla binaria se obtienen los valores de los parámetros que se requieran para el diseño.

- Para una determinada mezcla binaria se pueden variar los valores de los parámetros del proceso y de éste modo observar las diferentes formas como cada variable influye en el diseño de la columna.

9.1.2 Variaciones en el Programa para Convertirlo

En Uno para Mezclas de Multicomponentes.

La primera parte del Programa o sea la que calcula el número de platos puede ser cambiada por alguna de los métodos para multicomponentes y se acopla fácilmente a la segunda parte que calcula las partes internas de la columna.

Los Subprogramas de propiedades pueden cambiarse introduciendo las respectivas ecuaciones para multicomponentes.

Algunas ecuaciones empleadas pueden utilizarse para más de dos componentes por lo que bastaría con rearrreglar estos subprogramas por medio de variables suscritas, lo cual sería una simple aplicación de conocimientos de Fortran.

Se puede dejar como trabajo para los alumnos del Curso de 'Cálculo en Ingeniería Química' parte de estos cambios, teniendo en cuenta el tiempo disponible para su realización.

Como se ha observado, al analizar el programa los procesos iterativos han sido resueltos por el Método de Convergencia del Medio Intervalo podría a

analizarse la forma de hacerlo por otros métodos y evaluar la exactitud y rapidez de éstos.

9.1.3 Prácticas que se pueden realizar con los equipos Diseñados

Con los equipos se puede estudiar tanto Transferencia de masa como calor instrumentos de Control y Transferencia de cantidad de movimiento.

- El Proceso de Destilación puede ser motivo de varias practicas por ejemplo:

 Cálculo del numero de platos teoricos mediante el conocimiento de las composiciones en el tope fondo y alimentación.

- Evaluación de la Eficiencia Real.

 Separaciones Reales obtenidas y comparación con las teóricamente calculadas, para así saber la exactitud del programa creado.

 Variaciones observadas al variar realmente las condiciones de operación de la columna.

La Transferencia de calor puede ser estudiada ampliamente mediante prácticas que involucran:

- Cálculo del Coeficiente global de transferencia de Calor.

 Cálculo del área real de transferencia.

 Coeficiente pelicular por el exterior del serpentín punto este de muy poca información pero que algún alumno pueda proporcionar ideas o información para obtener un cálculo aproximado.

- La mejor forma de aprender un curso es observar hechos reales que verifiquen las abstractas fórmulas y que mejor manera que la de corroborar con cierto margen de error, que éstos se cumplen que estudiando el comportamiento en este caso de los flúidos - líquidos y vapores

Además de la transferencia de masa y calor, la transferencia de cantidad de movimiento se puede analizar en éstos equipos.

Las caídas de presión, tanto en la columna como en los intercambiadores pueden verificarse en forma predominante el de los intercambiadores ya que en su diseño se ha asumido que el serpentín dentro del tubo exterior se comporta como un intercambiador de doble tubo y mediante ésta asunción se calcularán las pérdidas por fricción.

El diseño de las tuberías para todo el proceso puede realizarse la cual servirá como una experiencia para el alumnado ya que podrán diseñar algo que verán.

Mediante reducciones se podrán unir a las tomas de los equipos cuyos diámetros ya se han fijado.

- Para las prácticas de Instrumentos de Control se podrá aprender, en la práctica como cada variable puede ser controlada por tal o cual fluido; como se indicó en el acápite de instrumentación, se controlará cada parámetro del proceso en forma manual, originando previamente alteraciones en el proceso para que cada grupo de practica aprenda por propia experiencia como determinada acción origina la corrección deseada y en que grado así al estudiar los sistemas automáticos comprenderá más fácilmente la labor de los controladores.

Se puede simular mil y una forma de variaciones en el proceso y analizar las consecuencias y proponer soluciones para ver el proceso a sus condiciones exigidas.

De ésta forma se entrena a los futuros Ingenieros a analizar situaciones y a tomar decisiones para remediarlas.

En las prácticas se aprende mucho más, por lo que hasta se podría evaluar a los alumnos mediante prácticas reales, evaluar las diferentes decisiones o maniobras que realiza el futuro Ingeniero al entregársele el equipo, con las condiciones requeridas alteradas, claro que siempre bajo la vigilancia del Profesor el cual debe haber previsto cualquier acción errónea del alumno, para corregirla a tiempo.

Con entrenamiento así el futuro profesional aprenderá con mayor gusto y rapidez recordando sobre todo que las prácticas son muy escasas de conseguir y el alumno egresa demasiado teórico y con mucha falta de experiencias que le ayuden a desenvolverse en su profesión.

Conocer el interior de equipos es el sueño de todo Ingeniero, saber si realmente es como se lo describieron teóricamente. por lo tanto éstos equipos se han diseñado de modo que sea práctico su desmontaje y su limpieza lo cual puede ser en vacaciones universitarias y mediante la ayuda de los propios alumnos los cuales aprenderán sobre el interior de los equipos los efectos que la corrosión ha ocasionado en los mismos - es decir que hasta en las vacaciones los alumnos puedan aprender en forma práctica y las explicaciones que adquieren aquí serán muy difíciles de olvidar porque se verán afirmadas por la presencia real del origen de esas explicaciones.

9.8 Conclusiones.-

Con la computadora IBM 4341 por la facilidad que dan los terminales, la labor de la selección de los valores de las variables del Proceso es rápida siempre y cuando se tenga en cuenta como influye cada variable en la obtencion de los resultados. Como las variables son dependientes unas de otras se acostumbra a fijar algunas de ellas y optimizar el resto por procesos económicos.

En éste caso la selección de las variables óptimas se logra teniendo en cuenta las limitaciones físicas del lugar donde va a ir el equipo la menor cantidad posible de alimentación dado el fin para el cual es destinado.

- Se podría mejorar el programa introduciendo algunos métodos económicos para optimizar las variables.

Aunque hace muchos años que existen estos programas sólo son adquiridos por grandes Compañías y no son de fácil acceso para el uso interno de las Universidades por lo que al igual que éste pequeño programa, se puede hacer muchas más lo cual sería un trabajo práctico para los alumnos que aprenderían más mediante la observación directa de los valores de las variables y la influencia que éstas tienen en el diseño y en el proceso.

Este programa, como ya lo especifique anteriormente puede ser mejorado en muchos aspectos y la facilidad ahora de los terminales lo hacen más accesible debido a la mayor rapidez, (comparada con el modelo de computadora utilizado anteriormente en la Universidad), y gran flexibilidad, lo que la hace de gran utilidad para el aprendizaje tanto de alumnos como profesores.

El Programa ha sido desarrollado mediante el lenguaje Fortran, como se puede apreciar en cuanto a tiempo de ejecución se puede disminuir mediante el uso de mayor número de subrutinas porque muchos procesos iterativos se han mantenido en el programa principal.

Como el objetivo de la Tesis no fue sólo el programa no ha podido ser más completo porque el diseño mecánico, los costos sobre todo la poca experiencia en el conocimiento de la construcción mecánica para dar todos los datos (de naturaleza mecánica) requeridos al pedir proformas a Compañías de metal mecánica y la falta de ayuda por parte de éstas mismas por el hecho de no prevenir, la petición de presupuesto, de una Compañía hicieron muy difícil lograr un trabajo más completo.

La falta de experiencia en la parte mecánica de los equipos trajo como consecuencia una prolongada demora cuando ya la parte de Ingeniería Química se había realizado.

En Ingeniería se debe saber de todo un poco pero como expuse anteriormente mi falta de experiencia

en el campo mecánico, me ha impulsado a elegir determinadas recomendaciones teóricas y consejos de personas que conocen por experiencia propia estos problemas mecánicos.

Al pedir las proformas he solicitado que consideren arreglos que ellos consideren más adecuados para que los equipos mecánicamente estén correctamente confeccionados. Algunas Compañías al dar sus presupuestos no me han indicado modificación.

En otros casos dan alternativas, pero en general los detalles mecánicos lo tomarían en cuenta al empezar a construirlos por lo que los dibujos que adjunto aún presenta aspectos mecánicos que pueden variar al ser confeccionados.

- . Así como estos equipos se pueden diseñar, otros que amplíen los conocimientos de los futuros profesionales ya que conocerán y podrán experimentar por ellos mismos las variaciones que sufren estos y como atacar tal o cual problema.
- . La selección de instrumentos de control para el proceso dado, se hizo en base a los siguientes puntos:
 - El costo de los instrumentos automáticos son muy altos y la Universidad no cuenta con los fondos necesarios para realizar un gasto de tal magnitud.
 - A pesar que el equipo diseñado es para proceso continuo realmente por motivos de prácticas del laboratorio, se podría decir que es discontinuo por el hecho que después de cada sesión de prácticas se deberá desconectar todo el equipo. Esto originaría en instrumentos de control automáticos muchos inconvenientes porque para que todo el proceso alcance su equilibrio y dichos instrumentos alcancen una estabilidad aceptable se tendría que mantener todo el equipo trabajando durante días, sin parar lo cual no puede ocurrir dado que no será utilizado como planta productiva.
 - Si salvando todos los inconvenientes anteriores se trabajará con instrumentos automáticos, como

medio de aprendizaje función principal de este, no sería de gran alcance sólo se observaría que todo sigue un proceso normal. Se debe recordar que cuando en una planta automatizada, mientras no presente fallas considerables o problemas repentinos, se toma sólo datos de los instrumentos pero no hay corrección.

Para que un alumno que recién va a conocer como influye cada variable en el proceso y como se puede corregir una desviación de alguna de ellas de su valor fijado lo mejor es accionar por si mismo la válvula que originará el regreso de la variable a su valor fijado, porque como bien se sabe, lo que uno hace por si mismo queda gravado fijamente en el cerebro y cuando en el futuro esté ante un panel de control sabrá porque debe corregir tal o cual desviación y lo hará consciente del efecto que causará porque antes lo ha experimentado el mismo.

Mediante indicadores se observará los valores de los parámetros del proceso y por el accionar de las válvulas se corregirá cualquier desviación a la vez que verá cuando cambia.

Así cuando se les explique el funcionamiento de los instrumentos automáticos de control comprenderá mejor como trabajan y no le será tan abstracto.

Todo conocimiento adquirido junto con la práctica se asimila mejor.

De las proformas mostradas se puede observar que el costo aproximado de los cuatro equipos es de alrededor de dos millones de soles.

De las tres proformas la de la FACTORIA LIMA S.A. aunque la de mayor costo es la que tiene mayor confiabilidad por tener esta Compañía mas experiencia en la fabricación de éstos equipos. La de la Compañía MECA SERVICE S.A. es la de menor costo pero no tienen experiencia en la fabricación de estos equipos.

La proforma de METAL CALLAO nos muestra un costo muy elevado si se observa que sólo es para la columna de destilación.

10. BIBLIOGRAFIA

1. American Society of Mechanical Engineers Instru-
ments and Apperetus
Part 3 - Temperatura Measurement. 1974
2. Barrow M- Base Howard
Ingeniería de Proyecto para Plantas de Proceso
Compañía Editorial Continental S.A. Mexico.
Cuarta Impresión Octubre 1977
- 3 - Corrosión Date Survey
1967- Compiled by G. A. Helson
Copyrightes 1968 by National Assciaton of Cor-
rosion Engineers- Houston-Texas.
- 4.- Cress Paul- Dirksen Paul-Graham. Wesley
Fortran Iv con Matfor y Matfiv
Editorial Prentice/Hall International 1973
- 5 - Economopoulos, Alexander P.
Computer Dasing of Seive Trays and Tray Columns
Chemical Engineering-December 4 1973
Pág. 109-120
6. Foust, Alan-Wenzel, Leonard -
Principios de Operaciones Unitarias
Compañía Editorial Continental S.A., Mexico
Decimo primera Impresión Enero 1978
7. Gregorig, Romano
Enciclopedia de la Tecnología Química Tomo II
Ediciones UFM0- España 1968
Unica traducción autorizada al Castellano de la
Obra en lengua Alemana 1959
- 8 - Kern, Donald
Procesos de Transferencia de Calor
Compañía Editorial Continental S.A. Mexico
Decimocuarta Impresión Marzo 1980
- 9.- Kister, Henry Z.
ICI Australia Ltd
Chemical Engineering

May 19, 1980 Guidelines for designing distillation-
Column internals

Pág. 138-142.

July 1 28, 1980 'Outlets and Internal devices for
Distillation Columns'

Pág. 79-83

September 8, 1980 'Design and Layout for Sieve and
valve trays

Pág. 119-123

November 17 1980

Mechanical Requirements for Sieve and Valve Trays

Pág. 283-285

December 29, 1980 'Downcomer design for distilla-
tion tray columns

Pág. 55-60

10. Ludwig Ernest

Gulf Publishing Company - Houston Texas

Design for Chemical and Petrochemical Plants

1964

11. Mc Adams, William

Heat Transmission

Third Edition International Student Edition

Mc Graw Hill Series in Chemical Engineering 1954

12. Nelson W.L.

Petroleum Refinery Engineering'

Fourth Edition International Student Edition 1958

Mc Graw Hill

13. Ning Hsing Chen

'Empirical Equation for the Collision Function
on Leonard-Jones Potencial for gas Diffusion Co-
efficient

Ind Eng. Chem 51:1494(1959)

14. Pery John

Manual Del Ingeniero Químico'

Unión Tipografica Editorial Hispano Americana

Mexico Reimpresion 1980 de la Tercera Edición de
la obra en Inglés.

15. Peters, Max S. and Timmerhaus, Klaus D.
"Plant Design and Economics for Chemical Engineers"
Second Edition Mc Graw Hill Kogakushe 1968
16. Reid = Sherwood
"Propiedades de los gases y líquidos. Su Estimación y correlación"
Traducción de la 2da. Edición en Inglés
1era. Edición en Español- Centro Regional de Ayuda Técnica.
Agencia para el desarrollo Internacional (A.I.D.)
Mexico 1968
17. Schweitzer, Philip
Editor in chief "Hand Book of Separation Techniques for Chemical Engineers"
Mc Graw - Hill Book Company
18. Smith Buford D.
"Design of equilibrium Stage Processes"
Mc Graw - Hill New York 1963
19. Smith, J. Van Ness H.
"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"
Third Edition-Mc Graw Hill Kogakushe Ltd
Tokio 1975
20. Treybal, R.E.
"Operaciones con Transferencia de Masa"
2da. Edición Editorial Hispano Americana S.A.
Buenos Aires, 1973
21. Wuithier, Pierre
"El Petróleo Refino y Tratamiento Químico"
Tomo II
Publicaciones del Instituto Fránces del Petróleo
1973.

A N E X O S

LISTADO DEL PROGRAMA DE COMPUTACION

DATOS

PROGRAMA PRINCIPAL Y SUBPROGRAMAS

SALIDA

0.0261354	0.0001182	0.0272941	0.0001201	0.0	0.2200	0.97	0.04
914.22	963.4	60.09	74.12	0.506	0.715	69.	2.8179
1.93	0.82	8.0	5.0	2.0	0.6	0.078	0.375
0.15	14.7	3.1416	330.0	0.248	0.257	3.512	4.32
232.5	291.8	639.54	535.8	17508.66	18411.54	145.5	194.5
591.	523.	1.	1.	4.24	4.22	0.733	0.4016
0.4079							
338.0	1189.8	309.13	76.4	76.4	110.	1.	

0001	DIMENSION	Z(3),TR(3),TP(3),YE(30),XE(30),XO(30),YO(30),NP(30)	DES00010
0002	DIMENSION	L(30),V(30),X(30,30),Y(30,30),T(30),DLA(30),PLR(30)	DES00020
0003	DIMENSION	DML(30),FMV(30),DMV(30),PML(30),PAM(30),TSM(30)	DES00030
0004	DIMENSION	LGPM(30),VCFS(30),VLTA(30),AA(30),AD(30),WL(30)	DES00040
0005	DIMENSION	FPL(30),WFP(30),AT(30),HOW(30),HL(30),HSIGMA(30)	DES00050
0006	DIMENSION	AUD(30),HUP(30),HTMIN(30),HT(30),AH(30),AHPMAX(30)	DES00060
0007	DIMENSION	AHMAX(30),AHM(30),HTMC(30),AHMIN(30),PEE(30,30)	DES00070
0008	DIMENSION	VLB(30),DL(30),SIGMA(30),DV(30),VVA(30),VVB(30)	DES00080
0009	DIMENSION	VMV(30),VLA(30),TETA(30),VML(30)	DES00090
0010	DIMENSION	HD(30),DP(30),U(30),LANDA(30,30),EMV(30,30)	DES00100
0011	DIMENSION	HTMD(30),TSM(30),FLV(30),SFI(30),CAF(30)	DES00110
0012	DIMENSION	AAC(30),VD(30),ADSD(30),HSD(30),HSDC(30),WLS(30)	DES00120
0013	DIMENSION	NPMAX(30),AHMC(30),TS(30),F(30),FC(30),DTI(30),HLD(30)	DES00130
0014	DIMENSION	P1(30),CAFBA(30),AAA(30),ATA(30),PIC(30)	DES00140
0015	DIMENSION	FFC(30),FRVC(30),FNPMAX(30),HGP(30),HLP(30)	DES00150
0016	DIMENSION	XR(30),VLID(30),VVP(30),VCLA(30),VCLB(30),VCM(30)	DES00160
0017	C PRIMERA PARTE DEL PROGRAMA : CALCULO DEL NUMERO DE PLATOS REALES	REAL JI,NV,KI,LA,LE,NA,L,LGPM,LANDA	DES00170
0018		READ(5,1)PA,PB,PC,PD,TD,XF,XD,XW	DES00180
0019	1	FORMAT(1F10.7,4F10.5)	DES00190
0020		READ(5,2)TCA,TCB,PMA,PMB,CA,CB,AF,ALFA	DES00200
0021	2	FORMAT(3F10.5)	DES00210
0022		READ(5,3)NV,FF,TSMAX,TSMIN,HW,FW,TD,DH	DES00220
0023	3	FORMAT(3F10.5)	DES00230
0024		READ(5,22)DPMAX,P,PI,TA,ZCA,ZCB,VCA,VCB	DES00240
0025	22	FORMAT(3F10.5)	DES00250
0026		READ(5,787)PIA,PIB,TEA,TEB,CLMA,CLMB,PAI,PBI	DES00260
0027	787	FORMAT(3F10.5,F9.4,F10.4,F11.5,2F10.5)	DES00270
0028		READ(5,786)PCA,PCB,PF,PN,CRA,CRB,CS,ENI	DES00280
0029	786	FORMAT(3F10.5)	DES00290
0030		READ(5,789)FN2	DES00300
0031	789	FORMAT(F10.5)	DES00310
0032		WRITE(5,773)	DES00320
0033	773	FORMAT(1-1,132('*')//)	DES00330
0034		WRITE(5,400)	DES00340
0035	400	FORMAT(1-1,8X,'DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION DE PLATOS PERFORADOS, REBOILER, CONDENSADOR Y PRECALENTADOR')//	DES00350
0036		WRITE(5,414)	DES00360
0037	414	FORMAT(1-1,132('*')//)	DES00370
0038		Z(1)=XF	DES00380
0039		Z(2)=XD	DES00390
0040		Z(3)=XW	DES00400
0041	C CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LA COLUMNA	EXA=0.8*ZCA+0.31	DES00410
0042		EXB=0.3*ZCB+0.31	DES00420
0043		TRA=(TAF+460.)/TCA	DES00430
0044		TRB=(TAF+460.)/TCB	DES00440
0045		DLAA=(P4A/VCA)*(1.2+((5.563-11.03*ZCA)*((1.-TRA)**EXA)))	DES00450

```

0045 DLBA=(PAB/VCB)*(1.2+((5.563-11.03*ZC3)*((1.-TRB)**EXB)))
0047 DMLT=(JLAA*DLBA)/(DLAA+((DLBA-DLAA)*XF))
0048 C1=PIA/(PMA*62.4)
0049 C2=PIB/(PMB*62.4)
0050 VLAA=(1.**(10.**((C1*DLAA-2.9))))/10.
0051 VLBA=(1.**(10.**((C2*DLBA-2.9))))/10.
0052 VCLAA=(VLAA*2.42)/DLAA
0053 VCLBA=(VLBA*2.42)/DLBA
0054 VCAB=(2.*VCLAA+VCLBA)/3.
0055 VCBA=(2.*VCLBA+VCLAA)/3.
0056 RD1=((1.-XF)**3)*ALOG(PMB/PMA)
0057 RD2=3.*XF*((1.-XF)**2)*ALOG((1.+2.*(PMB/PMA))/3.)
0058 RD3=3.*(XF**2)*(1.-XF)*ALOG((2.+(PMB/PMA))/3.)
0059 RD4=3.*XF*(XF+((1.-XF)*PMB/PMA))
0060 RO=RD1+RD2+RD3-RD4
0061 RD5=(XF**3)*ALOG(VCLAA)
0062 RD6=3.*(XF**2)*(1.-XF)*ALOG(VCAB)
0063 RD7=3.*XF*((1.-XF)**2)*ALOG(VCBA)
0064 RO8=((1.-XF)**3)*ALOG(VCLBA)
0065 VCALT=EXP(RD5+RD6+RD7+RD8+RO)
0066 VMLT=VMLT*DMLT/2.42
0067 PBE=ALOG(ALFA*VMLT)
0068 EO=0.35-(0.129*PBE)+0.013*(PBE**2)+0.001*(PBE**3)
0069 WRITE(5,128) EO
0070 128 FORMAT(' ',10X,'EFICIENCIA DE LA COLUMNA=',F8.5/)
C CALCULO DE LAS TEMPERATURAS DE BURBUJA Y DE ROCIO EN LA ALIMENTACION,
C DESTILADO Y RESIDUO
0071 WRITE(5,416)
0072 416 FORMAT(' ',10X,'COMPOSICION, TEMPERATURAS DE BURBUJA Y DE ROCIO DE
LA ALIMENTACION, TOPE Y FONDO '/')
DD 4 I=1,3
0073 PE=EJ*PC+(1.-EJ)*PA
0074 PF=EJ*PB+(1.-EJ)*PB
0075 TB(I)=(PA+SQRT((PA**2)-(4.*Z(I)*PB)))/(2.*PB)
0076 TR(I)=(PE+SQRT((PE**2)-(4.*Z(I)*PF)))/(2.*PF)
0077 WRITE(5,102) Z(I),TB(I),TR(I)
0078 102 FORMAT(' ',19X,'Z=',F7.5,19X,'TB=',F9.5,19X,'TR=',F9.5/)
0079 4 CONTINUE
0080 C CALCULO DEL CALOR LATENTE DE EL COMPONENTE A Y EL COMPONENTE B EN LA
C ALIMENTACION EN EL PUNTO DE ROCIO
0081 TERA=TEA/TCA
0082 TERB=TEB/TCB
0083 C3=CLM1/((1.-TERA)**EN1)
0084 C4=CLM2/((1.-TERB)**EN2)
0085 TRA=(TR(I)+460.)/TCA
0086 TRB=(TR(I)+460.)/TCB
0087 CLA=C3*((1.-TRA)**EN1)/PMA
0088 CLB=C4*((1.-TRB)**EN2)/PMB

```

```

DES00490
DES00500
DES00510
DES00520
DES00530
DES00540
DES00550
DES00560
DES00570
DES00580
DES00590
DES00600
DES00610
DES00620
DES00630
DES00640
DES00650
DES00660
DES00670
DES00680
DES00690
DES00700
DES00710
DES00720
DES00730
DES00740
DES00750
DES00760
DES00770
DES00780
DES00790
DES00800
DES00810
DES00820
DES00830
DES00840
DES00850
DES00860
DES00870
DES00880
DES00890
DES00900
DES00910
DES00920
DES00930
DES00940
DES00950
DES00960

```

0089	WRITE(5,419)	DES00970
0090	419 FORMAT(' ',10X,'CALOR LATENTE DE LOS COMPONENTES A LA TEMPERATURA DE ROCIO DE LA ALIMENTACION')	DES00980
0091	WRITE(5,103)CLA,CLB	DES00990
0092	103 FORMAT(' ',28X,'CLA=',F9.5,28X,'CLB=',F9.5/)	DES01000
0093	C CALCULO DEL CALOR ESPECIFICO Y PESO MOLECULAR DE LA ALIMENTACION	DES01010
0094	CM=(CA+CB)/2.	DES01020
0094	PMP=PMB+((PMA-PMB)*XF)	DES01030
0095	WRITE(5,422)	DES01040
0095	422 FORMAT(' ',10X,'CALOR ESPECIFICO Y PESO MOLECULAR DE LA ALIMENTACION')	DES01050
0097	WRITE(5,104) CM,PMP	DES01060
0098	104 FORMAT(' ',28X,'CM=',F7.5,31X,'PMP=',F8.5/)	DES01070
0099	C ENTALPIA DE LA ALIMENTACION A LA TEMPERATURA DE ENTRADA A LA TORRE	DES01080
0100	TRAF=(TAF+460.)/TCA	DES01090
0101	TRBF=(TAF+460.)/TCB	DES01100
0102	CLAF=C3*((1.-TRAF)**EN1)/PMA	DES01110
0103	CLBF=C4*((1.-TRBF)**EN2)/PMB	DES01120
0104	IF(TAF.LT.TB(1))GO TO 768	DES01130
0105	IF(TAF.EQ.TB(1))GO TO 862	DES01140
0106	IF((TAF.GT.TB(1)).AND.(TAF.LT.TR(1)))GO TO 771	DES01150
0107	IF(TAF.EQ.TR(1))GO TO 468	DES01160
0108	IF(TAF.GT.TR(1))GO TO 469	DES01170
0109	GO TO 471	DES01180
0110	768 HF=CM*PMP*(TAF-TC)	DES01190
0111	GO TO 471	DES01200
0112	862 HF=CM*PMP*(TB(1)-TC)	DES01210
0113	GO TO 471	DES01220
0114	771 XA=PA*TAF-PB*(TAF**2)	DES01230
0115	XB=PE*TAF-PF*(TAF**2)	DES01240
0116	FV=(X-XA)/(XB-XA)	DES01250
0117	PMPXA=PMB+((PMA-PMB)*XA)	DES01260
0118	HFL=CM*PMPXA*(TAF-TC)	DES01270
0119	HFG=X3*(CA*PMA*(TAF-TC)+CLAF*PMA)+(1.-X3)*(CB*PMB*(TAF-TC)+CLBF*PMB)	DES01280
0120	HF=HFL*(1.-FV)+HFG*FV	DES01290
0121	GO TO 471	DES01300
0122	468 HF=XF*(CA*PMA*(TR(1)-TC)+CLA*PMA)+(1.-XF)*(CB*PMB*(TR(1)-TC)+CLB*PMB)	DES01310
0123	GO TO 471	DES01320
0124	469 HF=XF*(CA*PMA*(TAF-TC)+CLAF*PMA)+(1.-XF)*(CB*PMB*(TAF-TC)+CLBF*PMB)	DES01330
	C CALCULO DE LA ENTALPIA DE ALIMENTACION A LA TEMPERATURA DE BURBUJA	DES01340
	C REFERIDO A LA TEMPERATURA BASE	DES01350
	471 HLA=C4*PMP*(TB(1)-TC)	DES01360
	C CALCULO DE LA ENTALPIA DEL VAPOR SATURADO A LA TEMPERATURA DEL PUNTO DE ROCIO	DES01370
	C DE ROCIO DE LA ALIMENTACION REFERIDO A LOS LIQUIDOS A LA TEMPERATURA	DES01380
	C BASE	DES01390
		DES01400
		DES01410
		DES01420
		DES01430
		DES01440

```

0125 HGA=X*(CA*PMA*(TR(1)-TD)+CLA*PMA)+(1.-XF)*(CB*PMB*(TR(1)-TD)+CLB*DES)1450
      IPAB) DES01460
0126 WRITE(5,425) DES01470
0127 425 FORMAT(' ',10X,'ENTALPIAS DE ALIMENTACION A LAS TEMPERATURAS DE ENDE DES01480
      ITRAJA,JE BURBUJA Y DE ROCIO'//////////) DES01490
0128 WRITE(5,106) HF,HLA,HGA DES01500
0129 106 FORMAT(' ',19X,'HF=',F12.5,13X,'HLA=',F12.5,15X,'HGA=',F12.5/) DES01510
C CALCULO DE Q CALOR NECESARIO PARA CONVERTIR 1 MOLLE DE ALIMENTACION DE DES01520
C DE SU CONDICION DE ALIMENTACION HASTA LA DE VAPOR SATURADO DIVIDIDO DES01530
C POR EL CALOR LATENTE MCLAR DES01540
      Q=(HGA-HF)/(HGA-HLA) DES01550
0130 WRITE(5,107) Q DES01560
0131 107 FORMAT(' ',47X,'LINEA Q=',F8.5/) DES01570
0132 C CALCULO DE LOS FLUJOS DE DESTILADO Y RESIDUO DES01580
      D1=(A*(XF-XW))/((XD-XW)*PMP) DES01590
0133 PMPD=PAB+((PMA-PMB)*XD) DES01600
0134 D=D1*PMPD DES01610
0135 PMPW=PAB+((PMA-PMB)*XW) DES01620
0136 W1=(A/PMP)-D1 DES01630
0137 W=W1*PMPW DES01640
0138 WRITE(6,429) DES01650
0139 429 FORMAT(' ',10X,'FLUJOS DE DESTILADO Y DE RESIDUO EN LBMOL/HR Y LB/ DES01660
      IHR'/) DES01670
0140 WRITE(5,108) D1,D,W1,W DES01680
0141 108 FORMAT(' ',12X,'D1=',F8.5,12X,'D=',F10.5,12X,'W1=',F9.5,12X,'W=',F DES01690
      I10.5'/) DES01700
0142 C CALCULO DE LA INTERSECCION DE LA LINEA Q CON LA CURVA DE EQUILIBRIO DES01710
      A=Q/(1.-) DES01720
0143 B=XF/(Q-1.) DES01730
0144 C=ALFA*ED+(1.-ED) DES01740
0145 DE=(1.-ALFA)*(1.-ED) DES01750
0146 FK=1.-ALFA DES01760
0147 FL=DE-1*FK DES01770
0148 FLL=(A**2)-A*FK*B-C*A+2.*DE*B DES01780
0149 FLLL=JE*(B**2)-C*B*A DES01790
0150 IF(TA=.3T.IP(1))GO TO 706 DES01800
0151 YEQR=(+SQRT((FLL**2)-4.*FLLL*FL)-FLL)/(2.*FL) DES01810
0152 GO TO 707 DES01820
0153 YEQR=(-SQRT((FLL**2)-4.*FLLL*FL)-FLL)/(2.*FL) DES01830
0154 XEQR=(YEQR+B)/A DES01840
0155 WRITE(5,432) DES01850
0156 432 FORMAT(' ',10X,'INTERSECCION DE LA LINEA Q CON LA CURVA DE EQUILIBRIO DES01860
      IRIQ'//) DES01870
0157 WRITE(5,109)YEQR,XEQR DES01880
0158 109 FORMAT(' ',28X,'YEQR=',F8.5,28X,'XEQR=',F8.5/) DES01890
0159 C CALCULO DE LA LINEA QUE PASA POR Y=XD E INTERCEPTA CURVA DE EQUILIBRIO DES01900
C Y LINEA Q DES01910
      G=(YEQR-XD)/(XEQR-XD) DES01920

```

0161	H=XD*(1.-G)	DES01930
0162	WRITE(5,435)	DES01940
0163	435 FORMAT(' ',10X,'LINEA QUE PASA POR Y=XD E INTERCEPTA CURVA DE EQUI-	DES01950
	LIBRID Y LA LINEA G'/)	DES01960
0164	WRITE(5,110) G,H	DES01970
0165	110 FORMAT(' ',28X,'G=',F8.5,31X,'H=',F8.5/)	DES01980
0165	C CALCULO DEL REFLUJO MINIMO	DES01990
	RM=(XD/1)-1.	DES02000
0167	C CALCULO DEL REFLUJO	DES02010
	R=NV*RM	DES02020
0168	WRITE(5,438)	DES02030
0169	438 FORMAT(' ',10X,'REFLUJO MINIMO Y REFLUJO'/)	DES02040
0170	WRITE(5,112) RM,R	DES02050
0171	112 FORMAT(' ',28X,'RM=',F8.5,30X,'R=',F8.5/)	DES02060
	C CALCULO DE LA LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO	DES02070
0172	G1=R/(R+1.)	DES02080
0173	H1=XD/(R+1.)	DES02090
0174	WRITE(5,441)	DES02100
0175	441 FORMAT(' ',10X,'LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO'/	DES02110
	1)	DES02120
	WRITE(6,113) G1,H1	DES02130
0176	113 FORMAT(' ',28X,'G1=',F8.5,30X,'H1=',F8.5/)	DES02140
0177	C CALCULO DE LA INTERSECCION DE LA LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE	DES02150
	ENRIQUECIMIENTO CON LA LINEA Q	DES02160
	XDEQ=(H1+B)/(A-G1)	DES02170
	YDEQ=(A*XDEQ)-B	DES02180
0178	WRITE(6,444)	DES02190
0179	444 FORMAT(' ',10X,'INTERSECCION DE LA LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE	DES02200
0180	ENRIQUECIMIENTO CON LA LINEA Q'/)	DES02210
0181	WRITE(5,114) XDEQ,YDEQ	DES02220
0182	114 FORMAT(' ',28X,'XDEQ=',F8.5,28X,'YDEQ=',F8.5//////////)	DES02230
0183	C CALCULO DE LA LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO	DES02240
	J1=(XW-YDEQ)/(XW-XDEQ)	DES02250
0184	K1=(J1-1.)*XW	DES02260
0185	WRITE(5,447)	DES02270
0186	447 FORMAT(' ',10X,'LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO'/)	DES02280
0187	WRITE(5,115) J1,K1	DES02290
0188	115 FORMAT(' ',28X,'J1=',F8.5,30X,'K1=',F8.5/)	DES02300
0189	C CALCULO DEL FLUJO GASEOSO DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO	DES02310
	GE=D1*(R+1.)	DES02320
0190	WRITE(5,117) GE	DES02330
0191	117 FORMAT(' ',10X,'FLUJO GASEOSO DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO: GE=',	DES02340
0192	1F9.5/)	DES02350
	C CALCULO DEL FLUJO LIQUIDO DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO	DES02360
	LE=R*J1	DES02370
0193	WRITE(5,118) LE	DES02380
0194	118 FORMAT(' ',10X,'FLUJO LIQUIDO DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO: LE=',	DES02390
0195	1F9.5/)	DES02400

```

C CALCULO DEL FLUJO LIQUIDO DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO
0195 LA=(Q*AF/PMP)+L
0197 WRITE(5,116) LA
0198 116 FORMAT(' ',10X,'FLUJO LIQUIDO DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO: LA=',F9.5)
1/)
C CALCULO DEL FLUJO GASEOSO DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO
0199 GA=((AF/PMP)*(Q-1.))+GE
0200 WRITE(5,119) GA
0201 119 FORMAT(' ',10X,'FLUJO GASEOSO DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO: GA=',F9.5)
17)
C CALCULO DEL NUMERO DE ETAPAS
0202 M=1
0203 K=1
0204 XR(K)=X0
0205 YD(K)=K0
0206 5 YE(M)=YD(K)
0207 XE(M)=(YE(M)/(ALFA+((1.-ALFA)*YE(M))))
0208 XR(M)=XR(K)-EQ*(XR(K)-XE(M))
0209 IF(XR(M).GE.XOEQ)GO TO 1111
0210 NPDC=K
0211 GO TO 2222
0212 1111 X0(M)=XR(M)
0213 YD(M)=J1*X0(M)+H1
0214 M=M+1
0215 K=M-1
0216 GO TO 5
0217 2222 X0(M)=XR(M)
0218 YD(M)=(J1*X0(M))-K1
0219 M=M+1
0220 K=M-1
0221 YE(M)=YD(K)
0222 XE(M)=(YE(M)/(ALFA+((1.-ALFA)*YE(M))))
0223 XR(M)=XR(K)-EQ*(XR(K)-XE(M))
0224 IF(XR(M).GT.XW)GO TO 2222
0225 NSN=M
0226 WRITE(5,122) NSN
0227 122 FORMAT(' ',10X,'NUMERO DE PLATOS=',I2/)
C CAMBIO DE NOMENCLATURA
C PLATO DE CAMBIO NPDC,V(I),L(I) FLUJOS DE VAPOR Y LIQUIDO
C ZONA DE AGOTAMIENTO
0228 WRITE(5,406)
0229 406 FORMAT(' ',10X,'FLUJOS DE VAPOR Y LIQUIDO')
0230 N=NSN
0231 N2=N-NPDC
0232 DO 13) I=1,N2
0233 V(I)=VA
0234 L(I)=LA
0235 138 WRITE(5,1300)I,V(I),I,L(I)

```

```

0236      1300 FORMAT(' ',26X,'V(',I2,')=',F9.5,26X,'L(',I2,')=',F9.5/)
0237      130 CONTINUE
C ZONA DE ENRIQUECIMIENTO
0238      N3=N-IPDC+1
0239      NPDC=13
0240      WRITE(5,120)NPDC
0241      120 FORMAT(' ',46X,'PLATO DE CAMBIO=',I2//////////)
0242      DO 131 I=N3,N
0243      V(I)=3E
0244      L(I)=LE
0245      WRITE(5,1311)I,V(I),I,L(I)
0245      1311 FORMAT(' ',26X,'V(',I2,')=',F9.5,26X,'L(',I2,')=',F9.5/)
0247      131 CONTINUE
C COMPOSICION EN CADA PLATO
0248      WRITE(5,407)
0249      407 FORMAT(' ',10X,'COMPOSICION EN CADA PLATO'/)
0250      M=N
0251      DO 132 I=1,N
0252      X(1,I)=XR(M)
0253      X(2,I)=1.-X(1,I)
0254      Y(1,I)=YE(M)
0255      Y(2,I)=1.-Y(1,I)
0256      WRITE(5,1322)I,X(1,I),I,X(2,I)
0257      1322 FORMAT(' ',26X,'X(1,',I2,')=',F7.5,26X,'X(2,',I2,')=',F7.5/)
0258      WRITE(5,1323)I,Y(1,I),I,Y(2,I)
0259      1323 FORMAT(' ',26X,'Y(1,',I2,')=',F7.5,26X,'Y(2,',I2,')=',F7.5/)
0260      IF(I.EQ.2)GO TO 1982
0261      IF(I.EQ.9)GO TO 1982
0262      GO TO 1983
0263      1982 WRITE(5,1984)
0264      1984 FORMAT(' ',//////////)
0265      1983 M=M-I
0265      132 CONTINUE
C CALCULO DE TEMPERATURA EN CADA PLATO
0267      WRITE(5,408)
0268      408 FORMAT(' ',10X,'TEMPERATURA EN CADA PLATO'/)
0269      DO 133 I=1,N
0270      T(I)=((PF+PA)+SQRT((PF+PA)**2)-(4.*(X(1,I)+Y(1,I))*(PF+PB))))
0271      1)/(2.*(PF+PB))
0271      WRITE(5,1333)I,T(I)
0272      1333 FORMAT(' ',47X,'T(',I2,')=',F9.5/)
0273      IF(I.EQ.3)GO TO 1985
0274      GO TO 133
0275      1985 WRITE(5,2045)
0275      2045 FORMAT(' ',//////////)
0277      133 CONTINUE
C CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA FASE LIQUIDA Y FASE VAPOR EN CADA PLATO
0278      WRITE(5,409)

```

```

DES02890
DES02900
DES02910
DES02920
DES02930
DES02940
DES02950
DES02960
DES02970
DES02980
DES02990
DES03000
DES03010
DES03020
DES03030
DES03040
DES03050
DES03060
DES03070
DES03080
DES03090
DES03100
DES03110
DES03120
DES03130
DES03140
DES03150
DES03160
DES03170
DES03180
DES03190
DES03200
DES03210
DES03220
DES03230
DES03240
DES03250
DES03260
DES03270
DES03280
DES03290
DES03300
DES03310
DES03320
DES03330
DES03340
DES03350
DES03360

```

```

0279      409 FORMAT(' ',10X,'ENTALPIA Y PESO MOLECULAR EN LAS FASES LIQUIDA Y VDES)3370
          IAPOR=77 DES)33780
0280      DJ 18+ I=1,M DES)33790
0281      TRA=(T(I)+460.)/TCA DES)33800
0282      TRB=(T(I)+460.)/TCB DES)33810
0283      CLA=C+((1.-TRA)**EN1)/PMA DES)33820
0284      CLB=C+((1.-TRB)**EN2)/PMB DES)33830
0285      PMV(I)=PMB+((PMA-PMB)*X(1,I)) DES)33840
0286      HGP(I)=Y(1,I)*(CA*PMA*(T(I)-TO)+CLA*PMA)+Y(2,I)*(CB*PMB*(T(I)-TO)+ DES)33850
0287      ICLB=PMB) DES)33860
0288      HLP(I)=C*PML(I)*(T(I)-TO) DES)33870
0289      WRITE(5,189)I,PMV(I),I,HGP(I),I,HLP(I),I,PML(I) DES)33880
0290      189 FORMAT(' ',7X,'PMV(',I2,')=',F8.5,7X,'HGP(',I2,')=',F12.5,7X,'HLP( DES)33890
          1',I2,')=',F12.5,7X,'PML(',I2,')=',F8.5/) DES)33900
0291      IF(I.EQ.2)GO TO 1986 DES)33910
0292      GO TO 134 DES)33920
0293      1986 WRITE(5,2046) DES)33930
0294      2046 FORMAT(' ',/////////) DES)33940
0295      194 CONTINUE DES)33950
          C CALCULO DE LA ENTALPIA EN EL TOPE DES)33960
0296      HVN=HGP(N) DES)33970
0297      WRITE(5,123) HVN DES)33980
0298      123 FORMAT(' ',10X,'ENTALPIA EN EL TOPE: HVN=',F12.5/) DES)33990
          C CALCULO DE LA ENTALPIA DEL REFLUJO DES)34000
0299      HLO=C+PMPD*(TB(2)-TO) DES)34010
0300      HDA=HLJ DES)34020
0301      WRITE(5,124) HLO DES)34030
0302      124 FORMAT(' ',10X,'ENTALPIA DEL REFLUJO: HLO=',F12.5/////////) DES)34040
          C CALCULO DE LA ENTALPIA DE FONDOS DES)34050
0303      HW1=HLP(1) DES)34060
0304      WRITE(5,125) HW1 DES)34070
0305      125 FORMAT(' ',10X,'ENTALPIA DE FONDOS: HW1=',F12.5/) DES)34080
          C CALCULO DEL CALOR DEL CONDENSADOR DES)34090
0306      QC=D1*((R+1.)*HVN-R*HLO-HDA) DES)34100
0307      WRITE(5,126) QC DES)34110
0308      126 FORMAT(' ',10X,'CALOR DEL CONDENSADOR: QC=',F13.5/) DES)34120
          C CALCULO DEL CALOR DEL REBOILER DES)34130
0309      QB=D1*HDA+W1*HW1+QC-(AF/PMP)*HF DES)34140
0310      WRITE(5,127) QB DES)34150
0311      127 FORMAT(' ',10X,'CALOR DEL REBOILER: QB=',F13.5/) DES)34160
          C NUMERO DE COMPONENTES=M DES)34170
0312      M=2 DES)34180
          C DISEÑO DE PLATA CRIBADO DES)34190
0313      COMMON N,M,L,X,V,Y,P,T,ALFA,FF,TSMAX,TSMIN,PMA,PMB,I DES)34200
0314      COMMON ZCA,ZCB,VCA,VCB,PAI,PBI,PCA,PCB,TCA,TCB,G1,G2,EN1,EN2 DES)34210
0315      COMMON HW,FW,TD,CH,DPMAX,PI,DLA,DLB,PML,PMV,DML,DMV,TSML DES)34220
          C CALCULO DE DML,DMV,TSML DES)34230

```



```

0316 CALL PROP
0317 WRITE(5,411)
0318 411 FORMAT(' ',10X,'PROPIEDADES DE LA MEZCLA BINARIA')
0319 DO 1388 I=1,N
0320 WRITE(5,134)I,DML(I),DMV(I),TSML(I)
0321 134 FORMAT(' ',16X,'DML(',I2,')=',F8.5,17X,'DMV(',I2,')=',F7.5,17X,'TS
DML(',I2,')=',F8.5/)
0322 IF(I.EQ.10)GO TO 1989
0323 GO TO 1988
0324 1989 WRITE(5,1990)
0325 1990 FORMAT(' ',/////////)
0326 1988 CONTINUE
C CALCULO DE LGPM,VCFS,VLOAD
0327 DO 4444 I=1,N
0328 LGPM(I)=L(I)*PML(I)*(0.1247)/DML(I)
0329 VCFS(I)=V(I)*PMV(I)*(2.7778E-04)/DMV(I)
0330 VLOAD(I)=VCFS(I)*((DMV(I)/(DML(I)-DMV(I)))*0.5)
0331 WRITE(5,135)I,LGPM(I),VCFS(I),VLOAD(I)
0332 135 FORMAT(' ',16X,'LGPM(',I2,')=',F8.5,16X,'VCFS(',I2,')=',F8.5,15X,'
VLOAD(',I2,')=',F8.5/)
0333 IF(I.EQ.10)GO TO 1991
0334 GO TO 4444
0335 1991 WRITE(5,1992)
0336 1992 FORMAT(' ',/////////)
0337 4444 CONTINUE
C CALCULO DE SF
0338 DO 2223 I=1,N
0339 SFI(I)=((TSML(I)/20.)*0.2)
0340 2223 CONTINUE
0341 SF=0.
0342 DO 9911 I=1,N
0343 SF=SF+SFI(I)
0344 9911 CONTINUE
0345 SF=SF/4
C SEGUNDA PARTE DEL PROGRAMA: CALCULO DEL DISEÑO DE COLUMNAS DE PLATOS PERFORADOS
C PERFORADOS
0346 WRITE(5,741)
0347 741 FORMAT(' ',10X,'CALCULO DEL DISEÑO DE COLUMNAS DE PLATOS PERFORADOS
1S')
0348 DO 810 I=1,N
0349 NP(I)=1
0350 810 CONTINUE
0351 DO 100 I=1,N
0352 TS(I)=TSMAX
0353 100 CONTINUE
C ETAPA 1 : TAMAÑO Y GEOMETRIA DE LOS PLATOS Y DIAMETRO DE LA COLUMNA
0354 P1(I)=0.12
0355 DO 50 I=1,N

```

	C ESTIMACION APROXIMADA DE AA	DES04330
0356	IF(I.NE.1)PI(I)=HSD(I-1)	DES04340
0357	FLV(I)=(LGPM(I)/(448.8*VCF(I))*SORT(DML(I)/DMV(I)))	DES04350
0358	V1=0.113*EXP(0.0479*TS(I))	DES04360
0359	V2=0.125*(EXP(0.0479*TS(I))*(0.1092-(0.058*ALOG(FLV(I))))	DES04370
0360	IF(V1-V2)40,40,42	DES04380
0361	40 CAFDA(I)=V1	DES04390
0362	51 TO +1	DES04400
0363	42 CAFDA(I)=V2	DES04410
0364	41 AAA(I)=VLJAD(I)/(CAFDA(I)*SF*FF)	DES04420
0365	AAC(I)=AAA(I)	DES04430
	C CALCULO DE AD	DES04440
0366	IF(TS(I).LT.30.)GO TO 888	DES04450
0367	TSP=3)	DES04460
0368	GO TO 991	DES04470
0369	888 TSP=TS(I)	DES04480
0370	991 V3=8.573*TSP*SF	DES04490
0371	V4=0.533*TSP*((DML(I)-DMV(I))*0.82)*SF	DES04500
0372	IF(V3-V4)44,44,46	DES04510
0373	44 VD(I)=V3	DES04520
0374	GO TO +5	DES04530
0375	46 VD(I)=V4	DES04540
0376	45 AD(I)=LGPM(I)/(VD(I)*FF)	DES04550
0377	ATA(I)=AAC(I)+(2.*AD(I))	DES04560
0378	DTI(I)=SQRT(ATA(I)*4./PI)	DES04570
	C CALCULO DE WL,FPL,WFP	DES04580
0379	992 EX=(0.916+0.0476*NP(I))	DES04590
0380	IF(NP(I).EG.1)GO TO 993	DES04600
0381	GO TO 5	DES04610
0382	993 ADSD(I)=AD(I)	DES04620
0383	GO TO 994	DES04630
0384	5 ADSD(I)=AD(I)/(NP(I)*EX)	DES04640
0385	994 XXX=(PI(I)/DTI(I))	DES04650
0386	IF((XXX.GT.0.).AND.(XXX.LT.1.))GO TO 812	DES04660
0387	WRITE(5,811)XXX	DES04670
0388	811 FORMAT(' ',10X,'CONDUCTO DEL LIQUIDO MAYOR QUE EL DIAMETRO DE LA C	DES04680
	1 COLUMNA : RAZON XXX=',F7.4/)	DES04690
0389	GO TO 802	DES04700
0390	812 XAX6=ARCOS(1.-(2.*PI(I)/DTI(I)))	DES04710
0391	XAX7=SQRT((PI(I)/DTI(I))*(1.-(PI(I)/DTI(I))))	DES04720
0392	XAX8=(1.-2.*PI(I)/DTI(I))	DES04730
0393	PIC(I)=(ATA(I)*PI(I)/(PI*ADSD(I)))*(XAX6-2.*XAX8*XAX7)	DES04740
0394	NC=2	DES04750
0395	XB3=ABS((PI(I)-PIC(I))/(PI(I)+PIC(I)))	DES04760
0396	IF(XB3.LT.0.001)NC=1	DES04770
0397	PI(I)=PI(I)-(PIC(I)-PI(I))*0.5	DES04780
0398	IF(NC.NE.1)GO TO 994	DES04790
0399	HSD(I)=PI(I)	DES04800

0400	WLSD(I)=2.*SQRT(HSD(I)*(DTI(I)-HSD(I)))	DES04810
0401	IF(NP(I).EQ.1)GO TO 995	DES04820
0402	GO TO 996	DES04830
0403	995 WL(I)=WLSD(I)	DES04840
0404	XAX15=0.	DES04850
0405	FPL(I)=DTI(I)-(2.*HSD(I))	DES04860
0406	GO TO 452	DES04870
0407	996 IF(NP(I).EQ.2)GO TO 997	DES04880
0408	GO TO 3	DES04890
0409	997 WL(I)=WLSD(I)+DTI(I)	DES04900
0410	XAX16=2.*(AD(I)/DTI(I))	DES04910
0411	GO TO 998	DES04920
0412	3 WL(I)=WLSD(I)+DTI(I)*((NP(I)-1)**0.946)	DES04930
0413	XAX16=2.*(AD(I)/DTI(I))*((NP(I)-1)**0.054)	DES04940
0414	998 FPL(I)=(DTI(I)-(2.*HSD(I)))-XAX16*(1.-(ADSD(I)/AD(I)))/NP(I)	DES04950
0415	462 WFP(I)=AAC(I)/FPL(I)	DES04960
	C CALCULC DE AA	DES04970
0416	V5=(TS(I)**0.65)*(DMV(I)**0.167)/12.	DES04980
0417	IF(TS(I).LT.12.)GO TO 428	DES04990
0418	XAX12=((-1*(TS(I)-12.))*0.483)*0.04122)+0.3174	DES05000
0419	GO TO +30	DES05010
0420	428 XAX12=0.3174	DES05020
0421	430 V6=XAX12-(0.000001)*DMV(I)*(245.+(661.*TS(I)))	DES05030
0422	V7=0.555-(0.0596*DMV(I))	DES05040
0423	IF(V5-V6)56,56,58	DES05050
0424	56 CAFO(I)=V5	DES05060
0425	IF(V5-V7)59,59,65	DES05070
0426	59 GO TO 50	DES05080
0427	58 CAFO(I)=V6	DES05090
0428	IF(V5-V7)63,63,65	DES05100
0429	63 GO TO 50	DES05110
0430	65 CAFO(I)=V7	DES05120
0431	60 AA(I)=(VLJAD(I)+(LGPM(I)*(FPL(I)/1083.)))/(CAFO(I)*SF*FF)	DES05130
0432	NT=2	DES05140
0433	XX=ABS((AA(I)-AAC(I))/(AA(I)+AAC(I)))	DES05150
0434	IF(XX.LT.0.01)NT=1	DES05160
0435	AAC(I)=AA(I)+ABS(AA(I)-AAC(I))*0.5	DES05170
0436	AT(I)=AA(I)+2.*AD(I)	DES05180
0437	NPMAX(I)=0.377*SQRT(AT(I))	DES05190
0438	IF(NP(I).LT.1)NPMAX(I)=1	DES05200
0439	IF(NT.EQ.1)GO TO 66	DES05210
0440	ATA(I)=AAC(I)+(2.*AD(I))	DES05220
0441	DTI(I)=SQRT(ATA(I)*4./PI)	DES05230
0442	GO TO 994	DES05240
0443	66 IF((LGPM(I)/WFP(I)).LE.96)GO TO 51	DES05250
0444	IF(NP(I).LT.NPMAX(I))GO TO 69	DES05260
0445	IF((LGPM(I)/WFP(I)).LE.240)GO TO 51	DES05270
0446	STOP	DES05280

```

0447      69 NP(I)=NP(I)+1                                DES05290
0448      GO TO 992                                        DES05290
0449      51 WRITE(5,816)I,HSD(I),I,WLSD(I),I,WL(I),I,FPL(I)  DES05290
0450      318 FORMAT(' ',10X,'HSD(',I2,')=',F7.5,10X,'WLSD(',I2,')=',F7.5,10X,'WL(',I2,')=',F7.5,10X,'FPL(',I2,')=',F7.5//) DES05290
0451      WRITE(5,805)I,WFP(I),I,CAFO(I),I,AD(I),I,AA(I)    DES05290
0452      366 FORMAT(' ',10X,'WFP(',I2,')=',F7.5,10X,'CAFO(',I2,')=',F7.5,10X,'AD(',I2,')=',F7.5,10X,'AA(',I2,')=',F7.5//) DES05290
0453      WRITE(5,813)I,ATA(I),I,DTI(I),I,AT(I),I,NP(I)    DES05290
0454      313 FORMAT(' ',10X,'ATA(',I2,')=',F7.5,10X,'DTI(',I2,')=',F7.5,11X,'AT(',I2,')=',F7.5,11X,'NP(',I2,')=',F7.5,11X//) DES05290
0455      IF(I.EQ.2)GO TO 3031                              DES05400
0455      IF(I.EQ.5)GO TO 1992                              DES05410
0457      IF(I.EQ.8)GO TO 3031                              DES05420
0458      IF(I.EQ.11)GO TO 3031                             DES05430
0459      GO TO 1994                                         DES05440
0460      1993 WRITE(5,1095)                                DES05450
0461      1995 FORMAT(' ',//////////)                      DES05460
0462      GO TO 1994                                         DES05470
0463      3031 WRITE(5,3032)                                 DES05480
0464      3032 FORMAT(' ',//////////)                      DES05490
C CALCULO DE FFC YFRVC
0465      1994 FX1=((AD(I)*VD(I)/LGPM(I))*0.6)              DES05510
0466      FX2=AD(I)*VD(I)*FPL(I)/1083.                   DES05520
0467      FX3=AA(I)*CAFO(I)*SF                            DES05530
0468      FFC(I)=(VL*AD(I)/(FX3-FX2)*FX1))*0.625          DES05540
0469      FX4=(-).132+(0.654*FFC(I))                      DES05550
0470      FX5=(-6.692+(1.958*FFC(I)))                    DES05560
0471      FRVC(I)=EXP(FX5*(FLV(I)**FX4))                  DES05570
0472      WRITE(5,47)I,NPMAX(I),I,VD(I),I,FFC(I),I,FRVC(I) DES05580
0473      47 FORMAT(' ',10X,'NPMAX(',I2,')=',I2,13X,'VD(',I2,')=',F9.5,10X,'FFC(',I2,')=',F7.5,10X,'FRVC(',I2,')=',F7.5//) DES05590
0474      50 CONTINUE                                       DES05600
C CALCULO DE FF Y FRV
0475      FF=FFC(I)                                         DES05610
0476      FRV=FRVC(I)                                       DES05620
0477      DO 43 I=1,N                                       DES05630
0478      IF(FFC(I).GT.FF)FF=FFC(I)                        DES05640
0479      IF(FRVC(I).GT.FRV)FRV=FRVC(I)                   DES05650
0480      48 CONTINUE                                       DES05660
0481      WRITE(5,49)SF,FF,FRV                              DES05670
0482      49 FORMAT(' ',19X,'SF=',F8.5,19X,'FF=',F8.5,19X,'FRV=',F8.5//////////) DES05680
0483      1/////)                                           DES05690
C CALCULO DEL MAYOR VALOR DE ATC
0483      GRANDE=0.                                         DES05700
0484      DO 7 I=1,N                                         DES05710
0485      7 IF(AT(I).GT.GRANDE)GRANDE=AT(I)                DES05720
0486      ATC=GRANDE                                       DES05730

```

```

0487 AREA=(ATC*4.)/PI DES05770
0488 NAREA=AREA DES05780
0489 DIFAR=AREA-NAPEA DES05790
0490 IF(DIFAR.GE.0.5)GO TO 55 DES05800
0491 GO TO 32 DES05810
0492 55 AREA=AREA+1 DES05820
0493 32 DT=SQR(AREA) DES05830
0494 WRITE(6,357)DT DES05840
0495 357 FORMAT(' ',40X,'DIAMETRO DE LA TORRE: DT=',F3.1/) DES05850
C ETAPA 2 : CALCULO DE ZONAS DE PLATOS CON IDENTICO NUMERO DE NP,AA Y AD DES05860
0496 NPZ=NP(1) DES05870
0497 NM=0 DES05880
0498 N9=NM+1 DES05890
0499 1004 09 9 I=N9,N DES05900
0500 IF(NP(I).EQ.NPZ)GO TO 10 DES05910
0501 GO TO 11 DES05920
0502 10 AAPZ=). DES05930
0503 03 12 K=N9,I DES05940
0504 12 IF(AA(K).GT.AAPZ)AAPZ=AA(K) DES05950
0505 AAPZ=). DES05960
0506 00 14 K=N9,I DES05970
0507 14 IF(AD(K).GT.ADPZ)ADPZ=AD(K) DES05980
0508 ATZ=AAPZ+2.*ADPZ DES05990
0509 IF(ATZ.LE.ATC)GO TO 16 DES06000
0510 GO TO 11 DES06010
0511 16 AAZ=AAPZ*ATC/ATZ DES06020
0512 ADZ=ADPZ*ATC/ATZ DES06030
0513 9 CONTINUE DES06040
0514 GO TO 17 DES06050
0515 11 I=I-1 DES06060
C CALCULO DE WLZ,FPLZ,WFPZ DES06070
0516 17 EX=(0.916+0.0476*NPZ) DES06080
0517 IF(NPZ.EQ.1)GO TO 830 DES06090
0518 GO TO 831 DES06100
0519 330 ADSDZ=ADZ DES06110
0520 GO TO 833 DES06120
0521 331 ADSDZ=ADZ/(NPZ**EX) DES06130
0522 333 P1Z=0.12 DES06140
0523 1011 XXX=(P1Z/DT) DES06150
0524 IF((XXX.GT.0.).AND.(XXX.LT.1.))GO TO 785 DES06160
0525 WRITE(6,783)XXX DES06170
0526 783 FORMAT(' ',10X,'CONDUCTO DEL LIQUIDO MAYOR QUE EL DIAMETRO DE LA C DES06180
1 COLUMNA : RAZON XXX=',F7.4/) DES06190
0527 GO TO 802 DES06200
0528 785 XAX6=ARCOS(1.-(2.*P1Z/DT)) DES06210
0529 XAX7=SQR(1-(P1Z/DT)*(1.-(P1Z/DT))) DES06220
0530 XAX8=(1.-2.*P1Z/DT) DES06230
0531 P1ZC=(ATZ*P1Z/(PI*ADSDZ))*(XAX6-2.*XAX8*XAX7) DES06240

```

```

0532          NC=2                                DES06250
0533          X33=ABS((P1Z-P1ZC)/(P1Z+P1ZC))    DES06250
0534          IF(X33.LT.0.001)NC=1              DES06270
0535          P1Z=P1Z-(P1ZC-P1Z)*0.5           DES06280
0536          IF(NC.NE.1)GO TO 1011            DES06290
0537          HSDZ=P1Z                          DES06300
0538          WLSOZ=2.*SQRT(HSDZ*(DT-HSDZ))    DES06310
0539          IF(NPZ.EQ.1)GO TO 837            DES06320
0540          GO TO 338                          DES06330
0541      837  WLZ=WLSOZ                        DES06340
0542          XAX16=J.                          DES06350
0543          FPLZ=J-(2.*HSDZ)                  DES06360
0544          GO TO 339                          DES06370
0545      333  IF(NPZ.EQ.2)GO TO 840            DES06380
0546          GO TO 341                          DES06390
0547      340  WLZ=WLSOZ+DT                    DES06400
0548          XAX16=2.*(ADZ/DT)                 DES06410
0549          GO TO 342                          DES06420
0550      341  WLZ=WLSOZ+DT*((NPZ-1)**0.946)    DES06430
0551          XAX16=2.*(ADZ/DT)*((NPZ-1)**0.954) DES06440
0552          FPLZ=(DT-(2.*HSDZ))-XAX16*(1.-(ADSOZ/ADZ))/NPZ DES06450
0553      339  WFPZ=AAZ/FPLZ                    DES06460
0554          WRITE(6,39)AAZ,ADZ,ATZ,HSDZ,WLZ,FPLZ,WFPZ DES06470
0555      39  FORMAT(1,' ',2X,'AAZ=',F8.5,2X,'ADZ=',F8.5,2X,'ATZ=',F8.5,2X,'HSDZ=',F8.5,2X,'WLZ=',F8.5,2X,'FPLZ=',F8.5,2X,'WFPZ=',F8.5/) DES06480
0556          F(NSI)=1.2                        DES06490
C STAPA 3 : CALCULO DEL ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS PAR UN FF DADO Y AHMA DES06500
C X Y A+MIN DES06510
0557          DJ 19 K=N9,I                     DES06520
0558          IF(K.NE.N9)F(K)=F(K-1)           DES06530
0559          AA(K)=AAZ                          DES06540
0560          AD(K)=ADZ                          DES06550
0561          WL(K)=WLZ                          DES06560
0562          FPL(K)=FPLZ                       DES06570
0563          WFP(K)=WFPZ                       DES06580
0564          TS(K)=(1./0.0479)*ALOG(VLOAD(K)/(AA(K)*SF*FF*0.118)) DES06590
0565          IF(TS(K).GE.TSMIN)GO TO 61        DES06600
0566          TS(K)=TSMIN                       DES06610
C CALCULO DE F DES06620
0567      61  WW1=(WL(K)/DT)**2                 DES06630
0568          WW2=1.-WW1                         DES06640
0569          WW4=SQRT(WW2)                      DES06650
0570          WW5=(WL(K)/DT)                    DES06660
0571          WW6=61.73*((WL(K))**(5./3.))/((LGPM(K))**(2./3.)) DES06670
0572          WW3=SQRT(1.-(WW1/(F(K)**3)))      DES06680
0573          FC(K)=(WW6/WW5)*(WW3-WW4)         DES06690
0574          NC=2                               DES06700
0575          FKX=ABS((F(K)-FC(K))/(F(K)+FC(K))) DES06710

```

```

0576 IF (FKK.L.E.0.001)NC=1 DES06730
0577 F(K)=F(K)+(FC(K)-F(K))*0.5 DES06740
0578 IF(NC.NE.1)GO TO 2C DES06750
C CALCULO DE HDW,HL,HSIGMA,HUD DES06760
0579 HDW(K)=.092*((LGPM(K)/WL(K))**(2./3.))*F(K) DES06770
0580 HL(K)=J.24+0.725*HW-(0.29*HW*VCFS(K)*SQRT(DMV(K)/AA(K))+0.01*LGPM DES06780
1(K)/W*F(K) DES06790
0581 XAX1=2.8719*((T(K)+460.)*(-0.1615)) DES06800
0582 XAX2=ALOG10(10.4778+0.0228*T(K)) DES06810
0583 SIGMA(K)=XAX1+2*((10.488+0.0228*T(K))**(-0.74*XAX2)) DES06820
0584 HSIGMA(K)=0.04*SIGMA(K)/(DML(K)+DH) DES06830
0585 AJD(K)=0.42*AD(K) DES06840
0586 HUD(K)=0.558*(LGPM(K)/((448.8*AUD(K))**2)) DES06850
C CALCULO DE AHMAX DES06860
0587 COMMON K,HL,HDW,VCFS,AA,HSIGMA,CO,HTMIN,AHPMAX,AHMAX DES06870
0588 CALL AHMAXA DES06880
C CALCULO DE AHMIN DES06890
0589 COMMON TS,HUD,HTMD,AHMD,HTMC,AHMC,AHMIN DES06900
0590 MV=1 DES06910
0591 CALL AHMINA DES06920
0592 IF(MV.EJ.2)GO TO 746 DES06930
0593 IF(AHMIN(K).LE.AHMAX(K))GO TO 24 DES06940
0594 AHMIN(K)=AHMAX(K) DES06950
C ETAPA 4 : CALCULO DE ZONAS DE PLATOS CON EIDENTICA AREA PERFORADA Y AJU DES06960
C STE DEL ESPACIMIENTO DE PLATOS DES06970
24 AHMAXZ=AHMAX(N9) DES06980
0595 DO 25 KP=N9,K DES06990
0596 25 IF(AHMAX(KP).LE.AHMAXZ)AHMAXZ=AHMAX(KP) DES07000
0597 AHMINZ=AHMIN(N9) DES07010
0598 DO 27 KP=N9,K DES07020
0599 27 IF(AHMIN(KP).GE.AHMINZ)AHMINZ=AHMIN(KP) DES07030
0600 IF(AHMINZ.LE.AHMAXZ)GO TO 29 DES07040
0601 GO TO 1001 DES07050
0602 29 DO 31 KP=N9,K DES07060
0603 31 AH(KP)=AHMINZ DES07070
0604 19 CONTINUE DES07080
0605 GO TO 30 DES07090
0606 1001 K=K-1 DES07100
0607 DO 2014 K=N9,I DES07110
0608 WRITE(5,451)K,TS(K),K,F(K),K,HDW(K),K,HL(K),K,HSIGMA(K) DES07120
0609 451 FORMAT(' ',6X,'TS(',I2,')=',F4.1,6X,'F(',I2,')=',F6.1,6X,'HDW(',I2 DES07130
0610 ' ',')=',F7.5,6X,'HL(',I2,')=',F7.5,6X,'HSIGMA(',I2,')=',F7.5/) DES07140
0611 IF(K.EJ.14)GO TO 2019 DES07150
0612 GO TO 2014 DES07160
0613 2019 WRITE(5,2020) DES07170
0614 2020 FORMAT(' ',//////////) DES07180
0615 2014 CONTINUE DES07190
0616 DO 2015 K=N9,I DES07200

```

```

0617      WRITE(5,405)K,AHD(K),K,HHD(K),K,AHMAX(K),K,HTMIN(K),K,AHMD(K)      DES07210
0618      405  FORMAT('=',6X,'AHD(',I2,')=',F7.5,2X,'HHD(',I2,')=',F7.5,3X,'AHMAX(DES07220
0619      2015 CONTINUE      DES07230
0620      IF(K.EQ.5)GO TO 2017      DES07240
0621      IF(K.EQ.14)GO TO 2034      DES07250
0622      GO TO 2018      DES07260
0623      2017 WRITE(5,1996)      DES07270
0624      1996  FJRMAT('=',11X,'//////////')      DES07280
0625      GO TO 2018      DES07290
0626      2034 WRITE(5,2035)      DES07300
0627      2035  FJRMAT('=',11X,'//////////')      DES07310
0628      2018 DO 2019 K=N9,I      DES07320
0629      WRITE(5,455)K,AHMC(K),K,AHMIN(K),K,HTMD(K),K,HTMC(K),K,AH(K)      DES07330
0630      455  FORMAT('=',6X,'AHMC(',I2,')=',F7.5,1X,'AHMIN(',I2,')=',F7.5,1X,'HTDES07340
0631      2016 CONTINUE      DES07350
0632      WRITE(5,145)AHMINZ,AHMAXZ      DES07360
0633      145  FORMAT('=',26X,'AHMINZ=',F8.5,26X,'AHMAXZ=',F8.5/)      DES07370
0634      DO 32 I=N9,K      DES07380
0635      IF(I.EQ.1)GO TO 32      DES07390
0636      C CALCULO DE TSMO      DES07400
0637      HH1=(1.-((AH(I)/AA(I))**2))      DES07410
0638      HH2=(VCFS(I)/(FF*AH(I))**2)      DES07420
0639      HH3=(.136*(CO**2))* (DMV(I)/DML(I))      DES07430
0640      HTMD(I)=HL(I)+HSIGMA(I)+(HH1*HH2*HH3)      DES07440
0641      HTI=(DML(I)/(DML(I)-DMV(I)))*2.      DES07450
0642      TSMO(I)=HTI*(HTMD(I)+HHD(I)/(FF**2))+HW+(HOW(I)/(FF*(2./3.)))      DES07460
0643      C CALCULO DE TS (AJUSTE DE TS)      DES07470
0644      IF(TSMO(I).GT.TS(I-1))TS(I-1)=TSMO(I)      DES07480
0645      WRITE(5,456)I,TSMO(I),I,TS(I)      DES07490
0646      456  FORMAT('=',26X,'TSMO(',I2,')=',F8.5,26X,'TS(',I2,')=',F8.5/)      DES07500
0647      IF(I.EQ.9)GO TO 2021      DES07510
0648      GO TO 32      DES07520
0649      2021 WRITE(5,2022)      DES07530
0650      2022  FJRMAT('=',11X,'//////////')      DES07540
0651      32 CONTINUE      DES07550
0652      C CALCULO DE TTD      DES07560
0653      TTD=(1./(FF*FW))*(AHMAXZ/AHMINZ)      DES07570
0654      WRITE(5,1005)TTD      DES07580
0655      1005  FORMAT('=',49X,'TTD=',F8.5/)      DES07590
0656      C ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS      DES07600
0657      TSMO=N9      DES07610
0658      DO 226 I=N9,K      DES07620
0659      IF(TS(I).GT.TSMO)TSMO=TS(I)      DES07630
0660      CONTINUE      DES07640
0661      IF(TSMO.LT.TSMIN)GO TO 774      DES07650
0662      TSZ=TSMO      DES07660

```


0659	GO TO 775	DES07690
0660	774 TSZ=TSZMIN	DES07700
0661	775 IF(I.EQ.14)GO TO 2036	DES07710
0662	WRITE(5,227)TSZ	DES07720
0663	227 FORMAT(' ',34X,'ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: TSZ=',F3.0////////// 1//////////)	DES07730
0664	GO TO 2037	DES07740
0665	2036 WRITE(5,2038)TSZ	DES07750
0666	2038 FORMAT(' ',34X,'ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: TSZ=',F3.0/)	DES07760
0667	2037 CONTINUE	DES07770
0668	C CALCULO DE PEE, DL, DV, VMV, VML	DES07780
0669	COMMON PEE, DL, DV, VMV, VML, VML	DES07790
0670	CALL INT	DES07800
0671	DO 852 I=N9, K	DES07810
0672	WRITE(6,148)I, DL(I), I, DV(I), I, VMV(I), I, VML(I)	DES07820
0673	148 FORMAT(' ',6X,'DL(',I2,')=',F10.3,6X,'DV(',I2,')=',F8.5,6X,'VMV(', I12,')=',F10.8,6X,'VML(',I2,')=',F8.5/)	DES07830
0674	DO 853 J=1, M	DES07840
0675	WRITE(6,359)J, I, PEE(J, I)	DES07850
0676	359 FORMAT(' ',46X,'PEE(',I1,','',I2,')=',F8.5/)	DES07860
0677	853 CONTINUE	DES07870
0678	IF(I.EQ.4)GO TO 1998	DES07880
0679	IF(I.EQ.7)GO TO 2039	DES07890
0680	IF(I.EQ.11)GO TO 1998	DES07900
0681	GO TO 352	DES07910
0682	1998 WRITE(5,2010)	DES07920
0683	2010 FORMAT(' ',//////////)	DES07930
0684	GO TO 352	DES07940
0685	2039 WRITE(5,2049)	DES07950
0686	2049 FORMAT(' ',//////////)	DES07960
0687	352 CONTINUE	DES07970
0688	C CALCULO DE JP, U, EMV	DES07980
0689	COMMON AH, AD, FO, HO, HT, DP, HLD, U, LANDA, EMV	DES07990
0690	CALL PERFOR	DES08000
0691	DO 854 I=N9, K	DES08010
0692	WRITE(6,149)I, HD(I), I, DP(I), I, U(I), I, HLD(I)	DES08020
0693	149 FORMAT(' ',10X,'HD(',I2,')=',F8.5,10X,'DP(',I2,')=',F7.5,10X,'U(', I12,')=',F8.5,10X,'HLD(',I2,')=',F8.5/)	DES08030
0694	DO 855 J=1, M	DES08040
0695	WRITE(6,858)J, I, LANDA(J, I), J, I, EMV(J, I)	DES08050
0696	858 FORMAT(' ',24X,'LANDA(',I1,','',I2,')=',F8.5,24X,'EMV(',I1,','',I2,')= 1)=',F3.5/)	DES08060
0697	855 CONTINUE	DES08070
0698	IF(I.EQ.3)GO TO 2011	DES08080
0699	IF(I.EQ.6)GO TO 2011	DES08090
0700	IF(I.EQ.10)GO TO 2011	DES08100
0701	IF(I.EQ.14)GO TO 2011	DES08110
0702	GO TO 354	DES08120
0703		DES08130
0704		DES08140
0705		DES08150
0706		DES08160


```

0783 TPR=TRR-(TRRC-TRP)*0.5 DES09130
0784 TF=(NO.1-1)GO TO 1006 DES09140
0785 TPR=TRRC DES09150
0786 WRITE(5,901)TRR DES09160
0787 901 FORMAT(' ',10X,'TEMPERATURA DE LA MEZCLA QUE REGRESA DEL REBOILER: DES09170
      1 TPR=',F9.5/) DES09180
0788 CLVAP=1/5-HLS DES09190
      C PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL REBOILER DES09200
      TFC1=TV DES09210
0789 TFC2=TV DES09220
0790 TFF1=I(1) DES09230
0791 TFF2=TRR DES09240
0792 C CALCULO DE LA MASA DE VAPOR DES09250
      MVAP=13/CLVAP DES09260
0793 C CALCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA DES09270
      DT2=TFC1-TFF2 DES09280
0794 DT1=TFC2-TFF1 DES09290
0795 MLDT=(DT2-DT1)/(ALOG(DT2/DT1)) DES09300
0796 C CALCULO DE LA MASA LIQUIDA DES09310
      WM=(L(1)-W1)*PML(1) DES09320
0797 WRITE(5,499)TFC1,TFC2,TFF1,TFF2 DES09330
0798 499 FORMAT(' ',13X,'TFC1=',F6.2,13X,'TFC2=',F6.2,13X,'TFF1=',F6.2,13X, DES09340
      1 'TFF2=',F6.2/) DES09350
0800 WRITE(5,465)MVAP,MLDT,WM DES09360
0801 465 FORMAT(' ',19X,'MVAP=',F8.2,19X,'MLDT=',F7.2,19X,'WM=',F7.2/) DES09370
0802 XXA=X(1,1) DES09380
0803 COMMC I TEA,TEB,CLMA,CLMB,CA,CB,PH,PN,EXA,EXB,CRA,CRB,EXAA,EXBA,C S DES09390
0804 COMMC I TF,CM,YY,XXA,TFC1,TFC2,TFF1,TFF2,MLDT DES09400
0805 COMMC I CPV,CTV,DVAP,VV,CPH2O,CTH2O,DH2O,VH2O,CPMEZG,CTMG,DGM,VMG DES09410
0806 COMMC I CPMEZL,DLM,CTML,VLM DES09420
      C FLUIDO FRIO: MEZCLA LIQUIDA DES09430
0807 WRITE(5,742) DES09440
0808 742 FORMAT(' ',10X,'FLUIDO FRIO: MEZCLA LIQUIDA'/) DES09450
      C CALCULO DE PROPIEDADES A LA TEMPERATURA PROMEDIO DES09460
0809 TF=TFF1+0.55*(TFF2-TFF1) DES09470
0810 CALL CALOR DES09480
0811 WRITE(5,190)CPMEZL,DLM,DGM,CTML,VLM,TF DES09490
0812 190 FORMAT(' ',6X,'CPMEZL=',F4.2,6X,'DLM=',F5.2,6X,'DGM=',F5.2,6X,'CTML' DES09500
      1 L=',F4.2,6X,'VLM=',F6.2,6X,'TF=',F6.2/) DES09510
      C FLUIDO CALIENTE: VAPOR DES09520
0813 WRITE(5,744) DES09530
0814 744 FORMAT(' ',10X,'FLUIDO CALIENTE: VAPOR'/) DES09540
      C CALCULO DE LAS PROPIEDADES A LA TEMPERATURA DE CONDENSACION DES09550
0815 TF=TFC1 DES09560
0816 CALL CALOR DES09570
0817 WRITE(5,194)CPV,CTV,DVAP,VV,TF DES09580
0818 194 FORMAT(' ',6X,'CPV=',F5.2,6X,'CTV=',F7.4,6X,'DVAP=',F5.2,6X,'VV=', DES09590
      1 F7.4,6X,'TF=',F6.2/) DES09600

```

0819	C PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL CONDENSADOR	DES09810
0820	TFC1=TF(N)	DES09820
0821	TFC2=TF(2)	DES09830
0822	TFF1=TA	DES09840
0823	TFF2=TA5	DES09850
0824	WRITE(5,413)	DES09860
0825	418 FORMAT('1',132('*')/)	DES09870
0826	WRITE(5,98)	DES09880
0827	93 FORMAT('-',30X,'PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL CONDENSADOR'/)	DES09890
0828	WRITE(5,487)	DES09900
0829	487 FORMAT('-',132('*')//)	DES09910
0830	C CALCULO DE LA MASA DE AGUA	DES09920
0831	MH20=2C/(CPH20*(TFF2-TFF1))	DES09930
0832	C CALCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA	DES09940
0833	DT2=TF(1)-TFF2	DES09950
0834	DT1=TF(2)-TFF1	DES09960
0835	MLDT=(DT2-DT1)/(ALOG(DT2/DT1))	DES09970
0836	C CALCULO DE LA MASA GASEOSA	DES09980
0837	WM=V(J)*PMV(N)	DES09990
0838	WRITE(6,176)TFC1,TFC2,TFF1,TFF2	DES10000
0839	175 FORMAT('-',13X,'TFC1=',F6.2,13X,'TFC2=',F6.2,13X,'TFF1=',F6.2,13X,'TFF2=',F6.2//)	DES10010
0840	WRITE(5,466)MH20,MLDT,WM	DES10020
0841	466 FORMAT('-',19X,'MH20=',F8.2,19X,'MLDT=',F6.2,19X,'WM=',F7.2//)	DES10030
0842	C FLUIDO FRIO: AGUA	DES10040
0843	WRITE(6,467)	DES10050
0844	467 FORMAT('-',10X,'FLUIDO FRIO: AGUA'/)	DES10060
0845	C CALCULO DE LA TEMPERATURA PROMEDIO	DES10070
0846	TF=(TFF1+TFF2)/2.	DES10080
0847	C CALCULO DE LAS PROPIEDADES A LA TEMPERATURA PROMEDIO	DES10090
0848	YY=X)	DES10100
0849	XXA=X)	DES10110
0850	CALL CALOR	DES10120
0851	WRITE(5,152)CPH20,CTH20,DH20,VH20,TF	DES10130
0852	152 FORMAT('-',6X,'CPH20=',F5.2,6X,'CTH20=',F5.2,6X,'DH20=',F6.2,6X,'VH20=',F5.2,6X,'TF=',F6.2//)	DES10140
0853	C FLUIDO CALIENTE: VAPOR DEL TOPE DE LA COLUMNA	DES10150
0854	WRITE(6,766)	DES10160
0855	766 FORMAT('-',10X,'FLUIDO CALIENTE: VAPOR DEL TOPE DE LA COLUMNA'/)	DES10170
0856	C TEMPERATURA PROMEDIO	DES10180
0857	TF=TFC1+.3*(TFC2-TFC1)	DES10190
0858	C CALCULO DE LAS PROPIEDADES AL TEMPERATURA TF	DES10200
0859	CALL CALOR	DES10210
0860	WRITE(6,156)CPMEZL,CTML,DLM,DGM,VLM,TF	DES10220
0861	156 FORMAT('-',6X,'CPMEZL=',F4.2,6X,'CTML=',F6.4,6X,'DLM=',F5.2,6X,'DGM=',F5.2,6X,'VLM=',F5.2,6X,'TF=',F6.2//)	DES10230
0862	C PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL PRECALENTADOR	DES10240
0863	WRITE(6,767)	DES10250

0853	757	FORMAT(' ', 132(' ')/)	DES10090
0854	84	WRITE(5, 99)	DES10100
0855	99	FORMAT(' ', 30X, 'PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL PRECALENTADOR'/)	DES10110
0856		WRITE(5, 489)	DES10120
0857	434	FORMAT(' ', 132(' ')/)	DES10130
0858		HA=CM-PMF*(TAM-TC)	DES10140
0859		HB=HLA	DES10150
0860		HR=H3A	DES10160
0861		TFC1=TV	DES10170
0862		TFC2=TV	DES10180
0863		YY=XF	DES10190
0864		XXA=XF	DES10200
		C FLUIDO FRIO: MEZCLA LIQUIDA	DES10210
0865		WRITE(5, 757)	DES10220
0866	757	FORMAT('1', 10X, 'FLUIDO FRIO : MEZCLA LIQUIDA'/)	DES10230
0867		IF(TAF.LE.TB(1))GO TO 442	DES10240
0868		IF((TAF.GT.TB(1)).AND.(TAF.LT.TR(1)))GO TO 476	DES10250
0869		IF(TAF.GE.TR(1))GO TO 478	DES10260
0870		GO TO 490	DES10270
0871	442	QMC=(AF/PMP)*(HF-HA)	DES10280
0872		QP=QMC	DES10290
0873		TFF1=FAM	DES10300
0874		TFF2=TAF	DES10310
0875		CALL SMLDT	DES10320
0876		WRITE(6, 482)TFC1, TFC2, TFF1, TFF2	DES10330
0877	432	FORMAT(' ', 13X, 'TFC1=', F6.2, 13X, 'TFC2=', F6.2, 13X, 'TFF1=', F6.2, 13X, 'TFF2=', F6.2/)	DES10340
0878		WRITE(5, 492)QMC, MLDT, TF	DES10350
0879	492	FORMAT(' ', 19X, 'QMC=', F8.2, 19X, 'MLDT=', F6.2, 19X, 'TF=', F6.2/)	DES10360
0880		WRITE(5, 483)CPMEZL, DLM, CTML, VLM	DES10380
0881	433	FORMAT(' ', 6X, 'CPMEZL=', F5.2, 6X, 'DLM=', F6.2, 6X, 'CTML=', F5.2, 6X, 'VLM=', F5.2/)	DES10390
0882		GO TO 430	DES10400
0883	476	QMC=(AF/PMP)*(HB-HA)	DES10410
0884		TFF1=TAM	DES10420
0885		TFF2=TB(1)	DES10430
0886		CALL SMLDT	DES10450
0887		WRITE(5, 772)TFC1, TFC2, TFF1, TFF2	DES10460
0888	772	FORMAT(' ', 13X, 'TFC1=', F6.2, 13X, 'TFC2=', F6.2, 13X, 'TFF1=', F6.2, 13X, 'TFF2=', F6.2/)	DES10470
0889		WRITE(6, 494)QMC, MLDT, TF	DES10480
0890	494	FORMAT(' ', 19X, 'QMC=', F8.2, 19X, 'MLDT=', F6.2, 19X, 'TF=', F6.2/)	DES10490
0891		WRITE(5, 495)CPMEZL, DLM, CTML, VLM	DES10500
0892	495	FORMAT(' ', 6X, 'CPMEZL=', F5.2, 6X, 'DLM=', F6.2, 6X, 'CTML=', F5.2, 6X, 'VLM=', F5.2/)	DES10510
0893		QMV=(AF/PMP)*(FV*(TFC-HB)+(1.-FV)*(HFL-HB))	DES10520
0894		TFF1=TB(1)	DES10530
0895		TFF2=TAF	DES10540
			DES10550
			DES10560

0896	CALL SMLDT	DES10570
0897	WRITE(5,777)TFC1,TFC2,TFE1,TFE2	DES10580
0898	777 FORMAT(' ',13X,'TFC1=',F6.2,13X,'TFC2=',F6.2,13X,'TFE1=',F6.2,13X,1'TFE2=',F6.2/)	DES10590
0899	WRITE(5,778)QMV,MLDT,TF	DES10600
0900	778 FORMAT(' ',19X,'QMV=',F9.2,19X,'MLDT=',F6.2,19X,'TF=',F6.2/)	DES10610
0901	WRITE(5,779)CPMEZL,DLM,DGM,CTML,VLM	DES10620
0902	779 FORMAT(' ',6X,'CPMEZL=',F5.2,6X,'DLM=',F6.2,6X,'DGM=',F6.2,6X,'CTML=',F5.2,6X,'VLM=',F6.2/)	DES10630
0903	QP=Q40+QMV	DES10640
0904	GO TO 430	DES10650
0905	478 QMC=(AF/PMP)*(HB-HA)	DES10660
0906	TFE1=TA1	DES10670
0907	TFE2=TB(1)	DES10680
0908	CALL SMLDT	DES10690
0909	WRITE(5,780)TFC1,TFC2,TFE1,TFE2	DES10700
0910	780 FORMAT(' ',13X,'TFC1=',F6.2,13X,'TFC2=',F6.2,13X,'TFE1=',F6.2,13X,1'TFE2=',F6.2/)	DES10710
0911	WRITE(5,902)QMC,MLDT,TF	DES10720
0912	902 FORMAT(' ',19X,'QMC=',F8.2,19X,'MLDT=',F6.2,19X,'TF=',F6.2/)	DES10730
0913	WRITE(5,497)CPMEZL,DLM,CTML,VLM	DES10740
0914	497 FORMAT(' ',6X,'CPMEZL=',F5.2,6X,'DLM=',F6.2,6X,'CTML=',F5.2,6X,'VLM=',F6.2/)	DES10750
0915	QMV=(AF/PMP)*(HF-HB)	DES10760
0916	TFE1=TB(1)	DES10770
0917	TFE2=TR(1)	DES10780
0918	CALL SMLDT	DES10790
0919	WRITE(5,498)TFC1,TFC2,TFE1,TFE2	DES10800
0920	498 FORMAT(' ',13X,'TFC1=',F6.2,13X,'TFC2=',F6.2,13X,'TFE1=',F6.2,13X,1'TFE2=',F6.2/)	DES10810
0921	WRITE(5,701)QMV,MLDT,TF	DES10820
0922	701 FORMAT(' ',19X,'QMV=',F9.2,19X,'MLDT=',F6.2,19X,'TF=',F6.2/)	DES10830
0923	WRITE(5,702)CPMEZL,DLM,DGM,CTML,VLM	DES10840
0924	702 FORMAT(' ',6X,'CPMEZL=',F5.2,6X,'DLM=',F6.2,6X,'DGM=',F6.2,6X,'CTML=',F5.2,6X,'VLM=',F6.2/)	DES10850
0925	IF(TAF.GT.TR(1))GO TO 479	DES10860
0926	QP=Q40+QMV	DES10870
0927	GO TO 430	DES10880
0928	479 QMS=(AF/PMP)*(HF-HR)	DES10890
0929	TFE1=TR(1)	DES10900
0930	TFE2=TAF	DES10910
0931	NL=1	DES10920
0932	CALL SMLDT	DES10930
0933	WRITE(5,743)TFC1,TFC2,TFE1,TFE2	DES10940
0934	743 FORMAT(' ',13X,'TFC1=',F6.2,13X,'TFC2=',F6.2,13X,'TFE1=',F6.2,13X,1'TFE2=',F6.2/)	DES10950
0935	WRITE(5,703)QMS,MLDT,TF	DES10960
0936	703 FORMAT(' ',19X,'QMS=',F8.2,19X,'MLDT=',F6.2,19X,'TF=',F6.2/)	DES10970
		DES10980
		DES10990
		DES11000
		DES11010
		DES11020
		DES11030
		DES11040

0937	WRITE(5,704)CPMEZG,CTMG,DGM,VMG	DES11050
0938	704 FORMAT(' ',6X,'CPMEZG=',F5.2,6X,'CTMG=',F7.4,6X,'DGM=',F5.2,6X,'VMG=',F5.4/)	DES11060
	GP=QMS+QMV+QMS	DES11070
0939	C CALCULO DE LA MASA DE VAPOR	DES11080
0940	480 MVAP=QP/CLVAP	DES11090
0941	WRITE(5,705)MVAP,QP	DES11100
0942	705 FORMAT(' ',29X,'MVAP=',F8.2,29X,'QP=',F8.2/)	DES11120
	C FLUIDO CALIENTE:VAPOR	DES11130
0943	WRITE(5,759)	DES11140
0944	759 FORMAT(' ',10X,'FLUIDO CALIENTE:VAPOR '/)	DES11150
	C CALCULO DE LAS PROPIEDADES A LA TEMPERATURA CONDENSACION	DES11160
0945	TF=TF01	DES11170
0946	CALL CALOR	DES11180
0947	WRITE(5,212)CPV,CTV,DVAP,VV,TF	DES11190
0948	212 FORMAT(' ',6X,'CPV=',F5.2,6X,'CTV=',F7.4,6X,'DVAP=',F5.2,6X,'VV=',F7.4,6X,'TF=',F6.2/)	DES11200
	GO TO 392	DES11210
0949	746 WRITE(5,709)	DES11220
0950	709 FORMAT(' ',10X,'HTMD O HTMG ES MAYOR QUE LA SUMA DE HL MAS HSIGMA'	DES11230
0951	1/)	DES11240
0952	302 STOP	DES11250
0953	END	DES11270

```

0001 SUBROUTINE PROP DES11230
0002 DIMENSION Z(3),TB(3),TR(3),YE(30),XE(30),XD(30),YD(30),ND(30) DES11290
0003 DIMENSION L(30),V(30),X(30,30),Y(30,30),T(30),DLA(30),DLB(30) DES11300
0004 DIMENSION DML(30),PMV(30),DMV(30),PML(30),PAM(30),TSML(30) DES11310
0005 DIMENSION LGPM(30),VCFS(30),VLOAD(30),AA(30),AD(30),WL(30) DES11320
0006 DIMENSION FPL(30),WFP(30),AT(30),HOW(30),HL(30),HSIGMA(30) DES11330
0007 DIMENSION AHD(30),HUD(30),HTMIN(30),HT(30),AH(30),AHPMAX(30) DES11340
0008 DIMENSION AHMAX(30),AHMD(30),HTMC(30),AHMIN(30),PEE(30,30) DES11350
0009 DIMENSION VLB(30),DL(30),SIGMA(30),DV(30),VVA(30),VVB(30) DES11360
0010 DIMENSION VMV(30),VLA(30),TETA(30),VML(30) DES11370
0011 DIMENSION HD(30),DP(30),U(30),LANDA(30,30),EMV(30,30) DES11380
0012 DIMENSION HTMD(30),TSMD(30),FLV(30),SFI(30),CAFO(30) DES11390
0013 DIMENSION AAC(30),VD(30),ADSD(30),HSD(30),HSDC(30),WLSO(30) DES11400
0014 DIMENSION NPMAX(30),AHMC(30),TS(30),F(30),FC(30),DTI(30),HLD(30) DES11410
0015 DIMENSION P1(30),CAFOA(30),AAA(30),ATA(30),PIC(30) DES11420
0016 DIMENSION FFC(30),FRVC(30),FNPMAX(30),HGP(30),HLP(30) DES11430
0017 DIMENSION XR(30),VLID(30),VVP(30),VCLA(30),VCLB(30),VCML(30) DES11440
0018 COMMON J,M,L,X,V,Y,P,T,ALFA,FF,TSMAX,TSMIN,PMA,PMB,I DES11450
0019 COMMON ZCA,ZCB,VCA,VCB,PAI,PBI,PCA,PCB,TCA,TCB,C1,C2,EN1,EN2 DES11460
0020 COMMON HW,FW,TD,BH,DFMAX,PI,DLA,DLB,PML,PMV,DML,DMV,TSML DES11470
      C CALCULO DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO
0021 DO 9 I=1,N DES11480
0022 EXA=0.8*ZCA+0.31 DES11500
0023 EXB=0.8*ZCB+0.31 DES11510
0024 TRA=(T(I)+460.)/TCA DES11520
0025 TRB=(T(I)+460.)/TCB DES11530
0026 DLA(I)=(PMA/VC A)*(1.2+((5.563-11.03*ZCA)*((1.-TRA)**EXA))) DES11540
0027 DLB(I)=(PMB/VC B)*(1.2+((5.563-11.03*ZCB)*((1.-TRB)**EXB))) DES11550
0028 DML(I)=(DLA(I)*DLB(I))/(DLA(I)+((DLB(I)-DLA(I))*X(1,I))) DES11560
      C CALCULO DE LA DENSIDAD DEL VAPOR DES11570
0029 DMV(I)=(P*PMV(I))/(10.726*(460.+T(I))) DES11580
      C CALCULO DE LA TENSION SUPERFICIAL DES11590
0030 PAM(I)=PBI+(PAI-PBI)*X(1,I) DES11600
0031 TSML(I)=(6.60765-08)*((PAM(I)*DML(I)/PML(I))**4) DES11610
0032 9 CONTINUE DES11620
0033 GO TO 500 DES11630
0034 ENTRY ENT DES11640
0035 COMMON K,HL,HOW,VCFS,AA,HSIGMA,CO,HTMIN,AHPMAX,AHMAX DES11650
0036 COMMON TS,HUD,HTMD,AHMD,HTMC,AHMC,AHMIN DES11660
0037 COMMON PEE,DL,DV,VMV,VCML,VML DES11670
0038 COMMON AH,AD,ED,HD,HT,DP,HLD,U,LANDA,EMV DES11680
0039 COMMON TEA,TEB,CLMA,CLMB,CA,CB,PH,PN,EXA,EXB,CRA,CRB,EXAA,EXBA,CS DES11690
0040 DO 99 I=1,N DES11700
      C CALCULO DE LA PENDIENTE DE LA CURVA DE EQUILIBRIO DES11710
0041 DO 101 J=1,M DES11720
0042 PEE(J,I)=(ALFA/((1.-((1.-ALFA)*X(J,I)))**2)) DES11730
0043 101 CONTINUE DES11740
      C CALCULO DE LA DIFUSIVIDAD LIQUIDA DES11750

```



```

0044 VLB(I)=(10.**((10.**((C2*DLB(I)-2.9))))/10. DES11760
0045 TRA=TEA/TC A DES11770
0046 TRB=TEB/TC B DES11780
0047 DMA=(P4A/VC A)*(1.2+((5.563-11.03*ZCA)*((1.-TRA)**EXA))) DES11790
0048 DMB=(P4B/VC B)*(1.2+((5.563-11.03*ZCB)*((1.-TRB)**EXB))) DES11800
0049 CK=(8.2E-09*((1.+3.*((DMA*PMB)/(DMB*PMA))))*(2./3.)) DES11810
0050 DL(I)=J.5429*CK*(T(I)+460.)*((DMA/PMA)**(1./3.))/VLB(I) DES11820
C CALCULO DE LA DIFUSIVIDAD VAPOR DES11830
0051 SIGMAA=1.6352*((TC A/PCA)**(1./3.))*(ZCA**(-13./15.)) DES11840
0052 SIGMAB=1.6352*((TC B/PCB)**(1./3.))*(ZCB**(-13./15.)) DES11850
0053 SIGMAT=((1./2.)*(SIGMAA+SIGMAB)) DES11860
0054 EKA=35.2778*TC A*(ZCA**(18./5.)) DES11870
0055 EKB=35.2778*TC B*(ZCB**(18./5.)) DES11880
0056 EKAB=SQRT(EKA*EKB) DES11890
0057 SIGMA(I)=1.1820*((((T(I)+460.)/EKAB)**(-0.1615))+2.*((5.5556*(T(I) DES11900
1+460.)/EKAB)**(-0.74*ALEG10(5.5556*(T(I)+460.)/EKAB)))) DES11910
0058 DV(I)=J.0438*((T(I)+460.)**(3./2.))*(((PMA+PMB)/(PMA*PMB))**((1./2. DES11920
1)))/(2*(SIGMAT**2)*SIGMA(I)) DES11930
C CALCULO DE LA VISCOSIDAD VAPOR DES11940
0059 EXAA=((TC A/1.8)**(1./6.))/((PMA**((1./2.))*((PCA/14.7)**(2./3.))) DES11950
0060 EXBA=((TC B/1.8)**(1./6.))/((PMB**((1./2.))*((PCB/14.7)**(2./3.))) DES11960
0061 TRA=(T(I)+460.)/TC A DES11970
0062 TRB=(T(I)+460.)/TC B DES11980
0063 VVA(I)=((7.55*TRA-0.55)*0.00001*(ZCA**(-5./4.)))/EXAA DES11990
0064 VVB(I)=((7.55*TRB-0.55)*0.00001*(ZCB**(-5./4.)))/EXBA DES12000
0065 XAX3=(PMB**0.5)+Y(1,I)*((PMA**0.5)-(PMB**0.5)) DES12010
0066 VMV(I)=(VVB(I)*(PMB**0.5)+Y(1,I)*((VVA(I)*(PMA**0.5))-(VVB(I)*(PMB DES12020
1**0.5))))/XAX3 DES12030
C CALCULO DE LA VISCOSIDAD LIQUIDA DES12040
0067 VLA(I)=10.**((10.**((C1*DLA(I)-2.9))))/10. DES12050
0068 VLB(I)=(10.**((10.**((C2*DLB(I)-2.9))))/10. DES12060
0069 VCLA(I)=(VLA(I)*2.42)/DLA(I) DES12070
0070 VCLB(I)=(VLB(I)*2.42)/DLB(I) DES12080
0071 VCAB=(2.*VCLA(I)+VCLB(I))/3. DES12090
0072 VCBA=(2.*VCLB(I)+VCLA(I))/3. DES12100
0073 R01=(X(2,I)**3)*ALEG(PMB/PMA) DES12110
0074 R02=3.*X(1,I)*(X(2,I)**2)*ALOG((1.+2.*(PMB/PMA))/3.) DES12120
0075 R03=3.*X(1,I)**2*X(2,I)*ALOG((2.+(PMB/PMA))/3.) DES12130
0076 R04=ALOG(X(1,I)+(X(2,I)*PMB/PMA)) DES12140
0077 R0=R01+R02+R03-R04 DES12150
0078 R05=(X(1,I)**3)*ALOG(VCLA(I)) DES12160
0079 R06=3.*X(1,I)**2*X(2,I)*ALOG(VCAB) DES12170
0080 R07=3.*X(1,I)*(X(2,I)**2)*ALOG(VCBA) DES12180
0081 R08=(X(2,I)**3)*ALOG(VCLB(I)) DES12190
0082 VCML(I)=EXP(R05+R06+R07+R08+R0) DES12200
0083 VML(I)=VCML(I)*DML(I)/2.42 DES12210
0084 99 CONTINUE DES12220
0085 500 RETURN DES12230

```

FURTRAV IV GI PELE 2.0

PREP-

DATE = 343

09739720

5

0085

FND

DES12240

```

0001 SUBROUTINE AHMAXA
0002 DIMENSION Z(3),FR(3),FR(3),YF(30),XE(30),XD(30),YD(30),NP(30)
0003 DIMENSION L(30),V(30),X(30,30),Y(30,30),T(30),DLA(30),DLR(30)
0004 DIMENSION DML(30),PMV(30),DMV(30),PML(30),PAM(30),TSML(30)
0005 DIMENSION LGPM(30),VCFS(30),VLOAD(30),AA(30),AD(30),WL(30)
0006 DIMENSION FPL(30),WFP(30),AT(30),HOW(30),HL(30),HSIGMA(30)
0007 DIMENSION AHD(30),HUD(30),HTMIN(30),HT(30),AH(30),AHPMAX(30)
0008 DIMENSION AHMAX(30),AHMD(30),HTMC(30),AHMIN(30),PEE(30,30)
0009 DIMENSION VLB(30),CL(30),SIGMA(30),DV(30),VVA(30),VVB(30)
0010 DIMENSION VMV(30),VLA(30),TETA(30),VML(30)
0011 DIMENSION HD(30),DP(30),U(30),LANDA(30,30),EMV(30,30)
0012 DIMENSION HTMD(30),TSMO(30),FLV(30),SFI(30),CAFO(30)
0013 DIMENSION AAC(30),VD(30),ADSD(30),HSD(30),HSDC(30),WLSO(30)
0014 DIMENSION NPMAX(30),AHMC(30),TS(30),F(30),FC(30),DTI(30),HL(30)
0015 DIMENSION P1(30),CAFOA(30),AAA(30),ATA(30),PIC(30)
0016 DIMENSION FFC(30),FRVC(30),FNPMAX(30),HGP(30),HLP(30)
0017 DIMENSION XR(30),VLID(30),VVP(30),VCLA(30),VCLB(30),VCML(30)
0018 COMMON N,M,L,X,V,Y,P,T,ALFA,FF,TSMAX,TSMIN,PMA,PMB,I
0019 COMMON ZCA,ZCB,VCA,VCB,PAI,PBI,PCA,PCB,TCA,TCB,C1,C2,EN1,EN2
0020 COMMON HW,FW,TD,DH,DFMAX,PI,PLA,DLB,PML,PMV,DML,DMV,TSML
0021 COMMON K,HL,HDW,VCFS,AA,HSIGMA,CO,HTMIN,AHPMAX,AHMAX
0022 CO=(330.5-67.7*(DH/TD)+7.32*((DH/TD)**2)-0.238*((DH/TD)**3))/1000.
0023 HTMIN(K)=HL(K)+0.35*((HW+HDW(K))*0.573)
0024 XAX21=(FW*VCFS(K)/AA(K))**2
0025 XAX22=5.38*(CO**2)*(HTMIN(K)-HL(K)-HSIGMA(K))
0026 AHPMAX(K)=FW*VCFS(K)/SQRT(XAX21+XAX22)
0027 V8=AHPMAX(K)
0028 V9=0.15*AA(K)
0029 IF(V8-V9)90,90,92
0030 90 AHMAX(K)=V8
0031 GO TO 91
0032 92 AHMAX(K)=V9
0033 91 RETURN
0034 END

```

```

DES12250
DES12260
DES12270
DES12280
DES12290
DES12300
DES12310
DES12320
DES12330
DES12340
DES12350
DES12360
DES12370
DES12380
DES12390
DES12400
DES12410
DES12420
DES12430
DES12440
DES12450
DES12460
DES12470
DES12480
DES12490
DES12500
DES12510
DES12520
DES12530
DES12540
DES12550
DES12560
DES12570
DES12580

```

```

0001 SUBROUTINE AHMTNA
0002 DIMENSION Z(3),TB(3),TP(3),YE(30),XE(30),XD(30),YD(30),ND(30)
0003 DIMENSION L(30),V(30),X(30,30),Y(30,30),T(30),DLA(30),DLP(30)
0004 DIMENSION DML(30),DMV(30),DMV(30),PML(30),PAM(30),TSML(30)
0005 DIMENSION LGPM(30),VCFS(30),VLOAD(30),AA(30),AD(30),WL(30)
0006 DIMENSION FPL(30),WFP(30),AF(30),HOW(30),HL(30),HSIGMA(30)
0007 DIMENSION AUD(30),HUD(30),HTMIN(30),HT(30),AH(30),AHPMAX(30)
0008 DIMENSION AHMAX(30),AHMD(30),HTMC(30),AHMIN(30),PEE(30,30)
0009 DIMENSION VLR(30),DL(30),SIGMA(30),JV(30),VVA(30),VVP(30)
0010 DIMENSION VMV(30),VLA(30),TETA(30),VML(30)
0011 DIMENSION HD(30),DP(30),U(30),LANDA(30,30),EMV(30,30)
0012 DIMENSION HTMD(30),TSMO(30),FLV(30),SFI(30),CAFQ(30)
0013 DIMENSION AAC(30),VD(30),AOSD(30),HSD(30),HSDC(30),WLSO(30)
0014 DIMENSION NPMAX(30),AHMC(30),TS(30),F(30),FC(30),DTI(30),HLD(30)
0015 DIMENSION P1(30),CAFQA(30),AAA(30),ATA(30),PIC(30)
0016 DIMENSION FFC(30),FRVC(30),ENPMAX(30),HGP(30),HLP(30)
0017 DIMENSION XR(30),VLID(30),VVP(30),VCLA(30),VCLB(30),VCML(30)
0018 COMMON /V,M,L,X,V,Y,P,T,ALFA,FF,TSMAX,TSMIN,PMA,PMB,T
0019 COMMON /ZCA,ZCB,VCA,VCB,PAI,PBI,PCA,PCB,TCA,TCB,C1,C2,EN1,EN2
0020 COMMON /HW,FW,TD,BH,DPMAX,PI,DLA,DLB,PML,PMV,DML,DMV,TSML
0021 COMMON /K,HL,HOW,VCFS,AA,HSIGMA,CO,HTMIN,AHPMAX,AHMAX
0022 COMMON /TS,HUD,HTMD,AHMD,HTMC,AHMC,AHMIN
0023 XAX23=1/JW(K)/(FF**(2./3.))
0024 XAX24=.5*(TS(K)-HW)
0025 XAX25=(DML(K)-DMV(K))/DML(K)
0026 XAX26=1/JB(K)/(FF**2)
0027 HTMD(K)=(XAX24-XAX23)*XAX25-XAX26
0028 XAX30=(VCFS(K)/((FF*AA(K))**2))
0029 XAX31=.33*(CO**2)*(DML(K)/DMV(K))
0030 XAX32=HTMD(K)-HL(K)-HSIGMA(K)
0031 IF((XAX30+XAX31*XAX32).LT.0.)GO TO 748
0032 AHMD(K)=(VCFS(K)/FF)/SQRT(XAX30+XAX31*XAX32)
0033 HTMC(K)=(1728./DML(K))*DPMAX
0034 XAX27=.33*(CO**2)*(DML(K)/DMV(K))*(HTMC(K)-HL(K)-HSIGMA(K))
0035 XAX29=(VCFS(K)/AA(K))**2
0036 IF((XAX29+XAX28).LT.0.)GO TO 748
0037 AHMC(K)=VCFS(K)/SQRT(XAX29+XAX28)
0038 V10=AHMD(K)
0039 V11=AHMC(K)
0040 V12=.35*AA(K)
0041 IF(V11-V12)1,1,3
0042 1 AHMIN(K)=V11
0043 IF(V11-V12)4,4,6
0044 4 AHMIN(K)=V12
0045 GO TO 7
0046 3 AHMIN(K)=V10
0047 IF(V11-V12)8,8,10
0048 8 AHMIN(K)=V12
DES12590
DES12600
DES12610
DES12620
DES12630
DES12640
DES12650
DES12660
DES12670
DES12680
DES12690
DES12700
DES12710
DES12720
DES12730
DES12740
DES12750
DES12760
DES12770
DES12780
DES12790
DES12800
DES12810
DES12820
DES12830
DES12840
DES12850
DES12860
DES12870
DES12880
DES12890
DES12900
DES12910
DES12920
DES12930
DES12940
DES12950
DES12960
DES12970
DES12980
DES12990
DES13000
DES13010
DES13020
DES13030
DES13040
DES13050
DES13060

```

```

0049      GO TO 7
0050      10 ADMIN(K)=V10
0051      GO TO 7
0052      5 ADMIN(K)=V11
0053      GO TO 7
0054      748 IV=2
0055      7 RETURN
          END

```

```

DES13070
DES13080
DES13090
DES13100
DES13110
DES13120
DES13130
DES13140

```

```

0001 SUBROUTINE PERFOR
0002 DIMENSION Z(3),TB(3),TA(3),YE(30),XE(30),XB(30),YC(30),NP(30)
0003 DIMENSION L(30),V(30),X(30,30),Y(30,30),T(30),DLA(30),DLB(30)
0004 DIMENSION DML(30),PMV(30),DMV(30),PML(30),PAM(30),TSM(30)
0005 DIMENSION LGPM(30),VCFS(30),VLOAD(30),AA(30),AD(30),WL(30)
0006 DIMENSION FPL(30),WFP(30),AT(30),HOW(30),HL(30),HSIGMA(30)
0007 DIMENSION HUD(30),HTMIN(30),HT(30),AH(30),AHPMAX(30)
0008 DIMENSION AHMAX(30),AHMD(30),HTMC(30),AHMIN(30),PEE(30,30)
0009 DIMENSION VLB(30),DL(30),SIGMA(30),DV(30),VVA(30),VVP(30)
0010 DIMENSION VMV(30),VLA(30),TETA(30),VML(30)
0011 DIMENSION HD(30),DP(30),U(30),LANDA(30,30),EMV(30,30)
0012 DIMENSION HTMD(30),TSMC(30),FLV(30),SFI(30),CAFD(30)
0013 DIMENSION AAC(30),VD(30),ADSD(30),HSD(30),HSDC(30),WLSD(30)
0014 DIMENSION NPMAX(30),AHMC(30),TS(30),F(30),FC(30),DTI(30),HLD(30)
0015 DIMENSION P1(30),CAFDA(30),AAA(30),ATA(30),PIC(30)
0016 DIMENSION FEC(30),FRVC(30),ENPMAX(30),HGR(30),HLP(30)
0017 DIMENSION XR(30),VLID(30),VVP(30),VCLA(30),VCLB(30),VCML(30)
0018 REAL LANDA,L
0019 COMMON J,M,L,X,V,Y,P,T,ALFA,FF,TSMAX,TSMIN,PMA,PMB,I
0020 COMMON ZCA,ZCB,VCA,VCB,PAI,PBI,PCA,PCB,TCA,TCB,C1,C2,EN1,EN2
0021 COMMON HW,FW,TD,DH,DPMAX,PI,DLA,DLB,PML,PMV,DML,DMV,TSM
0022 COMMON K,HL,HOW,VCFS,AA,HSIGMA,CO,HTMIN,AHPMAX,AHMAX
0023 COMMON TS,HUD,HTMD,AHMD,HTMC,AHMC,AHMIN
0024 COMMON PEE,DL,DV,VMV,VCML,VML
0025 COMMON AH,AD,EQ,HD,HT,DP,HLD,U,LANDA,EMV
0026 C CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION DE PLATO SECO
0027 DO 539 I=1,K
0028 XAX41=.186/(CO**2)
0029 XAX42=(VCFS(I)/AH(I))**2
0030 HD(I)=X+X41*XAX42*(DMV(I)/DML(I))*(1.-(AH(I)/AA(I)))
0031 C CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION TOTAL DEL PLATO
0032 HT(I)=HD(I)+HL(I)+HSIGMA(I)
0033 DP(I)=HT(I)*(DML(I)/1728.)
0034 C CALCULO DEL ACUMULAMIENTO DE LIQUIDO
0035 HLD(I)=HW+HOW(I)+((HT(I)+HUD(I))*(DML(I)/(DML(I)-DMV(I))))
0036 U(I)=((HL(I)*AA(I))+HLD(I)*AD(I))*(DML(I)/12.)
0037 C CALCULO DE LA EFICIENCIA DEL PLATO
0038 DO 204 J=1,M
0039 LANDA(J,I)=PEE(J,I)*L(I)/V(I)
0040 EMV(J,I)=((LANDA(J,I)**EQ)-1.)/((LANDA(J,I)-1.)
0041 CONTINUE
0042 CONTINUE
0043 RETURN
0044 END
DES13150
DES13160
DES13170
DES13180
DES13190
DES13200
DES13210
DES13220
DES13230
DES13240
DES13250
DES13260
DES13270
DES13280
DES13290
DES13300
DES13310
DES13320
DES13330
DES13340
DES13350
DES13360
DES13370
DES13380
DES13390
DES13400
DES13410
DES13420
DES13430
DES13440
DES13450
DES13460
DES13470
DES13480
DES13490
DES13500
DES13510
DES13520
DES13530
DES13540
DES13550
DES13560
DES13570
DES13580

```

```

0001 SUBROUTINE SMLDT DES13590
0002 DIMENSION Z(3),FB(3),FP(3),YE(30),XE(30),XR(30),YB(30),NP(30) DES13600
0003 DIMENSION L(20),V(30),X(30,30),Y(30,30),T(30),DLA(30),DLB(30) DES13610
0004 DIMENSION DML(30),PMV(30),DMV(30),PML(30),PAM(30),TSML(30) DES13620
0005 DIMENSION LGPM(30),VCFS(30),VLJAD(30),AA(30),AD(30),WL(30) DES13630
0006 DIMENSION FPL(30),WFP(30),AT(30),HOW(30),HL(30),HSIGMA(30) DES13640
0007 DIMENSION AUD(30),HUD(30),HTMIN(30),HT(30),AH(30),AHPMAX(30) DES13650
0008 DIMENSION AHMAX(30),AHMD(30),HTMC(30),AHMIN(30),PEE(30,30) DES13660
0009 DIMENSION VLB(30),DL(30),SIGMA(30),DV(30),VVA(30),VVB(30) DES13670
0010 DIMENSION VMV(30),VLA(30),TETA(30),VML(30) DES13680
0011 DIMENSION HD(30),DP(30),U(30),LANDA(30,30),EMV(30,30) DES13690
0012 DIMENSION HTMD(30),TSMD(30),FLV(30),SFI(30),CAFD(30) DES13700
0013 DIMENSION AAC(30),VD(30),ADSD(30),HSD(30),HSOC(30),WLSO(30) DES13710
0014 DIMENSION NPMAX(30),AHMC(30),TS(30),F(30),FC(30),DTI(30),HLD(30) DES13720
0015 DIMENSION P1(30),CAFOA(30),AAA(30),ATA(30),PIC(30) DES13730
0016 DIMENSION FFC(30),FRVC(30),FNPMAX(30),HGP(30),HLP(30) DES13740
0017 DIMENSION XR(30),VLID(30),VVP(30),VCLA(30),VCLB(30),VCML(30) DES13750
0018 COMMON /M,L,X,V,Y,P,T,ALFA,FF,TSMAX,TSMIN,PMA,PMB,I DES13760
0019 COMMON /ZCA,ZCB,VCA,VCB,PAI,PBI,PCA,PCB,TCA,TCB,C1,C2,EN1,EN2 DES13770
0020 COMMON /HW,FW,TD,DH,DFMAX,PI,DLA,DLB,PML,PMV,DMV,TSML DES13780
0021 COMMON /K,HL,HOW,VCFS,AA,HSIGMA,CC,HTMIN,AHPMAX,AHMAX DES13790
0022 COMMON /TS,HUD,HTMD,AHMD,HTMC,AHMC,AHMIN DES13800
0023 COMMON /PEE,DL,DV,VMV,VCML,VML DES13810
0024 COMMON /AH,AD,EB,HD,HT,DP,HLD,U,LANDA,EMV DES13820
0025 COMMON /TEA,TEB,CLMA,CLMB,CA,CB,PH,PN,EXA,EXB,CRA,CRB,EXAA,EXBA,C S DES13830
0026 COMMON /TF,EM,YY,XXA,TFC1,TFC2,TFF1,TFF2,MLODT DES13840
0027 COMMON /CPV,CTV,DVAP,VV,CPH20,CTH20,DH20,VH20,CPMEZG,CTMG,DGM,VMG DES13850
0028 COMMON /CPMEZL,DLM,CTML,VLM DES13860
0029 REAL MLODT DES13870
      C CALCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA DES13880
      DT1=TFC2-TFF1 DES13890
      DT2=TFC1-TFF2 DES13900
      MLODT=(DT2-DT1)/(ALOG(DT2/DT1)) DES13910
      C CALCULO DE TEMPERATURA PROMEDIO DES13920
      TF=TFF1+0.55*(TFF2-TFF1) DES13930
      XXA=XF DES13940
      CALL CALOR DES13950
      RETURN DES13960
      END DES13970

```

0001	SUBROUTINE CALCP	DES13980
0002	DIMENSION Z(3),TR(3),TF(3),YE(30),XE(30),X0(30),Y0(30),ND(30)	DES13990
0003	DIMENSION L(30),V(30),X(30,30),Y(30,30),T(30),DLA(30),DLB(30)	DES14000
0004	DIMENSION DML(30),FMV(30),DMV(30),PML(30),PAM(30),TSML(30)	DES14010
0005	DIMENSION LGPM(30),VCFS(30),VLOAD(30),AA(30),AD(30),WL(30)	DES14020
0006	DIMENSION FPL(30),WFP(30),AT(30),HOW(30),HL(30),HSIGMA(30)	DES14030
0007	DIMENSION HUD(30),HTD(30),HTMIN(30),HT(30),AH(30),AHPMAX(30)	DES14040
0008	DIMENSION AHMAX(30),AHMD(30),HTMC(30),AHMIN(30),PEE(30,30)	DES14050
0009	DIMENSION VLR(30),DL(30),SIGMA(30),DV(30),VVA(30),VVB(30)	DES14060
0010	DIMENSION VMV(30),VLA(30),TEA(30),VML(30)	DES14070
0011	DIMENSION HD(30),DP(30),U(30),LANDA(30,30),EMV(30,30)	DES14080
0012	DIMENSION HTMD(30),TSMD(30),FLV(30),SFI(30),CAFO(30)	DES14090
0013	DIMENSION AAC(30),VD(30),ADSD(30),HSD(30),HSDC(30),WLSO(30)	DES14100
0014	DIMENSION NPMAX(30),AHMC(30),TS(30),F(30),FC(30),DTI(30),HLD(30)	DES14110
0015	DIMENSION PI(30),CAFOA(30),AAA(30),ATA(30),PIC(30)	DES14120
0016	DIMENSION FFC(30),FRVC(30),FNPMAX(30),HGR(30),HLP(30)	DES14130
0017	DIMENSION XR(30),VLIC(30),VVP(30),VCLA(30),VCLB(30),VCML(30)	DES14140
0018	COMMON N,M,L,X,V,Y,P,T,ALFA,FF,TSMAX,TSMIN,PMA,PMB,I	DES14150
0019	COMMON ZCA,ZCB,VCA,VCB,PAI,PBI,PCA,PCB,TCA,TCB,C1,C2,EN1,EN2	DES14160
0020	COMMON HW,FW,TD,DH,OPMAX,PI,DLA,DLB,PML,PMV,DML,DMV,TSML	DES14170
0021	COMMON K,HL,HOW,VCFS,AA,HSIGMA,CG,HTMIN,AHPMAX,AHMAX	DES14180
0022	COMMON TS,HUD,HTMD,AHMD,HTMC,AHMC,AHMIN	DES14190
0023	COMMON PEE,DL,DV,VMV,VCML,VML	DES14200
0024	COMMON AH,AD,EG,FD,HT,DP,HLD,U,LANDA,EMV	DES14210
0025	COMMON TEA,TEB,CLMA,CLMB,CA,CB,PH,PN,EXA,EXB,CRA,CRB,EXAA,EXBA,CS	DES14220
0026	COMMON TF,CM,YY,XXA,TEC1,TEC2,TEF1,TEF2,MLDT	DES14230
0027	COMMON CPV,CTV,DVAP,VV,CPH20,CTH20,DH20,VH20,CPMEZG,CTMG,DGM,VMG	DES14240
0028	COMMON CPMEZL,CLM,CTML,VLM	DES14250
	C CALCULO DE LAS PROPIEDADES DEL VAPOR	DES14260
0029	CPV=0.44045+0.000076*TF	DES14270
0030	CTV=(10.**((0.5992*ALOG10(TF)-3.2187)))	DES14280
0031	DVAP=0.00196*TF-0.40695	DES14290
0032	VV=(0.0080+(2.1195E-05*TF))*2.42	DES14300
	C CALCULO DE LAS PROPIEDADES DEL AGUA	DES14310
0033	CPH20=0.44045+0.000076*TF	DES14320
0034	CTH20=0.00047*TF+0.3151	DES14330
0035	DH20=24.0577+1.8545*((1704.78-TF)**0.494)	DES14340
0036	VH20=(10.**((10.**((0.0423*DH20-2.9)-1.)))**2.42	DES14350
	C CALCULO DE LAS PROPIEDADES DE LA MEZCLA GASEOSA	DES14360
0037	CPMEZG=CM	DES14370
0038	TRAE=TEA/TCA	DES14380
0039	TRBE=TEB/TCB	DES14390
0040	DLAE=((PMA/VCA)*(1.2+(5.563-11.03*ZCA)*((1.-TRAE)**EXA)))	DES14400
0041	DLBE=((PMB/VCB)*(1.2+(5.563-11.03*ZCB)*((1.-TRBE)**EXB)))	DES14410
0042	DSVEA=(CLMA/TEA)	DES14420
0043	DSVEB=(CLMB/TEB)	DES14430
0044	ALFAA=0.0481*(DLAE/PMA)*(DSVEA-8.75-(1.986*ALOG(TEA/1.8)))	DES14440
0045	ALFAB=0.0481*(DLBE/PMB)*(DSVEB-8.75-(1.986*ALOG(TEB/1.8)))	DES14450


```

0045 CVA=C1*PMA-1.986 DES14460
0047 CVB=C2*PMB-1.986 DES14470
0048 EXAA=((TCA/1.8)**(1./6.))/((PMA**((1./2.))*((PCA/14.7)**(2./3.))) DES14480
0049 EXBA=((TCB/1.8)**(1./6.))/((PMB**((1./2.))*((PCB/14.7)**(2./3.))) DES14490
0050 VAE=((7.55*TRA-0.55)*0.0001*(ZCA**(-5./4.)))/EXAA DES14500
0051 VBE=((7.55*TRB-0.55)*0.0001*(ZCB**(-5./4.)))/EXBA DES14510
0052 CTAE=(1.3*CVA+3.6-0.3*CRA-(0.69/TRA)-(3.*ALFAA))*(VAE/PMA) DES14520
0053 CTBE=(1.3*CVB+3.6-0.3*CRB-(0.69/TRB)-(3.*ALFAB))*(VBE/PMB) DES14530
0054 CTAG=7.34*CTAE*((TF+460.)/TEA)**1.786 DES14540
0055 CTBG=7.34*CTBE*((TF+460.)/TEB)**1.786 DES14550
0056 PM=PMB+(FMA-PMB)*YY DES14560
0057 DSM=(P*PM)/(10.726*(TF+460.)) DES14570
0058 TRA=(TF+460.)/TCA DES14580
0059 TRB=(TF+460.)/TCB DES14590
0060 VAG=((7.55*TRA-0.55)*0.0001*(ZCA**(-5./4.)))/EXAA DES14600
0061 VBG=((7.55*TRB-0.55)*0.0001*(ZCB**(-5./4.)))/EXBA DES14610
0062 XAX3=(PMB**0.5)+YY*(PMA**0.5)-(PMB**0.5) DES14620
0063 VMG=((VAG*(PMB**0.5)+YY*(VAG*(PMA**0.5)-VBG*(PMB**0.5)))/XAX3)*2.4 DES14630
0064 SA=1.5*TEA DES14640
0065 SB=1.5*TEB DES14650
0066 SAB=C3*((SA*SB)**(1./2.)) DES14660
0067 AAB=((1./4.)*((1.+(VAG/VBG)*((PMB/PMA)**(3./4.)))+(1.+(SA/(TF+460.)))/((1.+(SB/(TF+460.)))))**2*(1.+(SAB/(TF+460.)))/((1.+(SA/(TF+460.)))+(1.+(SB/(TF+460.)))))**2*(1.+(SAB/(TF+460.)))/((1.+(SA/(TF+460.)))+(1.+(SB/(TF+460.))))) DES14670
0068 ABA=((1./4.)*((1.+(VAG/VBG)*((PMA/PMB)**(3./4.)))+(1.+(SB/(TF+460.)))/((1.+(SA/(TF+460.)))+(1.+(SB/(TF+460.)))))**2*(1.+(SAB/(TF+460.)))/((1.+(SA/(TF+460.)))+(1.+(SB/(TF+460.)))))**2*(1.+(SAB/(TF+460.)))/((1.+(SA/(TF+460.)))+(1.+(SB/(TF+460.))))) DES14680
0069 CTMG=((YY*CTAG)/(YY*(1.-AAB)+AAB))+((1.-YY)*CTBG)/(1.-YY*(1.-ABA)) DES14690
0070 C CALCULO DE LAS PROPIEDADES DE LA MEZCLA LIQUIDA DES14700
0071 CPMEZL=CM DES14710
0072 EXA=0.3*ZCA+0.31 DES14720
0073 EXB=0.3*ZCB+0.31 DES14730
0074 DTVA=((CLMA/TEA)+(1.986*ALOG(491.4/TEA))) DES14740
0075 DTVB=((CLMB/TEB)+(1.986*ALOG(491.4/TEB))) DES14750
0076 TRA=(TF+460.)/TCA DES14760
0077 TRB=(TF+460.)/TCB DES14770
0078 DAL=(PMA/VCA)*(1.2+((5.563-11.03*ZCA)*((1.-TRA)**EXA))) DES14780
0079 DBL=(PMB/VCB)*(1.2+((5.563-11.03*ZCB)*((1.-TRB)**EXB))) DES14790
0080 DLM=(DAL*DBL)/(DAL+((DBL-DAL)*XXA)) DES14800
0081 CTAL=734*((88.-4.94*PH)*0.001)/DTVA*((0.55/TRA)**PN)*C4*PMA*((DAL*(PMA**2.4))**((4./3.))) DES14810
0082 CTBL=734*((88.-4.94*PH)*0.001)/DTVB*((0.55/TRB)**PN)*C5*PMB*((DBL*(PMB**2.4))**((4./3.))) DES14820
0083 XA=PMA*XXA/(PMB+((FMA-PMB)*XXA)) DES14830
0084 CTML=CTBL+((CTAL-CTBL)-0.72*ABS(CTAL-CTBL)*(1.-XA))*XA DES14840
0085 VAL=(10.**((10.**((C1*DAL-2.9)))))/10. DES14850
0086 VBL=(10.**((10.**((C2*DBL-2.9)))))/10. DES14860
0087 VCCA=(VAL*2.42)/DAL DES14870

```

0087	VCCB=(VBL*2.42)/DRL	DESI14940
0088	V CAB=(2.*VCCA+VCCB)/3.	DESI14950
0089	VCBA=(2.*VCCB+VCCA)/3.	DESI14960
0090	XXB=1.-XXA	DESI14970
0091	R01=(XXB**3)*ALOG(PMB/PMA)	DESI14980
0092	R02=3.*XXA*(XXB**2)*ALOG((1.+2.*(PMB/PMA))/3.)	DESI14990
0093	R03=3.*(XXA**2)*XXB*ALOG((2.+(PMB/PMA))/3.)	DESI15000
0094	R04=ALOG(XXA+(XXB*PMB/PMA))	DESI15010
0095	R0=R01+R02+R03-R04	DESI15020
0096	R05=(XXA**3)*ALOG(VCCA)	DESI15030
0097	R06=3.*(XXA**2)*XXB*ALOG(VCAB)	DESI15040
0098	R07=3.*XXA*(XXB**2)*ALOG(VCBA)	DESI15050
0099	R08=(XXB**3)*ALOG(VCCB)	DESI15060
0100	VCM=EXP(R05+R06+R07+R08+R0)	DESI15070
0101	VLM=VCM*DLM	DESI15080
0102	RETURN	DESI15090
0103	END	DESI15100

HF = 30365.0459

HLA = 9996.12500

HGA = 26839.9336

LINFA-Q = -0.11218

FLUJOS DE DESTILADO Y DE RESIDUO EN LBMOL/HR Y LB/HR

D1 = 0.16801

D = 11.37653

W1 = 0.78337

W = 57.62347

INTERSECCION DE LA LINEA Q CON LA CURVA DE EQUILIBRIO

YEQR = 0.21036

XEQR = 0.12447

LINEA QUE PASA POR Y=XD E INTERCEPTA CURVA DE EQUILIBRIO Y LA LINEA Q

G = 0.89842

H = 0.09853

REFLUJO MINIMO Y REFLUJO

RM = 3.84426

R = 16.80409

LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO

G1 = 0.94383

H1 = 0.05448

INTERSECCION DE LA LINEA DE OPERACION DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO CON LA LINEA Q

XDEQ = 0.17003

YDEQ = 0.21496

LINIA DE OPERACION DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO

J1= 1.34556

K1= 0.01382

FLUJO GASEOSO DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO: GE= 3.34731

FLUJO LIQUIDO DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO: LE= 3.15930

FLUJO LIQUIDO DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO: LA= 3.05033

FLUJO GASEOSO DE LA ZONA DE AGOTAMIENTO: GA= 2.26697

NUMERO DE PLATOS=14

FLUJOS DE VAPOR Y LIQUIDO

V(1)= 2.26697

L(1)= 3.05033

V(2)= 2.26697

L(2)= 3.05033

V(3)= 2.26697

L(3)= 3.05033

V(4)= 2.26697

L(4)= 3.05033

V(5)= 2.26697

L(5)= 3.05033

PLATO DE CAMBIO= 6

$$V(5) = 3.34731$$

$$L(6) = 3.15930$$

$$V(7) = 3.34731$$

$$L(7) = 3.15930$$

$$V(8) = 3.34731$$

$$L(8) = 3.15930$$

$$V(9) = 3.34731$$

$$L(9) = 3.15930$$

$$V(10) = 3.34731$$

$$L(10) = 3.15930$$

$$V(11) = 3.34731$$

$$L(11) = 3.15930$$

$$V(12) = 3.34731$$

$$L(12) = 3.15930$$

$$V(13) = 3.34731$$

$$L(13) = 3.15930$$

$$V(14) = 3.34731$$

$$L(14) = 3.15930$$

COMPOSICION EN CADA PLATO

$$X(1, 1) = 0.03935$$

$$X(2, 1) = 0.96065$$

$$Y(1, 1) = 0.06239$$

$$Y(2, 1) = 0.93661$$

$$X(1, 2) = 0.05738$$

$$X(2, 2) = 0.94262$$

$$Y(1, 2) = 0.09573$$

$$Y(2, 2) = 0.90427$$

X(1, 3)=0.08142

X(2, 3)=0.91858

Y(1, 3)=0.13758

Y(2, 3)=0.86202

X(1, 4)=0.11282

X(2, 4)=0.88718

Y(1, 4)=0.19172

Y(2, 4)=0.80828

X(1, 5)=0.15276

X(2, 5)=0.84724

Y(1, 5)=0.24934

Y(2, 5)=0.75066

X(1, 6)=0.20645

X(2, 6)=0.79355

Y(1, 6)=0.31826

Y(2, 6)=0.68174

X(1, 7)=0.27948

X(2, 7)=0.72052

Y(1, 7)=0.40749

Y(2, 7)=0.59251

X(1, 8)=0.37402

X(2, 8)=0.62598

Y(1, 8)=0.51499

Y(2, 8)=0.48501

X(1, 9)=0.48791

X(2, 9)=0.51209

Y(1, 9)=0.63201

Y(2, 9)=0.36799

$$X(1,10)=0.61189$$

$$X(2,10)=0.38811$$

$$Y(1,10)=0.74384$$

$$Y(2,10)=0.25616$$

$$X(1,11)=0.73038$$

$$X(2,11)=0.26962$$

$$Y(1,11)=0.83613$$

$$Y(2,11)=0.16387$$

$$X(1,12)=0.82817$$

$$X(2,12)=0.17183$$

$$Y(1,12)=0.90236$$

$$Y(2,12)=0.09764$$

$$X(1,13)=0.89834$$

$$X(2,13)=0.10166$$

$$Y(1,13)=0.94483$$

$$Y(2,13)=0.05517$$

$$X(1,14)=0.94333$$

$$X(2,14)=0.05667$$

$$Y(1,14)=0.97000$$

$$Y(2,14)=0.03000$$

TEMPERATURA EN CADA PLATO

$$T(1)=220.82445$$

$$T(2)=219.85059$$

$$T(3)=218.55560$$

T(4) = 215.86922

T(5) = 214.90291

T(6) = 212.37735

T(7) = 208.93478

T(8) = 204.47040

T(9) = 199.09027

T(10) = 193.23148

T(11) = 187.61435

T(12) = 182.93907

T(13) = 179.54283

T(14) = 177.33900

ENTALPIA Y PESO MOLECULAR EN LAS FASES LIQUIDA Y VAPOR

PMV(1) = 73.23062

HGP(1) = 29884.8008

HLP(1) = 10657.1055

PML(1) = 73.56796

PMV(2) = 72.77689

HGP(2) = 29667.9453

HLP(2) = 10573.6133

PML(2) = 73.31490

PMV(3)=72.18407	HGP(3)= 29385.8242	HLP(3)= 19452.9844	PML(3)=72.97769
PMV(4)=71.43019	HGP(4)= 29028.9961	HLP(4)= 10319.5703	PML(4)=72.53711
PMV(5)=70.62175	HGP(5)= 28646.5078	HLP(5)= 10147.0195	PML(5)=71.97684
PMV(6)=69.65430	HGP(6)= 28190.7422	HLP(6)= 9922.80469	PML(6)=71.22343
PMV(7)=68.40286	HGP(7)= 27606.5391	HLP(7)= 9621.54687	PML(7)=70.15396
PMV(8)=66.89474	HGP(8)= 26911.6836	HLP(8)= 9238.03906	PML(8)=68.87251
PMV(9)=65.25296	HGP(9)= 26166.2617	HLP(9)= 8786.27734	PML(9)=67.27464
PMV(10)=63.68396	HGP(10)= 25464.2891	HLP(10)= 8307.21875	PML(10)=65.53516
PMV(11)=62.33904	HGP(11)= 24891.9727	HLP(11)= 7861.13672	PML(11)=63.87279
PMV(12)=61.45931	HGP(12)= 24484.5000	HLP(12)= 7500.58984	PML(12)=62.50079
PMV(13)=60.85404	HGP(13)= 24224.1953	HLP(13)= 7245.38672	PML(13)=61.51628
PMV(14)=60.51039	HGP(14)= 24070.0547	HLP(14)= 7083.01953	PML(14)=60.88507

ENTALPIA EN EL TOPE: HVV= 24070.0547

ENTALPIA DEL REFLUJO: HLB= 6905.51172

ENTALPIA DE FONDOS: $H_L = 10657.1055$

CALOR DEL CONDENSADOR: $Q_C = 57455.0508$

CALOR DEL REBOILER: $Q_B = 37023.1055$

PROPIEDADES DE LA MEZCLA BINARIA

$DML(1) = 45.58207$	$DMV(1) = 0.14741$	$TSML(1) = 13.39178$
$DML(2) = 45.60927$	$DMV(2) = 0.14671$	$TSML(2) = 13.36190$
$DML(3) = 45.64577$	$DMV(3) = 0.14579$	$TSML(3) = 13.32167$
$DML(4) = 45.69370$	$DMV(4) = 0.14463$	$TSML(4) = 13.26829$
$DML(5) = 45.74745$	$DMV(5) = 0.14341$	$TSML(5) = 13.19002$
$DML(6) = 45.81537$	$DMV(6) = 0.14198$	$TSML(6) = 13.07692$
$DML(7) = 45.91197$	$DMV(7) = 0.14014$	$TSML(7) = 12.92027$
$DML(8) = 46.04105$	$DMV(8) = 0.13797$	$TSML(8) = 12.71154$
$DML(9) = 46.20277$	$DMV(9) = 0.13569$	$TSML(9) = 12.44964$
$DML(10) = 46.38633$	$DMV(10) = 0.13361$	$TSML(10) = 12.14984$

DML(11)=46.57033	DMV(11)=0.13203	TSML(11)=11.84812
DML(12)=46.72355	DMV(12)=0.13101	TSML(12)=11.58797
DML(13)=46.84559	DMV(13)=0.13043	TSML(13)=11.39538
DML(14)=46.92435	DMV(14)=0.13012	TSML(14)=11.26950
LGPM(1)= 0.61392	VCFS(1)= 0.31283	VLOAD(1)= 0.01782
LGPM(2)= 0.61144	VCFS(2)= 0.31238	VLOAD(2)= 0.01775
LGPM(3)= 0.60314	VCFS(3)= 0.31178	VLOAD(3)= 0.01765
LGPM(4)= 0.60383	VCFS(4)= 0.31101	VLOAD(4)= 0.01753
LGPM(5)= 0.59847	VCFS(5)= 0.31010	VLOAD(5)= 0.01739
LGPM(6)= 0.61244	VCFS(6)= 0.45617	VLOAD(6)= 0.02543
LGPM(7)= 0.60237	VCFS(7)= 0.45384	VLOAD(7)= 0.02511
LGPM(8)= 0.58333	VCFS(8)= 0.45081	VLOAD(8)= 0.02472
LGPM(9)= 0.57364	VCFS(9)= 0.44716	VLOAD(9)= 0.02427
LGPM(10)= 0.55059	VCFS(10)= 0.44318	VLOAD(10)= 0.02382

LGPM(11)= 0.54054

VCFS(11)= 0.43937

VLOAD(11)= 0.02343

LGPM(12)= 0.52597

VCFS(12)= 0.43620

VLOAD(12)= 0.02313

LGPM(13)= 0.51733

VCFS(13)= 0.43390

VLOAD(13)= 0.02293

LGPM(14)= 0.51117

VCFS(14)= 0.43240

VLOAD(14)= 0.02280

CALCULO DEL DISEÑO DE COLUMNAS DE PLATOS PERFORADOS

HSD(1)=0.06029

WLSB(1)=0.28809

WL(1)=0.28800

FPL(1)=0.28361

WFB(1)=0.36793

CAFB(1)=0.23387

AD(1)=0.01198

AA(1)=0.10291

ATA(1)=0.12832

DTI(1)=0.40420

AT(1)=0.12687

NP(1)= 1

NPMAX(1)= 1

VD(1)= 62.51611

FFC(1)=0.82000

FRVC(1)=0.05283

HSD(2)=0.06017

WLSB(2)=0.28745

WL(2)=0.28745

FPL(2)=0.28316

WFB(2)=0.36733

CAFB(2)=0.23368

AD(2)=0.01193

AA(2)=0.10257

ATA(2)=0.12787

DTI(2)=0.40349

AT(2)=0.12643

NP(2)= 1

NP MAX(2) = 1	VD(2) = 62.51611	FFC(2) = 0.82000	FRVC(2) = 0.05282
HSD(3) = 0.05999	WLS D(3) = 0.28672	WL(3) = 0.28672	FPL(3) = 0.28256
WFP(3) = 0.35643	CAFD(3) = 0.23344	AD(3) = 0.01186	AA(3) = 0.10212
ATA(3) = 0.12727	DTI(3) = 0.40255	AT(3) = 0.12534	NP(3) = 1
NP MAX(3) = 1	VD(3) = 62.51611	FFC(3) = 0.82000	FRVC(3) = 0.05282
HSD(4) = 0.05977	WLS D(4) = 0.28577	WL(4) = 0.28577	FPL(4) = 0.28180
WFP(4) = 0.36533	CAFD(4) = 0.23313	AD(4) = 0.01178	AA(4) = 0.10154
ATA(4) = 0.12651	DTI(4) = 0.40134	AT(4) = 0.12509	NP(4) = 1
NP MAX(4) = 1	VD(4) = 62.51611	FFC(4) = 0.82000	FRVC(4) = 0.05283
HSD(5) = 0.05943	WLS D(5) = 0.28462	WL(5) = 0.28462	FPL(5) = 0.28100
WFP(5) = 0.36402	CAFD(5) = 0.23280	AD(5) = 0.01167	AA(5) = 0.10089
ATA(5) = 0.12564	DTI(5) = 0.39996	AT(5) = 0.12424	NP(5) = 1

NPMAX(5)= 1	VD(5)= 62.51611	FFC(5)=0.82000	FRVC(5)=0.05290
HSD(6)=0.05692	WLSO(6)=0.30648	WL(6)=0.30648	FPL(6)=0.35564
WFP(6)=0.41957	CAFO(6)=0.23241	AD(6)=0.01195	AA(6)=0.14766
ATA(6)=0.17311	DTI(6)=0.46948	AT(6)=0.17155	NP(6)= 1
NPMAX(6)= 1	VD(6)= 62.51611	FFC(6)=0.82000	FRVC(6)=0.07854
HSD(7)=0.05640	WLSO(7)=0.30427	WL(7)=0.30427	FPL(7)=0.35399
WFP(7)=0.41704	CAFO(7)=0.23190	AD(7)=0.01175	AA(7)=0.14610
ATA(7)=0.17113	DTI(7)=0.46679	AT(7)=0.16960	NP(7)= 1
NPMAX(7)= 1	VD(7)= 62.51611	FFC(7)=0.82000	FRVC(7)=0.07886
HSD(8)=0.05571	WLSO(8)=0.30140	WL(8)=0.30140	FPL(8)=0.35196
WFP(8)=0.41382	CAFO(8)=0.23130	AD(8)=0.01150	AA(8)=0.14415
ATA(8)=0.16864	DTI(8)=0.46338	AT(8)=0.16714	NP(8)= 1

NPMAX(8) = 1	VD(8) = 62.51611	FFC(8) = 0.82000	FRVC(8) = 0.07034
HSD(9) = 0.05486	WLSO(9) = 0.29795	WL(9) = 0.29795	FPL(9) = 0.34967
WFP(9) = 0.41003	CAFO(9) = 0.23065	AD(9) = 0.01119	AA(9) = 0.14192
ATA(9) = 0.16576	DTI(9) = 0.45940	AT(9) = 0.16430	NP(9) = 1
NPMAX(9) = 1	VD(9) = 62.51611	FFC(9) = 0.82000	FRVC(9) = 0.08005
HSD(10) = 0.05392	WLSO(10) = 0.29421	WL(10) = 0.29421	FPL(10) = 0.34740
WFP(10) = 0.40604	CAFO(10) = 0.23006	AD(10) = 0.01096	AA(10) = 0.13964
ATA(10) = 0.16277	DTI(10) = 0.45524	AT(10) = 0.16135	NP(10) = 1
NPMAX(10) = 1	VD(10) = 62.51611	FFC(10) = 0.82000	FRVC(10) = 0.09100
HSD(11) = 0.05291	WLSO(11) = 0.29114	WL(11) = 0.29114	FPL(11) = 0.34755
WFP(11) = 0.40385	CAFO(11) = 0.22960	AD(11) = 0.01054	AA(11) = 0.13760
ATA(11) = 0.16144	DTI(11) = 0.45338	AT(11) = 0.15868	NP(11) = 1

NPMAX(11)= 1	VD(11)= 62.51611	FFC(11)=0.82000	FRVC(11)=0.08208
HSD(12)=0.05214	WLSD(12)=0.28819	WL(12)=0.28819	FPL(12)=0.34605
WFP(12)=0.40087	CAFO(12)=0.22931	AD(12)=0.01028	AA(12)=0.13601
ATA(12)=0.15923	DTI(12)=0.45033	AT(12)=0.15656	NP(12)= 1
NPMAX(12)= 1	VD(12)= 62.51611	FFC(12)=0.82000	FRVC(12)=0.08310
HSD(13)=0.05158	WLSD(13)=0.28606	WL(13)=0.28606	FPL(13)=0.34503
WFP(13)=0.39877	CAFO(13)=0.22914	AD(13)=0.01009	AA(13)=0.13490
ATA(13)=0.15777	DTI(13)=0.44820	AT(13)=0.15509	NP(13)= 1
NPMAX(13)= 1	VD(13)= 62.51611	FFC(13)=0.82000	FRVC(13)=0.08391
HSD(14)=0.05122	WLSD(14)=0.28470	WL(14)=0.28470	FPL(14)=0.34441
WFP(14)=0.39743	CAFO(14)=0.22905	AD(14)=0.00997	AA(14)=0.13421
ATA(14)=0.15682	DTI(14)=0.44685	AT(14)=0.15416	NP(14)= 1
NPMAX(14)= 1	VD(14)= 62.51611	FFC(14)=0.82000	FRVC(14)=0.08446

SF= 0.91100

FF= 0.82000

FRV= 0.08446

DIAMETRO DE LA TORRE: DT=0.5

AAZ= 0.13916 ADZ= 0.01619 AFZ= 0.17161 HSDZ= 0.07025 WLZ= 0.33405 FPLZ= 0.32685 WFPZ= 0.42576

TS(1)= 7.8 F(1)= 5.7 HOW(1)=0.79369 HL(1)=1.20383 HSIGMA(1)=0.00103

TS(2)= 7.7 F(2)= 5.8 HOW(2)=0.79369 HL(2)=1.20568 HSIGMA(2)=0.00103

TS(3)= 7.6 F(3)= 5.8 HOW(3)=0.79399 HL(3)=1.20811 HSIGMA(3)=0.00103

TS(4)= 7.4 F(4)= 5.8 HOW(4)=0.79396 HL(4)=1.21123 HSIGMA(4)=0.00103

TS(5)= 7.3 F(5)= 5.8 HOW(5)=0.79388 HL(5)=1.21461 HSIGMA(5)=0.00103

AUD(1)=0.00680 HUD(1)=0.03677 AHMAX(1)=0.02087 HTMIN(1)=1.76410 AHMD(1)=0.01567

AUD(2)=0.00680 HUD(2)=0.03652 AHMAX(2)=0.02087 HTMIN(2)=1.76596 AHMD(2)=0.01608

AUD(3)=0.00680 HUD(3)=0.03642 AHMAX(3)=0.02087 HTMIN(3)=1.76845 AHMD(3)=0.01671

AUD(4)=0.00680 HUD(4)=0.03616 AHMAX(4)=0.02087 HTMIN(4)=1.77155 AHMD(4)=0.01766

AUD(5)=0.00680 HUD(5)=0.03584 AHMAX(5)=0.02087 HTMIN(5)=1.77492 AHMD(5)=0.01896

AHMC(1)=0.00527 AHMIN(1)=0.01567 HTMD(1)=1.93015 HTMC(1)=5.68644 AH(1)=0.01896

AHMC(2)=0.00525 AHMIN(2)=0.01608 HTMD(2)=1.88743 HTMC(2)=5.68305 AH(2)=0.01896

AHMC(3)=0.00523 AHMIN(3)=0.01671 HTMD(3)=1.83068 HTMC(3)=5.67851 AH(3)=0.01896

AHMC(4)=0.00520 AHMIN(4)=0.01766 HTMD(4)=1.75797 HTMC(4)=5.67255 AH(4)=0.01896

AHMC(5)=0.00516 AHMIN(5)=0.01896 HTMD(5)=1.67796 HTMC(5)=5.66589 AH(5)=0.01896

AHMINZ= 0.01896

AHMAXZ= 0.02087

TSMO(2)= 5.66085

TS(2)= 7.70822

TSMO(3)= 5.66300

TS(3)= 7.59436

TSMO(4)= 5.66525

TS(4)= 7.44754

TSMO(5)= 5.66755

TS(5)= 7.28577

TTD= 2.23825

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: TSZ= 6.

DL(1)=0.00008900

DV(1)= 0.20626

VMV(1)=0.00958861

VML(1)= 0.87849

PEE(1, 1)= 2.45425

PEE(2, 1)= 0.37360

DL(2)=0.00003755

DV(2)= 0.20555

VMV(2)=0.00959750

VML(2)= 0.89400

PEE(1, 2)= 2.31067

PEE(2, 2)= 0.38268

DL(3)=0.00003586

DV(3)= 0.20493

VMV(3)=0.00960889

VML(3)= 0.89135

PEE(1, 3)= 2.13813

PEE(2, 3)= 0.39531

DL(4)=0.00008358

DV(4)= 0.20394

VMV(4)=0.00962297

VML(4)= 0.90097

PEE(1, 4)= 1.94036

PEE(2, 4)= 0.41277

DL(5)=0.00003098

DV(5)= 0.20279

VMV(5)=0.00963581

VML(5)= 0.91095

PEE(1, 5)= 1.72612

PEE(2, 5)= 0.43670

HD(1)= 0.30005

DP(1)=0.03970

U(1)= 0.90334

HLD(1)= 4.34036

LANDA(1, 1)= 3.30234

EMV(1, 1)= 0.39535

LANDA(2, 1)= 0.50270

EMV(2, 1)= 0.61581

HD(2)= 0.29758

DP(2)=0.03970

U(2)= 0.90481

HLD(2)= 4.33957

LANDA(1, 2)= 3.10914

EMV(1, 2)= 0.39243

LANDA(2, 2)= 0.51492

EMV(2, 2)= 0.61295

HD(3)= 0.29436

DP(3)=0.03972

U(3)= 0.90677

HLD(3)= 4.33885

LANDA(1, 3)= 2.87697

EMV(1, 3)= 0.40161

LANDA(2, 3)= 0.53191

EMV(2, 3)= 0.60906

HD(4) = 0.23023

DP(4) = 0.03973

U(4) = 0.90929

HLD(4) = 4.33751

LANDA(1, 4) = 2.61086

EMV(1, 4) = 0.41320

LANDA(2, 4) = 0.55541

EMV(2, 4) = 0.60387

HD(5) = 0.28581

DP(5) = 0.03975

U(5) = 0.91206

HLD(5) = 4.33599

LANDA(1, 5) = 2.32260

EMV(1, 5) = 0.42732

LANDA(2, 5) = 0.58761

EMV(2, 5) = 0.59707

VELOCIDAD DEL LIQUIDO POR EL DOWNCOMER Y DEL VAPOR POR LAS PERFORACIONES DE LOS PLATOS

VLID(1) = 0.08445

VVP(1) = 16.50294

VLID(2) = 0.08411

VVP(2) = 16.47934

VLID(3) = 0.08365

VVP(3) = 16.44795

VLID(4) = 0.08306

VVP(4) = 16.40707

VLID(5) = 0.08232

VVP(5) = 16.35941

VELOCIDAD DEL VAPOR EN EL TOPE DE LA TORRE Y DEL LIQUIDO EN EL FONDO DE LA TORRE

VVTT = 2.51971

VLFT = 0.00797

NUMERO DE PERFORACIONES EN CADA PLATO: NPPP= 25

RELACION ENTRE PITCH Y DIAMETRO DE LAS PERFORACIONES: RPDH=2.6

SEPARACION ENTRE CENTROS DE PERFORACIONES: PITCH=0.9634

AAZ= 0.14766 ADZ= 0.01195 ATZ= 0.17155 HSDZ= 0.05702 WLZ= 0.30592 FPLZ= 0.35332 WFPZ= 0.41790

TS(6)=14.0	F(6)= 4.4	HOW(6)=0.64046	HL(6)=1.02948	HSIGMA(6)=0.00103
TS(7)=13.7	F(7)= 4.4	HOW(7)=0.64055	HL(7)=1.03705	HSIGMA(7)=0.00103
TS(8)=13.4	F(8)= 4.5	HOW(8)=0.64101	HL(8)=1.04634	HSIGMA(8)=0.00103
TS(9)=13.0	F(9)= 4.6	HOW(9)=0.64128	HL(9)=1.05672	HSIGMA(9)=0.00103
TS(10)=12.6	F(10)= 4.7	HOW(10)=0.64159	HL(10)=1.06698	HSIGMA(10)=0.00103
TS(11)=12.3	F(11)= 4.8	HOW(11)=0.64192	HL(11)=1.07581	HSIGMA(11)=0.00103
TS(12)=12.0	F(12)= 4.9	HOW(12)=0.64226	HL(12)=1.08243	HSIGMA(12)=0.00103
TS(13)=11.8	F(13)= 4.9	HOW(13)=0.64227	HL(13)=1.08684	HSIGMA(13)=0.00103
TS(14)=11.7	F(14)= 5.0	HOW(14)=0.64256	HL(14)=1.08954	HSIGMA(14)=0.00103

AJD(6)=0.00502 HUD(6)=0.06739 AHMAX(6)=0.02215 HTMIN(6)=1.55902 AHMD(6)=0.00954

AJD(7)=0.00502 HUD(7)=0.06628 AHMAX(7)=0.02215 HTMIN(7)=1.56561 AHMD(7)=0.00958

AJD(8)=0.00502 HUD(8)=0.06484 AHMAX(8)=0.02215 HTMIN(8)=1.57599 AHMD(8)=0.00964

AJD(9)=0.00502 HUD(9)=0.06312 AHMAX(9)=0.02215 HTMIN(9)=1.58643 AHMD(9)=0.00972

AJD(10)=0.00502 HUD(10)=0.06124 AHMAX(10)=0.02215 HTMIN(10)=1.59675 AHMD(10)=0.00982

AJD(11)=0.00502 HUD(11)=0.05945 AHMAX(11)=0.02215 HTMIN(11)=1.60565 AHMD(11)=0.00992

AJD(12)=0.00502 HUD(12)=0.05798 AHMAX(12)=0.02215 HTMIN(12)=1.61233 AHMD(12)=0.01001

AJD(13)=0.00502 HUD(13)=0.05692 AHMAX(13)=0.02215 HTMIN(13)=1.61675 AHMD(13)=0.01008

AJD(14)=0.00502 HUD(14)=0.05624 AHMAX(14)=0.02215 HTMIN(14)=1.61951 AHMD(14)=0.01012

AHMC(6)=0.00740 AHMIN(6)=0.00954 HTMD(6)=5.14538 HTMC(6)=5.65743 AH(6)=0.01012

AHMC(7)=0.00732 AHMIN(7)=0.00958 HTMD(7)=5.01494 HTMC(7)=5.64559 AH(7)=0.01012

AHMC(8)=0.00723 AHMIN(8)=0.00964 HTMD(8)=4.85109 HTMC(8)=5.62976 AH(8)=0.01012

AHMC(9)=0.00712 AHMIN(9)=0.00972 HTMD(9)=4.66344 HTMC(9)=5.61003 AH(9)=0.01012

AHMC(10)=0.00702 AHMIN(10)=0.00982 HTMD(10)=4.47206 HTMC(10)=5.58779 AH(10)=0.01012

AHMC(11)=0.00692 AHMIN(11)=0.00992 HTMD(11)=4.30190 HTMC(11)=5.56577 AH(11)=0.01012

AHMC(12)=0.00685 AHMIN(12)=0.01001 HTMD(12)=4.17022 HTMC(12)=5.54693 AH(12)=0.01012

AHMC(13)=0.00681 AHMIN(13)=0.01008 HTMD(13)=4.08037 HTMC(13)=5.53294 AH(13)=0.01012

AHMC(14)=0.00678 AHMIN(14)=0.01012 HTMD(14)=4.02410 HTMC(14)=5.52372 AH(14)=0.01012

AHMINZ= 0.01012

AHMAXZ= 0.02215

TSMO(6)= 6.63903

TS(6)=13.98592

TSMO(7)= 6.60976

TS(7)=13.72064

TSMO(8)= 6.57441

TS(8)=13.38816

TSMO(9)= 6.53468

TS(9)=13.00663

TSMO(10)= 6.49526

TS(10)=12.61733

TSMO(11)= 6.46098

TS(11)=12.27105

TSMO(12)= 6.43490

TS(12)=12.00304

TSMO(13)= 6.41694

TS(13)=11.81954

TSMO(14)= 6.40613

TS(14)=11.70524

TTD= 4.44724

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS: TSZ= 7.

DL(6)=0.00007772

DF(6)= 0.20132

VMV(6)=0.00964872

VML(6)= 0.92283

PEE(1, 6)= 1.43978

PEE(2, 6)= 0.47231

DL(7)=0.00007343

DF(7)= 0.19933

VMV(7)=0.00966317

VML(7)= 0.93904

PEE(1, 7)= 1.23905

PEE(2, 7)= 0.52815

DL(8) = 0.000005214

DL(8) = 0.19675

VMV(8) = 0.00967618

VML(8) = 0.95497

PEE(1, 3) = 0.49349

PEE(2, 8) = 0.61648

DL(9) = 0.000005213

DL(9) = 0.19367

VMV(9) = 0.00968267

VML(9) = 0.98481

PEE(1, 9) = 0.79140

PEE(2, 9) = 0.75577

DL(10) = 0.000005605

DL(10) = 0.19032

VMV(10) = 0.00967776

VML(10) = 1.01106

PEE(1, 10) = 0.63153

PEE(2, 10) = 0.96873

DL(11) = 0.000005065

DL(11) = 0.18716

VMV(11) = 0.00966106

VML(11) = 1.03532

PEE(1, 11) = 0.52006

PEE(2, 11) = 1.26902

DL(12) = 0.00004546 J/(12) = 0.19453 VMV(12) = 0.00963842 VML(12) = 1.05492

PEE(1,12) = 0.44888

PEE(2,12) = 1.63610

DL(13) = 0.00004359 J/(13) = -0.18263 VMV(13) = 0.00961719 VML(13) = 1.06897

PEE(1,13) = 0.40644

PEE(2,13) = 2.00738

DL(14) = 0.00004180 J/(14) = 0.18141 VMV(14) = 0.00960137 VML(14) = 1.07810

PEE(1,14) = 0.38232

PEE(2,14) = 2.31611

HD(6) = 2.31187 DP(6) = 0.08862 U(6) = 0.95682 HLD(6) = 6.96081

LANDA(1,6) = 1.40611 EMV(1,6) = 0.48915

LANDA(2,6) = 0.44578 EMV(2,6) = 0.63003

HD(7) = 2.25395 DP(7) = 0.08747 U(7) = 0.85053 HLD(7) = 5.00914

LAMBDA(1, 7) = 1.16946 EMV(1, 7) = 0.51212

LAMBDA(2, 7) = 0.49845 EMV(2, 7) = 0.61681

HD(8) = 2.13342 DP(8) = 0.09608 U(8) = 0.86534 HLD(8) = 5.94654

LAMBDA(1, 8) = 0.94241 EMV(1, 8) = 0.53901

LAMBDA(2, 8) = 0.56186 EMV(2, 8) = 0.59826

HD(9) = 2.10519 DP(9) = 0.08457 U(9) = 0.87108 HLD(9) = 5.97682

LAMBDA(1, 9) = 0.74695 EMV(1, 9) = 0.56778

LAMBDA(2, 9) = 0.71332 EMV(2, 9) = 0.57344

HD(10) = 2.02823 DP(10) = 0.08312 U(10) = 0.87724 HLD(10) = 5.80819

LAMBDA(1, 10) = 0.59606 EMV(1, 10) = 0.59534

LAMBDA(2, 10) = 0.91431 EMV(2, 10) = 0.54277

HD(11) = 1.96214 DP(11) = 0.08190 U(11) = 0.98303 HLD(11) = 5.74916

LANDA(1,11) = 0.49065 EMV(1,11) = 0.61865

LANDA(2,11) = 1.19774 EMV(2,11) = 0.50914

HD(12) = 1.91247 DP(12) = 0.08102 U(12) = 0.98777 HLD(12) = 5.70474

LANEA(1,12) = 0.42367 EMV(1,12) = 0.63500

LANEA(2,12) = 1.54421 EMV(2,12) = 0.47750

HD(13) = 1.67917 DP(13) = 0.08044 U(13) = 0.89115 HLD(13) = 5.67467

LANDA(1,13) = 0.38361 EMV(1,13) = 0.64752

LANEA(2,13) = 1.89464 EMV(2,13) = 0.45221

HD(14) = 1.85873 DP(14) = 0.08009 U(14) = 0.89335 HLD(14) = 5.65646

LANEA(1,14) = 0.36084 EMV(1,14) = 0.65454

LANEA(2,14) = 2.18602 EMV(2,14) = 0.43469

NUMERO DE PERFORACIONES EN CADA PLATO: NPPP = 13

RELACION ENTRE PITCH Y DIAMETRO DE LAS PERFORACIONES: RPH = 3.7

SEPARACION ENTRE CENTROS DE PERFORACIONES: PITCH = 1.3762

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL REPOILER

FRACCION VAPORIZADA EN EL REPOILER = 0.83021

TEMPERATURA DE LA MEZCLA QUE REGRESA DEL REBOILER: TRR = 224.44673

TF C1 = 338.00

TF C2 = 338.00

TF F1 = 220.82

TF F2 = 224.45

MVAP = 42.04

MLDT = 115.35

WM = 166.78

FLUIDO FRIO: MEZCLA LIQUIDA

CPMEL = 0.66

DLM = 45.49

DGM = 6.15

CTML = 0.21

VLM = 2.07

TF = 222.82

FLUIDO CALIENTE: VAPOR

CPV = 0.47

CTV = 0.0193

DVAP = 0.26

VV = 0.0367

TF = 338.00

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL CONDENSADOR

TFCL=177.34

TFCL=173.96

TF1=76.40

TF2=110.00

MH2O=3468.33

MLDT=-81.52

MM=202.55

FLUIDO FRIO: AGUA

CPH2O=9.45

CTH2O=3.36

DH2O=68.19

VH2O=2.23

TF=93.20

FLUIDO CALIENTE: VAPOR DEL TOPE DE LA COLUMNA

CPVCL=3.66

CTML=0.2000

DLM=46.96

DGM=0.13

VLM=2.6092

TF=176.33

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL PREGALENTADOR

TFC1=338.00

TFC2=338.00

TFF1= 76.40

TFF2=212.37

QMC= 5154.67

MLDT=185.38

TF=151.19

CPMEZL= 0.66

DLM= 43.53

CTML= 0.26

VLM= 7.01

TFC1=338.00

TFC2=338.00

TFF1=212.37

TFF2=215.87

QMV= 20465.30

MLDT=123.87

TF=214.30

CPMEZL= 0.66

DLM= 43.51

DGM= 0.14

CTML= 0.22

VLM= 2.38

TFC1=338.00

TFC2=338.00

TFF1=215.87

TFF2=330.00

QMS= 2054.23

MLDT= 41.87

TF=278.64

CPMEZG= 0.66

CTMG= 0.0309

DGM= 0.13

VMG=0.0277

4VAP= 32.57

QP=28684.75

FLUIDO CALIENTE:VAPOR

CPV= 0.47

CTV= 0.0193

DVAP= 0.26

VV= 0.0367

TF=338.00

DISEÑO DE LOS EQUIPOS

COLUMNA DE DESTILACION

REBOILER

CONDENSADOR

PRECALENTADOR

COLUMNA DE DESTILACION

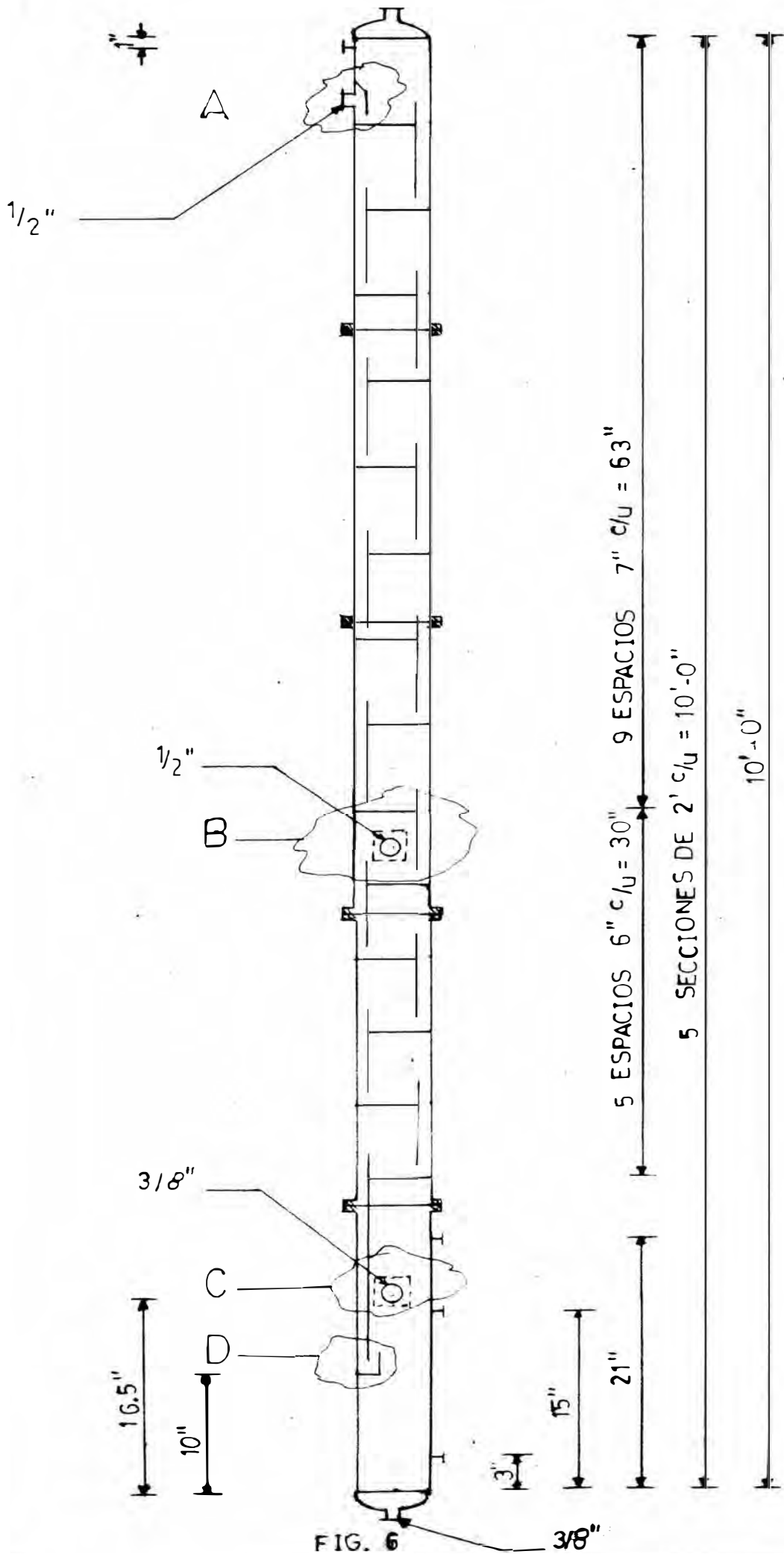


FIG. 6

ESCALA 1:12

ENTRADA DEL REBOILER SECCION A

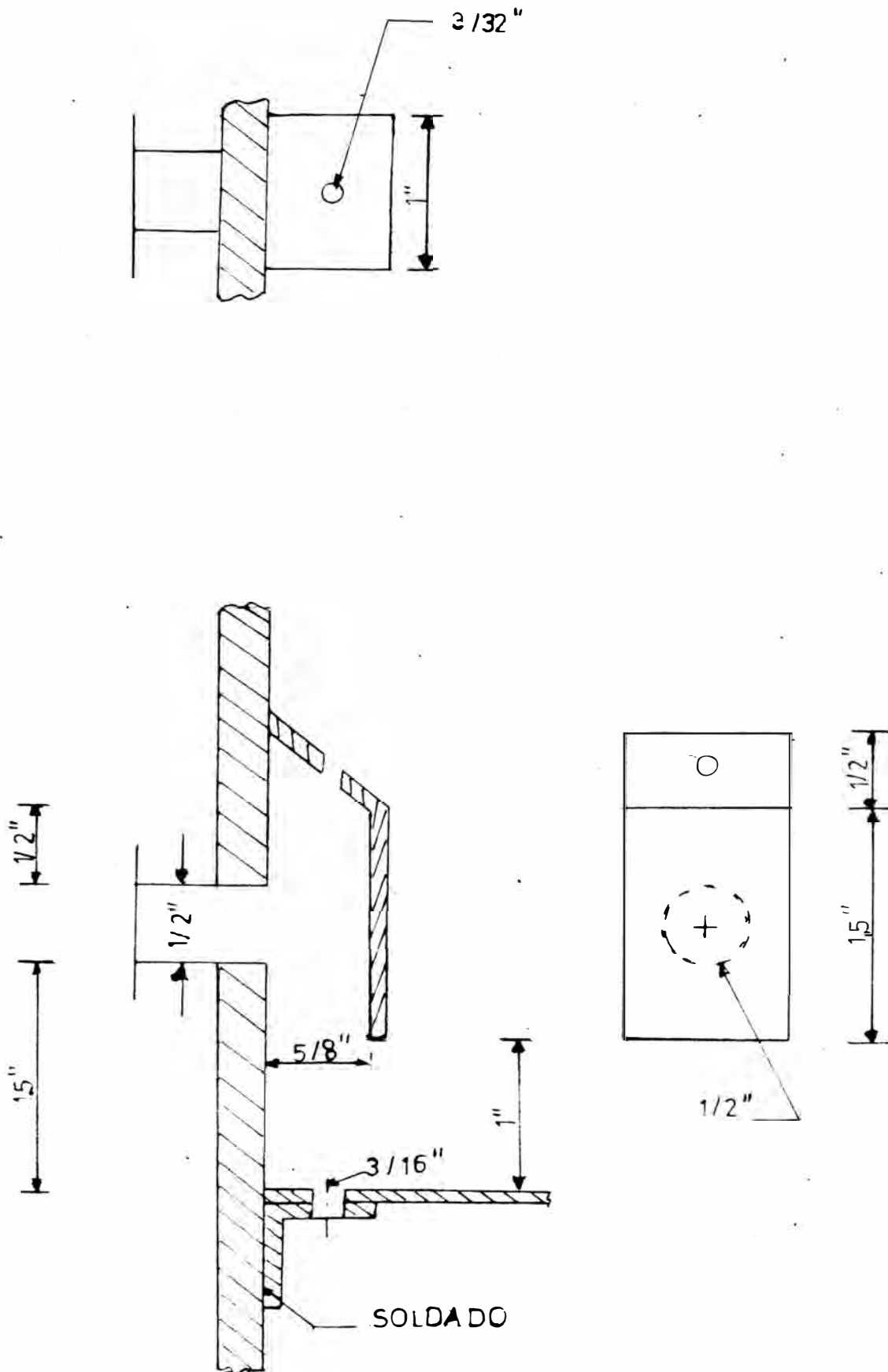


FIG 7

ESCALA 1:1

ENTRADA DE LA ALIMENTACION

SECCION B

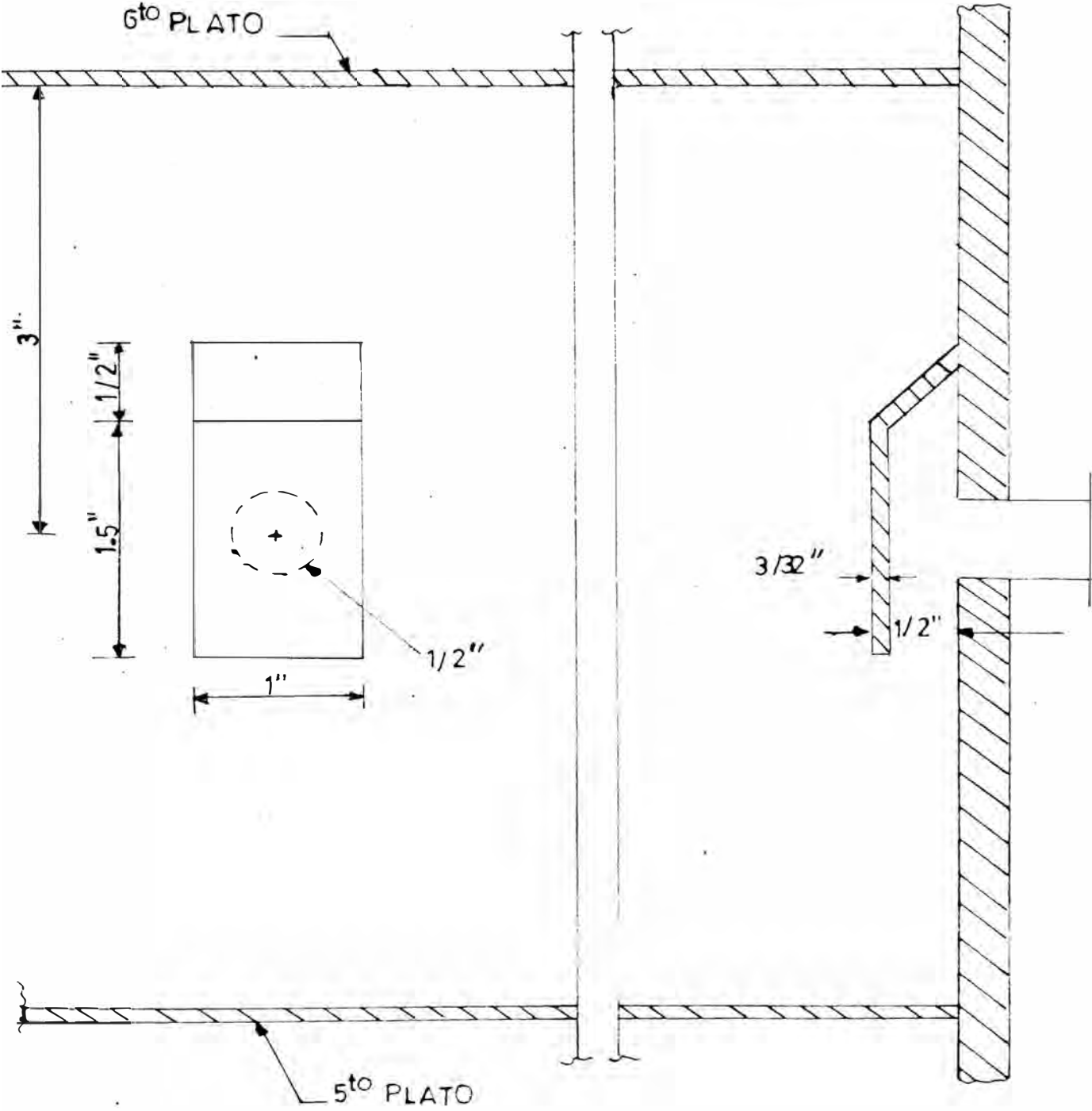


FIG. 8

ESCALA 1:1

RETORNO DEL REBOILER

SECCION C

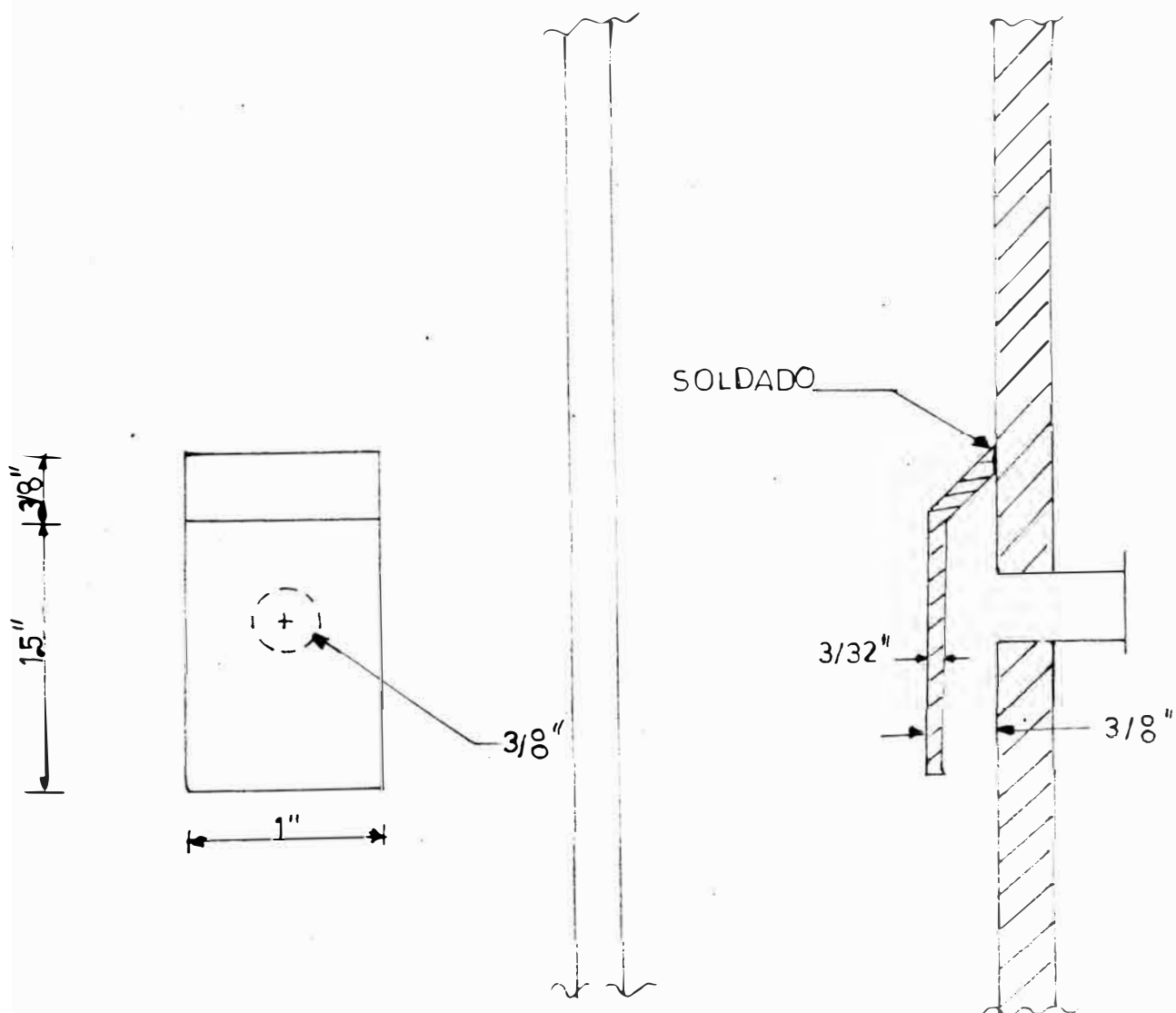
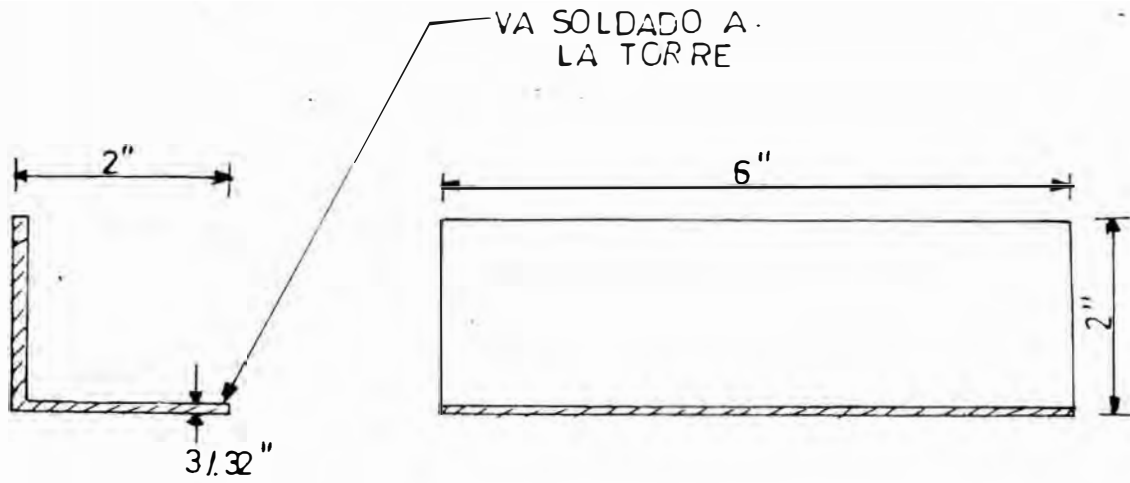


FIG. 9

ESCALA 1-1

SECCION D



BAJANTES DEL LIQUIDO

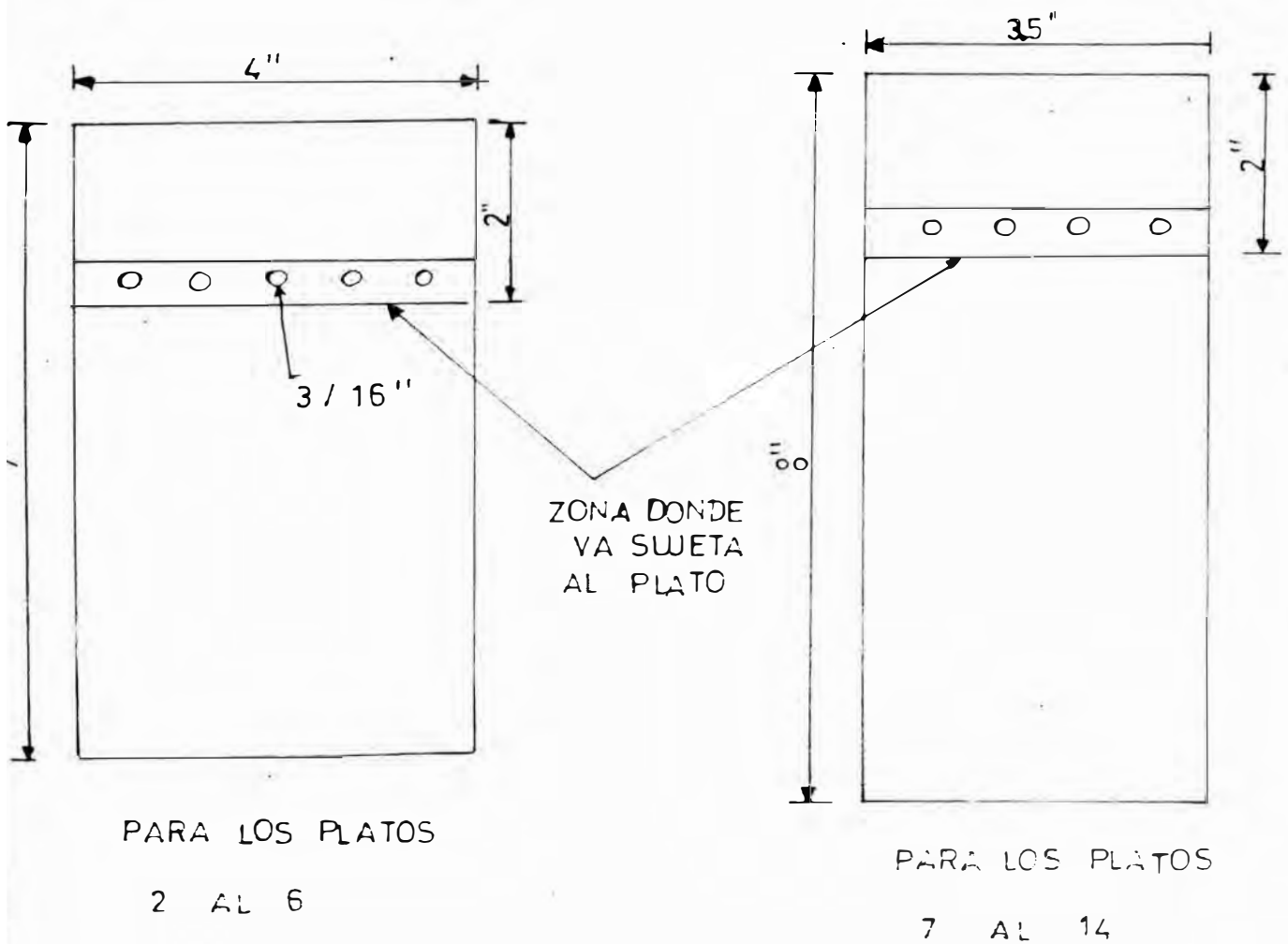


FIG. 10

ESCALA 1:2

BAJANTE DEL LIQUIDO DEL 1° PLATO

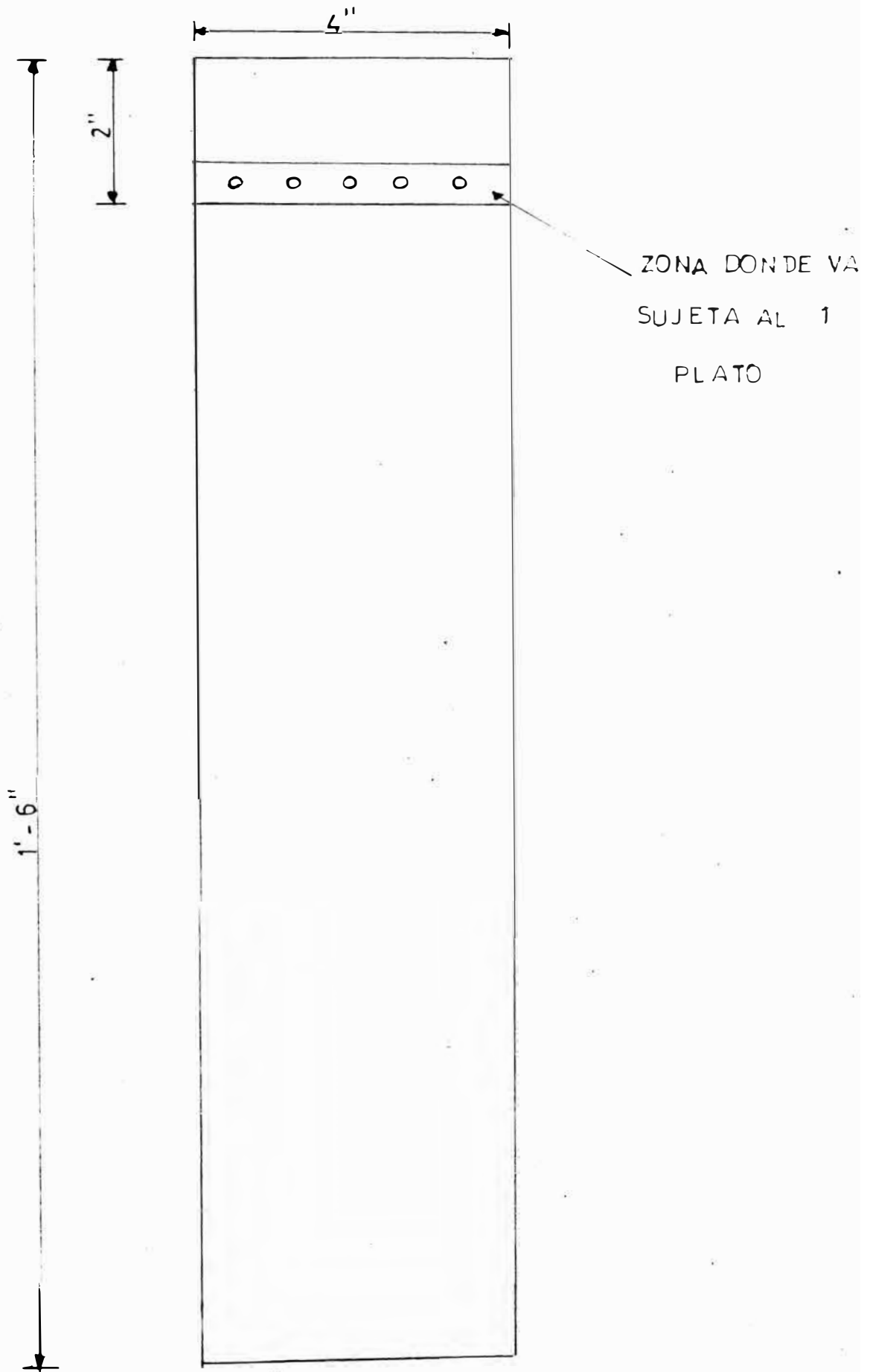


FIG. 11

ESCALA 1:2

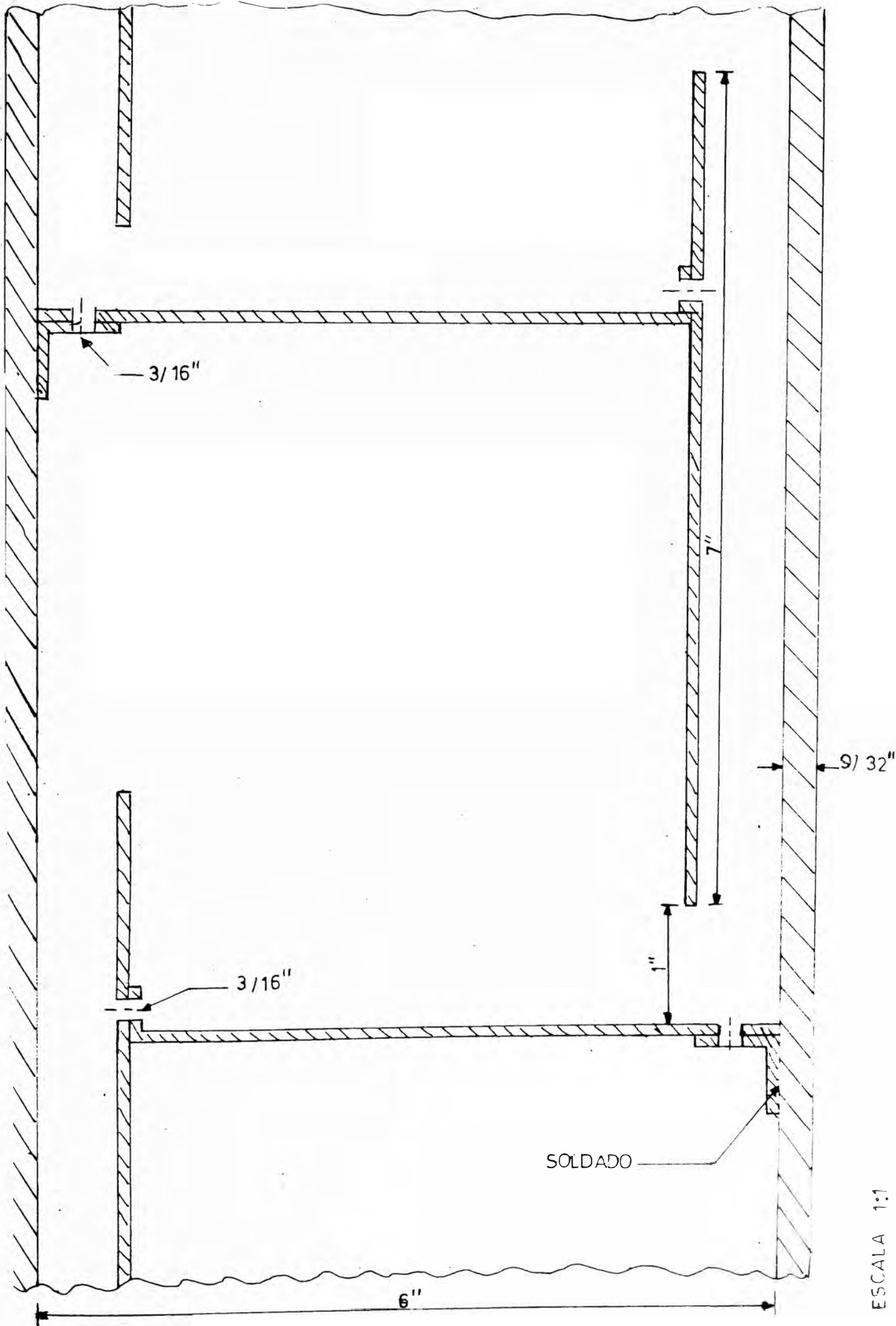


FIG. 12

ESCALA 1:1

PLATOS DEL PRIMERO AL QUINTO

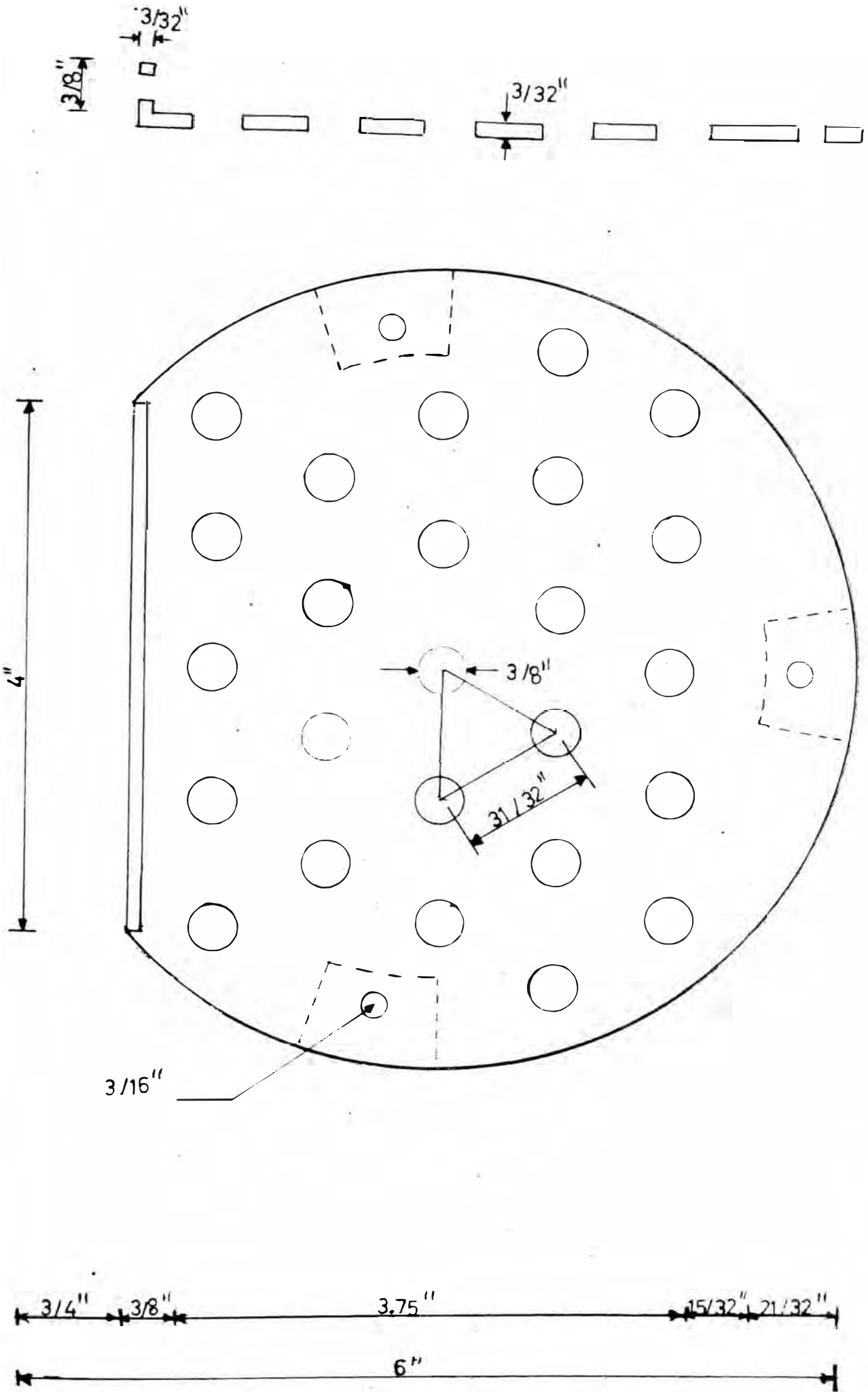


FIG. 13

ESCALA 1:1

PLATOS DEL SEXTO AL CATORCE

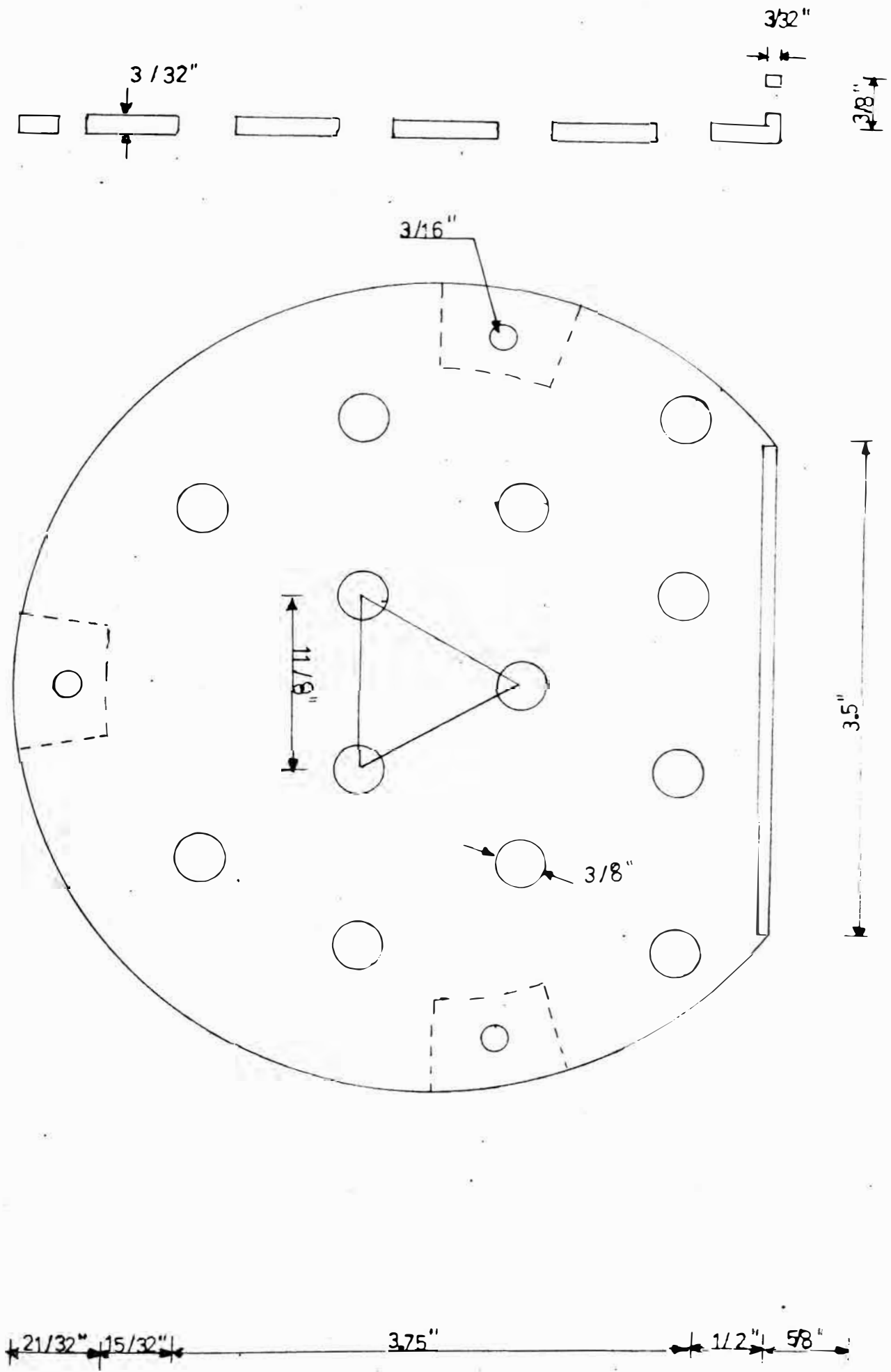
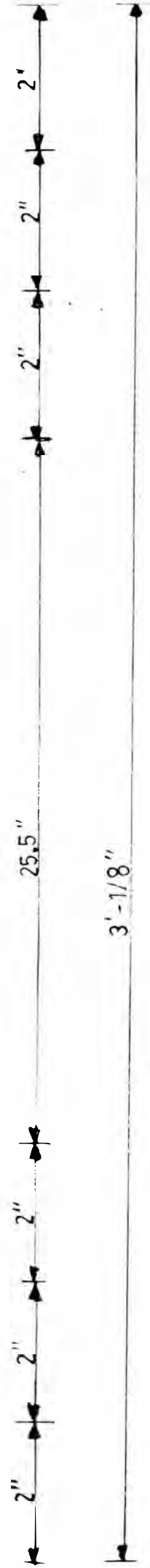
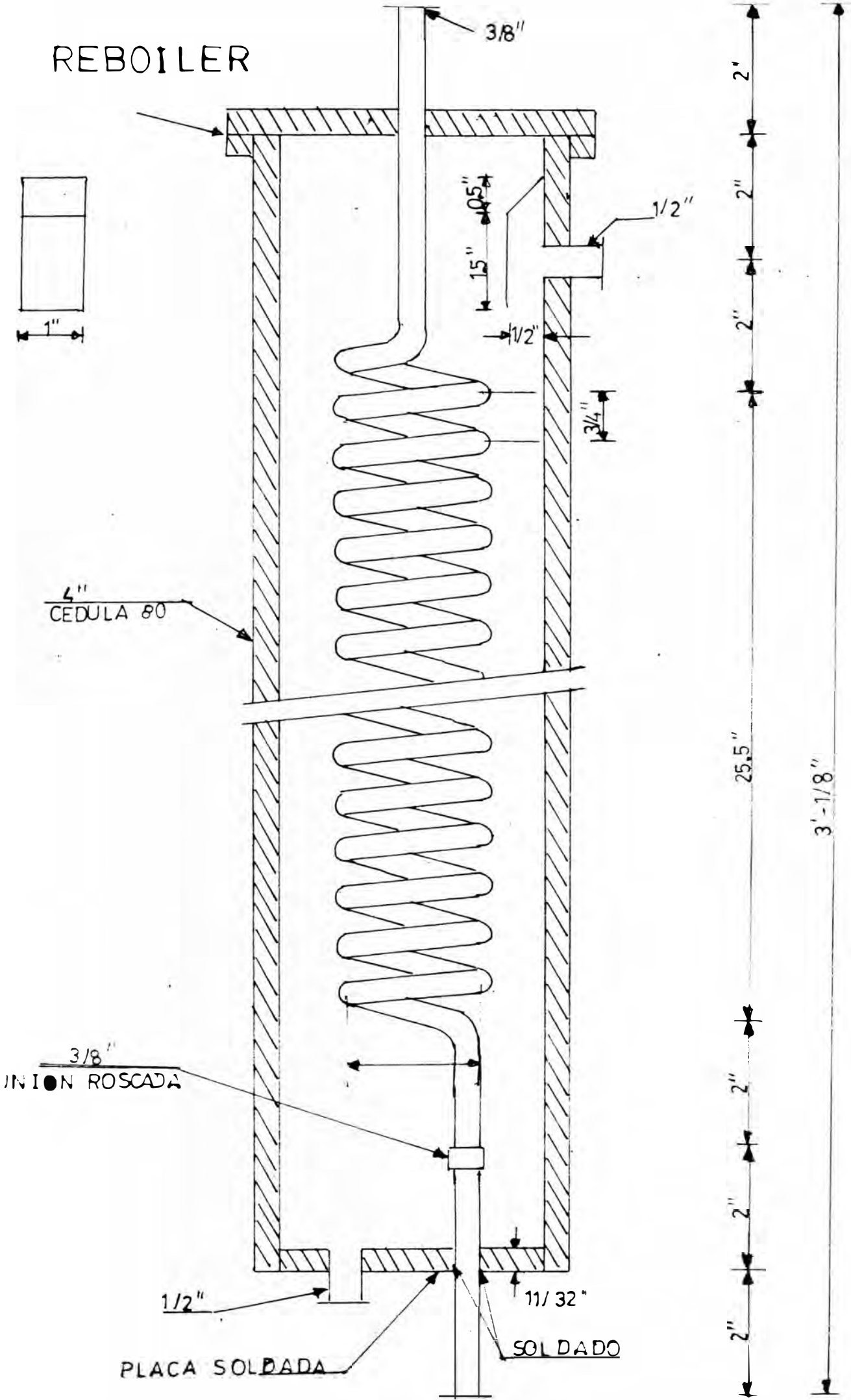
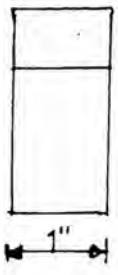


FIG. 14

ESCALA 1:1

REBOILER



4"
CEDULA 80

3/8"
UNION ROSCADA

1/2"
PLACA SOLDADA

11/32"
SOLDADO

FIG. 15

ESCALA 1 2

PRECALENTADOR

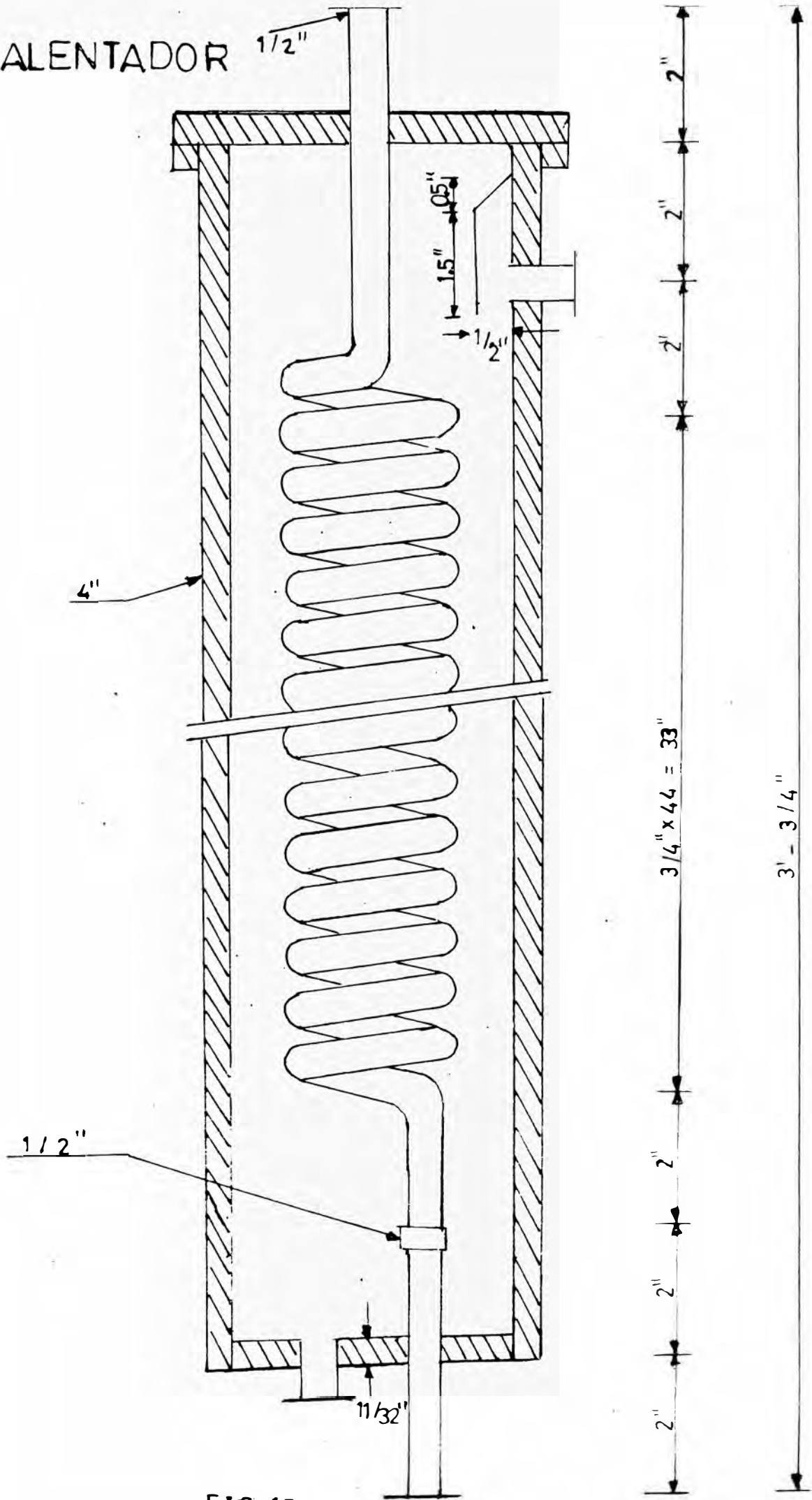


FIG. 17

FACTORIA LIMA S.A.

INGENIEROS - CONSTRUCTORES - CONTRATISTAS

AGENTES Y REPRESENTANTES
METAL MECANICA
CALDEROS Y VALVULAS
JUNTAS DE EXPANSION
BOMBAS DE PETROLIO

Lima, 18 de Noviembre de 1982

FAL-P-089/82

Señores

Universidad Nacional de Ingeniería
Departamento de Procesos Industriales
Programa Academico de Ingeniería Química

AT.: Ing. Doris Maraví

Estimados señores:

En respuesta a su amable solicitud, procedemos a presupuestarles lo siguiente:

1.-Columna de destilación de mezcla ISO propanol-ISO butanol

Presión de Operación: 15 Psi

Temperatura: 330°F

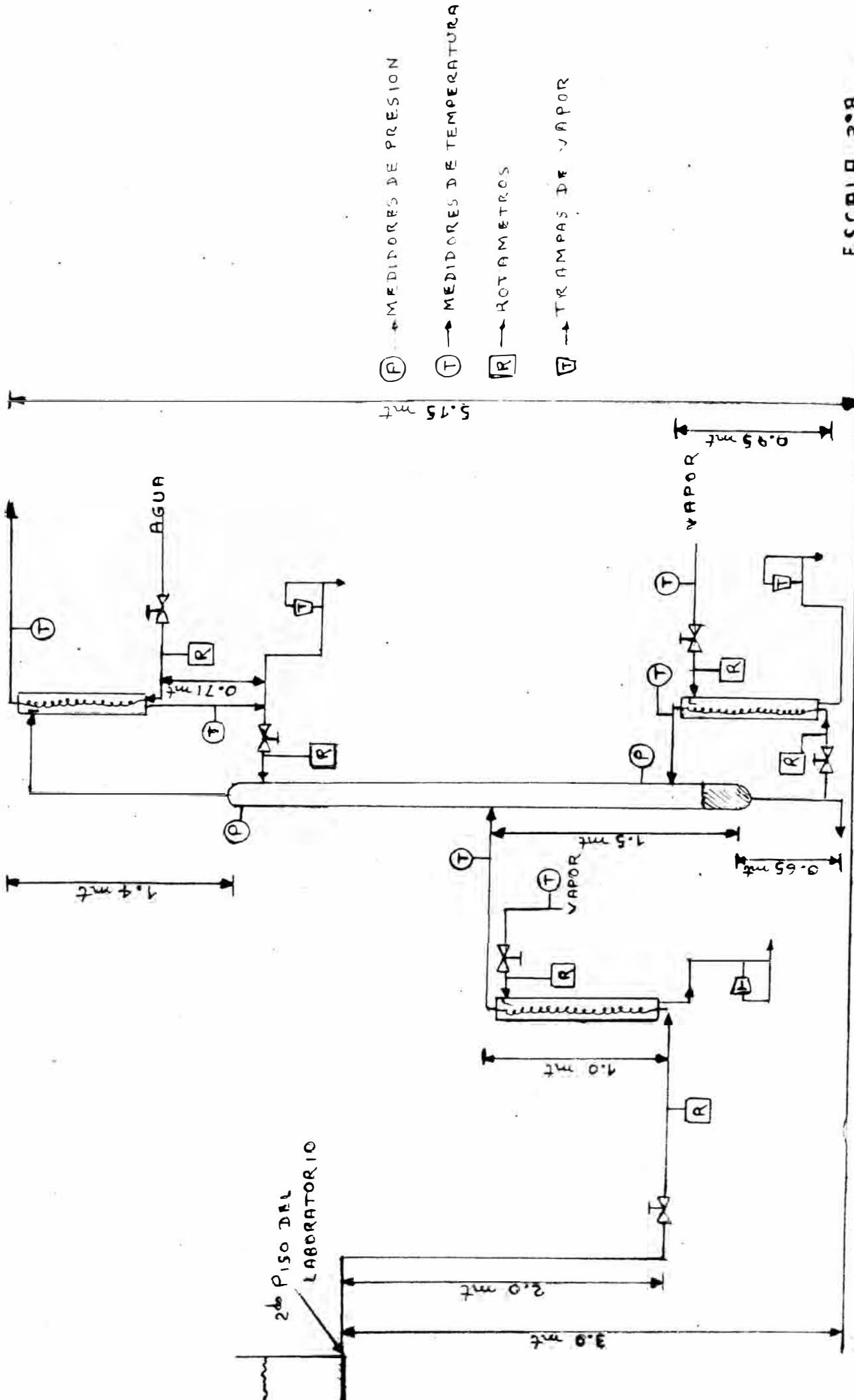
Descripción:

- Cuerpo en tubo de acero al carbono \emptyset 6" x 10' Sch-40, dividido en 5 cuerpos de 2' cada uno.
- Cuerpos unidos mediante bridas con empaque y pernos.
- Tapas bombeadas en plancha de acero al carbono.
- 10 conexiones tipo unión simple en el cuerpo con bafles de protección según vuestras especificaciones.
- Deflectores internos o platos desmontables según vuestras especificaciones en plancha de acero al carbono:
 - 5 unidades con 25 agujeros \emptyset 3/8"
 - 9 unidades de 13 agujeros \emptyset 3/8"
- Soportes para deflectores soldados al cuerpo:
 - 3 unidades por deflector.

..//

DISTRIBUCION DE EQUIPOS

GRAFICOS



- (F) → MEDIDORES DE PRESION
- (T) → MEDIDORES DE TEMPERATURA
- (R) → ROTAMETROS
- (V) → TRAMPAS DE VAPOR

DIAGRAMA DE PLANTA

FIG. 5