

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA**

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y  
MANUFACTURERA**



**"MODELAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACION  
AL VACIO DE REFINERIA TALARA Y SU APLI-  
CACION EN LA OPTIMIZACION DE SISTEMAS :  
AHORRO DE ENERGIA"**

**TESIS**

**PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO QUIMICO**

**CESAR JAVIER OSORIO CARRERA  
FILLER ANTONIO CASTANEDA MARTINEZ**

**LIMA - PERU**

**1991**

## AGRADECIMIENTOS

Nuestro eterno agradecimiento a:

**Ing. Jaime Santillana Soto**

Asesor Principal de la Tesis

**Ing. Juan Carlos Valera**

Asesor en el area de computación e informática

## INDICE

### 1. INTRODUCCION

### 2. DESTILACION DE CRUDOS

#### 2.1 Introducción

#### 2.2 Procesado general del crudo

#### 2.3 Destilación al vacío

##### 2.3.1 Tipos de operación en la destilación al vacío

##### 2.3.2 Consideraciones económicas en el diseño de torres de destilación al vacío

##### 2.3.3 Carga a la unidad de vacío

### 3. DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO DE LA REFINERIA TALARA

### 4. COLUMNAS DE DESTILACION AL VACIO

#### 4.1 Introducción

#### 4.2 Descripción de la columna de destilación al vacío

#### 4.3 Balance de materia en operación máxima producción de destilados

##### 4.3.1 Cálculos en la zona flash y base de la torre

##### 4.3.2 Presión de la zona flash

##### 4.3.3 Cálculos de balance de calor y materia para la torre

### 5. HORNOS

#### 5.1 Hornos tubulares

#### 5.2 Descripción del horno VH-1

#### 5.3 Generalidades sobre el diseño de hornos tipo cabaña

##### 5.3.1 Quemadores y combustion

##### 5.3.2 Tubos y accesorios

### 5.3.3 Limpieza de tubos

## 5.4 Método de Wimpress para el cálculo del calor absorbido por el horno

### 5.4.1 Transferencia de calor en la sección radiante

### 5.4.2 Equivalente de la superficie plana fría

### 5.4.3 Factor de intercambio

### 5.4.4 Transferencia de calor en la sección de convección

## 6. INTERCAMBIADORES

### 6.1 Descripción de intercambiadores de coraza y tubos

### 6.2 Generalidades sobre diseño de intercambiadores

#### 6.2.1 Intercambiadores con placa portatubos fija

#### 6.2.2 Intercambiadores de cabezal flotante

#### 6.2.3 Intercambiadores especiales

#### 6.2.4 Calderetas

### 6.3 Método de cálculo para intercambiadores de coraza y tubos

### 6.4 Descripción de intercambiadores atmosféricos

### 6.5 Generalidades de diseño de intercambiadores atmosféricos

#### 6.5.1 Data del aire

#### 6.5.2 Materiales y accesorios

#### 6.5.3 Consideraciones de diseño

### 6.6 Método de cálculo para intercambiadores atmosféricos

#### 6.6.1 Estimación del balance de materia y energía

## 7. EYECTORES

### 7.1 Eyectores y sistema de vacío

### 7.2 Tipos de eyectores

- 7.3 Procedimiento para la selección de un eyector
- 7.4 Descripción de los eyectores de la unidad
- 8. **MODELO MATEMATICO DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO**
  - 8.1 Modelo matemático del horno
    - 8.1.1 Diagrama de flujo
    - 8.1.2 Procedimiento de cálculo
  - 8.2 Modelo matemático de la columna de destilación
    - 8.2.1 Diagrama de flujo
    - 8.2.2 Procedimiento de cálculo
  - 8.3 Modelo matemático de intercambiadores de calor
    - 8.3.1 Intercambiadores de coraza y tubos
      - 8.3.1.1 Diagrama de flujo
      - 8.3.1.2 Procedimiento de cálculo
    - 8.3.2 Intercambiadores atmosféricos
      - 8.3.2.1 Diagrama de flujo
      - 8.3.2.2 Procedimiento de cálculo
- 9. **PROGRAMA PRINCIPAL. RESULTADOS Y ANALISIS DEL MODELAMIENTO**
  - 9.1 Especificaciones de diseño
  - 9.2 Caso base
- 10. **OPTIMIZACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO : AHORRO DE ENERGIA .**
  - 10.1 El ahorro de energía en la industria
  - 10.2 Equipos de combustión :horno
  - 10.3 Intercambio térmico
  - 10.4 Otras formas de ahorrar energía
- 11. **APLICACION DEL MODELAMIENTO EN LA OPTIMIZACION DE LA COLUMNA**
  - 11.1 Introducción
  - 11.2 Caso base

11.3 Caso I : Aumento de la temperatura de gasoleo pesado a la unidad de craqueo catalítico eliminando el intercambiador VE-4

11.4 Caso II : Aumento de la temperatura de gasoleo pesado a la unidad de craqueo catalítico sin eliminar intercambiador VE\_4

11.5 Caso III : Aumento del precalentamiento del crudo reducido al horno

## 12. EVALUACION TECNICO ECONOMICA DE SISTEMAS ANALIZADOS

12.1 Introducción

12.2 Evaluación Técnica

12.2.1 Caso base

12.2.2 Caso I

12.2.3 Caso II

12.2.4 Caso III

12.3 Evaluación Económica

12.3.1 Caso base

12.3.2 Caso I

12.3.3 Caso II

12.3.4 Caso III

13. CONCLUSIONES

14. RECOMENDACIONES

BIBLIOGRAFIA

## ANEXOS

1. Características de crudos

1.1 Destilación TBP

1.2 Destilación ASTM

1.3 Destilación EFV

- 1.4 Factor de caracterización
- 1.5 Peso molecular
- 1.6 Densidad
- 1.7 Viscosidad
- 2. Ejemplo de cálculo**
  - 2.1 Horno
  - 2.2 Columna de destilación
  - 2.3 Intercambiadores
- 3. Correlación de curvas**
  - 3.1 Para el modelo matemático del horno
  - 3.2 Entalpía
  - 3.3 ASTM-TBP-FLASH
- 4. Otros**
  - 4.1 Cálculo de la temperatura del metal del tubo
  - 4.2 Regresión exponencial de las curvas ASTM-TBP-FLASH
  - 4.3 Regresión polinomial
  - 4.4 Solución de ecuaciones polinomiales
  - 4.5 Conversión de las curvas ASTM-TBP-FLASH
  - 4.6 Aspectos Técnicos de selección de tecnología y fuentes de error del modelo
- 5. Listado del programa**

## 1.-INTRODUCCION

La industria del petróleo y productos derivados tiene un decisivo efecto en el desarrollo económico, social y político del País.

Esta industria tiene como característica principal su gran complejidad y riesgo. Estando sometida a cambios tecnológicos continuos con la finalidad de optimizarla.

Para lograr mayor producción de productos derivados del petróleo es necesario controlar y modificar continuamente las variables del proceso efectuándose una serie de cálculos que forman parte de la rutina diaria de los Ingenieros de Procesos.

El balance de materia y energía en una Unidad de Destilación es un procedimiento que puede ser modelado matemáticamente. Valiéndose de la informática es posible lograr un modelo el cual se adecúa a los equipos de procesos existentes, modelo que deberá tener flexibilidad de poder ser modificado o ampliado para futuros cambios de la Unidad de Destilación. Dada la rapidez con la cual se obtendrían los resultados se pueden tomar decisiones igualmente rápidas y con sustento técnico.

El presente trabajo es el producto del procesamiento de información tanto técnica como científica demostrando así que se pueden desarrollar programas para cada tipo de proceso.

Con la finalidad que futuros trabajos puedan aportar a enriquecer el software aquí presentado, el programa ha sido diseñado de tal forma que cada subprograma puede ser modificado y mejorado independientemente del programa principal. Esto se logró aprovechando la versatilidad del lenguaje Turbo-Pascal.

En el desarrollo del presente trabajo se ha puesto en

práctica todos los conocimientos adquiridos en las aulas de la Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera de la Universidad Nacional de Ingeniería impartidas por sus profesores altamente calificados en el medio, aportando cada uno de ellos su saber y dedicación en la formación de nuevos profesionales.

Finalmente deseamos reconocer a toda persona que de una u otra manera colaboraron para el desarrollo de este trabajo y agradecer especialmente el apoyo moral e intelectual de las siguientes personas: Ing. Gilberto García Gayoso, Ing. Teresa Ahane, Ing. Mario Rojas, Ing. Donald Salazar e Ing. Iván García

## 2. TEORIA DE LA DESTILACION DE CRUDOS

### 2.1 INTRODUCCION

Los crudos que se cargan las unidades destilación son una mezcla compleja multicomponente de hidrocarburos parafínicos, nafténicos, aromáticos y heterocíclicos.

En la práctica se destila el crudo no para obtener componentes puros sino cortes que representan mezclas de hidrocarburos multicomponentes que poseen propiedades y características mas uniformes dentro de un determinado rango de temperatura de ebullición.

Así es posible obtener productos como: nafta, kerosene, gasolina, gasoleo ligero, gas licuado de petroleo (GLP), etc.

Puesto que es difícil identificar los diversos componentes químicas presentes en una fracción dada de petróleo, se usan comunmente 3 tipos de destilaciones en laboratorio para clasificar esas fracciones. Son la destilación de punto de punto de ebullición verdadero (TBP), la destilación ASTM y la destilación vaporización instantánea en equilibrio (EFV) o FLASH.

Para completar la caracterización de crudos como de los diversos productos del petróleo es necesario también determinar su naturaleza para lo cual se puede emplear el factor de caracterización K-UOP.

Las fracciones de petróleo se pueden clasificar de acuerdo a este factor como parafínicos, isoparafínicos, nafténicos y aromáticos.

Así mismo es necesario definir otras características de los crudos tales como peso molecular, gravedad específica, viscosidad, etc. En el anexo 1 se muestra mayores detalles de estos procedimientos y características.

## 2.2 PROCESADO GENERAL DE UN CRUDO PARA LA OBTENCION DE COMBUSTIBLE

Una vez caracterizado el crudo a procesar, se procede a la destilación que se realiza inicialmente a presión atmosférica para luego realizarse a presión reducida (destilación al vacío) como se muestra en la fig.No 1.

El objetivo de la destilación del petróleo crudo es generalmente maximizar la extracción de destilados líquidos del crudo de alimentación. Esto debido a que los destilados de una gravedad específica dada son más limpios y libres de impurezas que un crudo no procesado y que tenga la misma gravedad específica por lo que aquellos comandan un alto precio en el mercado. Adicionalmente estos destilados pueden servir como alimentaciones para otras unidades de donde pueden ser convertidos en materiales de mayor valor. Así se ve claramente que el objetivo de la refinación es recuperar tanto destilado como sea posible a partir de un crudo dado. Hay excepciones como en el caso de la producción de asfalto.

En la operación de una torre atmosférica tanto a una baja presión como a una alta temperatura en la zona flash, el monto máximo de petróleo que vaporizará se describe aproximadamente por el íntegro de la curva TBP del crudo,

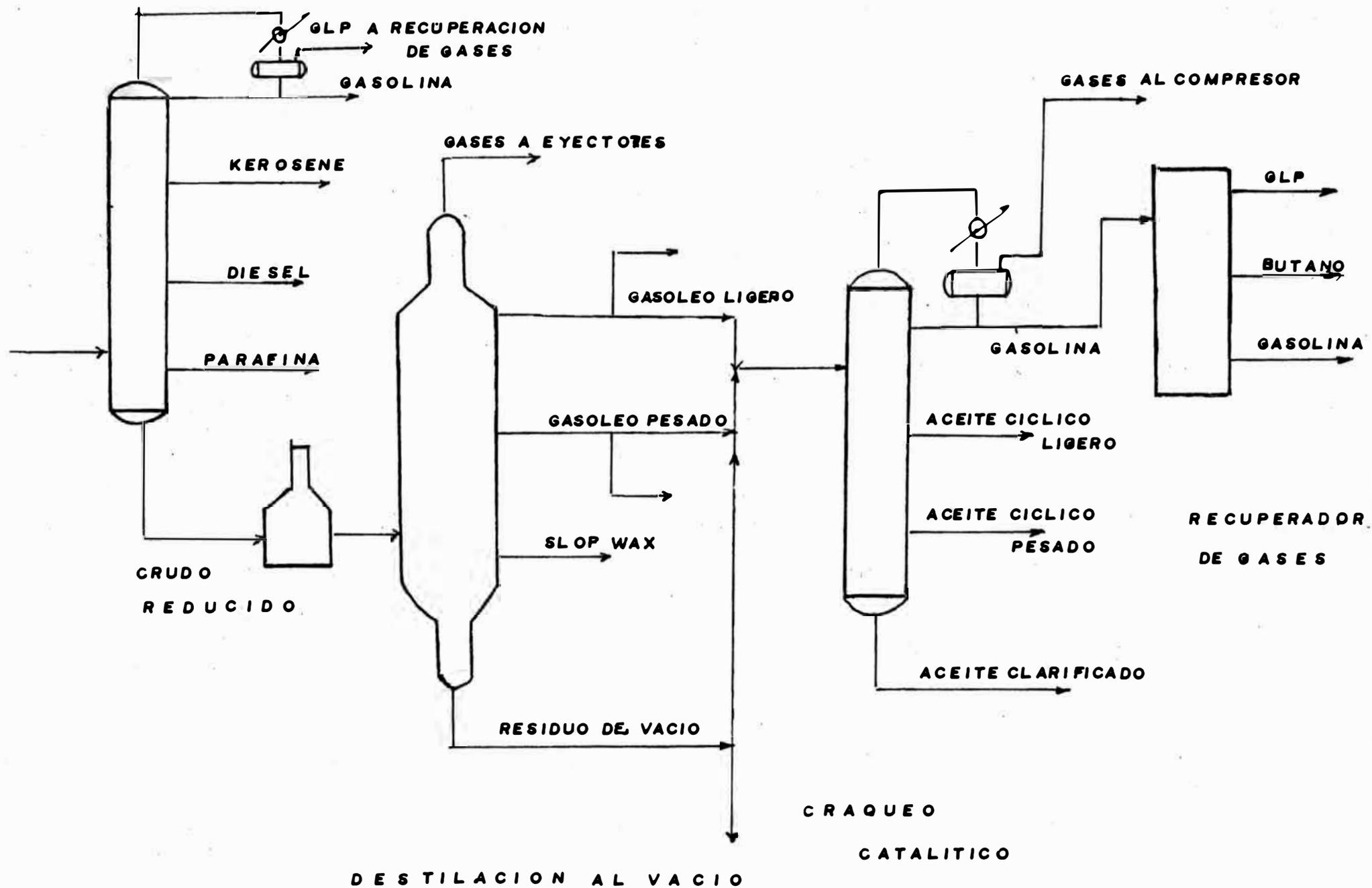


FIG 1

entre los puntos de corte de los destilados y un líquido residual a 700-800 °F. A esas condiciones de operación el residuo atmosférico comúnmente llamado crudo reducido, todavía contiene grandes volúmenes de aceites destilados que pueden ser recuperados por un exceso de vacío. La operación económica a niveles de máximo vacío y temperatura en la zona flash, los puntos TBP entre los cortes de los destilados y el residuo pueden ser tan altos como 1075 a 1125 °F. Este punto de corte es fuertemente influenciado por los metales contenidos en los destilados particularmente níquel y vanadio. Para un crudo con API 30 los destilados al vacío pueden ser tanto como 30% en volumen del íntegro del crudo.

### 2.3 DESTILACION AL VACIO

Como se indicó, el crudo reducido procedente de la columna de destilación primaria contiene productos que pueden ser recuperados por una destilación a presión reducida o destilación al vacío.

Los destilados al vacío y el residuo pueden tener varios usos, dependiendo del tipo de crudo de alimentación, del tipo de refinería y sobre todo de las ventas anticipadas del producto.

Así que la función general de la torre de vacío es remover el monto máximo de destilados de la carga teniendo en cuenta las especificaciones de productos tanto de residuos como de los destilados.

Los gasóleos de vacío tienen varios usos y si bien ellos tendrán las mismas propiedades, cada uno requerirá

diferentes condiciones en el diseño.

Los criterios principales para la producción de fracciones de aceites lubricantes son la viscosidad, el rechazo de residuos de impurezas pesadas, color y cierto grado de extensión del rango de ebullición. Esas alimentaciones deben estar tan libre como sea posible de carbón Conradson, por contenido de metales. Estos aceites son usualmente refinados además por extracción por solventes y otro tipo de tratamiento incluyendo hidroprocesados. En el curso de estas etapas de proceso son a menudo redestilados.

Los gasóleos destinados como alimentaciones para craqueo catalítico deben estar limpios y requieren de una buena separación entre destilado y residuo. Estos aceites deberán tener un mínimo contenido de carbón Conradson sin sacrificio del gasóleo recuperado. Es necesario prevenir acumulación excesiva de coque en el craqueo catalítico. Los metales contenidos particularmente níquel y vanadio deberán estar estrictamente limitados desde que son venenos severos para la catálisis.

Las propiedades de los residuos de la torre al vacío pueden ser fijados por varios caminos, de acuerdo como se opere la columna.

### **2.3.1 TIPOS DE OPERACION DE DESTILACION AL VACIO**

Cuando la producción de destilados va a ser maximizado, el monto de gasóleo permitido para mantenerse en la corriente de fondos debe ser minimizado y este material tiene usualmente de 0.5

grados API. A esto se llama operación Residual.

La otra forma de operar es conocida como Operación Asfalto, en la cual el residuo debe contener una fracción de gasóleo a fin de proveerle cierto grado de plasticidad. La gravedad de las corrientes de asfalto se encuentran en el rango de 5 a 8 grados API. No todos los crudos pueden ser usados para hacer asfalto. Esto constituye un problema ya que el residuo en particular deberá tener la composición de materia correcta para considerarlo adecuado en las aplicaciones del asfalto. La operación residual puede llevarse a cabo con cualquier tipo de crudo.

Para una operación residual se puede fijar el porcentaje de volumen del crudo reducido correspondiente al residuo. Esto es especificando los puntos de corte TBP para los destilados. En algunos casos la unidad de vacío está definida exactamente por este camino. También puede ser definida por determinación del monto de rendimiento de destilado que producirá una corriente de fondos que tenga la gravedad específica deseada. Esto último es más común aunque el factor económico es el más limitante, es decir en términos de la más baja presión de operación y la temperatura más alta permitida en la zona flash de la torre.

Para una operación asfalto, la data experimental es necesaria, relacionando la penetración del asfalto al volumen del residuo. Usando esta información, el volumen de destilado puede ser

rápido establecido.

Las unidades se diseñan para producir asfalto sobre el rango de penetración de 85 y 10 (aproximadamente de 7 a 4 grados API).

Las especificaciones del asfalto a menudo son fijados por el diseñador ya que puede ser necesario diseñar para más de un grado del producto.

En suma la clave de una operación satisfactoria es obtener el máximo de volumen de gasóleo limpio y libre de contaminantes por materiales pesados.

En la operación residual, la calidad del residuo es de poca importancia ya que minimiza su contenido de gasóleo.

En la operación Asfalto la calidad de gasóleo debe mantenerse, pero el residuo deberá encontrarse dentro de las especificaciones dadas.

### **2.3.2 CONSIDERACIONES ECONOMICAS EN EL DISEÑO DE TORRES DE VACIO**

En el diseño de cualquier torre de vacío, el primer problema a ser fijado es la selección de una presión óptima de operación para el sistema. En orden para simplificar esta discusión se va a considerar ciertos factores asumiendo que la temperatura máxima permisible de la zona flash ha sido fijada:

- a) Bajando la presión parcial de los hidrocarburos de la zona flash, incrementando la vaporización y así la producción de destilado. La mayoría de

los datos de propiedades físicas para el crudo reducido y sus fracciones de productos pueden ser obtenidas de las revistas sobre crudo reducido y su gravedad debe ser todavía medida en el laboratorio.

Dados los datos el siguiente procedimiento de tres etapas debe de ser usado para desarrollar toda la información necesaria:

- 1.- Conversión de la curva ASTM (10 mm Hg) a la curva TBP (10 mm Hg).
- 2.- Conversión de la curva ASTM (10 mm Hg) a la curva FLASH (10 mm Hg).
- 3.- Conversión de la curva FLASH (10 mm Hg) a la curva FLASH a otra presión subatmosférica.

Los gráficos que se necesitan para evaluar los tres pasos anteriores se encuentran correlacionados en el Anexo 3.3.

b) Bajando la presión total del sistema, disminuyendo el monto de vapor requerido para efectuar la evaporización dada. A una presión lo suficiente baja, es teóricamente posible que no se requiera vapor.

Se debe notar que el propósito inicial del uso de vapor es reducir la presión parcial de hidrocarburos y no como despojador de fondos. Sin embargo la base de las secciones de las torres son proveídos de platos de despojamiento (stripping trays).

c) Elevando la presión del sistema por incremento del requerimiento del vapor (steam) y también

por incremento de los requerimientos de las áreas seccionales de la torre.

- d) Bajando la presión del sistema por incremento del requerimiento de vapor (steam) que usan los eyectores para producir vacío.

De las 4 notas anteriores la presión óptima será la que disminuye el uso del vapor total. Esto implica un estudio de requerimiento del vapor por reducción de la presión de vapor y el vapor usado para eyectores para varios niveles de presión. Los vendedores de eyectores pueden ser de mucha ayuda para este tipo de estudios. Hoy en día, en condiciones económicas, se usa una presión mínima en el tope de la torre de 10 mmhg abs.

### 2.3.3. CARGAS A LA UNIDAD DE VACIO

Debido a que la carga de crudo reducido de una torre a vacío ya ha sido parcialmente procesada en la torre atmosférica, se deberá tener información básica acerca del crudo reducido y sus fracciones. Sin embargo es necesario desarrollar los datos de la alimentación flash del crudo reducido aparte de lo calculado previamente durante el diseño de la sección atmosférica.

Es altamente deseable basar el desarrollo de los datos de equilibrio de la sección de vacío sobre equilibrio líquido-vapor experimental.

Sin embargo todavía se cree que una curva TBP de

crudo reducido y un estudio de la gravedad es suficiente para el diseño global. Este puede ser un criterio para estudios de factibilidad o para cálculos de magnitudes de diseño.

Debido a ello puede haber errores en los balances de masas y calor y en el tamaño de los equipos, pero eso tiende a ser mas bien pequeño cuando se compara al error inherente en fallas, por proveer todo lo necesario para los componentes del proceso. Sin embargo para el diseño el ingeniero debe insistir sobre los datos de equilibrio liquido vapor en la región de vacío.

### 3. DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO DE LA REFINERIA TALARA

Como ya se mencionó, la operación de destilación al vacío es para obtener un producto de mayor valor que debe cumplir ciertas especificaciones (gasóleo ligero), productos apropiados para una mayor refinación, con el fin de obtener aceites lubricantes, o para usarlos como material de carga para el craqueo catalítico y el producto de fondos se puede utilizar como asfalto.

Por lo común las presiones absolutas van de 50 a 80 mmHg y la temperatura de flash varía alrededor de 750 °F. Cuando la carga es del tipo HCT (crudo alta temperatura) se busca la máxima vaporización del crudo reducido y un mayor rendimiento de gasoleo.

Cuando la carga es del tipo LCT (crudo baja temperatura) los porcentajes en la columna del corte de slop wax y fondos se incrementan.

La descripción de la unidad se realizará según la fig. No 2 . Esta Unidad procesa la corriente de fondos proveniente de la Unidad de Destilación Primaria. El crudo reducido es sometido a un proceso de precalentamiento antes de su ingreso a la columna para alcanzar la temperatura de flasheo.

El precalentamiento se realiza en intercambiadores de coraza y tubos VE-1 y VE-2 usando como fluido de calentamiento gasóleo pesado y los fondos de la columna de destilación respectivamente. La temperatura de salida es aproximadamente 458 °F.

Posteriormente el crudo reducido ingresa al horno hasta alcanzar la temperatura de flash requerida (aproximadamente 750 °F).

La unidad dispone de un sistema de eyectores de tres etapas para obtener un vacío absoluto en el tope que varía de 10 a 40 mmHg y que opera con vapor a 125 psig.

Los cortes obtenidos luego de la destilación al vacío son

-Topes : Los gases del tope de la columna de destilación ingresan al sistema de vacío que utiliza vapor de agua.

-Gasoleo ligero : Este corte se divide en dos corrientes : Una corriente es reciclado luego de ser enfriado mediante el intercambiador de coraza y tubos VE-6 que utiliza como fluido de enfriamiento agua de mar, y la otra corriente es bombeada al pool de diesel.

-Gasoleo pesado: Este corte se divide en dos corrientes : Una corriente que ingresa a la caldereta (VE-3) y luego es reciclada a la columna de destilación; y la otra corriente que luego de precalentar el crudo reducido que ingresará al horno (VH-1) es bombeada a la Unidad de Craqueo catalítico.

-Slop wax : Este corte se divide en dos corrientes : Una corriente es reciclada a la columna de destilación y la otra es enfriada en el intercambiador atmosférico VE-8 y luego es bombeada a

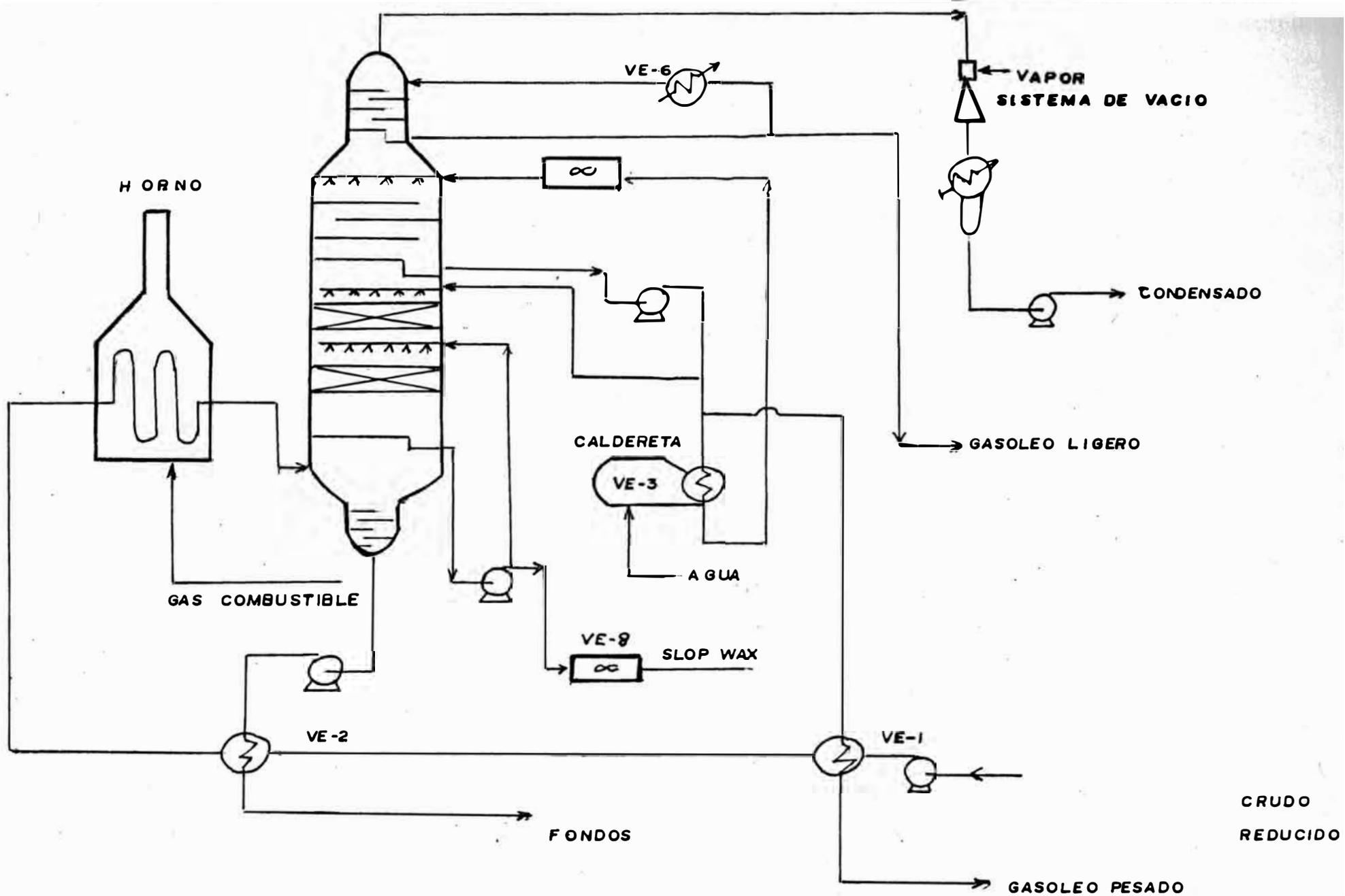


FIG 2

UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO  
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

tanques.

-Fondos Esta corriente precalienta el crudo reducido que ingresa al horno mediante el intercambiador VE-2 y posteriormente es bombeado a tanques.

## 4.0 COLUMNAS DE DESTILACION AL VACIO

### INTRODUCCION

Una de las operaciones que mas se utiliza debido a los cortes ligeros que producen es la operación máxima producción de destilados en la cual entre los parámetros que se debe tener presente están los réflujo y diámetros de las distintas zonas de la torre.

### 4.2 COLUMNA DE DESTILACION AL VACIO

#### 4.2.1 DESCRIPCION DE LA COLUMNA DE DESTILACION AL VACIO

La columna de destilación procesa el crudo reducido que sale del horno y opera a una temperatura de 750 °F en la zona flash y una presión de vacío alrededor de 50 mmHg. La temperatura de la zona flash queda definido por el monto de gasoleo que se requiere vaporizar.

La torre puede ser dividida en 5 secciones:

- a) Zona flash de entrada
- b) Slop wax, sección de lavado
- c) Sección GDP (gasoleo pesado )de remoción de calor
- d) Sección GOL ( gasoleo ligero )de condensación
- e) Sección residuo

- a) ZONA FLASH.- La alimentación entra a la columna en la zona flash a través de un distribuidor

tangencial. En este caso la intención es poner énfasis en la separación líquido-vapor por algo de disipación de energía en la corriente alimentación que a menudo entra a la velocidad del sonido.

- b) SECCION SLOP WAX.- La sección que remueve aproximadamente de 5-10% del volumen total de gasoleo.

La experiencia muestra que las fracciones de ebullición mas altas del gasoleo contienen mas metales y asfaltos asociados que las fracciones de gasoleo de temperatura ebullición más bajas. La sección slop wax provee alguna medida de control de esos metales y al mismo tiempo provee de una zona de lavado para la entrada de materiales pesados.

El slop wax caliente es usualmente bombeado como aceite de lavado a la sección de empaque inmediatamente arriba del corte mientras que el slop wax neto puede ser mezclado con aceites lubricantes o reciclado a la unidad de vacío.

Directamente encima del área de lavado slop wax se encuentra otra sección de empaque. Esta sección es lavada por el gasoleo pesado (reflujo interno) que remueve calor necesario para condensar el corte de slop wax.

En los nuevos diseños se usa generalmente de .2 a 3 ft de empaque o malla (grid) para cada servicio. El uso de empaque reduce la longitud

de la columna y mas importante aún, mantiene caídas de presión bajas.

- c) GASOLEO PESADO (GOP).- Esta sección puede ser considerado como la principal sección de remoción de calor. Es aquí donde la mayor porción de gasóleo es condensado por circulación de GOP (gasoleo pesado ) través de intercambiadores de calor y enfriadores y entonces retorna una porción como reflujo al tope del empaque. En la mayoría de los diseños el corte GOP es el 70-75% en volumen del total de gasóleo.

Esta sección de la torre usa corrientemente mallas (grid) o anillos (rings) en empaques de 4 a 5 pies de altura.

Los platos de fraccionamiento resultan en altas caídas de presión, por eso son usados solamente donde algún grado de fraccionamiento es requerido.

- d) GASOLEO LIGERO (GOL).- Esta sección es llamada como la sección de condensación final, aquí es donde el GOL ( gasoleo ligero )se condensa y separa de los no condensados (aire y gases craqueados) que van a los eyectores.

Usualmente el corte GOL es 20- 25 %V del total de gasoleo,el GOL es normalmente enfriado y una porción retorna como reflujo al tope de la columna. Desde la cantidad de vapor ascendente en esta sección es considerablemente

menor que la sección de abajo, el diámetro de la torre puede ser reducida en este punto.

e) SECCION FONDOS.- Es usualmente la parte mas angosta de la columna y no tiene accesorios internos, excepto en esos casos donde la especificación de asfalto va a ser producida. En este caso se usa vapor despojador

La fig. No 3 muestra los detalles de la columna de destilación.

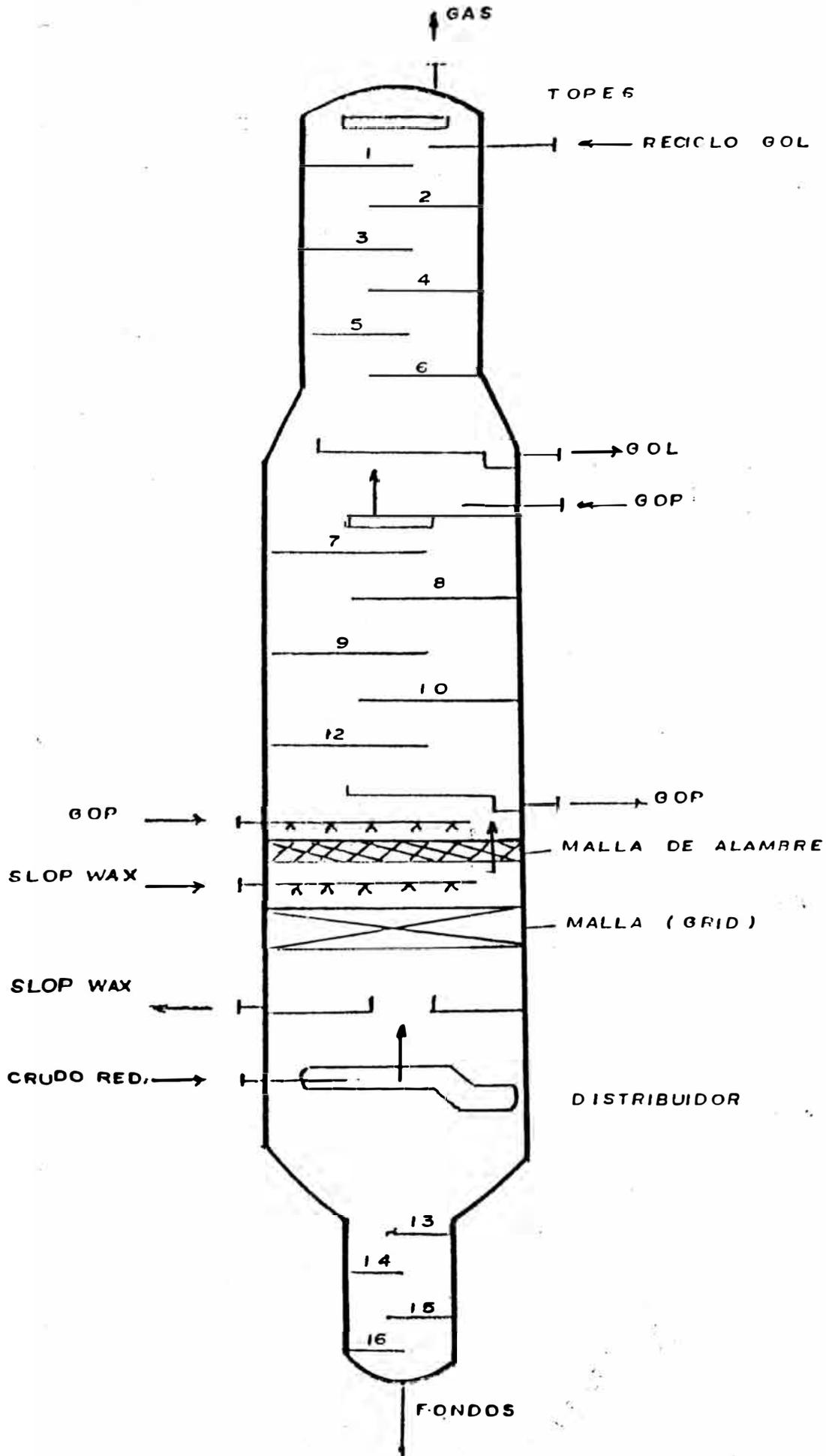
#### 4.3 BALANCE DE MATERIA EN OPERACION MAXIMA PRODUCCION DE DESTILADOS

El criterio general para el establecimiento de un diseño para el balance de materias se verá en esta sección. Un balance de materias exacto para el diseño se determina al calcular :

- Cuanto crudo debe ser vaporizado de la carga a una presión temperatura óptima en la zona flash
- Cual debe ser la separación relativa destilado-residuo requerida para producir la calidad de asfalto deseado.

Los rendimientos de varias fracciones de destilado serán invariablemente determinadas por las especificaciones de los propietarios (según lo requiera la demanda).

FIG 3



## OPERACION MAXIMA PRODUCCION DE DESTILADOS

El balance final de materias superpuesta sobre la curva TBP del crudo reducido es mostrado en la fig No 4 . Esto es una típica operación para la máxima producción de destilados de la alimentación de crudo reducido. El siguiente procedimiento será usado para desarrollar el balance global de materias.

Se deberá especificar 2 requerimientos para el diseño del sistema.

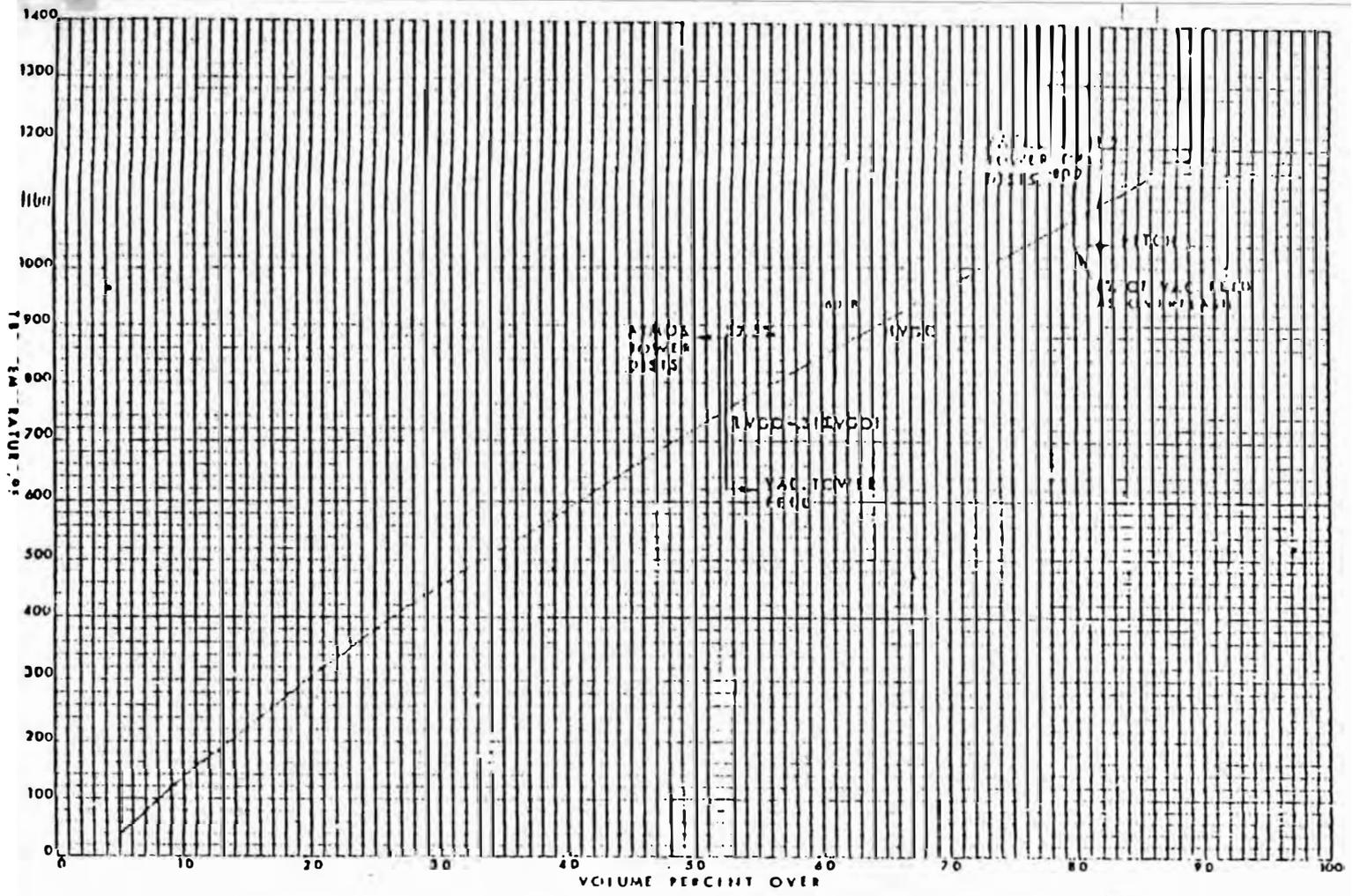
- 1.- El punto TBP entre los cortes de los destilados y el residuo fue fijado a 1,100 °F..
- 2.- El gasoleo ligero (GOL) fue fijado en un 30 % en volumen del total de gasoleo de vacío.

El balance global de materias del sistema es establecido por la siguiente secuencia:

- 1.- El ítem 1 de arriba, fija el rendimiento total de destilado a 81.2% volumen de todo el crudo.
- 2.- El diseñador fija el monto de sobre flasheo (over flash) dependiendo del grado de pureza requerida en el gasoleo pesado. Si el requerimiento de color o el nivel permisible de metales no son severas, 1 a 2% del volumen de la alimentación a la torre es normalmente tomado como sobre flasheo o slop wax (overflash).

Para especificaciones rígidas o para crudos con alto contenido de metales será tomado 4%.

En la fig No 4 se utilizó 2%. En la práctica, los operadores nunca toman mas overflash de lo



CURVA TBP DE UN CRUDO REDUCIDO

FIG 4

necesario. Deberá proveerse las facilidades para la medición del **overflow** y su rendimiento como corriente de productos, aunque a menudo puede ser retornado a la columna o reciclado al horno.

3.- El ítem 2 anterior fija el rendimiento de las **corrientes** laterales del gasoleo ligero y pesado.

#### 4.3.1 CALCULOS DE LA ZONA FLASH Y BASE DE LA TORRE

Este procedimiento para el balance de calor global se aplica para ambos tipos de torre de destilación al vacío. Hasta este punto se asume que los siguientes items han sido completados.

1.- Un balance global de materia para el sistema ha sido desarrollado incluyendo el **overflow** (sobreflasheo) y el monto de descomposición de gases de hidrocarburos que son producidos en el proceso en virtud de la alta temperatura a que es sometido el crudo reducido.

2.- Un valor para el flujo de aire (air leakage) es asumido tal que puede ser chequeado más tarde por los métodos de Ludwig

3.- La temperatura máxima permisible en la zona flash ha sido establecida. Normalmente las máximas temperaturas están en el rango de 775 a 800 °F.

4.- La presión del tope de la torre ha sido establecida.

#### 4.3.2 PRESION DE LA ZONA FLASH

En orden a determinar la presión de la zona flash, necesariamente hay que determinar la caída de presión de los platos o de otros accesorios internos a través de las secciones. Las caídas de presión para propósitos de diseño está dada en la tabla No 1. Habiendo asumido la configuración interna de la torre, la presión de la zona flash es calculada entonces aritméticamente. Hay que anotar que las modernas torres para combustible (fuel) usan secciones con mallas (grid).

TABLA No 1  
 VALORES DE CAIDA DE PRESION  
 PARA PROPOSITOS DE DISEÑO

SÉCCION	VALORES (mmHg)
Platos chimenea	
Torres combustible	6 - 8
Torres aceite	1 - 2
Platos Fraccionamiento	2 - 5
Secciones grid	1 - 2
Demister	1

y 4.3.3 CALCULOS DE BALANCE DE CALOR Y MATERIA PARA TORRES TIPO COMBUSTIBLE (FUELS).

Esta sección presenta el resto de los procedimientos requerido para calcular el balance de calor y materia alrededor de la torre. Las instrucciones para hacer los cálculos en la zona flash y del líquido overflash han sido presentados en la sección previa. Como un rápido recuerdo, los siguientes items deben ser acompañados en este punto.

- 1.- Fijar el balance global de materia incluyendo el aire (aire leakage) y los gases de descomposición.
- 2.- Establecer un perfil de presión a través de la torre usando las instrucciones ya recomendadas.
- 3.- Las temperaturas usadas en el diseño de la Columna de destilación se basan usualmente en la experiencia ya que no existe un camino preciso para ser calculadas.

Las temperaturas usadas para la zona baja de la torre se pueden relacionar directamente con la temperatura de la zona flash.

La fig No 5 muestra detalles del perfil de temperaturas de la torre con datos de diseño.

- 4.- En el capítulo 4.3 se menciona el uso de la curva TBP del crudo reducido, (FIG No 4) para fijar los rendimientos de los productos y el porcentaje de destilados pero tambien se puede

utilizar la curva flash (según criterio de la U.O.P.). Para el modelo propuesto a condiciones de diseño, una temperatura en la zona flash de 750 °F es requerida para obtener un porcentaje de destilado de 85 % a una presión de 50 mmhg en dicha zona (para un crudo de 21.1 API).

Asimismo la U.O.P. recomienda para criterio de diseño :

5% vol. de destilados como corte de slop wax

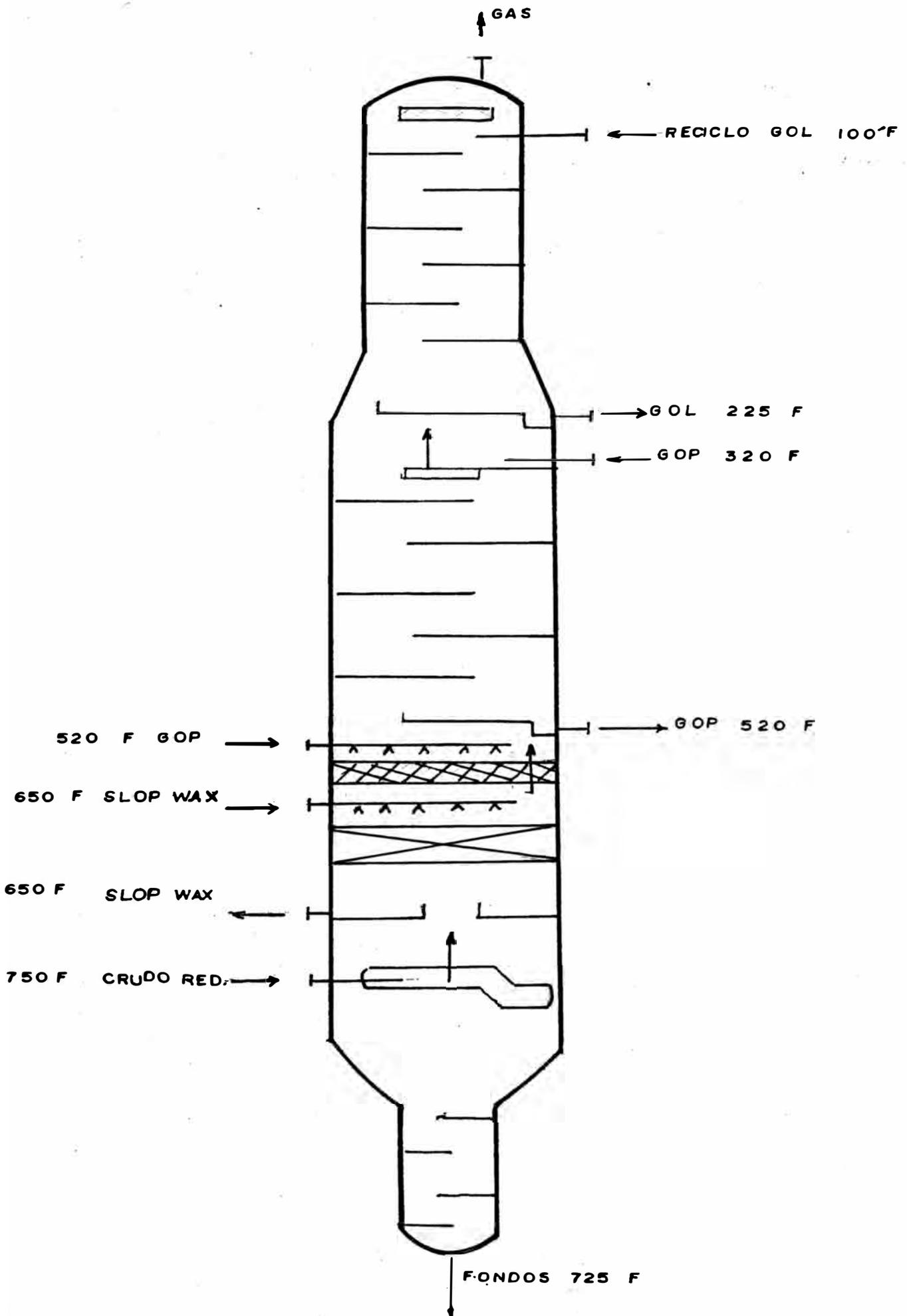
20 % vol. de destilados como corte de GOL

75 % vol. de destilados como corte de GOP

Sin embargo, para el modelo matemático propuesto se asume que los rendimientos de los productos son conocidos.

FIG 5

PERFIL DE TEMPERATURAS



## 5. HORNOS

### 5.1 HORNOS TUBULARES

En la mayor parte de las instalaciones petroquímicas y refinerías, la aportación del calor necesario para el proceso se consigue mediante el empleo de hornos de calentamiento directo. En ellos las calorías producidas por la combustión se transmiten por radiación, conducción y convección, al fluido a calentar que circula por un serpentín tubular, o por un haz de tubos, de donde proviene el nombre de hornos tubulares que se da a este tipo de equipos.

El uso de estos hornos es múltiple, pero cada caso precisa un estudio particular con el fin de obtener el horno más económico y mejor adaptado a las condiciones impuestas.

Se pueden citar los ejemplos siguientes:

-Calentamiento de un fluido sin cambio de fase. Este es el caso por ejemplo de los hornos de aceite caliente colocados en un circuito que alimenta varios intercambiadores donde se realiza la transferencia de calor al proceso; también es el caso de los hornos de carga de las instalaciones, donde se lleva al fluido a una temperatura necesaria para obtener una reacción química que se produce en un recipiente exterior al horno (reactor), en presencia de un catalizador.

-Calentamiento de un fluido con vaporización parcial. En estas condiciones opera la mayoría de

las unidades de destilación (horno de carga u horno reboilador del fondo de una columna). Los hornos de este tipo son los más numerosos y los que, en general, tienen una capacidad térmica más elevada.

-Calentamiento de un fluido con reacción química. Este es el caso de los hornos de carga de las unidades de craqueo o de reformado térmico. El producto se calienta hasta la temperatura de reacción, luego se mantiene a esta temperatura durante un cierto tiempo en una sección especial del haz llamado zona de soaking o de maduración, donde las calorías aportadas compensan las absorbidas en la reacción.

Un horno tubular se concibe y se calcula para permitir la transferencia de una determinada cantidad de calor, por hora, a un fluido. El caudal y las temperaturas a la entrada y salida se fijan previamente. Por tanto hace falta entregar en el horno una cantidad suficiente de calor, a la temperatura requerida, para calentar el fluido, compensar las pérdidas, y transmitir el calor al fluido en condiciones tales que este no se deteriore.

Al horno se le debe suministrar una cantidad suficiente de combustible y deberá estar dotado de los quemadores necesarios, estos se deben alimentar de combustible y de aire. En la mayor parte de los hornos de las refinerías, la admisión del aire de combustión en el horno, se obtiene mediante la depresión que reina en el interior de él. Esta depresión la crea el tiro de la chimenea.

Las temperaturas obtenidas por los productos de la

combustión son siempre muy elevados. Se puede, además, aumentarlas precalentando el aire de combustión con los humos que salen por la chimenea.

Los intercambios térmicos que tienen lugar en el interior de un horno se deben, a la vez, a la radiación, conducción y convección.

Los productos de la combustión ceden su calor a los tubos por radiación y convección; a través de las paredes el calor se transfiere por conducción; en el interior de los tubos es nuevamente la convección la que tiene lugar; finalmente, las pérdidas de calor a través de los muros se producen por conducción.

El fenómeno más importante que hay que tener en consideración es la radiación de los productos de combustión.

La economía de explotación es un factor preponderante en el estudio de un horno; por lo tanto, la noción de rendimiento es la más importante.

Se define como rendimiento de un horno, la relación entre la cantidad de calor absorbido por el fluido a calentar y el generado en la combustión.

Una parte, en general muy baja, del calor no aprovechado se pierde a través de las paredes por conducción. Las pérdidas más importantes son las debidas a los humos a través de la chimenea, que disipan a la atmósfera una cantidad elevada de calor, ya que su temperatura es considerable.

Estas pérdidas por la chimenea dependen de dos factores principales: el exceso de aire de combustión y la temperatura de los humos.

# PARTES DEL HORNO

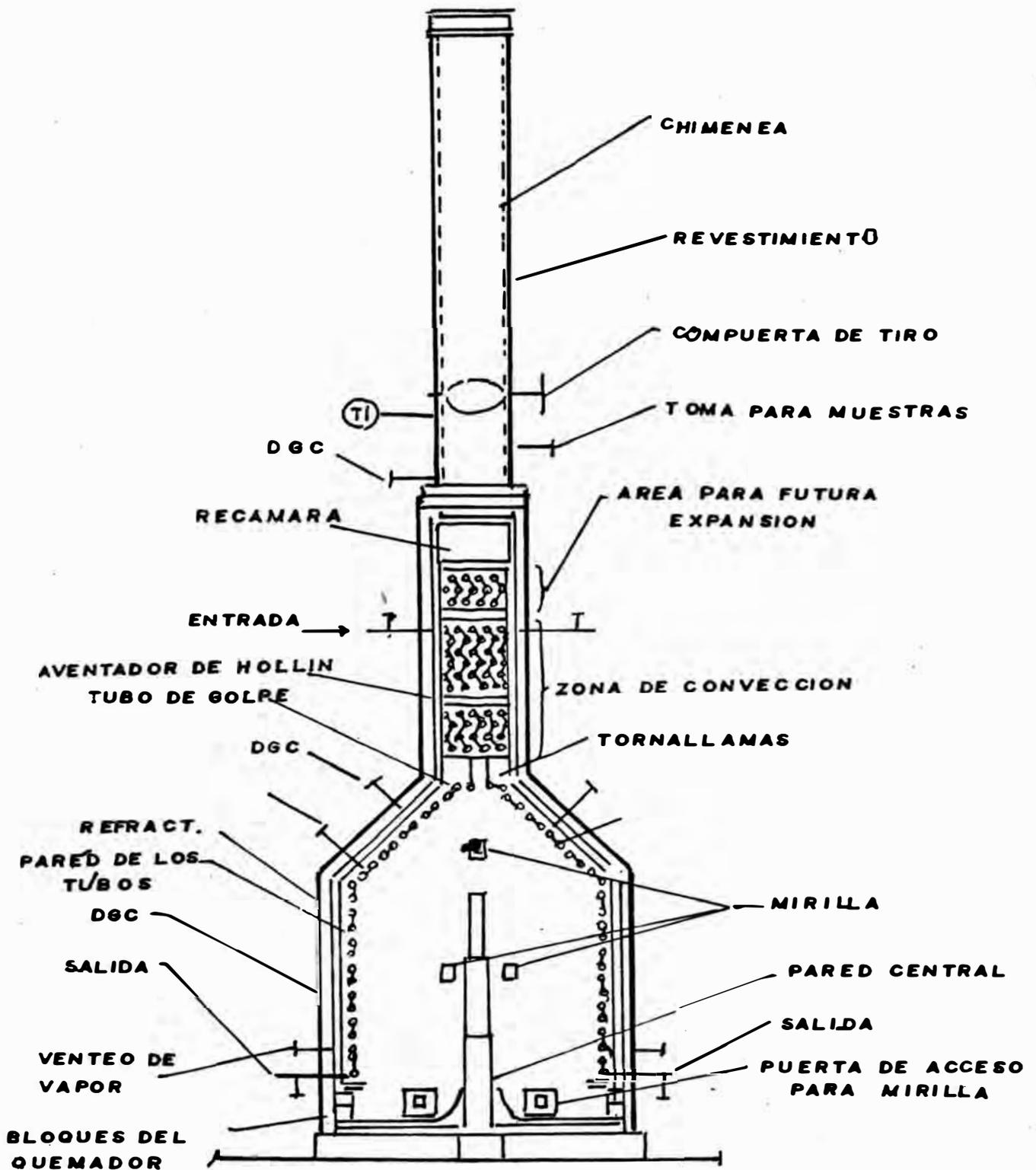


FIG 6

La instalación de una zona de convección formada por un haz de tubos colocados en la trayectoria de los humos hacia la chimenea permite recuperar una parte de calor sensible.

Generalmente en las refinerías el fluido que entra a un horno se ha precalentado mediante un importante sistema de intercambiadores. El aumento de la temperatura de entrada a un horno disminuye su capacidad térmica, así como su rendimiento, de manera que se precisa de un estudio completo de la instalación, incluyendo a la vez el horno e intercambiadores para determinar definitivamente la economía obtenida de combustible.

## **5.2 DESCRIPCION DEL HORNO VH-1**

El horno de la unidad de destilación al vacío de la Refinería Talara, diseñado por la Japan Gasoline Company en base a las especificaciones proporcionadas por la Universal Oil Products (U.O.P.), es un horno tipo cabaña de 4 pasos cuyas características principales son la ubicación de los quemadores de gas combustible en la parte inferior de las paredes que portan los tubos de la sección radiante y la presencia de un muro central refractario que divide la cámara radiante en dos secciones (ver Fig No 6).

## **5.3 GENERALIDADES SOBRE DISEÑO DE HORNOS TIPO CABAÑA**

El uso de este tipo de hornos es muy común en la industria del petróleo dada su economía de construcción y su alta eficiencia térmica.

Normalmente los hornos tipo cabaña se diseñan con la ubicación de los quemadores en el piso o en las paredes de los extremos de los tubos. Es raro el diseño de estos hornos con los quemadores ubicados horizontalmente en la parte inferior de las paredes que portan los tubos de la sección radiante.

La ubicación de los quemadores incide directamente en los siguientes aspectos :

- Servicio térmico de la sección radiante
- Eficiencia de la sección radiante
- Factor de servicio de la unidad
- Tiempo de vida de los tubos
- Control de la combustión

El diseño de este tipo de hornos puede incluir una pared refractaria cuando sea necesario satisfacer las siguientes requerimientos :

- Tener dos zonas separadas de calentamiento en la sección radiante para efectos de emplearlos en 2 o más servicios. En estos casos la pared central puede o no ser cubierta con tubos.
- Obtener buena distribución de calor desde el piso hasta el tope de la zona radiante incrementando la absorción de calor en los tubos inferiores de la zona radiante que normalmente están a bajas densidades de calor cuando la ubicación de los quemadores es en el piso.

Las especificaciones de la U.O.P. señalan que cuando en el diseño de un horno tipo cabaña incluye una pared central refractaria es factible incrementar la densidad de calor radiante promedio en un 20% del valor máximo

recomendado que para el caso del horno VH-1 es de 10,000 btu/hr\*ft<sup>2</sup>.

Todos los hornos que manipulan hidrocarburos sobre los 600°F se consideran coquificantes y por lo tanto su diseño debe incluir la instalación de facilidades para efectuar la limpieza interior de los tubos utilizando el método de decoquificación con aire y vapor. La alternativa de efectuar una limpieza mecánica no es aconsejable por las desventajas de mayor tiempo en su ejecución y pérdida de metal de los tubos por la acción erosiva del elemento limpiador.

La carga calórica o calor total generado en el interior del horno, el calor total transferido a la carga o duty, la densidad de transferencia de calor en las zonas de radiación y convección y la temperatura de la pared exterior de los tubos son los parámetros convencionales utilizados para evaluar la performance de un horno.

Para proteger las paredes de los hornos, particularmente de la zona de radiación, contra los efectos de la temperatura se utiliza un recubrimiento refractario y aislante, que por otra parte, tiene el objeto de reducir las pérdidas caloríficas al exterior.

### **5.3.1 QUEMADORES Y COMBUSTION**

El quemador es el creador, vigilante mantenedor de la llama; su diseño, instalación y funcionamiento representan los factores más importantes para lograr el aprovechamiento racional del poder calorífico del combustible.

Cualquier quemador debe cumplir 5 funciones :

1. Aportar combustible a la cámara de combustión en condiciones de ser quemado
2. Aportar aire a la cámara de combustión
3. Mezclar íntimamente el aire y el combustible
4. Encender y quemar la mezcla
5. Desplazar los productos de la combustión

Las condiciones básicas que un quemador debe satisfacer para conseguir una buena combustión se analiza en los siguientes puntos :

1. El diseño o selección del quemador debe elegirse de acuerdo a:

- La forma, dimensiones y temperatura de las paredes del hogar o cámara de combustión
- El tipo de funcionamiento : continuos o intermitentes
- El tipo de combustible y exceso de aire requerido

2. Debe tener un margen de regulación adecuado. Es decir la relación entre el caudal máximo y mínimo. Esta relación es propia de cualquier tipo de quemador y depende fundamentalmente de los siguientes factores :

- Combustibles utilizados
- Dimensiones de los conductores de aire y combustible
- Velocidad del aire y combustible
- Forma de mezcla de los mismos

La conveniencia de disponer de un amplio o estrecho, margen de regulación depende del tipo de proceso. Por ejemplo en un horno con varios quemadores el margen de regulación de la combustión se logra parando o arrancando quemadores; en este caso el margen para cada quemador puede ser muy estrecho.

3. Estabilidad de funcionamiento. La estabilidad de una llama depende en gran medida del equilibrio que debe existir entre la velocidad de la mezcla aire-combustible y la propagación de la llama; si aquella supera a esta se producirá el despegue de llama y en caso contrario la retroflama o retroceso de la llama, hasta extinguirse en el quemador.

La estabilidad de un quemador se define como la capacidad de mantener la llama dentro de los límites de su campo de regulación, incluso con la cámara de combustión fría o en condiciones de presión distintas de las diseñadas para el quemador.

Entre los métodos mas comunmente empleados para estabilizar la llama se encuentran los siguientes :

- Aumento de la transmisión de calor por conducción utilizando una gran turbulencia en la mezcla aire-combustible y aumentando con ello la velocidad de propagación de la llama

- Elevando el nivel térmico de la mezcla, la cual puede lograrse calentando el aire de combustión

- Instalando un cono invertido a la salida del quemador para provocar un vórtice de

recirculación de gases calientes, fuentes de reignición continua de estos

-Alargamiento tubular sobre el cabezal para favorecer la mezcla y rápida ignición

-Empleos de llamas pilotos que producen una zona de reignición continua junto a la periferia de la llama principal

4. Control sobre la forma y dimensiones de la llama. La forma y dimensiones de la llama es determinada fundamentalmente por la potencia del quemador; sin embargo pueden modificarse dentro de ciertos límites por una serie de variables entre los que se pueden destacar :

-Grado de turbulencia

-Velocidad de la mezcla

-Exceso de aire

-Presión del aire de combustión

-Tamaño de las gotas pulverizadas en los combustibles líquidos

El efecto que sobre la geometría de la llama tienen estas variables es el siguiente :

-Una buena mezcla aire-combustible, lograda por medio de una fuerte turbulencia y de altas velocidades, dá lugar, a igualdad de potencia, a una llama corta e intensa, mientras que una mezcla incompleta, a bajas velocidades, origina llamas largas y suaves

-El exceso de aire puede provocar alargamiento

de la llama al disminuirla y acortamiento al aumentar el exceso de aire

-Un aumento de la presión del aire de combustión tiende a acortar la llama

Los quemadores del horno VH-1 son

<u>TIPO</u>	<u>No de QUEMADORES</u>	<u>Q</u>	<u>QT</u>
NFK-GF-10	20	4.33	86.6
NFK-GF-105	8	4.64	37.1

Q= Máximo calor liberado por quemador. (MMbtu/hr)

QT= Calor total liberado (MMbtu/Hr)

Se debe observar siempre de no sobrepasar la capacidad máxima de los quemadores. Asimismo la alimentación del gas combustible se debe controlar (presión) para una distribución uniforme a través de los cabezales y quemadores. La diferencia en las presiones del gas combustible en los cabezales del horno se traduce en la distribución desbalanceada de la carga calórica en las cámaras del horno y esto también trae problemas en el tiempo de vida de los tubos.

Los quemadores del gas combustible se encuentran ubicados en la parte inferior de las paredes que portan los tubos de la sección radiante. Esta ubicación produce dos efectos negativos de considerable importancia en la operación y eficiencia del horno :

-Densidades de calor radiante de primer grado

muy superiores al máximo promedio tomado como base de diseño, sobre el 50% de la superficie total de los tubos de las filas inferiores ocasionando por la reflexión de calor radiante en la misma dirección y sentido contrario que las llamas del quemador

-Baja absorción de calor radiante en los tubos del techo, debido a la gran distancia que se hallan en relación a la llama, cuya luminosidad en su mayor parte se confina en el piso del horno

El tamaño, número y tipo de quemador a usarse en un horno tipo cabaña depende de los sgtes. factores

-Ubicación y distribución en el horno

-Distancia hasta el muro central refractario

-Disponibilidad para manipular combustibles que tengan una razonable variación en su poder calorífico

-Capacidad normal de quemado por lo menos igual a 80% de su capacidad máxima

-Seguridad en la ignición y facilidad en el mantenimiento

-Forma y tamaño de la llama predecible para todos los combustibles y capacidad de quemado

### **5.3.2 TUBOS Y ACCESORIOS**

El haz tubular esta formado por tubos de acero rectos colocados paralelamente las unas a las otras; el paso de un tubo a otro se consigue mediante un

codo de 180°, o mediante un aparato especial llamado caja de retorno.

Los tubos se solicitan en longitudes fijas. Deben satisfacer un cierto número de ensayos (análisis químico del metal, resistencia a la tracción en probeta normalizada, resistencia al aplastamiento y al ensanchamiento, etc.).

En los hornos dotados de cajas de retorno se eligen tubos con los extremos calibrados, y en algunos casos, tubos calibrados sobre toda su longitud. Cuando se utilizan codos, las extremidades de los tubos y las de los codos llevan un chaflán para la soldadura.

La caja de retorno es una pieza de acero moldeado, que permite la unión de los tubos que son introducidos en orificios previstos a este efecto y expandidos con la ayuda de un mandril, los orificios pueden estar dotados de ranuras, que permiten obtener una mayor estanqueidad.

La naturaleza del metal utilizado en la fabricación de los tubos y sus accesorios depende de las condiciones de temperatura y de la naturaleza corrosiva del fluido a calentar.

Se sabe que la resistencia mecánica del acero disminuye cuando la temperatura aumenta, y el metal presenta un fenómeno conocido bajo el nombre fluencia; bajo la acción de una tracción en caliente, una probeta de metal se alarga de manera no elástica y termina por romperse. Existen curvas que dan, para cada metal, las cargas que provocan un

alargamiento relativo dado, o la rotura en un tiempo determinado. Otro factor que determina la elección de la calidad del acero es la corrosión. Se trata de una parte, de la oxidación de la superficie del tubo por los humos calientes y, por otra parte, de la corrosión que puede provocar el fluido caliente.

### 5.3.3. LIMPIEZA DE LOS TUBOS

La limpieza interior de los tubos (decoquificado) de un horno se realiza mediante la acción del vapor de agua y aire. Generalmente el proceso se divide en dos etapas conocidos como spalling (desprendimiento por choque térmico) y burning (quemado).

Durante el spalling (desprendimiento por choque térmico) se inyecta vapor de agua a altas velocidades en los serpentines del horno, mientras los quemadores mantienen una adecuada temperatura en la cámara de combustión.

El coque se remueve principalmente por

- Acción refrigerante (choque térmico) del vapor de agua, causando el resquebrajamiento y desprendimiento del coque.

- Por la acción erosiva de las partículas de coque a altas velocidades

Una correcta ejecución de esta etapa removerá entre el 90 y 95% del coque adherido en los tubos.

Durante el período de burning (quemado), ambos

aire y vapor fluyen por el interior de los tubos y removerán cualquier remanente de coque por combustión.

En muchos casos puede ser necesario invertir la dirección de flujo de vapor durante el spalling, y aire y vapor durante el burning para incrementar la efectividad del decoquificado.

Esta flexibilidad para permitir primero el flujo en una dirección y luego en la otra es referida como facilidades direccionales dobles o de flujo en reversa.

Después de poner fuera de servicio el horno, se procede a vaporizar el interior de los tubos para evacuar el aceite remanente de los mismos. Purgar la cámara de combustión del horno antes de iniciar el encendido de los quemadores. Se prende los quemadores y se empieza a inyectar vapor graduando cuidadosamente el flujo. La etapa de spalling (desprendimiento por choque térmico) se iniciará cuando la temperatura de la cámara de combustión del horno llegue a una temperatura máxima determinada (1350<sup>o</sup>F para el horno VH-1). Se debe tener en cuenta que los serpentines que no están sujetos al desprendimiento por choque térmico deben mantener el flujo de vapor en su interior para evitar el sobrecalentamiento de los tubos.

Las condiciones de operación de la etapa de quemado se juzgarán por el color de la superficie de los tubos, el color del condensado del vapor gastado y por el volumen de anhídrido carbónico contenido en

los gases de combustión. Estas etapas se repiten varias veces hasta que el análisis orsat de los gases de combustión señalen un contenido de CO menor de 1% en volumen.

#### 5.4 METODO DE WIMPRESS PARA EL CALCULO DEL CALOR ABSORVIDO POR EL HORNO

El método para clasificar o predecir la producción de los calentadores de fuego directo obedece simplemente a un cálculo de balance de calor entre los vapores desprendidos del quemador o los gases calientes del horno y las corrientes del proceso.

Existen diversas limitaciones en el diseño de hornos. Uno de ellos es la eficiencia que depende del costo del combustible y la temperatura del fluido de proceso, el material de tubos y los gastos de inversión.

Los porcentajes de exceso de aire también tienen efecto significativo en la eficiencia del horno. De manera general cuanto más bajo sean los porcentajes mas pequeño será el horno.

El usuario establecerá la caída máxima de presión aceptable en el fluido del proceso en el horno. Si se especifica una caída de presión baja se pueden incrementar los costos del horno en forma considerable al ser necesario emplear mayores tamaños de tubos y reducir el mínimo de pasos paralelos.

Desde el inicio de las refinerías y de las industrias petroquímicas se han empleado hornos de fuego directo para suministrarles incluso un proceso de calentamiento.

Sin embargo se han publicado muy poca información respecto a métodos para predecir la producción de dichos hornos. La situación de la transferencia de calor que existe en un horno de refinería es tan complicado que la aplicación directa de las relaciones básicas de radiación y convección son difíciles de resolver, por lo tanto la industria a dependido en mayor grado de correlaciones estrictamente empíricas.

Aquí se describe un método para calcular la producción tanto de la sección de radiación como de convección de hornos a fuego directo. El método se basa en correlaciones para las transferencias de calor mediante la radiación y la convección. Es aplicable a tipos comunes de hornos de refinerías y donde se realiza la combustión en caja de fuejo sin llama que afecte a los tubos o paredes refractarias. Sin embargo el método puede ser utilizado en forma directa para la aplicación inclusive de quemadores tipo radiante o paredes refractarias de fuego especial.

Los calentadores a fuego son intercambiadores de calor. La entrada de calor es suministrada por el combustible radiante generalmente petróleo o gas en una cámara de combustión. El calor se transfiere desde el gas caliente al fluido contenido en las tuberías. Como en cualquier intercambiador de calor la estimación implica un balance de calor entre el emisor de calor y los vapores de calores absorvidas y una relación de estimados, pero al contraste al proceso común de intercambiadores de calor, la mayor parte de calor es transferido por radiación en lugar de por convección.

Un calentador a fuego típico consta de una caja de

fuego. o una sección de radiación, una sección de convección, un gancho para recoger el flujo de gas frío y una chimenea para liberar el gas y realizar el tiro.

La sección de radiación dá margen al combustible para su mezclado completamente con aire y su posterior quemado. Tambien contiene tubos de absorción de calor, que remueven una gran parte del calor de fluído de gas antes de pasar a la sección de convección.

Las tuberías están colocadas generalmente alrededor de la parte exterior de la caja de fuego, precisamente en frente de las paredes refractarias, para algunas aplicaciones, sin embargo se pueden colocar los tubos en el centro del horno con quemadores colocados a ambos lados. Por niveles de temperaturas existentes en la caja de fuego, la mayor parte de calor es transferido por radiación. Sin embargo los tubos deben estar dispuestos para uniformizar y efectivizar la absorción del calor de radiación.

Los tubos en la sección de convección que pueden soportar el calor son denominados tubos revestidos aunque tambien pueden ser incluídos mecánicamente como parte de la sección de convección. Para el diseño de procesos los tubos revestidos deberán ser considerados como parte de la sección de radiación.

La sección de convección recupera el calor adicional de los gases de combustión a un nivel más bajo de temperatura que puede ser obtenido económicamente en la sección de radiación. Aquí los tubos están colocados para generar altas velocidades de masas y turbulencias en el gas, de modo que obtenga una buena transferencia de calor

en la sección de convección.

El gancho ( damper) y la chimenea deben recolectar y expulsar simplemente los gases de combustión sin pérdidas excesivas de fricción y suministrar suficientes envíos para atravesar los gases hacia la caja de fuego y la sección de convección.

Ya que la disposición física y el mecanismo gobernante de la transferencia de calor son diferentes en las secciones de radiación y de convección se emplean métodos diferentes para estimar los calores transferidos en las dos secciones.

#### 5.4.1. TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA SECCION RADIANTE

Se han realizado investigaciones exhaustivas de la transferencia de calor radiante **entre** las superficies sólidas en diversas disposiciones, y entre los gases calientes y los sólidos. Lobo y Evans aplicaron los conceptos básicos de radiación en el diseño de hornos, y desarrollaron un método de estimación que era aplicado generalmente sin excesivas complicaciones. El método aquí discutido sigue su patrón básico. Este ha sido simplificado sin embargo al eliminar algunas variables generales.

Las bases para la transferencia de calor radiante son las fórmulas de STEFAN BOLTZMAN un cuerpo negro a una temperatura absoluta T irradia energía a un porcentaje  $W_b$  según

$$W_b = \sigma * T^4$$

donde la constante de STEFAN BOLTZMAN  $\sigma$  tiene el

valor de  $0.173 \cdot 10^{-8}$  btu/ft.

Para la transferencia de calor radiante entre dos superficies reales a temperatura  $T_a$  y  $T_b$  las relaciones van a ser:

$$q_r = \sigma \cdot A \cdot F \cdot (T_a^4 - T_b^4)$$

donde  $A$  = Area de la superficie (ft<sup>2</sup>)

$F$  = Factor de intercambio

El factor de intercambio depende del area relativa y disposición de las variadas superficies y de la emisividad y absorción de cada una. Ni la superficie con pérdidas de calor, ni la superficie con absorción de calor pueden ser empleados como una base para determinar el calor de radiación.

Sin embargo el factor de intercambio depende de la clase de superficie que se emplea.

#### 5.4.2. EQUIVALENTE DE LA SUPERFICIE PLANA FRIA

En un horno las superficies con absorción de calor están bien definidas en forma general. Además el porcentaje de transferencia de calor por unidad de area de absorción es importante para el diseño. Por consiguiente ha llegado a ser aceptado en la práctica el uso de superficies con absorción de calor o enfriadas como una base para el computo de la transferencia de calor radiante.

La superficie con absorción de calor común consta de un número de tubos cilíndricos paralelos frente de una pared refractaria.

Parte de la radiación del gas caliente golpea

los tubos en forma directa y es absorbida. El residuo pasa hacia la pared refractaria y es re-irradiado al horno.

Una vez más parte de las energías re-irradiadas es absorbidas por los tubos y el residuo continúa su paso. Se reemplaza el banco de tubos por una superficie plana equivalente. El banco de tubos no va a absorber toda la energía radiada hacia el área plana fría de modo que debe ser corregida por un factor de absorción y eficiencia ( $\alpha$ ).

El producto del área plana fría y el factor de absorción y eficiencia es denominado área plana fría equivalente (acp). Este constituye el área de un plano oscuro ideal que tiene la misma capacidad de absorción que el banco de tubos actual.

El calor en la sección radiante proviene de tres fuentes: calor neto de combustión ( $q_n$ ), calor sensible del aire de combustión ( $q_a$ ) y el calor sensible del fluido ( $q_f$ ).

El calor es removido de tres maneras: Calor absorbido por los tubos ( $q_r$ ), pérdidas de calor ( $q_l$ ) y por el calor sensible de la salida de gas ( $q_{g2}$ ).

Entonces se tiene:

$$q_n + q_a + q_f = q_r + q_l + q_{g2}$$

de donde

$$q_r = (1 + q_a/q_n + q_f/q_n - q_l/q_n - q_{g2}/q_n) * q_n$$

Se establece el calor neto de combustión tan pronto como sean establecidos el calor total y la eficiencia del horno. Los valores de  $q_a$  y  $q_f$  son

determinados por la temperatura del fluido y el aire de combustión,  $q_1$  es de 1% al 3%,  $q_n$  y  $q_{g2}$  es función de la temperatura y del exceso de aire.

La temperatura del fluido puede ser asumida como la media aritmética del ingreso y salida de la sección radiante. Los cálculos podrían ser más exactos a partir de las correlaciones del coeficiente de película. Aún cuando la estimación de la absorción radiante es totalmente insensible a la temperatura de la pared del tubo sin embargo es generalmente lo suficientemente exacta para aumentarle  $100^{\circ}\text{F}$  a la temperatura promedio del fluido.

#### 5.4.3. FACTOR DE INTERCAMBIO

Los únicos constituyentes en el fluido normal del gas que contribuyen significativamente a la emisión radiante son el  $\text{CO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{O}$ . También dependen de sus concentraciones, las dimensiones del horno, la temperatura del gas y de la superficie de absorción. Lobo y Evans han demostrado que la composición y los efectos dimensionales pueden ser considerados por un solo término, la presión parcial del  $\text{CO}_2$  más  $\text{H}_2\text{O}$  multiplicado por una longitud media de la flama.

El factor de intercambio también depende de la re-irradiación del refractario expuesto. El área refractaria expuesta se define como el total de área envuelta de la caja de fuego menos el área plana fría equivalente de todos los tubos. También se

considera que los tubos no absorben absolutamente toda la energía radiada, se acepta 0.9 como un valor aceptable para superficies con óxidos metálicos.

La ecuación para calcular la transferencia de calor por radiación en la caja de fuego es :

$$q_r = \sigma * \alpha * a_{cp} * (T_g^4 - T_t^4)$$

donde :  $a_{cp}$  = Area plana fría equivalente

$T_g$  = Temperatura de radiación

$T_t$  = Temperatura de los tubos

$\alpha$  = Factor de ef. de absorción

#### 5.4.4. TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA SECCION DE CONVECCION

La cantidad relativa de calor transferido por convección puede ser del 15% al 20% del calor total radiado que depende del nivel de temperatura. La relación para la transferencia de calor por convección es :

$$q_r = h_{rc} * a_{rt} * (T_g - T_t)$$

donde :

$h_{rc}$  = Coeficiente de transferencia de calor

(btu/hfft<sup>2</sup>-°F)

$a_{rt}$  = Area de transferencia (ft<sup>2</sup>)

Debido a que la transferencia de calor por convección no es el principal contribuyente se debe hacer algunas aproximaciones simplificadas.

Para un horno común el coeficiente de transferencia de calor ( $h_{rc}$ ) es aproximadamente 2.0 btu/Hr-ft<sup>2</sup>-°F,  $a_{rt}$  es aproximadamente 2 veces  $a_{cp}$  y el factor de intercambio F es aproximadamente 0.57.

Así tenemos :

$$q_{rc} = 7.0 * \alpha * a_{cp} * F * (T_g - T_t)$$

Finalmente tenemos que el calor absorbido ( $q_r$ ) en la sección de radiación es la suma de las transferencias por radiación y convección.:

$$q_r / \alpha * a_{cp} * F = \sigma * (T_g^4 - T_t^4) + 7.0 * (T_g - T_t)$$

donde  $q_r / \alpha * a_{cp} * F$  es función solo de la temperatura del gas y de la pared del tubo.

## 6.0. INTERCAMBIADORES

### 6.1. DESCRIPCION DE INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUBOS

V-E1 Este intercambiador utiliza el flujo de gasoleo pesado pra precalentar el crudo reducido que ingresa a todo la Unidad de Destilación , suministrándole el calor necesario antes de ingresar al intercambiador V-E2.

V-E2 : Este intercambiador utiliza el flujo de fondos de la columna de Destilación al vacío para precalentar el crudo reducido antes de su ingreso al horno.

V-E3 Es un generador de vapor que emplea agua desmineralizada procedente del V-E5 (cerca a temperatura de saturación) para enfriar el reciclo de gasoleo pesado que ingresa a la columna de destilación. Este vapor saturado generado (156 psig) se emplea como carga para los eyectores.

V-E5 Usa agua desmineralizada para enfriar los fondos procedente del intercambiador V-E2. El agua dismineralizada saliente es usado en la caldereta V-E3 y los fondos enfriados se bombean a tanques.

V-E6 Este enfriador tiene el propósito de remover calor (por medio de agua de mar) al reflujo de gasoleo ligero que retorna a la columna.

## 6.2 GENERALIDADES SOBRE DISEÑO DE INTERCAMBIADORES

Un intercambiador de calor es un equipo que permite el intercambio térmico entre dos fluidos a través de una pared metálica.

El calor que se transfiere puede ser latente o sensible por medio de los mecanismos de convección y conducción. La convección es generalmente el factor limitante y es por tanto el de mayor consideración en el diseño.

Los intercambiadores de calor son tan importantes y tan ampliamente usados en las industrias de procesos que su diseño ha experimentado un gran desarrollo. Existen normas y códigos que especifican con detalle los materiales, métodos de construcción, técnicas de diseño y dimensiones de los intercambiadores tales como los siguientes:

Standards of the Tubular Exchange Manufacturers  
(TEMA)

- ASME-API Unfired Pressure Vessel Code.

Los intercambiadores de casco y tubo son el tipo de intercambiador más usado relativamente barato, fácil de limpiar, disponible en varios tamaños y puede ser diseñado para presiones moderadas y altas sin costo excesivo.

El intercambiador está constituido por un haz de tubos montados en sus extremos en unas planchas denominadas portatubos. En los extremos se colocan los cabezales de distribución que aseguran la circulación del fluido por el interior del haz.

El haz de tubos está alojado en un casco provisto de

de entrada y otra de salida para el segundo fluido que circula por el interior de los tubos, siguiendo el camino impuesto por los deflectores (baffles)

Se distinguen tres tipos de intercambiadores de casco y tubo:

- Intercambiadores con placas portatubos fija.
- Intercambiadores de cabezal flotante
- Intercambiadores con tubo en U.

#### 6.2.1.INTERCAMBIADORES CON PLACAS PORTATUBOS FIJAS

En este tipo de intercambiador las placas portatubos pueden estar directamente soldadas sobre el casco. Son de construcción poco costosa y permiten alojar el máximo de tubos en el interior del casco, pero solo se pueden utilizar si la diferencia de temperatura entre los fluidos caliente y frío es pequeña de modo que la dilatación o contracción del haz sea aceptable. Además la limpieza del exterior de los tubos solo se puede efectuar por medios químicos, por lo que su empleo esta limitado, puede requerir el empleo de una junta de expansión en el casco.

#### 6.2.2.INTERCAMBIADORES DE CABEZAL FLOTANTE

Estos intercambiadores tienen tubos rectos asegurados en ambos extremos en la placa portatubos. Una de estas es libre de moverse por lo tanto previenen la expansión térmica diferencial entre el

haz de tubos y el casco. El haz de tubos puede ser removido para la inspección, reemplazo y limpieza externa de los tubos.

Tipos básicos de cabezal flotante :

a) Empaquetamiento exterior con prensa estopas.- En este intercambiador el fluido del lado del casco esta sellado por anillo de empaque, comprimido dentro de una caja de prensa estopas. El empaque le permite al cabezal flotante moverse de atrás hacia adelante. Desde que la caja de empaquetaduras (prensa estopas) solo esta en contacto con el fluido del casco, los fluidos del casco y de los tubos no se mezclan. Sin embargo pueden ocurrir filtraciones a través del empaque. El número de pasos en los tubos esta limitado por el número de tubos en el haz.

Son empleados para servicios teniendo para el lado del casco hasta 600 psi y 600°F. Estos intercambiadores no son aplicables cuando las filtraciones del fluido del lado del casco al exterior no son tolerables.

b) Haz de tracción total o removible. Este tipo de intercambiador tiene un cabezal separado empernado directamente a la placa portatubos, ensamblados son lo suficientemente pequeños para deslizarse a través del casco y el haz de tubos puede ser removido sin quebrar ninguna junta del extremo flotante. Aunque esta forma puede reducir el mantenimiento del lado del casco se

incrementa el mantenimiento de los tubos. El requerimiento de espacio libre (el mayor que se requiere para el intercambiador de casco y tubos) entre los tubos exteriores y el interior del casco debe proveer espacio para la empaquetadura y los pernos de la placa flotante de centrado de tubos.

El número de pasos de tubos esta limitado solo por el número de tubos. La previsión de expansiones térmicas diferenciales entre el casco y tubo se realiza en uniones empacadas o fuelles internos. Puesto que este tipo de intercambiador requiere de empaquetadura interna entre el cabezal y la placa portatubos flotante, sus aplicaciones estan restringidas a servicios donde son intolerables las fallas de las empaquetaduras internas.

c) Empaquetamiento exterior con un anillo de cierre hidraulico. En este intercambiador los fluídos del lado de los tubos y del lado del casco estan sellados por anillo de empaquetamiento de modo que las filtraciones a través de ambos empaquetamientos iran al exterior. El ancho de la placa portatubos debe ser suficiente para permitir los dos empaquetamientos el anillo de cierre hidráulico y para la expansión térmica diferencial. A veces se tiene un pequeño borde unido a la placa portatubos flotante para proveer de superficies de apoyo para el empaquetamiento y el anillo de

Desde que no puede existir partición de pasos en el extremo flotante el número de pasos en los tubos esta limitado. Las luces entre los tubos más exteriores y el interior del casco debe prevenir la distorsión de los orificios y tubos durante el enrollado de los tubos cerca al extremo exterior de la placa de centrado de tubos.

Los intercambiadores de empaque exterior y anillo de cierre hidráulico generalmente estan limitados a 150 psi y 500°F. No se deben emplear cuando no son aceptables las filtraciones de ambos fluídos al exterior o cuando no son tolerables las posibles mezclas de los fluídos del casco y de los tubos.

d) Anillo de respaldo interior dividido En este tipo de intercambiador la cubierta flotante esta asegurada contra la placa portatubos flotante por un empernado fuerte y reforzado con un anillo de respaldo dividido (anillo, abrazadera dividido). Este cierre localizado mas allá del extremo del casco esta encerrado por una cubierta de un diámetro mayor al del casco. La cubierta del casco, el anillo de abrazadera dividido y la cubierta del cabezal flotante deben ser removidos para que el haz de tubos se deslice a través del casco.

Las luces entre los tubos exteriores y el interior del casco se aproxima al diámetro

interior de las empaquetaduras de las placas portatubos.

Este tipo de intercambiador tiene la misma limitación en cuanto a número de pasos por los tubos que la del tipo de haz removible pero es el mas adecuado para mayores temperaturas y presiones en el casco.

### 6.2.3. INTERCAMBIADORES ESPECIALES

a) Intercambiadores con tubos en U - En este tipo de intercambiador los extremos de los tubos en U son asegurados a una placa portatubos simple. Se elimina la expansión térmica diferencial debido a que los tubos son libres de expandirse y contraerse.

El diámetro mas pequeño al cual se puede doblar un tubo sin deformar el diámetro exterior en un doblado en U es de tres a cuatro veces el diámetro exterior del tubo. Esto significa que es necesario omitir algunos tubos en el centro del haz dependiendo de la distribución.

Los intercambiadores con tubos en U se emplean para servicios donde los fluidos son limpios o donde la limpieza química es efectiva. Es empleado para servicios de alta presión principalmente en los reboilers a vapor.

b) Intercambiadores de doble tubo. Los intercambiadores de doble tubo estan constituidos por elementos rectilíneos de dos

tubos concéntricos, un cabezal de retorno y un codo en U.

La tubería interior se soporta en la exterior mediante estoperos y el fluido ingresa al tubo interior a través de una conexión localizada en la parte externa del intercambiador. Las tres tienen boquillas o conexiones que permiten la entrada y salida del fluido que va por el espacio anular.

Los tubos empleados son generalmente de acero de características I.P.S. y Schedule 40.

Las longitudes efectivas empleadas corrientemente son de 12, 15 y 20 pies.

Las siguientes dimensiones para intercambiadores de doble tubo son los mas comunes :

	DIAMETRO NOMINAL EN PULGADAS			
Tubo Interior	1 1/4	1 1/4	2	3
Tubo Exterior	2	1 1/2	3	4

Las ventajas que presentan son :

- Todos los elementos del intercambiador estan unidos por empalmes que permiten desmontarlos rápidamente para la limpieza o la substitución de los tubos.
- Se realiza el intercambio en contracorriente para lo que significa un magnifico

rendimiento.

Las desventajas que presentan son :

- Riesgos de fugas en los empalmes. Cada intercambiador de doble tubo introduce por lo menos catorce puntos donde puede ocurrir fugas.
- Cuando se emplean longitudes mayores de 20 pies, el tubo interior puede flexionarse produciendo una mala distribución del fluido en el espacio anular.
- La superficie de transferencia es pequeña en relación con el volumen global del intercambiador como consecuencia del radio mínimo de los codos, que limita la aproximación de los tubos.

El empleo del intercambiador de doble tubo esta limitado a los productos severamente sucios, muy calientes y de pequeño caudal. Igualmente la superficie total de transferencia requerida debe ser pequeña.

c) Superficie extendidas.- Las superficies extendidas se emplean cuando la resistencia térmica de uno de los fluidos es mucho mayor que la del otro fluido.

La razón entre las superficies interior y exterior para tubos lisos esta generalmente en el rango de 1.1 a 1.5 dependiendo del diámetro del tubo y el espesor de la pared. Los tubos de superficies extendidas son hechos con relaciones

de rea superficial de 3 a 40. Las superficies extendidas normalmente tienen aletas longitudinales o transversales a los tubos aunque otras formas también son disponibles.

Algunas de las formas comerciales de aletas son las siguientes:

- Aletas longitudinales : Los intercambiadores con aletas longitudinales consisten en dos tubos concéntricos con aletas longitudinales en el exterior de la tubería interior. No puede ser justificada económicamente si la superficie equivalente de casco y tubo requerida es mayor de 300 ft<sup>2</sup>.

Son adecuados para servicios donde la caída de presión permisible es baja y el fluido que va por el lado de las aletas es limpio.

- Aleta transversal : El intercambiador convencional de casco y tubo también puede ser hecho con tubos que tienen aletas transversales en lugar de tubos lisos. Este tubo tiene una aleta helicoidal de altura relativamente pequeña comparada con el diámetro del tubo y es a menudo referida como un low fin o lo-fin.

Generalmente son aplicables cuando la relación entre las resistencias exterior e interior es mayor que 3 para los tubos lisos.

Los tubos aletados son también usados para retubar intercambiadores existentes e incrementar la superficie de transferencia.

Este tipo de tubo aletado se conoce bajo los nombres de UNIFIN, TRUFIN, etc.

d) Enfriadores de caja :

-Serpentines - Consiste de un serpentín de tubos sumergidos en una caja llena de agua. Se emplean solamente por razones especiales. Por ejemplo cuando se requiere de un enfriamiento de emergencia.

- Secciones sumergidas.- Consiste de haces de tubos sumergidos en una caja de agua. Los haces de tubos sumergidos son generalmente mas baratos que los serpentines cuando se emplea agua fresca, pero mas caro cuando se usa agua salada (debido a la corrosión)

e) Condensadores barométricos: Es un intercambiador de contacto directo, comúnmente empleado para condensar pequeñas cantidades de vapor del tope de una torre de vacío.

El intercambiador consiste de una pequeña torre de contacto a través de la cual pasan el agua y el vapor de hidrocarburo. El vapor es condensado por contacto directo como consecuencia del intercambio térmico con las gotas de agua.

f) TUBEFLOW: Consiste de pares de tubos conectados externamente por aletas. Los fluidos circulan en contracorriente.

El calor se transfiere a través de las aletas de conexión. Toda la superficie de transferencia de calor es fácilmente limpiable.

Desde que el costo del intercambiador TUBEFLOW es de dos a tres veces que el de tipo casco y tubos para la misma superficie de transferencia, se emplean solamente cuando es extremadamente peligroso el goteo de un fluido sobre otro.

g) Intercambiadores compactos: (de placas, espirales, etc.) Generalmente son mas costosos que los intercambiadores del tipo casco tubo. Se justifican para fluidos especiales o por razones sanitarias, tienen una alta eficiencia de transferencia de calor.

Estos intercambiadores llegan a obtener hasta  $135 \text{ ft}^2$  por  $\text{ft}^3$  de volumen de intercambiador comparado con  $20-40 \text{ ft}^2$  para los intercambiadores de casco tubos convencionales. Esta ventaja hace que los intercambiadores compactos sean viables cuando existen limitaciones de espacio o para la industria espacial.

También son usados en la industria criogénica para minimizar pérdidas de calor por su menor superficie externa.

#### 6.2.4. CALDERETAS

Las cálculos empleados en la solución de este tipo de vaporizadores (generador de vapor con vaporización en la coraza), son comunes a muchos problemas de vaporización simple encontrados en las plantas, ya sea que estén o no conectados con

columnas de destilación. Si un líquido es sustancialmente puro o es una mezcla de punto de ebullición constante, ebullición isotérmicamente. Para operaciones de ebullición de servicio, tales como la vaporización de un líquido frío proveniente del almacenamiento, el líquido puede no estar en su punto de ebullición y se requerirá precalentarlo hasta ese grado. Puesto que la coraza de un vaporizador de circulación forzada es esencialmente la misma que en cualquier otro tipo de intercambiador 1-2, el precalentamiento puede hacerse en la misma coraza que la vaporización.

Si el medio calefactor es vapor de agua, se requieran solamente 2 pasos en los tubos y éstos no deben estar divididos igualmente, puesto que el paso de regreso lleva considerablemente menos vapor que el primer paso. Si el medio calefactor es una corriente caliente tal como gasoleo, hay el problema de determinar la diferencia verdadera de temperatura en cada zona. Si el acercamiento entre la temperatura de salida del medio calefactor y la temperatura de salida del vapor no es muy pequeña, la diferencia verdadera de temperatura puede aproximarse considerando la caída de temperatura en cada zona proporcional al calor removido del medio calefactor.

### 6.3 METODO DE CALCULO PARA INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUBOS

Se consideran dos (2) casos :intercambiador gasoleo vs crudo reducido y gasoleo vs agua.

Para el intercambiador gasoleo-crudo reducido se ha diseñado un modelo matemático que evalúa las temperaturas de salida de ambos fluidos por medio de un balance de calor a través del intercambiador y siguiendo criterios del número de unidades de transferencia (NTU), que está relacionado a la eficiencia del intercambiador (E) y a la razón de capacidades de calor (R).

Se siguen los siguientes pasos :

1.-Asumir la temperatura de salida del fluido caliente (T2) igual a la temperatura de entrada del fluido frío (t1) más 50 °F:  $T2=t1+50$

2.-Del balance de calor :

$$M*(H2-H1)=m*(h2-h1)$$

evaluar h2, luego t2 a través de la función  $T=H1(a\pi, K, h)$

Donde :

M=Flujo másico del fluido caliente (lb/Hr)

m=Flujo másico del fluido frío (lb/Hr)

H1, H2=Entalpía de entrada del fluido caliente (btu/lb)

h1, h2=Entalpía de entrada y salida del fluido frío (btu/lb)

K=Factor de caracterización

3.-Verificar t2 por el método del NTU. Para ello se utilizan las siguientes relaciones :

$$NTU=U*A/M*C1$$

$$R=W*C1/m*C2$$

Donde :

A= Area (ft<sup>2</sup>)

C1= Calor específico promedio del fluido caliente

C2= Calor específico promedio del fluido frío

NTU=Número de unidades de transferencia para el fluido caliente

U=Coeficiente global de transferencia de calor

R=Relación de capacidades caloríficas para el fluido caliente

4.-Conociendo NTU y R calcular la eficiencia E:

$$E = \frac{2 * (\exp^{(AA * NTU)} - 1)}{((AA + R + 1) * \exp^{(AA * NTU)} + (AA - R - 1))}$$

Donde :  $AA = (R^2 + 1)^{(1/2)}$

5.-Calcular T2 por medio de la ecuación :

$$E = (T1 - T2) / (T1 - t1)$$

siempre que se conozca la eficiencia

6.-Recalcular h2 y t2 a partir de la ecuación calórica

$$M * (H2 - H1) = m * (h2 - h1)$$

Para el segundo intercambiador gasoleo vs agua se tiene que en este caso la temperatura de salida se evalúa por un balance de calor alrededor del intercambiador.

Se consideran una caída de temperatura en el agua de enfriamiento de :

-120 °F si el fluido de enfriamiento es agua desmineralizada

-45 °F si el fluido de enfriamiento es agua de mar

La ecuación de balance de calor es :

$$M * (H2 - H1) = m * cp * (t1 - t2)$$

(se supone pérdidas de calor despreciables)

Donde :

M=Flujo másico del fluido caliente (lb/Hr)

m=Flujo másico del fluido de enfriamiento (lb/Hr)

H1, H2=Entalpía de entrada y salida del fluido caliente (btu/lb)

t1, t2=Temperaturas de entrada y salida del fluido frío (oF)

$c_p$  = Calor específico promedio del fluido frío ( $c_p$ )

Para la caldereta la temperatura de salida del gasoleo se evalúa por un balance de calor alrededor del intercambiador según :

Calor absorbido por el agua desmineralizada

$$Q_a = m \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1) + m \cdot \lambda$$

calor cedido por el gasoleo

$$Q_b = M \cdot (H_1 - H_2)$$

Se puede considerar que todo el calor cedido por el gasoleo es prácticamente absorbido por el agua desmineralizada :

$$m \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1) + m \cdot \lambda = M \cdot (H_1 - H_2)$$

Donde :

$m$  = Flujo másico de agua desmineralizada (lb/Hr)

$M$  = Flujo másico gasoleo (lb/Hr)

$t_1, t_2$  = Temperatura de salida y entrada del agua desmineralizada ( $^{\circ}F$ )

$\lambda$  = Calor latente de vaporización a la presión de saturación (btu/lb)

$H_2, H_1$  = Entalpía de entrada y salida del gasoleo (btu/lb)

### DESCRIPCION DE INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

V E-4 : Se emplea para remover calor al flujo de gasoleo pesado que retorna a la zona GOP (gasoleo pesado), manteniendo un perfil de temperatura adecuado en la zona de gasoleo pesado de la torre.

V-E8: Se emplea para remover calor al flujo neto de wax que es bombeado a tanques.

## 6.5 GENERALIDADES SOBRE DISEÑO DE INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

Si bien el agua ha sido el medio de enfriamiento standar para condensadores y enfriadores por muchos años el temor a la polución térmica, la escasez de agua de enfriamiento y la economía en los nuevos diseños de enfriadores atmosféricos han traído de moda a estos. Hoy en día si el agua de enfriamiento es disponible la elección entre enfriadores por agua y enfriadores por aire está basado principalmente por lo económico. Si el agua de enfriamiento presenta problemas, no hay elección, los enfriadores de aire son los requeridos.

Es obvio que el coeficiente global para enfriadores de aire está gobernado por la transferencia de calor en la película de aire que es bajo, del orden de 10 btu/hr\*ft<sup>2</sup>\*°F, en cambio para enfriadores por agua esta gobernado en la película tanto interior como exterior de los tubos y los coeficientes globales son de 10 a 30 veces mayor que los de enfriadores de aire.

Además el calor específico del aire es cerca de 0.245 btu/lb\*°F osea 1/4 que la del agua.

Así para el mismo calor absorbido la elevación de temperatura del medio de enfriamiento requerirá 4 veces mas aire que agua.

Como resultado los enfriadores de aire son mas largos en comparación con los de agua y es necesario estimar su tamaño para evitar problemas de espacio.

Además es a menudo difícil conseguir una temperatura de salida tan baja con enfriamiento de aire que con

enfriadores con agua , dado que el aire de enfriamiento esta basado en la temperatura de bulbo seco mientras que la perfomance de la torre de enfriamiento esta basado en la temperatura de bulbo mojado.

De otra parte los enfriadores de aire pueden hacer uso de tubos aletados teniendo una superficie externa cerca de 20 veces que los tubos llanos y esto anula en parte , el efecto de una baja transferencia de calor en la película de aire.

También , desde que los sistemas de enfriamiento con agua requieren una torre de enfriamiento, el espacio y costo de la torre debe ser añadido al sistema de enfriamiento. Cuando se usa agua de mar, esto causa corrosión de modo que serán requeridos los costos de tubos de cuproniquel.

El uso de aire reduce los factores de ensuciamiento en comparación con el uso de agua. Finalmente un punto que los ingenieros olvidan ; el aire es libre mientras que el agua de enfriamiento no.

Las características adicionales del aire de enfriamiento frente al agua de enfriamiento son listados en la tabla No 2 y 3. Estas muestran que cualquier diseño propuesto debería considerar al menos al aire de enfriamiento y hacer una comparación de costos con el sistema de agua de enfriamiento, incluyendo los intercambiadores y la torre de enfriamiento asociado a las líneas de agua, bombas e instrumentación y tratamiento de agua.

Un enfriador típico de aire tiene una sección horizontal que contiene tubos con aletas, una estructura

de soporte de acero con cámaras de llenado y anillo de ventilador, un ventilador de flujo axial, un ensamblaje de transmisión y diversos accesorios como rejillas de ventilación, cercados y pantallas de protección contra granizo.

Si los haces tubulares están colocados sobre los ventiladores recibiendo el aire impulsado por ellos, el enfriador de aire se denomina de tiro forzado.

Si por el contrario los haces están colocados por debajo de los ventiladores recibiendo el aire aspirado por ellos el enfriador se denomina de tiro inducido.

Las unidades de tiro forzado requieren menos energía porque desplaza el aire a la temperatura más baja posible. Los costos estructurales son más bajos y la vida mecánica más prolongada.

El diseño de enfriador de aire de tiro inducido proporciona una distribución más uniforme del aire sobre el haz, puesto que la velocidad del aire al acercarse a esta última es relativamente baja. Estas unidades tienen menos probabilidades de recircular el aire caliente del escape, puesto que la velocidad de salida del aire es varias veces la de la unidad de tiro forzado.

#### 6.5.1 DATA DEL AIRE

La temperatura de diseño del ambiente es la más importante variable implicada en la clasificación de un enfriador de aire.

Si se usa un valor más alto que el actual el sobrediseño será construido para el intercambiador

de modo que este tendrá la capacidad de enfriar el fluido de proceso a un valor bien debajo de la temperatura de salida deseada; si se especifica un valor más bajo que el actual el enfriador no será capaz de dar el calor requerido.

Afortunadamente, la temperatura de bulbo seco varía considerablemente a lo largo del año de modo que en la práctica corriente se asume una temperatura de diseño que exceda de 2 a 5% la temperatura del período. Es conveniente calcular la performance de un enfriador de aire diseñado para una temperatura frente a otra temperatura de bulbo seco conocida y leída del lugar de la planta. Los siguientes datos son necesarios para estimar la temperatura de diseño del aire:

- Una curva de la probabilidad de temperatura anual
- Una curva típica diaria.
- Una curva duración frecuencia de la temperatura máxima de bulbo seco

La densidad del aire afecta el flujo de aire requerido y así la capacidad del ventilador y el consumo de fuerza.

También la naturaleza de la atmósfera es importante. Si esta es corrosiva como el medio ambiente marino o como el medio que contiene dióxido de azufre, los ventiladores, aletas, tubos y estructura tienen que ser diseñados convenientemente.

### 6.5.2. MATERIALES Y ACCESORIOS

El aluminio es el material más económico para las aletas hasta 750 °F del lado del procesamiento, que limita las temperaturas de las aletas, aproximadamente a 450 °F. Los tubos con aletas de acero operan bien a temperaturas más altas ( se han utilizado tubos desnudos de acero para enfriadores de fondo que funcionan a índices bajos de transferencia de calor).

Los ventiladores de flujo axial son dispositivos de volumen elevado y baja presión. Los diámetros de los ventiladores se escogen para obtener presiones de velocidad aproximadamente 0.1 pulgadas de agua. La eficiencia total del ventilador es de cerca de 65% y las transmisiones tienen por lo común un mínimo de 95% de eficiencia mecánica.

En general los ventiladores tienen de 4 a 6 aspas. El diámetro del ventilador suele ser igual o ligeramente menor que el ancho del haz.

A las velocidades del ventilador que se requieren para un desempeño económico se produce una gran cantidad de ruido. El nivel del ruido se relaciona directamente con la velocidad de las puntas del ventilador elevada a la sexta potencia.

El montaje del ventilador debe proporcionar un mínimo de 1/2 a 3/4 de pulg. de diámetro entre el ventilador y el piso, en un intercambiador de calor de tiro forzado y un diámetro de 1/2 pulg. entre los tubos y el ventilador, en un enfriador de tiro

inducido.

Las aspas del ventilador se pueden hacer de aluminio, plástico moldeado, plástico laminado, acero al carbón, acero inoxidable.

### 6.5.3 Consideraciones de Diseño

1. Temperatura de diseño del aire.- Las temperaturas ambiente máximas serán de 10 a 20 °F mas altos que la temperatura máxima de diseño de bulbo seco, escogida sobre bases económicas.

2. Recirculación de aire.- El espaciamiento de los enfriadores adyacentes de aire y la ubicación de otros equipos son factores que influyen en la cantidad de recirculación de aire caliente.

3. Operaciones invernales.- Es preciso tomar en consideración la congelación del fluido de proceso, el uso de aire en exceso, las lluvias intensas, la congelación de humedad sobre las aletas.

4. Corrosión atmosférica.- Estos enfriadores no se deben situar en los lugares en que pasen por ellos humos y vapores corrosivos procedentes de ventilas.

5. Ensuciamiento del lado del aire.- Este debe ser mínimo.

6. Limpieza del lado del proceso.- Se puede realizar con facilidad la limpieza química o mecánica del interior de los tubos.

7. Presión de diseño del lado de procesamiento.- El fluido de procesamiento de alta presión se encuentra siempre en los tubos. Los cabezales del lado de los tubos son relativamente pequeños en comparación con las unidades enfriadas por agua y el diseño para presiones altas resulta relativamente simple.

8. Diferencia media de temperatura. Para un acercamiento a cero grados (cuando la temperatura exterior de los 2 fluidos es la misma), el factor de corrección de diferencia media de temperaturas para los intercambiadores de casco y tubo es aproximadamente 0.8. Para un enfriador de aire de paso simple, ese factor es de 0.91.

9. Distribución del aire.- La distribución del aire por el haz de tubos raramente es uniforme. El diseño mecánico puede tomar disposiciones para establecer desviadores de distribución que igualen el flujo de aire.

10. Costo de mantenimiento.- El mantenimiento de los equipos enfriados por aire es menor en comparación con los enfriadores de casco y tubo, aproximadamente en una relación de 3 a 10.

## TABLA No 2

### VENTAJAS DEL ENFRIAMIENTO CON AGUA RESPECTO AL ENFRIAMIENTO CON AIRE

1.-El agua puede ser usada para enfriar el fluido de proceso de 10 a 5 °F más bajo que el aire y el agua reciclada puede ser enfriada cerca de la temperatura de bulbo mojado en una torre de enfriamiento.

El bajo calor específico y una dependencia de la temperatura de bulbo seco hace que el aire no pueda ser usado para enfriar al fluido de proceso hacia bajas temperaturas.

2.-Los enfriadores con agua requieren menos área de transferencia de calor en comparación con los enfriadores de aire debido a que estos tienen bajos coeficientes de película y bajo calor específico.

3.-El agua es menos susceptible a variaciones de temperatura, mientras que la variación estacional de la temperatura del aire puede afectar la performance del enfriador con aire.

TABLA No 3

VENTAJAS DEL ENFRIAMIENTO CON AIRE RESPECTO AL  
ENFRIAMIENTO CON AGUA

1.-El aire se dispone libremente sin costo de acondicionamiento, mientras que el agua no, debiendo en muchos casos ser traída mediante bombas.

2.-El agua es corrosiva y requiere tratamiento para controlar el incrustamiento y acumulación de suciedad, mientras que el aire lo es raramente (por ejemplo el ambiente marino).

3.-Los costos operativos de los enfriadores con aire son bajos, desde que las pérdidas de tiro están por el orden de 0.5-1.0 pulg de agua.

Los costos operativos para los enfriadores con agua son altos porque la bomba para circulación del agua de enfriamiento puede tener una carga de operación de 10 pies de agua, dependiendo de la ubicación del enfriador.

4.-El costo de mantenimiento para sistemas de enfriamiento con aire es del 20 al 30% del costo para sistemas de enfriamiento con agua.

## 6.6 METODO DE CALCULO PARA INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

Las variables que afectan el diseño de los intercambiadores atmosféricos pueden ser calculados solo por métodos de prueba y error (iteraciones) si se considera la ecuación básica :

$$Q=U*A*DT$$

Donde :

Q=Calor transferido (btu/Hr)

U=Coeficiente global de transf. de calor  
(btu/Hr-ft<sup>2</sup>-°F)

DT=Diferencia efectiva de temperatura que depende del fluido caliente (T2 y T1 ) y del aire (t2 y t1)

T1,T2=Temperatura de entrada y salida del fluido caliente (°F)

t1,t2=Temperatura de entrada y salida del aire (°F)

Se tiene que se conoce solamente Q,T2,T1 y t1 .

Debido que el coeficiente de transferencia de calor para la película de aire es directamente proporcional al flujo de aire, un incremento en la razón de flujo de aire también incrementa el coeficiente global de transferencia y la diferencia de temperatura (DT).Sin embargo la caída de presión através de los enfriadores se incrementa casi como el cuadrado de la razón de flujo de aire , de modo que la potencia del motor requerido por los ventiladores se incrementa tanto como el coeficiente global de transferencia de calor (U) y la diferencia de temperatura (DT).

Finalmente el tipo de aletas empleado para prolongar la superficie exterior de los tubos afecta tanto al

coeficiente global de transferencia a de calor (U), la potencia del motor y desde luego los costos.

Con estas restricciones se puede seguir el siguiente procedimiento:

a.-Asumir el coeficiente global de transferencia de calor (U) dependiendo del fluido de proceso y el rango de temperatura (tabla No 5).

b.-Calcular la elevación de la temperatura del aire mediante una forma empírica

c.-Calcular la potencia del ventilador basado sobre tubos descubiertos de modo de evitar las peculiaridades de cualquier tipo de aleta.

Se presentará a continuación el método de la UOP para estimar el tamaño de un intercambiador atmosférico

a.-Seleccionar el coeficiente global de calor de la tabla 5, se selecciona el coeficiente de calor de acuerdo al servicio de enfriamiento

b.-Calcular la elevación de la temperatura del aire de la tabla 4, se escoge 1 ó 2 BAYS de acuerdo a la carga (duty) requerido. Asimismo el número de filas de tubos no puede ser predecida para todos los servicios. En general, enfriadores que tengan un rango de enfriamiento hasta 80°F y condensadores que tengan un rango de enfriamiento hasta 50°F son seleccionados con 4 filas de tubos (tube layers). Si los rangos exceden dichos valores se seleccionarán con 6 filas de tubos.

Con todo esto se selecciona un área (ft<sup>2</sup>/bay) y elevación de temperatura de aire (°F/MMbtu/Hr)

c.-Estimar la temperatura media logarítmica

$$=(DT2-DT1)/Ln(dt2-dt1)$$

Donde :

$$DT2 = T1 - t2$$

$$DT1 = T2 - t1$$

$DT2$  es la mayor diferencia de temperatura tomada de la entrada y salida del intercambiador.

Como para un intercambiador convencional de coraza y tubos el LMTD no se aplica para intercambiadores atmosféricos y debe ser corregido de acuerdo al flujo patron elegido.

Un número para cada patron está disponible para diseños de intercambiadores atmosféricos y los factores de corrección para esos flujos patrones son dados en los standares del TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS (TEMA). El flujo patron y los factores de corrección asumidos para este procedimiento de estimación son para flujo cruzado sin mezcla y un paso tanto para fluido del tubo como para el aire.

d.-Calcular el  $U$  requerido empleando la ecuación básica

$$U = Q / A * DT$$

donde este  $U$  requerido debe coincidir con el  $U$  seleccionado.

TABLA No 4

AREA	L	PANEL	AIRE	HP
PANELES CON 4 SECCION DE HILERAS				
8200	15	5*15	14.5	12
12500	15	8*15	9.7	18
16800	20	8*20	7.5	24
20200	24	8*24	6.3	28
25300	30	8*30	5.0	36
26600	24	11*24	4.6	37
33200	30	11*30	3.7	47
40400	24	16*24	3.1	56
50600	30	16*30	2.5	70
58500	30	16*30	2.2	83
66400	30	21*30	1.8	95
75900	30	24*30	1.7	100
83000	30	27*30	1.5	118
PANELES CON 6 SECCIONES DE HILERAS				
18800	15	8*15	11.6	14
25200	20	8*20	9.0	18
30300	24	8*24	7.5	22
37900	30	8*30	6.0	28
39800	24	11*24	5.3	29
49200	30	11*30	4.6	37
60600	24	16*24	3.8	44
75800	30	16*30	3.0	56
87700	30	19*30	2.7	65
99600	30	21*30	2.3	74
114800	30	24*30	1.8	88

AREA=Superficie total (ft<sup>2</sup>)      L=Long. tubos (ft)

PANEL=Dimension de cada panel

AIRE=Elevación temp. del aire

HP=Potencia total del ventilador

TABLA No 5

SERVICIO DE ENFRIAMIENTO	COEFICIENTE TRANSF.	No DE HILERAS DE TUBOS
Hidrocarburos ligeros	4-5	4 ó 6
Gasoleo ligero	3-4	4 ó 6
Gasoleo pesado	2.5-3	4 ó 6
Aceite lubricante	1-2	4 ó 6
Asfalto	0.75-1.5	6 ó más
Gas natural 50 #	1-2	4
Gas natural 100 #	2-3	4
Gas natural 1000 #	3.5-4.5	4
SERVICIO PARA CONDENSAR		
Vapor	7-8	4
Hidrocarburo ligero	4-5	4 ó 6
Efluente reactor	3.5-4.5	6

### 6.6.1 ESTIMACION DEL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

En el presente trabajo el objetivo no es el diseño sino el cálculo de la temperatura de salida ( $T_2$ ) del fluido de servicio. Por lo tanto se usarán los datos de diseño del área como del coeficiente global de transferencia de calor para la evaluación.

Para ello:

1. Se asume una temperatura de salida del fluido de servicio ( $T_2$ )
2. Se calcula la carga DUTY del servicio con la fórmula.

$$Q = M * C_p (T_1 - T_2)$$

3. Con el valor del área de diseño es posible obtener de la Tabla 4 el valor de la elevación de la temperatura del aire.(ETA)
4. Se calcula la temperatura media logarítmica.
5. Se usa la fórmula de diseño

$$A = Q/U * LMTD$$

Para verificar el área de diseño.

Si no es así, asumir otro valor de  $T_2$  (se entiende que el método de iteración puede ser mejorado).

## 7. EYECTORES

### EYECTORES Y SISTEMA DE VACIO

Los eyectores que operan con vapor son importantes para crear y mantener el vacío en un sistema. Los eyectores no tienen partes móviles y operan por la acción de un fluido a alta presión que se mezcla con otro a baja presión resultando un tercer flujo a presión intermedia.

El vapor a alta presión entra a la cámara de vapor y se expande pasando a través de la tobera de succión a la cámara de succión. Aquí el aire u otra mezcla es conducido por el vapor de alta velocidad. Esta nueva mezcla entra al difusor y pasa a través de su garganta para luego salir del mismo. En el difusor la velocidad de la mezcla es convertida de nuevo a presión mas alta que la succión, pero considerablemente menor que la presión de entrada de vapor.

Las características principales de los eyectores son:

- Se pueden manipular mezclas de vapores húmedos, secos o corrosivos
- Desarrollan cualquier vacío necesario para las operaciones industriales
- Todos los tamaños están disponibles para cualquier requerimiento de capacidad
- No tienen partes móviles por lo tanto tienen bajo costo de mantenimiento, operación constante cuando la corrosión no es un factor importante
- Operación silenciosa
- Costo de instalación relativamente barato

comparado con las bombas de vacío mecánicas

## TIPOS DE EYECTORES

Los eyectores pueden ser de una o múltiples etapas. Las etapas adicionales con o sin etapas de condensación de vapor, permiten que el sistema opere a presiones absolutas más bajas que una unidad con una sola etapa. Varias combinaciones de series de eyectores sin intercondensadores pueden ser conectados a eyectores con intercondensadores o con condensadores conectados luego del eyector (after condensador), para obtener varios tipos de operaciones económicas.

Los intercondensadores son utilizados para condensar los vapores que provienen del eyector precedente, reduciendo la cantidad de ingreso de mezcla de vapor a la etapa siguiente. Esto significa un aumento en la economía del vapor.

Los factores de comportamiento de los eyectores son :

-Presión de vapor: La presión de diseño del vapor debe ser seleccionada como la presión observada en la boquilla del eyector menos 10 psi. Esta base de diseño permite una operación estable bajo pequeñas fluctuaciones en la presión. Un aumento en la presión usualmente disminuye la capacidad debido a la cantidad adicional de vapor en el difusor

-Efecto del vapor sobrecalentado: se recomienda de 5 a 15 °F de sobrecalentamiento. Un alto grado de sobrecalentamiento no es aconsejable ya que un aumento en la energía disponible causa

una disminución en la densidad del vapor.

-Presión de descarga: La mayoría de fabricantes diseñan eyectores para una presión de de 0.5-1.0 psig en la descarga atmosférica del eyector. La caída de presión a través de cualquier tubería de descarga y siguientes enfriadores deben ser tomadas en consideración.

-Capacidad total en la succión del eyector: La capacidad total es la suma de todos los flujos esperados de condensables y no condensables, los cuales entran en la succión del eyector y consisten:

1. Penetración del aire
2. Gases no condensados liberados de los gases inyectados originalmente hacia el proceso por purgas, productos de reacción, etc.
3. Gases no condensables, generalmente aire liberado del contacto directo con la inyección del agua
4. Vapores condensables saturados con los no condensables

### **7.3 PROCEDIMIENTO PARA LA SELECCION DE UN EYECTOR**

Se debe tener presente lo siguiente

- Determine el vacío requerido en el punto crítico del sistema
- Calcule la caída de presión desde ese punto del proceso a la succión de la primera etapa de:

eyector

-A las condiciones de succión del eyector determine :

a.Las lb/hr de vapor condensado

b.Las lb/hr de gases no condensados  
(disueltos, inyectados, penetración de aire, etc.)

-Prepare la hoja de especificaciones

#### 7.4 DESCRIPCION DE LOS EYECTORES DE LA UNIDAD

- Consta de un sistema de eyectores por vapor tipo jet,(Fig.No ) de 3 etapas (2 elementos por cada etapa), con 2 intercondensadores y un aftercondensador del tipo superficiales.

Una unidad de eyectores de 3 etapas (dos eyectores por etapa) será clasificado para operar una tercera parte de la carga total y la otra unidad para las dos terceras partes de la carga total.

Para proveer una máxima flexibilidad y un consumo mínimo de vapor por reducción de la carga, los dos eyectores de cada etapa serán diseñados tal que puedan ser operados independientemente uno del otro, utilizando condensadores comunes.

VAPOR 125 PISIG

GASES A COMBUSTION

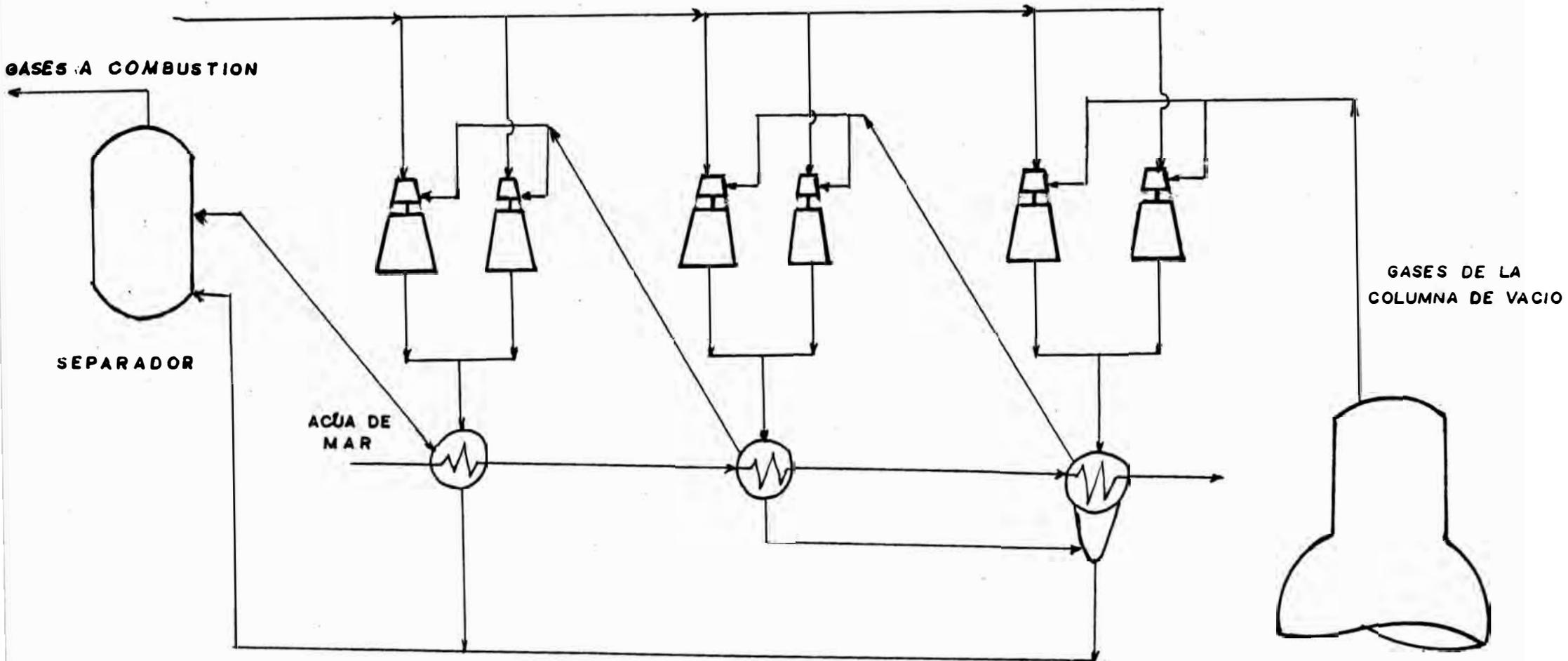
SEPARADOR

ACUA DE MAR

GASES DE LA COLUMNA DE VACIO

SISTEMA DE EYECTORES

FIG 7



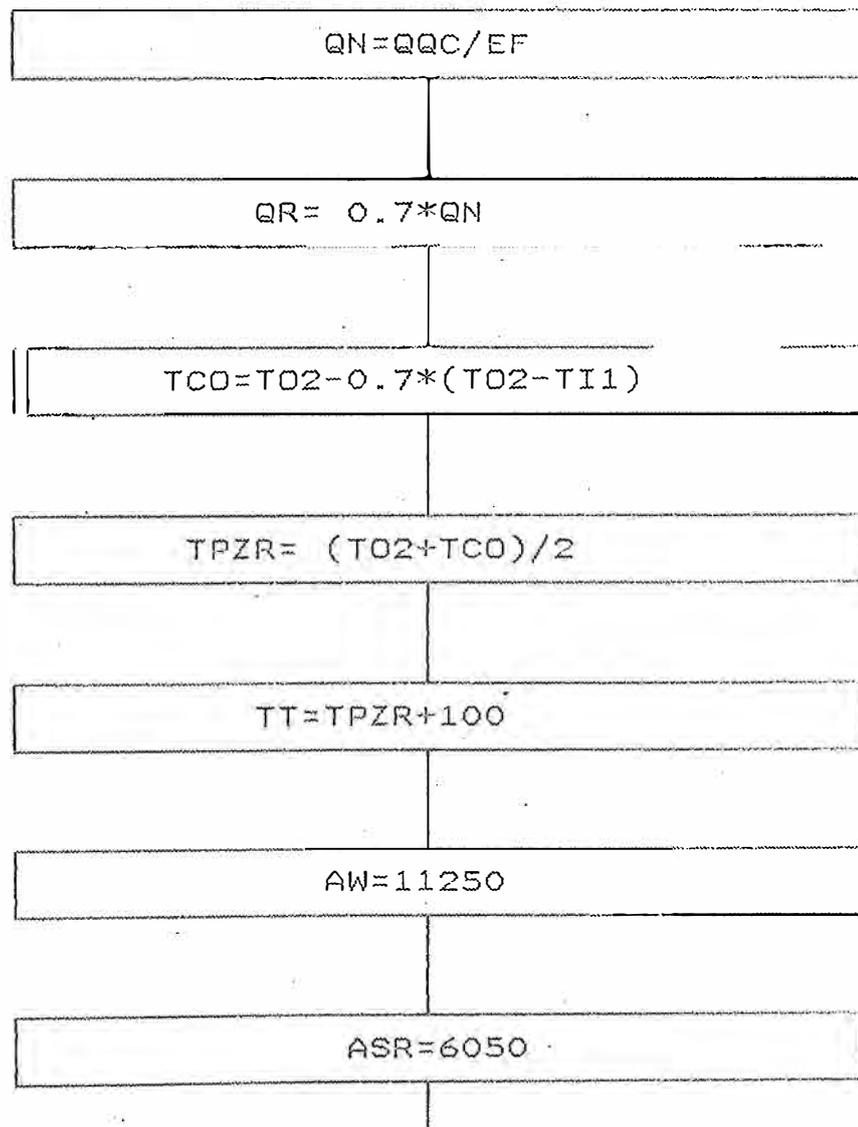
## 8. MODELO MATEMATICO DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

Las teorías que sustentan los diversos modelos matemáticos a presentar así como las ecuaciones de diseño ya han sido tratados en los capítulos anteriores por lo que aquí se presentan : los diagramas de flujo y procedimiento de cálculo utilizado en la elaboración de los programas para la computadora. La nomenclatura se puede ver al final de cada sub-capítulo.

### 8.1 MODELO MATEMATICO DEL HORNO

#### 8.1.1 DIAGRAMA DE FLUJO

BPD, GE, QQC, TI1, T02, EA, TCH



ND1, ND2, ND3, ND4, ND5

$$\text{ALFA} = -0.38671 + 4.9805 * (1/X) - 6.463 * (1/X)^2 + 0.7173 * (1/X)^3$$

$$\begin{aligned} \text{ACP1} &= 57.4 * \text{D1} * \text{ND1} / 12 \\ \text{ACP2} &= 57.4 * \text{D2} * \text{ND2} / 12 \\ \text{ACP3} &= 57.4 * \text{D3} * \text{ND3} / 12 \\ \text{ACP4} &= 57.4 * \text{D4} * \text{ND4} / 12 \\ \text{ACP5} &= 57.4 * \text{D5} * \text{ND5} / 12 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{X1} &= \text{D1} * / 4.0 \\ \text{X2} &= \text{D2} * / 4.5 \\ \text{X3} &= \text{D3} * / 5.563 \\ \text{X4} &= \text{D4} * / 6.625 \\ \text{X5} &= \text{D5} * / 8.625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AACP1} &= \text{ACP1} * \text{ALFA}(\text{X1}) \\ \text{AACP2} &= \text{ACP2} * \text{ALFA}(\text{X2}) \\ \text{AACP3} &= \text{ACP3} * \text{ALFA}(\text{X3}) \\ \text{AACP4} &= \text{ACP4} * \text{ALFA}(\text{X4}) \\ \text{AACP5} &= \text{ACP5} * \text{ALFA}(\text{X5}) \end{aligned}$$

$$\text{TACP} = \text{AACP1} + \text{AACP2} + \text{AACP3} + \text{AACP4} + \text{AACP5}$$

$$\text{AR} = \text{AW} - \text{TACP}$$

$$\text{V} = \text{A} * \text{H} * \text{L} / 2$$

$$\text{LMF} = (2/3) * \sqrt[3]{(1/3)}$$

$$\text{PP} = 0.0859 + 8.0594 * (1/\text{EA}) - 152.1877 * (1/\text{EA})^2 + 189.223 * (1/\text{EA})^3 - 2927.137 * (1/\text{EA})^4 - 635.1763 * (1/\text{EA})^5 - 88.118 * (1/\text{EA})^6$$

$$\text{PL} = \text{PP} * \text{LMF}$$

$$\text{FTG} = 1.7108 * 10^{-9} * (\text{TG}^4 - (\text{TT} + 460)^4) + 7.0 * (\text{TG} - (\text{TT} + 460))$$

(B)

$$\text{E} = \text{F}(\text{TG}, \text{PL})$$

$$\text{RA} = \text{AR} / \text{TACP}$$

$$\text{RFACT} = \text{AW} / \text{TACP}$$
$$\text{X} = \text{RFACT}$$

$$\text{F} = \text{F}(\text{X})$$

$$\text{APE} = \text{TACP} * \text{F}$$

$$\text{RECA} = \text{QN} / \text{APE}$$

$$\text{Y} = \text{F}(\text{EA}, \text{TG})$$

$XX = (1 - 0.02 - Y) * RECA$

$TG1 = FTG(TG) - XX$

$(TG - TG1) < 1$

FIN

$TG = TG + 102$

### 8.1.2 PROCEDIMIENTO DE CALCULO

1. Data necesaria : BPD, TIA, T02, QE, QQC, EA, TCH, NO1, NO2, NO3, NO4, NO5.

2. Procedimiento de Cálculo

$$-QN = QC/EF$$

$$-QR = 0.7*QQC$$

$$-TCO = T02 - 0.7*(T02 - TI1)$$

$$-TPZR = (T02 + TCO)/2$$

$$-TT = TPZR + 100$$

$$-AW = 2*(A+LL) + 2*(H*LL) + 2*(A*LL) + 2*(HP*LL)$$

$$-ASR = (4*ND1 + 4.5*ND2 + 5.503*ND3 + 6.625*ND4 + 8.625*ND5)*LA + 2*4*8*LA$$

$$-X1 = D1/4, X2 = D2/4.5, X3 = D3/5.563$$

$$X4 = D4/6.625, X5 = D5/8.625$$

$$-TACP = L*(D1*ND1*ALFA(X_1) + D2*ND2*ALFA(X_2) + D2*ND2*ALFA(X_2) + D3*ND3*ALFA(X_3) + D4*ND4*ALFA(X_4) + D5*ND5*ALFA(X_5))$$

$$-AR = AW - TACP$$

$$-V = A*H*L/2$$

$$-LMF = (2/3)*(V)^{1/3}$$

$$-PP = FUNCION (EA)$$

$$-PL = PP*LMF$$

$$-QR/\alpha*ACP*F =$$

$$(1 - QL/QN - QG/QN)*QN/\alpha*ACP*F \dots \dots \dots (1)$$

$$-QR/\alpha*ACP*F =$$

$$\sigma*(TG^4 - TT^4) + 7*(TG - TT) = X \dots \dots \dots (2)$$

-Se plotea TG vs X

-Se asume TG

-Se calcula QR/alpha\*ACP\*F segun (2)

- Se reemplaza el valor de  $QR/\alpha*ACP*F$  en (1) y se calcula TG
- Si el valor de TG calculado es igual al TG asumido culmina la iteración sino se procede a asumir otro valor de TG
- Si los valores de TG coincide se procede a calcular :  $QR=(QR/\alpha*ACP*F)*\alpha*ACP*F$

## NOMENCLATURA

A=Ancho del horno (ft)

ACP=Area plana fria equivalente (ft<sup>2</sup>)

AR=Area radiante (ft<sup>2</sup>)

AW=Area envolvente del horno (ft<sup>2</sup>)

ASR=Area superficial en zona de radiación  
(ft<sup>2</sup>)

Alpha=Factor de eficiencia de absorción

BPD=Flujo volumétrico del crudo reducido al  
horno (barriles/día)

D1,D2,D3,D4,D5=Distancia centro a centro para  
diámetros de 3.5,4,5,6 y 8  
pulg respectivamenete

EA=Porcentaje de exceso de aire

EF=Eficiencia del horno

F=Factor de forma

H=Altura del horno (ft)

HP=altura pared divisoria (ft)

LA=Longitud aprovechable del horno (ft)

LL=Longitud del horno (ft)

LMF=Longitud media de la flama

ND1,ND2,ND3,ND4,ND5=Número de tubos del horno  
para diámetro de 3.5,4,5,  
6 y 8 pulg. respect.

PL=Longitud de la flama (ft)

PP=Presión parcial de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O

QE=API a 60°F del crudo reducido

QL=Pérdidas de calor (btu/hr)

QN=Calor liberado (btu/lb)

QR=Calor absorbido en zona radiante (btu/lb)

QQC=Carga calórica (btu/lb)

TG=Temperatura de radiación ( $^{\circ}$ F)

TT=Temperatura de tubo en zona radiante ( $^{\circ}$ F)

TCO=Temperatura CROSS-OVER

TI1=Temperatura de ingreso del crudo reducido al  
horno ( $^{\circ}$ F)

TO2=Temperatura de salida del horno del crudo  
reducido ( $^{\circ}$ F)

TACP=Area plana equivalente ( $\text{ft}^2$ )

TPZR=Temp. promedio en zona radiante ( $^{\circ}$ F)

V=Volumen de cada cámara ( $\text{ft}^3$ )

MODELO MATEMATICO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

8.3.1 INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUBOS

8.3.1.1.- DIAGRAMA DE FLUJO

DIAGRAMA DE FLUJO DEL INTERCAMBIADOR V-E1

L1, F, TL7, TL1, U, A

$$TL8 = TL7 + 50$$

$$Q1 = L1 * (HL(API3, TL1, KUOP3) - HL(API3, TL8, KUOP3))$$

$$H = HL(API1, TL7, KUOP1) + Q1/F$$

$$TL9 = \text{SOL H (KUOP1, API1, H)}$$

$$CPF = (CP(API1, TL7) + CP(API1, TL9)) / 2$$

$$CP\ GOP = (CP(API3, TL1) + CP(API3, TL8)) / 2$$

$$NTU = U * A / (L1 * CP\ GOP)$$

$$R = L1 * CP\ GOP / (F * CPF)$$

$$AA = (R^2 + 1)^{(1/2)}$$

$$E=2*(e^{(AA*NTU)}-1)/((AA+R+1)*e^{(AA*NTU)}+(AA-R-1))$$

$$TL8=TL1- E*(TL1 - TL7)$$

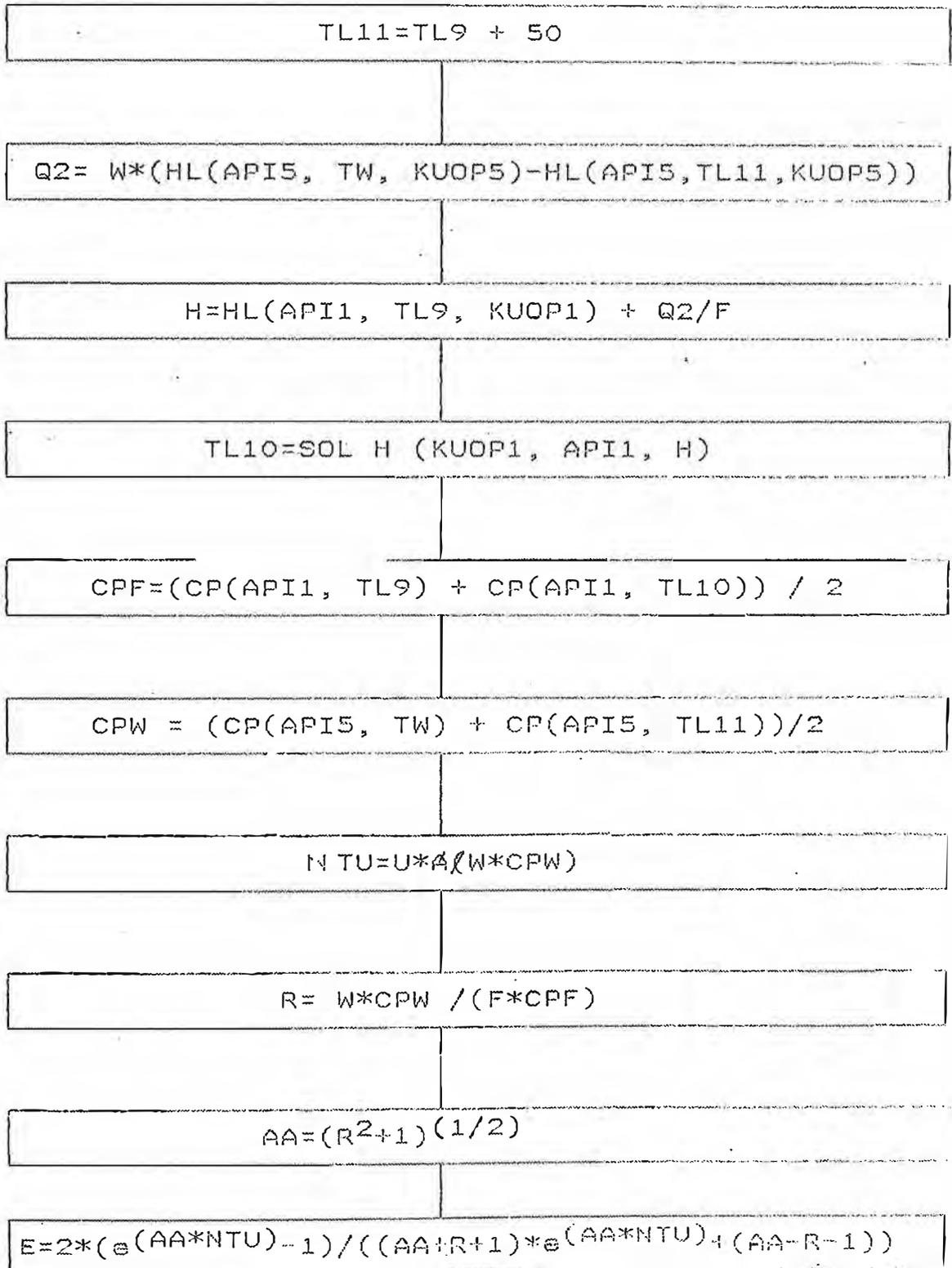
$$Q1=L1*(HL(API3, TL1, KUOP3)-HL(API3, TL8, KUOP3))$$

$$H=HL(API1, TL7, KUOP1) + Q1/F$$

$$TL9= SOL H (KUOP3, API3, H)$$

## DIAGRAMA DE FLUJO VE2

F, W, TL9, TW, U, A



$$TL11 = TW - E * (TW - TL9)$$

$$Q2 = W * (HL(API5, TW, KUOP5) - HL(API5, TL11, KUOP5))$$

$$H = HL(API1, TL9, KUOP1) + Q2 / F$$

$$TL10 = SOL H (KUOP1, API1, H)$$

DIAGRAMA DE FLUJO V-E3

L4, LL1, TT2, TL3, PP3

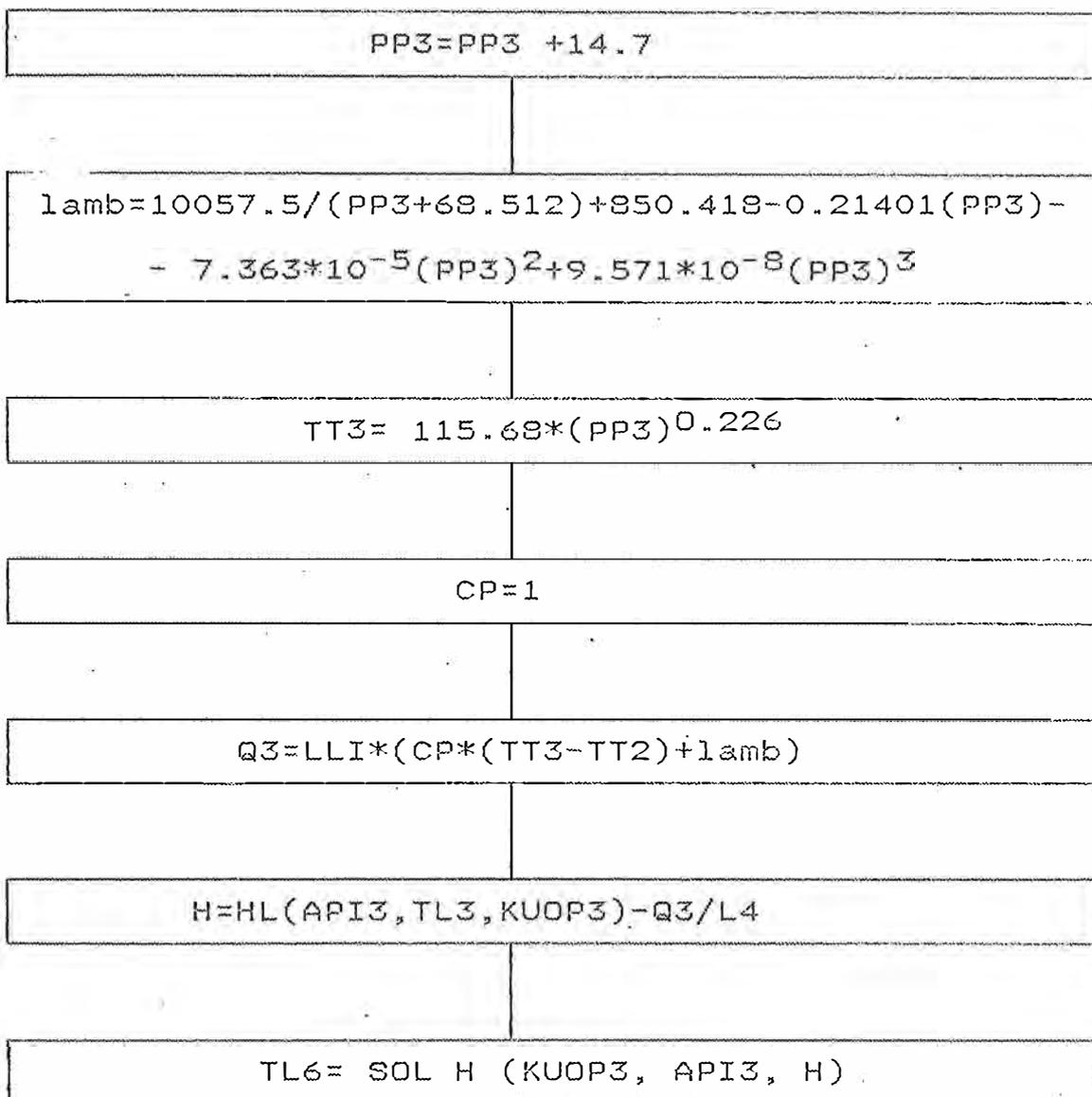


DIAGRAMA DE FLUJO VE-5

W, LL1, TL11, TT1, U, A

$$TT2 = TT1 + DT$$

$$CP = 1$$

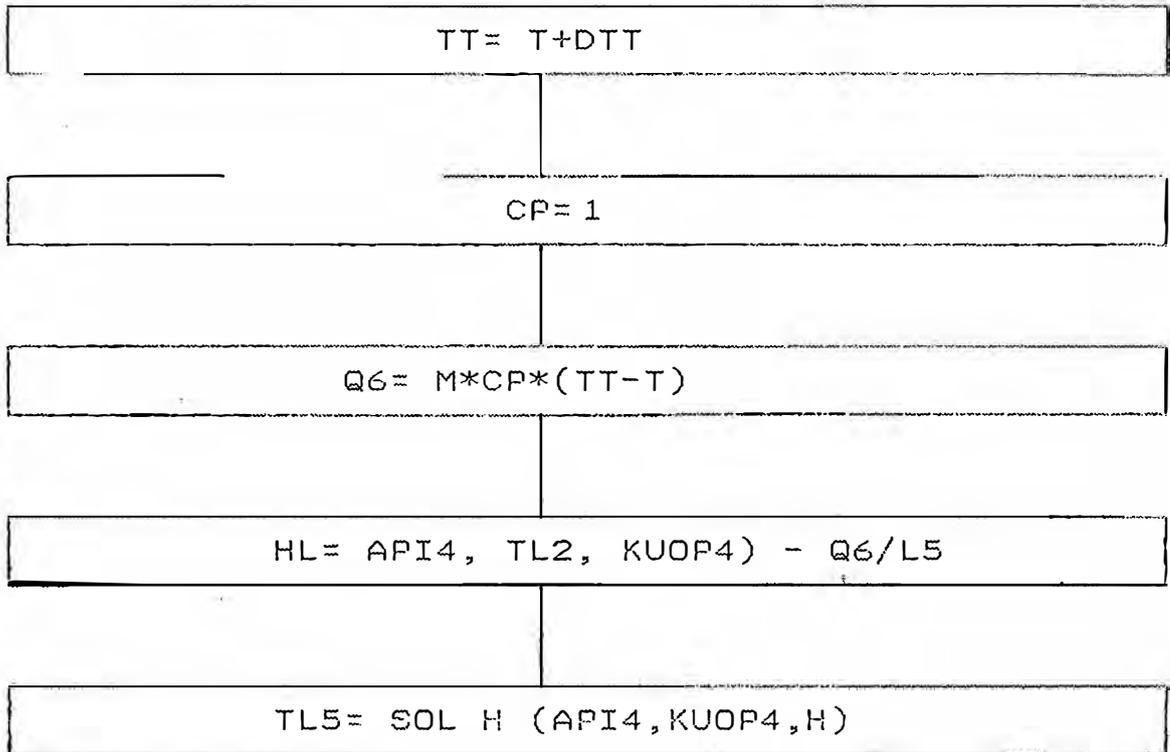
$$Q5 = LL1 * CP * DT$$

$$H = HL(API5, TL11, KUOP5, ) - Q5/W$$

$$TL12 = SOL H (KUOP5, API5, H)$$

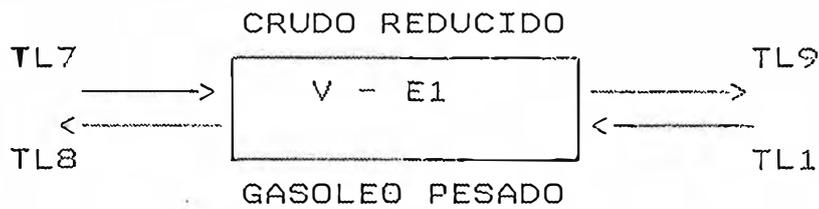
DIAGRAMA DE FLUJO VE-6

L5, M, TL2, T, U, A, DTT



### 8.3.1.2. PROCEDIMIENTO DE CALCULO

CRUDO REDUCIDO Vs GAS OLEO PESADO V-E1



DATOS

<u>CRUDO REDUCIDO</u>	<u>GASOLEO PESADO</u>
FLUJO MASICO lb/hr, F	FLUJO MASICO lb/hr, L1
TEMP. ENTRADA °F, TL7	TEMP. ENTRADA °F, TL1
API, densidad API1	API, densidad API3
KUOP KUOP1	KUOP KUOP3

Coefficiente global de transferencia de calor  $U \frac{\text{btu}}{^\circ\text{F}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{hr}}$

Area de intercambio de calor  $A \text{ ft}^2$

Se hace un balance de materia y energía:

$$Q1 = F \cdot (H9 - H7) = L1 \cdot (H1 - H8)$$

H8 - Entalpía del GOP salida a TL8

H1 - Entalpía del GOP entrada a TL1

H7 - Entalpía del crudo red. salida a TL7

H9 Entalpía del crudo red. entrada a TL9

H8 Se calcula indirectamente mediante:

$$TL8 = TL7 + 50$$

Luego de la ecuación del balance se obtiene H9, luego TL9. temperatura TL9 se verifica por el método de NTU.

$$NTU = U \cdot A / (L1 \cdot CP \text{ GOP})$$

NTU N° unidades de transferencia para el GOP (fluido caliente)

CP GOP: Capacidad calorífica del GOP

$$R = L1 \cdot CP \text{ GOP} / F \cdot CPF$$

R Razón de las capacidades caloríficas

CPF = Capacidad calorífica del crudo

Con los valores hallados de NTU y R se puede calcular la eficiencia E del intercambiador, mediante la ecuación siguiente:

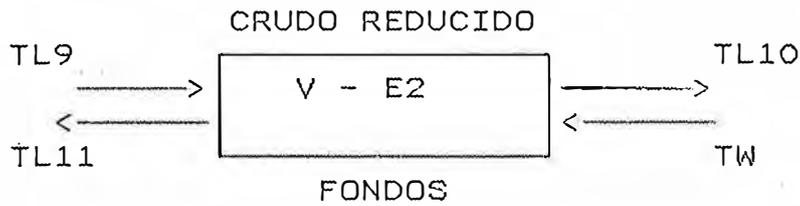
$$E = 2 \cdot (\exp^{(AA \cdot NTU)} - 1) / ((AA + R + 1) \cdot \exp^{(AA \cdot NTU)} + (AA - R - 1))$$

Donde  $AA = (R^2 + 1)^{1/2}$

Luego de la ecuación:  $E = (TL1 - TL8) / (TL1 - TL7)$

se calcula TL8 (Temp. salida GOP), con la ec. del balance se recalcula H9, para luego obtener TL9

CRUDO REDUCIDO - FONDOS - V-E2



DATOS

<u>CRUDO REDUCIDO</u>	<u>FONDOS</u>
FLUJO MASICO lb/hr, F	FLUJO MASICO lb/hr, W
TEMP. ENTRADA °F, TL9	TEMP. ENTRADA °F, TW
API, densidad API1	API, densidad API5
KUOP      KUOP1	KUOP      KUOP5

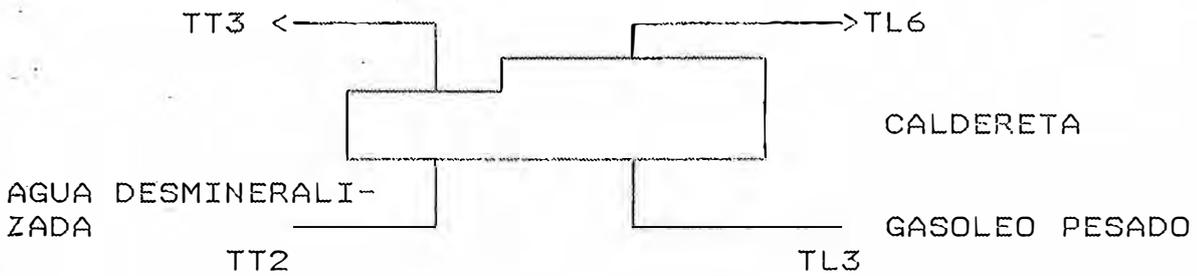
Coefficiente global de transferencia de calor  $U \frac{\text{btu}}{\text{°F-ft}^2\text{-hr}}$

Area de intercambio de calor  $A \text{ ft}^2$

El procedimiento de cálculo es similar al que se presentó para el intercambiador U-E1.

El resultado es: TL10: Temperatura salida del crudo

GASOLEO PESADO - AGUA DESMINERALIZADA V-E3



DATOS

<u>GASOLEO PESADO</u>	<u>AGUA DESMINERALIZADA</u>
FLUJO MASICO lb/hr, L4	FLUJO MASICO lb/hr, LL1
TEMP. ENTRADA °F, TL3	TEMP. ENTRADA °F, TT2
PRESION VAPOR SATURADO, SALI	

Haciendo un balance de materia y energía:

$$Q3 = LL1 * (CP * (TT3 - TT2) + \lambda)$$

$$H6 = H3 - Q3 / L4$$

Donde:

Q3: calor intercambiado btu/hr

λ: calor latente de vaporización

TT3: Temp. saturación agua

H3: Entalía crudo entrada

H6: Entalpía crudo salida

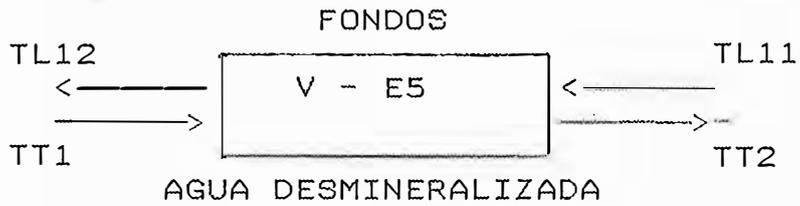
Se presentan las siguientes correlaciones para calcular λ y TT3

$$\lambda = 10057.5 / (PP3 + 68.512) + 850.418 - 0.21401(PP3) - 7.363 \times 10^{-5}(PP3)^2 + 9.571 \times 10^{-8}(PP3)^3$$

$$TT3 = 115.68 * [(PP3)^{0.226}]$$

A partir de H6, es posible encontrar el valor de TL6 requerido. (tem. salida del gasoleo pesado)

## FONDOS Vs AGUA DESMINERALIZADA V-E5



### DATOS

Flujo masico Fondos lb/hr, W

Flujo masico agua enfriam. lb/hr LL1

Temp. Fondos, entrada °F TL11

Temp. agua enfriam, entrada °F TT1

Haciendo un balance de materia y energía:

$$Q5 = LL1 * CP * DT$$

$$H12 = H11 - Q5/W$$

Donde:

Q5: calor intercambiado

CP: capac. calorífica del agua

DT: Caída de temperatura del agua enfriamiento, que se asume 120°F

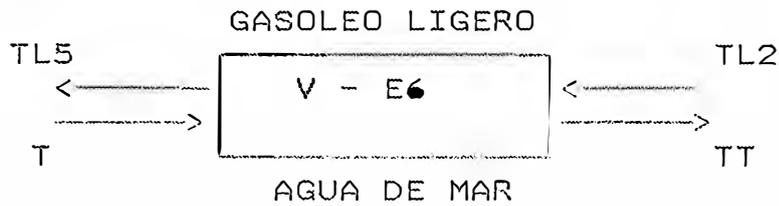
H12: Entalpía Fondos salida

H11: Entalpía Fondos entrada

A partir del valor de H12 es posible hallar TL12

(Temperatura salida de los Fondos)

## GASOLEO LIGERO (GOL) Vs AGUA DE MAR V-E6



### DATOS

Flujo másico gasoleo ligero lb/hr, L5

Flujo másico agua de mar lb/hr M

Temp. GOL, entrada °F TL2

Temp. agua de mar, entrada °F T

Haciendo un balance de materia y energía:

$$Q6 = M * CP * DTT$$

$$H5 = H2 - Q6 / L5$$

Donde:

Q6 : calor intercambiado btu/hr

CP : capac. calorífica del agua de mar btu/lb°F

DTT : Caída de temperatura del agua de mar que se asume como 45°F

H5: Entalpía GOL, salida btu/lb

H2: Entalpía GOL entrada btu/lb

A partir del valor de H5 es posible hallar TL5

(Temperatura salida de GOL)

NOMENCLATURA

A	: Area de intercambio de calor	pie <sup>2</sup>
API 1:	Densidad API crudo reducido	
API 2:	Densidad API glop wcx	
API 3:	Densidad API GOP	
API 4:	Densidad API GOL	
API 5:	Densidad API Fondos	
E	: Eficiencia del intercambiador	
F	: Flujo del crudo reducido	lb/hr
H1	: Entalpía GOP de entrada a VE-1	btu/lb
H2	: Entalpía GOL de entrada aVE-6	btu/lb
H3	: Entalpía crudo entrada al V-E3	btu/lb
H4	: Entalpía GOL salida de V-E6	btu/lb
H5	: Entalpía crudo salida de V-E3	btu/lb
H6	: Entalpía crudo red. salida V-E1	btu/lb
H7	: Entalpía crudo red.salida V-E1	btu/lb
H8	: Entalpía GOP salida V-E1	btu/lb
H9	: Entalpía crudo red. entrada V-E2	btu/lb
H10	: Entalpía crudo red. salida VE-2	btu/lb
H11	: Entalpía Fondos entrada V-E5	Btu/lb
H12	: Entalpía Fondos salida V-E5	btu/lb
KUOP1:	Coefic. caracterización del crudo reducido	
KUOP2:	Coefic. caracterización del slop wcx	
KUOP3:	Coefic. caracterización del GOP	
KUOP4:	Coefic. caracterización del GOL	
KUOP5:	Coefic. caracterización de Fondos	
L1	: Flujo de GOP entra a V-E1	lb/hr
L4	: Flujo de GOP entra a V-E3	lb/hr
L5	: Flujo de GOL entra a V-E6	lb/hr
L11	: Flujo agua de enfriamiento V-E5	lb/hr

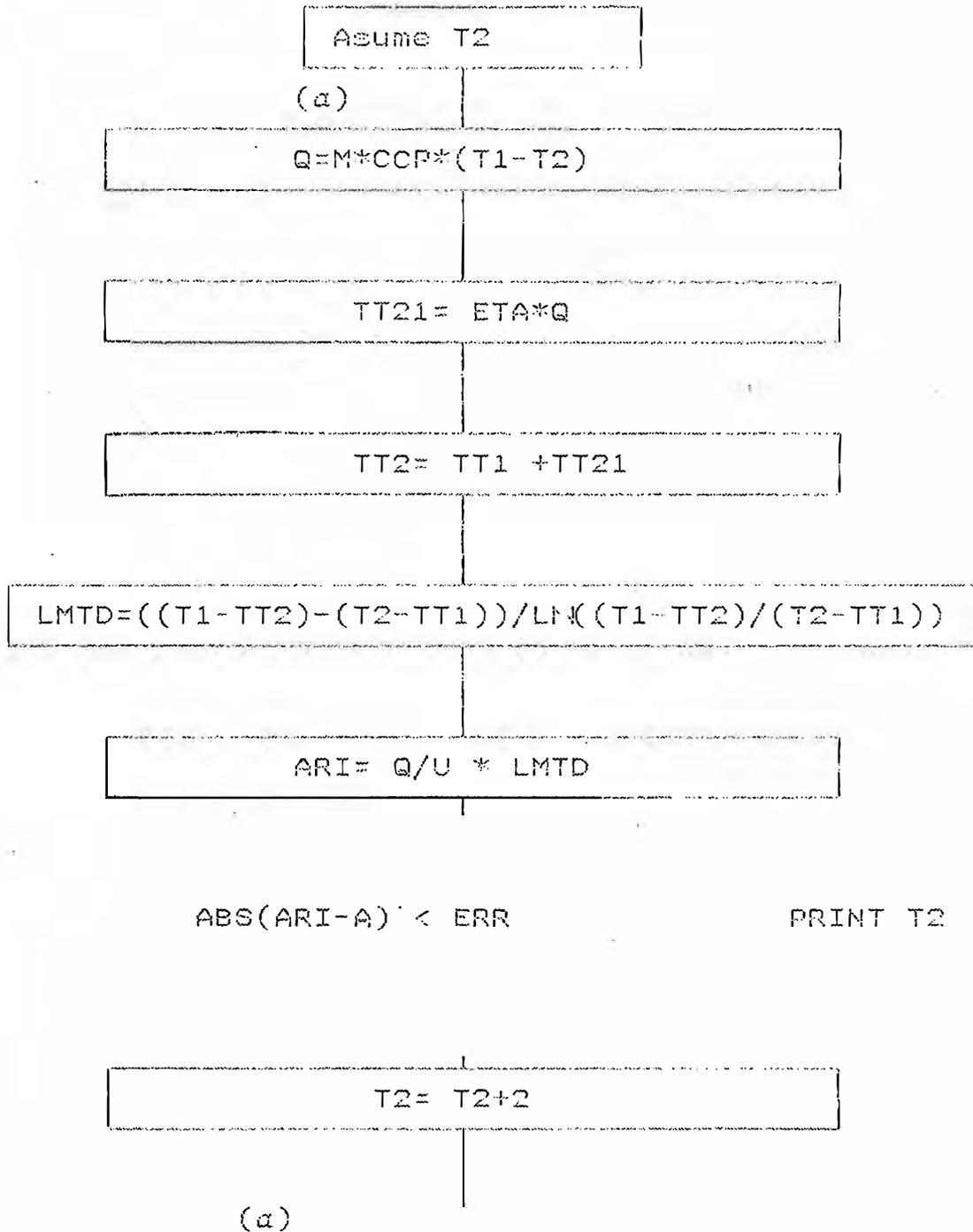
M	: Flujo agua de mar	lb/hr
NTU	: # de unidades de transferencia	
PP3	: Presión de vapor saturado para V-E3	psig
R	: Razón de las capacidades caloríficas	
Q1	: Calor intercambiado en V-E1	btu/hr
Q2	: Calor intercambiado en V-E2	btu/hr
Q3	: Calor intercambiado en V-E3	btu/hr
Q5	: Calor intercambiado en V-E5	btu/hr
Q6	: Calor intercambiado en V-E6	btu/hr
TL1	: Temperatura entrada del GOP a V-E1	°F
TL2	: Temperatura entrada de GOL a V-E6	°F
TL3	: Temperatura entrada del GOP a V-E3	°F
TL4	:	
TL5	: Temperatura salida de GOL de V-E6	°F
TL6	: Temperatura salida de GOP de V-E3	°F
TL7	: Temperatura entrada del CR. RED. a V-E1	°F
TL8	: Temperatura salida del GOP de V-E1	°F
TL9	: Temperatura salida del CR. RED. de V-E1	°F
TL10	: Temperatura salida del CR. RED. de V-E2	°F
TL11	: Temperatura entrada de Fondos a V-E5	°F
TL12	: Temperatura salida de Fondosa de V-E5	°F
TT1	: Temperatura entrada agua desmineralizada V-E5	°F
TT2	: Temperatura salida agua desmineralizada V-E5	°F
TT3	: Temperatura salida vapor de V-E3	°F

### 8.3.2 INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

#### 8.3.2.1 DIAGRAMA DE FLUJO

#### DIAGRAMA DE FLUJO PARA INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

M, T1, TT1, A, ETA, U



### 8.3.2.2 PROCEDIMIENTO DE CALCULO

Se asume una temperatura de salida del fluido de trabajo ( T2).Luego :

$$Q=M*CCp*(T1-T2)$$

De la tabla No 4 se obtiene el valor de ETA (elevación de la temperatura de aire ) a partir del valor del area de diseño.

Luego :

$$TT21=ETA*Q$$

$$TT2=TT1+TT21$$

$$LMTD=((T1-TT2)-(T2-TT1))/LN((T1-TT2)/(T2-TT1))$$

Luègo se verifica

$$A=Q/U*LMTD$$

## NOMENCLATURA

A=Area de diseño del intercambiador ( $\text{ft}^2$ )

CCp=Capacidad calorífica promedio ( $\text{btu/lb-}^\circ\text{F}$ )

ETA=Elevación de la temperatura del aire por btu de calor intercambiado ( $^\circ\text{F/btu}$ )

M=Flujo de fluido de trabajo ( $\text{lb/hr}$ )

LMTD=Temperatura media logarítmica

Q= Calor intercambiado ( $\text{btu/hr}$ )

T1=Temperatura de entrada del fluido de trabajo ( $^\circ\text{F}$ )

T2=Temperatura de salida del fluido de trabajo ( $^\circ\text{F}$ )

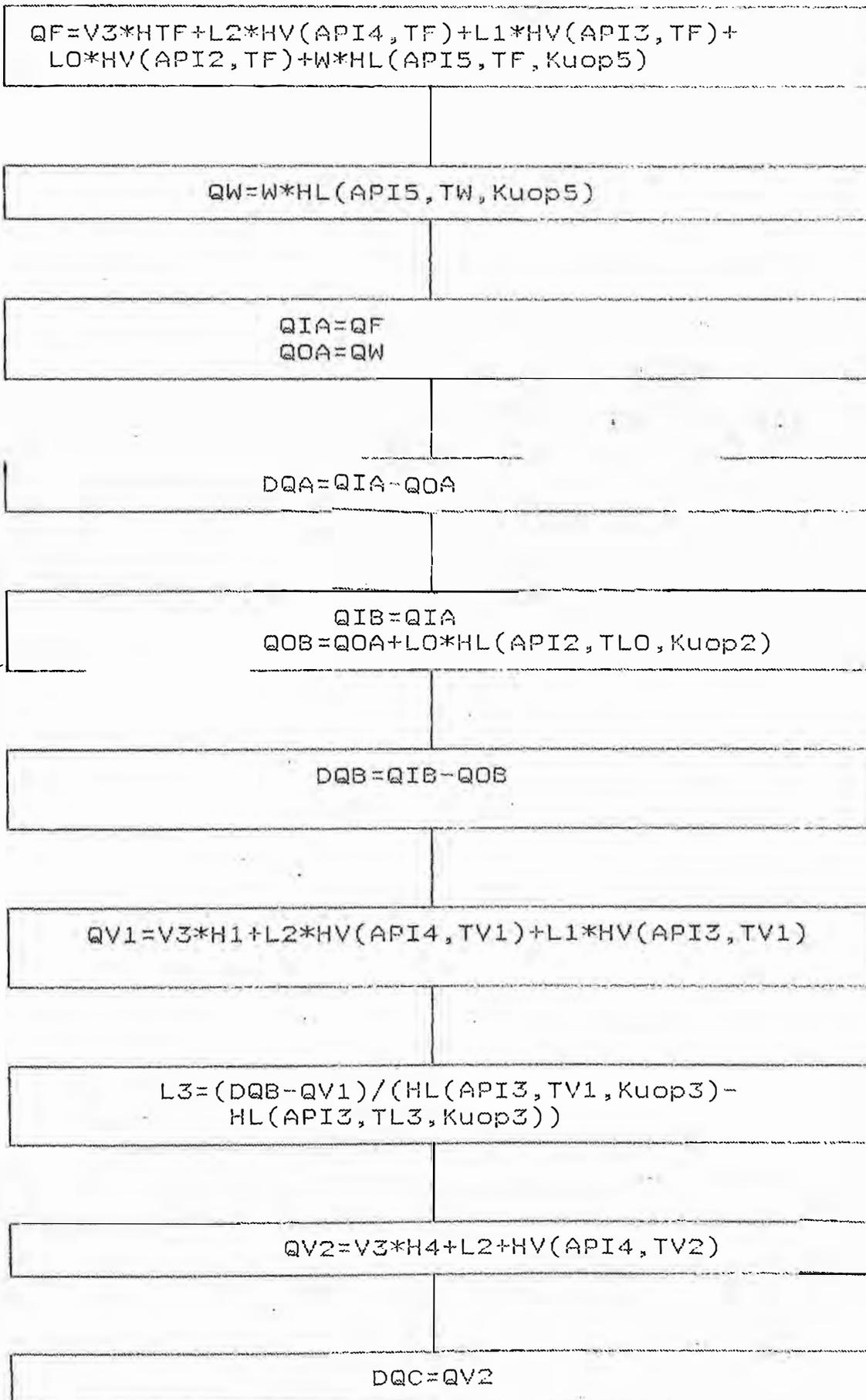
TT1=Temperatura de entrada del aire ( $^\circ\text{F}$ )

TT2=Temperatura de salida del aire ( $^\circ\text{F}$ )

TT21=Elevación de la temperatura del aire ( $^\circ\text{F}$ )

## 8.2.2 DIAGRAMA DE FLUJO

F, LO, L1, L2, V3, W, TF, TW, TLO, TV1, TV2, TL1, TL2, TL3, TL5



$$Q4 = DQB - L1 * HL(API3, TL1, Kuop3) - DQC$$
$$QQ4 = HL(API3, TL1, Kuop3) - HL(API3, TL4, Kuop3)$$

$$L4 = Q4 / QQ4$$

$$QV3 = V3 * HV3$$

$$Q5 = DQC - L2 * HL(API4, TL2, Kuop4) - QV3$$
$$QQ5 = HL(API4, TL2, Kuop4) - HL(API4, TL5, Kuop4)$$

$$L5 = Q5 /$$

PROCEDURE DIRE FLASH

$L\phi$ ,  $L1$ ,  $L2$ ,  $V3$ ,  $PML\phi$ ,  $PML1$ ,  $PML2$ ,  $PMV3$ ,  $P\phi$   $T\phi$

$$LL\phi = \frac{L\phi}{PML\phi}$$

$$LL1 = L1/PML1$$

$$LL2 = L2/PML2$$

$$VV3 = V3/PMV3$$

$$V\phi = L\phi + L1 + L2 + V3$$

$$VV\phi = LL\phi + LL1 + LL2 + VV3$$

$$PM\phi = V\phi/VV\phi$$

$$P\phi = P\phi * 14.7/760$$

$$VP\phi = 2.5 * (14.7/P\phi)^{1/2}$$

$$DENS\phi = (P\phi * PM\phi)/(10.73 * (T\phi + 460))$$

$$VOL \varnothing = VP\varnothing / (3600 * DENS\varnothing)$$

$$A\varnothing = VOL\varnothing / VP\varnothing$$

$$DR\varnothing = (4 * A\varnothing / 3.14)^{1/2}$$

PROCEDIMIENTO DIRE HVGO

L1, L2, L3, V3, PMLØ, PML1, PML2, PMV3, P1, T1

$$LL1 = L1/PML1$$

$$LL2 = L2/PML2$$

$$LL3 = L3/PML1$$

$$VV3 = V3/PMV3$$

$$V1 = L3 + L1 + L2 + V3$$

$$VV1 = LL3 + LL1 + LL2 + VV3$$

$$PM1 = V1/VV1$$

$$P1 = P1 * 14.7/760$$

$$VP1 = 2.5 * (14.7/P1)^{1/2}$$

$$DENS 1 = (P1 * PM1)/(10.73 * (T1 + 460))$$

$$\text{VOL } 1 = V1 / (3600 * \text{DENS } 1)$$

$$A1 = \text{VOL } 1 / \text{VP1}$$

$$\text{DR1} = (4 * A1 / 3.14)^{1/2}$$

PROCEDURE DIRE TOPE

L2, V3, PML2, PMV3, P2, T2

$$LL2 = L2/PML2$$

$$VV3 = V3/PMV3$$

$$V2 = V3 + L2$$

$$VV2 = VV3 + LL2$$

$$PM2 = V2/VV2$$

$$P2 = P2 * 14.7/760$$

$$VP2 = 2.5 * (14.7/P2)^{1/2}$$

$$DENS\ 2 = (P2 * PM2)/(10.73 * T2 + 460)$$

$$VOL\ 2 = V2/(3600 * DENS\ 2)$$

$$A2 = VOL\ 2 / VP2$$

$$DR2 = (4 * A2/3.14) = 1/2$$

## 8.2 MODELO MATEMATICO DE LA COLUMNA DE DESTILACION

### 8.2.1 PROCEDIMIENTO DE CALCULO

Para efectos del programa, el procedimiento de cálculo se ha dividido en 3 zonas: zona de reflujo GOP a sprays, reflujo GOP a zona GOP y reflujo GOL.

De la Fig. 8 haciendo un balance de materia y energía en la zona flash:

$$V_0 = L_0 + L_1 + L_2 + V_3 \dots\dots\dots(1)$$

$$Q_F = V_3 * H_{EF} + L_0 * H_{EF} + L_1 * H_{EF} + L_2 * H_{EF} \dots\dots(2)$$

### REFLUJO GOP A SPRAYS

De la Fig. 8 (envolvente I), se tiene:

$$Q_{V1} = V_3 * H_1 + L_2 * H_2 + L_1 * H_3 \dots\dots\dots(3)$$

$$Q_W = W \dots\dots\dots(4)$$

$$V_1 = V_0 + L_3 - L_0 \dots\dots\dots(5)$$

Luego: calor entrada = calor salida

$$Q_W + L_0 * H_{L0} + Q_{V1} + L_3 * H_3 = Q_F + L_3 * H_{L3}$$

$$\text{Despejando: } L_3 = (Q_F - Q_{V1} - Q_W - L_0 * H_{L0}) / (H_3 - H_{L3})$$

LA TABLA No 6 muestra un resumen del balance de materia y energía de esta zona.

### REFLUJO GOP A ZONA GOP: de la Fig. 8 (envolvente II):

$$V_2 = V_3 + L_2$$

con la ec.(5):  $V_2 = V_1 - L_1 - L_3$

$$Q_{V2} = V_3 * H_4 + L_2 * H_5$$

haciendo un balance de materia y energía:

$$Q_F + L_4 * H_{L4} = Q_W + L_0 * H_{L0} + L_1 * H_{L1} + L_4 * H_{L1} + Q_{V2}$$

si llamamos  $Q_{WLO} = Q_W + L_0 * H_{L0}$

$$\text{ENTONCES: } QF - QWLO - L1 * HL1 - QV2 = L4 * (HL1 - HL4)$$

$$\text{despejando: } L4 = (QF - QWLO - L1 * HL1 - QV2) / (HL1 - HL4)$$

$$\text{si: } DQB = QF - QWLO$$

$$\text{entonces: } L4 = (DQB - L1 * HL1 - QV2) / (HL1 - HL4)$$

La tabla No 7 muestra un resumen del balance de materia y energía de la zona.

### REFLUJO GOL

De la Fig. 8 (envolvente No III) haciendo un balance de materia y energía:

$$QV2 + L5 * HL5 = L2 * HL2 + L5 * HL2 + QV3$$

$$\text{despejando: } L5 = (QV2 - L2 * HL2 - QV3) / (HL2 - HL5)$$

$$\text{donde: } QV3 = V3 * HV3$$

La tabla No 8 muestra el resumen del balance de materia y energía de la zona:

Con los resultados hasta aquí obtenidos, que son:

Reflujo GOP a sprays L3

Reflujo GOP a zona GOP L4

Reflujo GOL L5

Se puede calcular el diámetro de la columna para cada zona y con ella su performance.

FIG 8

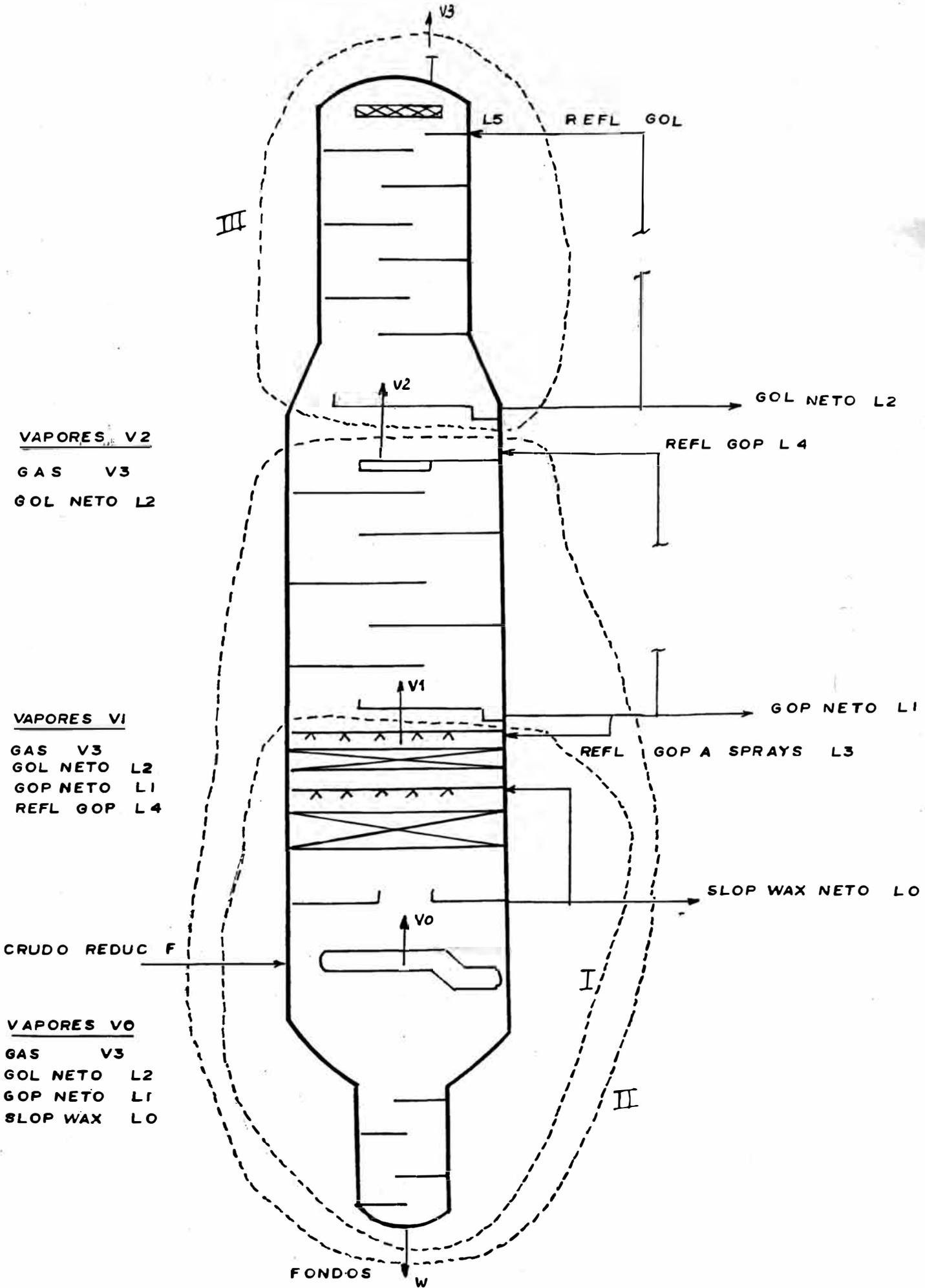


TABLA 6  
REFLUJO GOP A SPRAYS

ENTRADA DE CALOR	lb/hr	°F	btu/lb	btu/hr
ALIMENTACION	F	TF	HTF	QF
GOP a SPRAYS	L3	TL3	HL3	L3*HL3
SALIDA DE CALOR				
FONDOS	W	Tw	Htw	Qw
SLOP WAX NETO	L0	TL0	HLO	L0*HLO
VAPORES V1				
GAS	V3	TV1	H1	V3*H1
GOL neto	L2	TV1	H2	L2*H2
GOP neto	L1	TV1	H3	L1*H3
GOP a spray	L3	TV1	H3	L3*H3

TABLA 7

RECICLO GOP A ZONA GOP

ENTRADA DE CALOR	lb/hr	°F	btu/lb	btu/hr
ALIMENTACION	F	TF	HTF	QF
GOP a SPRAYS	L4	TL4	HL4	L4*HL4
SALIDA DE CALOR				
FONDOS	W	Tw		Qw
SLOP WAX NETO	L0	TLO	HLO	L0*HLO
GOP neto	L1	TL1	HL1	L1*HL1
GOP recicló	L4	TL1	HL1	L4*HL4
VAPORES V2				
GAS	V3	TV2	H4	V3*H4
GOL neto	L2	TV2	H4	L2*H5

TABLA 8

RECICLO GOL

ENTRADA DE CALOR	lb/hr	°F	btu/lb	btu/hr
VAPORES				
GAS	V3	TV2	H4	V3*H4
GOL neto	L2	TV2	H5	L2*H5
RECICLO GOL	L5	TV2	HL5	H5*HL5
SALIDA DE CALOR				
GOL NETO	L2	TL2	HL2	L2*HL2
GOL recicló	L5	TL2	HL2	L5*HL2
GAS	V3	TV3	TV3	V3*HV3

METODO DE CALCULO PARA LOS DIAMETROS DE LA CDV

	ZONA FLASH	ZONA DE GASOLEO PESADO		ZONA DE TOPE	
<u>TEMPERATURA</u> °F	TO	T1	T1	T2	T2
<u>PRESION</u> mmHg	PO	P1	P1	P2	P2
<u>VAPORES SUBIENDO</u> lb/hr	mol/hr	lb/hr	mol/hr	lb/hr	mol/hr
	V3	VV3	V3	VV3	V3
	VV3	V3	VV3	V3	VV3
GOL neto	L2	LL2	L2	LL2	L2
	LL2	L2	LL2	L2	LL2
GOP neto	L1	LL1	L1	LL1'	
	LL1	L1	LL1'		
slop wax neto	L0	LL0			
	LL0				
GOP reciclo sprays		L3	LL3		
		L3	LL3		
	V0	VV0	V1	VV1	V2
	VV0	V1	VV1	V2	VV2
<u>PESO MOLECULAR</u>	PM0	PM1	PM1	PM2	PM2
<u>VELOCIDAD PERMISIBLE</u>					
$VP=2.5*(14.7/psia)^{(1/2)}$					
	VPO	VP1	VP1	VP2	VP2
<u>DENSIDAD DE VAPORES lb/ft<sup>3</sup></u>					
$DENS = \frac{PSIA*PM}{10.73*T(^{\circ}R)}$	DENS0	DENS1	DENS1	DENS2	DENS2
<u>VOLUMEN DE VAPORES pies<sup>3</sup>/s</u>					
$VOL=(LB/HR)/3600*dens$	VOL0	VOL1	VOL1	VOL2	VOL2
<u>AREA REQUERIDA ft<sup>2</sup></u>					
$A= VOL/VP$	A0	A1	A1	A2	A2
<u>AMETRO REQUERIDO ft</u>	DR0	DR1	DR1	DR2	DR2

## NOMENCLATURA

A0	Area zona Flash	ft <sup>2</sup>
A1	Area zona GOP	ft <sup>2</sup>
A2	Area zona TOPE	ft <sup>2</sup>
DENSO	Densidad de los vapores V0	lb/ft <sup>3</sup>
DENS1	Densidad de los vapores V1	lb/ft <sup>3</sup>
DENS2	Densidad de los vapores V2	lb/ft <sup>3</sup>
DR0	diámetro requerido zona Flash	ft
DR1	diámetro requerido zona GOP	ft
DR2	diámetro requerido zona tope	ft
DQA	Calor neto a traves de la línea AA' ver fi.1	btu/lb
DQB	calor neto a traves de la línea BB' ver fi.1	btu/lb
DQC	calor neto a traves de la línea CC' ver fi.2	btu/lb
F	Flujo de alimentación	lb/hr
H <sub>tf</sub>	Entalpía de alimentación a la temperatura t <sub>F</sub>	btu/lb
H <sub>tw</sub>	Entalpía de Fondos la temperatura t <sub>w</sub>	btu/lb
H1	Entalpía de V3 a la temperatura t <sub>v1</sub>	btu/lb
H2	Entalpía de L2 a la temperatura t <sub>v1</sub>	btu/lb
H3	Entalpía de L1 a la temperatura t <sub>v1</sub>	btu/lb
H4	Entalpía de V3 a la temperatura t <sub>v2</sub>	btu/lb
H5	Entalpía de L2 a la temperatura t <sub>v2</sub>	btu/lb
H <sub>V3</sub>	Entalpía de V3 a la temperatura t <sub>v3</sub>	btu/lb
H <sub>L0</sub>	Entalpía de L0 a la temperatura TL10	btu/lb
H <sub>L1</sub>	Entalpía de L1 a la temperatura TL1	btu/lb
H <sub>L2</sub>	Entalpía de L2 a la temperatura TL2	btu/lb
H <sub>L3</sub>	Entalpía de L3 a la temperatura TL3	btu/lb

HL4	Entalpía de L4 a la temperatura TL4	btu/lb
HL5	Entalpía de L5 a la temperatura TL5	btu/lb
L0	Flujo slop wax	lb/hr
L1	Flujo GOP neto	lb/hr
L2	Flujo GOL neto	lb/hr
L3	Flujo recicló GOP a sprays	lb/hr
L4	Flujo recicló Gop azona GOP	lb/hr
L5	Flujo recicló GOL	lb/hr
LL0	Flujo molar slop wax	mol/hr
LL1	Flujo molar GOP	mol/hr
LL2	Flujo molar GOL	mol/hr
LL3	Flujo molar recicló GOP a sprays	mol/hr
PML0	Peso molecular de slop wax	mol/lb
PML1	Peso molecular de GOP	mol/lb
PML2	Peso molecular de GOL	mol/lb
PMV3	Peso molecular de los gases	mol/lb
PM0	Peso molecular de los vapores V0	mol/lb
PM1	Peso molecular de slop wax V1	mol/lb
PM2	Peso molecular de slop wax V2	mol/lb
P0	Presión de la zona Flash	mmHg
P1	Presión de la zona GOP	mmHg
P2	Presió de la zona tope	mmHg
QF	Calor que ingresa en la alimentación	btu/hr
QW	Calor que sale de fondos	btu/hr
QV1	Calor de vapores	btu/hr
QV2	Calor de vapores	btu/hr
QV3	Calor de vapores	btu/hr

T0	Temperatura de la zona Flash	°F
T1	Temperatura de la zona GOP	°F
T2	Temperatura de la zona TOPE	°F
TF	Temperatura de alimentación	°F
TW	Temperatura de Fondos	°F
TL0	Temperatura de colector slop wax	°F
TL1	Temperatura de colector GOP	°F
TL2	Temperatura de colector GOL	°F
TL3	Temperatura de GOP a sprays	°F
TL4	Temperatura de GOP a zona GOP	°F
TL5	Temperatura de recicló GOL	°F
TV1	Temperatura de vapores al colector GOP	°F
TV2	Temperatura de vapores al colector GOL	°F
TV3	Temperatura de vapores a eyectores	°F
V0	Flujo de vapores al colector slop wax	lb/hr
V1	Flujo de vapores al colector GOP	lb/hr
V2	Flujo de vapores al colector GOL	lb/hr
V3	Flujo de vapores aeyectores	lb/hr
VV0	Flujo molar de vapores V0	mol/hr
VV1	Flujo molar de vapores V1	mol/hr
VV2	Flujo molar de vapores V2	mol/hr
VP0	Velocidad de los vapores V0	ft/s
VP1	Velocidad de los vapores V1	ft/s
VP2	Velocidad de los vapores V2	ft/s
VOL0	Flujo volmetrico V0	ft <sup>3</sup> /s
VOL1	Flujo volmetrico V1	ft <sup>3</sup> /s
VOL2	Flujo volmetrico V2	ft <sup>3</sup> /s
W	Flujo de Fondos	lb/hr

## 9. PROGRAMA PRINCIPAL. RESULTADOS Y ANALISIS DEL MODELAMIENTO

En este capítulo se presentan las especificaciones de diseño de los equipos principales de la Unidad de destilación al Vacío con cuyos valores se procederá a realizar la corrida de prueba con el programa diseñado.

### 9.1 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

Comprende :horno (VH-1) ;columna de destilación al vacío (UDV-1);intercambiadores de coraza y tubos para los siguientes servicios : crudo reducido-gasoleo pesado (VE-1) ,crudo reducido-fondos de la columna de destilación al vacío (VE-2),gasoleo pesado-vapor de agua (VE-3),fondos de la columna de destilación al vacío-agua condensada (VE-5),gasoleo ligero-agua de mar (VE-6);intercambiadores atmosféricos para los siguientes servicios : enfriamiento de gasoleo pesado.(VE-4), enfriamiento de slop wax (VE-8). Las especificaciones de diseño se presentarán en las siguientes tablas :

Tabla No 9 Especificaciones de diseño del horno

Tabla No 10 Especificaciones de diseño de la columna de  
destilación

Tabla No 11 Especificaciones de diseño de intercam-  
biadores de coraza y tubos

Tabla No 12 Especificaciones de diseño de intercam-  
biadores atmosféricos

Tabla No 13 Resultados del programa

## TABLA No 9

### HORNO

#### I. Condiciones de proceso

##### 1. Carga al horno

Flujo volumétrico: 19835 barriles/día

Flujo másico: 263692 lb/Hr

##### 2. Temperaturas de operación

Entrada de la carga : 458<sup>o</sup>F

Salida de la carga: 768<sup>o</sup>F

Gases de chimenea: 840<sup>o</sup>F

Gases en zona radiante: 1540<sup>o</sup>F

#### II. Operación del horno

##### 1. Carga calórica

-Normal 101.1 MMbtu/Hr

-Máximo 121.2 MMbtu/Hr

##### 2. Calor absorbido (duty)

-Duty total 75.9 MMbtu/Hr

-Distribución

-Zona radiante 71%

-Zona convectiva 29%

##### 3. Presión de operación

-Entrada de la carga: 63.8 psig

-Salida de la carga: -11.2 psig (3.5psia)

#### III. Superficie de transferencia de calor

1. Zona radiante 5090 ft<sup>2</sup>

##### 2. Zona convectiva

-Escudo 960 ft<sup>2</sup>

-Tubos lisos 1440 ft<sup>2</sup>

-Superficie extendida 2880 ft<sup>2</sup>

3. Superficie total 10370 ft<sup>2</sup>

IV. Características de los tubos

1. Temperatura de diseño 1140<sup>o</sup>F  
2. Presión de diseño 150 psig  
3. Material de los tubos 9%Cr-1%Mn  
4. Material accesorios Carbon Steel  
5. Material sup. extendida Carbon Steel

V. Características de los quemadores

1. Número 28  
2. Capacidad normal de c/u 3610000 MMbtu/Hr  
3. Capacidad máxima de c/u 4330000 MMbtu/Hr  
4. Exceso de aire 20.0 % max.

VI. Tipo

Horno tipo cabaña

INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUBOS

	AREA (ft <sup>2</sup> )	CALOR (btu/Hr)*10 <sup>6</sup>	COEF. GLOBAL
VE-1	6085	19.1*10 <sup>6</sup>	43.5
VE-2	1744	5.7*10 <sup>6</sup>	21.4
VE-3	5090	31.5*10 <sup>6</sup>	68.3
VE-5	2800	4.3*10 <sup>6</sup>	14.1
VE-6	3786	9.4*10 <sup>6</sup>	48.6

INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

	AREA (ft <sup>2</sup> )	CALOR (btu/Hr)*10 <sup>6</sup>	COEF. GLOBAL
VE-4	44400	22.1	2.58
VE-8	3170	2.1	2.70

TABLA 11

SERVICIO : CRUDO REDUCIDO - GASOLEO PESADO (VE-1)		
Fluido caliente : Gasoleo pesado por tubos		
	INGRESO 525 °F	SALIDA 350 °F
API a 60°F	25.8	25.8
Kuop	12.0	12.0
Peso molecular	446	446
Grav. específica	0.725	0.78
Viscosidad (cp)	0.42	1.07
Flujo (GPM)	430	447
Flujo (lb/Hr)	174310	174310
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	43.9	24.8
Fluido frío : Crudo reducido a través de la coraza		
	INGRESO 300 °F	SALIDA 420 °F
API a 60°F	22.7	22.7
Kuop	11.76	11.76
Peso molecular	439	439
Grav. específica	0.82	0.775
Viscosidad (cp)	1.87	0.86
Flujo (GPM)	643	680
Flujo (lb/Hr)	263692	263692
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	30.1	49.2

SERVICIO : CRUDO REDUCIDO - FONDOS ( VE-2)		
Fluido caliente :Fondos por los tubos		
	INGRESO 725 °F	SALIDA 500 °F
API a 60°F	9.8	9.8
Kuop	11.5	11.5
Peso molecular		
Grav. específica	0.755	0.835
Viscosidad (cp)	1.02	3.85
Flujo (GPM)	102	93
Flujo (lb/Hr)	39614	38614
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	14.5	8.8
Fluido frío :Crudo reducido a través de la coraza		
	INGRESO 300 °F	SALIDA 420 °F
API a 60°F	22.7	22.7
Kuop	11.76	11.76
Peso molecular	439	439
Grav. específica	0.775	0.740
Viscosidad (cp)	0.84	0.70
Flujo (GPM)	680	713
Flujo (lb/Hr)	263692	263692
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	49.2	54.9

SERVICIO : GASOLEO PESADO VS VAPOR ( VE-3)		
Fluido caliente : Gasoleo pesado por los tubos		
	INGRESO 525 °F	SALIDA 400 °F
API a 60°F	25.8	25.8
Kuop	12.0	12.0
Peso molecular	446	446
Grav. específica	0.725	0.747
Viscosidad (cp)	0.416	0.85
Flujo (GPM)	1087	1055
Flujo (lb/Hr)	394120	394120
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	99.3	67.8
Fluido frío : Condensado deareado por coraza		
	INGRESO 341 °F	SALIDA 358 °F
API a 60°F		
Kuop		
Peso molecular	18	18
Grav. específica	0.897	
Viscosidad (cp)		
Flujo (GPM)	79.0	
Flujo (lb/Hr)	35620	35620
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	10.0	41.5

Presión de diseño: 165 psig

Temperatura de diseño : 400°F

Presión de operación : 135 psig

SERVICIO : FONDOS VS AGUA CONDENSADA ( VE-5)		
Fluido caliente : Fondos por tubos		
	INGRESO 500 °F	SALIDA 300 °F
API a 60°F	9.8	9.8
Kuop	11.5	11.5
Peso molecular		
Grav. específica	0.935	0.94
Viscosidad (cp)	3.84	42
Flujo (GPM)	93	82
Flujo (lb/Hr)	38614	38614
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	8.8	4.5
Fluido frío : Agua condensada por coraza		
	INGRESO 220 °F	SALIDA 341 °F
API a 60°F		
Kuop		
Peso molecular	18	18
Grav. específica	0.57	0.897
Viscosidad (cp)		
Flujo (GPM)	74.0	79
Flujo (lb/Hr)	35620	35620
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	5.9	10 0

Presión de diseño: 165 psig

Temperatura de diseño : 400°F

Presión de operación : 135 psig

SERVICIO : GASOLEO LIGERO VS AGUA DE MAR (VE-6)		
Fluido caliente : Gasoleo ligero		
	INGRESO 225 °F	SALIDA 100 °F
API a 60°F	32	32
Kuop	12.0	12.0
Peso molecular	374	374
Grav. específica	0.799	0.85
Viscosidad (cp)	1.48	3.08
Flujo (GPM)	380	356
Flujo (lb/Hr)	151610	151610
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>	12.1	2.7
Fluido frío : Agua de mar		
	INGRESO 75 °F	SALIDA 120 °F
API a 60°F		
Kuop		
Peso molecular	18	18
Grav. específica	0.998	
Viscosidad (cp)		
Flujo (GPM)	418	425
Flujo (lb/Hr)	209000	209000
Calor (btu/Hr) *10 <sup>6</sup>		

TABLA 12

INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS		
Fluido frio : aire		
Temperatura de diseño de bulbo seco		90°F
Elevación aproximada sobre el nivel del mar		10 ft
Velocidad del viento		60 mph
Potencia de los motores		150 hp
Longitud de los tubos		30 ft
Fluido caliente	Gasoleo pesado VE-4	Slop wax VE-8
API a 60°F	25.8	24
Kuop	12	11.8
Temperatura de entrada (°F)	400	650
Temperatura de salida (°F)	300	200
Flujo de servicio (lb/hr)	394120	7966
Flujo calorífico a 400 F *10 <sup>6</sup> btu/hr	67.8	2.6
Flujo calorífico a 300 F*10 <sup>6</sup> btu/hr	45.7	0.5
viscosidad a 400°F cp	0.85	0.32
viscosidad a 300°F cp	1.9	7.4
Caida de presión permisible (psig)	15	20

TABLA 10

COLUMNA DE DESTILACION

	API	Kuop	Peso Mol.
Crudo reducido	22.7	12.0	450
Gasoleo ligero	32	11.7	30
Gasoleo pesado	25.8	12.0	160
Slop wax	24	11.8	415
Fondos	9.8	11.5	510

	BPD	lb/Hr	% Vol..
Crudo reducido	19687	263962	100
Gasoleo ligero	3190	40296	16.2
Gasoleo pesado	13276	174310	67.4
Slop wax	600	7966	3.0
Fondos	2645	38614	13.4
Gas		2500	
Reflujo gasoleo ligero		151610	
Reflujo gasoleo pesado		394120	
Reflujo gasoleo pesado a sprays		90137	

TEMPERATURA DE DISEÑO (°F)	
Salida del horno	750
Zona flash	
Colector slop wax	650
Colector gasoleo pesado	525
Colector gasoleo ligero	225
Tope	105
Fondos	725
Reflujo gasoleo ligero	100
Reflujo gasoleo pesado a sprays	320
Presión de diseño (10 mmhg)	10.0

Zona	LVGO	HVGO	SLOP W.	FONDOS
Presión de operación (mmhg)	20	30	40	60
Flujo de vapor (lb/Hr)	43101	308321	226178	
Densidad de vapor (lb/ft <sup>3</sup> )	0.011	0.0189	0.0276	
Flujo líquido (lb/Hr)	193533	658539	41156	38014
Densidad del líquido (lb/ft <sup>3</sup> )	49.3	45.2	42.1	47.1

GRID DE LA COLUMNA DE DESTILACION Y COLECTOR	
Diámetro de la columna (D.I.) ft	20
Profundidad del grid (ft)	4
Entrada para hombre servicio (ft)	1.6
Temperatura de los vapores a/desde grid (°F)	750/685
Temperatura del líquido de lavado a/desde grid (°F)	650/650
Presión sobre el grid (mmhg)	30
Caída de presión permisible (mmhg)	20
Carga de vapor (lb/hr)	226178
Densidad de vapor (lb/ft <sup>3</sup> )	0.0276
Carga de líquido (lb/hr)	41156
Densidad del líquido (lb/ft <sup>3</sup> )	42.1
Líquido de lavado a grid (gpm)	100
Calor removido en la sección grid 10 <sup>6</sup> btu/hr	11.0
Material del grid,colector y soportes	A-240 tipo 410

TABLA 13

CALCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DE UN LIQUIDO	
Densidad (API)	24.5
Temperatura (°F)	525.0
Capacidad calorífica (cp)	0.6839
DETERMINACION DE VISCOSIDADES	
Temp. (°F):500.0	Visc (cst):4.1
Temp. (°F):300.0	Visc (cst):44.7
const. a :24.33	const.b:-3.8034
Temperatura requerida (°F):400.0	
Viscosidad (cst):	10.1468
CALCULO DE LA ENTALPIA	
Densidad (API)	24.5
Temperatura (°F)	525.0
Kuop	12.0
Entalpía vapor	381.3844
Entalpía líquido	287.8233

**CONVERSIONES ASTM-TBP-FLASH**

ASTM D1160 (°F)-----> FLASH a 10 mmhg

ASTM D1160 (°F)-----> TBP a 10 mmhg

FLASH a 10 mmhg (°F)-----> Flash a otra presión

% VOL	ASTM D1160	FLASH 10mmhg	TBP 10mmhg	FLASH 10mmhg
0	200.0	271.32		
10	300.0	317.36	287.05	385.97
30	375.0	374.42	392.26	442.97
50	435.0	417.82	475.00	486.97
70	490.0	450.84	550.00	519.97
90	570.0	505.85	650.00	574.97
100	610.0			

## INTERCAMBIADOR DE CORAZA Y TUBOS

	VE-1	VE-2	VE-3	VE-5	VE-6
FF	263692	263692	394120	38614	151610
FC	174310	38614	35620	35630	209000
TCE	525	725	525	500	225
TFE	300	420	341	220	75
U	43.5	21.4	68.3	14.1	48.6
A	6085	1744	5090	2800	3786
TFS	420	458	400	300	100

## INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

	VE-4	VE-8
TCE	400	650
FC	394120	7966
TBS	90	90
A	44400	3170
ETA	3.1*10	5.4*10
U	2.58	2.70

FF=Flujo másico fluido frío (lb/hr)

FC=flujo másico fluido caliente (lb/hr)

TCE=Temperatura del fluido caliente de entrada (°F)

TFE=Temperatura del fluido frío de entrada (°F)

U=Coeficiente global de transferencia de calor  
(btu/hr-ft<sup>2</sup>-°F)

TFS=Temperatura de salida del fluido frío (°F)

A=Area (ft<sup>2</sup>)                      TBS=Temp. bulbo seco (°F)

ETA=Elevación de la temperatura del aire (°F)

## RESULTADOS

### INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUBOS

	TCS			Q		
	PROG.	DIS.	%D	PROG.	DIS.	%D
VE-1	379.11	350	8.28	16.66	19.1	12.77
VE-2	506.54	500	1.29	5.68	5.70	0.35
VE-3	404.25	400	1.05	31.47	31.5	3.17
VE-5	304.79	300	1.57	4.27	4.10	4.14
VE-6	101.91	100	1.88	9.40	9.40	0.0

### INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS

	TCS			Q		
	PROG.	DIS.	%D	PROG.	DIS.	%D
VE-4	293	300	2.33	24.92	22.1	12.76
VE-8	214	200	6.54	2.19	2.10	4.28

TCS=Temperatura de salida del fluido caliente (°F)

Q=Calor intercambiador (btu/hr)\*10<sup>6</sup>

PROG.=Resultados del programa

DIS=Datos de diseño

%D=% de desviación

## DATOS DEL HORNO

Carga al horno (BPD)	19825
Densidad (API)	22.70
Carga calórica (btu/hr)	75.05*10 <sup>6</sup>
Temperatura de entrada al horno (°F)	458
Temperatura de salida del horno (°F)	778
% de exceso de aire	20.0
Temperatura de chimenea (°F)	840.0
Diámetro (pulg)	No de tubos
3.5	28
4.0	32
5.0	4
6.0	4
8.0	6

## RESULTADOS

	PROG	DIS	%D
Temperatura de la cámara (°F)	1465	1540	5.11
Calor de radiación btu/hr*10 <sup>6</sup>	57.70	50.9	12.9

PROG=Resultados del programa  
 DIS=Datos de diseño  
 %D=% de desviación

## DATOS COLUMNA DE DESTILACION

Carga a la columna (lb/hr)	263692
Flujo de slop wax neto (lb/hr)	7966
Flujo de gasoleo pesado neto (lb/hr)	174310
Flujo de gasoleo ligero (lb/hr)	40296
Flujo de vapores aeyectores	2500
Flujo de fondos	38614
Temperatura de alimentación (°F)	750
Temperatura de fondos (°F)	725

## DATOS PARA CALCULO DE RECICLOS

Entalpía de gas a t de alimentación	260
Temperatura de slop wax neto	650
Entalpía de los gases a tv1	260
Entalpía de los gases a tv2	150
Entalpía de los gases a tv3	48
Temp. vapores ascendentes colec.HVGO	655
Temp. vapores ascendentes colec.LVGO	430
Temperatura de HVGO neto	525
Temperatura salida colec.LVGO neto	225
Temperatura de recicló HVGO a sprays	525
Temperatura de recicló HVGO	320
Temperatura de recicló LVGO	100

## RESULTADOS

	PROG	DIS	%D
Recicló HVGO a sprays	90182.73		
Recicló HVGO a z.HVGO	486000 *	465000	5
Recicló LVGO	151610	193593	19

Temperatura= °F

Entalpía = btu/lb

Recicló = lb/hr

(\*)Suma de Recicló HVGO a sprays y Recicló Hvgo a zona HVGO

PROG=Resultados del prog.

DIS=Datos de diseño

%D=% de desviación

DATOS PARA CALCULOS DE DIAMETROS

Flujo de slop wax neto	7966
Flujo de HVGO neto	174310
Flujo de LVGO neto	40296
Flujo de vapores a eyectores	1800
Peso mol. de slop wax neto	510
Peso mol de HVGO neto	415
Peso mol. de LVGO neto	160
Peso mol de vap. a eyectores	30
Presión zona flash	50
Temperatura zona Flash	725
Presión zona HVGO	45
Temperatura zona HVGO	655
Reciclo HVGO a sprays	90137
Presión zona tope	15
Temperatura zona tope	105

RESULTADOS DIAMETROS

FLASH			HVGO			LVGO		
PROG	DIS	%D	PROG	DIS	%D	PROG	DIS	%D
18.89	20	5.87	21.2	20	5.66	10.23	10	2.30

Flujo=lb/hr  
 Presión=mmhg  
 Temperatura=°F

PROG=Resultados del prog.  
 DIS=Datos de diseño  
 %D=% de desviación

## OPTIMIZACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

### AHORRO DE ENERGIA

#### 10.1 EL AHORRO DE ENERGIA EN LA INDUSTRIA

Para alcanzar la máxima eficacia en el logro de ahorros de energía es conveniente el establecimiento y desarrollo de un programa que contemple además de la mentalización de ahorro en todo el personal de algún modo implicado en la operación y mantenimiento de las plantas, un control constante de las variables más importantes que intervienen en las transformaciones energéticas con introducción de cambios operacionales y modificaciones en el diseño unidades ya existentes así como el establecimiento de nuevos criterios de diseño para futuras unidades.

Aún cuando la destilación corresponde a la operación unitaria menos eficiente, desde el punto de vista energético, ya que teóricamente el calor cedido por el rehervidor se retira en el condensador, es posible integrar estas fuentes y sumideros de calor dentro de la integración energética de un proceso por lo que se centrará la atención en el ahorro de energía en el proceso con énfasis en los ahorros en hornos e intercambiadores.

#### 10.2 EQUIPOS DE COMBUSTION - HORNOS

Del total de energía utilizada en una refinería la partida más importante ( 80 a 90 % del total ) procede de combustibles líquidos y gaseosos quemados en hornos de proceso o calderos. Además este es el proceso con mayor

nivel térmico y por lo tanto con mayores pérdidas de energía. Cualquier mejora introducida en el diseño de estos equipos produce sustanciales ahorros de energía, esto debe ser una llamada de atención a los diseñadores y a los usuarios en la exigencia de criterios de diseño adoptados a la nueva y futura situación energética. Cualquier acción encaminada al ahorro de energía en refinerías en operación debe tener como principal objetivo la optimización del funcionamiento de los centros de consumo de combustibles existentes.

Se debe tener presente las siguientes consideraciones :El rendimiento será máximo cuando las pérdidas por los humos y por las paredes sean mínimas. La mayor incidencia en las pérdidas por los humos la tiene el exceso de aire en la combustión. Existen además factores ( como el nivel de carga ) cuya contribución a las variaciones de rendimiento de un horno es apreciable, siendo preciso, por lo tanto, tenerlos en cuenta al estudiar las posibles mejoras, ya que de ellos depende también la cuantía de las citadas pérdidas por los humos y por las paredes.

En cuanto a las pérdidas por las paredes las mejoras que pueden introducirse al respecto son muy limitadas y se reducen a las acciones encaminadas a la disminución del valor absoluto de estas pérdidas procediendo a un más perfecto aislamiento de las paredes del horno.

Respecto a las pérdidas de calor por los humos se tiene que para asegurar una combustión prácticamente completa, y debido a las imperfecciones inherentes a los sistemas de mezcla aire-combustible, es preciso utilizar siempre una cantidad de aire en exceso, superior a la

estequiométricamente necesaria.

↳ Sin embargo es fácil deducir que este aire en exceso debe ser el menor posible. En efecto la mayor dilución con aire de los gases calientes hace que, por un lado baje la temperatura adiabática de la llama, con lo cual disminuye la fracción de calor absorbido en la zona radiante, que depende fundamentalmente de la cuarta potencia de la temperatura, más que de la cantidad de gases. Por otra parte en la zona convectiva aumenta el rendimiento por ser mayores la temperatura y el caudal de humos; pero este aumento de rendimiento en la zona convectiva no compensa la pérdida de rendimiento en la sección radiante por lo que los humos salen a la chimenea con más temperatura, el rendimiento neto por lo tanto disminuye.

### 10.3 INTERCAMBIO TERMICO

La optimización energética de los intercambiadores de calor de cualquier proceso es susceptible de ser realizada, o bien en la fase de diseño, o una vez el equipo en operación.

Es un hecho que al aumentar el area de transferencia de calor entre dos corrientes, aumenta el calor transferido, pero también es cierto que la cantidad de calor suplementario que se consigue al aumentar una unidad de superficie, es cada vez menor.

Es evidente, por tanto, que se alcanzará un punto en que el valor del calor economizado por este procedimiento de aumentar superficie, será inferior a la inversión necesaria para poder realizar esta economía.

El ejemplo más característico de este tipo de planteamiento es el tren de precalentamiento de crudo en una unidad de destilación atmosférica. La optimización económica actual, basándose en un período de recuperación del capital de 3 años, ha llevado a diseñar con una temperatura del crudo a la entrada del horno (salida del tren de precalentamiento) de unos  $10^{\circ}\text{C}$  mayor que las normales poco tiempo atrás, correspondiéndose con un aumento del 20% de la superficie del tren de intercambio. El ahorro producido (al ser menor el combustible a consumir en el horno) para una Refinería que trata 4 millones de toneladas anuales, es de más de 3,500 Ton fuel-oil/año.

Otras vías de actuación para mejorar las irreversibilidades térmicas en la fase diseño, es actuar sobre los coeficientes de transferencia de calor, puede ser aumentando las velocidades de circulación de las fases, o introducir promotores de turbulencia, a pesar de que aumentan las pérdidas de carga. Existen otras acciones como instalar aletas en los tubos, sobre todo en aquellos intercambios en que la transferencia térmica es mucho más rápida en una fase que en otra.

Es importante considerar en el caso de diseño es el medio refrigerante óptimo a utilizar en aquellas corrientes que es preciso enfriar. La elección entre refrigerantes por agua o por aire depende de varios factores aparte de los propios costos de operación, que es preciso analizar detenidamente. Entre ellos puede citarse

- Disponibilidad del medio refrigerante.- Es evidente

que no existe problema alguno de disponibilidad de aire, para el caso de los aerorefrigerantes. Sin embargo, no sucede lo mismo con el agua, ya que la cantidad de agua utilizada con este fin normalmente es elevada (más de la mitad de las necesidades de agua de un complejo petroquímico) y en ocasiones puede escasear.

Condiciones Ambientales Influyen grandemente en el desplazamiento de la temperatura óptima de enfriamiento por medio de aire, por lo que es muy importante establecer una temperatura máxima práctica de aire ambiental para el diseño de los aerorefrigerantes.

- Costos de Instalación.- En el caso de refrigeración por agua son los correspondientes a la torre, circuito de alimentación de agua de aporte, turbo-bombas y moto-bombas del agua de recirculación, colectores de distribución y retorno, y cambiadores de carcasa y tubos. En el caso de refrigeración por aire, ventiladores, motores, estructuras, cambiadores, etc. Cuanto más alta sea la temperatura final del fluido de proceso, los costos de instalación para refrigeración con agua serán normalmente mayores que en el caso del aire.

Otros factores.- Razones de disponibilidad de espacio, por ejemplo, pueden en determinados casos ser vinculantes a la hora de la selección, independientemente de las conclusiones del estudio económico. Por otra parte el agua para poder ser utilizada sin riesgo de corrosión o ensuciamiento de los circuitos ha de ser tratada.

Otro punto importante es el control de ensuciamiento de los cambiadores. Estos se construyen para unas condiciones de trabajo con un ensuciamiento medio. Un

control de ensuciamiento de cada cambiador (o en su defecto de los principales) y una comparación constante con los valores de diseño, es necesario para poder trabajar en unas condiciones energéticas buenas. Puede resultar rentable en algunos casos la utilización de aditivos destinados a evitar este ensuciamiento.

#### 10.4 OTRAS FORMAS DE AHORRAR ENERGIA :

- .Sistemas de distribución de vapor. Recuperación y distribución de condensado.'
- Aislamientos.
- Recuperación de calor de gases de antorcha y de otros productos residuales.
- Control y regulación automáticos.

Formas de operación y mantenimiento :

- Control de exceso de aire.
- Relación hidrógeno/carga (reacciones de hidrogenación)
- Catalizadores.
- Relación de reflujo (condensadores y rehervidores)
- Variación del ángulo de ataque de los ventiladores de los intercambiadores atmosféricos.

## 11 APLICACION DEL MODELAMIENTO EN LA OPTIMIZACION DE SISTEMAS

### 11.1 INTRODUCCION

El ahorro de energía en la industria del petróleo juega un papel muy importante debido a la gran incidencia que tiene en los costos operativos. Controlando las variables más importantes que intervienen en los procesos energéticos y realizando modificaciones en el diseño de unidades ya existentes es posible lograr importantes ahorros de energía teniendo presente que todo esto debe de estudiarse dentro de lo que se conoce como integración energética es decir las modificaciones que se realicen en una parte del proceso incidirá en toda la unidad.

### 11.2 CASO BASE

Este caso ha sido desarrollado para las condiciones de diseño el cual ya ha sido evaluado en el capítulo 9.

### 11.3 CASO I : AUMENTO DE LA TEMPERATURA DE GASOLEO PESADO A LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO ELIMINANDO EL INTERCAMBIADOR ATMOSFERICO VE-4

Este caso tiene dos propósitos

-Recuperar todo el calor de la corriente de gasoleo pesado (GOP) que sale del intercambiador VE-3 , diseñando un intercambiador VE-0 a la entrada del tren de precalentamiento y eliminando el intercambiador VE-4

-Aumentar la temperatura de entrada a la Unidad de Craqueo Catalítico.

El esquema propuesto se presenta en la Fif No 9

#### **11.4 CASO II : AUMENTO DE LA TEMPERATURA DE GASOLEO PESADO A LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO**

Este caso tiene dos propósitos :

-Recuperar el máximo de calor que es eliminado por el intercambiador VE-4 por lo que este procesará una carga calórica mucho menor.

-Aumentar la temperatura de entrada a la Unidad de Craqueo Catalítico.

Como se ve en la fig No 10 este esquema es similar al Caso I solo que no elimina el intercambiador VE-4. Este caso también considera el diseño de un intercambiador para recuperar el calor de la corriente de gasoleo pesado.

#### **11.5 CASO III : AUMENTO DEL PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO REDUCIDO AL HORNO**

En este caso se mantiene el diseño del intercambiador nuevo VE-0 del Caso II y se evalúa la incidencia del aumento de la temperatura del tren de precalentamiento en el ahorro del consumo de gas combustible del horno.

En este caso se limitará la temperatura de entrada a la Unidad de Craqueo Catalítico a la mínima permisible, esto permitirá obtener una mayor temperatura de crudo reducido en el tren de precalentamiento.

El esquema propuesto se presenta en la fig No 10.

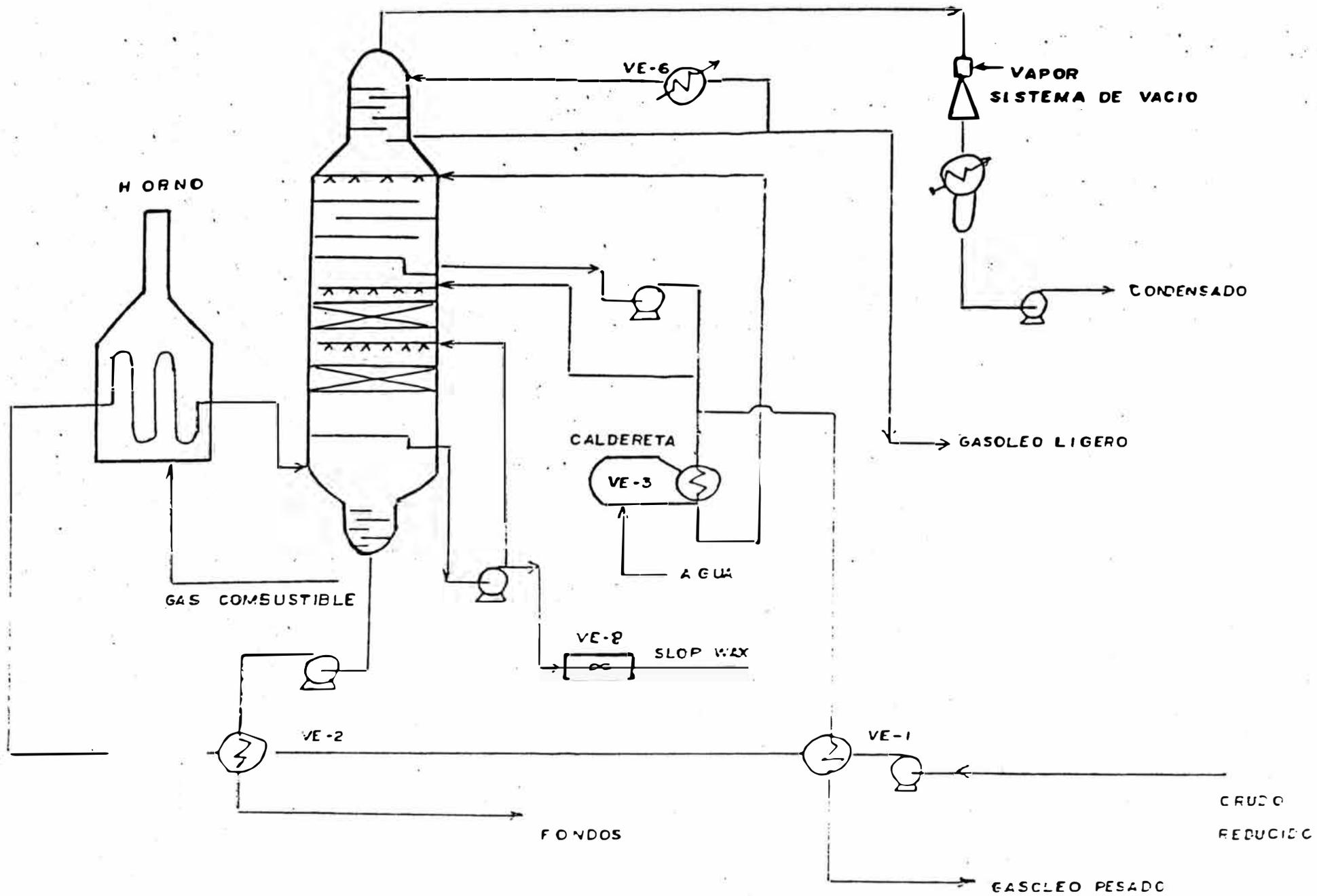


FIG 9

C.ASO 1

UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO  
 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO.

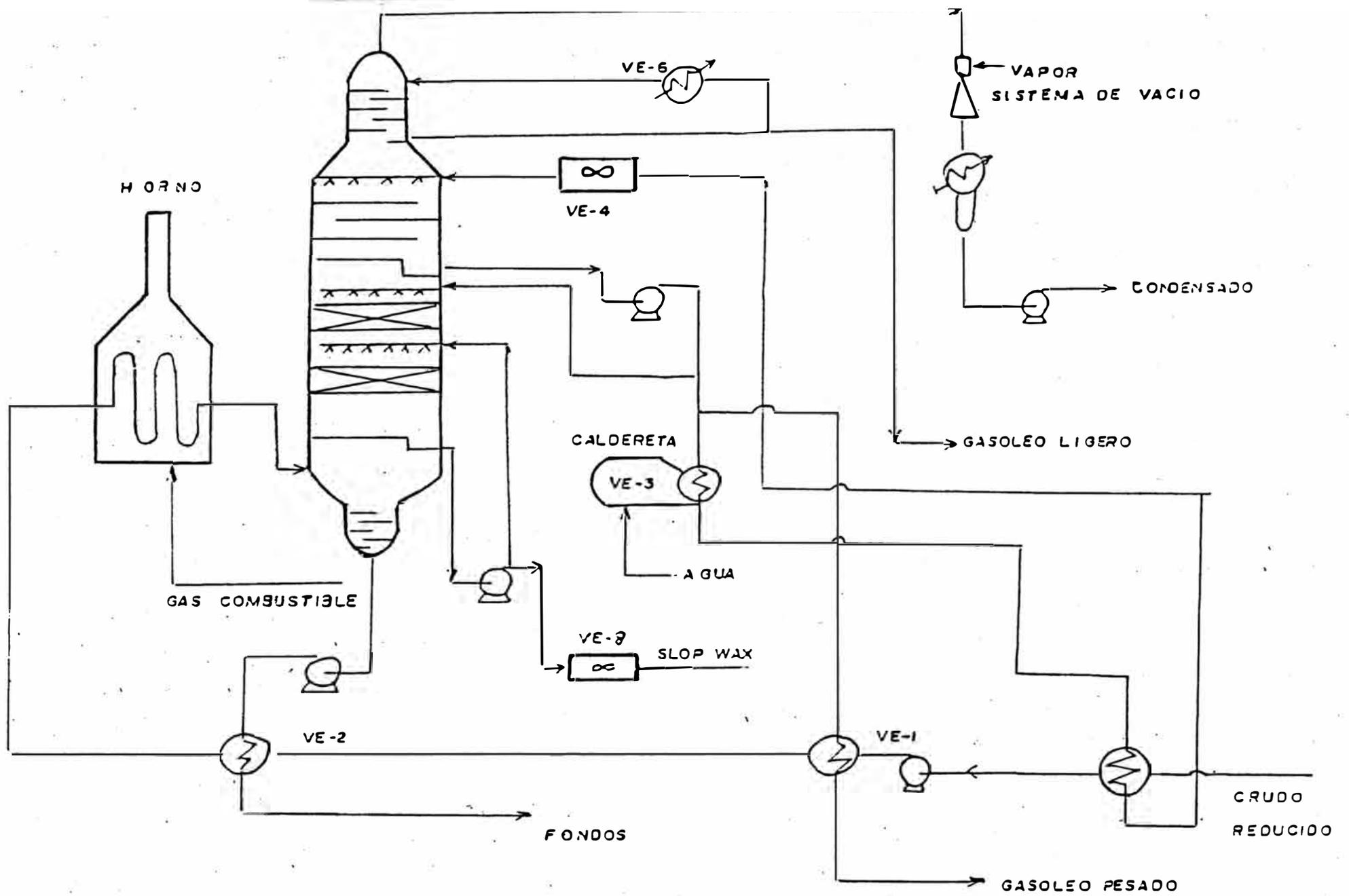


FIG 10

CASO II y III

UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO  
 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

## 12. EVALUACION TECNICO-ECONOMICA DE SISTEMAS ANALIZADOS

### 12.1 INTRODUCCION

Los casos presentados en el capítulo anterior van a ser evaluados técnica y económicamente. En la evaluación técnica se emplearán los métodos ya utilizados en la elaboración de los programas del software. En la evaluación económica se utilizarán dos métodos: el método del VAN y TIR y el método de alto riesgo de inversión.

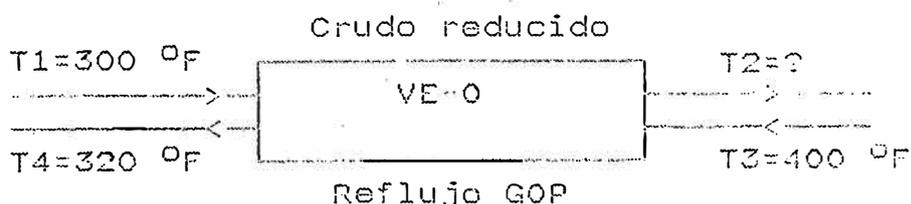
### 12.2 EVALUACION TECNICA

#### 12.2.2 CASO I

Aumento de la temperatura del gasoleo de pesado a la Unidad de Craqueo catalítico eliminando el intercambiador VE-4

Se trata de eliminar el intercambiador atmosférico VE-4 debido a que la carga de este es eliminado a la atmósfera. Si se puede recuperar este calor por una corriente que se calienta se tendrá importantes ahorros de energía. Se procede a diseñar un intercambiador nuevo con la finalidad de eliminar el intercambiador VE-4 y recuperar el calor proveniente de la corriente caliente de gasoleo pesado que es necesario enfriar.

Intercambiador nuevo :



Cálculos :

-Flujo másico de crudo reducido= MCR= 263692 lb/hr

-Flujo másico de reflujo GOP = MRGOP=394120 lb/hr

Balance de energía :

$$MCR(H2-H1) = MRGOP(H3-H4)$$

H1= 143.5 btu/lb (entalpia de entrada del crudo reducido)

H3= 201.4 btu/lb (entalpia de entrada de reflujo GOP)

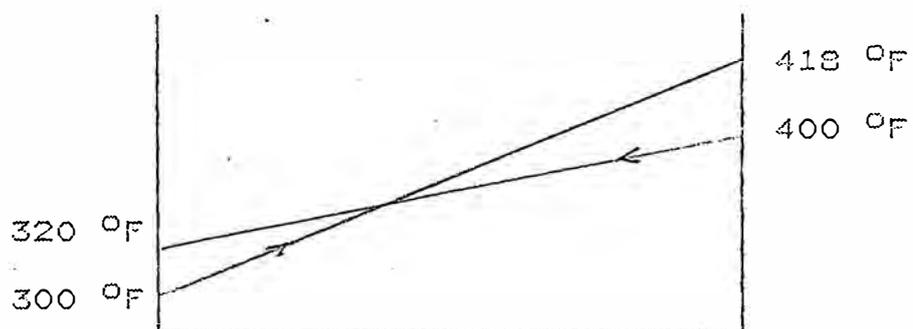
H4= 154.3 btu/lb (entalpia de salida de reflujo GOP)

Calculando tenemos :

$$H2 = 213.9 \text{ btu/lb}$$

T2 = 418 °F (temperatura de salida del crudo reducido)

Analizando las temperaturas :



Aumento de area ———>.

Al existir cruce de temperatura no es posible diseñar el intercambiador.

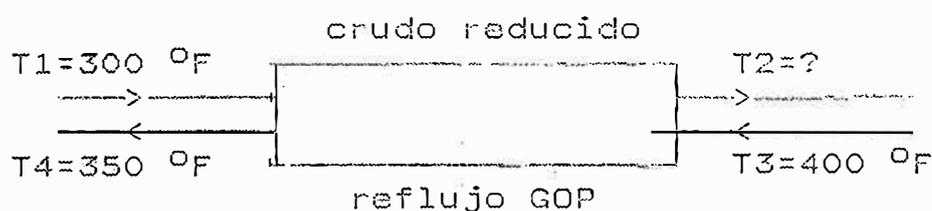
Por tanto: No es posible optimizar el proceso eliminando el intercambiador atmosférico VE-4

### 12.2.3 CASO II

Aumento de la temperatura de gasoleo pesado a la unidad de Craqueo catalítico sin eliminar el intercambiador atmosférico VE-4

Se va a proceder igual que en el caso II pero teniendo presente que el reflujo de gasoleo pesado no puede enfriarse hasta 320 °F ( cruce de temperaturas ). Se evaluará la posibilidad de diseñar un intercambiador de coraza y tubos nuevo utilizando tambien el intercambiador atmosférico VE-4 pero disminuyendo el flujo calorífico que se pierde a la atmósfera.

Intercambiador nuevo



$$T4 = T1 + 50 = 350 \text{ °F (recomendación de la U.O.P.)}$$

$$MCR(H2 - H1) = MRGOP (H3 - H4)$$

H1 = 143.5 btu/lb (entalpia de entrada del crudo reducido)

H3 = 201.4 btu/lb (entalpia de entrada del reflujo GOP)

H4 = 171.57 btu/lb (entalpía de salida del reflujo GOP)

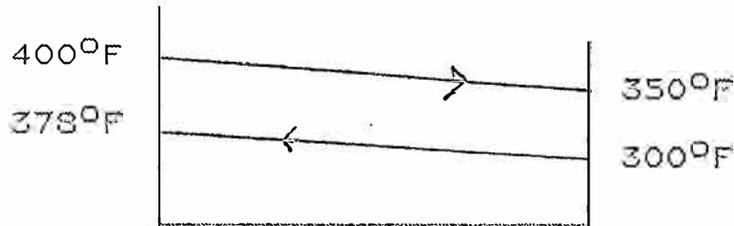
MCR = 263692 lb/Hr (Flujo másico del crudo reducido )

MRGOP = 394120 lb/Hr (Flujo másico del reciclo de gasoleo pesado )

Calculando :

$$H_2 = 188 \text{ btu/lb}$$

T2 = 378 °F (temperatura de salida del crudo reducido)



Aumento de area ->

$$DT_0 = 350 - 300 = 50 \text{ °F}$$

$$DT_1 = 400 - 378 = 22 \text{ °F}$$

$$LMTD = (DT_0 - DT_1) / \ln(DT_0 / DT_1) = 34$$

$$\text{Calor intercambiador : } Q = 11.75 \times 10^6 \text{ btu/hr}$$

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD$$

$$U = 43.5 \text{ btu/hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F} \text{ (asumido)}$$

$$\text{Area requerida} = A = 7944 \text{ ft}^2$$

- Comprobación de la temperatura de salida del crudo reducido por el método del NTU

$$NTU(CR) = U \cdot A / W \cdot C = 43.5 \cdot 7944 / 263692 \cdot 0.59 = 2.22$$

$$r = MCR \cdot C(cr) / MRGOP \cdot C(RGOP) =$$

$$263692 \times 0.59 / 394120 \times 0.62 = 0.63$$

$$e = 0.76$$

$$0.76 = (T_2 - T_1) / (T_3 - T_1) = (T_2 - 300) / (400 - 300)$$

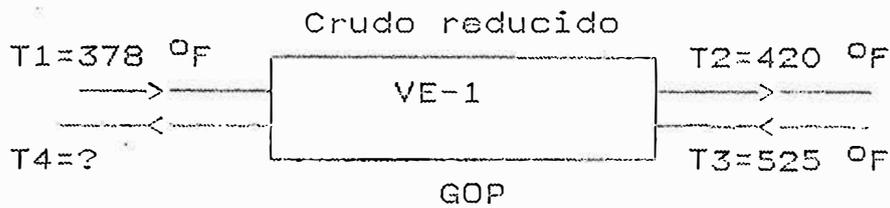
$$T_2 = 376 \text{ °F}$$

$$E = 0.76 \times 0.63 = 0.478$$

$$0.478 = (T_3 - T_4) / (T_3 - T_1) = (400 - T_4) / (400 - 300)$$

T4 = 352.2 °F (Temperatura de salida del reciclo de gasoleo pesado)

EVALUACION INTERCAMBIADOR VE-1 ( crudo reducido vs gasoleo pesado )



$MGOP = 174310\text{ lb/hr}$  (Flujo másico de gasoleo pesado)

$$MCR*(H2-H1) = MGOP*(H3-H4)$$

$H2 = 214.4\text{ btu/lb}$  (entalpia de ingreso de crudo reducido)

$H2 = 188\text{ btu/lb}$  (entalpia de salida de crudo reducido)

$H3 = 281.7\text{ btu/lb}$  (entalpia de ingreso del Gasoleo pesado)

Calculando

$H4 = 241\text{ btu/lb}$

$T4 = 463\text{ }^{\circ}\text{F}$  (temperatura de salida del Gasoleo pesado)

$LMTD = 100$

$Q\text{ intercambiado VE-0} = 11.75*10^6\text{ btu/hr}$

Calculando :

Area requerida =  $1586\text{ ft}^2$

Finalmente :

$Q\text{ VE-4} = 24*10^6\text{ btu/Hr}$

Se recupera 49% del VE-4

Si es factible teóricamente recuperar el 49% de la energía del intercambiador VE-4 con el esquema propuesto.

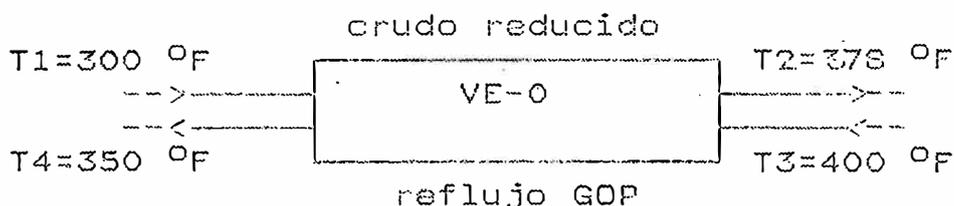
Debido a que esta corriente alimenta a la unidad de

craqueo catalítico se debe analizar la incidencia de esta temperatura (463 °F) para poder cuantificar los beneficios. Sin embargo se espera una mejor operación de la Unidad de Craqueo catalítico desde el punto de vista técnico.

#### 12.2.4 CASO III

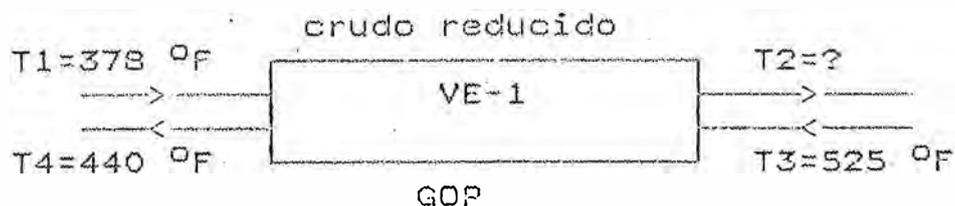
Aumento del precalentamiento del crudo reducido al horno VH-1

En este caso se mantiene el diseño del intercambiador nuevo (VE-0) del CASO II y se evalúa la incidencia del aumento de la temperatura del tren de precalentamiento en el ahorro del consumo de gas combustible del horno.



Area = 7944 ft<sup>2</sup>

Evaluando el intercambiador VE-1

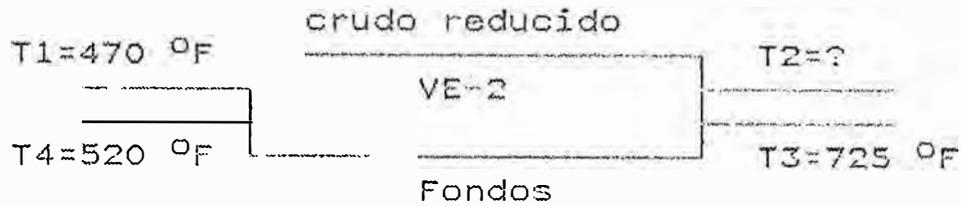


$$MCR(H_2 - H_1) = MGOP(H_3 - H_4)$$

$$H_2 = 247 \text{ btu/lb}$$

$$T_2 = 470 \text{ °F (temperatura de salida del crudo reducido)}$$

Evaluando el intercambiador VE-2



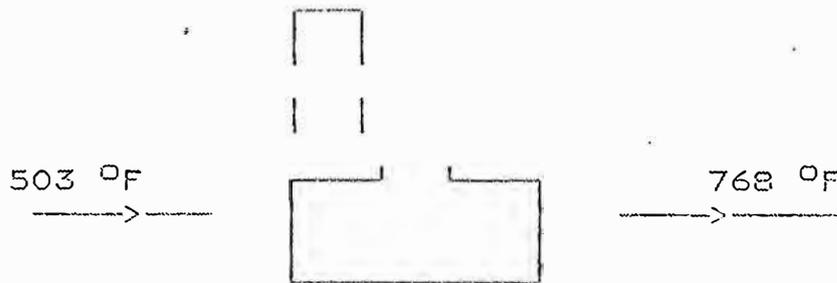
$$MF = 38614 \text{ lb/hr} \quad (\text{flujo de fondos})$$

$$MCR \cdot (H2 - H1) = MF \cdot (H3 - H4)$$

$$H2 = 267.7 \text{ btu/lb}$$

$$T2 = 503 \text{ °F} \quad (\text{temperatura de ingreso al horno})$$

EVALUANDO EL HORNO VH-1



$$\text{Carga calórica} = 5.22 \times 10^7 \text{ btu/hr} = 52.2 \text{ MM btu/hr}$$

$$\% \text{ exceso de aire} = 20\%$$

$$\text{Eficiencia} = 80\%$$

$$\text{Carga calórica liberada por quemadores} = 65.25 \text{ MM btu/hr}$$

$$\text{Considerando LHV} = 1,100 \text{ btu/ft}^3$$

$$\text{Consumo de gas combustible} = \frac{(65.25 \times 10^7 \text{ btu/hr})}{1,100 \text{ btu/ft}^3}$$

$$\text{Consumo de gas combustible} = 59318.2 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

(Para condiciones de diseño el consumo de combustible es igual a  $119,360 \text{ ft}^3/\text{hr}$ )

Analizando otras variables

$$\text{Temperatura de radiación} = 1345 \text{ °F}$$

$$Q \text{ radiación} = 42.5 \times 10^6 \text{ btu/hr}$$

Densidad radiante =  $7.038 \times 10^3$  btu/hr-ft<sup>2</sup>

(max. 10.000 btu/hr-ft<sup>2</sup> según J.P.G)

Calor absorbido en zona de convección:

$$Q \text{ convección} = 52.2 \times 10^6 - 42.5 \times 10^6 = 9.7 \times 10^6$$

btu/hr

$$\text{Densidad convectiva} = \frac{2.537 \times 10^6 \text{ btu}}{\text{hr} \times \text{ft}^2}$$

Por lo tanto si es posible disminuir teóricamente el consumo de gas combustible del horno hasta en un 50% con el esquema propuesto.

## 12.3 EVALUACION ECONOMICA

### 12.3.1 Caso Base

Es el caso que se tomará como referencia

### 12.3.2 Caso I

Este caso no será evaluado económicamente por no cumplir

la evaluación técnica.

### 12.3.3 Caso II

Este caso para ser evaluado económicamente se necesita hacer un balance en la unidad FCC para determinar los beneficios económicos que trae consigo el aumento de temperatura del flujo de GOF

### 12.3.4 Caso III

Calculo de parámetros necesarios para la evaluación económica:

Inversión :

Intercambiador V-E0

Area= 7944 ft<sup>2</sup>

Costo FOB \$ 60,000

Ahorro de combustible

29.625 MMBtu/hr x 252 cal/btu x 0.01 \$/MMcal

=74.6 \$ /hr

645,019 \$ anuales

Ahorro de electricidad

55.92 Km-hr\* 0.04\$/kw-hr =2.23 \$/hr

19,327 \$ anuales

Inversión total de capital

60,000 \$ x 5 = 300,000 \$

Costos fijos

Se tomará igual al 10% de la inversión de capital.

$$0.1 (300,000) = 30,000 \$$$

Costo operativo

$$= 6,000 \$$$

Depreciación

$$\text{Valor de reventa} : 0.1 (300,000) = 30,000 \$$$

$$\text{Depreciación} = (300,000 - 30,000) / 10$$

$$\text{Depreciación} = 27,000 \$$$

Ingresos - costos (I-C)

$$645,019 + 19,327 - 30,000 - 6,000$$

$$= 589,692 \$$$

Impuestos a la renta (I-C-D) 0.52

$$292,600 \$$$

Flujo de caja

Año 0

Inversión capital fijo            300,000 \$

Ingresos - costos                (300,000)\$

Flujo de caja                      (300,000)\$

Año 1      9

(I-C) - (I-C-D) 0.52

$$= 589,692 - 292,600$$

$$= 297,092 \$$$

Año 10

Se considera dos métodos para la evaluación económica.

Método del VAN y TIR :Se utiliza para evaluar económicamente teniendo en cuenta

consideraciones para inversión con bajo riesgo.

COK = 15%

$$VAN = - 300,000 + 297092(1/(1+0.15)^0 + 1/(1+0.15)^2 + \dots + 1/(1+0.15)^{10})$$

VAN= 1270000

TIR=98.8

Inversión de alto riesgo

Aún cuando las inversiones en procesos de ahorro energía no se considera de alto riesgo, se tomará en consideración un horizonte de planeamiento de 3 años.

DESCRIPCION	\$/anuales
Inversión	300,000
Ahorro operativo	664,346
Depreciación	27,000
Beneficio bruto	637,346
Impuestos (52%)	331,419
Beneficio neto	305,926
Caja generado neta	332,926
Periodo de recuperación de capital.	0.9 años
Rentabilidad de la inversión.	101 %
Rendimiento interno	110 %

Todos los parámetros para medir la rentabilidad indican que el caso III es una alternativa que se podría llevarse a cabo.

VAN >= 0

VAN = 1270000

FLUJO DE CAJA (en dólares)

	INVERSION	OPERACION	LIQUIDACION
AÑOS	0	1-10	
INGRESOS			
-Ahorro combustible		645019	
-Ahorro de electricidad		19327	
COSTO DE INVERSION			
-Equipos e intercambiador	300000		
COSTO DE FABRICACION			300000
COSTO FIJO		30000	
COSTO OPERATIVO		6000	
DEPRECIACION		27000	
UTILIDAD DE OPERACION		589692	
IMP. RENTA (52%)		292600	
FLUJO DE CAJA	(300000)	297092	300000

VPN=1270000

TIR=98.8

## CONCLUSIONES

- 1.-El software desarrollado permite evaluar las variables de procesos mas importantes para optimizar la operación de la Unidad.
- 2.-El modelo matemático tiene una exactitud del 95 % en promedio con respecto a las condiciones de diseño
- 3.-El modelo matemático puede ser empleado cuando se modifican las características del crudo ( API) y de las condiciones de operación. (presión de la columna de destilación, temperatura de salida del horno, etc.)
- 4.-La evaluación del horno (calor en zona de radiación y convección ) y de la columna de destilación (Diámetros en cada zona y reflujos ) permiten predecir la producción de la Unidad
- 5.-Al aumentar la temperatura de precalentamiento de la carga al horno se obtiene importantes ahorros de energía reflejados en la evaluación económica (VAN=1270000 TIR=98.8%)

## RECOMENDACIONES

1.- Desarrollar modelos matemáticos rigurosos de cada uno de los equipos de las unidades de una refinería de petróleo e integrarlos secuencialmente para que las decisiones respecto a modificaciones de las variables de proceso sean más rápidas y con sustento técnico.

2.- Desarrollar software que puedan ser modificados y/o ampliados según las necesidades de las Unidades, siendo esta una gran ventaja comparada con los software comerciales que son paquetes cerrados y cuyo costo es muy superior.

3.- Al software desarrollado puede incorporarse otros desarrollados por la facultad porque está preparado para ser ampliado o modificado (subprogramas independientemente elaborados con sus propias variables).

4.- En los futuros trabajos que se desarrollen sobre modelos matemáticos se debe incluir el cálculo del error del modelo.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Alvarez M. Intercambiadores de calor y hornos, Petroperú-Area de capacitación interna, 1983, Lima, pags. 3-98
- 2.- Borland Internacional Inc. Manual de turbo-pascal, 1985
- 3.- Centro de estudios de la energía. Técnicas de conservación energética en la industria, 1982, Madrid
- 4.- Carbonell J..Diseño y evaluación de proyectos de inversión
- 5.- Castillo P..Manual práctico de la combustión industrial
- 6.- Demidovich B. P..Cálculo numérico fundamental, pags. 25-30
- 7.- Escuela Profesional de ingeniería metalúrgica. Principios científicos para el ahorro del petroleo en la industria
- 8.- Esso Design Practices
- 9.- Ganapathy V. Process-design criteria, Chemical Engineering, Mar. ,1978, pags. 112-118
- 10.- Helzner A. Operating perfomance of steam
- 11.- Instituto Francais du petrole,Manual og economics analysis of chemical processes
- 12.- Jamin B..Exchanger stages solved by graph, Hydrocarbo Processing, Jul., 1970, pags 137-141
- 13.- Kesler M.. Improve prediction of enthalpy of

fractions, Hydrocarbon Processing, Mar. , 1976, pags. 153-158

14.- Kern D..Procesos de transfèrencia de calor ,Ed. Continental, México, pags.767-805

15.- Mc. Crackin , Teoria de los errores

16.- Peters M..Diseño de plantas y su evaluación económica pra ingeniería química, Ed. Géminis, 1978, Buenos Aires, pags. 265-280

17.- Rodway Z..Programación en pascal y turbó pascal

18.- Raymond M..How to use to computer to analyze test data, Chemical Engineering, Apr.,1980, pags. 145-156

19.- Technical data book. New York ,1970, pags 3.1-3.17

20.- Wuithier P.. El petroleo. Refino y tratamiento químico, Ed. CEPESA, 1971, Madrid, v.1, pags. 430-450

21.- Watkins R.. Petroleum refinery destillation, Gulf Publishing company, 1973, Texas, pags. 57-77

22.- Wimpres R.. Rating fired heaters, Hydrocarbon Processing, oct.,1963, pags. 115-123

## ANEXO 1

### 1. CARACTERISTICAS DE CRUDOS

#### 1.1 DESTILACION TBP

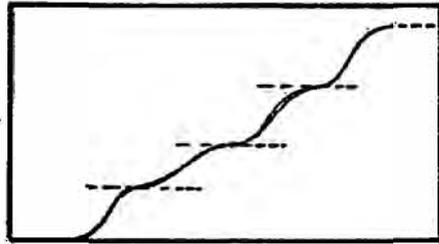
Se destila por lotes una muestra de la fracción de petróleo que se tiene que clasificar, en una columna que tiene 100 etapas de equilibrio y con una relación de reflujo de hasta 100 a 1. Si la muestra contiene compuestos con diferencias moderadas en el punto de ebullición como en la gasolina ligera que contiene i-Butano, n-Butano, i-Pentano, etc, una gráfica de la temperatura del vapor en el domo en función del porcentaje de destilado aparecería como se muestra en la fig 2.1.1 Sin embargo, si la muestra tiene un rango promedio de ebullición mas alto, donde aumenta el número de isómeros con punto de ebullición mas cercano las etapas ya no serán definidas y el resultado será una curva como la que aparece en la fig

#### 1.2 DESTILACION ASTM

Es una simple destilación que utiliza equipos y procedimientos específicos rigurosamente por la ASTM.

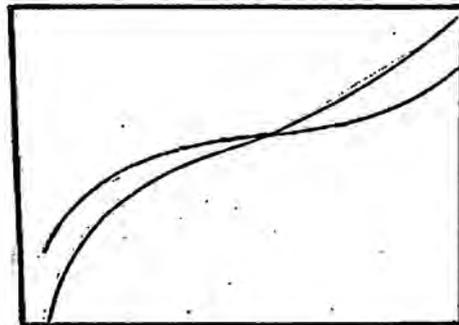
El procedimiento implica introducir 100 ml. de la muestra de un matraz, calentarla para que se forme la primera gota de destilado entre 5 y 10 minutos, proseguir el proceso de destilación simple a razón de 4 a 5 ml. de destilado por minuto y tomar lecturas a intervalos prescritos del volumen de destilado y la temperatura del matraz.

TEMP.



% DESTILADO

TEMP.



% DESTILADO

FIG 11

Puesto que la destilación ASTM, contiene sólo una etapa de equilibrio, y que la única fuente de reflujo de la pequeña cantidad de condensado que se forma en las paredes frías del matraz, el grado de separación no es tan alto como en el caso de la destilación TBP. Así el punto inicial de ebullición es más bajo y la temperatura del punto extremo es más alta cuando se destila una muestra dada por el método TBP, que al usar el método ASTM.

### 1.3 DESTILACION FLASH

El vapor y el líquido se mezclan a una temperatura dada hasta que se establece el equilibrio y se registra la cantidad valorizada. El proceso se repite a varias temperaturas. La separación es menor que con el procedimiento de la ASTM.

### 1.4 FACTOR DE CARACTERIZACION KUOP

Los investigadores NELSON, WATSON y MURPHY de la UOP (Universal Oil Products) realizaron un trabajo de investigación y encontraron una relación entre la temperatura de ebullición y la gravedad específica de los hidrocarburos, la cual llamaron Kuop.

$$KUOP = (T)^{(1/3)} / Sp-gr.$$

La constante Kuop varía según el grupo de hidrocarburo.

Parafínicos puros	Kuop = 13
Isoparafínicos puros	12 < Kuop < 13
Nafténicos puros	Kuop = 11
Aromáticos puros	Kuop = 10

## 1.5 PESO MOLECULAR

Los pesos moleculares promedios característicos de un corte pueden ser obtenidos por diversos métodos a nivel de laboratorio:

- Método ASTM D2503 por medición termoeléctrica de la presión de vapor. Válido hasta pesos moleculares igual a 800 y punto de ebullición no menor de 221 °C.

Método ASTM 02502 por medio de mediciones de la viscosidad aplicable para el rango de peso molecular

## 1.6 DENSIDAD

La densidad es la relación entre el peso de un determinado volumen de muestra a una temperatura  $t$  y el peso del mismo volumen de agua a una temperatura determinada. La elección del estado de referencia a 4°C permite la identificación de las cifras que miden la densidad y la masa específica.

La densidad oficial en Francia es 20 °C y tiene por símbolo

$d_{20/4}$  - (peso de un volumen de producto a 20 °C)/(peso del mismo volumen de agua a 4°C)

Esto también es llamado gravedad específica

En los países anglosajones la medida de la gravedad específica con aerómetros está prevista en las normas de

D1657 y 1298, y la medida con picnómetros en las normas D1217 y 1480.

La gravedad específica se define para dos temperaturas standar e idénticas de valor 60 °F y tiene por símbolo Sp-gr 60/60 °F

Los americanos utilizan para medir la densidad el grado API definido como:

$$API=(141.5/sp-gr)-131.5$$

## 1.7 VISCOSIDAD

La determinación de la viscosidad esta cubierta por las normas ASTM en :

-Viscosidad cinemática :D445

-Saybolt test : D88

La viscosidad es una magnitud física que mide la resistencia al flujo de un fluido, resistencia debido al frotamiento de las moléculas que se deslizan unas con otras.

La determinación de la viscosidad cinemática se efectúa midiendo el tiempo t del derrame del producto entre dos trazos hechos en un tubo capilar calibrado. El valor en centistokes de la viscosidad es :

$$V=C*T$$

en donde C es la constante de calibrado del tubo.

Sin embargo muy a menudo se considera suficiente la utilización de viscosímetros empíricos cuyo principio consiste en medir el tiempo de flujo de una cantidad convenida de producto a través de un orificio calibrado. Cada aparato esta calibrado en unidades particulares

correspondientes al tiempo de flujo. El Viscosímetro Saybolt Universal utilizado para productos fluídos, indica directamente el tiempo en Segundos Saybolt Universal o SSU 100 si la medida de la viscosidad se efectúa a 100 °F.

Para productos viscosos el aparato tiene un orificio mas amplio y dá la viscosidad en segundos saybolt. furol o SSF 210 si el ensayo tiene lugar a 210 °F.

La viscosidad es un criterio particularmente importante para apreciar las posibilidades de bombeo de los productos y definir el tipo de régimen en los conductos. En los aceites combustibles sustituye a las normas de destilación, sirviendo de parámetro en la clasificación de productos pesados. Por último en el caso de los aceites para engrase la viscosidad es una especificación de primer orden por que condiciona las cualidades requeridas para la lubricación.

## 2. EJEMPLOS DE CALCULO

### 2.1. Ejemplo de cálculo para el horno

Evaluación de la performance del horno por el método de Wimpress, basado en las condiciones de diseño.

#### Zona de radiación

-Calor liberado (QN)

$$\begin{aligned} QN &= \text{Carga calórica} / \text{eficiencia} = 75.05 / 0.77 \\ &= 97.46 \text{ MMbtu/Hr} \end{aligned}$$

-Calor absorbido en zona de radiación (QR)

$$QR = 0.7 * \text{Carga calórica} = 52.53 \text{ MMbtu/Hr}$$

-Temperatura de tubos en zona radiante

a) Temperatura de Cross-Over

$$778 - 0.7 * (778 - 458) = 554 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

b) Temperatura promedio de zona radiante

$$(778 + 554) / 2 = 666 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

c) Temperatura de tubos en zona radiante

$$TT = 666 + 100 = 766 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

-Superficie de radiación

a) Area envolvente del horno (AW)

$$\begin{aligned} &2 * (17.7 + 57.4) + 2 * (45.8 * 57.4) + 2 * (17.7 * 45.8) + \\ &2 * (20.38 * 57.4) = 11250 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b) Area superficial en zona de radiación (ASR)

$$\text{.Zona de radiación : } 5090 \text{ ft}^2$$

$$\text{.Zona escudo : } 960 \text{ ft}^2$$

c) Cálculo del area plana equivalente (ALPHA\*ACP)

D	d	No	ACP	D/d	alpha	alpha*ACP.
4.0	7	28	937.5	1.75	0.93	871.90
4.5	8	32	1224.5	1.77	0.925	1132.70
5.563	10	4	191.33	1.80	0.918	210.31
6.625	12	4	229.6	1.81	0.916	210.31
8.625	6	6	459.2	1.86	0.910	417.87

Donde :

D= Diámetro ( pulg)

d=Distancia centro a centro (pulg)

No=Número de tubos

alpha= FIG. No 2 Wimpress ( ver anexo 2.1)

alpha\*ACP=Area plana equivalente (ft<sup>2</sup>)

d) Area radiante (Ar)

Area envolvente-alpha\*ACP=11250-2808.42= 441.58 ft<sup>2</sup>

- Producto presión parcial CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O y longitud media de la llama.

a) Volumen de cada cámara

$$V=(17.7/2)*57.4*45.8 =23266 \text{ ft}^3$$

b) Longitud media de la flama L=2/3\*(V)<sup>1/3</sup>=19.03 ft

c) Presión parcial de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O (p)

$$p=0.20 \quad (\text{fig. 3 Wimpress})$$

d) P<sub>l</sub>=19.03\*0.20=3.806

- Balance de calor

Calor de combustion=0

Calor del aire=0

$$Q_N = Q_R + Q_L + Q_G$$

Donde :

$Q_N$  = Calor liberado

$Q_R$  = Calor de radiación

$Q_L$  = Pérdidas de calor

$Q_G$  = Calor de gases de salida de zona de radiación

$$Q_R / \alpha * A_{CP} * F = (1 - Q_L / Q_N - Q_G / Q_N) * Q_N / \alpha * A_{CP} * F$$

También conocemos que :

$$Q_R / \alpha * A_{CP} * F = \sigma * (T_G^4 - T_T^4) + 7 * (T_G - T_T) = X$$

Donde :

$$\sigma = 1.7108 * 10^{-9} \text{ (btu/Hr) / ft}^2 \text{ - } ^\circ\text{R}^2$$

Calculamos X para los siguientes valores de  $T_G$  :

$t_g$ ( °F)	$T_G$ ( °R)	X
1000	1460	5546.29
1200	1660	12163.57
1400	1860	21049.20
1600	2060	32781.22
1800	2260	48003.53
2000	2460	67425.58
2200	2660	91822.58

Se grafica  $t_g$  vs X

Tomando el valor  $T = 1540$  °F

a)  $T = 1540$  °F

b) Emisividad ( $e$ ) = 0.52 (fig.4 Wimpress)

c) Relación de áreas:  $A_r / \alpha * A_{cp} = 8441.58 / 2808.41 = 3.00$

d) Factor de intercambio ( $F$ ) = 0.8 (fig.5 Wimpress)

e) Area plana equivalente ( $\alpha * A_{cp} * F$ ) = 2246.73 ft<sup>2</sup>

f)  $Q_N / \alpha * A_{cp} * F = 58440.3$  btu/Hr-ft<sup>2</sup>

g) Temp.gas ( $t_g$ ) = 1540 °F = 2000 °R

h) Relación  $Q_G / Q_N = 0.42$  (fig. 7 Wimpress)

f)  $X = QR / \alpha * A_{cp} * F = (1 - 0.02 - 0.42) * 58440.3 = 3276.2$

Del gráfico tg vs X

$T = 2000$  °R =  $1540$  °F (coincide con el valor asumido en a)

se asume otro valor hasta que coincidan :  $t_g = 1465$  °F

7. Densidad radiante

a) Calor absorbido en zona radiante

$QR = 57.7 * 10^6$  btu/Hr

b) Densidad radiante

$QR / A_{sr} = 11330$  btu/Hr-ft<sup>2</sup> (valor recomendado 8000-14500 )

CALCULO DE LA SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

ZONA RADIANTE

DIAMETRO(pulg)	No TUBOS	LONG. APROV.	AREA (ft )
4.00	28	688	1681
4.50	32	688	2161
5.563	4	688	334
6.625	4	688	398
8.625	4	688	518

TOTAL

5092

ZONA ESCUDO

Primera y segunda fila: Diámetro = 4 pulg.

No. de tubos = 8

Long. aprovechable = 688 ft

Superficie = 480 ft<sup>2</sup>

Area Total : 960 ft<sup>2</sup>

ZONA DE CONVECCION

TUBOS LISOS

TUBOS CON SUPERFICIE EXTENDIDA

Diámetro = 4 pulg.

Diámetro = 4 pulg.

No. de tubos = 24

No de tubos = 24

Long. aprovechable = 688 ft<sup>2</sup>

Long. aprov. pv = 688 ft<sup>2</sup>

Superficie = 1441 ft<sup>2</sup>

Superficie = 2880 ft<sup>2</sup>

## 2.2 COLUMNA DE DESTILACION

Ejemplo de cálculo con datos de diseño

### REFLUJO GOP a SPRAYS

ENTRADA DE CALOR	lb/hr	°F	btu/lb	btu/hr*10 <sup>6</sup>
alimentación	263692	750	450	118.66
GOP a SPRAYS	L 3	525	285	285*L3

### SALIDA DE CALOR

residuo	38614	725	405	15.63
slop wox neto	7966	650	465	3.70

### VAPORES ASCEND.

Gas	2500	655	260	0.65
GOL neto	40296	655	470	18.93
GOP neto	174310	655	460	80.18
GOP a sprays	L 3	655	460	460*L3

CALOR ENTRADA = CALOR SALIDA

$$L 3 = 90182 \text{ lb/hr}$$

REFLUJO GOP a ZONA GOP

CALOR ENTRADA	lb/hr	°F	btu/lb	btu/hr*10 <sup>6</sup>
Alimentación	263692	750	450	118.66
Reflujo GOP	L 4	320	155	155*L4
SALIDA DE CALOR				
Residuo	38614	725	410	15.83
slop wox neto	7966	650	360	2.86
GOP neto	174310	525	290	50.55
GOP recido	L 4	525	290	290*L4
VAPORES ASCEND. A PLATO GOL				
Gas	2500	430	150	0.375
GOL neto	40296	430	335	13.50

ENTRADA DE CALOR = SALIDA DE CALOR

$$L 4 = .395818 \text{ lb/hr}$$

REFLUJO DE GOL

ENTRADA DE CALOR	lb/hr		btu/lb	btu/hr*10 <sup>6</sup>
Vapores ascend.al plato GOL				
Gas	2500	430	150	0.375
GOL neto	40296	430	335	13.50
GOL reflujo	L 5	100	175	175*L5
SALIDA DE CALOR				
GOL neto	40296	225	120	4.83
GOL reflujo	L 5	225	120	120*L5
GAS	2500	100	50	0.125

ENTRADA DE CALOR = SALIDA DE CALOR

$$L 5 = 148,810 \text{ lb/hr}$$

EJEMPLO DEL METODO DE CALCULO PARA LOS DIAMETROS DE LA COV

CON DATOS DE DISEÑO

	ZONA FLASH		ZONA GOP		ZONA DE TOPE	
TEMPERATURA °F	725		655		105	
PRESION mmHg	50		45		15	
VAPORES SUBIENDO	16/hr	mol/hr	1b/hr	mol/hr	1b/hr	mol/hr
GAS	1800	60	1800	60	1800	60
GOL neto		40296	252	40296	252	40296 252
GOP neto		174310	420	174310	420	
slop wax neto	7966	16				
GOP recido sprays				90137	217	
	-----		-----		-----	
	224372	748	306543	949	42096	312
PESO MOLECULAR		300		323		135
Veloc. permisible						
pies/seg		9.14		10.27		17.6
DENSIDAD DE VAPORES						
LB/ft <sup>3</sup>		0.0228		0.0235		0.064
VOLUMEN DE VAPORES						
ft <sup>3</sup> /seg		2733		3623		1810
AREA REQUERIDA						
ft <sup>2</sup>		280		352		101
DIAMETRO						
REQUERIDO		18.9		21.2		10.2

## INTERCAMBIADORES

### 1. CRUDÓ REDUCIDO Vs GASOLEO PESADO (VE-1)

$$Ad = 6085 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 43.5 \text{ BTU/HR-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$Qd = 19.1 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}$$

Gasoleo Pesado (GOP)

$$TL1 = 525 \text{ }^\circ\text{F (ingreso)}$$

$$TL8 = 350 \text{ }^\circ\text{F (salida)}$$

$$API = 25.8$$

$$MGOP = 174310$$

$$KUOP = 12$$

$$Mw = 446$$

$$VISC = 0.42 \text{ Cp A T} = 525 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$VISC = 1.07 \text{ Cp A T} = 350 \text{ }^\circ\text{F}$$

Crudo Reducido

$$TL1 = 300 \text{ }^\circ\text{F (ingreso)}$$

$$TL9 = 420 \text{ }^\circ\text{F (salida)}$$

$$API = 22.7$$

$$MCR = 263692$$

$$KUOP = 11.76$$

$$Mw = 437$$

$$VISC = 1.87 \text{ Cp}$$

### CALCULO POR EL METODO DEL NTU

Se considera coeficiente global de diseño  $U=43.5$

$$TL8 = TL7 + 50 \text{ (según recomendación UOP)}$$

ENTALPIAS:

$$HGOP = (0.3971 + 0.0002666 \times T) \times T \text{ btu/lb}$$

$$HCR = (0.3971 + 0.0002671 \times T) \times T \text{ btu/lb}$$

BALANCE DE CALOR

Calor del crudo reducido = Calor del gasoleo pesado

$$MCR * (H9 - H7) = MGOP * (H1 - H8)$$

GOP:	T(°F)	H(btu/lb)
525	289.1	⇒ Q = 19.7 × 10 <sup>6</sup> btu/hr
350	176.1	

H9 = 218 btu/lb

⇒ TL9 = 428°F (diseño ⇒ T = 420°F)

Verificando TL9 por el método del NTU

$$NTU = U \times A / (w \times c) = (43.5 \times 6085) / (174310 \times 0.646) = 2.35$$

GOP:	T(°F)	CP	
525	0.694	⇒ C <sub>pm</sub> = 0.646	
350	0.598		
CR:	300	0.558	
	400	0.622	⇒ C <sub>pm</sub> = 0.59

$$R = W \times C (GOP.) / W \times C (CR) = 0.723$$

NTU = 2.35

⇒ E = 0.65 (MULTIPASO)

R = 0.73

$$0.65 = (TL1 - TL8) / (TL1 - TL6)$$

TL6 = 380°F

Comprobando TL9:

GOP:	T(°F)	H(btu/lb)
525	289.1	⇒ Q = 17.43 × 10 <sup>6</sup> btu/hr
380	189.1	

$$H9 = 143.56 + 17.43 \times 10^6 / 263692$$

H9 = 20916 btu/lb

TL9 = 420°F

2. CRUDO REDUCIDO Vs FONDOS DE LA COLUMNA (VE-2)

$$Ad = 1744 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 21.4 \text{ btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$Qd = 5.7 \times 10^6 \text{ btu/hr}$$

CRUDO REDUCIDO:

$$TL9 = 420^\circ\text{F}$$

$$API = 22.7$$

$$Mcr = 263692 \text{ lb/hr}$$

$$KUOP = 11.76$$

$$MW = 437$$

$$VISC = 1.87 \text{ Cp}$$

FONDOS

$$Mvb = 38614 \text{ lb/hr}$$

$$API = 9.8$$

$$GE = 1.001$$

Según UOP:

$$TL11 = TL9 + 50^\circ\text{F} = 478^\circ\text{F} \text{ (temp. de salida de los fondos)}$$

$$Hcr = (0.3984 + 0.00026711 \times T) \times T \text{ btu/lb}$$

$$Hvb = (0.3731 + 0.02545 \times T) \times T \text{ btu/lb}$$

BALANCE DE CALOR

$$Mcr \times (H_{10} - H_9) = Mvb \times (H_{11} - H_W)$$

VB	T (°F)	H (btu/lb)
----	--------	------------

	725	404.2
--	-----	-------

	478	236.5
--	-----	-------

$$\Rightarrow H_{10} = 242.79 \text{ btu/lb}$$

$$\Rightarrow TL_{10} = 465^\circ\text{F} \text{ (Diseño } T = 458^\circ\text{F)}$$

Método del NTU

$$\text{NTU} = U \times A / (W \times C) = 21.4 \times 1744 / (38614 \times 0.679) \\ = 1.42$$

V.B. :	T(°F)	Cp
	725	0.7421
	478	0.6164

$\implies C_{pm} = 0.6792$

C.R. :	428	0.627
	465	0.646

$\implies C_{pm} = 0.637$

$$R = W \times C_{(VB)} / W \times C_{(CR)} \\ = 38614 \times 0.679 / (263692 \times 0.637) = 0.154$$

$$\text{NTU} = 1.42 \\ \implies E = 0.72$$

$$R = 0.154$$

$$0.72 = (725 - \text{TL}_{11}) / (725 - 428)$$

$$\text{TL}_{11} = 511^\circ\text{F}$$

Recalculando:  $\text{HL}_{11} = 257.11$

$$263692 \times (\text{HL}_{10} - 218) = 38614 \times (257.1 - 404)$$

$$\text{HL}_{10} = 239.77 \text{ btu/lb}$$

$$\implies \text{TL}_{10} = 460^\circ\text{F} \text{ (T diseño} = 458^\circ\text{F)}$$

### 3. GENERADOR DE VAPOR (CALDERETA VE - 3)

$$A_d = 5090 \text{ ft}^2$$

$$U_d = 68.3 \text{ btu/Hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

GASOLEO PESADO (GOP)

AGUA DESMINERALIZADA

$$TL3 = 525^{\circ}F$$

$$TT2 = 341 F$$

$$TL6 = 400^{\circ}F$$

$$TT3 = 358^{\circ}F$$

$$API = 24.5$$

$$FLUJO = 36520 \text{ lb/hr}$$

$$M_{GOP} = 394120 \text{ lb/hr..}$$

$$k_{UOP} = 12$$

Presión de diseño (lado frio) = 165 psig.....

$$Lamb = 863 \text{ btu/lb} \quad , \quad TT3 = 358^{\circ}F$$

$$Q3 = 35620 ( (358-341) + 863 )$$

$$Q3 = 31.34 \times 10^6 \text{ btu/hr}$$

$$h = 321 - 31.34 \times 10^6 / 394120$$

$$h = 241 \text{ btu/lb} \quad , \quad TL6 = 413^{\circ}F ( T=400^{\circ}F \text{ diseño } )$$

4. FONDOS vs AGUA DESMINERALIZADA ( VE-5)

$$Ad = 2800 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 14.1 \text{ btu/hr-ft}^2\text{-}^{\circ}F$$

FONDOS

AGUA DESMINERALIZADA

$$TL11 = 500^{\circ}F$$

$$T0 = 220^{\circ}F$$

$$TL12 = 300^{\circ}F$$

$$T1 = 341^{\circ}F$$

$$M_{VB} = 38614$$

$$m = 35620 \text{ lb/hr}$$

$$m \times CP (T1 - T0) = M_{VB} (H_{11} - H_{12})$$

$$H_{12} = 116 \text{ btu/lb} \quad , \quad T12 = 275^{\circ}F$$

GASOLEO LIGERO vs AGUA DE MAR (VE-6)

$$Ad = 3286 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 48.6 \text{ btu/Hr-ft}^2\text{-}^{\circ}F$$

GASOLEO LIGERO

AGUA DE MAR

$$TL2 = 225 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T = 75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$TL5 = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$TT = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$M_{GOL} = 151610 \text{ LB/hr...}$$

$$m = 209000 \text{ lb/hr}$$

$$m \times CP (TT - T) = M_{GOL} (H_5 - H_2)$$

$$H_5 = 50 \text{ btu/lb.}, \quad TL5 = 108 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. CALCULO DEL INTERCAMBIADOR VE -4 CON DATOS DE DISEÑO

$$M = 394120 \text{ lb/hr...}$$

$$Ad = 44400 \text{ ft}^2$$

$$T1 = 400 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Ud = 2.58 \text{ btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$tt1 = 90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$CP = 0.59 \dots (\text{calor específico promedio})$$

$$Q = 394120 \times 0.59 \times (400 - 293)$$

$$Q = 24.9 \times 10^6 \text{ btu/hr} \quad (\text{calor transferido})$$

$$TT21 = 3.1 \times 10^{-6} \times 24.9 \times 10^6 = 77 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{incred. temp. aire})$$

$$TT2 = 167 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{TEMP. SALIDA DEL AIRE})$$

$$LMTD = 217 \quad (\text{difer. media logaritmica})$$

$$ARI = 44412 \text{ ft}^2 \quad (\text{área requerida})$$

6. CALCULO DEL INTERCAMBIADOR VE-8 CON DATOS DE DISEÑO

$$M = 7966$$

$$Ad = 3170 \text{ ft}^2$$

$$T1 = 650 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Ud = 2.7 \text{ btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$TT1 = 90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$CP = 0.628 \quad (\text{calor específico promedio})$$

$$Q = 7966 \times 0.628 \times (650 - 214)$$

$$Q = 2.19 \times 10^6 \text{ btu/hr (calor transferido)}$$

$$TT21 = 54 \times 10^{-6} \times 2.19 \times 10^6 = 118^\circ\text{F (incredm. temp. aire)}$$

$$TT2 = 208^\circ\text{F (temp. salida aire)}$$

$$\text{LMTD} = 249 \text{ (Difer. media Logarítmica)}$$

$$\text{ARI} = 3255 \text{ ft}^2 \text{ (área requerida)}$$

## NOMENCLATURA

$A_d$  = Area superficial de Transferencia de Calor de diseño ( $ft^2$ )

API = Densidad en grados API

$C_p$  = Calor específico (CP)

$H_{cr}$  = Entalpía del Crudo reducido (Btu/lb)

$H_{GOP}$  = Entalpía del Gasoleo pesado (Btu/lb)

$H_{vb}$  = Entalpía de fondos de la Columna (Btu/lb)

$K_{UOP}$  = Factor de caracterización

$\lambda$  = Calor latente de vaporización (btu/lb)

$M_w$  = Peso Molecular

$M_{cr}$  = Flujo del crudo reducido (lb/hr)

$M_{vb}$  = Flujo de fondos de la columna (lb/hr)

$M_{GOL}$  = Flujo de Gasoleo ligero (lb/hr)

$M_{GOP}$  = Flujo de Gasoleo Pesado (lb/hr)

$Q_d$  = Calor de diseño (btu/hr)

$U_d$  = Coeficiente global de Transferencia de calor de diseño (btu/h  
 $ft^2 \cdot ^\circ F$ )

VISC = Viscosidad (CP)



$$\times(1/X)^3 - 216.5341 \times (1/X)^4 + 16.6264 \times (1/X)^5 \\ + 172.44 \times (1/X)^6 - 98.239 \times (1/X)^7$$

MAX. ERROR=0.0004

PARA Tg=1600°F

$$Y = 1.1572 - 5.7117 \times (1/X) + 20.971 \times (1/X)^2 - 43.5299 \\ \times (1/X)^3 + 49.3 \times (1/X)^4 - 28.154 \times (1/X)^5 + 6.24439 \times (1/X)^6$$

MAX. ERROR=0.0011

PARA TG=1800°F

$$Y = 0.40089 + 5.565 \times (1/X) - 48.3054 \times (1/X)^2 + 173.946 \\ \times (1/X)^3 - 317.16309 \times (1/X)^4 + 284.4138 \times (1/X)^5 \\ - 98.592 \times (1/X)^6$$

MAX. ERROR=0.001

PARA TG=2000°F

$$Y = 0.01767 + 11.8315 \times (1/X) - 90.639 \times (1/X)^2 + 316.4406 \\ \times (1/X)^3 - 569.2102 \times (1/X)^4 + 506.4372 \times (1/X)^5 \\ - 174.6328 \times (1/X)^6$$

MAX. ERROR=0.0043

PARA TG=2200°F

$$Y = 1.6114 - 14.0591 + 74.1016 \times (1/X)^2 - 214.737 \times (1/X)^3 \\ + 641.5175 \times (1/X)^4 - 278.0187 \times (1/X)^5 + 89.8101 \times (1/X)^6$$

#### 4.- FIG. 5

X -> EMISIVIDAD E

Y -> FACTOR DE INTERCAMBIO F

Z = AW/(ALPHA\*ACO)

$$\underline{Z=0} \quad Y = -0.01417 + 1.14352 * X - 0.40433 * X^2 + 0.1883 * X^3$$

MAX. ERROR=0.005

$$\underline{Z=0.5} \quad Y = -0.001014 + 1.41649 * X - 0.67808 * X^2 + 0.13393 * X^3$$

MAX. ERROR=0.0047

$$Y=0.0268+1.7468*X-1.3945*X^2+0.55324*X^3$$

MAX. ERROR=0.0023

$$Z=1.5 \quad Y=-0.01384+2.4566*X-2.90309*X^2+1.50606*X^3$$

MAX. ERROR=0.005

$$Z=2.0 \quad Y=-0.048609+2.3558*X-2.55337*X^2+1.10665*X^3$$

MAX. ERROR=0.005

$$Z=2.5 \quad Y=0.09486+2.3993*X-2.6913*X^2+1.1385*X^3$$

MAX. ERROR=0.0035

$$Z=3.0 \quad Y=0.07157+2.84098*X-3.7034*X^2+1.8078*X^3$$

MAX. ERROR=0.0035

$$Z=4.0 \quad Y=0.14879+2.73512*X-3.7034*X^2+1.8078*X^3$$

MAX. ERROR=0.0048

$$Z=5.0 \quad Y=0.45928+0.51543*X+1.14429*X^2-1.50307*X^3$$

MAX. ERROR=0.0063

$$Z=6.0 \quad Y=0.30675+2.1535*X-2.76547*X^2+1.22669*X^3$$

MAX. ERROR=0.0035

$$Z=7.0 \quad Y=0.409315+1.60298*X-1.6981*X^2+0.53235*X^3$$

MAX. ERROR=0.0041

#### 5.- FIG. 7

X ->TEMP. DEL GAS TG

Y ->RELACION  $Q_g/Q_n$

$$\text{PARA } \% \text{ AIRE}=0 \quad Y=-0.016754+2.277*10^{-4}*X+1.0784*10^{-9}*X^2+3.999*10^{-12}*X^3$$

MAX ERROR=0.0018

$$\text{PARA } \% \text{ AIRE}=10 \quad Y = -0.020018+2.539*10^{-4}*X-9.8634*10^{-9}*X^2+8.957*10^{-12}*X^3$$

MAX ERROR=0.0037

$$\text{PARA } \% \text{ AIRE}=20 \quad Y = -0.03889+3.218*10^{-4}*X-4.66*10^{-8}*X^2+1.79515*10^{-11}*X^3$$

PARA % AIRE=30       $Y = -0.008784 + 2.455 \cdot 10^{-4} \cdot X + 3.6299$   
 $\cdot 10^{-8} \cdot X^2 + 4.07382 \cdot 10^{-12} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.002

PARA % AIRE=40       $Y = -0.006448 + 2.45 \cdot 10^{-4} \cdot X + 6.1663$   
 $\cdot 10^{-8} \cdot X^2 - 1.19429 \cdot 10^{-11} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.004

PARA % AIRE=50       $Y = -0.02424 + 3.1479 \cdot 10^{-4} \cdot X + 1.8088$   
 $\cdot 10^{-8} \cdot X^2 - 3.379 \cdot 10^{-13} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.0043

PARA % AIRE=60       $Y = -0.001393 + 2.685 \cdot 10^{-4} \cdot X + 6.1631$   
 $\cdot 10^{-8} \cdot X^2 + 8.3816 \cdot 10^{-12} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.0036

PARA % AIRE=70       $Y = -0.005217 + 3.127 \cdot 10^{-4} \cdot X + 3.9128$   
 $\cdot 10^{-8} \cdot X^2 + 3.3422 \cdot 10^{-12} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.0067

PARA % AIRE=80       $Y = -0.0249479 + 3.9240 \cdot 10^{-4} \cdot X - 2.4793$   
 $\cdot 10^{-8} \cdot X^2 + 1.86558 \cdot 10^{-11} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.0047

PARA % AIRE=90       $Y = -0.0265535 + 3.9725 \cdot 10^{-4} \cdot X$   
 $+ 9.32199 \cdot 10^{-9} \cdot X^2 + 3.6487 \cdot 10^{-12} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.004

PARA % AIRE=100       $Y = -0.03005 + 4.2869 \cdot 10^{-4} \cdot X - 9.6153$   
 $\cdot 10^{-9} \cdot X^2 + 1.0683 \cdot 10^{-11} \cdot X^3$

MAX ERROR=0.0022

### 3.2. DE CURVAS PARA LA OBTENCION DE ENTALPIAS EN FASE LIQUIDA Y VAPOR

#### CORRELACION PARA ENTALPIA EN FASE LIQUIDA

$$C_P = (0.35 + 0.055 * K_{UOP}) * (0.6811 - 0.308 * G_E + (0.000815 - 0.000306 * G_E) * T)$$

$$H = (0.35 + 0.055 * K) * (0.6811 - 0.308 * G_E + (0.0004075 - 0.000153 * G_E) * T) * T$$

#### CORRELACION PARA ENTALPIA EN FASE VAPOR

PARA 10<sup>o</sup> API  $Y = 137.244 + 0.26807 * X + 0.000447 * X^2 - 3.374 * 10^{-7} * X^3 + 1.834 * 10^{-10} * X^4$

MAX. ERROR = 3.263

PARA 20<sup>o</sup> API  $Y = 145.214 + 0.26266 * X + 0.000450 * X^2 - 2.9144 * 10^{-7} * X^3 + 1.4573 * 10^{-10} * X^4$

MAX. ERROR = 3.049

PARA 30<sup>o</sup> API  $Y = 142.524 + 0.32946 * X + 0.000277 * X^2 - 2.8676 * 10^{-8} * X^3 + 2.9847 * 10^{-12} * X^4$

MAX. ERROR = 0.7010

PARA 40<sup>o</sup> API  $Y = 146.265 + 0.37356 * X + 0.000111 * X^2 + 2.3966 * 10^{-7} * X^3 - 1.3317 * 10^{-10} * X^4$

MAX. ERROR = 0.5479

### 3.3 ASTM-TBP-FLASH

-CORRELACION DE CURVAS PARA CONVERTIR LA CURVA ASTM a TBP

1. FIG 3A2-1 DESTILACION ASTM SUBATMOSFERICQA Y RELACION CON LA CURVA TBP

X-----ASTM D1160 DIFERENCIA DE TEMPERATURA

Y----- TBP DIFERENCIA DE TEMPERATURA

PARA DIFERENCIA 0-10 % V

$$Y=1.77572+2.36582*X-0.0161884*X^2+4.91837*10^{-5}*X^3$$

MAX. ERROR=0.62097

PARA DIFERENCIA 10-30-50 %V

$$Y=0.638998+1.28029*X-0.0028666*X^2+5.21097*10^{-6}*X^3$$

MAX. ERROR=1.2785

PARA DIFERENCIA 50-70-90 %V

Y=X

-CORRELACION DE CURVAS PARA CONVERTIR LA CURVA ASTM A CURVA FLASH

Procedimiento

-Datos curva ASTM D1160 (10mmhg)

-Metodología :Correlación de curvas para convertir la curva ASTM a la curva FLASH a presión atmosférica y luego a otra presión

-Resultado curva flash a otra presión

1. Fig 3B2.1 ASTM D1160 50% TEMPERATURA VS EFV 50% TEMPERATURA A 10 MMHG

X-----ASTM D1160 50% TEMPERATURA

Y-----DF (añadir a ASTM 50% para obtener EFV 50%)

D1160 30%-TASTM D1160 10%

DT=20

$$Y=43.57697+9686.295*(1/X)-1.76151*107*(1/X)^2 +2.19*109*(1/X)^3$$

DESVIACION PROMEDIO =1.300063

DT=60

$$Y=-472.6556+55.15582*\text{Ln}(X)+0.5436968*(\text{Ln}(X))^2 +$$
$$1.767796*(\text{Ln}(X))^3-0.2127741*(\text{Ln}(X))^4$$

DESVIACION PROMEDIO=2.502125

DT=80

$$Y=-278.9143+3.471441*10^{-3}*X^2-1.579295*10^{-8}*X^4+$$
$$2.483564*10^{-14}*X^6$$

DESVIACION PROMEDIO = 1.221229

DT=120

$$Y=-213.3642+8.48168*\text{LOG}(X)$$

DESVIACION PROMEDIO =0.5160074

DT=180

$$Y=-145.0571+0.1625714*X$$

DESVIACION PROMEDIO=0.8767147

DT=200

$$Y=-173.75+0.177149*X$$

DESVIACION PROMEDIO=0.2941938

2. FIG 3B2.2 ASTM D1160 DIFERENCIA DE TEMPERATURA VS

EFV DIFERENCIA DE TEMPERATURA A 10 MMHG

X-----ASTM D1160 DIFERENCIA °F

Y-----EFV TEMPERATURA DIFERENCIA °F

DIFERENCIA 0-10 %V

$$1/Y=-6.16598*10^{-3}+2595955*(1/X)+19.77306*(1/X)^2-$$

$$51.0727*(1/X)^3$$

DESVIACION PROMEDIO =0.8950698

DIFERENCIA 10-30-50 % V

$$Y=0.9992947+0.4472862*X+5.615502*10^{-3}*X^2-2.151623*10^{-5}*X^3$$

DESVIACION DE PROMEDIO=0.7009953

DIFERENCIA 50-70-90 % V

$$1/(Y+6)=0.2194967-1.222434/(\text{LOG.}(X))+2.131123/(\text{LOG}(X))^2+1.028273/(\text{LOG.}(X))^3$$

DESVIACION PROMEDIO= 1.154518

3. FIG 3C2.3 EFECTO DE LA PRESION EN LA CURVA EFV

X-----TEMPERATURA °F A PRESION SUBATMOSFERICA PARA EFV 50%

Y-----TEMPERATURA °F A PRESION &/) MMHG PARA EFV 50%

PRESION=5 MMHG

$$Y=192.8804+1.776394*X-0.001460*X^2+9.127608*10^{-7}*X^3$$

ERROR MAXIMO=1.1334

PRESION=10 MMHG

$$Y=123.54+2.16634*X-0.003516*X^2+5.0024*10^{-6}*X^3-3.37367*10^{-10}*X^4-7.285*10^{-12}*X^5+5.6645*10^{-15}*X^6$$

ERROR MAXIMO=1.9921

PRESION=25 MMHG

$$Y=247.589-1.1486*X+0.02018*X^2-7.89*10^{-5}*X^3+1.569*10^{-7}*X^4-1.5612*10^{-10}*X^5+6.158*10^{-14}*X^6$$

ERROR MAXIMO=1.610

PRESION=50 MMHG

$$Y=1237.16-11.3996*X+0.0555*X^2-0.000119*X^3+1.2382*10^{-7}*X^4-5.02011*10^{-11}*X^5$$

ERROR MAXIMO=0.735

PRESION=100 MMHG

$$Y=98.5148+0.31055*X+0.009327*X^2-$$

$$4.067*10^{-5}*X^3+8.6714*10^{-8}*X^5+3.79336*10^{-14}*X^6$$

ERROR MAXIMO=0.9782

PRESION=200 MMHG

$$Y=-3.6466+1.6492*X-0.00148*X^2+1.52*10^{-6}*X^3-$$

$$5.948*10^{-10}*X^4$$

ERROR MAXIMO=1.4

## 4. OTROS

### 4.1. CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL METAL DEL TUBO

Este cálculo se hará basado en el método del ESSO DESIGN.  
PRACTICES

$$T_M = T_0 + \left( \frac{Q}{A_i} \right) / h_{io} + \left( \frac{Q}{A_i} \right) / \left( K_c / L_c \right) + \left( \frac{Q}{A_o} \right) / \left( K_m / L_m \right) * C_1 * C_2$$

Donde :

$T_M$  = Máxima temperatura del metal ( $^{\circ}F$ )

$T_0$  = Máxima temperatura del fluido para la sección del  
horno

que se está considerando ( $^{\circ}F$ )

$Q/A_i$  = Densidad de calor promedio para la sección del  
horno

considerado con respecto a la superficie  
interior de

los tubos ( $btu/Hr-ft^2$ )

$Q/A_o$  = Densidad de calor con respecto a la superficie  
exterior de los tubos ( $btu/Hr-ft^2$ )

$K_c$  = Conductividad térmica del coque ( $btu-ft/Hr-ft^2-^{\circ}F$ )

$K_m$  = Conductividad térmica del metal ( $btu-ft/Hr-ft^2-^{\circ}F$ )

$L_c$  = Espesor de la película de coque (pulg)

$L_m$  = Espesor de la pared del tubo (pulg)

$C_1$  = Factor que considera la diferente distribución de  
calor

alrededor de la circunferencia del tubo

$C_2$  = Factor que considera la diferente distribución de  
calor

en las distintas zonas del horno

#### PROCEDIMIENTO DE CALCULO

1.- Datos necesarios :

- Carga = Flujo volumétrico (bpd)

- API=Gravedad específica a 60°F
- U=Viscosidad (cp)
- OD=Diámetro interior del tubo (pulg)
- To, Kc, Lc, Km, Lm

## 2.-Cálculos :

- Flujo másico total (lb/hr):

$$FMT = \text{Carga} * \text{densidad (lbs/barriles)}$$

- Flujo másico por el tubo (lb/hr):

$$WS = FMT / 4$$

- Coeficiente de película :

$$HI = (Jh * K / D) * (CP * U / K)^{1/3} * (U / Uw)^{0.14}$$

Donde :

Jh=Factor de transferencia de calor

K=Conductividad térmica (btu/hr-ft<sup>2</sup>(° F/ft)

D= diámetro del tubo (ft)

Uw=viscosidad a la temperatura de la pared del tubo

U=viscosidad a la temperatura calórica

$$D = OD - 2 * Lc - 2 * Lm$$

$$A = 3.1416 * D^2 / 4$$

$$Gs = Ws / A$$

$$Nre = D * Gs / U$$

$$Jh = F (Nre)$$

$$K (CP * U / K)^{1/3} =$$

$$(U / Uw)^{0.14} = 1.05 \text{ (asumido)}$$

$$HI =$$

$$AI = 3.1416 * D / 12$$

$$Ao = 3.1416 *$$

$$HIO = HI * AI / Ao$$

## 3.-Cálculo de la temperatura del tubo

$$-Q/A_0 = 10000 * \text{Carga} / 20000$$

$$-Q/A_I = Q/A_0 * A_0/A_I$$

$$-C_1 = 1.95 \text{ (asumido)}$$

$$-C_2 = 1.25 \text{ (asumido)}$$

-TM=calcular según ecuación para TM

## 4.2 REGRESION EXPONENCIAL DE LAS CURVAS ASTM-TBP-FLASH

### CORRELACION DE LOS PUNTOS DE LA CURVA ASTM-TBP-FLASH

Todas las curvas de destilación ASTM describen curvas semejantes las cuales pueden ser representadas por una ecuación empírica. La ecuación tiene la siguiente forma:

$$V = \{ 1 - e^{-(T^*/a)^\beta} \} \times 100$$

Aquí V es el porcentaje en volumen del destilado a temperatura T,  $\alpha$  y  $\beta$  son las constantes de la ecuación y son determinadas de los datos de la curva de destilación ASTM,  $T^*$  es la temperatura adimensional definida como:

$$T^* = \frac{T - T_i}{T_j - T_i}$$

Aquí  $T_i$  y  $T_j$  son, respectivamente, la temperatura inicial y final de ebullición de la curva de destilación ASTM,

Los valores de  $\alpha$  y  $\beta$  son determinados por mínimos cuadrados según la ecuación siguiente:

$$F = \sum_{i=1}^n [ \{ 1 - e^{-(T^*/a)^\beta} \} \times 100 - v_i ]^2$$

CORRELACION DE LAS CURVAS ASTM-TBP-FLASH

EEV (CURVA FLASH)

% Vol	Puntos Teóricos	Puntos según Ecuación	% Vol
0	281	281	
10	302	302	
30	320	314.802	31
50	329	324.8104	51
70	337	335.3473	71
90	351	351	
100	372	372	

ALPH1= 0.5548

BET1 = 2.561851

ASTM

% Vol	Puntos Teóricos	Puntos según Ecuación	% Vol
0	225	225	
10	268	268	
20	286		
30	298	292.59	31
40	306		
50	315	311.48	51
60	324		
70	332	331.14	71
80	342		
90	360	360	
100	405	405	

ALPH1= 0.550436

BET1 = 2.695977

% Vol	Puntos Teóricos	Puntos según Ecuación	% Vol
0	198	198	
10	261	261	
30	305	295.674	30.5
50	332	322.034	51
70	356	349.27	71
90	389	389	
100	441	441	

$$\text{ALPH1} = 0.5823387$$

$$\text{BET1} = 2.780896$$

Para la curva EFV tenemos:

$$V = \{ 1 - e^{-(T^*/a)^\beta} \} \times 100$$

$$T^* = \frac{T - T_i}{T_j - T_i} = \frac{T - 281}{372 - 281} = \frac{T - 281}{91}$$

Para  $T = 314.802$

$T^* =$

$$V = \{ 1 - e^{-(36/0.55548)^{2.561851}} \} \times 100 = 30$$

#### 4.4 CONVERSION DE CURVAS ASTM-TBP-FLASH MEDIANTE CORRELACIONES

- Convertir la curva ASTM D1160 a 10mmHg a la curva TBP a 10mmHg.

Datos Curva ASTM D1160

% volumen	10	30	50	70	90
Temperatura(°F)	300	400	475	550	650

De las correlaciones de la fig. 3A2.1 del TECHNICAL DATA BOOK

% Volumen	Diferencia ASTM D1160 (X)	Diferencia TBP (Y)
10 - 30	100	104
30 - 50	75	80
50 - 70	75	75
70 - 90	100	101

La temperatura al 50% Vol. de la curva ASTM D1160 se considera igual a la temperatura al 50% de la curva TBP.

T50% EFV= 475 °F

Finalmente la curva TBP es:

% Volumen	Diferencia TBP	T (°F)	
		ASTM	TBP
10	104	300	291
30	80	400	395
50	75	475	475
70	101	550	550
90		650	651

- Convertir la curva ASTM D1160

a 10mmhg a la curva EFV a presión atmosférica

Datos curva ASTM D1160

% volumen	10	30	50	70	90
Temperatura(°F)	300	375	435	490	570

De las correlaciones de la fig. 3b21 del TECHNICAL DATA

BOOK:

$X = 435 \text{ } ^\circ\text{F}$  (Temperatura astm 50%)

$DT = 75 \text{ } ^\circ\text{F}$  (Temperatura ASTM 30% - Temperatura ASTM 10%)

Entonces tenemos:

$DT = 60 \text{ } ^\circ\text{F} \longrightarrow Y = -11.418$

$DT = 80 \text{ } ^\circ\text{F} \longrightarrow Y = -19.20$

Interpolando linealmente:  $DT = 75 \text{ } ^\circ\text{F} \longrightarrow Y = -17.25$

Temperatura 50% EFV (10 mmHg) =  $435 - 17.25 = 417.75 \text{ } ^\circ\text{F}$

De la correlación de la Fig. 3B2.2 del TECHNICAL DATA BOOK

% Volumen	Diferencia ASTM D1160 (X)	Diferencia TBP (Y)
10 - 30	75	56
30 - 50	60	44
50 - 70	55	32
70 - 90	80	55

Finalmente la curva EFV a 10mmHg es:

% Volumen	Diferencia EFV	EFV a 10 mmHg
10	56	317.75
30	44	373.75
50	32	417.75
70	55	449.75
90		504.75

Para convertir la curva EFV a 10 mmHg a la curva EFV a 100mmHg se utilizan las correlaciones de la curva 3C2.3 del TECHNICAL DATA BOOK

Temperatura 50%      EFV (10 mmHg)= 418 °F

-> Temperatura 50%      EFV (100 mmHg)= 549.32 °F

Asumiendo la misma diferencia EFV

% Volumen	Diferencia EFV	EFV a 10 mmHg
10	56	448.32
30	44	505.32
50	32	549.32
70	55	582.32
90		637.32

### 4.3 REGRESION POLINOMIAL

Se utilizará el método de los mínimos cuadrados para obtener la curva de regresión polinomial. Se presentará el método a través de un ejemplo :

Los puntos a tratar son los siguientes :

X	0	1	2	3	4	5	6
Y	2	3	5	5	7	8	10

La ecuación a tratar es la siguiente :

$$Y=K_0+K_1*X \quad \dots\dots\dots(1)$$

Para determinar los coeficientes  $K_0$  y  $K_1$  se utiliza el criterio de los mínimos cuadrados :

$$S=\sum(Y_i-y_i)^2$$

Donde  $Y_i$  es evaluado de la ecuación (1). El valor  $(Y_i-y_i)$  es llamada residual.

Para obtener el mínimo valor de  $S$  se igualan a cero las dos derivadas parciales :

$$DS/DK_0=0 \quad DS/DK_1=0$$

Esto también lleva a :

$$DS/DK_0=\sum D/DK_0 (K_0+K_1*X_i-Y_i)^2 = \sum 2*(K_0+K_1*X_i-Y_i)=0$$

$$DS/DK_1=\sum D/DK_1 (K_0+K_1*X_i-Y_i)^2 = \sum 2*X_i*(K_0+K_1*X_i-Y_i)=0$$

Finalmente se obtiene :

$$\sum Y_i=n*K_0+K_1*\sum X_i \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$\sum X_i*Y_i=K_0*\sum X_i+K_1*\sum X_i^2 \quad \dots\dots\dots(3)$$

Así para el ejemplo tenemos :

i	Xi	Yi	Xi*Yi	(Xi) <sup>2</sup>
1	0	2	0	0
2	1	3	3	1
3	2	5	10	4
4	3	5	15	9
5	4	9	36	16
6	5	8	40	25
7	6	10	60	36
sum	21	42	164	91

De (2) y (3) :

$$42 = 7 * K_0 + 21 * K_1$$

$$164 = 21 * K_0 + 91 * K_1$$

Finalmente tenemos :

$$K_0 = 1.928571$$

$$K_1 = 1.357143$$

$$Y = 1.928571 + 1.357143 * X$$

Para otros casos el procedimiento es similar :

$$S = \sum (Y_i - y_i)^2 = \sum (K_0 + K_1 * X_i + K_2 * X_i^2 + \dots + K_m * X_i^n - Y_i)^2$$

$$DS/DK_0 = \sum 2 * (K_0 + K_1 * X_i + K_2 * X_i^2 + \dots + K_m * X_i^n - Y_i) = 0$$

$$DS/DK_1 = \sum 2 * X_i * (K_0 + K_1 * X_i + K_2 * X_i^2 + \dots + K_m * X_i^n - Y_i) = 0$$

.

.

.

$$DS/DK_m = \sum 2 * X_i^m * (K_0 + K_1 * X_i + K_2 * X_i^2 + \dots + K_m * X_i^n - Y_i) = 0$$

Finalmente tenemos :

$$K_0 * n + K_1 * \sum X_i + K_2 * \sum X_i^2 + \dots + K_m * \sum X_i^m - \sum Y_i = 0$$

$$K_0 * \sum X_i + K_1 * \sum X_i^2 + \dots + K_m * \sum X_i^{m+1} - \sum X_i * Y_i = 0$$

$$K_0 * \sum X_i^2 + \dots \quad \dots \dots \dots K_m * \sum X_i^{m+2} - \sum X_i^2 * Y_i = 0$$

$$K_0 * \sum X_i^m + \dots \quad \dots \dots \dots K_m * \sum X_i^{m+m} - \sum X_i^m * Y_i = 0$$

Estas ecuaciones pueden ser resueltas matricialmente. El método se detalla en el programa respectivo.

## SOLUCION DE ECUACIONES POLINOMIALES CON COEFICIENTES

### REALES

Se utiliza el método de Bairstow's para resolver las ecuaciones de la forma :

$$Y^n + A_1 * Y^{n-1} + A_2 * Y^{n-2} + \dots + A_n = 0$$

Esta ecuación tiene las siguientes propiedades

- Tiene N raíces simples o repetidas
- Siempre contiene una simple raíz real si n es positivo impar entero

-Las raíces complejas son presentadas con su correspondiente raíz conjugada

-Regla de signos de Descartes'

Para conocer el método de solución se trabajará con el siguiente ejemplo :

$$Y^5 - 17 * Y^4 + 124 * Y^3 - 508 * Y^2 + 1035 * Y - 875 = 0$$

Dividiendo la ecuación anterior por el factor cuadrático  $(Y^2 + P * Y + Q)$  :

$$(Y^2 + P * Y + Q) * (Y^3 + B_1 * Y^2 + B_2 * Y + B_3) + R * Y + S$$

Donde:

$$P + B_1 = -17$$

$$B_2 + B_1 * P + Q = 124$$

$$B_3 + B_2 * P + B_1 * Q = -508$$

$$R + B_3 * P + B_2 * Q = 1035$$

$$S + B_3 * Q = -875$$

De estas ecuaciones tenemos

$$B_1 = -17 - P$$

$$B_2 = 124 + 17 * P + P^2 - Q$$

$$B_3 = -508 - 124 * P - 17 * P^2 - P^3 + 2 * P * Q + 17 * Q$$

Finalmente obtenemos las siguientes ecuaciones

$$P^4 + 17P^3 + 124P^2 + 508P + 1035 - 3Q * P^2 - 3468 - 124Q - Q^2 = R$$

$$P^3 * Q + 17P^2 * Q + 124P * Q - 2P * Q^2 - 17Q^2 + 508Q - 875 = S$$

Se debe obtener P y Q para hallar R y S, los pasos para obtener P y Q son los siguientes

1.-Seleccione valores iniciales para P y Q (A1,A2,...An son los coeficientes )

2.-Calcular Bk según

$$-B(k) = A(k) - P * B(k-1) - Q * B(k-2)$$

$$\text{Aquí } B(-1) = 0 \text{ y } B(0) = 1$$

3.-Calcular C(k) según :

$$-C(k) = B(k) - P * C(k-1) - Q * C(k-2)$$

$$\text{Aquí } C(-1) = 0 \text{ y } C(0) = 0$$

4.-Calcule CC(n-1) = C(n-1) - B(n-1)

5.-Usando los valores calculados en los casos 2,3 y 4 se obtiene DP y DQ :

$$DP = (B(n-1) * C(n-2) - B(n) * C(n-3)) / (C(n-2)^2 - CC(n-1) * C(n-3))$$

$$DQ = (B(n) * C(n-2) - B(n-1) * CC(n-1)) / (C(n-2)^2 - CC(n-1) * C(n-3))$$

6.-Los incrementos de P y Q son :

$$P(i+1) = P(i) + DP$$

$$Q(i+1) = Q(i) + DQ$$

7.-Test de convergencia

$$M = \text{abs}(P) + \text{abs}(Q) < e$$

Si M > e retorna al paso 2 y repite el proceso

Si M = e entonces P y Q son valores satisfactorios de los coeficientes de la ecuación cuadrática ( $Y^2 + P * Y + Q$ )

8.-Las dos raíces imaginarias D+Ej y D-Ej se calculan de la siguiente forma :

$$D = P/2$$

$$E = \text{SQR}(Q - P^2/4)$$

#### 4.6 ASPECTOS TECNICOS DE SELECCION DE TECNOLOGIA Y FUENTES DE ERROR DEL MODELO

Trataremos brevemente de los principales puntos ligados al proceso productivo así como los métodos usualmente adoptados para la selección y utilización de la tecnología.

La tecnología utilizada en los sectores químicos y petroquímicos presupone, por un lado, la posesión de los conocimientos técnicos-científicos que gobiernen y que se obtienen por medio de experimentación en laboratorio en escala reducida y por otro lado el dominio de los conocimientos técnicos-especializados que permiten la transposición de aquellos resultados para la escala industrial.

En cuanto a los primeros se sitúan, frecuentemente en el área de las empresas productoras, las últimas constituyen por lo general, atribución de las empresas de Ingeniería Industrial y pueden ser divididos en dos compartimientos principales : Proyecto Básico y Proyecto Ejecutivo.

Los diversos compartimientos comprometidos en el desarrollo de la tecnología son :

- Ciencia básica y técnicos
- Tecnología de proceso
- Proyecto básico (Process design )
- Proyecto ejecutivo
- Instalación, construcción y montaje
- Diseño de fabricación de equipos
- Manuales de operación

## **Tecnología de Proceso**

Se trata del conjunto de informaciones que pueden ser objeto de patentes o no, sobre el proceso productivo. Cuando las informaciones no constituyen objeto de patentes, son habitualmente llamadas Know-how no obstante ser este término usado en sentido más amplio, como sinónimo de tecnología, o más aún, del propio proceso de fabricación.

Las opciones para la obtención de tecnología son

- Comprar tecnología (tecnología exógena )
- Desarrollar tecnología
- Transferencia de tecnología ( compra de la tecnología con acceso a los datos de proceso de tal modo que sea posible asimilarla y adecuarla a la realidad nacional).
- Asociación con el detector de la tecnología (permite no solo la asimilación de la tecnología original sino también el acceso a desarrollos posteriores posibilitando la creación de futuras tecnologías originales).

## **Contratación de tecnología**

El acceso de datos preliminares sobre procesos y licenciadores es usualmente proporcionado por la consulta a libros, revistas técnicas, catálogos y son de dos tipos

- Cuales son las empresas detentoras de tecnologías
- Cuales son las tecnologías utilizadas en las últimas fábricas construídas en otros paises.

Identificadas las fuentes de tecnologías se prosigue contactos directos con algunas empresas licenciadoras para obtención de informaciones adicionales que permiten la evaluación y selección de las rutas tecnológicas preferibles.

Normalmente en esta fase el licenciador pide la firma de acuerdo de sigilo ( secrecy agreement).

### **Evaluación y selección de procesos**

Hay, de manera general diversas situaciones posibles en que una empresa puede encontrarse en el análisis de evaluación de procesos propios o de terceros, siendo la evaluación de diferentes procesos disponibles de terceros la más utilizada en la industria del petróleo.

Algunos criterios de selección, que incluyen parámetros de naturaleza técnica y económica son las siguientes

- En que extensión fué el proceso probado en operación comercial.
- Materias primas adecuadas a la realidad nacional
- Los productos se encuadran o no en el mercado del país
- La capacidad de producción es la adecuada
- El proceso es el más económico
- Son suficientes las informaciones que serán proporcionadas al grupo de técnicos que se encargará de los diseños de detalle del proyecto.

### **Proyecto Básico**

El licenciador efectúa la transferencia de las

informaciones técnicas que incluye :

- Descripción detallada del proceso
- Flujogramas de procesos de ingeniería
- Balance de material
- Diseños esquemáticos de los principales equipos y diseños de detalle para los equipos especiales
- Flujograma de las utilidades(mostrando cantidades especificaciones y puntos de alimentación de la unidad)
- Diagrama eléctrico unifilar
- Especificaciones de las materias primas
- Productos auxiliares, productos y sub-productos involucrados
- Hoja de datos de los instrumentos
- Diagrama de planta
- Procedimientos analíticos
- Manuales de pre-operación y operación

#### **Proyecto ejecutivo**

Este abarca el diseño de detalle de los varios componentes de la unidad a partir de los documentos proporcionados por el proyecto básico. Incluye entre otros los siguientes items :

- Diseño de detalle de plano y elevación de los equipos, instalaciones, etc.
- Diagramas de cargas, localización de fundamentos y estructuras, diseños de formas y armazones y otras necesarias para la construcción civil.
- Diseño de detalle y especificaciones de los equipos ( reactores, equipos mecánicos, etc.)

- Diseño de detalle de las tuberías y accesorios, comprendiendo isométricos, etc.
- Especificaciones de diseño de instalación eléctrica ( diagramas monofásicos y trifásicos, conductores ,etc.)
- Diseño de detalle de las instalaciones para la instrumentación (tablero de control, etc. )

## **FUENTES DE ERROR DEL MODELO**

El análisis del error es un resultado numérico y fundamental para cualquier cálculo efectuado en una computadora.

Los datos de entrada rara vez son exactos, ya que a menudo se basan en experimentos o son estimados, y los procesos numéricos a su vez introducen errores de varios tipos.

### **Errores relativos y absolutos**

El error absoluto en una cantidad es la diferencia entre el verdadero valor, suponiendo que se conoce y una aproximación al valor verdadero. El error relativo es el cociente del error absoluto entre la aproximación.

### **Error inherente**

Los errores inherentes son errores que existen en los valores de los datos, causados por incertidumbre en las mediciones, por verdaderas equivocaciones o por la naturaleza necesariamente aproximada de la representación, mediante un número finito de dígitos, de cantidades que no pueden representarse exactamente con el número de dígitos

permisible.

### **Error por truncamiento**

Estos errores son debidos al truncamiento en proceso matemáticos infinitos.

### **Error por redondeo**

Supongamos que tenemos una computadora en la cual cada número contiene cinco dígitos y que deseamos sumar 9.2654 y 7.1625 los que suponemos exactos. La suma es 16.4272 que tiene seis dígitos y por lo tanto no puede ser almacenado en nuestra computadora hipotética. La computadora debe entonces redondear el resultado de seis dígitos a 16.428 y al hacerlo introduce un error por redondeo.

### **Errores implicados en el planteamiento del problema**

El planteamiento matemático raramente ofrece una presentación exacta de los fenómenos reales. En la mayoría de los casos son solo modelos idealizados. Al estudiar los fenómenos de la naturaleza nos vemos forzados, por regla general, a aceptar ciertas condiciones que simplifican el problema. Esto presenta una fuente de error (error del problema).

Sucede a veces que es difícil o incluso imposible resolver un cierto problema formulado en forma precisa. Si este es el caso, se le reemplaza por un problema aproximado que ofrezca prácticamente los mismos resultados. Esta fuente de error se llama error del método.

## Propagación del error

De mucha importancia en el análisis numérico es la forma en que un error en algún punto de una computación se propaga, es decir, determinar si su efecto aumenta o disminuye al efectuarse operaciones subsiguientes.

## Gráficas de procesos

Una gráfica de procesos es una representación pictórica de la secuencia en que se efectúan las operaciones aritméticas, en una computación siendo de este modo posible determinar el error total en el resultado final.

Este método también facilita determinar la contribución al error total de un error en cualquier lugar de la secuencia.

## CASO ESTUDIADO

El modelo planteado efectúa el balance de materia y energía de la unidad comparando los resultados con los datos proporcionados por el proyecto básico (process design ).

El promedio de desviación con respecto a los datos del proyecto básico es de 15 % considerando los resultados del programa :

	máximo error
-Horno	12.9
-Columna de destilación	
-Reflujo	19.0
-Diámetro	4.0

-Intercambiador de calor

-Coraza y tubos 12.7

-Atmosféricos 12.7

Promedio=12.3

Considerando un 25% más 15%

Siendo las fuentes de error más resaltantes las siguientes

-Correlación de curvas para el modelo matemático del horno (0.5%)

-Correlación de curvas para la obtención de entalpías en fase líquida y vapor (1%)

-Para la columna de destilación se considera 0.8% del total del calor de salida que aportan las corrientes como pérdida de calor por radiación (según U.O.P.)

-El valor de la temperatura de los vapores tanto en la zona de gasoleo pesado como de gasoleo ligero es un valor estimado y que afecta el resultado de los valores de reflujo. se ha encontrado un error de 15% con respecto a los datos de diseño. Esto se traduce en un error de 25% con respecto a los valores de reflujo de diseño

-Correlación de las curvas para el método del NTU en el cálculo de intercambiadores de calor.

-Métodos de iteración para el cálculo de la temperatura de los gases de combustión. El porcentaje de desviación con respecto al valor de diseño es de 5.1 %

-Método utilizado para el cálculo del calor de radiación 16% con respecto a las corridas de referencia del autor del método.

```

Unit uGlob01;           { Constantes, tipos y variables globales
}
}
Interface
Const                  { Constantes de rangos
}
  MaxFil   = 14;          { Máximo de filas
}
  MaxCol   = 10;         { Máximo de columnas
}
  MaxCol2  = 20;         { Doble de MaxCol
}
  MaxTec   = 5;          { Máx. de teclas de fin
}
  MaxOpc1  = 14;         { Máx. opc. de lectura
}
  MaxOpc2  = 28;         { 2x Máximo de opciones
}
  MaxOpc3  = 42;         { 3x Máximo de opciones
}
  MARCO    = 15;         { Marco del gráfico
}

}

}                          { Conjuntos constantes
  Let      = ['A'..'Z','a'..'z'];  { Conjunto de letras
}
  Num      = ['0'..'9'];           { Conjunto de dígitos
}

}                          { Constantes de sonido
  Son0     = 30;                   { Sonido inicial
}
  Son1     = 150;                  { Sonido final
}

}                          { Const. de posición
  LinMen   = 24;                   { Línea de mensajes
}
  LinPau   = 25;                   { Línea de pausa
}

}                          { Código de algunas teclas
  Bell     = 7;
  Bs       = 8;
  Cr       = 13;
  CtlY     = 25;
  CtlT     = 20;
  Esc      = 27;

}                          { Código teclas especiales
  Nul      = 0;
  Home     = 71;
  UpArr    = 72;
  LArr     = 75;

```

```

RArr      = 77;
TEnd      = 79;
DnArr     = 80;
Ins       = 82;
Del       = 83;
CtlLArr   = 115;
CtlRArr   = 116;

```

```

{ Declaración de tipos de datos

```

```

{ _____

```

```

}
Type

```

```

conCar = Set Of Char;           { Conj. de caracteres

```

```

tRanFil = 1..MaxFil;           { Rango de filas

```

```

tRanCol = 1..MaxCol;           { Rango de columnas

```

```

tVec = Record                   { Vector de reales

```

```

    f : Integer;                 { Filas

```

```

    a : Array [tRanFil] Of Real; { Elementos

```

```

End;

```

```

tPun = Record                   { Puntos del plano

```

```

    n : Integer;                 { # de puntos

```

```

    x : Array [tRanFil] Of Real; { Abscisas

```

```

    y : Array [tRanFil] Of Real; { Ordenadas

```

```

End;

```

```

tMat = Record                   { Matriz de #s reales

```

```

    f : Integer;                 { Filas

```

```

    c : Integer;                 { Colum.

```

```

    a : Array [tRanFil,tRanCol] Of Real; { Elem.

```

```

End;

```

```

{ Tabla de relaciones de lectura

```

```

tTab1 = Array[1..MaxOpc1,1..MaxTec] Of Integer;

```

```

tTab2 = Array[1..MaxOpc2,1..MaxTec] Of Integer;

```

```

tTab3 = Array[1..MaxOpc3,1..MaxTec] Of Integer;

```

```

{ Declaración de variables

```

```

{ _____

```

```

}
Var

```

```

{ Variables del entorno

```

```

{ Del editor de líneas

```



```

Unit uUtil02;                                { Subrutinas de uso general
}
}
Interface

Uses Crt, Graph, uGlob01;

Procedure Ini;
Procedure pau;
Procedure men(str : String);
Procedure preCad (cad : String; lin, col Integer);
Procedure box(f1,c1,f2,c2 : Integer);
Function carAcad (car : Char) : String;
Function fStr(x : Integer) : String;
Procedure bel;
Function esLet (car : Char) : Boolean;
Function leeCad (Var cad : String; max, lin0, col0 : Integer;
                def : String; conVal : Concar; may : Boolean;
                ayu : String) : Integer;
Procedure borBlaDer(Var str : String);
Procedure borBlaIzq(Var str : String);
Function leeNum ( Var valNum : Real; max, numDec : Integer;
                lin0, col0 : Integer; def : Real;
                valMin, valMax : Real; ayu :
String):Integer;
Procedure preVec( x : tVec);
Function inv (Var A : tMat) : Boolean;
Procedure mulMatVec(Var A : tMat; Var B : tVec Var pol
:tVec);
Procedure mulMat(a,b: tMat; Var c tMat);
Function pot (x,n : Real) : Real;
Function Log (x : Real) : Real;
Function intLin (pun : tPun; x : Real) : Real;
Procedure ordPun (Var pun : tPun);
Procedure forTab1(Var tab : tTab1; n : Integer);
Procedure forTab2 (Var tab : tTab2; n Integer);
Procedure forTab3 (Var tab : tTab3; n : Integer);
Function iniGra : Integer;
Procedure ejes1(pun : tPun);
Procedure ejes2(pun : tPun);
Procedure graPol(pun : tPun; n : Integer);
Procedure graPun(pun : tPun);
Function existe (nom : String) : Boolean;
Function rank(x : Real) : Real;

Procedure solEcuPol (a : tVec; Var x,y tVec);

Implementation

{ ini : Inicializaciones del sistema
}
Procedure Ini;
Var
  graDri Integer; { The Graphics device driver
}
  graMod Integer; { The Graphics mode value
}
Begin

```

```

    modIns := TRUE;           { Editor de entrada
}
    son := SONO;             { Sonido inicial
}
    DetectGraph(graDri,graMod); { Tipo de tarjeta
}
    If graDri < 5 Then
        Begin                { Definición de colores
COLOR}
            colTit := Yellow; { Color del título
}
            colCom := Brown;  { Color del comentario
}
            colSubTit := White; { Color del subtítulo
}
            colMar := DarkGray; { Color del marco
}
            colLet := Green;   { Color de las letras
}
            colLec := LightGreen; { Color de lo leído
}
            colAyu := Red;     { Color de la ayuda
}
            colBak := Black;   { Color del fondo
}
            colBakInv := colLet; { Color inv. del fondo
}
        End
    Else
        Begin                { Definición de colores B/W
}
            colTit := Yellow;  { Color del título
}
            colCom := Green;   { Color del comentario
}
            colSubTit := White; { Color del subtítulo
}
            colMar := Magenta; { Color del marco
}
            colLet := Green;   { Color de las letras
}
            colLec := White;   { Color de lo leído
}
            colAyu := Red;     { Color de la ayuda
}
            colBak := Black;   { Color del fondo
}
            colBakInv := White; { Color inv. del fondo
}
        End;
        TextColor(colLet);
        TextBackGround(colBak);
        ClrScr;
    End;

{ pau : Realiza una pausa hasta que se presione una tecla
}
Procedure pau;

```

```

Var
  tec Char;
Begin
  GoToXY(25,LinPau);
  Write('Presione una tecla para continuar ...');
  tec := ReadKey;
  GoToXY(25,LinPau);
  ClrEol;
End;

```

{ men : Presenta el mensaje (str) en la línea LinMen

```

  Entrada
    str -> Cadena a presentar
}

```

```

Procedure men(str : String);
Begin
  GoToXY(1,LinMen);
  ClrEol;
  Write(str);
End;

```

{ preCad : Presenta la cadena (cad) en la posición (lin,col)

```

  Entrada :
    cad -> Cadena a presentar;
    lin -> Línea
    col -> Columna
}

```

```

Procedure preCad (cad String; lin, col Integer);
Begin
  GoToXY(col,lin);
  Write(cad);
End;

```

```

Procedure box(f1,c1,f2,c2 : Integer);

```

```

Var
  i : Integer;
Begin
  GoToXY(c1,f1);
  Write('┌');
  For i := c1+1 To c2-1 Do
    Write('=');
  Write('┐');
  For i := f1+1 To f2-1 Do
    Begin
      GoToXY(c1,i);
      Write('│');
      GoToXY(c2,i);
      Write('│');
    End;
  GoToXY(c1,f2);
  Write('└');
  For i := c1+1 To c2 - 1 Do
    Write('=');
  Write('┘');
End;

```

```
{ carAcad : Convierte un caracter en cadena
```

```
Entrada :
```

```
car -> Caracter a convertir
```

```
Salida :
```

```
... -> Cadena correspondiente
```

```
Function carAcad (car : Char) : String;
```

```
Begin
```

```
carAcad := ' ' + car;
```

```
End;
```

```
{ fStr : Convierte un número en cadena
```

```
Function fStr(x : Integer) : String;
```

```
Var
```

```
cad : String;
```

```
Begin
```

```
Str(x,cad);
```

```
fStr := ' ' + cad + ' ';
```

```
End;
```

```
{ bel : Emite un sonido de error
```

```
}
```

```
Procedure bel;
```

```
Var
```

```
i : Integer;
```

```
Begin
```

```
Sound(son);
```

```
For i := 1 To 10 Do
```

```
Begin
```

```
Sound(son*10);
```

```
Inc(son);
```

```
Delay(20);
```

```
End;
```

```
If son > SON1 Then
```

```
son := SON0;
```

```
NoSound;
```

```
End;
```

```
{ esLet : Retorna Verdadero si (car) es una letra
```

```
Entrada :
```

```
car -> Caracter enviado
```

```
Salida :
```

```
... -> True si caracter es una letra, False en caso
```

```
contrario
```

```
}
```

```
Function esLet (car : Char) : Boolean;
```

```
Begin
```

```
esLet := ((car >= 'a') And (car <= 'z')) Or  
((car >= 'A') And (car <= 'Z'));
```

```
End;
```

```

{ leeCad : Lee una cadena de caracteres del usuario validando
  los caracteres presionados y brindando facilidades
  de edición.
Entrada :
  max    -> Máxima longitud de la cadena de caracteres a leer
  lin0   -> Línea donde se debe efectuar la lectura
  col0   -> Columna donde se debe efectuar la lectura
  def    -> Cadena por defecto que se debe presentar
  conVal -> Conjunto de caracteres válidos
  may    -> True si se deben tener sólo mayúsculas
  ayu    -> Ayuda que se debe presentar
Salida :
  cad    -> Cadena de caracteres leída
  ...    -> Código de salida.

```

Tecla	Código
UpArr	1
LArr	2 (Home-Home)
RArr	3 (End-End)
DnArr	4
CR	5

```

}
Function leeCad ( Var cad : String; max, lin0, col0 : Integer;
  def : String; conVal : Concar; may : Boolean;
  ayu : String) : Integer;
Var
  icurr : Char;           { Caracter de lectura
}
  i,j   : Integer;       { Indices de apoyo
}
  col   : Integer;       { Columna actual del cursor
}
  lon   : Integer;       { Longitud actual de la cadena
}
  ret   : Integer;       { Valor a retornar
}
Begin
  cad := def;
  GoToXY(col0,lin0);
  TextColor(colBak);
  TextBackGround(colBakInv);
  For i := 1 To max Do
    Write(' ');
  preCad(cad,lin0,col0);
  lon := Length(cad);
  col := 0;
  If lon > 0 Then
    While (cad[col] <> ' ') And (col < lon) Do
      Inc(col)
  Else
    Inc(col);
  ret := 0;
  TextColor(colAyu);
  TextBackGround(Black);
  men(ayu);
  GoToXY(75,24);
  If modIns Then
    Write('Ins')

```

```

Else
  Write('Ovr');
  TextColor(Black);
  TextBackGround(colLet);
Repeat
  GoToXY(col0+col-1,lin0);
  icurr := ReadKey;
  If may Then
    icurr := UpCase(icurr);
  case Ord(icurr) Of
    Bs :
      Begin
        If col > 1 Then
          Begin
            Dec(col);
            Dec(lon);
            Delete(cad,col,1);
            GoToXY(col0+col-1,lin0);
            For i := col To lon Do
              Write(cad[i]);
            Write(' ');
          End
        Else
          bel;
        End;
      CR:
        ret := 5;
      CtlT :
        Begin
          i := col;
          While esLet(cad[i]) And (i <= lon) Do
            Inc(i);
          While (cad[i] = ' ') And (i <= lon) Do
            Inc(i);
          Delete(cad,col,i-col);
          lon := Length(cad);
          For j := col To lon Do
            Write(cad[j]);
          For j := 1 to i-col Do
            Write(' ');
          End;
        CtlY,
        Esc :
          Begin
            GoToXY(col0,lin0);
            For i := 1 To lon Do
              Write(' ');
            col := 1;
            lon := 0;
            cad := ' ';
          End;
        Nul :
          Begin
            icurr := ReadKey;
            Case Ord(icurr) Of
              Home :

```

```

    If col > 1 Then
        col := 1
    Else
        ret := 2;

UpArr :
    ret := 1;

LArr :
    If col > 1 Then
        Dec(col)
    Else
        ret := 2 ;

RArr :
    If col <= lon Then
        Inc(col)
    Else
        ret := 3;

TEnd :
    If col < lon Then
        col := lon + 1
    Else
        ret := 3;

DnArr :
    ret := 4;

Ins :
    Begin
        modIns := Not modIns;
        GoToXY(75,24);
        If modIns Then
            Write('Ins')
        Else
            Write('Ovr');
    End;

Del :
    Begin
        If col <= lon Then
            Begin
                Delete(cad,col,1);
                Dec(lon);
                GoToXY(col0+col-1,lin0);
                For i := col To lon Do
                    Write(cad[i]);
                Write(' ');
            End
        Else
            bel;
    End;

CtlLArr :
    Begin
        If col > 1 Then
            Dec(col);
            While (cad[col] = ' ') And (col > 1) Do
                Dec(col);

```

```

        While esLet(cad[col]) And (col > 1) Do
            Dec(col);
        If col > 1 Then
            Inc(col);
        End;

    CtlRArr :
        Begin
            While esLet(cad[col]) And (col <= lon) Do
                Inc(col);
            While (cad[col] = ' ') And (col <= lon) Do
                Inc(col);
            End;

        Else
            bel;
        End;
    End;

else
    If icurr In conVal Then
        Begin
            If may Then
                icurr := UpCase(icurr);
            If (modIns) Or (col > lon) Then
                If lon < max Then
                    Begin
                        Insert(carAcad(icurr),cad,col);
                        Write(icurr);
                        Inc(col);
                        Inc(lon);
                    For i := col To lon Do
                        Write(cad[i]);
                    End
                Else
                    bel
                Else
                    If col <= max Then
                        Begin
                            cad[col] := icurr;
                            Write(icurr);
                            Inc(col);
                        End
                    Else
                        bel;
                End
            Else
                bel;
        End;
    End;
    Until ret <> 0;
    TextColor(colLet);
    TextBackGround(Black);
    leeCad := ret;
End;

```

{ borBlaDer : Borra los blancos de la derecha de la cadena (str)

Entrada :

```

    str -> Cadena original
    Salida :
    ... -> Cadena sin blancos al final
}
Procedure borBlaDer(Var str : String);
Var
    i : Integer;
Begin
    i := Length(str);
    While (i > 1) And (str[i] = ' ') Do
        Dec(i);
    str := Copy(str,1,i);
End;

{ borBlaIzq : Borra blancos de la izquierda de la cadena (str)
  Entrada :
    str -> Cadena original
  Salida :
    ... -> Cadena sin blancos al inicio
}
Procedure borBlaIzq(Var str : String);
Var
    i : Integer;
Begin
    i := 1;
    While (i <= Length(str)) And (str[i] = ' ') Do
        Inc(i);
    str := Copy(str,i,255);
End;

{ borBlaInt : Borra blancos intermedios de la cadena (str)
  Entrada :
    str -> Cadena original
  Salida :
    ... -> Cadena sin blancos intermedios
}
Procedure borBlaInt(Var str : String);
Var
    i : Integer;
Begin
    i := 2;
    If str[1] = '-' Then
        While (i <= Length(str)) And (str[i] = ' ') Do
            Delete(str,i,1);
End;

{ leeNum : Lee un número del usuario, validando el ingreso y
  brindando facilidades de edición.
  Entrada :
    max -> Máximo de caracteres en el campo de lectura
    numDec -> Número de decimales a considerar
    lin0 -> Línea donde se debe efectuar la lectura
    col0 -> Columna donde se debe efectuar la lectura
    def -> Valor por defecto
    valMin -> Valor mínimo del número

```

valMax -> Valor máximo del número  
 ayu -> Mensaje de ayuda a presentar.  
 Salida :  
 valNum -> Número leído  
 ... -> Código de salida

Tecla	Código
UpArr	1
LArr	2 (Home-Home)
RArr	3 (End-End)
DnArr	4
CR	5

```

}
Function leeNum ( Var valNum : Real; max, numDec : Integer;
                 lin0, col0 : Integer;      def : Real;
                 valMin, valMax : Real; ayu :
String):Integer;
Var
  i,j      : Integer;                { Indices de apoyo
}
  cad      : String;                 { Cadena de apoyo
}
  ret      : Integer;                { Valor a retornar
}
  strDef   : String;
  strMin   : String;
  strMax   : String;
  modIns0  : Boolean;
Begin
  modIns0 := modIns;
  Str(def:max:numDec,strDef);
  Str(valMin:max:numDec,strMin);
  Str(valMax:max:numDec,strMax);
  borBlaIzq(strMin);
  borBlaIzq(strMax);
  modIns := FALSE;
  Repeat
    ret := leeCad(cad,max,lin0,col0,strDef,Num
      +[' ','.',',','-','+','e','E'],FALSE,ayu);
    borBlaDer(cad);
    borBlaIzq(cad);
    borBlaInt(cad);
    Val(cad,valNum,i);
    If (i = 0) And ((valNum < valMin) Or (valNum > valMax))
Then
  Begin
    TextColor(colAyu);
    men('Valor fuera de rango '+strMin+'<->'+strMax
      +' Presione .Esc ...');
    Str(valMax:max:numDec,cad);
    Repeat
      Until Ord(ReadKey) = Esc;
    TextColor(colLet);
  End;
  If (i <> 0) Then
  Begin
    cad := Copy(cad,1,i);
    borBlaDer(cad);
    borBlaIzq(cad);
    If cad = '' Then
  
```

```

        cad := '0';
        Val(cad, valNum, i);
        Str(valNum: max: numDec, cad);
        If (i=0) And ((valNum < valMin) Or (valNum > valMax))
Then
    Begin
        TextColor(colAyu);
        men('Valor fuera de rango '+strMin+'<->'+strMax
            +' Presione Esc ...');
        Str(valMax: max: numDec, cad);
        Repeat
            Until Ord(ReadKey) = Esc;
            TextColor(colLet);
        End;
    End;
    strDef := cad;
    GoToXY(col0, lin0);
    Write(cad: max);
    Until (i = 0) And (valNum >= valMin) And (valNum <= valMax);
    Str(valNum: max: numDec, cad);
    GoToXY(col0, lin0);
    TextColor(colLec);
    Write(cad: max);
    modIns := modIns0;
    leeNum := ret;
    TextColor(colLet);
End;

```

{ preVec : Presenta el vector (x) en la pantalla

```

}
Procedure preVec( x : tVec);
Var
    i : Integer;
Begin
    For i := 1 To x.f Do
        Writeln(x.a[i]);
    End;

```

{ inv : Invierte una matriz de números reales

```

    Entrada :
        A -> Matriz de números reales
    Salida :
        A -> Matriz inversa
}
Function inv (Var A : tMat) : Boolean;
Var c      : Array[1..MaxFil, 1..MaxCol2] Of Real;
    i, j, k : Integer;
    n       : Integer;

Function piv (i : Integer) : Boolean;
Var
    v, t : Real;
    p, j : Integer;
Begin
    p := i;
    v := c[i, i];

```

```

For j := i + 1 To n Do
Begin
  t := c[j,i];
  If Abs(v) < Abs(t) Then
  Begin
    v := t;
    p := j;
  End;
End;
If v = 0 Then
  piv := False
Else
  Begin
    piv := True;
    For j := i To 2 * n Do
    Begin
      t := c[i,j];
      c[i,j] := c[p,j];
      c[p,j] := t;
      c[i,j] := c[i,j] / v;
    End
  End
End;

Begin                                     { Cuerpo de la función inv
}
  If A.f = A.c Then
  Begin
    n := A.f;
    For i := 1 To n Do
      For j := 1 To n Do
      Begin
        c[i,j] := A.a[i,j];
        If i = j Then
          c[i,j+n] := 1
        Else
          c[i,j+n] := 0;
        End;
      i := 0;
      Repeat
        i := i + 1;
        If piv(i) Then
        Begin
          For j := 1 To n Do
            If j <> i Then
            Begin
              For k := i + 1 To 2 * n Do
                c[j,k] := c[j,k] - c[j,i] * c[i,k];
                c[j,i] := 0;
              End;
            End;
          Until (Not piv(i)) Or (i = n);
          If (i = n) And (piv(n)) Then
          Begin
            inv := True;
            For i := 1 To n Do
              For j := 1 To n Do
                A.a[i,j] := c[i,j+n];
              End
            End
          Else

```

```

        inv := False;
    End
Else
    inv := False;
End;

```

{ mulMatVec Multiplica una matriz por un vector de reales

```

Entrada :
  A -> Matriz de números reales
  B -> Vector de números reales
Salida
  C -> Vector resultante

```

```

Procedure mulMatVec(Var A : tMat; Var B tVec ; Var pol
:tVec);
Var
  i,j,k : Integer;           { Contadores
}
  tem : Real;                { Acumulador
}
Begin
  If A.c = B.f Then
    Begin
      pol.f := A.f;
      For i := 1 To A.f Do
        Begin
          tem := 0;
          For j := 1 To A.c Do
            tem := tem + A.a[i,j] * B.a[j];
          pol.a[i] := tem;
        End;
      End
    Else
      Writeln('Matriz y Vector no compatibles para el producto');
    End;
End;

```

{ mulMat : Multiplica dos matrices de números reales

```

Entrada :
  a,b -> Matrices a multiplicar
Salida
  c -> Matriz producto

```

```

}
Procedure mulMat(a,b: tMat; Var c tMat);
Var
  i,j,k : Integer;
  tem : Real;
Begin
  If A.c = B.f Then
    Begin
      c.f := A.f;
      c.c := b.c;
      For i := 1 To A.f Do
        Begin
          For j := 1 To a.c Do
            Begin
              tem := 0;

```

```

        For k := 1 To a.c Do
        Begin
            tem := tem + A.a[i,k] * B.a[k,j];
        End;
        c.a[i,j] := tem;
    End;
End;
End
Else
    Writeln('Matrices no compatibles para el producto');
End;

```

```

{ pot : Calcula (x) a la potencia (n)

```

```

    Entrada :

```

```

        x -> Valor de la base

```

```

        n -> Valor de la potencia

```

```

    Salida :

```

```

        ... -> x a la potencia n
    }

```

```

Function pot (x,n : Real) : Real;

```

```

Begin

```

```

    If n = 0 Then

```

```

        { n = cero
    }

```

```

        pot := 1

```

```

    Else

```

```

        If x > 0 Then

```

```

        { x ++
    }

```

```

            pot := exp(n * ln (x))

```

```

        Else

```

```

            If x = 0 Then

```

```

                pot := 0

```

```

            Else

```

```

                If n = Round(n) Then

```

```

                { x --, n ∈ Z
    }

```

```

                    If Round(n) Mod 2 = 0 Then

```

```

                    { n Par
    }

```

```

                        pot := exp(n * ln (Abs(x)))

```

```

                    Else

```

```

                    { n Impar
    }

```

```

                        pot := exp(- n * ln (Abs(x)))

```

```

                    Else

```

```

                    { x --, n ∈ Q
    }

```

```

                Begin

```

```

                    men('No es posible calcular la potencia ...');

```

```

                    pau;

```

```

                    pot := 0;

```

```

                End;

```

```

End;

```

```

{ log : Calcula Log10 (x)

```

```

    Entrada :

```

```

        x -> Número

```

```

    Salida :

```

```

        ... -> Logaritmo base 10 de x
    }

```

```

Function Log (x : Real) : Real;

```

```

Begin
  If x > 0 Then
    Log := Ln(x) / Ln(10)
  Else
    Begin
      TextColor(colAyu+Blink);
      men('Error, logaritmo de un número negativo o cero...');
      TextColor(colAyu);
      pau;
      Log := 0;
    End;
  End;
End;

```

{ intLin : Interpolación lineal, calcula el valor de la ordenada:

----- correspondiente a una abscisa dada.

Entrada :

pun -> Conjunto de puntos.

x -> Valor de la abscisa del punto a interpolar.

Salida :

... -> Valor de la ordenada del punto interpolado.

Algoritmo :

- Se busca si el punto ya existe,  
si existe, se retorna valor de la ordenada  
en caso contrario se interpola.

```

}
Function intLin (pun : tPun; x : Real) : Real;

```

```

Var

```

```

  j : Integer; { Contador

```

```

}

```

```

  i : Integer; { Posición

```

```

}

```

```

  t : Real; { Temporal

```

```

}

```

```

  ex : Boolean; { Valor exacto

```

```

}

```

```

Begin

```

```

  If (x < pun.x[1]) Or (x > pun.x[pun.n]) Then

```

```

    Begin

```

```

      t := 0;

```

```

      Writeln('Error : No se puede interpolar');

```

```

      pau;

```

```

    End;

```

```

  Else

```

```

    Begin

```

```

      ex := False;

```

```

Inicializaciones }

```

```

      i := 0;

```

```

      For j := 1 To pun.n Do

```

```

        If pun.x[j] = x Then

```

```

          Begin

```

```

            t := pun.y[j];

```

```

            ex := TRUE;

```

```

          End

```

```

        Else

```

```

          If pun.x[j] < x Then

```

```

            i := j;

```

```

          If Not ex Then { Si no es valor exacto,

```

```

interpolamos }

```

```

    If (i = 0) Or (i = pun.n) Then
        Begin
            t := 0;
            men('Valor a interpolar fuera del rango...');
        End
    Else
        t := ((x-pun.x[i])*pun.y[i+1]) / (pun.x[i+1] -
pun.x[i]) +
            ((pun.x[i+1]-x)*pun.y[i]) / (pun.x[i+1] -
pun.x[i]);
        End;
        intLin := t;
    End;

```

{ ordPun : Ordena puntos en base a las abscisas

Entrada :

  pun -> Arreglo de puntos desordenados

Salida :

  pun -> Arreglo ordenado de puntos

```

}
Procedure ordPun (Var pun : tPun);

```

Var

  i, j : Integer;

  tem : Real;

Begin

  For i := 1 To pun.n-1 Do

    For j := i To pun.n Do

      If pun.x[i] > pun.x[j] Then

        Begin

          tem := pun.x[i];

          pun.x[i] := pun.x[j];

          pun.x[j] := tem;

          tem := pun.y[i];

          pun.y[i] := pun.y[j];

          pun.y[j] := tem;

        End;

End;

{ forTab1 : Forma una tabla de relaciones de lectura

Entrada :

  n -> Número de relaciones

Salida :

  tab -> Matriz de relación

```

}
Procedure forTab1(Var tab : tTab1; n : Integer);

```

Var

  i : Integer;

Begin

  If n <> 0 Then

    Begin

      tab[1,1] := n;      tab[n,1] := n-1;

      tab[1,2] := n;      tab[n,2] := n-1;

      tab[1,3] := 2;      tab[n,3] := 1;

      tab[1,4] := 2;      tab[n,4] := 1;

      tab[1,5] := 2;      tab[n,5] := 0;

      For i := 2 To n - 1 Do

```

    Begin
        tab[i,1] := i-1;
        tab[i,2] := i-1;
        tab[i,3] := i+1;
        tab[i,4] := i+1;
        tab[i,5] := i+1;
    End;
End;
End;

```

{ forTab2 \* Forma una tabla de relaciones de lectura doble

```

    Entrada :
        n    -> Número de relaciones
    Salida  .
        tab -> Matriz de relación
}
Procedure forTab2 (Var tab : tTab2; n : Integer);
Var
    i : Integer;
Begin
    If n <> 0 Then
        Begin
            tab[1,1] := n-1;    tab[n,1] := n-2;
            tab[1,2] := n;      tab[n,2] := n-1;
            tab[1,3] := 2;      tab[n,3] := 1;
            tab[1,4] := 3;      tab[n,4] := 2;
            tab[1,5] := 2;      tab[n,5] := 0;
            tab[2,1] := n;      tab[n-1,1] := n-3;
            tab[2,2] := 1;      tab[n-1,2] := n-2;
            tab[2,3] := 3;      tab[n-1,3] := n;
            tab[2,4] := 4;      tab[n-1,4] := 1;
            tab[2,5] := 3;      tab[n-1,5] := n;
            For i := 3 To n - 2 Do
                Begin
                    tab[i,1] := i-2;
                    tab[i,2] := i-1;
                    tab[i,3] := i+1;
                    tab[i,4] := i+2;
                    tab[i,5] := i+1;
                End;
            End;
        End;
End;

```

{ forTab3 : Forma una tabla de relaciones de lectura triple

```

    Entrada
        n    -> Número de relaciones
    Salida
        tab -> Matriz de relación
}
Procedure forTab3 (Var tab : tTab3; n Integer);
Var
    i : Integer;
Begin
    If n <> 0 Then
        Begin
            tab[1,1] := n-2;    tab[n,1] := n-3;

```

```

tab[1,2] := n;      tab[n,2] := n-1;
tab[1,3] := 2;      tab[n,3] := 1;
tab[1,4] := 4;      tab[n,4] := 3;
tab[1,5] := 2;      tab[n,5] := 0;

tab[2,1] := n-1;    tab[n-1,1] := n-4;
tab[2,2] := 1;      tab[n-1,2] := n-2;
tab[2,3] := 3;      tab[n-1,3] := n;
tab[2,4] := 5;      tab[n-1,4] := 2;
tab[2,5] := 3;      tab[n-1,5] := n;

tab[3,1] := n;      tab[n-2,1] := n-5;
tab[3,2] := 2;      tab[n-2,2] := n-3;
tab[3,3] := 4;      tab[n-2,3] := n-1;
tab[3,4] := 6;      tab[n-2,4] := 1;
tab[3,5] := 4;      tab[n-2,5] := n-1;

```

```

For i := 4 To n-3 Do

```

```

  Begin

```

```

    tab[i,1] := i-3;
    tab[i,2] := i-1;
    tab[i,3] := i+1;
    tab[i,4] := i+3;
    tab[i,5] := i+1;

```

```

  End;

```

```

End;

```

```

End;

```

```

{ iniGra   Inicializa el Gráfico

```

```

}
Function iniGra : Integer;
Var
  graDri   Integer;      { The Graphics device driver
}
  graMod   : Integer;    { The Graphics mode value
}
  errCode  : Integer;    { Código de error
}
Begin
  { Procedimiento grafica
}
  graDri := Detect;      { Detectamos Tarjeta gráfica
}
  InitGraph(graDri, graMod, '');
  errCode := GraphResult;
  If errCode = grOk Then
    Begin
      maxXT := GetMaxX;   { Resolución de la pantalla
    }
      maxYT := GetMaxY;
      maxX  := maxXT - MARCO; { Límites de los gráficos
    }
      maxY  := maxYT - MARCO;
      SetColor(White);     { Color del gráfico
    }
  End
Else
  Writeln('Error de gráfico - ', GraphErrorMsg(errCode));
iniGra := errCode;

```

End;

{ pauGra : Hace una pausa en pantalla gráfica

```
}  
Procedure pauGra;  
Var  
  a : Char;  
Begin  
  SetTextStyle(DefaultFont,HorizDir,1);  
  OutTextXY(maxXT-300,maxYT-10,  
    'Presione una tecla para continuar ...');  
  a := ReadKey;  
End;
```

{ ejes1 : Inicializa los parámetros del gráfico y presenta los ejes coordenados.

```
  Entrada  
    pun -> Puntos del polinomio a graficar.  
}  
Procedure ejes1(pun tPun);  
var  
  i,j : Integer;  
  xAbs, yAbs : Real;  
Begin  
  SetLineStyle(UserBitLn,$0808,NormWidth);  
  Rectangle(1,1,maxX,maxY);  
  SetLineStyle(SolidLn,0,NormWidth);  
  xMin := 0;   xMax := 0;  
  yMin := 0;   yMax := 0;  
  For i := 1 To pun.n Do  
    { Encontramos límites  
  }  
  Begin  
    If xMin > pun.x[i] Then  
      xMin := pun.x[i];  
    If xMax < pun.x[i] Then  
      xMax := pun.x[i];  
    If yMin > pun.y[i] Then  
      yMin := pun.y[i];  
    If yMax < pun.y[i] Then  
      yMax := pun.y[i];  
  End;  
  xAbs := Abs(xMin) + Abs(xMax);  
  x0 := Abs(xMin);  
  yAbs := Abs(yMin) + Abs(yMax);  
  y0 := Abs(yMin);  
  parX := maxX / xAbs;  
  parY := maxY / yAbs;  
  x0g := parX * x0;  
  y0g := parY * y0;  
  MoveTo(1+Round(x0g),1);  
  LineTo(1+Round(x0g),maxY);  
  MoveTo(1,maxY-Round(y0g));  
  LineTo(maxX,maxY-Round(y0g));  
  SetLineStyle(SolidLn,0,NormWidth);  
End;
```

```

{ ejes2 : Inicializa los parámetros del gráfico y presenta los
      ejes coordenados.
  Entrada :
      pun -> Puntos del polinomio a graficar.
}
Procedure ejes2(pun : tPun);
var
  i,j          : Integer;
  xMin2, xMax2 : Real;
  yMin2, yMax2 : Real;
  xAbs, yAbs   : Real;
Begin
  ClearDevice;
  SetLineStyle(UserBitLn,$0808,NormWidth);
  Rectangle(1,1,maxX,maxY);
  SetLineStyle(SolidLn,0,NormWidth);
  xMin2 := 0;
  xMax2 := 0;
  yMin2 := 0;   yMax2 := 0;
  For i := 1 To pun.n Do           { Encontramos límites
}
  Begin
    If xMin2 > pun.x[i] Then
      xMin2 := pun.x[i];
    If xMax2 < pun.x[i] Then
      xMax2 := pun.x[i];
    If yMin2 > pun.y[i] Then
      yMin2 := pun.y[i];
    If yMax2 < pun.y[i] Then
      yMax2 := pun.y[i];
  End;
  If xMin > xMin2 Then
    xMin := xMin2;
  If yMin > yMin2 Then
    yMin := yMin2;
  If xMax < xMax2 Then
    xMax := xMax2;
  If yMax < yMax2 Then
    yMax := yMax2;
  xAbs := Abs(xMin) + Abs(xMax);
  x0 := Abs(xMin);
  yAbs := Abs(yMin) + Abs(yMax);
  y0 := Abs(yMin);
  parX := maxX / xAbs;
  parY := maxY / yAbs;
  x0g := parX * x0;
  y0g := parY * y0;
  MoveTo(1+Round(x0g),1);
  LineTo(1+Round(x0g),maxY);
  MoveTo(1,maxY-Round(y0g));
  LineTo(maxX,maxY-Round(y0g));
  SetLineStyle(SolidLn,0,NormWidth);
End;

{ graPol : Grafica un polinomio
  Entrada :
      pun -> Puntos del polinomio a graficar.
      n   -> 1 si se desea línea auxiliares
}

```

```

}
Procedure graPol(pun    tPun; n    Integer);
var
  i : Integer;
Begin
  { Procedimiento grafica
}
  Case n Of
    0 : SetLineStyle(SolidLn,0,NormWidth);
    1  SetLineStyle(UserBitLn,$FFFC,NormWidth);
    2 : SetLineStyle(UserBitLn,$F99F,NormWidth);
    3  SetLineStyle(DottedLn,0,NormWidth);
  End;
  For i := 1 To pun.n Do
  Begin
    pun.x[i] := (pun.x[i] + x0) * parX;
    pun.y[i] := (pun.y[i] + y0) * parY;
  End;
  MoveTo(1+Round(pun.x[1]),maxY-Round(pun.y[1]));
  For i := 1 To pun.n Do
    LineTo(1+Round(pun.x[i]),maxY-Round(pun.y[i]));
  pauGra;
End;

```

```

{ graPun : Grafica puntos

```

```

  Entrada :
    pun -> Puntos del polinomio a graficar.
}

```

```

Procedure graPun(pun : tPun);
Var
  i : Integer;
Begin
  { Procedimiento grafica
}
  SetLineStyle(UserBitLn,$0808,NormWidth);
  For i := 1 To pun.n Do
  Begin
    pun.x[i] := (pun.x[i] + x0) * parX;
    pun.y[i] := (pun.y[i] + y0) * parY;
  End;
  For i := 1 To pun.n Do
  Begin
    MoveTo(1+Round(pun.x[i]), maxY-Round(y0g));
    LineTo(1+Round(pun.x[i]), maxY-Round(pun.y[i]));
    LineTo(1+Round(x0g) , maxY-Round(pun.y[i]));
    Circle(1+Round(pun.x[i]), maxY-Round(pun.y[i]),5);
  End;
  pauGra;
End;

```

```

{ existe }
Function existe (nom    String)    Boolean;
Begin
  existe := True;
End;

```

```

Function rank( x : Real)    Real;
Begin
  rank := x + 460;

```

End;

{ solEcuPol : Solución de ecuaciones polinómicas Método de  
Bairstow 1914- Hitchcock 1944

Entrada :

a : Vector de los (n) coeficientes de la ecuación

Salida :

x : Vector de raíces de la ecuación polinómica

y : Parte imaginaria de la raíz

}

Procedure solEcuPol (a : tVec; Var x,y : tVec);

Label

beta, tau, eta;

Const

epsilon = 1e-6;

Var

n : Integer;

b,c : Array[-1..MaxFil] Of Double;

cr : Double;

p1,q1 : Double;

p,q : Double;

af : Double;

e : Double;

s : Double;

t : Double;

m : Double;

i : Integer;

den : Double;

sum,

sum1 : Double;

ap,aq : Double;

d, f : Double;

Begin

n := a.f;

x.f := n;

y.f := n;

p1 := 1;

q1 := 1;

If n >= 1 Then

Begin

beta :

If n <> 1 Then

Begin

If n > 2 Then

Begin

p := p1;

q := q1;

m := 1;

tau :

b[1] := a.a[1] - p;

b[2] := a.a[2] - p \* b[1] - q;

For i := 3 To n Do

b[i] := a.a[i] - p \* b[i-1] - q \* b[i-2];

c[1] := b[1] - p;

c[2] := b[2] - p \* c[1] - q;

For i := 3 To n - 1 Do

c[i] := b[i] - p \* c[i-1] - q \* c[i-2];

cr := c[n-1] - b[n-1];

If n = 3 Then

```

den := Sqr(c[n-2]) - cr
Else
den := Sqr(c[n-2]) - cr * c[n-3];
If den = 0 Then
men('División por cero ...')
Else
Begin
If n = 3 Then
ap := (b[n-1] * b[n-2] - b[n]) / den
Else
ap := (b[n-1] * c[n-2] - b[n] * c[n-3]) /

den;

aq := (b[n] * c[n-2] - b[n-1] * cr) / den;
p := p + ap;
q := q + aq;
sum := Abs(ap) + Abs(aq);
If m <> 1 Then
Begin
If m < 1 Then
exit
Else
If m = 5 Then
If sum > sum1 Then
Begin
men('Diverge ...');
exit;
End;
End
Else
sum1 := sum;
If sum <= epsilon Then
goto eta;
If m = 25 Then
men('Converge lentamente ...');
m := m + 1;
goto tau;
End
End
Else
Begin
p := a.a[1];
q := a.a[2];
eta :
d := - p / 2;
f := q - p * p / 4;
{gamma}
If f > 0 Then
Begin
af := Abs(f);
e := Sqrt(af);
x.a[n] := d;
y.a[n] := e;
e := - e;
n := n - 1;
End
Else
Begin
af := Abs(f);
e := Sqrt(af);
t := d;

```

```

        s := e;
        e := 0;
        d := t + s;
        x.a[n] := d;
        y.a[n] := e;
        n := n - 1;
        s := -s;
        d := t + s;
    End;
    x.a[n] := d;
    y.a[n] := e;
    n := n - 1;
    If n > 0 Then
    Begin
        For i := 1 To n Do
            a.a[i] := b[i];
        goto beta;
        End;
    End;
End
Else
Begin
    d := - a.a[1];
    e := 0;
    x.a[n] := d;
    y.a[n] := e;
End;
End
End;

Begin
End.

```

```

Program menua;                                { a) Programa principal sistema
}

Uses
  Crt,                                         { Librería de pantalla y gráficos
}
  uGlob01,                                     { Constantes Tipos y Variables
}
  uUtil02,                                     { Subrutinas generales
}
  uMenu01,                                     { Funciones del submenú 01
}
  uMenu02,                                     { Funciones del submenú 02
}
  uMenu03;                                     { Funciones del submenú 03
}

Procedure menu11;
Var
  api : Real;
  t   : Real;
  tab : tTab1;
  fin : Integer;

Begin
  ClrScr;
  TextColor(colTit);
  GoToXY(2,2);
  Write('Cálculo de la capacidad calorífica de un líquido');
  GoToXY(2,3);
  TextColor(colMar);
  Write('-----');
  TextColor(colLet);
  GoToXY(5,5);
  Write('Densidad      (API)  :');
  GoToXY(5,7);
  Write('Temperatura (°F )  :');
  forTab1(tab,2);                               { Formar tabla de relaciones
}
  fin := 1;
  TextColor(colLet);
  api := 24.5;
  GoToXY(50,5);  Write(api:10:2);
  t   := 525;
  GoToXY(50,7);  Write(t:10:2);
  Repeat
    Case fin Of
      1 : fin := tab[1,leeNum(api, 10,2,05,50,api,
0,1000000,
          'Densidad')];
      2 : fin := tab[2,leeNum(t, 10,2,07,50,t, 0,100000000,
          'Temperatura')];
    End;
  Until fin = 0;
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(5,9);
  Write('Capacidad Calorífica del líquido : ',cp(api,t):12:4);
  TextColor(colLet);
  pau;
End;

```

```

Procedure menu12;
Type
  tVec2 = Array [1..2] Of Real;
Var
  y      : Char;
  i      : Integer;
  m1     : Real;
  a,b    : Real;
  tfv    : tVec2;
  v      : tVec2;
  tcv    : tVec2;
  tk     : tVec2;
  z      : tVec2;
  q      : tVec2;
  ttfv   : Real;
  ttc    : Real;
  ttk    : Real;
  tz     : Real;
  visc   : Real;
  tab    : tTab1;
  fin    : Integer;
Begin
  ClrScr;
  TextColor(colTit);
  GoToXY(24,2);
  Write('Determinación de Viscosidades');
  GoToXY(24,3);
  TextColor(colMar);
  Write('-----');
  TextColor(colLet);
  GoToXY(12,4);
  Write('[ C ] Si temperaturas en grados celcius [ C ]');
  GoToXY(12,6);
  Write('[ F ] Si temperaturas en grados fahrenheit [ F ]');
  GoToXY(40,8);
  Write('Digite opción : ');
  Repeat
    y := UpCase(ReadKey);
  Until y In ['F','C'];
  Write(y);
  If y = 'F' Then
    Begin
      GoToXY(30,10);
      TextColor(colSubTit);
      Write('Ingreso de datos');
      TextColor(colLet);
      GoToXY(5,12);
      Write('Temp ( °F ) ');
      GoToXY(40,12);
      Write('Visc ( cst ) ');
      GoToXY(5,14);
      Write('Temp ( °F ) ');
      GoToXY(40,14);
      Write('Visc ( cst ) ');
      tfv[1] := 500;
      tfv[2] := 300;
      v[1]   := 4.1;
      v[2]   := 44.7;
      forTab1(tab,4);
    End
  End

```

{ Formar tabla de relaciones

```

    fin := 1;
    GoToXY(20,12); Write(tfv[1]:10:2);
    GoToXY(55,12); Write(v[1]:10:2);
    GoToXY(20,14); Write(tfv[2]:10:2);
    GoToXY(55,14); Write(v[2]:10:2);
    Repeat
        Case fin Of
            1 : fin := tab[1,leeNum(tfv[1],10,2,12,20,tfv[1],
0,1000000,
                    'Temperatura [ °F ]')];
            2 : fin := tab[2,leeNum(v[1], 10,2,12,55,v[1],
0,1000000,
                    'Viscosidad [ cst ]')];
            3 : fin := tab[3,leeNum(tfv[2],10,2,14,20,tfv[2],
0,1000000,
                    'Temperatura [ °F ]')];
            4 : fin := tab[4,leeNum(v[2], 10,2,14,55,v[2],
0,1000000,
                    'Viscosidad [ cst ]')];
        End;
    Until fin = 0;
    For i := 1 To 2 Do
        tcv[i] := (tfv[i] - 32) * 5 / 9;
    End
Else
    Begin
        GoToXY(30,10);
        TextColor(colSubTit);
        Write('Ingreso de datos');
        TextColor(colLet);
        GoToXY(5,12);
        Write('Temp ( °C ) ');
        GoToXY(40,12);
        Write('Visc ( cst ) ');
        GoToXY(5,14);
        Write('Temp ( °C ) ');
        GoToXY(40,14);
        Write('Visc ( cst ) ');
        tcv[1] := 500;
        tcv[2] := 300;
        v[1] := 4.1;
        v[2] := 44.7;
        forTab1(tab,4); { Formar tabla de relaciones
    }

    fin := 1;
    GoToXY(20,12); Write(tcv[1]:10:2);
    GoToXY(55,12); Write(v[1]:10:2);
    GoToXY(20,14); Write(tcv[2]:10:2);
    GoToXY(55,14); Write(v[2]:10:2);
    Repeat
        Case fin Of
            1 : fin := tab[1,leeNum(tcv[1],10,2,12,20,tcv[1],
0,1000000,
                    'Temperatura [ °C ]')];
            2 : fin := tab[2,leeNum(v[1], 10,2,12,55,v[1],
0,1000000,
                    'Viscosidad [ cst ]')];
            3 : fin := tab[3,leeNum(tcv[2],10,2,14,20,tcv[2],
0,1000000,

```

```

        'Temperatura [ °C ]')]];
4 : fin := tab[4, leeNum(v[2], 10, 2, 14, 55, v[2],
0, 1000000,
        'Viscosidad [ cst ]')]];
    End;
    Until fin = 0;
End;
For i := 1 To 2 Do          { Soluciona 2 ec. simultaneas }
Begin
    tk[i] := tcv[i] + 273.15;
    If v[i] < 2 Then
        z[i] := v[i] + 0.7 + Exp(-1.47-1.84*v[i]-0.51*v[i]*v[i])
    Else
        z[i] := v[i] + 0.7;
        q[i] := Ln(Ln(z[i]));
    End;
m1 := Ln(tk[2]) - Ln(tk[1]) ;
a := (q[1] * Ln(tk[2]) - Ln(tk[1]) * q[2]) / m1;
b := (q[2] - q[1]) / m1;
TextColor(colCom);
GoToXY(05,16);
Write('Const a          ', a:12:4);
GoToXY(40,16);
Write('Const b          ', b:12:4);
If y = 'F' Then
    Begin
        GoToXY(10,18);
        Write('Ingrese temperatura requerida [ °F ] : ');
        ttfv := 400;
        fin := leeNum(ttfv, 10, 2, 18, 50, ttfv, 0, 1000000,
            'Temperatura [ °F ]');
        ttc := (ttfv - 32) * 5 / 9;
    End
Else
    Begin
        GoToXY(10,18);
        Write('Ingrese temperatura requerida [ °C ] : ');
        ttc := 400;
        fin := leeNum(ttc, 10, 2, 18, 50, ttc, 0, 1000000,
            'Temperatura [ °C ]');
    End;
ttk := ttc + 273.15;
tz := Exp(Exp(a+b*Ln(ttk)));
visc := tz - 0.7;
TextColor(colSubTit);
If y = 'F' Then
    Begin
        GoToXY(05,20);
        Write('Temp [°F ]          ', ttfv:12:4);
        GoToXY(40,20);
        Write('Visc [cst]          ', visc:12:4);
    End
Else
    Begin
        GoToXY(05,20);
        Write('Temp [°C]          ', ttc:12:4);
        GoToXY(40,20);
        Write('Visc [cst]          ', visc:12:4);
    End;
pau;

```

End;

Procedure menu131;

Var

api : Real;  
t : Real;  
tab : tTab1;  
fin : Integer;

Begin

ClrScr;  
TextColor(colTit);  
GoToXY(2,2);  
Write('Cálculo de la entalpía de un vapor');  
GoToXY(2,3);  
TextColor(colMar);  
Write('\_\_\_\_\_');  
TextColor(colLet);  
GoToXY(5,5);  
Write('Densidad (API) :');  
GoToXY(5,7);  
Write('Temperatura (°F) :');  
forTab1(tab,2); { Formar tabla de relaciones

}

fin := 1;  
TextColor(colLet);  
api := 24.5;  
GoToXY(50,5); Write(api:10:2);  
t := 525;  
GoToXY(50,7); Write(t:10:2);  
Repeat  
Case fin Of  
1 : fin := tab[1, leeNum(api, 10,2,05,50,api,  
0,1000000,  
'Densidad')];  
2 : fin := tab[2, leeNum(t, 10,2,07,50,t, 0,100000000,  
'Temperatura')];  
End;  
Until fin = 0;  
TextColor(colSubTit);  
GoToXY(5,9);  
Write('Entalpía fase vapor', hv(api,t):12:4);  
TextColor(colLet);  
pau;

End;

Procedure menu132;

Var

api Real;  
t : Real;  
kuop : Real;  
tab : tTab1;  
fin Integer;

Begin

ClrScr;  
TextColor(colTit);  
GoToXY(2,2);  
Write('Cálculo de la entalpía de un líquido');  
GoToXY(2,3);

```

TextColor(colMar);
Write('_____');
TextColor(colLet);
GoToXY(5,5);
Write('Densidad          ( API ) :');
GoToXY(5,7);
Write('Temperatura        ( °F ) :');
GoToXY(5,9);
Write('Factor de caracterización (kuop) :');
forTab1(tab,3);          { Formar tabla de relaciones
}
fin := 1;
TextColor(colLet);
api := 24.5; GoToXY(50,5); Write(api:10:2);
t := 525; GoToXY(50,7); Write(t:10:2);
kuop := 12; GoToXY(50,9); Write(kuop:10:2);
Repeat
  Case fin Of
    1 : fin := tab[1,leeNum(api, 10,2,05,50,api,
0,1000000,
'Densidad')];
    2 : fin := tab[2,leeNum(t, 10,2,07,50,t, 0,100000000,
'Temperatura')];
    3 : fin := tab[3,leeNum(kuop, 10,2,09,50,kuop,
0,100000000,
'Factor de caracterización')];
  End;
Until fin = 0;
TextColor(colSubTit);
GoToXY(5,12);
Write('Entalpía fase líquida
',hl(api,t,kuop):12:4);
TextColor(colLet);
pau;
End;

```

```

Procedure menu13;

```

```

Var

```

```

  op : Char;

```

```

Begin

```

```

  Repeat

```

```

    ClrScr;

```

```

    TextColor(colTit);

```

```

    GoToXY(30,2);

```

```

    Write('Cálculo de la entalpía');

```

```

    GoToXY(30,3);

```

```

    TextColor(colMar);

```

```

    Write('_____');

```

```

    TextColor(colLet);

```

```

    GoToXY(22,5);

```

```

    Write('[ 1 ] Entalpía de un vapor [ V ]');

```

```

    GoToXY(22,7);

```

```

    Write('[ 2 ] Entalpía de un líquido [ L ]');

```

```

    GoToXY(22,10);

```

```

    Write('[ 0 ] Salir [ S ]');

```

```

    GoToXY(43,13);

```

```

    Write('Opción ...');

```

```

    op := UpCase(ReadKey);

```

```

    Case op Of

```

```

    '1', 'V' :
    . menu131;
    '2', 'L' :
    . menu132;
End;
Until (op = '0') or (op = 'S');
End;

Procedure menu01;
Var
    op : Char;
Begin
    Repeat
        ClrScr;
        TextColor(Green);
        TextBackGround(Black);
        box(1,1,25,79);
        GoToXY(70,01);
        TextColor(colTit);
        Write('Menú 01');
        GoToXY(32,07);
        Write('Propiedades');
        GoToXY(32,08);
        TextColor(colMar);
        Write('-----');
        GoToXY(20,11);
        TextColor(colLet);
        Write('[ 1 ] Capacidad calorífica [ C ]');
        GoToXY(20,13);
        Write('[ 2 ] Viscosidad [ V ]');
        GoToXY(20,15);
        Write('[ 3 ] Entalpía [ E ]');
        GoToXY(20,18);
        Write('[ 0 ] Salir [ S ]');
        GoToXY(40,21);
        Write('Opción ...');
        op := UpCase(ReadKey);
        Case op Of
            '1', 'C' :
                menu11;
            '2', 'V' :
                menu12;
            '3', 'E' :
                menu13;
        End;
    Until (op = 'S') Or (op = '0');
End;

Procedure menu02;
Var
    op : Char;
Begin
    Repeat
        ClrScr;
        TextColor(Green);
        TextBackGround(Black);
        box(1,1,25,79);
        GoToXY(70,01);
        TextColor(colTit);
        Write('Menú 02');

```

```

GoToXY(22,07);
Write('Conversiones ASTM - TBP - FLASH');
GoToXY(22,08);
TextColor(colMar);
Write('_____');
GoToXY(09,11);
TextColor(colLet);
A ]');
Write('[ 1 ] ASTM D1160 a FLASH a 10 mm Hg [
GoToXY(09,13);
T ]');
Write('[ 2 ] ASTM D1160 a TBP a 10 mm Hg [
GoToXY(09,15);
F ]');
Write('[ 3 ] FLASH 10 mm Hg a FLASH Subatmosférica [
S ]');
Write('[ 0 ] Salir [
GoToXY(54,21);
Write('Opción ...');
op := UpCase(ReadKey);
Case op Of
  '1','A' :
    panAstmFlash;
  '2','T' :
    panAstmTbp;
  '3','F' :
    panFlashFlash;
End;
Until (op = 'S') Or (op = '0');
End;

Procedure menu03;
Var
  op : Char;
Begin
  Repeat
    ClrScr;
    TextColor(Green);
    TextBackGround(Black);
    box(1,1,25,79);
    GoToXY(70,01);
    TextColor(colTit);
    Write('Menú 03');
    GoToXY(30,07);
    Write('Intercambiadores');
    GoToXY(30,08);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    GoToXY(20,11);
    TextColor(colLet);
    Write('[ 1 ] Coraza y Tubos [ C ]');
    GoToXY(20,13);
    Write('[ 2 ] Atmosféricos [ A ]');
    GoToXY(20,18);
    Write('[ 0 ] Salir [ S ]');
    GoToXY(40,21);
    Write('Opción ...');
    op := UpCase(ReadKey);
    Case op Of

```

```

    '1', 'C' :
        inCT;
    '2', 'A' :
        inAt;
End;
Until (op = 'S') Or (op = 'O');
End;

Var
    op : Char;

Begin
    ini;           { Inicialización del sistema
}

Repeat
    ClrScr;
    TextColor(Green);
    TextBackGround(Black);
    box(1,1,25,79);
    GoToXY(70,01);
    TextColor(colTit);
    Write('Menú 00');
    GoToXY(31,01);
    Write('P E T R O P E R U');
    GoToXY(31,02);
    TextColor(colMar);
    Write('=====');
    GoToXY(21,04);
    TextColor(colSubTit);
    Write('REFINERIA TALARA - UNIDAD DE VACIO');
    GoToXY(21,05);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    GoToXY(18,06);
    TextColor(colCom);
    Write('" Balance de Materia y Energía en la UDV "');
    GoToXY(32,08);
    TextColor(colSubTit);
    Write('Menú Principal');
    GoToXY(32,09);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    GoToXY(20,11);
    TextColor(colLet);
    Write('[ 1 ] Propiedades           [ P ]');
    GoToXY(20,12);
    Write('[ 2 ] Conversiones           [ C ]');
    GoToXY(20,13);
    Write('          ASTM - TBP - FLASH           ');
    GoToXY(20,14);
    Write('[ 3 ] Intercambiadores       [ I ]');
    GoToXY(20,19);
    Write('[ 0 ] Salir                   [ S ]');
    GoToXY(40,21);
    Write('Opción ...');
    op := UpCase(ReadKey);
    Case op Of
        '1', 'P' :
            menu01;
        '2', 'C' :

```

```
        menu02;  
    '3', 'I'  
        menu03;  
    End;  
    Until (op = 'S') Or (op = '0');  
    ClrScr;  
    Writeln('Esto es todo, Gracias...');  
End.
```

```

Program menu52;
}

Uses
  Crt,
}
  uGlob01,
}
  uUtil02,
}
  uMenu04,
}
  uMenu05,
}
  uMenu06;
}

Procedure menu52;
Var
  op : Char;
Begin
  Repeat
    ClrScr;
    TextColor(Green);
    TextBackGround(Black);
    box(1,1,25,79);
    GoToXY(28,07);
    Write('Cálculo de diámetros requeridos');
    GoToXY(28,08);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    TextColor(colLet);
    GoToXY(15,11);
    Write('[ 1 ] Diámetro requerido zona FLASH [ F
]');
    GoToXY(15,13);
    Write('[ 2 ] Diámetro requerido zona GAS OLEO PESADO [ G
]');
    GoToXY(15,15);
    Write('[ 3 ] Diámetro requerido zona TOPE [ T
]');
    GoToXY(15,18);
    Write('[ 0 ] Salir [ S
]');
    GoToXY(40,21);
    Write('Opción ...');
    op := UpCase(ReadKey);
    Case op Of
      '1', 'F' :
        dire(1);
      '2', 'G' :
        dire(2);
      '3', 'T' :
        dire(3);
    End;
  Until (op = 'S') Or (op = '0');
End;

Procedure menu05;
Var

```

```

op : Char;
Begin
  Repeat
    ClrScr;
    TextColor(Green);
    TextBackGround(Black);
    box(1,1,25,79);
    GoToXY(70,01);
    TextColor(colTit);
    Write('Menú 05');
    GoToXY(28,07);
    Write('Columna de Destilación');
    GoToXY(28,08);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    GoToXY(15,11);
    TextColor(colLet);
    Write('[ 1 ] Cálculo de reflujo en cada zona      [ R ]');
    GoToXY(15,13);
    Write('[ 2 ] Cálculo de diámetros requeridos c/z [ D ]');
    GoToXY(15,18);
    Write('[ 0 ] Salir                                [ S ]');
    GoToXY(40,21);
    Write('Opción ...');
    op := UpCase(ReadKey);
    Case op Of
      '1', 'R' :
        cdv;
      '2', 'D' :
        menu52;
    End;
  Until (op = 'S') Or (op = '0');
End;

```

```

Procedure menu06;

```

```

Var

```

```

  op : Char;

```

```

Begin

```

```

  Repeat

```

```

    ClrScr;

```

```

    TextColor(Green);

```

```

    TextBackGround(Black);

```

```

    box(1,1,25,79);

```

```

    GoToXY(70,01);

```

```

    TextColor(colTit);

```

```

    Write('Menú 06');

```

```

    GoToXY(34,07);

```

```

    Write('Otros');

```

```

    GoToXY(34,08);

```

```

    TextColor(colMar);

```

```

    Write('_____');

```

```

    GoToXY(14,11);

```

```

    TextColor(colLet);

```

```

    Write('[ 1 ] Correlación de curvas                [ C ]');

```

```

    GoToXY(14,13);

```

```

    Write('[ 2 ] Solución de ecuaciones Polinomiales [ E ]');

```

```

    GoToXY(14,15);

```

```

    Write('[ 3 ] Correlación ASTM                    [ A. ]');

```

```

    GoToXY(14,18);

```

```

Write('[ 0 ] Salir                               [ S ]');
GoToXY(40,21);
Write('Opción ...');
op := UpCase(ReadKey);
Case op Of
  '1', 'C' :
    panRegPol;
  '2', 'E' :
    panSolEcuPol;
  '3', 'A' :
    panCorASTM;
End;
Until (op = 'S') Or (op = '0');
End;

Var
  op : Char;

Begin
  ini; { Inicialización del sistema
}
Repeat
  ClrScr;
  TextColor(Green);
  TextBackGround(Black);
  box(1,1,25,79);
  GoToXY(70,01);
  TextColor(colTit);
  Write('Menú 00');
  GoToXY(31,01);
  Write('P E T R O P E R U');
  GoToXY(31,02);
  TextColor(colMar);
  Write('=====');
  GoToXY(21,04);
  TextColor(colSubTit);
  Write('REFINERIA TALARA - UNIDAD DE VACIO');
  GoToXY(21,05);
  TextColor(colMar);
  Write('_____');
  GoToXY(18,06);
  TextColor(colCom);
  Write('" Balance de Materia y Energía en la UDV "');
  GoToXY(32,08);
  TextColor(colSubTit);
  Write('Menú Principal');
  GoToXY(32,09);
  TextColor(colMar);
  Write('_____');
  GoToXY(20,11);
  TextColor(colLet);
  GoToXY(20,15);
  Write('[ 4 ] Horno [ H ]');
  GoToXY(20,16);
  Write('[ 5 ] Columna Destilación [ D ]');
  GoToXY(20,17);
  Write('[ 6 ] Otros [ O ]');
  GoToXY(20,19);
  Write('[ 0 ] Salir [ S ]');
  GoToXY(40,21);

```

```
Write('Opción ...');
op := UpCase(ReadKey);

case op Of
  '4', 'H'
    horno;
  '5', 'D' :
    menu05;
  '6', 'O' :
    menu06;
End;
Until (op = 'S') Or (op = 'O');
ClrScr;
WriteLn('Esto es todo, Gracias...');
End.
```

```

Unit uMenu01;
}
}
Interface

Uses Crt, uGlob01, uUtil02;

Function cp (api : Real; t : Real) : Real;
Function hv (api : Real; t : Real) : Real;
Function hl (api : Real; t : Real; kvop : Real) : Real;

Implementation

{ cp : Capacidad calorífica - fase líquida
--
  Entrada :
    api -> Densidad.
    t -> Temperatura.
  Salida :
    ... -> Capacidad calorífica - fase líquida.
}
Function cp (api : Real; t : Real) : Real;
Var
  sg : Real;
Begin
  sg := 141.5 / (131.5 + api);
  cp := 0.6811 - 0.308 * sg + (0.000815 - 0.000306 * sg) * t;
End;

{ hv : Entalpía Fase Vapor
--
  Entrada :
    api -> Densidad.
    t -> Temperatura.
  Salida :
    ... -> Entalpía fase vapor.
  Algoritmo :
    - Se genera un conjunto de puntos claves y luego
    - Se interpola para la densidad dada.
}
Function hv (api : Real; t : Real) : Real;
Var
  pun : tPun;
}
Begin
}
  pun.n := 4;
}
  pun.x[1] := 10;
}
  pun.y[1] := 137.244 + 0.26807 * t + 0.000447 *t*t
            -3.374E-7 *t*t*t + 1.834E-10 *t*t*t*t;
  pun.x[2] := 20;
}
  pun.y[2] := 145.214 + 0.26266 * t + 0.000450 *t*t
            -2.9144E-7 *t*t*t + 1.4573E-10 *t*t*t*t;
  pun.x[3] := 30;
}
  pun.y[3] := 142.524 + 0.32946 * t + 0.000277 *t*t
}

```

```

                -2.8676E-8 *t*t*t + 2.9847E-12 *t*t*t*t;
pun.x[4] := 40;                                     { API = 40
}
pun.y[4] := 146.265 + 0.37356 * t + 0.00011 *t*t
                +2.3966E-7 *t*t*t - 1.3317E-10 *t*t*t*t;
hv := intLin(pun,api);                             { Calculamos valor de
hv}
End;

```

```
{ hl : Entalpía Fase Líquida
```

```
Entrada :
```

```
  api  -> Densidad.
```

```
  t    -> Temperatura.
```

```
  kvop -> Factor de caracterización.
```

```
Salida :
```

```
  -> Entalpía fase líquida.
```

```
Algoritmo
```

```
  - Se calcula HL en base a una fórmula.  $HL = f(api, t)$ 
```

```
}
Function hl (api : Real; t : Real; kvop : Real) : Real;
```

```
Var
```

```
  ge : Real;                                     { Gravedad específica
```

```
}
```

```
Begin
```

```
  ge := 141.5 / (131.5 + api);
```

```
  hl := (0.35 + 0.055 * kvop) * (0.6811 - 0.308 * ge +
    (0.0004075 - 0.000153 * ge) * t ) * t;
```

```
End;
```

```
Begin
```

```
End.
```

```

Unit uMenu02;
}
}
Interface

Uses Crt, Graph, uGlob01, uUtil02;

Procedure astmFlash(a : tPun; Var e : tVec);
Procedure astmTbp(a : tPun; Var b : tVec);
Procedure panAstmFlash;
Procedure panAstmTbp;
Procedure panFlashFlash;

Implementation

{ astmFlash : convierte la curva ASTM01160 (10 mm Hg) a la
curva
Flash a presión atmosférica y luego a otra
presión
Entrada:
a -> Arreglo de volúmenes y temperaturas ASTM.
Salida :
e -> Temperaturas Flash correspondientes.
}
Procedure astmFlash(a : tPun; Var e : tVec);
Var
tA00, tA10, tA30, tA50,           { Temperaturas ASTM
}
tA70, tA90, tA100                : Real;
tA13, tA35, tA57, tA79,         { Variables temporales
}
tE10, tE30, tE50                 : Real;   { Temperaturas Flash
}
tE70, tE90                       : Real;
tE13, tE35, tE57, tE79          : Real;   { Variables temporales
}
t20, t60, t80, t160,
t180, t200                       : Real;
m,p, dE13                         : Real;
ok                                 : Boolean;
tE01, tE00, tA01                 : Real;
Begin
tA00 := a.y[1];                    { Datos de ingreso
}
tA10 := a.y[2];
tA30 := a.y[3];
tA50 := a.y[4];
tA70 := a.y[5];
tA90 := a.y[6];
tA100 := a.y[7];

tA13 := tA30 - tA10;
ok := False;

If (tA13 >= 20) And (tA13 < 60) Then { tA13 en [20, 60[
}
Begin
t20 := 43.57697 + 9686.295 * pot(tA50,-1) - 17615100 *
pot(tA50,-2) + 2.19e9 * pot(tA50,-3);

```

```

p := Ln(tA50);
t60 := -472.6556 + 55.15582 * p + 0.5436968 * pot(p,2) +
      1.767796 * pot(p,3) - 0.2127741 * pot(p,4);
dE13 := (tA13 - 60) * (t20 - t60) / (20 - 60) + t60 ;
ok := True;
End;
If (tA13 >= 60) And (tA13 < 80) Then      { tA13 en [60, 80[
}
Begin
p := Ln(tA50);
t60 := -472.6556 + 55.15582 * p + 0.5436968 * pot(p,2) +
      1.767796 * pot(p,3) - 0.2127741 * pot(p,4);
t80 := -278.9143 + 3.471441e-3 * pot(tA50,2) - 1.579295e-8
      * pot(tA50,4) + 2.483564e-14 * pot(tA50,6);
dE13 := (tA13 - 80) * (t60 - t80) / (60 - 80) + t80;
ok := True;
End;
If (tA13 >= 160) And (tA13 < 180) Then { tA13 en [160, 180[
}
Begin
t160 := -213.3642 + 8.48168 * log(tA50);
t180 := -145.0571 + 0.1625714 * tA50;
dE13 := (tA13 - 180) * (t160 - t180) / (160 - 180) + t180;
ok := True;
End;
If (tA13 >= 180) And (tA13 < 200) Then { tA13 en [180, 200[
}
Begin
t180 := -145.0571 + 0.1625714 * tA50;
t200 := -173.75 + 0.1771429 * tA50;
dE13 := (tA13 - 200) * (t180 - t200) / (180 - 200) + t200;
ok := True;
End;
If (tA13 = 200) Then      { tA13 = 200
}
Begin
dE13 := -173.75 + 0.1771429 * tA50;
ok := True;
End;
If ok Then      { Cálculo de los tE
}
Begin
tE50 := tA50 + dE13;
tA35 := tA50 - tA30;
tA57 := tA70 - tA50;
tA79 := tA90 - tA70;
tA01 := tA10 - tA00;
tE01 := -6.16598e-3 + 2.595975 * pot(tA01,-1) + 19.77306
*
      pot(tA01,-2) - 51.07227 * pot(tA01,-3);
tE01 := pot(tE01,-1);
tE13 := 0.9992947 + 0.4472862 * tA13 + 5.6155028e-3 *
      pot(tA13,2) - 2.151623e-5 * pot(tA13,3);
tE35 := 0.9992947 + 0.4472862 * tA35 + 5.6155028e-3 *
      pot(tA35,2) - 2.151623e-5 * pot(tA35,3);
m := log(tA57);
tE57 := 0.2194967 - 1.222434 * pot(m,-1) + 2.131123 *
      pot(m,-2) - 1.028273 * pot(m,-3);
tE57 := pot(tE57,-1) - 6;
m := log(tA79);

```

```

tE79 := 0.2194967 - 1.222434 * pot(m,-1) + 2.131123 *
      pot(m,-2) - 1.028273 * pot(m,-3);
tE79 := pot(tE79,-1) - 6;
tE30 := tE50 - tE35;
tE10 := tE30 - tE13;
tE00 := tE10 - tE01;
tE70 := tE50 + tE57;
tE90 := tE70 + tE79;
e.f := 6;
e.a[1] := tE00;
e.a[2] := tE10;
e.a[3] := tE30;
e.a[4] := tE50;
e.a[5] := tE70;
e.a[6] := tE90;
End
Else
  Begin
    men('Error en el ingreso de datos, tA13 fuera de rango');
    pau;
  End;
End;

```

```

{ astmTbp : convierte la curva ASTM01160 (10 mm Hg) a la curva
      TBP a (10 mm Hg)

```

```

  Entrada:

```

```

    a -> Arreglo de volúmenes y temperaturas ASTM.

```

```

  Salida :

```

```

    b -> Temperaturas TBP correspondientes.
}

```

```

Procedure astmTbp(a : tPun; Var b : tVec);

```

```

Var

```

```

  tA00, tA10, tA30, tA50,           { Temperaturas ASTM
}

```

```

  tA70, tA90, tA100                : Real;
  tA13, tA35, tA57, tA79,         { Variables temporales
}

```

```

  tB10, tB30, tB50                 : Real;   { Temperaturas TBP
}

```

```

  tB70, tB90                       : Real;
  tB13, tB35, tB57, tB79          : Real;   { Variables temporales
}

```

```

Begin

```

```

  tA00 := a.y[1];                  { Datos de ingreso
}

```

```

  tA10 := a.y[2];

```

```

  tA30 := a.y[3];

```

```

  tA50 := a.y[4];

```

```

  tA70 := a.y[5];

```

```

  tA90 := a.y[6];

```

```

  tA100 := a.y[7];

```

```

  tA35 := tA50 - tA30;

```

```

  tA57 := tA70 - tA50;

```

```

  tA79 := tA90 - tA70;

```

```

  tA13 := tA30 - tA10;

```

```

  tB13 := 0.638998 + 1.28029 * tA13 - 0.0028666 * pot(tA13,2) +
          5.21097e-6 * pot(tA13,3);

```

```

  tB35 := 0.638998 + 1.28029 * tA35 - 0.0028666 * pot(tA35,2) +
          5.21097e-6 * pot(tA35,3);

```

```

tB57 := tA57;
tB79 := tA79;
tB50 := tA50;                                     { Cálculo de los TB
}
tB30 := tB50 - tB35;
tB10 := tB30 - tB13;
tB70 := tB50 + tB57;
tB90 := tB70 + tB79;
b.f := 5;
b.a[1] := tB10;
b.a[2] := tB30;
b.a[3] := tB50;
b.a[4] := tB70;
b.a[5] := tB90;
End;

{ FlashFlash : convierte la curva Flash 10 mmHg a la curva
Flash
_____ a la presión subatmosférica.
Entrada:
  a -> Arreglo de volúmenes y temperaturas Flash.
  p -> Presión
Salida :
  b -> Temperaturas Flash P correspondientes.
}
Procedure flashFlash(a : tPun; Var b : tVec; p : Real);
Var
  tE00, tE10, tE30, tE50,                          { Temperaturas ASTM
}
  tE70, tE90, tE100                                : Real;
  tE13, tE35, tE57, tE79,                          { Variables temporales
}
  tF13, tF35, tF57, tF79                            : Real;   { Variables temporales
}
  tAt50                                              : Real;
  ok                                                : Boolean;
  coef                                              : tVec;
  x,y                                              : tVec;
  i                                                : Integer;
  tF5010, tF5025, tF5050,
  tF50100, tF50200                                  : Real;
  tF10,tF30,tF50,
  tF70,tF90                                          : Real;
Begin
  tE00 := a.y[1];                                     { Datos de ingreso
}
  tE10 := a.y[2];
  tE30 := a.y[3];
  tE50 := a.y[4];
  tE70 := a.y[5];
  tE90 := a.y[6];
  tE100 := a.y[7];
  tAt50 := 123.542 + 2.16634 * tE50 - 0.003516 * pot(tE50,2) +
          5.0024e-6 * pot(tE50,3) - 3.7367e-10 * pot(tE50,4) -
          7.285e-12 * pot(tE50,5) + 5.6645e-15 * pot(tE50,6);
  tE13 := tE30 - tE10;
  tE35 := tE50 - tE30;
  tE57 := tE70 - tE50;
  tE79 := tE90 - tE70;
  { Se asume diferencia de temperatura Flash 10 mm Hg igual

```

```

    a diferencia de temperatura de Flash P subatmosférica
}
tF13 := tE13;                                { Cálculo de los TB
}
tF35 := tE35;
tF57 := tE57;
tF79 := tE79;

ok := False;

If (p >= 10) And (p < 25) Then                { p    en [10, 25[
}
Begin
  tF5010 := tE50;
  coef.f := 6;
  coef.a[1] := -2.5352e3;
  coef.a[2] := +2.5479e6;
  coef.a[3] := -1.28126e9;
  coef.a[4] := +3.277e11;
  coef.a[5] := -1.8652e13;
  coef.a[6] := +4.02e15-1.624e13*tAt50;
  solEcuPol(coef,x,y);
  For i := 1 To x.f Do
    If (x.a[i] > 0) And (Abs(y.a[i]) <= 1e-6) Then
      tF5025 := x.a[i];
  If p = 10 Then
    tF50 := tF5010
  Else
    tF50 := tE50 + (tF5025 - tE50) * (p-10) / (25 -10);
  ok := True;
End;
If (p >= 25) And (p < 50) Then                { p    en [25, 50[
}
Begin
  coef.f := 6;
  coef.a[1] := -2.5352e3;
  coef.a[2] := +2.5479e6;
  coef.a[3] := -1.28126e9;
  coef.a[4] := +3.277e11;
  coef.a[5] := -1.8652e13;
  coef.a[6] := +4.02e15-1.624e13*tAt50;
  solEcuPol(coef,x,y);
  For i := 1 To x.f Do
    If (x.a[i] > 0) And (Abs(y.a[i]) <= 1e-6) Then
      tF5025 := x.a[i];
  coef.f := 5;
  coef.a[1] := -2.466e3;
  coef.a[2] := +2.3704e6;
  coef.a[3] := -1.1055e9;
  coef.a[4] := +2.2707e11;
  coef.a[5] := -2.4644e13+2.0e10*tAt50;
  solEcuPol(coef,x,y);
  For i := 1 To x.f Do
    If (x.a[i] > 0) And (Abs(y.a[i]) <= 1e-6) Then
      tF5050 := x.a[i];
  If p = 25 Then
    tF50 := tF5025
  Else
    tF50 := tF5025 + (tF5050 - tF5025) * (p-25) / (50 -25);
  ok := True;

```

```

End;
If (p >= 50) And (p < 100) Then           { p en [50, 100[
}
Begin
  coef.f := 5;
  coef.a[1] := -2.466e3;
  coef.a[2] := +2.3704e6;
  coef.a[3] := -1.1055e9;
  coef.a[4] := +2.2707e11;
  coef.a[5] := -2.4644e13+2.0e10*tAt50;
  solEcuPol(coef,x,y);
  For i := 1 To x.f Do
    If (x.a[i] > 0) And (Abs(y.a[i]) <= 1e-6) Then
      tF5050 := x.a[i];
  coef.f := 6;
  coef.a[1] := -2.4103e3;
  coef.a[2] := +2.2859e6;
  coef.a[3] := -1.072e9;
  coef.a[4] := +2.4587e11;
  coef.a[5] := +8.1866e12;
  coef.a[6] := +2.597e15-2.636e13*tAt50;
  solEcuPol(coef,x,y);
  For i := 1 To x.f Do
    If (x.a[i] > 0) And (Abs(y.a[i]) <= 1e-6) Then
      tF50100 := x.a[i];
  If p = 50 Then
    tF50 := tF5050
  Else
    tF50 := tF5050 + (tF50100 - tF5050) * (p-50) / (100 -50);
  ok := True;
End;
If (p >= 100) And (p < 200) Then         { p en [100, 200[
}
Begin.
  coef.f := 6;
  coef.a[1] := -2.4103e3;
  coef.a[2] := +2.2859e6;
  coef.a[3] := -1.072e9;
  coef.a[4] := +2.4587e11;
  coef.a[5] := +8.1866e12;
  coef.a[6] := +2.597e15-2.636e13*tAt50;
  solEcuPol(coef,x,y);
  For i := 1 To x.f Do
    If (x.a[i] > 0) And (Abs(y.a[i]) <= 1e-6) Then
      tF50100 := x.a[i];
  coef.f := 4;
  coef.a[1] := -2.555e3;
  coef.a[2] := +2.488e6;
  coef.a[3] := -2.7726e9;
  coef.a[4] := +6.1308e09+1.68e09*tAt50;
  solEcuPol(coef,x,y);
  For i := 1 To x.f Do
    If (x.a[i] > 0) And (Abs(y.a[i]) <= 1e-6) Then
      tF50200 := x.a[i];
  If p = 100 Then
    tF50 := tF50100
  Else
    tF50 := tF50100 + (tF50200 - tF50100) * (p-100) / (200 -
100);
  ok := True;

```

```

End;
tF30 := tF50 - tF35;
tF10 := tF30 - tF13;
tF70 := tF50 + tF57;
tF90 := tF70 + tF79;
b.f := 5;
b.a[1] := tF10;
b.a[2] := tF30;
b.a[3] := tF50;
b.a[4] := tF70;
b.a[5] := tF90;
End;

```

```

{ panAstmFlash      Pantalla de ingreso para convertir curva
                          ASTM01160 (10 mm Hg) a la curva Flash a
                          presión atmosférica.
}

```

```

Procedure panAstmFlash;

```

```

Var

```

```

a    : tPun;
gl   : tPun;
e    : tVec;
b    : tVec;
i    : Integer;
n    : Integer;
tab  : tTab1;
fin  : Integer;
opc  : Char;

```

```

Begin

```

```

a.n := 7;
a.x[1] := 0;            a.y[1] := 200;      { Volumen, temperatura
}

```

```

a.x[2] := 10;          a.y[2] := 300;
a.x[3] := 30;          a.y[3] := 375;
a.x[4] := 50;          a.y[4] := 435;
a.x[5] := 70;          a.y[5] := 490;
a.x[6] := 90;          a.y[6] := 570;
a.x[7] := 100;         a.y[7] := 610;

```

```

n := 7;
opc := 'S';

```

```

Repeat

```

```

  ClrScr;
  GoToXY(24,1);
  TextColor(colTit);
  Write('Conversión Curva ASTM01160-FLASH');
  GoToXY(24,2);
  TextColor(colMar);
  Write('_____');
  TextColor(colMar);
  box(4, 5,21,40);
  box(4,41,21,75);
  GoToXY(11,6);
  TextColor(colCom);
  Write('DATOS CURVA ASTM 01160');
  GoToXY(43,6);
  Write('RESULTADOS CURVA FLASH A 10 mmHg');
  GoToXY(11,7);
  TextColor(colMar);
  Write('_____');

```

```

GoToXY(43,7);
Write('_____');
GoToXY(9,9);
TextColor(colSubTit);
Write('% Volumen');
GoToXY(23,9);
Write('Temperatura °F');
GoToXY(46,9);
Write('% Volumen');
GoToXY(59,9);
Write('Temperatura °F');
GoToXY(9,10);
TextColor(colMar);
Write('_____');
GoToXY(23,10);
Write('_____');
GoToXY(46,10);
Write('_____');
GoToXY(59,10);
Write('_____');
TextColor(colLet);
For i := 1 To n Do
Begin
  GoToXY(11,11+i);
  Write(a.x[i]:4:0);
  GoToXY(22,11+i);
  Write(a.y[i]:12:4);
End;
forTab1(tab,n);
fin := 1;
Repeat
  fin:=tab[fin,leeNum(a.y[fin],12,4,11+fin,22,a.y[fin],-
1e38
  ,1e38,'Temperatura T['+fStr(Round(a.x[fin]))+']
...'];
Until fin = 0;
TextColor(colAyu);
men('Un momento por favor ...');
astmFlash(a,e);
men('Resultados calculados ...');
TextColor(colCom);
For i := 1 To e.f Do
Begin
  GoToXY(48,11+i);
  Write(a.x[i]:4:0);
  GoToXY(58,11+i);
  Write(e.a[i]:12:4);
End;
pau;
                                     { Gráfica de la curva y de los puntos

If iniGra = 0 Then
Begin
  ejes1(a);
  g1.n := a.n-2;
  For i := 2 To a.n-1 Do
  Begin
    g1.x[i-1] := a.x[i];
    g1.y[i-1] := e.a[i-1];
  End;

```

```

    ejes2(g1);
    SetTextStyle(SansSerifFont,HorizDir,1);
    OutTextXY(10,maxY+1,'Conversion ASTM-FLASH');
    graPol(a,1);
    graPol(g1,2);
    CloseGraph;
End;
men('          Desea Ud. continuar ? (s/N) ...');
opc := UpCase(ReadKey);
Until opc <> 'S';
End;

```

```

{ panAstmTbp   Pantalla de ingreso para convertir curva
                ASTM01160 (10 mm Hg) a la curva Tbp.
}

```

```

Procedure panAstmTbp;

```

```

Var

```

```

    a      : tPun;
    g2     : tPun;
    b      : tVec;
    i      : Integer;
    n      : Integer;
    tab    : tTab1;
    fin    : Integer;
    opc    : Char;

```

```

Begin

```

```

    a.n := 7;
    a.x[1] := 0;          a.y[1] := 200;      { Volumen, temperatura
}

```

```

    a.x[2] := 10;        a.y[2] := 300;
    a.x[3] := 30;        a.y[3] := 375;
    a.x[4] := 50;        a.y[4] := 435;
    a.x[5] := 70;        a.y[5] := 490;
    a.x[6] := 90;        a.y[6] := 570;
    a.x[7] := 100;       a.y[7] := 610;

```

```

    n := 7;
    opc := 'S';

```

```

Repeat

```

```

    ClrScr;
    GoToXY(24,1);
    TextColor(colTit);
    Write('Conversión Curva ASTM01160-FLASH');
    GoToXY(24,2);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    TextColor(colMar);
    box(4, 5,21,40);
    box(4,41,21,75);
    GoToXY(11,6);
    TextColor(colCom);
    Write('DATOS CURVA ASTM 01160');
    GoToXY(43,6);
    Write('RESULTADOS CURVA TBP');
    GoToXY(11,7);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    GoToXY(43,7);
    Write('_____');
    GoToXY(9,9);

```

```

TextColor(colSubTit);
Write('% Volumen');
GoToXY(23,9);
Write('Temperatura °F');
GoToXY(46,9);
Write('% Volumen');
GoToXY(59,9);
Write('Temperatura °F');
GoToXY(9,10);
TextColor(colMar);
Write('_____');
GoToXY(23,10);
Write('_____');
GoToXY(46,10);
Write('_____');
GoToXY(59,10);
Write('_____');
TextColor(colLet);
For i := 1 To n Do
Begin
  GoToXY(11,11+i);
  Write(a.x[i]:4:0);
  GoToXY(22,11+i);
  Write(a.y[i]:12:4);
End;
forTab1(tab,n);
fin := 1;
Repeat
  fin:=tab[fin,leeNum(a.y[fin],12,4,11+fin,22,a.y[fin],-
1e38
    ,1e38,'Temperatura T['+fStr(Round(a.x[fin]))+']
...');
Until fin = 0;
TextColor(colAyu);
men('Un momento por favor ...');
astmTbp(a,b);
men('Resultados calculados ...');
TextColor(colCom);
For i := 2 To b.f+1 Do
Begin
  GoToXY(48,11+i);
  Write(a.x[i]:4:0);
  GoToXY(58,11+i);
  Write(b.a[i-1]:12:4);
End;
pau;
                                     { Gráfica de la curva y de los puntos
}

If iniGra = 0 Then
Begin
  ejes1(a);
  g2.n := a.n-2;
  For i := 2 To a.n-1 Do
  Begin
    g2.x[i-1] := a.x[i];
    g2.y[i-1] := b.a[i-1];
  End;
  ejes2(g2);
  SetTextStyle(SansSerifFont,HorizDir,1);
  OutTextXY(10,maxY+1,'Conversion ASTM-TBP');

```

```

    graPol(a,1);
    graPol(g2,2);
    CloseGraph;
End;
men('          Desea Ud. continuar ? (s/N) ...');
opc := UpCase(ReadKey);
Until opc <> 'S';
End;

```

```

{ panFlashFlash Pantalla de ingreso para convertir curva
Flash (10 mm Hg) a la curva Flash a
presión subatmosférica
}

```

```

Procedure panFlashFlash;

```

```

Var

```

```

a      : tPun;
g1     : tPun;
e      : tVec;
b      : tVec;
i      : Integer;
n      : Integer;
tab    : tTab1;
fin    : Integer;
opc    : Char;
p      : Real;
z      : Integer;

```

```

Begin

```

```

a.n := 7;
a.x[1] := 0;      a.y[1] := 250;      { Volumen, temperatura
}

```

```

a.x[2] := 10;     a.y[2] := 317;
a.x[3] := 30;     a.y[3] := 374;
a.x[4] := 50;     a.y[4] := 418;
a.x[5] := 70;     a.y[5] := 451;
a.x[6] := 90;     a.y[6] := 506;
a.x[7] := 100;    a.y[7] := 550;

```

```

n := 7;
p := 40;

```

```

Repeat

```

```

    ClrScr;
    GoToXY(12,1);
    TextColor(colTit);
    Write('Conversión Curva FLASH (10 mm Hg) - FLASH
(Subatmosférica)');
    GoToXY(12,2);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');

```

```

    TextColor(colMar);
    box(4, 5,21,40);
    box(4,41,21,75);
    GoToXY(11,6);
    TextColor(colCom);
    Write('DATOS CURVA FLASH 10 mm Hg');
    GoToXY(44,6);
    Write('RESULTADOS CURVA FLASH Subat. ');
    GoToXY(11,7);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');

```

```

GoToXY(43,7);
Write('_____');
GoToXY(9,9);
TextColor(colSubTit);
Write('% Volumen');
GoToXY(23,9);
Write('Temperatura °F');
GoToXY(46,9);
Write('% Volumen');
GoToXY(59,9);
Write('Temperatura °F');
GoToXY(9,10);
TextColor(colMar);
Write('_____');
GoToXY(23,10);
Write('_____');
GoToXY(46,10);
Write('_____');
GoToXY(59,10);
Write('_____');
TextColor(colLet);
For i := 1 To n Do
Begin
  GoToXY(11,11+i);
  Write(a.x[i]:4:0);
  GoToXY(22,11+i);
  Write(a.y[i]:12:4);
End;
forTab1(tab,n);
fin := 1;
Repeat
  fin:=tab[fin,leeNum(a.y[fin],12,4,11+fin,22,a.y[fin],-
1e38
    ,1e38,'Temperatura T['+fStr(Round(a.x[fin]))+']
...');
Until fin = 0;
GoToXY(07,20);
Write('Presión Subat. : ');
z := leeNum (p,12,4,20,22,p,-1e38,1e38,
  'Presión Subatmosférica Requerida...');
TextColor(colAyu);
men('Un momento por favor ...');
flashFlash(a,e,p);
men('Resultados calculados ...');
TextColor(colCom);
For i := 1 To e.f Do
Begin
  GoToXY(48,12+i);
  Write(a.x[i+1]:4:0);
  GoToXY(58,12+i);
  Write(e.a[i]:12:4);
End;
pau;
                                { Gráfica de la curva y de los puntos
}

If iniGra = 0 Then
Begin
  ejes1(a);
  gl.n := a.n-2;
  For i := 2 To a.n-1 Do

```

```
    Begin
      g1.x[i-1] := a.x[i];
      g1.y[i-1] := e.a[i-1];
    End;
    ejes2(g1);
    SetTextStyle(SansSerifFont,HorizDir,1);
    OutTextXY(5,maxY+2,'Conversion FLASH 10 mm Hg - FLASH
Subat. ');
    graPol(a,1);
    graPol(g1,2);
    CloseGraph;
  End;
  men('          Desea Ud. continuar ? (s/N) ...');
  opc := UpCase(ReadKey);
  Until opc <> 'S';
End;

Begin
End.
```

```
Unit uMenu03;
```

```
Interface
```

```
Uses Crt, uGLOB01, uUtil02, uMenu01;
```

```
Function sshL (k : Real; api : Real; h : Real) : Real;  
Procedure inCT;  
Procedure inAt;
```

```
Implementation
```

```
{ sshL : Soluciona HL
```

```
  Entrada :
```

```
    api -> Densidad.
```

```
    kvop ->
```

```
    h -> Valor de hL
```

```
  Salida :
```

```
    ... -> Temperatura
```

```
}  
Function sshL (k : Real; api : Real; h : Real) : Real;  
Var
```

```
  a, b, c, d : Real;
```

```
  a1, b1, c1 : Real;
```

```
  ge : Real;
```

```
  key : Char;
```

```
Begin
```

```
  ge := 141.5 / (131.5 + api);
```

```
  a1 := 0.35 + 0.055 * k;
```

```
  b1 := 0.6811 - 0.308 * ge;
```

```
  c1 := 0.0004075 - 0.000153 * ge;
```

```
  a := 1;
```

```
  b := b1/c1;
```

```
  c := - h / (a1 * c1);
```

```
  d := b * b - 4 * a * c;
```

```
  If d >= 0 Then
```

```
    sshL := (- b + Sqrt (d)) / (2 * a)
```

```
  Else
```

```
    sshL := 0;
```

```
End;
```

```
{ inCT : Intercambiadores de coraza y tubo
```

```
}  
Procedure inCT;  
Var  
  cod : String;  
  x : Integer;  
  tem : String;  
  fin : Integer;  
  api1 : Real; { Datos de densidad API  
}  
  api2 : Real;  
  api3 : Real;  
  api4 : Real;  
  api5 : Real;  
  kuop1 : Real; { Datos de KUOP  
}
```

```

kuop2   Real;
kuop3   : Real;
kuop4   : Real;
kuop5   * Real;

Procedure ing;
Var
  tab      tTab1;
Begin
  CLrScr;
  TextCoLor(coLTit);
  WriteLn('Datos de densidad API');
  TextCoLor(coLMar);
  WriteLn('_____');
  GoToXY(60,1);
  TextCoLor(coLTit);
  Write('Valóres de diseño');
  GoToXY(60,2);
  TextCoLor(coLMar);
  Write('_____');
  GoToXY(3,3);
  TextCoLor(coLLet);
  Write('Crudo reducido           ');
  GoToXY(3,5);
  Write('Slop Wax                   : ');
  GoToXY(3,7);
  Write('Gas oleo pesado   GOP       ');
  GoToXY(3,9);
  Write('Gas oleo ligero   GOL       ');
  GoToXY(3,11);
  Write('Fondos              ');
  GoToXY(3,13);
  forTab1(tab,5);
  fin := 1;
  api1 := 22.7;           GoToXY(35, 3);           Write(api1:10:2);
                        GoToXY(65, 3);           Write(22.7:10:2);
  api2 := 24;            GoToXY(35, 5);           Write(api2:10:2);
                        GoToXY(65, 5);           Write(24.0:10:2);
  api3 := 25.8;          GoToXY(35, 7);           Write(api3:10:2);
                        GoToXY(65, 7);           Write(25.8:10:2);
  api4 := 32;            GoToXY(35, 9);           Write(api4:10:2);
                        GoToXY(65, 9);           Write(32.0:10:2);
  api5 := 9.8;           GoToXY(35,11);          Write(api5:10:2);
                        GoToXY(65,11);          Write(9.8:10:2);

  Repeat
    Case fin Of
      1 : fin := tab[1, LeeNum(api1, 10, 2, 3, 35, api1, 0,
1e6,
          '[ API 1 ] ...');
      2 : fin := tab[2, LeeNum(api2, 10, 2, 5, 35, api2, 0,
1e5,
          '[ API 2 ] ...');
      3 : fin := tab[3, LeeNum(api3, 10, 2, 7, 35, api3, 0,
1e6,
          '[ API 3 ] ...');
      4 : fin := tab[4, LeeNum(api4, 10, 2, 9, 35, api4, 0,
1e5,
          '[ API 4 ] ...');
      5 : fin := tab[5, LeeNum(api5, 10, 2, 11, 35, api5, 0,
1e5,

```

```

        '[ API 5 ] ...');
    End;
Until fin = 0;
CLrScr;
TextCoLor(coLTit);
WriteLn('Datos de Coeficiente de caracterización (KUOP)');
TextCoLor(coLMar);
WriteLn('-----');
GoToXY(60,1);
TextCoLor(coLTit);
Write('KUOP');
GoToXY(60,2);
TextCoLor(coLMar);
Write('-----');
GoToXY(3,3);
TextCoLor(coLLet);
Write('Crudo reducido           : ');
GoToXY(3,5);
Write('Slop Wax                   : ');
GoToXY(3,7);
Write('Gas oleo pesado   GOP      : ');
GoToXY(3,9);
Write('Gas oleo ligero   GOL      : ');
GoToXY(3,11);
Write('Fondos              : ');
GoToXY(3,13);
forTab1(tab,5);
fin := 1;
kuop1 := 12.0;      GoToXY(35, 3);      Write(kuop1:10:2);
                    GoToXY(65, 3);      Write(12.0:10:2);
kuop2 := 11.7;      GoToXY(35, 5);      Write(kuop2:10:2);
                    GoToXY(65, 5);      Write(11.7:10:2);
kuop3 := 12.0;      GoToXY(35, 7);      Write(kuop3:10:2);
                    GoToXY(65, 7);      Write(12.0:10:2);
kuop4 := 11.8;      GoToXY(35, 9);      Write(kuop4:10:2);
                    GoToXY(65, 9);      Write(11.8:10:2);
kuop5 := 11.5;      GoToXY(35,11);      Write(kuop5:10:2);
                    GoToXY(65,11);      Write(11.5:10:2);
Repeat
    Case fin Of
        1 : fin := tab[1, LeeNum(kuop1, 10, 2, 3, 35, kuop1, 0,
1e6,
                    '[ KUOP 1 ] ...');
        2 : fin := tab[2, LeeNum(kuop2, 10, 2, 5, 35, kuop2, 0,
1e5,
                    '[ KUOP 2 ] ...');
        3 : fin := tab[3, LeeNum(kuop3, 10, 2, 7, 35, kuop3, 0,
1e6,
                    '[ KUOP 3 ] ...');
        4 : fin := tab[4, LeeNum(kuop4, 10, 2, 9, 35, kuop4, 0,
1e5,
                    '[ KUOP 4 ] ...');
        5 : fin := tab[5, LeeNum(kuop5, 10, 2, 11, 35, kuop5, 0,
1e5,
                    '[ KUOP 5 ] ...');
    End;
Until fin = 0;
End;
{ inCTVE1 : Intercambiador de coraza y tubo VE1

```

```

}
Procedure inCTVE1;
Var
  f      : Real;
  L1     : Real;
  tL1    : Real;
  tL7    : Real;
  u      : Real;
  a      : Real;
  tL9    : Real;
  tL8    : Real;
  q1     : Real;
  h      : Real;
  cpf    : Real;
  cphvgo: Real;
  ntu    : Real;
  r      : Real;
  e      : Real;
  aa     : Real;
  fin    : Integer;
  key    : Char;
Procedure ing;
Var
  tab    : tTab1;
  x      : Integer;
Begin
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(60,4);
  Write('Datos de diseño');
  GoToXY(60,5);
  TextColor(colMar);
  Write('_____');
  GoToXY(3,8);
  forTab1(tab,7);
}
fin := 1;
TextColor(colLet);
f := 263692;      GoToXY(50,06);   Write(f:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(63,06);   Write(f:10:2);
TextColor(colLet);
L1 := 174310;    GoToXY(50,08);   Write(L1:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(63,08);   Write(L1:10:2);
TextColor(colLet);
tL1 := 525;     GoToXY(50,10);   Write(tL1:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(63,10);   Write(tL1:10:2);
TextColor(colLet);
tL7 := 300;     GoToXY(50,12);   Write(tL7:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(63,12);   Write(tL7:10:2);
TextColor(colLet);
u := 43.50;     GoToXY(50,14);   Write(u:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(63,14);   Write(u:10:2);
TextColor(colLet);
a := 6085;     GoToXY(50,16);   Write(a:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(63,16);   Write(a:10:2);
TextColor(colLet);
tL9 := 420;    GoToXY(50,18);   Write(tL9:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(63,18);   Write(tL9:10:2);
Repeat
  Case fin Of

```

```

1 : fin := tab[1,leeNum(f, 10,2,06,50,f, 0,1000000,
"Flujo másico crudo"]];
2 : fin := tab[2,leeNum(L1, 10,2,08,50,L1, 0,100000000,
"Flujo másico HVG0"]];
3 : fin := tab[3,leeNum(tL1, 10,2,10,50,tL1,0,100000000,
"Temp. HVG0 entrada"]];
4 : fin := tab[4,leeNum(tL7, 10,2,12,50,tL7,0,100000000,
"Temp. Crudo entrada"]];
5 : fin := tab[5,leeNum(u, 10,2,14,50,u, 0,100000000,
"")];
6 : fin := tab[6,leeNum(a, 10,2,16,50,a, 0,10000000,
"")];
7 : fin := tab[7,leeNum(tL9, 10,2,18,50,tL9,0,10000000,
"Temp. Crudo salida"]];
End;
Until fin = 0;
End;
Begin { Inicio del procedimiento inCTVE1
}
ing; { Pantalla de Ingreso de datos
}
tL8 := tL7 + 50;
q1 := L1 * (hL(api3,tL1,kuop3) - hL(api3,tL8,kuop3)); {
Calor int.}
h := hL(api1,tL7,kuop1) + q1 / f; { Balance entálpico para
crudo }
tL9 := sshL(kuop1,api1,h); { Temperatura para ese h
}
cpf := (cp(api1,tL7) + cp(api1,tL9)) / 2;
cphvgo := (cp(api3,tL1) + cp(api3,tL8)) / 2;
ntu := u * a / (L1 * cphvgo); { # unidades transf.de HVG0
}
r := L1 * cphvgo / (f * cpf); { #
unid.transf.f.cal/f.frio}
aa := Sqrt(r*r+1);
e := 2 * (Exp(aa*ntu)-1)/((aa+r+1)*Exp(aa*ntu)+(aa-r-1));
tL8 := tL1 - e * (tL1-tL7);
{ Recalculando tL9 }
q1 := L1 * (hL(api3,tL1,kuop3) - hL(api3,tL8,kuop3)); {
Cal.interc.}
h := hL(api1,tL7,kuop1) + q1/f; { Balance entálpico para
crudo }
tL9 := sshL(kuop1,api1,h); { Temperatura para ese h
}
TextColor(colSubTit);
GoToXY(1,20);
Write("Temp. crudo salida TL9 = ",tL9:12:2," [°F]");
GoToXY(1,21);
Write("Temp. HVG0 salida TL8 = ",tL8:12:2," [°F]");
GoToXY(1,22);
Write("Calor intercambiado Q1 = ", q1:12:2," [btu/hr]");
GoToXY(49,20);
Write(" | # Unidades transf. ntu = ",ntu:5:2);
GoToXY(49,21);
Write(" | Rel.cap.caloríficas r = ", r:5:2);
GoToXY(49,22);
Write(" | Eficiencia Interc. e = ", e:5:2);
TextColor(colLet);
pau;
End;

```

```

{ inCTVE2 : Intercambiador de coraza y tubo VE2
}
Procedure inCTVE2;
Var
  f      : Real;
  w      : Real;
  tw     : Real;
  tL9    : Real;
  u      : Real;
  a      : Real;
  tL10   : Real;
  tL11   : Real;
  q2     : Real;
  h      : Real;
  cpf    : Real;
  cpw    : Real;
  ntu    : Real;
  r      : Real;
  e      : Real;
  aa     : Real;
  fin    : Integer;
  key    : Char;
Procedure ing;
Var
  tab    : tTab1;
  x      : Integer;
Begin
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(60,4);
  Write('Datos de diseño');
  GoToXY(60,5);
  TextColor(colMar);
  Write('-----');
  GoToXY(3,8);
  forTab1(tab,7);           { Formar tabla de relaciones
}
  fin := 1;
  TextColor(colLet);
  f := 263692;             GoToXY(50,06);      Write(f:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,06);      Write(f:10:2);
  TextColor(colLet);
  w := 38614;             GoToXY(50,08);      Write(w:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,08);      Write(w:10:2);
  TextColor(colLet);
  tw := 725;              GoToXY(50,10);      Write(tw:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,10);      Write(tw:10:2);
  TextColor(colLet);
  tL9 := 420;             GoToXY(50,12);      Write(tL9:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,12);      Write(tL9:10:2);
  TextColor(colLet);
  u := 21.40;             GoToXY(50,14);      Write(u:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,14);      Write(u:10:2);
  TextColor(colLet);
  a := 1744;              GoToXY(50,16);      Write(a:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,16);      Write(a:10:2);
  TextColor(colLet);
  tL10:= 458;             GoToXY(50,18);      Write(tL10:10:2);

```

```

TextColor(colCom);          GoToXY(63,18);  Write(tL10:10:2);
Repeat
  Case fin Of
    1 : fin := tab[1,leeNum(f, 10,2,06,50,f, 0,1000000,
      'Flujo másico crudo')];
    2 : fin := tab[2,leeNum(w, 10,2,08,50,w, 0,100000000,
      'Flujo másico fondos')];
    3 : fin := tab[3,leeNum(tw, 10,2,10,50,tw,0,10000000,
      'Temp. fondos entrada')];
    4 : fin := tab[4,leeNum(tL9,10,2,12,50,tL9,0,10000000,
      'Temp. crudo entrada')];
    5 : fin := tab[5,leeNum(u, 10,2,14,50,u, 0,10000000,
      '')];
    6 : fin := tab[6,leeNum(a, 10,2,16,50,a, 0,1000000,
      '')];
    7 : fin := tab[7,leeNum(tL10,10,2,18,50,tL10,0,1000000,
      'Temp. crudo salida')];
  End;
Until fin = 0;
End;
Begin
  { Inicio del procedimiento inCTVE2
  }
  ing; { Pantalla de Ingreso de datos
  }
  tL11 := tL9 + 50;
  q2 := w * (hL(api5,tw,kuop5) - hL(api5,tL11,kuop5)); { Calor
int.}
  h := hL(api1,tL9,kuop1) + q2 / f; { Bal. entálpico para crudo
  }
  tL10 := sshL(kuop1,api1,h); { Temperatura para ese h
  }
  cpf := (cp(api1,tL9) + cp(api1,tL10)) / 2;
  cpw := (cp(api5,tw) + cp(api5,tL11)) / 2;
  ntu := u * a / (w * cpw); { # unid. de transferencia
  }
  r := w * cpw / (f * cpf); { #
unid.transf.f.cal/f.frio}
  aa := Sqrt(r*r+1);
  e := 2 * (Exp(aa*ntu)-1)/((aa+r+1)*Exp(aa*ntu)+(aa-r-1));
  tL11 := tw - e * (tw-tL9);
  { Recalculando tL10 }
  q2 := w * (hL(api5,tw,kuop5) - hL(api5,tL11,kuop5)); {
Cal.inter.}
  h := hL(api1,tL9,kuop1) + q2/f; { Bal. entálpico para crudo
  }
  tL10 := sshL(kuop1,api1,h); { Temperatura para ese h
  }
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(1,20);
  Write('Temp. crudo salida TL10 = ',tL10:12:2,' [°F]');
  GoToXY(1,21);
  Write('Temp.fondos salida TL11 = ',tL11:12:2,' [°F]');
  GoToXY(1,22);
  Write('Calor Intercambiado Q2 = ', q2:12:2, ' [btu/hr]');
  GoToXY(49,20);
  Write('| # unidades transf. ntu = ',ntu:5:2);
  GoToXY(49,21);
  Write('| Rel.Cap.caloríficas r = ', r:5:2);
  GoToXY(49,22);
  Write('| Eficiencia Interc. e = ', e:5:2);

```

```

    TextColor(colLet);
    pau;
End;

Function f(p : Real) : Real;
Begin
    f := 10057.5 / (p + 68.512) + 850.418 - 0.21401 * p -
        7.3636e-5 * p * p + 9.571e-8 * p * p * p;
End;

Function g(p : Real) : Real;
Begin
    g := 115.68 * pot(p,0.226);
End;

{ inCTVE3   Intercambiador de coraza y tubo VE3
}
Procedure inCTVE3;
Var
    L4      Real;
    LL1     Real;
    tL3     Real;
    tt2     Real;
    u       : Real;
    a       Real;
    tL6     Real;
    lam     Real;
    cp      : Real;
    tt3     : Real;
    q3      Real;
    h       : Real;
    fin     : Integer;
    pp3     : Real;
Procedure ing;
Var
    tab     tTab1;
    x       : Integer;
Begin
    TextColor(colSubTit);
    GoToXY(60,4);
    Write('Datos de diseño');
    GoToXY(60,5);
    TextColor(colMar);
    Write('_____');
    GoToXY(3,8);
    forTab1(tab,8);                { Formar tabla de relaciones
}
    fin := 1;
    TextColor(colLet);
    GoToXY(1,20);
    Write('Presión vapor saturado salida          (psig) : ');
    L4 := 394120;          GoToXY(50,06);   Write(L4:10:2);
    TextColor(colCom);    GoToXY(63,06);   Write(L4:10:2);
    TextColor(colLet);
    LL1 := 35620;         GoToXY(50,08);   Write(LL1:10:2);
    TextColor(colCom);    GoToXY(63,08);   Write(LL1:10:2);
    TextColor(colLet);
    tL3 := 525;           GoToXY(50,10);   Write(tL3:10:2);
    TextColor(colCom);    GoToXY(63,10);   Write(tL3:10:2);

```

```

TextColor(colLet);
tt2 := 341;           GoToXY(50,12); Write(tt2:10:2);
TextColor(colCom);   GoToXY(63,12); Write(tt2:10:2);
TextColor(colLet);
u := 68.30;          GoToXY(50,14); Write(u:10:2);
TextColor(colCom);   GoToXY(63,14); Write(u:10:2);
TextColor(colLet);
a := 5090;           GoToXY(50,16); Write(a:10:2);
TextColor(colCom);   GoToXY(63,16); Write(a:10:2);
TextColor(colLet);
tL6 := 400;          GoToXY(50,18); Write(tL6:10:2);
TextColor(colCom);   GoToXY(63,18); Write(tL6:10:2);
TextColor(colLet);
pp3 := 165;          GoToXY(50,20); Write(pp3:10:2);
TextColor(colCom);   GoToXY(63,20); Write(pp3:10:2);
Repeat
  Case fin Of
    1   fin := tab[1,leeNum(L4, 10,2,06,50,L4, 0,1000000,
      'Flujo másico HVG0')];
    2 : fin := tab[2,leeNum(LL1, 10,2,08,50,LL1,
0,100000000,
      'Flujo másico fluído enfriamiento')];
    3   fin := tab[3,leeNum(tL3, 10,2,10,50,tL3,0,10000000,
      'Temp. HVG0 entrada')];
    4   fin := tab[4,leeNum(tt2,10,2,12,50,tt2,0,10000000,
      'Temp. fluído enfriamiento entrada')];
    5   fin := tab[5,leeNum(u, 10,2,14,50,u, 0,10000000,
      '')];
    6   fin := tab[6,leeNum(a, 10,2,16,50,a, 0,1000000,
      '')];
    7   fin := tab[7,leeNum(tL6,10,2,18,50,tL6,0,1000000,
      'Temp. HVG0 salida')];
    8   fin := tab[8,leeNum(pp3,10,2,20,50,pp3,0,1000000,
      'Presión vapor saturado salida')];
  End;
Until fin = 0;
End;
Begin
  { Inicio del procedimiento inCTVE3
}
  ing;           { Pantalla de Ingreso de datos
}
  pp3 := pp3 + 14.7;
  Lam := f(pp3); { Calor latente de vaporización
}
  tt3 := g(pp3); { Temperatura de vapor saturado
sal}
  cp := 1;
  q3 := (cp * (tt3-tt2) + Lam) * LL1;
  h := hL(api3,tL3,kuop3) - q3 / L4; { Bal. entálpico para
crudo }
  tL6 := sshL(kuop3,api3,h); { Temperatura para ese h
}
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(1,21);
  Write('Temp. HVG0 salida TL6 = tL6:12:2, ' ['°F]');
  GoToXY(1,22);
  Write('Calor Intercambiado Q3 = q3:12:2, ' [btu/hr]');
  GoToXY(1,23);
  Write('Calor latente vap. lam = lám:12:2, ' [btu/lb]');
  GoToXY(1,24);

```

```

Write('Temp. vapor saturado tt3 = ' tt3:12:2,' [°F]');
TextColor(colLet);
pau;
End;

```

```

{ inCTVE5 Intercambiador de coraza y tubo VE5

```

```

}
Procedure inCTVE5;
Var
  w      Real;
  m      Real;
  tL11   Real;
  ti     : Real;
  u      Real;
  a      Real;
  tL12   Real;
  dt     Real;
  t0     : Real;
  cp     : Real;
  q5     Real;
  h      Real;
  fin    : Integer;
Procedure ing;
Var
  tab    tTab1;
  x      : Integer;
Begin
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(60,4);
  Write('Datos de diseño');
  GoToXY(60,5);
  TextColor(colMar);
  Write('-----');
  GoToXY(3,8);
  GoToXY(1,20);
  Write('Caída de temp. del agua de enf. ');
  forTab1(tab,8);           { Formar tabla de relaciones
}
  fin := 1;
  TextColor(colLet);
  w := 38614;           GoToXY(50,06);   Write(w:10:2);
  TextColor(colCom);   GoToXY(63,06);   Write(w:10:2);
  TextColor(colLet);
  m := 35630;           GoToXY(50,08);   Write(m:10:2);
  TextColor(colCom);   GoToXY(63,08);   Write(m:10:2);
  TextColor(colLet);
  tL11 := 500;          GoToXY(50,10);   Write(tL11:10:2);
  TextColor(colCom);   GoToXY(63,10);   Write(tL11:10:2);
  TextColor(colLet);
  ti := 220;           GoToXY(50,12);   Write(ti:10:2);
  TextColor(colCom);   GoToXY(63,12);   Write(ti:10:2);
  TextColor(colLet);
  u := 14.1;           GoToXY(50,14);   Write(u:10:2);
  TextColor(colCom);   GoToXY(63,14);   Write(u:10:2);
  TextColor(colLet);
  a := 2800;           GoToXY(50,16);   Write(a:10:2);
  TextColor(colCom);   GoToXY(63,16);   Write(a:10:2);
  TextColor(colLet);

```

```

tL12 := 300;          GoToXY(50,18); Write(tL12:10:2);
TextColor(colCom);   GoToXY(63,18); Write(tL12:10:2);
TextColor(colLet);
dt := 120;           GoToXY(50,20); Write(dt:10:2);
TextColor(colCom);   GoToXY(63,20); Write(dt:10:2);
Repeat
  Case fin Of
    1 : fin := tab[1,leeNum(w, 10,2,06,50,w, 0,1000000,
      'Flujo másico fondos')];
    2 : fin := tab[2,leeNum(m, 10,2,08,50,m, 0,100000000,
      'Flujo másico agua enfriamiento')];
    3 : fin := tab[3,leeNum(tL11,
10,2,10,50,tL11,0,10000000,
      'Temp. fondos entrada')];
    4 : fin := tab[4,leeNum(ti,10,2,12,50,ti,0,10000000,
      'Temp. agua enfriamiento entrada')];
    5 : fin := tab[5,leeNum(u, 10,2,14,50,u, 0,10000000,
      '')];
    6 : fin := tab[6,leeNum(a, 10,2,16,50,a, 0,1000000,
      '')];
    7 : fin := tab[7,leeNum(tL12,10,2,18,50,tL12,0,1000000,
      'Temp. fondos salida')];
    8 : fin := tab[8,leeNum(dt,10,2,20,50,dt,0,1000000,
      'Caída Temp. agua enfriamiento [°F]')];
  End;
Until fin = 0;
End;
Begin { Inicio del procedimiento inCTVE5
}
  ing; { Pantalla de Ingreso de datos
}
  t0 := ti + dt;
  cp := 1;
  q5 := m * cp * dt;
  h := hL(api5,tL11,kuop5) - q5 / w; { Bal. entálpico para
crudo }
  tL12:= sshL(kuop5,api5,h); { Temperatura para ese h
}
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(1,20);
  Write('Temp. fondos salida TL12 = ',tL12:12:2,' [°F]');
  GoToXY(1,21);
  Write('Calor Intercambiado Q5 = ', q5:12:2,' [btu/hr]');
  GoToXY(1,22);
  Write('Temp. Agua enf. salida to = ', t0:12:2,' [°F]');
  TextColor(colLet);
  pau;
End;

{ inCTVE6 : Intercambiador de coraza y tubo VE6
}
Procedure inCTVE6;
Var
  L5 : Real;
  m : Real;
  tL2 : Real;
  t : Real;
  u : Real;

```

```

a      : Real;
tL5    : Real;
dt     : Real;
tt     : Real;
cp     : Real;
q6     : Real;
h      : Real;
fin    : Integer;
Procedure ing;
Var
  tab   : tTab1;
  x     : Integer;
Begin
  TextColor(colSubTit);
  GoToXY(60,4);
  Write('Datos de diseño');
  GoToXY(60,5);
  TextColor(colMar);
  Write('-----');
  GoToXY(3,8);
  GoToXY(1,20);
  Write('Caída de temp. del agua de mar de enf. ');
  forTab1(tab,8);           { Formar tabla de relaciones
}
  fin := 1;
  TextColor(colLet);
  L5  := 151610;           GoToXY(50,06);   Write(L5:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,06);   Write(L5:10:2);
  TextColor(colLet);
  m   := 209000;           GoToXY(50,08);   Write(m:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,08);   Write(m:10:2);
  TextColor(colLet);
  tL2 := 225;              GoToXY(50,10);   Write(tL2:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,10);   Write(tL2:10:2);
  TextColor(colLet);
  t   := 75;              GoToXY(50,12);   Write(t:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,12);   Write(t:10:2);
  TextColor(colLet);
  u   := 48.6;            GoToXY(50,14);   Write(u:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,14);   Write(u:10:2);
  TextColor(colLet);
  a   := 3786;            GoToXY(50,16);   Write(a:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,16);   Write(a:10:2);
  TextColor(colLet);
  tL5 := 100;             GoToXY(50,18);   Write(tL5:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,18);   Write(tL5:10:2);
  TextColor(colLet);
  dt  := 45;              GoToXY(50,20);   Write(dt:10:2);
  TextColor(colCom);     GoToXY(63,20);   Write(dt:10:2);
  Repeat
    Case fin Of
      1 : fin := tab[1,leeNum(L5, 10,2,06,50,L5, 0,1000000,
        'Flujo másico LVGO')];
      2 : fin := tab[2,leeNum(m, 10,2,08,50,m, 0,100000000,
        'Flujo másico agua mar')];
      3 : fin := tab[3,leeNum(tL2, 10,2,10,50,tL2,0,10000000,
        'Temp. LVGO entrada')];
      4 : fin := tab[4,leeNum(t,10,2,12,50,t,0,10000000,
        'Temp. agua mar entrada')];
      5 : fin := tab[5,leeNum(u, 10,2,14,50,u, 0,10000000,

```

```

        '°F)');
6 : fin := tab[6, leeNum(a, 10, 2, 16, 50, a, 0, 1000000,
'°F)');
7 : fin := tab[7, leeNum(tL5, 10, 2, 18, 50, tL5, 0, 1000000,
'Temp. LVGO salida')];
8 : fin := tab[8, leeNum(dt, 10, 2, 20, 50, dt, 0, 1000000,
'Caída Temp. agua de mar de enfriamiento
[°F)');
End;
Until fin = 0;
End;
Begin
{ Inicio del procedimiento inCTVE6
}
ing;
{ Pantalla de Ingreso de datos
}
tt := t + dt;
cp := 1;
q6 := m * cp * (tt - t);
h := hL(api4, tL2, kuop4) - q6 / L5; { Bal. entálpico para
crudo }
tL5 := sshL(kuop4, api4, h); { Temperatura para ese h
}
TextColor(colSubTit);
GoToXY(1, 20);
Write('Temp. fondos salida TL5 = ', tL5:12:2, ' [°F)');
GoToXY(1, 21);
Write('Calor Intercambiado Q6 = ', q6:12:2, ' [btu/hr)');
TextColor(colLet);
pau;
End;

Begin
ing;
ClrScr;
TextColor(colTit);
GoToXY(2, 1);
Write('EVALUACION DE INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUBOS');
TextColor(colMar);
GoToXY(2, 2);
Write('-----');
TextColor(colLet);
GoToXY(1, 4);
Write('Código ');
GoToXY(1, 6);
Write('Flujo másico fluido frío (Lbs/hr) : ');
GoToXY(1, 8);
Write('Flujo másico fluido caliente (Lbs/hr) : ');
GoToXY(1, 10);
Write('Temperatura fluido caliente de entrada (°F) : ');
GoToXY(1, 12);
Write('Temperatura fluido frío de entrada (°F) : ');
GoToXY(1, 14);
Write('Coef. glob. de transf. de calor (btu / hr ft² °F) : ');
GoToXY(1, 16);
Write('Area de transferencia de calor (ft²) : ');
GoToXY(1, 18);
Write('Temperatura de salida (°F) : ');
cod := 'VE1';
Repeat
x := leeCad(cod, 10, 4, 10, cod, let+num, TRUE,

```

```

      'Ingrese código del intercambiador ... ( VE... )');
    tem := Copy(cod,3,1);
    x := Ord(tem[1]) - Ord('0');
  Until x In [1,2,3,5,6];
  Case x Of
    1 : inCTVE1;
    2 : inCTVE2;
    3 : inCTVE3;
    5 : inCTVE5;
    6 : inCTVE6;
  End;
End;

```

{ inAt : Evaluación de intercambiadores atmosféricos

```

  Entrada :-
    t1  -> Temperatura de ingreso del fluido.
    t2  -> Temperatura de salida del fluido.
    m1  -> Flujo.
    cp  -> Calor específico.
    ar  -> Area.
    tt1 -> Temperatura de bulbo seco.
  Salida :
    q    -> Calor específico.
    u    -> Coeficiente global.
    tt2  -> Temperatura de calentamiento del aire.
    lmtd -> Temperatura media logarítmica.
    ar   -> Area.
  Algoritmo :
    - Se asume un u0 inicial.
  [*]- Se calcula lmtd.
    - Se calcula un u1
    - Se continúa con [*] hasta que la diferencia entre
  los valores de u sea menor a 0.0001
}

```

Procedure inAt;

Const

```

  MAXIA = 10; { Máximo intercambiadores
}
Type
  tIa = Record { Registro de
inicialización}
    cod : String[4]; { Código
}
    ti : Real; { Temp. ingreso
}
    ts : Real; { Temp. salida
}
    flu : Real; { Flujo
}
    ce : Real; { Calor específico
}
    tbs : Real; { Temp. Bulbo Seco
}
    a : Real; { Area
}
    u : Real; { Coef. global
}

```

```

    eta : Real;                                { Elev. Temp. Aire
}
End;
Var
apx   : Integer;                               { Aproximación deseada en U
}
cod   : String;                                { Código
}
t1    : Real;                                  { T. de ingreso del fluido
}
t2    : Real;                                  { T. de salida del fluido
}
tt1   : Real;                                  { T. de bulbo seco del aire
}
tt2   : Real;                                  { T. calentamiento del aire
}
m1    : Real;                                  { Flujo
}
ccp   : Real;                                  { Capacidad Calorífica
}
ar    : Real;                                  { Área
}
ar1   : Real;
q      : Real;                                  { Calor Transferido
}
u     : Real;                                  { Coeficiente global
}
a     : Real;
fcot  : Real;
b     : Real;
lmtd  : Real;
p     : Real;
r     : Real;
fcmtd : Real;
err   : Real;                                  { Diferencia entre u1 y u
}
fin   : Integer;
ini   : Array [1..MAXIA] Of t1a; { Datos de intercambiadores
}
nIni  : Integer;
api1  : Real;                                  { Datos de densidad API
}
api2  : Real;
api3  : Real;
api4  : Real;
api5  : Real;
kuop1 : Real;                                  { Datos de KUOP
}
kuop2 : Real;
kuop3 : Real;
kuop4 : Real;
kuop5 : Real;
tt21  : Real;                                  { Elevación temperatura aire
}
eta   : Real;

{ iniIA : Inicializa arreglo de intercambiadores atmosféricos
}
{ retorna el número de intercambiadores leídos
}

```

```

Function iniIa : Integer;
Const
  nomArch = 'DaDiIA.Dat';           { Archivo de inicialización
}
Var
  arch   : Text;
  i      : Integer;
  lin    : String;
Begin
  i := 0;
  ClrScr;
  TextColor(colTit);
  Writeln('Intercambiadores Atmosféricos en : '+nomArch);
  Writeln;
  If existe (nomArch) Then
    Begin
      TextColor(colSubTit);
      Assign(arch,nomArch);
      Reset(arch);
      Readln(arch,lin);
      Writeln(lin);
      Readln(arch,lin);
      Writeln(lin);
      Readln(arch,lin);
      Writeln(lin);
      TextColor(colMar);
      Readln(arch,lin);
      Writeln(lin);
      TextColor(colLet);
      i := 0;
      While Not Eof(arch) Do
        Begin
          Inc(i);
          Readln(arch,ini[i].cod, ini[i].ti,
ini[i].ts,ini[i].flu,
          ini[i].ce, ini[i].tbs, ini[i].a, ini[i].u,
ini[i].eta);
          Writeln(ini[i].cod:3,      ini[i].ti:8:2, ini[i].ts:8:2,'
',
          ini[i].flu:9:2,' ',ini[i].ce:5:2,
ini[i].tbs:8:2,      ini[i].a:10:2,  ini[i].u:8:2,
ini[i].eta:12:2);
          End;
          Close(arch);
        End;
      iniIa := i;
      pau;
    End;

Function posIa (cod : String) : Integer;
Var
  i : Integer;
Begin
  posIa := 0;
  For i := 1 To nIni Do
    If ini[i].cod = cod Then
      posIa := i;
  End;

```

```

Procedure ing;
Var
  tab      : tTab1;
  x        : Integer;
  fin      : Integer;
Begin
  CLrScr;
  TextCoLoR(coLTit);
  WriteLn('Datos de densidad API');
  TextCoLoR(coLMar);
  WriteLn('----- -- -----');
  GoToXY(60,1);
  TextCoLoR(coLTit);
  Write('Valores de diseño');
  GoToXY(60,2);
  TextCoLoR(coLMar);
  Write('----- -- -----');
  GoToXY(3,3);
  TextCoLoR(coLLet);
  Write('Crudo reducido           : ');
  GoToXY(3,5);
  Write('Slop Wax                     : ');
  GoToXY(3,7);
  Write('Gas oleo pesado  GOP         : ');
  GoToXY(3,9);
  Write('Gas oleo ligero  GOL         : ');
  GoToXY(3,11);
  Write('Fondos                   : ');
  GoToXY(3,13);
  forTab1(tab,5);
  fin := 1;
  api1 := 22.7;           GoToXY(35, 3);       Write(api1:10:2);
                        GoToXY(65, 3);       Write(22.7:10:2);
  api2 := 24;            GoToXY(35, 5);       Write(api2:10:2);
                        GoToXY(65, 5);       Write(24.0:10:2);
  api3 := 25.8;         GoToXY(35, 7);       Write(api3:10:2);
                        GoToXY(65, 7);       Write(25.8:10:2);
  api4 := 32;           GoToXY(35, 9);       Write(api4:10:2);
                        GoToXY(65, 9);       Write(32.0:10:2);
  api5 := 9.8;         GoToXY(35,11);       Write(api5:10:2);
                        GoToXY(65,11);       Write(9.8:10:2);

  Repeat
    Case fin Of
      1 : fin := tab[1, LeeNum(api1, 10, 2, 3, 35, api1, 0,
1e6,
          '[ API 1 ] ...');
      2 : fin := tab[2, LeeNum(api2, 10, 2, 5, 35, api2, 0,
1e5,
          '[ API 2 ] ...');
      3 : fin := tab[3, LeeNum(api3, 10, 2, 7, 35, api3, 0,
1e6,
          '[ API 3 ] ...');
      4 : fin := tab[4, LeeNum(api4, 10, 2, 9, 35, api4, 0,
1e5,
          '[ API 4 ] ...');
      5 : fin := tab[5, LeeNum(api5, 10, 2, 11, 35, api5, 0,
1e5,
          '[ API 5 ] ...');
    End;

```

```

Until fin = 0;
ClrScr;
TextCoLor(coLTit);
WriteLn('Datos de Coeficiente de caracterización (KUOP)');
TextCoLor(coLMar);
WriteLn('-----');
GoToXY(65,1);
TextCoLor(coLTit);
Write('KUOP');
GoToXY(65,2);
TextCoLor(coLMar);
Write('-----');
GoToXY(3,3);
TextCoLor(coLLet);
Write('Crudo reducido           : ');
GoToXY(3,5);
Write('Slop Wax                   : ');
GoToXY(3,7);
Write('Gas oleo pesado  GOP       : ');
GoToXY(3,9);
Write('Gas oleo ligero  GOL       : ');
GoToXY(3,11);
Write('Fondos              : ');
GoToXY(3,13);
forTab1(tab,5);
fin := 1;
kuop1 := 12.0;      GoToXY(35, 3);      Write(kuop1:10:2);
                    GoToXY(65, 3);      Write(12.0:10:2);
kuop2 := 11.7;      GoToXY(35, 5);      Write(kuop2:10:2);
                    GoToXY(65, 5);      Write(11.7:10:2);
kuop3 := 12.0;      GoToXY(35, 7);      Write(kuop3:10:2);
                    GoToXY(65, 7);      Write(12.0:10:2);
kuop4 := 11.8;      GoToXY(35, 9);      Write(kuop4:10:2);
                    GoToXY(65, 9);      Write(11.8:10:2);
kuop5 := 11.5;      GoToXY(35,11);      Write(kuop5:10:2);
                    GoToXY(65,11);      Write(11.5:10:2);
Repeat
  Case fin Of
    1 : fin := tab[1, LeeNum(kuop1, 10, 2, 3, 35, kuop1, 0,
1e6,
        '[ KUOP 1 ] ...');
    2 : fin := tab[2, LeeNum(kuop2, 10, 2, 5, 35, kuop2, 0,
1e5,
        '[ KUOP 2 ] ...');
    3 : fin := tab[3, LeeNum(kuop3, 10, 2, 7, 35, kuop3, 0,
1e6,
        '[ KUOP 3 ] ...');
    4 : fin := tab[4, LeeNum(kuop4, 10, 2, 9, 35, kuop4, 0,
1e5,
        '[ KUOP 4 ] ...');
    5 : fin := tab[5, LeeNum(kuop5, 10, 2, 11, 35, kuop5, 0,
1e5,
        '[ KUOP 5 ] ...');
  End;
Until fin = 0;
ClrScr;
nIni := iniIa;      { Inicializa arreglo ini
}
If nIni = 0 Then
Begin

```

```

    men('No existe archivo de inicialización de Int. Atmosf. ');
    exit;
End;
CLrScr;
TextColor(colTit);
GoToXY(18,1);
Write('EVALUACION DE INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS');
TextColor(colMar);
GoToXY(18,2);
Write('-----');
GoToXY(1,3);
TextColor(colLet);
Write('Código : ');
TextColor(colSubTit);
GoToXY(60,3);
Write('Datos de diseño');
GoToXY(60,4);
TextColor(colMar);
Write('-----');
TextColor(colSubTit);
GoToXY(1,5);
Write('Fluido Caliente');
GoToXY(1,6);
TextColor(colMar);
Write('-----');
GoToXY(3,7);
TextColor(colLet);
Write('Temperatura de ingreso      (°F) : ');
GoToXY(3,9);
Write('Flujo                          (Lbs/h) : ');
GoToXY(3,11);
TextColor(colSubTit);
Write('Aire');
GoToXY(1,12);
TextColor(colMar);
Write('-----');
GoToXY(1,13);
TextColor(colLet);
Write('Temperatura de bulbo seco (°F) : ');
GoToXY(1,15);
Write('Area                          (ft²) : ');
GoToXY(1,17);
Write('Elevación temp. aire          : ');

cod := 'VE1 '; GoToXY(10,3); Write(cod:10);
Repeat
    x := leeCad(cod,10,3,10,cod,Let+num,TRUE,
        'Ingrese código del intercambiador ... ( VE... )');
    x := posIa(cod);
Until x <> 0;

forTab1(tab,5); { Formar tabla de relaciones
}
fin := 1;
TextColor(colLet);
t1 := ini[x].ti; GoToXY(38,7); Write(t1:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(60,7); Write(t1:10:2);
TextColor(colLet);
m1 := ini[x].flu; GoToXY(38,9); Write(m1:10:2);
TextColor(colCom); GoToXY(60,9); Write(m1:10:2);

```

```

TextColor(colLet);
tt1 := ini[x].tbs;           GoToXY(38,13); Write(tt1:10:2);
TextColor(colCom);         GoToXY(60,13); Write(tt1:10:2);
TextColor(colLet);
ar := ini[x].a;           GoToXY(38,15); Write(ar:10:2);
TextColor(colCom);         GoToXY(60,15); Write(ar:10:2);
TextColor(colLet);
eta := ini[x].eta;        GoToXY(38,17); Write(eta:10);
TextColor(colCom);         GoToXY(60,17); Write(eta:10);
Repeat
  Case fin Of
    1 : fin := tab[1,leeNum(t1, 10,2, 7,38,t1,1,1000,
      'Temperatura de salida del VE2')];
    2 : fin := tab[2,leeNum(m1, 10,2, 9,38,m1,1,1000000,
      '')];
    3 : fin := tab[3,leeNum(tt1,10,2,13,38,tt1,1,1000,
      'Según datos de laboratorio')];
    4 : fin := tab[4,leeNum(ar, 10,2,15,38,ar,1,1000000,
      '')];
    5 : fin := tab[5,leeNum(eta, 10,8,17,38,eta,0,100,
      '°F / (MM btu/hor) por bay')];
  End;
Until fin = 0;
ClrScr;
Writeln;
TextColor(colTit);
Writeln('Asuma el valor del Coeficiente U');
TextColor(colMar);
Writeln('_____');
Writeln;
TextColor(colCom);
Writeln(' Hidrocarburos Ligeros : 4 - 5 ');
Writeln;
Writeln(' Gas Oil Ligero : 3 - 4 ');
Writeln;
Writeln(' Gas Oil Pesado : 2.50 - 3 ');
Writeln;
Writeln(' Lube Oil : 1 - 2 ');
Writeln;
Writeln(' Bottoms : 0.75 - 1.5');
Writeln;
Writeln;
TextColor(colLet);
Write(' Valor de U =');
TextColor(colCom);
Write(' U de diseño = ',ini[x].u:10:3);
TextColor(colLet);
u := ini[x].u;
fin := leeNum(u,10,3,16,30,u,0,10000,'');
End;

Begin { Inicio del procedimiento ial
}
ing; { Pantalla de Ingreso de datos
}
t2 := 99;
If cod[3] = '4' Then
  apx := 500
Else
  apx := 100;

```

```

Repeat
  t2 := t2 + 1;
  If cod[3] = '4' Then
    ccp := (cp(api3,t1) + cp(api3,t2)) / 2
  Else
    If cod[3] = '8' Then
      ccp := (cp(api2,t1) + cp(api2,t2)) / 2
    Else
      Begin
        Writeln('Error en código del intercambiador...');
        pau;
      End;
  q := m1 * ccp * (t1 - t2);
  tt21 := eta * q;
  tt2 := tt1 + tt21;
{
  Writeln ('tt21 = ',tt21);
  Writeln (' tt2 = ',tt2);
}
  Lmtd := ((t1-tt2) - (t2-tt1)) / ln ((t1-tt2) / (t2-tt1));
  ar1 := q / (u * Lmtd);
  err := abs(ar1 - ar);
{
  Writeln;
  Writeln('t2, ar1 = ',t2,' ',ar1);
  Writeln('lmtd = ',lmtd);
  Writeln(' q = ',q);
  Writeln('ERR = ',err);
}
Until err < apx;
ClrScr;
TextColor(colTit);
Writeln('EVALUACION DE INTERCAMBIADORES ATMOSFERICOS');
TextColor(colMar);
Writeln('-----');
Writeln;
Writeln;
TextColor(colCom);
Writeln('Calor Transferido = ',q);
Writeln;
Writeln('Temperatura salida fluido caliente = ',t2);
Writeln;
Writeln('Temperatura de calentamiento del aire = ',tt2);
Writeln;
Writeln('LMTD = ',Lmtd);
Writeln;
Writeln('Area = ',ar1);
pau;
End;

Begin
End.

```

```

Unit uMenu04; .           { Subrutinas-alfa, horno
}
}
Interface
Uses Crt, uGlob01, uUtil02, uMenu06;

Function alfa (x : real) : Real;
Procedure horno;

Implementation
{ alfa : Calcula la función Alfa del argumento (x)
  Entrada :
    x    -> Valor de x
  Salida  :
    ...  -> Función alfa(x)
}
Function alfa (x : real) : Real;
Begin
  alfa := - 0.38671 + 4.9805 * (1/x) - 6.2463 * (1/x/x)
        + 2.7173 * (1/x/x/x);
End;

{ horno : Evaluación del horno
}
Procedure horno;
Const
  LonHor = 57.4;           { Longitud del horno = 57.4 ft
}
  APROX  = 5;             { Aproximación deseada Tg-Tg1
}
  MAXHo  = 10;           { Máximo de Hornos inicialización
}
Type
  tHo = Record             { Registro de
inicialización}
    cod : String[4];      { Código
}
    bpd : Real;           { Carga del Horno
}
    ge  : Real;           { Densidad
}
    qqc : Real;           { Carga Calórica
}
    ti1 : Real;           { T. de entrada
}
    to2 : Real;           { T. de salida
}
    ea  : Real;           { exceso de aire
}
    tch : Real;           { T. de chimenea
}

```

```

End;
Var
  puna      : tPun;      { Puntos para análisis a
}
  punb      : tPun;      { Puntos para análisis b
}
  punc      : tPun;      { Puntos para análisis c
}
  pund      : tPun;      { Puntos para correlación
}
  pes       : tVec;      { Pesos de los puntos
}
  pol       : tVec;      { Polinomio ajustado
}
  jj        : Integer;
  bpd       : Real;      { Carga al Horno
}
  solr      : tVec;      { Solución real
}
  soli      : tVec;      { Solución imaginaria
}
  ge        : Real;      { Densidad
}
  qqc       : Real;      { Carga calórica del Horno
}
  ti1       : Real;      { T. de entrada al Horno
}
  to2       : Real;      { T. de salida del Horno
}
  ea        : Real;      { Exceso de aire
}
  tch       : Real;      { Temperatura de la chim.
}
  qn        : Real;
  ef        : Real;      { Eficiencia
}
  qr        : Real;
  dr        : Real;
  tco       : Real;
  tpzr      : Real;
  tt        : Real;
  aw        : Real;
  asr       : Real;
  no1, no2, no3, no4, no5 : Real;      { # de tubos
}
  d1, d2, d3, d4, d5 : Real;      { Diámetros
}
  acp1, acp2, acp3, acp4, acp5 : Real;
  x1, x2, x3, x4, x5 : Real;
  aacp1, aacp2, aacp3, aacp4, aacp5 : Real;
  tacp      : Real;
  ar        : Real;
  l, h, a, v : Real;
  lmf       : Real;
  pp        : Real;
  pl        : Real;
  tg        : Real;
  e         : Real;
  ra        : Real;
  rfact     : Real;

```

```

f      : Real;
ape    : Real;
reca   : Real;
y      : Real;
x      : Real;
xx     : Real;
tg1    : Real;
err    : Real;
fin    : Integer;
ini    : Array [1..MAXHo] Of tHo;      { Datos de Hornos
}
nIni   : Integer;

{ iniHo : Inicializa arreglo de hornos
}
{
    retorna el número de hornos leídos
}
Function iniHo : Integer;
Const
    nomArch = 'DaDiHo.Dat';           { Archivo de inicialización
}
Var
    arch : Text;
    i     : Integer;
    lin   : String;
Begin
    i := 0;
    ClrScr;
    TextColor(colTit);
    Writeln('Hornos en : '+nomArch);
    Writeln;
    If existe (nomArch) Then
        Begin
            TextColor(colSubTit);
            Assign(arch,nomArch);
            Reset(arch);
            Readln(arch,lin);
            Writeln(lin);
            Readln(arch,lin);
            Writeln(lin);
            Readln(arch,lin);
            Writeln(lin);
            TextColor(colMar);
            Readln(arch,lin);
            Writeln(lin);
            TextColor(colLet);
            i := 0;
            While Not Eof(arch) Do
                Begin
                    Inc(i);
                    Readln(arch,ini[i].cod, ini[i].bpd, ini[i].ge,
                        ini[i].qqc,ini[i].ti1,ini[i].to2,
                        ini[i].ea, ini[i].tch);
                    Writeln(ini[i].cod:5, ini[i].bpd:10:0, ini[i].ge:10:3,
                        ini[i].qqc:14:3,ini[i].ti1:10:3,
ini[i].to2:10:3,
                        ini[i].ea:10:3, ini[i].tch:10:3);
                End;
            Close(arch);
        End;
    End;
End;

```

```
    iniHo := i;
    pau;
End;
```

```
Function posHo (cod : String) : Integer;
Var
    i : Integer;
Begin
    posHo := 0;
    For i := 1 To nIni Do
        If ini[i].cod = cod Then
            posHo := i;
    End;
```

```
Procedure ing;
Var
    tab : tTab1;
    x : Integer;
    cod : String;
Begin
    nIni := iniHo; { Inicializa arreglo ini
}
    If nIni = 0 Then
        Begin
            men('No existe archivo de inicialización de Hornos.');
```

```
            exit;
        End;
        ClrScr;
        GoToXY(1,1);
        TextColor(colTit);
        Write('EVALUACION DEL HORNO');
```

```
        GoToXY(1,2);
        TextColor(colMar);
        Write('-----');
        GoToXY(1,4);
        TextColor(colLet);
        Write('Código :');
```

```
        TextColor(colSubTit);
        GoToXY(60,3);
        Write('Datos de diseño');
```

```
        GoToXY(60,4);
        TextColor(colMar);
        Write('-----');
        GoToXY(3,6);
        TextColor(colLet);
        Write('Carga del Horno (BPD) :');
```

```
        GoToXY(3,8);
        Write('Densidad (°API) : ');
        GoToXY(3,10);
        Write('Carga calórica del Horno : ');
        GoToXY(3,12);
        Write('Temperatura de entrada al Horno : ');
        GoToXY(3,14);
        Write('Temperatura de salida del Horno : ');
        GoToXY(3,16);
        Write('% de exceso de Aire : ');
        GoToXY(3,18);
        Write('Temperatura de Chimenea : ');
```

```

cod := 'H01'; GoToXY(10,4); Write(cod:10);
Repeat
  x := leeCad(cod,10,4,10,cod,Let+num,TRUE,
    'Ingreso código del intercambiador ... ( H0...)');
  x := posHo(cod);
Until x <> 0;
forTab1(tab,7);
fin := 1;
TextColor(colLet);
bpd := ini[x].bpd; GoToXY(35, 6); Write(bpd:10:2);
ge := ini[x].ge; GoToXY(35, 8); Write( ge:10:2);
qqc := ini[x].qqc; GoToXY(35,10); Write(qqc:10:2);
ti1 := ini[x].ti1; GoToXY(35,12); Write(ti1:10:2);
to2 := ini[x].to2; GoToXY(35,14); Write(to2:10:2);
ea := ini[x].ea; GoToXY(35,16); Write( ea:10:2);
tch := ini[x].tch; GoToXY(35,18); Write(tch:10:2);
TextColor(colCom);
GoToXY(60, 6); Write(bpd:10:2);
GoToXY(60, 8); Write( ge:10:2);
GoToXY(60,10); Write(qqc:10:2);
GoToXY(60,12); Write(ti1:10:2);
GoToXY(60,14); Write(to2:10:2);
GoToXY(60,16); Write( ea:10:2);
GoToXY(60,18); Write(tch:10:2);
Repeat
  Case fin Of
    1 : fin := tab[1,leeNum(bpd, 10, 2, 6, 35, bpd, 0, 1e6,
      'Rango de 0 a 40,000 BPD')];
    2 : fin := tab[2,leeNum( ge, 10, 2, 8, 35, ge, 0, 50,
      '')];
    3 : fin := tab[3,leeNum(qqc, 10, 2, 10, 35, qqc, 0,
1e12,
      'Btu/hr.')];
    4 : fin := tab[4,leeNum(ti1, 10, 2, 12, 35, ti1, 0,
1000,
      'Grados Farenheit')];
    5 : fin := tab[5,leeNum(to2, 10, 2, 14, 35, to2, 0,
1000,
      'Grados Farenheit')];
    6 : fin := tab[6,leeNum( ea, 10, 2, 16, 35, ea, 0, 100,
      'De 15 a 30')];
    7 : fin := tab[7,leeNum(tch, 10, 2, 18, 35, tch, 0,
1000,
      'Asumir según temperatura de gases'+
      ' en zona de radiación')];
  End;
Until fin = 0;
End;

Procedure ing_tub;
Var tab : tTab1;
Begin
  ClrScr;
  GoToXY(1,1);
  TextColor(colTit);
  Write('Cálculo del Area Plana Equivalente');
  GoToXY(1,2);
  TextColor(colMar);
  Write('-----');
  GoToXY(3,3);

```

```

TextColor(colSubTit);
Write('Diámetro (Pulgadas)          No de Tubos');
GoToXY(3,4);
TextColor(colMar);
Write('-----');
GoToXY(13,5);
TextColor(colLet);
Write('3.5');
GoToXY(13,7);
Write('4');
GoToXY(13,9);
Write('5');
GoToXY(13,11);
Write('6');
GoToXY(13,13);
Write('8');
forTab1(tab,5);
fin := 1;
no1 := 28;      GoToXY(30, 5);      Write(no1:6:0);
no2 := 32;      GoToXY(30, 7);      Write(no2:6:0);
no3 := 4;       GoToXY(30, 9);      Write(no3:6:0);
no4 := 4;       GoToXY(30,11);     Write(no4:6:0);
no5 := 6;       GoToXY(30,13);     Write(no5:6:0);
Repeat
  . Case fin Of
    1   fin := tab[1,leeNum(no1, 6, 0, 5, 30, no1, 0, 1e04,
      'Número de tubos de 3.5 pulgadas')];
    2   fin := tab[2,leeNum(no2, 6, 0, 7, 30, no2, 0, 1e04,
      'Número de tubos de 4 pulgadas')];
    3   fin := tab[3,leeNum(no3, 6, 0, 9, 30, no3, 0, 1e04,
      'Número de tubos de 5 pulgadas')];
    4   fin := tab[4,leeNum(no4, 6, 0, 11, 30, no4, 0, 1e04,
      'Número de tubos de 6 pulgadas')];
    5 : fin := tab[5,leeNum(no5, 6, 0, 13, 30, no5, 0, 1e04,
      'Número de tubos de 8 pulgadas')];
  End;
Until fin = 0;
End;

{ ftg : Calcula el valor de la raíz real positiva de ftg

  Salida
    -> Valor de tgl
    ftg := 1.7108E-9 * (pot(tg,4) - pot(tt+460,4))
          + 7.0 * (tg - (tt + 460)) - xx;
}
Function ftg : Real;
Const
  A = 1.7108e-9;
Var
  c   tVec;
  rr  tVec;
  ri  : tVec;
  i   : Integer;
  pp  Integer;
Begin
  pp   := 0;
  ftg  := 0;
  c.f  := 4;                               { Grado del polinomio

```

```

}
c.a[1] := 0;           { Coeficiente grado 3
}
c.a[2] := 0;           { Coeficiente grado 2
}
c.a[3] := 7 / A;       { Coeficiente grado 1
}
                        { Coeficiente grado 0
}
c.a[4] := -pot(rank(tt),4) - 7 / A * rank(tt) - xx / A;
{
  For i := 1 To 4 Do
    Writeln('Coef ',i,' = ',c.a[i]);

  solEcuPol(c,rr,ri);
{
  For i := 1 To 4 Do
    Writeln('Sol ',i,' = ',rr.a[i],' ',ri.a[i]);
}
  For i := 1 To rr.f Do
    If (ri.a[i] = 0) And (rr.a[i] >= 0) Then
      pp := i;
  If pp = 0 Then
    men('Solución de ftg fuera de rango ...')
  Else
    ftg := rr.a[pp];
End;

Begin                 { Inicio procedimiento horno
}
ing;                   { Pantalla de ingreso de datos
}
ef := 0.77;           { Como valor de prueba
}
qn := qqc / ef;
{
  Writeln('qn = ',qn);
}
qr := 0.7 * qqc;
{
  Writeln('qr = ',qr);
}
tco := to2 - 0.7 * (to2 - ti1);
tpzr := (to2 + tco) / 2;
tt := tpzr + 100;
{
  Writeln('tt = ',tt);
}
aw := 11250;           { Area envolvente
}
asr := 6050;           { Area sup. en zona de
rad.}
pau;
ing_tub;               { Ingreso datos de tubos
}
d1 := 7;
d2 := 8;
d3 := 10;
d4 := 12;

```

```

d5 := 16;
acp1 := LonHor * d1 * no1 / 12;
acp2 := LonHor * d2 * no2 / 12;
acp3 := LonHor * d3 * no3 / 12;
acp4 := LonHor * d4 * no4 / 12;
acp5 := LonHor * d5 * no5 / 12;
x1 := d1 / 4.0;
x2 := d2 / 4.5;
x3 := d3 / 5.563;
x4 := d4 / 6.625;
x5 := d5 / 8.625;
aacp1 := acp1 * alfa(x1);
aacp2 := acp2 * alfa(x2);
aacp3 := acp3 * alfa(x3);
aacp4 := acp4 * alfa(x4);
aacp5 := acp5 * alfa(x5);
tacp := aacp1 + aacp2 + aacp3 + aacp4 + aacp5;
{
Writeln('alfa x1 = ', alfa(x1));
Writeln('alfa x2 = ', alfa(x2));
Writeln('alfa x3 = ', alfa(x3));
Writeln('alfa x4 = ', alfa(x4));
Writeln('alfa x5 = ', alfa(x5));
Writeln('tacp = ', tacp);
}
ar := aw - tacp;
{
Writeln('Ar = ', ar);
}
l := 57.4;
h := 45.8;
a := 17.7;
v := a * h * l / 2;
lmf := 2 / 3 * pot(v, 1/3);
pp := 0.0859 + 8.0594 / ea - 152.1877 / pot(ea, 2)
      + 1189.223 / pot(ea, 3) - 2927.137 / pot(ea, 4)
      - 635.1763 / pot(ea, 5) - 88.1182 / pot(ea, 6);
pl := pp * lmf;
{
Writeln('pl = ', pl);
}
tg := 1000;
pund.n := 0;
pes.f := 0;
Repeat
  puna.n := 6;
  puna.x[1] := 1000;
  puna.y[1] := 4.5882 - 60.3321 / pl + 368.583 / pot(pl, 2)
              - 1158.2915 / pot(pl, 3) + 1496.2696 /
pot(pl, 4)
              - 1649.8339 / pot(pl, 5) + 549.366 / pot(pl, 6);
  puna.x[2] := 1200;
  puna.y[2] := 0.4585 + 6.7529 / pl - 65.2447 / pot(pl, 2)
              + 264.509 / pot(pl, 3) - 559.0339 / pot(pl, 4)
              + 629.273 / pot(pl, 5) - 349.236 / pot(pl, 6)
              + 72.84 / pot(pl, 7);
  puna.x[3] := 1400;
  puna.y[3] := 0.1533 + 9.1613 / pl - 62.585 / pot(pl, 2)
              + 179.2741 / pot(pl, 3) - 216.5341 / pot(pl, 4)
              + 16.6264 / pot(pl, 5) + 172.444 / pot(pl, 6)

```

```

- 98.239 / pot(pl,7);
puna.x[4] := 1600;
puna.y[4] := 1.1572 - 5.7117 / pl + 20.971 / pot(pl,2)
- 43.5259 / pot(pl,3) + 49.3 / pot(pl,4)
- 28.154 / pot(pl,5) + 6.24439 / pot(pl,6);
puna.x[5] := 1800;
puna.y[5] := 0.40089 + 5.565 / pl - 48.3054 / pot(pl,2)
+ 173.946 / pot(pl,3) - 317.16309 / pot(pl,4)
+ 284.4138 / pot(pl,5) - 98.592 / pot(pl,6);
puna.x[6] := 2000;
puna.y[6] := 0.01767 + 11.8315 / pl - 90.639 / pot(pl,2)
+ 316.4406 / pot(pl,3) - 569.2102 / pot(pl,4)
+ 506.4372 / pot(pl,5) - 174.6328 / pot(pl,6);
e := intLin(puna,tg);
{
Writeln(' e = ',e);
}
ra := ar / tacp;
rfact := aw / tacp;
x := rfact;
punb.n := 10;
punb.x[1] := 0;
punb.y[1] := - 0.01417 + 1.14352 * e - 0.40433 * pot(e,2)
+ 0.1883 * pot(e,3);
punb.x[2] := 0.5;
punb.y[2] := - 0.001014 + 1.41649 * e - 0.67808 * pot(e,2)
+ 0.13393 * pot(e,3);
punb.x[3] := 1;
punb.y[3] := 0.0268 + 1.7468 * e - 1.3945 * pot(e,2)
+ 0.55324 * pot(e,3);
punb.x[4] := 1.5;
punb.y[4] := - 0.01364 + 2.4566 * e - 2.90309 * pot(e,2)
+ 1.50606 * pot(e,3);
punb.x[5] := 2;
punb.y[5] := 0.048609 + 2.3558 * e - 2.55337 * pot(e,2)
+ 1.10665 * pot(e,3);
punb.x[6] := 2.5;
punb.y[6] := 0.09486 + 2.3993 * e - 2.6913 * pot(e,2)
+ 1.1385 * pot(e,3);
punb.x[7] := 3;
punb.y[7] := 0.07153 + 2.84098 * e - 3.7034 * pot(e,2)
+ 1.8078 * pot(e,3);
punb.x[8] := 4;
punb.y[8] := 0.14879 + 2.73512 * e - 3.73603 * pot(e,2)
+ 1.90022 * pot(e,3);
punb.x[9] := 5;
punb.y[9] := 0.45928 + 0.51543 * e + 1.14429 * pot(e,2)
- 1.50307 * pot(e,3);
punb.x[10] := 6;
punb.y[10] := 0.30675 + 2.1535 * e - 2.76547 * pot(e,2)
+ 1.22669 * pot(e,3);
{
Writeln(' x = ',x);
}
f := intLin(punb,x);
ape := tacp * f;
{
Writeln(' qn, ape, f = ',qn,' ',ape,' ',f);
}
reca := qn / ape;

```

```

punc.n := 3;
punc.x[1] := 10;
punc.y[1] := - 0.020018 + 2.539E-4 * tg
           - 9.8634E-9 * pot(tg,2)
           + 8.957E-12 * pot(tg,3);

punc.x[2] := 20;
punc.y[2] := - 0.03889 + 3.218E-4 * tg
           - 4.66E-8 * pot(tg,2)
           + 1.79515E-11 * pot(tg,3);

punc.x[3] := 30;
punc.y[3] := - 0.008784 + 2.455E-4 * tg
           + 3.6299E-8 * pot(tg,2)
           - 4.07382E-12 * pot(tg,3);

y := intLin(punc,ea);
{
  Writeln(' y, reca = ',y,' ',reca);
}
xx := (1 - 0.02 - y) * reca;
{
  writeln('xx = ',xx);
}
tg1 := ftg;
{
  writeln('tg1 = ',tg1);
  writeln('tg = ',tg );
}
err := tg1 - Rank(tg);
tg := tg + 5;
GoToXY(20,20);
Write('tg = ',tg:12:2);
Until Abs(err) < APROX;
ClrScr;
TextColor(colSubTit);
Writeln('Verificando calor de radiación');
TextColor(colMar);
Writeln('-----');
TextColor(colLet);
qr := xx * ape;
Writeln('Densidad radiante');
dr := qr / asr;
Writeln;
Writeln('Temperatura de cámara tg °F      : ',tg);
Writeln('Calor de radiación qr btu/hr      : ',qr);
Writeln('Densidad de radiación dr btu/hr ft² : ',dr);
pau;
pau;
End;
Begin
End.

```

```

Unit uMenu05;
}
}
Interface

Uses Crt, uGlob01, uUtil02, uMenu01;

Procedure cdv;
Procedure dire(i : Integer);

Implementation

{ cdv : Columna de destilación al vacío
}
Procedure cdv;
Var
  dqa : Real;
  dqb : Real;
  dqc : Real;
  f : Real; { Carga a la columna
}
  htf : Real;
  htv1 : Real;
  htv2 : Real;
  htv3 : Real;
  L0 : Real; { Flujo de slop wax neto
}
  L1 : Real; { Flujo de HVGO neto
}
  L2 : Real; { FLujo de LVGO neto
}
  L3 : Real;
  L4 : Real;
  L5 : Real;
  qa : Real;
  qf : Real;
  qia : Real;
  qib : Real;
  qoa : Real;
  qob : Real;
  qq4 : Real;
  qq5 : Real;
  qv1 : Real;
  qv2 : Real;
  qv3 : Real;
  qw : Real;
  q4 : Real;
  q5 : Real;
  tf : Real; { Temperatura de alimentación
}
  tL0 : Real;
  tL1 : Real;
  tL2 : Real;
  tL3 : Real;
  tL4 : Real;
  tL5 : Real;
  tv1 : Real;
  tv2 : Real;

```

```

tw      : Real;           { Temperatura de fondos
}
v3      : Real;           { FLUjo de vapor de eyectores
}
w       : Real;           { FLUjo de fondos
}
fin     : Integer;
api1    : Real;           { Datos de densidad API
}
api2    : Real;
api3    : Real;
api4    : Real;
api5    : Real;
kuop1   : Real;           { Datos de KUOP
}
kuop2   : Real;
kuop3   : Real;
kuop4   : Real;
kuop5   : Real;
Procedure ing;
Var
  tab    : tTab1;
Begin
  CLrScr;
  TextCoLor(coLTit);
  WriteLn('Datos de densidad API');
  TextCoLor(coLMar);
  WriteLn('-----');
  GoToXY(60,1);
  TextCoLor(coLTit);
  Write('Valores de diseño');
  GoToXY(60,2);
  TextCoLor(coLMar);
  Write('-----');
  GoToXY(3,3);
  TextCoLor(coLLet);
  Write('Crudo reducido           : ');
  GoToXY(3,5);
  Write('Slop Wax                     : ');
  GoToXY(3,7);
  Write('Gas oleo pesado   GOP       : ');
  GoToXY(3,9);
  Write('Gas oleo ligero   GOL       : ');
  GoToXY(3,11);
  Write('Fondos                : ');
  GoToXY(3,13);
  forTab1(tab,5);
  fin := 1;
  api1 := 22.7;           GoToXY(35, 3);       Write(api1:10:2);
                           GoToXY(65, 3);       Write(22.7:10:2);
  api2 := 24;             GoToXY(35, 5);       Write(api2:10:2);
                           GoToXY(65, 5);       Write(24.0:10:2);
  api3 := 25.8;           GoToXY(35, 7);       Write(api3:10:2);
                           GoToXY(65, 7);       Write(25.8:10:2);
  api4 := 32;             GoToXY(35, 9);       Write(api4:10:2);
                           GoToXY(65, 9);       Write(32.0:10:2);
  api5 := 9.8;            GoToXY(35,11);      Write(api5:10:2);
                           GoToXY(65,11);      Write(9.8:10:2);
  Repeat
    Case fin Of

```

```

1 : fin := tab[1, LeeNum(api1, 10, 2, 3, 35, api1, 0,
1e6,
      '[ API ] ...')]];
2 : fin := tab[2, LeeNum(api2, 10, 2, 5, 35, api2, 0,
1e5,
      '[ API ] ...')]];
3 : fin := tab[3, LeeNum(api3, 10, 2, 7, 35, api3, 0,
1e6,
      '[ API ] ...')]];
4 : fin := tab[4, LeeNum(api4, 10, 2, 9, 35, api4, 0,
1e5,
      '[ API ] ...')]];
5 : fin := tab[5, LeeNum(api5, 10, 2, 11, 35, api5, 0,
1e5,
      '[ API ] ...')]];
End;
Until fin = 0;
CLrScr;
TextCoLor(coLTit);
WriteLn('Datos de Coeficiente de caracterización (KUOP)');
TextCoLor(coLMar);
WriteLn('-----');
GoToXY(60,1);
TextCoLor(coLTit);
Write('KUOP');
GoToXY(60,2);
TextCoLor(coLMar);
Write('-----');
GoToXY(3,3);
TextCoLor(coLLet);
Write('Crudo reducido           : ');
GoToXY(3,5);
Write('Slop Wax                   : ');
GoToXY(3,7);
Write('Gas oleo pesado   GOP      : ');
GoToXY(3,9);
Write('Gas oleo ligero   GOL      : ');
GoToXY(3,11);
Write('Fondos              : ');
GoToXY(3,13);
forTab1(tab,5);
fin := 1;
kuop1 := 12.0;      GoToXY(35, 3);      Write(kuop1:10:2);
                    GoToXY(65, 3);      Write(12.0:10:2);
kuop2 := 11.7;      GoToXY(35, 5);      Write(kuop2:10:2);
                    GoToXY(65, 5);      Write(11.7:10:2);
kuop3 := 12.0;      GoToXY(35, 7);      Write(kuop3:10:2);
                    GoToXY(65, 7);      Write(12.0:10:2);
kuop4 := 11.8;      GoToXY(35, 9);      Write(kuop4:10:2);
                    GoToXY(65, 9);      Write(11.8:10:2);
kuop5 := 11.5;      GoToXY(35,11);     Write(kuop5:10:2);
                    GoToXY(65,11);     Write(11.5:10:2);
Repeat
Case fin Of
1 : fin := tab[1, LeeNum(kuop1, 10, 2, 3, 35, kuop1, 0,
1e6,
      '[ KUOP ] ...')]];
2 : fin := tab[2, LeeNum(kuop2, 10, 2, 5, 35, kuop2, 0,
1e5,
      '[ KUOP ] ...')]];

```

```

3 : fin := tab[3, LeeNum(kuop3, 10, 2, 7, 35, kuop3, 0,
1e6,
      '[ KUOP ] ...')];
4 : fin := tab[4, LeeNum(kuop4, 10, 2, 9, 35, kuop4, 0,
1e5,
      '[ KUOP ] ...')];
5 : fin := tab[5, LeeNum(kuop5, 10, 2, 11, 35, kuop5, 0,
1e5,
      '[ KUOP ] ...')];
End;
Until fin = 0;
CLrScr;
TextCoLor(coLTit);
WriteLn('COLUMNA DE DESTILACION AL VACIO');
TextCoLor(coLMar);
WriteLn('----- -- -----');
GoToXY(60,1);
TextCoLor(coLTit);
Write('Valores de diseño');
GoToXY(60,2);
TextCoLor(coLMar);
Write('----- -- -----');
GoToXY(3,3);
TextCoLor(coLLet);
Write('Carga a La columna (Lb/hr) : ');
GoToXY(3,5);
Write('FLUJO de SLOP Wax Neto : ');
GoToXY(3,7);
Write('FLUJO de HVGO Neto : ');
GoToXY(3,9);
Write('FLUJO de LVGO Neto : ');
GoToXY(3,11);
Write('FLUJO de Vapores a Eyectores : ');
GoToXY(3,13);
Write('FLUJO de Fondos : ');
GoToXY(3,15);
Write('Temperatura de alimentación : ');
GoToXY(3,17);
Write('Temperatura de Fondos : ');
forTab1(tab,8);
fin := 1;
f := 263692; GoToXY(35, 3); Write( f:10:2);
GoToXY(65, 3); Write( 263692.:10:2);
L0 := 7966; GoToXY(35, 5); Write(L0:10:2);
GoToXY(65, 5); Write(7966.:10:2);
L1 := 174310; GoToXY(35, 7); Write(L1:10:2);
GoToXY(65, 7); Write(174310.:10:2);
L2 := 40296; GoToXY(35, 9); Write(L2:10:2);
GoToXY(65, 9); Write(40296.:10:2);
v3 := 1800; GoToXY(35,11); Write(v3:10:2);
GoToXY(65,11); Write(1800.:10:2);
w := 38614; GoToXY(35,13); Write( w:10:2);
GoToXY(65,13); Write(38614.:10:2);
tf := 750; GoToXY(35,15); Write(tf:10:2);
GoToXY(65,15); Write(750.:10:2);
tw := 725; GoToXY(35,17); Write(tw:10:2);
GoToXY(65,17); Write(725.:10:2);
Repeat
Case fin Of
1 : fin := tab[1, LeeNum( f, 10, 2, 3, 35, f, 0, 1e6,

```

```

      '[ lb/hr ] ...')];
2 : fin := tab[2, LeeNum(L0, 10, 2, 5, 35, L0, 0, 1e5,
      '[ lb/hr ] ...')];
3 : fin := tab[3, LeeNum(L1, 10, 2, 7, 35, L1, 0, 1e6,
      '[ lb/hr ] ...')];
4 : fin := tab[4, LeeNum(L2, 10, 2, 9, 35, L2, 0, 1e5,
      '[ lb/hr ] ...')];
5 : fin := tab[5, LeeNum(v3, 10, 2, 11, 35, v3, 0, 1e5,
      '[ lb/hr ] ...')];
6 : fin := tab[6, LeeNum(w, 10, 2, 13, 35, w, 0, 1e5,
      '[ lb/hr ] ...')];
7 : fin := tab[7, LeeNum(tf, 10, 2, 15, 35, tf, 0, 1e5,
      '[ °F ] ...')];
8 : fin := tab[8, LeeNum(tw, 10, 2, 17, 35, tw, 0, 1e5,
      '[ °F ] ...')];

End;
Until fin = 0;
ClrScr;
TextCoLor(coLTit);
WriteLn('COLUMNA DE DESTILACION AL VACIO');
TextCoLor(coLMar);
WriteLn('-----');
GoToXY(60,2);
TextCoLor(coLTit);
Write('Valores de diseño');
GoToXY(60,3);
TextCoLor(coLMar);
Write('-----');
GoToXY(3,3);
TextCoLor(coLSubTit);
Write('Valores asumidos con fines de cálculo : ');
TextCoLor(coLLet);
GoToXY(3,5);
Write('Entalpía del gas a T. alimentación (btu/lb) :
');
GoToXY(3,6);
Write('Temperatura de Slop War Neto ( °F ) :
');
GoToXY(3,7);
Write('Entalpía de los gases a T. tv1 (btu/lb) :
');
GoToXY(3,8);
Write('Entalpía de los gases a T. tv2 (btu/lb) :
');
GoToXY(3,9);
Write('Entalpía de los gases a T. tv3 (btu/lb) :
');
GoToXY(3,10);
Write('Temperatura de los vapores asc.col.HVGO ( °F ) :
');
GoToXY(3,11);
Write('Temperatura de los vapores asc.col.LVGO ( °F ) :
');
GoToXY(3,12);
Write('Temperatura de HVGO neto ( °F ) :
');
GoToXY(3,13);
Write('Temperatura salida colector LVGO neto ( °F ) :
');
GoToXY(3,14);

```

```

Write('Temperatura de recicló HVGO a sprays ( °F ) :
');
GoToXY(3,15);
Write('Temperatura de recicló HVGO ( °F ) :
');
GoToXY(3,16);
Write('Temperatura de recicló LVGO ( °F ) :
');
forTab1(tab,12);
fin := 1;
htf := 260; GoToXY(55, 5); Write(htf:10:2);
GoToXY(68, 5); Write(htf:10:2);
tL0 := 650; GoToXY(55, 6); Write(tL0:10:2);
GoToXY(68, 6); Write(tL0:10:2);
htv1 := 260; GoToXY(55, 7); Write(htv1:10:2);
GoToXY(68, 7); Write(htv1:10:2);
htv2 := 150; GoToXY(55, 8); Write(htv2:10:2);
GoToXY(68, 8); Write(htv2:10:2);
htv3 := 48; GoToXY(55, 9); Write(htv3:10:2);
GoToXY(68, 9); Write(htv3:10:2);
tv1 := 655; GoToXY(55,10); Write(tv1:10:2);
GoToXY(68,10); Write(tv1:10:2);
tv2 := 430; GoToXY(55,11); Write(tv2:10:2);
GoToXY(68,11); Write(tv2:10:2);
tL1 := 525; GoToXY(55,12); Write(tL1:10:2);
GoToXY(68,12); Write(tL1:10:2);
tL2 := 225; GoToXY(55,13); Write(tL2:10:2);
GoToXY(68,13); Write(tL2:10:2);
tL3 := 525; GoToXY(55,14); Write(tL3:10:2);
GoToXY(68,14); Write(tL3:10:2);
tL4 := 320; GoToXY(55,15); Write(tL4:10:2);
GoToXY(68,15); Write(tL4:10:2);
tL5 := 100; GoToXY(55,16); Write(tL5:10:2);
GoToXY(68,16); Write(tL5:10:2);
Repeat
Case fin Of
1 : fin := tab[1, LeeNum(htf, 10, 2, 5, 55, htf, 0,
1e6,
'htf ...')];
2 : fin := tab[2, LeeNum(tL0, 10, 2, 6, 55, tL0, 0, 1e5,
'htL0 ...')];
3 : fin := tab[3, LeeNum(htv1, 10, 2, 7, 55, htv1, 0,
1e6,
'htv1 ...')];
4 : fin := tab[4, LeeNum(htv2, 10, 2, 8, 55, htv2, 0,
1e5,
'htv2 ...')];
5 : fin := tab[5, LeeNum(htv3, 10, 2, 9, 55, htv3, 0,
1e5,
'htv3 ...')];
6 : fin := tab[6, LeeNum(tv1, 10, 2, 10, 55, tv1, 0,
1e5,
'tv1 ...')];
7 : fin := tab[7, LeeNum(tv2, 10, 2, 11, 55, tv2, 0,
1e5,
'tv2 ...')];
8 : fin := tab[8, LeeNum(tL1, 10, 2, 12, 55, tL1, 0,
1e5,
'tL1 ...')];
9 : fin := tab[9, LeeNum(tL2, 10, 2, 13, 55, tL2, 0,

```

```

1e5,
      'tL2 ...');];
10 : fin := tab[10, LeeNum(tL3, 10, 2, 14, 55, tL3, 0,
1e5,
      'tL3 ...');];
11 : fin := tab[11, LeeNum(tL4, 10, 2, 15, 55, tL4, 0,
1e5,
      'tL4 ...');];
12 : fin := tab[12, LeeNum(tL5, 10, 2, 16, 55, tL5, 0,
1e5,
      'tL5 ...');];
      End;
      Until fin = 0;
End;

Begin { Inicio del procedimiento cdv
}
ing; { Pantalla de ingreso de datos
}
qf := v3 * htf + L2 * hv(api4,tf) + L1 * hv(api3,tf)
+ L0 * hv (api2,tf) + w * hL(api5,tf,kuop5);
qw := w * hL(api5,tw,kuop5);
qia := qf;
qoa := qw;
dqa := qia - qoa;
qib := qia;
qob := qoa + L0 * hL(api2,tL0,kuop2);
dqb := qib - qob;
qv1 := v3 * htv1 + L2 * hv(api4,tv1) + L1 * hv(api3,tv1);
L3 := (dqb - qv1) / ( hv(api3,tv1) - hL(api3,tL3,kuop3));
qv2 := v3 * htv2 + L2 * hv(api4,tv2);
dqc := qv2;
q4 := dqb - L1 * hL(api3,tL1,kuop3) - dqc;
qq4 := hL(api3,tL1,kuop3) - hL(api3,tL4,kuop3);
L4 := q4 / qq4;
qv3 := v3 * htv3;
q5 := dqc - L2 * hL(api4,tL2,kuop4) - qv3;
qq5 := hL(api4,tL2,kuop4) - hL(api4,tL5,kuop4);
L5 := q5 / qq5;
TextColor(colSubTit);
GoToXY(15,18);
WriteLn('Reciclo HVGO a sprays : ',L3:12:2,' [Lb/hr]');
GoToXY(15,19);
WriteLn('Reciclo HVGO a zona HVGO : ',L4:12:2,' [Lb/hr]');
GoToXY(15,20);
WriteLn('Reciclo LVGO : ',L5:12:2,' [Lb/hr]');
pau;
End;

{ dire :
  Entrada: i = ( 1, 2 ,3) (flash, hvgo, tope)
}
Procedure dire(i : Integer) ;
Var
pmL0: Real; { Peso molecular de Slop Wax
}
pmL1: Real; { Peso molecular de HVGO
}
pmL2: Real; { Peso molecular de LVGO

```

```

}
pmv3: Real;           { Peso molecular de Gases a Eyect.
}
LL0 : Real;           { Flujo molar de slop wax neto
}
LL1 : Real;           { Flujo molar de hvgo neto
}
LL2 : Real;           { Flujo molar de lvgo neto
}
L0  : Real;           { Flujo de slop wax neto
}
L1  : Real;           { Flujo de hvgo neto
}
L2  : Real;           { Flujo de lvgo neto
}
vv3 : Real;           { Flujo molar de vapor de eyectores }
v0  : Real;
v3  : Real;           { Flujo de vapor de eyectores }
p0  : Real;
t0  : Real;
p1  : Real;
t1  : Real;
L3  : Real;
p2  : Real;
t2  : Real;
fin  : Integer;

```

```

Procedure ing(i : Integer);

```

```

Var

```

```

    tab : tTab1;

```

```

Begin

```

```

    ClrScr;

```

```

    Writeln;

```

```

    TextColor(colTit);

```

```

    Case i Of

```

```

        1 : Writeln('DIRE FLASH');

```

```

        2 : Writeln('DIRE HVGO');

```

```

        3 : Writeln('DIRE TOPE');

```

```

    End;

```

```

    TextColor(colMar);

```

```

    Writeln('-----');

```

```

    GoToXY(60,2);

```

```

    TextColor(colTit);

```

```

    Write('Valores de diseño');

```

```

    GoToXY(60,3);

```

```

    TextColor(colMar);

```

```

    Write('----- -- -----');

```

```

    GoToXY(3,5);

```

```

    TextColor(colLet);

```

```

    Write('Flujo de Slop Wax Neto (lbs/hr) : ');

```

```

    L0 := 7966; GoToXY(50, 5); Write( L0:10:2);

```

```

                GoToXY(65, 5); Write( L0:10:2);

```

```

    GoToXY(3,6);

```

```

    Write('Flujo de Hvgo Neto (lbs/hr) : ');

```

```

    L1 :=174310; GoToXY(50, 6); Write( L1:10:2);

```

```

                GoToXY(65, 6); Write( L1:10:2);

```

```

    GoToXY(3,7);

```

```

    Write('Flujo de Lvgo Neto (lbs/hr) : ');

```

```

    L2 := 40296; GoToXY(50, 7); Write( L2:10:2);

```

```

                GoToXY(65, 7); Write( L2:10:2);

```

```

GoToXY(3,8);
Write('Flujo de Vapores a Eyectores (lbs/hr) : ');
v3 := 1800; GoToXY(50, 8); Write( v3:10:2);
GoToXY(65, 8); Write( v3:10:2);

GoToXY(3,9);
Write('Peso Molec. de Slop Wax Neto (lb/mol) : ');
pmL0 := 510 ; GoToXY(50, 9); Write(pmL0:10:2);
GoToXY(65, 9); Write(pmL0:10:2);

GoToXY(3,10);
Write('Peso Molec. de Hvgo Neto (lb/mol) : ');
pmL1 := 415; GoToXY(50,10); Write(pmL1:10:2);
GoToXY(65,10); Write(pmL1:10:2);

GoToXY(3,11);
Write('Peso Molec. de Lvgo Neto (lb/mol) : ');
pmL2 := 160; GoToXY(50,11); Write(pmL2:10:2);
GoToXY(65,11); Write(pmL2:10:2);

GoToXY(3,12);
Write('Peso Molec. de Vapores de Eyectores (lb/mol) : ');
pmv3 := 30; GoToXY(50,12); Write(pmv3:10:2);
GoToXY(65,12); Write(pmv3:10:2);

Case i Of
  1 : Begin
    GoToXY(3,13);
    Write('Presión Zona FLASH (mm Hg ABS)
');
    GoToXY(3,14);
    Write('Temperatura Zona FLASH ( °F )
');
    p0 := 50; GoToXY(50,13); Write(p0:10:2);
    GoToXY(65,13); Write(p0:10:2);
    t0 := 725; GoToXY(50,14); Write(t0:10:2);
    GoToXY(65,14); Write(t0:10:2);
  End;
  2 : Begin
    GoToXY(3,13);
    Write('Presión Zona HVGO (mm Hg ABS)
');
    GoToXY(3,14);
    Write('Temperatura Zona HVGO ( °F )
');
    GoToXY(3,15);
    Write('Reciclo HVGO a Sprays ( lb / hr )
');
    p1 := 30; GoToXY(50,13); Write(p1:10:2);
    GoToXY(65,13); Write(p1:10:2);
    t1 := 655; GoToXY(50,14); Write(t1:10:2);
    GoToXY(65,14); Write(t1:10:2);
    L3 := 90137; GoToXY(50,15); Write(L3:10:2);
    GoToXY(65,15); Write(L3:10:2);
  End;
  3 : Begin
    GoToXY(3,13);
    Write('Presión Zona TOPE (mm Hg ABS)
');
    GoToXY(3,14);
    Write('Temperatura Zona TOPE ( °F )
');
    p2 := 10; GoToXY(50,13); Write(p2:10:2);
    GoToXY(65,13); Write(p2:10:2);
    t2 := 105; GoToXY(50,14); Write(t2:10:2);

```

```
GoToXY(65,14); Write(t2:10:2);
```

```
End;
```

```
End;
```

```
Case i Of
```

```
1 : forTab1(tab,10);
```

```
2 : forTab1(tab,11);
```

```
3 : forTab1(tab,10);
```

```
End;
```

```
fin := 1;
```

```
Repeat
```

```
Case fin Of
```

```
1 : fin := tab[1,leeNum( L0, 10, 2, 5, 50, L0, 0, 1e5,  
'unidades [ lb/hr ] ...')];
```

```
2 : fin := tab[2,leeNum( L1, 10, 2, 6, 50, L1, 0, 1e6,  
'unidades [ lb/hr ] ...')];
```

```
3 : fin := tab[3,leeNum( L2, 10, 2, 7, 50, L2, 0, 1e5,  
'unidades [ lb/hr ] ...')];
```

```
4 : fin := tab[4,leeNum( v3, 10, 2, 8, 50, v3, 0, 1e5,  
'unidades [ lb/hr ] ...')];
```

```
5 : fin := tab[5,leeNum(pmL0, 10, 2, 9, 50, pmL0, 0,  
1e5,  
'unidades [ lb/mol ] ...')];
```

```
6 : fin := tab[6,leeNum(pmL1, 10, 2, 10, 50, pmL1, 0,  
1e5,  
'unidades [ lb/mol ] ...')];
```

```
7 : fin := tab[7,leeNum(pmL2, 10, 2, 11, 50, pmL2, 0,  
1e5,  
'unidades [ lb/mol ] ...')];
```

```
8 : fin := tab[8,leeNum(pmv3, 10, 2, 12, 50, pmv3, 0,  
1e5,  
'unidades [ lb/mol ] ...')];
```

```
9 : Begin
```

```
Case i Of
```

```
1 : fin := tab[9,leeNum(p0, 10, 2, 13, 50, p0,  
0, 1e5,  
'unidades [ mm Hg ABS ] ...')];
```

```
2 : fin := tab[9,leeNum(p1, 10, 2, 13, 50, p1,  
0, 1e5,  
'unidades [ mm Hg ABS ] ...')];
```

```
3 : fin := tab[9,leeNum(p2, 10, 2, 13, 50, p2,  
0, 1e5,  
'unidades [ mm Hg ABS ] ...')];
```

```
End;
```

```
End;
```

```
10 : Begin
```

```
Case i Of
```

```
1 : fin := tab[10,leeNum(t0, 10, 2, 14, 50, t0,  
0, 1e5,  
'unidades [ ° F ] ...')];
```

```
2 : fin := tab[10,leeNum(t1, 10, 2, 14, 50, t1,  
0, 1e5,  
'unidades [ ° F ] ...')];
```

```
3 : fin := tab[10,leeNum(t2, 10, 2, 14, 50, t2,  
0, 1e5,  
'unidades [ ° F ] ...')];
```

```
End;
```

```
End;
```

```
11 : fin := tab[11,leeNum(L3, 10, 2, 15, 50, L3, 0, 1e5,  
'unidades [ lb / hr ] ...')];
```

```

    End;
  Until fin = 0;
End;

```

```

Procedure direflash;

```

```

Var

```

```

  a0      : Real;
  dens0   : Real;
  dr0     : Real;
  pm0     : Real;
  voL0    : Real;
  vp0     : Real;
  vv0     : Real;
  v0      : Real;
  key     : Char;

```

```

Begin                                     { Inicio del procedimiento
direflash }

```

```

  v0 := L0 + L1 + L2 + v3;
  LL0 := L0 / pmL0;
  LL1 := L1 / pmL1;
  LL2 := L2 / pmL2;
  vv3 := v3 / pmv3;
  vv0 := LL0 + LL1 + LL2 + vv3;
  pm0 := v0 / vv0;
  p0 := p0 / 760 * 14.7;
  vp0 := 2.5 * Sqrt(14.7 / p0);
  dens0 := (p0 * pm0) / (10.73 * (t0 + 460));
  voL0 := v0 / (3600 * dens0);
  a0 := voL0 / vp0;
  dr0 := Sqrt(4 * a0 / 3.14);
  GoToXY(5,21);
  TextColor(colSubTit);
  Writeln('Diámetro existente zona Flash 20 pies  dr0 =
',dr0:8:2);
  TextColor(colLet);
  pau;
End;

```

```

Procedure direhvgo;

```

```

Var

```

```

  a1      : Real;
  dens1   : Real;
  dr1     : Real;
  LL3     : Real;
  pm1     : Real;
  voL1    : Real;
  vp1     : Real;
  vv1     : Real;
  vv3     : Real;
}                                     { Flujo molar de vapor de eyectores
  v1      : Real;
  pmhvgo : Real;

```

```

Begin                                     { Inicio del procedimiento direhvgo
}

```

```

  v1 := L3 + L1 + L2 + v3;
  LL3 := L3 / pmL1;
  LL1 := L1 / pmL1;
  LL2 := L2 / pmL2;
  vv3 := v3 / pmv3;

```

```

vv1 := LL3 + LL1 + LL2 + vv3;
pm1 := v1 / vv1;
p1 := p1 / 760 * 14.7;
vp1 := 2.5 * Sqrt(14.7 / p1);
dens1 := (p1 * pm1) / (10.73 * (t1 + 460));
voL1 := v1 / (3600 * dens1);
a1 := voL1 / vp1;
dr1 := Sqrt(4 * a1 / 3.14);
GoToXY(5,21);
TextColor(colSubTit);
Writeln('Diámetro existente zona Hvgo 20 pies   dr1 -
',dr1:8:2);
TextColor(colLet);
pau;
End;

Procedure diretope;
Var
  a2      Real;
  dens2   Real;
  dr2     Real;
  LL3     Real;
  L3      Real;
  pm2     Real;
  voL2    Real;
  vp2     Real;
  vv2     Real;
  v2      Real;
  v3      Real;
}
{ Flujo de vapor eyectores

Begin
{ Inicio del procedimiento direhvgo
}
v2 := v3 + L2;
vv3 := v3 / pmv3;
LL2 := L2 / pmL2;
vv2 := vv3 + LL2;
pm2 := v2 / vv2;
p2 := p2 / 760 * 14.7;
vp2 := 2.5 * Sqrt(14.7 / p2);
dens2 := (p2 * pm2) / (10.73 * (t2 + 460));
voL2 := v2 / (3600 * dens2);
a2 := voL2 / vp2;
dr2 := Sqrt(4 * a2 / 3.14);
GoToXY(5,21);
TextColor(colSubTit);
Writeln('Diámetro existente zona Tope 10 pies   dr2 -
',dr2:8:2);
TextColor(colLet);
pau;
End;

Begin
  ing(i);
  Case i Of
    1 : direflash;
    2 : direhvgo;
    3 : diretope;
  End;
End;

```

End;

Begin  
End.

```
Unit uMenu06;
```

```
Interface
```

```
Uses Crt, Graph, uGlob01, uUtil02;
```

```
Function sumXn(pes : tVec; Var pun : tPun; n : Integer) : Real;
```

```
Function sumXnY(pes : tVec; Var pun : tPun; n : Integer) : Real;
```

```
Procedure forAB ( Var A : tMat; Var B : tVec; Var pun : tPun; Var pes : tVec; gra : Integer);
```

```
Procedure regPol(pun:tPun; pes:tVec; gra:Integer; Var pol:tVec);
```

```
Procedure panRegPol;
```

```
Procedure solEcuPol (a : tVec; Var x,y : tVec);
```

```
Procedure panSolEcuPol;
```

```
Procedure corAstm (dat : tPun; maxIte, numIte : Integer;
```

```
Var alpha,beta : Real; Var err : Integer );
```

```
Procedure panCorAstm;
```

```
Implementation
```

```
{ sumXn : Calcula la sumatoria de las abscisas elevadas a la potencia (n) del juego de puntos (pun):  

$$\sum x^n$$

```

```
Entrada
```

```
pes -> Arreglo de pesos
```

```
pun -> Arreglo de puntos en el plano
```

```
n -> Potencia a la que hay que elevar cada sumando
```

```
Salida :
```

```
... -> Suma resultante
```

```
}
```

```
Function sumXn(pes : tVec; Var pun : tPun; n : Integer) : Real;
```

```
Var
```

```
i : Integer; { Contador
```

```
}
```

```
a : Real; { Acumulador
```

```
}
```

```
Begin
```

```
a := 0;
```

```
For i := 1 To pun.n Do
```

```
Begin
```

```
If n = 0 Then { Si potencia es cero
```

```
}
```

```
a := a + pes.a[i]
```

```
Else { En caso contrario
```

```
}
```

```
a := a + pes.a[i] * pot(pun.x[i],n);
```

```
End;
```

```
sumXn := a;
```

```
End;
```

```
{ sumXnY : Calcula la sumatoria de las abscisas elevadas a la potencia (n) multiplicadas por las ordenadas del juego de puntos (pun):  

$$\sum (x^n) * y.$$

```

```

Entrada :
  pes -> Arreglo de pesos
  pun -> Arreglo de puntos en el plano
  n   -> Potencia a la que hay que elevar cada sumando
Salida :
  ... -> Suma resultante
}
Function sumXnY(pes : tVec; Var pun : tPun; n : Integer) :
Real;
Var
  i : Integer;           { Contador
}
  a : Real;              { Acumulador
}
Begin
  a := 0;
  For i := 1 To pun.n Do
  Begin
    If n = 0 Then        { Si potencia es cero
}
      a := a + pes.a[i] * pun.y[i]
    Else                 { En caso contrario
}
      a := a + pes.a[i] * pot(pun.x[i],n) * pun.y[i];
  End;
  sumXnY := a;
End;

```

{ forAB : Forma la matriz A y el vector B en base al conjunto de  
 — puntos (pun), el vector de pesos (pes) y el grado del polinomio (gra)

```

Entrada :
  pun -> Arreglo de puntos en el plano
  pes -> Arreglo de pesos
  gra -> Grado del polinomio deseado
Salida :
  A   -> Matriz A correspondiente
  B   -> Vector B correspondiente
}
Procedure forAB ( Var A   : tMat; Var B : tVec; Var pun : tPun;
                  Var pes : tVec; gra  : Integer);
Var
  i,j : Integer;
Begin
  A.f := gra+1;           { Formación de la matriz A
}
  A.c := gra+1;           { Número de filas
}
  A.c := gra+1;           { Número de columnas
}
  For i := 1 To gra+1 Do
    For j := i To gra+1 Do
      Begin
        A.a[i,j] := sumXn(pes,pun,i+j-2);
        A.a[j,i] := A.a[i,j];
      End;
    End;
  B.f := gra+1;           { Formación del vector B
}
  B.f := gra+1;           { Número de filas
}
}

```

```

For i := 1 To gra+1 Do
  B.a[i] := sumXnY(pes,pun,i-1);
End;

```

```

{ regPol : Regresión Polinómica (Least-Squares Curve Fitting)
  Curva de aproximación de mínimos cuadrados

```

```

Entrada :

```

```

  pun -> Puntos que conforman los datos.
  pes -> Peso de cada uno de los puntos.
  gra -> Grado del polinomio que se desea.

```

```

Salida :

```

```

  pol -> Polinomio resultante del análisis.

```

```

Algoritmo :

```

```

  [A] [k] = [B] --> [k] = [B] * [A]-1

```

```

- Se forma la matriz [A] y el vector [B] en base a los
datos

```

```

  de entrada pun,pes y gra.

```

```

- Se invierte [A] y se calcula [k] que corresponde a pol.

```

```

}

```

```

Procedure regPol(pun:tPun; pes:tVec; gra:Integer; Var
pol:tVec);

```

```

Var

```

```

  A : tMat; { Matriz y vector que se debe formar

```

```

}

```

```

  B : tVec; { para poder calcular [k] = pol

```

```

}

```

```

Begin

```

```

  forAB(A,B,pun,pes,gra); { Forma matriz [A] y vector [B]

```

```

}

```

```

  If Not inv(A) Then { Invierte matriz [A] = [A]-1

```

```

}

```

```

  Begin

```

```

    Writeln(' No es posible invertir la matriz');

```

```

    exit;

```

```

  End;

```

```

  mulMatVec(A,B,pol); { Calcula pol = [A]-1* [B]

```

```

}

```

```

End;

```

```

{ panRegPol : Pantalla de Regresión Polinómica

```

```

}

```

```

Procedure panRegPol;

```

```

Var

```

```

  a : tPun;

```

```

  b : tPun;

```

```

  p,c : tVec;

```

```

  i,j : Integer;

```

```

  n : Real;

```

```

  tab : tTab3;

```

```

  fin : Integer;

```

```

  bas : Integer;

```

```

{ Variable de apoyo

```

```

}

```

```

  y : Real;

```

```

  s : Real;

```

```

  lon : Real;

```

```

  g : Real;

```

```

  sy : Real;

```

```

yp : Real;
sy2 : Real;
syc2: Real;
r2 : Real;
yc : tVec;
k : Integer;

```

```
Begin
```

```

a.n := 0;
p.f := 0;
For i := 1 To MaxOpc1 Do

```

```
Begin
```

```

a.x[i] := 0;
a.y[i] := 0;
p.a[i] := 1;

```

```
End;
```

```
n := 0;
```

```
g := 2;
```

```
Repeat
```

```
ClrScr;
```

```
GoToXY(30,1);
```

```
TextColor(colTit);
```

```
Write('Correlación de Curvas 1/2');
```

```
GoToXY(30,2);
```

```
TextColor(colMar);
```

```
Write('-----');
```

```
TextColor(colCom);
```

```
GoToXY(26,3);
```

```
Write(' 1 2 n');
```

```
GoToXY(26,4);
```

```
Write('A + A x + A x + ... A x');
```

```
GoToXY(26,5);
```

```
Write(' 0 1 2 n');
```

```
TextColor(colMar);
```

```
box(6, 1,23,42);
```

```
box(6,43,23,79);
```

```
GoToXY(18,6);
```

```
TextColor(colSubTit);
```

```
Write('DATOS');
```

```
GoToXY(58,6);
```

```
Write('SOLUCION');
```

```
GoToXY(7,7);
```

```
TextColor(colLet);
```

```
Write('# puntos :');
```

```
GoToXY(24,7);
```

```
Write('Grado : ',g:2:0);
```

```
TextColor(colSubTit);
```

```
GoToXY(4,8);
```

```
Write('# X Y P');
```

```
TextColor(colLet);
```

```
Repeat
```

```

bas := leeNum(n,2,0,7,16,n,0,MaxOpc1,
'Número de puntos [3..14] (0 = Fin) ...');

```

```
If n <> 0 Then
```

```

bas := leeNum(g,2,0,7,32,g,0,MaxOpc1-1,
'Grado del polinomio ...');

```

```
Until (n = 0) Or (bas In [3,4,5]);
```

```
If n >= 3 Then
```

```
Begin
```

```
a.n := Round(n);
```

```

p.f := Round(n);
For i := 1 To Round(n) Do
Begin
  GoToXY(3,8+i);
  Write(i:2);
  GoToXY(7,8+i);
  Write(a.x[i]:12:4);
  GoToXY(21,8+i);
  Write(a.y[i]:12:4);
  GoToXY(36,8+i);
  Write(p.a[i]:4:0);
End;
forTab3(tab, Round(3*n));
fin := 1;
Repeat
  i := ((fin - 1) Div 3) + 1;
  Case (fin - 1) Mod 3 Of
    0 : fin := tab[fin, leeNum(a.x[i], 12, 4, 8+i, 7, a.x[i],
      -1e38, 1e38, 'Abscisa X['+fStr(i)+' ...')];
    1 : fin := tab[fin, leeNum(a.y[i], 12, 4, 8+i, 21, a.y[i],
      -1e38, 1e38, 'Ordenada Y['+fStr(i)+'
...')];
    2 : fin := tab[fin, leeNum(p.a[i], 4, 0, 8+i, 36, p.a[i],
      0, 9999, 'Peso del punto
P['+fStr(i)+' ...')];
  End;
Until fin = 0;
TextColor(colAyu);
men('Un momento por favor ...');
regPol(a,p, Round(g), c);
men('Datos del polinomio resultante ...');
TextColor(colLet);
GoToXY(45,7);
Write('Grado del polinomio : ');
TextColor(colCom);
Write(g:2:0);
GoToXY(45,8);
TextColor(colSubTit);
Write('Coeficientes');
For i := 1 To c.f Do
Begin
  GoToXY(47,8+i);
  TextColor(colLet);
  Write('A (' , i-1:2, ') = ');
  TextColor(colCom);
  Write (c.a[i]:12:4);
End;
TextColor(colLet);
GoToXY(45,22);
sy := 0;
For i := 1 To a.n Do
  sy := sy + a.y[i];
For k := 1 To a.n Do
Begin
  yc.a[k] := 0;
  For i := 1 To a.n Do
    yc.a[k] := yc.a[k] + c.a[i] * pot(a.x[k], i);
  End;
yp := sy / a.n;
syc2 := 0;

```

```

For k := 1 To a.n Do
  syc2 := syc2 + pot(yc.a[k] - yp,2);
sy2 := 0;
For k := 1 To a.n Do
  sy2 := sy2 + pot(a.y[k] - yp , 2);
r2 := syc2 / sy2;
Write('Coef.correlación :',r2:10:4);
pau;
ClrScr;
GoToXY(30,1);
TextColor(colTit);
Write('Desviación Promedio                2/2');
GoToXY(30,2);
TextColor(colMar);
Write('-----');
box(3, 1,a.n+6,4);
box(3, 5,a.n+6,42);
box(3,43,a.n+6,79);
TextColor(colSubTit);
GoToXY(2,4);
Write('#s');
GoToXY(14,4);
Write('X          Y          P');
GoToXY(2,5);
TextColor(colMar);
Write('--');
GoToXY(7,5);
Write('-----');
TextColor(colSubTit);
GoToXY(48,4);
Write('Y(calculado)          Desviación');
TextColor(colMar);
GoToXY(45,5);
Write('-----');
TextColor(colLet);
s := 0;
For i := 1 To a.n Do
Begin
  GoToXY(2,5+i);
  Write(i:2);
  GoToXY(7,5+i);
  Write(a.x[i]:12:4);
  GoToXY(21,5+i);
  Write(a.y[i]:12:4);
  GoToXY(36,5+i);
  Write(p.a[i]:4:0);
  y := 0;
  For j := 1 To c.f Do
    y := y + c.a[j] * pot(a.x[i],j-1);
  GoToXY(45,5+i);
  Write(y:12:4);
  GoToXY(58,5+i);
  Write(a.y[i] - y :12:4);
  s := s + Sqr(p.a[i]) * Sqr(a.y[i] - y);
End;
Writeln;
Writeln('S = ',s);
pau;

```

{ Gráfica de la curva y de los puntos

}

```

If a.x[1] * a.x[a.n] <= 0 Then
  lon := Abs(a.x[1]) + Abs(a.x[a.n])
Else
  lon := Abs(a.x[1] - a.x[a.n]);
b.n := MaxFil;
b.x[1] := a.x[1];
b.x[MaxFil] := a.x[a.n];
For i := 2 To MaxFil-1 Do
  b.x[i] := a.x[1] + lon / MaxFil * (i-1);
For i := 1 To MaxFil Do
Begin
  y := 0;
  For j := 1 To c.f Do
    y := y + c.a[j] * pot(b.x[i],j-1);
  b.y[i] := y;
End;
If iniGra = 0 Then
Begin
  ejes1(b);
  ejes2(a);
  SetTextStyle(SansSerifFont,HorizDir,1);
  OutTextXY(10,maxY-4,'Correlacion de la curva');
  graPol(b,0);
  graPun(a);
  CloseGraph;
End;
End;
Until n = 0;
End;

```

{ solEcuPol : Solución de ecuaciones polinómicas Método de  
Bairstow 1914- Hitchcock 1944

Entrada :

a : Vector de los (n) coeficientes de la ecuación

Salida :

x : Vector de raíces de la ecuación polinómica

y : Parte imaginaria de la raíz

}  
Procedure solEcuPol (a : tVec; Var x,y : tVec);

Label

beta, tau, eta;

Const

epsilon = 1e-6;

Var

n : Integer;

b,c : Array[-1..MaxFil] Of Double;

cr : Double;

p1,q1 : Double;

p,q : Double;

af : Double;

e : Double;

s : Double;

t : Double;

m : Double;

i : Integer;

den : Double;

sum,

sum1 : Double;

ap,aq : Double;

```

d, f : Double;
Begin
  n := a.f;
  x.f := n;
  y.f := n;
  p1 := 1;
  q1 := 1;
  If n >= 1 Then
  Begin
    beta :
    If n <> 1 Then
    Begin
      If n > 2 Then
      Begin
        p := p1;
        q := q1;
        m := 1;
        tau :
        b[1] := a.a[1] - p;
        b[2] := a.a[2] - p * b[1] - q;
        For i := 3 To n Do
          b[i] := a.a[i] - p * b[i-1] - q * b[i-2];
        c[1] := b[1] - p;
        c[2] := b[2] - p * c[1] - q;
        For i := 3 To n - 1 Do
          c[i] := b[i] - p * c[i-1] - q * c[i-2];
        cr := c[n-1] - b[n-1];
        If n = 3 Then
          den := Sqr(c[n-2]) - cr
        Else
          den := Sqr(c[n-2]) - cr * c[n-3];
        If den = 0 Then
          men('División por cero ...')
        Else
          Begin
            If n = 3 Then
              ap := (b[n-1] * b[n-2] - b[n]) / den
            Else
              ap := (b[n-1] * c[n-2] - b[n] * c[n-3]) /
den;
              aq := (b[n] * c[n-2] - b[n-1] * cr) / den;
              p := p + ap;
              q := q + aq;
              sum := Abs(ap) + Abs(aq);
              If m <> 1 Then
                Begin
                  If m < 1 Then
                    exit
                  Else
                    If m = 5 Then
                      If sum > sum1 Then
                        Begin
                          men('Diverge ...');
                          exit;
                        End;
                    End;
                  sum1 := sum;
                  If sum <= epsilon Then
                    goto eta;

```

```

        If m = 25 Then
            men(' Converge lentamente ...');
            m := m + 1;
            goto tau;
        End
    End
Else
    Begin
        p := a.a[1];
        q := a.a[2];
        eta :
        d := - p / 2;
        f := q - p * p / 4;
        {gamma}
        If f > 0 Then
            Begin
                af := Abs(f);
                e := Sqrt(af);
                x.a[n] := d;
                y.a[n] := e;
                e := - e;
                n := n - 1;
            End
        Else
            Begin
                af := Abs(f);
                e := Sqrt(af);
                t := d;
                s := e;
                e := 0;
                d := t + s;
                x.a[n] := d;
                y.a[n] := e;
                n := n - 1;
                s := -s;
                d := t + s;
            End;
            x.a[n] := d;
            y.a[n] := e;
            n := n - 1;
            If n > 0 Then
                Begin
                    For i := 1 To n Do
                        a.a[i] := b[i];
                    End;
                    goto beta;
                End;
            End;
        End
    End
Else
    Begin
        d := - a.a[1];
        e := 0;
        x.a[n] := d;
        y.a[n] := e;
    End;
End
End;

```

## Polinomiales

```
}
Procedure panSolEcuPol;
Var
  a,
  x,y : tVec;
  i    : Integer;
  n    : Real;
  tab  : tTab1;
  fin  : Integer;
  bas  : Integer;
}
Begin
  For i := 1 To MaxOpcl Do
    a.a[i] := 0;
  n := 0;
  Repeat
    ClrScr;
    GoToXY(23,1);
    TextColor(colTit);
    Write('Solución de Ecuaciones Polinómicas');
    GoToXY(23,2);
    TextColor(colMar);
    Write('-----');
    TextColor(colCom);
    GoToXY(24,3);
    Write(' n      n-1      n-2      ');
    GoToXY(24,4);
    Write('y + A y + A y + ... A = 0');
    GoToXY(24,5);
    Write(' 1      2      n      ');
    TextColor(colMar);
    box(6, 1,23,30);
    box(6,31,23,79);
    GoToXY(10,6);
    TextColor(colSubTit);
    Write('DATOS');
    GoToXY(52,6);
    Write('SOLUCION');
    GoToXY(3,7);
    TextColor(colLet);
    Write('Grado :');
    GoToXY(33,7);
    TextColor(colSubTit);
    Write('Raíz      Real      Imaginaria');
    GoToXY(5,8);
    TextColor(colSubTit);
    Write('Coeficientes :');
    GoToXY(32,8);
    TextColor(colMar);
    Write('-----');
    TextColor(colLet);
    bas := leeNum(n,2,0,7,11,n,0,MaxOpcl,
      'Grado del polinomio (0 = Fin) ...');
    If n <> 0 Then
      Begin
        a.f := Round(n);
        For i := 1 To Round(n) Do
          Begin
```

```

    GoToXY(3,8+i);
    Write('A(',i:2,')=');
    GoToXY(34,8+i);
    Write('Y(',i:2,')=');
End;
forTab1(tab,Round(n));
For i := 1 To Round(n) Do
Begin
    GoToXY(10,8+i);
    Write(a.a[i]:15:6);
End;
fin := 1;
Repeat
    fin := tab[fin,leeNum(a.a[fin],15,6,8+fin,10,a.a[fin],
        -1e38,1e38,'Coeficiente ...')];
Until fin = 0;
TextColor(colAyu);
men('Un momento por favor ...');
solEcuPol(a,x,y);
men('Raíces del polinomio ...');
TextColor(colCom);
For i := 1 To Round(n) Do
Begin
    GoToXY(41,8+i);
    Write(x.a[i]:15:6);
    GoToXY(60,8+i);
    Write(y.a[i]:15:6);
End;
TextColor(colLet);
pau;
End;
Until n = 0;
End;

```

{ corAstm : Correlación ASTM. Calcula las constantes Alfa y Beta  $\frac{\alpha}{\beta}$ , de la ecuación empírica que describe la curva de destilación ASTM. Se calculan las constantes usando los resultados de laboratorio de la destilación ASTM.

Entrada :

dat -> Arreglo que contiene el volumen destilado y las correspondientes temperaturas.  
maxIte -> Máximo de iteraciones que se deben realizar para calcular las constantes.

Salida :

alpha -> Primera constante calculada por el procedimiento.  
beta -> Segunda constante calculada por el procedimiento.  
numIte -> Número de iteraciones requeridas.  
err -> Valor entero que contiene una señal de error. Si err no es cero, entonces los datos de entrada son incorrectos o el procedimiento no puede calcular las constantes.

err Error

- 1 Número de puntos no pertenece a [3,14]
- 2 Alguno de los volúmenes es negativo
- 3 Alguno de los volúmenes es mayor que 100
- 4 Alguno de los volúmenes no es un %

5 El primer punto no corresponde a IBP  
6 El último punto no corresponde al FBP  
7 No es posible obtener la solución

}

Procedure corAstm (dat : tPun; maxIte, numIte : Integer;  
Var alpha,beta : Real; Var err : Integer );

Label fin;

Var

ic : Integer;  
icc : Integer;  
i, k, n: Integer;  
ii : Integer;  
t : Array [1..MaxFil] Of Real;  
v : Array [1..MaxFil] Of Real;  
tlim1 : Real;  
tlim2 : Real;  
vlim1 : Real;  
vlim2 : Real;  
x : Array [1..2,1..2] Of Real;  
x1 : Array [1..2,1..2] Of Real;  
x2 : Array [1..2] Of Real;  
xold : Array [1..2] Of Real;  
ck : Array [1..2] Of Real;  
ckmax : Real;  
ckmin : Real;  
clim1 : Real;  
clim2 : Real;  
dx1 : Real;  
dx2 : Real;  
kflag1 : Real;  
kflag2 : Real;  
kflag3 : Real;  
kflag4 : Real;  
ick1 : Real;  
ick2 : Real;  
iflag1 : Real;  
iflag2 : Real;  
iflag3 : Real;  
iflag4 : Real;

Begin

err := 0;  
kflag1 := 0;  
kflag2 := 0;  
If (dat.n < 4) Or (dat.n > maxOpc1) Then  
err := 1

Else

Begin

ic := 0;  
icc := 0;  
For i := 1 To dat.n Do  
Begin  
If dat.x[i] < 0 Then  
err := 2;  
If dat.x[i] > 100 Then  
err := 3;  
If dat.x[i] <= 1 Then  
ic := 0;  
icc := icc + ic;  
ic := 1;

End;

```

If icc = 0 Then
  err := 4;
If dat.x[1] <> 0 Then
  err := 5;
If dat.x[dat.n] <> 100 Then
  err := 6;
If err = 0 Then
  Begin
    For i := 1 To dat.n Do
      Begin
        t[i] := (dat.y[i] - dat.y[1]) / (dat.y[dat.n] -
dat.y[1]);
        v[i] := dat.x[i] / 100;
      End;
      t[1] := 1e-10;
      tlim1 := t[2];
      tlim2 := t[dat.n-1];
      vlim1 := v[2];
      vlim2 := v[dat.n-1];
      x[2,1] := (Ln(-Ln(vlim1)) Ln(-Ln(vlim2))) /
        (Ln(tlim2) - Ln(tlim1));
      x[1,1] := tlim2 / pot(-Ln(vlim1), (1 / x[2,1]));
      ck[1] := 1;
      ck[2] := 1;
      ckmax := 2.0;
      ckmin := 0.2;
      clim1 := 1e-4;
      clim2 := 1e-5;
      dx1 := 0.01;
      dx2 := 0.01;
      For n := 1 To maxIte Do
        Begin
          GoToXY(75,4);
          Write(n:4);
          x1[1,1] := 0;
          x1[2,1] := 0;
          x1[1,2] := 0;
          x1[2,2] := 0;
          For k := 1 To 2 Do
            Begin
              For i := 1 To dat.n Do
                Begin
                  x1[1,k] := x1[1,k] + 2 * x[2,1] / x[1,k] *
                    pot(t[i] / x[1,k], x[2,1]) *
                    Exp(-pot(t[i] / x[1,k], x[2,1])) *
(v[i] - 1 + Exp(-pot(t[i] / x[1,k], x[2,1])));
                  x1[2,k] := x1[2,k] - 2 * pot(t[i] / x[1,1],
x[2,k]) *
                    Ln(t[i] / x[1,1]) *
                    Exp(-pot(t[i] / x[1,1], x[2,k]));
                  *
                    (v[i] - 1 + Exp(-pot(t[i] / x[1,1],
x[2,k])));
                End;
              If k = 1 Then
                Begin
                  x[1,k+1] := x[1,k] + dx1;
                  x[2,k+1] := x[2,k] + dx2;
                End;
            End;
          End;
        End;
      End;
    End;
  End;

```

```

End;
x2[1] := (x1[1,2] - x1[1,1]) / dx1;
x2[2] := (x1[2,2] - x1[2,1]) / dx2;
xold[1] := x[1,1];
xold[2] := x[2,1];
kflag3 := kflag1;
kflag4 := kflag2;
kflag1 := -1;
kflag2 := -1;
If x1[1,1] > 0 Then
  kflag1 := 1;
If x1[2,1] > 0 Then
  kflag2 := 1;
If n <> 1 Then
Begin
  ick1 := kflag1 + kflag3;
  ick2 := kflag2 + kflag4;
  If ick1 <> 0 Then
    ck[1] := 1.3 * ck[1]
  Else
    ck[1] := 0.7 * ck[1];
  If ick2 <> 0 Then
    ck[2] := 1.3 * ck[2]
  Else
    ck[2] := 0.7 * ck[2];
  If ck[1] < ckmin Then
    ck[1] := ckmin;
  If ck[2] < ckmin Then
    ck[2] := ckmin;
  If ck[1] > ckmax Then
    ck[1] := ckmax;
  If ck[2] > ckmax Then
    ck[2] := ckmax;
End;
For ii := 1 To 2 Do
  x[ii,1] := x[ii,1] - ck[ii] * x1[ii,1] / x2[ii];
iflag1 := 0;
iflag2 := 0;
iflag3 := 0;
iflag4 := 0;
If n <> 1 Then
Begin
  If Abs(xold[1] - x[1,1]) < clim1 Then
    iflag1 := 1;
  If Abs(xold[2] - x[2,1]) < clim1 Then
    iflag2 := 1;
  If Abs(x1[1,1]) < clim2 Then
    iflag3 := 1;
  If Abs(x1[2,1]) < clim2 Then
    iflag4 := 1;
  If (iflag1 <> 0) And (iflag2 <> 0) Then
    goTo fin;
  If (iflag3 <> 0) And (iflag4 <> 0) Then
    goTo fin;
End;
End;
err := 7;
alpha := x[1,1];
beta := x[2,1];
numIte := n;
fin;

```

End;

End;

End;

{ panCorAstm . Pantalla de Correlación ASTM

}

Procedure panCorAstm;

Var

a : tPun;

b : tPun;

c : tVec;

i,j : Integer;

n : Real;

tab : tTab2;

fin : Integer;

bas : Integer;

y : Real;

s : Real;

lon : Real;

g : Real;

alpha : Real;

beta : Real;

ite : Integer;

err : Integer;

pv : Real;

vc : Real;

tt : Real;

tv : Real;

ee : Real;

{ Error en la iteración

}

ya : Boolean;

Begin

a.n := 0;

a.x[1] := 0;

a.y[1] := 0;

For i := 2 To MaxOpc1 Do

Begin

If i > 10 Then

a.x[i] := 100

Else

a.x[i] := (i-1) \* 10;

a.y[i] := i \* 10;

End;

n := 0;

Repeat

ClrScr;

GoToXY(22,1);

TextColor(colTit);

Write('Ecuación Puntos Curva ASTM-TBP-FLASH');

GoToXY(22,2);

TextColor(colMar);

Write('-----');

TextColor(colMar);

box(3, 1,23,42);

box(3,43,23,79);

GoToXY(18,3);

TextColor(colSubTit);

Write('DATOS');

```

GoToXY(58,3);
Write('SOLUCION');
GoToXY(5,4);
TextColor(colLet);
Write('Número de puntos :');
TextColor(colSubTit);
GoToXY(11,5);
Write('% Volumen          T (°F)');
GoToXY(53,5);
Write(' T Calculado (°F)');
TextColor(colLet);
bas := leeNum(n,2,0,4,24,n,0,MaxOpc1,
              'Número de puntos [1..14] (0 = Fin) ...');
If n <> 0 Then
Begin
  a.n := -Round(n);
  For i := 1 To Round(n) Do
  Begin
    GoToXY(7,5+i);
    Write(a.x[i]:12:4);
    GoToXY(21,5+i);
    Write(a.y[i]:12:4);
  End;
  forTab2(tab, Round(2*n));
  fin := 1;
  Repeat
    i := ((fin - 1) Div 2) + 1;
    Case (fin - 1) Mod 2 Of
      0:fin := tab[fin, leeNum(a.x[i],12,4,5+i, 7,a.x[i],
                             0,100,'% de Volumen V['+fStr(i)+'] ...')];
      1:fin := tab[fin, leeNum(a.y[i],12,4,5+i,21,a.y[i],
                             -1e38,1e38,'Temperatura
T['+fStr(i)+']...')];
    End;
  Until fin = 0;
  TextColor(colAyu);
  men('Un momento por favor ...');
  ordPun(a);
  corAstm(a,1000,ite,alpha,beta,err);
  men('Resultados calculados ...');
  TextColor(colCom);
  GoToXY(55,17);
  Write('Alpha = ',alpha:10:6);
  GoToXY(55,19);
  Write('Beta = ',beta:10:6);
  GoToXY(55,21);
  Write('Error = ',err:10);
  pau;
                                { Gráfica de la curva y de los puntos
}

If a.x[1] * a.x[a.n] <= 0 Then
  lon := Abs(a.x[1]) + Abs(a.x[a.n])
Else
  lon := Abs(a.x[1] - a.x[a.n]);
b.n := MaxFil;
b.x[1] := a.x[1];
b.x[MaxFil] := a.x[a.n];
For i := 2 To MaxFil-1 Do
  b.x[i] := a.x[1] + lon / MaxFil * (i-1);
For i := 1 To MaxFil Do

```

```

    b.y[i] := i * i;
If iniGra = 0 Then
Begin
    ejes1(b);
    ejes2(a);
    SetTextStyle(SansSerifFont,HorizDir,1);
    OutTextXY(10,maxY-2,
              'Puntos-Curva ASTM-TBP-FLASH');
    graPol(b,0);
    graPun(a);
    CloseGraph;
End;
ClrScr;
GoToXY(21,1);
TextColor(colTit);
Write('Cálculo de la Temperatura de Vaporizado');
GoToXY(21,2);
TextColor(colMar);
Write('-----');
Writeln;
TextColor(colCom);
Writeln('Ingrese cero para finalizar...');
Writeln;
Writeln('daty1 = ',a.y[1]);
Writeln('datyn = ',a.y[Round(n)]);
Writeln('Alpha = ',alpha);
Writeln('Beta  = ',beta);
Repeat
    Writeln;
    TextColor(colSubTit);
    Write('Porcentaje vaporizado      pv = ');
    TextColor(colLet);
    ReadLn(pv);
    Writeln('pv = ',pv);
    tv := a.y[1] + 1;
    ee := MAXINT;
    ya := False;
    Repeat
        tt := (tv - a.y[1]) / (a.y[Round(n)] - a.y[1]);
        vc := (1 - Exp(-pot((tt/alpha),beta))) * 100;
        tv := tv + 1;
        Writeln('tt,vc,tv',tt, ' ',vc,' ',tv);
        If Abs(vc-pv) < ee Then
            ee := Abs(vc-pv)
        Else
            ya := True;
    Until (Abs(vc - pv) < 0.1) Or ya ;
    TextColor(colSubTit);
    Writeln('Temperatura de Vaporizado tv = ',tv);
    Writeln('Porcentaje Vaporizado vc = ',vc);
    Writeln('Error de aproximación      = ',Abs(vc-pv));
Until pv = 0;
End;
Until n = 0;
End;

Begin
End.

```