

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

PROGRAMA DE POSTGRADO EN

INGENIERIA DE GAS NATURAL

**Análisis de una Unidad**

**Despropanizadora a partir de Gas Natural**

*TESIS DE GRADO COMO REQUISITO  
PARA OPTAR EL TITULO DE*

*MAGISTER EN INGENIERIA DE GAS NATURAL*

*REALIZADO POR:*

**Jarquino López Cadena**

*INGENIERO DE PETROLEOS*

**GUAYAQUIL, MAYO DE 1.984**



665.73028  
L264

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

PROGRAMA DE POSTGRADO EN INGENIERIA DE GAS NATURAL

ANALISIS DE UNA UNIDAD DESPROPANIZADORA A PARTIR DE GAS NATURAL

TESIS DE GRADO COMO

REQUISITO PARA OPTAR EL TITULO DE

MAGISTER EN INGENIERIA DE GAS NATURAL

REALIZADO POR

TARQUINO LOPEZ CADENA  
INGENIERO DE PETROLEOS



\*D-5593\*

GUAYAQUIL, MAYO DE 1984

*Fuente: S  
CIB*



## DEDICATORIA

A mis padres quienes han sido mis guías espirituales en todo momento.

A mi esposa por su cariño y apoyo de siempre y a lo largo de estos estudios.

A mi hermano y mi cuñada por la cooperación y por haberme contagiado su entusiasmo.

A mis hijas por su cariño, para que les sirva de ejemplo y luchen por un futuro mejor.

A la memoria de mi Tía Carmen.

A mis profesores y amigos, quienes me ayudaron en las circunstancias en que requería.

*Tarquino López Cadena*

TARQUINO LOPEZ CADENA

## AGRADECIMIENTO

Dejo expresado mi agradecimiento:

Por el asesoramiento técnico:

En LAGOVEN S.A., Caracas, Venezuela:

Al Ing. JORGE CABANILLA, Gerente de Finanzas del Departamento de Producción.

A los ingenieros de la Sección de Ingeniería de Gas.

En la Universidad Central de Venezuela, Escuela de Ingeniería de -  
Petróleos e Ingeniería Química, Caracas, Venezuela:

Al Ing. FRANCISCO GUTIERREZ, Director de la Escuela de Ingenie -  
ría de Petróleos.

A los Profesores de los cursos y seminarios del Postgrado en In -  
geniería de Gas Natural, pertenecientes a las dos Escuelas.

En el Instituto de Investigaciones Petroleras (INPELUZ), Maracaibo,  
Venezuela:

A los Ingenieros de la Sección de Gas.

En el INTEVEP S.A., Los Teques, Venezuela:

A los Ingenieros de la Sección de Gas.

Por su colaboración:

En la Escuela Superior Politécnica del Litoral, Guayaquil, Ecuador:

Al Ing. NELSON CEVALLOS, Vicerrector-Director del Programa de Postgrado.

Al Coordinador y cuerpo docente del Programa de Postgrado.

En OLADE, Quito, Ecuador:

Al Ing. ULISES RAMIREZ, Director de la Organización

En la Oficina de Asuntos Internacionales, Ministerio de Energía y Minas, Caracas, Venezuela:

A los Politólogos y personal de oficina.

Por su Patrocinio:

Al Ministerio de Recursos Naturales y Energéticos.

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Armando Marciano', is written over a horizontal dotted line. The signature is fluid and cursive.

ING. ARMANDO MARCANO  
Director de Tesis

## DECLARACION EXPRESA

"La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestos en esta tesis, me corresponden exclusivamente; y, el patrimonio intelectual de la misma, a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL".

(Reglamento de Exámenes y Títulos profesionales de la ESPOL).

TARQUINO LOPEZ CADENA

## RESUMEN

En este trabajo se diseña una planta despropanizadora. Los procedimientos matemáticos utilizados permiten obtener las condiciones de diseño de la columna, para el efecto se han seleccionado dos métodos:

El Método Aproximado de KUFEM que facilita un diseño estimativo de unidades de separación y el Método Riguroso que entrega resultados con valores más ajustados a la realidad en las diferentes etapas. Por una parte, el Método Aproximado se puede emplearlo a plantas en servicio, desarrollando cálculos que permitan evaluar los efectos de producir cambios en el proceso. Por otra parte, el Método Riguroso permite considerar en el diseño un mayor número de las variables que afectan la separación del propano.

Finalmente, de los resultados de los métodos de estudio, se efectúa un análisis comparativo que establece los requisitos necesarios para el diseño mecánico de la torre despropanizadora.

DISEÑO DE UNA PLANTA DESPROPANIZADORA A PARTIR DEL  
GAS NATURAL

INDICE GENERAL

RESUMEN

INDICE GENERAL

INDICE DE FIGURAS

INDICE DE CUADROS

INDICE DE DIAGRAMAS

1. INTRODUCCION

2. REVISION BIBLIOGRAFICA .....	17
2.1 <u>Análisis de variables de diseño</u> .....	17
2.2 <u>Método aproximado</u> .....	22
2.2.1 Ordenamiento de cálculos.....	23
2.2.2 Cálculos de equilibrio líquido vapor.....	24
2.2.2.1 La selección del método para determinar K.....	24
2.2.2.2 Determinación de la temperatura de burbuja y... la temperatura de rocío para sistemas donde- todos los componentes es Gas Natural.	25
2.2.3 Cálculo de una destilación Flash.....	27
2.2.4 Determinación de la composición aproximada del desti... lado y del residuo, correlación de Geddes Hengstebeck.	29
2.2.5 Desarrollo simplificado de la ecuación Geddes Hengste- beck.....	32
2.2.6 Determinación del reflujo mínimo, número platos míni- mos.....	33
2.2.6.1 Método para determinar el reflujo mínimo.....	33
2.2.6.2 Método para determinar el número de platos mí- nimos.....	35
2.2.7 Método para determinar el número de platos teóricos - aproximados.....	36

.../...

2.2.8	Determinación del plato óptimo de la Alimentación .....	37
2.2.9	Determinación del número de platos actuales .....	39
2.2.10	Eficiencia de platos.....	40
2.2.11	Balance de energía.....	42
2.2.11.1	Determinación de la carga térmica del condensador.....	42
2.2.11.2	Determinación de la carga térmica del precalentador.....	44
2.2.11.3	Determinación de la carga térmica del Rehervidor. (Calderín).....	45
2.3	<u>Método riguroso</u> .....	46
2.4	<u>Programa de Computadora</u> .....	47
2.5	<u>Subrutinas utilizadas</u> .....	47
2.5.1	Subrutina DATAK.....	48
2.5.2	Subrutina ENTLIQ .....	50
2.5.3	Subrutina ENTLV.....	53
2.5.4	Subrutina CONVG .....	55
2.5.5	Función FUNCS .....	58
2.5.6	Subrutina FLASH.....	59
2.5.7	Subrutina TRIDI.....	62
2.5.8	Subrutina DESTIL.....	64
2.6	<u>Descripción del proceso</u> .....	73
2.6.1	Equipos principales.....	77
3.	DISCUSION DE RESULTADOS.....	79
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	83
4.1	<u>Nomenclatura</u> .....	86
4.2	<u>Bibliografía</u> .....	93
4.3	<u>Apéndices</u> .....	96
4.3.1	Cálculos por el método aproximado de KUFEM.....	96
4.3.2	Cálculos de la carga térmica del Condensador, precalentador y calderín.....	104
4.3.3	Resultados obtenidos por el Método Riguroso.....	116
4.3.4	Programa de Computadora.....	138

4.3.5	Anexo de Figuras.....	148
4.3.6	Anexo de Cuadros.....	175
4.3.7	Anexo de Diagramas.....	197

\*\*\*\*

## INDICE DE FIGURAS

- 2.1 Análisis de variables de diseño
  - 2.2.2.1.1 Nomograma de Relación de Equilibrio de vaporización de los Hidrocarburos (Scheibel y Jenny).
  - 2.2.2.1.2 Nomograma de Relación de Equilibrio de Vaporización (De Priester).
  - 2.2.2.1.3 Nomograma de Relación de Equilibrio de vaporización (Hadden y Grayson).
  - 2.2.7.1 Nomograma Correlación de Reflujo y número de Platos (Erbar - Maddox).
  - 2.2.7.2 Nomograma Correlación (Gilliland)
  - 2.2.10 Nomograma de Eficacia de Platos (O'Connell)
- 2.3 Esquema de un Despropanizador Simulado
- 2.5 Secciones de una columna de varias etapas
- 2.6 Componentes separables del Gas Natural



## 2.6.1 Proceso para la producción de Propano

- 3.1 Caudales Internos. Totales en la Torre (Método Aproximado)
- 3.2 Caudales Internos totales en la Torre (Método Riguroso)
- 3.3 Curva de Temperatura para el Despropanizador (Método Aproximado).
- 3.4 Curvas de composición de líquido en el Despropanizador (Método Riguroso).
- 3.5 Curvas de composición de vapor en el Despropanizador (Método Riguroso).
- 3.6 Resultados por el método Aproximado sección Rectificación
- 3.7 Resultados por el Método Aproximado sección Agotamiento
- 3.8 Resultados del programa del computador sección Rectificación.
- 3.9 Resultados del programa del computador sección Agotamiento

- 4.3.1 Curva para obtener el número de Platos teóricos en función de la Relación de Reflujo.
- 4.3.2 Esquema de Estudio Térmico de la columna
- 4.3.3.1 Curvas de Recobro de Propano en la Torre; condición de cambio: temperatura de la Alimentación.
- 4.3.3.2 Curva de recobro de Propano en la Torre; condición de cambio: relación de Reflujo.
- 4.3.3.3 Curvas de recobro de Propano; condición de cambio; localización del Plato de Alimentación.
- 4.3.3.4 Curvas de temperaturas para el Despropanizador, condición de cambio: temperatura de Alimentación.
- 4.3.3.5 Curvas de temperaturas para el Despropanizador, condición de cambio: Relación de Reflujo.
- 4.3.3.6 Curvas de temperatura para el Despropanizador, condición de cambio: localización del Plato de Alimentación.



## INDICE DE CUADROS

- 3.1 Resultados de Análisis por dos métodos de cálculo
- 3.2 Resultados de análisis por el Método Aproximado
- 3.3 Resultados de análisis por el Método Riguroso
  - 4.3.2.1 Cálculo de la temperatura de rocío de Alimentación
  - 4.3.2.2 Cálculo de la temperatura de burbuja de la Alimentación
  - 4.3.2.3 Cálculo de la temperatura de rocío del Resíduo.
  - 4.3.2.4 Cálculo de la Entalpía de líquido saturado a la salida del condensador.
  - 4.3.2.5 Cálculo de la entalpía de vapor saturado en el tope de la torre.
  - 4.3.2.6 Cálculo de la entalpía de líquido saturado de la corriente de alimentación.
  - 4.3.2.7 Cálculo de la Entalpía de vapor saturado de la corriente de alimentación.
  - 4.3.2.8 Cálculo de la Entalpía de líquido saturado a la salida del calderín.
  - 4.3.2.9 Cálculo de la Entalpía de vapor saturado a la salida del calderín.
  - 4.3.2.10 Propiedades de las corrientes de la columna.

\*\*\*\*

## INDICE DE DIAGRAMAS

4.3.1.1	Diagrama del cálculo utilizando el procedimiento de KUFEM.	
4.3.2.1	Diagrama de cálculos de las cargas térmicas de los equipos de transferencia.	
4.3.3.1	Diagrama de flujo del Programa Principal (3)	
4.3.3.1.1	Subrutina DATAK	(1)
4.3.3.1.2	Subrutina ENTLIQ	(1)
4.3.3.1.3	Subrutina ENTLV	(1)
4.3.3.1.4	Subrutina TRIDI	(1)
4.3.3.1.5	Subrutina CONVG	(2)
4.3.3.1.6	Función FUNCS	(1)
4.3.3.1.7	Subrutina FLASHA	(4)
4.3.3.1.8	Subrutina DESTIL	(7)

## INTRODUCCION

La necesidad de recobrar los hidrocarburos más pesados contenidos en el gas natural asociado, justificó la construcción de una planta en el NorOriente del País. Se puede pensar en el presente de ampliar dichas instalaciones o el montaje de otras plantas, para ofrecer subproductos como el propano comercial. Derivado que no genera ingresos, debido a la falta de producción. No se discute la posibilidad de venta al mercado internacional, donde los precios son buenos, en razón del déficit de producto, hecho que sí se podría dar si se desarrolla un vasto plan de explotación e industrialización, donde se tendrían excedentes y entradas de divisas.

El estudio tiene el propósito de servir de documento técnico de referencia para cualquier proyecto de diseño de unidades despropanizadoras, en primer término la tesis emplea dos métodos de cálculo. Un procedimiento corto y el otro aplica un modelo matemático. Se explican en ambos casos las condiciones de la columna, los equipos intercambiadores, la composición de los productos, las etapas de equilibrio, la eficiencia, etc.

## 2.1 ESTUDIO DE VARIANCIA DE UNA UNIDAD DESPROPANIZADORA

Para el análisis de una unidad de separación de Propano del Gas Natural, es necesario hacer un estudio de variables, en función del método de cálculo a aplicarse. El propósito del estudio de la variancia (variables de diseño Fig. 2.1 ) es el establecer el número de grados de libertad que se requieren para optimizar el diseño de proceso o evaluar una columna existente. Este procedimiento de estudio, que facilita el cálculo por computadora, considera una serie de parámetros a conocerse, como por ejemplo: la composición, la temperatura, la presión, las corrientes de flujo en la unidad, etc.

Los estudios de sensibilidad producidos por el Método Riguroso presentan alternativas de solución cuando se efectúan diversos cambios en la variancia . Los métodos aproximados o cortos usan relaciones empíricas y sus resultados no son exactos. Por ende no permiten realizar un estudio de variancia, quedando limitado su empleo a los métodos rigurosos. El método riguroso a utilizarse será el Método plato a plato.

El despropanizador que se explica en el Estudio, es una típica instalación de fraccionamiento que separa el propano de los demás productos del gas natural.

La columna de destilación es de tipo convencional, tiene una corriente de alimentación y dos de productos: una de destilado (D) y otra de residuo (B). Ninguna variable de proceso cambiará con el tiempo por lo que se admite una operación de estado estacionario.

#### 2.1.1 Número de Grados de Libertad (Variancia)

Con la finalidad de estudiar el número de grados de Libertad del Método Riguroso, se plantea el siguiente análisis:

##### a. Número de variables:

El número de etapas (N+M) de las secciones

Rectificación y despojamiento 2

Composición de la alimentación C

Fracción molar de los componentes  $i$  de las

corrientes de vapor y en el flujo de líquido

(M+N+3)2C

Flujo en moles en la corriente de

vapor (D) y de líquido (B) (M+N+3)2

Flujo de la alimentación	1
H, h en las etapas y productos	$2(M+N+3)$
$Q_c, Q_r, h_f$	3
$K_i$ en las etapas	$C(M+N+3)$
T en cada etapa	$(M+N+3)$
Presión constante	1
	$(3C+5)(N+M+3)+C+7$

b. Número de ecuaciones:

Balances de materia para los <u>com</u> ponentes.	$C(N+M+3)$
Balances de entalpía	$(N+M+3)$
Relaciones de equilibrio para los componentes de plato.	$C(N+M+3)$
Definición de K como función (T,P)	$C(N+M+3)$
Definición de H como función (T,Y,P)	$(N+M+3)$
Definición de h como función (T,X)	$(N+M+3)$
Definición de Y (Y=1)	$(N+M+3)$
Definición de X (X=1)	$(N+M+3)$
Definición de Z (Z=1)	1
	$(3C+5)(N+M+3)+1$

El número de variables que deben ajustarse, es la diferencia del número de incógnitas y el número de ecuaciones.

$$(3C+5)(N+M+3)+C+7 - [(3C+5)(N+M+3)+1] = C + 6$$

Las C+6 variables independientes describen el proceso de una despropanizadora. Para propósitos de detallar las variables de separación se considera como punto de partida el análisis de una columna existente. Siendo preciso recurrir a la interpolación entre diferentes casos para encontrar la solución de diseño; aún cuando el número de etapas es desconocido pero las variables de separación están previamente fijadas. Sin embargo, se podrían seleccionar las variables para diseñar una columna como procedimiento directo.



Se establecerían como variables fijas:

La alimentación:

- Cantidad de cada componente en la alimentación. C
- La entalpía o temperatura de la alimentación. 1
- La presión de la torre aunque restringida a valores entre ciertos límites. 1

VARIABLES A ESPECIFICAR:

1. Evaluación de una columna existente:

- Número de platos en la sección de rectificación 1

Localización del plato de alimentación	1
Relación de reflujo	1
D/F o $Q_c$ (o una variable que especifique $T_1$ )	1
2. Variables independientes para un diseño:	
Concentración de A en el destilado ( $X_i, D$ )	1
Concentración de B en el residuo ( $Y_j, B$ )	1
Relación de reflujo (R)	1
Localización del plato de alimentación (NF)	1

Se indica que la presión es asumida constante en todas las etapas, lo que no es exacto. De no considerarse así, el cálculo tendría que considerar variables adicionales de presión en las diversas etapas.

En general, cuando se realizan cálculos en la Ingeniería de Procesos, la complejidad y duración de las operaciones es función directa del grado de exactitud deseada en los resultados.

El trabajo desarrolla los principios y cálculos - por dos métodos de diseño:

1. El Método Aproximado, Método de Kufem, y
2. El Método Riguroso, Método plato a plato para separación de mezclas por medio de columnas de destilación con etapas múltiples.

A continuación se desarrolla una secuencia de los procedimientos de cálculo referido a los dos métodos.

## 2.2 METODO APROXIMADO (Método de Kufem)

El método calcula el número de platos teóricos  $N$ , y la localización del plato de alimentación ( $N_F$ ). Da resultados satisfactorios y es obtenido de la combinación de las ecuaciones de Kirkbride, Underwood, Fenske y el diagrama de Erbar-Maddox. Los siguientes parámetros se necesitan conocer:

- a) distribución de los componentes claves,
- b) composición y condiciones térmicas de la alimentación,

c) la relación de reflujo.

Estos cálculos envuelven los siguientes pasos:

### 2.2.1 Ordenamiento de Cálculos

- a) Realizar una vaporización instantánea (flash) de la alimentación, para encontrar las cantidades y composiciones de líquido y de vapor en las corrientes de la alimentación.
- b) Determinar la composición aproximada del destilado y del residuo, utilizando la ecuación de Geddes-Hengstebeck.
- c) Determinar el número de platos mínimos a reflujo total con el que se obtendrá la separación deseada y el reflujo mínimo para efectuar dicha separación.
- d) Determinar el reflujo de operación entre 1.2 y 3 veces el reflujo mínimo.
- e) Utilizar la correlación de Erbar-Maddox o Gi

lliland, para determinar el número de platos teóricos, necesarios para efectuar la separación con el reflujo de operación fijado.

- f) Calcular mediante la ecuación de Kirkbride , la ubicación del plato de alimentación, para un número de platos teóricos fijados.

## 2.2.2 Cálculos de equilibrio líquido vapor

### 2.2.2.1 La selección del método para determinar K

El método de Kufem requiere de las constantes de equilibrio para el cálculo de la volatilidad relativa

$$\alpha_i = K_{LK}/K_{HK}$$

$K_{LK}$  = Constante de equilibrio para el componente i

$K_{HK}$  = Constante de equilibrio para el componente clave pesado.

Para el presente caso la constante de equilibrio se va a determinar a una presión media ( $P = 500$  psia). Se puede establecer - que K es función de la presión y de la tem

peratura para el gas natural y ciertos hidrocarburos ligeros. Para encontrar las constantes de equilibrio K se emplean cualquiera de los monogramas de:

- a. Scheibel y Jenny (Fig. 2.2.2.1.1)
- b. De Priester (Fig. 2.2.2.1.2)
- c. Hadden-Grayson (Fig. 2.2.2.1.3)

2.2.2.2 Determinación de la temperatura de burbuja y la temperatura de rocío para sistemas donde todos los componentes es Gas Natural.

- a. Determinación del punto de burbuja

Se determina como punto de burbujeo a presión constante, la temperatura a la cual se forma la primera gota de vapor. En el punto de burbuja se cumple que:

$$\sum_{i=1}^n Y_i = 1$$

donde:

n = Número de componentes

$Y_i$  = Fracción molar de cada componente en el vapor.

Aplicando la Ley Henry se tiene:

$$Y_i = K_i * X_i$$

$$\sum K_i * X_i = 1$$

o sea  $F = \sum K_i * X_i - 1$

la función  $F$  es sólo dependiente de  $K_i$ , a la vez como la presión es constante,  $K_i$  sólo depende de la temperatura para cada componente. Por lo cual, la función  $F$  sólo depende de la temperatura, siendo la temperatura de burbuja aquella que hace que  $F(T) = 0$ .

b. Determinación del punto de rocío

Se define como punto de rocío, la temperatura a la cual se forma la primera gota de líquido a presión constante.

En el punto de rocío se cumple:

$$\sum X_i = 1$$

Aplicando la Ley de Henry se tiene

$$Y_i = K_i * X_i$$

Sustituyendo el valor de  $X_i$  en la penúltima ecuación se obtiene

$$\sum Y_i / K_i = 1$$

definiendo

$$F(T) = \sum Y_i / K_i - 1$$

donde  $F$  es una función de la temperatura por la misma razón que se determinó en el punto de burbujeo.

La temperatura de rocío es aquella que hace que  $F(T) = 0$ .

### 2.2.3 Cálculo de una destilación instantánea (Flash)

Una alimentación de composición conocida puede ser dividida en dos fases al especificar la temperatura de la separación instantánea ( $T_F$ ) entre su temperatura de burbujeo ( $T_B$ ) y su temperatura de rocío ( $T_R$ ), evaluada a una presión conocida. Así, si se cumplen las dos condiciones siguientes:

$$T_F > T_B$$

$$T_F < T_R$$

será posible separar la alimentación en dos fases.

Cuando la presión, la temperatura y la composición de la separación instantánea son especificados, la mezcla se puede separar en dos fases y determinar sus propiedades.

El balance de materiales para cada componente  $i$  asumiendo estado estable es el siguiente:

$$F * X_i = V * Y_{Fi} + L * X_{Fi}$$

donde:

$F$  = Moles alimentados (lb-mol)

$V$  = Moles de vapor producidos en la separación instantánea (lb-mol).

$L$  = Moles de líquido producidos en la separación instantánea (lb-mol).

$X_i$  = Fracción molar de cada componente en la alimentación.

$X_{Fi}$  = Fracción molar de cada componente en la fase líquida.

$Y_{Fi}$  = Fracción molar de cada componente en la fase de vapor.

De un balance global de materia se obtiene:

$$F = L + V$$

como la separación instantánea se considera un proceso de equilibrio

$$Y_{Fi} = K_i \cdot X_{Fi}$$

y además  $X_{Fi} = 1$

luego 
$$\sum_{i=1}^n (F \cdot X_i) / [L \cdot (1 - K_i) + F \cdot K_i] = 1$$

y arreglando términos:

$$\sum_{i=1}^n X_i / [L/F \cdot (1 - K_i) + K_i] = 1$$

sea  $L/F = \theta$  y como  $K_i$  y  $X_i$  están determinadas se puede definir la función:

$$\psi(\theta) = \sum_{i=1}^n X_i / [\theta (1 - K_i) + K_i] = 1$$

obteniéndose el valor de  $\theta$  cuando  $\psi(\theta) = 0$ . Posteriormente, se puede determinar los valores correspondientes de  $L$  y  $V$ .

#### 2.2.4 Determinación de la composición aproximada del destilado y del residuo por la correlación de Geddes-Hengstebeck.

La correlación de Geddes, permite determinar la distribución aproximada de los componentes en el

destilado y el residuo. El método de Geddes relaciona las volatilidades relativas de cada componente respecto a una misma base, medidas a la temperatura promedio de la columna, con la composición del destilado, la alimentación y el residuo.

La temperatura promedio de la columna puede ser tomada como:

- a. La media aritmética entre la temperatura del tope, la alimentación y el fondo de la columna.
- b. La media aritmética entre la temperatura del tope y del fondo de la columna.
- c. La temperatura del plato de alimentación.

Geddes encontró que al graficar el logaritmo de la razón del número de moles de cada componente en el destilado, entre el número de moles de cada componente en el residuo, versus el logaritmo de la volatilidad relativa de cada componente respecto a una misma base, se obtenía una línea recta. O sea:

$$\text{Log}(d_i/b_i) = B \text{ Log } \alpha_i + A$$

donde:

$d_i$  = Número de moles del componente  $i$  en el destilado (lb-mol).

$b_i$  = Número de moles del componente  $i$  en el residuo (lb-mol).

$\alpha_i$  = Volatibilidad relativa del componente  $i$  respecto al componente  $K$ .

$B$  = Pendiente de la recta

$A$  = Constante

Para estimar los moles de cada componente en el destilado y en el residuo, hace falta conocer el porcentaje de recuperación del componente clave ligero y del componente clave pesado, que saldrán por el destilado y el residuo respectivamente.

Observación:

Se puede definir el porcentaje de recuperación, fijando como el 100% para los moles de clave ligero y clave pesado que entran en la alimentación comparados a los moles que de ellos se obtienen en el tope y en el fondo.

### 2.2.5 Desarrollo simplificado de la ecuación de Geddes-Hengstebeck.

Las siguientes relaciones de cálculo han sido desarrolladas a las técnicas aproximadas por el Ingeniero Armando Marciano, basado en la ecuación de Geddes-Hengstebeck.

Balance de materiales:

$$f_i = d_i + b_i$$

La cantidad recuperada de  $i$  en el tope es  $d_i/f_i$ . En el fondo se tiene por tanto  $b_i/f_i = 1 - d_i/f_i$ , introduciendo en la correlación de Geddes los valores de los recuperados se tiene:

$$\text{Log} \left[ \frac{(d_i/f_i)}{(1 - d_i/f_i)} \right] = A + B \log \alpha_i$$

simplificando se obtiene para el componente  $i$  en el destilado:

$$d_i/f_i = (10^A \alpha_i^B) / (1 + 10^A \alpha_i^B)$$

Por balance de materiales para el componente  $i$  en el producto de fondo se obtiene:

$$1 - d_i/f_i = b_i/f_i = 1 / (1 + 10^A \alpha_i^B)$$

Las constantes de correlación requeridas por las dos últimas ecuaciones son obtenidas especificando una recuperación deseada de el componente clave liviano en el destilado y la recuperación deseada del componente clave pesado en el fondo.

Luego las constantes son calculadas como sigue:

$$A = -\log \left[ \frac{(b_{HK}/f_{HK})}{(1 - (b_{HK}/f_{HK}))} \right]$$

$$B = \log \left[ \frac{(d_{LK}/f_{LK}) (b_{HK}/f_{HK}) \left[ (1 - d_{LK}/f_{LK}) (1 - b_{HK}/f_{HK}) \right]}{(1 - b_{HK}/f_{HK})} \right] / \log \alpha_{LK}$$

$$\alpha_{LK} = \left( (\alpha_{LK})_{TOPE} * (\alpha_{LK})_{ALIM} * (\alpha_{LK})_{FONDO} \right)^{1/3}$$

B = Número de platos mínimos

$\alpha_{LK}$  = Volatilidad relativa del componente clave liviano con respecto al componente clave pesado.

## 2.2.6 Determinación del reflujo mínimo, número de platos mínimos.

### 2.2.6.1 Método para determinar el reflujo mínimo

Para determinar el reflujo mínimo, se utilizará un método corto como es el de Underwood.

El método de Underwood asume un flujo molar constante y la volatilidad relativa de los-

componentes, medida a la temperatura promedio de la columna, permanece constante a lo largo de ella.

El caso que se considera es cuando los componentes claves son adyacentes. Para ello el método que se sigue es el siguiente:

- a. Determinar el valor de  $\theta$ , mediante un método de ensayo y error que satisfaga la ecuación:

$$\sum_{i=1}^n \alpha_i (x_i)_F / (\alpha_i - \theta) = 1 - q$$

donde:

$(x_i)_F$  = Composición de la alimentación en fracción molar.

$\alpha_i$  = Volatilidad relativa de cada componente  $i$  tomando como referencia el clave pesado.

$q$  = Número de moles de líquido formados al hacer la separación instantánea a la presión de la columna y a la temperatura de la alimentación, tomando como base una libra mol de la alimentación.

- b. Luego, para determinar el valor del reflujo mínimo, se sustituye el valor de  $\theta$  en la siguiente ecuación:

$$\alpha_i (x_i)_D / (\alpha_i - \theta) = R_{\min} + 1$$

$(x_i)_D$  = Composición del destilado en fracción molar.

$R_{\min}$  = Relación de reflujo mínimo

#### 2.2.6.2 Método para determinar el número de platos mínimos.

Para determinar el número de platos mínimos se utilizará un método aproximado, como es el método de Fenske para reflujo total.

El método de Fenske asume que la mezcla es ideal, por lo tanto la relación entre las presiones de vapor o de las relaciones de equilibrio  $K$ , son constantes en todo el rango de temperaturas consideradas.

La ecuación de Fenske es:

$$N_m = \frac{\text{Log} \left[ (x_{LK}/x_{HK})_D * (x_{HK}/x_{LK})_B \right]}{\text{Log} (\alpha_{LK/HK})_{\text{prom}}}$$

donde:

$N_m$  = Número de platos mínimos, el cual incluye al condensador parcial o total y al rehervidor.

$X_{LK}$  = Fracción molar del componente clave ligero.

$X_{HK}$  = Fracción molar del componente clave pesado.

$\alpha_{LK/HK}$  = Volatilidad relativa del componente clave ligero con respecto al clave pesado (la media geométrica).

#### 2.2.7 Método para determinar el número de platos teóricos aproximados.

Para determinar el número de platos aproximados se utilizará la correlación de Erbar-Maddox que es exclusivamente usada para sistemas de hidrocarburos, siendo también posible el uso del diagrama de Gilliland. Para ambos casos el método es el siguiente:

- a. Determinar el reflujo mínimo por algún método corto.
- b. Determinar el número mínimo de platos a reflujo total.

- c. Estimar el reflujo de operación entre 1.2 a 3 veces el reflujo mínimo.
- d. Empleando el monograma de ERBAR-MADDOX (Fig. 2.2.7.1) se encuentra el valor de  $REFLU/(REFLU+1)$  con esta abscisa se intercepta a la curva correspondiente de  $R_{min}/(R_{min} + 1)$ , desde este punto de terminamos la ordenada que representa  $N_{min}/N$ . Usando el monograma de Gilliland (Fig. 2.2.7.2), se encuentra el valor de  $REFLU-R_{min}$ , con esta abscisa se intercepta la  $REFLU + 1$  curva y desde este punto determinamos la ordenada que representa  $(N-N_{min})/(N+1)$ .

Como se conoce el número de platos mínimos, por la ecuación de Fenske, se determina el número de platos teóricos  $N$ , correspondiente al reflujo escogido.

#### 2.2.8 Determinación del plato óptimo de la alimentación

Existe un lugar óptimo para introducir la alimentación y se estima aproximadamente usando la ecuación de Kirkbride:

$$\text{Log } m/p = 0.206 \text{ Log } \left\{ (B/D) * (X_{HK}/X_{LK})_F^* \right. \\ \left. \left[ (X_{LK})_B / (X_{LK})_D \right]^2 \right\}$$

donde

$m$  = número de platos teóricos sobre el plato de alimentación, sección rectificación.

$p$  = número de platos teóricos debajo del plato de la alimentación, sección agotamiento.

$B$  = número de moles en el residuo

$D$  = número de moles en el destilado

$(x_{HK})_F$  = fracción molar del clave pesado en la alimentación.

$(x_{LK})_F$  = fracción molar del clave liviano en la alimentación.

$(x_{LK})_B$  = fracción molar del clave liviano en el residuo.

$(x_{HK})_D$  = fracción molar del clave pesado en el destilado.



La otra ecuación necesaria para resolver el sistema de dos incógnitas es la siguiente:

$$N = p + m$$

donde

$N$  = número total de platos teóricos

### 2.2.9 Determinación del número de platos actuales

El número de platos actuales se obtiene dividiendo,  $N$ , el número total de platos teóricos para la eficiencia, que es un dato para una planta en servicio y si es en diseño se realiza el cálculo , aplicando correlaciones obtenidas para cada tipo de fraccionadores.

$$N_{\text{actuales}} = \frac{N}{E}$$

$N$  = número de platos teóricos

$N_{\text{actuales}}$  = número de platos actuales

$E$  = eficiencia

NOTA:

Los platos teóricos no existen, son usados únicamente de referencia, el efecto del plato real, lo que hace es subir, la línea de operación superior (según Murphree) dando como resultado que se tenga más platos.

### 2.2.10 Eficiencia de platos

En los platos de las torres de fraccionamiento, los contactos de los fluídos entre las fases no se realiza en todas sus partes, es preciso tener en cuenta la eficiencia o a veces llamada eficacia de los platos. (Fig. 2.2.10).

#### 2.2.10.1 Relaciones entre el número de etapas teóricas y etapas actuales.

La relación del número de etapas de equilibrio y el número de etapas actuales en unidades de separación deben considerar los principios de transferencia de masa, DRICKAMER Y BRADFORD, con datos de pruebas de plantas han empleado solamente las propiedades físicas del sistema para obtener la eficiencia total de platos.

$$E = n^*/n$$

E = Eficiencia de platos total de la torre

$n^*$  = Número de etapas de equilibrio

n = Número de etapas actuales

### 2.2.10.2 Eficiencia de los platos de O'Connell

Para torres de fraccionamiento, O'Connell ha desarrollado una correlación que tiene en cuenta una función empírica de la volatilidad relativa de los componentes claves, multiplicado por la viscosidad de los líquidos de la alimentación a la temperatura promedio de la torre versus la eficiencia (Fig. ).

Así se define un valor A

$$A = (K_{LK}/K_{HK}) * \mu_L$$

$K_{LK}$  = Constante de equilibrio del clave ligero a las condiciones medias de la columna.

$K_{HK}$  = Constante de equilibrio del clave pesado a las condiciones medias de la columna.

$\mu_L$  = Viscosidad promedio molar de la carga líquida de la alimentación en centipoise.

$$\mu_L = x_1 * \mu_1 + x_2 * \mu_2 + x_3 * \mu_3 + \dots + x_n * \mu_n.$$

### 2.2.11 Balance de Energía

Determinación de la carga térmica del condensador, precalentador y rehervidor.

#### 2.2.11.1 Determinación de la carga térmica del condensador.

a. Con un destilado 100% líquido

Realizando un balance alrededor del condensador total:

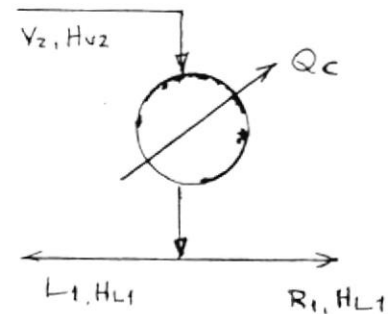
Balance de materia

$$V_1 = 0$$

$$D = V_1 + R_1$$

$$D = R_1$$

$$V_2 = L_1 + D$$



Balance térmico

$$V_2 * H_{V2} = (L_1 + D) * H_{L1} + Q_c$$

$$Q_c = V_2 (H_{V2} - H_{L1})$$

$$\text{REFLU} = L_1 / D$$

$$V_2 = L_1 + D$$

$$L_1 = \text{REFLU} * D$$

$$V_2 = \text{REFLU} * D + D$$

$$V_2 = D(\text{REFLU} + 1)$$

$$Q_c = D(\text{REFLU} + 1) (H_{V2} - H_{L1})$$

b. Con un destilado 100% vapor

$$D = V_1 + R_1$$

$$R_1 = 0$$

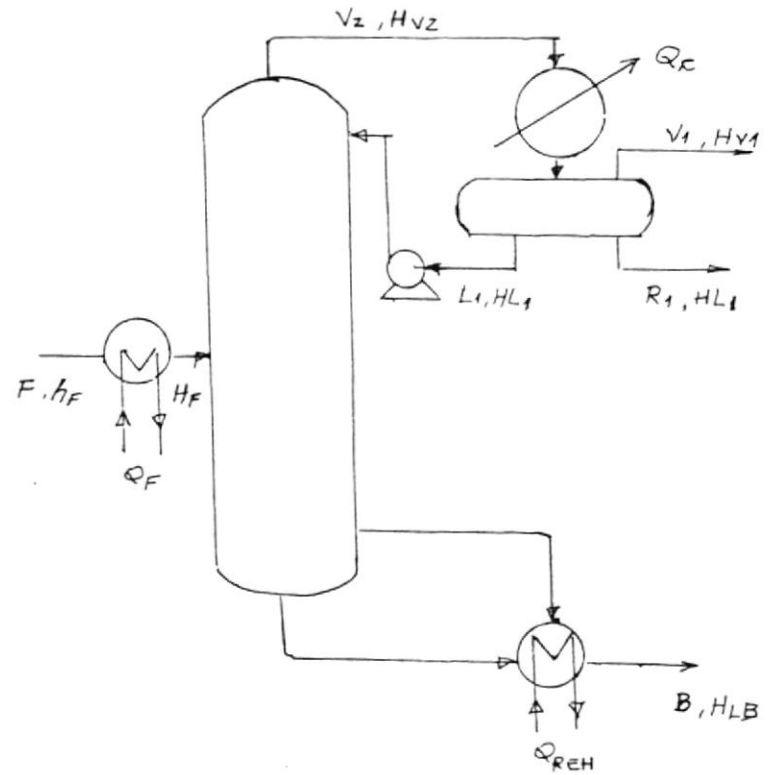
$$D = V_1$$

$$Q_c = D * \text{REFLU}(H_{V2} - H_{L1}) + D(H_{V2} - H_{V1})$$

c. Con un destilado en dos fases líquido-vapor.

$$D = R_1 (\text{Líquido}) + V_1 (\text{vapor})$$

$$Q_c = (D * \text{REFLU} + R_1) (H_{V2} - H_{L1}) + V_1(H_{V2} - H_{L1})$$



### 2.2.11.2 Determinación de la carga térmica del precalentador de la alimentación.

La estimación de las necesidades de energía, están relacionadas con el grado de vaporización de la alimentación  $(1 - q)$  y la relación de reflujo mínima.

Haciendo un balance parcial en la sección de la alimentación se tiene:

$$Q_F = F(H_F - h_F)$$

donde:

$Q_F$  = Calor que requiere la alimentación para obtener la temperatura de entrada a la columna.

$H_F$  = Entalpía de la alimentación a la entrada de la columna (BTU/lb mol).

$h_F$  = Entalpía de la alimentación en el límite, antes de entrar al intercambiador (BTU/lb mol).

$q$  = Fracción del líquido que contiene la alimentación.

### 2.2.11.3 Determinación de la carga térmica del re- hervidor (Calderín).

La carga calórica en el rehervidor  $Q_{REH}$ , se obtiene de considerar un balance global de energía en la columna, suponiendo que no hay pérdidas al ambiente, conociendo las cargas térmicas eliminadas en el condensador, la suministrada a la alimentación y las entalpías molares de la corriente de alimentación y de salida.

$$Q_{REH} = Q_C + (V_1 H_{L1} + R_1 H_{L1}) + B * H_{LB} - F * H_F$$

### 2.3 METODO RIGUROSO

El modelo matemático permite simular las etapas de equilibrio para la operación de columnas despropanizadoras. El procedimiento resuelve las ecuaciones de balance de masa y energía por componente con un algoritmo de matriz tridiagonal. (Fig. 2.3).

La solución de la matriz nos permite conocer las fracciones molares líquidas de cada componente, el método es fácil y rápido de programar y no requiere mucha capacidad de memoria del computador.



La matriz tridiagonal sólo se podrá aplicar para el caso de destilación en contra corriente para sistemas de policomponentes.

La simulación de este método por computadora, permite examinar el comportamiento de una columna de diseño bajo diferentes condiciones de operación y diferentes equipos.

Esta técnica nos permite probar y evaluar los diversos cambios de condiciones en unidades de separación.

El método se basa en la exactitud de las operaciones de matrices, y se le aplica por proporcionar soluciones estables y rápidas para las columnas.

#### 2.4 PROGRAMA DE COMPUTADORA

Se adjunta el Programa de Computadora que tiene más de seiscientas líneas y se incluye los diagramas de flujo del programa principal y subrutinas.

#### 2.5 SUBRUTINAS UTILIZADAS

El método emplea para el desarrollo matemático siete - subrutinas y una función, la aplicación de las subrutinas nos permite obtener más de un valor de salida por cada ejecución del subprograma, la función está limitada a un sólo valor de salida.

Para facilidad de revisión del programa se ha realizado el respectivo diagrama de flujo. (Remitirse al - apéndice para consultar los diagramas).

## SUBROUTINA DATAK (I, T, KCAL)

La subrutina DATAK calcula la constante de equilibrio K para hidrocarburos, usando el método de Frank Canfield, profesor de la Universidad de Oklahoma; quien desarrolló un programa en base a las tablas de valores de K del NGPSA Data Book de 1967. Este programa predice razonablemente los valores de K para los hidrocarburos que se mencionan en el NGPSA, además para sus isómeros y algunas olefinas que no están incluidos en él y es el siguiente:

$$\begin{aligned} TR &= (T + 460)/TC(I) \\ PR &= P/PCONV \\ X &= 10.7016 - \text{ALOG}(PCONV) - 4.4316/TR - 0.1968/TR^3 \\ Y &= 6.3816 - 29.002 ZC(I) + 35.3443 ZC(I)^2 \\ KCAL &= \text{EXP}(X.Y.) (1.0 - PR) * *(0.33/TR)) / PR \end{aligned}$$

Donde:

$$\begin{aligned} PR &= \text{Presión reducida de Canfield} \\ PCONV &= \text{Presión de convergencia en PSIA} \\ P &= \text{Presión del sistema en PSIA} \\ T &= \text{Temperatura del componente en } ^\circ\text{F} \\ TC(I) &= \text{Temperatura crítica del componente (I) en } ^\circ\text{R} \\ TR &= \text{Temperatura reducida} \end{aligned}$$

X, Y = Parámetros

KCAL = Constante de equilibrio

ZC(I) = Factor de compresibilidad crítico del componente (I)

Argumentos de la subrutina DATAK:

I = Componente al cual se desea calcular la constante de equilibrio K.

T = Temperatura del Componente en °F

KCAL = Constante de equilibrio K del componente (I).

## SUBROUTINA ENTLIQ (M, TEMP, X, H)

La subrutina ENTLIQ calcula la entalpía de una corriente de hidrocarburos líquida cualquiera especificando su temperatura, composición de la fase líquida y número de componentes.

La entalpía de un componente puro viene dada por

$$H = \int_{TR}^T C_p dT \quad (1)$$

$$C_p = a + bT \quad (2)$$

Fallon y Watson recomiendan aplicar la siguiente ecuación para conocer la capacidad calorífica de los hidrocarburos y productos líquidos derivados del petróleo, en función de la temperatura y de su gravedad API:

$$C_p = \left[ (0.355 + 0.128 * 10^{-2} \text{ °API}) + (0.503 + 0.117 * 10^{-2} \text{ °API}) * 10^{-3} T \right] \left[ 0.05K + 0.41 \right] \quad (3)$$

Donde:

T = Temperatura del componente en °F

- $C_p$  = Capacidad calorífica en BTU/lb °F  
 API = Gravedad del hidrocarburo líquido en °API  
 H = Entalpía del hidrocarburo líquido en BTU/lb  
 TR = -200°F (condición de temperatura para el DATUM de  $H_o = 0$ )  
 PMOL = Peso molecular del hidrocarburo  
 K = Factor de caracterización de la Universal Oil Products.

El valor de K varía dentro del intervalo de 10 a 13. Aquí se ha tomado igual a 13 por ser el más apropiado.

Sustituyendo la expresión (3) para el  $C_p$  en (1) e integrando se tiene:

$$\begin{aligned}
 H - H_o = & \left[ (0.355 + 0.128 * 10^{-2} \text{ °API}) (T - TR) + \right. \\
 & \left. (0.503 + 0.117 * 10^{-2} \text{ °API}) * 10^{-3} (T^2 - TR^2) \right] \\
 & \left[ 0.05K + 0.41 \right] \quad (4)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_o \text{ (Entalpía de referencia)} = 0 \text{ (para líquido saturado} \\
 \text{a - 200°F (TR) )}
 \end{aligned}$$

Para una mezcla de varios componentes se utilizan las siguientes relaciones:

$$HL_i = HL_i * PMOL_i \quad (5)$$

$$HL_{mezcla} = \sum_{i=1}^M X_i HL_i \quad (6)$$

Las ecuaciones (4), (5) y (6) están programadas en la subrutina ENTLIQ.

Argumentos de la subrutina ENTLIQ:

M = Número de componentes

TEMP = Temperatura del líquido en °F

X = Composición del líquido

H = Entalpía del líquido en BTU/lbmol



SUBROUTINA ENTLV (M, T, Y, H)

La subrutina ENTLV calcula la entalpía de una corriente de hidrocarburos en estado de vapor especificando solamente su temperatura, composición y número de componentes.

Para el cálculo de la entalpía de cada componente se aplica la siguiente relación:

$$H = H_o + AV(T/100) + BV(T/100)^2 + CV(T/100)^3 + DV(100/T) + EV \quad (1)$$

Donde:

T = Temperatura del hidrocarburo gaseoso en °R

PMOL= Peso molecular del hidrocarburo gaseoso

Ho (entalpía de referencia)= o para líquido saturado a menos de 200°F.

H = Entalpía del hidrocarburo gaseoso en BTU/lb.

AV, BV, CV, DV = constantes para cada hidrocarburo gaseoso

EV = Calor latente de vaporización en BTU/lb°F

Al igual que en la subrutina ENTLIQ para una mezcla se aplica:

$$HV_i = HV_i * PMOL_i \quad (2)$$

$$HV_{mezcla} = \sum_{i=1}^M Y_i HV_i \quad (3)$$

Estas tres ecuaciones están programadas en la subrutina ENTLV.

Argumentos de la subrutina ENTLV:

M = Número de componentes

T = Temperatura del vapor en °F

Y = Composición del vapor (fracción gaseosa)

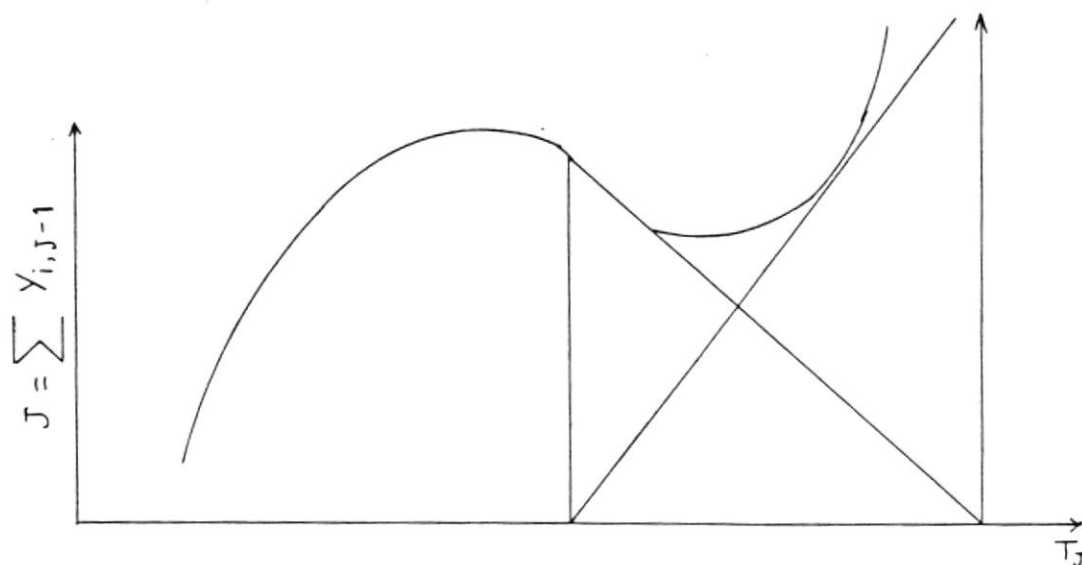
H = Entalpía del vapor (en BTU/lbmol)

## SUBROUTINA CONVG (TEMP 2, M, J)

La subrutina CONVG calcula el punto de burbuja en cada plato de la torre.

Para este cálculo se utilizaron varios métodos, incluyendo el de Newton-Rapson y el de las derivadas parciales.

Según se observa en la gráfica puede que en determinado punto no converga hacia la solución.



En el caso de las derivadas parciales la convergencia es más difícil ya que la evaluación de las derivadas parciales es muchas veces difícil, especialmente cuando las constantes de equilibrio  $K$  están expresadas como funciones complicadas de la tempe-

ratura y presión.

En esta subrutina se utilizó un método seguro, que es la aplicación del teorema de Rolle.

El procedimiento es el siguiente:

- 1) La subrutina chequea si  $S_j$  es mayor, igual o menor que cero. En caso de ser igual a cero retorna el valor de la temperatura correspondiente.
- 2) Si  $S_j$  es menor que cero la temperatura se aumenta en  $10^\circ\text{F}$  o si es mayor que cero se disminuye en  $10^\circ\text{F}$  sucesivamente, hasta que encuentre un cambio de signo.
- 3) Luego del cambio de signo se incrementa o se disminuye la temperatura en cantidades iguales a 1, 0.1 y 0.01 hasta que  $S_j$  sea menor o igual a 0.001 o que el incremento sea menor o igual a 0.01.

Una vez cumplida cualquiera de las dos alternativas anteriores el programa retorna el valor de la temperatura correspondiente a esa  $S_j$  que debe ser muy próxima a cero.

Argumentos de la subrutina CONVG:

TEMP 2 = Temperatura de equilibrio en el plato J

M = Número de componentes en el plato J

J = Número del plato.

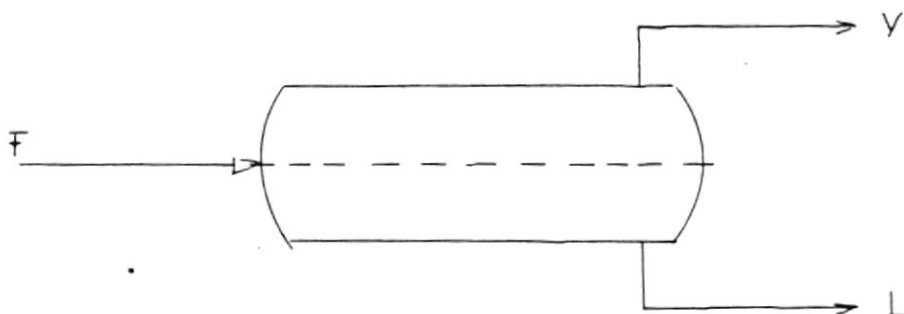
## FUNCION FUNCS (TEMP, M,J)

La subrutina FUNCION FUNCS, actúa con los mismos argumentos de -  
la subrutina CONVG y se utiliza para calcular la sumatoria de -  
los  $Y_i$  en un determinado plato J.

## SUBROUTINA FLASHA (TEMP, M, Z, VAP, LIQ, X, Y)

La subrutina FLASHA realiza los cálculos pertinentes a una vaporización flash, donde la corriente de entrada se convierte en una corriente de vapor y líquido, las cuales están en equilibrio.

La teoría usada para desarrollar esta subrutina es la siguiente:



En la corriente de entrada  $F$ , deben estar especificadas la temperatura y composición.

Como primer paso se calculan las  $K$  de equilibrio de los componentes correspondientes a la temperatura de la alimentación (Subrutina DATAK).

Se debe hacer una prueba para determinar si la alimentación es

una mezcla gas-líquido, está subenfriada o está sobrecalentada.

$$\text{Si } \sum_{i=1}^M (Z_i * K_i) < 1.0 \quad \text{es todo líquido} \quad (1)$$

$$\text{Si } \sum_{i=1}^M (Z_i / K_i) < 1.0 \quad \text{es todo vapor} \quad (2)$$

Si no se cumple ninguna de estas dos condiciones se procede a realizar el cálculo de la fracción de vapor en la alimentación por el método de Newton-Rapson.

V es tomado inicialmente como 0.50 y se sustituye en:

$$F_1 = \sum_{i=1}^M \frac{Z_i * (K_i - 1)}{V * (K_i - 1) + 1} \quad (3)$$

Si  $F_1$  tiene un valor absoluto mayor a 0.001 un nuevo valor de V es calculado por:

$$V_{NEW} = V + F_1 / F_2 \quad (4)$$

donde:

$$F_2 = \sum_{i=1}^M \frac{Z_i * (K_i - 1)^2}{(V * (K_i - 1) + 1)^2} \quad (5)$$

En caso de que VNEW sea mayor que uno (1), el valor de VNEW es recalculado por:

$$VNEW = V + (1 - V)/2 \quad (6)$$

Las ecuaciones 3, 4 y 5 son repetidas hasta que  $F_1$  sea menor o igual a 0.001.

La composición del vapor y del líquido son calculadas por:

$$X_i = Z_i / (V * (K_i - 1) + 1) \quad (7)$$

$$Y_i = K_i * X_i \quad (8)$$



Argumentos de la subrutina FLASHA:

TEMP = Temperatura del flujo en °F

M = Número de componentes en el flujo

Z = Vector que contiene la composición del flujo F

VAP = Fracción de vapor en el flujo

LIQ = Fracción de líquido en el flujo

X = Composición de la fracción líquida

Y = Composición de la fracción de vapor

## SUBROUTINA TRIDI (IF, N, X)

La subrutina TRIDI es utilizada para resolver el sistema de ecuaciones provenientes del balance de masa en la torre.

Este sistema de ecuaciones escrito en forma matricial tiene la siguiente estructura:

$$b_1 V_1 + c_1 V_2 = d_1$$

$$a_2 V_1 + b_2 V_2 + c_2 V_3 = d_2$$

$$a_3 V_2 + b_3 V_3 + c_3 V_4 = d_3$$

$$a_i V_{i-1} + b_i V_i + c_i V_{i+1} = d_i$$

$$a_{n-1} V_{n-2} + b_{n-1} V_{n-1} + c_{n-1} V_n = d_{n-1}$$

$$a_n V_{n-1} + b_n V_n = d_n$$

y es llamada matriz tridiagonal.

El sistema se resuelve rápidamente por el método de eliminación de Gauss con un máximo de tres variables por ecuaciones. El procedimiento es el siguiente:

$$V_N = \gamma_N$$

$$V_i = \gamma_i - (C_i V_{i+1}) / B_i \quad i = N-1, N-2, \dots, 1$$

donde los gammas y betas son determinados de la fórmula recursión:

$$B_1 = b_1 \quad \gamma_1 = d_1 / B_1$$

$$B_i = b_i - \frac{A_i C_{i-1}}{B_{i-1}} \quad i = 2, 3, \dots, N$$

$$\gamma_i = (d_i - a_i \gamma_{(i-1)}) / B_i \quad i = 2, 3, \dots, N$$

Argumentos de la Subrutina TRIDI:

IF = Primer sistema de ecuaciones a ser resuelta (de haber otra torre IF = 2).

N = Ultima ecuación a ser resuelta

X = Vector que contiene la solución del sistema

## SUBROUTINA DESTIL (NPD,M)

La subrutina DESTIL calcula las corrientes de líquido y de vapor, composición de la fase líquida y de vapor, temperatura y presión en cada uno de los platos.

Cada plato es asumido como un plato ideal en equilibrio, como el ilustrado en la Fig. 2.5. El condensador, rehervidor o intercambiador de calor (en caso de que existan) son asumidos como platos ideales y denominados: el Plato 1 y el Plato NPD.

La ecuación de equilibrio para cada componente (i) en el plato (J) es:

$$Y_{i,J} - K_{i,j} * X_{i,j} = 0 \quad (1)$$

La constante de equilibrio K es una función de la temperatura y de la presión.

El balance total de materiales en el plato J es:

$$F_j + V_{j+1} + L_{j-1} = W_j + V_j + L_j + R_j \quad (2)$$

En el condensador: J=1

$$F_1 = L_0 = W_1 = 0$$

sustituyendo en la ecuación 2 se tiene:

$$F_1 + V_2 + L_0 = W_1 + V_1 + L_1 + R_1$$

luego:

$$V_2 = V_1 + L_1 + R_1 \quad (3)$$

$$\text{DEST} = V_1 + R_1 \quad (4)$$

sustituyendo la ecuación 4 en 3 se tiene:

$$L_1 = V_2 - \text{DEST} \quad (5)$$

dividiendo la ecuación 5 por DEST se tiene:

$$L_1/\text{DEST} = (V_2 - \text{DEST})/\text{DEST} \quad (6)$$

y la relación de reflujo es:  $\text{Reflu} = L_1/\text{DEST}$

en el rehervidor o intercambiador de calor:  $J = n$

$$F_n = V_{n+1} = W_n = L_n = 0$$

sustituyendo en la ecuación 2 se tiene:

$$F_n + V_{n+1} + L_{n-1} = W_n + V_n + L_n + R_n$$

luego:

$$R_n = L_{n-1} - V_n \quad (7)$$

Haciendo un balance de material alrededor del condensador y del

plato J, referido a la Fig. 4, se tiene:

$$(F_j + \dots + F_2) + V_{j+1} = L_j + (R_j + \dots + R_2) + (W_j + \dots + W_2) + V_1 + R_1$$

despejando a  $L_j$  se tiene:

$$L_j = V_{j+1} - V_1 - R_1 + \sum_{k=2}^j (F_k - R_k - W_k) \quad (8)$$

como  $W_1 = F_1 = 0$ , se puede hacer el siguiente arreglo:

$$L_j = V_{j+1} - V_1 + \sum_{k=1}^j (F_k - R_k - W_k) \quad (8a)$$

Esta ecuación calcula el flujo de líquido en cualquier plato J.

Haciendo un balance de material del componente (i) en el plato J, referido a la Fig. 1, se tiene:

$$L_j * X_{i,j} + R_j * X_{i,j} + W_j * Y_{i,j} + V_j * Y_{i,j} = F_j * Z_{i,j} + L_{j-1} * X_{i,j-1} + V_{j+1} * Y_{i,j+1} \quad (9)$$

igualando la ecuación a cero se tiene:

$$L_{j-1} * X_{i,j-1} - (V_j + W_j) Y_{i,j} - (L_j + R_j) X_{i,j} + V_{j+1} * Y_{i,j+1} + F_j * Z_{i,j} = 0 \quad (9a)$$

para  $1 \leq i \leq m$

$$1 \leq j \leq n$$

De los balances anteriores se obtienen dos ecuaciones principales:

$$Y_{i,j} - K_{i,j} * X_{i,j} = 0 \quad (1)$$

$$L_{j-1} * X_{i,j-1} - (V_j + W_j) Y_{i,j} - (L_j + R_j) X_{i,j} + \quad (9)$$

$$V_{j+1} * Y_{i,j+1} + F_j * Z_{i,j} = 0$$

sustituyendo la ecuación 1 en la 9, se tiene:

$$L_{j-1} * X_{i,j-1} - (V_j + W_j) K_{i,j} * X_{i,j} - (L_j + R_j) X_{i,j} + \quad (10)$$

$$V_{j+1} * K_{i,j+1} * X_{i,j+1} + F_j * Z_{i,j} = 0$$

Si  $J=1$ ,  $F_1 = L_0 = W_1 = 0$ , la ecuación 10 se convierte en:

$$- (V_1 * K_{i,1} + L_1 + R_1) X_{i,1} + (V_2 * K_{i,2}) X_{i,2} = 0 \quad (11)$$

Si  $J = J$ , la ecuación 10 se convierte en:

$$L_{j-1} * X_{i,j-1} + (-(V_j + W_j) K_{i,j} - (L_j + R_j)) X_{i,j} + \quad (12)$$

$$V_{j+1} * K_{i,j+1} * X_{i,j+1} = - F_j * Z_{i,j}$$

Si  $J = n$ , la ecuación 10 se convierte en:

$$F_n = V_{n+1} = 0; W_n = L_n \neq 0$$

$$L_{n-1} * X_{i,n-1} + (-(V_n + W_n) K_{i,n} - (L_n + R_n)) X_{i,n} = 0 \quad (13)$$

Las ecuaciones 11, 12 y 13 forman la siguiente matriz:

$$B_1 * X_{i,1} + C_1 * X_{i,2} = D_1$$

$$A_j * X_{i,j-1} + B_j * X_{i,j} + C_j * X_{i,j+1} = D_j$$

$$A_n * X_{i,n-1} + B_n * X_{i,n} = D_n$$

para  $2 \leq j \leq n-1$

donde:

$$A_1 = 0$$

$$B_1 = -(V_1 * K_{i,1}) + L_1 + R_1$$

$$C_1 = V_2 * K_{i,2}$$

$$D_1 = 0$$

$$A_j = L_{j-1}$$

$$B_j = -(V_j + W_j) K_{i,j} - (L_j + R_j)$$

$$C_j = V_{j+1} * K_{i,j+1}$$

$$D_j = -F_j * Z_{i,j}$$

$$A_n = L_{n-1}$$

$$B_n = -(L_n + R_n) - (V_n + W_n) K_{i,n}$$

$$C_n = 0$$

$$D_n = 0$$



Balance de energía para el condensador,  $J = 1$ :

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= Q_{\text{cond}} \\
 L_o &= W_1 = F_1 = 0 \\
 Q_{\text{cond}} = Q_1 &= V_2 * H_2 - V_1 * H_1 - L_1 * h_1 - R_1 * h_1
 \end{aligned} \tag{15}$$

Balance de energía para el Rehervidor,  $J = n$ :

$$\begin{aligned}
 Q_n &= Q_{\text{reher}} \\
 W_n &= L_n = V_{n+1} = F_n = 0 \\
 Q_{\text{reher}} = Q_n &= L_{n-1} * h_{n-1} - V_n * H_n - R_n * h_n
 \end{aligned} \tag{16}$$

$$\begin{aligned}
 Q_n &= Q_{\text{calen}} \\
 W_n &= L_n = V_{n+1} = F_n = R_n = 0 \\
 Q_{\text{calen}} = Q_n &= L_{n-1} * h_{n-1} - V_n * H_n
 \end{aligned} \tag{17}$$

El procedimiento seguido por esta subrutina es el siguiente:

1. Asumir un perfil de temperatura lineal inicial y un perfil de vapor, de manera que se cumpla la relación de McCabe-Thiele - es decir, que las velocidades de flujo de vapor y el líquido, en cualquier plato de la sección de rectificación, sea igual a  $DEST = V_{n+1} - L_n$ . De la misma manera en la sección de agotamiento las velocidades de flujo de líquido y de vapor sea - igual a  $B = L_m - V_{m+1}$ .

Donde  $B = R(\text{NPD})$ , último plato, el rehedvidor.

2. Calcular los flujos de líquido
3. Calcular  $K_{i,j}$  y las constantes (A, B, C, D) de la matriz tridiagonal.
4. Resolver la matriz tridiagonal para el cálculo de  $X_{i,j}$  y calcular los  $Y_{i,j}$ .
5. Normalizar las composiciones, a fin de reducir el número de iteraciones.
6. Comprobar el criterio de convergencia
7. Calcular las entalpías de los flujos de vapor y líquido
8. Calcular los nuevos flujos de vapor
9. Repetir desde el punto 2, hasta que se cumpla el Criterio de Convergencia, el cual es el siguiente:

$$\sum_{j=1}^N (\Delta T_j)^2 = \sum_{j=1}^N [(T_j)_k - (T_j)_{k-1}]^2 \leq 0.01N$$

donde  $N = \text{Número de platos.}$

Argumentos de la subrutina DESTIL:

NPD = Número de platos

M = Número de componentes.

## DESCRIPCION DEL PROCESO PARA SIMULACION

Para poder simular el proceso es necesario conocer:

1. El plato de la alimentación de la torre
2. El número de platos teóricos
3. Flujo de la alimentación en moles por hora
4. Temperatura ( $^{\circ}\text{F}$ ) y Presión (PSIA) de la alimentación
5. Presión en el tope y fondo de la columna, y asumir que a través de cada plato de la columna la presión es constante pero que varía linealmente desde el tope al fondo.
6. Presión de Convergencia en PSIA
7. Si existe condensador total o parcial en el tope de la columna.
8. Si existe rehervidor o intercambiador de calor en el fondo de la columna.
9. Relación de Reflujo
10. Cantidad de producto de tope y fondo en la torre
11. Para inicio de los cálculos suponer una distribución de tempe-

ratura lineal, y un perfil de vapor inicial que cumpla con la relación de McCabe-Thiele.

Dentro del proceso iterativo se normalizan las fracciones molares si su sumatoria es diferente a 1, con el fin de aligerar el proceso de iteración.

En el proceso de simulación se asume que la subrutina DATAK calcula eficientemente las constantes de equilibrio  $K$  para todos los componentes del gas natural.

La presión de convergencia utilizada en la torre, fue elegida de aquella que dió una mejor distribución de temperatura a lo largo de la columna. En la torre despropanizadora se asume que tiene platos perforados.

## 2.6 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Las etapas necesarias para procesar el gas natural y en particular el propano se discuten a continuación:

El gas natural se obtiene de las siguientes fuentes: de la explotación conjunta de petróleo y gas, de donde se obtienen grandes cantidades de gas asociado, otra de la producción de gas no asociado, y en procesos de plantas se tienen también corrientes de propano plus que provienen de flujos de vapor y condensado de fraccionadoras - de Nafta, etc.

La mezcla de hidrocarburos contiene además, compuestos no hidrocarburos, por lo que se necesita antes de ir al procesamiento, someter al gas natural a procesos de endulzamiento y deshidratación, para cumplir con las especificaciones, respecto a contenidos de gases ácidos y de agua, para evitar problemas de corrosión y operacionales durante el proceso de separación de productos.

En la Fig. 2.6 puede apreciarse un esquema de los distintos componentes separables mediante el procesamiento del gas natural.

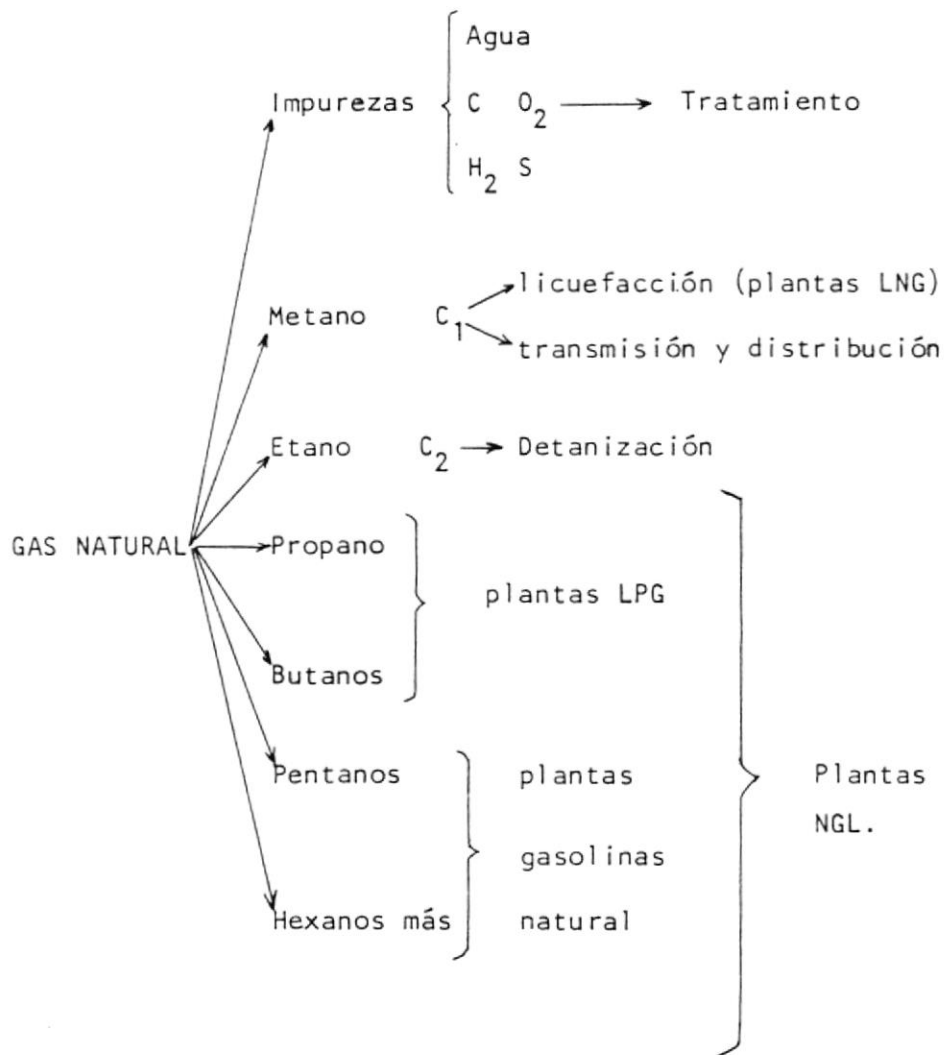


Figura 2.6

El Metano sometido a procesos criogénicos puede ser licuado a  $-259^{\circ}$  F y reducido su volumen en la relación 600/1.

La mezcla de propanos y butanos en proporciones variables es llamada gas licuado de petróleos.

A temperatura ambiente y presión atmosférica como la nuestra , propano y butano están en forma gaseosa pudiendo licuarse a esa presión si se enfría hasta  $-44^{\circ}\text{F}$ . Las condiciones para licuar estas mezclas son más moderadas que las requeridas para licuar el metano.

El esquema general de procesamiento de gas natural consiste en extraer la mayor cantidad de hidrocarburos pesados, por lo que los fluidos son sometidos a un proceso de fraccionamiento para separar los componentes individuales de la mezcla.

Pasando sucesivamente por unidades: demetanizadoras, detanizadora, depropanizadora, etc.

Un depropanizador es una torre esencialmente para separar propano y butano bajo especificaciones. El propano es condensado en el tope y recogido en el acumulador y luego enviado al almacenamiento, los productos de fondo son sacados y enviados directamente al debutanizador.

#### 2.6.1 Equipos principales (Figura 2.1 )

**La unidad consta:**

1. Bombas de flujo de la alimentación
2. Calentador de la alimentación
3. Columna Depropanizadora
4. Rehervidor
5. Condensador de Tope
6. Acumulador de Tope
7. Bombas de Tope
8. Enfriador de Propano

### 3. DISCUSION DE RESULTADOS

El análisis de diseño de una columna despropanizadora se orientará a comparar los resultados obtenidos por dos métodos de cálculo (Cuadro N° 3.1), el parámetro de decisión sobre la cualidad de cada método será el porcentaje de recuperación del propano en el destilado.

La comparación no es totalmente directa en razón de que los valores de algunas variables difieren porque los fundamentos de los dos procedimientos no son los mismos.

En todo caso se ha procurado llegar a condiciones similares.

El estudio de las soluciones para la columna despropanizadora se desarrolla como sigue:

El Método de KUFEM considera una presión de la columna variable de 285-290,25 lpca, el método riguroso tiene una presión constante de 279,7 lpca.

La Alimentación entra vaporizada un 82,64% al plato de alimentación en ambos métodos, difiriendo en la temperatura de 220°F y 245°F para el método de KUFEM y el método riguroso, respectivamente. (Figuras Nos. 3,6 - 3,9).

En el método aproximado con una eficiencia del 65% para platos perforados, se obtuvo 37 platos actuales; en el método riguroso con una eficiencia del 40% se obtuvo 30 platos actuales.

La Alimentación ingresa al plato 13 y 15 según el método aproximado y riguroso, respectivamente.

Los caudales totales internos de la columna según el método de KUFEM, son lineales en la sección rectificación y la sección - agotamiento. En el método riguroso los caudales totales internos en la sección rectificación varían según una parábola y - los valores máximos se encontrarían en la mitad de la sección- (Figuras 3.1 - 3.2).



La Carga térmica extraída por el condensador, calculada por el método de KUFEM es de  $21,888 \times 10^6$  BTU/HR y de  $11,08 \times 10^6$  BTU/HR por el método riguroso. El Primer método emplea un condensador total y el segundo un condensador parcial, además la corriente del destilado es 1,680 veces mayor en el método de KUFEM que en el método riguroso. (Figuras 3.6 y 3.8).

El Método de KUFEM considera precalentador de la alimentación, y el calor agregado es de  $13,738 \times 10^6$  BTU/HR. El Método Riguroso

roso no considera precalentador de la alimentación.

La Carga térmica agregada por el calderín, calculada por el método de KUFEM es de  $10,105 \times 10^6$  BTU/HR y de  $3,33 \times 10^6$  BTU/HR por el método riguroso. Existe una proporción de 3 a 1 entre la carga térmica del calderín por el método de KUFEM y la del método riguroso, (Fig. 3.7 - 3.9) que se debe principalmente a que el isobutano en el residuo se recupera 10,36% más por el método de KUFEM que en el método riguroso.

En el método de KUFEM el caudal del residuo es 58,5%, del caudal de la alimentación que entra a la columna, y 75,4% según el método riguroso. (Cuadro 3.2).

En el método de KUFEM, el caudal de butanos en el residuo es 463,77 moles/hora y 429,53 moles/hora en el método riguroso. Comparando los caudales de Butanos del residuo con respecto al caudal de la alimentación, en el método aproximado los butanos se recuperan un 96,54% y un 93,20% en el método riguroso. (Cuadro 3.3).

El Recobro de propano en el destilado, tomando como referencia a la alimentación, es de un 98,65% según el método de KUFEM

FEM y 52,60% según el método riguroso. (Cuadros 3.2. - 3.3).

En el método de KUFEM, el caudal del destilado es 41,5% del caudal de alimentación que entra a la columna y 24,9% según el método riguroso. (Cuadros 3.2 - 3.3).

#### 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Los resultados obtenidos en el método riguroso son 30 platos reales, y en el método aproximado 35 y 37, aplicando el monograma de ERBAR-MADDOX y de GILLILAND respectivamente.

La localización del plato de alimentación según el método riguroso es el plato 15 y la ubicación del plato de alimentación según el método aproximado es el de 12 y 13, aplicando el monograma de ERBAR MADDOX y de GILLILAND respectivamente.

La diferencia de la presión media de la torre entre el método aproximado y el riguroso es 9.05 lpcá.

En el fondo de la torre se recupera principalmente Iso-butano, en el método de KUFEM se obtiene 241,55 moles/hr y en el método riguroso 216,51 moles/hr.

El recobro del Iso-butano en el residuo es de 10,36% mayor en el método de KUFEM con respecto al método riguroso.

La temperatura del condensador es 128°F y el calor extraído por el condensador total es  $21,887 \times 10^6$  BTU/hr en el método de KUFEM, en el método riguroso la temperatura del condensador es 157,45°F, el calor extraído por el condensador parcial es  $11,08 \times 10^6$  BTU/hr.

Hay 1,98 veces más de calor extraído en el condensador por el método de KUFEM, que el calor extraído en el método riguroso, debido a

al incremento de caudal del destilado en el primer método.

El recobro de propano en el destilado es de 864,35 moles/hr, según el método aproximado y de 460,86 moles/hr según el método riguroso; de donde el recobro de propano en el destilado por el método aproximado es 1,87 veces mayor que el método riguroso; esta diferencia en la obtención de propano, se debe entre otras razones a que el método aproximado considera en los equipos un condensador total, que difiere en el método aproximado que usa un condensador parcial. Un parámetro que también se tiene que tomar en este cálculo es "La relación de Reflujo". en el método aproximado es de 3.38 y en el método riguroso es de 3, luego la cantidad del líquido requerido para mantener la temperatura del producto de tope de la torre es mayor, en el método aproximado que en el método riguroso. La comparación de los resultados de recobro antes indicados son netamente referenciales, en vista de que las técnicas de cálculo por los dos métodos no son iguales y no se puede lograr una comparación de las dos soluciones. El método riguroso resuelve los balances de materia y de entalpía simultáneamente, el método aproximado no incluye el balance de energía, sólo consigue un acercamiento, usando el balance de materia.

El método aproximado de KUFEM es un cálculo rápido y sencillo - que sirve para efectuar una estimación de parámetros de diseño.

Este método se desarrolla según el diagrama de cálculo 4.3.1.1, de donde se deduce que una correlación requiere variables calculadas en las correlaciones anteriores, por lo expuesto, el método de KUFEM sirve exclusivamente para hacer una estimación inicial, ya que es difícil que se logre llegar al comportamiento previamente asumido (volatilidades y perfiles de flujo constantes a lo largo de la columna).

El método riguroso emplea un modelo matemático que permite simular operaciones de columnas, proporciona una solución estable y rápida, siendo el método más exacto.

La solución por el método riguroso tiene mayor validez y tiene aplicación inmediata en diseño; a diferencia del método de KUFEM donde la solución obtenida tiene una aplicación como referencia, para comparaciones y estudios de estimación.

El gas natural debe someterse a los tratamientos y procesamientos - previos que hagan más eficiente su utilización en los proyectos descritos en el presente trabajo.



## NOMENCLATURA METODO RIGUROSO

$A_j$	: Diagonal más baja de la matriz tridiagonal
$API_i$	: Gravedad específica del componente $i$
$B_j$	: Diagonal principal de la matriz tridiagonal
$C_j$	: Diagonal más alta de la matriz tridiagonal
$COMP_i$	: Variable que almacena el nombre del componente $i$
$D_j$	: Vector que almacena la columna de los términos independientes de la matriz tridiagonal.
$FD_j$	: Corriente de alimentación del plato $j$ , moles/Hr
$HF_j$	: Entalpía de la corriente de alimentación del plato $j$ , BTU/mol.
$HL_j$	: Entalpía de la corriente líquida $LD_j$ , BTU/mol.
$HV_j$	: Entalpía de la corriente gaseosa $VD_j$ , BTU/mol.
$i$	: Número del componente
INPUT	: Etapa de entrada de la Alimentación
$j$	: Número del plato
$KD_{i,j}$	: Constante de equilibrio del componente $i$ en el plato $j$ .

LD <sub>j</sub>	: Flujo de líquido del plato j, moles/hr
M	: Número de componentes
NIT	: Número de iteraciones
NPD	: Número de platos
P	: Presión, psig (LPCM)
PCONV	: Presión de convergencia, psig. (LPCM)
PMOL <sub>i</sub>	: Peso molecular del componente i
PC <sub>i</sub>	: Presión crítica del componente i, psig (LPCM)
Q <sub>j</sub>	: Calor removido del plato j, BTU/hr.
R <sub>j</sub>	: Corriente lateral líquida del plato j, moles/hr.
REH	: Variable lógica. Si REH = TRUE existe rehervidor. Si REH = FALSE no existe rehervidor.
REFLU	: Relación de reflujo
TD <sub>j</sub>	: Temperatura del plato j, °F
TF	: Temperatura de la alimentación, °F
TC <sub>i</sub>	: Temperatura crítica del componente i, °R

- $VD_j$  : Flujo de vapor en el plato  $j$ , moles/hr.  
 $W_j$  : Corriente lateral gaseosa del plato  $j$ , moles/hr.  
 $XD_{i,j}$  : Fracción molar del componente  $i$ , en la corriente  $LD_j$   
 $YD_{i,j}$  : Fracción molar del componente  $i$  en la corriente  $VD_j$ .  
 $Z_{i,j}$  : Fracción molar del componente  $i$  en la alimentación  
 entrando al plato  $j$ .

#### NOMENCLATURA METODO APROXIMADO

- $A$  : Factor de Eficacia  
 $B$  : Corriente de residuo o corriente de líquido saturado  
 del calderín en Moles/Hr.  
 $\beta$  : Reflujo de fondo  
 $D$  : Corriente de Destilado en Moles/Hr.  
 $E$  : Eficacia de los Plato  
 $F$  : Corriente de Alimentación en Moles/Hr.  
 $H_B$  : Entalpía de vapor saturado a la salida del calderín  
 en BTU/lb - mol.  
 $h_B$  : Entalpía de líquido saturado a la salida del calderín  
 en BTU/lb - mol.

- $h_D$  : Entalpía de líquido saturado en la corriente de destilado en BTU/ lb- mol
- $H_{FF}$  : Entalpía en dos fases de la corriente de alimentación a la salida del precalentador en BTU/lb - mol
- $h_F$  : Entalpía de líquido saturado de la corriente de alimentación en BTU/lb-mol.
- $H_{TT}$  : Entalpía de vapor saturado del tope de la torre en BTU/lb-mol.
- $H_{VF}$  : Entalpía de vapor saturado de la corriente de alimentación en BTU/lb-mol.
- $h_1$  : Entalpía de líquido saturado en la corriente de reflujo, en BTU/lb-mol.
- $K_i$  : Coeficiente de Equilibrio del componente(i)
- $\bar{L}$  : Corriente de líquido interno en la sección Agotamiento en Moles/Hr.
- $L$  : Corriente de líquido interno en la sección Rectificación en Moles/Hr.
- $n$  : Número de componentes


- $P_B$  : Presión de líquido saturado a la salida del Calderín en lpca.
- $P_D$  : Presión de líquido saturado a la salida del condensador en lpca.
- $P_{FF}$  : Presión de fluido en dos fases de la corriente de alimentación en lpca.
- $P_{LF}$  : Presión de líquido Saturado de la corriente de alimentación en lpca.
- $P_M$  : Presión Media de la torre en lpca.
- $P_{TT}$  : Presión de vapor saturado del tope de la torre en lpca.
- $P_V$  : Presión de vapor saturado a la salida del calderín en lpca.
- $P_{VF}$  : Presión de vapor saturado de la corriente de alimentación en lpca.
- $q$  : Fracción de líquido en la Alimentación
- $Q_C$  : Carga calórica extraída por el condensador en BTU/Hr.

- $Q_{PC}$  : Carga calórica agregado por el precalentador en BTU/Hr.
- $Q_{REH}$  : Carga calórica agregada por el calderín en BTU/Hr.
- REFLU : Relación de Reflujo
- $T_B$  : Temperatura de líquido saturado a la salida del calderín en °F.
- $T_D$  : Temperatura de líquido saturado a la salida del condensador en °F
- $T_{FF}$  : Temperatura del flujo en dos fases en la corriente de alimentación en °F.
- $T_{LF}$  : Temperatura de líquido saturado de la corriente de alimentación en °F.
- $T_m$  : : Temperatura Media de la torre en °F
- $T_{TT}$  : Temperatura de vapor saturado del tope de la torre en °F.
- $T_V$  : Temperatura de vapor saturado a la salida del calderín en °F.

- $T_{VF}$  : Temperatura de vapor saturado de la corriente de Alimentación en °F.
- $\mu_g$  : Viscosidad de vapor de la Alimentación en CPS
- $\mu_L$  : Viscosidad de líquido de la alimentación en CPS
- $\mu_m$  : Viscosidad de la mezcla de la alimentación en CPS
- $\bar{V}$  : Corriente de vapor interno en la sección Agotamiento en Moles/Hr.
- $V_{TT}$  : Corriente de vapor interno en la sección rectificación en Moles/Hr.
- $X_i$  : Fracción Molar de líquido del componente i
- $Y_i$  : Fracción Molar de vapor del componente i
- $Z_i$  : Fracción Molar del componente i
- $Z_{Fi}$  : Fracción Molar del componente i en la alimentación.

## BIBLIOGRAFIA

1. AMUNDSON, N.R. and PONTINEN, A.J. "Multicomponent Distillation Calculations on a Large Digital Computer" Ind. Eng. Chem. Vol 50, 1958, p. 730.
2. CANFIELD FRANK B. "Estimate K. Values with the Computer" Hydrocarbon Processing, Vol. 50, N<sup>o</sup> 4, April 1971 p. 137.
3. CAMPBELL, J.M. "Gas Conditioning and Processing" Norman Oklahoma 1970.
4. CARNAHAN BRICE, LUTHER H.A., WILKES JUNES A. "Applied Numerical Methods". John Wiley, New York, 1970.
5. ERBAR J.H. and MADDOX R.N. "La Test score: Reflux vs Trays", Petroleum Refiner Mayo 1971.
6. EVANS F.L. "Equipment design handbook for refineries and chemical plants" Gulf Publishing Company, Houston 1971.
7. FALLON J.F. and WATSON K.M. "NATL. Petroleum News Tech" Section, Junio 7, 1944.

8. GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION "Engineering Data Book" 19a. Edición, Tulsa, Oklahoma, 1972.
  9. GREENSTADT J. BARD Y. and MORSE B. "Multicomponent Distillation Calculation on the IBM 704". IND. ENG. Chem. Vol. 50, N<sup>o</sup> 11, Nov. 58.
  10. HOLLAND C.D. "Multicomponent Distillation" Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J. 1952.
  11. KATZ D.V. "Handbook of natural Gas Engineering", McGraw Hill.
  12. MARCANO A. "Curso de Destilación Multicomponentes", Agosto/1983.
  13. MARINOS-KOURIS D.S. "A short-cut method for multicomponent distillation chemical engineering."
  14. MAXWELL J.B. "Data Book on Hydrocarbons" Van Nostrand Company. Inc. New York, 1950.
  15. NAPHTALI L.M. and SANDHELM D.P. "Multicomponent Separation Calculations by Linearization" AIChE Journal, January, 1971.
- 

16. REID R.E. and SHERWOOD T.K. "The properties of gases and liquids" Mc Graw Hill Book Co., New York, 1966.
17. TECHNICAL DATA BOOK - Petroleum Refining American Petroleum Institute. New York, 1966.
18. TOMICH J.F. "A New Simulation Method for Equilibrium Stage Processes" AIChE Journal, Vol. 16. N° 2, March 1970.
19. TREYBAL R.E. "Operaciones con transferencia de masa" Editorial Hispano Americana, Argentina, 1973.
20. TUDARES R. y PIOTROWSKI R. "Simulación en Fortran IV del Sistema de fraccionamiento de la planta de Olefinas". Cabinas , Septiembre, 1977.
21. WANG J.C. and HENKE G.E. "Tridiagonal Matrix for Distillation" Hydrocarbon Processing. August, 1966. Vol. 45, N° 8.
22. WUITHIER PIERRE "Petróleo Refino y Tratamiento Químico", CEPISA, 1971.
23. YEN PING SHIH, TSE - CHUAN CHOU and CHIN - TECH CHEN. "Best distillation feed points" Hydrocarbon Processing, July, 1971.

### 4.3 APENDICES

#### 4.3.1 Cálculo por el Método Aproximado de KUFEM

El Cálculo de la columna despropanizadora por el método aproximado de KUFEM (Diagrama 4.3.1.1), se inicia a partir de la información de las siguientes variables de diseño:

- Composición de la Alimentación
- Caudal de la carga de alimentación
- Tipo de condensador
- Temperatura de la alimentación o fracción de vapor en la alimentación.
- Presión de la alimentación o etapa de entrada de la alimentación en la columna (variable que se fija).

#### Especificaciones para los productos de tope y fondo

La composición, el caudal, la temperatura y localización de la alimentación se presentan en el Cuadro 4.3.1.1. El condensador emplea agua como medio de enfriamiento, y las especificaciones son los correspondientes al propano comercial, es decir, un contenido máximo de 2,5% en volumen de ISO-BUTANO en el destilado y 1% de PROPANO en el residuo.

Distribución de los demás componentes -Balance de Masa.

Se realiza la distribución de los componentes en las secciones de la torre despropanizadora, respetando las especificaciones en los componentes claves, en los Cuadros 4.3.1.2 y 4.3.1.3 se toma en consideración los flujos molares de distribución por componente, el balance de masa se resuelve con las siguientes ecuaciones:

$$0,025 = \frac{y}{41,0715 + y - x} \quad 4.3.1.1$$

$$0,01 = \frac{x}{58,9209 + x - y} \quad 4.3.1.2$$

El Cuadro 4.3.1.4 recopila los datos de fracciones molares, y flujos molares del destilado, alimentación y residuo.

Determinación de las condiciones óptimas de operación

En el diseño se emplea un condensador total de agua, se escogió 124°F como temperatura del condensador, ahora bien, la temperatura de burbujeo del destilado, es la temperatura del condensador, los cálculos se muestran en el Cuadro 4.3.1.5.

Las condiciones del tope de la torre se determinan, tomando en cuenta las pérdidas de presión en el condensador, cabe indicar que la presión máxima de la torre se encontrará en el calderín. La presión del tope de la torre se calcula sumándole a la presión del condensador dos coma cinco (2,5) lpc; la temperatura de la cabeza de la torre es la temperatura de rocío del destilado, estos cálculos se muestran en el Cuadro 4.3.1.6.

La presión del calderín se determina tomando en cuenta la caída de presión en la columna, encontrada la presión, la temperatura del calderín será la temperatura de burbujeo del residuo, los cálculos se muestran en el Cuadro 4.3.1.7.

La presión y la temperatura de la alimentación se determinan estableciendo la fase de la Corriente de la alimentación, en el presente trabajo la alimentación está un 82,64% vaporizado. La presión se calcula a partir de la especificación de que la alimentación ingrese en el plato número 6.

Conocidos estos dos datos es posible encontrar la temperatura, los cálculos se muestran en el Cuadro 4.3.1.8.

Cálculo de la Composición de los Productos en el Tope y Fondo usando la Ecuación de Henstebeck-Geddes.

Para calcular las composiciones de los productos de tope y fondo, aplicamos la ecuación de HENSTEBECK-GEDDES.

$$\text{Log} \left( \frac{d_i}{b_i} \right) = A + B \text{Log} \alpha_i \quad 4.3.1.3$$

El cálculo requiere como datos referenciales las constantes de equilibrio y volatilidad relativa de los componentes de las corrientes de tope, alimentación y fondo; donde se incluye las volatilidades relativas promedios.

El paso siguiente es determinar los parámetros A y B que se resuelven como sigue:

$$A = \text{log} \left[ \frac{241,55831 / 264,39757}{1 - 241,55831 / 264,39757} \right]$$

$$A = -1,02434$$

$$B = \frac{\log \left[ \left( \frac{863,28267 / 876,4829}{1 - 863,28267 / 876,14829} \right) \left( \frac{241,55831 / 264,39757}{1 - 241,55831 / 264,39757} \right) \right]}{\log 1,788}$$

$$B = 11,29726$$

El valor de B se podrá comprobar que concuerda con el número de platos mínimos.

De esta manera aplicando la ecuación 4.3.1.3 se encontró las moles de cada componente en el destilado y en el residuo. Se observa que los componentes claves cumplen con las especificaciones de porcentaje de recuperación, los cálculos están indicados en los Cuadros 4.3.1.9 y 4.3.1.10.

Empleamos la ecuación de Fenske para determinar el número de platos mínimos:

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \left( \frac{0,94505}{0,02500} \right) \left( \frac{0,18781}{0,01} \right) \right]}{\log 1,788}$$

$$N_{\min} = 11,298$$

A continuación calculamos la relación del reflujo mínimo, con las ecuaciones de Underwood.

Existen dos ecuaciones que se resuelven:

$$\sum \frac{\alpha_i (\alpha_i) F}{\alpha_i - \Theta} = 1 - q \quad 4.3.1.7$$

El valor de  $\Theta$  se obtiene por ensayo y error, va  
ría entre:

$$1 < \Theta < 1,788$$

$$q = 0,1736$$

Se encontró que  $\Theta = 1,36349$

Aplicando la segunda ecuación de Underwood:

$$\sum \frac{\alpha_i (Z_i)_D}{\alpha_i - \Theta} = R_{\min} + 1 \quad 4.3.1.8$$

Se obtuvo  $R_{\min} = 2,81684$

El número de platos teóricos se calcula empleando el monograma de Gilliland y con un valor escogido de reflujo óptimo. Para determinar la relación de reflujo óptimo se construye la gráfica de número de platos teóricos versus relación de reflujo. (Fig. 4.3.1 y Cuadro 4.3.1.11).

Las relaciones de reflujo se las fluctúan de 2.89 a 20 con estos valores realizamos la lectura en el monograma de Gilliland y como el número de platos mínimos

es conocido se puede calcular el número de platos teóricos.

La relación de reflujo que se escogió es de 2.38 y que corresponde a un número total de platos teóricos de veinticuatro

$$N = 23,5$$

Empleando el monograma de Erbar - Maddox y una relación de reflujo de tres coma treinta y ocho (3,38), obtenemos un número total de platos teóricos de veintitrés.

$$N = 22,596$$

Conocido el número total de platos teóricos y la eficiencia global de la torre, empleando platos perforados que es de un sesenta y cinco por ciento (65%) tenemos:

$$N_{\text{actuales}} = \frac{N_{\text{teóricos}}}{\text{Eficiencia}} \quad 4.3.1.9$$

Según Erbar - Maddox:

$$N_{\text{actuales}} = \frac{22,596}{0,65}$$

$$N_{\text{actuales}} = 35$$

Según Gilliland:

$$N_{\text{actuales}} = \frac{23,5}{0,65}$$

$$N_{\text{actuales}} = 37$$

La ubicación del plato de la alimentación la obtenemos empleando la ecuación de Kirkbride:

$$\log \left( \frac{m}{p} \right) = 0,206 \log \left[ \frac{\left( \frac{1278,21023}{921,45258} \right) \left( \frac{0,12019}{0,39828} \right)}{\left( \frac{0,00923}{0,02479} \right)^2} \right] \quad 4.3.1.10$$

$$\frac{m}{p} = 0,55631$$

La ecuación que da la sumatoria del número de platos en la sección de rectificación y agotamiento es:

$$m + p = N_{\text{actuales}}$$

de donde encontramos que la alimentación entra al plato doce (12), según los datos calculados por Erbar-Maddox y en el trece (13), calculados según la correlación de Gilliland.

#### 4.3.2 Cálculo de las cargas térmicas del condensador, precalentador y calderín.

En esta sección se lleva a efecto el cálculo de las cargas térmicas del sistema columna, condensador, precalentador y calderín (rehervidor). Se aplica el principio de conservación de la energía para hallar la carga térmica del calderín por medio del balance global de energía, (Fig. 4.3.2), obsérvese que se considera la columna adiabática, hecho que se puede tomar como cierto, ya que en la práctica las pérdidas calóricas nunca superan al 1% del calor transferido; en el diagrama 4.3.2.1 de flujo de las operaciones, detalla la secuencia de cálculos.

En primer lugar, para realizar cualquier cálculo de Balance Global de energía, es necesario efectuar el Balance Total de Materia (masa), que en el ejemplo de diseño por el método aproximado se la hizo al resolver la ecuación de Geddes-Hengstebeck.

#### Cálculo de equilibrio

Para calcular las entalpías de la columna se deben conocer las condiciones de equilibrio del Destilado, va

pores de cabeza, entrada de la alimentación y el residuo. En el cálculo del ejercicio propuesto, aplicando el Método de KUFEM, se encontraron las condiciones de equilibrio de: destilado, tope de la torre, alimentación bifásica y el residuo.

Se completa el cálculo de equilibrio, determinando la temperatura de rocío, y de burbujeo de la alimentación y la temperatura de rocío del residuo.

Los Cuadros 4.3.2.1; 4.3.2.2, 4.3.2.3 recogen los cálculos de equilibrio antes mencionados.

#### Cálculo de las Entalpías de los Hidrocarburos livianos.

El procedimiento de cálculo de las entalpías de los componentes del gas natural, se lo ha hecho tomando como referencia las gráficas de entalpía - temperatura de J.B. Maxwell, donde se asume que las entalpías de los componentes individuales de la mezcla policomponente son aditivas en la fase líquida y gaseosa.



La secuencia de los cálculos de entalpías, se inicia en el condensador, plato #1, sigue en forma descendente hasta el calderín, del plato #23. Los resultados de las operaciones del cálculo de las entalpías están en los Cuadros 4.3.2.4, 4.3.2.5, 4.3.2.6, 4.3.2.7, 4.3.2.8 y 4.3.2.9.

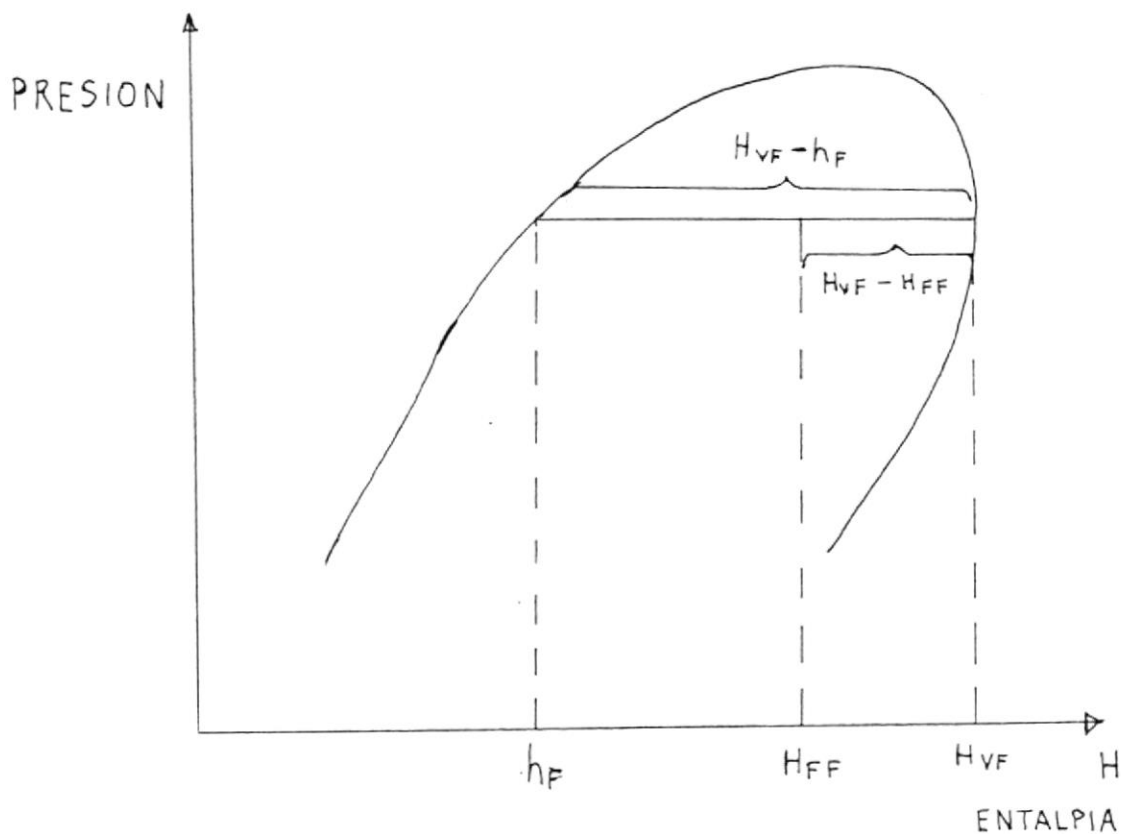
En el estudio se considera que la alimentación entra como líquido saturado ( $P = 288,5$  lpc,  $T = 180^\circ F$ ), pasa por un precalentador e ingresa a la torre en dos fases ( $P = 288,5$  lpc,  $T = 226^\circ F$ ).

#### Cálculo de la Entalpía de la Alimentación Bifásica

( $H_{FF}$ ).

La Entalpía de la Alimentación bifásica se calcula por medio de la Ecuación:

$$q = \frac{H_{VF} - H_{FF}}{H_{VF} - h_F}$$



Donde:

$q = 0,1736$  (fracción de líquido en la alimentación)

$H_{VF} = 19.527,446$  BTU/LB MOL (entalpía del vapor saturado de la alimentación).

$h_F = 11.969,603$  BTU/LB MOL (entalpía de líquido saturado de la alimentación).

la mezcla se encuentra a

$P_{FF} = 288,5$  lpc

$T_{FF} = 220^\circ\text{F}$

reemplazando los datos se obtiene:

$$H_{FF} = H_{VF} - q (H_{VF} - h_f)$$

$$H_{FF} = 19.527,446 - 0,1736 (19.527,446 - 11.969,603)$$

$$H_{FF} = 18.215, 40446 \text{ BTU/Lb MOL}$$

Se anexa el Cuadro 4.3.2.10, que contiene al conjunto de propiedades calculadas de las principales corrientes de la columna despropanizadora.

#### Determinación del calor retirado por el condensador

$$Q_c$$

$$Q_c = (H_{TT} - h_1) (\text{REFLU} + 1) D$$

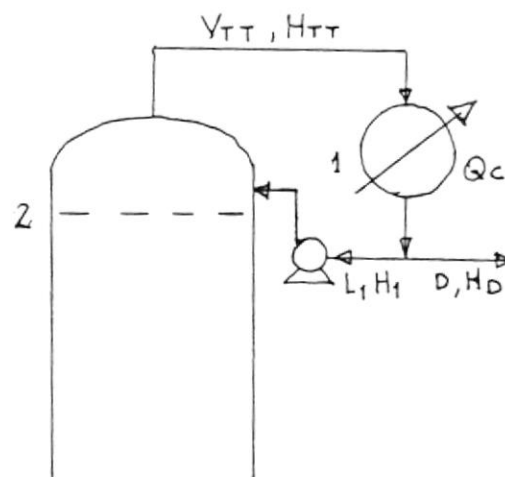
Datos:

$$H_{TT} = 13.679,07 \text{ BTU/LB MOL}$$

$$h_1 = 8.256,26 \text{ BTU/LB MOL}$$

$$\text{REFLU} = 3,38033$$

$$D = 921,45258 \text{ mol/hr.}$$



donde:

$$Q_c = (13.679,07 - 8.256,26) (3,38033 + 1) (921,45258)$$

$$Q_c = 21'887.905,69 \text{ BTU/HR}$$

Determinación del calor agregado por el Precalentador de la Alimentación.

Se hace un balance alrededor del Precalentador

$$Q_{pc} + F h_F = F H_{FF}$$

Datos:

$$F = 2.199,66.281 \text{ Moles/Hr}$$

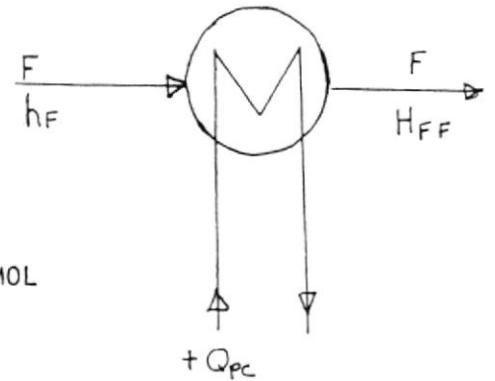
$$h_F = 11.969,603 \text{ BTU/LB MOL}$$

$$H_{FF} = 18.215,40.446 \text{ BTU/LB MOL}$$

donde:

$$Q_{pc} = 2.199,66.281 (18.215,40.446 - 11.969,603)$$

$$Q_{pc} = 13'738.657,19 \text{ BTU/Hr}$$



Determinación del calor Agregado por el Calderín

( $Q_{REH}$ ).

Se plantea el Balance de Energía total

$$Q_{REH} = D h_D + B h_B + Q_c - F h_F - Q_{pc}$$

Datos:

$$D = 921,45258 \text{ MOL/Hr}$$

$$B = 1.278,21023 \text{ MOL/Hr.}$$

$$F = 2.199,66281 \text{ MOL/Hr}$$

$$Q_c = 21'887.905,69 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{pc} = 13'738.657,19 \text{ BTU/Hr}$$

$$h_D = 8.256,26 \text{ BTU/LB MOL}$$

$$h_B = 16.177,03192 \text{ BTU/LB MOL}$$

$$h_F = 11.969,60.344 \text{ BTU/LB MOL}$$

donde:

$$Q_{REH} = (921,45.258 \times 8.256,26) + (1.278,21.023 \times 16.177,03192) + (21'887.905,69) - (2.199,66281 \times 11.969,60.344) = (13'738.657,19)$$

$$Q_{REH} = 10'105.557,73 \text{ BTU/Hr}$$

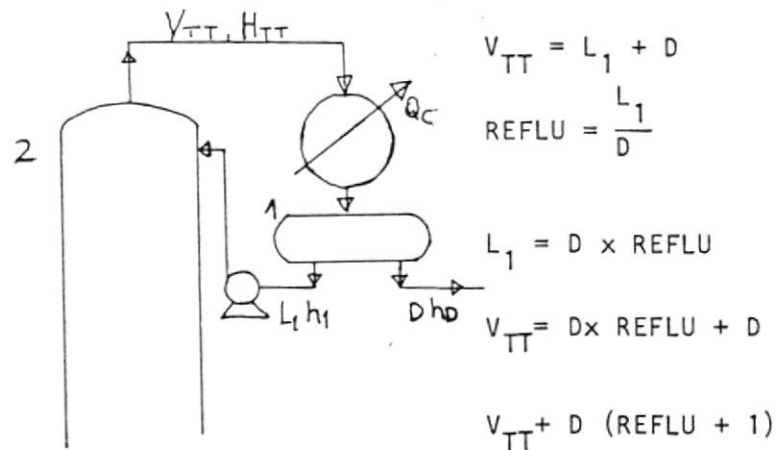
#### Determinación de los flujos de Vapor y Líquido Internos de la Torre.

En el diseño de la despropanizadora por el método - aproximado de Kufem, se determina el número de platos actuales y la localización del plato de alimentación.

El estudio térmico del sistema columna, condensador, precalentador y calderín, nos da los valores de las cargas térmicas de los equipos de transferencia.

Para completar las variables del diseño se requiere -  
 calcular los flujos de vapor y líquido en las seccio-  
 nes de Rectificación y Agotamiento, los cálculos se -  
 los realiza siguiendo el método de McCabe-Thiele.

Determinación de las corrientes de líquido y vapor en  
 la sección rectificación.



Cálculo del flujo de vapor interno, sección rectifi-  
 cación.

Datos:

$$D = 921,45258 \text{ moles hora}$$

$$REFLU = 3,38033$$

$$V_{TT} = 921,45258 (3,38033 + 1)$$

$$V_{TT} = 4.036,26638 \text{ moles/hora}$$

Cálculo de la corriente de líquido del condensador

$$L_1 = D \times \text{REFLU}$$

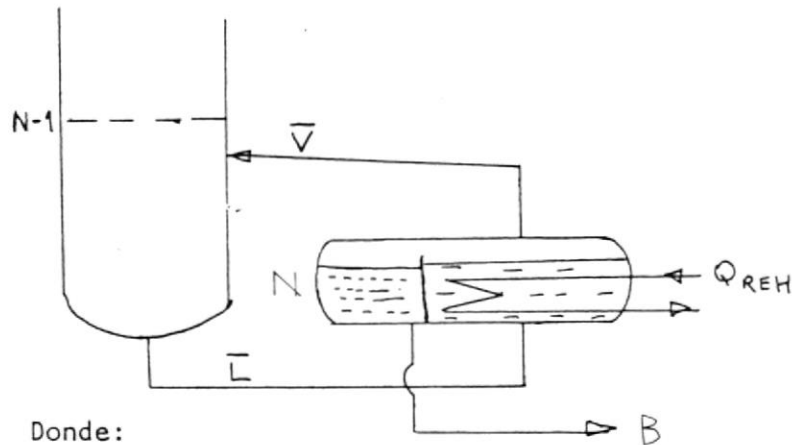
$$L_1 = 921,45258 \times 3,38033$$

$$L_1 = 3.114,8.138 \text{ moles/hora}$$

Cálculo de las corrientes de Líquido y Vapor en la Sección Agotamiento.

El cálculo se realiza con cierta aproximación con la Ecuación

$$Q_{\text{REH}} = \bar{V} (H_B - h_B)$$



$\bar{V}$  = flujo de vapor del calderín

$H_B$  = Entalpía del vapor saturado del residuo en BTU/LB MOL

$h_B$  = Entalpía del líquido saturado del residuo en  
BTU/LB MOL

Datos:

$$h_B = 16.177,03192 \text{ BTU/LB MOL}$$

$$H_B = 23.436,58357 \text{ BTU/LB MOL}$$

$$Q_{REH} = 10'105.556,73 \text{ BTU/Hr}$$

$$V = \frac{Q_{REH}}{H_B - h_B}$$

$$V = \frac{10'105.556,73}{(23.436,58357 - 16.177,03192)}$$

$$V = 1.392,03607 \text{ MOL/Hr}$$

Cálculo del flujo de líquido interno en la columna  
sección Agotamiento.

$$\bar{L} = \bar{V} + B$$

$$B = 1.278,21023 \text{ MOL/Hr}$$

$$\bar{L} = 1.392,03607 + 1.278,21023$$

$$\bar{L} = 2.670,24630 \text{ MOL/Hr}$$

Cálculo del Reflujo de Fondo

$$\beta = \frac{\bar{V}}{B}$$

$$\beta = \frac{1.392,03607}{1.278,21023}$$

$$\beta = 1,08905$$

### Relación de Reflujo

Por la práctica la relación de reflujo que más se utiliza en unidades de separación, es el reflujo externo, que se refiere al producto del tope. El objetivo de la relación de reflujo es mantener la temperatura del tope de la torre.

$$\text{REFLU} = L_1/D = 3,38 \quad (\text{Reflujo Externo})$$

como referencia se dan a continuación otras relaciones de reflujo que se emplean en columnas y se dan así mismo los valores calculados con los datos detenidos por el método Aproximado.

Relaciones de Reflujo:

a) De cabeza o Alimentación

$$R' = L_1 / F = \frac{3.114,8138}{2.199,66281}$$

$$R' = 1,41$$

b) De sección interna de Rectificación

$$R'' = L_1/V = \frac{3.114,8138}{4.036,266}$$

$$R'' = 0,77$$

c) De sección interna de Agotamiento

$$R^{III} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{2.670,24630}{1.392,03607}$$

$$R^{III} = 1,91823$$

d) De fondo

$$R^{IV} = \frac{\bar{V}}{\bar{B}} = \frac{1.392,03607}{1.278,21023}$$

$$R^{IV} = 1,08905 = 1,08905$$

#### 4.3.3 Resultados obtenidos por el Método Riguroso

El proceso de diseño comprende una serie de pruebas por el Computador IBM 4341 para obtener respuestas que se aproximen a los requisitos de recobro de propano, limitaciones de equipos intercambiadores de calor, etc.

Para el diseño de la columna despropanizadora se escogió un esquema correspondiente a variables de diseño para la evaluación de columnas existentes. Las variables de diseño para el caso de columnas existentes son:

##### Variables Fijas:

Cantidad de cada componente en la alimentación, temperatura de la alimentación, presión de la columna.

##### Variables Independientes:

Relación de reflujo, número de platos de la torre, flujo de vapor, temperatura de los platos de la torre.

Este esquema de evaluación de una columna existente se condicionó al esquema de diseño de una nueva co-

lumna, con las siguientes modificaciones; número de platos que es una variable independiente, se la cambia a variable fija y la temperatura de la alimentación se cambia de variable fija a variable independiente.



De los parámetros independientes, se escogieron dos: La relación de reflujo y la temperatura de la alimentación con éstas se realizaron fluctuaciones de sensibilidad para obtener la respuesta que nos permita cumplir con las condiciones impuestas de diseño, siempre y cuando éstas se encuentren dentro de los límites permisibles por la técnica.

Los ensayos que se efectuaron son los siguientes:

VARIABLE INDEPENDIENTE.	LIMITES DE VARIACION.	NUMERO DE PRUEBAS
Relación de reflujo.	2,4 - 3,4	seis (6)
Temperatura de la alimentación	205°F - 275°F	siete (7)
Ubicación del plato de alimentación.	Etapa 3a - Etapa 8a.	seis (6)

En el cuadro se incluyó una nueva variable independiente que es la ubicación del plato de alimentación, éste parámetro nos permitirá tener mayor conocimiento sobre el diseño.

Las curvas de soluciones obtenidas en el computador se clasificaron como sigue:

1. Referidas a la temperatura de alimentación (cuadro y Figura 4.3.3.1).

Las curvas de recobro de propano en el destilado y en el residuo se interceptan a una temperatura de alimentación de 226°F y un flujo de propano de 438 moles/hr.

Las curvas de recobro de propano varían en el destilado entre 330-465 moles/HR y en el residuo de 550-410 moles/HR. Los rangos de temperatura son 205-270°F, se ha escogido la temperatura de alimentación en 240°F en razón de que después de la intercepción de las curvas, el recobro de propano tiende a estabilizarse.

2. Referidas a la relación de reflujo (cuadro y Figura 4.3.3.2).

Las curvas de recobro de propano en el destilado y en el residuo se interceptan a un reflujo de 3,45 y un flujo de propano de 438,04 moles/Hr.

Las rectas de recobro de propano varían entre 480-438 moles/HR en el destilado y en el residuo de 395-438 moles/HR. Los rangos de variación de la relación de reflujo son 2,4-3,65, la relación de reflujo de 3,6 se la obtuvo mediante interpolación. Se ha escogido a tres (3) como relación de reflujo de diseño en razón de que da niveles-medios de recobro de propano en el destilado.

3. Referidas a la ubicación del plato de alimentación (cuadro y Figura 4.3.3.3).

Las curvas de recobro de propano en el destilado y en el residuo se interceptan en el punto 4.7 y un flujo de propano de 438 moles/HR.

Las curvas de recobro de propano varían en el destilado entre 390-477 moles/Hr y en el residuo

de 485-398 moles/HR. Los rangos de ubicación del plato de la alimentación son del tres (3) al ocho (8). Se ha escogido el sexto como ubicación del plato de alimentación en razón de que el punto se encuentra después de la intersección de las curvas, donde el recobro se mantiene creciente.

Del examen de las variaciones de sensibilidad se escoge la solución:

- Recobro de propano con respecto a la alimentación = 460,86 moles/HR.
- Relación de reflujo = 3
- Temperatura de la alimentación = 245°F
- Ubicación del plato de alimentación = 6to.

Variables Fijas de la columna son:

- Flujo de alimentación = 2.199,46 moles/Hr.
- Composición de la alimentación (Cuadro 4.3.1.1)
- Presión de la alimentación = 279,7 lpca
- Número de platos teóricos = 12

- Número de platos actuales = 30
- Eficiencia global = 40% (asumida)

Otras características:

- Calor retirado por el condensador = 11,8 millones  $\frac{\text{BTU}}{\text{HR}}$ .
- Calor agregado por el calderín = 3,33 millones  $\frac{\text{BTU}}{\text{HR}}$ .
- Producto de fondo (resíduo) = 1.650 moles/HR

Este programa simulado se resolvió en 11 iteraciones y tomó 20,25 segundos de tiempo de procesamiento en el computador. Como información complementaria se anexa el listado de la corrida que resuelve el diseño de la columna despropanizadora.

\* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \* D E S P R O P A N I Z A D O R \* \* \* \* \*  
 \* \* \* \* \*

```

NUMERO DE PLATOS                12
NUMERO DE COMPONENTES           8
PLATO DE ALIMENTACION           6
ALIMENTACION                     2199.83      MOLES/HR
TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION  245.00      GRADOS F
FRACCION DE VAPOR EN LA ALIMENTACION  0.8264
ENTALPIA DE LA PORCION GASEOSA      20215.96    BTU/MOL.HR
FRACCION DE LIQUIDO EN LA ALIMENTACION  0.1736
ENTALPIA DE LA PORCION LIQUIDA      14963.74    BTU/MOL.HR
PRESION DE LA COLUMNA              265.00      PSIG
PRESION DE CONVERGENCIA (ASUMIDA)    3000.00     PSIG
RELACION DE REFLUJO (ASUMIDA)       3.00
  
```

FLUJOS DE VAPOR Y PERFIL DE TEMPERATURA ASUMIDO INICIALMENTE

MOLES/HORA	GRADOS FAHRT.
550.00000	130.00000
2200.00000	140.00000
2200.00000	150.00000
2200.00000	160.00000
2200.00000	170.00000
2200.00000	180.00000
396.00000	190.00000
396.00000	200.00000
396.00000	210.00000
396.00000	220.00000
396.00000	230.00000
396.00000	240.00000

COMPONENTE	COMPOSICION DE LA ALIMENTACION
MEIANG	FRACCION MOLAR
ETANU	0.12435E-01
PROPANU	0.39828E+00
I-BUIANU	0.12019E+00
N-BUIANU	0.25756E+00
I-PENIAN	0.85507E-01
N-PENIAN	0.83435E-01
HEXANG	0.42517E-01

COMPONENTE	PLATO N. 1	
	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.18680E-01	0.47756E-01
PROPANO	0.63968E+00	0.52239E+00
I-BUTANO	0.55176E-01	0.28185E-01
N-BUTANO	0.15384E-01	0.45545E-02
I-PENTAN	0.18772E-03	0.24796E-04
N-PENTAN	0.79309E-04	0.85601E-05
HEXANO	0.91387E-06	0.39881E-07
	0.729183793	0.602921188

FLUJO DE VAPOR 0.55000E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.16500E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.13000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 2	
	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.94553E-02	0.25949E-01
PROPANO	0.67809E+00	0.61036E+00
I-BUTANO	0.85342E-01	0.48428E-01
N-BUTANO	0.37977E-01	0.12677E-01
I-PENTAN	0.56801E-03	0.14699E-03
N-PENTAN	0.49421E-03	0.61622E-04
HEXANO	0.13494E-04	0.69538E-06
	0.812341571	0.697618186

FLUJO DE VAPOR 0.22000E+04 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.16500E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.14000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 3	
	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.64758E-02	0.19030E-01
PROPANO	0.64654E+00	0.63917E+00
I-BUTANO	0.11316E+00	0.71053E-01
N-BUTANO	0.79057E-01	0.29621E-01
I-PENTAN	0.42166E-02	0.73220E-03
N-PENTAN	0.26025E-02	0.37280E-03
HEXANO	0.16754E-03	0.10130E-04
	-----	-----
	C.852215767	0.759986639

FLUJO DE VAPOR 0.22000E+04 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.16500E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.15000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 4	
	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.53501E-02	0.16796E-01
PROPANO	0.56877E+00	0.61550E+00
I-BUTANO	0.13277E+00	0.91913E-01
N-BUTANO	0.14430E+00	0.60431E-01
I-PENTAN	0.16037E-01	0.31687E-02
N-PENTAN	0.11935E-01	0.19540E-02
HEXANO	0.17823E-02	0.12567E-03
	-----	-----
	C.880945504	0.789892375

FLUJO DE VAPOR 0.22000E+04 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.16500E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.16000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N.º LIQ 5	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
MEIANO	C.00000E+00	C.00000E+00	C.00000E+00
ETIANO	C.47671E-02	C.15951E-01	C.00000E+00
PROPANO	C.47185E+00	C.55718E+00	C.00000E+00
I-BUTANO	C.14C18E+00	C.10662E+00	C.00000E+00
N-BUTANO	C.23457E+00	C.10936E+00	C.00000E+00
I-PENTAN	C.53783E-01	C.12034E-01	C.00000E+00
N-PENTAN	C.48C86E-01	C.89534E-02	C.00000E+00
HEXANO	C.16353E-01	C.13368E-02	C.00000E+00
	0.965588399	0.811439931	

FLUJO DE VAPCR	0.22000E+04	MOLES/HR
FLUJO DE LIQUIDO	0.34679E+04	MOLES/HR
FLUJO LAT DE VAP.	0.00000E+00	MOLES/HR
FLUJO LAT DE LIQ.	0.00000E+00	MOLES/HR
TEMPERATURA DEL PLATO	0.17000E+03	GRD. F

COMPONENTE	PLATO N.º LIQ 6	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
MEIANO	C.00000E+00	C.00000E+00	C.00000E+00
ETIANO	C.21109E-02	C.75131E-02	C.00000E+00
PROPANO	C.39899E+00	C.51258E+00	C.00000E+00
I-BUTANO	C.14828E+00	C.12350E+00	C.00000E+00
N-BUTANL	C.31C52E+00	C.16056E+00	C.00000E+00
I-PENTAN	C.97308E-01	C.24548E-01	C.00000E+00
N-PENTAN	C.94C65E-01	C.19827E-01	C.00000E+00
HEXANO	C.46658E-01	C.44019E-02	C.00000E+00
	1.097974730	0.852934062	

FLUJO DE VAPCR	0.22000E+04	MOLES/HR
FLUJO DE LIQUIDO	0.20458E+04	MOLES/HR
FLUJO LAT DE VAP.	0.00000E+00	MOLES/HR
FLUJO LAT DE LIQ.	0.00000E+00	MOLES/HR
TEMPERATURA DEL PLATO	0.18000E+03	GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 7 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	C.0000CE+00	0.00000E+00
ETANO	C.21586E-02	0.81550E-02
PROPANO	C.41211E+00	0.57435E+00
I-BUTANO	C.15125E+00	0.13752E+00
N-BUTANO	O.31459E+00	0.17977E+00
I-PENTAN	C.57989E-01	0.27752E-01
N-PENTAN	C.54629E-01	0.22481E-01
HEXANO	C.46841E-01	0.50654E-02
	1.119565010	0.955091774

FLUJO DE VAPOR 0.39600E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20458E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.19000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 8 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	C.0000CE+00	0.00000E+00
ETANO	C.20589E-02	0.84012E-02
PROPANO	C.42583E+00	0.64210E+00
I-BUTANO	C.15448E+00	0.15288E+00
N-BUTANO	C.31904E+00	0.20079E+00
I-PENTAN	C.58735E-01	0.31268E-01
N-PENTAN	C.55249E-01	0.25399E-01
HEXANO	C.46999E-01	0.58025E-02
	1.142434120	1.066639900

FLUJO DE VAPOR 0.39600E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20458E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.20000E+03 GRD. F



COMPONENTE	PLATC N. 9 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
MEIANU	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANU	0.19120E-02	0.80931E-02
PROPANU	0.43816E+00	0.71300E+00
I-BUTIANU	0.15786E+00	0.16956E+00
N-BUTIANU	0.32392E+00	0.22380E+00
I-PENTIAN	0.95556E-01	0.35121E-01
N-PENTIAN	0.95531E-01	0.28599E-01
HEXANU	0.471173E-01	0.60187E-02
	1.164506910	1.184789660

FLUJO DE VAPOR 0.39600E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20458E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIC. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.21000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATC N. 10 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
MEIANU	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANU	0.15950E-02	0.71272E-02
PROPANU	0.44337E+00	0.77670E+00
I-BUTIANU	0.16082E+00	0.18700E+00
N-BUTIANU	0.32526E+00	0.24898E+00
I-PENTIAN	0.10053E+00	0.39365E-01
N-PENTIAN	0.96740E-01	0.32124E-01
HEXANU	0.47377E-01	0.75212E-02
	1.179691310	1.298821450

FLUJO DE VAPOR 0.39600E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20458E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIC. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.22000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 11 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	C.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	C.11656E-02	0.54896E-02
PROPANO	C.42711E+00	0.80362E+00
I-BUTANO	C.16115E+00	0.20233E+00
N-BUTANO	C.33515E+00	0.27658E+00
I-PENTANO	C.10247E+00	0.44388E-01
N-PENTANO	C.98491E-01	0.36300E-01
HEXANO	C.47920E-01	0.85724E-02
	1.173458100	1.377268790

FLUJO DE VAPOR 0.39600E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20458E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.23000E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 12 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	C.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	C.66013E-03	0.32714E-02
PROPANO	C.35687E+00	0.71959E+00
I-BUTANO	C.15085E+00	0.20401E+00
N-BUTANO	C.34187E+00	0.30703E+00
I-PENTANO	C.11399E+00	0.54443E-01
N-PENTANO	C.11124E+00	0.45350E-01
HEXANO	C.56685E-01	0.11381E-01
	1.132150650	1.345069890

FLUJO DE VAPOR 0.39600E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.16500E+04 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.24000E+03 GRD. F

ITERACION No. 1

SUMATORIA DE LOS DELTA T  
0.377858E+04

ITERACION N.º 11

SUMATORIA DE LOS DELTA T  
0.239267E+00

COMPONENTE	PLATO N.º 1 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
MEIANDU	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANU	C.15399E-01	0.47545E-01
PROPANU	C.79213E+00	0.83792E+00
I-BUTANU	C.12886E+00	0.87046E-01
N-BUTANU	C.60640E-01	0.24694E-01
I-PENTANU	C.11218E-02	0.21456E-03
N-PENTANU	C.51442E-03	0.81438E-04
HEXANU	C.81809E-05	0.55494E-06
	C.5988681605	0.997503936

COMPONENTE	PLATO N.º 2 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
MEIANDU	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANU	C.72070E-02	0.23435E-01
PROPANU	C.70769E+00	C.80358E+00
I-BUTANU	C.16239E+00	0.11841E+00
N-BUTANU	C.11625E+00	0.51654E-01
I-PENTANU	C.42294E-02	0.89498E-03
N-PENTANU	C.23110E-02	0.40617E-03
HEXANU	C.82018E-04	0.62744E-05
	1.000170710	0.998387277

COMPONENTE	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
FLUJO DE VAPOR	0.22000E+04	MOLES/HR
FLUJO DE LIQUIDO	C.24906E+04	MOLES/HR
FLUJO LAT DE VAP.	0.00000E+00	MOLES/HR
FLUJO LAT DE LIQ.	0.00000E+00	MOLES/HR
TEMPERATURA DEL PLATO	0.16547E+03	GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 3	
	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	C.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	C.41696E-02	0.14503E-01
PROPANO	0.58734E+00	0.73125E+00
I-BUTANO	0.18475E+00	0.14877E+00
N-BUTANO	0.20037E+00	0.99693E-01
I-PENTAN	C.14520E-01	0.35032E-02
N-PENTAN	C.94776E-02	0.19077E-02
HEXANO	C.75258E-03	0.67282E-04
	1.001369480	0.999688685

FLUJO DE VAPOR 0.30406E+04 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.21753E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.17624E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 4	
	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	C.34021E-02	0.12923E-01
PROPANO	C.45432E+00	0.63791E+00
I-BUTANO	0.18006E+00	0.16503E+00
N-BUTANO	0.28598E+00	0.16491E+00
I-PENTAN	C.40644E-01	0.11633E-01
N-PENTAN	0.31566E-01	0.75814E-02
HEXANO	C.54868E-02	0.60082E-03
	1.001465800	1.000589370

FLUJO DE VAPOR 0.27253E+04 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.19046E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.19093E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 5 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.31137E-02	0.13293E-01
PROPANO	0.32817E+00	0.54028E+00
1-BUTANO	0.14638E+00	0.15922E+00
N-BUTANO	0.32452E+00	0.22744E+00
1-PENTAN	0.88068E-01	0.31585E-01
N-PENTAN	0.80829E-01	0.24511E-01
HEXANO	0.29757E-01	0.42575E-02
	-----	-----
	1.000836370	1.000577930

FLUJO DE VAPOR 0.24546E+04 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.16809E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.21156E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 6 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.28090E-02	0.12385E-01
PROPANO	0.30477E+00	0.52425E+00
1-BUTANO	0.13587E+00	0.15492E+00
N-BUTANO	0.31544E+00	0.23327E+00
1-PENTAN	0.99167E-01	0.37843E-01
N-PENTAN	0.95631E-01	0.30921E-01
HEXANO	0.47089E-01	0.72510E-02
	-----	-----
	1.000760750	1.000840190

FLUJO DE VAPOR 0.41298E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20475E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.21750E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 7 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.25914E-02	0.11431E-01
PROPANO	0.30491E+00	0.52484E+00
I-BUTANO	0.13592E+00	0.15509E+00
N-BUTANO	0.31547E+00	0.23349E+00
I-PENTAN	0.59162E-01	0.37877E-01
N-PENTAN	0.95624E-01	0.30949E-01
HEXANO	0.47083E-01	0.72581E-02
	1.000758170	1.000924110

FLUJO DE VAPOR 0.39769E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20479E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIC. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.21759E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLATO N. 8 FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	0.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	0.23345E-02	0.10303E-01
PROPANO	0.30498E+00	0.52534E+00
I-BUTANO	0.13601E+00	0.15531E+00
N-BUTANO	0.31557E+00	0.23376E+00
I-PENTAN	0.59161E-01	0.37916E-01
N-PENTAN	0.95619E-01	0.30980E-01
HEXANO	0.47075E-01	0.72657E-02
	1.000742910	1.000882150

FLUJO DE VAPOR 0.39809E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20485E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIC. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.21769E+03 GRD. F

COMPONENTE	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	C.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	C.20312E-02	0.89726E-02
PROPANO	C.30466E+00	0.52540E+00
I-BUTANO	C.13622E+00	0.15575E+00
N-BUTANO	C.31593E+00	0.23437E+00
I-PENTAN	C.99197E-01	0.37992E-01
N-PENTAN	C.95643E-01	0.31041E-01
HEXANO	C.47074E-01	0.72798E-02
	1.000749590	1.000802990

FLUJO DE VAPOR 0.39864E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO 0.20490E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.21785E+03 GRD. F

COMPONENTE	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO	C.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	C.16731E-02	0.74074E-02
PROPANO	C.30261E+00	0.52348E+00
I-BUTANO	C.13670E+00	0.15682E+00
N-BUTANO	C.31736E+00	0.23631E+00
I-PENTAN	C.99446E-01	0.38253E-01
N-PENTAN	C.95842E-01	0.31245E-01
HEXANO	C.47114E-01	0.73234E-02
	1.000746730	1.000839230

FLUJO DE VAPOR 0.39913E+03 MOLES/HR  
 FLUJO DE LIQUIDO C.20491E+04 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE VAP. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 FLUJO LAT DE LIQ. 0.00000E+00 MOLES/HR  
 TEMPERATURA DEL PLATO 0.21827E+03 GRD. F

COMPONENTE	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
PLAIC N. 11		
METANO	C.00000E+00	0.00000E+00
ETANO	C.12472E-02	0.55676E-02
PROPANO	C.29319E+00	0.51291E+00
I-BUTANO	C.13718E+00	0.15927E+00
N-BUTANO	C.32280E+00	0.24369E+00
I-PENTAN	C.10122E+00	0.39559E-01
N-PENTAN	C.97443E-01	0.32292E-01
HEXANO	C.47628E-01	0.75436E-02
	1.000716210	1.000826840

FLUJO DE VAPOR	MOLES/HR
FLUJO DE LIQUIDO	0.39530E+03
FLUJO LAT DE VAP.	0.20458E+04
FLUJO LAT DE LIQ.	0.00000E+00
TEMPERATURA DEL PLATO	0.21581E+03 GRD. F

COMPONENTE	PLAIC N. 12	FRACC MOL LIQ	FRACC MOL VAP
METANO		C.00000E+00	0.00000E+00
ETANO		C.73049E-03	0.33998E-02
PROPANO		C.25169E+00	0.46600E+00
I-BUTANO		C.131123E+00	0.16193E+00
N-BUTAN		C.33515E+00	0.27119E+00
I-PENTAN		C.11353E+00	0.48240E-01
N-PENTAN		C.11121E+00	0.40037E-01
HEXANO		C.56685E-01	0.98712E-02
		1.000623700	1.000671390

FLUJO DE VAPOR	MOLES/HR
FLUJO DE LIQUIDO	0.39599E+03
FLUJO LAT DE VAP.	0.00000E+00
FLUJO LAT DE LIQ.	0.00000E+00
TEMPERATURA DEL PLATO	0.16500E+04 MOLES/HR
	0.22272E+03 MOLES/HR
	GRD. F







```

850MICA),L0X,F7.2,DA,P510,770X,RELACION DE ROLLOJO (ASOMIDA), PR001100
9,14X,F4.2,770X,ELUOS DE VAPOR Y PERFIL DE TEMPERATURA ASOMIDA, PR001110
10,CALCUMENTE,7714X,MOLES/HORA,770X,GRADOS FARIH,77114X,7712, PR001120
25,13X,F12.5)) PR001130
/ FLRMAI(CUL,DA,CONVENIENCIA ALCANZADA A CAS,17A,13,770X,MOLES, PR001140
1770X,VAPOR DE AGUA PARA CALENTAMIENTO,770X,10.27,MOLES/HORA,770X, PR001150
2,ENTALPIA DEL VAPOR DE AGUA,12X,F10.2,770X/ML,770X,GRADOS CELSI, PR001160
300 POR EL COMPLEJADOR,77117.2,770X,ML/HR, PR001170
8 FURMAI(CMO,771720X,771720X,771720X,771720X,771720X, PR001180
10 FURMAI(CMO,DA,CONVENIENCIA ALCANZADA A CAS,7717A,13,770X,MOLES, PR001190
1770X,CALOR CELEUL POR EL COMPLEJADOR,7717A,10.27,ML/HR,770X,GR, PR001200
2,770X,GRADOS DE ALIENAVIUD,7717A,10.27,ML/HR,770X,GR, PR001210
10,CUL DE FONDO,21X,F10.2,770X,MOLES/HORA, PR001220
11 FURMAI(CMO,DA,20A,7717A,13,770X,7717A,13,770X,7717A,13,770X, PR001230
1770X,770X,7717A,28(17,7717)) PR001240
17 FURMAI(CMO,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X, PR001250
17DA,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X,770X, PR001260
END PR001270
PR001280
PR001290
PR001300
PR001310
PR001320
PR001330
PR001340
PR001350
PR001360
PR001370
PR001380
PR001390
PR001400
PR001410
PR001420
PR001430
PR001440
PR001450
PR001460
PR001470
PR001480
PR001490
PR001500
PR001510
PR001520
PR001530
PR001540
PR001550
PR001560
PR001570
PR001580
PR001590
PR001600
PR001610
PR001620
PR001630
PR001640

```

SUBROUTINE DATAN(I,F,SCALE)

```

CALCULA LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO
REAL*8 CUMPI(14)
REAL NICAL
COMMON/PROPTE/COMP,PC(14),ZC(14),TC(14),PMOL(14),API(14)
COMMON/PRESS/F,PCOINV
IR=(1+460.)/TC(1)
PR=PI/PCOINV
X=10.7010-ALOG(PCOINV)-4.9310/IR-0.1793/IR**2
Y=0.3810-25.0020*ZC(1)+35.3493*ZC(1)**2
KCAL=LAP(X*Y*(1.-PR)**(C.33/IR))/PR
RETURN
END

```

SUBROUTINE ENLIS(M,TEMP,AMM)

```

CALCULA LA ENTALPIA DE MOLÉCULAS LIQUIDAS
REAL*8 CUMPI(14)
DIMENSION HL(14),AL(14)
COMMON/PROPTE/COMP,PC(14),ZC(14),TC(14),PMOL(14),API(14)
IR=-200.
DO 1 I=1,M
HL(I)=10.3703+0.1303031.*E-02*API(I)*I*(1.141P-1R)+(10.53316+0.144024
+1.*E-02*API(I)*I)*1.1-05/2.)**(TEMP**2-1R**2)
1 HL(I)=HL(I)+PMOL(I)
H=0.
DO 2 I=1,M
H=H+HL(I)*X(I)
2 RETURN

```



```

IND=1
TEMP2=TEMP2 - 10.
GO TO 1
5 TEMP2=TEMP2 + 10.
IND=2
GO TO 1
6 IF(SUM1 .GE. 0.) RETURN
TEMP2=TEMP1
RETURN
7 IF(IND .EQ. 1) GO TO 9
HI=1.
TEMP2= TEMP2 - HI
SUM2=10000*(TEMP2**4)
IF(ABS(SUM2) .LE. 0.0001) .OR. ABS(HI) .LE. 0.001 RETURN
IF(SUM2 .LT. 0.) GO TO 6
TEMP2 = TEMP2 + HI
HI= HI*0.1
GO TO 7
8 HI=1.
TEMP2=TEMP2 + HI
SUM2=10000*(TEMP2**4)
IF(ABS(SUM2) .LE. 0.0001) .OR. ABS(HI) .LE. 0.001 RETURN
IF(SUM2 .LT. 0.) GO TO 6
TEMP2 = TEMP2 - HI
HI= HI*0.1
GO TO 8
END
SUBROUTINE FLASH(TEMP,M,Z,VAP,LE,X,Y)
SIMULA ON VAPORIZADOR FLASH
REAL*8 COMP(14)
REAL KF(14),SGALF(14)
DIMENSION Z(20),X(20),Y(20)
COMMON/PROPIE/CUMPR,C(14),ZC(14),FC(14),PC(14),API(14)
COMMON/PRES/P,PCORV
DO 1 I=1,M
CALL DATA(I,TEMP,KSAL)
KF(I)=KCAL
VAP=0.5
SUM1=0.
SUM2=0.
PRUDAS SI LA ALIMENTACION ES UNA MEZCLA GAS-LIQUIDO
ESTA SUB-ENFRIADA O SOBRE CALIENTADA
DO 2 I=1,M
SUM1=SUM1 + Z(I)*KF(I)
SUM2=SUM2 + Z(I)/KF(I)
IF(SUM1 .LT. 1.) GO TO 3
IF(SUM2 .LT. 1.) GO TO 4
NI=0

```

PKU02200  
PKU02210  
PKU02220  
PKU02230  
PKU02240  
PKU02250  
PKU02260  
PKU02270  
PKU02280  
PKU02290  
PKU02300  
PKU02310  
PKU02320  
PKU02330  
PKU02340  
PKU02350  
PKU02360  
PKU02370  
PKU02380  
PKU02390  
PKU02400  
PKU02410  
PKU02420  
PKU02430  
PKU02440  
PKU02450  
PKU02460  
PKU02470  
PKU02480  
PKU02490  
PKU02500  
PKU02510  
PKU02520  
PKU02530  
PKU02540  
PKU02550  
PKU02560  
PKU02570  
PKU02580  
PKU02590  
PKU02600  
PKU02610  
PKU02620  
PKU02630  
PKU02640  
PKU02650  
PKU02660  
PKU02670  
PKU02680  
PKU02690  
PKU02700  
PKU02710  
PKU02720  
PKU02730  
PKU02740

```

5  F1=0.
6  DO 6 I=1,M
   F1=F1+Z(I)*NF(I)-1.)/(VAP*(NF(I)-1.))+1.)
   IF (ABS(F1) .LT. 0.001) GO TO 7
   IF (NF.EQ.50) GO TO 12
   NI=NI+1
   I2=0.
   DO 8 I=1,M
     F2=F2+Z(I)*((NF(I)-1.)*Z(I)/((VAP*(NF(I)-1.))+1.))**2)
     VAP=VAP+F1/F2
     IF (VAP .GT. 1.) VAP=VAP+(1.-VAP)/2.
   GO TO 5
7  LIQ=1.-VAP
   DO 9 I=1,M
     X(I)=Z(I)/(VAP*(NF(I)-1.))+1.)
     Y(I)=NF(I)*X(I)
   RETURN
8  LIQ=1.
   DO 10 I=1,M
     X(I)=Z(I)
     Y(I)=0.
   RETURN
9  VAP=1.
   LIQ=0.
   DO 11 I=1,M
     X(I)=Z(I)
     Y(I)=0.
   RETURN
10  WRITE (J,13)
    FORMAT (1H0,10A, 'LE VALOR DE VAP ES CONVERGENTE')
    STOP 'IIII'
    END
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79
80
81
82
83
84
85
86
87
88
89
90
91
92
93
94
95
96
97
98
99

```





```

15  DO LLA=0.
    DO 15 J=1,NP0
    SDELLA=SDELLA+VOLLA(J)*Z1
    IF(SDELLA.LE. JUELNPO) RETURN
    N1=NI*FI
    WRITE(3,10) N1,SDELLA
    CALCULO DE LAS ENTALPIAS
    DO 16 J=1,NP0
    DO 17 I=1,M
    X(I)=X0(I,J)
    Y(I)=Y0(I,J)
    IMU=ID(I,J)
    CALCULO DE LA ENTALPIA DEL LIQUIDO
    CALL ENLIG(M,IMU,X,H)
    HL(IJ)=H
    CALCULO DE LA ENTALPIA DEL VAPOR
    CALL ENLEV(M,IMU,Y,H)
    HV(IJ)=H
    CONTINUE
    CALCULO DEL CALOR EXTRAIDO EN EL CONDENSADOR
    Q(I)=- (V0(2)*HV(2)-V0(1)*HV(1)+K(I)*HL(I)+L0(I)*HL(IJ))/L*E06
    CALCULO DE LOS NUEVOS FLUJOS DE VAPOR
    AT(KN(I),KAP0)=-K(NP0)*HL(NP0)-V0(NP0)*HV(NP0)+L0(NP0)-L*HL(NP0)-L
    DO 18 J=3,NP0
    V0(J)=L0(J-1)*HL(J-1)+V0(J)*HV(J)-(L0(J)+K(J)*HL(J)+V0(J+1)*
    HV(J+1)+FD(J)*HF(IJ)-Q(J))/H0(J)
    CONTINUE
    GO TO 1
    F U R M A T 5
    100  FURMAT(1H,32A,15.5),PLATO N.,1,13,1/1A,COMPONENTE,1,3ACC,MUL,11A
    1  FRACC,MUL,VAP,1/1A,10(1-1),DA,10(1-1),DA,13(1-1)
    101  FURMAT(1H,32A,15.5),DA,13.5,DA,13.5)
    102  FURMAT(1H,32A,13.1-1),DA,13(1-1),/3A,FI,1.5,1A,1.7)
    103  FURMAT(//,17A,11.5),FLUJO DE VAPOR,1,10A,12.5,1,MULES/HR,1/1A,1,FLUJO
    DE LIQUIDO,10A,12.5,1,MULES/HR,1/1A,1,FLUJO DE VAPOR,1/1A,1,FLUJO
    2,1,MULES/HR,1/1A,1,FLUJO DE LIQ.,1,4A,11.5,1,MULES/HR,1,
    1/1A,1,TEMPERATURA DEL PLATO,10A,12.5,1,ACC,1,1//)
    FURMAT(1H,32A,15.5),1,13,1/23A,1,SUMATORIA DE LOS DE
    ALTA 1,1/32A,15.5)
    FURMAT(1H1)
    END

```

PR004900  
PR004910  
PR004920  
PR004930  
PR004940  
PR004950  
PR004960  
PR004970  
PR004980  
PR004990  
PR005000  
PR005010  
PR005020  
PR005030  
PR005040  
PR005050  
PR005060  
PR005070  
PR005080  
PR005090  
PR005100  
PR005110  
PR005120  
PR005130  
PR005140  
PR005150  
PR005160  
PR005170  
PR005180  
PR005190  
PR005200  
PR005210  
PR005220  
PR005230  
PR005240  
PR005250  
PR005260  
PR005270  
PR005280  
PR005290  
PR005300  
PR005310  
PR005320  
PR005330  
PR005340  
PR005350  
PR005360  
PR005370  
PR005380  
PR005390  
PR005400  
PR005410  
PR005420  
PR005430  
PR005440  
PR005450  
PR005460  
PR005470  
PR005480  
PR005490  
PR005500  
PR005510  
PR005520  
PR005530  
PR005540  
PR005550  
PR005560  
PR005570  
PR005580  
PR005590  
PR005600  
PR005610  
PR005620  
PR005630  
PR005640  
PR005650  
PR005660  
PR005670  
PR005680  
PR005690  
PR005700  
PR005710  
PR005720  
PR005730  
PR005740  
PR005750  
PR005760  
PR005770  
PR005780  
PR005790  
PR005800  
PR005810  
PR005820  
PR005830  
PR005840  
PR005850  
PR005860  
PR005870  
PR005880  
PR005890  
PR005900  
PR005910  
PR005920

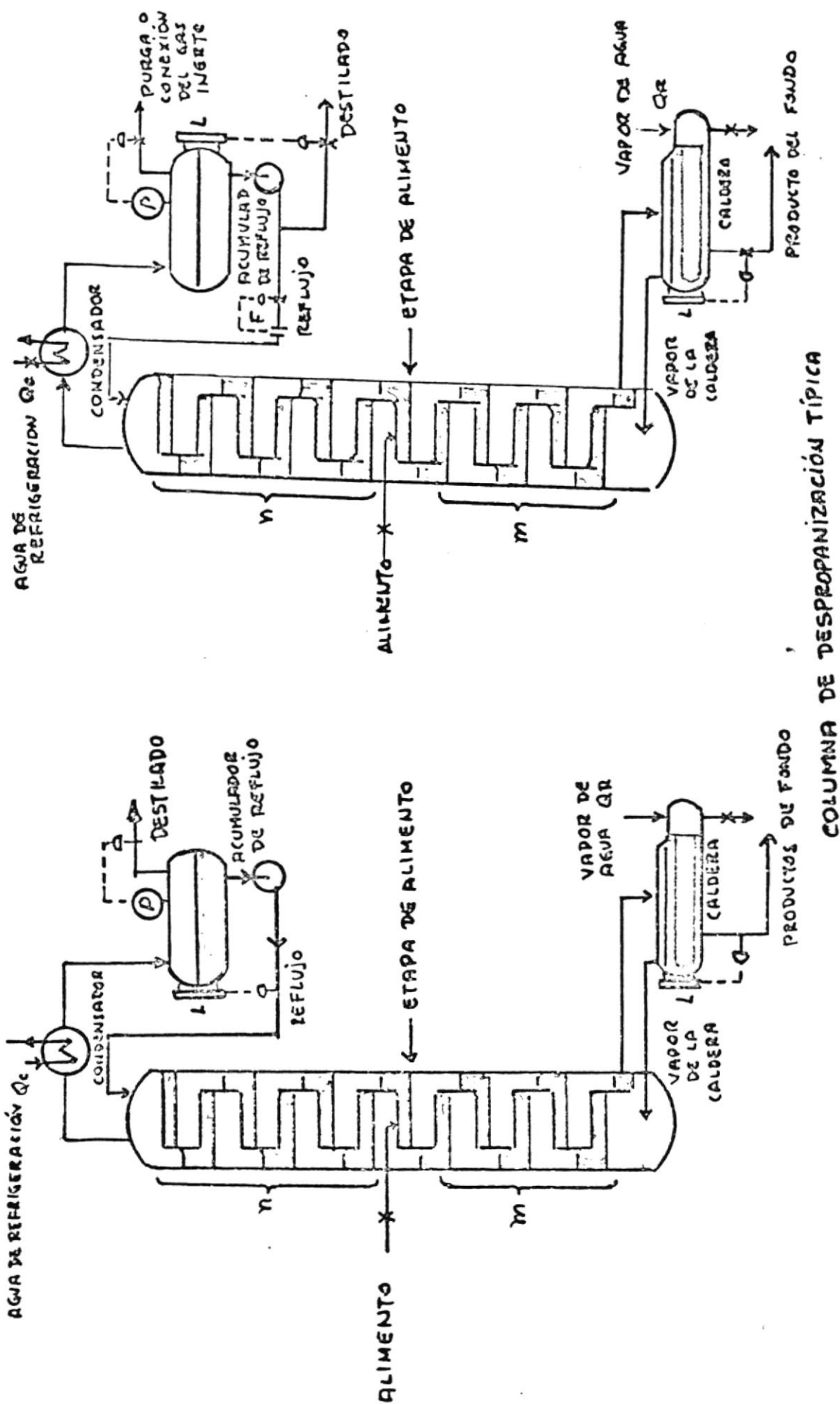


FIG. 2-1 ANÁLISIS DE VARIABLES DE DISEÑO  
COLUMNA DE DESPROPANIZACIÓN TÍPICA

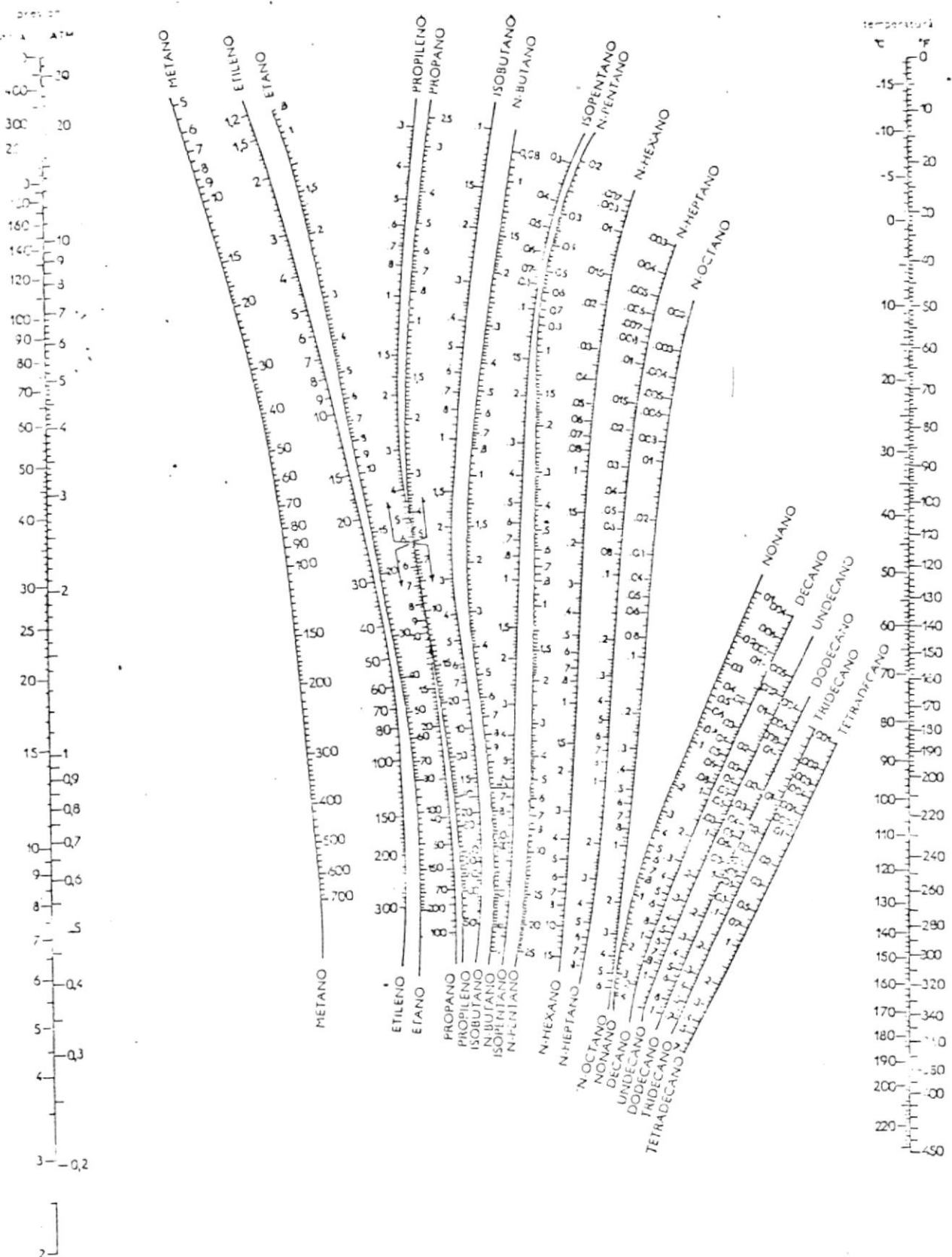
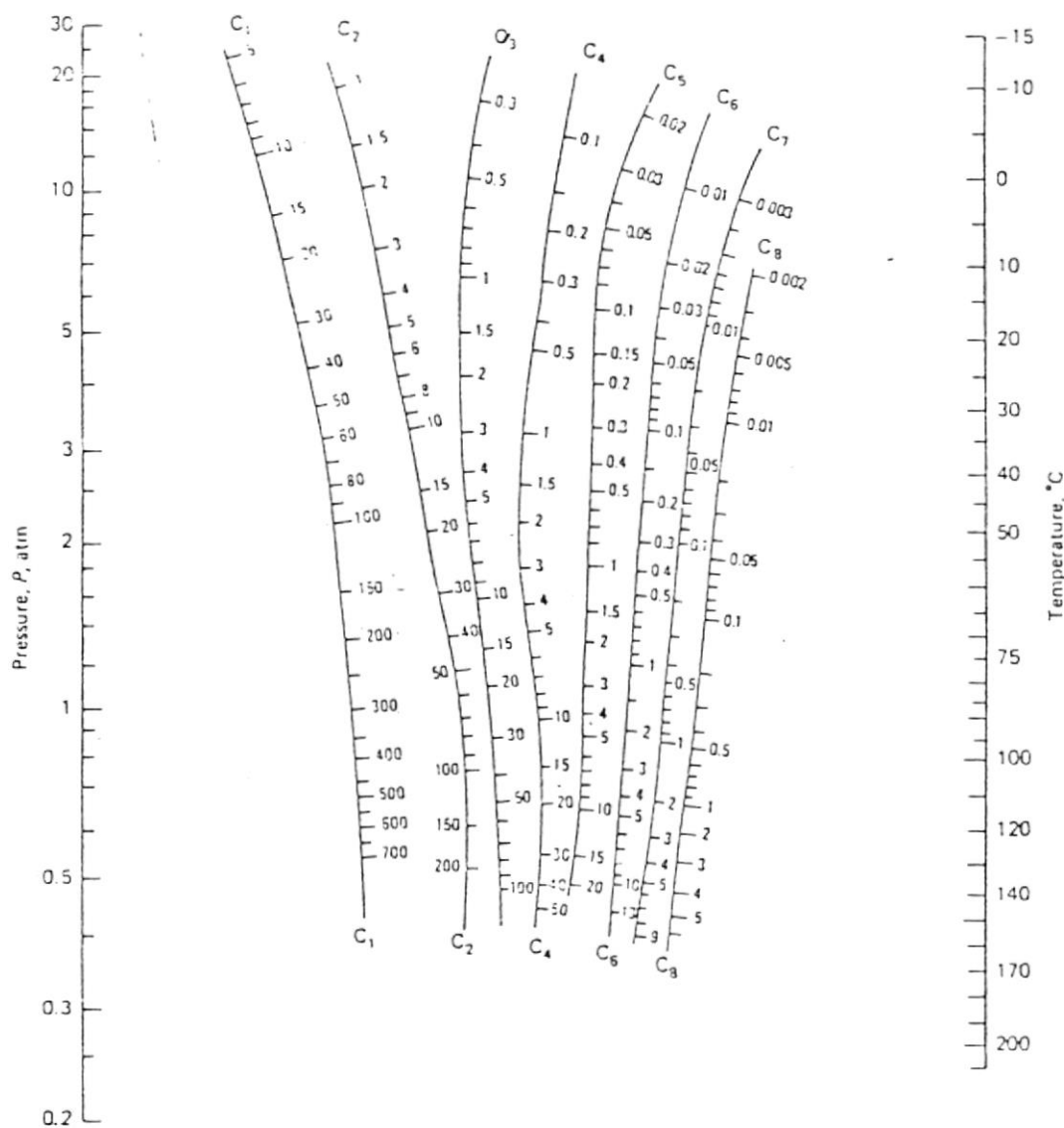


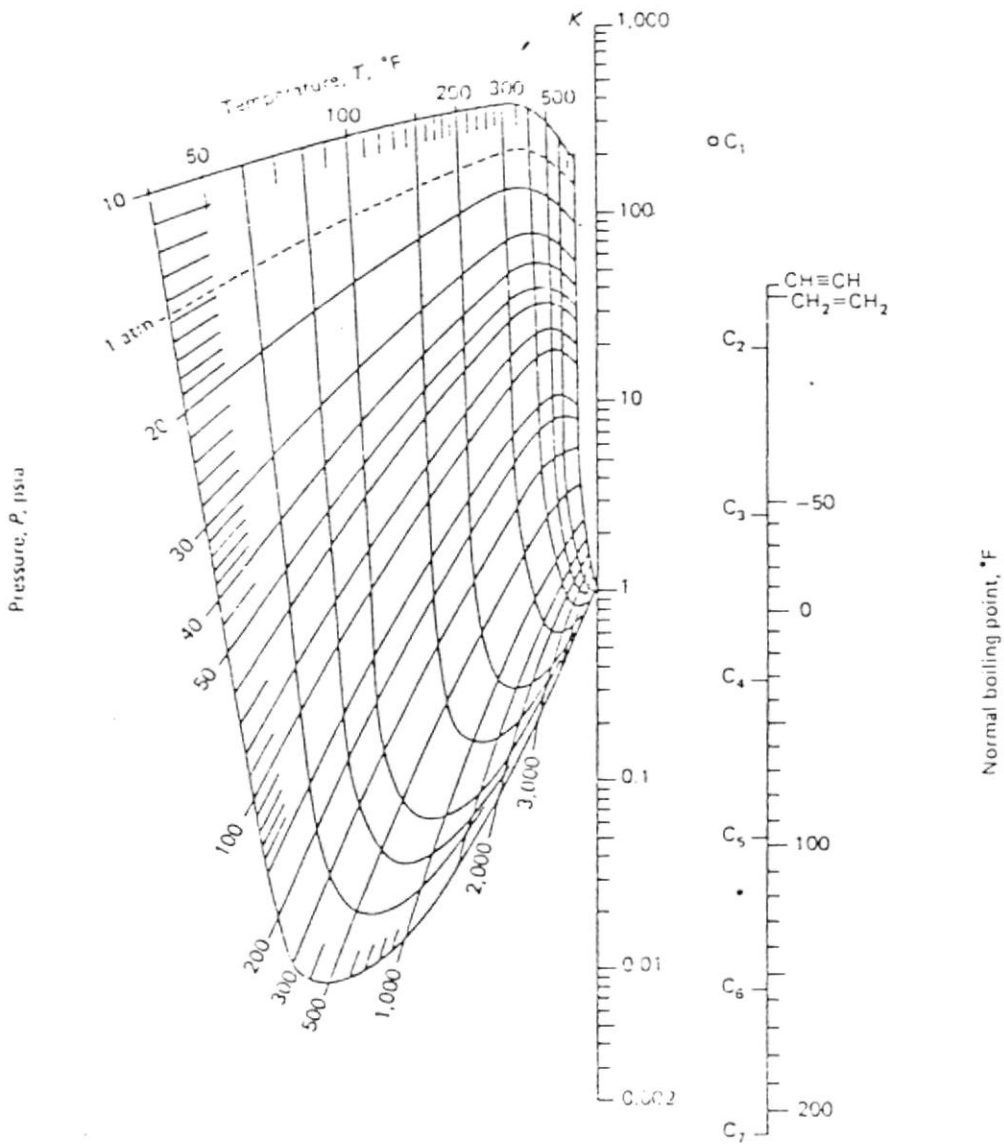
Fig. III.1.1.- No. 1. Los coeficientes de equilibrio de los hidrocarburos (Scheibel y Jenny).

FIG. 2.2.2.1.1.



Nomograph for equilibrium vaporization ratios (De Priester [9])

FIG. 2.2.2.12.



Nomograph for equilibrium vaporization ratio,  $K$  (Hadden-Grayson [7])

FIG. 2.2.2.1.3.

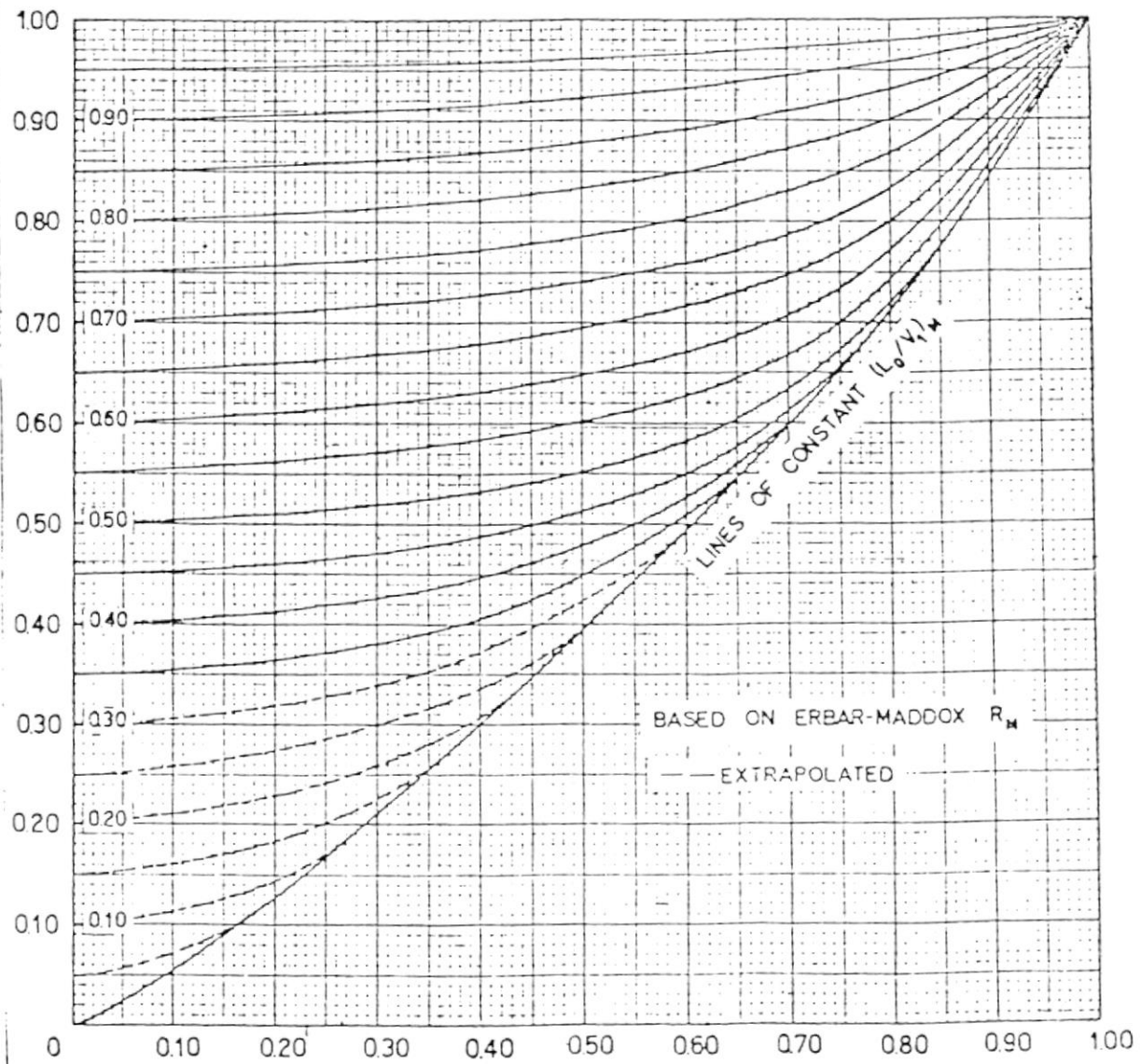


FIG. 2.2.7.1.

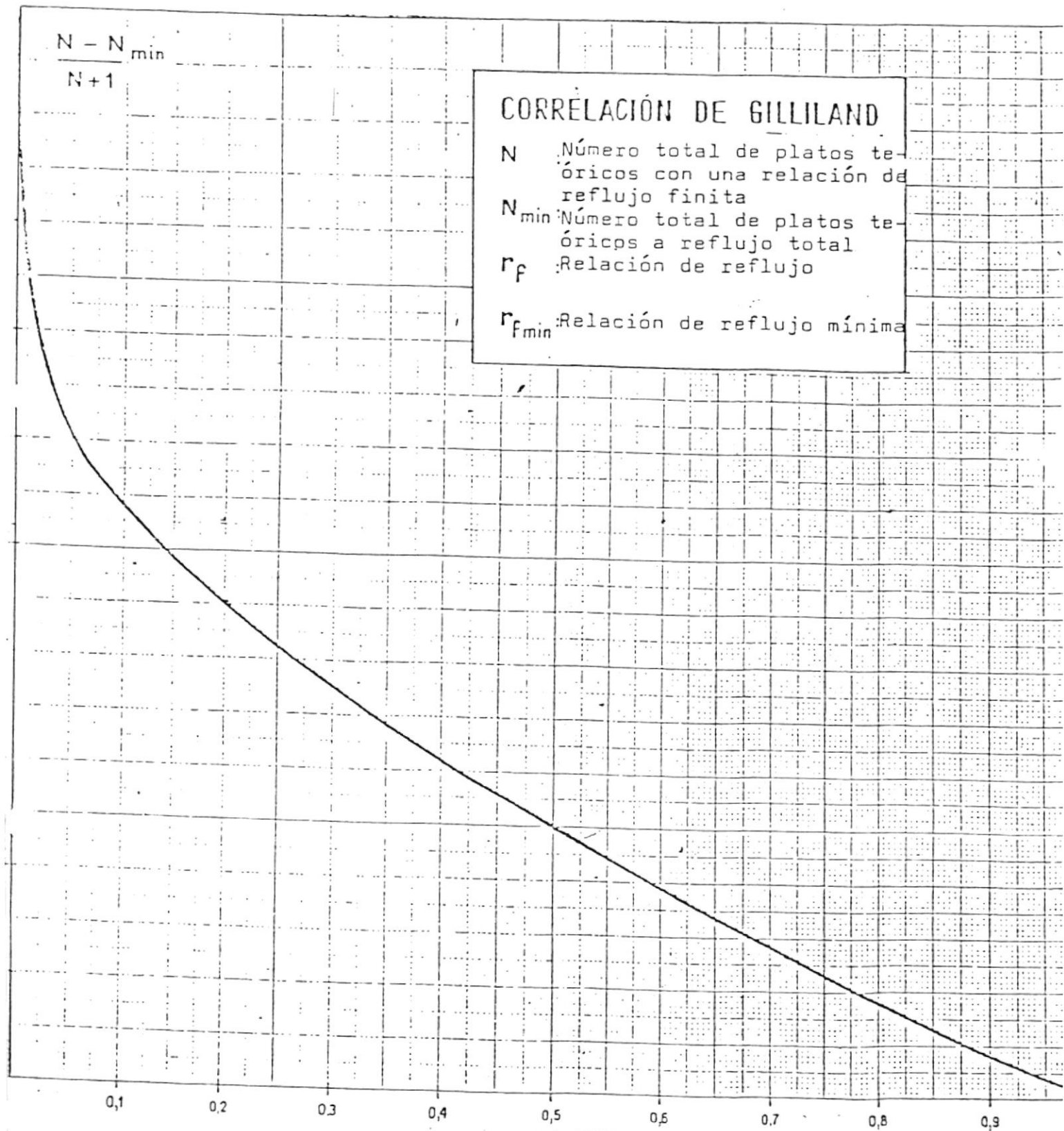


FIG. 2.2.7.2.

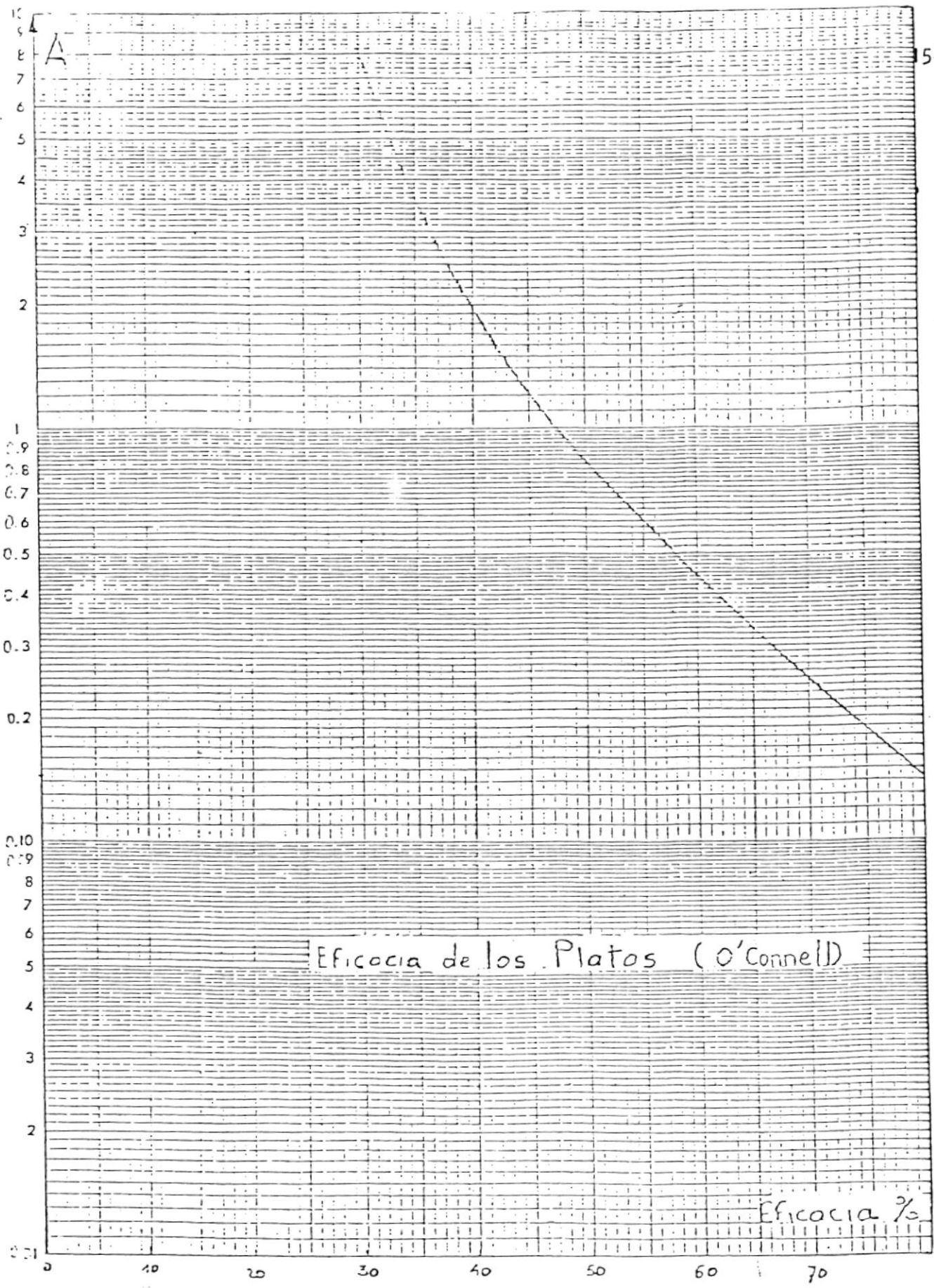


FIG. 2.2.10.

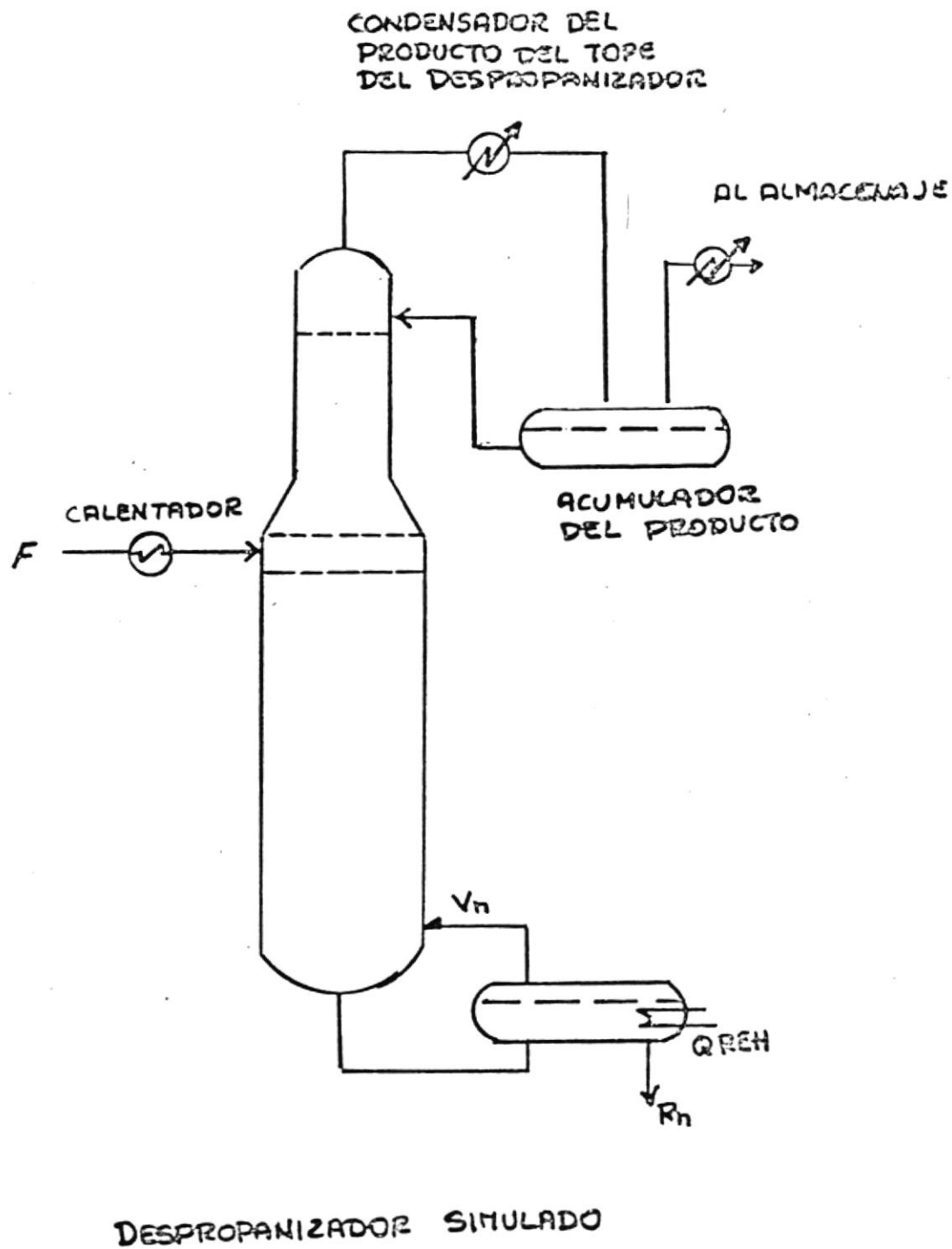


FIG. 2.3. ESQUEMA DE UN DESPROPANIZADOR SIMULADO

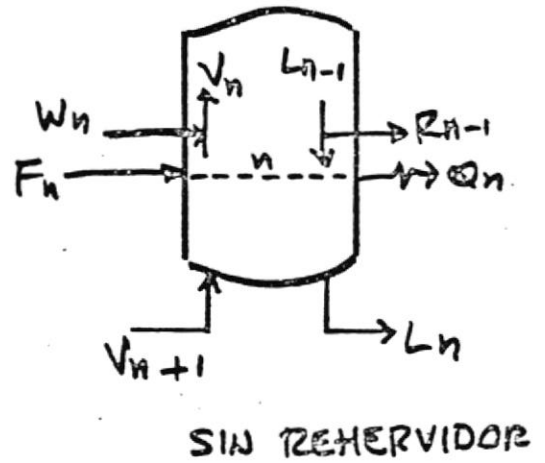
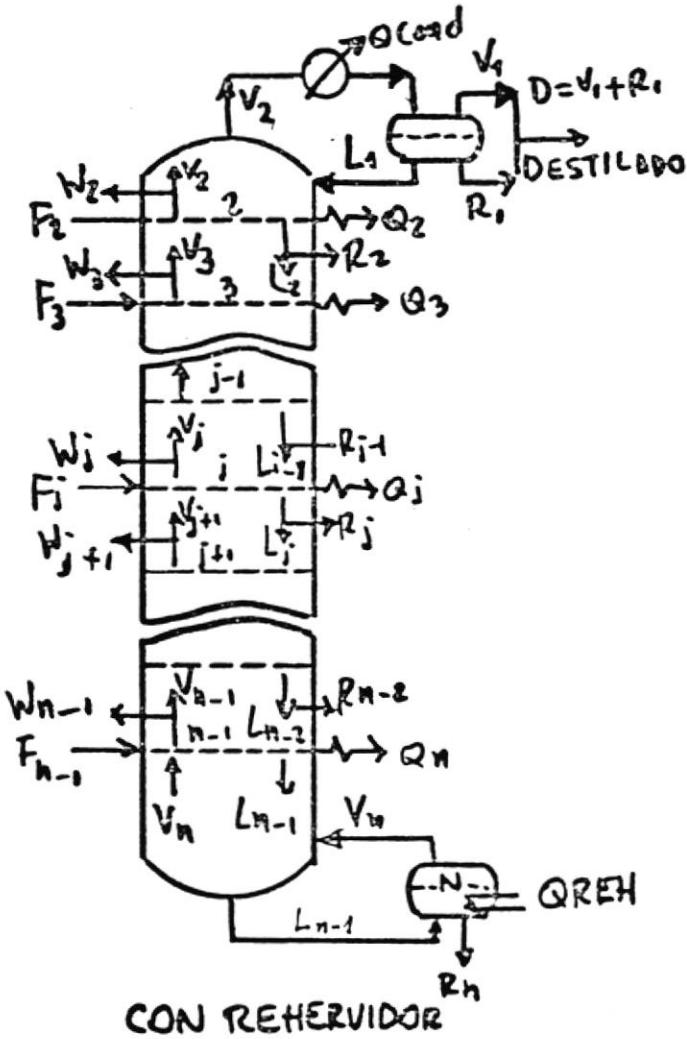
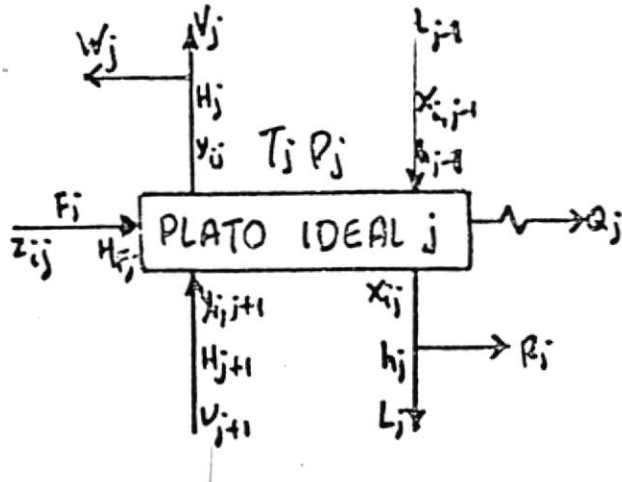


FIG. 2.5 SECCIONES DE UNA COLUMNA DE VARIAS ETAPAS

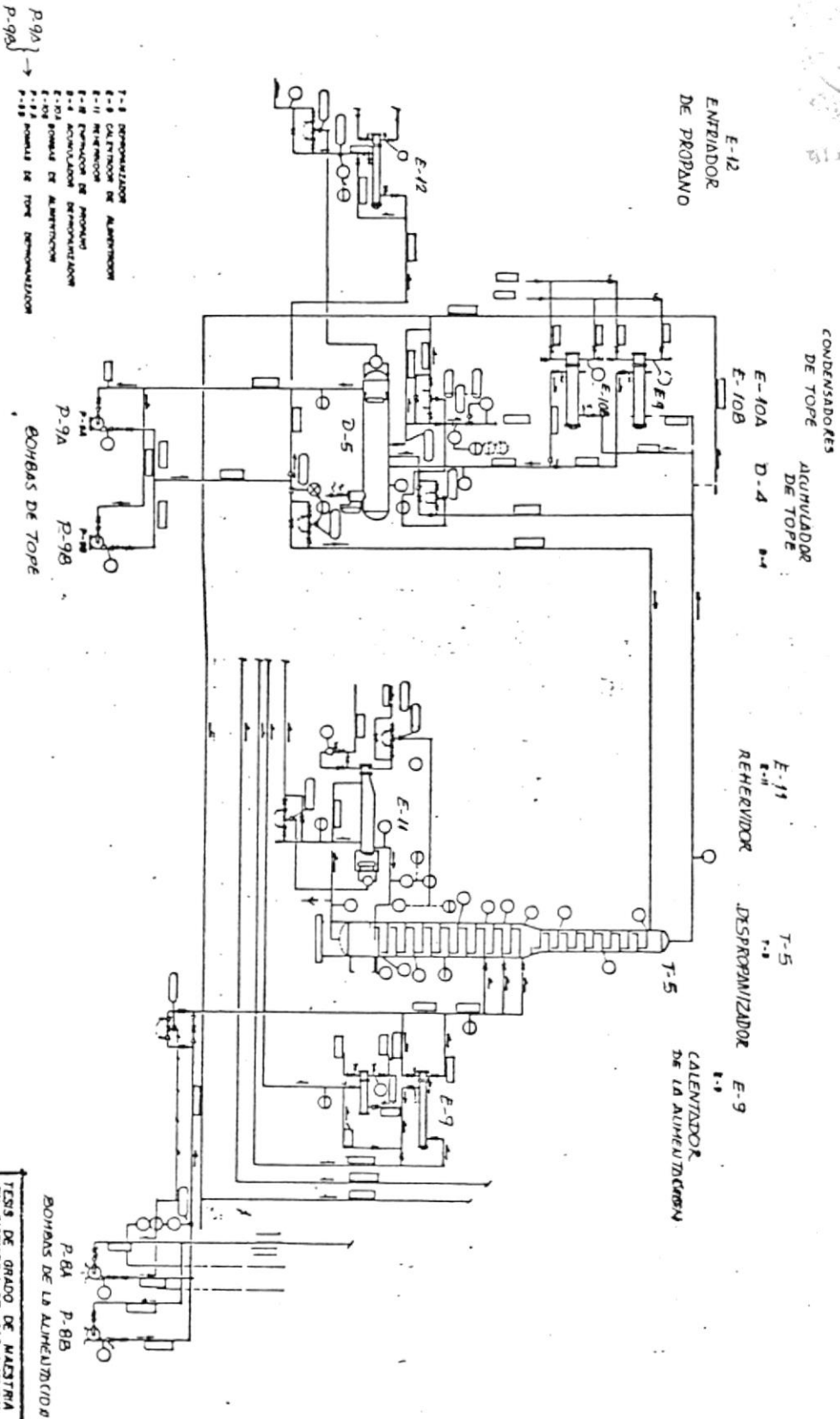


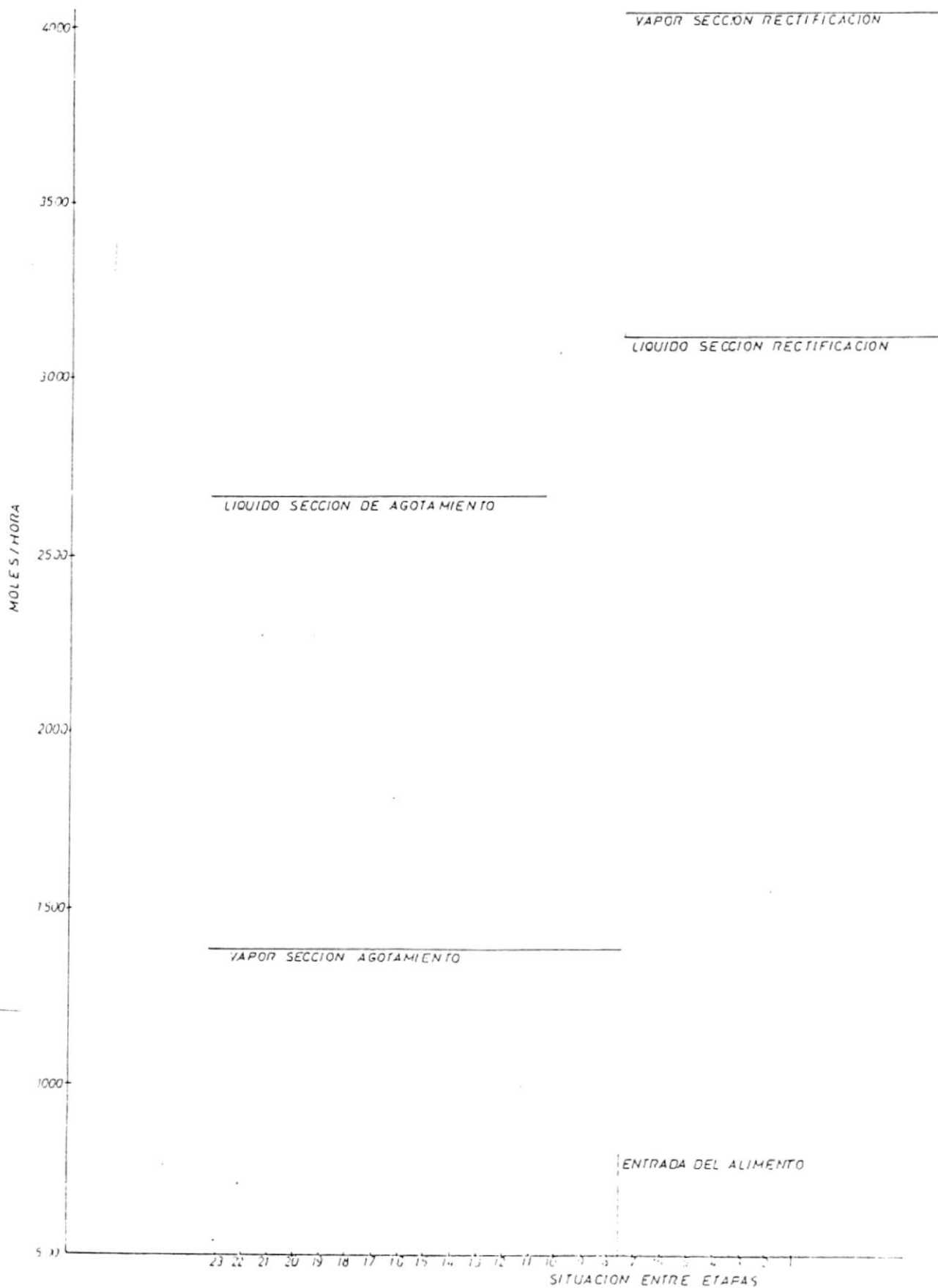
FIG. 2.6.1. PROCESO PARA LA PRODUCCION DE PROPANO

TESIS DE GRADO DE MAESTRIA  
EN INGENIERIA DE GAS NATURAL

BOULVARD MAYO DE 1984

FIG. N° 3.1

## CAUDALES INTERNOS TOTALES EN LA TORRE [METODO APROXIMADO]



CAUDALES INTERNOS TOTALES EN LA TORRE  
(metodo riguroso)

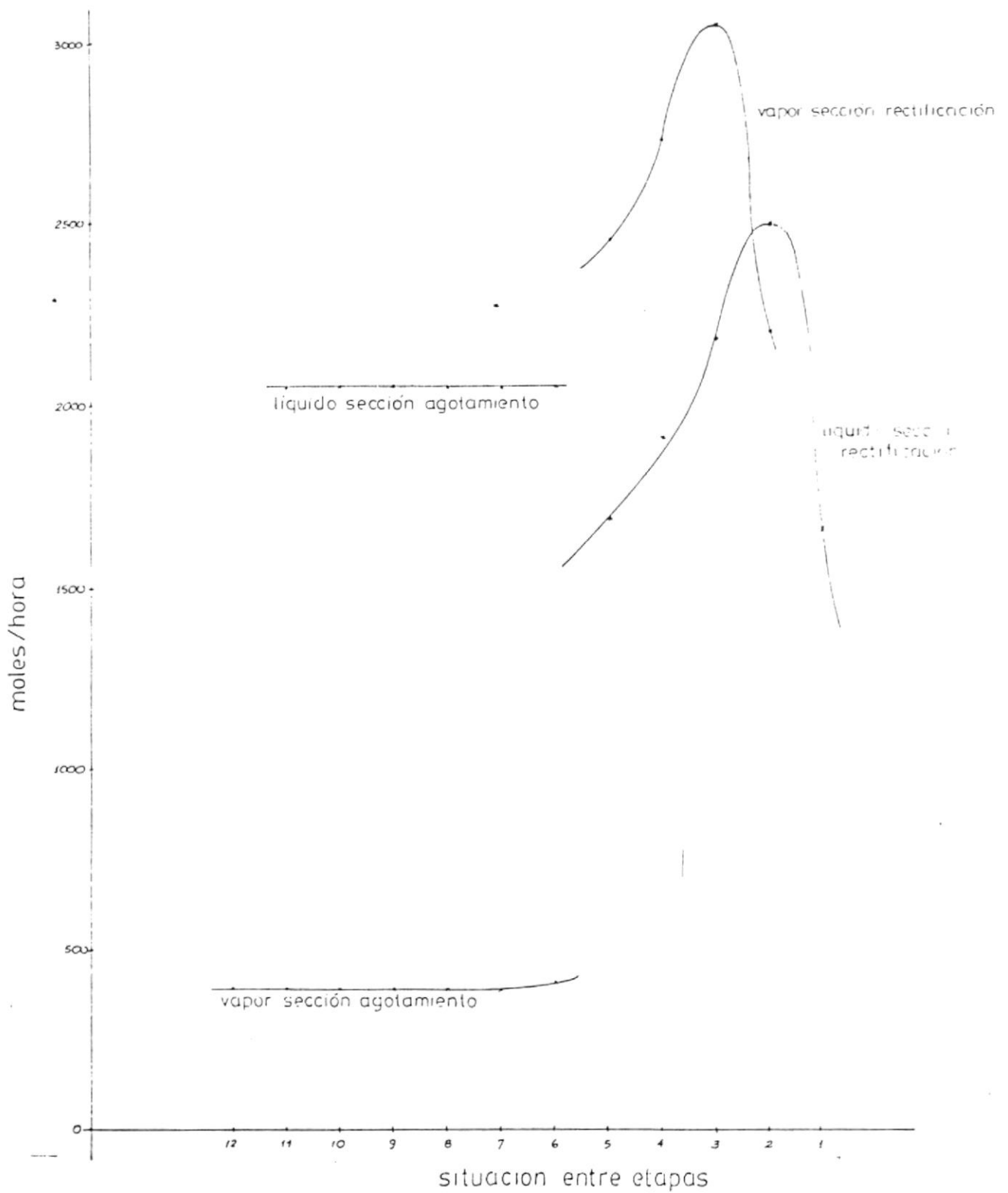


fig. # 3.2.

CURVA DE TEMPERATURA PARA EL DESPROPANIZADOR  
(CON PRECALENTADOR) (METODO APROXIMADO)

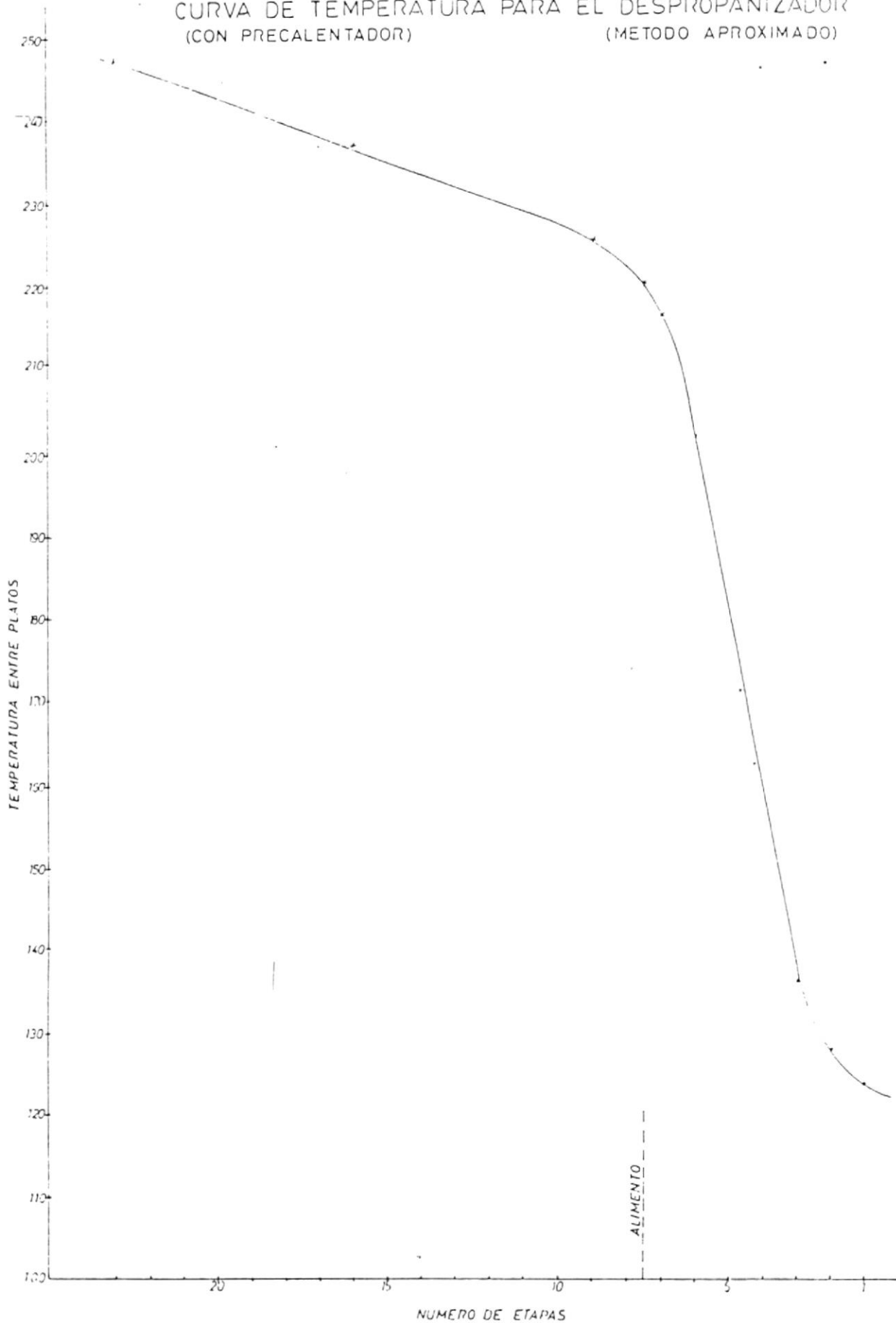


FIG. 3.3.

## CURVAS DE COMPOSICION DEL LIQUIDO OBTENIDAS POR EL METODO RIGUROSO

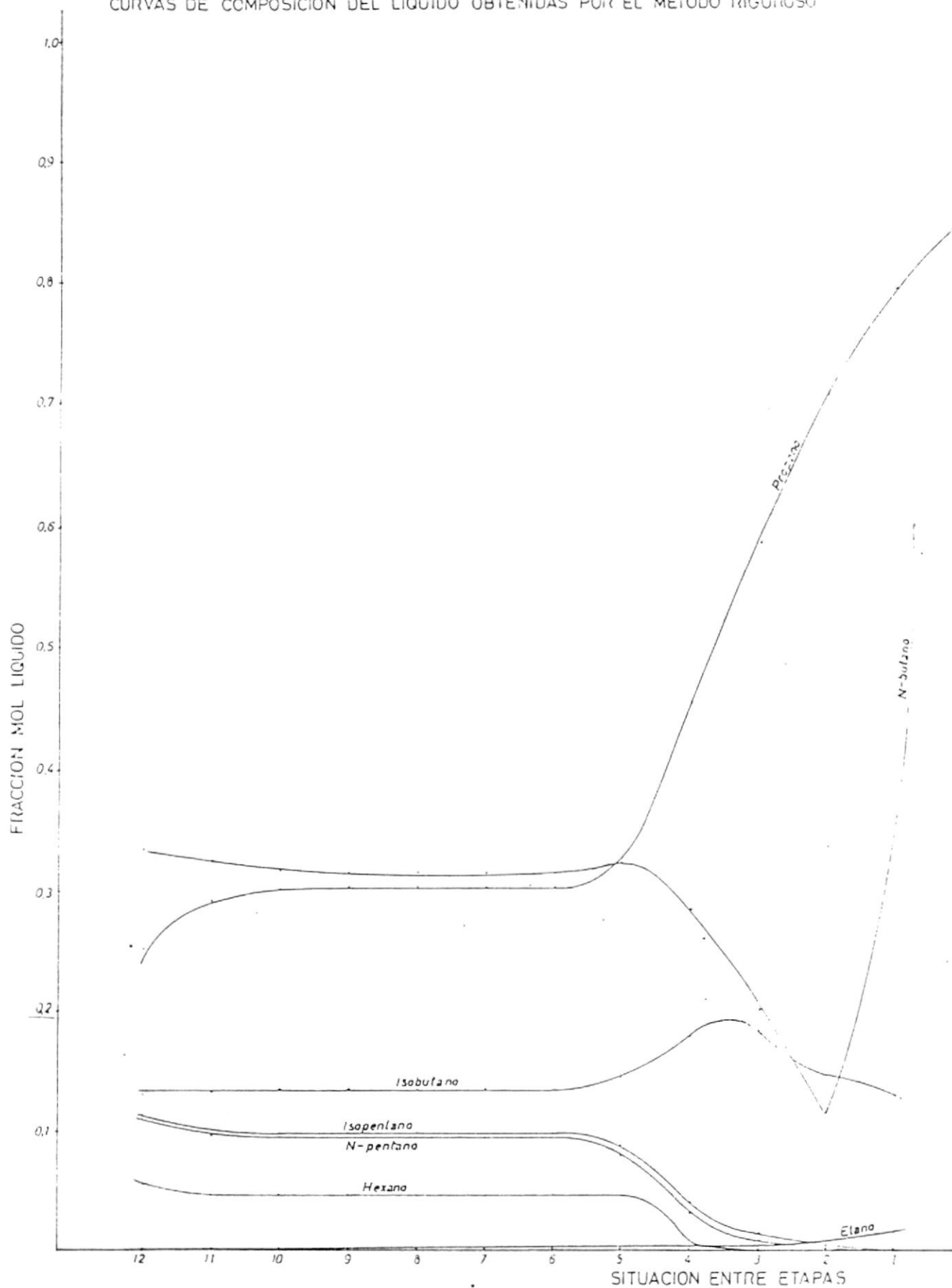


FIG. 3.4.

## CURVAS DE COMPOSICION DEL VAPOR OBTENIDAS POR EL METODO RIGUROSO

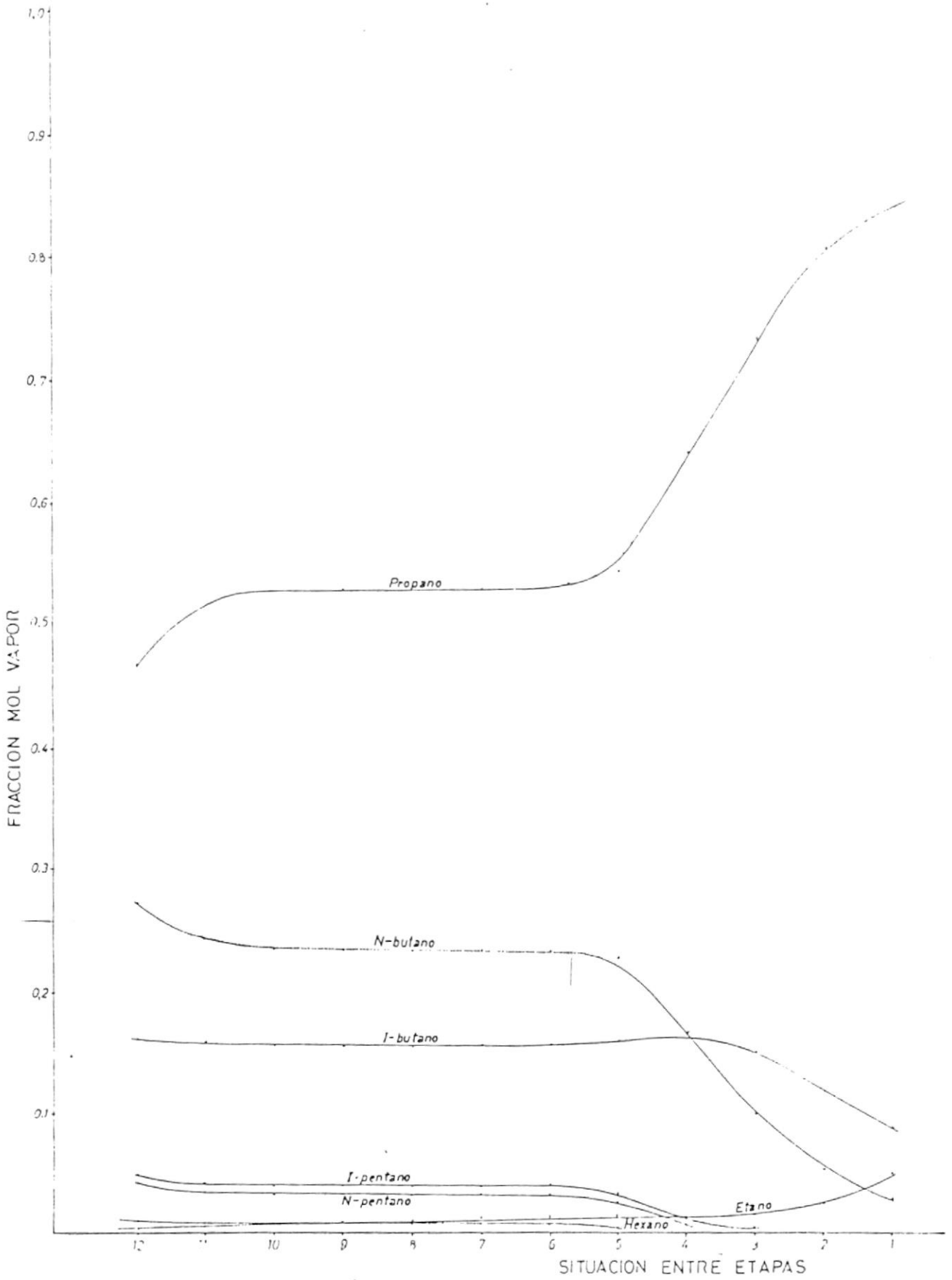
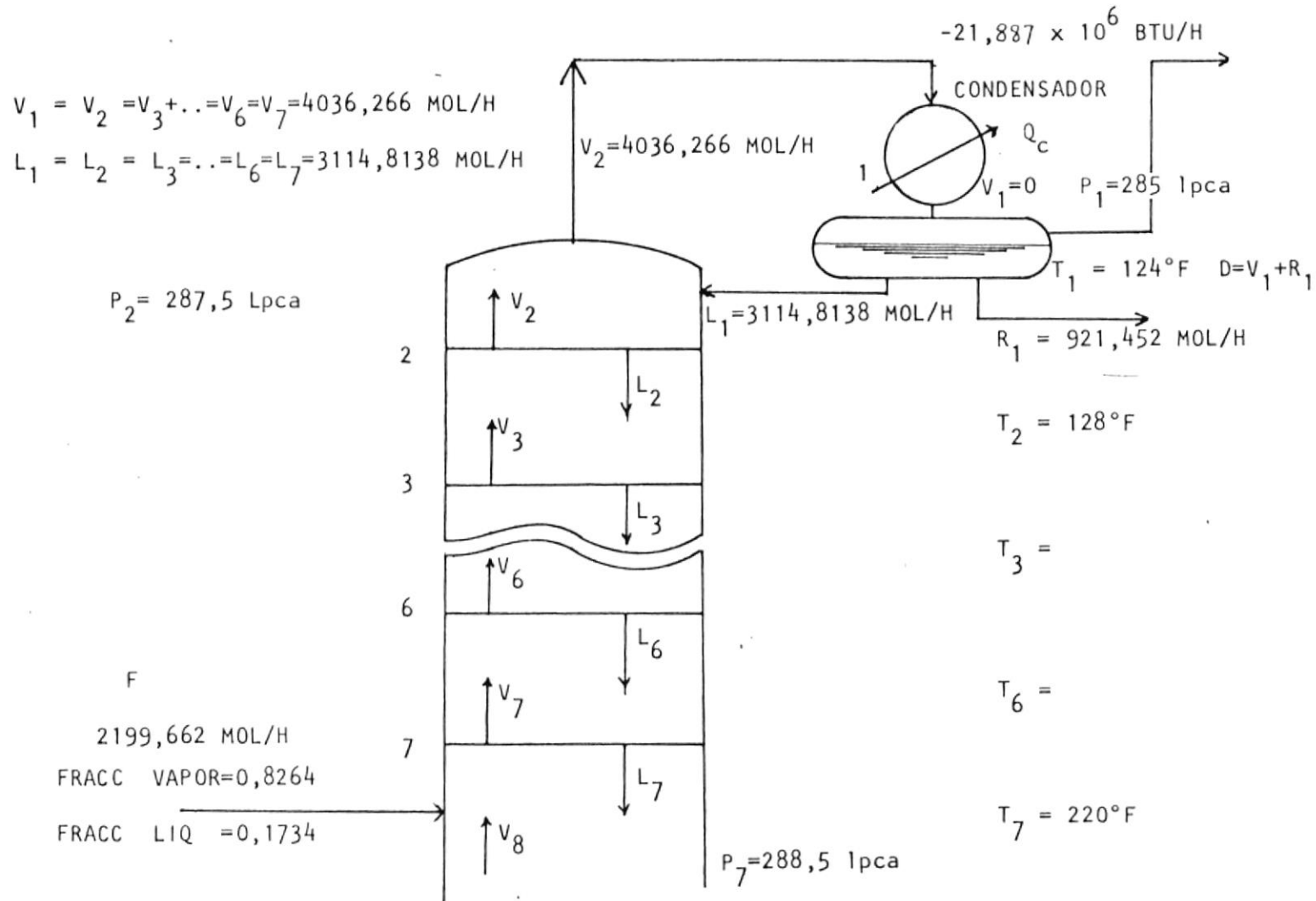
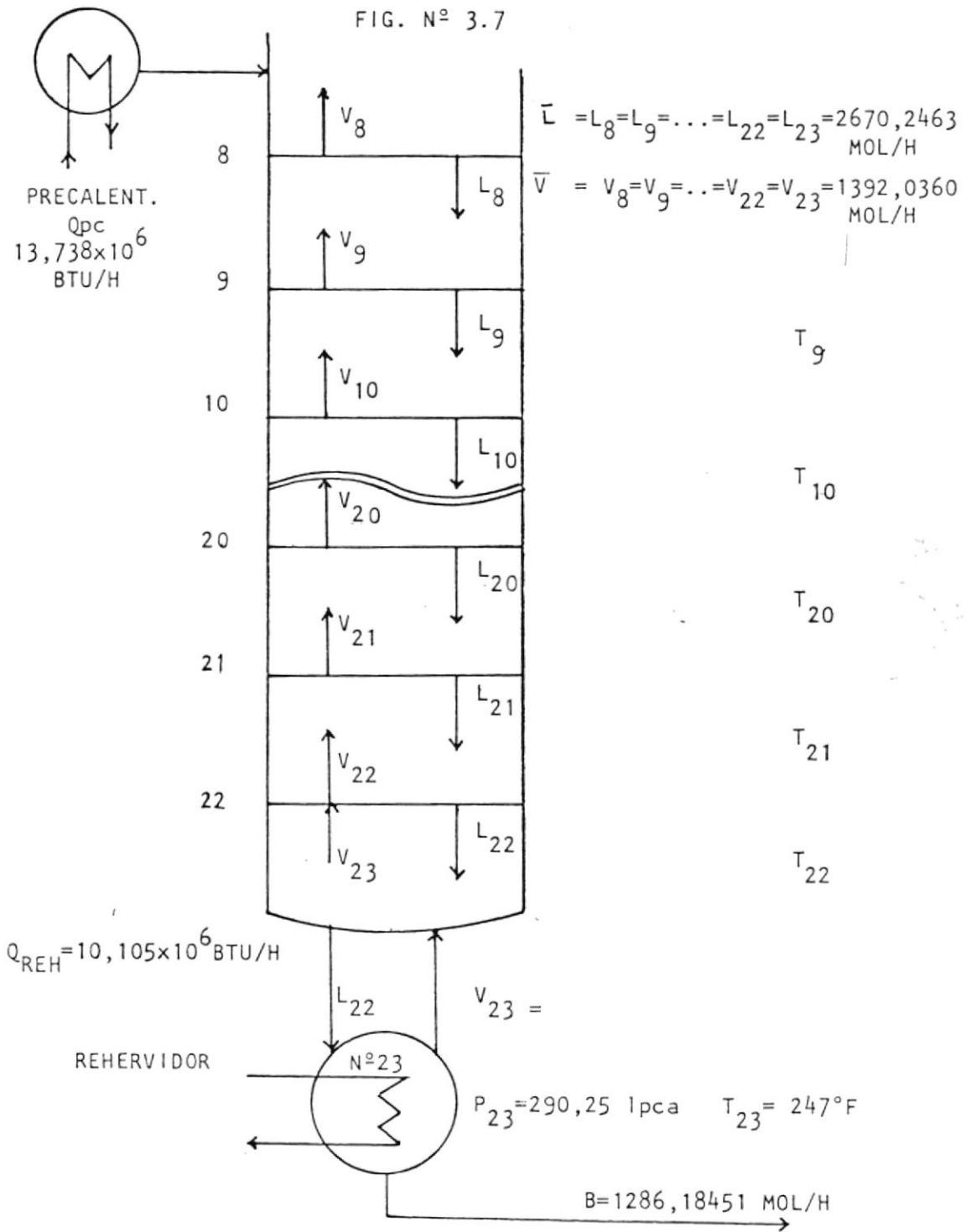


FIG. 3.5.

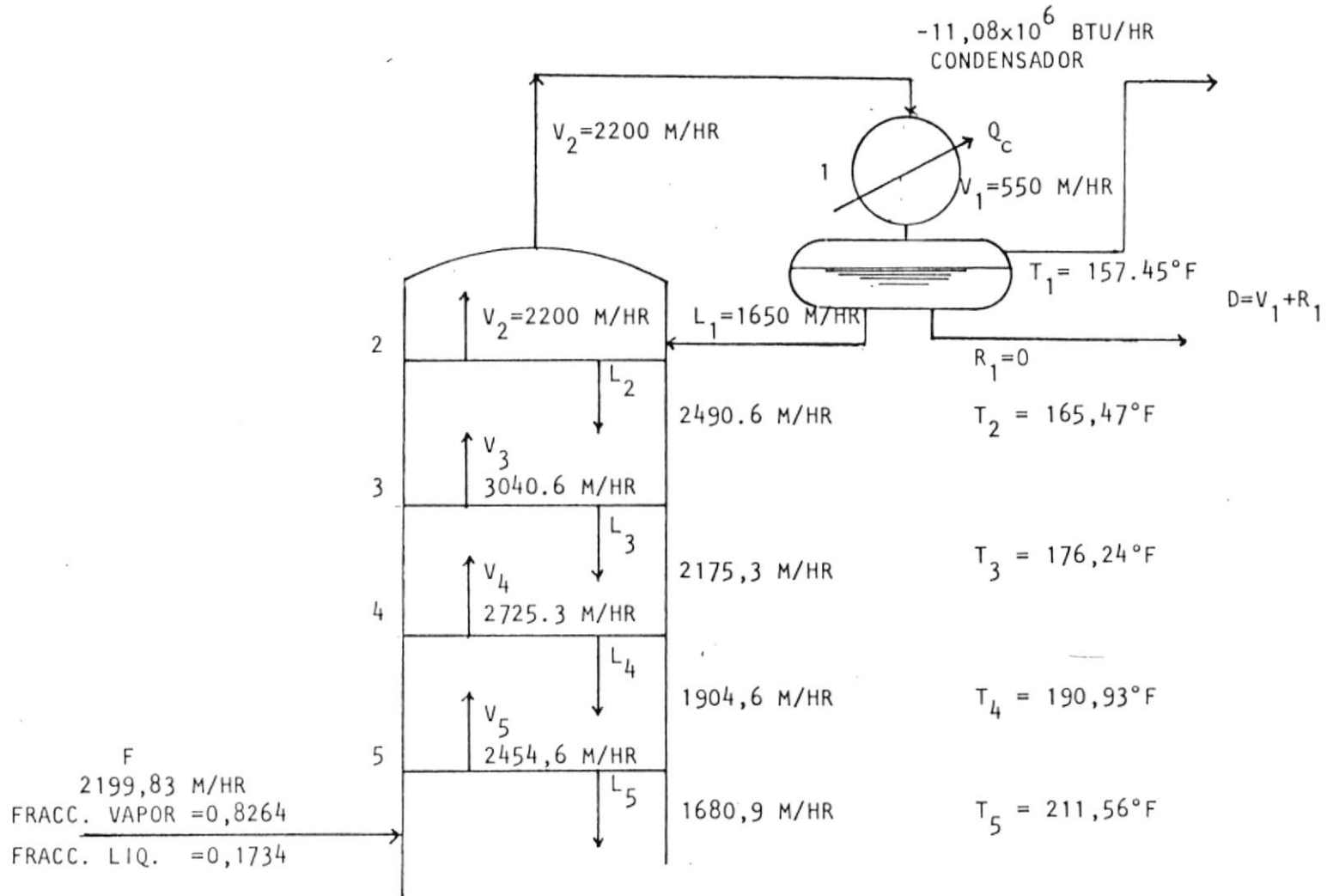
FIG. N° 3.6





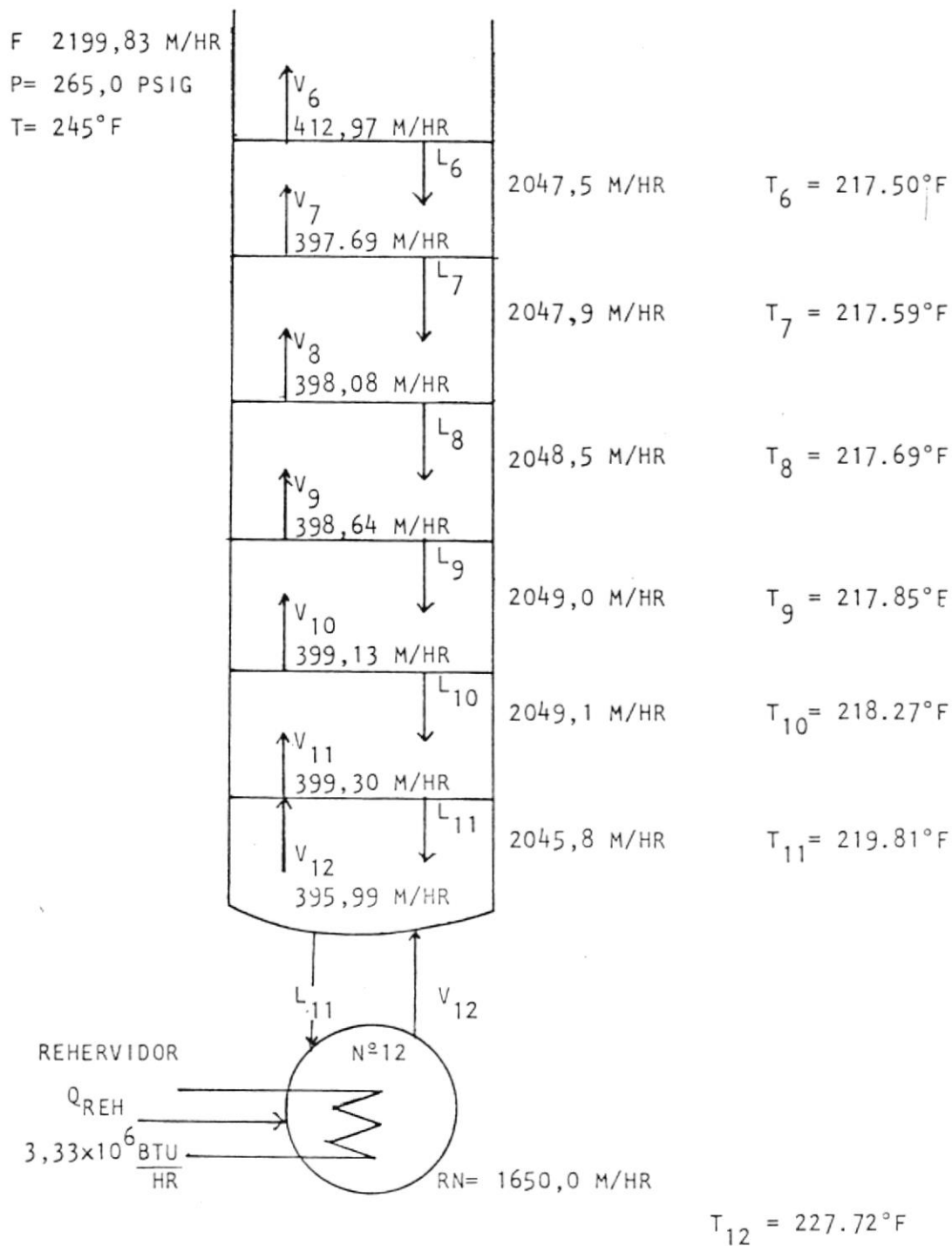
SECCION AGOTAMIENTO  
 RESULTADOS POR EL METODO APROXIMADO

FIG. N° 3.8



SECCION RECTIFICACION  
 RESULTADOS DEL PROGRAMA DEL COMPUTADOR

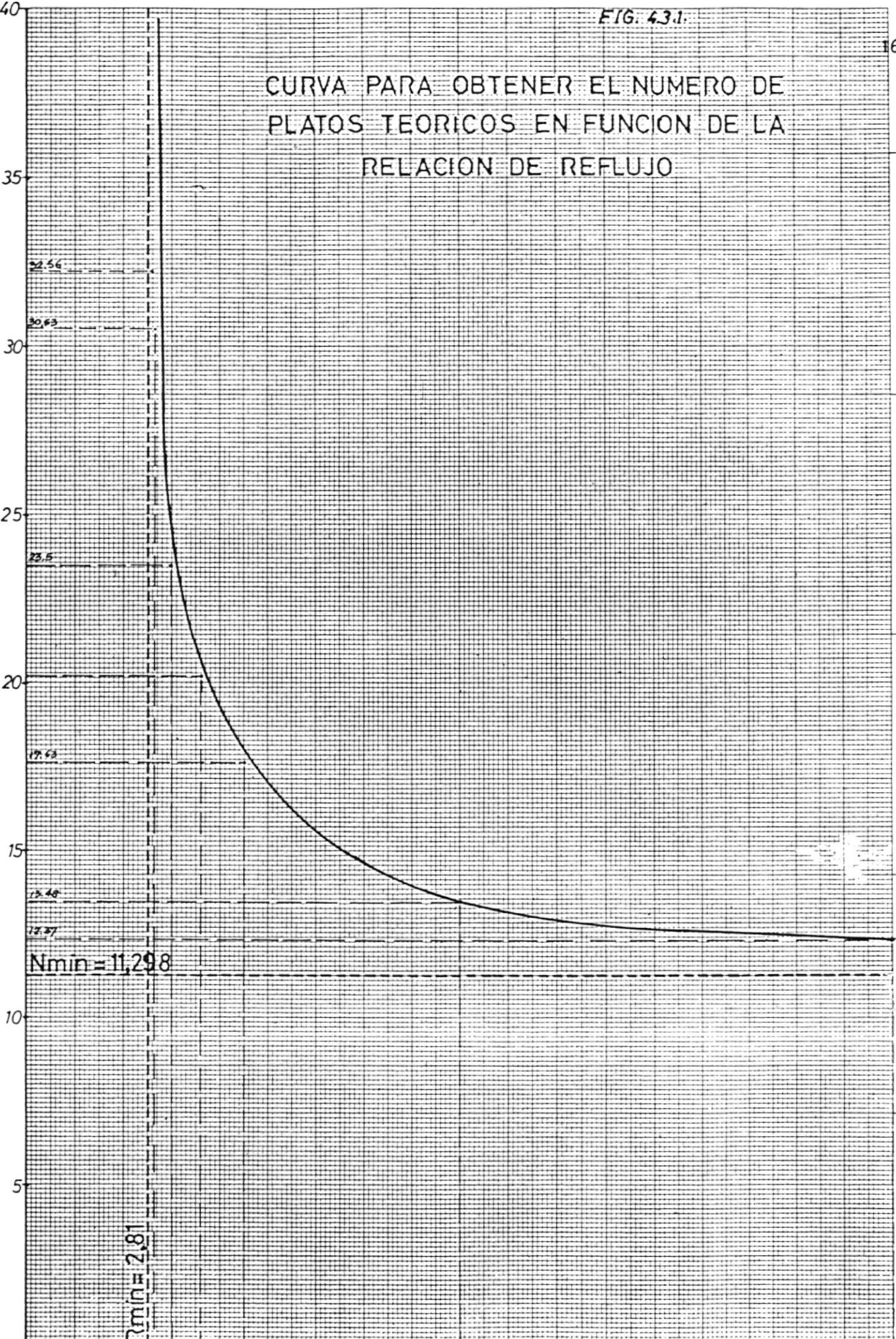
FIG. N° 3.9



SECCION AGOTAMIENTO

RESULTADOS DEL PROGRAMA DEL COMPUTADOR

CURVA PARA OBTENER EL NUMERO DE  
 PLATOS TEORICOS EN FUNCION DE LA  
 RELACION DE REFLUJO



ESQUEMA DE ESTUDIO TERMICO DE LA COLUMNA

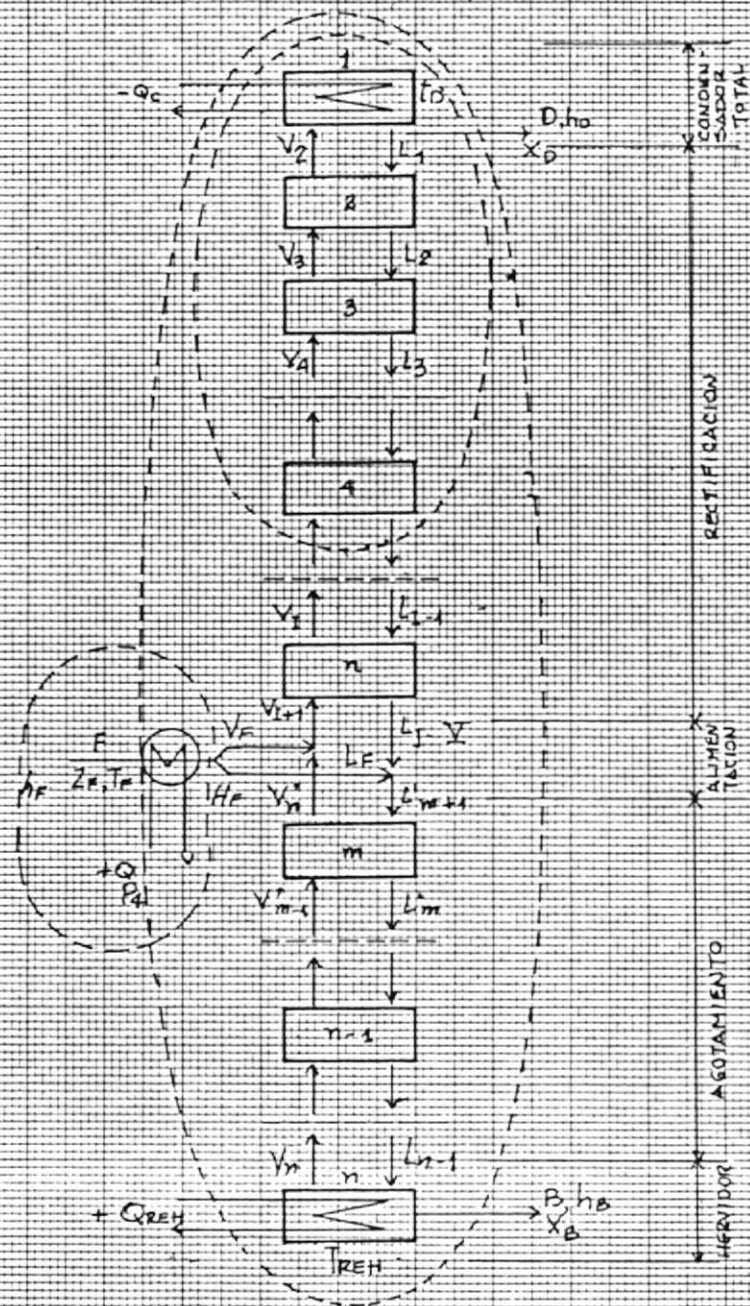


FIG. 4.3.2.

# CURVAS DE RECOBRO DE PROPANO EN LA TORRE

Condición de cambio Temperatura de Alimentación

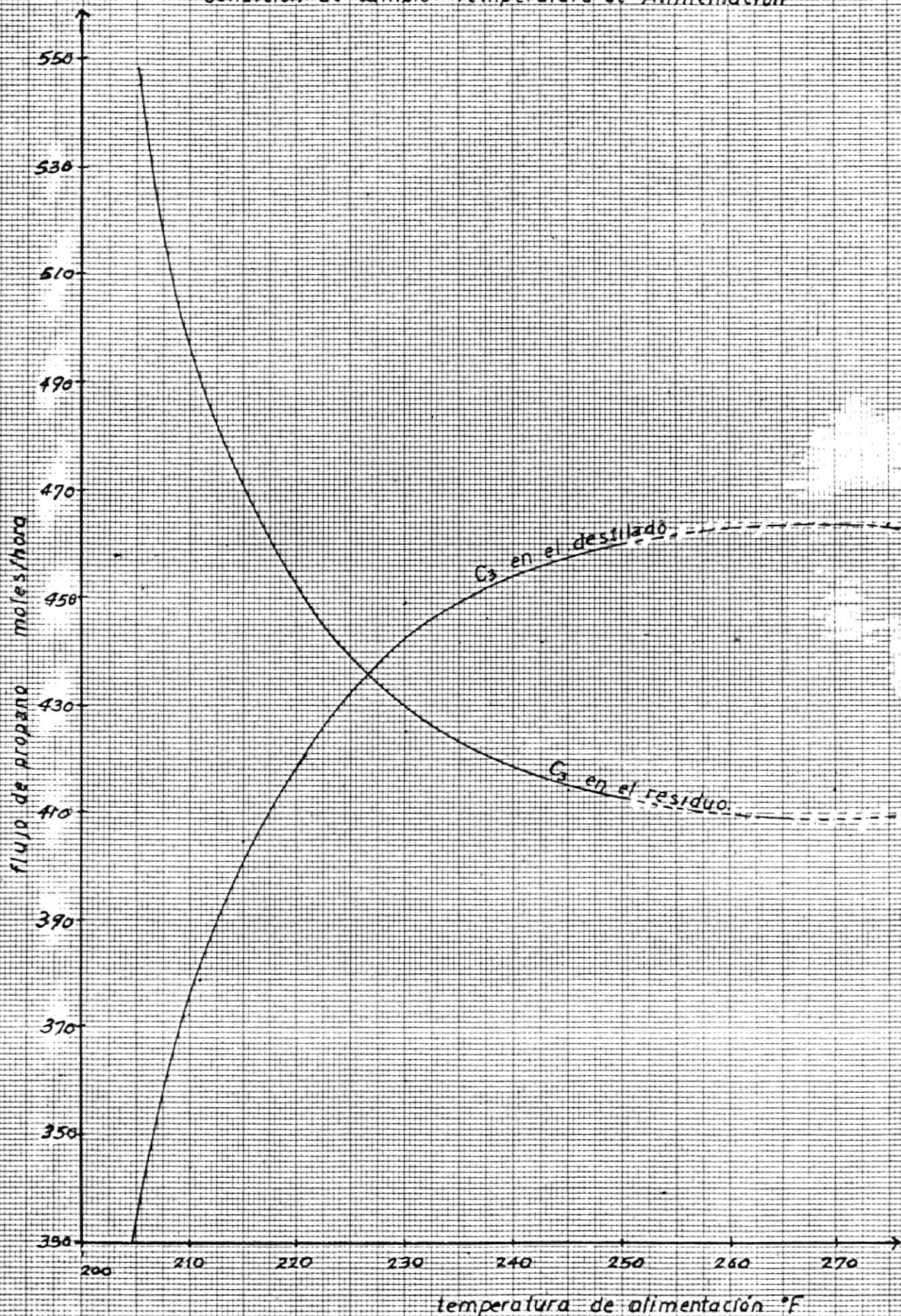


fig # 4.3.3.1.

# CURVA DE RECOBRO DE PROPANO EN LA TORRE

170

Condición de cambio Relación de Reflujo

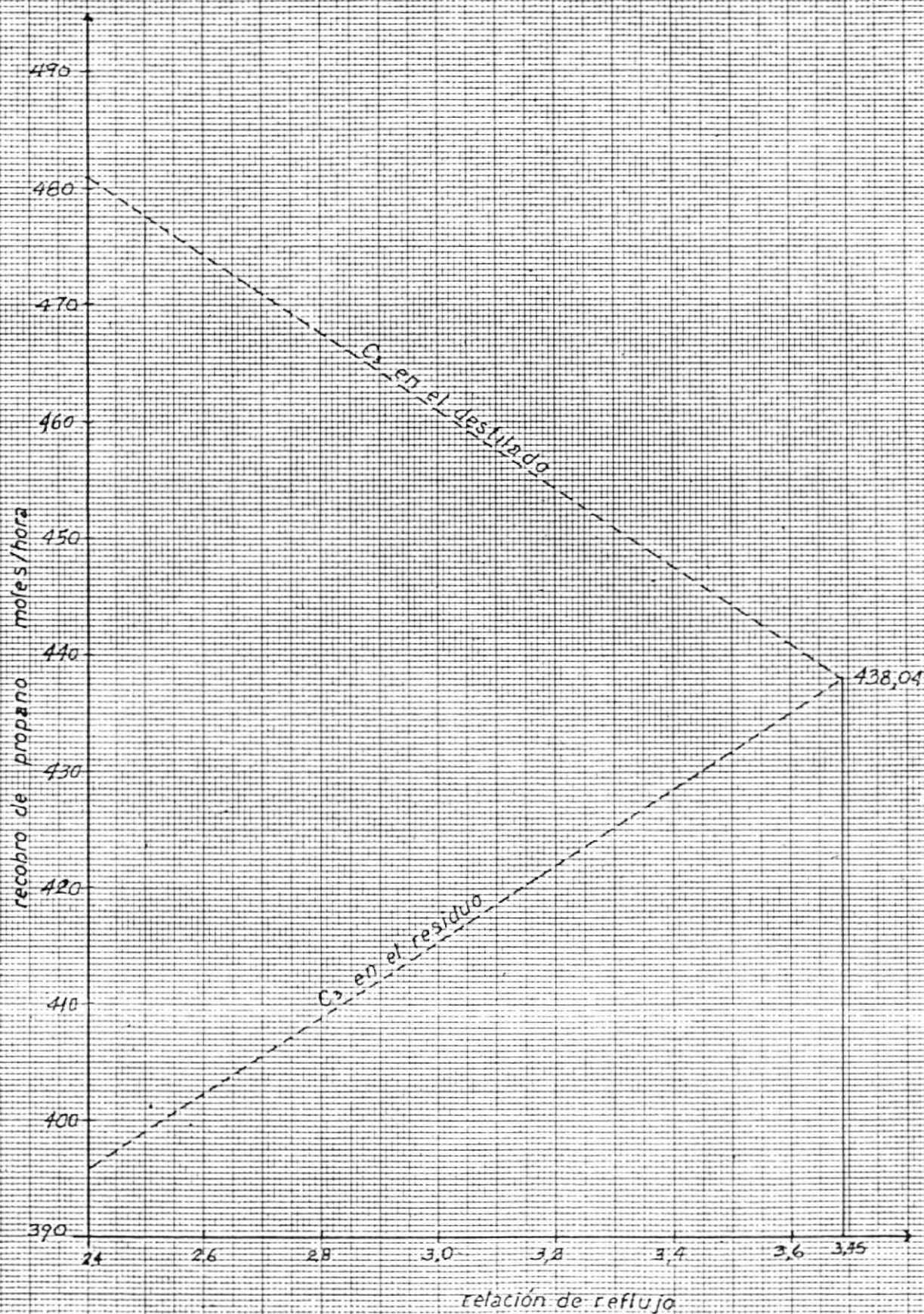


Fig # 4.3.3.2.

# CURVAS DE RECUBRO DE PROPANO

Condición de cambio localización de  
Plata de alimentación

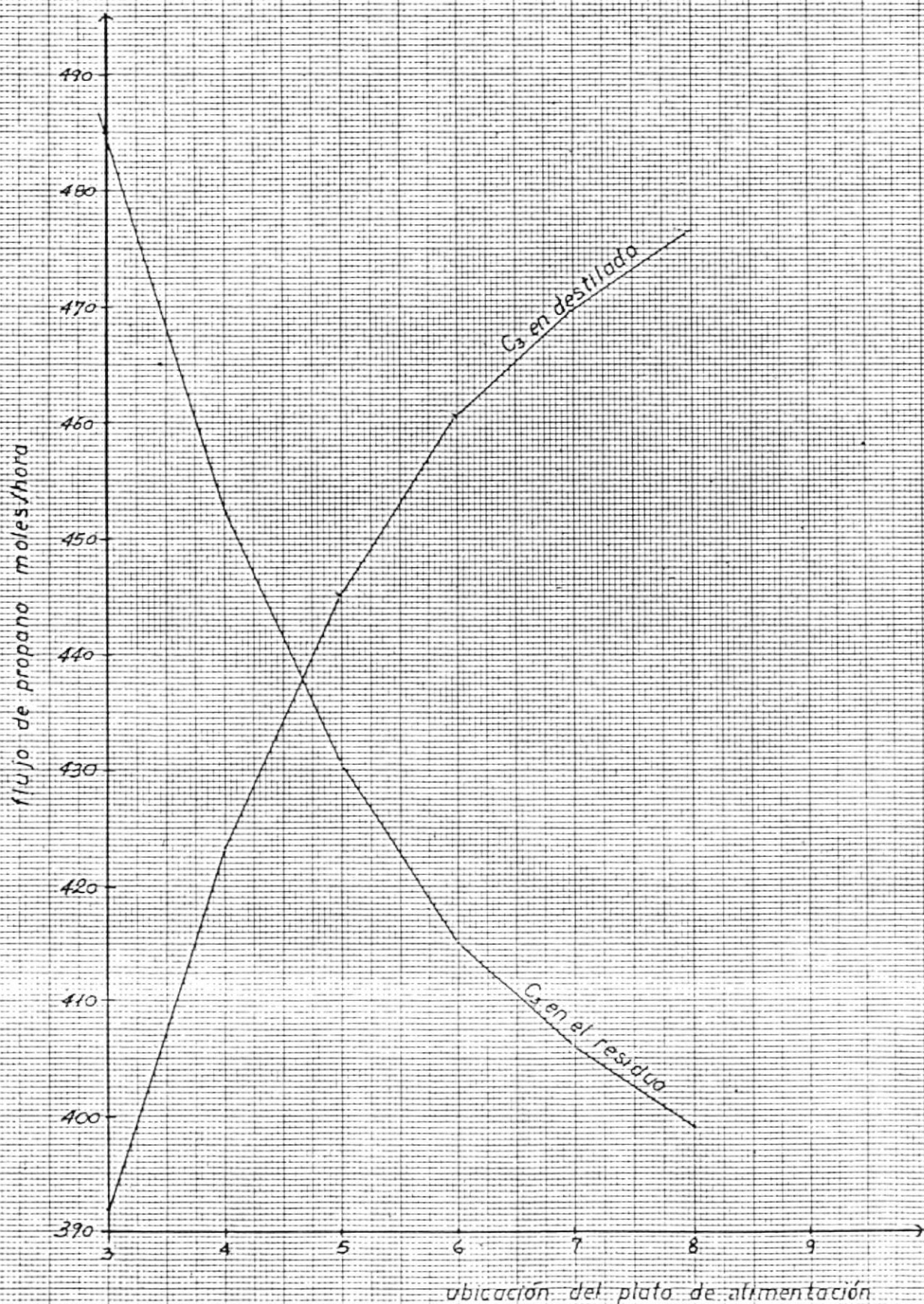


fig # 4.3.33.

CURVAS DE TEMPERATURA PARA EL DESPROPANIZADOR  
 condición de cambio Temperatura de alimentación:  
 METODO RIGUROSO

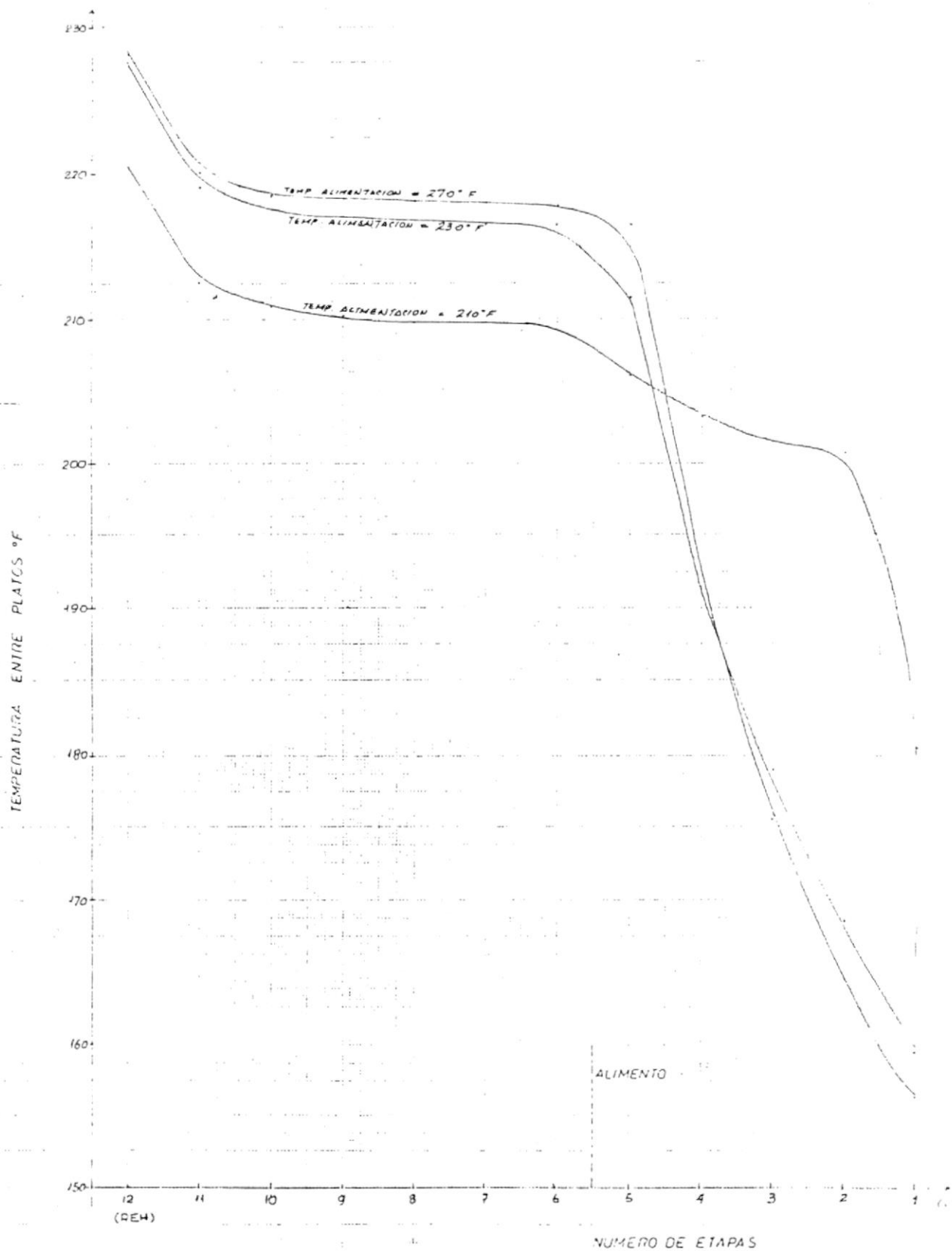


FIG # 4.33.4.

CURVAS DE TEMPERATURA PARA EL DESPROPANIZADO

condición de campo: Relación de reflujo

REFLUXO RIGUROSO

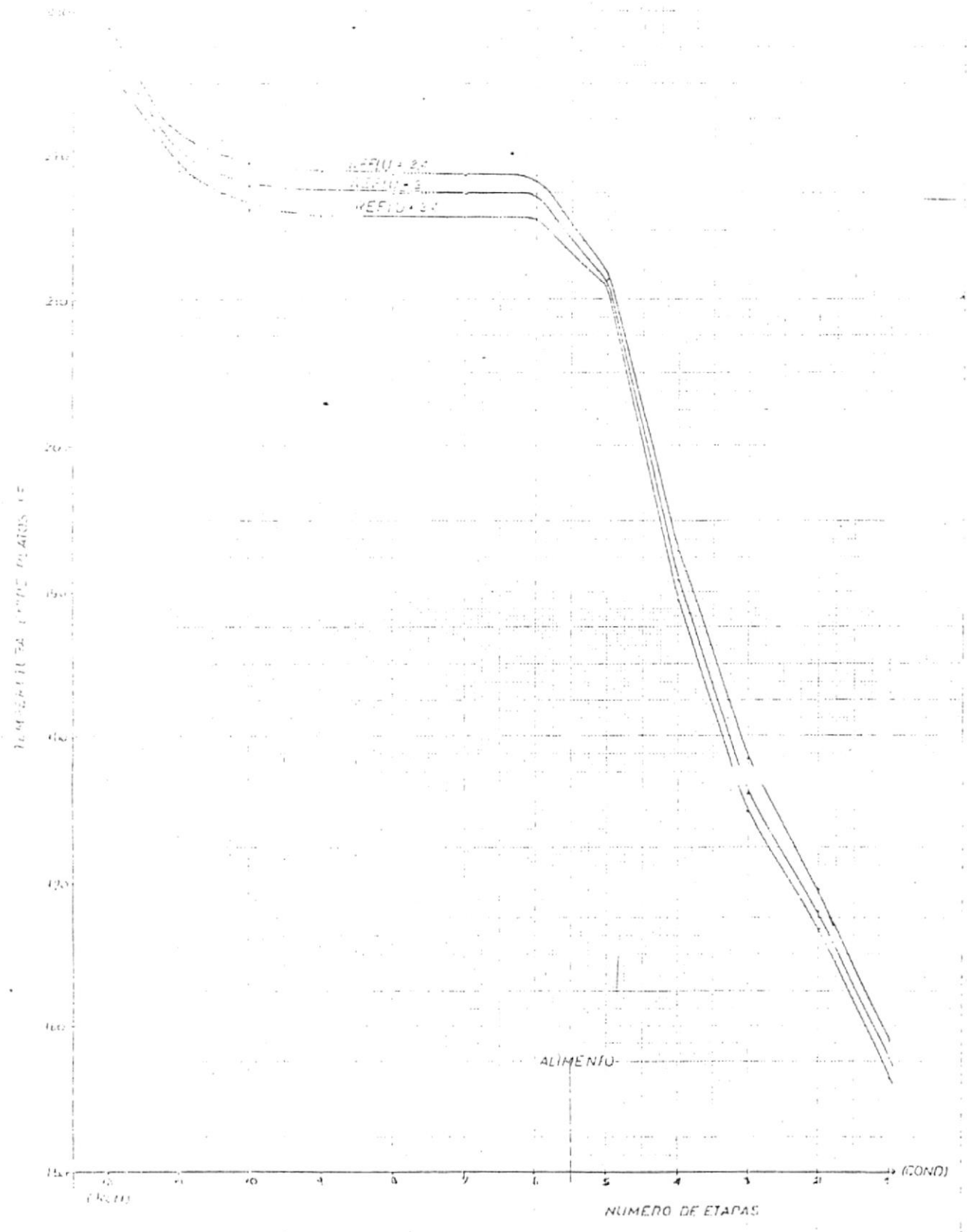


FIG. 4.3.5.

CURVAS DE TEMPERATURA PARA EL DESPROPANIZADOR  
condición de cambio Localización del plato de  
alimentación

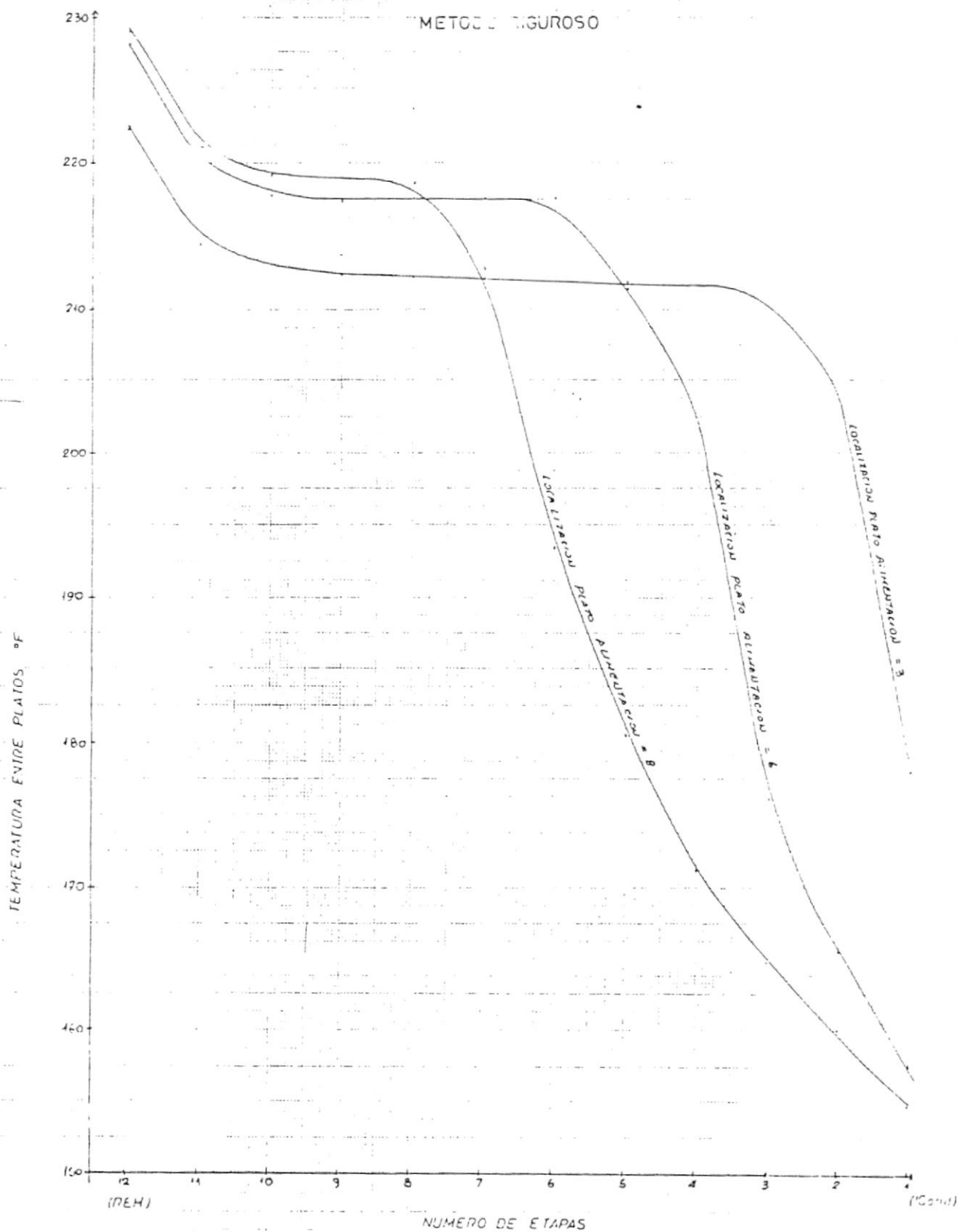


FIG #. 4 33 6.

CUADRO N° 31

RESULTADO DE ANALISIS POR DOS  
METODOS DE CALCULO

	METODO RIGUROSO	METODO APROXIMADO	
		E-MADDAX	GILLILAND
PLATOS TEORICOS	12	23	24
PLATOS REALES	30	35	37
EFICIENCIA (%)	40	65	
PLATO ALIMENTACION	15	12	13
PRESION TOPE (EPGA)	279,7	287,5	
PRESION FONDO (EPGA)	279,7	290,25	
PRESION CONVERGENCIA (PPGA)	3000	—	
TEMPERATURA TOPE VAPORES DE CABEZA (°F)	165,47	129	
TEMPERATURA ALIMENTACION (°F)	245	220	
TEMPERATURA FONDO (°F)	227,72	247	
REFLUJO	3	3,38	
ALIMENTACION (MOLES/HORA)	2199,83	2,199,662	
FLUJO DE VAPOR (V <sub>1</sub> ) (MOLES/HORA)	550	0	
REFLUJO (L <sub>1</sub> ) (MOLES/HORA)	1650	3,114,84	
FLUJO LIQ. LIQUIDO DEL DESTILADO (R <sub>1</sub> ) (MOLES/HORA)	0	921,452	
FLUJO LIQ. LIQUIDO DEL RESIDUO R <sub>2</sub> (NPD) (MOLES/HORA)	1650	1278,21	
CONDICION DE LA PUUMENTACION	BIFASICA	BIFASICA	
FLUJO DE VAPOR V (NPD) (MOLES/HORA)	395,99	3.382,10	
CARGA TERMICA CONDENSADOR MILLONES (BTU/HORA)	-11,08	-21,887	
CARGA TERMICA PRECALENTADOR MILLONES (BTU/HORA)	0	13,734	
CARGA TERMICA CALDERIN MILLONES (BTU/HORA)	3,33	10,105	

RESULTADOS DE CALCULO DE DISEÑO POR EL METODO APROXIMADO (KUFEM)

DESPROPANIZADOR	FLUJO DE ALIMENTACION. TEMPERATURA		FLUJO DE DESTILADO TEMPERATURA		FLUJO DE RESIDUO TEMPERATURA		VARIACION DEST./ALI.	VARIACION RES./ALIM.
	Moles/HR	Alimenta.	Moles/HR	% Desti.	Moles/HR	% Resid.	%	%
<b>1. COMPONENTES</b>								
Metano	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,00
Etano	27,35489	0,012435	27,35489	0,02969	0	0	100,00	0
Propano	876,14829	0,39828	864,35316	0,93803	11,79513	0,00923	98,65	1,35
Butano	264,39757	0,12019	22,83926	0,02479	241,55831	0,18898	8,64	91,36
N Butano	566,5882	0,25756	6,90045	0,00749	559,68776	0,43787	1,22	98,78
Pentano	188,10086	0,085507	0,00396	0	188,09690	0,14716	0,002	99,997
N Pentano	183,54282	0,083435	0,00086	0	183,54196	0,14359	0,00047	99,999
Hexano	93,53017	0,042517	2,6777x 10 <sup>-7</sup>	0	93,53017	0,07317	0	100,00
<b>T O T A L</b>	<b>2199,66281</b>	<b>0,999924</b>	<b>921,45258</b>	<b>1,0000</b>	<b>1278,21023</b>	<b>1,0000</b>		

PERFIL DE TEMPERATURA:

PLATO N°	GRADOS F.
1	124.16
2	128.00
3	136.25
4	154.16
5	179.58
6	201.88
7	216.25
8	222.08
9	225.42
10	227.50
11	228.96
12	230.58
13	232.08
14	233.75
15	235.21
16	236.67
17	238.33
18	239.79
19	241.17
20	242.58
21	244.08
22	245.42
23	247.00

REQUERIMIENTOS DE CALOR Y OTROS:

1. Calor Extraído por Condensador:	21,887,905.69	BTU/HR.
2. Calor Agregado por Rehevidor:	10,105,557.73	U/HR.
3. Calor Agregado por Precalentador:	13,738,657.19	U/HR.
4. Alimentacion:	2,199.66281	Moles/HR.
5. Producto de Tope:	4,036.315	Moles/HR.
6. Producto de Fondo:	2,670.24630	Moles/HR.
7. Reflujo Liquido:	3,114.8035	Moles/HR.
8. Reflujo Vapor:	1,392.03607	Moles/HR.
9. Residuo:	1,778.21023	Moles/HR.
10. Destilado:	921.45258	Moles/HR.



DESPROPANIZADOR  
CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA

CUADRO N° 3.3

RESULTADOS DE ANALISIS POR EL METODO RIGUROSO

DESPROPANIZADOR	FLUJO DE ALIMENTACION		FLUJO DE DESTILADO		FLUJO DE RESIDUO		VARIACION	VARIACION
	TEMPERATURA= 217.50 F.		TEMPERATURA= 157.45 F.		TEMPERATURA= 227.72 F.		DEST./ALIMEN.	RES./ALIMEN
	MOLES/HR	ALIMENTACION	MOLES/HR	DESTILADO	MOLES/HR	RESIDUO	Δ	Δ
1. COMPONENTES								
Metano	0.00	0.00000000	0.00	0.00000000	0.00	0.00000000	0.00%	0.00%
Etano	27.35	0.01243500	26.15	0.04754500	1.21	0.00073050	95.60%	4.41%
Propano	876.08	0.39828000	460.86	0.83793000	415.25	0.25169000	52.60%	47.40%
I Butano	264.38	0.12019000	47.87	0.08705500	216.51	0.13123000	18.11%	81.89%
N Butano	566.54	0.25756000	13.58	0.02469400	552.94	0.33515000	2.40%	97.60%
I Pentano	185.09	0.08550700	0.12	0.00021456	187.97	0.11393000	0.06%	99.94%
N Pentano	183.53	0.08343500	0.04	0.00005144	183.48	0.11121000	0.02%	99.97%
Hexano	93.52	0.04251700	0.00	0.00000055	93.52	0.05688500	0.00%	100.00%
TOTAL DE FLUJO	2,199.49	0.99992400	548.63	0.99751055	1,650.86	1.00062550		
2. CORRIENTES DE LA TORRE								
Flujo Lateral de Vapor	---	---	0.00	0.00000000	0.00	0.00000000	---	---
Flujo Lateral de Liquido	---	---	0.00	0.00000000	1,650.86	0.750564	---	---

PERFIL DE TEMPERATURA:

PLATA N°	GRADOS F.
1	157.45
2	164.47
3	176.24
4	190.93
5	211.56
6	217.50
7	217.59
8	217.69
9	217.85
10	218.27
11	219.81
12	227.72

REQUERIMIENTOS DE CALOR Y OTROS:

1. Calor Extraido por Condensador:	-11.06	BTU/HR
2. Calor Asegado al Reevaporador:	3.33	BTU/HR
3. Alimentacion:	2,199.49	MOLES/HR.
4. Producto de Topo:	548.63	MOLES/HR.
5. Producto de Fondo:	1650.86	MOLES/HR.
6. Convergencia alcanzada a las:	11	Iteraciones
7. Sumatoria de los Delta T:	0.23757	

CUADRO N°4.3.1.1

## ANALISIS DE UNA UNIDAD DEPROPANIZADORA

## COMPOSICION DE LA ALIMENTACION

COMPONENTE	FRACCION MOLAR
C <sub>2</sub> (ETANO)	0,012435
C <sub>3</sub> (PROPANO)	0,39828
IC <sub>4</sub> (ISOBUTANO)	0,12019
NC <sub>4</sub> (N-BUTANO)	0,25756
IC <sub>5</sub> (ISOPENTANO)	0,085507
NC <sub>5</sub> (N-PENTANO)	0,083435
C <sub>6</sub> (N-HEXANO)	0,042517
	0,999924

- a. Alimentación (F) = 2199,662 moles/hora
- b. Temperatura de la Alimentación = 220°F
- c. Fracción de Vapor en la Alimentación = 0,8264
- d. Fracción de Líquido en la Alimentación = 0,1736
- e. Presión de la Alimentación = 288,5 lpc

## CUADRO N°4.3.1.2

ESPECIFICACION DE LOS COMPONENTES CLAVES

El destilado tiene 2,5% en volumen de Isobutano

El Residuo tiene 1% en volumen de Propano

## DISTRIBUCION DE LOS DEMAS COMPONENTES (BALANCE DE MASA)

COMPOSICION	$Z_i$	ALIMENTACION.	DESTILADO	RESIDUO
$C_2$	0,012435	1,2435	1,2435	0
$C_3$	0,39828	39,828	$39,828 - x$	$x$
I $C_4$	0,12019	12,019	$y$	$12,019 - y$
N $C_4$	0,25756	25,756		25,756
$C_5$	0,085507	8,5507		8,5507
$C_5$	0,083435	8,3435		8,3435
$C_6$	0,042517	4,2517		4,2517
	0,999924	99,9924	$41,0715 + y - x$	$58,9209 + x - y$

CUADRO N°4.3.1.3  
DISTRIBUCION DE LOS COMPONENTES A REFLUJO TOTAL

COMPONENTE	ALIMENTACION		DESTILADO		RESIDUO	
	Moles	% molar	Moles	% molar	Moles	% molar
C <sub>2</sub>	1,2435	0,012435	1,2435	0,02995	0,00	0,00
C <sub>3</sub>	39,828	0,39828	39,24332	0,94505	0,58468	0,01
I C <sub>4</sub>	12,019	0,12019	1,03813	0,02500	10,98087	0,18781
N C <sub>4</sub>	25,756	0,25756			25,756	0,44052
I C <sub>5</sub>	8,5507	0,085507			8,5507	0,14625
N C <sub>5</sub>	8,3435	0,083435			8,3435	0,1427
C <sub>6</sub>	4,2517	0,042517			4,2517	0,07272
	99,9924	0,999924	41,52495	1,000	58,46745	1,000

CUADRO N°4.3.1.4  
FRACCIONES MOLARES Y CORRIENTES DE ALIMENTACION, ENTRADA Y SALIDA

COMPONENTE	FRACCIONES MOLARES DE			CORRIENTES DE		
	Alimentación	Destilado	Resíduo	Alimentación	Destilado	Resíduo
C <sub>2</sub>	0,012435	0,02995		27,35489	27,35868	
LK C <sub>3</sub>	0,39828	0,94505	0,0100	876,14829	863,28267	12,86185
HK IC <sub>4</sub>	0,12019	0,02500	0,18781	264,39757	22,83696	241,55831
NC <sub>4</sub>	0,25756		0,44052	566,58821		566,5900
IC <sub>5</sub>	0,085507		0,14625	188,10086		188,10448
NC <sub>5</sub>	0,083435		0,14270	183,54282		183,53853
C <sub>6</sub>	0,042517		0,07272	93,53017		93,53134
	0,999924	1.0000	1,0000	2199,66281	913,47831	1286,18451

CUADRO N°4.3.1.5  
CALCULO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA DEL DESTILADO

COMPONENTE	$X_i$	$K_i$	$T=124^\circ F$ $Y_i = X_i K_i$
$C_2$	0,02995	2,52	0,07547
$C_3$	0,94505	0,970	0,9167
$1C_4$	0,0250	0,492	0,01230
	1,000		1,00447

CUADRO N°4.3.1.6  
CALCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO DEL DESTILADO

COMPONENTE	$Y_i$	$T = 128^\circ F$	
		$K_i$	$X_i = Y_i / K_i$
$C_2$	0,02995	2,59	0,01156
$C_3$	0,94505	1,00	0,94505
$1C_4$	0,0250	0,51	0,04902



UNIVERSIDAD NACIONAL DE TUCUMÁN

CUADRO N°4.3.1.7  
CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FONDO DE LA TORRE

COMPONENTE	$X_i$	T = 247°F	
		$K_i$	$Y_i = X_i K_i$
C <sub>3</sub>	0,0100	2,37	0,0237
IC <sub>4</sub>	0,18781	1,39	0,26106
NC <sub>4</sub>	0,44052	1,16	0,51100
IC <sub>5</sub>	0,14625	0,68	0,09945
NC <sub>5</sub>	0,14270	0,60	0,08562
C <sub>6</sub>	0,07272	0,32	0,02327
	1,00000		1,00410

CUADRO N°4.3.1.8  
CALCULO DE LA TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION

COMPONENTE	$Z_i$	T = 220°F	
		$K_i$	$H = \frac{Z_i}{(K_i - 1) V + 1}$
C <sub>2</sub>	0,012435	4,7	0,00306
C <sub>3</sub>	0,39828	2,0	0,21807
IC <sub>4</sub>	0,12019	1,15	0,10693
NC <sub>4</sub>	0,25756	0,96	0,26636
IC <sub>5</sub>	0,085507	0,53	0,13981
NC <sub>5</sub>	0,083435	0,46	0,15067
C <sub>6</sub>	0,042517	0,232	0,11638
	0,999924		1,00130

CUADRO N°4.3.1.9  
 CONSTANTES DE EQUILIBRIO Y VOLATILIDAD RELATIVA

COMPONENTES	CORRIENTE DE TOPE		CORRIENTE DE ALIMENTACION		CORRIENTE DE FONDO		VOLATILIDAD PROMEDIO
	Ki	i	Ki	i	Ki	i	
C <sub>2</sub>	2,59	5,078	4,7	4,087			4,583
C <sub>3</sub>	1	1,961	2,0	1,739	2,37	1,705	1,802
IC <sub>4</sub>	0,51	1,00	1,15	1,00	1,39	1	1
NC <sub>4</sub>			0,96	0,835	1,16	0,835	0,835
IC <sub>5</sub>			0,53	0,461	0,68	0,489	0,475
NC <sub>5</sub>			0,46	0,400	0,60	0,432	0,416
C <sub>6</sub>			0,232	0,202	0,32	0,230	0,216

CUADRO N°4.3.1.10

COMPOSICION MOLAR DE LOS PRODUCTOS DE TOPE Y FONDO USANDO LA ECUACION DE GEDDES

COMPONENTES	$Z_i = X_i$	$i$	$i$	$d_i$ moles/hr	$b_i$ moles/hr	FRACCION MO LAR DESTILA DA.	FRACCION MO LAR RESIDUO.
$C_2$	0,012435	27,35489	4,583	27,35489	0	0,02964	
LK $C_3$	0,39828	876,14829	1,802	864,35316	11,79513	0,93803	0,00923
HK $1C_4$	0,12019	264,39757	1,00	22,83926	241,55831	0,02479	0,18898
$NC_4$	0,25756	566,58821	0,835	6,90045	559,68776	0,00749	0,43787
$1C_5$	0,085507	188,10086	0,475	0,00396	188,09690	$(4,297 \times 10^{-6})$	0,14716
$HC_5$	0,083435	183,54282	0,416	0,00086	183,54196	$9,333 \times 10^{-7}$	0,14359
$C_6$	0,042517	93,53017	0,216	$2,6777 \times 10^{-7}$	93,53017		0,07317
	0,999924	2199,66281		921,45258	1278,21023	1,00000	1,00000

CUADRO N°4.3.1.11  
VALORES PARA OBTENER EL NUMERO DE PLATOS TEORICOS EN FUNCION  
DE LA RELACION DE REFLUJO

REFLU = $R_{min}$	REFLU	$(REFLU - R_{min}) / (REFLU + 1)$	$(N - N_{min}) / (N + 1)$	N
1,025 $R_{min}$	2,89	0,02000	0,63	32,24
1,065 $R_{min}$	3	0,04577	0,61	30,53
1,419 $R_{min}$	4	0,23661	0,42	20,20
1,774 $R_{min}$	5	0,36384	0,34	17,63
3,549 $R_{min}$	10	0,65301	0,1505	13,48
7,099 $R_{min}$	20	0,81824	0,08	12,37

CUADRO N°4.3.2.1  
 CALCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO DE LA ALIMENTACION

COMPONENTE	$Z_i = Y_i$	P = 288,5 lpc T = 231°F	
		$K_i$	$X_i = Y_i/K_i$
ETANO	0,012435	5	0,00249
PROPANO	0,39828	2,15	0,18525
I-BUTANO	0,12019	1,15	0,09615
N-BUTANO	0,25756	1,03	0,25006
I-PENTAN	0,085507	0,59	0,14493
N-PENTAN	0,083435	0,51	0,16360
HEXANO	0,042517	0,265	0,16044
	1,00000		1,00292

CUADRO N°4.3.2.2  
 CALCULO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJEO DE LA ALIMENTACION

COMPONENTE	$Z_i = X_i$	P = 288,5 lpcá T= 180°F	
		$K_i$	$X_i K_i$
ETANO	0,012435	3,7	0,04601
PROPANO	0,39828	1,55	0,61733
I-BUTANO	0,12019	0,85	0,10216
N-BUTANO	0,25756	0,68	0,17514
I-PENTAN	0,085507	0,35	0,02993
N-PENTAN	0,083435	0,30	0,02503
HEXANO	0,042517	0,14	0,00595
	1,00000		1,00155

CUADRO N<sup>o</sup>4.3.2.3  
 CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO DEL RESIDUO

COMPONENTE	Y <sub>i</sub>	P = 290,25 lpcá T = 273°F	
		K <sub>i</sub>	X <sub>i</sub> = Y <sub>i</sub> /K <sub>i</sub>
PROPANO	0,0100	2,68	0,00373
I-BUTANO	0,18781	1,58	0,11887
N-BUTANO	0,44052	1,35	0,32631
I-PENTAN	0,14625	0,82	0,17835
N-PENTAN	0,14270	0,75	0,19027
HEXANO	0,07272	0,40	0,18180
	1,00000		0,99933

CUADRO N°4.3.2.4

CALCULO DE LA ENTALPIA DE LIQUIDO SATURADO A LA SALIDAD DEL CONDENSADOR

COMPONENTE	FRACC. MOLAR $Z_i = X_i$	PESO MOLE CULAR.	$h_D$ 124°F (BTU/LB)	$h_D \cdot X_i$ (BTU/LB MOL)
ETANO	0,02995	30,1	250	225,37
PROPANO	0,94505	44,1	186,8	7785,21
I-BUTANO	0,025	58,1	169,14	245,675
	1,0000			8256,26

CUADRO N°4. 3.2.5

CALCULO DE LA ENTALPIA DEL VAPOR SATURADO EN EL TOPE DE LA TORRE

COMPONENTE	FRACC. MOLAR $Z_i = X_i$	PESO MOLE CULAR.	$H_{TT}$ 128°F (BTU/Lb)	$H_{TT} \cdot Y_i$ (BTU/LB MOL)
ETANO	0,02995	30,1	335	302,00
PROPANO	0,94505	44,1	310,6	12944,78
I-BUTANO	0,025	58,1	297,62	432,29
	1,000			13679,07

CUADRO N°4.3.2.6  
 CALCULO DE LA ENTALPIA DE LIQUIDO SATURADO DE LA CORRIENTE DE  
 ALIMENTACION

COMPONENTE	FRACC. MOLAR $Z_i = X_i$	PESO MOLE- CULAR.	$h_F$ $T=180^\circ F$ (BTU/LB MOL)	$h_F = X_i h_F$ (BTU/LB MOL)
ETANO	0,012435	30,1	275	102,93071
PROPANO	0,39828	44,1	235	4127,5748
I-BUTANO	0,12019	58,1	204,5	1428,03148
N-BUTANO	0,25756	58,1	211	3157,45380
I-PENTAN	0,085507	72,1	198,80	1225,61287
N-PENTAN	0,083435	72,1	202,00	1215,16403
HEXANO	0,042517	86,2	194,50	712,83577
	0,999924			11969,60344

CUADRO N°4.3.2.7

CALCULO DE LA ENTALPIA DEL VAPOR SATURADO DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION

COMPONENTE	FRACC. MOLAR $Z_i = Y_i$	PESO MOLE- CULAR:	$H_{VF}$ $T=231^{\circ}F$ (BTU/LB)	$H_{VF} = Y_i H_{VF}$ (BTU/LB MOL)
ETANO	0,012435	30,1	387,00	144,85
PROPANO	0,39828	44,1	362,00	6358,22
I-BUTANO	0,12019	58,1	326,00	2276,4707
N-BUTANO	0,25756	58,1	346,20	5180,6185
I-PENTAN	0,085507	72,1	342,40	2110,9147
N-PENTAN	0,083435	72,1	357,40	2149,9981
HEXANO	0,042517	86,2	356,45	1306,3769
	0,999924			19527,452

CUADRO N°4.3.2.8

CALCULO DE LA ENTALPIA DEL LIQUIDO SATURADO A LA SALIDA DEL CALDERIN

COMPONENTE	FRACC. MOLAR $Z_i = X_i$	PESO MOLE CULAR.	$h_B$ T= 247°F (BTU/LB)	$h_g = \sum X_i h_B$ (BTU/LB)
PROPANO	0,0100	44,1	303	133,623
I-BUTANO	0,18781	58,1	255,10	2783,5902
N-BUTANO	0,44052	58,1	260,0	6654,49512
I-PENTAN	0,14625	72,1	243,02	2562,554
N-PENTAN	0,14270	72,1	247,90	2550,561
HEXANO	0,07272	86,2	238,05	1492,2078
	1,00000			16177,03227

CUADRO N°4.3.2.9  
 CALCULO DE LA ENTALPIA DEL VAPOR SATURADO A LA SALIDA DEL  
 CALDERIN

COMPONENTE	FRACC. MOLAR $Z_i = Y_i$	PESO MOLE- CULAR.	$H_g$ $T=273^\circ F$ (BTU/LB)	$H_g = Y_i H_B$ (BTU/LB MOL)
PROPANO	0,0100	44,1	385	169,785
I-BUTANO	0,18781	58,1	353,00	3851,85163
N-BUTANO	0,44052	58,1	370,00	9469,85844
I-PENTAN	0,14625	72,1	357,82	3773,077
N-PENTAN	0,14270	72,1	371,90	3826,356
HEXANO	0,07272	86,2	374,20	2345,659
	1.00000			23436,58839

## PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES DE LA COLUMNA

CORRIENTE DE	TEMPERATURA (°F)	PRESIÓN (lpsca)	ESTADO	ENTALPIA DE LA CORRIENTE (btu/lb)	LOCALIZACION
$h_0 = h_1$ DESTILADO 971,452 MOL/H	124	285	LIQUIDO SATURADO	8.256,26	SALIDA DEL CONDENSADOR
$H_{11}$ TOPE 4036,266 MOL/H	128	287,5	VAPOR SATURADO	13.679,07	TOPE DE LA TORRE
$h_F$ ALIMENTACION ANTES DEL PRE CALENTADOR 2199,662 MOL/H	180	288,5	LIQUIDO SATURADO	11,969.6034	ANTES DEL PRECALENTA- DOR
$H_{VF}$ ALIMENTACION A LA SALIDA DEL PRECALEN- TADOR 2199,662 MOL/H	231	288,5	VAPOR SATURADO	19.527,446	SALIDA DEL PRECALEN- TADOR
$h_B$ RESIDUO 1278,21023 MOL/H	247	290,25	LIQUIDO SATURADO	16.177,03192	SALIDA DEL CALDERIN
$H_B$ REFLUJO DEL CALDERIN 3382,106 MOL/H	273	290,25	VAPOR SATURADO	23436,58357	SALIDA DEL CALDERIN
$H_{FF}$ BIFASICA DE ALIMENTACION 2199,662 MOL/H	220	288,5	BIFASICA V = 82,4%	18.215,40446	ENTRADA DE LA COLUMNA

CUADRO N° 4.3.2.10

CUADRO N°4.3.3.1

CUADRO COMPARATIVO DE RECOBRO DE PROPANO REFERIDO A LA TEMPERATURA DE ALIMENTACION

TEMPERATURA DE ALIMENTACION °F	RECOBRO DE PROPANO DESTILADO MOLES/Hr.	RECOBRO DE PROPANO-RESIDUO MOLES/Hr	PORCENTAJE DE PROPANO DESTILADO.	PORCENTAJE DE PROPANO RESIDUO.
205	330,17	545,91	60,031	33,089
210	373,01	503,08	67,820	30,493
212	378,05	489,04	70,372	29,642
215	405,06	471,04	73,647	28,551
230	449,67	426,43	81,758	25,847
245	460,86	415,25	83,792	25,169
260	464,29	411,81	84,416	24,961
275	465,26	410,84	84,593	24,902

CUADRO N° 4.3.3.2

CUADRO COMPARATIVO DE RECOBRO DE PROPANO REFERIDO A LA RELACION DE REFLUJO

REFLUJO	RECOBRO DE PROPANO EN EL DESTILADO.	RECOBRO DE PROPANO EN EL RESIDUO.	PORCENTAJE DE PROPANO EN EL DESTILADO. D/A	PORCENTAJE DE PROPANO EN EL RESIDUO. B/A
2,4	480,65	395,46	54,86	45,14
2,6	474,05	402,06	54,11	45,89
2,8	467,45	408,66	53,36	46,65
3,0	460,86	415,25	52,60	47,40
3,2	454,31	421,80	51,86	48,14
3,4	447,78	428,31	51,11	48,89

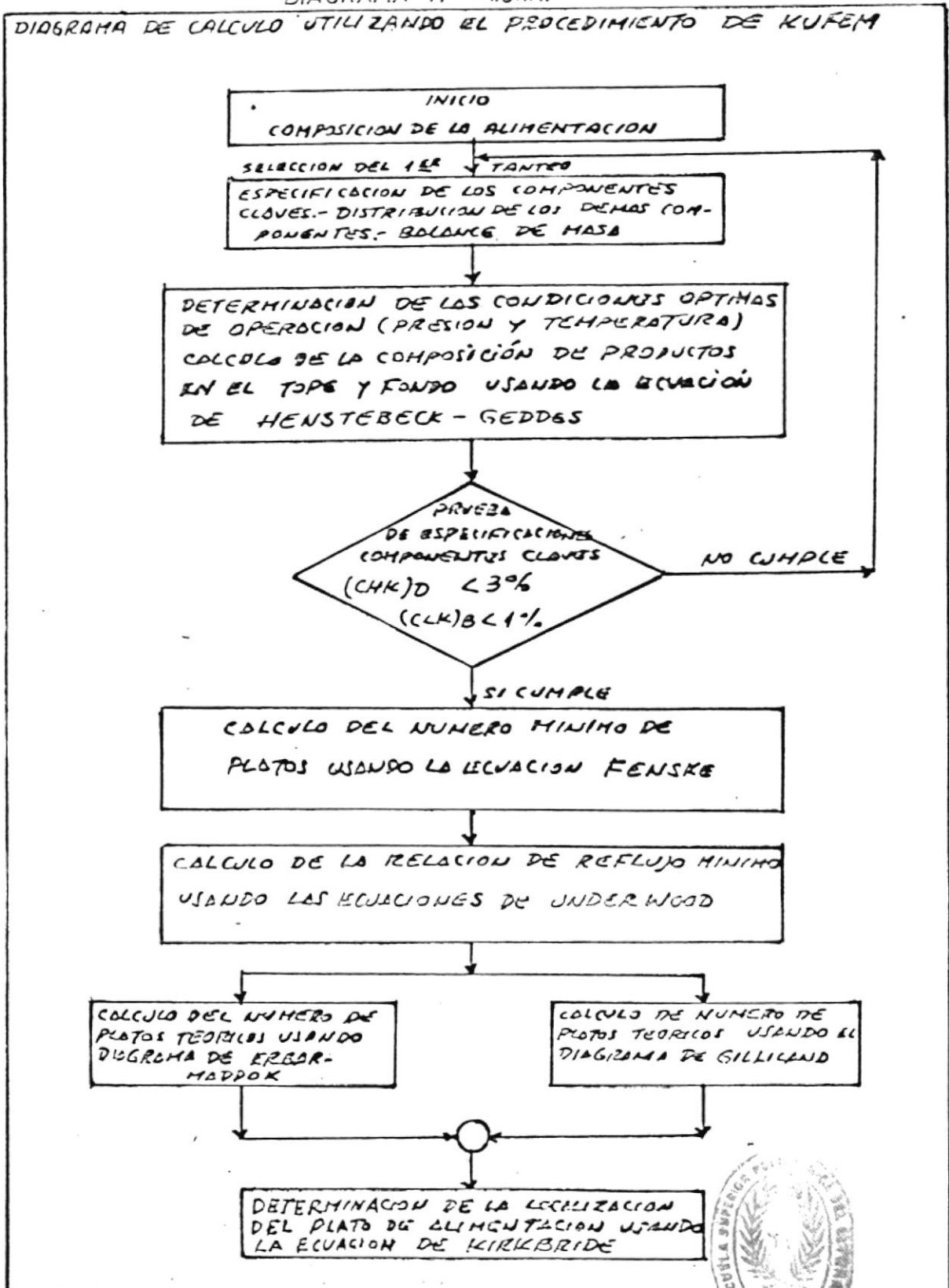
CUADRO N° 4.3.3.3

CUADRO COMPARATIVO DE RECOBRO DE PROPANO REFERIDO A LA LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION

LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION	RECOBRO DE PROPANO - DESTILADO MOLES/Hr.	RECOBRO DE PROPANO RESIDUO. MOLES/Hr.	PORCENTAJE DE PROPANO EN EL DESTILADO.	PORCENTAJE DE PROPANO EN EL RESIDUO.
3	391,51	484,59	44,69	55,31
4	423,55	452,55	48,35	51,60
5	445,43	430,67	50,84	49,16
6	460,86	415,25	52,60	47,40
7	469,94	406,17	53,64	46,36
8	477,04	399,06	54,45	45,55

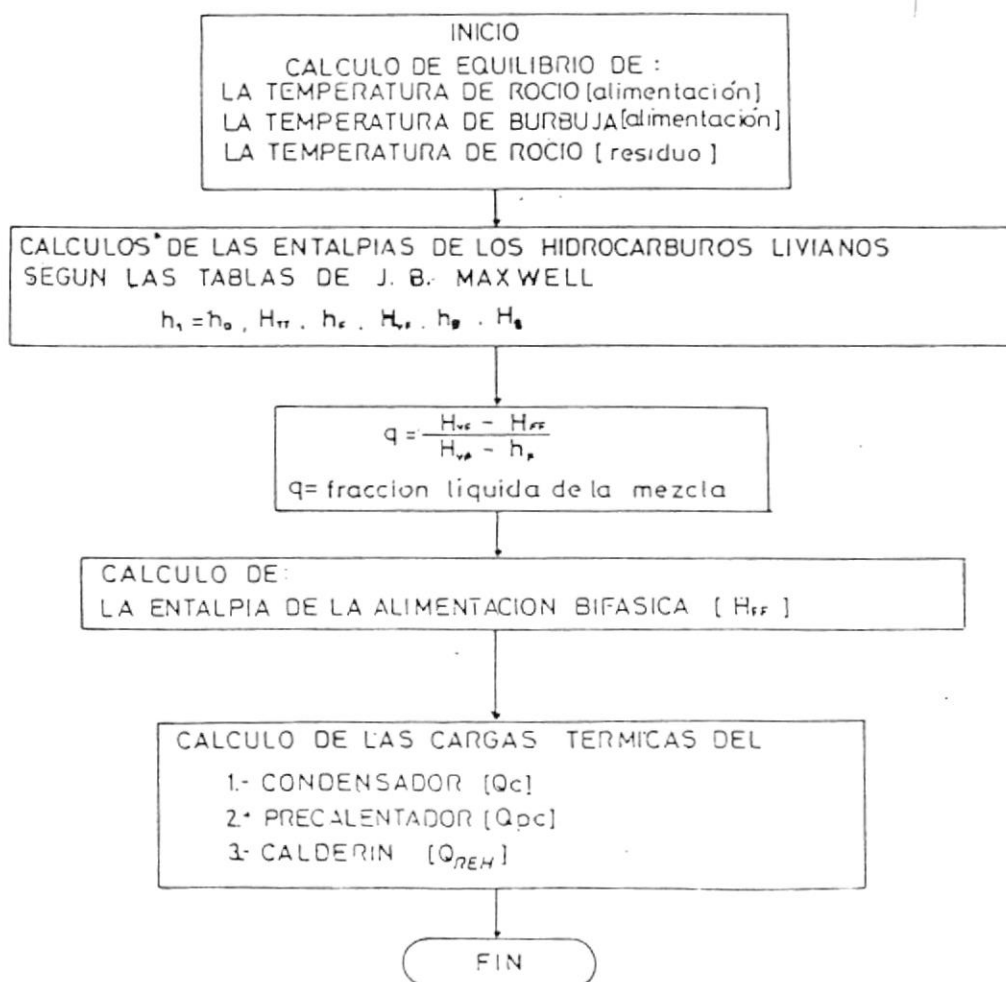
## DIAGRAMA N° 4.3.1.1.

DIAGRAMA DE CALCULO UTILIZANDO EL PROCEDIMIENTO DE KUFEM



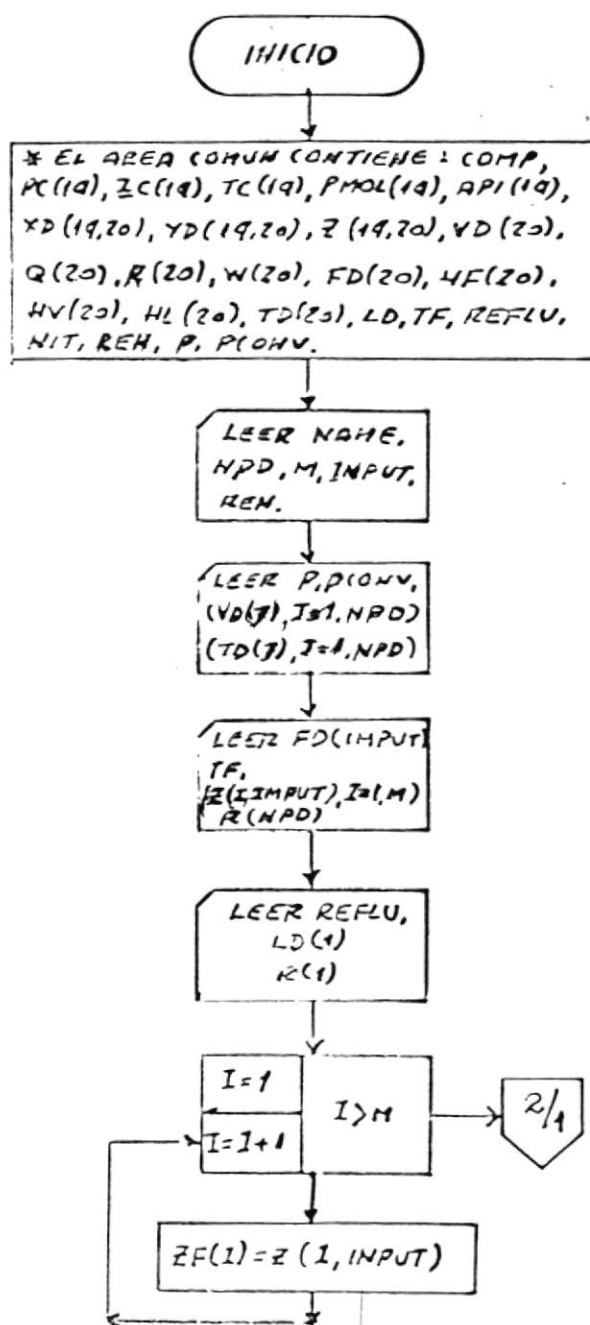
BIBLIOTECA

DIAGRAMA DE CALCULO DE LAS CARGAS TERMICAS DE  
LOS EQUIPOS DE TRANSFERENCIA



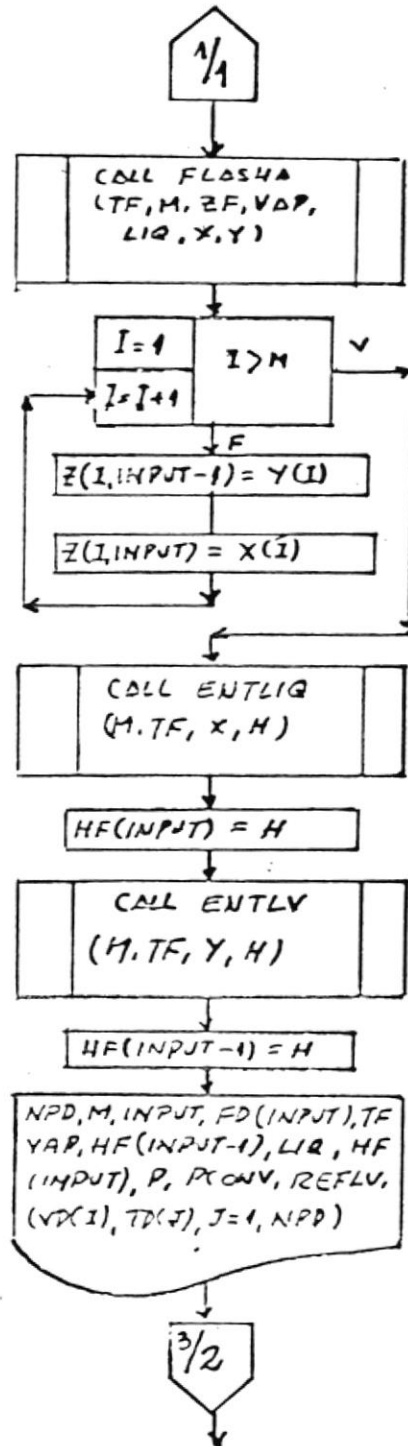
## DIAGRAMA N° 4.3.3.1.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA PRINCIPAL (MAIN) Hoja 1



## DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA PRINCIPAL (MAIN)

Hyo 2



## DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA PRINCIPAL (MAIN)

Hoja 3

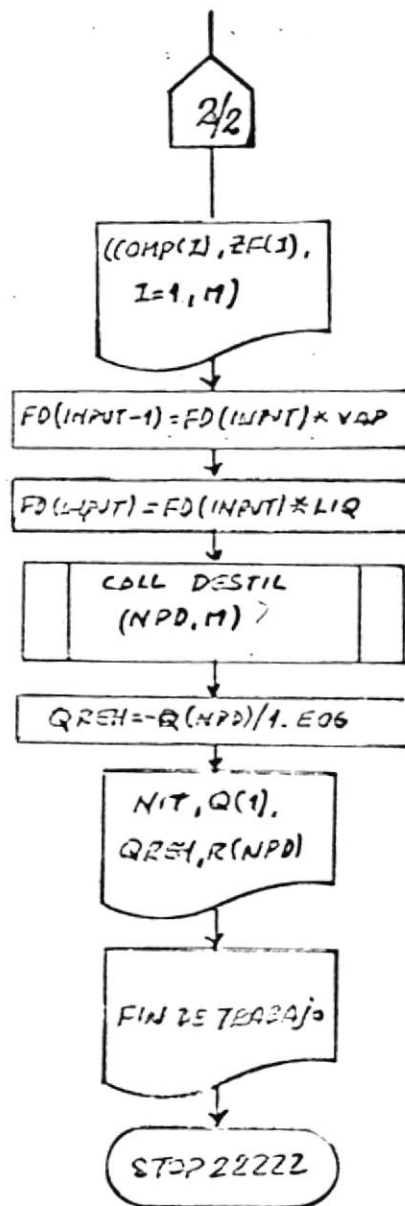


DIAGRAMA N° 4.3.3.1.1.

## DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA DATAK

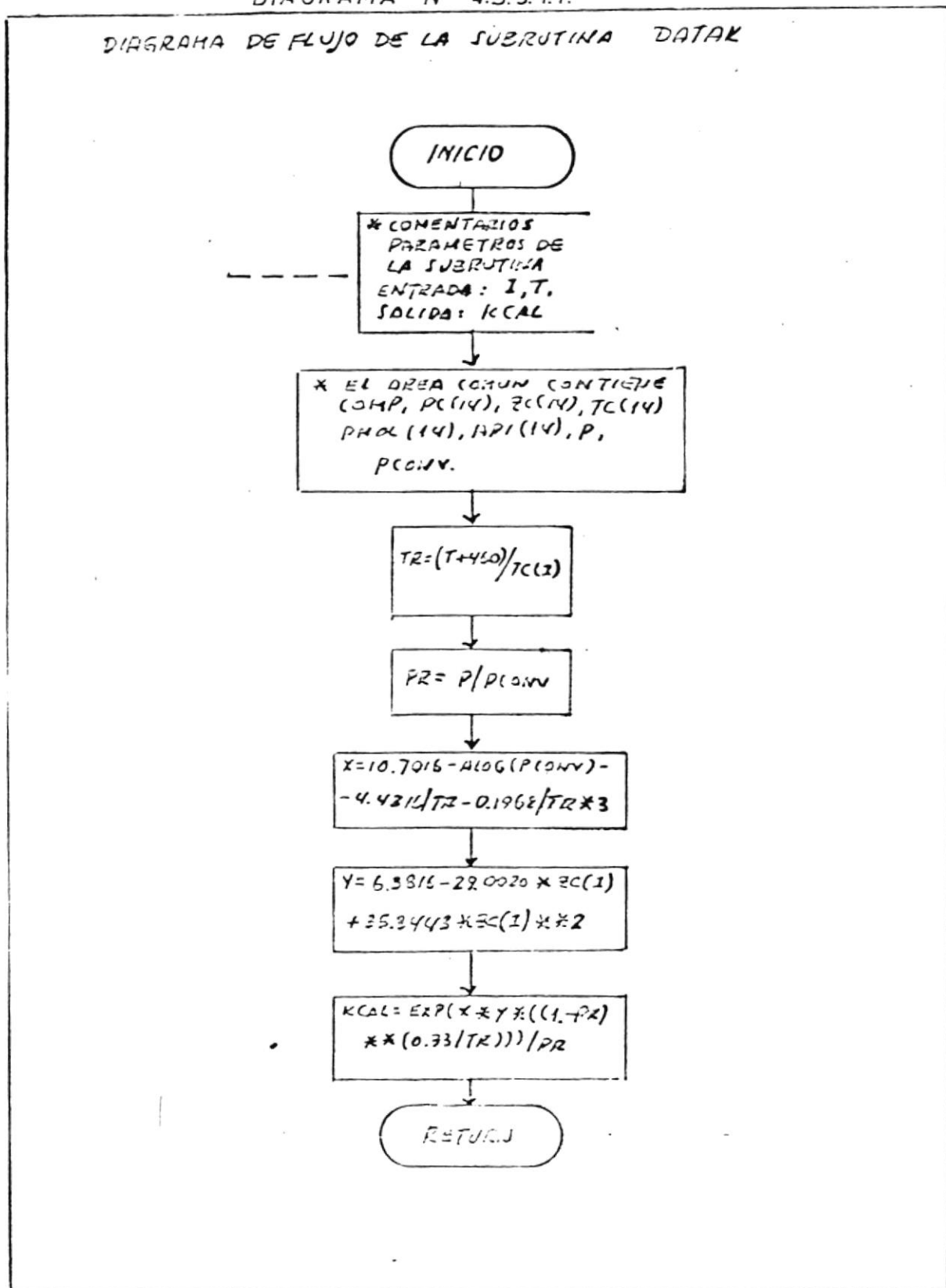


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA ENTLDQ

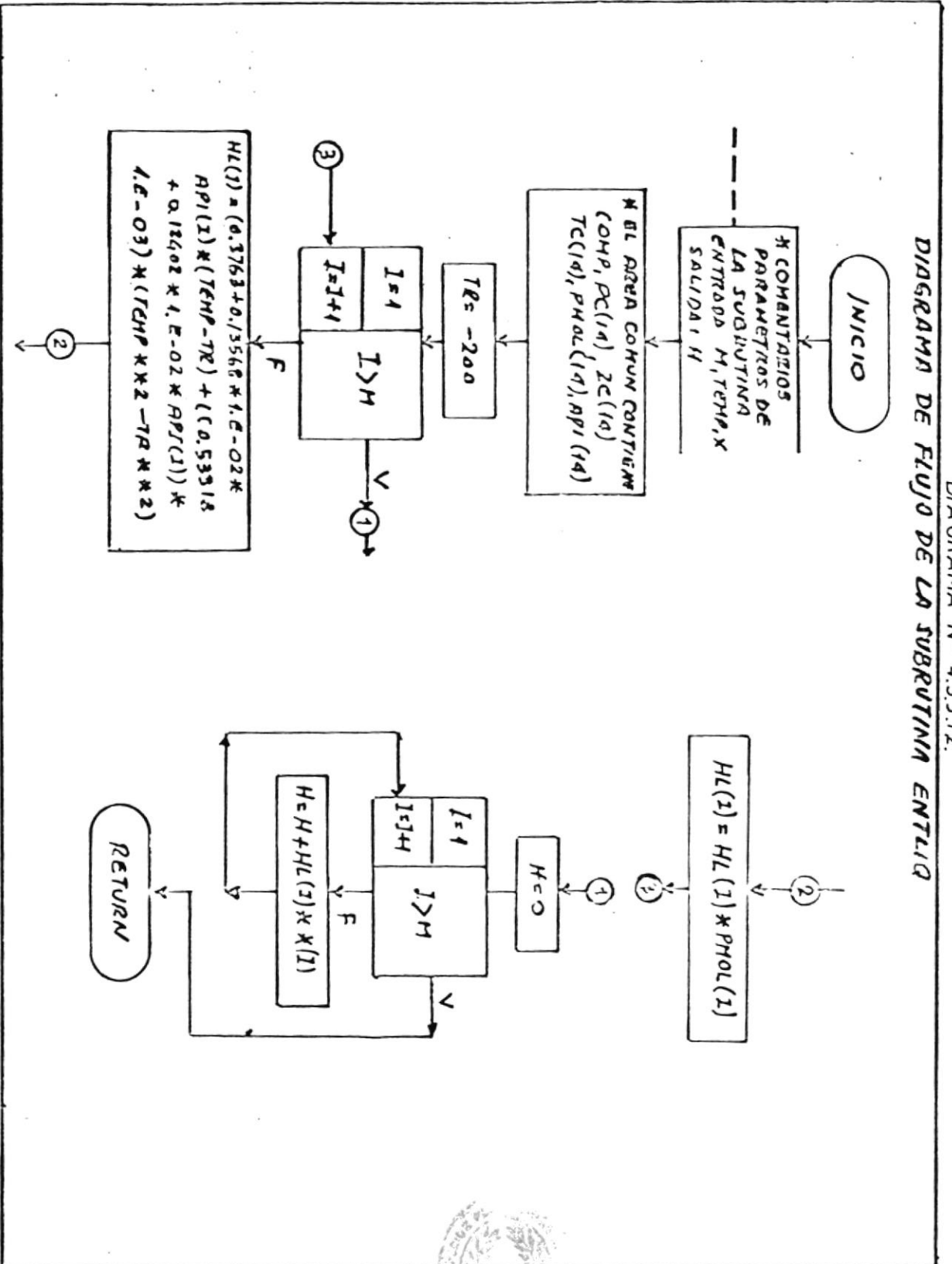


DIAGRAMA N° 4.3.3.1.3.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA ENTV

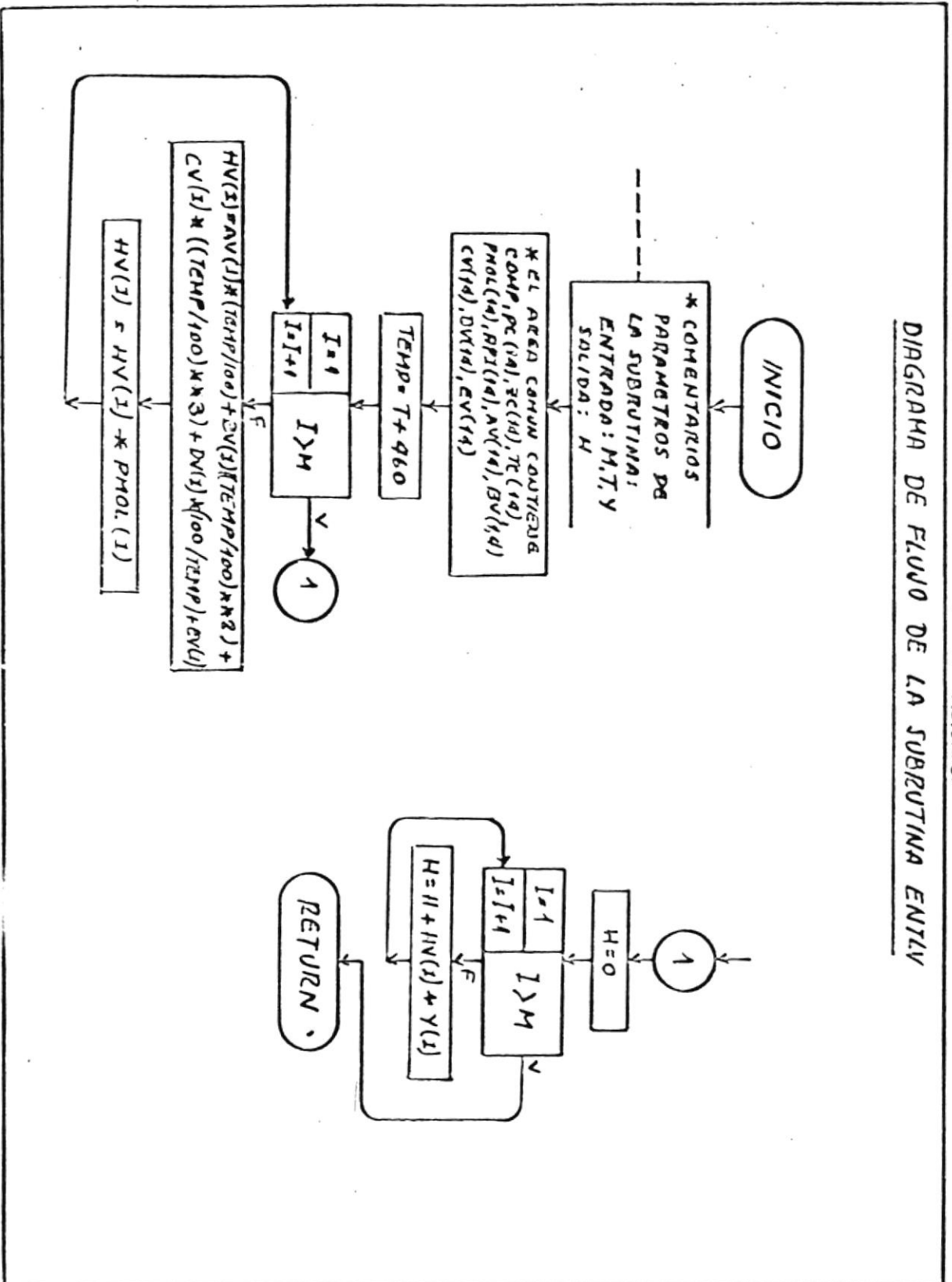
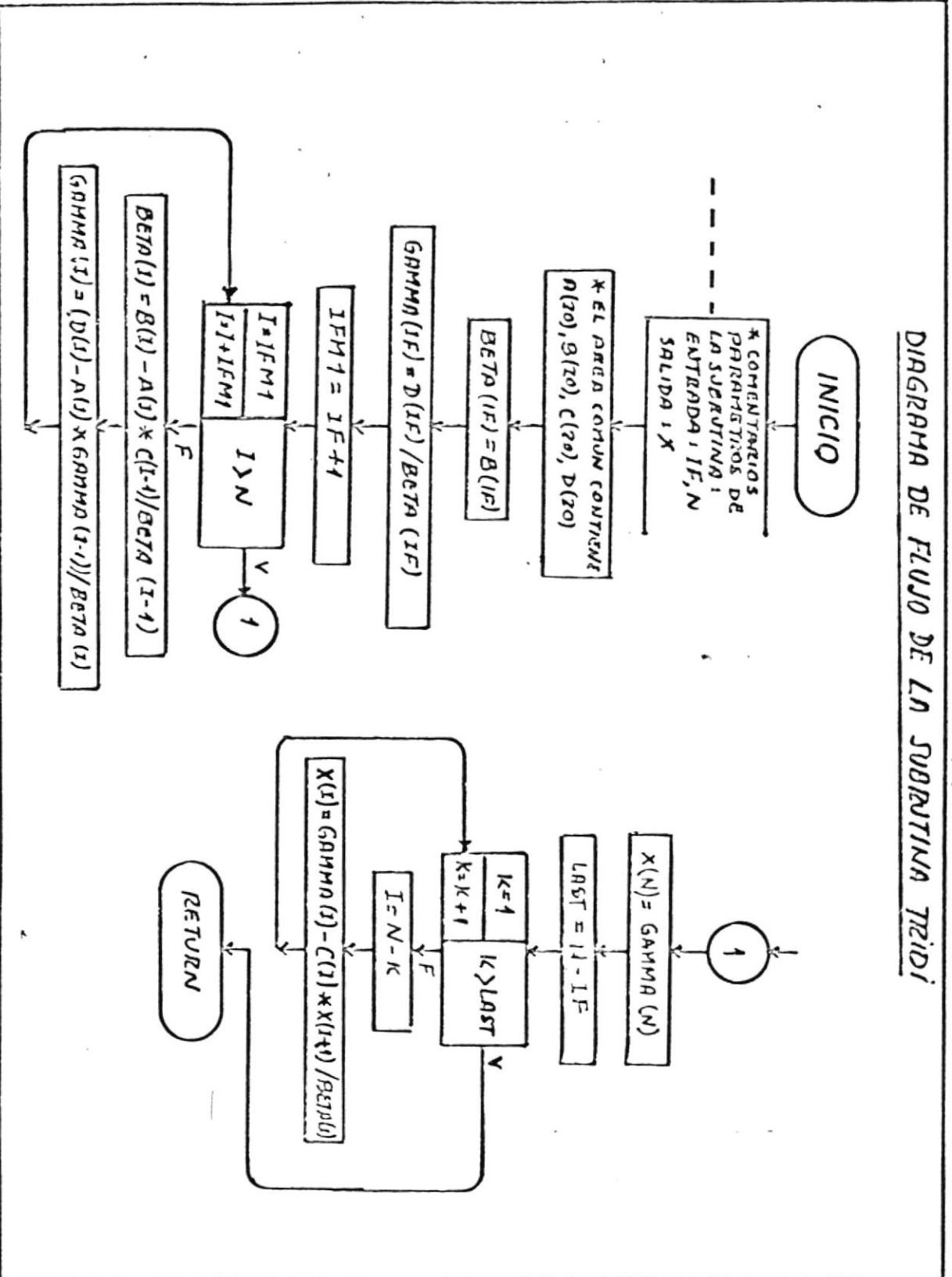


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA TRIDI



## DIAGRAMA N° 4.3.3.15.

## DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA CONVG.

Hoja 1.

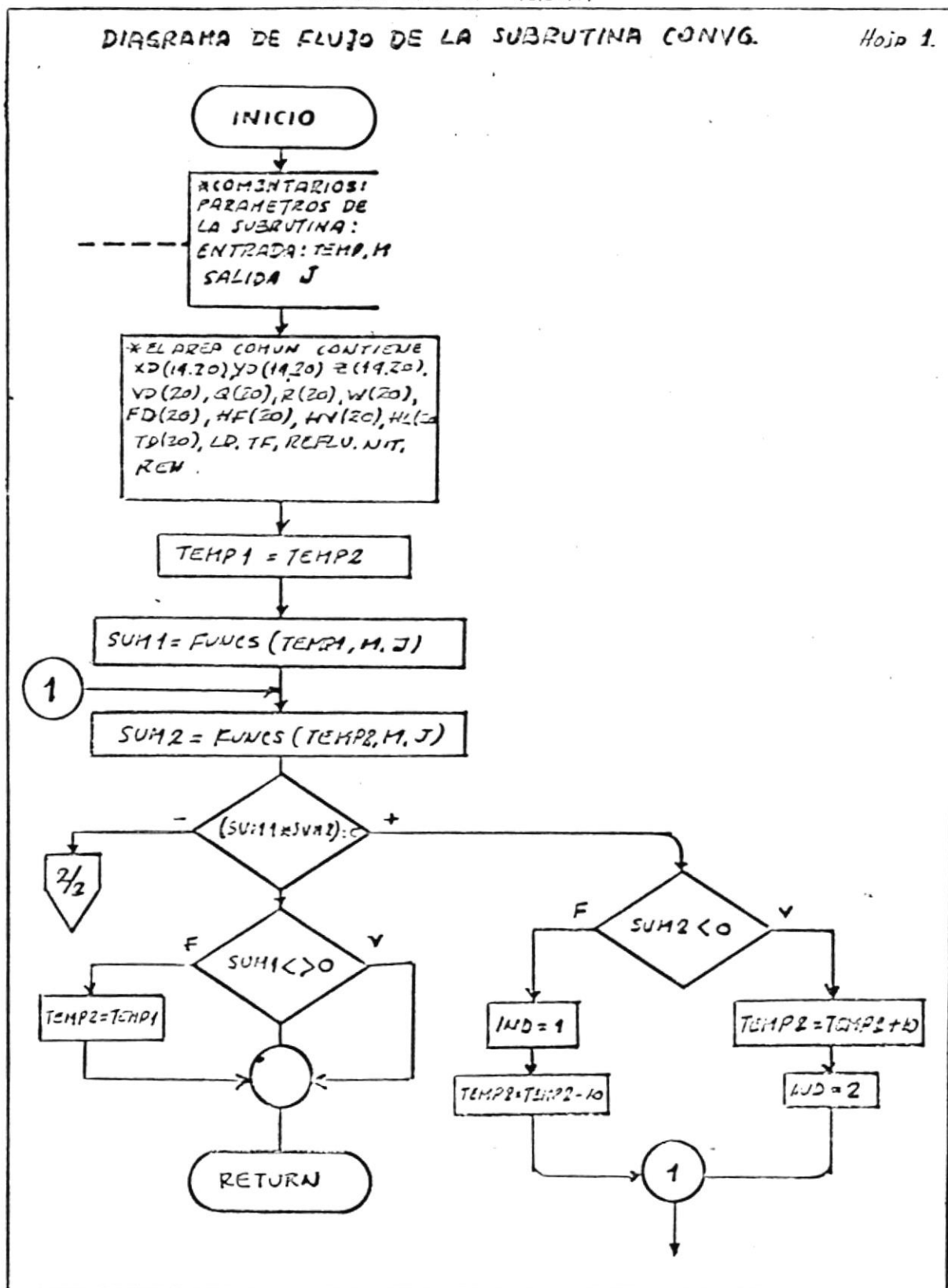


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA CONVG

Hoja 2

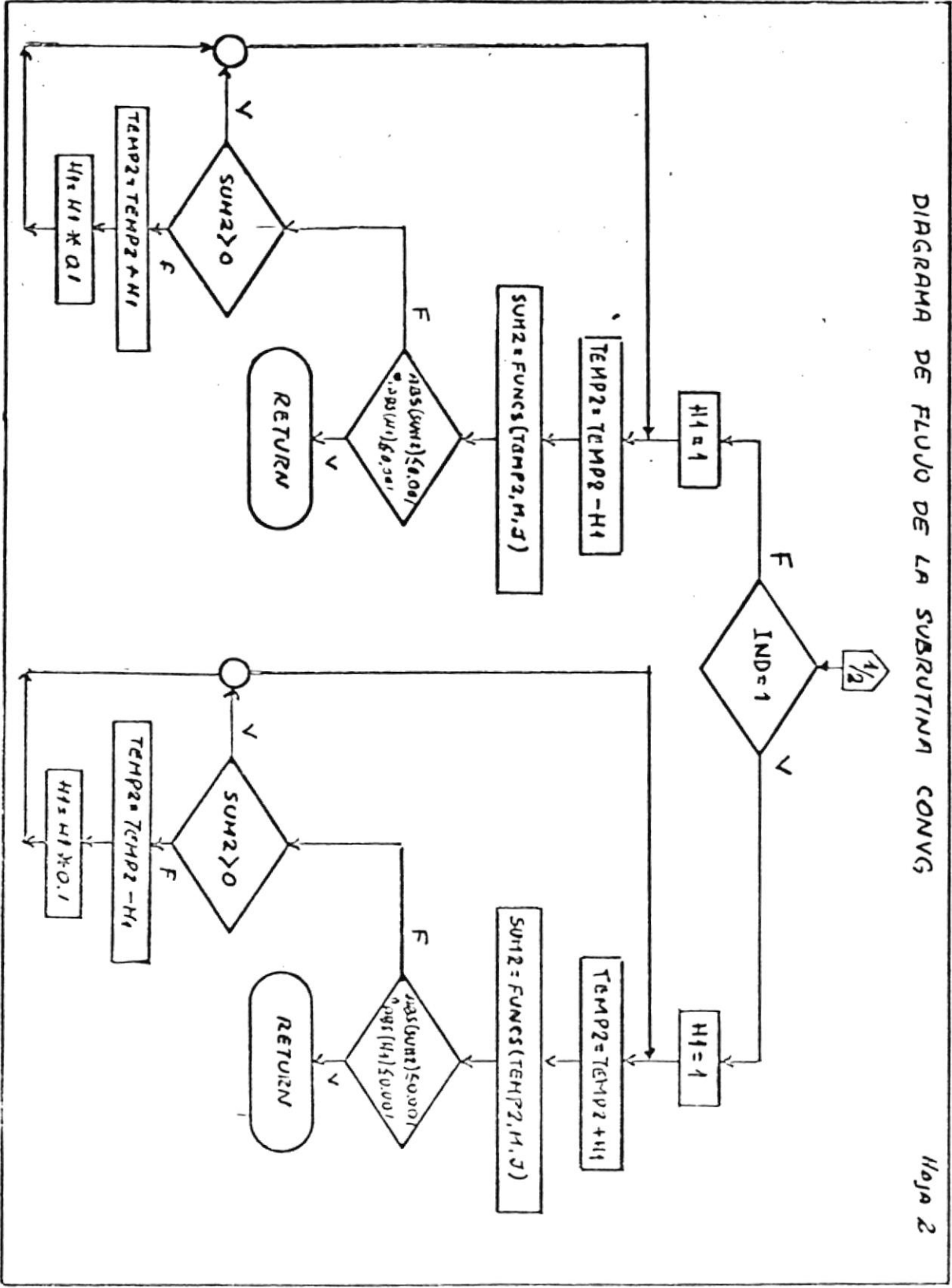
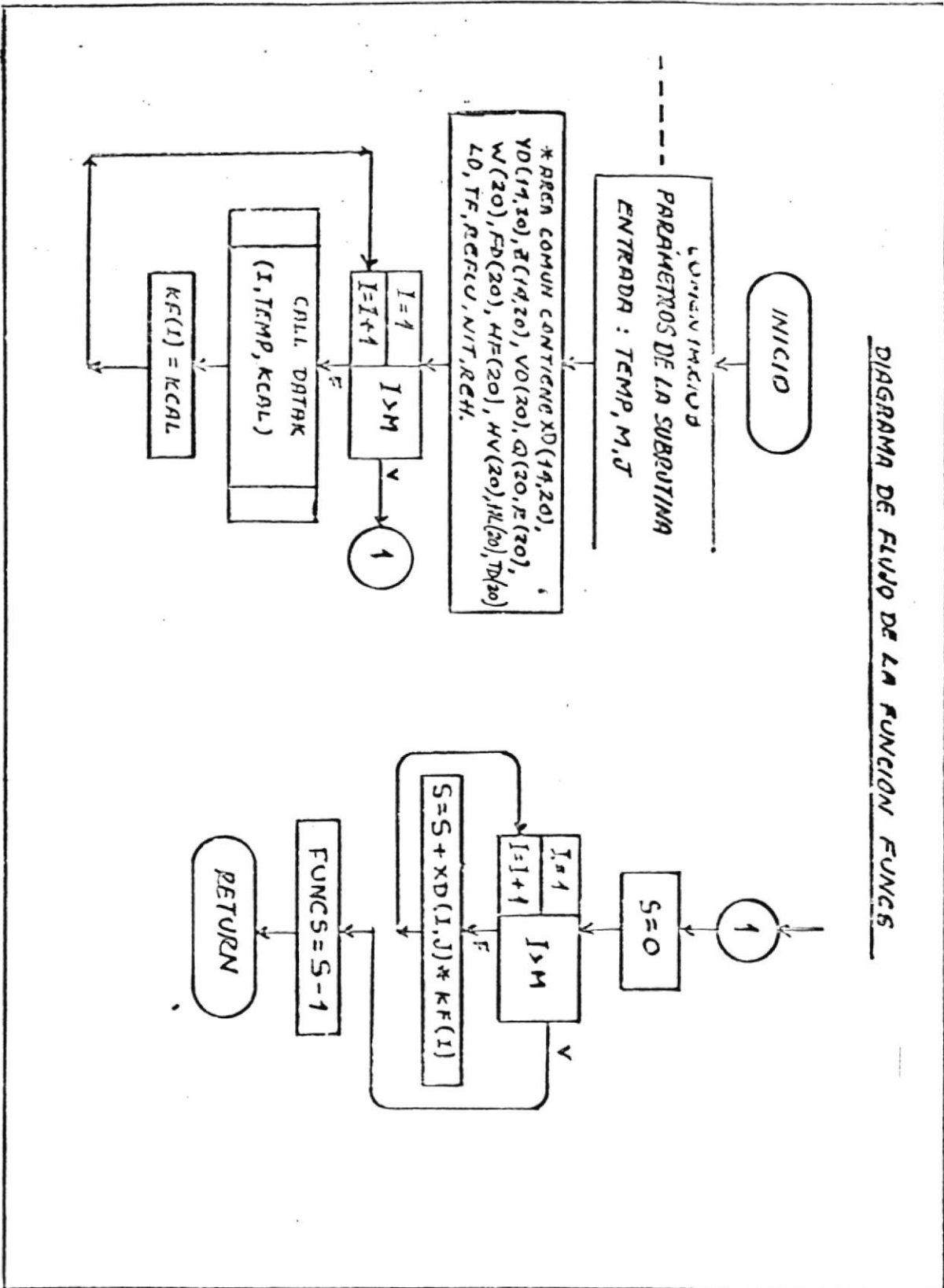


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA FUNCION FUNCS



## DIAGRAMA N° 4.3.3.1.7.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA FLASHA

HOJA #1

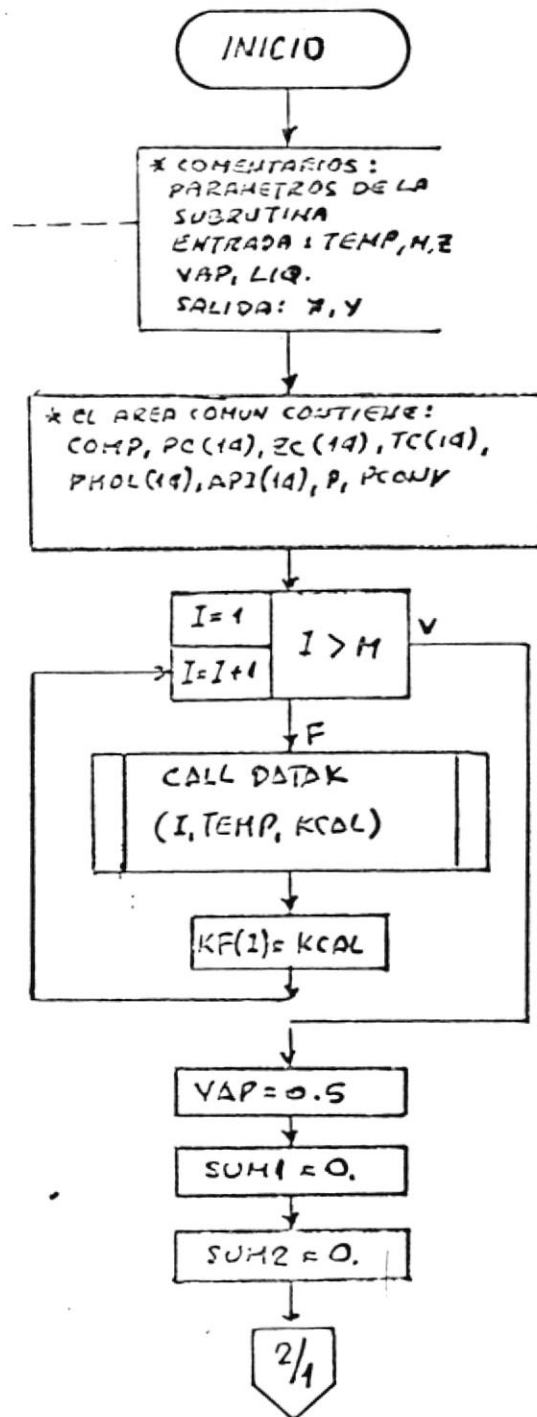


DIAGRAMA DE FLUJO DE SUBROUTINA FLASHA

Hoja 2

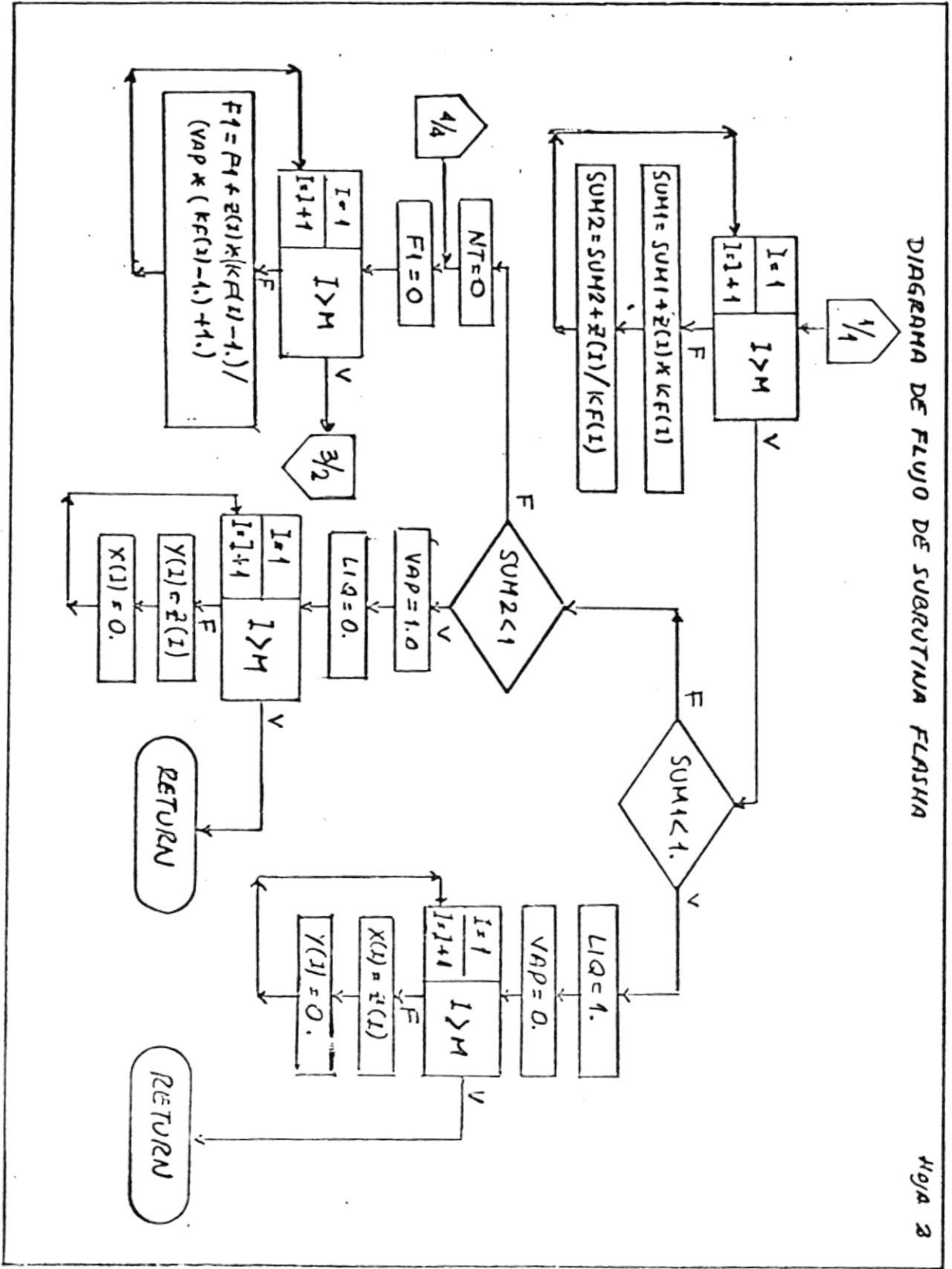
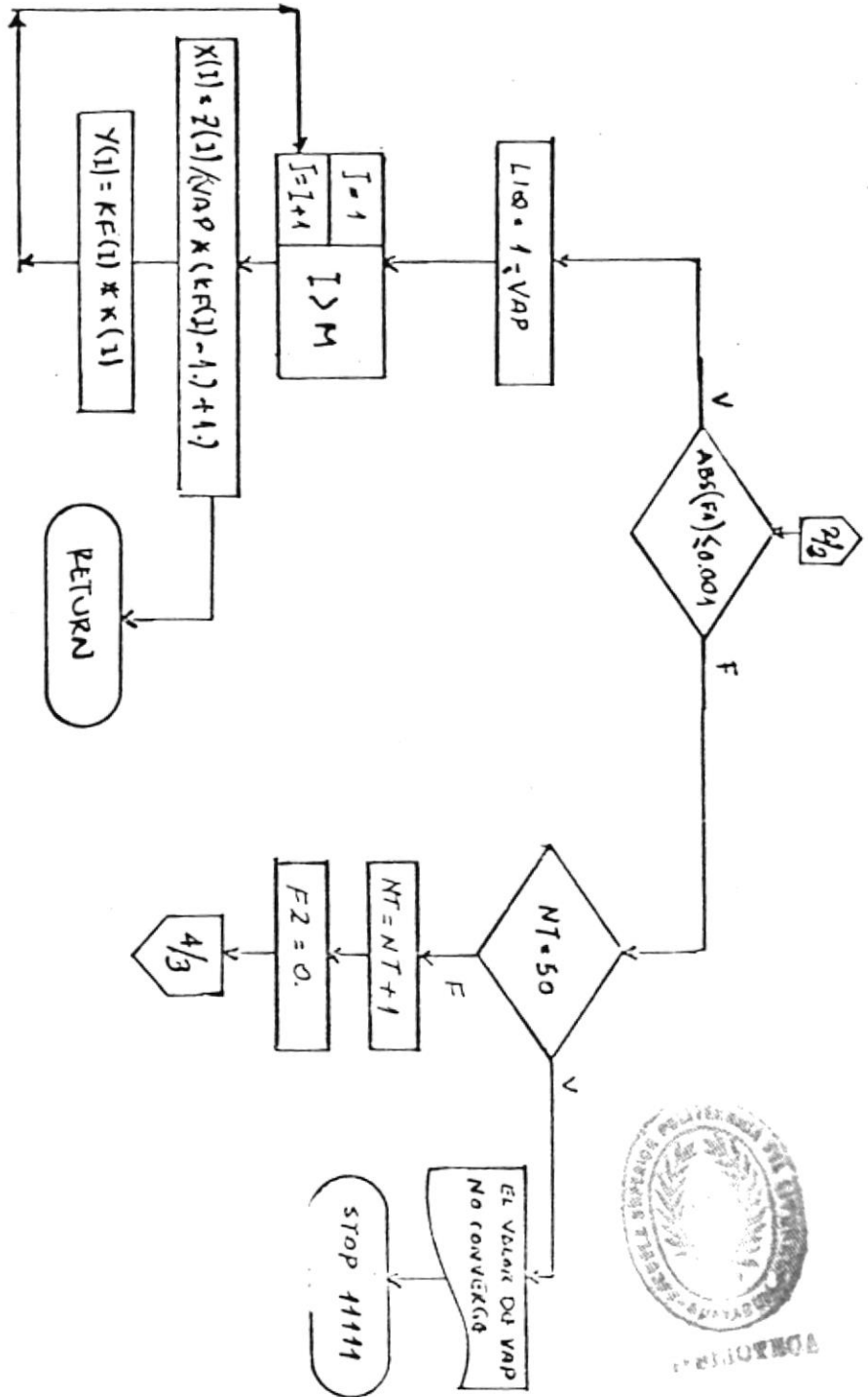


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA FLASHA



## DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA FLASHA

Hoja 4

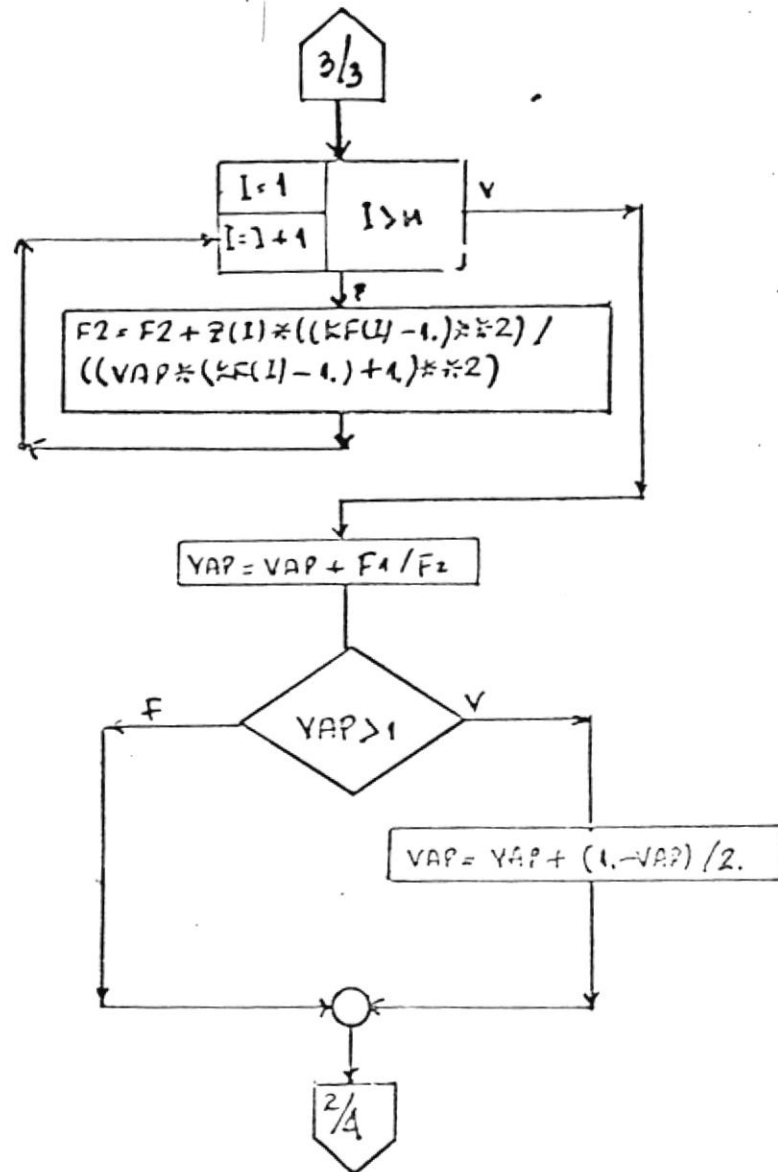
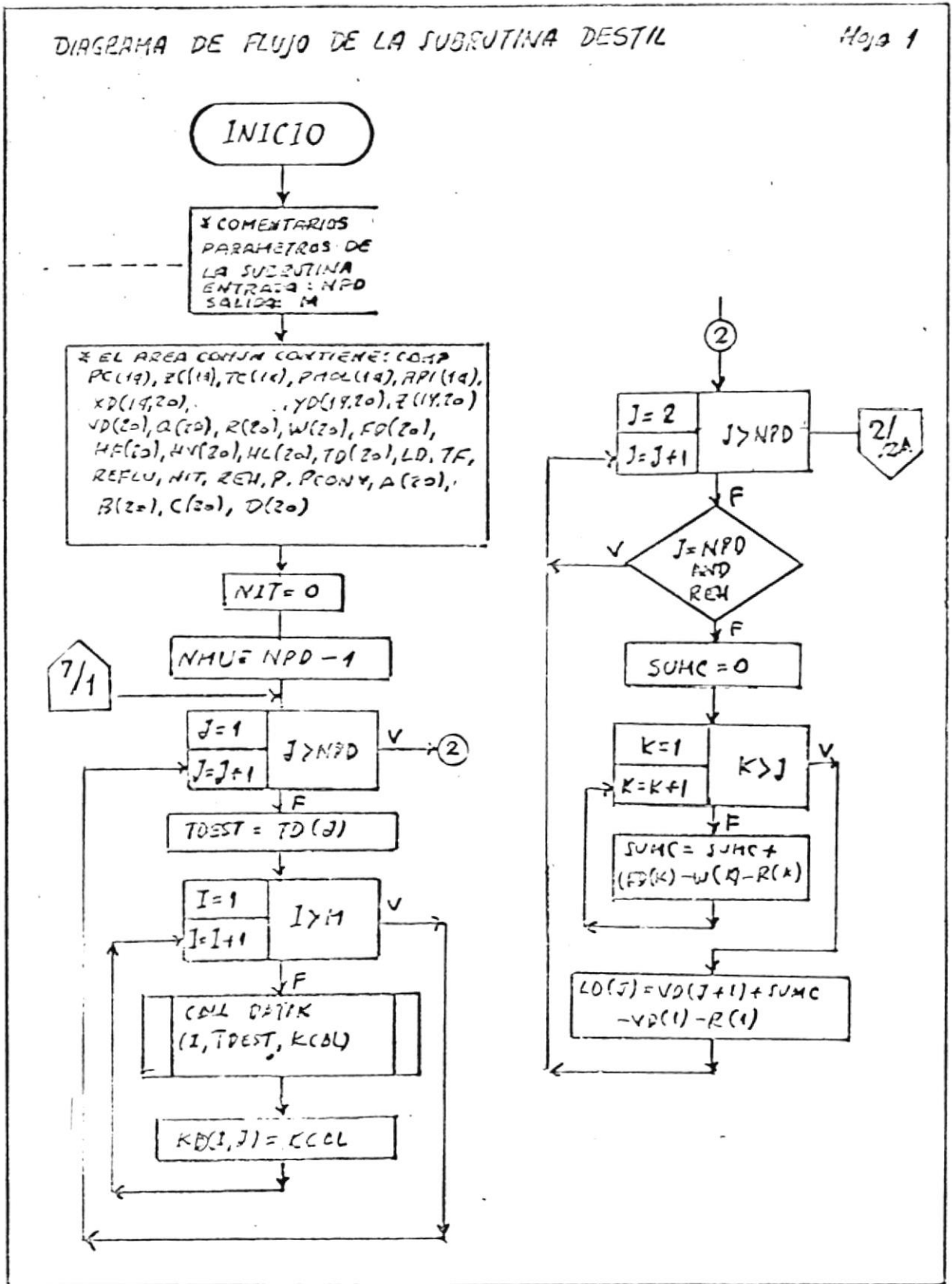
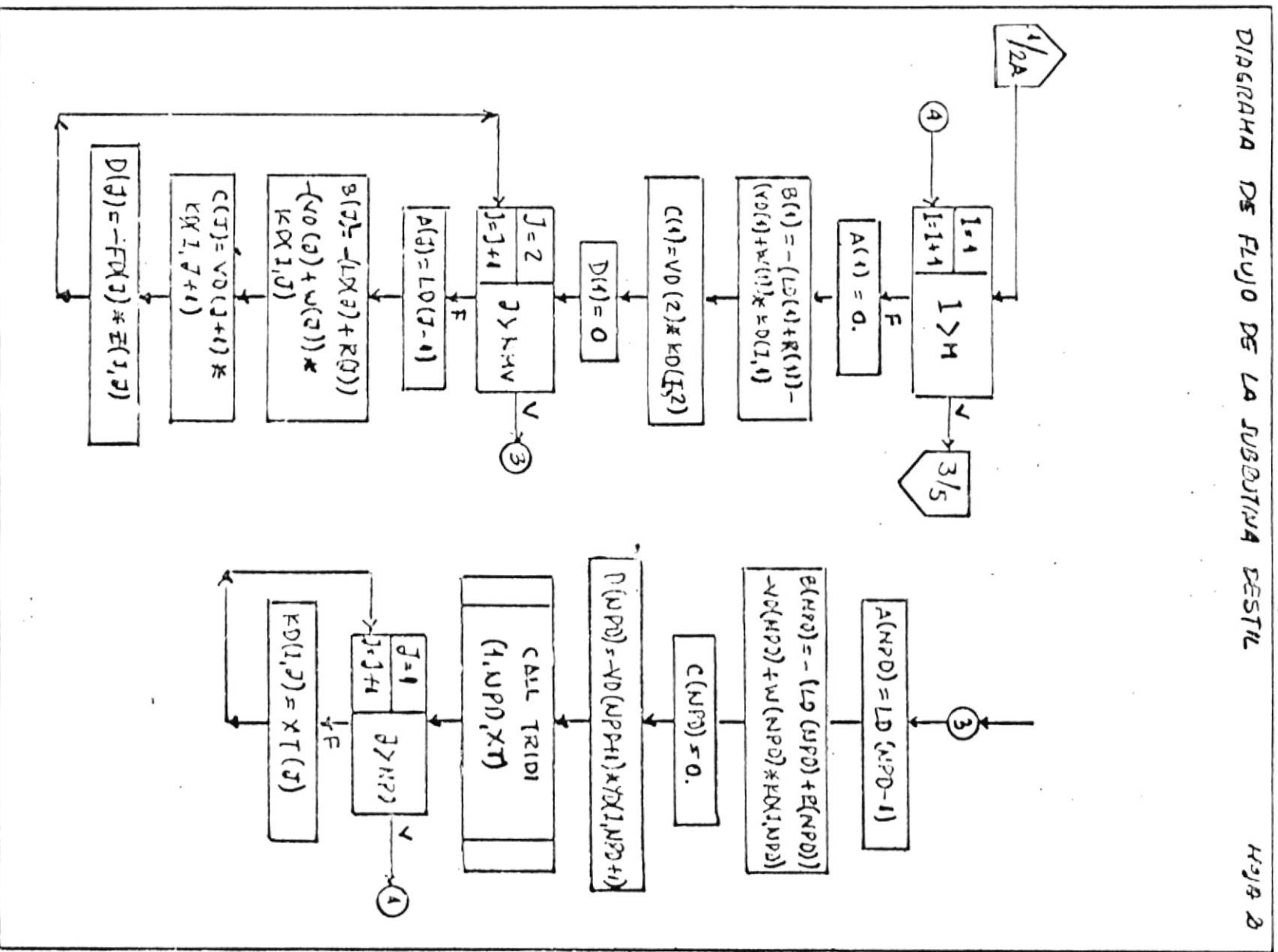


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA DESTIL

Hoja 1





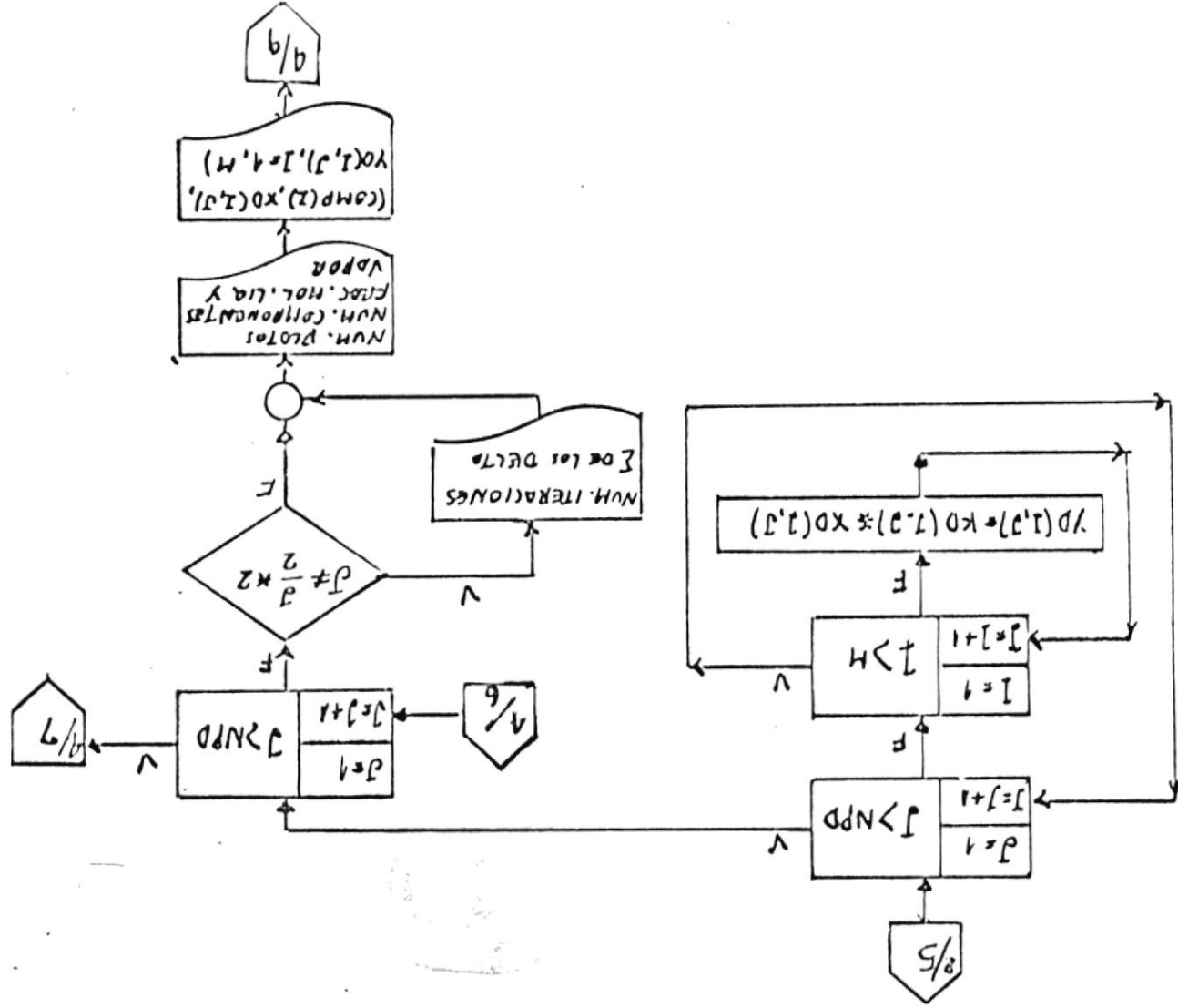
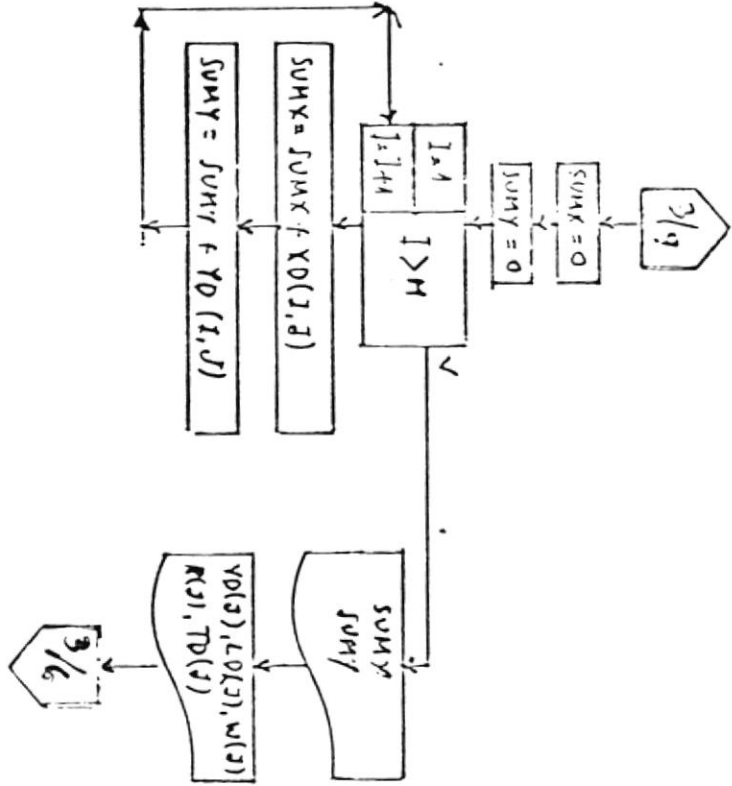
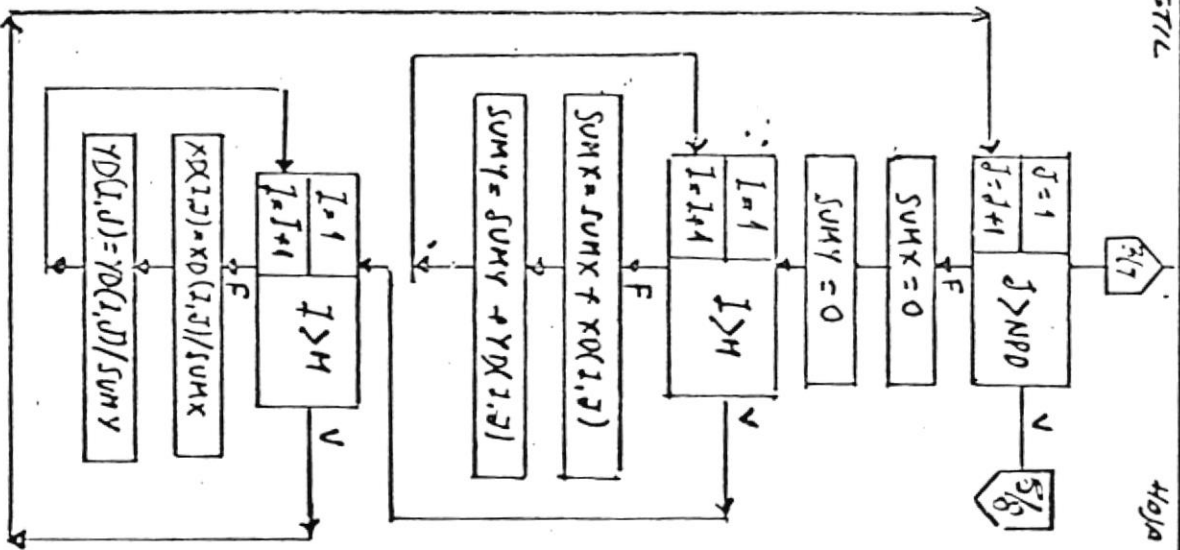


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA DESTIL

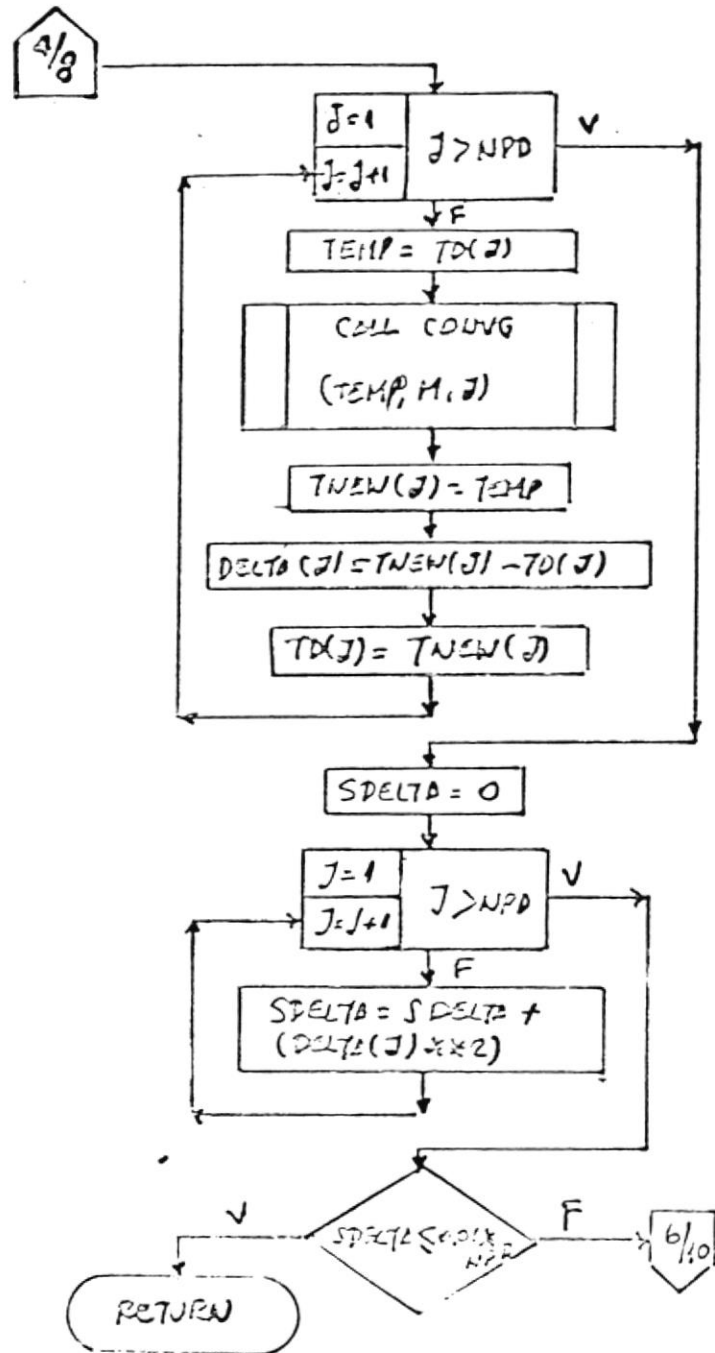


Hoja 4



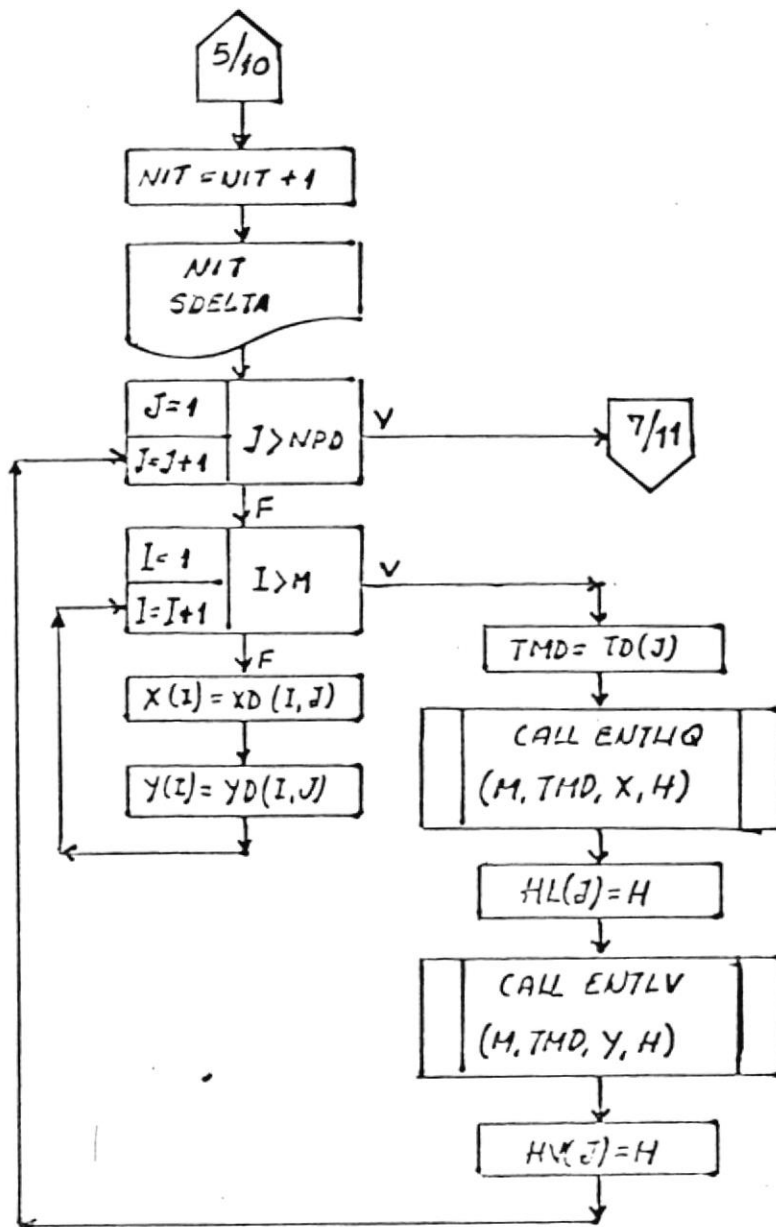
## DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA DESTIL

Hoja 5



## DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA DESTIL

P. 6



## DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SUBROUTINA DESTIL

Hyo 7

