

300618

6  
2y



**UNIVERSIDAD LA SALLE A. C.**

Incorporada a la U.N.A.M.

INGENIERIA BASICA DEL DISEÑO DE UN  
SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO,  
PARA UNA PLATAFORMA DE COMPRESION  
EN LA SONDA DE CAMPECHE

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
MARIA DEL ROCIO LOPEZ OLVERA

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

México, D. F.

1987



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## I N D I C E

INTRODUCCION .....	1
CAPITULO I	
LA EMPLTACION DE LOS HIDROCARBUROS COSTA AFUERA MEDIANTE EL USO DE PLATAFORMAS MARINAS .....	3
CAPITULO II	
FUNCIONAMIENTO DE LA PLATAFORMA DE COMPRESION .....	31
CAPITULO III	
DESCRIPCION DEL SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO .	62
CAPITULO IV	
DISEÑO TERMICO .....	98
CAPITULO V	
DISEÑO HIDRAULICO .....	155
CAPITULO VI	
EVALUACION ECONOMICA .....	284
CONCLUSIONES .....	213
BIBLIOGRAFIA .....	214
APENDICE I	
PROPIEDADES DEL ACEITE TERMICO .....	216
APENDICE II	
GRAFICAS Y TABLAS PARA EL DISEÑO TERMICO .....	227
APENDICE III	
GRAFICAS Y TABLAS PARA EL DISEÑO HIDRAULICO .....	241
APENDICE IV	
GRAFICAS Y TABLAS PARA LA EVALUACION ECONOMICA .....	249

## INTRODUCCION

El sistema de aceite de calentamiento constituye uno de los servicios auxiliares indispensables en el funcionamiento de las plantas que manejen o procesen gas natural, no obstante también puede utilizarse entre otros un sistema de calentamiento con vapor, o de calentamiento mediante energía eléctrica, pero la elección de cualquiera de ellos dependerá de la localización de la planta.

En este caso, esta se encuentra ubicada costa afuera y se trata específicamente de una Plataforma de Compresión de Gas instalada en la Sonda de Campeche dentro del Golfo de México.

Esta peculiaridad demanda necesariamente una optimización tanto de los procesos y servicios como del espacio, puesto que toda la infraestructura es implementada en campo y, mediante el uso de diferentes tipos de embarcaciones, la plataforma es colocada en el lugar asignado. Todo este conjunto hace que los proyectos sobre plataformas marinas tengan un interés especial.

Ahora bien, para llevar a cabo la explotación de los hidrocarburos en la Sonda de Campeche, es necesaria la agrupación de diversas plataformas, en donde cada una de ellas cuenta con las instalaciones necesarias para la realización de su función encomendada. Esta conjunción está constituida por los siguientes tipos de plataformas:

- 1.0 Plataforma de Perforación
- 2.0 Plataforma de Producción de Crudo
- 3.0 Plataforma de Compresión de Gas

Así mismo se encuentran auxiliadas por:

#### 4.8 Plataforma de Enlace

#### 5.8 Plataforma Habitacional

Todas ellas constituyen lo que se denomina complejo PPECH.

Puesto que con el paso del tiempo ha surgido la necesidad de la realización de trabajos sobre el proyecto y construcción de plataformas marinas, en esta tesis sólo se tocarán de manera resumida las principales plataformas, con sus procesos y servicios que se encuentran involucrados en la explotación del crudo y de una manera más detallada en la compresión de gas natural con el enfoque específico hacia el objetivo de este trabajo, el diseño del Sistema de Aceite de Calentamiento.

C A P I T U L O   I

LA EXPLOTACION DE LOS HIDROCARBUROS COSTA AFUERA  
MEDIANTE EL USO DE PLATAFORMAS MARINAS

## PLATAFORMA DE PERFORACION

La función primordial que se efectúa en la plataforma es la perforación de pozos submarinos productores de petróleo contando para ello con el equipo y servicios necesarios.

La plataforma generalmente funciona en tres etapas de operación:

1) Perforación de pozos.- Se perforan un máximo de 12 pozos productores por plataforma guardando cierta equidistancia corta entre ellos. Se requiere la perforación de varios pozos (máximo 12) ya que el flujo de un yacimiento es generalmente grande así como su presión, si solo se perforara un pozo, en primer lugar se necesitaría una tubería de mayor diámetro para poder manejar dicho flujo, además de que el equipo no tiene la capacidad para barrenar en esos diámetros y en segundo lugar no resultaría costeable. De aquí que el flujo total del yacimiento se reparte en los 12 pozos.

2) Perforación de Pozos y Producción de Crudo en Dos Fases.- En esta etapa se considera todavía la perforación de los pozos uno a uno hasta completar la producción especificada en el diseño de la plataforma, al mismo tiempo ya se cuenta con las instalaciones necesarias para el envío individual del caudal obtenido de uno de los pozos ya perforados a la sección de prueba para la medición de la Relación Gas - Aceite (RGA) y el caudal de los pozos productores restantes es recolectado en el cabezal de producción para su envío a otros campos.

3) Producción de Crudo en Dos Fases.- Cuando se llega a esta

etapa en la plataforma ya no se emplea la paquetería de equipo de perforación. El flujo de los pozos en operación se conduce directamente al cabezal de producción de acuerdo al volumen requerido para la capacidad de diseño a fin de enviarlo posteriormente a la plataforma de producción adjunta o a falta de ésta hacia algún otro campo, para su separación.

Generalmente las plataformas son diseñadas para operar 365 días al año ya que de no ser así, la producción del pozo disminuye si éste una vez perforado se tapa antes de extraerle toda su mezcla gas-aceite.

La medición de la relación gas-aceite, es una operación que se lleva a cabo durante la vida productora del campo, ya que es así como se determina la correcta explotación del manto.

Debido a las condiciones geológicas, existen yacimientos de alta y de baja temperatura, por lo que, la capacidad normal de la plataforma es de 45,029 m<sup>3</sup>/D equivalentes de la mezcla gas-aceite de baja temperatura, o bien de 55,421 m<sup>3</sup>/D si se trata de mezcla gas-aceite de alta temperatura, ambos valores corresponden a la cantidad necesaria, en cada caso, para la obtención de 31,794 m<sup>3</sup>/D de crudo estabilizado en la plataforma de producción.

Ahora bien, debido a que en esta plataforma no se lleva a cabo ningún procesamiento del crudo las características de los productos son iguales a las del manto, de aquí que a continuación se enuncia la composición típica del crudo en dos fases:



Componente	Baja Temperatura	Alta Temperatura
	Base Húmeda	Base Húmeda
	% Mol	% Mol
Agua	65.113	53.282
Acido Sulfhídrico	0.366	0.431
Bióxido de Carbono	0.586	0.833
Nitrógeno	0.342	0.106
Metano	10.298	19.615
Etano	2.930	5.229
Propano	2.292	3.036
i-Butano	0.370	0.479
n-Butano	1.211	1.415
i-Pentano	0.398	0.548
n-Pentano	0.436	0.910
n-Hexano	1.204	1.079
mas de 6 carbonos	14.454	13.037
<b>Total</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>
<b>Flujo @ 15.5 °C</b>	<b>6,359.000 m3/D</b>	<b>6,359.000 m3/D</b>

En seguida se mencionan las condiciones de suministro de la mezcla para campos ya sean de alta o baja temperatura:

Alimentación	Estado Físico	Presión (kg/cm <sup>2</sup> ) max/nor/min	Temperatura (°C) max/nor/min	Forma de Recibo
Crudo de baja temperatura	Líquido/Vapor	31.6/25/25	71/69/69	Tubería
Crudo de alta temperatura	Líquido/Vapor	31.6/25/25	130/123/123	Tubería

Los equipos esenciales con que cuenta la plataforma son:

- Tablero de control de pozos
- Tablero de paro
- Quemadores
- Separador de prueba
- Tanque de drenajes
- Sumidero de drenajes
- Bombas contra incendio
- Lanzador de diablos

El siguiente paquete solo esta en la plataforma mientras tiene lugar la perforación de pozos:

- Módulo de lodos
- Módulo de líquidos
- Módulo de bombas
- Módulo de máquinas
- Módulo habitacional

#### DESCRIPCION DEL PROCESO

Perforación de Pozos.- Para llevar a cabo esta operación se requiere de 2 tuberías concéntricas, una denominada de revestimiento y una interna llamada de producción. La perforación se compone de varias etapas dependiendo de la estratificación del subsuelo ; en cada una de ellas se barrena y posteriormente se introduce la tubería de revestimiento. Durante las primeras capas es necesario cementar el pozo para evitar el derrumbamiento del mismo. Durante el proceso de barrenado se introduce por la tubería de producción que es la impulsora de la barrena, lodos y agua fresca, si ésta es necesaria hasta llegar finalmente al manto. Una vez terminada la perforación se instala el árbol de válvulas que se encargara del control del pozo. Posteriormente se induce al pozo por medio de la introducción de un explosivo para provocar la salida del crudo.

Producción de Crudo.- Consiste en la recolección en el cabezal de producción de la mezcla proveniente de los árboles de válvulas de cada uno de los pozos productores. En éstas se controla la presión de descarga de cada pozo y se selecciona su envío ya sea, al cabezal de producción o bien, al de prueba. Estos trenes de válvulas se encuentran gobernadas por el tablero de control de pozos.

Una vez integrada la recolección de la mezcla en el cabezal de producción se envía por puente de tuberías a la plataforma de

producción adjunta o en caso de no existir ésta sera por medio de tubería submarina hacia algún otro campo que cuente con la instalación requerida para su separación o estabilización.

La forma como se lleva a cabo la medición de la Relación Gas Aceite RGA del pozo en estudio, es mediante el empleo de un tanque separador de gas-aceite al cual se envia el caudal del pozo en estudio, aquí la separación de la mezcla se realiza debido a la diferencia de densidades, una vez que se logra la separación se efectúa la medición del flujo saliente del tanque tanto del gas como del aceite y es así como se obtiene dicha relación. Siendo un valor entre 73 y 100 m<sup>3</sup> gas/m<sup>3</sup>aceite.

Si se obtiene una relación mayor significa que se está explotando en demasía y por lo tanto se esta quedando crudo sin extraer, si por el contrario el valor es menor, implica que los trenes de válvulas están muy extrangulados y no se está aprovechando el manto a su máxima capacidad.

Ahora bien, dentro de los servicios auxiliares con que cuenta la plataforma se encuentran:

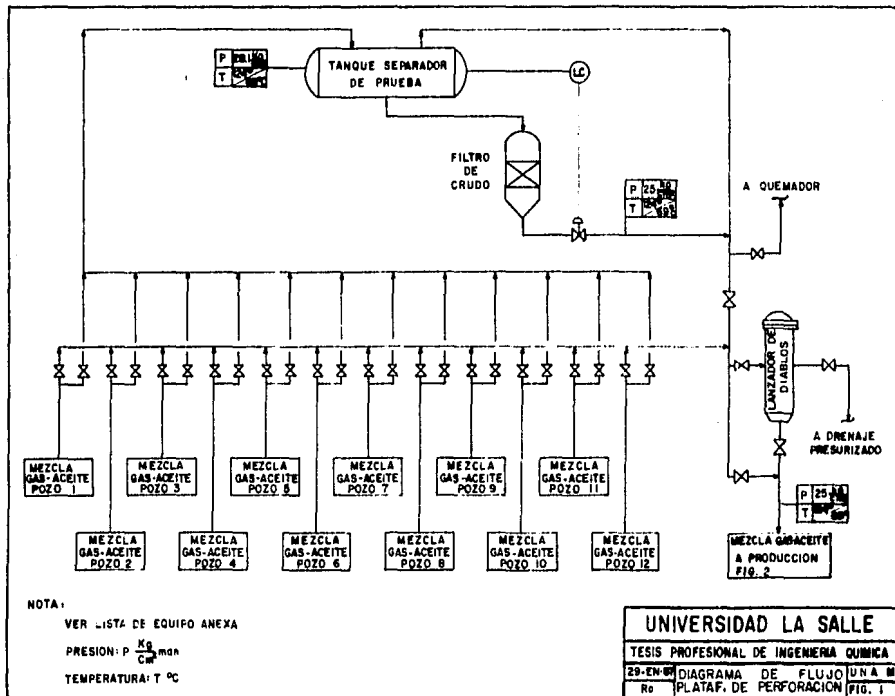
- Agua fresca.- Esta tendrá dos funciones: 1) Presurizar la red de agua contra incendio por medio de una bomba y; 2) Preparación de lodos.
- Cemento.- Se utiliza para el revestimiento de la tubería de producción.
- Lodos de Perforación.- Cuya función es la de formar una columna hidrostática que evite el flujo del manto cuando aún no se ha alcanzado la profundidad óptima; también efectúa la lubricación de la barrena .
- Acido.- Facilitar la perforación mediante la formación de soluciones con los diversos componentes de subsuelo.

En la figura 1 se muestra el esquema típico de esta

plataforma cuando se encuentra en la fase de producción de crudo, e incluye también la correspondiente lista de equipo.

A groso modo se presentó la descripción de la plataforma de perforación, ya que no es la finalidad de este trabajo.

Continuando con la secuencia en el procesamiento de hidrocarburos a continuación se describe la Plataforma de Producción.



UNIVERSIDAD LA SALLE

TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA

29-EN-08 DIAGRAMA DE FLUJO UNA M

R0 PLATAF. DE PERFORACION FIG. 1

## LISTA DE EQUIPO

## PLATAFORMA DE OCEGRAFIA

Servicio

Filtro de Crudo

Lanzador de Diables

Tanque Separador de Prueba

## PLATAFORMA DE PRODUCCION

La función principal que tiene esta plataforma es la estabilización de la mezcla gas-aceite proveniente de la plataforma de perforación.

Se entiende por estabilización a la separación del aceite presente en la mezcla gas - aceite y así obtener un crudo libre de desprendimiento de vapores a presión atmosférica.

Para esta plataforma se tienen contempladas 2 etapas de operación:

1a. Estabilización de Crudo.- En esta primera etapa la plataforma estabilizará el crudo presente en la mezcla gas-aceite y lo enviará por medio de turbo-bombas hacia los centros de aprovechamiento.

2a. Estabilización y Deshidratación de Crudo.- En esta etapa la plataforma lleva a cabo además la deshidratación del crudo previamente estabilizado.

La capacidad nominal de la plataforma es de 31,794 m<sup>3</sup>/D de crudo estabilizado, con una relación gas-aceite de 73 m<sup>3</sup> gas/m<sup>3</sup> aceite, teniendo un flujo volumétrico a la entrada del separador de la etapa de 39,743 m<sup>3</sup>/D aproximadamente.

- Especificaciones de la Alimentación y Productos.- Dado que en esta plataforma se efectúan dos tipos de procesamiento de crudo, las siguientes especificaciones corresponden a la etapa de estabilización de crudo.

Componente	Alimentación % mol	Productos % mol
H2O	58.1848	67.6758
N2	0.3528	0.0000
CO2	1.3158	0.0248
H2S	0.5678	0.0288
C1	16.9999	0.0948
C2	3.5718	0.1448
C3	1.8688	0.2478
i-C4	0.1848	0.0528
n-C4	0.3458	0.1188
n-C5	0.4148	0.2718
C6 (+)	24.2028	30.3638
Temperatura °C	116.6788	74.0008
Presión kg/cm <sup>2</sup>	189.0008	1.8008
Densidad API	40.0308	21.6788

Las especificaciones que a continuación se enuncian son las correspondientes a la etapa de estabilización y deshidratación del crudo:

Componente	Alimentación % mol	Productos % mol	
		Crudo	Agua
H2O	67.675	0.000	100.0
H2S	0.028	0.001	0.0
CO2	0.024	0.066	0.0
N2	0.000	0.000	0.0
C1	0.094	0.227	0.0
C2	0.144	0.416	0.0
C3	0.247	0.158	0.0
i-C4	0.052	0.363	0.0
n-C4	0.118	0.837	0.0
C6 (+)	30.634	97.026	0.0
Flujo Kgmol/hr	2204.000	7914.000	
Densidad específica	0.909	0.879	
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	1.800	30.000	
Temperatura °C	74.000	74.000	



## DESCRIPCION DEL PROCESO

La mezcla proveniente de la plataforma de perforación se recibe en el tanque separador de 1a. etapa donde la separación de la mezcla es debida a la diferencia de densidades, de aquí que el aceite y el agua se introducen en el tanque separador de 2a. etapa y el gas es llevado hacia el tanque rectificador de 1a. etapa el cual tiene por objeto realizar la separación del gas, los arrastres y condensados constituidos por aceite y agua los cuales son enviados al tanque separador de 2a. etapa.

El gas saliente del rectificador es denominado gas de 1a. etapa o gas de alta presión (  $6.1 \text{ kg/cm}^2$  ) y por tanto se va directamente al sistema de compresión.

Ahora bien, como se mencionó anteriormente los productos tanto del tanque separador como del rectificador son recolectados en el tanque separador de 2a. etapa donde vuelve a llevarse a cabo la separación de la mezcla gas-aceite-agua por medio de sus diferencias de densidades, de aquí que el gas separado es enviado al tanque rectificador de 2a. etapa y, la mezcla aceite-agua es conducida hacia el sistema de deshidratación de crudo.

En el tanque rectificador de 2a. etapa se lleva a cabo la separación de los posibles arrastres y condensados del gas, los cuales se integran a la línea que va al sistema de deshidratación y el gas es enviado al sistema de compresión siendo este gas denominado gas de 2a. etapa de estabilización o gas de baja presión (  $1.1 \text{ kg/cm}^2$  ).

Dentro de lo que es el sistema de deshidratación de crudo, este consiste en el empleo de un tanque separador de crudo

y agua, mediante la adición de anti-emulsionante y la aplicación de una diferencia de potencial con el fin de disminuir tanto el tiempo de residencia de la mezcla como las dimensiones del tanque y de esa manera facilitar su separación. Posteriormente el crudo deshidratado es enviado a diversos centros de distribución, mientras que el agua es enviada a la planta de tratamiento de agua amarga aceitosa la cual se encuentra localizada en la plataforma de compresión.

Esta plataforma cuenta además con los siguientes servicios auxiliares necesarios para su funcionamiento.

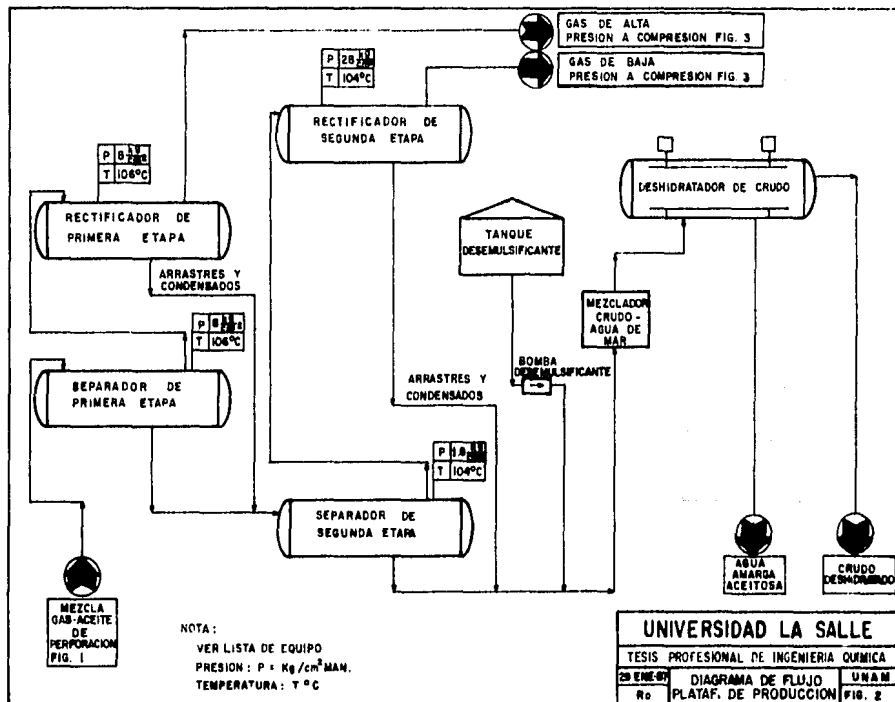
1) Turbo-generación eléctrica .- En esta plataforma esta centralizada la generación de energía eléctrica para ser suministrada a todo el complejo.

2) Sistema de Diesel .- Se cuenta con el diesel requerido para las turbinas de las turbo-bombas de crudo y los turbo-generadores a falla de suministro de gas combustible.

En la figura 2 se muestra el diagrama de proceso de esta plataforma, como puede observarse corresponde a la fase de estabilización y deshidratación de crudo, se anexa lista de equipo.

En síntesis se describió la plataforma de producción ya que no es la finalidad de este trabajo.

Se procede a la descripción de la Plataforma de Compresión de Gas, que es donde se encuentra localizado el Sistema de Aceite de Calentamiento, objeto de este trabajo, por esta razón se exponen con el detalle requerido.



## LISTA DE EQUIPO

## PLATAFORMA DE PRODUCCION DE CRUDO

Clave	Servicio
	Deshidratador de Crudo
	Separador de 1a. etapa
	Separador de 2a. etapa
	Rectificador de 1a. etapa
	Rectificador de 2a. etapa

## PLATAFORMA DE COMPRESION

El objetivo fundamental de esta plataforma es la compresión del gas, recibido de la plataforma de producción para su posterior envío a los diferentes centros de consumo.

Las funciones esenciales de la plataforma de compresión son:

1) La compresión de gas amargo y saturado proveniente de la plataforma de producción.

2) La deshidratación del gas con la finalidad de evitar la formación de hidratos así como la acumulación de agua líquida que ante la presencia de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> forman soluciones ácidas muy corrosivas. De esta manera se prolonga la vida útil del gasoducto

3) El endulzamiento de gas amargo necesario para cubrir los requerimientos de gas combustible tanto de la plataforma de compresión como la del complejo.

4) El tratamiento del agua amarga-aceitosa proveniente del sistema de compresión de gas, así como del sistema de deshidratación de crudo ya que esta no se puede tirar directamente al mar sin antes eliminarle los componentes ácidos y residuos de hidrocarburos.

Baste decir por ahora que :

- La compresión se lleva a cabo en 2 etapas: una de baja presión de 1.1 a 5.3 kg/cm<sup>2</sup> man. y otra de alta presión de 5.3 a 84.4 kg/cm<sup>2</sup> man. por medio de compresores centrífugos accionados por turbina de gas.

- El proceso de deshidratación se lleva a cabo mediante el empleo de Dietilenglicol (DEG) como agente deshidratante en una torre deshidratadora con una capacidad de 2.3 MMm3SD @ 20°C Y

1.033 kg/cm<sup>2</sup>.

- Para el proceso de endulzamiento se utiliza el sistema Girbotol, empleando Dietanolamina (DEA) como medio para la absorción de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> disueltos en el gas proveniente del sistema de compresión, dado que la DEA posee una alta reactividad y su costo es bajo así como la comprobación de resultados satisfactorios en el proceso de endulzamiento de gas natural.

- El tratamiento de agua amarga-aceitosa se realiza mediante el uso de una torre agotadora de gas ácido, empleando para esto ya sea gas inerte o bien gas combustible.

Los procesos anteriormente mencionados serán explicados con más amplitud en el capítulo II.

La plataforma está diseñada para operar los 365 días al año, con una capacidad normal de compresión de 2.5 MMm<sup>3</sup>/D @ 28°C y 1.033 kg/cm<sup>2</sup> (98 MMPCSD) valor correspondiente a un módulo de compresión. Sin embargo, de no cumplirse con esta capacidad, entonces, podrá trabajar con el 78% de la capacidad del diseño de un módulo de compresión. Se dispondrá de 2 módulos para el caso que a futuro se requiera operarlos simultáneamente.

Ahora bien, como se reciben 2 corrientes de gas de la plataforma de producción correspondientes a la 1a. y 2a. etapa de separación de crudo, se tiene que estas son de especificación diferente. A continuación se mencionan las especificaciones de los gases de las etapas de separación:

## Especificaciones del gas de la 2a. etapa de separación:

Componente	% mol
H2O	31.656
N2	0.213
CO2	3.217
H2S	2.022
C1	25.011
C2	11.803
C3	8.760
i-C4	0.934
n-C4	1.735
n-C5	1.667
C6 (+)	9.902
<b>Total</b>	<b>100.000</b>
<b>Flujo</b>	<b>277.658 kgmol/hr</b>
<b>Flujo @ 20°C</b>	<b>165.700 Mm3/D</b>

Las siguientes especificaciones corresponden al gas de la 1a. etapa de separación:

Componentes	% mol
H2O	12.866
N2	1.207
CO2	4.321
H2S	1.790
C1	57.263
C2	11.379
C3	5.397
i-C4	0.460
n-C4	0.812
n-C5	0.682
C6 (+)	3.822
<b>Total</b>	<b>100.000</b>
<b>Flujo</b>	<b>5271.1 kgmol/hr</b>
<b>Flujo @ 20°C</b>	<b>339.5 Mm3/D</b>

Dentro de las condiciones que se tienen de la alimentación en los límites de batería se encuentra la siguiente:

Origen	Alimentación	Estado Físico	Presión kg/cm <sup>2</sup> man max/nor/min	Temperatura °C max/nor/min	Forma Recibo
Plataf Produc Local	Gas de baja	Gas	1.8/1.4/8.8	98/98/69	Tuber
Plataf Produc Local	Gas de alta	Gas	7.8/6.8/4.4	108/108/78	Tuber

Los datos anteriores corresponden a la producción de 31,794 m<sup>3</sup>/D de crudo separado y deshidratado en la plataforma de producción.

En lo que se refiere a los productos, en 1er. término se tienen las especificaciones las cuales son las siguientes:

Contenido máximo de agua : 0.187 kg/Mm<sup>3</sup> @ 28°C y 1 kg/cm<sup>2</sup>

Temperatura de rocío = 1°C

Contenido máximo de H<sub>2</sub>S en gas combustible = 4 ppm

Contenido máximo de CO<sub>2</sub> en gas combustible = 1000 ppm

y en 2o. término las condiciones de los productos en límites de batería:

Destino	Producto	Estado Físico	Presión kg/cm <sup>2</sup> man max/nor/min	Temperatura °C max/nor/min	Forma Entrega
Plataf Enlace	Gas amargo deshidratado	L/V	84.4/82.3/82.3	52/49/49	Tubería
Sistema Gas com	Gas combustible	Gas	85.1/83.3/69.3	54/52/52	Tubería
Plataf Produc	Condensado	Liq	3.5/2.1/1.5	78/57/49	Tubería
Al mar	H <sub>2</sub> O tratada	Liq	1.4/1.1/0.5	78/57/49	Tubería

Ahora bien, dentro del equipo mayor o principal con que cuenta la plataforma se tiene lo siguiente:



- 1) Dos módulos de compresión, los cuales contienen cada uno el siguiente equipo:
- 1.1) Tanques de succión de los compresores
  - 1.2) Turbo compresores
  - 1.3) Enfriadores tipo sploaire
  - 1.4) Tanque separador de gas amargo
  - 2.0) Tanques de recepción y manejo de condensados
  - 3.0) Pre-enfriadores de gas de alimentación
  - 4.0) Bombas para manejo de condensados
  - 5.0) Una planta deshidratadora con una cap.max.de 5.1 MMm3SD
  - 6.0) Dos plantas endulzadoras de gas amargo con una Cap.max.de 0.2 MMm3SD.
  - 7.0) Una planta de tratamiento de agua amarga
  - 8.0) Sistema de desfogue
  - 9.0) Sistema de aceite de calentamiento el cual sera descrito en el capitulo III.

#### DESCRIPCION DEL PROCESO

De la plataforma de producción se reciben dos corrientes de gas: una denominada de la 1a. etapa de separación o de alta presión (6.1 kg/cm<sup>2</sup>), y otra de la 2a. etapa de separación o de baja presión (1.1 kg/cm<sup>2</sup>).

La corriente de gas de baja presión va directamente al tanque receptor de líquidos (V-102) con la finalidad de evitar el paso de aceite hacia la tubería del sistema, así como empezar a quitar los condensados del gas, de aquí que tanto el aceite como los condensados se desalojan del tanque mediante válvulas controladoras de nivel, siendo una de ellas intermitente para el

caso de que llegara un flujo relativamente grande de aceite al tanque, estas dos corrientes son enviadas al tanque de desfogue liquido.

Asi mismo, por la parte de arriba del (V-102) sale el gas para pasar a un pre-enfriador (E-104) ; de aqui llega al tanque separador de alimentacion de baja presión (V-104) el cual tiene en la parte superior una malla molecular y, cuya finalidad de dicho tanque es evitar los posibles arrastres y condensados formados del gas, estos como producto del previo enfriamiento. Los condensados son drenados de este tanque mediante el uso de una válvula controladora de nivel y son enviados por medio de la bomba (P-101) hacia el tanque separador de condensados de baja presión (V-112).

El gas separado es enviado al tanque de succión del compresor de baja presión (V-106) de donde pasará al compresor de baja presión (K-101) donde su presión es aumentada de  $1.1 \text{ kg/cm}^2$  a  $5.3 \text{ kg/cm}^2$  para pasarlo por el enfriador (E-101) y posteriormente unir esta corriente al cabezal de gas de alta presión  $6.1 \text{ kg/cm}^2$ , es decir, a la corriente de gas antes de comprimirlo.

Ahora bien, la corriente denominada gas de alta presión se introduce en el tanque receptor de líquidos (V-101) el cual tiene la misma función que el (V-102) , solo que aquí el posible aceite que llegue es enviado al tanque de desfogue liquido y los condensados son enviados al tanque separador de condensados (V-112). El gas separado del (V-101) se pasa a través del pre-enfriador (E-104) y posteriormente al tanque separador de

alimentación de alta presión (V-103) en donde se lleva a cabo la separación de condensados ligeros y agua del gas, el cual pasa por una malla molecular para ser enviado tanto este gas como el proveniente del compresor de baja presión al tanque de succión del compresor del alta presión de la 1a. etapa (V-105) en donde vuelve a llevarse a cabo la separación de condensados y tanto estos como los provenientes del (V-103) son enviados al tanque separador de condensados de baja presión claro esta mediante el empleo de los correspondientes controladores de nivel.

El gas separado del (V-105) se pasa al compresor de la 1a. etapa de gas de alta presión (K-102) ( $5.3 \text{ kg/cm}^2$  a  $21.8 \text{ kg/cm}^2$ ), luego se introduce al enfriador (E-102) para pasarlo al tanque de succión del compresor de alta presión de la 2a. etapa (V-107) para eliminar los condensados formados debido al enfriamiento del gas de los cuales los hidrocarburos ligeros son enviados al tanque acumulador de condensados de alta presión (V-110) y los hidrocarburos pesados y el agua son enviados al tanque acumulador de condensados de baja presión (V-112). Ambas separaciones se realizan mediante el uso de controladores de nivel. El gas posteriormente se pasa al compresor de la 2a. etapa de gas de alta presión (K-103) ( $21.8 \text{ kg/cm}^2$  a  $84.4 \text{ kg/cm}^2$ ), luego al enfriador (E-104) seguido de un tanque separador de gas húmedo (V-108) donde los condensados son enviados al tanque separador de gas-aceite-agua de alta presión (V-111) y el gas pasa nuevamente para su rectificación al tanque separador de gas de alta presión (V-109) y los condensados son unidos al cabezal de condensados provenientes del (V-108) y el gas es enviado, la

la mayor parte (2.3MMM3SD) a la planta deshidratadora para posteriormente ser enviado a tierra y, la otra parte a la planta endulzadora para cubrir con los requerimientos de la plataforma de gas combustible el cual tiene que ser dulce.

Del tanque acumulador de condensados de alta presión (V-110) el gas separado es enviado al tanque separador de alimentación de alta presión (V-103) para su aprovechamiento, mientras que los condensados son enviados al tanque separador gas-aceite-agua (V-111) por medio de la bomba (P-102) y de una válvula controladora de nivel, en dicho tanque se separa el agua y es enviada al tanque separador de condensados de baja presión (V-112), mientras que el aceite (constituido en este caso por hidrocarburos ligeros y ciertos pesados) es enviado a la línea de gas deshidratado que va a tierra.

Los condensados que llegan al tanque (V-112) están esencialmente constituidos por agua amarga (agua con compuestos ácidos) e hidrocarburos pesados. Dado que en este tanque se lleva a cabo la separación del agua amarga de los hidrocarburos pesados ambas separaciones se realizan mediante el empleo de válvulas controladoras de nivel; de aquí que el agua sea enviada a la planta de tratamiento de agua amarga, y los hidrocarburos pesados o condensados por medio de la bomba (P-104) son enviados a la plataforma de producción para su aprovechamiento.

Los procesos de deshidratación y endulzamiento del gas, así como el tratamiento de agua amarga serán descritos en el capítulo II.

- SERVICIOS AUXILIARES . Los servicios auxiliares con que

cuenta la plataforma son :

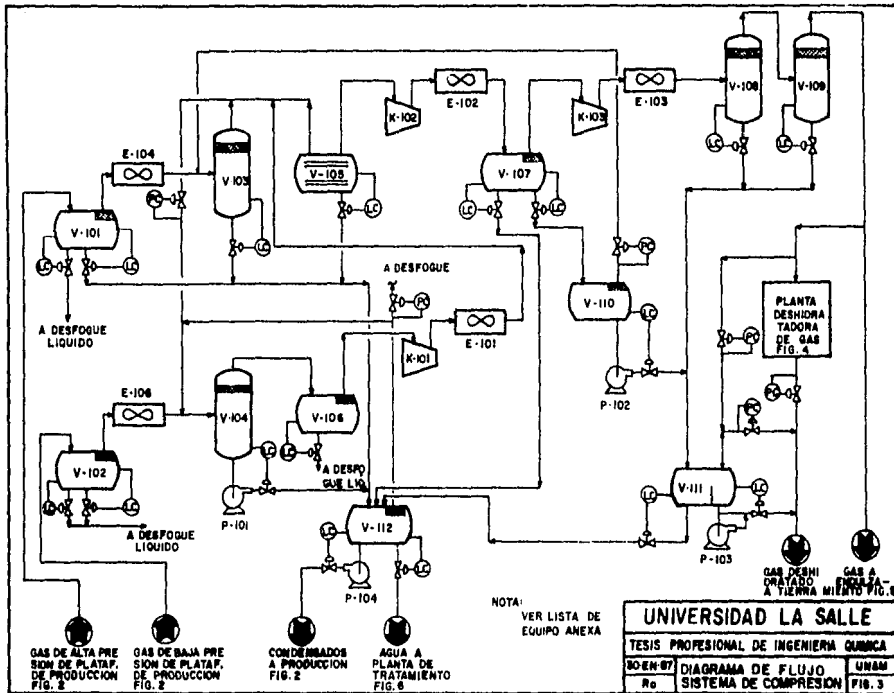
- Agua de servicios para la planta potabilizadora y las estaciones de servicio.
- Agua potable para bebederos, consumo humano, lava-ojos, regaderas de emergencia, lavabos de sanitarios, agua de reposición en las plantas endulzadoras, etc.
- Agua de proceso
- Aire de instrumentos . aire seco  $T_r = -40^{\circ}\text{C}$
- Aire de planta . aire saturado
- Diesel . Alimenta a motores de combustión interna: grúas de pedestal y turbo-compresor.
- Gas combustible . Obtenido mediante el endulzamiento del gas natural, el cual es utilizado como combustible para las turbinas de compresión, para el horno de aceite de calentamiento y para el rehervidor de la planta endulzadora; como componente se utiliza como agente desorbente para el tratamiento de agua amarga a falla de suministro de gas inerte.
- Sistema de Aceite de Calentamiento . Se emplea un líquido de calentamiento tal como el nacional 400 o similar en circuito cerrado, que proporciona el servicio a los intercambiadores de calor de la plataforma.
- Drenajes . Constituidos por dos cabezales de recolección uno para drenajes atmosféricos y otro para drenajes a presión. Los primeros recolectan las corrientes de equipos que no generan vapores de crudo y los drenajes pluviales; los segundos recolectan las corrientes provenientes de equipos que trabajan en condiciones tales que, cuando los fluidos se espongan a la atmósfera exista desprendimiento de gases.
- Sistema de Tratamiento de agua amarga-aceitosa . En este sistema se realiza el agotamiento de los gases ácidos disueltos en el agua proveniente del sistema de compresión.
- Energía eléctrica . Es generada en la plataforma de producción mediante 3 turbo-generadores, los que deben suministrar energía eléctrica a las demás plataformas del complejo, con la operación de 2 de ellos estando el tercero en reserva. La distribución de la energía a las cargas de esta plataforma es a partir de los interruptores en aire del tablero blindado (plataforma de producción) hasta el tablero tipo subestación de esta plataforma, de este tablero se conectan 3 transformadores para reducir la tensión de 4.16 a 0.48 KV que alimentan al tablero de distribución, el cual suministra energía a los cuartos de control de motores en baja tensión.

Entre otros estos fueron los servicios auxiliares más importantes de la plataforma.

En la figura 3 se muestra el diagrama de flujo del sistema de Compresión de Gas con su correspondiente lista de equipo anexa

la cual constituye esencialmente el objetivo de este trabajo.

En el siguiente capítulo se describirán los procesos efectuados y servicios requeridos que de alguna u otra manera constituyen el Sistema de Aceite de Calentamiento.



<b>UNIVERSIDAD LA SALLE</b>		
TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA		
BOEN-87	DIAGRAMA DE FLUJO	UNAM
Ro	SISTEMA DE COMPRESION	FIG. 3

# L I S T A   D E   E Q U I P O

## PLATAFORMA DE COMPRESION

Clave	Servicio
E-101	Enfriador del Compresor de Baja Presión
E-102	Enfriador del Compresor de Alta Presión 1a. Etapa
E-103	Enfriador del Compresor de Alta Presión 2a. Etapa
E-104	Pre-enfriador de Gas de Alta Presión
E-106	Pre-enfriador de Gas de Baja Presión
K-101	Compresor de Gas de Baja Presión
K-102	Compresor de Gas de Alta Presión 1a. Et.
K-103	Compresor de Gas de Alta Presión 2a. Et.
P-101	Bomba de Condensados de Baja Presión
P-102	Bomba de Condensados de Alta Presión
P-103	Bomba de Inyección de Condensados de Alta Presión
P-104	Bomba de Condensado Estabilizado
V-101	Tanque Receptor de Líquidos de Alta Presión
V-102	Tanque Receptor de Líquidos de Baja Presión
V-103	Tanque Separador de Alimentación de Alta Presión
V-104	Tanque Separador de Alimentación de Baja Presión
V-105	Tanque de Succión del Compresor de Alta Presión 1a. Etapa
V-106	Tanque de Succión del Compresor de Baja Presión
V-107	Tanque de Succión del Compresor de Alta Presión 2a. Etapa



- V-108 Tanque Separador de Gas Amargo Húmero
- V-109 Tanque Separador de Gas de Alta Presión
- V-110 Tanque Acumulador de Condensados de Alta Presión
- V-111 Tanque Separador de Gas-Aceite-Agua

## C A P I T U L O   I I .

### F U N C I O N A M I E N T O   D E   L A   P L A T A F O R M A   D E   C O M P R E S I O N

## SISTEMA DE DESHIDRATACION

El objetivo fundamental de la deshidratación del gas natural en las plataformas marinas, consiste en evitar los problemas de corrosión del gasoducto y equipos utilizados para su envío a tierra, debido al H<sub>2</sub>S Sulphide Stress Cracking (SSC), así como evitar el taponeamiento del mismo por formación de hidratos.

La deshidratación se lleva a cabo mediante el uso de dietilenglicol DEG como medio de absorción del agua.

El problema del SSC es que tanto el H<sub>2</sub>S como el CO<sub>2</sub> disueltos en agua forman soluciones ácidas muy corrosivas. Su mecanismo es el siguiente:

1) H<sub>2</sub>S ----- 2H<sup>+</sup> + S<sup>-</sup> ( en solución acuosa)

2) El fierro en el acero es ionizado y disuelto

Fe ----- Fe<sup>++</sup> + 2e<sup>-</sup> ( reacción anódica)

3) los iones H<sup>+</sup> se combinan con los e<sup>-</sup> produciéndose H (atómico), que por su diámetro atómico es capaz de difundirse en el acero.

4) El H (atómico) se asocia molecularmente acumulándose en cavidades, laminaciones o poros, generando presiones elevadas que producen grietas que dan lugar a fugas o roturas de la tubería.

Para que se de la formación de hidratos es necesaria la presencia de agua en el flujo de gas además de que la temperatura de este haya descendido hasta el punto de hidratación.

Al efectuar la deshidratación del gas, se tendrá la certeza de que no se formarán agua libre en la línea ni los hidratos correspondientes, evitándose problemas de obstrucciones parciales

o taponeamientos que reducen la capacidad de transporte del gasoducto.

Ahora bien, el hecho de utilizar DEG como medio absorbente se debe a su higroscopicidad, la excelente estabilidad a la descomposición química y térmica, sus bajas presiones de vapor, disponibilidad y costo moderado.

Propiedades	DEG
Formula	$\begin{array}{c} \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \\   \\ \text{O} \\   \\ \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{OH} \end{array}$
Peso molecular	106.1
Pto. eb. @ 760 mmHg	245.8°C
Temp. descomp. inic	164.4°C
Densidad @ 25 C	1.113 g/cc
Pto. solidificación	-7.8°C
$\mu$ abs. @ 25°C	28.2 cp
$\mu$ abs. @ 60°C	7.6 cp
Cp @ 25°C	2.30 KJ/Kg*K
$\lambda$ vaporiz. @ 1 atm	539.6 KJ/Kg

#### CONDICIONES DEL PROCESO

Componente	Alimentación % mol	Productos % mol
H2O	0.198	0.014
N2	1.433	1.435
CO2	5.126	5.135
H2S	2.096	2.100
C1	68.048	68.168
C2	13.479	13.503
C3	6.239	6.250
i-C4	0.503	0.504
n-C4	0.857	0.859
n-C5	0.576	0.577
n-C6 (+)	1.445	1.445
<b>Total</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>
Flujo kgmol/hr	8,161.000	8,144.000
Flujo kg/hr	192,511.000	192,224.000
M <sup>3</sup> std/dia	4,869.000	4,859.000
Presión kg/cm <sup>2</sup>	84.400	82.300
Temperatura °C	49.000	51.000

## DESCRIPCION DEL PROCESO

El proceso de deshidratación comprende dos partes:

1) absorción de agua y, 2) regeneración de DEG.

1) Absorción de agua.- El gas amargo y húmedo proveniente del módulo de compresión se alimenta a la torre deshidratadora de gas (C-451) a  $84.4 \text{ Kg/cm}^2$  y  $49^\circ\text{C}$ , el cual asciende a contracorriente con DEG al 99 % el que es alimentado por la parte superior de la torre. El gas deshidratado abandona ésta, pasando por la malla eliminadora de niebla a  $84.4 \text{ kg/cm}^2$  y  $51^\circ\text{C}$ , continuando por el enfriador de DEG seco (EA-454) para su posterior envío a tierra, con el contenido de agua especificado de  $0.107 \text{ kg/Mm}^3$  a  $20^\circ\text{C}$  y  $1 \text{ kg/cm}^2$ .

2) Regeneración de Glicol.- Este paso consiste en la eliminación del agua absorbida, el cual se efectúa de la siguiente manera: El DEG rico (húmedo) abandona la torre deshidratadora de gas (C-451) por el fondo mediante el uso de una válvula controladora de nivel, reduciendo la presión de  $84.4 \text{ kg/cm}^2$  a  $4.4 \text{ kg/cm}^2$  man., provocando la vaporización instantánea de los hidrocarburos ligeros, del  $\text{H}_2\text{S}$  y del  $\text{CO}_2$  absorbidos en el DEG. Esta corriente es precalentada hasta  $86^\circ\text{C}$  con el vapor de agua que se desprende de la torre agotadora de DEG (C-452). De aquí, la corriente pasa al tanque separador de hidrocarburos (V-451) donde el posible gas desprendido es enviado al quemador. Los condensados son separados por diferencia de densidades mediante una válvula controladora de nivel y son enviados al separador de hidrocarburos pesados o separador de condensados de baja presión (V-112); mientras que el DEG rico mediante otra

válvula controladora de nivel es enviado al intercambiador de DEG húmedo/DEG seco (EA-451) en donde su temperatura alcanza los 143.3 C. Posteriormente se pasa a través del filtro de cartucho (FG-452) para la eliminación de los sólidos suspendidos, y enseguida el 15 % del flujo se pasa a través del filtro de carbón activado (FG-451) para la eliminación de los posibles hidrocarburos (esto con objeto de mantener limpia la solución y evitar formación de espuma), alimentándose posteriormente a contracorriente con los vapores de agua a la torre agotadora de DEG (C-452). En la parte superior de la misma se encuentra el condensador de reflujo de la torre agotadora (EA-455) cuyas funciones son condensar los vapores de DEG arrastrados por el vapor de agua y heptano que abandonan la columna hacia el separador de heptano (V-452) y, precalentar la corriente de DEG húmedo proveniente de la torre deshidratadora.

El calor requerido para reconcentrar el DEG en la torre regeneradora, es suministrado mediante el empleo de un rehervidor tipo Kettle (EA-453) por el que circula aceite térmico obteniéndose una temperatura del DEG de 167.2 °C. El control de esta temperatura es mediante un controlador que actúa sobre una válvula que regula el flujo de salida del aceite térmico al haz del rehervidor.

El nivel de DEG se controla mediante una mampara que existe en el Kettle y que mantiene cubierto el haz de tubos, derramándose el excedente de DEG al compartimiento de salida de donde es succionado mediante el uso de la bomba de reflujo de la regeneradora (P-454) y enviado hacia la torre regeneradora de DEG

(C-453), ya que es necesario aumentar la pureza del DEG hasta un 99 % para lo cual se lleva a cabo aquí una destilación azeotrópica mediante el empleo de una corriente ascendente de heptano que se alimenta por la parte superior de esta torre.

El DEG seco (pobre) abandona la torre regeneradora de DEG (C-453) por el fondo mediante el uso de una válvula controladora de nivel a una temperatura de 158 °C para llegar al tanque de balance de DEG (V-453). De aquí pasa al intercambiador de DEG húmedo/ DEG seco (EA-451) para salir a una temperatura de 68 °C. Después mediante el uso de la bomba de DEG (P-451) es enviado al enfriador de DEG (EA-454) hasta alcanzar a una temperatura de 85 C. Sin embargo, si por estar deshidratando un bajo volúmen de gas no es alcanzada esta temperatura se dispone del enfriador. (EC-452) para ajustar esta y posteriormente ser inyectado a la torre deshidratadora de gas (C-451).

La mezcla azeotrópica heptano - agua abandona la torre regeneradora de DEG (C-453) por el domo. De ahí se alimenta a la parte inferior de la torre agotadora de DEG (C-452) y junto con el vapor desprendido en el rehervidor (EA-453) realizan el precalentamiento y vaporización de la corriente descendente de DEG rico que es alimentado en la parte superior de ésta.

Ahora bien, el vapor de agua y el heptano que abandonan la torre agotadora de DEG (C-452) y el condensador de reflujo de la torre agotadora de DEG (EA-455) son enviados al enfriador de heptano (EC-451) para ser alimentados al tanque separador de heptano (V-452). En este se separan por diferencia de densidades el agua que es enviada al drenaje mediante una válvula

controladora de nivel, el vapor de agua a la atmósfera y el heptano que se envía mediante el uso de la bomba (P-453) y el uso de una válvula controladora de nivel hacia el vaporizador de heptano (EA-452), el cual también utiliza aceite térmico. De aquí, el vapor de heptano se alimenta a la parte inferior de la torre regeneradora de DEG (C-453).

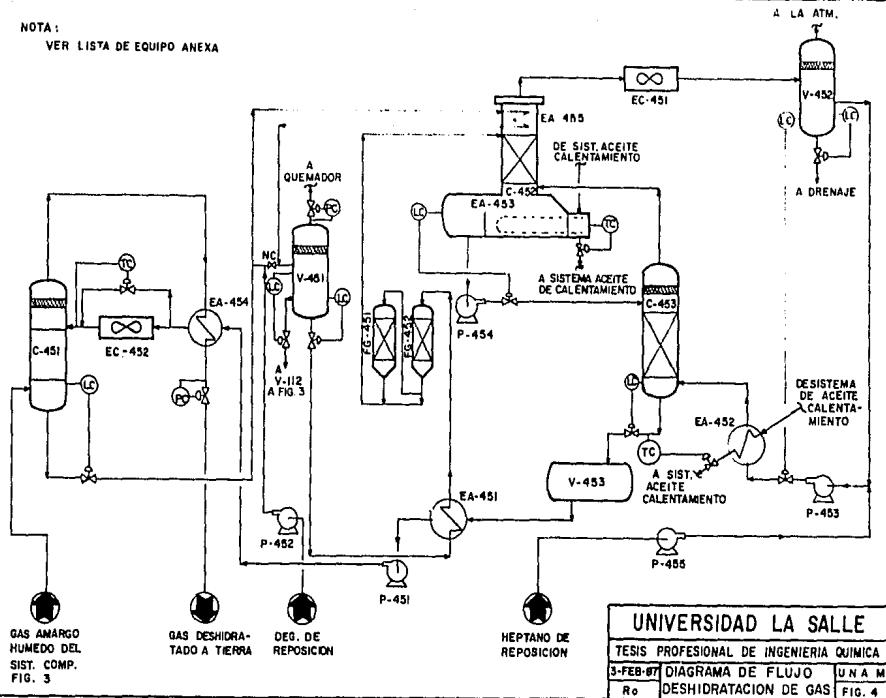
Esta planta cuenta también con reposición tanto de heptano como de DEG. El primero mediante la bomba de reposición de heptano (P-453), se alimenta a la corriente de heptano proveniente del tanque separador del mismo, mientras que el segundo (DEG) mediante el uso de la bomba de reposición de DEG (P-452) se alimenta a la corriente de DEG precalentado antes de alimentarse al tanque separador de hidrocarburos (V-451).

A continuación se encuentra la figura 4 la cual constituye el diagrama de flujo de este sistema con su correspondiente lista de equipo adjunta.

Prosiguiendo con la descripción de procesos efectuados pasamos al sistema de edulzamiento de gas amargo.



NOTA:  
VER LISTA DE EQUIPO ANEXA



GAS AMARGO  
HUMEDO DEL  
SIST. COMP.  
FIG. 3

GAS DESHIDRA-  
TADO A TIERRA

DES. DE  
REPOSICION

HEPTANO DE  
REPOSICION

L I S T A   D E   E Q U I P O

SISTEMA DE DESHIDRATACION DE GAS

Clave	Servicio	Caracteristicas
C-451	Torre Deshidratadora de Gas	
C-452	Torre Agotadora de Dietilenglicol	
C-453	Torre Regeneradora de Dietilenglicol	
EA-451	Intercambiador DEG húmedo/DEG seco	
EA-452	Vaporizador de Heptano	656.4 MKcal/hr
EA-453	Rehervidor de Dietilenglicol	354.9 MKcal/hr
EA-454	Enfriador Gas Deshidratado	
EA-455	Condensador de Reflujo de la Torre Agotadora	
EC-451	Condensador de Heptano	
EC-452	Enfriador de Dietilenglicol	
FG-451	Filtro de Carbon Activado	
FG-452	Filtro de Dietilenglicol Húmedo	
P-451	Bomba de Dietilenglicol	
P-452	Bomba de Reposición de Dietilenglicol	
P-453	Bomba de Heptano	
P-454	Bomba de Reflujo de la Torre Regeneradora	
P-455	Bomba de Reposición de Heptano	

V-451 Tanque Separador de Hidrocarburos

V-452 Tanque Separador de Heptano

V-453 Tanque de Balance de Dietilenglicol

## SISTEMA DE ENDULZAMIENTO

La razón de contar con este sistema, es la de eliminar los componentes ácidos ( $H_2S$  y  $CO_2$ ) presentes en la corriente de gas destinada a servir como combustible en las turbinas de los módulos de compresión y de los generadores eléctricos, en el horno de aceite de calentamiento, así como en otros consumos menores de gas combustible.

Es necesario eliminar el  $H_2S$  presente en la corriente de gas ya que alcanza una concentración del 2 % molar, la cual resulta excesiva a la que pueden manejar las turbinas sin sufrir daño en sus álabes por la corrosión.

El endulzamiento se lleva a cabo mediante el empleo de una solución de Dietanol-amina (DEA) al 30 % en peso, la cual ha sido utilizada por muchos años para el tratamiento de gases que contienen apreciables cantidades de  $H_2S$  y  $CO_2$ .

La DEA no es selectiva y por tanto remueve el  $H_2S$  y el  $CO_2$ .

Los productos de descomposición de reacción son esencialmente no corrosivos, aparte de que los productos de degradación que se puedan formar a partir de la solución de DEA se remueven fácilmente por filtración a través de carbón activado. De aquí, que este es el proceso empleado en la plataforma.

## CONDICIONES DE PROCESO

Componentes	Alimentación % mol	Productos % mol
H <sub>2</sub> O	8.147	8.255
H <sub>2</sub> S	2.119	4.8 ppm
CO <sub>2</sub>	5.141	1888ppm
N <sub>2</sub>	1.148	1.527
Hidrocarburos	91.175	98.248
Total	108.880	108.888
Flujo kgmol/hr	199.211	185.058
Flujo kg/hr	4714.888	4138.888
Dens. g/cc	8.896	8.887
P kg/cm <sup>2</sup>	84.4	83.3
T °C	49.8	52.8

## DESCRIPCION DEL PROCESO

Se divide en 2 secciones: 1) Absorción de gases ácidos y 2) Regeneración de dietanol-amina (DEA).

1) Absorción de gases ácidos.- La corriente de alimentación de gas amargo se introduce por la parte inferior de la torre agotadora de DEA (C-401) la cual opera a 83.3 kg/cm<sup>2</sup> y 52°C en donde asciende a contracorriente con la solución acuosa de DEA al 38 % peso, la cual es alimentada por la parte superior generalmente a una temperatura entre 58 y 68 °C.

El gas dulce abandona la torre para pasar al tanque lavador de gas dulce (V-401) donde los posibles condensados H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> y DEA son desalojados por el fondo del mismo mediante una válvula controladora de nivel y son enviados al tanque de desorción de hidrocarburos (V-403). Esto es con el objeto de garantizar un gas dulce y libre de DEA, aun bajo condiciones anormales de operación.

Por el domo del tanque lavador sale el gas dulce, es

decir, gas combustible el cual es enviado a distribución para sus diferentes usos, con un contenido máximo de H<sub>2</sub>S de 14 ppm.

2) Regeneración de DEA.- Por el fondo de la torre agotadora de DEA (C-401) es desalojada la DEA rica mediante una válvula controladora de nivel y es enviada al tanque de desorción de hidrocarburos (V-403) en donde los condensados (hidrocarburos pesados) son enviados al tanque separador de condensados de baja presión (V-112) por el uso de una válvula controladora de nivel. En el tanque (V-403) se provoca una vaporización instantánea (flasheo) de los hidrocarburos ligeros debido a la reducción de presión de 83.3 kg/cm<sup>2</sup> a 4.9 kg/cm<sup>2</sup>. De aquí, son enviados al sistema de desfogue. Entre tanto, la DEA rica por medio de otra válvula controladora de nivel es pasada a través del filtro de DEA rica (FG-401) para la eliminación de las posibles impurezas o basuras arrastradas debido a la degradación de DEA.

Una vez que sale del filtro es enviada hacia el intercambiador DEA rica/DEA pobre (EA-401) en donde aumenta su temperatura de 62 a 104°C. Posteriormente es alimentada al plato superior de la torre regeneradora de DEA (C-402) en donde desciende a contracorriente con vapor de agua a 121 °C para realizar la desorción de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> de la DEA.

Los vapores de H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> a 110°C abandonan la torre por el domo y son pasados al enfriador de gas ácido (EC-402) para salir a una temperatura de 49 °C y alimentarse al tanque acumulador de reflujo de la torre regeneradora (V-404) en donde los vapores constituidos esencialmente por H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> y poca cantidad de agua salen por el domo del tanque y son enviados a

desfogue, mientras que el agua condensada, mediante el uso de la bomba de reflujo de la torre regeneradora (P-403) y una válvula controladora de nivel es retornada a la parte superior de la torre regeneradora de DEA.

Ahora bien, por el fondo de la torre regeneradora la solución de DEA es desalojada a una temperatura de  $121^{\circ}\text{C}$  mediante el uso de una válvula controladora de nivel y es introducida la mayor parte (20397 kg/hr) al intercambiador de DEA rica/DEA pobre (EA-401) para salir a una temperatura de  $77^{\circ}\text{C}$  ; mientras que la otra parte de DEA (8192 kg/hr) es introducida al rehervidor a fuego directo de la torre regeneradora (EA-402). Aquí solo se llevará a cabo un cambio latente de la solución, ya que esta será introducida por el fondo de la torre regeneradora de DEA (C-402).

Una vez que sale la DEA pobre del intercambiador (EA-401), mediante el uso de la bomba (P-402) es enviada al enfriador de DEA pobre (EC-401) de donde pasa al tanque de balance de DEA (V-404) con unas condiciones de  $P = 1.4 \text{ kg/cm}^2$  y  $T = 52^{\circ}\text{C}$  el tanque provee el tiempo de residencia necesario para un mejor control de las condiciones de operación y recibe los repuestos de DEA concentrada y agua tratada. Con el objeto de mantener las condiciones de operación de este tanque se envía cierta cantidad de gas a desfogue o bien, cuando sea necesario se le inyectará gas combustible.

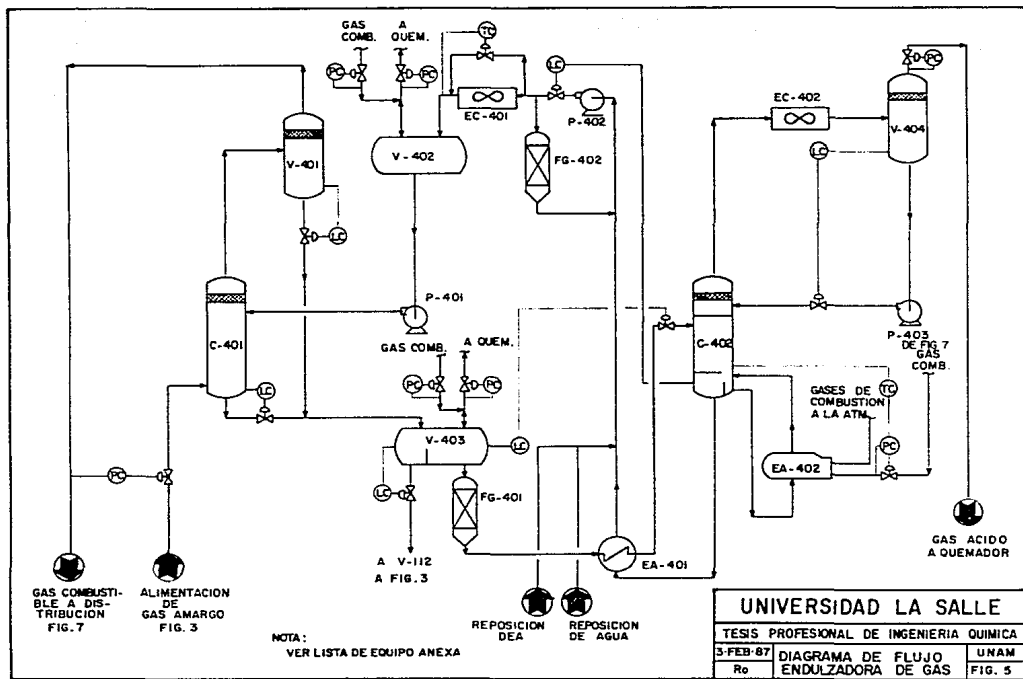
La DEA pobre se succiona del tanque anterior mediante la bomba de DEA de alta presión (P-401) y se envía a la parte superior de la torre absorbadora de gas ácido (C-401).

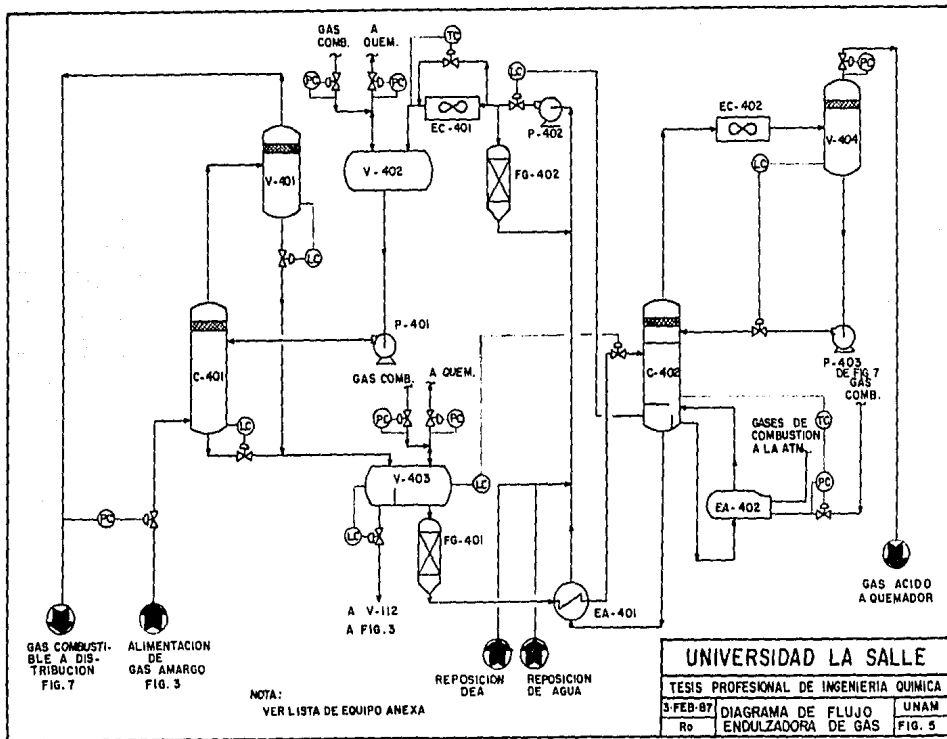
Con el objeto de mantener la solución de DEA libre de impurezas que causen problemas de corrosión y de formación de espuma se toma de la descarga de la bomba de DEA de baja presión (P-402) antes del enfriador de DEA (EC-401), alrededor del 10 % de la corriente circulante haciéndose pasar por el filtro de DEA pobre (FG-402) el cual utiliza carbón activado para ser recirculada junto con la adición de anti-espumante a la succión de la bomba antes mencionada.

En la figura 5 se muestra el diagrama de flujo del sistema antes descrito con su lista de equipo anexa.

Enseguida se prosigue con la descripción del último proceso efectuado en la Plataforma de Compresión.







## LISTA DE EQUIPO

## SISTEMA DE ENDULZAMIENTO DE GAS

Clave	Servicio
C-401	Torre Absorbadora de Gas Amargo
C-402	Torre Regeneradora de Dietanolamina
EA-401	Intercambiador DEA rica/DEA pobre
EA-402	Rehervidor de la Torre Regeneradora
EC-401	Enfriador de Dietanolamina
EC-402	Enfriador de Gas Acido
FG-401	Filtro de Dietanolamina rica
FG-402	Filtro de Dietanolamina pobre
P-401	Bomba de Dietanolamina de Alta Presión
P-402	Bomba de Dietanolamina de Baja Presión
P-403	Bomba de Reflujo de Torre Regeneradora
V-104	Tanque Separador de Gas Dulce
V-402	Tanque de Balance de Dietanolamina
V-403	Tanque de Desorción de Hidrocarburos
V-404	Tanque Acumulador de Reflujo de la Torre Regeneradora

## S I S T E M A   D E   T R A T A M I E N T O   D E   A G U A A M A R G A   A C E I T O S A

Este sistema tiene como objetivo el evitar la contaminación del medio ambiente, eliminando el aceite y los gases ácidos presentes en el agua de desecho proveniente del sistema de compresión de gas y de la plataforma de producción, antes de ser enviada al mar.

Este sistema esta constituido por una separación trifásica que se lleva a cabo en un tanque coalescedor y que complementa el sistema mediante el empleo de una torre agotadora de gas ácido.

### C O N D I C I O N E S   D E   P R O C E S O

Componente	Alimentación % mol	Productos % mol
N2	-----	0.001
CO2	0.082	0.010
H2S	0.279	0.000
H2O	99.685	99.988
Hidrocarburos	0.034	15 ppm
Flujo kgmol/hr	765.500	761.400
Flujo kg/hr	13866.000	13721.000
m3PD @ 15.6°C	333.000	329.600
P kg/cm <sup>2</sup>	1.1	0.7
T °C	49.0	48.0

### D E S C R I P C I O N   D E L   P R O C E S O

La mezcla agua amarga aceitosa proveniente del sistema de compresión de gas y de la plataforma de producción, es pasada a través del filtro de agua aceitosa (FG-601) y es enviada posteriormente al tanque separador de gas-aceite-agua (V-601) en donde la separación de estos componentes es debido a la diferencia de sus densidades y a la coalescencia de las

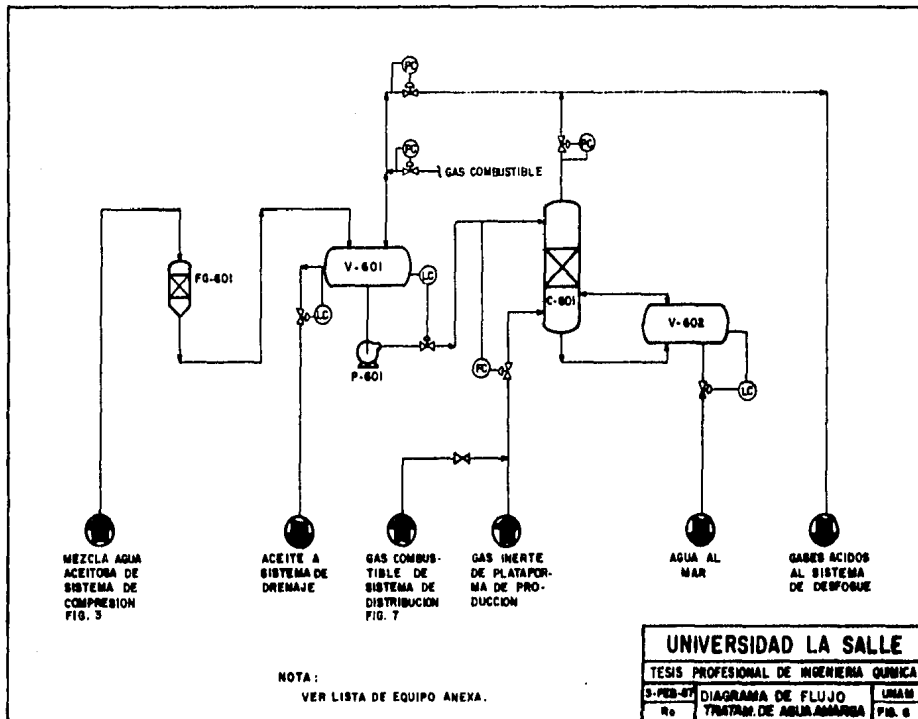
partículas de aceite. Esto se logra mediante placas corrugadas (sección coalescedora) cuya función es agrupar las gotas de aceite suspendidas en el agua; así como dar el tiempo de residencia necesario para su separación. Por medio de una válvula es desalojado el aceite el cual es enviado al sistema de drenaje. De no existir el desprendimiento suficiente de gas, entonces se inyectará gas combustible con la finalidad de mantener en forma constante las condiciones de operación del mencionado tanque ( $0.7 \text{ kg/cm}^2$  y  $49^\circ\text{C}$ ). El agua separada por medio de otra válvula controladora de nivel y de la bomba de agua amarga (P-601), es alimentada por la parte superior a la torre agotadora de gas ácido (C-601), la cual desciende a contracorriente con gas inerte (a falta de este se utilizará gas combustible) mediante el uso de una válvula controladora de flujo. Su finalidad es llevar a cabo el agotamiento de  $\text{H}_2\text{S}$  del agua. Los vapores constituidos principalmente por  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$  abandonan la torre por el domo y mediante el uso de una válvula controladora de presión son enviados al sistema de desfogue.

El agua desalojada por el fondo de la torre es enviada al tanque de balance de agua tratada (V-602) cuya finalidad es mantener un cierto nivel de líquido en la torre para evitar el arrastre de gases ácidos por el agua. Este tanque tiene una tubería igualadora de presión para lograr lo anteriormente descrito. Parte del agua del tanque de balance de agua tratada (V-602) es desalojada por medio de una válvula controladora de nivel a fin de mantener el nivel del tanque y evitar problemas

en el proceso.

En la figura 6 se muestra el diagrama de flujo del sistema mencionado con su lista de equipo adjunto.

A continuación se describirán los principales servicios auxiliares de la plataforma de referencia que forman parte del sistema de aceite de calentamiento, siendo el primero de ellos el sistema de distribución de gas combustible.



NOTA:  
VER LISTA DE EQUIPO ANEXA.

<b>UNIVERSIDAD LA SALLE</b>		
TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA		
3-FEB-07	DIAGRAMA DE FLUJO	UNSAM
No.	TRATAM. DE AGUA MARA	FIG. 6

## L I S T A   D E   E Q U I P O

## TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA ACEITOSA

Clave	Servicio
-------	----------

C-601	Torre Agotadora de Gas Acido
-------	------------------------------

FG-601	Filtro de Agua Aceitosa
--------	-------------------------

P-601	Bomba de Agua Amarga
-------	----------------------

V-601	Tanque Separador de Gas Aceite Agua
-------	-------------------------------------

V-602	Tanque de Balance de Agua Tratada
-------	-----------------------------------



## DISTRIBUCION DE GAS COMBUSTIBLE

El sistema de distribución de gas combustible tiene como función proporcionar el gas dulce necesario para la operación de los diferentes equipos de la plataforma y del complejo que lo requieran.

El gas dulce proveniente del sistema de endulzamiento de gas se suministra a la red de distribución del mismo, la cual cuenta con dos niveles de presión: el primero opera a 83.3 kg/cm<sup>2</sup> y 52 C para ser suministrado a las turbinas de los módulos de compresión; el segundo opera a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> y 32 C para su suministro a los demás equipos que lo requieran.

Para llevar a cabo lo anterior primeramente se provoca la disminución de presión de 83.3 kg/cm<sup>2</sup> a 35.2 kg/cm<sup>2</sup> a través de una válvula controladora, produciéndose un flash del gas, es por esto que se alimenta al tanque separador de gas combustible (V-405) para drenar por la parte inferior del mismo los condensados formados (hidrocarburos ligeros principalmente), los cuales son enviados por medio de una válvula controladora de nivel al tanque acumulador de condensados de alta presión (V-118) del sistema de compresión de gas amargo. Mientras tanto el gas abandona el separador (V-405) por el domo a 35.2 kg/cm<sup>2</sup>, enseguida se le aumenta la temperatura de 32 C a 39 C en el sobrecalentador de gas combustible (ED-401), esto es con el objeto de evitar la formación de hidratos por la disminución de presión.

El intercambiador (ED-401) utiliza aceite del sistema de calentamiento, controlando la temperatura del gas mediante un

controlador de temperatura que actúa una válvula instalada en la salida del aceite del calentador.

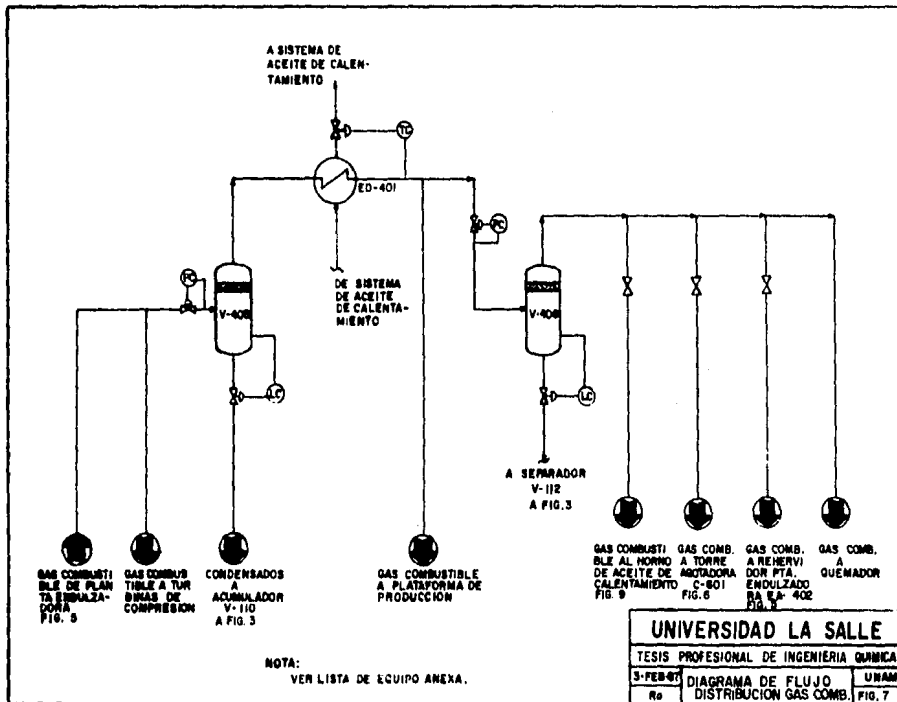
Parte del gas sobrecalentado se envía a la plataforma de producción, mientras que el resto por medio de una válvula controladora de presión se le disminuye la presión de 35.2 kg/cm<sup>2</sup> a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> y como consecuencia la temperatura desciende de 39 °C a 28 °C para alimentarse al tanque rectificador de gas combustible (V-406) donde se lleva a cabo la separación de condensados, los cuales son enviados a través de una válvula controladora de nivel al tanque separador de condensados de baja presión (V-112) también del sistema de compresión de gas amargo.

Mientras que el gas abandona el rectificador por el domo a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> y 28 °C y en estas condiciones se distribuye a los siguientes equipos :

- Horno de aceite de calentamiento
- Torre agotadora de gas ácido
- Rehervidor de planta endulzadora
- Quemador

A continuación se muestra es diagrama de flujo del sistema arriba descrito (Figura 7), se anexa lista de equipo correspondiente.

Enseguida se describe otro de los servicios auxiliares d la Plataforma de Compresión de Gas que forma parte del Sistema de Aceite de Calentamiento.



<b>UNIVERSIDAD LA SALLE</b>		
TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA		
3-FEB-81	DIAGRAMA DE FLUJO DISTRIBUCION GAS COMB.	UNAM
Re	FIG. 7	FIG. 7

## L I S T A   D E   E Q U I P O

## SISTEMA DE DISTRIBUCION DE GAS COMBUSTIBLE

Clave	Servicio	Características
ED-401	Sobrecalentador de Gas Combustible	15.3 MKcal/hr
V-405	Tanque Separador de Gas Combustible	
V-406	Tanque Rectificador de Gas Combustible	

## PLANTA POTABILIZADORA DE AGUA DE MAR

Su objetivo es proporcionar agua potable para el consumo humano de los trabajadores y de procesos cuando así lo requiera.

Esencialmente el proceso de potabilización consiste en una evaporación al vacío, la cual está complementada por enfriamiento con agua de mar y auxiliada de un medio de calentamiento con agua potable.

### DESCRIPCION DEL PROCESO

El agua de mar se pasa a través del filtro (FG-301) para eliminar los posibles sólidos arrastrados. De aquí se alimenta al condensador de vapor de agua (EK-301), en donde sirve como medio de enfriamiento al agua potable al mismo tiempo que es precalentada para que parte de su flujo sea alimentada al evaporador de agua de mar (EJ-301). Otra parte del mismo es alimentada al eductor (EG-301) por medio de la bomba de agua (P-301), y el resto del flujo es enviado al mar.

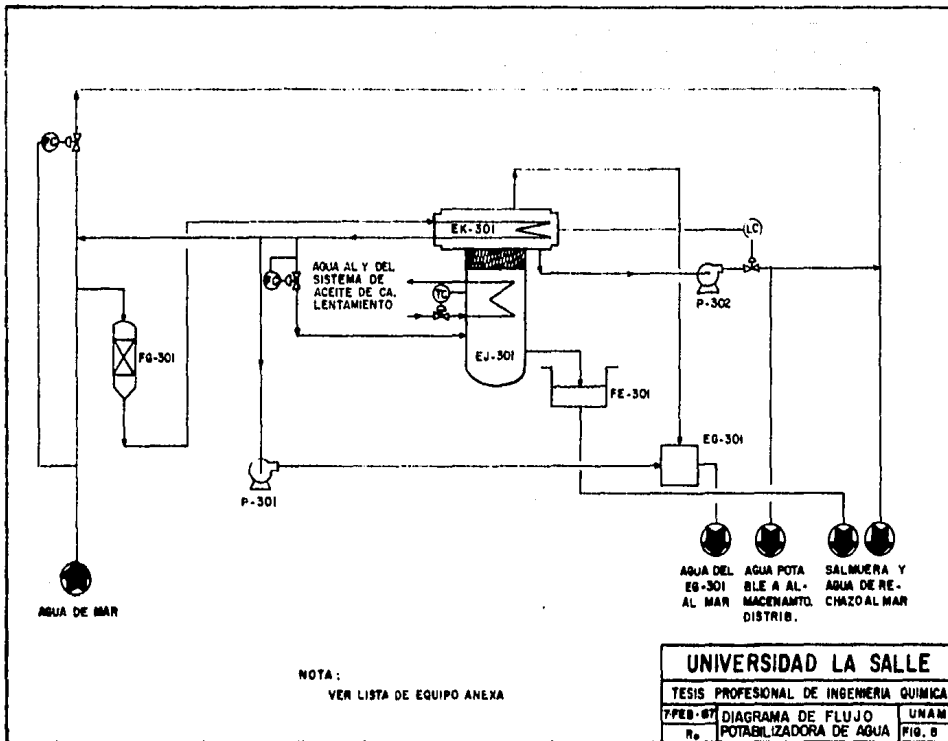
En lo referente al evaporador (EJ-301) este tiene como medio de calentamiento agua potable, la cual se calienta en un intercambiador por medio de aceite de calentamiento.

El vapor asciende hacia el condensador (EK-301), una vez condensado el vapor de agua por medio de la bomba de agua potable (P-302) es enviada al almacenamiento y distribución de agua potable. En dicho evaporador se mantiene un cierto nivel de agua (salmuera) el cual se controla por el empleo de un depósito de salmuera (FE-301) para su posterior envío al mar.

Ahora bien, dentro de lo que es el eductor (EG-301) es alimentado con agua de mar en donde se provoca un aumento de velocidad así como la disminución de la presión, por lo que, se efectúa vacío en el evaporador, succionando aire saturado proveniente del condensador (EK-301). Una vez provocado el vacío (103 mmHg) el agua de mar se envía al mar.

En la figura 8 se ilustra el diagrama de flujo de la planta anteriormente descrito. Así mismo, se adjunta su lista de equipo.

A continuación se hace una breve descripción de lo que es el Sistema de Aceite de Calentamiento el cual constituye uno de los servicios auxiliares de la plataforma de referencia.



## LISTA DE EQUIPO

## PLANTA POTABILIZADORA DE AGUA DE MAR

Clave	Servicio
EG-301	Eductor
EJ-301	Evaporador de Agua de Mar
EK-301	Condensador de Agua Potable
FE-301	Tanque de Salmuera
FG-301	Filtro de Agua de Mar
P-301	Bomba de Agua de Mar
P-302	Bomba de Agua Potable



## SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

El objetivo de este sistema es proporcionar la carga térmica necesaria por cada uno de los diferentes cambiadores existentes en la plataforma.

El sistema esta constituido por los siguientes equipos:

- Horno de Calentamiento
- Intercambiadores de calor
- Bombas de Aceite
- Tanque de Expansión Térmica
- Filtro
- Bomba y Tanques para Almacenamiento de Aceite

Conformando todos ellos un circuito cerrado, cuyo fluido de trabajo es el aceite de calentamiento; el sistema opera a baja presión  $7 \text{ kg/cm}^2$  y en un intervalo de temperaturas de  $190 \text{ C}$  a  $232 \text{ C}$ .

El proceso se inicia en el tanque de expansión térmica, de ahí el aceite es succionado por la bomba hacia el horno, una vez calentado suministrará la energía demandada por los diferentes consumidores, para reiniciar nuevamente el ciclo.

Las condiciones de operación de cada uno de los equipos anteriormente mencionados seran descritos en el Capitulo III, así como las características y/o propiedades de aceite. En tanto que, el diseño de los mismos se efectuará en los Capítulos IV y V

## CAPITULO III.

### DESCRIPCION DEL SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

El presente capítulo tiene como objeto proporcionar toda la información necesaria para llevar a cabo el diseño térmico e hidráulico del sistema de referencia. Dicha información estará integrada por los siguientes cuatro puntos:

### 3.1 ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

#### 1.- GENERALIDADES

1.1 Función del Sistema .- El sistema de aceite de calentamiento deberá ser diseñado para proporcionar la carga térmica en los equipos de la plataforma que así lo requieran, como son: el sistema de deshidratación, el sistema de gas combustible y la planta potabilizadora de agua.

1.2 Tipo de Proceso .- Consiste básicamente en un circuito cerrado de aceite de calentamiento cuya carga térmica será suministrada por un horno de combustión.

El sistema deberá contar con toda la instrumentación y servicios auxiliares necesarios para una operación confiable y segura. Así mismo, será diseñado bajo los siguientes principios básicos:

- 1.2.1 Que el equipo sea de alta confiabilidad
- 1.2.2 Que su diseño permita el ahorro de energéticos
- 1.2.3 Que tenga un mínimo de efluentes contaminantes

#### 2.- DATOS DEL LUGAR

2.1.- Localización .- Sonda de Campeche, México.

2.2.- Orientación .- SW 45° - 59' - 30°

2.3.- Condiciones Climatológicas :

2.3.1.- Vientos : Dominantes de N a S  
 Reinantes de E a W ; SE a NW ; NW a SW  
 Velocidad Máxima = 201 km/hr

2.3.2.- Temperaturas : máxima promedio = 33 °C

    mínima extrema = 28 °C

    promedio del mes más caliente = 38 °C

2.3.3.- Humedad Relativa : máxima = 100 %

    mínima = 87,7 %

    diseño = 100 %

2.3.4.- Precipitación Pluvial : máxima = 88 mm/hr.

### 3.- CAPACIDAD , RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD

3.1 Factor de Servicio .- El sistema se diseñara para operar 365 días al año.

3.2 Capacidad .- Estará determinada por la demanda de carga térmica de los equipos que requieran del servicio.

3.3 Flexibilidad .- El sistema no operará a falta de aire de instrumentos, energía eléctrica o suministro de gas combustible. A falla de aire de instrumentos se contará con un sistema de paro ordenado.

3.4 Ampliaciones Futuras .- No se prevén aumentos de capacidad.

### 4.- REQUERIMIENTOS DEL SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

Los datos que a continuación aparecen corresponden a las cantidades que necesitan ser calentadas por el aceite, especificando la clase del componente a calentar.

#### 4.1 Planta Deshidratadora.

##### 4.1.1 Dietilenglicol (DEG) EA-453

Capacidad : kg/hr	Max	Nor	Min
Entrada / Salida	20063/19994	18243/18176	16585/16524
Temperatura : °C			
Entrada / Salida	167.2/167.2	143.3/167.2	143.3/143.3

## 4.1.2 Heptano EA-452

Capacidad : kg/hr	Max	Nor	Min
Entrada / Salida	8562/5708	7784/5189	7076/4717
Temperatura : °C			
Entrada / Salida	149/149	60/149	60/60

## 4.2 Sistema de Gas Combustible ED-401

## 4.2.1 Gas Dulce

Capacidad : kg/hr	Max	Nor	Min
Entrada / Salida	3656/3656	3323.5/3323.5	3021/3021
Temperatura : °C			
Entrada / Salida	39.44/39.44	31.11/39.44	31.11/31.11

## 4.3 Planta Potabilizadora de Agua EA-351

## 4.3.1 Agua Potable

Capacidad : kg/hr	Max	Nor	Min
Entrada / Salida	84728/84728	77025/77025	70023/70023
Temperatura : °C			
Entrada / Salida	80/80	70/80	70/70

## 4.4 Planta Endulzadora de Gas Amargo T-702

## 4.4.1 Agua Potable

Capacidad : kg/hr	Max	Nor	Min
Entrada / Salida	2958/2958	2689/2689	2445/2445
Temperatura : °C			
Entrada / Salida	55.56/55.56	20.0/55.56	20/20

## 5.- CONDICIONES DE OPERACION DEL SISTEMA

Fluido : Aceite Térmico

Peso Molecular Promedio = 437.4

## 5.1.- ALIMENTACION AL HORNO BA-701

Temperatura = 190 °C

Presión = 7 kg/cm<sup>2</sup> man.

Sp.Gr. = 0.855

## 5.2.- SALIDA DEL HORNO BA-701

Temperatura = 232 °C

Presión = 3.5 kg/cm<sup>2</sup> man.

Sp.Gr. = 0.839

## 6.- CONDICIONES DE ALIMENTACION AL SISTEMA EN LIMITE DE BATERIAS.

Origen	Estado Físico	Presión kg/cm <sup>2</sup> man max/nor/min	Temperatura °C max/nor/min	Forma Recibo
Tierra	Líquido	atmosférica	38/ 33/ 20	Tambores 20 Lts.

## 7.- CONDICIONES DEL PRODUCTO EN LIMITE DE BATERIAS

Estas no se tienen puesto que es un circuito cerrado. Cuando se realiza la limpieza del sistema, los desechos se desaguan al sistema de drenaje cerrado.

## 8.- SERVICIOS AUXILIARES DEL SISTEMA

Como se mencionó en el capítulo anterior dentro de la descripción de la Plataforma de Compresión, el sistema de aceite de calentamiento es un servicio requerido por los procesos que se realizan en ésta. Ahora bien, para el funcionamiento del sistema de aceite de calentamiento se demandan los siguientes servicios:

## 8.1 Aire de Instrumentos y Planta

Fuente de suministro : Será generado en la plataforma

Presión = 8.8 kg/cm<sup>2</sup> man.

Temperatura = 38 °C

Disponibilidad : La requerida

## 8.2 Agua Contra Incendio

Fuente de suministro : Mar (bombeada)

Presión = 10.545 kg/cm<sup>2</sup> man.

Temperatura = ambiente

Disponibilidad : La requerida

## 8.3 Gas Combustible

Fuente de suministro : SerA obtenido en esta plataforma mediante el endulzamiento de gas.

Presión = 4.5 kg/cm<sup>2</sup> man.

Temperatura = 20 °C

Disponibilidad : La requerida

## 8.4 Gas Inerte

Se dispondrá de tanques de Nitrógeno puro. Su disponibilidad será la requerida de acuerdo a los siguientes usos :

8.4.1 Como colchón para los casos del tanque de expansión térmica y del tanque de almacenamiento de aceite térmico.

8.4.2 Como inertizante para el horno de calentamiento y para las líneas de servicio.

## 8.5 Desfogues y Venteos

Los relevos y desfuegos serán direccionados de la siguiente manera: el sistema de gas combustible hacia el cabezal de relevo del sistema de compresión; mientras que el aceite de calentamiento ya sea hacia el drenaje cerrado o bien hacia la atmósfera.

## 8.6 Energía Eléctrica

Como ya se mencionó con anterioridad, es generada en la plataforma de producción. Sin embargo, será suministrada por la

red de distribución correspondiente, disponible en los siguientes niveles:

Tensión = 480 Voltios

Ciclos = 60

Fases = 3

Disponibilidad = La requerida

#### 9.- BASES DE DISEÑO DE EQUIPOS

9.1.- Bombas.- Se diseñarán con un valor de NPSH excedido. La capacidad de las bombas deberán tener un 10 % de exceso con respecto al valor máximo de diseño en lo referente a flujo, y un 15 % con respecto a la presión.

9.2.- Cambiadores de Calor.- El diseño deberá dar un margen de 10 % de exceso. Para facilidades de limpieza deberá evitarse la distribución triangular de los tubos de los cambiadores y estar cimentados preferentemente a nivel de piso y con purgas en puntos inferiores. Finalmente deberá estimarse la velocidad real de los flujos dentro de los tubos para no tener ni una fuerte abrasión ni un alto ensuciamiento.

9.3 Horno de Aceite de Calentamiento.- Será de tipo de calentador cilíndrico con tubos verticales a fuego directo constituido por serpentines. Deberá tener un 20 % de exceso sobre la capacidad de diseño. La instrumentación deberá ser muy precisa a fin de registrar temperaturas a las entradas y salidas de las secciones de convección y radiación así como las presiones de cada serpentín. De igual manera, deberá contar con un adecuado y eficiente sistema de ajuste y registro de aire de combustión y exceso de éste.



9.4 Recipientes .- El tanque acumulador debe ser de capacidad suficiente para evitar la inundación en los paros y alineamientos de su bomba.

El tanque de expansión debe ser de capacidad suficiente para absorber la máxima variación de volumen

#### 10.- BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTACION

La instrumentación sera neumática y electrónica. Todos los instrumentos de campo serán fácilmente accesibles y sustituibles.

#### 11 .- NORMAS , CODIGOS Y ESPECIFICACIONES

API - RP - 14 C

API - RP - 14 F

API - RP - 14 G

API - RP - 500 B

API - RP - 610

ASME

ANSI

ASTM

TEMA

NFFA

NACE

PEMEX

IMP

### 3.2 DESCRIPCION DEL PROCESO

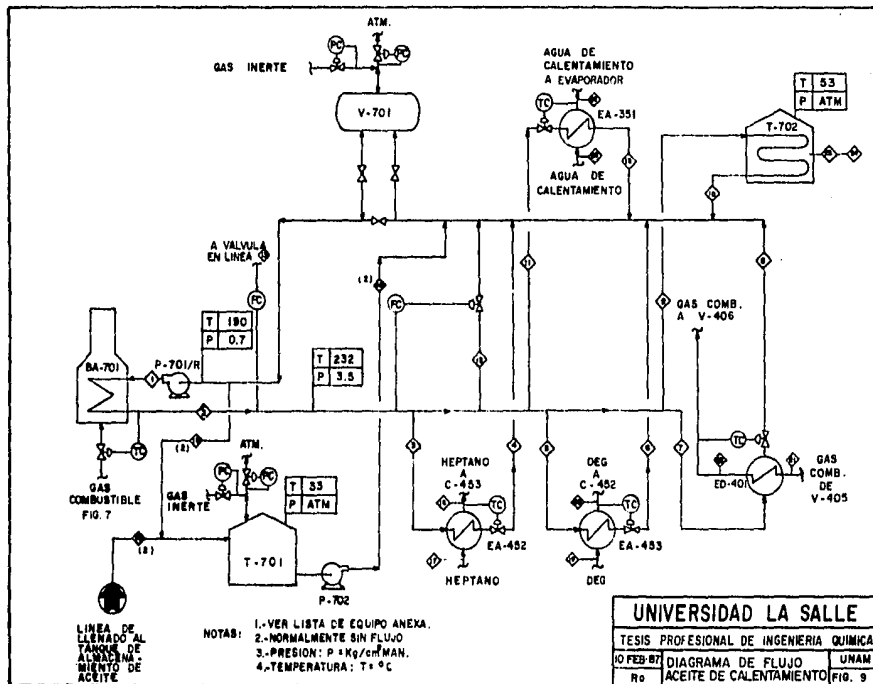
El sistema de aceite de calentamiento forma un circuito cerrado, el que para efecto de descripción, se considera que principia en el tanque de expansión térmica V-701. De este tanque se envía el aceite al horno BA-701 mediante la bomba de aceite de calentamiento P-701.

El aceite sale del horno BA-701 a una presión de 3.5 kg/cm<sup>2</sup> con una temperatura de 232 °C para ser distribuido a los diferentes usuarios los cuales son: el vaporizador de heptano (EA-452) , el rehervidor de dietilenglicol (EA-453), el sobrecalentador de gas combustible (ED-401), el intercambiador de agua potable (EA-351) y el tanque de calentamiento de tambores de DEA (T-702). Una vez suministrado el aceite requerido por cada uno de los anteriores equipos es recolectado en un cabezal para su posterior envío al tanque de expansión térmica (V-701) cuyas funciones de operación son de 0.25 kg/cm<sup>2</sup> y 190 °C, su función es absorber las variaciones de volumen debidas a los cambios de presión y temperatura que se presenten durante el servicio. Además este tanque cuenta con la entrada o salida de gas inerte para mantener constante las condiciones de operación. Una vez realizado lo anterior el aceite se envía al horno (BA-701), de esta manera se cierra el circuito de aceite de calentamiento.

La línea de salida del horno cuenta con indicadores de temperatura los cuales mandan señal de alarma o de paro; así mismo se tiene un indicador por bajo nivel el cual manda arrancar la bomba de reposición de aceite de calentamiento (P-702).

El sistema cuenta también con un tanque de almacenamiento de aceite de calentamiento (T-701) así como con una bomba de reposición de aceite (P-702) la cual arranca cuando es detectado un bajo flujo en el circuito, si éste en 10 segundos no se restablece, entonces se envía una señal de paro al calentador exclusivamente. Si el flujo se restablece en el tiempo indicado entonces el controlador de flujo colocado a la salida del horno envía una señal a la válvula de control de flujo montada sobre la línea de desvío la cual se abre para permitir la recirculación del 10 % del flujo total a fin de absorber las variaciones que puedan presentarse a causa de la disminución de flujo de aceite o bien a los diferentes usuarios. Por otro lado, el control de temperatura de aceite caliente regula la válvula de la línea de alimentación de gas combustible al hogar del horno.

En operación normal de este sistema no hay flujo a través del tanque de expansión el cual se mantiene alineado sólo para absorber las variaciones de volumen provocadas por el calentamiento del aceite.



## LISTA DE EQUIPO

## SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

Clave	Servicio	Características
BA-701	Horno del Sistema de Aceite de Calentamiento	1891.2 MKcal/hr
EA-351	Intercambiador de Agua Potable	769.6 MKcal/hr
EA-452	Vaporizador de Heptano	656.4 MKcal/hr
EA-453	Rehervidor de Dietilenglicol	354.9 MKcal/hr
ED-101	Sobrecalentador de Gas Combustible	15.3 MKcal/hr
	Serpentín del Tanque de Calent. DEA	95.5 MKcal/hr
P-701/R	Bomba de Aceite de Calentamiento	1499.5 @ 1.1 LPM DP = 7.23 Kg/CM <sup>2</sup>
P-702	Bomba de Reposición de Aceite de Aceite de Calentamiento	175.5 @ 1.1 LPM DP = 1.68 Kg/cm <sup>2</sup>
V-701	Tanque de Expansión Térmica	762 mm DI 1372 mm T-T
T-701	Tanque de Almacenamiento de Aceite de Calentamiento	1219 mm DI 2438 mm T-T
T-702	Tanque de Calentamiento de Calentamiento de Dietanlamina	1200 mm DI 2980 mm T-T

### 3.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Se considerará una diferencia de temperatura máxima por el lado del aceite de 100°F.

Las capacidades caloríficas (cp) del fluido a calentar se evaluarán a la temperatura promedio aritmético de las de entrada y salida del mismo.

#### MEMORIA DE CALCULO

1.0 Temperatura salida del horno :  $T_1 = 450^\circ \text{F}$

2.0 Energia

$$Q = Q_H + Q_{\text{DEG}} + Q_{\text{HEP}} + Q_{\text{A.P}} + Q_{\text{G.C}} + Q_{\text{DEA}} \quad ; \text{ BTU/hr}$$

donde :  $Q_H$  = Calor proporcionada por el horno

$Q_{\text{DEG}}$  = Carga térmica del rehervidor de dietilenglicol DEG

$Q_{\text{HEP}}$  = Carga térmica del vaporizador de heptano HEP

$Q_{\text{A.P}}$  = Carga térmica del cambiador de agua potable A.P

$Q_{\text{G.C}}$  = Carga térmica del sobrecalentador de gas combustible G.C

$Q_{\text{DEA}}$  = Carga térmica del serpentín del tanque de dietanol anima DEA

3.0 Materia

$$W_{\text{ac H}} = W_{\text{ac DEG}} + W_{\text{ac HEP}} + W_{\text{ac A.P}} + W_{\text{ac G.C}} + W_{\text{ac DEA}} + W_{\text{ac Rec}}$$

lb/hr

donde :  $W_{\text{ac H}}$  = Flujo másico de aceite a calentar en el horno

$W_{\text{ac DEG}}$  = Flujo másico de aceite para calentar el dietilenglicol DEG

W  
ac HEP = Flujo másico de aceite para calentar el heptano  
HEP

W  
ac A.P = Flujo másico de aceite para calentar el agua  
potable A.P

W  
ac G.C = Flujo másico de aceite para calentar el gas  
combustible G.C

W  
ac DEA = Flujo másico de aceite para calentar la dietanol  
amina DEA

W  
ac Rec = Flujo másico de aceite de recirculación Rec

#### 4.0 Agua Potable : A.P

$$Q_{A.P} = w c_p (t_2 - t_1) ; \text{ BTU/hr}$$

donde : w = 169,658 lb/hr de agua potable

$$t_1 = 158^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 176^\circ\text{F}$$

c<sub>p</sub> es evaluado a la temperatura promedio ; BTU/lb

#### 4.1 Suponer temperatura de salida del aceite : T<sub>2</sub>

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

#### 4.2 Temperatura promedio del aceite : T<sub>P</sub>

$$T_P = \frac{T_1 + T_2}{2} ; ^\circ\text{F}$$

#### 4.3 Flujo másico de aceite : W ac A.P

$$W_{ac A.P} = \frac{Q_{A.P}}{C_P @ T_P (T_1 - T_2)} ; \text{ lb/hr}$$

#### 5.0 Gas Combustible G.C

$$Q_{G.C} = w c_p (t_2 - t_1) ; \text{ BTU/hr}$$

donde :  $w = 7320$  lb/hr de gas combustible

$$t_1 = 88 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 103 \text{ } ^\circ\text{F}$$

cp evaluado a la temperatura promedio ; BTU/lb

5.1 Suponer temperatura de salida del aceite : T2

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

5.2 Temperatura promedio del aceite : TP

$$TP = \frac{T_1 + T_2}{2} ; \text{ } ^\circ\text{F}$$

5.3 Flujo másico de aceite : W  
ac G.C

$$W_{\text{ac G.C}} = \frac{Q_{\text{G.C.}}}{CP \text{ @ } TP (T_1 - T_2)} ; \text{ lb/hr}$$

6.0 Dietanolamina : DEA

$$Q_{\text{DEA}} = w_{\text{cp}} (t_2 - t_1) ; \text{ BTU/hr}$$

donde :  $w = 5923$  lb/hr de agua potable para calentar la dietanol  
amina DEA

$$t_1 = 68 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 132 \text{ } ^\circ\text{F}$$

cp evaluado a la temperatura promedio ; BTU/lb

6.1 Suponer temperatura de salida del aceite : T2

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

6.2 Temperatura promedio del aceite : TP

$$TP = \frac{T_1 + T_2}{2} ; \text{ } ^\circ\text{F}$$

6.3 Flujo másico de aceite : W  
ac DEA



$$W_{ac\ DEB} = \frac{Q_{DEB}}{CP @ TP (T_2 - T_1)} ; \text{ lb/hr}$$

### 7.0 Dietilenglicol DEG

$$Q_{DEG} = (w_{cp} (t_2 - t_1))_{DEG} + (w \lambda)_{H_2O} ; \text{ BTU/hr}$$

donde :  $w = 40183 \text{ lb/hr}$  de dietilenglicol DEG

$w = 147 \text{ lb/hr}$  de agua a evaporar

$t_1 = 298^\circ\text{F}$

$t_2 = 333^\circ\text{F}$

$cp$  evaluado a la temperatura promedio

$\lambda =$  calor latente del agua a  $333 \text{ F}$  y  $2 \text{ psig}$

### 7.1 Suponer temperatura de salida del aceite : $T_2$

$$T_2 = ? ; ^\circ\text{F}$$

### 7.2 Temperatura promedio del aceite : $TP$

$$TP = \frac{T_1 + T_2}{2} ; ^\circ\text{F}$$

### 7.3 Flujo másico de aceite : $W_{ac\ DEG}$

$$W_{ac\ DEG} = \frac{Q_{DEG}}{CP @ TP (T_1 - T_2)} ; \text{ lb/hr}$$

### 8.0 Heptano HEP

$$Q_{HEP} = Q_p + Q_v + Q_{sc}$$

### 8.1 Calor en zona de precalentamiento : $Q_p$

$$Q_p = w (H_{l @ tv} - H_{l @ t_1}) ; \text{ BTU/lb}$$

donde :  $w = 14287.5 \text{ lb/hr}$  de heptano alimentado

$tv = 258^\circ\text{F @ } 38 \text{ psia}$ , temperatura de ebullición del

heptano

$$t_1 = 140 \text{ F}$$

H = entalpia del heptano evaluado a la temperatura correspondiente

8.2 Calor en zona de vaporización :  $Q_v$

$$Q_v = w_v (H_v @ t_v - H_l @ t_v) ; \text{ BTU/hr}$$

donde :  $w_v = 11430 \text{ lb/hr}$  de heptano a vaporizar

H = entalpia del heptano a la temperatura correspondiente ; BTU/lb

8.3 Calor de sobrecalentamiento :  $Q_{sc}$

$$Q_{sc} = w_v (H_v @ t_2 - H_v @ t_1) ; \text{ BTU/hr}$$

donde  $t_2 = 300 \text{ }^\circ\text{F}$

H = entalpia del heptano evaluada a temperatura correspondiente ; BTU/lb

8.4 Suponer temperatura de salida del aceite :  $T_2$

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

8.5 Temperatura promedio del aceite : TP

$$TP = \frac{T_1 + T_2}{2} ; \text{ }^\circ\text{F}$$

8.6 Flujo másico de aceite :  $W_{ac \text{ HEP}}$

$$W_{ac \text{ HEP}} = \frac{Q_{HEP}}{CP @ TP (T_1 - T_2)} ; \text{ lb/hr}$$

9.0 Flujo másico de recirculación de aceite :  $W_{ac \text{ Rec}}$

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

$$W_{ac\ Rec} = 1.1 \sum_{i=1}^{n+1} W_i \quad ; \text{ lb/hr}$$

ac requerida por cada cambiador

10.0 Carga Térmica Total :  $Q_H$  (suministrada por el horno)

$$Q_H = \sum_{i=1}^{n+1} Q_i$$

donde :  $Q_i$  = Carga térmica requerida por cada uno de los diversos cambiadores.

#### 11.0 Fin del calculo

A continuación se muestran los resultados de dicho balance obtenidos mediante el uso de una calculadora programable, los cuales se encuentran concentrados en el correspondiente cuadro sinóptico de balance de materia y energía anexo con las correspondientes conversiones al sistema internacional.

PROGRAMA: BALANCE DE MATERIA  
Y ENERGIA

67\*LBL 02  
\*M GC\* PROMPT STO 11  
\*CF GC\* PROMPT STO 12  
\*T1 GC\* PROMPT STO 13  
\*T2 GC\* PROMPT STO 14  
RCL 13 - RCL 12 \*  
RCL 11 \* INT STO 15  
\*Q GC\* ARCL 15 PROMPT

91\*LBL 03  
\*T2 AC\* PROMPT STO 16  
RCL 05 + 2 / STO 17  
\*TP\* ARCL 17 PROMPT  
\*CP AC\* PROMPT STO 16  
RCL 05 RCL 16 -  
RCL 18 \* 1/X RCL 15  
\* STO 19 \*M AC/GC\*  
ARCL 19 PROMPT ARCL 19  
PROMPT RCL 18 \*  
RCL 05 RCL 16 - \*  
INT STO 20 RCL 15  
X=Y? GTO 04 GTO 03

132\*LBL 04  
\*M H2O/DEA\* PROMPT  
STO 21 \*CP H2O/DEA\*  
PROMPT STO 22  
\*T1 H2O/DEA\* PROMPT  
STO 23 \*T2 H2O/DEA\*  
PROMPT STO 24 RCL 23  
- RCL 22 \* RCL 21 \*  
INT STO 25  
\*Q H2O/DEA\* ARCL 25  
PROMPT

156\*LBL 05  
\*T2 AC\* PROMPT STO 26  
RCL 05 + 2 / STO 27  
\*TP\* ARCL 27 PROMPT  
\*CP AC\* PROMPT STO 26  
RCL 05 RCL 26 -  
RCL 28 \* 1/X RCL 25  
\* STO 29  
\*M AC/H2O/DEA\* ARCL 23  
PROMPT RCL 28 \*  
RCL 05 RCL 26 - \*  
INT STO 30 RCL 25  
X=Y? GTO 06 GTO 05

195\*LBL 06  
\*M DEG\* PROMPT STO 31  
\*CP DEG\* PROMPT STO 32  
\*T1 DEG\* PROMPT STO 33  
\*T2 DEG\* PROMPT STO 34  
\*M H2O\* PROMPT STO 35  
\*M H2O\* PROMPT STO 36  
RCL 34 RCL 33 -  
RCL 32 \* RCL 31 \*  
RCL 35 RCL 36 \* +  
INT STO 37 \*G DEG\*  
ARCL 37 PROMPT

250\*LBL 07  
\*T2 AC\* PROMPT STO 38  
RCL 05 + 2 / STO 39  
\*TP\* ARCL 39 PROMPT  
\*CP AC\* PROMPT STO 40  
RCL 05 RCL 38 -  
RCL 40 \* 1/X RCL 37  
\* STO 41 \*M AC/DEG\*  
ARCL 41 PROMPT RCL 40  
\* RCL 05 RCL 38 - \*  
INT STO 42 RCL 37  
X=Y? GTO 08 GTO 07

269\*LBL 08  
\*MV HEP\* PROMPT STO 43  
.8 / STO 44 \*ML HEP\*  
ARCL 44 PROMPT  
\*T1 HEP\* PROMPT STO 45  
\*TEB HEP\* PROMPT  
STO 46 \*T2 HEP\* PROMPT  
STO 52 \*HL HEP aT1\*  
PROMPT STO 47  
\*HL HEP aTeb\* PROMPT  
STO 45 RCL 47 -  
RCL 44 \* STO 49  
\*MV HEP aTeb\* PROMPT  
STO 50 RCL 49 -  
RCL 43 + (T) 51  
\*MV HEP aT2\* PROMPT  
STO 53 RCL 50 -  
RCL 43 + STO 54  
RCL 51 + RCL 49 +  
INT STO 55 \*Q HEP\*  
ARCL 55 PROMPT

324\*LBL 09  
\*T2 AC\* PROMPT STO 56  
RCL 05 + 2 / STO 57  
\*TP\* ARCL 57 PROMPT  
\*CP AC\* PROMPT STO 58  
RCL 05 RCL 56 -  
RCL 58 \* 1/X RCL 55  
\* STO 59 \*M AC/HEP\*  
ARCL 59 PROMPT RCL 58  
\* RCL 05 RCL 56 - \*  
INT STO 60 RCL 55  
X=Y? GTO 10 GTO 09

363\*LBL 10  
RCL 05 RCL 19 +  
RCL 29 + RCL 41 +  
RCL 55 + STO 61 .1 +  
STO 62 \*M AC F\*  
ARCL 62 PROMPT RCL 61  
+ STO 63 \*MT AC\*  
ARCL 63 PROMPT RCL 10  
RCL 20 + RCL 30 +  
RCL 42 + RCL 60 +  
STO 64 \*Q1 AC\*  
ARCL 64 PROMPT .END.

REP R N E

81\*LBL \*R N E\*  
\*M H2O\* PROMPT STO 00  
\*CP H2O\* PROMPT STO 01  
\*TE H2O\* PROMPT STO 02  
\*TS H2O\* PROMPT STO 03  
RCL 02 - RCL 01 \*  
RCL 00 \* INT STO 04  
\*Q H2O\* ARCL 04  
PROMPT \*T1 AC\* PROMPT  
STO 05

26\*LBL 01  
\*T2 AC\* PROMPT STO 06  
RCL 05 + 2 / STO 07  
\*TP\* ARCL 07 PROMPT  
\*CP AC\* PROMPT STO 06  
RCL 05 RCL 06 -  
RCL 08 \* 1/X RCL 04  
\* STO 09 \*M AC/H2O\*  
ARCL 09 PROMPT RCL 06  
\* RCL 05 RCL 06 - \*  
INT STO 10 RCL 04  
X=Y? GTO 02 GTO 01

XEQ "B M E"

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA:  
BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

M H2O	169,658.0000	RUN	M DEG	40,183.0000	RUN
CP H2O	1.0000	RUN	CP DEG	.7124	RUN
TE H2O	158.0000	RUN	T1 DEG	290.0000	RUN
TS H2O	176.0000	RUN	T2 DEG	333.0000	RUN
Q H2O=3,853,644.000		RUN	M H2O	147.0000	RUN
T1 AC	450.0000	RUN	Z H2O	1,200.0000	RUN
T2 AC	379.0000	RUN	Q DEG=1,400,509.000		RUN
TP=414.5000		RUN	T2 AC	350.0000	RUN
CP AC	.6062	RUN	TP=400.0000		RUN
M AC/H2O=71781.9363		RUN	CP AC	.5992	RUN
M GC	7,320.5000	RUN	M AC/DEG=24207.0465		RUN
CP GC	.5540	RUN	HY HEP	11,430.0000	RUN
T1 GC	88.0000	RUN	ML HEP=14,287.5000		RUN
T2 GC	103.0000	RUN	T1 HEP	140.0000	RUN
Q GC=60,833.0000		RUN	Teb HEP	250.0000	RUN
T2 AC	410.0000	RUN	T2 HEP	300.0000	RUN
TP=430.0000		RUN	HL HEP aT1	165.0000	RUN
CP AC	.6132	RUN	HL HEP aTeb	230.0000	RUN
M AC/GC=2495.5947		RUN	HY HEP aTeb	350.0000	RUN
C/GC=2495.59472,400,1451		RUN	HY HEP aT2	375.0000	RUN
M H2O/DEA	5,923.0000	RUN	Q HEP=2,566,037.000		RUN
CP H2O/DEA	1.0000	RUN	T2 AC	350.0000	RUN
T1 H2O/DEA	60.0000	RUN	TP=400.0000		RUN
T2 H2O/DEA	132.0000	RUN	CP AC	.5992	RUN
Q H2O/DEA=379,072.0000		RUN	M AC/HEP=44443.6326		RUN
T2 AC	400.0000	RUN	M AC/R=15526.4317		RUN
TP=425.0000		RUN	MT AC=170791.9004		RUN
CP AC	.6169	RUN	QT H=7,496,295		RUN
M AC/H2O/DEA=12337.0044		RUN			

## S I S T E M A    A C E I T E    D E    C A L E N T A M I E N T O

## CUADRO SINOPTICO DE BALANCE DE MATERIA

	1	2	3	4	5
CORRIENTE					
COMPONENTE	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr
Total	77539.5	77539.5	20177.5	20177.5	10990.0
Peso molec	437.4	437.4	437.4	437.4	437.4
Dens. relat	0.8536	0.8390	0.8390	0.8595	0.8390
Dens. g/cm <sup>3</sup>	0.8540	0.8394	0.8394	0.8599	0.8394
Cap. calor. cal/g	0.5859	0.6221	0.6221	0.5741	0.6221
Visc. cp	1.5764	0.9985	0.9985	1.8850	0.9985
Cond. Term. cal/hr/M/°C	97.8812	95.3929	95.3929	98.6669	95.3929
Temp. °C	190	232	232	177	232
Presion Kg/cm <sup>2</sup>	7.0	3.5	3.5	1.1	3.5
Carga term. cal/hr	1887050340		651681324		354944268

## S I S T E M A    A C E I T E    D E    C A L E N T A M I E N T O

CUADRO SINOPTICO DE BALANCE DE MATERIA

	6	7	8	9	10
CORRIENTE					
COMPONENTE	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr
Total	10990.0	1133.0	1133.0	5601.0	5601.0
Peso molec	437.4	437.4	437.4	437.4	437.4
Dens. relat	0.8595	0.8390	0.8473	0.8390	0.8494
Dens. g/cm <sup>3</sup>	0.8599	0.8394	0.8477	0.8394	0.8497
Cap. calor. cal/g	0.5741	0.6221	0.6033	0.6221	0.5987
Visc. cp	1.8850	0.9985	1.1933	0.9985	1.2420
Cond. Term. cal/hr/M/°C	98.667	95.393	96.703	95.393	97.030
Temp. °C	177	232	210	232	204.4
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	1.1	3.5	1.1	3.5	1.1
Carga term. cal/hr		15329916		95526144	

## S I S T E M A    A C E I T E    D E    C A L E N T A M I E N T O

## CUADRO SINOPTICO DE BALANCE DE MATERIA

	11	12	13	14	15
CORRIENTE					
COMPONENTE	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr
Total	32589.0	32589.0	7049.0	9,710	9,710
Peso molec	437.4	437.4	437.4	437.4	437.4
Dens. relat	0.8390	0.8536	0.8390	0.9217	0.8536
Dens. g/cm <sup>3</sup>	0.8394	0.8540	0.8394	0.9221	0.8540
Cap. calor. cal/g	0.6221	0.5883	0.6221	0.4271	0.5859
Visc. cp	0.9985	1.5121	0.9985	101.52	1.5764
Cond. Term. cal/hr/M/°C	95.393	97.718	95.393	107.90	97.881
Temp. °C	232	193	232	20	190
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	3.5	1.1	3.5	2.8	0.7
Carga term. cal/hr		769568688			



## S I S T E M A   A C E I T E   D E   C A L E N T A M I E N T O

## CUADRO SINOPTICO DE BALANCE DE MATERIA

+++++						
+ CORRIENTE	+ 16	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ COMPONENTE	+ Kg/hr	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+++++						
+ Total	+ 18,681	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+++++						
+ Peso molec	+ 437.4	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Dens.relat	+ 0.9217	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Dens.g/cm <sup>3</sup>	+ 0.9221	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Cap.calor.	+ 0.4271	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ cal/g		+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Visc. cp	+ 181.52	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Cond.Term.	+ 187.98	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ cal/hr/M/°C		+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Temp. °C	+ 28	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Presión	+ ATM	+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+ Kg/cm <sup>2</sup>		+ +	+ +	+ +	+ +	+ +
+++++						

## FLUIDOS A CALENTAR

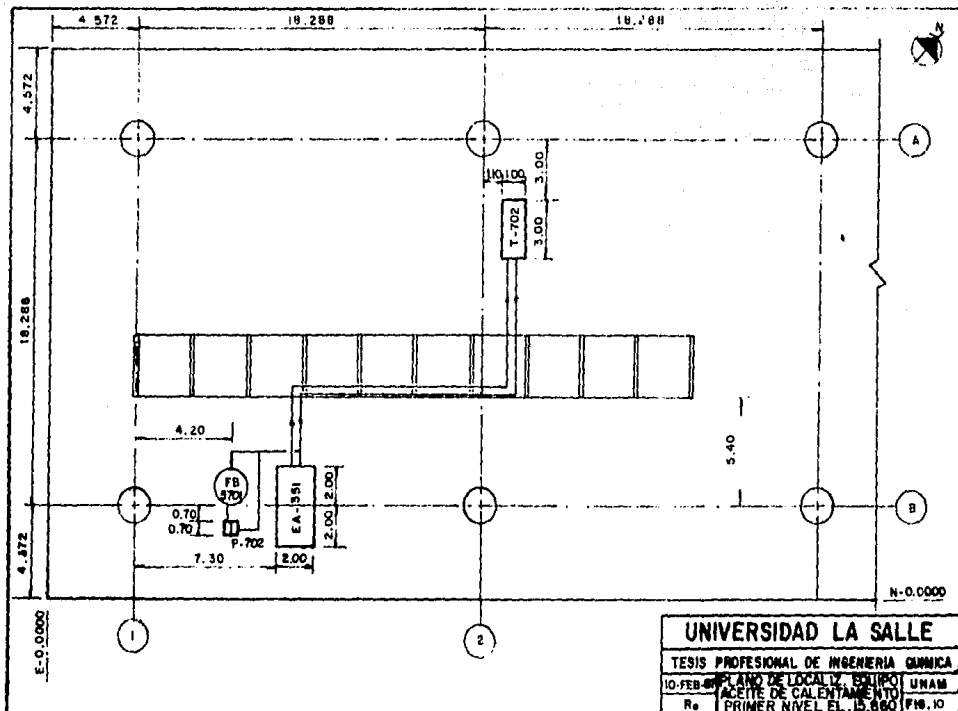
CORRIENTE	17	18	19	20	21	22
COMPONENTE	Heptano	Heptano	DEG	DEG	G.C.	G.C.
EQUIPO	EA-452	EA-452	EA-453	EA-453+ED-401	ED-401	
Total Kg/hr	7784	5189	18243	18176	3323.5	3323.5
Peso molec	100	100	101.49	101.5	21.7	21.7
Temp. °C	60	149	143.33	167.2	31.1	39.4
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	2.1	1.05	0.7	0.49	35.2	34.5

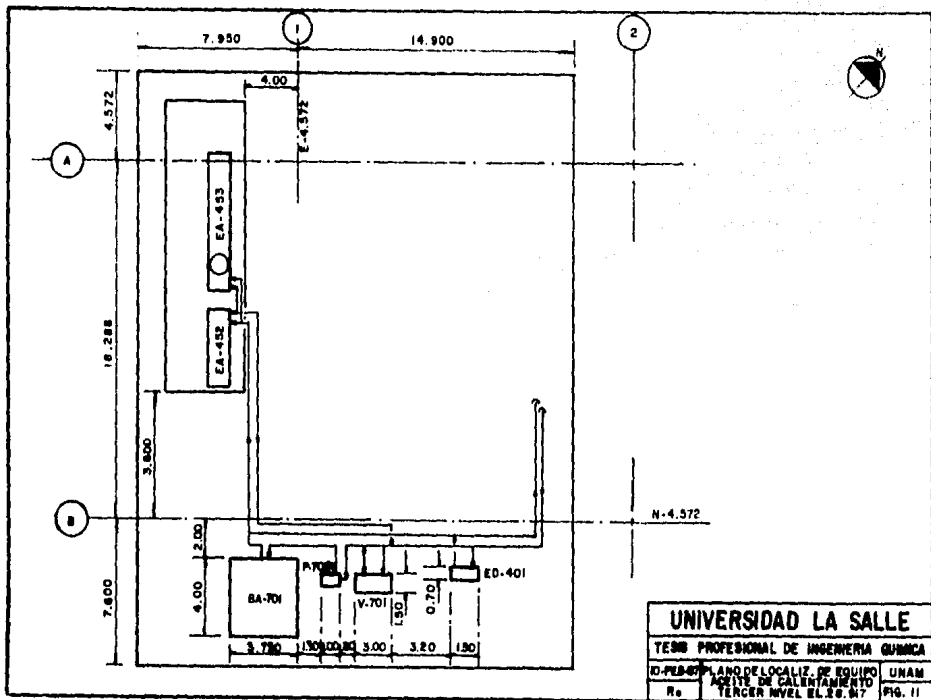
CORRIENTE	23	24	25	26		
COMPONENTE	Ag.Pot.	Ag.Pot.	Ag.Pot.	Ag.Pot.		
EQUIPO	T-702	T-702	EA-351	EA-351		
Total Kg/hr	2689	2689	77025	77025		
Peso molec	18	18	18	18		
Temp. °C	20	55.6	70	80		
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	ATH	ATH	2.2	0.9		

A continuación se muestran las figuras 10 y 11 que corresponden a los arreglos de equipo en el 1er. y 3er. niveles de la plataforma.

Se ilustran de manera simplificada los trazos de la tubería y las rutas de esta son en base a la experiencia de la autora y de ninguna manera deben ser tomados como un trazo exacto de lo que debe ser un arreglo de tuberías de un departamento especializada.

Lo anterior aplica para los isométricos que se incluyen en el capítulo V, con el fin de indicar la secuencia de cálculos involucrados.





## CAPITULO IV

### DISEÑO TERMICO

Se procederá ahora con el cálculo térmico de los equipos involucrados en el Sistema de Aceite de Calentamiento.

Para la realización de este capítulo de emplearon el método del Dr. Donald Kern así como la ecuación de Mostinsky para el caso en que se presente la ebullición del componente.

Durante el cálculo de cada uno de los equipos es necesario ir revisando que se este cumpliendo con el Balance de Calor, con las Caldas de Presión máximas permisibles así como con la convergencia del Coeficiente Total de Transferencia de Calor.

Para el ajuste de esta última se varia el diámetro de los tubos, con la longitud y el número de los mismos. Este es el punto clave del procedimiento.

A continuación se exponen las secuencias y memorias de cálculo de cada uno de los equipos térmicos incluidos en el sistema de referencia.

INTERCAMBIADOR DE AGUA POTABLE  
AES

LADO TUBOS	LADO CORAZA
ACEITE DE CALENT.	AGUA POTABLE
T1 = 450°F	t1 = 158°F
T2 = ? °F	t2 = 176°F
W =           lb/hr	w = 169,658 lb/hr
Rd = 0.001 hr ft <sup>2</sup> F/BTU	Rd = 0.001 hr ft <sup>2</sup> F/BTU
DP perm. = 10 lb/in <sup>2</sup>	DP perm. = 10 lb/in <sup>2</sup>

DATOS PARA EL CAMBIADOR

Longitud de tubos : L = 16 ft.

MEMORIA DE CALCULO

1. Balance de calor

$$Q = W CP (T1 - T2) = w cp (t2 - t1) \quad ; \text{ BTU/hr}$$

2. Suponer Temperatura de salida del aceite : T2

$$T2 = ? \quad ; \quad ^\circ\text{F}$$

3. Calcular el flujo másico de aceite : W

$$W = \frac{Q}{CP (T1 - T2)} \quad ; \quad \text{lb/hr}$$

4. Diferencia verdadera de temperatura : DT

$$DT = LMTD * Ft$$

$$LMTD = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{T1 - t2}{T2 - t1}} \quad ; \quad ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} \quad S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1}$$

Con R y S leer el valor de Ft de la figura 18 a la 23 del Kern.

$$Ft = ?$$



De esta manera se definen el numero de pasos por los tubos y por la coraza.

5.8 Temperaturas Calòricas : Tc (fluido caliente)

tc (fluido frio)

$$\frac{DTc}{DT_h} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Si el aceite empleado tiene 34 API y un intervalo de temperatura de 75°F, entonces leer Kc y Fc con los datos anteriores en la figura 17 del Kern.

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) ; ^\circ F$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) ; ^\circ F$$

A estas temperaturas se evaluan las propiedades correspondientes de cada fluido :

densidad :  $\rho$  o  $\rho$  ; lb/ft<sup>3</sup>

viscosidad :  $\mu$  o  $\mu$  ; cp

cap.calorifica : CP o cp ; BTU/lb

cond.tèrmica : K o k ; BTU ft/hr ft<sup>2</sup>°F

6.8 Suponer Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U

$$U \# = ? ; \text{BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ F$$

7.8 Area de Transferencia de Calor : A

$$A = \frac{Q}{U \# (DT)} ; \text{ft}^2$$

LADO TUBOS (FLUIDO CALIENTE ; ACEITE DE CALENT.)

8.8 Suponer diámetro de tubería : DE

$$DE = ? ; \text{in}$$

y por consiguiente

$$DI = ? ; \text{in}$$

$$a' = ? ; \text{ft}^2/\text{ft lineal}$$

ver tabla 18 del Kern

9.8 Número de tubos : Nt

$$Nt = \frac{A}{L * a'}$$

10.8 De acuerdo con el número de pasos por los tubos y arreglo en cuadro, ver tabla 9 del Kern para obtener el número real de tubos y el diámetro de la coraza.

Número Real de Tubos : NRT

$$NRT = ?$$

$$Ds = ? ; \text{in}$$

11.8 Área de Flujo : at

Área de flujo por tubo : a' = ? ; in<sup>2</sup>

$$at = \frac{NRT * a'}{144 * n} ; \text{ft}^2$$

donde n = número de pasos por los tubos

12.8 Masa Velocidad : Gt

$$Gt = \frac{W}{at} ; \text{lb/hr ft}^2$$

13.8 Número de Reynolds : Re t

$$Re t = \frac{DI * Gt}{12 * \mu * 2.42}$$

14.8 Factor de Fricción : f t

$$f t = ? \text{ figura 26 del Kern}$$

15.8 Factor de transferencia de calor : jh t

$$jh t = ? \text{ figura 24 del Kern}$$

16.8 Coeficiente de transferencia de calor interno : hi

$$hi = \frac{jh t * 12 * K (CP * \mu)^{1/3}}{DI (K)} ; \text{ BTU/hr ft}^2\text{F}$$

17.0 Coef. de Transf. de Calor interno referido al diam. ext.: hio

$$hio = hi * \frac{DI}{DE} ; \text{ BTU /hr ft}^2\text{F}$$

#### CAIDA DE PRESION . LADO TUBOS

18.0 Calda de presión por los tubos : DPT

$$DPT = \frac{f * Gt^2 * L * n * 12 * 62.4}{5.22 * 10^8 * DI * \rho} ; \text{ lb/in}^2$$

19.0 Calda de presión por retornos : DPr

$$DPr = \frac{1.6795 * n * Gt^2}{3600 * \rho^3} ; \text{ lb/in}^2$$

20.0 Calda de presión total por los tubos : DPT t

$$DPT t = DPT + DPr ; \text{ lb/in}^2$$

21.0 Si DPT t < 10 entonces continúa lado coraza ;

Si DPT t > 10 entonces regresa a suponer otro diámetro de tubería, es decir, retorna al punto número 8.0 .

#### LADO CORAZA ( FLUIDO FRIO : AGUA POTABLE)

22.0 Suponer velocidad del agua : Vs

$$Vs = ? ; \text{ ft/seg.}$$

23.0 Gasto volumétrico : Gs

$$Gs = \frac{W}{\rho * 3600} ; \text{ ft}^3\text{/seg}$$

24.0 Area de flujo : as

$$as = \frac{Gs}{Vs} ; \text{ ft}^2$$

25.0 Espaciado entre los deflectores : B

$$B = \frac{as \times 144 \times Pt}{Dis \times C'} \quad ; \quad in$$

donde : Pt = Pitch ; in

Dis = Diámetro interno de la coraza ; in

C' = Espaciado entre los tubos ; in

26.Ø Area de flujo nueva : as n

$$as \ n = \frac{Dis \times C' \times B}{144 \times Pt} \quad ; \quad ft^2$$

27.Ø Masa velocidad : Gs

$$Gs = \frac{W}{as \ n} \quad ; \quad lb/hr \ ft^2$$

28.Ø Reynolds por la coraza : Re s

$$Re \ s = \frac{De \times Gs}{12 \times \mu \times 2.42}$$

donde : De = Diámetro equivalente por transferencia de calor de acuerdo con el diámetro externo de los tubos ; in , Figura 28

Kern.

29.Ø Factor de Fricción : f s

f s = ? figura 29 Kern

30.Ø Factor de transferencia de calor : jh s

jh s = ? figura 28 Kern

31.Ø Coeficiente de transferencia de calor externo : ho

$$ho = \frac{jh \ s \times 12 \times k \ (cp \times \mu)^{1/3}}{De \ (k)} \quad ; \quad BTU/hr \ ft^2 \ ^\circ F$$

CAIDA DE PRESION . LADO CORAZA

32.Ø Numero de cruces : N+1

$$N+1 = \frac{12 \times L}{B}$$

33.0 Caída de Presión : DP s

$$DP \text{ s} = \frac{f \text{ s} \times G \text{ s}^2 \times DI \text{ s} \times N+1}{5.22 \times 10^4 \times De \text{ s}} ; \text{ lb/in}^2$$

donde : s = gravedad específica

34.0 Si DP s > 10 entonces Bn = B (DP s / 10) ^0.3333 y regresa a calcular nueva Área de flujo por el lado de la coraza , es decir, retorna al punto 26.0

35.0 Si DP s < 10 entonces continúa en el punto siguiente.

36.0 Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U T

$$U T = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + 0.002 + \frac{1}{h_o}} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

37.0 Si U T = U \* entonces U T = U \* y regresa al punto 7.0 , es decir, calcula nueva área de transferencia de calor.

38.0 Si U T = U \* entonces correcto diseño de intercambiador y pasa al siguiente punto.

38.0 Coeficiente de Total de Transferencia Limpio : U C

$$U C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} \times h_o} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

39.0 Factor de Obstrucción Total : Rd T

$$Rd T = \frac{U C - U T}{U C \times U T} ; \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

40.0 Fin del cálculo

A continuación se muestran los resultados obtenidos para dicho cambiador por medio de un programa en calculadora programable, condensándose dichos resultados con las correspondientes conversiones en la hoja de datos.

FRP \*AGUA

PROGRAMA: CAMBIADOR DE AGUA  
POTABLE TIPO AES

01\*LBL "AGUA"  
 \*M AGUA=" PROMPT  
 STO 02 \*TS AG=" PROMPT  
 STO 01 \*TE AG=" PROMPT  
 STO 02 \*C AG=" PROMPT  
 STO 53 RCL 01 RCL 02  
 - RCL 02 \* RCL 53 \*  
 STO 03 \*G=" ARCL 03  
 PROMPT \*I=" PROMPT  
 STO 36

28\*LBL 01  
 \*I2=" PROMPT STO 04  
 RCL 36 + 2 / STO 25  
 \*IP=" ARCL 29 PROMPT  
 \*CP ACATP=" PROMPT  
 STO 57 RCL 36 RCL 04  
 - \* 1/X RCL 00 \*  
 RCL 53 \* RCL 01  
 RCL 02 - \* STO 42  
 \*M AC=" ARCL 42 PROMPT  
 RCL 57 \* RCL 36  
 RCL 04 - \* STO 58  
 RCL 03 X=Y? XE0 02  
 STO 01

71\*LBL 02  
 RCL 36 RCL 04 -  
 RCL 01 RCL 02 - /  
 STO 05 \*R=" ARCL 05  
 PROMPT RCL 01 RCL 02  
 - RCL 36 RCL 02 - /  
 STO 06 \*S=" ARCL 06  
 PROMPT \*FT=" PROMPT  
 STO 07 RCL 04 RCL 02  
 - 1/X RCL 36 RCL 01  
 - \* LN STO 08 RCL 04  
 RCL 02 - CHS RCL 36  
 RCL 01 - + RCL 08 /  
 RCL 07 \* STO 09 \*DT="  
 ARCL 09 PROMPT RCL 36  
 RCL 04 - 1/X RCL 01  
 RCL 02 - \* STO 10  
 \*TC/TH=" ARCL 10  
 PROMPT \*FC=" PROMPT  
 STO 11 RCL 01 RCL 02  
 - \* RCL 02 + STO 12  
 \*TC AG=" ARCL 12  
 PROMPT \*VIS AG="  
 PROMPT STO 25 \*K A="  
 PROMPT STO 30 RCL 36  
 RCL 04 - RCL 11 \*  
 RCL 04 + STO 17  
 \*TC AG=" ARCL 13  
 PROMPT \*VIS AG="  
 PROMPT STO 37 \*CF AG="  
 PROMPT STO 36 \*K AG="  
 PROMPT STO 39  
 \*DEN AG=" PROMPT  
 STO 59

177\*LBL 04  
 \*U=" PROMPT STO 14

181\*LBL 09  
 RCL 09 RCL 14 \* 1/X  
 RCL 03 \* STO 15  
 \*A TRANS=" ARCL 15  
 PROMPT

192\*LBL 10  
 \*DE T=" PROMPT STO 32  
 \*DI=" PROMPT STO 26  
 \*a, =" PROMPT STO 16  
 16 \* 1/X RCL 15 \*  
 STO 17 \*NUM TUB="  
 ARCL 17 PROMPT  
 \*M T R=" PROMPT STO 15  
 \*a,=" PROMPT STO 21  
 \*N=" PROMPT STO 22  
 144 \* 1/X RCL 21 \*  
 RCL 12 \* STO 23 \*AT="

ARCL 23 PROMPT 1/X  
 RCL 42 \* STO 24  
 RCL 26 \* RCL 37 /  
 2.42 / 12 / STO 27  
 \*RE T=" ARCL 27 PROMPT  
 \*JH T=" PROMPT STO 28  
 \*F T=" PROMPT STO 34  
 RCL 38 RCL 37 \* 2.42  
 \* RCL 39 / .3333 Y1X  
 RCL 20 \* RCL 39 \* 12  
 \* RCL 26 / STO 31  
 \*HI=" ARCL 31 PROMPT  
 RCL 32 / RCL 26 \*  
 STO 33 \*HIO=" ARCL 33  
 PROMPT RCL 34 RCL 24  
 X12 \* 16 \* RCL 22 \*  
 5.22 E10 / RCL 26 /  
 12 \* RCL 59 / 62.4  
 \* STO 35 \*BP T="

ARCL 35 PROMPT RCL 24  
 3600 / RCL 59 / X12  
 RCL 22 \* RCL 59 /  
 1.6795 \* STO 50  
 \*BP R=" ARCL 60 PROMPT  
 RCL 35 + STO 61  
 \*DPT T=" ARCL 61  
 PROMPT 10 X1Y? GTO 03  
 GTO 10

330\*LBL 03  
 \*DI S=" PROMPT STO 46 90  
 \*V=" PROMPT STO 54  
 3600 \* 62.4 \* 1/X  
 RCL 00 \* STO 41 \*AS="  
 ARCL 41 PROMPT \*We="  
 PROMPT STO 44 \*PT="  
 PROMPT STO 19 144 \*  
 RCL 41 \* RCL 40 /  
 .25 / STO 57 \*B="  
 ARCL 57 PROMPT

366\*LBL 04  
 RCL 40 .25 \* RCL 57  
 \* 144 / RCL 19 /  
 STO 41 \*AS=" ARCL 41  
 PROMPT RCL 00 62.4 /  
 3600 / RCL 41 \*  
 STO 54 \*V R S="  
 ARCL 54 PROMPT RCL 00  
 RCL 41 / STO 43 \*CS="  
 ARCL 43 PROMPT RCL 44  
 \* RCL 25 / 2.42 /  
 12 / STO 45 \*RE S="  
 ARCL 45 PROMPT \*JH S="  
 PROMPT STO 46 \*F S="  
 PROMPT STO 48 RCL 30  
 RCL 46 \* RCL 44 /  
 RCL 53 RCL 25 \* 2.42  
 \* RCL 30 / .3333 Y1X  
 \* 12 \* STO 47 \*HO="  
 ARCL 47 PROMPT 192  
 RCL 57 / STO 49  
 \*M CRU=" ARCL 49  
 PROMPT RCL 40 \*  
 RCL 43 X12 \* RCL 48  
 \* 5.22 E10 / RCL 44  
 / 1 / STO 50 \*DP S="  
 ARCL 50 PROMPT 10  
 X1Y? GTO 06 XE0 05

465\*LBL 06  
 RCL 47 1/X .002 +  
 RCL 33 1/X + 1/X  
 STO 56 \*UT=" ARCL 56  
 PROMPT RCL 14 X=Y?  
 GTO 07 RCL 56 STO 14  
 GTO 09 :

484\*LBL 05  
 RCL 50 10 / .3333  
 Y1X RCL 57 \* STO 55  
 RCL 55 STO 57 GTO 04

496\*LBL 07  
 RCL 47 RCL 33 + 1/X  
 RCL 33 \* RCL 47 \*  
 STO 51 \*UC=" ARCL 51  
 PROMPT RCL 56 -  
 RCL 51 / RCL 56 /  
 STO 52 \*RD=" ARCL 52  
 PROMPT RCL 56 RCL 15  
 \* RCL 09 \* STO 20  
 \*Q REAL=" ARCL 20  
 PROMPT \*END.

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA:  
CAMBIADOR DE AGUA FORTALE TIPO AES

XEQ "AGUA"  
 M ACUA= 169.658.0000 RUN  
 TS AC= 176.0000 RUN  
 TE AC= 158.0000 RUN  
 C AC= 1.0000 RUN  
 Q=3,853,844.800 RUN  
 T1= 450.0000 RUN  
 T2= 379.0000 RUN  
 TP=414.5000 RUN  
 CP ACaTP= .6062 RUN  
 M AC=70,953,2948 RUN  
 R=3.9444 RUN  
 S=0.0616 RUN  
 FT= 1.0000 RUN  
 BT=246.5513 RUN  
 TC/TH=0.2535 RUN  
 FC= .3750 RUN  
 TC AC=164.7500 RUN  
 VIS AC= .4000 RUN  
 K A= .3920 RUN  
 TC AC=485.6250 RUN  
 VIS AC= 1.2120 RUN  
 CP AC= .6020 RUN  
 K AC= .0651 RUN

DEN AC= 52.9226 RUN  
 U= 60.0000 RUN  
 A TRANS=206.4374 RUN  
 DE T= 1.0000 CLY  
 .7500 RUN  
 DI= .5840 RUN  
 a, = .1963 RUN  
 NUM TUB=65.7276 RUN  
 M T R= 76.0000 RUN  
 a, = .2600 RUN  
 H= 2.0000 RUN  
 AT=0.0707 RUN  
 RE T=16,635.0010 RUN  
 JH T= 50.0000 RUN  
 F T= .00024 RUN  
 HI=233.1326 RUN  
 HIO=181.5326 RUN  
 DP T=3.5879 RUN  
 DP R=1.7600 RUN  
 DPT T=5.3473 RUN  
 DI S= 12.0000 RUN  
 V= 3.0000 RUN  
 AS=0.2517 RUN  
 De= .9500 RUN  
 PT= 1.0000 RUN  
 B=12.0039 RUN  
 AS=0.2517 RUN  
 V R S=3.0000 RUN  
 GS=673,919,9996 RUN  
 RE S=55,115.7024 RUN  
 JH S= 140.0000 RUN

F S= .0015 RUN  
 HO=930.2359 RUN  
 H CRU=15.0069 RUN  
 DP S=2.6193 RUN  
 UT=116.6251 RUN  
 A TRANS=106.2056 RUN  
 DE T= .7500 RUN  
 DI= .5840 RUN  
 a, = .1963 RUN  
 NUM TUB=33,8148 RUN  
 H T R= 52.0000 RUN  
 a, = .2600 RUN  
 H= 2.0000 RUN  
 AT=0.0464 RUN  
 RE T=24,313.0629 RUN  
 JH T= 80.0000 RUN  
 F T= .00022 RUN  
 HI=321.5622 RUN  
 HIO=250.3097 RUN  
 DP T=7.0253 RUN  
 DP R=3.7595 RUN  
 DPT T=10.7049 RUN  
 DE T= 1.0000 RUN  
 DI= .8340 RUN  
 a, = .2610 RUN  
 NUM TUB=25.3547 RUN  
 H T R= 32.0000 RUN  
 a, = .5400 RUN  
 H= 2.0000 RUN  
 AT=0.0607 RUN

RE T=27.695.0039	RUN	M=	2.0000	RUN
JH T=	RUN	AT=0.0607		RUN
84.0000		RE T=27.695.0039		RUN
F T=	RUN	JH T=	84.0000	RUN
.00021		F T=	.00021	RUN
HI=236.4292	RUN	HI=236.4292		RUN
HI0=197.1819	RUN	HI0=197.1819		RUN
BP T=2.9975	RUN	BP T=2.9875		RUN
BP R=2.3918	RUN	BP R=2.3918		RUN
BPT T=5.3793	RUN	BPT T=5.3793		RUN
DI S=	RUN	BI S=	10.0000	RUN
10.0000		V=	3.0000	RUN
V=	RUN	AS=0.2517		RUN
3.0000		De=	.9900	RUN
AS=0.2517	RUN	PT=	1.2500	RUN
De=	RUN	B=18.1259		RUN
.9900		AS=0.2517		RUN
PT=	RUN	V R S=3.0000		RUN
1.2500		CS=673.920.0002		RUN
B=18.1259	RUN	RE S=57.436.3637		RUN
AS=0.2517	RUN	JH S=	140.0000	RUN
V R S=3.0000	RUN	F S=	.0015	RUN
CS=673.920.0002	RUN	HO=900.3274		RUN
RE S=57.436.3637	RUN	H CRU=16.5926		RUN
JH S=	RUN	DP S=1.3964		RUN
140.0000		UT=122.2170		RUN
F S=	RUN	A TRANS=101.3463		RUN
.0015		DE T=	1.0000	RUN
HO=900.3274	RUN	DI=	.0340	RUN
H CRU=16.5926	RUN	a. =	.2618	RUN
DP S=1.3964	RUN	MUM TUB=24.1946		RUN
UT=122.2170	RUN	H T R=	32.0000	RUN
A TRANS=101.3463	RUN	a. =	.3460	RUN
DE T=	RUN			
1.0000				
DI=	RUN			
.0340				
a. =	RUN			
.2618				
MUM TUB=24.1946	RUN			
H T R=	RUN			
32.0000				
a. =	RUN			
.3460				

D REAL=3.053,844.001



## CAMBIADORES DE CALOR

## HOJA DE DATOS

```

+++++
+ Servicio de la unidad INTERCAMBIADOR DE AGUA POTABLE EA-351 +
+ Tipo AES +
+ Superficie por unidad (Total efectiva) 9.4154 m^2 +
+++++

```

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

```

+++++
+                               + Lado Envolvente + Lado Tubos +
+ Fluido + AGUA POTABLE + ACEITE TERMICO +
+ Masa Total + kg/hr + 77,025 + 32,589 +
+                               + Entrada + Salida + Entrada + Salida +
+ Liquido + kg/hr + 77,025 + 32,589 +
+ Dens.Relat. + + 1 + 1 + 0.8394 + 0.8548 +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + 579.65 + 592.30 + 95.393 + 97.718 +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + 0.9991 + 0.9991 + 0.6221 + 0.5889 +
+ Viscosidad + cp + 0.38 + 0.35 + 0.9985 + 1.5121 +
+ Peso Molec. + + 18.0 + 437.4 +
+ Vapor + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Densidad + g/cc + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Viscosidad + cp + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Peso Molec. + + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Calor Lat + Cal/Kg + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Temp. + ^C + 70 + 80 + 232 + 193 +
+ Presion + Kg/cm^2 + 3.5 + 2.8 + 3.5 + 2.8 +
+++++
+ No.de pasos por envol. + 1 + 2 +
+ Velocidad + M/S + 3 + 1.6055 +
+ Caída Pres. + Kg/cm^2 + 0.7 Perm. 0.2Calc. + 0.7Perm. 0.6Calc. +
+ Fac.Ensuc. + HrM^2C/Cal + 2.0481*10^-7 + 2.0481*10^-7 +
+++++
+ Calor Inter. + Cal/Hr + 769,568,688 +
+ M.T.D. + ^C + 136.9729 +
+ C.T.T.Calor + Cal/HrM^2C + 596725.7 Limp. + 789773.3 Serv. +
+++++

```

## CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

```

+++++
+ Pres.Dis. +Kg/cm^2man + 4.2037 + 4.2037 +
+ Pres.Prueba +Kg/cm^2man + 6.3056 + 6.3056 +
+ Temp.de dis.+ ^C + 90 + 242 +
+++++
+ Tubos No. 32 D.ext. 1" BWG 14 Long. 4.9 m +
+ Arreglo Tubos EN CUADRO 1" +
+ Envoltente 25.4 cm D.I. +
+++++

```

V A P O R I Z A D O R   D E   H E P T A N O  
A G S

LADO TUBOS

ACEITE DE CALENT.

T1 = 450°F  
 T2 = ? °F  
 W =           lb/hr  
 Rd = 0.001 hr ft<sup>2</sup>F/BTU  
 DP perm. = 10 lb/in<sup>2</sup>

LADO CORAZA

HEPTANO

t1 = 140°F  
 t2 = 300°F  
 w = 11430 lb/hr  
 Rd = 0.001 hr ft<sup>2</sup>F/BTU  
 DP perm. = 10 lb/in<sup>2</sup>  
 t eb = 250°F @ 15 psig

DATOS PARA EL CAMBIADOR

Longitud de tubos : L = 16 ft.

MEMORIA DE CALCULO

Se producirá vapor de heptano a 29.7 lb/in<sup>2</sup> abs. Para prevenir la vaporización total en la coraza y la buena operación del vaporizador se considera que solo el 80 % de la alimentación de heptano se va a vaporizar. De esta manera el liquido residual se empleará para prevenir la acumulación directamente en los elementos calefactores de sustancias que los ensucien.

0.0 Heptano alimentado : L

$$L = \frac{W}{0.8}$$

1.0 Balance de calor

$$QT = W CP (T1 - T2) = w cp (t2 - t1) \quad ; \quad \text{BTU/hr}$$

1.1 Precaentamiento : Qp

$$HL @ t1 = ? \quad ; \quad \text{BTU/lb}$$

$$HL @ t_{eb} = ? \quad ; \quad \text{BTU/lb}$$

$$Qp = L ( HL @ t_{eb} - HL @ t1 ) \quad ; \quad \text{BTU/hr}$$

1.2 Vaporización : Qv

$$Hv @ t_{eb} = ? \quad ; \quad \text{BTU/lb}$$

$$Q_v = w ( H_v @ t_{eb} - H_L @ t_{eb} ) ; \text{ BTU/hr}$$

1.3 Sobrecalentamiento :  $Q_{sc}$

$$H_v @ t_2 = ? ; \text{ BTU/lb}$$

$$Q_{sc} = w ( H_v @ t_2 - H_v @ t_{eb} ) ; \text{ BTU/hr}$$

1.4 Calor total :  $Q_T$

$$Q_T = Q_p + Q_v + Q_{sc}$$

2.0 Suponer Temperatura de salida del aceite :  $T_2$

$$T_2 = ? ; ^\circ\text{F}$$

3.0 Calcular el flujo másico de aceite :  $W$

$$W = \frac{Q_T}{CP (T_1 - T_2)} ; \text{ lb/hr}$$

3.1 Temperatura de salida del aceite del precalentamiento :  $T_p$

$$T_p = T_1 - \frac{Q_p}{W * CP @ T_1} ; ^\circ\text{F}$$

3.2 Temperatura de salida del aceite de la vaporización :  $T_v$

$$T_v = T_p - \frac{Q_v}{W * CP @ T_p} ; ^\circ\text{F}$$

3.3 Temperatura de salida del aceite del sobrecalentamiento :  $T_{sc}$

$$T_{sc} = T_v - \frac{Q_{sc}}{W * CP @ T_v} ; ^\circ\text{F}$$

4.0 Diferencia de temperatura balanceada :  $DT_b$

4.1 Precalentamiento

$$DT_p = \frac{(T_1 - t_{eb}) - (T_p - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_{eb})}{(T_p - t_1)}} ; ^\circ\text{F}$$

4.2 Vaporización

$$DTv = \frac{(Tp - teb) - (Tv - teb)}{\ln \frac{(Tp - teb)}{(Tv - teb)}} ; ^\circ F$$

#### 4.3 Sobrecalentamiento

$$DTsc = \frac{(Tv - t2) - (T2 - teb)}{\ln \frac{(Tv - t2)}{(T2 - teb)}} ; ^\circ F$$

#### 4.4 Diferencia de temperatura balanceada : DTb

$$DTb = \frac{QT}{\frac{Qp}{DTp} + \frac{Qv}{DTv} + \frac{Qsc}{DTsc}} ; ^\circ F$$

#### 4.5 Diferencia verdadera de temperatura : DT

$$DT = DTb \cdot Ft$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} \quad S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1}$$

Con R y S leer el valor de Ft de la figura 18 a la 23 del Kern.

$$Ft = ?$$

De esta manera se definen el número de pasos por los tubos y por la coraza.

#### 5.0 Temperaturas Calóricas : Tc (fluido caliente)

tc (fluido frío)

Tc = Promedio aritmético de las temperaturas en cada zona

tc = Promedio aritmético de las temperaturas en cada zona

A estas temperaturas se evalúan las propiedades

correspondientes de cada fluido :

densidad :  $\rho$  o  $\rho$  ; lb/ft<sup>3</sup>

viscosidad :  $\mu$  o  $\mu$  ; cp

cap. calorífica : CP o cp ; BTU/lb

cond. térmica : K o k ; BTU ft/hr ft<sup>2</sup>°F

6.0 Suponer Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U

U \* = ? ; BTU/hr ft<sup>2</sup> °F

7.0 Area de Transferencia de Calor : A

$$A = \frac{Q}{U * (DT)} ; \text{ft}^2$$

LADO TUBOS (FLUIDO CALIENTE : ACEITE DE CALENT.)

8.0 Suponer diámetro de tubería : DE

DE = ? ; in

y por consiguiente

DI = ? ; in

a" = ? ; ft<sup>2</sup>/ft lineal

ver tabla 10 del Kern

9.0 Número de tubos : Nt

$$Nt = \frac{A}{L * a"}$$

10.0 De acuerdo con el número de pasos por los tubos y arreglo en cuadro, ver tabla 9 del Kern para obtener el número real de tubos y el diámetro de la coraza.

Número Real de Tubos : NRT

NRT = ?

Ds = ? ; in

11.0 Area de Flujo : at

Area de flujo por tubo : a' = ? ; in<sup>2</sup>

$$at = \frac{NRT * a'}{144 * n} ; \text{ft}^2$$

donde n = número de pasos por los tubos

12.0 Masa Velocidad : Gt

$$Gt = \frac{W}{at} ; \text{ lb/hr ft}^2$$

13.0 Número de Reynolds : Re t

$$Re t = \frac{DI * Gt}{12 * \mu * 2.42}$$

14.0 Factor de Fricción : f t

$$f t = ? \text{ figura 26 del Kern}$$

15.0 Factor de transferencia de calor : jh t

$$jh t = ? \text{ figura 24 del Kern}$$

16.0 Coeficiente de transferencia de calor interno : hi

$$hi = \frac{jh t * 12 * K (CP * \mu)^{1/3}}{DI (K)} ; \text{ BTU/hr ft}^2\text{F}$$

17.0 Coef. de Transf. de Calor interno referido al diam. ext.: hio

$$hio = hi * \frac{DI}{DE} ; \text{ BTU/hr ft}^2\text{F}$$

#### CAIDA DE PRESION . LADO TUBOS

18.0 Caída de presión por los tubos : DPT

$$DPT = \frac{f * Gt^2 * L * n * 12 * 62.4}{5.22 * 10^{10} * DI * \rho} ; \text{ lb/in}^2$$

19.0 Caída de presión por retornos : DPr

$$DPr = \frac{1.6795 * n * Gt^2}{3600 * \rho^{0.3}} ; \text{ lb/in}^2$$

20.0 Caída de presión total por los tubos : DPT t

$$DPT t = DPT + DPr ; \text{ lb/in}^2$$

21.0 Si DPT t < 10 entonces continúa lado coraza ;

Si  $DPT \ t > 10$  entonces regresa a suponer otro diámetro de tubería, es decir, retorna al punto número 8.0 .

LADO CORAZA ( FLUIDO FRIO : HEPTANO)

22.0 Suponer velocidad del agua :  $V_s$

$$V_s = ? \ ; \text{ft/seg.}$$

23.0 Gasto volumétrico :  $G_s$

$$G_s = \frac{W}{\rho * 3600} \ ; \ \text{ft}^3/\text{seg}$$

24.0 Area de flujo :  $a_s$

$$a_s = \frac{G_s}{V_s} \ ; \ \text{ft}^2$$

25.0 Espaciado entre los deflectores :  $B$

$$B = \frac{a_s * 144 * Pt}{DIs * C'} \ ; \ \text{in}$$

donde :  $Pt = \text{Pitch} \ ; \ \text{in}$

$DIs = \text{Diámetro interno de la coraza} \ ; \ \text{in}$

$C' = \text{Espaciado entre los tubos} \ ; \ \text{in}$

26.0 Area de flujo nueva :  $a_s n$

$$a_s n = \frac{DIs * C' * B}{144 * Pt} \ ; \ \text{ft}^2$$

27.0 Masa velocidad :  $G_s$

$$G_s = \frac{W}{a_s n} \ ; \ \text{lb/hr ft}^2$$

PRECALENTAMIENTO

28.0 Reynolds por la coraza :  $Re_{sp}$

$$Re_{sp} = \frac{De * G_s}{12 * \mu * 2.42}$$

donde :  $De = \text{Diámetro equivalente por transferencia de calor de}$

acuerdo con el diámetro externo de los tubos ; in , Figura 28 Kern.

29.0 Factor de Fricción : f sp

$$f \text{ sp} = ? \text{ figura 29 Kern}$$

30.0 Factor de transferencia de calor : jh sp

$$jh \text{ sp} = ? \text{ figura 28 Kern}$$

31.0 Coeficiente de transferencia de calor externo : hop

$$hop = \frac{jh \text{ s} * 12 * k \text{ (cp} * \mu \text{ ) }^{1/3}}{De \text{ ( k )}} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F}$$

32.0 Coeficiente total limpio : Up

$$Up = \frac{hio * hop}{hio + hop} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ F}$$

33.0 Area limpia requerida : Ap

$$Ap = \frac{Qp}{Up * DTp} ; \text{ ft}^2$$

#### VAPORIZACION

34.0 Reynolds por la coraza : Rev

$$Rev = \frac{De * w}{12 * \mu * 2.42}$$

35.0 Factor de fricción : fs v

$$fs \text{ v} = ? ; \text{ figura 29 del Kern}$$

36.0 Presión critica ; Pc

$$\ln Pc = 17.2019 - \frac{0.0566}{s} - (0.4364 + \frac{4.1216}{s} + \frac{0.2134}{s^2}) * 10^{-3} * \text{teb} \\ + 4.7579 + (\frac{11.819}{s} + \frac{1.5302}{s^2}) * 10^{-7} * \text{teb}^2 \\ - (2.4505 + \frac{9.9009}{s^2}) * 10^{-10} * \text{teb}^3$$

donde : s = gravedad especifica @ teb

teb = temperatura de ebullición ; °K



$$P_c = P_a * 1.45 * 10^{-4} \text{ lb/in}^2$$

37.0 Coeficiente de transferencia externo :  $h_o v$

$$h_o v = 0.00658 * P_c^{0.69} * \left(\frac{Q_v}{A}\right)^{0.7} * [1.8 * \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0.17} + 4 * \left(\frac{P}{P_c}\right)^{1.2} + 10 * \left(\frac{P}{P_c}\right)^{10}]$$

donde :  $P$  y  $P_c$  ;  $\text{lb/in}^2$

$Q_v$  ;  $\text{BTU/hr}$

$A$  ;  $\text{ft}^2$

$h_o v$  ;  $\text{BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

38.0 Coeficiente total limpio :  $U_v$

$$U_v = \frac{h_{io} * h_o v}{h_{io} * h_o v} ; \text{BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

39.0 Area limpia requerida :  $A_v$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v * D_{Tv}} ; \text{ft}^2$$

#### SOBRECALENTAMIENTO

40.0 Reynolds por la coraza :  $Re_{sc}$

$$Re_{sc} = \frac{D_e * G_s}{12 * \mu * 2.42}$$

41.0 Factor de fricción :  $f_s sc$

$f_s sc$  = ? figura 29 del Kern

42.0 Factor de transferencia de calor :  $j_h sc$

$j_h sc$  = ? figura 28 del Kern

43.0 Coeficiente de transferencia externo :  $h_o sc$

$$h_o sc = \frac{12 * j_h sc * k}{D_e} * \left( \frac{c_p * \mu * 2.42}{k} \right)^{1/3} ; \text{BTU/hrft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

44.0 Coeficiente total limpio :  $U_{sc}$

$$U_{sc} = \frac{h_{io} * h_{o sc}}{h_{io} + h_{o sc}} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

45.0 Area limpia requerida : Asc

$$Asc = \frac{Q_{sc}}{U_{sc} * DT_{sc}} ; \text{ ft}^2$$

46.0 Area total limpia : Ac

$$Ac = A_p + A_v + Asc ; \text{ ft}^2$$

#### CAIDA DE PRESION . LADO CORAZA

##### PRECALENTAMIENTO

47.0 Longitud para la zona : Lp

$$L_p = L * \frac{A_p}{A_c} ; \text{ ft}$$

48.0 Número de cruces : N+1 p

$$N+1 p = \frac{12 * L_p}{B}$$

49.0 Caída de Presión : DP sp

$$DP_s = \frac{f_{sp} * G_s^2 * D_{I s} * N+1 p}{8.34 * 10^8 * D_e * s} ; \text{ lb/in}^2$$

50.0 Longitud para la zona : Lv

$$L_v = L * \frac{A_v}{A_c} ; \text{ ft}$$

51.0 Número de cruces : N+1 v

$$N+1 v = \frac{12 * L_v}{B}$$

52.0 Caída de presión : DP sv

$$DP_{sv} = \frac{f_{sv} * G_s^2 * D_s * N+1 v}{8.34 * 10^8 * D_e * \rho} ; \text{ lb/in}^2$$

## SOBRECALENTAMIENTO

53.Ø Longitud para la zona : Lsc

$$Lsc = L * \frac{Asc}{Ac} ; ft$$

54.Ø Número de cruces : N+1 sc

$$N+1 sc = \frac{12 * Lsc}{B}$$

55.Ø Calda de presión : DP ssc

$$DP ssc = \frac{f ssc * Gs^2 * Ds * N+1 sc}{8.34 * 10^8 * De * /} ; lb/in^2$$

56.Ø Calda de presión total por la coraza : DP sT

$$DP sT = DP sp + DP sv + DP ssc ; lb/in^2$$

57.Ø Si DP s > 1Ø entonces Bn = B (DP s / 1Ø) ^0.3333 y regresa a calcular nueva area de flujo por el lado de la coraza , es decir, retorna al punto 26.Ø

58.Ø Si DP s &lt; 1Ø entonces continúa en el punto siguiente.

59.Ø Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U T

$$U T = \frac{1}{\frac{1}{hio} + \frac{0.002}{1} + \frac{1}{hop} + \frac{1}{hov} + \frac{1}{hosc}} ; BTU/hr ft^2 ^\circ F$$

60.Ø Si U T = U \* entonces U T = U \* y regresa al punto 7.Ø , es decir, calcula nueva area de transferencia de calor.

61.Ø Si U T = U \* entonces correcto diseño de intercambiador y pasa al siguiente punto.

62.Ø Coeficiente de Total de Transferencia Limpio : U C

$$U C = \frac{Up * Ap + Uv * Av + Usc * Asc}{Ac} ; BTU/hr ft^2 ^\circ F$$

63.Ø Factor de Obstrucción Total : Rd T

$$Rd T = \frac{U C - U T}{U c * U T} ; hr ft^2 'F/BTU$$

64.Ø Fin del cálculo

Por medio de un programa de calculadora se obtienen los resultados que a continuación se muestran, los cuales se encuentran reportados en la hoja de datos anexa efectuando para ello las conversiones necesarias al sistema internacional.

PROGRAMA: VAFORIZADOR DE HEPTANO TTFC ACS

PRP "V H"  
01\*LBL "V H"  
"M VA" PROMPT STO 00  
"B / STO 09 "M LI"  
ARCL 09 PROMPT "TE"  
PROMPT STO 01 "TS"  
PROMPT STO 02 "PH HEP"  
PROMPT STO 03 "T EB H"  
PROMPT STO 04 "HLaTeb"  
PROMPT STO 06 "HLaTE"  
PROMPT STO 05 -  
RCL 09 \* STO 10 "QP"  
ARCL 10 PROMPT  
"HVaTeb" PROMPT STO 07  
RCL 06 - RCL 00 \*  
STO 11 "QV" ARCL 11  
PROMPT "HVaTs" PROMPT  
STO 08 RCL 07 -  
RCL 08 \* STO 12 "QSC"  
ARCL 12 PROMPT RCL 11  
+ RCL 10 + STO 13  
"QT" ARCL 13 PROMPT  
"T1" PROMPT STO 14

69\*LBL 01  
"T2" PROMPT STO 16  
RCL 14 + 2 / STO 30  
"TC" ARCL 30 PROMPT  
"CP AC" PROMPT STO 15

84\*LBL 10  
RCL 14 RCL 16 -  
RCL 15 \* 1/X RCL 13  
\* STO 17 "M AC"  
ARCL 17 PROMPT RCL 15  
\* RCL 14 RCL 16 - \*  
STO 18 RCL 13 X=Y?  
XEQ 02 CTO 01

100\*LBL 02  
RCL 10 RCL 17 /  
RCL 15 / CHS RCL 14  
+ STO 25 "TP" ARCL 25  
PROMPT "CP AC aTP"  
PROMPT STO 26 1/X  
RCL 11 \* RCL 17 /  
CHS RCL 25 + STO 27  
"TV" ARCL 27 PROMPT  
"CP AC aTV" PROMPT  
STO 28 1/X RCL 12 \*  
RCL 17 / CHS RCL 27  
+ STO 30 "T2" ARCL 30  
PROMPT RCL 14 RCL 04  
- RCL 25 RCL 01 - /  
LN STO 19 RCL 14  
RCL 04 - RCL 25  
RCL 01 - - RCL 19 /  
STO 20 "DTP" ARCL 20  
PROMPT RCL 25 RCL 04  
- RCL 27 RCL 04 - /  
LN STO 21 RCL 25  
RCL 04 - RCL 27  
RCL 04 - RCL 21 /  
STO 22 "DTV" ARCL 22  
PROMPT RCL 27 RCL 02  
- RCL 16 RCL 04 - /  
LN STO 23 RCL 27  
RCL 02 - RCL 16  
RCL 04 - - RCL 23 /  
STO 24 "DTSC" ARCL 24  
PROMPT 1/X RCL 12 \*  
RCL 11 RCL 22 / +  
RCL 10 RCL 20 / +  
RCL 13 X<Y / STO 25  
"DTB" ARCL 25 PROMPT  
RCL 14 RCL 16 -  
RCL 02 RCL 01 - /  
STO 26 "R" ARCL 26  
PROMPT RCL 02 RCL 01  
- RCL 14 RCL 01 - /  
STO 27 "S" ARCL 27  
PROMPT "FT" PROMPT  
STO 28 RCL 25 \*  
STO 29 "DTR" ARCL 29  
PROMPT "VI ACaTc"  
PROMPT STO 31  
"K ACaTc" PROMPT  
STO 32 "DEN ACaTc"  
PROMPT STO 34 RCL 01  
RCL 04 + 2 / STO 35  
"TCP" ARCL 35 PROMPT  
"VI HaTCP" PROMPT  
STO 36 "K HaTCP"  
PROMPT STO 37  
"CP HaTCP" PROMPT  
STO 38 "DEN HaTCP"  
PROMPT STO 39 "UD"  
PROMPT STO 40

298\*LBL 03 113  
RCL 29 \* 1/X RCL 13  
\* STO 41 "A T"  
ARCL 41 PROMPT

308\*LBL 04  
"DE T" PROMPT STO 55  
"DI T" PROMPT STO 42  
RCL 41 "a," PROMPT  
STO 43 16 \* / STO 44  
"HT" ARCL 44 PROMPT  
"DI S" PROMPT STO 46  
"H R T" PROMPT STO 45  
RCL 43 16 \* \* STO 47  
"A T R" ARCL 47 PROMPT  
"H P T" PROMPT STO 49  
"a," PROMPT STO 48  
RCL 45 \* 144 /  
RCL 49 / STO 50 "aT"  
ARCL 50 PROMPT 1/X  
RCL 17 \* RCL 42 \*  
RCL 31 / 2.42 /  
STO 51 "RE T" ARCL 51  
PROMPT "F T" PROMPT  
STO 52 "JH T" PROMPT  
STO 53 12 \* RCL 32 \*  
RCL 42 / RCL 15  
RCL 31 \* 2.42 \*  
RCL 32 / .3333 YIX \*  
STO 54 "HI" ARCL 54  
PROMPT RCL 42 \*  
RCL 55 / STO 56 "HIO"  
ARCL 56 PROMPT RCL 17  
RCL 58 / X12 RCL 52  
\* 16 \* RCL 49 \*  
6.9552 E7 / RCL 42 /  
RCL 34 / STO 57  
"DP T" ARCL 57 PROMPT  
RCL 17 RCL 58 / 3600  
/ RCL 34 / X12  
RCL 49 \* 1.6795 \*  
RCL 34 / STO 58  
"DP R" ARCL 58 PROMPT  
RCL 57 + STO 59  
"DP TT" ARCL 59 PROMPT  
10 XYY? XEQ 05 CTO 04

451\*LBL 05  
"DE" PROMPT STO 65  
"PT" PROMPT STO 67  
RCL 09 "V H" PROMPT  
STO 68 3600 \* RCL 39  
\* / STO 61 "AS"  
ARCL 61 PROMPT 576 \*  
RCL 67 \* RCL 46 /  
STO 62 "B" ARCL 62  
PROMPT

48:LBL 08  
 RCL 46 \* .25 \* 144  
 / RCL 67 / STO 63  
 \*AS H\* ARCL 63 PROMPT  
 3600 \* RCL 39 \* 1/X  
 RCL 09 + STO 64  
 \*V R H\* ARCL 64 PROMPT  
 RCL 09 RCL 63 /  
 RCL 65 \* RCL 36 /  
 2.42 / 12 / STO 66  
 \*RE SP\* ARCL 66 PROMPT  
 \*FS P\* PROMPT STO 42  
 \*JH SP\* PROMPT STO 43  
 12 \* RCL 37 \* RCL 65  
 / RCL 38 RCL 36 \*  
 2.42 \* RCL 37 /  
 .3333 Y1X \* STO 44  
 \*HO P\* ARCL 44 PROMPT  
 RCL 56 + 1/X RCL 56  
 \* RCL 44 \* STO 45  
 \*UP\* ARCL 45 PROMPT  
 RCL 20 \* 1/X RCL 10  
 \* STO 55 \*A P\*  
 ARCL 55 PROMPT  
 \*VI HaTeb\* PROMPT  
 STO 47 \*b HaTeb\*  
 PROMPT STO 48 RCL 00  
 RCL 65 \* RCL 63 /  
 2.42 / RCL 47 / 12  
 / STO 50 \*RE SV\*  
 ARCL 50 PROMPT \*FS V\*  
 PROMPT STO 51 \*PC H\*  
 PROMPT STO 52 45 /  
 1/X 10 Y1X 10 \* 45  
 RCL 52 / 1.2 Y1X 4  
 \* + 45 RCL 52 / .17  
 Y1X 1.8 \* + RCL 13  
 RCL 41 / .7 Y1X \*  
 RCL 52 .69 Y1X \*  
 .00650 \* STO 53  
 \*HO V\* ARCL 53 PROMPT  
 RCL 56 + 1/X RCL 56  
 \* RCL 53 + STO 54  
 \*UV\* ARCL 54 PROMPT  
 RCL 22 \* 1/X RCL 11  
 \* STO 57 \*AV\* ARCL 57  
 PROMPT RCL 02 RCL 04  
 + 2 / STO 05 \*TO SC\*  
 ARCL 05 PROMPT  
 \*VI HaTSC\* PROMPT  
 STO 06 \*K HaTSC\*  
 PROMPT STO 07  
 \*CP HaTSC\* PROMPT  
 STO 08 \*SG HaTSC\*  
 PROMPT STO 09 RCL 00  
 RCL 65 \* RCL 63 /  
 RCL 06 / 2.42 / 12  
 / STO 56 \*RE S SC\*  
 ARCL 56 PROMPT \*FS S\*  
 PROMPT STO 10 \*JH S6\*  
 PROMPT STO 19 12 \*

RCL 07 \* RCL 65 /  
 RCL 08 RCL 06 \* 2.42  
 \* RCL 07 / .3333 Y1X  
 \* STO 21 \*HO SC\*  
 ARCL 21 PROMPT RCL 56  
 + 1/X RCL 56 \*  
 RCL 21 \* STO 23 \*USC\*  
 ARCL 23 PROMPT RCL 24  
 \* 1/X RCL 12 \*  
 STO 25 \*ASC\* ARCL 25  
 PROMPT RCL 57 +  
 RCL 55 + STO 26 \*AC\*  
 ARCL 26 PROMPT 1/X  
 RCL 55 \* 192 \*  
 RCL 62 / RCL 46 \*  
 RCL 42 \* RCL 09 X12  
 \* RCL 63 X12 /  
 8.34 E8 / RCL 65 /  
 RCL 39 / STO 27  
 \*DP SP\* ARCL 27 PROMPT  
 RCL 46 RCL 65 +  
 8.34 E8 \* 1/X RCL 51  
 \* RCL 46 \* RCL 00  
 RCL 63 / X12 \* 192  
 \* RCL 57 \* RCL 26 /  
 RCL 62 / STO 28  
 \*DP SV\* ARCL 28 PROMPT  
 RCL 49 RCL 65 \*  
 5.22 E10 \* 1/X RCL 10  
 \* RCL 46 \* RCL 00  
 RCL 63 / X12 \* 192  
 \* RCL 25 \* RCL 26 /  
 RCL 62 / STO 30  
 \*DP SSC\* ARCL 30  
 PROMPT RCL 26 +  
 RCL 27 + STO 35  
 \*DP ST\* ARCL 35 PROMPT  
 10 X1Y? XEO 06 RCL 35  
 10 / .3333 Y1X  
 RCL 62 \* STO 69  
 RCL 60 STO 62 STO 00

845:LBL 06  
 RCL 21 1/X RCL 53 1/X  
 + RCL 44 1/X +  
 RCL 56 1/X + .602 +  
 1/X STO 61 \*HT\*  
 ARCL 61 PROMPT RCL 40  
 X=Y? XEO 07 RCL 61  
 STO 40 STO 03

870:LBL 07  
 RCL 23 RCL 25 +  
 RCL 54 RCL 57 \* +  
 RCL 45 RCL 58 \* +  
 RCL 26 / STO 50 \*UC\*  
 ARCL 50 PROMPT RCL 61  
 - RCL 61 / RCL 58 /  
 STO 59 \*FI\* ARCL 59  
 PROMPT RCL 61 RCL 41  
 \* RCL 29 \* STO 06  
 \* ARCL 06 PROMPT  
 LMC.

## RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA:

## VAPORIZADOR DE HEPTANO TIPO ACS

	XEQ	"V H"		
M VA	11.430.0000	RUN	TP414.0004	RUN
M LI14,287,5000		RUN	CP AC aTP	.6058 RUN
TE	140.0000	RUN	TV361.6276	RUN
TS	300.0000	RUN	CP AC aTV	.5805 RUN
PM HEP	100.0000	RUN	T2350.2219	RUN
T EB H	250.0000	RUN	DTP235.1018	RUN
HLaTeb	230.0000	RUN	DTV209.7631	RUN
HLaTE	165.0000	RUN	DTSC79.2719	RUN
QP928,687,5000		RUN	BT8210.4462	RUN
HVaTeb	350.0000	RUN	R8,6250	RUN
QVI,371,600,000		RUN	S8,5161	RUN
HVaTS	375.0000	RUN	FT	.9600 RUN
QSC265,750,0000		RUN	DTR202,0284	RUN
QT2,586,837,500		RUN	VI ACaTc	1,2420 RUN
T1	450.0000	RUN	K ACaTc	.0652 RUN
T2	350.0000	RUN	DEK ACaTC	53,0000 RUN
TC=400,0000		RUN	TCP195,0000	RUN
CP AC	.5992	RUN	VI HaTCP	.2200 RUN
M AC43,150,1692		RUN		

K HaTCP		
	.1881	RUN
CP HaTCP		
	.5985	RUN
DEN HaTCP		
	38.6706	RUN
UD		
	68.0000	RUN
A T213.3395		
		RUN
DE T		
	1.0000	RUN
DI T		
	.8340	RUN
a,,		
	.2608	RUN
NT51.1262		
		RUN
DI S		
	19.8750	RUN
H R T		
	52.0000	RUN
A T R216.9856		
		RUN
M P T		
	4.0000	RUN
a,		
	.5468	RUN
aT0.0493		
		RUN
RE T242,950,9400		
		RUN
F T		
	.00012	RUN
JH T		
	520.0000	RUN
H11.474.4786		
		RUN
H101,229.7152		
		RUN
DP T1.9151		
		RUN
DP R2.6692		
		RUN
DP T14.5843		
		RUN
DE		
	.9900	RUN
PT		
	1.2500	RUN
V H		
	5.0000	RUN
ASG.0285		
		RUN
00.7436		
		RUN
AS H0.0205		
		RUN
V R H5.0000		
		RUN
RE SP107.862.2100		
		RUN

FS P		
	.0015	RUN
JH SP		
	230.0000	RUN
HO P622.3170		
		RUN
UP413.2070		
		RUN
A P9.5597		
		RUN
VI HaTeb		
	.1750	RUN
D HaTeb		
	36.7994	RUN
RE SV123,478.5663		
		RUN
FS V		
	.00125	RUN
PC H		
	267.3726	RUN
HO V412.1026		
		RUN
UV300.6634		
		RUN
AV15.3355		
		RUN
TC SC275.0000		
		RUN
VI HaTCSC		
	.0003	RUN
K HaTCSC		
	.0121	RUN
CP HaTCSC		
	.5104	RUN
SC HaTCSC		
	5.4400	RUN
RE S SC2.267.196.687		
		RUN
FS SC		
	.00075	RUN
JH SSC		
	1.100.0000	RUN
HO SC152.6636		
		RUN
USC135.0034		
		RUN
ASC26.5434		
		RUN
ACS1.4387		
		RUN
DP SP21.7096		
		RUN
DP SV19.5164		
		RUN
DP SSC3.4644		
		RUN
DP ST44.6925		
		RUN
AS H0.0733		
		RUN
V R H3.0356		
		RUN



RE SP65.455.6633	RUN	Y R H2.9668	RUN	DP ST10.0703	RUN
FS P		RE SP63.984.4775	RUN	AS H0.0347	RUN
JH SP	.0015	FS P		Y R H2.9591	RUN
HO P405.5563	RUN	JH SP	.00155	RE SP63.835.2426	RUN
UP305.1472	RUN	HO P405.8569	RUN	FS P	.0015
A P12.9451	RUN	UP305.1472	RUN	JH SP	145.0000
VI HaTeb		A P12.9451	RUN	HO P392.3363	RUN
D HaTeb	.1750	VI HaTeb	.1750	UP297.4359	RUN
RE SV65.955.8671	RUN	D HaTeb	.36.7994	A P13.2867	RUN
FS V	.00145	RE SV64.356.1031	RUN	VI HaTeb	.1750
PC H		FS V	.0015	D HaTeb	.36.7994
HO V412.1828	RUN	PC H	267.3726	RE SV64.266.215-	RUN
UV308.6634	RUN	HO V412.1828	RUN	FS V	.00145
AV15.3355	RUN	UV308.6634	RUN	PC H	267.3726
TC SC275.0000	RUN	AV15.3355	RUN	HO V412.1828	RUN
VI HaTCSC	.0063	TC SC275.0000	RUN	UV208.6634	RUN
K HaTCSC	.0121	VI HaTCSC	.0063	AV15.3355	RUN
CP HaTCSC	.5104	K HaTCSC	.0212	TC SC275.0000	RUN
SG HaTCSC	3.4400	CP HaTCSC	.5104	VI HaTCSC	.0063
RE S SC1358.611.655	RUN	SG HaTCSC	3.4400	K HaTCSC	.0121
FS SC	.0000	RE S SC1358.779.283	RUN	CP HaTCSC	.5104
JH SSC	620.0000	FS SC	.00000	SG HaTCSC	3.4400
HO SC122.1361	RUN	JH SSC	620.0000	RE S SC1358.614.723	RUN
USC111.0965	RUN	HO SC113.8221	RUN	FS SC	.0000
ASC32.4464	RUN	USC101.1103	RUN	JH SSC	700.0000
AC60.7270	RUN	ASC34.4060	RUN	HO SC97.1490	RUN
DP SF5.5725	RUN	AC62.8067	RUN	USC90.0360	RUN
DF SV4.2916	RUN	DP SF5.1800	RUN	ASC40.0360	RUN
DP SEC0.8563	RUN	DP SV3.9992	RUN	AC60.6522	RUN
DP ST10.7260	RUN	DP SV00.0843	RUN	DP SP4.6812	RUN
RS NO.0240	RUN			DP SV3.5165	RUN

DP SSC0.9739	RUN	JH SP		RE SP60.370.3170	RUN
DP ST9.1746	RUN	HO P622.3170	230.0000	FS P	
UT55.3032	RUN			JH SP	.0015
A T231.4570	RUN	UP375.3676		HO P405.0503	
DE T	RUN	A P16.5234		UF204.0043	
DI T	RUN	VI HaTeb		A P13.9007	
a,,	RUN	D HaTeb	.1750	VI HaTeb	.1750
HT55.2564	RUN	RE SV100.470.5663	36.7954	D HaTeb	
DI S	RUN	FS V	.00125	RE SV60.710.2311	
H R T	RUN	PC H	207.3726	FS V	.0015
A T R204.0304	RUN	HO V369.2403		PC H	
H P T	RUN	UV275.7690		HO V369.2403	
a,	RUN	AV17.1646		UV275.7690	
aT0.0645	RUN	TC SC275.0000		AV17.1646	
RE T105.706.0190	RUN	VI HaTCSC	.0003	TC SC275.0000	
F T	RUN	K HaTCSC	.0121	VI HaTCSC	.0003
JH T	RUN	CP HaTCSC	.5104	K HaTCSC	.0121
H11.134.2145	RUN	SG HaTCSC	3.4400	CP HaTCSC	.5104
H10945.9346	RUN	RE S SC2.207.150.007		SG HaTCSC	3.4400
DP T1.2132	RUN	FS SC	.00070	RE S SC1.200.141.670	
DP K1.5609	RUN	JH SSC	1.100.0000	FS SC	.0000
DP T72.7741	RUN	HO SC150.0626		JH SSC	1.000.0000
DE	RUN	USC131.4404		HO SC130.7042	
PT	RUN	ASC27.4220		USC131.0170	
V H	RUN	AC55.1110		ASC27.7040	
AS0.0205	RUN	DP SP25.0073		AC00.0570	
00.2795	RUN	DP SV27.0112		DP SF6.2007	
AS N0.0205	RUN	DP SSC4.4253		IP SV5.1405	
V R H5.0000	RUN	DP ST57.0444		DP SSC6.0140	
RE SPI07.062.2160	RUN	AS N0.0367		DP ST12.1612	
FS P	RUN	V R H2.7905		AS N0.0391	

V R H2.6218  
 RE SP56.558.6967  
 FS P .00155  
 JH SP 145.0000  
 HO P352.3533  
 UP277.3134  
 R P14.2444  
 VI HaTeb .1750  
 D HaTeb 36.7994  
 RE SP56.862.6964  
 FS V .00155  
 PC H 207.3726  
 HO V309.2465  
 UV275.7693  
 RV17.1640  
 TC SC275.0000  
 VI HaTCSC .0053  
 K HaTCSC .0121  
 CP HaTCSC .5104  
 SG HaTCSC 3.4400  
 RE S SC1.159.321.193  
 FS SC .0008  
 JH SSC 1.000.0000  
 HO SC100.7642  
 USC121.0275  
 ASC29.7640  
 AC61.1971  
 DP SF5.3664  
 DP SV4.3491  
 DP SSCB.6657

DP ST10.3071  
 UT65.0173  
 R T196.0764  
 DE T 1.0000  
 DI T .0340  
 a .2610  
 HT47.0007  
 DI S 19.6750  
 H R T 52.0000  
 A T S217.8170  
 H F T 4.0000  
 a .5460  
 aT0.2492  
 RE T242.950.9460  
 F T .000125  
 JH T 470.0000  
 H11.332.7013  
 H101.111.4700  
 DP T1.9949  
 DP R2.6692  
 DP T14.6641  
 DE .9900  
 PT 1.2500  
 V H 5.0000  
 ASO.0005  
 DB.7400  
 AS P4.0005  
 V R H5.0000  
 RE SP107.800.2100

FS P .0013  
 JH SP 230.0000  
 HO P622.3170  
 UP250.9460  
 A FS.9015  
 VI HaTeb .1750  
 D HaTeb 36.7994  
 RE SV100.470.5660  
 FS V .00125  
 PC H 207.3726  
 HO V435.9322  
 UV213.1227  
 RV15.1171  
 TC SC275.0000  
 VI HaTCSC .0053  
 K HaTCSC .0121  
 CP HaTCSC .5104  
 SG HaTCSC 3.4400  
 RE S SC2.267.193.667  
 FS SC .00075  
 JH SSC 1.000.0000  
 HO SC100.7642  
 USC134.0264  
 ASC29.7640  
 ACS1.0700  
 DP SP19.004  
 DP SV19.0070  
 DP SSCC.1770  
 DP ST41.0700  
 AS NO.0021  
 V R H3.1021

RE SP66.920.3880	RUN	Y R H2.8656	RUN	UT69.4850	120
FS P	RUN	RE SP61.817.1460	RUN	A T184.2177	RUN
JH SP .00155	RUN	FS P	RUN	DE T	RUN
160.0600	RUN	.0015	RUN	1.0000	RUN
HO P432.9161	RUN	JH SP	RUN	DI T	RUN
UF311.5631	RUN	150.0000	RUN	.8340	RUN
A P12.6765	RUN	HO P405.8585	RUN	a,,	RUN
VI HaTeb	RUN	UP297.2990	RUN	.2618	RUN
.1750	RUN	A P13.2060	RUN	HT43.9786	RUN
D HaTeb	RUN	VI HaTeb	RUN	DI S	RUN
36.7994	RUN	.1750	RUN	19.6750	RUN
RE SV67.302.7902	RUN	D HaTeb	RUN	M R T	RUN
FS V	RUN	36.7994	RUN	52.0000	RUN
.00155	RUN	RE SV62.176.3676	RUN	A T R217.8176	RUN
PC H	RUN	FS V	RUN	N P T	RUN
287.3726	RUN	.00145	RUN	4.0000	RUN
HO V435.9332	RUN	PC H	RUN	a,	RUN
UV313.1227	RUN	287.3726	RUN	.5460	RUN
RV15.1171	RUN	HO V435.9332	RUN	aT0.0493	RUN
TC SC275.0000	RUN	UV313.1227	RUN	RE T242.950.9488	RUN
VI HaTCSC	RUN	RV15.1171	RUN	F T	RUN
.0003	RUN	TC SC275.0000	RUN	.000125	RUN
K HaTCSC	RUN	VI HaTCSC	RUN	JH T	RUN
.0121	RUN	.0003	RUN	470.0000	RUN
CP HaTCSC	RUN	K HaTCSC	RUN	H11.332.7018	RUN
.5124	RUN	.0121	RUN	H101.111.4733	RUN
SG HaTCSC	RUN	CP HaTCSC	RUN	DP T1.9949	RUN
3.4400	RUN	.5104	RUN	DP R2.6692	RUN
RE S SC1.419.034.734	RUN	SG HaTCSC	RUN	DP TT4.6641	RUN
FS SC	RUN	3.4400	RUN	DE	RUN
.00062	RUN	RE S SC1.310.621.427	RUN	.9960	RUN
JH SSC	RUN	FS SC	RUN	PT	RUN
1.050.0000	RUN	.00003	RUN	1.2500	RUN
HO SC145.7234	RUN	JH SSC	RUN	V H	RUN
USC128.8324	RUN	1.070.0000	RUN	5.0000	RUN
ASC27.9796	RUN	HO SC146.4551	RUN	AS0.0205	RUN
AC55.7753	RUN	USC130.9972	RUN	B0.7436	RUN
BP SP6.5528	RUN	ASF27.5173	RUN	AS N0.0205	RUN
DP SV5.2546	RUN	AC55.7753	RUN	V R H5.0000	RUN
DF SSC0.6794	RUN	DP SP5.2247	RUN	RE SP107.862.2100	RUN
DF ST12.6070	RUN	DP SV3.2646	RUN	FS P	RUN
AS N0.0350	RUN	DP SSC0.6682	RUN	.0013	RUN
	RUN	DP ST9.7775	RUN	JH SP	RUN
	RUN		RUN	230.0000	RUN
	RUN		RUN	HO P622.3170	RUN

U:390.9460		UP311.5631		UF311.5631	121
A P9.9015	RUN	A P12.6785	RUN	A P12.6785	RUN
VI HaTeb	RUN	VI HaTeb	RUN	VI HaTeb	RUN
.1750	RUN	.1750	RUN	.1750	RUN
D HaTeb	RUN	D HaTeb	RUN	D HaTeb	RUN
36.7954	RUN	36.7994	RUN	36.7994	RUN
RE SV108,478.5663	RUN	RE SV67,424.6110	RUN	RE SV62,625.1007	RUN
FS V	RUN	FS V	RUN	FS V	RUN
.00125	RUN	.0015	RUN	.00145	RUN
PC H	RUN	PC H	RUN	PC H	RUN
287.3726	RUN	287.3726	RUN	287.3726	RUN
HO V456.6921	RUN	HO V456.6921	RUN	HO V456.6921	RUN
UV323.6910	RUN	UV323.6910	RUN	UV323.6910	RUN
AV14.6236	RUN	AV14.6236	RUN	AV14.6236	RUN
TC SC275.0000	RUN	TC SC275.0000	RUN	TC SC275.0000	RUN
VI HaTCSC	RUN	VI HaTCSC	RUN	VI HaTCSC	RUN
.0083	RUN	.0063	RUN	.0083	RUN
K HaTCSC	RUN	K HaTCSC	RUN	K HaTCSC	RUN
.0121	RUN	.0121	RUN	.0121	RUN
CP HaTCSC	RUN	CP HaTCSC	RUN	CP HaTCSC	RUN
.5104	RUN	.5104	RUN	.5104	RUN
SG HaTCSC	RUN	SG HaTCSC	RUN	SG HaTCSC	RUN
3.4400	RUN	3.4400	RUN	3.4400	RUN
RE S SC1,287,196.687	RUN	RE S SC1,421,603.243	RUN	RE S SC1,320,400.750	RUN
FS SC	RUN	FS SC	RUN	FS SC	RUN
.00075	RUN	.00005	RUN	.00004	RUN
JH SSC	RUN	JH SSC	RUN	JH SSC	RUN
1,100.0000	RUN	1,060.0000	RUN	1,070.0000	RUN
HO SC152.6626	RUN	HO SC149.0370	RUN	HO SC148.4531	RUN
USC134.2264	RUN	USC132.0759	RUN	USC130.9972	RUN
ASC26.0552	RUN	ASC27.2925	RUN	ASC27.5171	RUN
ACS1.3003	RUN	ACS4.5946	RUN	ACS4.8197	RUN
BP SP19.5897	RUN	BP SF6.5139	RUN	BP SP5.0240	RUN
DP SV18.6334	RUN	DP SV5.0529	RUN	DP SV3.0319	RUN
DP SSC3.5051	RUN	DP SSC0.9131	RUN	DP SSC0.7022	RUN
BP ST41.6522	RUN	DP ST12.4001	RUN	DP ST9.6409	RUN
AS H0.0330	RUN	AS H0.0356	RUN	UT70.7547	RUN
V R H3.1077	RUN	V R H2.0605	RUN	UC224.1610	RUN
RE SP67,041.5166	RUN	RE SF62,269.2763	RUN	R08.0097	RUN
FS P	RUN	FS P	RUN	QR2.633,233.326	RUN
.0015	RUN	.00145	RUN		
JH SP	RUN	JH SP	RUN		
160.0000	RUN	160.0000	RUN		
HO P432.9161	RUN	HO P432.9161	RUN		

## CAMBIADORES DE CALOR

## HOJA DE DATOS

```

+++++
+ Servicio de la unidad VAPORIZADOR DE HEPTANO EA-452 +
+ Tipo AGS +
+ Superficie por unidad (Total efectiva) 15.8259 m^2 +
+++++

```

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

```

+++++
+ + + Lado Envolvente + Lado Tubos +
+ Fluido + HEPTANO + ACEITE TERNICO +
+ Masa Total + kg/hr + 7784 + 20177.5 +
+ + + Entrada + Salida + Entrada + Salida +
+ Liquido + kg/hr + 6486.5 + 20177.5 +
+ Dens.Relat. + + 0.6457 + ----- + 0.8394 + 0.8599 +
+ Cond.Term. + Cal/HrM°C + 114.59 + ----- + 95.393 + 98.667 +
+ Calor Esp. + Cal/g°C + 0.5400 + ----- + 0.6221 + 0.5741 +
+ Viscosidad + cp + 0.32 + ----- + 0.9985 + 1.8850 +
+ Peso Molec. + + 100.0 + 437.4 +
+ Vapor + Kg/hr + 5189.0 + ----- + ----- +
+ Dens.Relat. + + ----- + 3.44 + ----- + ----- +
+ Cond.Term. + Cal/HrM°C + ----- + 55.956 + ----- + ----- +
+ Calor Esp. + Cal/g°C + ----- + 0.500 + ----- + ----- +
+ Viscosidad + cp + ----- + 0.0083 + ----- + ----- +
+ Peso Molec. + + 100.0 + ----- + ----- +
+ Calor Lat + Cal/Kg + 70,000 + ----- + ----- +
+ Temp. + °C + 60 + 149 + 232 + 178 +
+ Presion + Kg/cm^2 + 1.0556 + 1.7556 + 3.5 + 2.8 +
+++++
+ No.de pasos por envol. 2 + 4 +
+ Velocidad + M/S + 0.0970 + 16.800 +
+ Caída Pres. + Kg/cm^2 + 0.7 Perm. 0.6Calc. + 0.7Perm. 0.3Calc. +
+ Fac.Ensuc. + HrM^2C/Cal + 2.0481*10^-7 + 2.0481*10^-7 +
+++++
+ Calor Inter. + Cal/Hr + 656,390,051 +
+ M.T.D. + °C + 112,2380 +
+ C.T.T.Calor + Cal/HrM^2C + 1,097081.0 Limp. + 346,136.3 Serv. +
+++++

```

## CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

```

+++++
+ Pres.Dis. +Kg/cm^2man + 4.2037 + 4.2037 +
+ Pres.Prueba +Kg/cm^2man + 6.3056 + 6.3056 +
+ Temp.de dis.+ °C + 150 + 242 +
+++++
+ Tubos No. 52 D.ext. 1" BWG 14 Long. 4.88 m +
+ Arreglo Tubos EN CUADRO 1.25 " +
+ Envolvente 19.875 in D.I. +
+++++

```

## REHERVIDOR DE DIETILENGLICOL (DEG)

A K T

LADO TUBOS

ACEITE DE CALENT.

$$T_1 = 450^\circ\text{F}$$

$$T_2 = ? \quad ^\circ\text{F}$$

$$W = \quad \text{lb/hr}$$

$$R_d = 0.001 \text{ hr ft}^2\text{F/BTU}$$

$$DP \text{ perm.} = 10 \text{ lb/in}^2$$

LADO CORAZA

MEZCLA DEG-AGUA

$$t_1 = 290^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 333^\circ\text{F}$$

$$w = 40,103 \text{ lb/hr}$$

DEG

$$w_{\text{H}_2\text{O}} = 147 \text{ lb/hr}$$

H<sub>2</sub>O

$$R_d = 0.002 \text{ hr ft}^2\text{F/BTU}$$

$$DP \text{ perm.} = 2.5 \text{ lb/in}^2$$

## DATOS PARA EL REHERVIDOR

$$\text{Diametro de coraza : } D_s = 1.5 \text{ Dot1}$$

## MEMORIA DE CALCULO

## 1.0 Balance de calor

$$QT = W CP (T_1 - T_2) = (w_{\text{DEG}} cp_{\text{DEG}} (t_2 - t_1)) + (w_{\text{H}_2\text{O}} \lambda) \quad ; \text{ BTU/hr}$$

1.1 Calor sensible :  $Q_s$ 

$$Q_s = (w_{\text{DEG}} cp_{\text{DEG}} (t_2 - t_1)) \quad ; \text{ BTU/hr}$$

1.2 Calor latente :  $Q$ 

$$Q = (w_{\text{H}_2\text{O}} \lambda) \quad ; \text{ BTU/hr}$$

2.0 Suponer Temperatura de salida del aceite :  $T_2$ 

$$T_2 = ? \quad ; \quad ^\circ\text{F}$$

3.0 Calcular el flujo másico de aceite :  $W$ 

$$W = \frac{QT}{CP (T_1 - T_2)} \quad ; \text{ lb/hr}$$

4.0 Temperatura de salida del aceite de la zona sensible :  $T$

$$T = T_1 - \frac{Q_s}{W * CP @ T_1} ; ^\circ F$$

4.1 Diferencia de temperatura sensible : DTs

$$DTs = \frac{(T_1 - t_2) - (T - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T - t_1)}} ; ^\circ F$$

4.2 Diferencia de temperatura latente : DT

$$DT = \frac{(T - t_2) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{T - t_2}{T_2 - t_2}} ; ^\circ F$$

4.3 Diferencia verdadera de temperatura : DT

$$DT = \frac{\theta T}{\theta} ; ^\circ F$$

5.0 Temperaturas Calbricas : Tc (fluido caliente)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} ; ^\circ F$$

A esta temperatura se evalúan las propiedades

correspondientes del fluido :

densidad :  $\rho$  ; lb/ft<sup>3</sup>

viscosidad :  $\mu$  ; cp

cap. calorífica : CP ; BTU/lb

cond. térmica : K ; BTU ft/hr ft<sup>2</sup>°F

6.0 Suponer Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U

U \* = ? ; BTU/hr ft<sup>2</sup> °F

7.0 Area de Transferencia de Calor : A

$$A = \frac{\theta T}{U * (DT)} ; \text{ft}^2$$



## LADO TUBOS (FLUIDO CALIENTE : ACEITE DE CALENT.)

8.0 Suponer diámetro de tubería : DE

$$DE = ? ; \text{ in}$$

y por consiguiente

$$DI = ? ; \text{ in}$$

$$a'' = ? ; \text{ ft}^2/\text{ft lineal}$$

ver tabla 10 del Kern

8.1 Suponer longitud de tubos : L

$$L = ? ; \text{ ft}$$

8.2 Suponer número de pasos : n

$$n = ?$$

9.0 Número de tubos : Nt

$$Nt = \frac{A}{L \# a''}$$

10.0 De acuerdo con el número de pasos por los tubos y arreglo en cuadro, ver tabla 9 del Kern para obtener el número real de tubos y el diámetro del haz de tubos.

Número Real de Tubos : NRT

$$NRT = ?$$

$$Dot1 = ? ; \text{ in}$$

11.0 Area de Flujo : at

Area de flujo por tubo : a' = ? ; in<sup>2</sup>

$$at = \frac{NRT \# a'}{144 \# n} ; \text{ ft}^2$$

donde n = número de pasos por los tubos

12.0 Masa Velocidad : Gt

$$Gt = \frac{W}{at} ; \text{ lb/hr ft}^2$$

12.1 Velocidad por los tubos :  $V_t$

$$V_t = \frac{G_t}{3600 * \rho} ; \text{ ft/seg}$$

13.0 Número de Reynolds :  $Re_t$

$$Re_t = \frac{DI * G_t}{12 * \mu * 2.42}$$

14.0 Factor de Fricción :  $f_t$

$$f_t = ? \text{ figura 26 del Kern}$$

15.0 Factor de transferencia de calor :  $jh_t$

$$jh_t = ? \text{ figura 24 del Kern}$$

16.0 Coeficiente de transferencia de calor interno :  $hi$

$$hi = \frac{jh_t * 12 * K (CP * \mu)^{1/3}}{DI (K)} ; \text{ BTU/hr ft}^2\text{F}$$

17.0 Coef. de Transf. de Calor interno referido al diam. ext.:  $hio$

$$hio = hi * \frac{DI}{DE} ; \text{ BTU/hr ft}^2\text{F}$$

CAIDA DE PRESION . LADO TUBOS

18.0 Caída de presión por los tubos :  $DPT$

$$DPT = \frac{f * G_t^2 * L * n * 12 * 62.4}{5.22 * 10^{10} * DI * \rho} ; \text{ lb/in}^2$$

19.0 Caída de presión por retornos :  $DPr$

$$DPr = \frac{1.6795 * n * V_t^2}{\rho} ; \text{ lb/in}^2$$

20.0 Caída de presión total por los tubos :  $DPT_t$

$$DPT_t = DPT + DPr ; \text{ lb/in}^2$$

21.0 Si  $DPT_t < 10$  entonces continúa lado coraza ;

Si  $DPT_t > 10$  entonces regresa a suponer otro diámetro de tubería, es decir, retorna al punto número 8.0 .

## LADO CORAZA ( FLUDD FRIO : MEZCLA DEG - AGUA )

22.0 Presión crítica de la mezcla : Pc

$$\ln Pc = 17.2019 - \frac{0.0566}{s} - (0.4364 + \frac{4.1216}{s} + \frac{0.2134}{s^2}) * 10^{-3} * \\ tb + (4.7579 + \frac{11.819}{s} + \frac{1.5302}{s^2}) * 10^{-7} * tb^2 \\ - (2.4505 + \frac{9.9809}{s^2}) * 10^{-10} * tb^3 ; Pa$$

donde : s = gravedad específica @ tb y 96 %

tb = temperatura de ebullición @ Pop = 2 psig ; °K

Pc =  $1.45 * 10^{-4}$  Pa ; lb/in<sup>2</sup>

23.0 Coeficiente de transferencia de calor externo : ho

$$ho = 0.00658 * Pc^{0.69} * \left(\frac{GT}{A}\right)^{0.7} * [1.8 * \left(\frac{P}{Pc}\right)^{0.17} + \\ 4 * \left(\frac{P}{Pc}\right)^{1.2} + 10 * \left(\frac{P}{Pc}\right)^{10}] ; \text{BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

donde : GT ; BTU/hr

A ; ft<sup>2</sup>P y Pc ; lb/in<sup>2</sup>

## CAIDA DE PRESION . LADO CORAZA

24.0 Suponer velocidad por la coraza : Vs

Vs = ? ; ft/seg.

25.0 Gasto volumétrico : Qs

$$Qs = \frac{W}{\rho * 3600} ; \text{ft}^3/\text{seg}$$

26.0 Area de flujo : as

$$as = \frac{Qs}{Vs} ; \text{ft}^2$$

27.0 Espaciado entre los deflectores : B

$$B = \frac{as * 144 * Pt}{DI s * C'} ; \text{ in}$$

donde : Pt = Pitch ; in

DI s = Diámetro interno de la coraza ; in

C' = Espaciado entre los tubos ; in

28.0 Area de flujo nueva : as n

$$as n = \frac{DI s * C' * B}{144 * Pt} ; \text{ ft}^2$$

29.0 Masa velocidad : G s

$$G s = \frac{W}{as n} ; \text{ lb/hr ft}^2$$

30.0 Velocidad real por la coraza : Vsr

$$Vsr = \frac{G s}{3600 * \rho} ; \text{ ft/seg}$$

31.0 Reynolds por la coraza : Re s

$$Re s = \frac{De * G s}{12 * \mu * 2.42}$$

donde : De = Diámetro equivalente por transferencia de calor de acuerdo con el diámetro externo de los tubos ; in , Figura 28 Kern.

32.0 Factor de Fricción : f s

$$f s = ? \text{ figura 29 Kern}$$

33.0 Número de cruces : N+1

$$N+1 = \frac{12 * L}{B}$$

34.0 Caída de Presión : DP s

$$DP_s = \frac{f_s * G_s^2 * DI_s * N+1}{5.22 * 10^{10} * De * s} ; \text{ lb/in}^2$$

donde : s = gravedad específica

35.0 Si  $DP_s > 10$  entonces  $B_n = B (DP_s / 10)^{0.3333}$  y regresa a calcular nueva área de flujo por el lado de la coraza , es decir, retorna al punto 28.0

36.0 Si  $DP_s < 10$  entonces continua en el punto siguiente.

37.0 Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U T

$$U T = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + 0.002 + \frac{1}{h_o}} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

38.0 Si  $U T = U *$  entonces  $U T = U *$  y regresa al punto 7.0 , es decir, calcula nueva área de transferencia de calor.

39.0 Si  $U T = U *$  entonces correcto diseño de intercambiador y pasa al siguiente punto.

40.0 Coeficiente de Total de Transferencia Limpio : U C

$$U C = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} * h_o} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

41.0 Factor de Obstrucción Total : Rd T

$$Rd T = \frac{U C - U T}{U C * U T} ; \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

42.0 Fin del cálculo

Enseguida se muestran los resultados obtenidos para este intercambiador por medio de un programa de calculadora realiendo las conversiones pertinentes, los cuales se encuentran en la hoja de datos adjunta.

FRP "KETTLE"

01\*LBL "KETTLE"  
 \*N DEG=" PROMPT STO 00  
 \*CF DEG=" PROMPT  
 STO 01 \*T1 CG="  
 PROMPT STO 02  
 \*T2 DEG=" PROMPT  
 STO 03 RCL 02 -  
 RCL 01 \* RCL 02 \*  
 STO 64 \*M H2O=" PROMPT  
 STO 04 \*A H2O=" PROMPT  
 STO 05 RCL 04 \*  
 STO 65 RCL 64 +  
 STO 06 \*Q =" ARCL 06  
 PROMPT \*T1 AC=" PROMPT  
 STO 07

39\*LBL 01  
 \*T2 AC=" PROMPT STO 08  
 RCL 07 + 2 / STO 09  
 \*TC=" ARCL 09 PROMPT  
 \*CP AC=" PROMPT STO 10  
 RCL 07 RCL 08 - \*  
 1/X RCL 06 \* STO 11  
 \*M AC=" ARCL 11 PROMPT  
 RCL 10 \* RCL 07  
 RCL 08 - \* STO 12  
 RCL 06 X=Y? XEQ 62  
 GTO 01

76\*LBL 02  
 RCL 64 RCL 11 /  
 RCL 10 / CHS RCL 07  
 + STO 66 RCL 02 -  
 RCL 07 RCL 03 - /  
 1/X LN STO 13 RCL 66  
 RCL 02 - CHS RCL 07  
 RCL 03 - + RCL 13 /  
 STO 67 RCL 08 RCL 03  
 - RCL 66 RCL 03 - /  
 1/X LN STO 68 RCL 08  
 RCL 03 - CHS RCL 65  
 RCL 03 - + RCL 66 /  
 STO 69 RCL 65 / 1/X  
 RCL 64 RCL 67 / \*  
 RCL 06 / 1/X STO 14  
 \*LMD=" ARCL 14 PROMPT  
 \*DEN AC=" PROMPT  
 STO 15 \*VIS AC=" PROMPT  
 STO 16 \*K AC=" PROMPT  
 STO 17

150\*LBL 11  
 \*U+ =" PROMPT STO 18  
 \*NO. PASOS =" PROMPT  
 STO 19 \*LON T=" PROMPT  
 STO 20

160\*LBL 03  
 RCL 06 RCL 18 /  
 RCL 14 / STO 21  
 \*A TRANS=" ARCL 21  
 PROMPT

170\*LBL 04  
 \*DE T=" PROMPT STO 22  
 \*DI T=" PROMPT STO 23  
 \*a, , =" PROMPT STO 24  
 RCL 20 \* 1/X RCL 21  
 \* STO 25 \*NO. TUB="  
 ARCL 25 PROMPT  
 \*N T R=" PROMPT STO 26  
 \*DS" PROMPT STO 46  
 \*a, =" PROMPT STO 27  
 RCL 26 \* 144 /  
 RCL 19 / STO 28 \*AT="  
 ARCL 28 PROMPT 1/X  
 RCL 11 \* STO 29 \*CT="  
 ARCL 29 PROMPT 3600 /  
 RCL 15 / STO 30 \*VT="  
 ARCL 30 PROMPT RCL 23  
 RCL 29 \* 12 / RCL 16  
 / 2.42 / STO 31  
 \*RE T=" ARCL 31 PROMPT  
 \*F T=" PROMPT STO 32  
 \*JH T=" PROMPT STO 33  
 12 \* RCL 17 \* RCL 23  
 / RCL 18 RCL 16 \*  
 2.42 + RCL 17 /  
 .3333 Y1X \* STO 34  
 \*HI =" ARCL 34 PROMPT  
 RCL 23 \* RCL 22 /  
 STO 35 \*HI0=" ARCL 35  
 PROMPT RCL 32 RCL 29  
 X12 \* RCL 20 +  
 RCL 19 \* 6.9696 E7 /  
 RCL 23 / RCL 15 /  
 STO 36 \*DP " ARCL 36  
 PROMPT RCL 30 X12  
 RCL 19 \* 1.6753 \*  
 RCL 15 / STO 37  
 \*BP R=" ARCL 37 PROMPT  
 RCL 36 + STO 38  
 \*BPT T=" ARCL 38  
 PROMPT 15 X/Y? XEQ 05  
 GTO 04

PROGRAMA: REHERVADOR DE  
 DIETILENICAL.  
 TIPO AKT

310\*LBL 05  
 \*TEB aPOP" PROMPT  
 STO 39 \*SG DEG" PROMPT  
 STO 40 .0566 / 1/X  
 CHS 17.2819 + .21343  
 RCL 40 X12 / 4.1216  
 RCL 40 / + .4364 +  
 1 E-3 \* RCL 39 \* CHS  
 + 1.5302 RCL 40 X12  
 / 11.819 RCL 40 / +  
 4.7579 + 1 E-7 \*  
 ARCL 39 X12 \* +  
 9.9009 RCL 40 X12 /  
 2.4505 + 1 E-10 \*  
 RCL 39 3 Y1X \* CHS  
 + STO 41 E1X 1.45 E-4  
 \* STO 42 \*PC="  
 ARCL 42 PROMPT

377\*LBL 12  
 RCL 42 17 / 1/X 10  
 Y1X 10 \* 17 RCL 42  
 / 1.2 Y1X 4 \* + 17  
 RCL 42 / .17 Y1X 1.8  
 \* + RCL 06 RCL 21 /  
 .7 Y1X \* RCL 42 .69  
 Y1X \* .00650 \*  
 STO 43 \*HO=" ARCL 43  
 PROMPT

418\*LBL 07  
 \*DE =" PROMPT STO 44  
 \*PI =" PROMPT STO 45  
 \*V DEG=" PROMPT STO 47  
 \*DEN DEG aTeb" PROMPT  
 STO 48 3600 \* RCL 47  
 \* 1/X RCL 08 \*  
 STO 49 \*AS=" ARCL 49  
 PROMPT RCL 45 \* 144  
 \* RCL 46 / .25 /  
 STO 50 \*VI DEG aTc"  
 PROMPT STO 54

```

454*LBL 08
RCL 50 .25 * RCL 46
* 144 / RCL 45 /
STO 51 *ASN=" ARCL 51
PROMPT 1/X RCL 00 *
STO 52 *GS=" ARCL 52
PROMPT 3600 / RCL 48
/ STO 53 *V R S="
ARCL 53 PROMPT RCL 44
RCL 52 * 12 / RCL 54
/ 2.42 / STO 55
*RE S=" ARCL 55 PROMPT
*F S=" PROMPT STO 56
12 RCL 20 * RCL 50 /
STO 57 *N CRU="
ARCL 57 PROMPT RCL 46
* RCL 52 X+2 *
6.966 E7 / RCL 44 /
RCL 40 / STO 56
*DP S=" ARCL 58 PROMPT
2.5 X/Y? GTO 09
RCL 58 2.5 / .3333
Y1X RCL 56 * STO 59
RCL 59 STO 56 GTO 05

```

```

537*LBL 09
RCL 43 1/X .063 *
RCL 35 1/X + 1/X
STO 60 *UT =" ARCL 60
PROMPT RCL 18 X=Y?
XEQ 10 RCL 60 STO 18
GTO 03

```

```

556*LBL 10
RCL 35 RCL 43 + 1/X
RCL 35 * RCL 43 *
STO 61 *UC =" ARCL 61
PROMPT RCL 60 -
RCL 60 / RCL 61 /
STO 62 *RS =" ARCL 62
PROMPT RCL 60 RCL 21
* RCL 14 * STO 63
*Q REAL=" ARCL 63
PROMPT .END.

```

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA:  
 REHERRIDOR DE DIRTLENGICOL TIPO AKT

XEQ "KETTLE"

M DEG= 40.103.0000 RUN  
 CP DEG= .7124 RUN  
 T1 DEG= 290.0000 RUN  
 T2 DEG= 333.0000 RUN  
 M H2O= 147.0000 RUN  
 L H2O= 1.200.0000 RUN  
 Q =1.400.509.076 RUN  
 T1 AC= 450.0000 RUN  
 T2 AC= 350.0000 RUN  
 TC=400.0000 RUN  
 CP AC= 0.5992 RUN  
 M AC=23.506.5066 RUN  
 LMTD=66.9310 RUN  
 DEN AC= 53.0000 RUN  
 VIS AC 1.2420 RUN  
 K AC= 0.0652 RUN  
 U\* = 60.0000 RUN  
 NO. PASOS = 4.0000 RUN  
 LON T= 10.0000 RUN  
 A TRANS=356.7325 RUN  
 DE T= 0.7500 RUN  
 DI T= 0.5040 RUN  
 a, = 0.1963 RUN

NO. TUB=99.2620 RUN  
 H T R= 116.0000 RUN  
 DS 22.0750 RUN  
 a, = 0.2600 RUN  
 AT=0.0540 RUN  
 GT=435.529.7159 RUN  
 VT=2.2027 RUN  
 RE T=7.052.0021 RUN  
 F T= 0.0003 RUN  
 JH T= 20.0000 RUN  
 HI =113.3026 RUN  
 HIO =00.2072 RUN  
 DP T1.0993 RUN  
 DP R=0.6605 RUN  
 DPT T=2.5590 RUN  
 TEB aPOP 433.0000 RUN  
 SQ DEG 1.0240 RUN  
 PC=601.5343 RUN  
 HO=199.4202 RUN  
 DE = 0.9500 RUN  
 PT = 1.0000 RUN  
 V DEG= 5.0000 RUN  
 DEN DEG aTeb 63.9912 RUN  
 AS=0.0349 RUN  
 VI DEG aTc 0.6500 RUN  
 ASH=0.0349 RUN  
 GS=1,151.041.600 RUN  
 V R S=5.0000 RUN  
 RE S=57.970.4132 RUN  
 F S= 0.0015 RUN

M CRU=245.0911 RUN  
 DP S=1.762.227.066 RUN  
 ASH=3.1033 RUN  
 GS=12,940.3276 RUN  
 V R S=0.0562 RUN  
 RE S=651.6694 RUN  
 F S= RUN  
 H CRU=2.7642 RUN  
 DP S=2.5034 RUN  
 ASH=3.1047 RUN  
 GS=12,942.5175 RUN  
 V R S=0.0562 RUN  
 RE S=651.3770 RUN  
 F S= 64.0000 EXCEPT  
 RUN 50  
 M CRU=2.7629 RUN  
 DP S=2.5000 RUN  
 UT =51.7031 RUN  
 A TRANS=407.0153 RUN  
 DE T= 0.7500 RUN  
 DI T= 0.5040 RUN  
 a, = 0.1963 RUN  
 NO. TUB=115.1900 RUN  
 H T R= 116.0000 RUN  
 DS 22.0750 RUN  
 a, = 0.2600 RUN  
 AT=0.0540 RUN  
 GT=435.529.7159 RUN  
 VT=2.2027 RUN



RE T=7,052.0021	RUN	H CRU=2,7642	RUN	133
F F=	RUN	DP S=2,5034	RUN	TEB aPOP
0.6003	RUN	ASN=3,1047	RUN	433.0000
JH T=	RUN	GS=12,942,5175	RUN	SG DEG
28.0000	RUN	Y R S=0,0562	RUN	1.0240
HI =113,3626	RUN	RE S=651,3770	RUN	PC=601,5343
HIO =00,2072	RUN	F S=	RUN	HO=176,1942
DF T1,0993	RUN	64.0000 ENTER1	RUN	DE =
DF R=0,6605	RUN	RCL 55	RUN	0.9500
DPT T=2,5590	RUN	H CRU=2,7629	RUN	PT =
TEB aPOP	RUN	DP S=2,5000	RUN	1.0000
433.0003	RUN	UT =00,2720	RUN	Y DEG=
SG DEG	RUN	A TRANS=418,6019	RUN	5.0000
1.0240	RUN	DE T=	RUN	DEN DEG aTeb
PC=601,5343	RUN	0.7500	RUN	63,9912
HO=179,6904	RUN	DI T=	RUN	AS=0,0349
DE =	RUN	a, =	RUN	VI DEG aTc
.9500	RUN	0,1963	RUN	0.6500
PT =	RUN	NO, TUB=116,4700	RUN	ASN=0,0349
1.0000	RUN	H T P=	RUN	GS=1,151,041,599
Y DEG=	RUN	118,0000	RUN	Y R S=5,0000
5.0000	RUN	DS	RUN	RE S=57,970,4132
DEN DEG aTeb	RUN	17,2500	RUN	0.0015
63,9912	RUN	a, =	RUN	N CRU=105,4261
AS=0,0349	RUN	0,2600	RUN	DF S=1,002,116,140
VI DEG aTc	RUN	AT=0,0549	RUN	ASN=2,5711
0.6500	RUN	GT=426,147,0562	RUN	GS=15,620,0036
ASN=0,0349	RUN	VI=2,2440	RUN	Y R S=0,0670
GS=1,151,041,600	RUN	RE T=6,932,4766	RUN	FE S=706,5635
Y R S=5,0000	RUN	F T=	RUN	F S=
RE S=57,970,4132	RUN	0,000291	RUN	64.0000 ENTER1
F S=	RUN	JH T=	RUN	RCL 55
0.0015	RUN	29,0000	RUN	
H CRU=245,0311	RUN	HI =117,4200	RUN	H CRU=2,5159
DP S=1,702,207,000	RUN	HIO =91,4404	RUN	DP S=2,5032
ASN=3,1000	RUN	DP T1,0049	RUN	ASN=2,5722
GS=12,942,5175	RUN	DF R=0,6363	RUN	GS=15,621,0947
Y R S=0,0562	RUN	DPT T=2,4431	RUN	Y R S=0,0670
RE S=651,6694	RUN		RUN	
F S=	RUN		RUN	
64.0000 ENTER1	RUN		RUN	
RCL 55	RUN		RUN	
/	RUN		RUN	
RUN	RUN		RUN	

RE S=786.2254	RUN	DE =	0.9500	RUN	UT =51.1363	RUN	134
F S=		PT =	1.0000	RUN	A TRANS=411.5265	RUN	
64.0000 ENTER↑		V DEG=	5.0000	RUN	DE T=	0.7500	RUN
RCL 55		DEN DEG aTeb	63.9912	RUN	DI T=	0.5840	RUN
RUN		AS=0.0349		RUN	a, =	0.1963	RUN
H CRU=2.5146	RUN	VI DEG aTc	0.6500	RUN	NO. TUB=116.4676	RUN	
DP S=2.5000		ASH=0.0349		RUN	H T R=	117.0000	RUN
UT =50.9901	RUN	CS=1,151,041.599		RUN	DS	17.2500	RUN
A TRANS=412.7065	RUN	V R S=5.0000		RUN	a, =	0.2600	RUN
DE T=	0.7500	RE S=57,970.4132		RUN	AT=0.0544		RUN
DI T=	0.5840	F S=	0.0015	RUN	GT=431.007.2396	RUN	
a, =	0.1963	H CRU=105.4261		RUN	VT=2.2631		RUN
NO. TUB=116.8015	RUN	DP S=1,002,116.140		RUN	RE T=6,991.7205		RUN
H T R=	117.0000	ASH=2.5711		RUN	F T=	0.0003	RUN
DS	17.2500	CS=15,628.6036		RUN	JH T=	29.0000	RUN
a, =	0.2600	V R S=0.0670		RUN	HI =117.4320		RUN
AT=0.0544	RUN	RE S=786.5635		RUN	HIO =91.4404		RUN
GT=431.007.2396	RUN	F S=	64.0000 ENTER↑		DP T1.0670		RUN
VT=2.2631	RUN		RCL 55		DP R=0.6492		RUN
RE T=6,991.7205	RUN	H CRU=2.5159		RUN	DPT T=2.5162		RUN
F T=	0.0003	DP S=2.5032		RUN	TEB aPOP	433.0000	RUN
JH T=	29.0000	ASH=2.5722		RUN	SG DEG	1.0240	RUN
HI =117.4320	RUN	CS=15,621.0847		RUN	PC=681.5343		RUN
HIO =91.4404	RUN	V R S=0.0670		RUN	HO=170.3033		RUN
DP T1.0670	RUN	RE S=786.2254		RUN	DE =	0.9500	RUN
DP R=0.6492	RUN	F S=	64.0000 ENTER↑		PT =	1.0000	RUN
DPT T=2.5162	RUN		RCL 55		V DEG=	5.0000	RUN
TEB aPOP	433.0000	H CRU=2.5140		RUN	DEN DEG aTeb	63.9912	RUN
SG DEG	1.0240	DP S=2.5000		RUN	AS=0.0349		RUN
PC=681.5343	RUN						
HO=177.9522	RUN						

VI DEC aTc 0.6500 RUN  
 ASH=0.0349 RUN  
 GS=1,151,841.595 RUN  
 V R S=5.0000 RUN  
 RE S=57,970.4132 RUN  
 F S= 0.0015 RUN  
 H CRU=165.4261 RUN  
 DP S=1,002,116.140 RUN  
 ASH=2.5711 RUN  
 GS=15,628.6036 RUN  
 V R S=0.0670 RUN  
 RE S=706.5635 RUN  
 F S= 64.0000 ENTER?  
 RCL 55 /  
 RUN  
 H CRU=2.5159 RUN  
 DP S=2,5032 RUN  
 ASH=2.5722 RUN  
 GS=15,621.0647 RUN  
 V R S=0.0670 RUN  
 RE S=706.2254 RUN  
 F S= 64.0000 ENTER?  
 RCL 55 /  
 RUN  
 H CRU=2.5148 RUN  
 DP S=2.5000 RUN  
 UT =51.1650 RUN  
 UC =60.4437 RUN  
 RD =0.0000 RUN  
 @ REGL=1,469,320.734 RUN

## CAMBIADORES DE CALOR

## HOJA DE DATOS

```

+++++
+ Servicio de la unidad REHEVIVOR DE DIETILENGLICOL EA-453 +
+ Tipo AKT +
+ Superficie por unidad (Total efectiva) 38.2321 m^2 +
+++++

```

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

```

+++++
+ + + Lado Envolvente + Lado Tubos +
+ Fluido + MEZCLA DEG-AGUA + ACEITE TERMICO +
+ Masa Total + kg/hr + 18176 + 18998 +
+ + + Entrada + Salida + Entrada + Salida +
+ Liquido + kg/hr + 18243 + 18998 +
+ Dens.Relat. + + 1.024 + 1.024 + 0.8394 + 0.8595 +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + 1.4882 + 1.1985 + 95.3933 + 98.667 +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + 0.7118 + 0.7864 + 0.6221 + 0.5741 +
+ Viscosidad + cp + 0.9888 + 0.6588 + 0.9985 + 1.8058 +
+ Peso Molec. + + 101.5 + 437.4 +
+ Vapor + + 67.0 + + +
+ Densidad + g/cc + ----- + 62.4 + ----- + ----- +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + ----- + 7.026 + ----- + ----- +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + ----- + 1.000 + ----- + ----- +
+ Viscosidad + cp + ----- + 0.100 + ----- + ----- +
+ Peso Molec. + + 18.0 + ----- + ----- +
+ Calor Lat + Cal/Kg + 670,520 + ----- +
+ Temp. + ^C + 143.3 + 167.2 + 232 + 178 +
+ Presion + Kg/cm^2 + 1.1955 + 0.9995 + 3.5 + 2.8 +
+++++
+ No.de pasos por envol. 1 + 4 +
+ Velocidad + M/S + 0.3048 + 0.9866 +
+ Caida Pres. + Kg/cm^2 + 0.2Perm.0.15Calc. + 0.2Perm. 0.4Calc. +
+ Fac.Ensuc. + HrM^2C/Cal + 2.0481X10^-7 + 2.0481X10^-7 +
+++++
+ Calor Inter.+ Cal/Hr + 354,944,524.6 +
+ M.T.D. + ^C + 37.1613 +
+ C.T.T.Calor + Cal/HrM^2C+ 295,117.0 Limp.+ 249,817.5 Serv.+
+++++

```

## CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

```

+++++
+ Pres.Dis. +Kg/cm^2man + 1.7593 + 1.7593 +
+ Pres.Prueba +Kg/cm^2man + 2.6398 + 2.6398 +
+ Temp.de dis.+ ^C + 177.2 + 242 +
+++++
+ Tubos No. 117 D.ext. 3/4 " BWG 14 Long. 5.49 m +
+ Arreglo Tubos EN CUADRO 1 " +
+ Envolvente 17.25 in. D.I. +
+++++

```

CALENTADOR DE GAS COMBUSTIBLE  
TUBOS CONCENTRICOS

TUBO EXTERNO  
ACEITE DE CALENT.

$T_1 = 450^\circ\text{F}$   
 $T_2 = ?^\circ\text{F}$   
 $W = \quad \text{lb/hr}$   
 $R_d = 0.001 \text{ hr ft}^2\text{F/BTU}$   
 $DP \text{ perm.} = 10 \text{ lb/in}^2$

TUBO INTERNO  
GAS COMBUSTIBLE

$t_1 = 80^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 103^\circ\text{F}$   
 $w = 7291 \text{ lb/hr}$   
 $R_d = 0.001 \text{ hr ft}^2\text{F/BTU}$   
 $DP \text{ perm.} = 10 \text{ lb/in}^2$

DATOS PARA EL CAMBIADOR

Longitud de tubos :  $L = 10 \text{ ft.}$

Tubería cédula 40 IPS

MEMORIA DE CALCULO

1.0 Balance de calor

$$Q = W CP (T_1 - T_2) = w cp (t_2 - t_1) \quad ; \text{ BTU/hr}$$

2.0 Suponer Temperatura de salida del aceite :  $T_2$

$$T_2 = ? \quad ; \quad ^\circ\text{F}$$

3.0 Calcular el flujo másico de aceite :  $W$

$$W = \frac{Q}{CP (T_1 - T_2)} \quad ; \quad \text{lb/hr}$$

4.0 Diferencia de temperatura :  $DT$

$$DT = LMTD$$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad ; \quad ^\circ\text{F}$$

5.0 Temperaturas Calóricas :  $T_c$  (fluido caliente)

$t_c$  (fluido frío)

$$\frac{DT_c}{DT_h} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Si el aceite empleado tiene 34 API y un intervalo de temperatura de 75°F, entonces leer Kc y Fc con los datos anteriores en la figura 17 del Kern.

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \quad ; \quad ^\circ F$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad ; \quad ^\circ F \quad , \quad \text{por tener } < 1 \text{ cp e interv. temp. } < 50 \text{ } ^\circ F$$

A estas temperaturas se evalúan las propiedades correspondientes de cada fluido :

densidad :  $\rho$  o  $\rho$  ; lb/ft<sup>3</sup>

viscosidad :  $\mu$  o  $\mu$  ; cp

cap. calorífica : CP o cp ; BTU/lb

cond. térmica : K o k ; BTU ft/hr ft<sup>2</sup>°F

6.0 Suponer Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U

$$U * = ? \quad ; \quad \text{BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ F$$

7.0 Area de Transferencia de Calor : A

$$A = \frac{Q}{U * (DT)} \quad ; \quad \text{ft}^2$$

TUBO INTERNO (FLUIDO FRIO : GAS COMBUSTIBLE.)

8.0 Suponer diámetro de tubería : DEi

$$DEi = ? \quad ; \quad \text{in} \quad \text{Tabla 11 del Kern}$$

y por consiguiente

$$DIi = ? \quad ; \quad \text{in}$$

9.0 Area de Flujo : ap

$$ap = \frac{\pi (DI)^2}{4} \quad ; \quad \text{ft}^2$$

10.0 Masa Velocidad : Gp

$$Gp = \frac{W}{ap} \quad ; \quad \text{lb/hr ft}^2$$

11.0 Número de Reynolds : Re p

$$Re p = \frac{DI i \# Gp}{12 \# \mu \# 2.42}$$

12.0 Factor de Fricción : f p

$$f p = 0.0035 + \frac{0.264}{Re p^{0.42}}$$

13.0 Factor de transferencia de calor : jh p

jh p = ? figura 24 del Kern

14.0 Coeficiente de transferencia de calor interno : hi

$$hi = \frac{jh t \# 12 \# k (cp \# \mu)^{1/3}}{DI i \left( \frac{\mu}{k} \right)} ; \text{ BTU/hr ft}^2\text{'F}$$

15.0 Coef. de Transf. de Calor interno referido al diam. ext.: hio

$$hio = hi \# \frac{DI}{DE} ; \text{ BTU /hr ft}^2\text{'F}$$

#### CAIDA DE PRESION . TUBO INTERNO

16.0 Calda de presión por longitud : DFp

$$DFp = \frac{4 \# f p \# Gp^2 \# L \# 12}{4.18 \# 10^8 \# \rho^2 \# DI} ; \text{ ft}$$

17.0 Calda de presión : DPP

$$DPP = \frac{DFp \# \rho}{144} ; \text{ lb/in}^2$$

18.0 Si DPP < 10 entonces continúa tubo externo;

Si DPP > 10 entonces regresa a suponer otro diámetro de tubería, es decir, retorna al punto número 8.0 .

#### TUBO EXTERNO ( FLUIDO CALIENTE : ACEITE DE CALENT. )

19.0 Suponer diámetro de tubería : DEe

$$DEe = ? ; \text{ in}$$

y por consiguiente  $D_{ie} = ?$  ; in

20.Ø Area de flujo :  $a_a$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} ; \text{ft}^2$$

donde :  $D_2 = D_{ie}$  diámetro interno del tubo exterior ; in

$D_1 = D_{ei}$  diámetro externo del tubo interior ; in

21.Ø Diámetro equivalente :  $D_e$

$$D_e = \frac{\frac{(D_{ie})^2 - (D_{ei})^2}{(12)} + \frac{(D_{ei})^2}{(12)}}{\frac{D_{ei}}{12}} ; \text{ft}$$

22.Ø Masa velocidad :  $G_a$

$$G_a = \frac{W}{a_a} ; \text{lb/hr ft}^2$$

23.Ø Reynolds por la coraza :  $Re_a$

$$Re_a = \frac{D_e * G_a}{\rho * 2.42}$$

24.Ø Factor de Fricción :  $f_a$

$$f_a = 0.0035 + \frac{0.264}{Re_a^{0.42}}$$

25.Ø Factor de transferencia de calor :  $j_h a$

$j_h a = ?$  figura 24 Kern

26.Ø Coeficiente de transferencia de calor externo :  $h_o$

$$h_o = \frac{j_h a * 12 * K (C_p * \rho)^{1/3}}{D_e (K)} ; \text{BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CAIDA DE PRESION . LADO CORAZA

27.Ø Caída de presión por longitud de tubo :  $\Delta P_a$



$$DFa = \frac{4 * f * a * Ga^2 * L * 12}{2 * g * \rho^2 * De'} ; ft$$

28.0 Velocidad : Va

$$Va = \frac{Ga}{3600 * \rho} ; ft/seg$$

29.0

$$F1 = 3 * \left( \frac{Va}{2 * g} \right)^2 ; ft$$

30.0 Calda de presión en el ánulo : DPa

$$DPa = \frac{(DFa + F1) * \rho}{144} ; lb/in^2$$

31.0 Si DP s > 10 entonces supone otro diámetro del ánulo, es decir, regresa al punto 19.0

32.0 Si DP s < 10 entonces continúa en el punto siguiente.

33.0 Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U T

$$U T = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + 0.002 + \frac{1}{h_o}} ; BTU/hr ft^2 ^\circ F$$

34.0 Si U T = U \* entonces U T = U \* y regresa al punto 7.0 , es decir, calcula nueva área de transferencia de calor.

35.0 Si U T = U \* entonces correcto diseño de intercambiador y pasa al siguiente punto.

36.0 Coeficiente de Total de Transferencia Limpio : U C

$$U C = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} * h_o} ; BTU/hr ft^2 ^\circ F$$

37.0 Factor de Obstrucción Total : Rd T

$$Rd T = \frac{U C - U T}{U C * U T} ; hr ft^2 ^\circ F/BTU$$

38.Ø Superficie externa por pie de longitud : a'

a' = ? ; ft<sup>2</sup>/ft de la tabla 11 del Kern

39.Ø Longitud requerida : Lr

$$Lr = \frac{A}{a'} ; \text{ft}$$

40.Ø Fin del cálculo

A continuación aparecen los resultados obtenidos para dicho cambiador mediante el uso de una calculadora programable, los cuales se encuentran incluidos en la hoja de datos anexa, realizando para ello las conversiones a sistema internacional.

PRP "GAS"

01\*LBL "GAS"  
 \*M GAS=" PROMPT STO 02  
 \*TE=" PROMPT STO 01  
 \*TS=" PROMPT STO 02  
 \*CP G=" PROMPT STO 03  
 RCL 00 \* RCL 02  
 RCL 01 - \* STO 04  
 \*Q =" ARCL 04 PROMPT  
 \*TI=" PROMPT STO 05

27\*LBL 01  
 \*T2=" PROMPT STO 06  
 RCL 05 + 2 / STO 07  
 STOP \*CP AC=" PROMPT  
 STO 08 RCL 05 RCL 06  
 - \* 1/X RCL 00 \*  
 RCL 03 \* RCL 02  
 RCL 01 - \* STO 09  
 \*M AC=" ARCL 09 PROMPT  
 RCL 08 \* RCL 05  
 RCL 06 - \* STO 10  
 RCL 04 X=Y? GTO 02  
 GTO 01

68\*LBL 02  
 RCL 06 RCL 01 - 1/X  
 RCL 05 RCL 02 - \* LK  
 STO 11 RCL 06 RCL 01  
 - CHS RCL 05 RCL 02  
 - \* RCL 11 / STO 12  
 \*DT=" ARCL 12 PROMPT  
 RCL 05 RCL 06 - 1/X  
 RCL 02 RCL 01 - \*  
 STO 13 \*TC:TH="  
 ARCL 13 PROMPT \*FC="  
 PROMPT STO 14 RCL 05  
 RCL 06 - \* RCL 06 +  
 STO 15 \*TC AC="  
 ARCL 15 PROMPT  
 \*VI AC=" PROMPT STO 16  
 \*K AC=" PROMPT STO 17  
 \*CP AC=" PROMPT STO 18  
 \*DEN AC=" PROMPT  
 STO 19 RCL 01 RCL 02  
 + 2 / STO 20 \*Tc="  
 ARCL 20 PROMPT  
 \*VI GAS=" PROMPT  
 STO 21 \*K GAS=" PROMPT  
 STO 22 \*CP GAS=" PROMPT  
 PROMPT STO 23 \*Ua=" PROMPT  
 PROMPT STO 57

PROGRAMA: SOBRECALENTADOR DE GAS

COMBUSTIBLE TIPO DOBLE

TUBO

151\*LBL 05  
 RCL 04 RCL 12 /  
 RCL 57 / STO 53  
 \*A TRANS=" ARCL 53  
 PROMPT

161\*LBL 03  
 \*DI T=" PROMPT STO 24  
 \*DE T=" PROMPT STO 25  
 RCL 24 X12 P1 \* 4 /  
 STO 26 \*AP =" ARCL 26  
 PROMPT 1/X RCL 00 \*  
 STO 27 \*CP=" ARCL 27  
 PROMPT RCL 24 \* 12 /  
 RCL 21 / 2.42 /  
 STO 28 \*RE P=" ARCL 28  
 PROMPT .42 Y1X 1/X  
 .264 \* .0035 +  
 STO 29 \*F P=" ARCL 29  
 PROMPT \*JH P=" PROMPT  
 STO 30 12 \* RCL 22 \*  
 RCL 24 / RCL 23  
 RCL 21 \* 2.42 \*  
 RCL 22 / .33 Y1X \*  
 STO 49 \*HI=" ARCL 49  
 PROMPT RCL 24 \*  
 RCL 25 / STO 50  
 \*HTO=" ARCL 50 PROMPT  
 \*PRESION=" PROMPT  
 STO 31 \*PM GAS=" PROMPT  
 PROMPT STO 32 359 /  
 492 \* RCL 20 /  
 RCL 31 \* 14.7 /  
 STO 34 \*DEN GAS=" ARCL 34  
 PROMPT X12  
 RCL 24 \* 4.18 E8 \*  
 1/X 2 \* RCL 29 \*  
 RCL 27 X12 \* 120 \*  
 STO 35 \*DF P=" ARCL 35  
 PROMPT RCL 34 \* 144  
 / STO 36 \*DP F=" ARCL 36  
 PROMPT 10  
 X1Y? GTO 04 GTO 03

298\*LBL 04  
 \*DE A=" PROMPT STO 37  
 \*DI A=" PROMPT STO 38  
 12 / X12 RCL 25 12 /  
 / X12 - P1 \* 4 /  
 STO 39 \*A A=" ARCL 39  
 PROMPT RCL 38 12 /  
 X12 RCL 25 12 / X12  
 - RCL 25 12 / /  
 STO 40 \*De=" ARCL 40  
 PROMPT RCL 09 RCL 39  
 / STO 41 RCL 40 \*  
 2.42 / RCL 16 /  
 STO 42 \*RE A=" ARCL 42  
 PROMPT .42 Y1X 1/X  
 .264 \* .0035 +  
 STO 43 \*F A=" ARCL 43  
 PROMPT \*JH A=" PROMPT  
 STO 44 RCL 17 \*  
 RCL 48 / RCL 18  
 RCL 16 \* 2.42 \*  
 RCL 17 / .3333 Y1X \*  
 STO 45 \*HO =" ARCL 45  
 PROMPT 2 RCL 43 \*  
 RCL 41 X12 \* 10 \*  
 4.18 E8 / RCL 19 X12  
 / RCL 40 / STO 46  
 \*DF A=" ARCL 46 PROMPT  
 RCL 41 3600 / RCL 19  
 / STO 47 \*V AC=" ARCL 47  
 PROMPT X12 3  
 \* 64.4 / RCL 46 +  
 RCL 19 \* 144 /  
 STO 48 \*DP A=" ARCL 48  
 PROMPT 10 X1Y? GTO 06  
 GTO 04

423\*LBL 06  
 RCL 58 1/X .011 +  
 RCL 45 1/X + 1/X  
 STO 52 \*UT=" ARCL 52  
 PROMPT RCL 57 X=Y?  
 GTO 07 RCL 52 STO 57  
 GTO 05

442\*LBL 07  
 RCL 50 RCL 45 + 1/X  
 RCL 50 \* RCL 45 \*  
 STO 51 \*UC=" ARCL 51  
 PROMPT \*a=" PROMPT  
 STO 54 1/X RCL 53 \*  
 STO 55 \*L REQ=" ARCL 55  
 PROMPT RCL 52  
 RCL 53 \* RCL 12 \*  
 STO 56 \*Q REAL=" ARCL 56  
 PROMPT .END.

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA  
SOPRECALENTADOR DE GAS COMBUSTIBLE TIPO  
DOBLE TUBO

NEG GAS

M GAS= 7,291.0000 RUN  
 TE= 88.0000 RUN  
 TS= 103.0000 RUN  
 CP G= 0.5540 RUN  
 Q =60,586.2100 RUN  
 T1= 450.0000 RUN  
 T2= 418.0000 RUN  
 CF AC= 0.6132 RUN  
 M AC=2,470.1651 RUN  
 DT=334.3442 RUN  
 TC:TM=0.3750 RUN  
 FC= 0.4000 RUN  
 TC AC=426.0000 RUN  
 VI AC= 1.1154 RUN  
 K AC 0.0646 RUN  
 CP AC= 0.6114 RUN  
 DEN AC= 52.6646 RUN  
 Tc=95.5000 RUN  
 VI GAS= 0.0110 RUN  
 K GAS= 0.0293 RUN  
 CP GAS= 0.5300 RUN

U= 60.0000 RUN  
 A TRAN=3.0283 RUN  
 DI T= 1.0490 RUN  
 DE T= 1.3282 RUN  
 AP =0.0643 RUN  
 CP=9,436.1878 RUN  
 RE P=37,703.3521 RUN  
 F P=0.0071 RUN  
 JH F= 88.0000 RUN  
 HI=18.1234 RUN  
 HI0=14.4926 RUN  
 PRESION= 514.0000 RUN  
 PH GAS= 21.6700 RUN  
 DEN GAS=10.8736 RUN  
 DF P=0.0023 RUN  
 DP P=0.0002 RUN  
 DE A= 2.3800 RUN  
 DI A= 2.0670 RUN  
 A A=0.0130 RUN  
 De=0.1597 RUN  
 RE A=10,592.4741 RUN  
 F A=0.0009 RUN  
 JH A= 41.0000 RUN  
 HO =48.6317 RUN  
 DF A=0.0307 RUN  
 V AC=0.9442 RUN  
 DP A=0.0264 RUN  
 VI =3,9098 RUN  
 A TRANS=18.2855 RUN

DI T= 1.0490 RUN  
 DE T= 1.3280 RUN  
 AP =0.0643 RUN  
 CP=9,436.1878 RUN  
 RE P=27,703.3521 RUN  
 F P=0.0071 RUN  
 JH P= 86.0000 RUN  
 HI=18.1234 RUN  
 HI0=14.4026 RUN  
 PRESION= 514.0000 RUN  
 PH GAS= 21.6700 RUN  
 DEN GAS=10.8736 RUN  
 DF P=0.0023 RUN  
 DP P=0.0002 RUN  
 DE A= 2.3800 RUN  
 DI A= 2.0670 RUN  
 A A=0.0130 RUN  
 De=0.1597 RUN  
 RE A=10,592.4741 RUN  
 F A=0.0009 RUN  
 JH A= 41.0000 RUN  
 HO =48.6317 RUN  
 DF A=2.0307 RUN  
 V AC=0.9442 RUN  
 DP A=0.0264 RUN  
 VI=3,9095 RUN  
 UC=11.1222 RUN  
 a = 0.3440 RUN  
 L REG=53.1503 RUN  
 Q REAL=60,586.2160 RUN

## CAMBIADORES DE CALOR

## HOJA DE DATOS

```

+++++
+ Servicio de la unidad SOBRECALENTADOR DE GAS COMBUSTIBLE +
+ Tipo TUBOS CONCENTRICOS ED-401 +
+ Superficie por unidad (Total efectiva) 1.6989 m^2 +
+++++

```

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

```

+++++
+ Lado Envolvente + Lado Tubos +
+ Fluido + ACEITE TERMICO + GAS COMBUSTIBLE +
+ Masa Total + kg/hr + 1133 +
+ Entrada + Salida + Entrada + Salida +
+ Liquido + kg/hr + 1133 + ----- +
+ Dens.Relat. + + 0.8394 + 0.8477 + ----- +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + 95.393 + 96.703 + ----- +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + 0.6221 + 0.6033 + ----- +
+ Viscosidad + cp + 0.9985 + 1.1933 + ----- +
+ Peso Molec. + + 437.4 + ----- +
+ Vapor + + + 3323.5 +
+ Densidad + g/cc + + + 0.7470 + 0.7470 +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + + + 27.532 + 28.127 +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + + + 0.5548 + 0.5522 +
+ Viscosidad + cp + + + 0.0114 + 0.0116 +
+ Peso Molec. + + + + 21.670 +
+ Calor Lat + Cal/Kg + + + 4541.71 +
+ Temp. + ^C + 232 + 210 + 31 + 39 +
+ Presion + Kg/cm^2 + 3.5 + 2.8 + 35.15 + 34.45 +
+++++
+ No.de pasos por envol. + 1 + 1 +
+ Velocidad + M/S + 0.0554 + 0.3859 +
+ Caida Pres. + Kg/cm^2 + 0.7 Perm.0.03Calc. + 0.7Perm.0.0 Calc. +
+ Fac.Ensuc. + HrM^2C/Cal + 2.0481*10^-7 + 2.0481*10^-7 +
+++++
+ Calor Inter. + Cal/Hr + 15,268,176.0 +
+ M.T.D. + ^C + 185.7468 +
+ C.T.T.Calor + Cal/HrM^2C + 54304.3 Limp. + 48384.7 Serv. +
+++++

```

## CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

```

+++++
+ Pres.Dis. +Kg/cm^2man + 1.7593 + 1.7593 +
+ Pres.Prueba +Kg/cm^2man + 2.6390 + 2.6390 +
+ Temp.de dis. + ^C + 242.0 + 49.0 +
+++++
+ Tubos No. 1 D.ext. 1 " Ced 40 Long. 3.048m +
+ Arreglo Tubos CONCENTRICOS +
+ Envlovente D.ext. 1.5 " Ced 40 Long. 3.048m +
+++++

```

SERPENTIN DEL TANQUE DE  
CALENTAMIENTO DE DIETANGLAMINA

LADO TUBOS  
ACEITE DE CALENT.

$T_1 = 450 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = ? \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $W = \text{ lb/hr}$   
 $R_d = 0.001 \text{ hr ft}^2\text{F/BTU}$   
 $DP \text{ perm.} = 10 \text{ lb/in}^2$

LADO CORAZA  
AGUA POTABLE

$t_1 = 60 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 132 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $w = 5923 \text{ lb/hr}$   
 $R_d = 0.001 \text{ hr ft}^2\text{F/BTU}$   
 $DP \text{ perm.} = 10 \text{ lb/in}^2$

DATOS PARA EL CAMBIADOR

Longitud de tubos :  $L = 16 \text{ ft.}$

MEMORIA DE CALCULO

1.0 Balance de calor

$$Q = W CP (T_1 - T_2) = w cp (t_2 - t_1) \quad ; \text{ BTU/hr}$$

2.0 Suponer Temperatura de salida del aceite :  $T_2$

$$T_2 = ? \quad ; \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.0 Calcular el flujo másico de aceite :  $W$

$$W = \frac{Q}{CP (T_1 - T_2)} \quad ; \text{ lb/hr}$$

4.0 Diferencia de temperatura :  $DT$

$$DT = LMTD$$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad ; \text{ } ^\circ\text{F}$$

5.0 Temperaturas Caldrías :  $T_c$  (fluido caliente)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad ; \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad ; \text{ } ^\circ\text{F}$$

$t_c$  (fluido frío)

A estas temperaturas se evalúan las propiedades correspondientes de cada fluido :

densidad :  $\rho$  o  $\rho$  ; lb/ft<sup>3</sup>

viscosidad :  $\mu$  o  $\mu$  ; cp

cap. calorífica : CP o cp ; BTU/lb

cond. térmica : K o k ; BTU ft/hr ft<sup>2</sup>°F

6.º Suponer Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U \*

U \* = ? ; BTU/hr ft<sup>2</sup> °F

7.º Area de Transferencia de Calor : A

$$A = \frac{Q}{U * (DT)} ; \text{ft}^2$$

LADO TUBOS (FLUIDO CALIENTE : ACEITE DE CALENT.)

8.º Suponer diámetro de tubería : DE

DE = ? ; in Tabla 11 del Kern

y por consiguiente

DI = ? ; in

a' = ? ; in<sup>2</sup> , area de flujo por tubo

9.º Area de Flujo : at

$$at = \frac{a'}{144} ; \text{ft}^2$$

10.º Masa Velocidad : Gt

$$Gt = \frac{W}{at} ; \text{lb/hr ft}^2$$

11.º Número de Reynolds : Re t

$$Re t = \frac{DI * Gp}{12 * \mu * 2.42}$$

12.º Factor de Fricción :  $f$  t

$$f t = 0.0035 + \frac{0.264}{Re p^{0.42}}$$

12.0 Factor de transferencia de calor :  $j h t$

$j h t = ?$  figura 24 del Kern

14.0 Coeficiente de transferencia de calor interno :  $h_i$

$$h_i = \frac{j h t * 12 * K (Cp * \mu)^{1/3}}{DI (K)} ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

15.0 Coef. de Transf. de Calor interno referido al diam. ext.:  $h_{io}$

$$h_{io} = h_i * \frac{DI}{DE} ; \text{ BTU /hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### CAIDA DE PRESION . LADO TUBOS

16.0 Calda de presión por longitud :  $Df_t$

$$Df_t = \frac{4 * f t * Gt^2 * L * 12}{4.18 * 10^8 * \rho^2 * DI} ; \text{ ft}$$

17.0 Calda de presión :  $Dp_t$

$$Dp_t = \frac{Df_t * \rho}{144} ; \text{ lb/in}^2$$

18.0 Si  $Dp_t < 10$  entonces continúa tubo externo:

Si  $Dp_t > 10$  entonces regresa a suponer otro diámetro de tubería, es decir, retorna al punto número 8.0 .

#### LADO CORAZA ( FLUIDO FRIO : AGUA POTABLE.)

19.0 Suponer coeficiente de transferencia de calor externo :  $h_o$

$$h_o = ? ; \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

20.0 Temperatura de pared :  $t_w$

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c + t_c) ; \text{ } ^\circ\text{F}$$

21.0 Temperatura de película :  $t_f$



$$t_f = \frac{t_w + t_c}{2} ; ft^2$$

22.0 Diferencia de temperatura con respecto al diámetro del tubo

$$\frac{DT}{do} = \frac{t_w - t_c}{DE} ; \frac{^{\circ}F}{in}$$

23.0 Ver figura 10.4 del Kern para obtener  $ho'$  a partir de  $t_f$ , la línea de referencia y  $DT/do$ .

24.0 Si  $ho' = ho$  entonces  $ho' = ho$  y regresa al punto 20.0

25.0 si  $ho' \neq ho$  entonces continúa en el siguiente cálculo.

26.0 Coeficiente Total de Transferencia de Calor : U T

$$U T = \frac{1}{\frac{1}{ho} + 0.002 + \frac{1}{ho}} ; BTU/hr ft^2 ^{\circ}F$$

27.0 Si  $U T = U *$  entonces  $U T = U *$  y regresa al punto 7.0, es decir, calcula nueva área de transferencia de calor.

28.0 Si  $U T \neq U *$  entonces correcto diseño de intercambiador y pasa al siguiente punto.

29.0 Coeficiente de Total de Transferencia Limpio : U C

$$U C = \frac{ho * ho}{ho * ho} ; BTU/hr ft^2 ^{\circ}F$$

30.0 Factor de Obstrucción Total : Rd T

$$Rd T = \frac{U C - U T}{U C * U T} ; hr ft^2 ^{\circ}F/BTU$$

31.0 Superficie externa por pie de longitud :  $a''$

$$a'' = ? ; ft^2/ft \text{ de la tabla 11 del Kern}$$

32.0 Número de tramos requeridos : Nt

$$Nt = \frac{A}{a'' * L} ; ft$$

### 33.0 Fin del cálculo

A continuación se muestran los resultados para el cambiador de referencia obtenidos por medio de un programa de calculadora.

Estos se encuentran incluidos en la hoja de datos adjunta conforme a las conversiones a sistema internacional.

Así mismo, para finalizar este capítulo, se encuentra la especificación del horno de aceite de calentamiento en la correspondiente hoja de datos.

De esta manera se concluye el diseño técnico del Sistema de Aceite de Calentamiento. Por lo tanto, se procede con el cálculo del diseño hidráulico.

PROGRAMA: SERPENTIN DEL TANQUE DE CALENTAMIENTO  
DE DIETANOLAMINA TITO HERRILLIA

PAR 100

01\*LBL 04  
\*S0=" PROMPT STO 01  
\*T0=" PROMPT STO 01  
\*T0=" PROMPT STO 02  
\*OF H2O=" PROMPT  
STO 01 RCL 02 RCL 01  
- RCL 01 \* RCL 01 \*  
STO 02 \*G=" ARCL 02  
PROMPT \*T1=" PROMPT  
STO 04

28\*LE: 01  
\*T2=" PROMPT STO 06  
RCL 04 + 2 / STO 06  
\*TF=" ARCL 08 PROMPT  
\*CF AC=" PROMPT STO 05  
RCL 04 RCL 06 - \*  
1/X RCL 05 \* STO 07  
\*H AC=" ARCL 07 PROMPT  
RCL 05 \* RCL 04  
RCL 06 - \* STO 06  
RCL 05 X=Y? STO 02  
GTO 01

65\*LBL 02  
RCL 06 RCL 01 - 1/X  
RCL 04 RCL 02 - \* L1  
STO 09 RCL 06 RCL 01  
- CMC RCL 04 RCL 02  
+ \* RCL 05 / STO 10  
\*DT=" ARCL 10 PROMPT  
RCL 04 RCL 06 + 2 /  
STO 11 \*TC=" ARCL 11  
PROMPT \*VI AC=" PROMPT  
STO 12 \*K AC=" PROMPT  
STO 13 \*CF AC=" PROMPT  
STO 14 \*DEN AC="  
PROMPT STO 15 RCL 01  
RCL 02 + 2 / STO 11  
\*TC H2O=" ARCL 11  
PROMPT \*UD=" PROMPT  
STO 16

123\*LBL 03  
RCL 10 \* 1/X RCL 03  
\* STO 17 \*H TRANS="  
ARCL 17 PROMPT

133\*LBL 04  
\*DE T=" PROMPT STO 16  
\*DI T=" PROMPT STO 15  
\*a=" PROMPT STO 20  
144 / STO 21 \*a="  
ARCL 21 PROMPT 1/X  
RCL 07 \* STO 22 \*G="  
ARCL 22 PROMPT RCL 15  
\* 12 / RCL 12  
2.42 / STO 23 \*RE T="  
ARCL 23 PROMPT .41  
1/X 1/X .264 \* .3075  
+ STO 24 \*FT="  
ARCL 24 PROMPT \*H T="  
PROMPT STO 25 12 \*  
RCL 12 \* RCL 19 /  
RCL 14 RCL 12 \* 2.42  
+ RCL 13 / .3333 1/X  
+ STO 26 \*HI="  
ARCL 26 PROMPT RCL 15  
\* RCL 18 / STO 27  
\*HIO=" ARCL 27 PROMPT  
RCL 22 X12 16 \*  
RCL 24 \* 24 \*  
4.18 E8 / RCL 15 X12  
/ RCL 19 / STO 28  
\*DP T=" ARCL 28 PROMPT  
RCL 15 \* 144 /  
STO 29 \*DP T=" ARCL 29  
PROMPT 10 X=Y? STO 02  
GTO 04

241\*LBL 05  
\*H0=" PROMPT STO 30

245\*LBL 06  
RCL 27 + 1/X RCL 27  
\* RCL 11 RCL 31 - \*  
RCL 21 + STO 32 \*TU="  
ARCL 32 PROMPT RCL 31  
+ 2 / STO 33 \*TF="  
ARCL 33 PROMPT RCL 32  
RCL 31 - RCL 18 /  
STO 34 \*DT 30="  
ARCL 34 PROMPT \*H0="  
PROMPT STO 35 RCL 30  
X=Y? STO 06 RCL 35  
STO 30 GTO 06

257\*LBL 06  
RCL 35 RCL 27 \* 1/X  
RCL 27 \* RCL 35 \*  
STO 36 \*UC=" ARCL 34  
PROMPT .002 1/X -  
1/X RCL 36 \* .002  
1/X \* STO 37 \*UD="  
ARCL 37 PROMPT RCL 16  
X=Y? STO 07 RCL 37  
STO 16 GTO 05

315\*LBL 07  
\*a1=" PROMPT STO 33  
16 \* 1/X RCL 17 \*  
STO 39 \*H TEMP="  
ARCL 39 PROMPT END

M H20=	5.923.0000	RUN	HO=	150.0000	RUN
TE=	60.0000	RUN	TM=313.0003		RUN
TS=	132.0000	RUN	TF=206.9401		RUN
CP H20=	1.0000	RUN	DT/DO=162.0305		RUN
Q=379.072.0000		RUN	HO,=	250.0000	RUN
T1=	450.0000	RUN	TM=274.6622		RUN
T2=	395.0000	RUN	TF=187.3311		RUN
TP=422.5000		RUN	DT/DO=132.3190		RUN
CP AC=	0.6100	RUN	HO,=	240.0000	RUN
N AC=11.290.7103		RUN	TM=277.9247		RUN
BT=322.4791		RUN	TF=180.9623		RUN
TC=422.5000		RUN	DT/DO=134.7914		RUN
VI AC=	1.1300	RUN	HO,=	240.0000	RUN
K AC=	0.0647	RUN	UC=132.4091		RUN
CP AC=	0.6100	RUN	UD=104.6062		RUN
MEH AC=	52.7033	RUN	A TRANS=11.2207		RUN
TC H20=100.0000		RUN	DE T=	1.3200	RUN
UB=	60.0000	RUN	DI T=	1.0490	RUN
A TRANS=19.5916		RUN	a,=	0.0640	RUN
DE T=	1.3200	RUN	aT=0.0060		RUN
DI T=	1.0490	RUN	GT=1.083.119.722		RUN
a,=	0.0640	RUN	RE T=60.197.4074		RUN
aT=0.0060		RUN	FT=0.0061		RUN
GT=1.083.119.722		RUN	JH T=	170.0000	RUN
RE T=60.197.4074		RUN	HI=371.6650		RUN
FT=0.0061		RUN	HIO=295.3611		RUN
JH T=	170.0000	RUN	BF T=6.0140		RUN
HI=371.6650		RUN	BP T=2.4942		RUN
HIO=295.3611		RUN			
BF T=6.0140		RUN			
		RUN			

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA  
SERPENTIN DEL TANQUE DE CALENTAMIENTO  
DE DIETANOLAMINA TIPO HORQUILLA

HO=	240.0000	RUN
TM=277.9247		RUN
TF=180.9623		RUN
DT/DO=134.7914		RUN
HO,=	240.0000	RUN
UC=132.4091		RUN
UD=104.6062		RUN
a,=	0.3440	RUN
N TRANS=2.0401		RUN

## CAMBIADORES DE CALOR

## HOJA DE DATOS

```

+++++++
+ Servicio de la unidad SERPENTIN DEL TANQUE DE CALENT. DEA +
+ Tipo HORQUILLA T-702 +
+ Superficie por unidad (Total efectiva) 1.0432 m^2 +
+++++++

```

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

```

+++++++
+ Lado Envolvente + Lado Tubos +
+ Fluido + AGUA POTABLE + ACEITE TERMICO +
+ Masa Total + kg/hr + 2689 + 5601 +
+ Entrada + Salida + Entrada + Salida +
+ Liquido + kg/hr + 2689 + 5601 +
+ Dens.Relat. + 1 + 1 + 0.8394 + 0.8494 +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + 516.898 + 561.49 + 95.393 + 97.194 +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + 0.9991 + 0.9991 + 0.6221 + 0.5962 +
+ Viscosidad + cp + 1.1 + 0.55 + 0.9985 + 1.242 +
+ Peso Molec. + 18.0 + 437.4 +
+ Vapor + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Densidad + g/cc + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Cond.Term. + Cal/HrM^C + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Calor Esp. + Cal/g^C + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Viscosidad + cp + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Peso Molec. + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Calor Lat + Cal/Kg + ----- + ----- + ----- + ----- +
+ Temp. + ^C + 20.0 + 55.56 + 232 + 204 +
+ Presion + Kg/cm^2 + 1.033 + 1.033 + 3.5 + 2.8 +
+++++++
+ No.de pasos por envol. ----- + 1 +
+ Velocidad + M/S + ----- + 3.2577 +
+ Caída Pres. + Kg/cm^2 + -- Perm. -- Calc. + 0.7Perm. 0.2Calc. +
+ Fac.Ensuc. + HrM^2C/Cal + 2.0481*10^-7 + 2.0481*10^-7 +
+++++++
+ Calor Inter. + Cal/Hr + 95,526,144.0 +
+ M.T.D. + ^C + 179.1551 +
+ C.T.T.Calor + Cal/HrM^2C + 646488.7 Limp. + 511131.4 Serv. +
+++++++

```

## CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

```

+++++++
+ Pres.Dis. + Kg/cm^2man + 1.7367 + 1.7593 +
+ Pres.Prueba + Kg/cm^2man + 2.6051 + 2.6390 +
+ Temp.de dis. + C + 65.56 + 242 +
+++++++
+ Tubos 1 HORQUILLA D.ext. 1 " Ced 40 Long. 5 m +
+ Arreglo Tubos ----- +
+ Envoltente ----- D.I. 1.2 m +
+++++++

```

## CALENTADOR A FUEGO DIRECTO

## HOJA DE DATOS

+++++  
 + Servicio de la unidad : HORNO DEL SISTEMA DE AC.CALENTAMIENTO +  
 + Clave : BA-701 +  
 +++++

## CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

+++++  
 + Entrada + Salida +  
 + Fluido + ACEITE TERMICO + ACEITE TERMICO +  
 + Flujo Total + kg/hr + 77,539.5 + 77,539.5 +  
 + Liquido + kg/hr + 77,539.5 + 77,539.5 +  
 + Dens.Relat. + + 0.8550 + 0.8394 +  
 + Cond.Term. + Cal/hrM°C + 97.881 + 95.393 +  
 + Calor Esp. + Cal/g°C + 0.5859 + 0.6221 +  
 + Viscosidad + cp + 1.5764 + 0.9985 +  
 + Peso Molec. + + 437.4 + 437.4 +  
 + Densidad + g/cc + 53.3302 + 52.3550 +  
 + Temp. + °C + 190.0 + 232.0 +  
 + Presion + Kg/cm<sup>2</sup> + 7.0323 + 3.5162 +  
 + Calor absor + Cal/hr + 1,891,697,579.00 +  
 + Caída pres. + Kg/cm<sup>2</sup> + 3.5162 +  
 +++++

## DATOS DE DISEÑO TERMICO

+++++  
 + Tipo de calentador : CILINDRICO CON TUBOS VERTICALES +  
 + Eficiencia calculada : 80 % REFERIDA AL LHV +  
 + No.de pasos 2 + Velocidad + POR FAB m/s +  
 + Flux en radiacion + Cal/hr M<sup>2</sup> + Prom POR FAB. + Max POR FAB. +  
 + Flux en conveccion + Cal/hr M<sup>2</sup> + Prom POR FAB. + Max POR FAB. +  
 + Coef.transf.convec + Cal/hr M<sup>2</sup> + Limpio POR FAB + Sucio POR FAB +  
 + Area efectiva + M<sup>2</sup> + Rad. P.F. + Conv.ext. P.F. + Conv.lisa P.F. +  
 + Temp.max.para tubos + POR FAB, °C +  
 + Tipo combustible + GAS NATURAL + LHV + Cal/cm<sup>3</sup> + 9.7803 +  
 + Pres.disp.combus. + 3.5 kg.cm<sup>2</sup> + Exceso aire + 20 % +  
 + Fac.ensuciamiento + hrM<sup>2</sup>C/Cal + 6.7196#10<sup>-7</sup> +  
 +++++

## CONSTRUCCION DEL CALENTADOR

+++++  
 + Pres.Dis. + Kg/cm<sup>2</sup> man + 9.142 + Vel.viento + m/s + P.FAB +  
 + Pres.Prueba + Kg/cm<sup>2</sup> Man + 13.71 + Corros.perm. + cm + 2835 +  
 + Temp.de dis. + °C + 329.4 + Temp.ext.max. + °C + 60 +  
 + Tipo aislam + FIBRA CERAMICA + Tipo refrac. + FIB.CERAM. +  
 + Material + Cabezales SA-234 WBP + Tubos SA-351 CH 20 +  
 + LO DEMAS ES POR FABRICANTE +  
 +++++

## CAPITULO V

### DISEÑO HIDRAULICO

El cálculo hidráulico viene a complementar la ingeniería básica del sistema.

Si el diseño térmico de los equipos es importante, este no lo es menos, puesto que ambos son las bases fundamentales para continuar con la ingeniería de detalle de: tuberías, recipientes, mecánicos, eléctricos y de control.

De las figuras que se incluyen en este capítulo solo el diagrama de tubería e instrumentación corresponde a la ingeniería básica, sin embargo, se incluyen los isométricos de tubería ya que ellos complementan e ilustran la secuencia del cálculo hidráulico.



TANQUE DE EXPANSION TERMICA  
MEMORIA DE CALCULO

1.0 Volumen por tubo :  $V_t$

$$V_t = \frac{\pi * D_t^2 * L_t}{4} ; ft^3$$

donde :  $D_t$  = Diámetro interno del tubo ; ft

$L_t$  = Longitud de tubo ; ft

$$\pi = 3.1416$$

2.0 Volumen atrapado en equipo :  $V_e$

$$V_e = N_t * V_t ; ft^3$$

donde :  $N_t$  = Numero de tubos en el equipo

3.0 Volumen atrapado en el sistema :  $V_o$

$$V_o = 1.1 * \sum_{i=1}^{n} V_e ; ft^3$$

se consideró el volumen de aceite atrapado en la tubería como un 10 % del atrapado en los equipos.

4.0 Volumen de diseño :  $V_T$

$$V_T = 2 * V_o ; ft^3$$

5.0 Variación de volumen :  $DV$

$$DV = \beta * V_o * DT ; ft^3$$

donde :  $\beta$  = coeficiente de expansión volumétrica ;  $1/^\circ F$

$DT$  = diferencia de temperatura ;  $T_1 = 374^\circ F$  y  $T_2 = 450^\circ F$

6.0 Volumen Normal :  $V_n$

$$V_n = DV + V_o ; ft^3$$

7.0 Volumen del tanque :  $V_T$

$$V_T = \frac{\pi * D^2 * L}{4} ; ft^3$$

donde :  $D$  = diámetro del tanque ; ft

L = longitud del tanque ; ft

7.1 Suponer  $L/D = K$

$$7.2 \quad VT = \frac{\pi * D^3 * K}{4} ; \text{ft}^3$$

de aquí se obtiene el diámetro del tanque aproximando al medio inmediato superior ; ft

8.0 Puesto que no es un tanque de residencia el inicial  $V_0$  debe ser igual al volumen entrampado en el sistema  $V_0$

9.0 Area del tanque : A

$$A = 0.785 * D^2$$

donde : D ya sera el diámetro ajustado ; ft

10.0 Longitud del tanque : LT

$$LT = \frac{VT}{A} ; \text{ft}$$

11.0 Se supone y trata de mantenerse fijo el nivel mínimo del tanque,  $h_1$ , el cual de acuerdo con la literatura puede ser entre 0.5 ft y 1 ft.

12.0 Se supone un espacio vapor en el tanque,  $h_2$ , el cual puede ser entre 1 ft y 1.5 ft.

13.0 Espacio vapor :  $m_2$

$$m_2 = \frac{h_2}{D}$$

14.0 Nivel mínimo :  $m_1$

$$m_1 = \frac{h_1}{D}$$

15.0 Con los valores de  $m_1$  y  $m_2$  ver en tablas del Van Winkle "DISTILLATION" paginas 589 a 593, los valores de  $z_1$  y  $z_2$

$$16.0 \quad z_2 = \frac{A_2}{A} \quad \text{y} \quad z_1 = \frac{A_1}{A}$$

17.0 Areas intermedias :  $A_i$

$$A_2 = z_2 * A \quad \text{y} \quad A_1 = z_1 * A \quad ; \quad \text{ft}^2$$

18.0 Volúmenes intermedios :  $V_i$

$$V_2 = A_2 * LT \quad \text{y} \quad V_1 = A_1 * LT \quad ; \quad \text{ft}$$

19.0 Volumen calculado :  $V_o c$

$$V_o c = V_T - V_2 - V_1 \quad ; \quad \text{ft}^3$$

20.0 Si  $V_2 = V_1$  entonces  $V_o c = V_T - V_1$  ya que  $V_2 = 0$

20.1 Si  $V_o c = V_o$  entonces regresa a supones nueva L/D, es decir regresa al punto 7.1

20.2 Si  $V_o c = V_o$  entonces continúa en el siguiente punto.

#### COMPROBACION DEL ESPACIO VAPOR

21.0 Area de expansión :  $A_n$

$$A_n = \frac{V_n}{LT} \quad ; \quad \text{ft}^2$$

22.0 Factor  $z_n$

$$z_n = \frac{A_n}{A}$$

En las mismas tablas con este factor se busca el valor de  $m_n$  correspondiente.

$$23.0 \quad m_n = \frac{h_n}{D}$$

de donde el nuevo espacio vapor es  $h_n$

24.0 Suponer  $h_3$

$$V_3c = L \left( r^2 \cos^{-1} \left( \frac{r - h_3}{r} \right) - (r - h_3) \text{S8R} (2r * h_3 - h_3^2) \right)$$

donde :  $r$  = radio del tanque

25.0 Si  $V1 = Voc$  entonces  $V3 = Voc$

26.0 Si  $V1 = Voc$  entonces  $V3 = V1 + Voc$

27.0 Si  $V3c = V3$  entonces pasa al punto 28.0

28.0 Si  $V3c = V3$  entonces regresa al punto 24.0, es decir,  
suponer otra  $h3$

29.0  $h2n = D - h3$

30.0 Si  $hn = h2$  entonces  $hn = h2$  y regresa al punto 13.0

31.0 Si  $hn = h2$  entonces correcto el cálculo.

32.0 Fin del cálculo.

A continuación se muestran los resultados obtenidos para dicho tanque por medio de un programa de calculadora. Lo mencionados resultados se encuentran reportados en la hoja de datos anexa conforme a las conversiones a sistema internacional.

## PROGRAMA: TANQUE DE EXPANSION TERMICA

PRF 'T E T'

```

014LEL 'T E T'
024LEL 00
*H1 T= PROMPT STO 00
*LOW T= PROMPT STO 01
*NUM TUB= PROMPT
STO 02 * RCL 00 X12
* P1 * 4 * 144 *
STO 03 STOP 10 XXY?
GTO 00 GTO 09

```

```

204LEL 1:
*VT EQ= PROMPT STO 04
1.1 * STO 05 *VU=
ARCL 05 PROMPT 2 *
STO 07 *VT= ARCL 07
PROMPT *b= PROMPT
STO 08 *T1= PROMPT
STO 09 *T2= PROMPT
STO 09 RCL 41 -
RCL 08 * RCL 05 *
STO 02 *VU= ARCL 05
PROMPT RCL 05 +
STO 06 *V NOM=
ARCL 06 PROMPT

```

```

054LEL 01
*LV/0 PROMPT STO 03
.785 * 1/X RCL 07 *
J3333 YXK STO 03
*DIAM= ARCL 09 PROMPT
*DIAM REAL PROMPT
STO 10 *H1 PROMPT
STO 11 *H2 PROMPT
STO 12

```

```

034LEL 02
RCL 10 / STO 12 *H1
ARCL 13 PROMPT *Z=
PROMPT STO 10 RCL 11
RCL 10 / STO 14 *H1
ARCL 14 PROMPT *Z1
PROMPT STO 19 RCL 10
X12 .785 * STO 15
*AREA T= ARCL 15
PROMPT 1/X RCL 07 *
STO 16 *LONG= ARCL 16
PROMPT RCL 15 *
STO 17 *VOL T H=
ARCL 17 PROMPT RCL 16
RCL 15 * STO 20 *H2=
ARCL 20 PROMPT RCL 16
* STO 21 *H2=
ARCL 21 PROMPT RCL 19
RCL 15 * STO 22 *H1=
ARCL 22 PROMPT RCL 16
* STO 23 *H1=
ARCL 23 PROMPT RCL 21
X=Y? GTO 16 GTO 11

```

```

1604LEL 11
RCL 17 RCL 21 -
RCL 23 - STO 24 *H=
ARCL 24 PROMPT RCL 07
XXY? XEQ 03 GTO 01

```

```

1624LEL 03
RCL 06 RCL 16 /
STO 25 *AN= ARCL 25
PROMPT RCL 15 /
STO 26 *Z0= ARCL 26
PROMPT *MO= PROMPT
STO 27 RCL 16 *
STO 28 *H0= ARCL 28
PROMPT

```

```

2054LEL 04
RCL 10 2 / STO 00
RCL 11 RCL 20 X=Y?
GTO 12 RCL 24 RCL 27
+ INT STO 31 GTO 06

```

```

2204LEL 12
RCL 24 INT STO 31
GTO 06

```

```

2254LEL 00
*H3 PROMPT STO 32
CHK RCL 30 + RCL 30
/ RAR RCL 05 RCL 30
X12 * 2 RCL 30 *
RCL 32 * RCL 32 X12
- SOFT RCL 30 RCL 32
- * - RCL 16 * INT
STO 33 STOP RCL 31
X=Y? GTO 05 GTO 06

```

```

2624LEL 05
RCL 10 RCL 32 -
STO 34 *H2 H= ARCL 34
PROMPT RCL 12 X=Y?
GTO 07 RCL 34 STO 12
GTO 02

```

```

2704LEL 07
*3 VOL BAC= PROMPT
STO 44 RCL 17 RCL 20
- STO 45 *H T=
ARCL 45 PROMPT RCL 44
/ STO 46 *TIEMPO=
ARCL 46 PROMPT
*FM H2= PROMPT STO 47
*FK AC= PROMPT STO 49
/ 1/X RCL 45 *
STO 49 *Y H2= ARCL 49
PROMPT RCL 46 /
STO 50 *B VOL H2=
ARCL 50 PROMPT
*DEN H2 aSTO= PROMPT
STO 51 RCL 50 * 60 *
STO 52 *M H2= ARCL 52
PROMPT END

```

	XEQ T E T		VT EQ=	RUN			
DI T=	0.8786	RUN	10.8378	RUN			
LOW T=	16.0000	RUN	VO=11.7487	RUN			
MUM TUB=	32.0000	RUN	VI=22.0014	RUN			
VOL EQ=2.1137			b=	RUN			
			2.509-04	RUN			
DI T=	1.6100	RUN	T1=	374.0000	RUN		
LOW T=	46.5000	RUN	T2=	450.0000	RUN		
MUM TUB=	1.0000	RUN	BV=0.2105	RUN		RI=0.6987	RUN
VOL EQ=0.6574			V MOR=11.2512	RUN		VI=3.1444	RUN
			L/D	3.0000	RUN	VO=17.6896	RUN
DI T=	1.0490	RUN	DIAM=2.1095	RUN		AO=2.4999	RUN
LOW T=	16.0000	RUN	DIAM RE=	2.5000	RUN	Z0=0.5095	RUN
MUM TUB=	2.0000	RUN	H1	0.5000	RUN	MO=	0.5000
VOL EQ=0.1921			H2	1.0000	RUN	HO=1.2500	RUN
			H2=0.4000	RUN		H3	1.5000
DI T=	0.5840	RUN	Z2	0.3735	RUN	H2 H=1.0000	RUN
LOW T=	10.0000	RUN	M1=0.2000	RUN			
MUM TUB=	117.0000	RUN	Z1	0.1424	RUN		
VOL EQ=3.9175			AREA T=4.9063	RUN			
			LOWC=4.5007	RUN			
DI T=	0.8340	RUN	VOL T H=22.0014	RUN			
LOW T=	16.0000	RUN	A2=1.8325	RUN			
MUM TUB=	52.0000	RUN	V2=0.2474	RUN			
VOL EQ=3.1563							

RESULTADOS OBTENIDOS DEL  
PROGRAMA: TANQUE DE EXPANSION  
TERMICA

## R E C I P I E N T E S

## HOJA DE DATOS

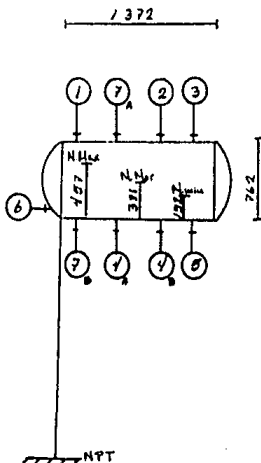
+ Servicio : TANGUE DE EXPANSION TERMICA V-701 +  
 + Posición : HORIZONTAL +  
 + Tipo de fluido : ACEITE TERMICO Flujo : 5.1972 LPM +  
 + Densidad : 0.8550 g/cc +  
 + Temperatura : Operación 190°C ; Máxima 237°C ; Diseño 252°C +  
 + Presión kg/cm<sup>2</sup>man : Operación 0.25 ; Máxima 1.1 ; Diseño 3.2 +  
 + Dimensiones : Long.T-T 1372 mm ; Diámetro 762 mm +  
 + Capacidad Total : 623 L +  
 + Nivel : Normal 381 mm ; Máximo 457 mm ; Mínimo 152 mm +  
 + Materiales : Cuerpo A C Cabezas A C +  
 + Corrosión Perm. : Cuerpo 3.2 mm ; Cabezas 3.2 mm +  
 + Aislamiento : ■ Si CONSERVACION CALOR +  
 + Recubrimiento Interno : ■ Si +

## BOQUILLAS

No.	# Req.	D.N.	Servicio
1	1	152	REGISTRO MANDO
2	1	38	ENTRADA-SALI DA GAS PRESU RIZACION.
3	1	25	VENTEO
4 A/B	2	76	LINEA EXPAN- SION
5	1	38	DRENE
6	1	51	CONEXION SER VICIO
7 A/B	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL/ - TEMPERATURA

## NOTAS :

+ (1) EL TANQUE SE DEBERA LOCALIZAR  
 + EN EL PUNTO MAS ALTO REQUERIDO PARA  
 + EL VENTEO Y EL NPSH DE LA P-701/R +



## G A S   I N E R T E   E N   T A N Q U E   D E   E X P A N S I O N T E R M I C A

Se dispone de tanques de nitrógeno N<sub>2</sub> puro

### MEMORIA DE CALCULO

1.º Diferencia de volúmenes por el lado del aceite : DV

$$DV = VT - V_n ; \text{ft}^3$$

donde : VT = volúmen total del tanque ; ft<sup>3</sup>

V<sub>n</sub> = volúmen del tanque hasta el nivel normal ; ft<sup>3</sup>

2.º Flujo volumétrico de la bomba de aceite de calentamiento :

$$Q = ? ; \text{ft}^3/\text{min}$$

vol B

3.º Tiempo que tarda en bajar el nivel de aceite suponiendo que el tanque estuviera lleno hasta el nivel mínimo : t

$$t = \frac{DV}{Q} ; \text{min}$$

vol B

4.º Equivalencia de volúmen de aceite a volúmen de gas inerte

$$V_{N_2} = DV * \frac{PM_{N_2}}{PM_{ac}} ; \text{ft}^3$$

5.º Flujo volumétrico de gas inerte : q

vol N<sub>2</sub>

$$q_{\text{vol N}_2} = \frac{V_{N_2}}{t} ; \text{ft}^3/\text{min}$$

6.º Flujo mássico de gas inerte : w

N<sub>2</sub>

$$w_{N_2} = q_{\text{vol N}_2} * \rho * 60 ; \text{lb/hr}$$

donde :  $\rho$  = densidad del nitrógeno a condiciones normales, es



decir, 0 °C y 1 atm.

### 7.0 Fin del cálculo

Enseguida se muestran los datos correspondientes a lo anteriormente descrito los cuales se utilizaran para el dimensionamiento de la tubería requerida.

Q VOL BAC=	52.9677	RUN
DV T=18.9370		RUN
TIEMPO=0.3575		RUN
PM N2=	28.0000	RUN
PM AC=	437.4000	RUN
V N2=1.2122		RUN
Q VOL N2=3.3907		RUN
DEN N2aSTD=	.0702	RUN
W N2=15.9092		RUN

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE  
ACEITE DE CALENTAMIENTO

W aceite = 169,462 lb/hr

T1 = 374 °F

T2 = 68 °F

$$T_p = \frac{T_1 + T_2}{2} \text{ °F}$$

MEMORIA DE CALCULO

1.º Debido a que solo se cuenta con un control de nivel se considera lo siguiente de acuerdo con la literatura: controlador y regulador de nivel ; LRC ; 1 min. factor de instrumento con alarma

2 min. factor bueno de trabajo

estos valores fueron tomados del articulo de referencia

Apendice III.

2.º Gasto volumétrico : Qv

$$Q_v = \frac{W \text{ aceite}}{\rho \cdot T_p \cdot 60} ; \text{ ft}^3/\text{seg}$$

3.º Volúmen de residencia : Vr

$$V_r = \text{min.} \cdot Q_v ; \text{ ft}^3$$

4.º Volúmen de diseño : VT

$$V_T = 2.3 \cdot V_r ; \text{ ft}^3$$

5.º Volúmen del tanque : VT

$$V_T = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} ; \text{ ft}^3$$

donde : D = diámetro del tanque ; ft

L = longitud del tanque ; ft

6.º Suponer  $L/D = K$

$$7.º VT = \frac{\pi * D^3 * K}{4} ; ft^3$$

de aquí se obtiene el diámetro del tanque aproximando al medio inmediato superior ; ft

8.º Puesto que es un tanque de residencia el inicial  $V_0$  c debe ser mayor o igual al volúmen de residencia  $V_r$

9.º Area del tanque : A

$$A = 0.785 * D^2$$

donde : D ya sera el diámetro ajustado ; ft

10.º Longitud del tanque : LT

$$LT = \frac{VT}{A} ; ft$$

11.º Se supone y trata de mantenerse fijo el nivel mínimo del tanque,  $h_1$ , el cual de acuerdo con la literatura puede ser entre 0.5 ft y 1 ft.

12.º Se supone un espacio vapor en el tanque,  $h_2$ , el cual puede ser entre 1 ft y 1.5 ft.

13.º Espacio vapor :  $m_2$

$$m_2 = \frac{h_2}{D}$$

14.º Nivel mínimo :  $m_1$

$$m_1 = \frac{h_1}{D}$$

15.º Con los valores de  $m_1$  y  $m_2$  ver en tablas del Van Winkle "DISTILLATION" paginas 589 a 593, los valores de  $z_1$  y  $z_2$

$$16.º z_2 = \frac{A_2}{A_1} \quad y \quad z_1 = \frac{A_1}{A_2}$$

A

A

17.8 Areas intermedias :  $A_i$ 

$$A_2 = z_2 * A \quad y \quad A_1 = z_1 * A \quad ; \quad ft^2$$

18.8 Volúmenes intermedios :  $V_i$ 

$$V_2 = A_2 * LT \quad y \quad V_1 = A_1 * LT \quad ; \quad ft$$

19.8 Volúmen calculado :  $V_{o c}$ 

$$V_{o c} = V_T - V_2 - V_1 \quad ; \quad ft^3$$

20.8 Si  $V_2 = V_1$  entonces  $V_{o c} = V_T - V_1$  ya que  $V_2 = \emptyset$ 

20.1 Si  $V_{o c} = V_o$  entonces regresa a supones nueva L/D, es decir regresa al punto 6.8

20.2 Si  $V_{o c} = V_o$  entonces continúa en el siguiente punto.

## COMPROBACION DEL ESPACIO VAPOR

21.8 Area de expansión :  $A_n$ 

$$A_n = \frac{V_n}{LT} \quad ; \quad ft^2$$

22.8 Factor  $z_n$ 

$$z_n = \frac{A_n}{A}$$

En las mismas tablas con este factor se busca el valor de  $m_n$  correspondiente.

$$23.8 \quad m_n = \frac{h_n}{D}$$

de donde el nuevo espacio vapor es  $h_n$ 24.8 Suponer  $h_3$ 

$$V_{3c} = L \left( r^2 \cos^{-1} \left( \frac{r - h_3}{r} \right) - (r - h_3) \text{SQR} (2*r*h_3 - h_3^2) \right)$$

donde :  $r$  = radio del tanque

25.0  $V3 = V0 + V1$

26.0 Si  $V3c = V3$  entonces pasa al punto 28.0

27.0 Si  $V3c \neq V3$  entonces regresa al punto 24.0, es decir, suponer otra  $h3$

28.0  $h2n = D - h3$

29.0 Si  $h2n = h2$  entonces  $hn = h2$  y regresa al punto 13.0

30.0 Si  $hn \neq h2$  entonces correcto el cálculo.

31.0 Fin del cálculo.

Adjunto se encuentran los resultados obtenidos para este tanque mediante el uso de una calculadora, así como la correspondiente hoja de datos conforme a las conversiones al sistema internacional.

PRP "T A A T"

PROGRAMA: TANQUE DE  
ALMACENAMIENTO DE ACEITE TERMICO

01\*LBL "T A A T"  
"M T AC" PROMPT STO 00  
"T1" PROMPT STO 01  
"T2" PROMPT STO 02  
RCL 01 + 2 / STO 03  
"T PROM=" ARCL 03  
PROMPT "DEN AC" PROMPT  
STO 04 1/X RCL 00 \*  
60 / STO 05  
"G VOL AC=" ARCL 05  
PROMPT 3 \* STO 06  
"VR=" ARCL 06 PROMPT  
2.3 \* STO 07 "VT="  
ARCL 07 PROMPT

43\*LBL 01  
"L/D" PROMPT STO 00  
.785 \* 1/X RCL 07 \*  
.3333 YX STO 09  
"DIAM=" ARCL 09 PROMPT  
"DIAM REAL" PROMPT  
STO 10 "H1" PROMPT  
STO 11 "H2" PROMPT  
STO 12

67\*LBL 02  
RCL 10 / STO 13 "H2=" ARCL 13 PROMPT "22"  
PROMPT STO 18 RCL 11  
RCL 10 / STO 14 "H1=" ARCL 14 PROMPT "21"  
PROMPT STO 19 RCL 10  
X12 .785 \* STO 15  
"AREA T=" ARCL 15  
PROMPT 1/X RCL 07 \*  
STO 16 "LONG=" ARCL 16  
PROMPT RCL 15 \*  
STO 17 "VOL T N=" ARCL 17 PROMPT RCL 10  
RCL 15 \* STO 20 "A2=" ARCL 20 PROMPT RCL 16  
\* STO 21 "V2=" ARCL 21 PROMPT RCL 19  
RCL 15 \* STO 22 "A1=" ARCL 22 PROMPT RCL 16  
\* STO 23 "V1=" ARCL 23 PROMPT RCL 17  
RCL 21 - RCL 23 -  
INT STO 24 "V0=" ARCL 24 PROMPT RCL 00  
RCL 23 - 2 \* INT  
STO 29 STOP RCL 24  
X<Y X<=Y? XE0 03  
GTO 01

157\*LBL 03  
RCL 06 RCL 16 /  
STO 25 "AR=" ARCL 25  
PROMPT RCL 15 /  
STO 26 "ZR=" ARCL 26  
PROMPT "MR" PROMPT  
STO 27 RCL 10 \*  
STO 28 "HR=" ARCL 28  
PROMPT

180\*LBL 04  
RCL 10 2. / STO 30  
RCL 24 RCL 23 + INT  
STO 31

190\*LBL 06  
"H3" PROMPT STO 32  
CHS RCL 30 + RCL 30  
/ RAD ACOS RCL 30  
X12 \* 2 RCL 30 \*  
RCL 32 \* RCL 32 X12  
- SQRT RCL 30 RCL 32  
- \* - RCL 16 \* INT  
STO 33 "V3=" ARCL 33  
PROMPT RCL 31 X=Y?  
GTO 05 GTO 06

229\*LBL 05  
RCL 10 RCL 32 -  
STO 34 "H2 N=" ARCL 34  
PROMPT RCL 12 X=Y?  
GTO 07 RCL 34 STO 12  
GTO 02

243\*LBL 07  
"Q VOL BRN=" PROMPT  
RCL 17 RCL 23 -  
STO 36 "BV T=" ARCL 36  
PROMPT RCL 35 /  
STO 37 "TIEMPO=" ARCL 37 PROMPT  
"PM H2=" PROMPT STO 38  
"PM AC=" PROMPT STO 39  
RCL 38 / 1/X RCL 36  
\* STO 40 "V H2=" ARCL 40 PROMPT RCL 37  
/ STO 41 "Q VOL H2=" ARCL 41 PROMPT  
"DEN H2" STO 42 "STD=" PROMPT  
STO 42 RCL 41 \* 60 \*  
STO 43 "M H2=" ARCL 43  
PROMPT .END.

## REQ - T A A T -

N T AC  
 169.462.0000 RUN  
 T1  
 374.0000 RUN  
 T2  
 68.0000 RUN  
 T PROM=221.0000  
 RUN  
 MEN AC  
 55.3207 RUN  
 C VOL AC=51.0544  
 RUN  
 VR=153.1633  
 RUN  
 VT=352.2755  
 RUN  
 L/O  
 2.0000 RUN  
 BIRN=6.0755  
 RUN  
 BIRN REAL  
 6.0000 RUN  
 H1  
 0.5000 RUN  
 H2  
 1.0000 RUN  
 H2=0.1667  
 RUN  
 Z2  
 0.1096 RUN  
 H1=0.0833  
 RUN  
 Z1  
 0.0397 RUN  
 AREA T=20.2600  
 RUN  
 LONG=12.4655  
 RUN  
 VOL T N=352.2755

 RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA: TANQUE DE ALMACENAMIENTO  
 DE ACEITE TERMICO

A2=3.8973  
 RUN  
 V2=38.6094  
 RUN  
 A1=1.1219  
 RUN  
 V1=13.9853  
 RUN  
 V0=299.0000  
 RUN  
 AR=12.2070  
 RUN  
 ZR=0.4340  
 RUN  
 MR  
 0.4400 RUN  
 MR=2.6920  
 RUN  
 HJ  
 5.0000 RUN  
 VJ=313.0000  
 RUN  
 H2 N= 1000  
 RUN

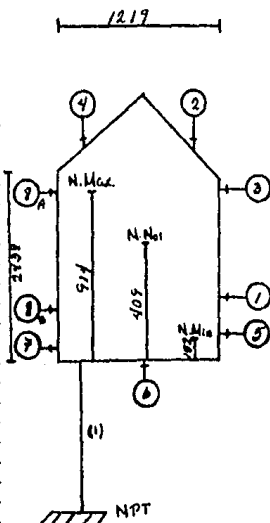
## R E C I P I E N T E S

## HOJA DE DATOS

+ Servicio : TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE DE CALENTAMIENTO+  
 + Posición : HORIZONTAL T-701 +  
 + Tipo de fluido : ACEITE TERMICO Flujo : 24.4 LPM +  
 + Densidad : 0.9221 g/cc +  
 + Temperatura : Operación 20°C ; Máxima 232°C ; Diseño 255°C +  
 + Presión kg/cm<sup>2</sup>man : Operación ATM ; Máxima 0.4 ; Diseño ATM +  
 + Dimensiones : Long.T-T 2438 mm ; Diametro 1219 mm +  
 + Capacidad Total : 2549 L +  
 + Nivel : Normal 409 mm ; Máximo 914 mm ; Mínimo 152 mm +  
 + Materiales : Cuerpo A C Cabezas A C +  
 + Corrosión Perm. : Cuerpo 3.2 mm ; Cabezas 3.2 mm +  
 + Aislamiento : No +  
 + Recubrimiento Interno : No +

## BOQUILLAS

No.	N Req.	D.N	Servicio
1	1	508	ENTRADA HOMBRE
2	1	38	VENTEO
3	1	51	ENTRADA ACEITE
4	1	25	ENTRADA-SALIDA DE GAS
5	1	152	SALIDA ACEITE A P-702
6	1	51	DRENE
7	1	51	CONEXION SERVICIO
8 A/B	2	51	INSTRUMENTO DE NIVEL



+ NOTAS :  
 + (1) POR NPSH DE P-702



G A S I N E R T E E N T A N Q U E D E  
A L M A C E N A M I E N T O D E A C E I T E

Se dispone de tanques de nitrógeno N2 puro

M E M O R I A D E C A L C U L O

1.º Diferencia de volúmenes por el lado del aceite : DV

$$DV = VT - Vn ; \text{ft}^3$$

donde : VT = volúmen total del tanque ;  $\text{ft}^3$

Vn = volúmen del tanque hasta el nivel normal ;  $\text{ft}^3$

2.º Flujo volumétrico de la bomba de reposición de aceite de calentamiento : Q

vol v

$$Q = ? ; \text{ft}^3/\text{min}$$

vol B

3.º Tiempo que tarda en bajar el nivel de aceite suponiendo que el tanque estuviera lleno hasta el nivel mínimo : t

$$t = \frac{DV}{Q} ; \text{min}$$

vol B

4.º Equivalencia de volúmen de aceite a volúmen de gas inerte

$$V_{N2} = DV * \frac{PM_{N2}}{PM_{ac}} ; \text{ft}^3$$

5.º Flujo volumétrico de gas inerte : q

vol N2

$$q = \frac{V_{N2}}{t} ; \text{ft}^3/\text{min}$$

vol N2

6.º Flujo másico de gas inerte : w

N2

$$w = q * \rho * 60 ; \text{lb/hr}$$

vol N2

donde :  $\rho$  = densidad del nitrógeno a condiciones normales, es decir, 0 °C y 1 atm.

### 7.0 Fin del cálculo

A continuación se reportan los resultados para dicho tanque, los cuales se emplearan en el dimensionamiento de la correspondiente tubería.

Q VOL BRN=	6.1988	RUN
DV T=338.2902		RUN
TIEMPO=35.0600		RUN
PM N2=	28.0000	RUN
PM AC=	437.4000	RUN
V N2=21.6555		RUN
Q VOL N2=0.6177		RUN
DEN N2 aSTD=	.0782	RUN
W N2=2.0981		RUN

## BOMBA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

## MEMORIA DE CALCULO

1.0 Presión de succión : Ps

$$Ps = (z2 - z1) * \frac{\rho}{144} - DP ts ; lb/in^2$$

donde : z1 = altura de la bomba ; ft

z2 = altura de tubería de recolección ; ft

$\rho$  = densidad del aceite evaluada a la temperatura promedio del mismo ; lb/ft<sup>3</sup>

DP ts = caída de presión a través de la tubería de succión ; lb/in<sup>2</sup>

2.0 Presión de descarga : Pd

$$Pd = (z3 - z1) * \frac{\rho}{144} + DP td + DP H + \sum_{i=1}^{n:5} DP camb. + \sum_{i=1}^{n:4} DP v$$

lb/in<sup>2</sup>

donde : z3 = altura hasta la entrada al horno ; ft

DP td = caída de presión a través de la tubería de descarga ; lb/in<sup>2</sup>

DP H = caída de presión máxima permisible en el horno ;  
= 50 lb/in<sup>2</sup>

$\sum_{i=1}^{n:6} DP camb.$  = caída de presión máxima permisible en cada cambiador \* el número de cambiadores.

$$= 10 lb/in^2$$

$\sum_{i=1}^{n:4} DP v$  = caída de presión máxima permisible en cada válvula controladoras de temperatura \* el número de válvulas.

$$= 3 lb/in^2$$

3.0 Caída de presión a través de la bomba : DP b

$$DP\ b = P_d - P_s \ ; \ lb/in^2$$

4.0 Potencia de la bomba : P

$$P = \frac{Q\ vol\ b * DP\ b}{\gamma * 33000} \ ; \ HP$$

donde : Q vol b = flujo volumétrico ; gal/min

$\gamma$  = eficiencia de la bomba (supuesta : 50 a 70 %)

4.1 La potencia real de la bomba se determinará en función de la potencia calculada y de la potencia comercial, siempre tendiendo a esta última por encima de la primera.

5.0 NPSH d > = NPSH r

NPSH r para bombas comerciales es de alrededor de 6 ft

$$NPSH\ d = h\ d - h_{fs}\ t + \frac{P\ si - P\ v}{\rho} \ ; \ ft$$

donde : h d = altura disponible ; ft

hfs t = pérdidas por fricción en la tubería de succión ; ft

P si = presión del sistema

P si = P tanque + h d - hfs t ; lb/in<sup>2</sup>

P tanque = 14.7 lb/in<sup>2</sup>

P v = presión de vapor del fluido ; lb/in<sup>2</sup>

$\rho$  = densidad a temperatura de bombeo

6.0 Fin del cálculo

Anexo se encuentran los resultados para dicha bomba así como la correspondiente hoja de datos conforme a las conversiones al sistema internacional.

PRP \*BOMBAS

01+LBL \*BOMBAS  
 \*REN ACATE= PROMPT  
 STO 00

PROGRAMA:

CALCULO DE BOMBAS

05+LBL 0:  
 \*21= PROMPT STO 01  
 \*22= PROMPT STO 02  
 \*23= PROMPT STO 03  
 \*DP TS= PROMPT STO 04  
 \*DP TD= PROMPT STO 05  
 \*DP H= PROMPT STO 06  
 \*DP C= PROMPT STO 07  
 \*DP V= PROMPT STO 08  
 RCL 02 RCL 01 - .3045  
 / RCL 00 \* 144 /  
 RCL 04 - STO 09 \*PS=  
 ARCL 09 PROMPT RCL 03  
 RCL 01 - .3045 /  
 RCL 00 \* 1444 /  
 RCL 05 + RCL 06 +  
 RCL 07 5 \* + RCL 02  
 4 \* + STO 10 \*PD=  
 ARCL 10 PROMPT RCL 09  
 - STO 11 \*DP B=  
 ARCL 11 PROMPT  
 \*Q VOL B= PROMPT  
 STO 13 \*EFIC= PROMPT  
 STO 12 RCL 11 RCL 13  
 \* 144 \* 1.337 E-1 \*  
 RCL 12 / 33002 /  
 STO 14 \*PGT B=  
 ARCL 14 PROMPT  
 \*P REAL B= PROMPT  
 STO 21 \*P V AC=  
 PROMPT STO 15 \*F T=  
 PROMPT STO 16 \*HFT=  
 PROMPT STO 17 CHS  
 RCL 02 RCL 01 - .3045  
 / RCL 00 \* 144 / +  
 RCL 16 + STO 18  
 RCL 02 RCL 01 - .3045  
 / RCL 17 144 \*  
 RCL 00 / - RCL 18  
 RCL 15 - 144 \*  
 RCL 00 / + STO 19  
 \*NPSH D= ARCL 19  
 PROMPT \*NPSH R=  
 PROMPT STO 20 RCL 17  
 XYY? GTO 02 GTO 0:

153+LBL 02  
 END

## BOMBA ACEITE

DEN ACaTB=	53.3382	RUN
Z1=	28.9678	RUN
Z2=	37.8178	RUN
Z3=	29.4178	RUN
DP TS=	8.1139	RUN
DP TD=	.4828	RUN
DP H=	58.8888	RUN
DP C=	18.8888	RUN
DP V=	3.8888	RUN
PS=10.6393		RUN
PD=112.4565		RUN
DP B=181.8172		RUN
Q VOL B=	396.1682	RUN
EFIC=	.6888	RUN
POT B=391.2228		RUN
P REAL B=	48.8888	RUN
P V AC=	8.8281	RUN
P T=	14.7888	RUN
HFT=	8.1139	RUN
NPSH D=97.8936		RUN
NPSH R=	6.8888	RUN

## RESULTADOS OBTENIDOS DEL

PROGRAMA: CALCULO DE BOMBAS PARA  
LA BOMBA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

## BOMBAS CENTRIFUGAS

## HOJA DE DATOS

```

+++++
+ Servicio : BOMBA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO      P-701/R      +
+ No.requeridas + en uso continuo  1      + en relevo  1      +
+++++
CONDICIONES DE OPERACION
+++++
+ Liquido + ACEITE TERMICO + 1499.5 LPM @ TB      +
+ Temp.bombeo TB + 190 C      + Pres.desc. + Kg/cm^2 + 7.9467 +
+ Dens.rel @ TB + 0.8547      + Pres.succ. + Kg/cm^2 + 0.7195 +
+ Viscosid @ TB + cp 1.5764 + Corr/Ero +      +
+ Pres.vap @ TB + Kg/cm^2 abs + 0.0014      +
+ Pres.diferenc. + Kg/cm^2 7.2324 + Colum.dif. + 8459 cm +
+ NPSH disponib. + 2838 cm + Pot.Hidraul + ----- +
+++++

```

## COMPORTAMIENTO

```

+++++
+ Curva propuesta ----- + NPSH nec. + ----- +
+ No.pasos 1 + RPM ----- +
+ Efic.dis. ----- + BHP ----- +
+ Max.BHP dis.impulsor ----- + Max.colum.dis.impul. ----- +
+ Gasto min.cont. + LPM ----- + Rotacion frente acoplam. ----- +
+ Agua enfriam.: Baleros AG.POT + Estoperos ----- + Pedestal --- +
+ Prensa estopa ----- +
+ Enfriam.empaque ND + Enfriamiento de sello +
+++++

```

## CONSTRUCCION Y MATERIALES

```

+++++
+ Carcaza: Montaje + Eje NO Base NO Mensula NO Vertical SI +
+ Tapa + Axial NO Radial SI
+ Tipo + Voluta simple SI Doble voluta NO DifusorNO+
+ Barrenos Roscados + Venteo --- Drenaje --- Manometro+
+ Boquillas + Diam. + Clasif.ASA + Cara + Posicion +
+ Succion + ----- 150 # RF ----- HORIZONT. +
+ Descarga + ----- 150 # RF ----- VERTICAL +
+ Impulsor tipo SEMIABIERTO Diam.dis. ----- + Max. ----- +
+ Baleros No. ----- + Radial ----- + Axial ----- +
+ Empaque ----- + Sello Mecan. + Cod. --- + Fabr. -
+ Clave materiales + Carcaza A.C. + Impulsor A.C. +
+ + Inter.C A.C. + Camisa empac. A.C. +
+ + Camisa Sello ----- + Flecha A.C. +
+ + Partes desgastables ----- +
+ Motor + KW + RPM ----- + Tipn INDUCCION +
+ Volts/Fases/Ciclos 220/440/3/60 Amp.plena carga ----- +
+++++
+ - POR FABRICANTE +
+++++

```

**BOMBA DE REPOSICION DE ACEITE DE  
CALENTAMIENTO  
MEMORIA DE CALCULO**

1.º Presión de succión : Ps

$$Ps = \frac{\rho}{144} - DP ts \quad ; \quad \text{lb/in}^2$$

donde :  $\rho$  = densidad del aceite evaluada a la temperatura promedio del mismo ; lb/ft<sup>3</sup>

DP ts = caída de presión a través de la tubería de succión ; lb/in<sup>2</sup>

2.º Presión de descarga : Pd

$$Pd = (z3 - z1) * \frac{\rho}{144} + DP td \quad ; \quad \text{lb/in}^2$$

donde : z3 = altura hasta la tubería principal de recolección; ft  
z1 = altura de la bomba ; ft

DP td = caída de presión a través de la tubería de descarga ; lb/in<sup>2</sup>

3.º Caída de presión a través de la bomba : DP b

$$DP b = Pd - Ps \quad ; \quad \text{lb/in}^2$$

4.º Potencia de la bomba : P

$$P = \frac{Q \text{ vol b} * DP b}{\gamma * 33000} \quad ; \quad \text{HP}$$

donde : Q vol b = flujo volumétrico ; gal/min

$\gamma$  = eficiencia de la bomba (supuesta : 50 a 70 %)

4.1 La potencia real de la bomba se determinará en función de la potencia calculada y de la potencia comercial, siempre tendiendo a esta última por encima de la primera.



5.8  $NPSH_d > NPSH_r$

$NPSH_r$  para bombas comerciales es de alrededor de 6 ft

$$NPSH_d = h_d - h_{fs} + \frac{P_{si} - P_v}{\rho} ; \text{ ft}$$

donde :  $h_d$  = altura disponible ; ft

$h_{fs}$  = pérdidas por fricción en la tubería de succión ft

$P_{si}$  = presión del sistema

$P_{si} = P_{\text{tanque}} + h_d - h_{fs} ; \text{ lb/in}^2$

$P_{\text{tanque}} = 14.7 \text{ lb/in}^2$

$P_v$  = presión de vapor del fluido ;  $\text{lb/in}^2$

$\rho$  = densidad a temperatura de bombeo

6.8 Fin del cálculo

A continuación se reportan los resultados para la bomba, anexando su hoja de datos de acuerdo al sistema internacional.

## BOMBA REP ACEITE

		RUN
DEH AC378=	57.5148	RUN
21=	16.0700	RUN
22=	0.0000	RUN
23=	31.8178	RUN
DP TS=	.4889	RUN
DP TD=	1.9497	RUN
DP H=	0.0000	RUN
DP C=	0.0000	RUN
DP V=	0.0000	RUN
PS=0.4889		RUN
PD=22.5842		RUN
DP B=22.0953		RUN
Q VOL B=	46.3636	RUN
EFIC=	.6000	RUN
POT B=0.9961		RUN
P REAL B=	1.0000	RUN
P V AC=	1.6165-05	RUN
P T=	14.7000	RUN
HFT=	.4889	RUN
NPSH D=48.5679		RUN
NPSH R=	6.0000	RUN

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA:  
CALCULO DE BOMBAS PARA LA BOMBA DE  
REFOSICION DE ACEITE

## BOMBAS CENTRIFUGAS

## HOJA DE DATOS

+++++  
 + Servicio :BOMBA DE REPOSICION DE ACEITE DE CALENTAMIENTO P-702+  
 + No.requeridas + en uso intermitente 1 + en relevos 0 +  
 +++++

## CONDICIONES DE OPERACION

+++++  
 + Liquido + ACEITE TERMICO + 175.5 LPM @ TB +  
 + Temp.bombeo TB + 60 C + Pres.desc. + Kg/cm<sup>2</sup> + 1.6071 +  
 + Dens.rel @ TB + 0.9217 + Pres.succ. + Kg/cm<sup>2</sup> + 0.0100 +  
 + Viscosid @ TB + cp 101.5 + Corr/Err + +  
 + Pres.vap @ TB + Kg/cm<sup>2</sup> abs + 8.3056K10<sup>-4</sup> +  
 + Pres.diferenc. + Kg/cm<sup>2</sup> 1.5971 + Colum.dif. + 1733 cm +  
 + NPSH disponib. + 1100 cm + Pot.Hidraul+ ----- +  
 +++++

## COMPORTAMIENTO

+++++  
 + Curva propuesta ----- + NPSH nec. + ----- +  
 + No.pasos 1 + RPM ----- +  
 + Efic.dis. ----- + BHP ----- +  
 + Max.BHP dis.impulsor ----- + Max.colum.dis.impul. ----- +  
 + Gasto min.cont. + LPM + ---- + Rotacion frente acoplam. ----- +  
 + Agua enfriam.: Baleros NO + Estoperos NO + Pedestal NO +  
 + Prensa estopa NO +  
 + Entriam.empaque NO + Agua de sello NO +  
 +++++

## CONSTRUCCION Y MATERIALES

+++++  
 + Carcaza: Montaje + Eje NO Base NO Mensula NO Vertical SI +  
 + Tapa + Axial NO Radial SI +  
 + Tipo + Voluta simple SI Doble voluta NO DifusorNO+  
 + Barrenos Roscados + Venteo NO Drenaje NO ManometroNO+  
 + Boquillas + Diam. + Clasif.ASA + Cara + Posicion +  
 + Succion + ----- + 150 # RF ----- + HORIZONTAL +  
 + Descarga + ----- + 150 # RF ----- + VERTICAL +  
 + Impulsor tipo SEMIABIERTO Diam.dis. ----- + Max. ----- +  
 + Baleros No. ----- + Radial ----- + Axial ----- +  
 + Empaque ----- + Sello Mecan. + Cod. ----- + Fabr. ----- +  
 + Clave Materiales + Carcaza A.C. + Impulsor A.C. +  
 + + Inter.C A.C. + Camisa empac. A.C. +  
 + + Camisa Sello ----- + Flecha A.C. +  
 + + Partes desgastables ----- +  
 + Motor + KW + RPM ----- + Tipo INDUCCION +  
 + Volts/Fases/Ciclos 220/440/3/60 Amp.plena carga ----- +  
 + - POR FABRICANTE +  
 +++++

## TUBERIA DEL SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

Se cuidará que la caída de presión por cada 100 ft de tubería no sea mayor de 1 psi . DP max = 1 psi

### MEMORIA DE CALCULO

1.0 Flujo másico de aceite :  $W_{ac}$  estará de acuerdo con el

balance de materia y energía, así como con las trayectorias del isométrico correspondiente.

$$W_{ac} = ? \text{ ; lb/hr}$$

2.0 Densidad del aceite :  $\rho_{ac}$  idem 1.0

$$\rho = ? \text{ ; lb/ft}^3$$

3.0 Flujo volumétrico :  $Q_{vol ac}$

$$Q_{vol ac} = \frac{W_{ac}}{\rho} \text{ ; gal/min}$$

4.0 Determinación del diámetro de tubería : D nom.

$$D_{nom} = ? \text{ ; in con } Q_{vol ac} \text{ y DP max ver Crane B-14}$$

5.0 Velocidad por el tubo : v

$$v = \frac{Q_{vol ac}}{A} \text{ ; ft/seg}$$

donde : A = área transversal de la tubería ; ft<sup>2</sup>

6.0 Reynolds por la tubería : Re

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{12 \cdot \mu \cdot 6.722 \cdot 10^{-4}}$$

donde : D = diámetro interno de la tubería ; in

7.Ø Factor de fricción : f

f = ? con Re y D ver Crane A-25

8.Ø Longitud equivalente : LD

$$LD = \frac{12 \times L_{tr}}{D} + N_{acc} \times \frac{L}{D} + \frac{cont}{f} + \frac{entrada \text{ o } salida}{f}$$

donde : Ltr = longitud de tubería recta

N.acc = número de accesorios sobre la trayectoria a evaluar\*

L  
- = longitud equivalente de cada accesorio  
D

cont = contracciones en la tubería, pudiendo ser estas de mayor a menor diámetro o viceversa

entrada o salida se refiere a equipos

8.1 Longitud equivalente de cada accesorio :  $\frac{L}{D}$

codo de 90° = 30

T run = 20

T branch = 60

entrada = 0.78

salida = 1.0

válvula de compuerta = 26

contracción : ensanchamiento .-  $k = 0.5 \left(1 - \frac{d_1^2}{d_2^2}\right)$

angostamiento .-  $k = \left(1 - \frac{d_1^2}{d_2^2}\right)^2$

$$\frac{L}{D} = \frac{k}{f}$$

donde : d1 = diámetro menor ; in

d2 = diámetro mayor ; in

9.0 Calda de presión por cada 100 ft : DP 100

$$DP\ 100 = \frac{\rho}{144} * f * \frac{100}{D} * \frac{v^2}{2 * gc} ; \text{ lb/in}^2$$

10.0 Si DP 100 > 1 entonces suponer nuevo diámetro nominal de la tubería, es decir, regresar al punto 4.0

11.0 Si DP 100 < = 1 entonces correcto el diámetro supuesto y pasa al siguiente punto.

12.0 Calda de presión a través de la tubería analizada : DP

$$DP = \frac{\rho}{144} * f * LD * \frac{v^2}{2 * gc} ; \text{ lb/in}^2$$

13.0 Fin del cálculo

Enseguida se muestran los resultados obtenidos para el dimensionamiento de cada uno de los tramos de tubería, conforme a los isométricos de distribución y recolección de aceite (figuras 12 y 13) anexas, por medio del uso de un programa de calculadora.

## PROGRAMA: CALCULO DE TUBERIA

PRP "TUBERIA"

```

81+LBL "TUBERIA"
82+LBL 02
" N AC=" PROMPT STO 00
" DEN AC aTP=" PROMPT
STO 01 1/X RCL 00 *
7.48852 * 60 /
STO 02 "0 YCL="
ARCL 02 PROMPT

```

```

28+LBL 01
"DI T=" PROMPT STO 03
"AREA=" PROMPT STO 04
RCL 02 7.48852 / 60
/ RCL 04 / STO 05
"VEL AC=" ARCL 05
PROMPT 12 X)Y? XEQ 03
GTO 01

```

```

42+LBL 03
"VIS AC aTP=" PROMPT
STO 06 6.7222 E-4 *
12 * RCL 05 / RCL 03
/ RCL 01 / 1/X
STO 07 "RE=" ARCL 07
PROMPT "F T=" PROMPT
STO 08 "L T R=" PROMPT
STO 09 "L ACC=" PROMPT
STO 10 "E:S=" PROMPT
STO 11 "BI 2=" PROMPT
STO 14 RCL 03 X)Y?
GTO 04 "X)Y?" GTO 05
GTO 06

```

```

82+LBL 04
RCL 14 X12 RCL 03 X12
/ 1/X CHS 1 + .5 *
STO 15 "CON Ma A Me="
ARCL 15 PROMPT GTO 06

```

```

99+LBL 05
RCL 14 X12 RCL 03 X12
/ 1/X CHS 1 + X12
STO 17 "C Me A Ma="
ARCL 17 PROMPT GTO 06

```

```

115+LBL 06
RCL 08 / RCL 11
RCL 08 / + RCL 10 +
RCL 09 12 * RCL 03 /
+ STO 12 "L/D="
ARCL 12 PROMPT RCL 05
X12 * 64.4 / RCL 08
* RCL 01 * 144 /
STO 13 "DP=" ARCL 13
PROMPT RCL 01 144 /
RCL 06 * 180 * 12 *
RCL 03 / RCL 05 X12
* 64.4 / STO 16
"DP/180=" ARCL 16
PROMPT 1.1 X)Y?
GTO 02 GTO 01 END

```

## DISTRIBUCION

RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROGRAMA:  
 CALCULO DE TUBERIA PARA LA TUBERIA DE  
 DISTRIBUCION Y RECOLECCION DE ACEITE  
 DE CALENTAMIENTO

XEQ -TUBERIA-  
 M AC=  
 170,792.0000 RUN  
 DEN AC aTP=  
 52.3550 RUN  
 Q VOL=406.7147 RUN  
 BI T=  
 6.0650 RUN  
 AREA=  
 0.2006 RUN  
 VEL AC=4.5173 RUN  
 VIS AC aJP=  
 1.1836 RUN  
 RE=150,233.6670 RUN  
 F T=  
 .0180 RUN  
 L T R=  
 0.5302 RUN  
 L ACC=  
 90.0000 RUN  
 E:S=  
 1.0000 RUN  
 BI 2=  
 0.0000 RUN  
 L/D=162.4331 RUN  
 BP=0.3368 RUN  
 BP/100=0.4183 RUN



		DE BA-701 A EA-452	CLO	DE BA-701 A EA-453	
					RUN
M AC=	RUN	M AC=	RUN	M AC=	RUN
60.651.0000	RUN	44.444.0000	RUN	24.207.0000	RUN
DEM AC aTP=	RUN	DEM AC aTP=	RUN	DEM AC aTP=	RUN
52.3550	RUN	52.3550	RUN	52.3550	RUN
Q VOL=163.4817	RUN	Q VOL=105.8365	RUN	Q VOL=57.6452	RUN
DI T=	RUN	DI T=	RUN	DI T=	RUN
4.0260	RUN	3.0600	RUN	3.0600	RUN
AREA=	RUN	AREA=	RUN	AREA=	RUN
.0084	RUN	.0513	RUN	.0513	RUN
VEL AC=4.1203	RUN	VEL AC=4.5966	RUN	VEL AC=2.5036	RUN
VIS AC aTP=	RUN	VIS AC aTP=	RUN	VIS AC aTP=	RUN
1.1036	RUN	1.1036	RUN	1.1036	RUN
RE=90.963.7259	RUN	RE=77.330.5317	RUN	RE=42.119.0753	RUN
F T=	RUN	F T=	RUN	F T=	RUN
.0205	RUN	.0220	RUN	.0240	RUN
L T R=	RUN	L T R=	RUN	L T R=	RUN
45.9310	RUN	2.9520	RUN	13.1234	RUN
L ACC=	RUN	L ACC=	RUN	L ACC=	RUN
00.0000	RUN	00.0000	RUN	150.0000	RUN
E:S=	RUN	E:S=	RUN	E:S=	RUN
0.0000	RUN	.7000	RUN	.7000	RUN
BI 2=	RUN	BI 2=	RUN	BI 2=	RUN
6.0650	RUN	4.0260	RUN	4.0260	RUN
COM Ma A Me=0.2797	RUN	COM Ma A Me=0.2096	RUN	L/D=235.9676	RUN
L/D=230.5464	RUN	L/D=136.5332	RUN	COM Ma A Me=0.2096	RUN
DP=0.4530	RUN	DP=0.3563	RUN	L/D=242.5652	RUN
DP/100=0.5057	RUN	DP/100=1.0264	RUN	DP=0.2060	RUN
				DP/100=0.3322	RUN



DE BA-701 EA-351

M AC= RUN  
 71,782.8000 RUN  
 DEM AC aTP= 52.3550 RUN  
 Q VOL=170.9377 RUN  
 BI T= RUN  
 4.0260 RUN  
 AREA= .0884 RUN  
 VEL AC=4.3083 RUN  
 VIS AC aTP= 1.1836 RUN  
 RE=95,112.3533 RUN  
 F T= RUN  
 .0205 RUN  
 L T R= 30.3050 RUN  
 L ACC= 150.0000 RUN  
 E:S= .7800 RUN  
 BI 2= 6.0650 RUN  
 COM Ma A Me=0.2797 RUN  
 L/D=316.1054 RUN  
 DP=0.6790 RUN  
 DP/100=0.6403 RUN

DE BA-701 A T-702

M AC= RUN  
 12,337.4000 RUN  
 DEM AC aTP= 52.3550 RUN  
 Q VOL=29.3796 RUN  
 DI T= RUN  
 2.0670 RUN  
 AREA= .0233 RUN  
 VEL AC=2.8094 RUN  
 VIS AC aTP= 1.1836 RUN  
 RE=31,042.5668 RUN  
 F T= RUN  
 .0255 RUN  
 L T R= 50.0320 RUN  
 L ACC= 150.0000 RUN  
 E:S= .7800 RUN  
 BI 2= 4.0260 RUN  
 COM Ma A Me=0.3682 RUN  
 L/D=405.4930 RUN  
 DP=0.5516 RUN  
 DP/100=0.6596 RUN

E BA-701 A RECIRCULACION

M AC= RUN  
 15,526.0000 RUN  
 DEM AC aTP= 52.3550 RUN  
 Q VOL=36.9720 RUN  
 DI T= RUN  
 3.0660 RUN  
 AREA= .0513 RUN  
 VEL AC=1.6056 RUN  
 VIS AC aTP= 1.1836 RUN  
 RE=27,014.5315 RUN  
 F T= .0250 RUN  
 L T R= 6.5617 RUN  
 L ACC= 152.0000 RUN  
 E:S= 0.0000 RUN  
 BI 2= 7.9810 RUN  
 COM Ma A Me=0.4261 RUN  
 C Me A Ma=0.7263 RUN  
 L/D=206.7167 RUN  
 DP=0.0752 RUN  
 DP/100=0.1423 RUN

## RECOLECCION

DE EA-453 A P-701

N AC= RUN  
 24,287.0000 RUN  
 BEN AC aTP= RUN  
 53.1635 RUN  
 Q VOL=56.7686 RUN  
 BI T= RUN  
 3.0600 RUN  
 AREA= RUN  
 .0513 RUN  
 VEL AC=2.4655 RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 2.1850 RUN  
 RE=22,815.6236 RUN  
 F T= RUN  
 .0255 RUN  
 L T R= RUN  
 8.5302 RUN  
 L ACC= RUN  
 120.0000 RUN  
 E:S= RUN  
 1.0000 RUN  
 BI 2= RUN  
 3.0600 RUN  
 C Me A Ma=0.0000 RUN  
 L/P=192.5802 RUN  
 BP=0.1711 RUN  
 BP/100=0.3476 RUN

DE EA-452 A P-701

N AC= RUN  
 44,444.0000 RUN  
 BEN AC aTP= RUN  
 53.6350 RUN  
 Q VOL=103.3167 RUN  
 BI T= RUN  
 3.0600 RUN  
 AREA= RUN  
 .0513 RUN  
 VEL AC=4.4869 RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 2.1850 RUN  
 RE=41,889.4359 RUN  
 F T= RUN  
 .0240 RUN  
 L T R= RUN  
 1.1403 RUN  
 L ACC= RUN  
 20.0000 RUN  
 E:S= RUN  
 1.0000 RUN  
 BI 2= RUN  
 3.0600 RUN  
 C Me A Ma=0.0000 RUN  
 L/P=66.1581 RUN  
 BP=0.1049 RUN  
 BP/100=1.0930 RUN

M AC=	RUN	DE ED-401 A P-701		DE EA-351 A P-701	
64,651.0000	RUN				
DEN AC aTP=	RUN	M AC=	RUN	M AC=	RUN
53.6350	RUN	2,495.6000	RUN	71,782.0000	RUN
Q VOL=150.2022	RUN	DEN AC aTP=	RUN	DEN AC aTP=	RUN
		52.8710	RUN	52.8065	RUN
DI T=	RUN	Q VOL=5.8049	RUN	Q VOL=169.4762	RUN
4.0260	RUN				
AREA=	RUN	DI T=	RUN	DI T=	RUN
.0004	RUN	1.0490	RUN	4.0260	RUN
VEL AC=3.7077	RUN	AREA=	RUN	AREA=	RUN
		.0060	RUN	.0004	RUN
VIS AC aTP=	RUN	VEL AC=2.1859	RUN	VEL AC=4.2714	RUN
2.1050	RUN				
RE=46,403.4355	RUN	VIS AC aTP=	RUN	VIS AC aTP=	RUN
		1.1933	RUN	1.1690	RUN
F T=	RUN	RE=12,590.6311	RUN	RE=96,300,2400	RUN
.0230	RUN				
L T R=	RUN	F T=	RUN	F T=	RUN
41.9940	RUN	.0310	RUN	.0205	RUN
L ACC=	RUN	L T R=	RUN	L T R=	RUN
240.0000	RUN	22.1391	RUN	132.0760	RUN
E:S=	RUN	L ACC=	RUN	L ACC=	RUN
		110.0000	RUN	310.0000	RUN
0.0000	RUN	E:S=	RUN	E:S=	RUN
DI 2=	RUN	1.0000	RUN	1.0000	RUN
J.0600	RUN	DI 2=	RUN	DI 2=	RUN
CON Ma A Me=-0.3610	RUN	7.9810	RUN	6.0650	RUN
		C Me A Ma=0.9657	RUN	C Me A Ma=0.3129	RUN
C Me A Ma=0.5213	RUN	L/D=426.6707	RUN	L/D=767.7145	RUN
L/D=307.8362	RUN	DP=0.3601	RUN	DP=1.6351	RUN
DP=0.7402	RUN	DP/100=0.9655	RUN	DP/100=0.6340	RUN
DP/100=0.5600	RUN				

## DE T-702 A P-701

M AC= RUN  
 12.337.0000 RUN  
 DEM AC aTP= RUN  
 52.6775 RUN  
 Q VOL=29.1986 RUN  
 DI T= RUN  
 2.0678 RUN  
 AREA= RUN  
 .0233 RUN  
 VEL AC=2.7921 RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 1.1203 RUN  
 RE=33,640.6678 RUN  
 F T= RUN  
 .0255 RUN  
 L T R= RUN  
 51.0170 RUN  
 L ACC= RUN  
 116.0000 RUN  
 E:S= RUN  
 1.0000 RUN  
 DI 2= RUN  
 4.0260 RUN  
 C Me A Ma=0.5423 RUN  
 L/B=472.6622 RUN  
 BP=0.5337 RUN  
 BP/100=0.6556 RUN

GTO 01  
 RUN  
 DI T= RUN  
 4.0260 RUN  
 AREA= RUN  
 .0884 RUN  
 VEL AC=0.7359 RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 1.1203 RUN  
 RE=17,270.3667 RUN  
 F T= RUN  
 .0270 RUN  
 L T R= RUN  
 92.3786 RUN  
 L ACC= RUN  
 140.0000 RUN  
 E:S= RUN  
 0.0060 RUN  
 DI 2= RUN  
 7.9810 RUN  
 C Me A Ma=0.5558 RUN  
 L/D=435.9319 RUN  
 BP=0.0362 RUN  
 BP/100=0.0248 RUN

## DE T A T-701

M AC= RUN  
 21.388.0000 RUN  
 DEM AC aTP= RUN  
 57.5140 RUN  
 Q VOL=46.3636 RUN  
 DI T= RUN  
 4.0200 RUN  
 AREA= RUN  
 .0884 RUN  
 VEL AC=1.1685 RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 161.5150 RUN  
 RE=329.9249 RUN  
 F T= RUN  
 .1937 RUN  
 L T R= RUN  
 19.5735 RUN  
 L ACC= RUN  
 166.0000 RUN  
 E:S= RUN  
 1.0000 RUN  
 DI 2= RUN  
 4.0260 RUN  
 C Me A Ma=8.8789E-6 RUN  
 L/B=229.5910 RUN  
 BP=0.3766 RUN  
 BP/100=0.4897 RUN

DE P-702 A EA-351

DE V-701 A P-701

	RUN				RUN
M AC=				M AC=	
21.308.0000	RUN			533.7150	RUN
DEH AC aTP=			CTO 01	DEH AC aTP=	
57.5140	RUN		RUN	53.0000	RUN
Q VOL=46.3636		DI T=		Q VOL=1.373.	RUN
	RUN				RUN
DI T=		4.0268	RUN	DI T=	
3.0600	RUN	AREA=		3.0600	RUN
AREA=		.0004	RUN	AREA=	
.0513	RUN	VEL AC=1.1685		.0513	RUN
VEL AC=2.0136			RUN	VEL AC=0.2572	RUN
	RUN	VIS AC aTP=			RUN
VIS AC aTP=		101.5150	RUN	VIS AC aTP=	
101.5150	RUN	RE=330.4174		1.2420	RUN
RE=433.0097			RUN	RE=967.6012	RUN
	RUN	F T=			RUN
F T=		64.0000	ENTER	F T=	
64.0000	ENTER		RCL 07	64.0000	ENTER
	RCL 07				RCL 07
	RUN		RUN		RUN
L T R=		L T R=		L T R=	
21.1942	RUN	127.4836	RUN	23.6220	RUN
L ACC=		L ACC=		L ACC=	
206.0000	RUN	290.0000	RUN	116.0000	RUN
E:S=		E:S=		E:S=	
1.0000	RUN	0.0000	RUN	1.0000	RUN
DI 2=		DI 2=		DI 2=	
4.0260	RUN	7.9010	RUN	7.9010	RUN
C Me A Ma=0.1750		C Me A Ma=0.5550		C Me A Ma=0.7263	RUN
	RUN		RUN		RUN
L/D=296.0691		L/D=672.0505		L/D=234.5007	RUN
	RUN		RUN		RUN
BP=1.1011		BP=1.1037		BP=0.0003	RUN
	RUN		RUN		RUN
BP/100=1.4500		BP/100=0.4009		BP/100=0.0005	RUN
	RUN				

DE T-701 A P-702

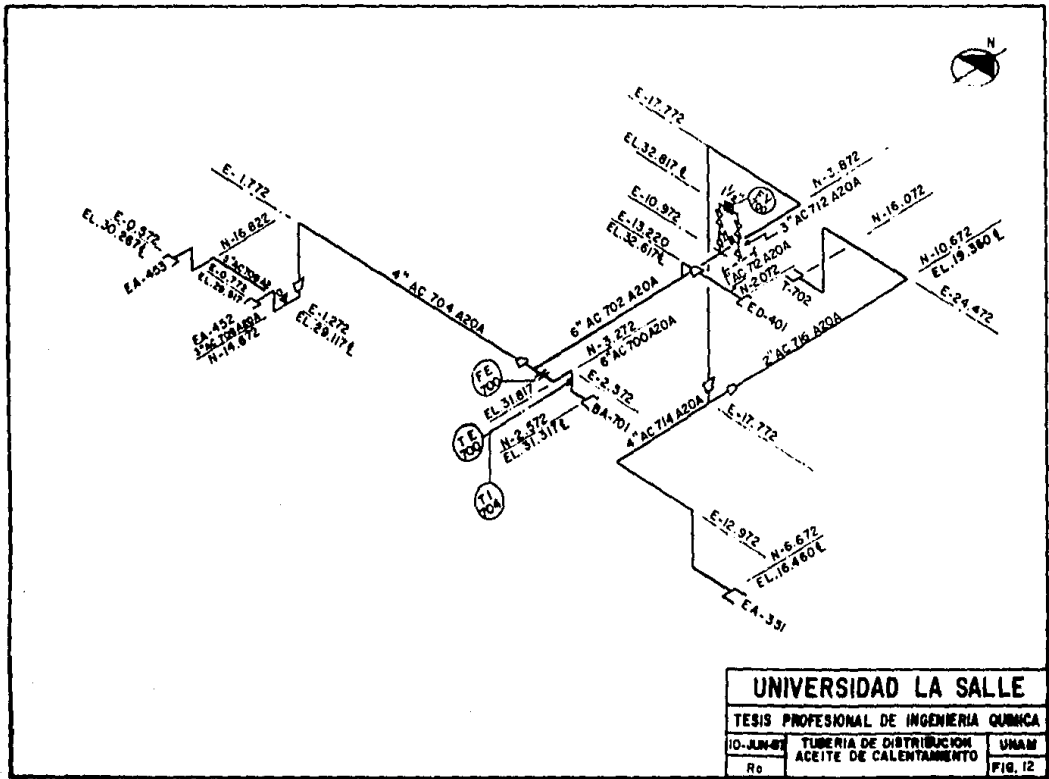
M AC= RUN  
 21,360.0000 RUN  
 DEM AC aTP= RUN  
 57,5140 RUN  
 Q VOL=46.3636 RUN  
 BI T= RUN  
 4.0260 RUN  
 AREA= RUN  
 .0934 RUN  
 VEL AC=1.1685 RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 101.5150 RUN  
 RE=330.4174 RUN  
 F T= RUN  
 64.0000 ENTER: RUN  
 RCL 07 / RUN  
 L T R= RUN  
 3.7730 RUN  
 L ACC= RUN  
 66.0000 RUN  
 E-S= RUN  
 1.7000 RUN  
 BI 2= RUN  
 7.9810 RUN  
 C Me A Ma=0.5555 RUN  
 L/D=89.3852 RUN  
 DP=0.1465 RUN  
 DP/100=0.4689 RUN

DE P-701 A 00-701

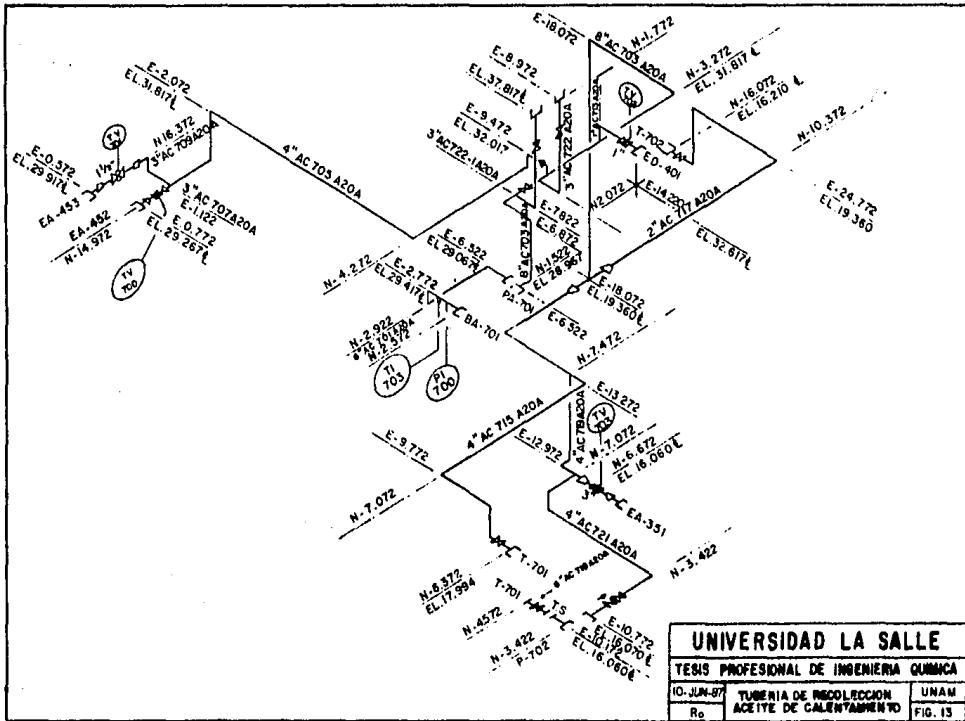
M AC= RUN  
 170,792.0000 RUN  
 DEM AC aTP= RUN  
 53,3302 RUN  
 Q VOL=399.2775 RUN  
 BI T= RUN  
 7.9010 RUN  
 AREA= RUN  
 .3474 RUN  
 VEL AC=2.5687 .. RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 1.5764 RUN  
 RE=85,710.3796 RUN  
 F T= RUN  
 .0200 RUN  
 L T R= RUN  
 24.4423 RUN  
 L ACC= RUN  
 196.0000 RUN  
 E-S= RUN  
 1.0000 RUN  
 BI 2= RUN  
 7.9810 RUN  
 C Me A Ma=0.0000 RUN  
 L/D=202.7507 RUN  
 DP=0.2132 RUN  
 DP/100=0.1134 RUN

M AC= RUN  
 170,792.0000 RUN  
 DEM AC aTP= RUN  
 53,3302 RUN  
 Q VOL=399.2775 RUN  
 BI T= RUN  
 6.8650 RUN  
 AREA= RUN  
 .2006 RUN  
 VEL AC=4.4347 RUN  
 VIS AC aTP= RUN  
 1.5764 RUN  
 RE=112,799.1425 RUN  
 F T= RUN  
 .0100 RUN  
 L T R= RUN  
 19.1929 RUN  
 L ACC= RUN  
 90.0000 RUN  
 E-S= RUN  
 1.7000 RUN  
 BI 2= RUN  
 6.8650 RUN  
 C Me A Ma=0.0000 RUN  
 L/D=226.8633 RUN  
 DP=0.4618 RUN  
 DP/100=0.4028 RUN





<b>UNIVERSIDAD LA SALLE</b>		
TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA		
10-JUN-87	TUBERIA DE DISTRIBUCION ACEITE DE CALENTAMIENTO	UNAM
Rd		FIG. 12



**UNIVERSIDAD LA SALLE**

**TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA**

10-JUN-87	TUBERIA DE RECOLECCION ACEITE DE CALENTAMIENTO	UNAM
Re		FIG. 13

DIMENSIONAMIENTO DE VALVULAS  
CONTROLADORAS (TEMPERATURA)

MEMORIA DE CALCULO

1.Ø Calda de presión permitida por válvula : DP v

$$DP v = 3 \text{ lb/in}^2$$

2.Ø Coeficiente líquido : Cv

$$Cv = Q \text{ vol l} * \left( \frac{sg}{DP v} \right)^{1/2}$$

donde : Q vol l = flujo volumétrico en la línea donde se  
encuentra la válvula ; gal/min

sg = gravedad específica del fluido manejado (aceite  
térmico)

3.Ø De acuerdo con el Cv y considerando entre un 40 y 60 % de  
abertura de la válvula determinar el diámetro de la válvula de  
acuerdo con la tabla del fabricante anexa en el Apéndice III.

4.Ø Fin del cálculo

A continuación aparece el dimensionamiento para cada válvula  
controladora obtenidos a partir de un programa de calculadora.

En la figura 14 se muestra el diagrama de tubería e  
instrumentación del Sistema de Aceite de Calentamiento. Cabe  
hacer notar que para el horno solo se señaló la instrumentación  
mínima requerida para una operación confiable tanto de este como  
del sistema. En sí el fabricante será quien determine de manera  
precisa toda la instrumentación para los sopladores de aire, para  
la alimentación de gas combustible así como para el propio horno.

En la figura 15, última de este trabajo, se muestra el

diagrama de leyendas y símbolos de tubería e instrumentación utilizadas a lo largo del presente trabajo.

De esta manera se da por concluido el diseño hidráulico del Sistema de Aceite de Calentamiento, para pasar finalmente al VI y último capítulo.

## VALVULA EA-351

		RUN
DP PER=		RUN
	3.0000	RUN
Q VOL AC=		RUN
	169.4762	RUN
DEM AC=		RUN
	52.0065	RUN
CV=50.0118		RUN
		RUN
DIAM VAL=		RUN
	3.0000	RUN

## VALVULA EA-452

		RUN
DP PER=		RUN
	3.0000	RUN
Q VOL AC=		RUN
	183.3107	RUN
DEM AC=		RUN
	53.6350	RUN
CV=55.2989		RUN
		RUN
DIAM VAL=		RUN
	2.0000	RUN

## VALVULA EA-453

		RUN
DP PER=		RUN
	3.0000	RUN
Q VOL AC=		RUN
	56.7606	RUN
DEM AC=		RUN
	53.1635	RUN
CV=30.2526		RUN
		RUN
DIAM VAL=		RUN
	1.5000	RUN

## VALVULA EB-401

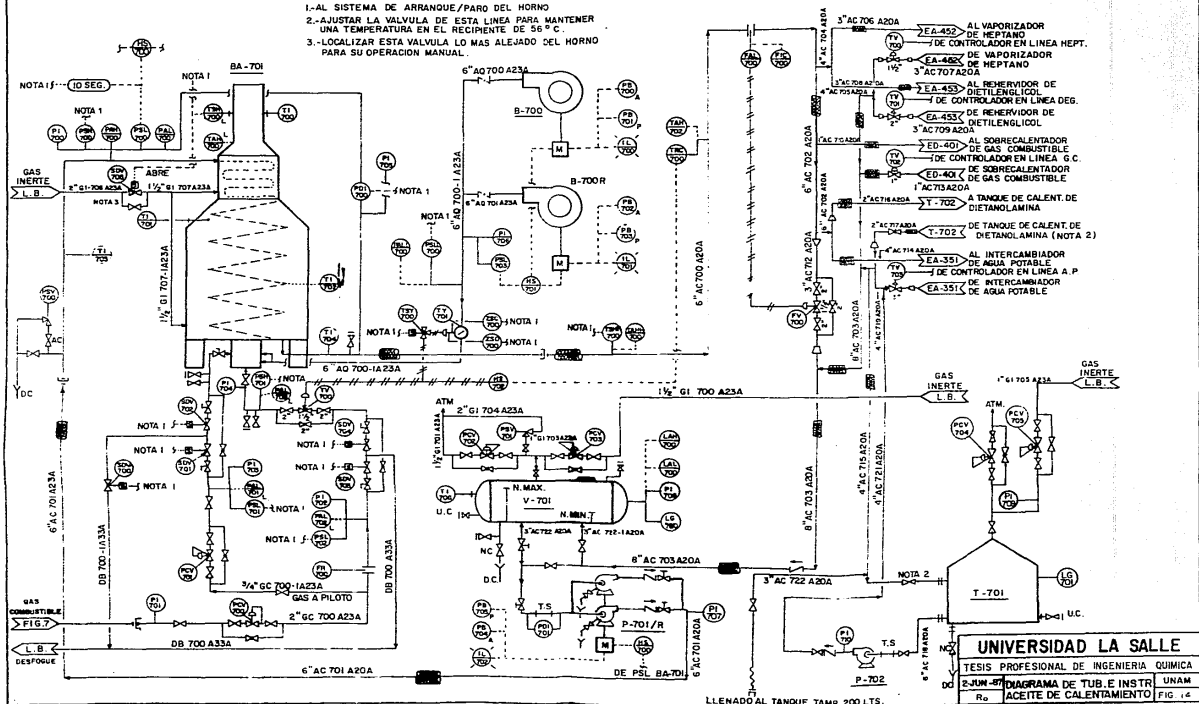
		RUN
DP PER=		RUN
	3.0000	RUN
Q VOL AC=		RUN
	5.8849	RUN
DEM AC=		RUN
	52.8718	RUN
CV=3.1275		RUN
		RUN
DIAM VAL=		RUN
	1.0000	RUN

## VALVULA LIN. RECIRCULACION

		RUN
DP PER=		RUN
	3.0000	RUN
Q VOL AC=		RUN
	36.9728	RUN
DEM AC=		RUN
	52.3550	RUN
CV=19.5528		RUN
		RUN
DIAM VAL=		RUN
	1.5000	RUN

NOTAS:

- 1.-AL SISTEMA DE ARRANQUE/PARO DEL HORNO
- 2.-AJUSTAR LA VALVULA DE ESTA LINEA PARA MANTENER UNA TEMPERATURA EN EL RECIPIENTE DE 56° C.
- 3.-LOCALIZAR ESTA VALVULA LO MAS ALEJADO DEL HORNO PARA SU OPERACION MANUAL.



UNIVERSIDAD LA SALLE

TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA

2-JUN-87 DIAGRAMA DE TUB. E INSTR. UNAM

Ro ACETATE DE CALENTAMIENTO FIG. 14

VALVULAS	TUBERIA Y ACCESORIOS EN TUBERIA	INSTRUMENTOS	8" AC 703 A70A
DE RETENCION (CHECK)	CON AISLAMIENTO	F FLUJO	VARIABLE MEDIDA FUNCION NUMERO DE CIRCUITO
DE PALOMETA	REDUCCION	FIC INDICADOR CONTROLADOR DE FLUJO	
DE COMPUERTA	T.S. FILTRO TIPO S	FAL ALARMA POR BAJO FLUJO	INSTALADO LOCALMENTE INSTALADO EN TABLERO PRINCIPAL INSTALADO EN TABLERO LOCAL
DE GLOBO	FILTRO TIPO Y	FAL ALARMA POR ALTO FLUJO	
MACHO	CONTINUACION EN FIG. No.	F.R. REGISTRADOR DE FLUJO	RETARDADOR DE SEÑAL CIRCUITO LOGICO
DE CONTROL MANUAL	ENTRADA y SALIDA LIMITES DE BATERIA	LG VIDRIO DE NIVEL	
DE MARIPOSA	INTERFASE, FIRMA DE INGENIERIA-FABRICANTE	LAL ALARMA POR BAJO NIVEL	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA
DE TRES VIAS	DRENAJE ABIERTO	LAL ALARMA POR ALTO NIVEL	
DE CONTROL (DIAPHRAGMA)	DRENAJE CERRADO	HS SELECTOR MANUAL	SEÑAL ELECTRICA N.MIN. NIVEL MINIMO EN TANQUES N.N. NIVEL NORMAL EN TANQUES N.MAX. NIVEL MAXIMO EN TANQUES
SOLENOIDE	REDUCTORA DE PRESION CON TOMA DE PRESION INTEGRAL CORRIENTE ABAJO	PI INDICADOR DE PRESION	
DE RELEVO o SEGURIDAD	REDUCTORA DE PRESION CON TOMA DE PRESION INTEGRAL CORRIENTE ARRIBA	PAL ALARMA POR BAJA PRESION	PLACA DE GRIFICIO CON BRIDAS CERRADA A FALLA DE AIRE LUZ INDICADORA (PILOTO)
POSICION DE VALVULAS AC NC	REDUCTORA DE PRESION CON TOMA DE PRESION EXTERNA	PAM ALARMA POR ALTA PRESION	
AC ABIERTA CON CANDADO		PCV REGULADOR DE BAJA PRESION	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
NC NORMALMENTE CERRADA		PSL INTERRUPTOR DE BAJA PRESION	
		PSH INTERRUPTOR DE ALTA PRESION	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
		T TEMPERATURA	
		TV VALVULA DE CONTROL DE TEMPERATURA	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
		TC CONTROLADOR DE TEMP.	
		TI INDICADOR DE TEMP.	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
		TAM ALARMA POR ALTA TEMP.	
		TMC REGISTRADOR CONTROLADOR DE TEMPERATURA	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
		TSH INTERRUPTOR DE ALTA TEMP.	
		TY RELEVADOR	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
		TSY SENSOR	
		IL LUZ INDICADORA	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
		HH MAY ALTO	
		SDV VALVULA DE CORTE	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA
		ZSC INTERRUPTOR DE POSICION CERRADO	
		ZSO INTERRUPTOR DE POSICION ABIERTO	CERRADA A FALLA DE AIRE SEÑAL NEUMATICA SEÑAL ELECTRICA

**UNIVERSIDAD LA SALLE**

TESIS PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA

26-XX-87 LEYENDAS Y SIMBOLOS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

UNAM

Fig. 15

## CAPITULO VI

### EVALUACION ECONOMICA



## EVALUACION ECONOMICA

El presente capítulo tiene como objetivo sólo la estimación de la inversión total para el Sistema de Aceite de Calentamiento ya que no se cuenta con la información suficiente para la determinación de los costos de operación a fin de obtener la rentabilidad de dicho sistema.

### INVERSION TOTAL PARA EL SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO

1.0 Costo de equipo : CF

1.1 Intercambiador de Agua Potable .- EA-351

Tipo : AFC

Area de transferencia = 87.442 ft<sup>2</sup>

Diámetro de tubos = 3/4 in 14 BWG

Longitud de tubos = 16 ft

Arreglo de tubos : Pitch cuadrado = 1 in

Material : Acero al Carbón

Costo = \$ 10,500,000.00

1.2 Sobrecalentador de Gas Combustible .- ED-401

Tipo : Doble tubo

Area de transferencia = 15.9901 ft<sup>2</sup>

Material : Acero al carbón

Costo = \$ 2,450,000.00

1.3 Serpentin del Tanque de Calentamiento de DEA : S-702

Area de transferencia = 11.2290 ft<sup>2</sup>

Material : Acero al Carbón

Costo = \$ 2,275,000.00

- 1.4 Vaporizador de Heptano : EA-453  
Tipo : AGS  
Area de transferencia = 170.3488 ft<sup>2</sup>  
Longitud de tubos = 16 ft  
Material : Acero al Carbón  
Costo = \$ 15,750,000.00
- 1.5 Rehervidor de Dietilenglicol : EA-452  
Tipo : AKT  
Area de transferencia = 236.4437 ft<sup>2</sup>  
Longitud de tubos = 18 ft  
Material : Acero al Carbón  
Costo = \$ 17,500,000.00
- 1.6 Horno del Sistema de Aceite de Calentamiento : BA-701  
Tipo : Cilindrico con tubos verticales  
Carga Térmica = 7.7 MMBTU/hr  
Material : Acero al Carbón  
Costo = \$ 192,500,000.00
- 1.7 Tanque de Expansión Térmica : U-701  
Capacidad = 161.7 gal.  
Costo = \$ 4,200,000.00
- 1.8 Tanque de Almacenamiento de Aceite de Calentamiento : T-701  
Capacidad = 332.6 gal.  
Costo = \$ 6,650,000.00
- 1.9 Tanque de Calentamiento para Tambores de DEA : T-702  
Capacidad = 710.6 gal.  
Costo = \$ 10,500,000.00
- 1.10 Bomba de Aceite de Calentamiento : P-701

Tipo : Centrífuga

No.unidades = 2

Gasto volumétrico = 396.1682 gpm

Caída de presión = 110.0677 lb/in<sup>2</sup>

Factor capacidad = Gasto volumétrico \* Caída de presión  
= 43,685

Costo = \$ 12,250,000.00 \* 2 = \$ 24,500,000.00

### 1.11 Bomba de Reposición de Aceite de Calentamiento : P-702

Tipo : Centrífuga

No.unidades = 1

Gasto volumétrico = 46.3636 gpm

Caída de presión = 22.7114 lb/in<sup>2</sup>

Factor capacidad = Gasto volumétrico \* Caída de presión  
= 1,053

Costo = \$ 3,150,000.00

## 2.0 Accesorios : A

### 2.1 Tubería de Distribución

D.N.	Tipo Aisl.	Espes.Aisl.	Long.Tub.	\$/ft tub	\$ Total
6 in	fibra asbesto	1.5 in	124.2 ft.	22,750	2825614
4 in	fibra vidrio	1.0 in	} 159.0 ft.	8,750	} 4173750
3 in	" "	" "		7,200	
2 in	" "	" "		5,600	
1 in	" "	" "		4,200	
				TOTAL =	\$ 6999364

## 2.2 Tubería de Recolección

8 in	fibra asbesto	1.5 in	52.6 ft.	28,000	1472800
6 in	fibra vidrio	1.8 in	} 252.2 ft.	12,250	} 9709700
4 in	" "	"		8,750	
3 in	" "	"		7,700	
2 in	" "	"		5,600	
1 in	" "	"		4,200	
				TOTAL = \$ 11182500	

## 2.3 Válvulas Controladoras

Cantidad	Variable	Diam.	\$/valv.	\$ Total
1	Flujo	1.5 in	4,375,000	4,375,000
4	Presion	1.8 in	1,750,000	7,000,000
4	Temperatura	3.8 in	3,150,000	} 9,450,000
		2.8 in	2,450,000	
		1.5 in	2,100,000	
		1.8 in	1,750,000	
TOTAL = \$ 28,825,000				

## 2.4 Válvulas Normales

Cantidad	Tipo	Diam.	\$/valv.	\$ Total
1	Globo	2.8 in	315,000	315,000
1	Compuerta	8.0 in	1,330,000	1,330,000
2	"	6.0 in	875,000	1,750,000
1	"	4.0 in	525,000	525,000
2	"	3.0 in	385,000	770,000
3	"	2.0 in	280,000	840,000
1	Check	8.0 in	1,050,000	1,050,000
3	"	6.0 in	700,000	2,100,000
TOTAL = \$				7,280,000

## 3.0 Instalación : I

Equipo	% \$ Equipo	\$ total equipo	\$ instalación
Horno	45	192,500,000	86,625,000
5 Cambiadores	45	48,475,000	21,813,750
3 Tanques	30	21,350,000	6,405,000
3 Bombas	40	27,650,000	11,060,000

TOTAL = \$ 125,903,750

## 4.0 Ingeniería y Supervisión : IS

Representa del 4 al 21 % del costo de equipos y accesorios.

Costo total de equipos + accesorios = \$ 336,261,864.00

tomando un 8 % como ingeniería y supervisión, entonces se tiene :

\$ instalación = 26,900,949.12

## 5.0 Costo Materia Prima : MP NAC.

ACEITE NACIONAL

Capacidad del sistema = 207 ft<sup>3</sup> = 5862.24 Lt

Costo unitario = \$ 2500.00 / lt.

Costo = \$ 14,655,600.00

## 5.1 Costo Materia Prima : MP IMP.

ACEITE IMPORTADO

Capacidad del sistema = 207 ft<sup>3</sup> = 5862.24 Lt

Costo unitario = \$ 15000.00 / lt

Costo = \$ 87,933,600.00

## 6.0 Capital Invertido : CI

CI = CE + A + I + IS

CI = 289,975,000 + 46,286,864.00 + 125,903,750.00 +

26,900,949.12

CI = \$ 489,066,563.12

### 7.0 Costo Mantenimiento y Reparación: MR

Considerando el proceso a condiciones normales de operación se tiene que de un 2 a 4 % del capital invertido es designado para el sueldo de los trabajadores que lo harán, de un 3 a 5 % es destinado para el material necesario, por lo tanto en total de un 5 a 9 % del capital invertido es atribuido para el mantenimiento y reparación del sistema.

$$MR = 7 \% CI$$

$$MR = \$ 34,234,659.42$$

### 8.0 Inversión Total : IT N empleando aceite nacional

$$IT N = CE + A + I + IS + MP NAC. + MR$$

$$IT N = \$ 537,956,822.50$$

### B.1 Inversión Total : IT E empleando aceite importado

$$IT E = CE + A + I + IS + MP IMP. + MR$$

$$IT E = \$ 611,234,822.50$$

### 9.0 Fin del cálculo

Todos los costos del sistema a excepción de los costos de las diferentes materias primas, fueron obtenidos a partir de las gráficas que aparecen en el apéndice IV, aplicándoles los correspondientes índices de precios de acuerdo a los diferentes períodos y factor de escalación.

El factor de escalación referente al periodo de enero de 1979 a agosto de 1987 es igual a 1498.

El índice de precios para enero de 1979 fue de 104.7 y el índice para agosto de 1987 es de 175.2.

Por lo tanto, para obtener el valor presente de cada uno de los equipos se tiene que multiplicar el costo obtenido de las

gráficas correspondientes por el siguiente factor F :

$$\text{Factor} = \text{factor de escalación} \times \frac{\text{Indice precios agosto 87}}{\text{Indice precios enero 79}}$$

$$F = 1498 \times \frac{175.2}{104.7} \quad ; \quad F = 2793.30$$

Ahora bien, el tiempo de vida útil para cada uno de los aceites de calentamiento es como a continuación se menciona:

ACEITE DE CALENTAMIENTO	VIDA UTIL
Nacional	1 año
Importado	20 años

Por lo tanto, si cada 6 meses se tienen que reponer 474 Kg de aceite lo que equivale a 462 Lt. de aceite, entonces al año se tendrían que invertir \$ 1,155,000.00 correspondiente a la reposición mas \$ 14,655,600.00 correspondiente a toda la capacidad del sistema puesto que culmina su vida útil del aceite nacional; por lo tanto, la inversión anual sería de \$ 15,810,600.00. Para el caso del aceite importado se tienen que invertir al año \$ 13,868,000.00 puesto que sólo se repone.

Ahora bien considerando 20 años como tiempo base, se tiene:

	ACEITE NACIONAL	ACEITE IMPORTADO	DIFERENCIA
Inv. Inicial	14,655,600	87,933,600	73,278,000
Inv. Anual Ac.	15,810,600	13,868,000	1,950,600
Inv. a 20 años	316,212,000	277,200,000	39,012,000
Inv. Total a 20 años	330,867,600	365,133,600	34,276,000

Por lo anterior resulta más costeable y por lo tanto más atractivo el empleo de aceite nacional.

## CONCLUSIONES

Como puede observarse en los resultados obtenidos para cada cálculo realizado, se trató de llegar a la optimización del equipo pero sin limitar el funcionamiento del sistema en general.

Para el caso de los cambiadores, se analizaron diversas alternativas en función del diámetro de los tubos, longitud de los mismos y caldas de presión, sin dejar que estos últimos tuvieran ni demasiada holgura ni estrechez con respecto a la máxima permisible.

Para la cuestión de los tanques se cuidó que las dimensiones de los mismos no estuvieran fuera de lo común por medio del análisis de diversas alternativas.

Ahora bien, para las bombas, tubería y accesorios de la misma los cálculos se ajustaron a los tipos y tamaños comerciales a fin de obtener un costo lo más real posible.

Dentro de lo denominado evaluación económica, los datos fueron obtenidos del PETERS & TIMMERHAUS aplicándoles los correspondientes factores de escalación e índices de precios del mes de enero de 1979 y agosto de 1987 editados por el Banco de México. Como puede observarse aunque existe una diferencia de \$ 39,812,000.00 con respecto a la inversión a 20 años de aceite a favor del aceite importado, existe una diferencia de \$ 34,266,000 en relación a la inversión total a 20 años a favor del aceite nacional. Por lo que, la costeabilidad del sistema en general se orienta hacia el empleo de aceite nacional, puesto que el hecho de utilizar aceite importado implica además tomar en cuenta tanto los impuestos de importación como la devaluación de nuestra



moneda, el costo del flete y almacenamiento del mismo entre otros.

De manera general se puede deducir que el Sistema de Aceite de Calentamiento proporciona un rendimiento bastante favorable desde cualquier punto de vista, pudiendo ser estos : ahorro de energéticos, funcionamiento operacional lo bastante confiable, ahorro de espacio y por supuesto un costo de inversión aceptable y redituable puesto que no se requiere de un previo tratamiento del aceite.

B I B L I O G R A F I A

1.0 PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

DONALD D. KEEN

COMPANIA EDITORIAL CONTINENTAL S.A. DE C.V.

ENERO 1984

2.0 CHEMICAL ENGINEERING HANDBOOK

ROBERT H. PERRY E. CHEL H. CHILTON

Mc.GRAW HILL

FIFTH EDITION

3.0 FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE

CRANE Co.

TECHNICAL PAPER No. 410

4.0 PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS

MAX S. PETERS & KLAUS D. TIMMERHAUS

INTERNATIONAL STUDENT EDITION

THIRD EDITION

5.0 A GUIDE TO GLICOLS

THE DOW CHEMICAL COMPANY

1981

6.0 SIZING SEPARATORS AND ACCUMULATORS

N. WALKINS

HYDROCARBON PROCESSING NOV. 1967 VOL. 46 No. 11

7.0 DESIGNING PROCESS PLANTS TO MEET OSHA STANDARDS

ERNEST E. LUDWIG

CHEMICAL ENGINEERING

SEPTEMBER 3, 1973

- 8.0 APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL  
PLANTS  
ERNEST E. LUDWING  
VOL. 3
- 9.0 STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURES ASSOCIATION  
T.E.M.A.  
FIFTH EDITION 1968
- 10.0 PHYSICAL PROPERTIES OF HYDROCARBONS  
PART. 15 C5 - C8 ALKANES  
HYDROCARBON PROCESSING  
JULY 1967 , VOL.46 , No.7
- 11.0 HEAT EXCAHNGER DESIGN HANDBOOK H.E.D.H.  
5 PHYSICAL PROPERTIES  
HEMLSPHERE PUBLISHING CORPORATION

**A P E N D I C E    I**

**PROPIEDADES DEL ACEITE**

## DENSIDAD Y COEFICIENTE DE EXPANSION TERMICA

NACIONAL 400

TEMPERATURA °F	DENSIDAD Lb/ft <sup>3</sup>	$\beta$ 1/°F
100	57.05	0.0002397
200	55.60	0.0002434
300	54.27	0.0002467
400	53.00	0.0002496
500	51.71	0.0002522

## V I S C O S I D A D

NACIONAL 400

TEMPERATURA °F	VISCOSIDAD CINEMATICA, CS	VISCOSIDAD ABSOLUTA CP
100	86.31	78.872
200	9.11	8.110
300	2.91	2.528
400	1.46	1.242
500	0.91	0.755

## CAPACIDAD CALORIFICA

NORMAL 400

TEMPERATURA °F	Cp Btu/lb °F
100	0.4447
200	0.4984
300	0.5500
400	0.5992
500	0.6460

## CONDUCTIVIDAD TERMICA

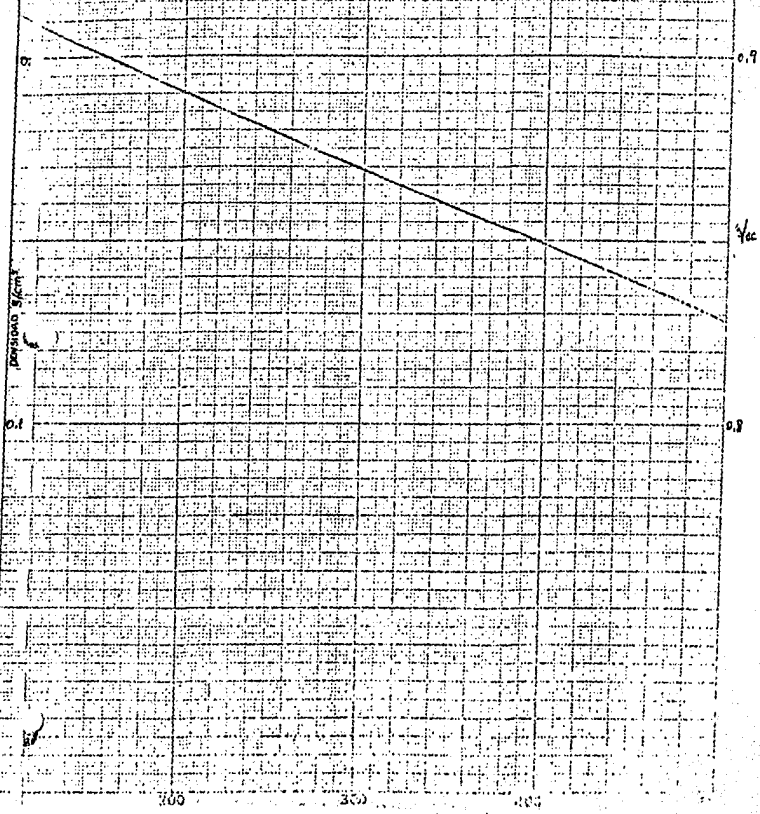
NACIONAL 400

TEMPERATURA °F	k Btu/h- ft-°F
100	0.0718
200	0.0696
300	0.0674
400	0.0652
500	0.0630

PRESION DE VAPOR  
NACIONAL 400

TEMPERATURA °F	PRESION mm Hg.
100	$2.59 \times 10^{-6}$
200	$2.59 \times 10^{-3}$
300	.07
400	1.38
500	13.88

DESIDIO  
NACIONAL 400.



0.2

0.1

0.1

300

350

400



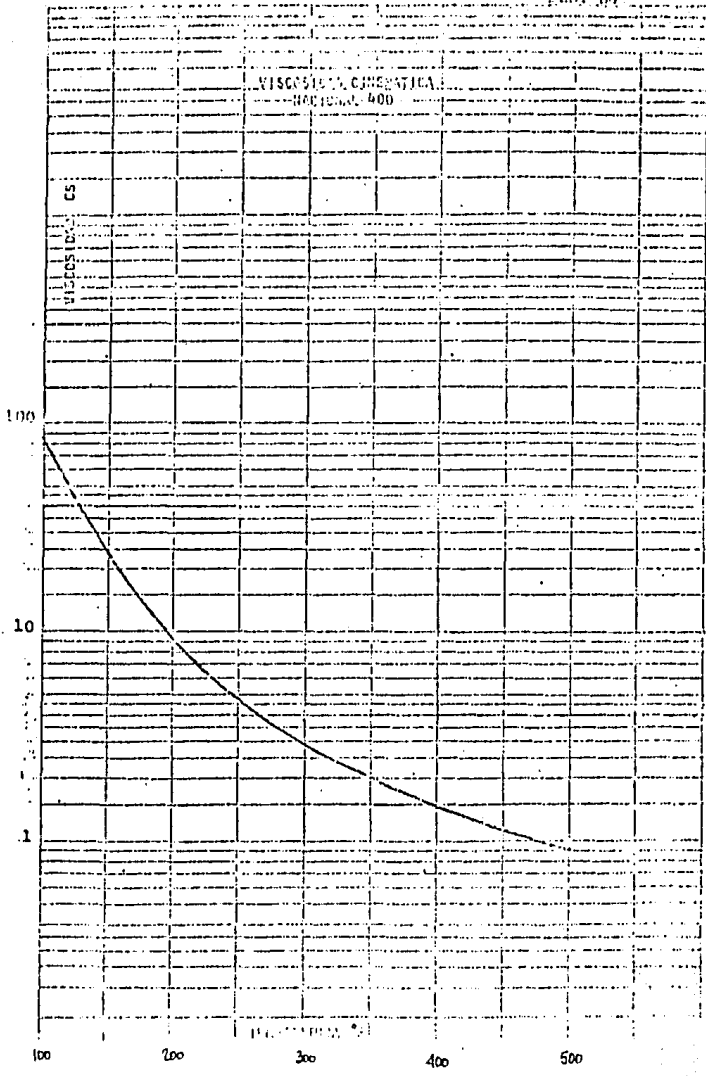
GOBIERNO DE ESPAÑA  
MINISTERIO DE ECONOMÍA Y HACIENDA  
NACIONAL, 400 $0 \times 10^5$   
1/41/4  
 $3 \times 10^2$ 

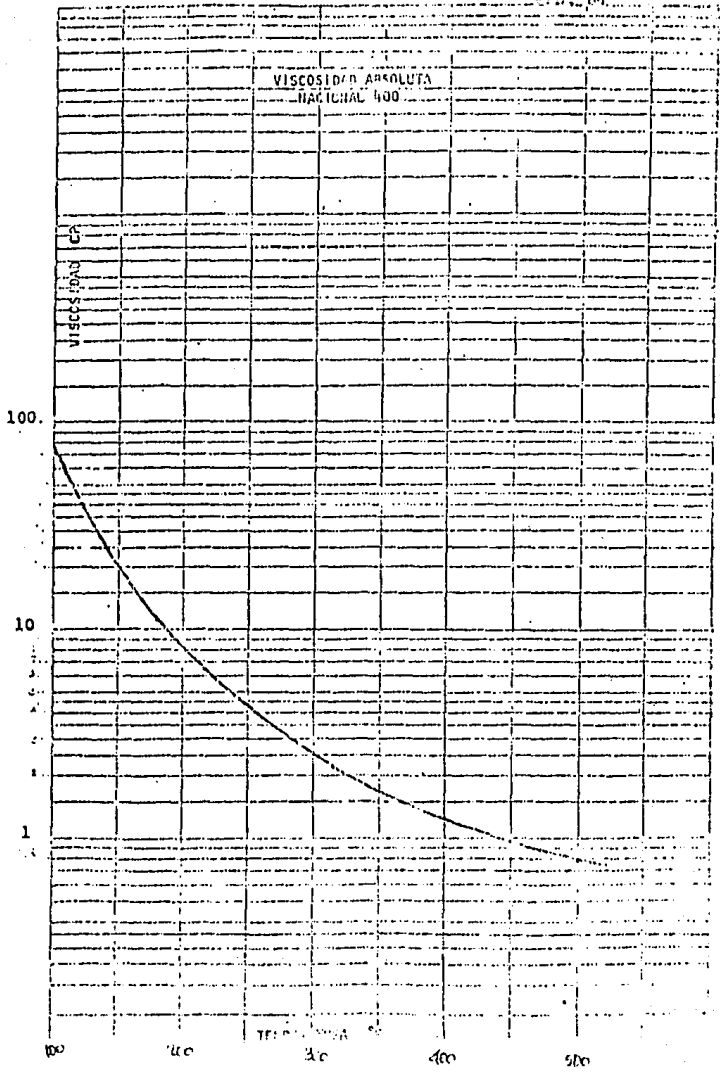
200

300

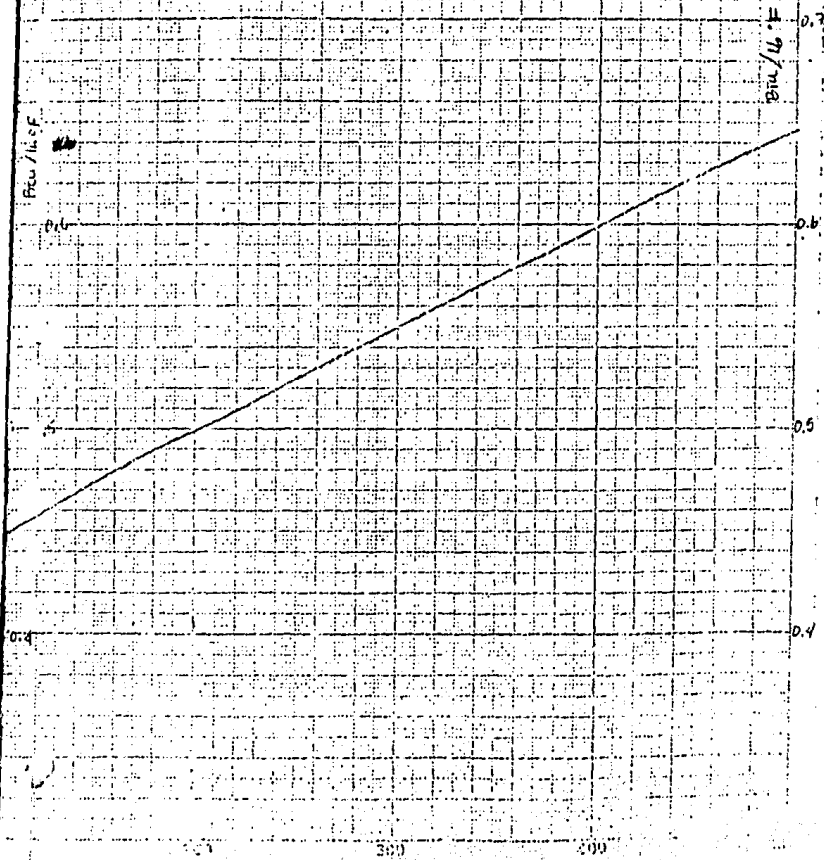
400

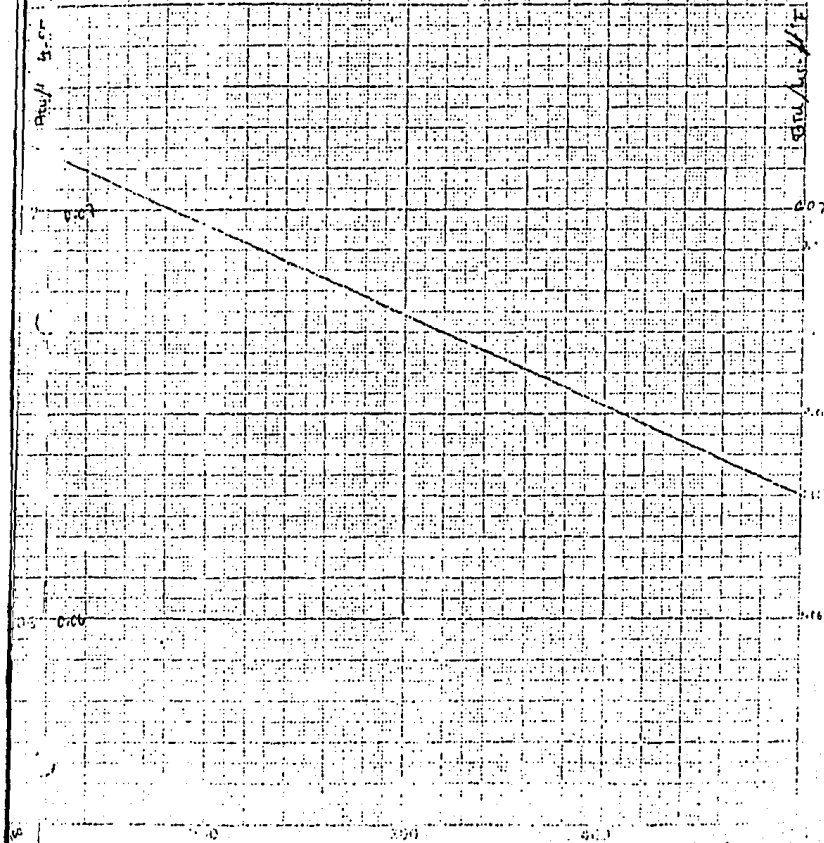
500





CAPACIDAD CALORIFICA  
NACIONAL 1950



CONDUCTIVIDAD TÉCNICA  
NACIONAL 403



**A P E N D I C E    I I**

**DATOS PARA DISEÑO TERMICO**

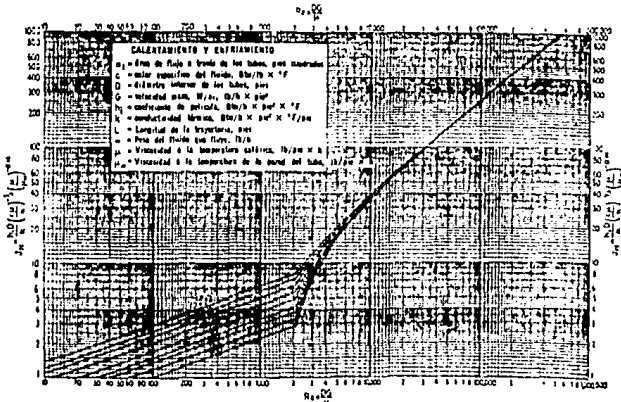


FIG. 24. Curva de transferencia de calor lado de tubos. (Adaptada de Sieder y Tute)

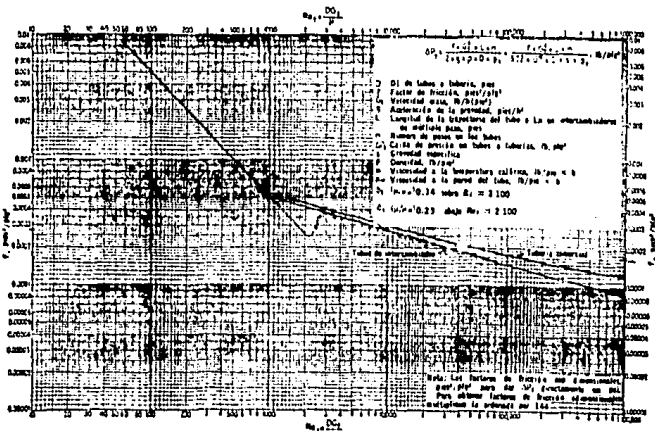


FIG. 28. Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association. 2a. ed., New York, 1949)



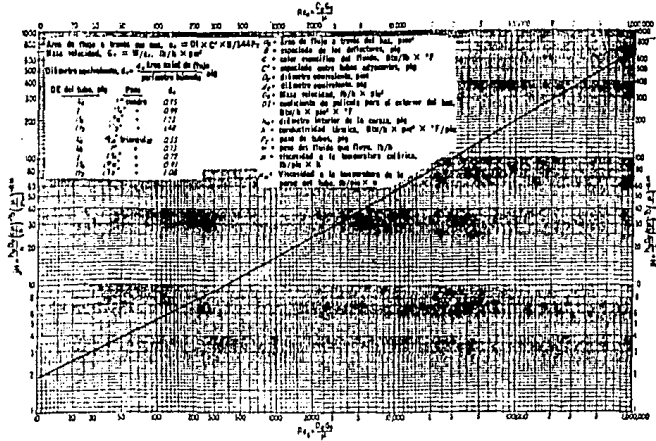


FIG. 28. Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados 25%

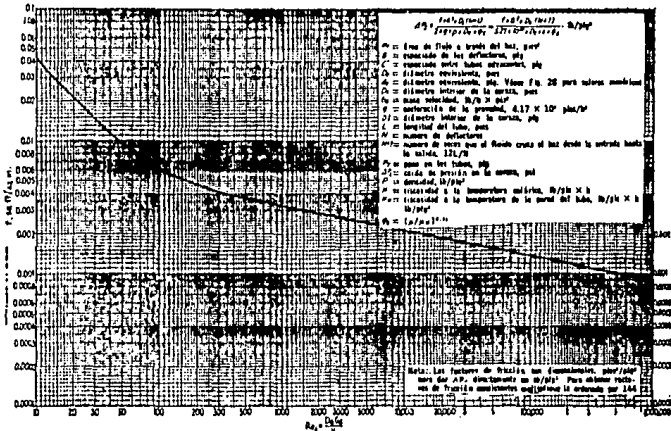


FIG. 29. Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%

TABLA 9. DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO

Tubos de 1/2" DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1 1/2 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	38		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	46	46	40	38	36
13 1/4	97	90	82	76	70	13 1/4	61	66	62	48	44
15 1/4	137	124	116	108	108	15 1/4	81	76	68	68	64
17 1/4	177	166	158	150	142	17 1/4	112	112	96	96	82
19 1/4	221	220	204	192	188	19 1/4	138	132	128	122	116
21 1/4	277	270	246	240	234	21 1/4	177	166	166	152	148
23 1/4	341	321	308	302	292	23 1/4	213	206	192	181	184
25	413	394	370	358	346	25	260	252	238	220	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	528	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	637	610	600	600	560	31	400	398	380	368	358
33	740	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	486	484	472
37	934	914	886	866	828	37	596	574	562	544	532
39	1040	1024	982	968	948	39	658	644	624	613	600

Tubos de 1 1/4" DE, arreglo en cuadro de 1 1/2 plg						Tubos de 1 1/2" DE, arreglo en cuadro de 1 1/2 plg					
DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
10	18	12	10			12	16	16	12	12	
12	30	24	22	16	16	12	22	22	16	16	
13 1/4	32	30	30	22	22	13 1/4	20	20	25	24	22
15 1/4	44	40	37	35	31	15 1/4	30	30	34	32	29
17 1/4	56	53	51	48	44	17 1/4	39	39	45	43	39
19 1/4	78	73	71	64	59	19 1/4	60	48	45	43	39
21 1/4	96	90	86	82	78	21 1/4	62	60	67	64	60
23 1/4	127	112	106	102	96	23 1/4	78	74	70	66	62
25	140	135	127	123	115	25	94	90	86	84	78
27	186	160	161	140	140	27	112	108	102	98	94
29	193	188	178	174	166	29	131	127	120	116	112
31	226	220	200	202	193	31	161	146	141	138	131
33	258	242	244	238	226	33	176	170	164	160	161
35	293	287	278	268	258	35	202	196	188	182	178
37	334	322	311	301	292	37	224	220	217	210	202
39	370	362	348	342	330	39	252	246	237	230	224

TABLA 10. DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES  
E INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tubo DE, p/g	BWG	Espesor de la pared,	DI, p/g	Área de flujo por tubo, p/g <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb. de acero	
					Exterior	Interior		
1/8	(12)	0.109	0.282	0.0625	0.1300	0.0748	0.493	
	14	0.083	0.334	0.0876	0.1067	0.0874	0.403	
	16	0.065	0.370	0.1076	0.0969	0.0969	0.329	
	18	0.049	0.402	0.127	0.1052	0.1052	0.258	
	20	0.035	0.430	0.145	0.1125	0.1125	0.190	
3/8	10	0.134	0.482	0.182	0.1903	0.1263	0.965	
	11	0.120	0.510	0.204	0.1735	0.1335	0.884	
	12	0.109	0.532	0.222	0.1593	0.1203	0.817	
	13	0.095	0.560	0.247	0.1466	0.1227	0.727	
	14	0.083	0.584	0.268	0.1329	0.1229	0.647	
	15	0.072	0.606	0.288	0.1200	0.1187	0.571	
	16	0.065	0.620	0.302	0.1083	0.1120	0.520	
	17	0.058	0.634	0.314	0.1000	0.1060	0.469	
18	0.049	0.652	0.334	0.1000	0.1000	0.404		
1/2	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61	
	9	0.148	0.704	0.389	0.1843	0.1843	1.47	
	10	0.134	0.732	0.421	0.1916	0.1916	1.36	
	11	0.120	0.780	0.455	0.1900	0.1900	1.23	
	12	0.109	0.782	0.479	0.2048	0.1948	1.14	
	13	0.095	0.810	0.515	0.2121	0.2000	1.00	
	14	0.083	0.834	0.540	0.2183	0.2080	0.90	
	15	0.072	0.856	0.578	0.2241	0.2181	0.781	
	16	0.065	0.870	0.594	0.2277	0.2170	0.710	
	17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.2214	0.659	
	18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.2361	0.545	
5/8	8	0.165	0.720	0.605	0.3271	0.2409	2.09	
	9	0.148	0.754	0.711	0.2408	0.2408	1.91	
	10	0.134	0.782	0.757	0.2572	0.2572	1.75	
	11	0.120	1.01	0.800	0.2644	0.2644	1.58	
	12	0.109	1.03	0.836	0.2701	0.2701	1.45	
	13	0.095	1.06	0.881	0.2778	0.2778	1.28	
	14	0.083	1.08	0.923	0.2839	0.2839	1.13	
	15	0.072	1.11	0.960	0.2896	0.2896	0.991	
	16	0.065	1.12	1.005	0.2932	0.2932	0.900	
	17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.2969	0.808	
	18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.3015	0.688	
	1 1/8	8	0.165	1.17	1.075	0.3625	0.3063	2.57
		9	0.148	1.20	1.14	0.3159	0.3159	2.34
10		0.134	1.23	1.19	0.3225	0.3225	2.14	
11		0.120	1.28	1.25	0.3299	0.3299	1.98	
12		0.109	1.28	1.29	0.3356	0.3356	1.77	
13		0.095	1.31	1.35	0.3489	0.3489	1.56	
14		0.083	1.33	1.40	0.3492	0.3492	1.37	
15		0.072	1.36	1.44	0.3555	0.3555	1.20	
16		0.065	1.37	1.47	0.3587	0.3587	1.09	
17		0.058	1.38	1.50	0.3623	0.3623	0.978	
18		0.049	1.40	1.54	0.3670	0.3670	0.831	

TABLA 11. DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)

Tamaño nominal del tubo, IPS, p/g	DE, p/g	Cédula No.	DI, p/g	Área de flujo por tubo, p/g <sup>2</sup>	Superficie por pie lineal, pies <sup>2</sup> /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
1/4	0.405	40*	0.209	0.058	0.106	0.070	0.25
			0.215	0.036	0.056	0.056	0.33
1/2	0.840	80†	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
			0.302	0.072	0.079	0.079	0.54
3/4	0.875	80†	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
			0.423	0.141	0.111	0.111	0.74
1	0.840	80†	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
			0.546	0.235	0.143	0.143	1.00
1 1/2	1.05	80†	0.824	0.534	0.275	0.210	1.18
			0.742	0.432	0.194	0.194	1.48
2	1.33	80†	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
			0.957	0.718	0.250	0.250	2.17
2 1/2	1.66	80†	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
			1.278	1.28	0.335	0.335	3.00
3	1.90	80†	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
			1.500	1.76	0.393	0.393	3.64
4	2.38	80†	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
			1.939	2.95	0.508	0.508	5.03
5	2.88	80†	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
			2.323	4.23	0.609	0.609	7.67
6	3.50	80†	3.008	7.38	0.917	0.804	7.58
			2.900	6.61	0.760	0.760	10.3
8	4.50	80†	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
			3.828	11.5	1.002	1.002	15.0
10	6.625	80†	6.045	26.9	1.734	1.500	19.0
			5.761	26.1	1.510	1.510	26.6
12	8.625	80†	7.981	50.0	2.258	2.060	26.6
			7.623	45.7	2.000	2.000	43.4
14	10.75	80†	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
			9.75	74.6	2.55	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.8
18	18.0	30	15.25	183	4.180	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20†	19.25	291	5.236	5.05	78.8
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.54	84.0
24	24.0	20†	23.25	423	6.283	6.09	94.7

\* Condición conocida como estándar.  
† Condición conocida como extranjero.  
‡ Aproximadamente.

# Physical Properties of Hydrocarbons

## Part 15—C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> Alkanes

Robert W. Gallant  
The Dow Chemical Co., Plaquemine, La.

PARTS OF THE PRODUCT MIX of every refinery are the C<sub>5</sub> to C<sub>8</sub> alkanes (pentane, hexane, heptane, octane). In some cases, they never emerge as a pure product but are separated into gasolines or cracked to lower molecular weight hydrocarbons. Although over a billion pounds are produced every year, only a small part of this appears as a purified product for sale. Hexane has achieved a sizeable market as a solvent in polyolefin processes.

Because these compounds are important products in petroleum refining, their physical properties have been actively studied. Consequently, physical property data are available on all four compounds over a wide temperature range. Sage and co-workers have been the outstanding contributors for the C<sub>5</sub> to C<sub>8</sub> alkanes.

**Critical Properties and Vapor Pressure.** The critical properties of all four compounds have been experimentally determined. Agreement among various investigators is excellent.<sup>1-5</sup>

Experimental data are available on the vapor pressures up to the critical point for pentane,<sup>1,2</sup> hexane,<sup>1,2,3</sup> heptane,<sup>4</sup> and octane.<sup>1,2,5</sup> The American Petroleum Institute has compiled a bibliography of all available literature data on vapor pressures of hydrocarbons.<sup>6</sup> This is a continuously valuable reference work and, hopefully, the forerunner of additional physical property compilations.

**Heat of Vaporization.** Kozicki and Sage have measured the heat of vaporization of pentane from room temperature to its critical temperature.<sup>7</sup> Data are also available for hexane up to its critical point.<sup>8,9</sup> The experimental data, available up to the boiling point for heptane and octane,<sup>4,4,10</sup> have been extrapolated to the critical point by the Watson equation. Calculated values, when compared with experimental data for pentane and hexane, are an average error of 1.6 percent. The error increased to 5 percent within 10° of the critical temperature.

**Heat Capacity.** The vapor heat capacities of all four compounds are very similar, varying only a few percent over the entire temperature range of 0-1,000° C. Kobe<sup>11</sup>

has determined the vapor heat capacity of pentane and hexane. Person and Pimental<sup>12</sup> provide data for pentane, hexane, and heptane. A third investigator<sup>13</sup> closely duplicated the data of Kobe and Person for pentane. Hence, it appears the vapor heat capacity data are extremely reliable. The heat capacity of octane was calculated by the method of Rihani and Doraiswamy,<sup>14</sup> with a probable error of less than 2 percent.

The liquid heat capacities are available up to 100° C for hexane,<sup>1,11</sup> heptane,<sup>11,15</sup> and octane.<sup>1,11</sup> Pentane data are available only up to 25° C.<sup>11</sup> The data for all compounds have been extended to 160° C by the method of Clow and Bright.<sup>16</sup> Above the boiling point, the error averages about 10 percent.

**Density.** The liquid density of all four compounds has been experimentally determined up to the critical point.<sup>1,17</sup> Additionally, the effect of pressure on the density of hexane,<sup>18</sup> heptane,<sup>19</sup> and octane<sup>6</sup> has been experimentally measured and is presented in Figures 15-6, 15-7 and 15-8.

**Viscosity.** The vapor viscosities of pentane<sup>15,20</sup> and hexane<sup>21</sup> have been measured up to 300° C. The method of Bromley and Wilke<sup>22</sup> has been used to extend these data to 500° C for pentane and hexane and to cover the 0-500° C range for heptane and octane. Comparison with nine experimental points gave average and maximum errors of 2.0 percent and 5.1 percent, respectively. Above 150° C, the error averages 1 percent.

The liquid viscosities of all four compounds have been studied over a wide temperature range.<sup>4,15,23,24,10</sup> Figure 15-11 presents the effect of pressure on the liquid viscosity of pentane.<sup>25</sup>

**Surface Tension.** Jasper and Kring<sup>21</sup> have determined the surface tensions of all four compounds up to their boiling point. Jeffries and Derrick<sup>26</sup> have measured the

TABLE 15-1—Physical Properties of the C-C Alkanes

	Boiling Point °C	Freezing Point °C	Molecular Weight	Critical Properties		
				°C	PSIA	g/ml
n-pentane...	36.1	-129.7	72.15	196.8	469	0.544
n-hexane...	68.7	-95.4	86.17	216.3	481	0.584
n-heptane...	98.4	-91.6	100.20	267.0	439	0.61
n-octane...	125.6	-89.3	114.22	283.6	262	0.55

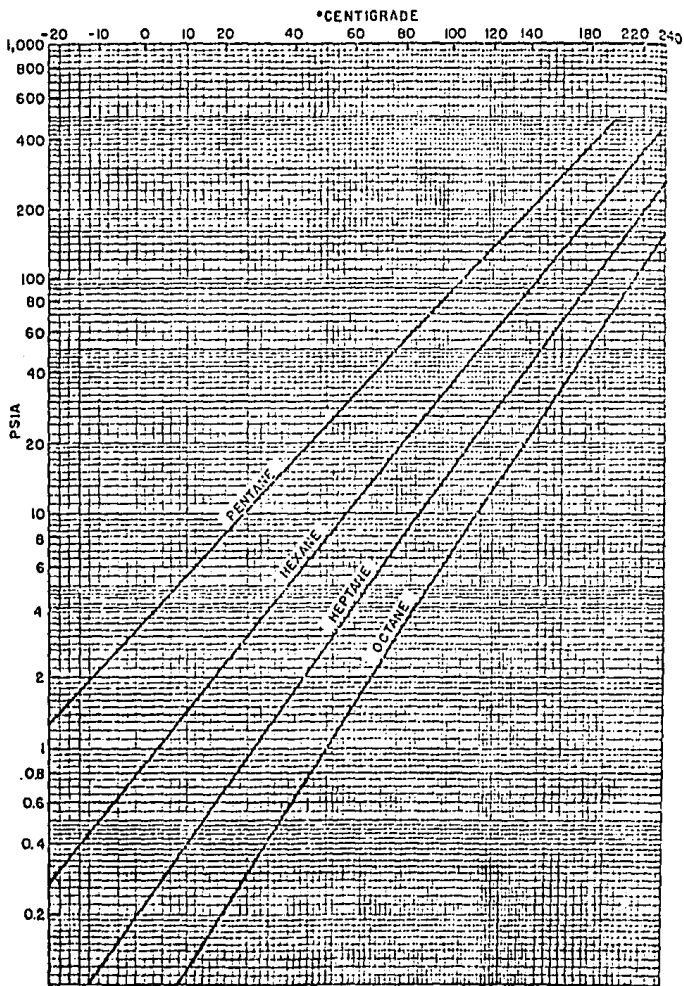


Fig. 15-1.—Gives vapor pressure for C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from -20° C to +240° C.

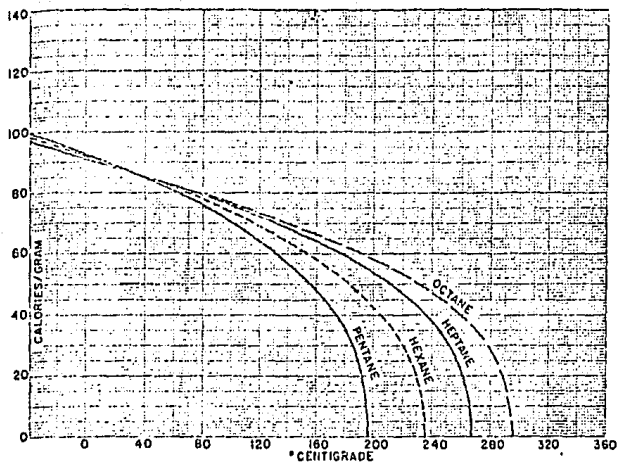


Fig. 15-2—Gives heat of vaporization for C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from -40° C to -235° C.

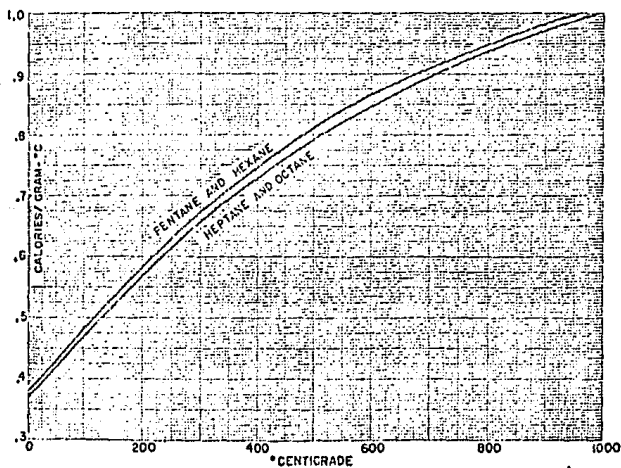


Fig. 15-3—Gives vapor heat capacity for C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from 0° C to +1,000° C.

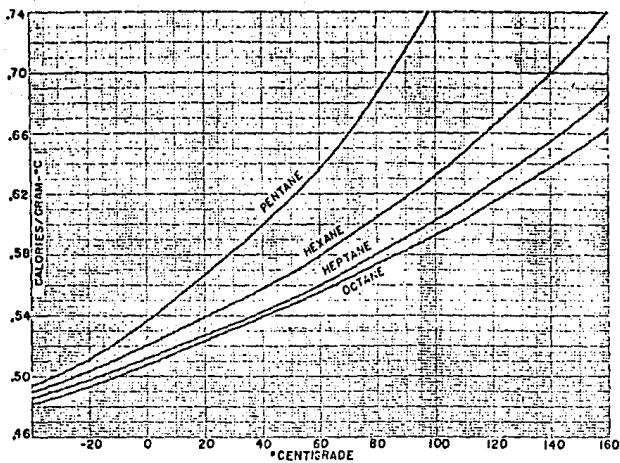


Fig. 15-4.—Gives liquid heat capacity for C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from -40° C to +160° C.

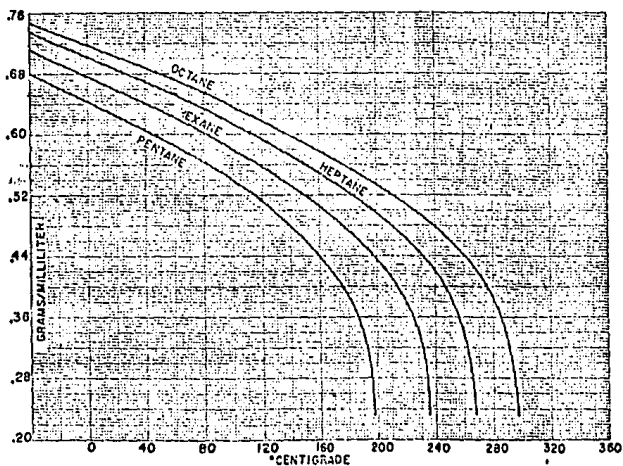


Fig. 15-5.—Gives liquid density for C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from -40° C to +296° C.

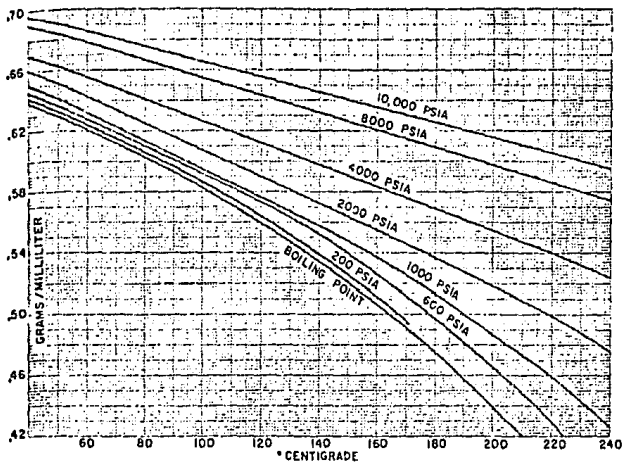


Fig. 15-6—Gives pressure effect on liquid density for hexane up to 10,000 psia and 210° C.

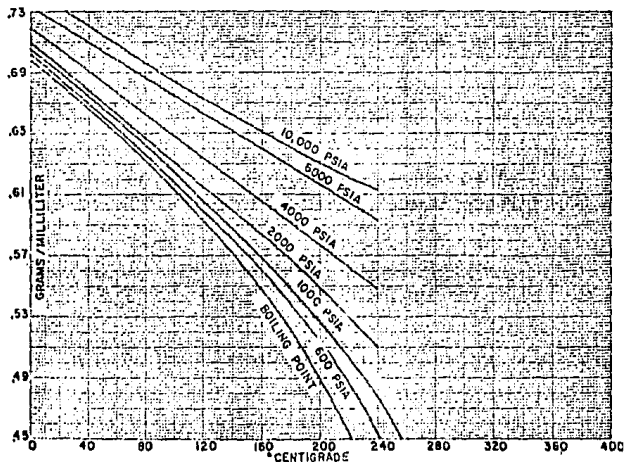


Fig. 15-7—Gives pressure effect on liquid density for heptane up to 10,000 psia and 256° C.



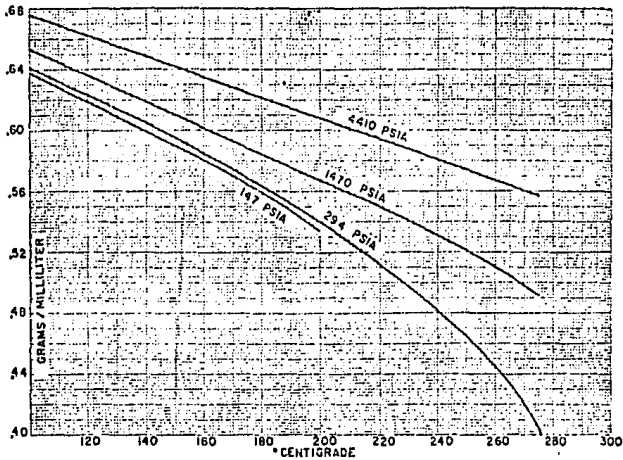


Fig. 15-8—Gives pressure effect on liquid density for octane up to 4,410 psia and 275° C.

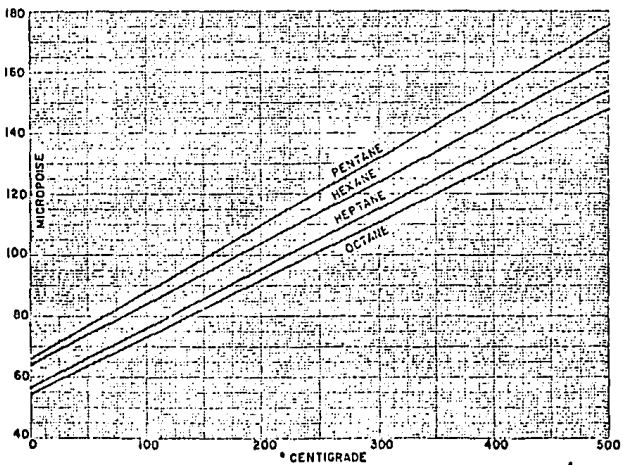


Fig. 15-9—Gives vapor viscosity for C<sub>7</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from 0° C to +500° C.

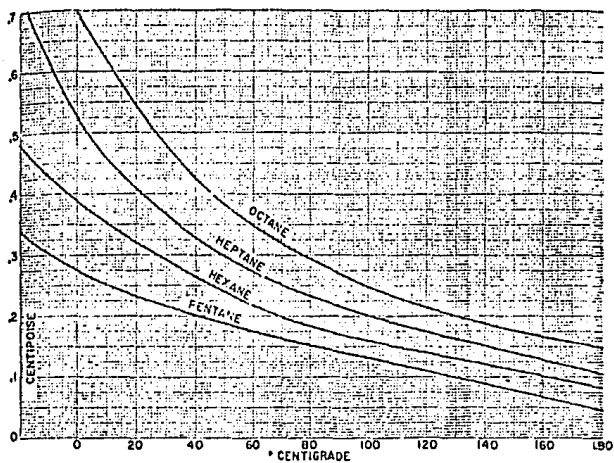


Fig. 15-10—Gives liquid viscosity for  $C_5$ - $C_8$  alkanes from  $-20^\circ\text{C}$  to  $+180^\circ\text{C}$ .

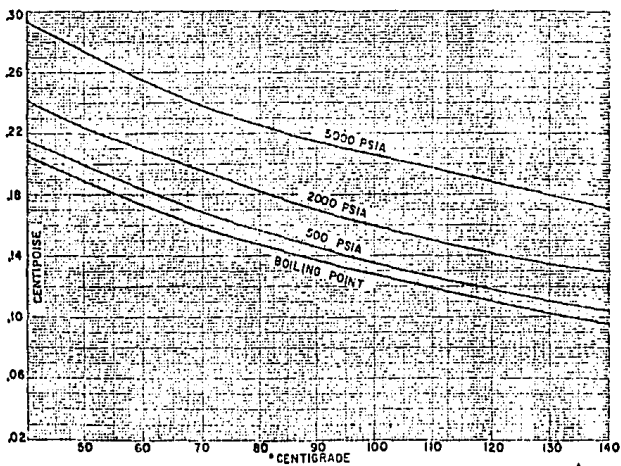


Fig. 15-11—Gives pressure effect on liquid viscosity for pentane up to 5,000 psia and  $110^\circ\text{C}$ .

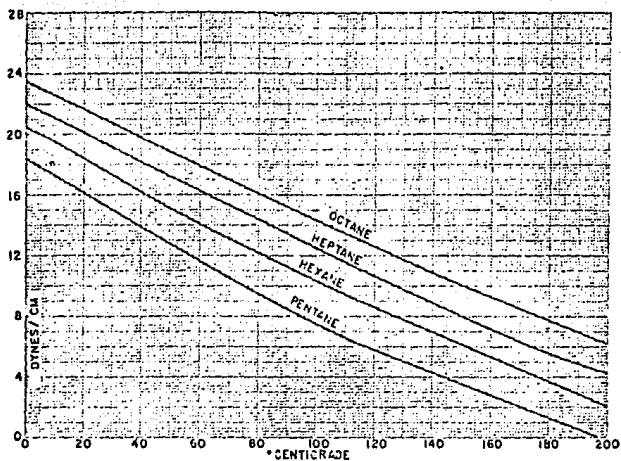


Fig. 15-12—Gives surface tension for C<sub>7</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from 0° C to +200° C.

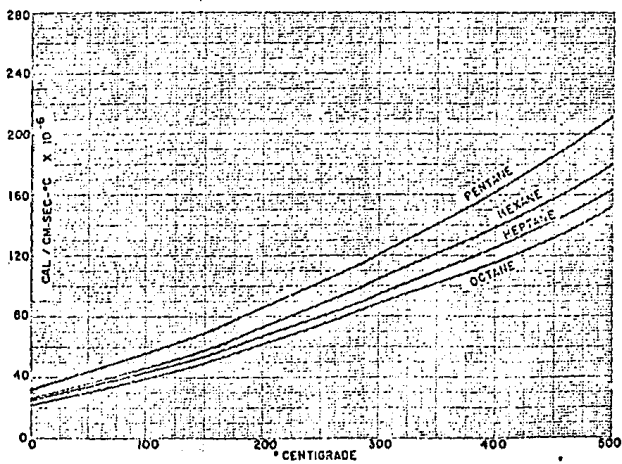


Fig. 15-13—Gives vapor thermal conductivity for C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> alkanes from 0° C to +500° C.

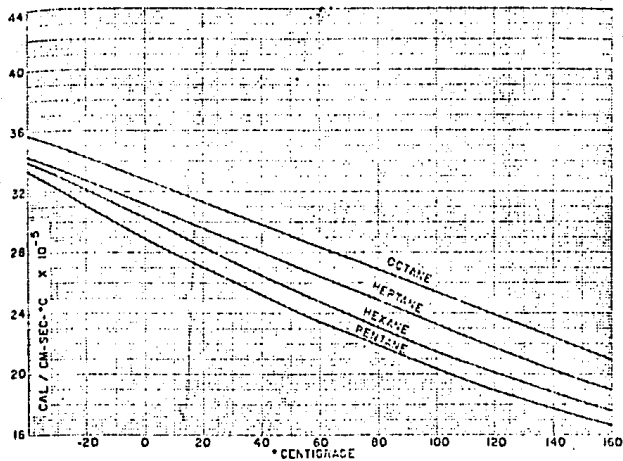


Fig. 11—Gives liquid thermal conductivity for C-C, alkanes from  $-100^{\circ}\text{C}$  to  $+100^{\circ}\text{C}$ .

analysis of pentane up to  $150^{\circ}\text{C}$ . These data have been supplemented by other available data<sup>11,12</sup> and extended up to  $200^{\circ}\text{C}$  by the nomograph of Kharbanda.<sup>13</sup> The error averaged 3.6 percent when compared with other experimental values.

**Inherent Conductivity.** The only extensive vapor thermal conductivity data are that of Wiley<sup>14</sup> for pentane from  $30^{\circ}\text{C}$  to  $150^{\circ}\text{C}$ . The data of Lambert<sup>15</sup> for the case of thermal conductivity of pentane, hexane, and heptane at  $65^{\circ}\text{C}$  and octane at  $32^{\circ}\text{C}$  have been used to calculate the theoretical thermal conductivity according to the method of Owens and Thodou.<sup>16</sup> Using their correlation with reduced temperature, the vapor thermal conductivities of the four compounds have been calculated for the  $0.50^{\circ}\text{C}$  temperature range. The error should be less than 3 percent.

John<sup>17</sup> has carried out an extensive study of liquid thermal conductivities over wide temperature ranges. Included are alkanes, alkenes, ketones, and aldehydes. For alkanes, he has measured the thermal conductivity up to the boiling point. The data have been extended to  $50^{\circ}\text{C}$  by the method of Robbins and Kinrea.<sup>18</sup> Comparison of calculated values with the experimental data of John gave an average error of 1.1 percent for 19 experimental points above  $0^{\circ}\text{C}$ ; the average error was 5 percent for 11 points.

#### LITERATURE CITED

1. D. H. Industrial and Engineering Chemistry 33, pp. 511-520 (1941)
2. Physical Constants of Hydrocarbons C-C-C-C, ASTM Special Technical Publication No. 175A (1941)
3. J. Kharbanda, U. S. Bureau of Chemical Engineering, Pure Organic Compounds, Report No. 15, (June, New York, 1939).

4. J. A. Jones, *J. Am. Chem. Soc.* 57, pp. 1012-1013 (1935)
5. Wiley, J. H. *AIChE J.* 2, pp. 514-516 (1946)
6. G. L. Kharbanda, G. A. *Journal of Chemical and Engineering Data*, pp. 1-25 (1952)
7. W. W. Bond, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)
8. W. A. and W. G. H. *Ind. Eng. Chem.* pp. 1025-1041 (1941)
9. *Journal of the American Chemical Society*, 63, pp. 101-102 (1941)
10. W. A. and W. G. H. *Ind. Eng. Chem.* pp. 275-281 (1941)
11. D. H. Jones, *Journal of Chemical and Engineering Data*, Vol. 1, pp. 1-10 (1952)
12. J. H. Lambert, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)
13. J. H. Lambert, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)
14. J. H. Lambert, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)
15. J. H. Lambert, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)
16. J. H. Lambert, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)
17. J. H. Lambert, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)
18. J. H. Lambert, *Journal of the American Chemical Society* 68, pp. 1743-1749 (1946)

Index Terms: Condensibles, Heats, Heatings, Heats, Liquid, Physical Constants, Properties, Thermal Conductivity, Vapor, Vaporization, Vaporization, Vaporization.

Part 16 "C-C, Alkenes" will appear in an early issue.

**A P E N D I C E    I I I**

**DATOS PARA DISEÑO HIDRAULICO**

TABLE 14.10 Segmental Functions (4)

IID from 0.0 to 0.1

IID	LID	ApLAr	IID	LID	ApLAr	IID	LID	ApLAr	IID	LID	ApLAr	IID	LID	ApLAr
0.0000	0.0000	0.0000	0.0200	0.2000	0.0048	0.0400	0.3919	0.0134	0.0600	0.4750	0.0245	0.0800	0.5426	0.0375
0.0005	0.0447	0.0001	0.0205	0.2034	0.0050	0.0405	0.3943	0.0137	0.0605	0.4768	0.0248	0.0805	0.5441	0.0378
0.0010	0.0632	0.0001	0.0210	0.2068	0.0051	0.0410	0.3966	0.0139	0.0610	0.4787	0.0251	0.0810	0.5457	0.0382
0.0015	0.0774	0.0003	0.0215	0.2091	0.0053	0.0415	0.3989	0.0142	0.0615	0.4805	0.0254	0.0815	0.5472	0.0385
0.0020	0.0894	0.0002	0.0220	0.2094	0.0055	0.0420	0.4012	0.0144	0.0620	0.4823	0.0257	0.0820	0.5487	0.0389
0.0025	0.0999	0.0002	0.0225	0.2096	0.0057	0.0425	0.4035	0.0147	0.0625	0.4841	0.0260	0.0825	0.5502	0.0392
0.0030	0.1094	0.0003	0.0230	0.2098	0.0059	0.0430	0.4057	0.0149	0.0630	0.4859	0.0263	0.0830	0.5518	0.0396
0.0035	0.1181	0.0004	0.0235	0.2100	0.0061	0.0435	0.4080	0.0152	0.0635	0.4877	0.0266	0.0835	0.5533	0.0399
0.0040	0.1262	0.0004	0.0240	0.2101	0.0063	0.0440	0.4102	0.0155	0.0640	0.4895	0.0278	0.0840	0.5548	0.0403
0.0045	0.1339	0.0005	0.0245	0.2102	0.0065	0.0445	0.4124	0.0157	0.0645	0.4913	0.0273	0.0845	0.5563	0.0406
0.0050	0.1411	0.0006	0.0250	0.2122	0.0067	0.0450	0.4146	0.0160	0.0650	0.4931	0.0276	0.0850	0.5578	0.0410
0.0055	0.1479	0.0007	0.0255	0.2153	0.0069	0.0455	0.4166	0.0162	0.0655	0.4948	0.0279	0.0855	0.5592	0.0413
0.0060	0.1545	0.0008	0.0260	0.2183	0.0071	0.0460	0.4190	0.0165	0.0660	0.4966	0.0282	0.0860	0.5607	0.0417
0.0065	0.1607	0.0009	0.0265	0.2212	0.0073	0.0465	0.4211	0.0168	0.0665	0.4983	0.0285	0.0865	0.5622	0.0421
0.0070	0.1667	0.0010	0.0270	0.2242	0.0075	0.0470	0.4233	0.0171	0.0670	0.5000	0.0288	0.0870	0.5637	0.0424
0.0075	0.1726	0.0011	0.0275	0.2271	0.0077	0.0475	0.4254	0.0173	0.0675	0.5018	0.0292	0.0875	0.5651	0.0428
0.0080	0.1782	0.0012	0.0280	0.2299	0.0079	0.0480	0.4275	0.0176	0.0680	0.5035	0.0295	0.0880	0.5666	0.0431
0.0085	0.1836	0.0013	0.0285	0.2328	0.0081	0.0485	0.4296	0.0179	0.0685	0.5052	0.0298	0.0885	0.5680	0.0435
0.0090	0.1889	0.0014	0.0290	0.2356	0.0083	0.0490	0.4317	0.0181	0.0690	0.5069	0.0301	0.0890	0.5695	0.0439
0.0095	0.1940	0.0016	0.0295	0.2381	0.0085	0.0495	0.4338	0.0184	0.0695	0.5086	0.0304	0.0895	0.5709	0.0442
0.0100	0.1990	0.0017	0.0300	0.2412	0.0087	0.0500	0.4359	0.0187	0.0700	0.5103	0.0308	0.0900	0.5724	0.0446
0.0105	0.2039	0.0018	0.0305	0.2439	0.0089	0.0505	0.4379	0.0190	0.0705	0.5120	0.0311	0.0905	0.5738	0.0449
0.0110	0.2086	0.0020	0.0310	0.2466	0.0092	0.0510	0.4400	0.0193	0.0710	0.5136	0.0314	0.0910	0.5752	0.0453
0.0115	0.2132	0.0021	0.0315	0.2493	0.0094	0.0515	0.4420	0.0195	0.0715	0.5151	0.0318	0.0915	0.5766	0.0457
0.0120	0.2178	0.0022	0.0320	0.2520	0.0096	0.0520	0.4441	0.0198	0.0720	0.5170	0.0321	0.0920	0.5781	0.0460
0.0125	0.2222	0.0024	0.0325	0.2546	0.0098	0.0525	0.4461	0.0201	0.0725	0.5186	0.0324	0.0925	0.5795	0.0464
0.0130	0.2265	0.0025	0.0330	0.2571	0.0101	0.0530	0.4481	0.0204	0.0730	0.5203	0.0327	0.0930	0.5809	0.0468
0.0135	0.2308	0.0027	0.0335	0.2599	0.0103	0.0535	0.4501	0.0207	0.0735	0.5219	0.0331	0.0935	0.5823	0.0472
0.0140	0.2350	0.0028	0.0340	0.2625	0.0105	0.0540	0.4520	0.0210	0.0740	0.5235	0.0334	0.0940	0.5837	0.0475
0.0145	0.2391	0.0030	0.0345	0.2650	0.0108	0.0545	0.4540	0.0212	0.0745	0.5252	0.0337	0.0945	0.5850	0.0479
0.0150	0.2431	0.0031	0.0350	0.2676	0.0110	0.0550	0.4560	0.0215	0.0750	0.5268	0.0341	0.0950	0.5863	0.0483
0.0155	0.2471	0.0033	0.0355	0.2701	0.0112	0.0555	0.4579	0.0218	0.0755	0.5284	0.0344	0.0955	0.5878	0.0486
0.0160	0.2510	0.0034	0.0360	0.2726	0.0115	0.0560	0.4598	0.0221	0.0760	0.5300	0.0347	0.0960	0.5892	0.0490
0.0165	0.2548	0.0036	0.0365	0.2751	0.0117	0.0565	0.4618	0.0224	0.0765	0.5316	0.0351	0.0965	0.5906	0.0494
0.0170	0.2585	0.0037	0.0370	0.2775	0.0119	0.0570	0.4637	0.0227	0.0770	0.5332	0.0354	0.0970	0.5919	0.0498
0.0175	0.2622	0.0039	0.0375	0.2800	0.0122	0.0575	0.4656	0.0230	0.0775	0.5348	0.0358	0.0975	0.5934	0.0501
0.0180	0.2659	0.0041	0.0380	0.2824	0.0124	0.0580	0.4675	0.0233	0.0780	0.5363	0.0361	0.0980	0.5946	0.0505
0.0185	0.2695	0.0042	0.0385	0.2848	0.0127	0.0585	0.4694	0.0236	0.0785	0.5379	0.0364	0.0985	0.5960	0.0509
0.0190	0.2730	0.0044	0.0390	0.2872	0.0129	0.0590	0.4712	0.0239	0.0790	0.5395	0.0368	0.0990	0.5973	0.0513
0.0195	0.2765	0.0046	0.0395	0.2896	0.0132	0.0595	0.4731	0.0242	0.0795	0.5410	0.0371	0.0995	0.5987	0.0517

TABLE 14.10 (Continued)

H/D from 0.1 to 0.2																	
H/D	L/D	$A_p/A_r$	H/D	L/D	$A_p/A_r$	H/D	L/D	$A_p/A_r$	H/D	L/D	$A_p/A_r$	H/D	L/D	$A_p/A_r$	H/D	L/D	$A_p/A_r$
0.1000	0.6000	0.0520	0.1200	0.6499	0.0680	0.1400	0.6980	0.0851	0.1600	0.7332	0.1033	0.1800	0.7684	0.1224	0.1800	0.7684	0.1224
0.1005	0.6013	0.0524	0.1205	0.6511	0.0684	0.1405	0.6990	0.0853	0.1605	0.7341	0.1037	0.1805	0.7692	0.1229	0.1805	0.7692	0.1229
0.1010	0.6027	0.0528	0.1210	0.6533	0.0688	0.1410	0.6994	0.0856	0.1610	0.7351	0.1042	0.1810	0.7700	0.1234	0.1810	0.7700	0.1234
0.1015	0.6040	0.0532	0.1215	0.6554	0.0692	0.1415	0.6997	0.0859	0.1615	0.7360	0.1047	0.1815	0.7709	0.1239	0.1815	0.7709	0.1239
0.1020	0.6053	0.0536	0.1220	0.6576	0.0696	0.1420	0.6998	0.0860	0.1620	0.7369	0.1051	0.1820	0.7717	0.1244	0.1820	0.7717	0.1244
0.1025	0.6066	0.0540	0.1225	0.6597	0.0701	0.1425	0.6999	0.0863	0.1625	0.7378	0.1056	0.1825	0.7725	0.1249	0.1825	0.7725	0.1249
0.1030	0.6079	0.0544	0.1230	0.6599	0.0705	0.1430	0.7001	0.0874	0.1630	0.7387	0.1061	0.1830	0.7733	0.1253	0.1830	0.7733	0.1253
0.1035	0.6092	0.0547	0.1235	0.6580	0.0709	0.1435	0.7012	0.0882	0.1635	0.7396	0.1066	0.1835	0.7742	0.1258	0.1835	0.7742	0.1258
0.1040	0.6105	0.0551	0.1240	0.6592	0.0713	0.1440	0.7022	0.0896	0.1640	0.7405	0.1071	0.1840	0.7750	0.1263	0.1840	0.7750	0.1263
0.1045	0.6118	0.0555	0.1245	0.6603	0.0717	0.1445	0.7032	0.0891	0.1645	0.7414	0.1075	0.1845	0.7758	0.1268	0.1845	0.7758	0.1268
0.1050	0.6131	0.0559	0.1250	0.6614	0.0721	0.1450	0.7042	0.0895	0.1650	0.7423	0.1080	0.1850	0.7766	0.1273	0.1850	0.7766	0.1273
0.1055	0.6144	0.0563	0.1255	0.6626	0.0726	0.1455	0.7052	0.0890	0.1655	0.7432	0.1084	0.1855	0.7774	0.1278	0.1855	0.7774	0.1278
0.1060	0.6157	0.0567	0.1260	0.6637	0.0730	0.1460	0.7062	0.0895	0.1660	0.7442	0.1089	0.1860	0.7782	0.1283	0.1860	0.7782	0.1283
0.1065	0.6170	0.0571	0.1265	0.6648	0.0734	0.1465	0.7072	0.0891	0.1665	0.7451	0.1094	0.1865	0.7790	0.1288	0.1865	0.7790	0.1288
0.1070	0.6182	0.0575	0.1270	0.6659	0.0738	0.1470	0.7082	0.0896	0.1670	0.7460	0.1099	0.1870	0.7798	0.1293	0.1870	0.7798	0.1293
0.1075	0.6195	0.0579	0.1275	0.6671	0.0743	0.1475	0.7092	0.0891	0.1675	0.7468	0.1103	0.1875	0.7806	0.1298	0.1875	0.7806	0.1298
0.1080	0.6208	0.0583	0.1280	0.6682	0.0747	0.1480	0.7102	0.0895	0.1680	0.7477	0.1108	0.1880	0.7814	0.1303	0.1880	0.7814	0.1303
0.1085	0.6220	0.0587	0.1285	0.6693	0.0751	0.1485	0.7112	0.0892	0.1685	0.7486	0.1113	0.1885	0.7822	0.1308	0.1885	0.7822	0.1308
0.1090	0.6233	0.0591	0.1290	0.6704	0.0755	0.1490	0.7122	0.0893	0.1690	0.7495	0.1118	0.1890	0.7830	0.1313	0.1890	0.7830	0.1313
0.1095	0.6245	0.0595	0.1295	0.6715	0.0760	0.1495	0.7132	0.0896	0.1695	0.7504	0.1122	0.1895	0.7838	0.1318	0.1895	0.7838	0.1318
0.1100	0.6258	0.0598	0.1300	0.6726	0.0764	0.1500	0.7141	0.0891	0.1700	0.7513	0.1127	0.1900	0.7846	0.1323	0.1900	0.7846	0.1323
0.1105	0.6270	0.0602	0.1305	0.6737	0.0768	0.1505	0.7151	0.0894	0.1705	0.7521	0.1132	0.1905	0.7854	0.1328	0.1905	0.7854	0.1328
0.1110	0.6283	0.0606	0.1310	0.6748	0.0773	0.1510	0.7161	0.0890	0.1710	0.7530	0.1137	0.1910	0.7862	0.1333	0.1910	0.7862	0.1333
0.1115	0.6295	0.0610	0.1315	0.6759	0.0777	0.1515	0.7171	0.0894	0.1715	0.7539	0.1142	0.1915	0.7870	0.1338	0.1915	0.7870	0.1338
0.1120	0.6307	0.0614	0.1320	0.6770	0.0781	0.1520	0.7181	0.0899	0.1720	0.7548	0.1146	0.1920	0.7878	0.1343	0.1920	0.7878	0.1343
0.1125	0.6320	0.0619	0.1325	0.6781	0.0785	0.1525	0.7190	0.0893	0.1725	0.7556	0.1151	0.1925	0.7885	0.1348	0.1925	0.7885	0.1348
0.1130	0.6332	0.0623	0.1330	0.6791	0.0790	0.1530	0.7200	0.0898	0.1730	0.7565	0.1155	0.1930	0.7893	0.1353	0.1930	0.7893	0.1353
0.1135	0.6344	0.0627	0.1335	0.6802	0.0794	0.1535	0.7209	0.0893	0.1735	0.7574	0.1161	0.1935	0.7901	0.1358	0.1935	0.7901	0.1358
0.1140	0.6356	0.0631	0.1340	0.6813	0.0799	0.1540	0.7219	0.0897	0.1740	0.7582	0.1166	0.1940	0.7909	0.1363	0.1940	0.7909	0.1363
0.1145	0.6368	0.0635	0.1345	0.6824	0.0803	0.1545	0.7229	0.0892	0.1745	0.7591	0.1171	0.1945	0.7916	0.1368	0.1945	0.7916	0.1368
0.1150	0.6380	0.0639	0.1350	0.6834	0.0807	0.1550	0.7238	0.0896	0.1750	0.7599	0.1175	0.1950	0.7924	0.1373	0.1950	0.7924	0.1373
0.1155	0.6392	0.0643	0.1355	0.6845	0.0811	0.1555	0.7248	0.0891	0.1755	0.7608	0.1180	0.1955	0.7932	0.1378	0.1955	0.7932	0.1378
0.1160	0.6404	0.0647	0.1360	0.6856	0.0816	0.1560	0.7257	0.0895	0.1760	0.7616	0.1185	0.1960	0.7940	0.1383	0.1960	0.7940	0.1383
0.1165	0.6416	0.0651	0.1365	0.6866	0.0820	0.1565	0.7267	0.0890	0.1765	0.7625	0.1190	0.1965	0.7948	0.1388	0.1965	0.7948	0.1388
0.1170	0.6428	0.0655	0.1370	0.6877	0.0825	0.1570	0.7276	0.0894	0.1770	0.7634	0.1195	0.1970	0.7956	0.1393	0.1970	0.7956	0.1393
0.1175	0.6440	0.0659	0.1375	0.6887	0.0829	0.1575	0.7286	0.0899	0.1775	0.7643	0.1200	0.1975	0.7964	0.1398	0.1975	0.7964	0.1398
0.1180	0.6452	0.0663	0.1380	0.6898	0.0833	0.1580	0.7295	0.0893	0.1780	0.7652	0.1205	0.1980	0.7972	0.1403	0.1980	0.7972	0.1403
0.1185	0.6464	0.0667	0.1385	0.6908	0.0838	0.1585	0.7304	0.0898	0.1785	0.7661	0.1210	0.1985	0.7980	0.1408	0.1985	0.7980	0.1408
0.1190	0.6476	0.0671	0.1390	0.6919	0.0843	0.1590	0.7313	0.0892	0.1790	0.7670	0.1215	0.1990	0.7988	0.1413	0.1990	0.7988	0.1413

IID Item 0.2 to 0.3

IID	LID	AslAr	IID	LID	AslAr	IID	LID	AslAr	IID	LID	AslAr	IID	LID	AslAr
0.2000	0.8000	0.1424	0.2200	0.8285	0.1631	0.2400	0.8542	0.1845	0.2600	0.8773	0.2066	0.2800	0.8980	0.2292
0.2005	0.8007	0.1429	0.2205	0.8292	0.1636	0.2405	0.8548	0.1851	0.2605	0.8778	0.2072	0.2805	0.8985	0.2298
0.2010	0.8015	0.1434	0.2210	0.8298	0.1642	0.2410	0.8554	0.1856	0.2610	0.8784	0.2077	0.2810	0.8990	0.2304
0.2015	0.8022	0.1439	0.2215	0.8305	0.1647	0.2415	0.8560	0.1862	0.2615	0.8789	0.2083	0.2815	0.8995	0.2309
0.2020	0.8030	0.1444	0.2220	0.8312	0.1652	0.2420	0.8566	0.1867	0.2620	0.8794	0.2088	0.2820	0.8999	0.2315
0.2025	0.8037	0.1449	0.2225	0.8319	0.1658	0.2425	0.8572	0.1873	0.2625	0.8800	0.2094	0.2825	0.9004	0.2321
0.2030	0.8045	0.1454	0.2230	0.8325	0.1663	0.2430	0.8578	0.1878	0.2630	0.8805	0.2100	0.2830	0.9009	0.2326
0.2035	0.8052	0.1460	0.2235	0.8332	0.1668	0.2435	0.8584	0.1884	0.2635	0.8811	0.2105	0.2835	0.9014	0.2332
0.2040	0.8059	0.1465	0.2240	0.8338	0.1674	0.2440	0.8590	0.1889	0.2640	0.8816	0.2111	0.2840	0.9019	0.2338
0.2045	0.8067	0.1470	0.2245	0.8345	0.1679	0.2445	0.8596	0.1895	0.2645	0.8821	0.2116	0.2845	0.9024	0.2344
0.2050	0.8074	0.1475	0.2250	0.8352	0.1684	0.2450	0.8602	0.1900	0.2650	0.8827	0.2122	0.2850	0.9028	0.2349
0.2055	0.8081	0.1480	0.2255	0.8358	0.1689	0.2455	0.8608	0.1906	0.2655	0.8832	0.2128	0.2855	0.9033	0.2355
0.2060	0.8089	0.1485	0.2260	0.8365	0.1695	0.2460	0.8614	0.1911	0.2660	0.8837	0.2133	0.2860	0.9038	0.2361
0.2065	0.8096	0.1490	0.2265	0.8371	0.1700	0.2465	0.8619	0.1917	0.2665	0.8843	0.2139	0.2865	0.9043	0.2367
0.2070	0.8103	0.1496	0.2270	0.8378	0.1705	0.2470	0.8625	0.1922	0.2670	0.8848	0.2145	0.2870	0.9047	0.2372
0.2075	0.8110	0.1501	0.2275	0.8384	0.1711	0.2475	0.8631	0.1927	0.2675	0.8853	0.2150	0.2875	0.9052	0.2378
0.2080	0.8118	0.1506	0.2280	0.8391	0.1716	0.2480	0.8637	0.1933	0.2680	0.8858	0.2156	0.2880	0.9057	0.2384
0.2085	0.8125	0.1511	0.2285	0.8397	0.1721	0.2485	0.8643	0.1938	0.2685	0.8864	0.2161	0.2885	0.9061	0.2390
0.2090	0.8132	0.1516	0.2290	0.8404	0.1727	0.2490	0.8649	0.1944	0.2690	0.8869	0.2167	0.2890	0.9066	0.2395
0.2095	0.8139	0.1521	0.2295	0.8410	0.1732	0.2495	0.8654	0.1949	0.2695	0.8874	0.2173	0.2895	0.9071	0.2401
0.2100	0.8146	0.1527	0.2300	0.8417	0.1738	0.2500	0.8660	0.1955	0.2700	0.8879	0.2178	0.2900	0.9075	0.2407
0.2105	0.8153	0.1532	0.2305	0.8423	0.1743	0.2505	0.8666	0.1961	0.2705	0.8884	0.2184	0.2905	0.9080	0.2413
0.2110	0.8160	0.1537	0.2310	0.8429	0.1748	0.2510	0.8672	0.1966	0.2710	0.8890	0.2190	0.2910	0.9084	0.2419
0.2115	0.8167	0.1542	0.2315	0.8436	0.1754	0.2515	0.8678	0.1972	0.2715	0.8895	0.2195	0.2915	0.9089	0.2424
0.2120	0.8174	0.1547	0.2320	0.8442	0.1759	0.2520	0.8683	0.1977	0.2720	0.8900	0.2201	0.2920	0.9094	0.2430
0.2125	0.8182	0.1553	0.2325	0.8449	0.1764	0.2525	0.8689	0.1983	0.2725	0.8905	0.2207	0.2925	0.9098	0.2436
0.2130	0.8189	0.1558	0.2330	0.8455	0.1770	0.2530	0.8695	0.1988	0.2730	0.8910	0.2212	0.2930	0.9103	0.2442
0.2135	0.8196	0.1563	0.2335	0.8461	0.1775	0.2535	0.8700	0.1994	0.2735	0.8915	0.2218	0.2935	0.9107	0.2448
0.2140	0.8203	0.1568	0.2340	0.8467	0.1781	0.2540	0.8706	0.1999	0.2740	0.8920	0.2224	0.2940	0.9112	0.2453
0.2145	0.8210	0.1573	0.2345	0.8474	0.1786	0.2545	0.8712	0.2005	0.2745	0.8925	0.2229	0.2945	0.9116	0.2459
0.2150	0.8216	0.1579	0.2350	0.8480	0.1791	0.2550	0.8717	0.2010	0.2750	0.8930	0.2235	0.2950	0.9121	0.2465
0.2155	0.8223	0.1584	0.2355	0.8486	0.1797	0.2555	0.8723	0.2016	0.2755	0.8935	0.2241	0.2955	0.9125	0.2471
0.2160	0.8230	0.1589	0.2360	0.8492	0.1802	0.2560	0.8728	0.2021	0.2760	0.8940	0.2246	0.2960	0.9130	0.2477
0.2165	0.8237	0.1594	0.2365	0.8499	0.1808	0.2565	0.8734	0.2027	0.2765	0.8945	0.2252	0.2965	0.9134	0.2482
0.2170	0.8244	0.1600	0.2370	0.8505	0.1813	0.2570	0.8740	0.2033	0.2770	0.8950	0.2258	0.2970	0.9139	0.2488
0.2175	0.8251	0.1605	0.2375	0.8511	0.1818	0.2575	0.8745	0.2038	0.2775	0.8955	0.2264	0.2975	0.9143	0.2494
0.2180	0.8258	0.1610	0.2380	0.8517	0.1824	0.2580	0.8751	0.2044	0.2780	0.8960	0.2270	0.2980	0.9148	0.2500
0.2185	0.8265	0.1615	0.2385	0.8523	0.1829	0.2585	0.8756	0.2049	0.2785	0.8965	0.2275	0.2985	0.9152	0.2506
0.2190	0.8271	0.1621	0.2390	0.8529	0.1835	0.2590	0.8762	0.2055	0.2790	0.8970	0.2281	0.2990	0.9156	0.2511
0.2195	0.8278	0.1626	0.2395	0.8536	0.1840	0.2595	0.8767	0.2060	0.2795	0.8975	0.2286	0.2995	0.9161	0.2517



TABLE 14.10 (Continued)

H/D from 0.3 to 0.4														
H/D	L/D	$A_{pl}A_r$	H/D	L/D	$A_{pl}A_r$	H/D	L/D	$A_{pl}A_r$	H/D	L/D	$A_{pl}A_r$	H/D	L/D	$A_{pl}A_r$
0.3000	0.9165	0.2523	0.3200	0.9330	0.2759	0.3400	0.9474	0.2998	0.3600	0.9600	0.3241	0.3800	0.9708	0.3487
0.3005	0.9170	0.2529	0.3205	0.9333	0.2765	0.3405	0.9478	0.3004	0.3605	0.9601	0.3247	0.3805	0.9710	0.3493
0.3010	0.9174	0.2535	0.3210	0.9337	0.2771	0.3410	0.9481	0.3010	0.3610	0.9606	0.3253	0.3810	0.9713	0.3499
0.3015	0.9178	0.2541	0.3215	0.9341	0.2777	0.3415	0.9484	0.3016	0.3615	0.9609	0.3259	0.3815	0.9715	0.3505
0.3020	0.9183	0.2547	0.3220	0.9345	0.2782	0.3420	0.9488	0.3022	0.3620	0.9612	0.3265	0.3820	0.9718	0.3512
0.3025	0.9187	0.2552	0.3225	0.9349	0.2788	0.3425	0.9491	0.3028	0.3625	0.9614	0.3272	0.3825	0.9720	0.3518
0.3030	0.9191	0.2558	0.3230	0.9352	0.2794	0.3430	0.9494	0.3034	0.3630	0.9617	0.3278	0.3830	0.9722	0.3524
0.3035	0.9195	0.2564	0.3235	0.9356	0.2800	0.3435	0.9498	0.3040	0.3635	0.9620	0.3284	0.3835	0.9725	0.3530
0.3040	0.9200	0.2570	0.3240	0.9360	0.2806	0.3440	0.9501	0.3046	0.3640	0.9623	0.3290	0.3840	0.9727	0.3536
0.3045	0.9204	0.2576	0.3245	0.9364	0.2812	0.3445	0.9504	0.3053	0.3645	0.9626	0.3296	0.3845	0.9730	0.3543
0.3050	0.9208	0.2582	0.3250	0.9367	0.2818	0.3450	0.9507	0.3059	0.3650	0.9629	0.3302	0.3850	0.9732	0.3549
0.3055	0.9212	0.2588	0.3255	0.9371	0.2824	0.3455	0.9511	0.3065	0.3655	0.9631	0.3308	0.3855	0.9734	0.3555
0.3060	0.9217	0.2593	0.3260	0.9375	0.2830	0.3460	0.9514	0.3071	0.3660	0.9634	0.3315	0.3860	0.9737	0.3561
0.3065	0.9221	0.2599	0.3265	0.9379	0.2836	0.3465	0.9517	0.3077	0.3665	0.9637	0.3321	0.3865	0.9739	0.3567
0.3070	0.9225	0.2605	0.3270	0.9382	0.2842	0.3470	0.9520	0.3083	0.3670	0.9640	0.3327	0.3870	0.9741	0.3574
0.3075	0.9229	0.2611	0.3275	0.9386	0.2848	0.3475	0.9524	0.3089	0.3675	0.9642	0.3333	0.3875	0.9744	0.3580
0.3080	0.9233	0.2617	0.3280	0.9390	0.2854	0.3480	0.9527	0.3095	0.3680	0.9645	0.3339	0.3880	0.9746	0.3586
0.3085	0.9237	0.2623	0.3285	0.9393	0.2860	0.3485	0.9530	0.3101	0.3685	0.9648	0.3345	0.3885	0.9748	0.3592
0.3090	0.9241	0.2629	0.3290	0.9397	0.2866	0.3490	0.9533	0.3107	0.3690	0.9651	0.3351	0.3890	0.9750	0.3598
0.3095	0.9246	0.2635	0.3295	0.9401	0.2872	0.3495	0.9536	0.3113	0.3695	0.9653	0.3357	0.3895	0.9753	0.3605
0.3100	0.9250	0.2640	0.3300	0.9404	0.2878	0.3500	0.9539	0.3119	0.3700	0.9656	0.3364	0.3900	0.9755	0.3611
0.3105	0.9254	0.2646	0.3305	0.9408	0.2884	0.3505	0.9543	0.3125	0.3705	0.9659	0.3370	0.3905	0.9757	0.3617
0.3110	0.9258	0.2652	0.3310	0.9411	0.2890	0.3510	0.9546	0.3131	0.3710	0.9661	0.3376	0.3910	0.9759	0.3623
0.3115	0.9262	0.2658	0.3315	0.9415	0.2896	0.3515	0.9549	0.3137	0.3715	0.9664	0.3382	0.3915	0.9762	0.3629
0.3120	0.9266	0.2664	0.3320	0.9419	0.2902	0.3520	0.9552	0.3143	0.3720	0.9667	0.3388	0.3920	0.9764	0.3636
0.3125	0.9270	0.2670	0.3325	0.9422	0.2908	0.3525	0.9555	0.3150	0.3725	0.9669	0.3394	0.3925	0.9766	0.3642
0.3130	0.9274	0.2676	0.3330	0.9426	0.2914	0.3530	0.9558	0.3156	0.3730	0.9672	0.3401	0.3930	0.9768	0.3648
0.3135	0.9278	0.2682	0.3335	0.9429	0.2920	0.3535	0.9561	0.3162	0.3735	0.9675	0.3407	0.3935	0.9771	0.3654
0.3140	0.9282	0.2688	0.3340	0.9433	0.2926	0.3540	0.9564	0.3168	0.3740	0.9677	0.3413	0.3940	0.9773	0.3661
0.3145	0.9286	0.2693	0.3345	0.9436	0.2932	0.3545	0.9567	0.3174	0.3745	0.9680	0.3419	0.3945	0.9775	0.3667
0.3150	0.9290	0.2699	0.3350	0.9440	0.2938	0.3550	0.9570	0.3180	0.3750	0.9682	0.3425	0.3950	0.9777	0.3673
0.3155	0.9294	0.2705	0.3355	0.9443	0.2944	0.3555	0.9573	0.3186	0.3755	0.9685	0.3431	0.3955	0.9779	0.3679
0.3160	0.9298	0.2711	0.3360	0.9447	0.2950	0.3560	0.9576	0.3192	0.3760	0.9688	0.3437	0.3960	0.9781	0.3685
0.3165	0.9302	0.2717	0.3365	0.9450	0.2956	0.3565	0.9579	0.3198	0.3765	0.9690	0.3444	0.3965	0.9783	0.3692
0.3170	0.9306	0.2723	0.3370	0.9454	0.2962	0.3570	0.9582	0.3204	0.3770	0.9693	0.3450	0.3970	0.9786	0.3698
0.3175	0.9310	0.2729	0.3375	0.9457	0.2968	0.3575	0.9585	0.3211	0.3775	0.9695	0.3456	0.3975	0.9788	0.3704
0.3180	0.9314	0.2735	0.3380	0.9461	0.2974	0.3580	0.9588	0.3217	0.3780	0.9698	0.3462	0.3980	0.9790	0.3710
0.3185	0.9318	0.2741	0.3385	0.9464	0.2980	0.3585	0.9591	0.3223	0.3785	0.9700	0.3468	0.3985	0.9792	0.3717
0.3190	0.9322	0.2747	0.3390	0.9468	0.2986	0.3590	0.9594	0.3229	0.3790	0.9703	0.3474	0.3990	0.9794	0.3723
0.3195	0.9326	0.2753	0.3395	0.9471	0.2992	0.3595	0.9597	0.3235	0.3795	0.9705	0.3481	0.3995	0.9796	0.3729

H/D from 0.4 to 0.5

H/D	L/D	A <sub>1</sub> A <sub>2</sub>	H/D	L/D	A <sub>1</sub> A <sub>2</sub>	H/D	L/D	A <sub>1</sub> A <sub>2</sub>	H/D	L/D	A <sub>1</sub> A <sub>2</sub>	H/D	L/D	A <sub>1</sub> A <sub>2</sub>
0.4000	0.9798	0.3733	0.4200	0.9871	0.3986	0.4400	0.9928	0.4238	0.4600	0.9968	0.4491	0.4800	0.9992	0.4745
0.4003	0.9800	0.3742	0.4203	0.9873	0.3992	0.4403	0.9929	0.4244	0.4603	0.9969	0.4498	0.4803	0.9992	0.4752
0.4010	0.9802	0.3748	0.4210	0.9874	0.3998	0.4410	0.9930	0.4251	0.4610	0.9970	0.4504	0.4810	0.9993	0.4758
0.4015	0.9814	0.3754	0.4215	0.9876	0.4005	0.4415	0.9931	0.4257	0.4615	0.9970	0.4510	0.4815	0.9993	0.4765
0.4020	0.9806	0.3760	0.4220	0.9878	0.4011	0.4420	0.9932	0.4263	0.4620	0.9971	0.4517	0.4820	0.9994	0.4771
0.4025	0.9808	0.3767	0.4225	0.9879	0.4017	0.4425	0.9934	0.4270	0.4625	0.9972	0.4523	0.4825	0.9994	0.4777
0.4030	0.9810	0.3773	0.4230	0.9881	0.4023	0.4430	0.9935	0.4276	0.4630	0.9973	0.4529	0.4830	0.9994	0.4784
0.4035	0.9812	0.3779	0.4235	0.9882	0.4030	0.4435	0.9936	0.4282	0.4635	0.9973	0.4536	0.4835	0.9995	0.4790
0.4040	0.9814	0.3785	0.4240	0.9884	0.4036	0.4440	0.9937	0.4288	0.4640	0.9974	0.4542	0.4840	0.9995	0.4796
0.4045	0.9816	0.3791	0.4245	0.9885	0.4042	0.4445	0.9938	0.4295	0.4645	0.9975	0.4548	0.4845	0.9995	0.4803
0.4050	0.9818	0.3798	0.4250	0.9887	0.4049	0.4450	0.9939	0.4301	0.4650	0.9975	0.4555	0.4850	0.9995	0.4809
0.4055	0.9820	0.3804	0.4255	0.9888	0.4055	0.4455	0.9940	0.4307	0.4655	0.9976	0.4561	0.4855	0.9996	0.4815
0.4060	0.9822	0.3810	0.4260	0.9890	0.4061	0.4460	0.9941	0.4314	0.4660	0.9977	0.4567	0.4860	0.9996	0.4822
0.4065	0.9824	0.3816	0.4265	0.9891	0.4068	0.4465	0.9943	0.4320	0.4665	0.9978	0.4574	0.4865	0.9997	0.4828
0.4070	0.9825	0.3823	0.4270	0.9893	0.4074	0.4470	0.9944	0.4326	0.4670	0.9978	0.4580	0.4870	0.9997	0.4834
0.4075	0.9827	0.3829	0.4275	0.9894	0.4080	0.4475	0.9945	0.4333	0.4675	0.9979	0.4586	0.4875	0.9997	0.4841
0.4080	0.9829	0.3835	0.4280	0.9896	0.4086	0.4480	0.9946	0.4339	0.4680	0.9979	0.4593	0.4880	0.9997	0.4847
0.4085	0.9831	0.3842	0.4285	0.9897	0.4093	0.4485	0.9947	0.4345	0.4685	0.9980	0.4599	0.4885	0.9997	0.4854
0.4090	0.9833	0.3848	0.4290	0.9899	0.4099	0.4490	0.9948	0.4352	0.4690	0.9981	0.4606	0.4890	0.9998	0.4860
0.4095	0.9835	0.3854	0.4295	0.9900	0.4105	0.4495	0.9949	0.4358	0.4695	0.9981	0.4612	0.4895	0.9998	0.4866
0.4100	0.9837	0.3860	0.4300	0.9902	0.4112	0.4500	0.9950	0.4364	0.4700	0.9982	0.4618	0.4900	0.9998	0.4873
0.4105	0.9838	0.3867	0.4305	0.9903	0.4118	0.4505	0.9951	0.4371	0.4705	0.9983	0.4625	0.4905	0.9998	0.4879
0.4110	0.9840	0.3873	0.4310	0.9904	0.4124	0.4510	0.9952	0.4377	0.4710	0.9983	0.4631	0.4910	0.9998	0.4885
0.4115	0.9842	0.3879	0.4315	0.9906	0.4131	0.4515	0.9953	0.4383	0.4715	0.9984	0.4637	0.4915	0.9999	0.4892
0.4120	0.9844	0.3885	0.4320	0.9907	0.4137	0.4520	0.9954	0.4390	0.4720	0.9984	0.4644	0.4920	0.9999	0.4898
0.4125	0.9846	0.3892	0.4325	0.9908	0.4143	0.4525	0.9955	0.4396	0.4725	0.9985	0.4650	0.4925	0.9999	0.4905
0.4130	0.9847	0.3898	0.4330	0.9910	0.4149	0.4530	0.9956	0.4402	0.4730	0.9985	0.4656	0.4930	0.9999	0.4911
0.4135	0.9849	0.3904	0.4335	0.9911	0.4156	0.4535	0.9957	0.4409	0.4735	0.9986	0.4663	0.4935	0.9999	0.4917
0.4140	0.9851	0.3910	0.4340	0.9912	0.4162	0.4540	0.9958	0.4415	0.4740	0.9986	0.4669	0.4940	0.9999	0.4924
0.4145	0.9853	0.3917	0.4345	0.9914	0.4168	0.4545	0.9959	0.4421	0.4745	0.9987	0.4675	0.4945	0.9999	0.4930
0.4150	0.9854	0.3923	0.4350	0.9915	0.4175	0.4550	0.9960	0.4428	0.4750	0.9987	0.4682	0.4950	0.9999	0.4936
0.4155	0.9856	0.3929	0.4355	0.9916	0.4181	0.4555	0.9961	0.4434	0.4755	0.9988	0.4688	0.4955	0.9999	0.4943
0.4160	0.9858	0.3936	0.4360	0.9918	0.4187	0.4560	0.9962	0.4440	0.4760	0.9988	0.4694	0.4960	0.9999	0.4949
0.4165	0.9860	0.3942	0.4365	0.9919	0.4194	0.4565	0.9963	0.4447	0.4765	0.9989	0.4701	0.4965	0.9999	0.4955
0.4170	0.9861	0.3948	0.4370	0.9920	0.4200	0.4570	0.9964	0.4453	0.4770	0.9989	0.4707	0.4970	0.9999	0.4962
0.4175	0.9863	0.3954	0.4375	0.9922	0.4206	0.4575	0.9964	0.4460	0.4775	0.9990	0.4714	0.4975	0.9999	0.4968
0.4180	0.9865	0.3961	0.4380	0.9923	0.4213	0.4580	0.9965	0.4466	0.4780	0.9990	0.4720	0.4980	0.9999	0.4975
0.4185	0.9866	0.3967	0.4385	0.9924	0.4219	0.4585	0.9965	0.4472	0.4785	0.9991	0.4726	0.4985	0.9999	0.4981
0.4190	0.9868	0.3973	0.4390	0.9925	0.4225	0.4590	0.9966	0.4479	0.4790	0.9991	0.4733	0.4990	0.9999	0.4987
0.4195	0.9870	0.3979	0.4395	0.9927	0.4232	0.4595	0.9967	0.4485	0.4795	0.9992	0.4739	0.4995	0.9999	0.4994

TABLE 1—Design Criteria for Reflux Distillate Accumulators

Operation	Minutes				
	Instrument Factor		Labor Factor		
	w/alarm	w/o alarm	Good	Fair	Poor
FRC	1½	1	2	3	4
LRC	1	1½	2	3	4
TRC	1½	2	2	3	4

These design times represent adequate surge volume and actually are somewhat low. In a highly competitive situation, it is recommended that the labor factors be cut by 50%.

TABLE 2—Operating Factors for External Units

Operating Characteristics	Factor
Under good control	2.0
Under fair control	3.0
Under poor control	4.0
Feed to or from storage	1.25

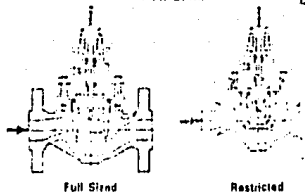
Note: These factors assume that there is a board-mounted level recorder. If this is not so, the following additional multiplying factor must be applied:

Level indicator on board	1.5
Gauge glass at equipment only	2.0

**Design EDR**  
**ANSI Classes 125 - 600**  
**Quick Opening Cage**

Flow Diagram

248



Full Open

Restricted

**FLOW COEFFICIENTS**

For additional body information see Bulletin 11-110

Quick Opening					Quick Opening Characteristics												
Coeff. class	Body Size, in.	Port Diameter, in.	Coeff. for 1/2" Travel	Total Travel, in.	Valve Opening—Percent of Total Travel										K <sub>1</sub> and C <sub>v</sub>		
					10	25	30	40	50	60	70	80	90	100			
C <sub>v</sub> (Standard)	1.6-1 1/4	1.5-1.6	14.7	3.4	4.86	8.39	11.2	16.9	18.3	20.3	21.1	21.8	21.3	22.1	66		
	1-1/2	1.7-1.8	27.6	3.4	7.79	14.4	20.5	26.8	32.0	36.6	39.4	41.3	42.7	44.0	73		
	2	2.5-1.6	23.7	1-1/8	13.4	26.8	39.9	51.3	62.8	70.6	73.7	75.6	77.9	77.6	89		
	2 1/2	3.2-1.6	33.4	1-1/2	20.9	39.6	58.8	71.7	84.9	97.0	103	106	108	109	93		
	3	3.7-1.6	43.6	1-1/2	27.2	52.2	77.9	97.9	124	143	149	154	158	161	98		
	4	4.3-1.6	46.9	2	37.7	76.0	125	160	193	220	238	247	251	251	97		
	6	6	92.0	2	73.8	150	237	333	433	533	599	641	651	651	100		
	8	8	101	2	89.3	158	290	423	553	683	749	815	853	853	100		
	8	8	107	3	135	231	433	633	833	1033	1233	1333	1333	1333	100		
	8	8	107	3	135	231	433	633	833	1033	1233	1333	1333	1333	100		
C <sub>v</sub> (Quick)	1 1/2	1.5-1.6	11.2	3.4	5.05	8.97	14.7	20.9	24.0	25.7	26.2	27.4	28.6	29.8	66		
	2	1.7-1.8	17.7	3.4	4.80	8.66	14.5	20.9	24.0	25.7	26.2	27.4	28.6	29.8	73		
	2 1/2	2.5-1.6	25.3	3/4	7.83	15.2	22.8	31.0	36.9	41.3	44.9	47.3	49.7	51.1	77		
	3	3.2-1.6	35.7	1-1/8	15.0	31.7	47.2	63.7	74.4	83.6	87.3	89.7	91.1	91.9	81		
	3	3.7-1.6	37.6	1-1/2	25.0	47.0	70.1	93.1	116.1	139.1	153.1	167.1	171.1	171.1	85		
	4	4.3-1.6	41.5	2	52.3	101	150	197	247	291	310	328	346	352	89		
	6	6	73	3-4	145	324	456	582	738	821	875	905	925	932	100		
	1-1/2	1.7-1.8	15	3-4	219	431	677	851	1060	1190	1270	1320	1340	1360	100		
	2	2.5-1.6	107	1-1/8	417	894	1370	1750	2110	2250	2350	2410	2430	2450	100		
	2 1/2	3.2-1.6	190	1-1/2	648	1310	2020	2670	3230	3790	4350	4910	5470	5930	100		
3	3.7-1.6	190	1-1/2	661	1310	2020	2670	3230	3790	4350	4910	5470	5930	100			
C <sub>v</sub> (Quick)	1 1/2	1.5-1.6	11.2	3-4	181	350	522	702	879	1070	1200	1300	1370	1420	100		
	2	1.7-1.8	551	3-4	148	325	477	677	899	1120	1270	1410	1510	1570	100		
	2 1/2	2.5-1.6	311	3/4	221	472	722	972	1230	1500	1670	1810	1910	1970	100		
	3	3.2-1.6	170	1-1/8	338	710	1060	1410	1770	2130	2490	2850	3210	3570	100		
	3	3.7-1.6	170	1-1/2	511	1070	1570	2070	2570	3070	3570	4070	4570	5070	100		
	4	4.3-1.6	210	2	1840	3670	5270	6870	8470	10070	11670	13270	14870	16470	100		
	6	6	2400	3-4	4840	9680	14520	19360	24200	29040	33880	38720	43560	48400	100		
	1-1/2	1.7-1.8	373	3-4	110	241	333	442	570	695	825	940	1050	1150	1250		
	2	2.5-1.6	505	1-1/8	208	447	685	875	1060	1250	1440	1630	1820	1970	2120		
	2 1/2	3.2-1.6	840	1-1/2	324	655	101	130	167	201	235	269	303	337	371		
3	3.7-1.6	695	1-1/2	431	875	135	178	228	272	325	378	431	484	537			
C <sub>v</sub> (Quick)	4	4.3-1.6	715	2	595	117	214	265	327	374	405	404	410	419			
	6	6	150	2	120	242	379	510	653	870	710	765	775	785			
	8	8	175	2	132	298	478	645	840	995	1120	1220	1310	1390			
	8	8	175	3	217	427	755	990	1170	1410	1680	1950	2220	2490			
	1 1/2	1.5-1.6	315	3-4	905	180	380	524	670	820	970	1120	1270	1420			
	2	1.7-1.8	781	3-4	730	150	320	442	570	700	830	960	1090	1220			
	2 1/2	2.5-1.6	456	3/4	111	250	361	490	610	730	850	970	1090	1210			
	3	3.2-1.6	650	1-1/8	270	570	870	1170	1470	1770	2070	2370	2670	2970			
	3	3.7-1.6	710	1-1/2	421	870	1370	1870	2370	2870	3370	3870	4370	4870			
	4	4.3-1.6	113	2	970	177	370	500	630	760	890	1020	1150	1280			

These coefficients are based on a valve opening of 1/2" travel. The coefficients for other valve openings may be determined by multiplying the above coefficients by the ratio of the valve opening to 1/2" travel.

The coefficients shown in this table are for the design EDR, ET and ETR. The coefficients for other designs may be determined by multiplying the above coefficients by the ratio of the design EDR to the design EDR shown in this table.

Note: The coefficients shown on this page are also appropriate for the Designs EDR, ET and ETR.

**A P E N D I C E    I V**

**DATOS PARA EVALUACION ECONOMICA**

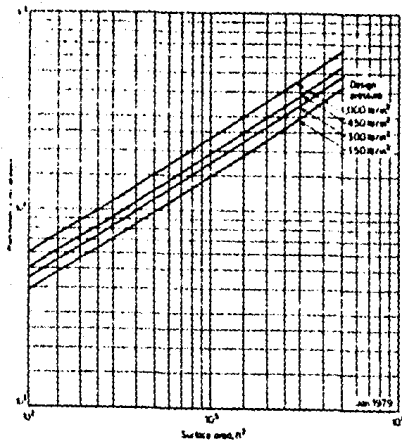


Figure 14-13 Floating-head heat exchangers with  $\frac{1}{2}$ -in. OD  $\times$  1-in. square pitch and 16-ft bundles of carbon steel construction

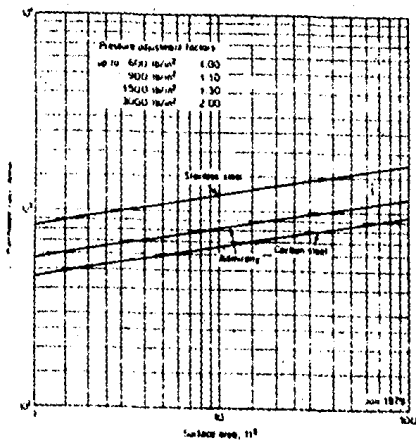


Figure 14-17 Cost of double-pipe heat exchangers.

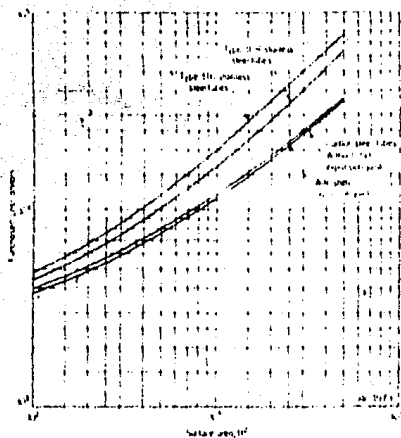


Figure 14-15 Fixed-tube-sheet heat exchangers with  $\frac{1}{2}$ -in. OD  $\times$  1-in. square pitch and 16- or 20-bundle and carbon-steel shell operating at 150 psi

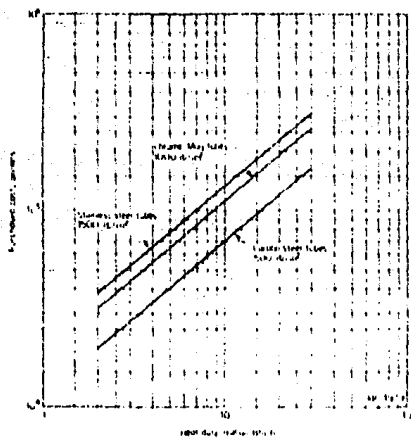


Figure 14-31 Cost of direct-fired heaters, cylindrical type with vertical tubes

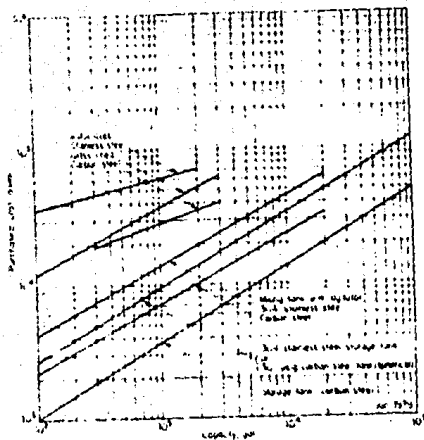


Figure 13-58 Cost of mixing, storage, and pressure tanks. Price for the mixing tank includes the cost of the driving unit.

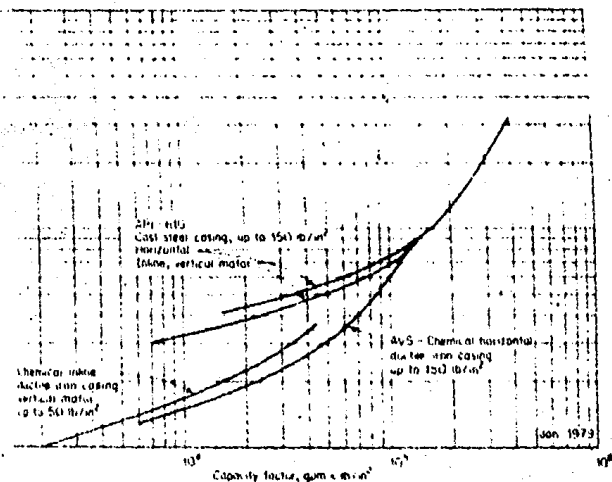


Figure 13-41 Cost of centrifugal pumps. Price includes motor.



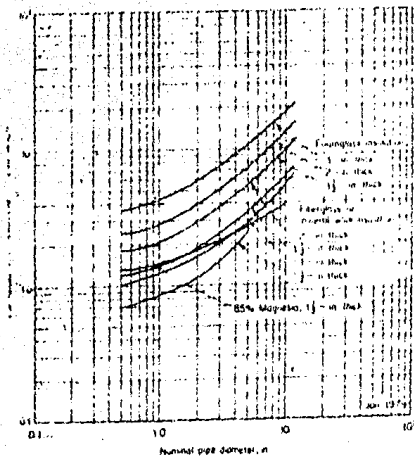


Figure 13-32 Cost of pipe insulation. Price includes cost of standard covering.

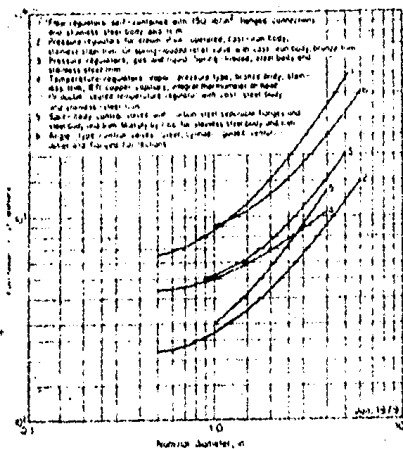


Figure 13-31 Costs for control and relief valves

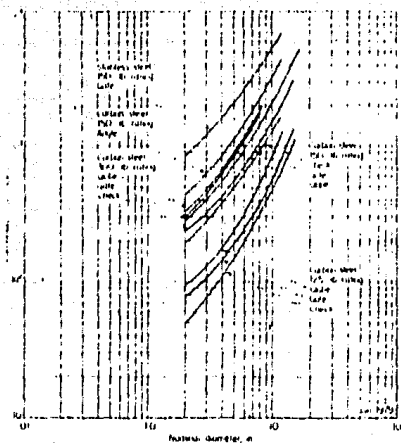


Figure 13-20 Flanged valves For water, oil, and gas

Table 6 Installation cost for equipment as a percentage of the purchased-equipment cost†

Type of equipment	Installation cost, %
Centrifugal separators	20-60
Compressors	30-60
Dryers	25-60
Evaporators	25-40
Filters	65-80
Heat exchangers	30-60
Mechanical crystallizers	30-60
Metal tanks	30-60
Mixers	20-40
Pumps	25-60
Towers	60-90
Vacuum crystallizers	40-70
Wood tanks	30-60

† Adapted from K. M. Guthrie, "Process Plant Estimating, Evaluation, and Control," Craftsman Book Company of America, Solana Beach, California, 1974.

Table 14 Typical variation in percent of fixed-capital investment  
in engineering and services

Component	Range, %	Typical value, %
Engineering	1.5-6.0	2.2
Painting	2.0-12.0	4.8
Insulating	0.2-0.5	0.3
Accounting, construction, and cost engineering	0.2-1.0	0.3
Travel and living	0.1-1.0	0.3
Reproductions and communications	0.2-0.5	0.2
Total engineering and supervision (including overhead)	4.0-21.0	8.1

Table 4 Typical percentages of fixed-capital investment values for direct and indirect cost segments for multipurpose plants or large additions to existing facilities

Component		Range, %
	Direct costs	
Purchased equipment		15-40
Purchased-equipment installation		6-14
Instrumentation and controls (installed)		2-8
Piping (installed)		3-20
Electrical (installed)		2-10
Buildings (including services)		3-18
Yard improvements		2-5
Service facilities (uninstalled)		8-20
Land		1-2
Total direct costs		
	Indirect costs	
Engineering and supervision		4-21
Construction expense		4-16
Contractor's fee		2-6
Contingency		5-15
Total fixed-capital investment		

Table 25 Estimation of costs for maintenance and repairs

Type of operation	Maintenance cost as percentage of fixed-capital investment (on annual basis)		
	Wages	Materials	Total
Simple chemical processes	1-3	1-3	2-6
Storage processes with normal operating conditions	2-4	3-5	5-9
Complex processes, severe corrosion operating conditions, extensive instrumentation	3-5	4-6	7-11




## SOLICITUD DE REVISION DE TESIS (INDIVIDUAL)

C. DIRECTOR GENERAL DE INCORPORACION  
Y REVALIDACION DE ESTUDIOS DE LA UNAM  
Presente.

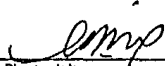
LOPEZ	OLVERA	MARIA DEL ROCIO
Apellido Paterno	Materno	Nombre (s)
No. de expediente: <u>797060106</u>		
Alumno de la carrera de: <u>INGENIERIA QUIMICA</u>		
Solicita la revisión de la tesis titulada: <u>INGENIERIA BASICA DEL DISEÑO DE UN SISTEMA DE ACEITE DE CALENTAMIENTO, PARA UNA PLATAFORMA DE COMPRESION EN LA SONDA DE CAMPECHE.</u>		
Área: _____		

México, D.F., a 7 de AGOSTO de 1987

  
Firma del Solicitante

Vo. Bo.

  
Asesor de la tesis  
(Antefirma)

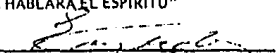
  
Director de la carrera  
(Antefirma)

M. EN C. ARMANDO QUINTANILLA PEREZ L. DRA. ARACELI SANCHEZ DE CORRAL

### EL JEFE DEL DEPARTAMENTO DE EXAMENES.

Hace constar la aprobación de la Tesis objeto de esta solicitud, y autoriza su impresión.

Ciudad Universitaria, D.F., a 27 de Noviembre de 1987.  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

  
LIC. EUGENIO URIBE MÚÑIZ