



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA**

13
Zej

**"METODOS CORTOS PARA EL DISEÑO
DE EQUIPO EN INGENIERIA DE PROCESO"**

**REPORTE DE EXPERIENCIA
PROFESIONAL**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
JOSE DE JESUS GARCIA GONZALEZ

U N A M
F E S
Z A R A G O Z A



LO RESERVO EN
SU DERECHO DE PUBLICACION

ASESOR: I.Q. JOSE CAMACHO MORA

Acompañado de un diskette 3 1/2.

MEXICO, D. F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 esta 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.



FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES *IZAZALCO*

JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA

OF/JU/082/036/95


C. JESUS GARCIA GONZALES
P R E S E N T E.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, le comunico que la Jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

PRESIDENTE: ING. SALVADOR GALLEGOS RAMALES
VOCAL: ING. JOSE CAMACHO M.
SECRETARIO. ING. MIGUEL ANGEL VARELA CEDILLO
SUPLENTE: ING. ISMAEL BAUTISTA LOPES
SUPLENTE: ING. ROBERTO RAMIREZ TORRES

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

México, D.F., 8 de junio de 1995



ING. JOSÉ BENJAMÍN RANGEL GRANADOS
JEFE DE LA CARRERA

irm

AGRADECIMIENTOS

**AL GENEROSO PUEBLO MEXICANO QUE CON SU SANGRE VERTIDA EN 1910
HIZO POSIBLE QUE LA EDUCACION SUPERIOR LLEGARA A LAS CAPAS
POPULARES, DE UNA DE LAS CUALES SOY PRODUCTO.**

A MI ASESOR DE TESIS:

ING. JOSE CAMACHO MORA

POR SU PACIENCIA Y AMABLE DISPOSICION

A MI HERMANA:

L.A.E. HILDA MA. GARCIA GONZALEZ

**POR SU INVALUABLE TRABAJO DE
CAPTURA Y APOYO INCONDICIONAL**

A MIS PADRES:

SR. ROBERTO GARCIA MARQUEZ

SRA. MA. GUADALUPE GONZALEZ CASTRO

POR NO DEJAR DE CREER EN MI

A MIS HERMANAS Y HERMANO:

LIC. JOSE GARCIA GONZALEZ

LIC. LLINNY GARCIA GONZALEZ

LIC. MA. GUADALUPE GARCIA GONZALEZ

SRTA. MA. EUGENIA GARCIA GONZALEZ

SRA. FRANCIS GARCIA GONZALEZ

**POR SER UN AJEMPLO DE TOLERANCIA
A MIS ERRORES PASADOS. SEA ESTE MI
TRIBUTO DE CARÑO Y RESPETO PARA
USTEDES**

A MI ESPOSA:

SRA. PATRICIA YAÑEZ DE GARCIA

**POR SU PACIENCIA Y ATENCIONES,
AMOR DE MADRE Y MUJER**

A MIS HIJOS:

PATRICIA RIGEL GARCIA YAÑEZ

JESUS ALAN GARCIA YAÑEZ

**POR TRAER UN NUEVO IMPULSO A MI VIDA
(SEA ESTE MI TRIBUTU DE AMOR PARA USTEDES)**

A MIS ABUELOS:

MATERNOS:

SR. JOSE GONZALEZ †

SRA. MANUELA CASTRO

PATERNOS:

SR. JOSE GARCIA

SRA. FRANCISCA MARQUEZ †

PORQUE USTEDES FUERON EL INICIO.....

A MIS TIAS Y TIOS:

LIC. RAYMUNDO GONZALEZ

ING. NANCY P. MARTINEZ

SR. MANUEL GONZALEZ

SRA. MARTHA GARCIA

SR. REYNALDO SANCHEZ

SRA. JUANA GONZALEZ

SR. FEDERICO PALMEROS

SRA. NOEMI GARCIA

SR. JAVIER LUGO

SRA. LUZ MA. GARCIA

**POR SU APOYO
INCONDICIONAL Y ABERTA
HOSPITALIDAD, EN ESPECIAL A
USTEDES POR SER EJEMPLO Y
CABEZA. GRACIAS.**

A PACO (ING. FRANCISCO SANDOVAL)

**POR EL APOYO DESINTERESADO
QUE ME HAS PROPORCIONADO**

**A TODOS AQUELLOS AMIGOS Y FAMILIARES QUE NO MENCIONO
(PERDON POR NO HACERLO), PORQUE COMO AMBITO
FAMILIAR, DE USTEDES SOY PRODUCTO.**

GRACIAS.

A LA UNAM:

A LA FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA -

A MIS PROFESORES

A TODOS AQUELLOS PARA QUIENES HE TRABAJADO.

**"METODOS CORTOS PARA EL DISEÑO DE EQUIPO EN INGENIERIA DE
PROCESO"**

CONTENIDO

I.- INTRODUCCION	1
II.-OBJETIVOS GENERALES	4
III.- CALCULO ANALITICO DE LAS VARIABLES DE PROCESO	7
III.1.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.1	8
III.1.1.- CAPACIDAD CALORIFICA DE UN GAS IDEAL.	9
III.1.2.- VISCOSIDAD DE UN LIQUIDO	10
III.1.3.- PRESION DE VAPOR	11
III.1.4.- TEMPERATURA DE SATURACION	13
III.2.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.2	15
III.2.1.- ENTALPIA DE UN GAS IDEAL	16
III.2.2.- CAP. CALORIFICA DE UN GAS IDEAL	18
III.2.3.- ENTROPIA DE UN GAS IDEAL	19
III.3.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.3	21
III.3.1.- CALCULO DE LA DENSIDAD DE SAT. DE LIQUIDOS	22
III.3.2.- CALCULO DE LA DENS. DE UN LIQUIDO COMPRIMIDO	26
III.4.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.4	29
III.4.1.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD (Z). SOLUCION A LA ECUACION DE PENG-ROBINSON	30
III.4.2.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD (Z). SOLUCION A LA ECUACION DE SOAVE	35
III.5.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.5	37
III.5.1.- FACTOR ASCENTRICO	38
III.5.2.- CALOR DE VAPORIZACION	40
III.5.3.- VISCOSIDAD DE VAPORES	42
III.5.4.- CAPACIDAD CALORIFICA DE LIQUIDOS	43
III.5.5.- TENSION SUPERFICIAL	44
III.6.- DIAGRAMA LOGICO PARA EL CALCULO DE PROPIEDADES.	46
IV.- USO PRACTICO DEL CONCEPTO: TRANSFERENCIA DE MOMENTUM	66
IV.1.- ESBOZO TEORICO GENERAL	67
IV.2.- USO PRACTICO No.1; CALCULO DE AGITADORES	74
IV.3.- USO PRACTICO No.2; DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS	96
IV.3.1.- CALCULO DE LINEAS DE PROCESO QUE TRANSPORTAN GASES. FLUJO ISOTERMICO COMPRESIBLE.	97
IV.3.2.- CALCULO DE LINEAS DE PROCESO QUE TRANSPORTAN SUSPENSIONES ("SLURRY TRANSPORT")	100
IV.3.3.- CALCULO DE LINEAS QUE TRANSPORTAN LIQUIDOS. FLUJO ISOTERMICO INCOMPRESIBLE	124
IV.3.4.- CALCULO DE LINEAS CON FLUJO A DOS FASES.	134
IV.4.- USO PRACTICO No.3; CALCULO DE BOMBAS	160

V.- USO PRACTICO DEL CONCEPTO; TRANSFERENCIA DE MASA	191
V.1.- ESBOZO TEORICO GENERAL	192
V.2.- USO PRACTICO; DESTILACION MULTICOMPONENTE	198
VI.- USO PRACTICO DEL CONCEPTO ; TRANSFERENCIA DE CALOR	211
VI.1.- ESBOZO TEORICO GENERAL	212
VI.2.- USO PRACTICO No.1; CALCULO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS CONCENTRICOS	225
VI.3.- USO PRACTICO No.2; CALCULO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA (PARTE No. 1).	233
VI.4.- USO PRACTICO No.3; CALCULO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA (PARTE No. 2).	242
VI.5.-USO PRACTICO No.4; CALCULO DE ESPESORES DE AISLA-... MIENTO TERMICO EN TUBERIAS.CASO; FLUIDOS CALIENTES.	313
VII.- OTROS ALGORITMOS UTILES EN INGENIERIA DE PROCESO	
VII.1.- DIMENSIONAMIENTO DE UN QUEMADOR ELEVADO	331
VII.2.- COMPRESORES	349
VII.3.- SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR	370
VIII.- CONCLUSIONES	398
IX.- ANEXOS	402
X.- BIBLIOGRAFIA	433

RESUMEN

El presente trabajo pretende ser un auxiliar en el desarrollo profesional del Ingeniero Químico que inicia su ejercicio profesional en el área de proyectos de ingeniería.

Lo anterior se logra mediante el desarrollo de los algoritmos más comunes al campo de trabajo mencionado, con lo cual se facilita el trabajo de rutina del Ingeniero de Proceso.

El trabajo se inicia mediante la presentación de algunas ecuaciones básicas que nos permiten calcular de forma directa aquellas variables de proceso que resultan imprescindibles para cuando se requiere calcular un equipo o líneas de proceso.

Cada uno de los temas aquí desarrollados comprende la siguiente estructura general:

- 1.- Esbozo teórico.
- 2.-Presentación de las ecuaciones de trabajo.
- 3.-Algoritmo de cálculo.
- 4.-Ejemplo de aplicación.

Con la estructura anterior, se elaboraron algoritmos para el dimensionamiento de líneas, cálculo de agitadores, equipo de bombeo, cambiadores de calor, equipo de destilación multicomponente, quemadores elevados, compresores y separadores líquido-vapor.

Con el fin de complementar este trabajo, se anexó un apéndice que tabula cada una de las constantes requeridas en los algoritmos presentados para agilizar el uso de los mismos.

Todos los procedimientos desarrollados aquí, fueron codificados en el lenguaje de programación "Q-BASIC", para que se pueda tener un acceso real e inmediato a estos procedimientos. La secuencia en que se presentan los algoritmos son en cierta forma arbitrarios y sólo guardan relación entre ellos únicamente por el tema seleccionado, esto es; transferencia de calor, masa o momentum.

I.- INTRODUCCION

El presente trabajo trata de los algoritmos más comunes con que labora el Ingeniero Químico cuando éste se desempeña como Ingeniero de Proceso, ya sea en una constructora o firma de ingeniería.

El contenido que se presenta es, a grandes rasgos, el siguiente:

- Cap. III.- Trata del cálculo analítico de las variables de proceso que de forma más frecuente son requeridas para el cálculo de equipo y/o líneas de proceso.

Este capítulo nos describe brevemente una ecuación de trabajo y la forma de utilizarla en el cálculo de una propiedad en particular. Se seleccionó como mínimo una ecuación por cada variable de proceso presentada.

Las variables de proceso que podrán calcularse con los algoritmos propuestos se desglosan en el "Contenido" de este trabajo.

- Cap. IV.- Este capítulo muestra en forma de métodos cortos, algunos procedimientos para el cálculo de líneas de proceso, bombas centrífugas y agitadores. El resultado final de los últimos dos, será la potencia requerida para un problema dado. En el caso del cálculo de líneas, será una caída de presión permisible.

- Cap. V.- Este apartado resume un algoritmo mediante el cual se puede estimar una torre de destilación multicomponente mediante el método corto comúnmente llamado "FUG" por las iniciales de los autores de las correlaciones utilizadas.

- Cap. VI.- Mediante los algoritmos presentados en este capítulo, se puede calcular un intercambiador de calor de tubos concéntricos o uno de tubos y coraza (1-2). Para algunos arreglos diferentes al arreglo (1-2), se podrá calcular su factor de corrección ("F") de la LMTD. Se establece también un procedimiento para calcular espesores de aislamiento para tuberías que transportan fluidos calientes.

- Cap. VII.- En este capítulo se desarrollaron tres algoritmos comunes al Ingeniero de Proceso, estos son:

A.- Dimensionamiento de un quemador elevado.

B.- Cálculo de la potencia de un compresor.

C.- Dimensiones principales requeridas por un separador líquido-vapor.

Los capítulos VIII, IX y X, son respectivamente conclusiones, apéndice y bibliografía.

Por cada procedimiento presentado, se desarrolló un pequeño programa en "Q-Basic" que se pone a disposición del lector interesado, ya que es parte de los objetivos del presente trabajo (Ver capítulo siguiente).

II.- OBJETIVOS GENERALES.

Cuando un estudiante de Ingeniería Química termina sus estudios de Licenciatura, por lo general, debe seleccionar una de las siguientes opciones:

- Continuar en la facultad hasta obtener el título de Licenciatura, incluso conseguir una maestría (y aún más), si sus posibilidades y aptitudes así se lo permiten, o bien:

- Contratarse como empleado en una de las siguientes áreas de trabajo, postergando o llevando a la par el desarrollo de su tesis profesional:

- Producción y/o ventas.
- Diseño y/o construcción.
- Docencia y/o alguna otra actividad no relacionada con su carrera.

- Trabajar por su cuenta en un área relacionada con su carrera y continuar o postergar el desarrollo de una tesis que le permita obtener su título profesional.

El contenido de este trabajo está dirigido al estudiante de Ingeniería Química, que por una razón u otra se contrató como empleado en el área de diseño y/o construcción. Debido a su especialidad, se le podrá canalizar a una (o más) de las diferentes áreas de trabajo en las cuales el Ingeniero Químico puede desarrollarse (ya sea como Ingeniero Instrumentista o Ingeniero de proceso), por ejemplo:

- Sistemas contra incendio.
- Tratamiento de efluentes.
- Aire acondicionado.
- Plantas industriales, etc.

En cualquiera de las áreas de diseño en la que el recién egresado eligió laborar, su trabajo primordial consiste en estimar o calcular en forma rigurosa, el diámetro de una tubería de proceso o de servicio, la potencia de una bomba, agitador, compresor, soplador, etc., el diseño termodinámico de un cambiador de calor, la capacidad de una caldera, dimensiones principales de tanques de almacenamiento, espesores de aislamiento, etc.

Se considera que más del 90% de los cálculos que un Ingeniero de Proceso o Instrumentista necesita realizar, ya existen implementados en uno o más programas de computadora comerciales o privados, sin embargo, para el ingeniero recién egresado existen los siguientes problemas:

1.- Los paquetes comerciales, que se consideran adecuados para presentar un buen resultado a un cliente exigente, tienen un precio muy superior a los 1500 dólares.

2.- Si el recién egresado se contrata con una compañía pequeña o recién formada, esta no contará con la infraestructura adecuada para el desempeño del novel Ingeniero. Por lo tanto tendrá que hacer su trabajo sin esta estructura de apoyo.

3.- Si el recién egresado logra contratarse con una compañía grande y/o bien formada, ésta ya tendrá implementados todos (o la mayoría) los procedimientos de cálculo requeridos para el desarrollo de un trabajo formal pero, no le serán familiares al novel Ingeniero, por lo cual tendrá que ocupar tiempo en conocerlos para posteriormente aplicarlos, incluso a veces, tendrá que usarlos "mecánicamente".

Por lo tanto, el objetivo principal de este trabajo, es ayudar al recién egresado a resolver en alguna medida los problemas anteriormente expuestos, con el fin de que se desarrolle más rápido y eficientemente en el inicio de su vida profesional.

III.- CALCULO ANALITICO DE LAS VARIABLES DE PROCESO.

III.1.- BLOQUE DE PROPIEDADES No. 1**III.1.1.- CAPACIDAD CALORIFICA DE UN GAS IDEAL****III.1.2.- VISCOSIDAD DE UN LIQUIDO****III.1.3.- PRESION DE VAPOR****III.1.4.- TEMPERATURA DE SATURACION****III.1.5.- NOMENCLATURA DEL BLOQUE DE PROPIEDADES No 1**

III.1.1.- CAPACIDAD CALORIFICA DE UN GAS IDEAL.

III.1.1.1.- ECUACION DE TRABAJO.

Está rutina evalúa la capacidad calorífica de un compuesto como función de la temperatura. La ecuación utilizada es la que se establece en el banco de datos del libro de Reid and Sherwood (ver bibliografía), por lo tanto, se podrá evaluar ésta propiedad para cerca de 400 compuestos, siempre y cuando se tengan sus constantes. Véase apéndice "A" en cap. IX.

La capacidad calorífica (CP) se obtiene de la ecuación en: calorías/g-mol °K y la temperatura se introduce en : °K.

Ec. de trabajo:

$$CP = CPVAP A + ((CPVAP B) * T) + ((CPVAP C) * T^2) + ((CPVAP D) * T^3) \quad (III.1.1.1)$$

III.1.1.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Ver apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.1.1.3.- NOMENCLATURA.

Véase apartado No. III.1.5 (nomenclatura del bloque de propiedades No. 1)

III.1.1.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

.....DATOS GENERALES.....

 PESO MOLECULAR -PM-... = 18
 CTE. CP VAP A... = 7.701
 CTE. CP VAP B... = .000495
 CTE. CP VAP C... = 2.521E-06
 CTE. CP VAP D... = -8.59E-10
 TEMPERATURA (K)... = 573

..... RESULTADOS.....

 CAP. CAL. (CAL/G-MOL*°K)... = 8.650746
 CAP. CAL. (CAL/g*°K)... = .480597

III.1.2.- VISCOSIDAD DE UN LIQUIDO

III.1.2.1.- ECUACION DE TRABAJO

De igual forma que en la sección anterior, esta rutina evalúa la viscosidad de un líquido. Las constantes requeridas son las que se listan en el banco de datos correspondientes a este bloque (el de Reid and S.). Véase apéndice "A" en cap. IX.

La viscosidad (MU) se obtiene de la ecuación en : centipoises(cP).

La temperatura se introduce en: °K.

Ecuación de trabajo:

$$\log(\text{VISCOSITY}) = (\text{VIS B})^{(1/T)} - (1/\text{VISTO}) = \text{KMU} \quad (\text{III.1.2.1})$$

De donde:

$$\text{VISCOSITY} = 10^{\text{KMU}} \quad (\text{III.1.2.2})$$

III.1.2.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Ver apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.1.2.3.- NOMENCLATURA.

Véase apartado No. III.1.5. (nomenclatura del bloque de propiedades No.1).

III.1.2.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

..... DATOS GENERALES

 CONSTANTE VISB..... = 658.25

CONSTANTE VISTO..... = 283.16

TEMPERATURA (K)..... = 293

..... RESULTADOS

 VISCOSIDAD (CENTIPOISES)..... = .8354676

III.1.3.- PRESION DE VAPOR (PRESION DE SATURACION).

III.1.3.1.- ECUACION DE TRABAJO.

El cálculo de la presión de vapor se llevará a cabo con la conocida ec. de Antoine, que aunque se observó menos exacta que la ec. Hartlacher, para la ec. de Antoine hay mayor número de constantes reportadas, y por eso se escogió esta última, para estimar esta propiedad. Véase apéndice "A" en cap IX.

Para la utilización de la ec. de Antoine, tendrá que verificarse primero el rango de aplicación de la función, indicado por las temperaturas, mínima (TMN) y máxima (TMX), en °K.

La presión de vapor se obtiene en mmHg y se convertirá a lb/in² para ver su resultado en éstas unidades también.

La temperatura se introduce en °K.

Ec. de trabajo:

$\ln(\text{VAPOR PRESSURE}) = KVP$

$$= \text{ANT A} - \text{ANT B}/(\text{T} + \text{ANT C}) \quad (\text{III.1.3.1})$$

Con: TMN y TMX, en °K como límites de temperatura para la utilización de la ecuación. De la ecuación III.1.3.1, se obtiene:

$$\text{VAPOR PRESSURE} = \exp(KVP) \quad (\text{III.1.3.2})$$

Para obtener el valor de la presión de vapor en lb/in², se define:

$$\text{VPI} = (\text{VAPOR PRESSURE}) \cdot (14.7/760) \quad (\text{III.1.3.3})$$

III.1.3.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Ver apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.1.3.3.- NOMENCLATURA.

Véase apartado No. III.1.5 (nomenclatura del bloque de propiedades No.1).

III.1.3.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

D A T O S G E N E R A L E S

CTE. ANTA.....= 18.3036
CTE. ANTB.....= 3816.44
CTE. ANTC.....=-46.13
TEMP. (K).....= 373

R E S U L T A D O S

PRESION DE VAP. (mm Hg).....= 755.8842
PRESION DE VAP. (PSIA).....= 14.62039

III.1.4.- TEMPERATURA DE SATURACION ($T=f(P,V)$).

III.1.4.1.- ECUACION DE TRABAJO.

En esta rutina se calculó la temperatura correspondiente a una presión de vapor dada. Las consideraciones que se hacen en esta sección son las mismas que las que se establecieron en el cálculo anterior, se utiliza la misma ecuación (III.1.3.1), con las mismas constantes, sólo que explícita en la temperatura, esto es:

$$T = (-ANT B / (KVP - ANT A)) - ANT C \quad (III.1.4.1)$$

con:

KVP = ln (VAPOR PRESSURE)

VAPOR PRESSURE = presión de vapor : mmHg

T = temperatura (°K)

para que el resultado de la temperatura nos de en °C:

$$TC = T - 273 \quad (III.1.4.2)$$

III.1.4.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Véase apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.1.4.3.- NOMENCLATURA.

Véase apartado No. III.1.5 (nomenclatura del bloque de propiedades No.1).

III.1.4.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

D A T O S G E N E R A L E S

 CTE. ANTA.....= 19.3036
 CTE. ANTB.....= 3816.44
 CTE. ANTC.....=-46.13
 P.DE VAPOR (mm Hg)...= 756

R E S U L T A D O S

 TEMP. DE SAT. (K).....= 373.0043
 TEMP. DE SAT. (C).....= 100.0043

III.1.5.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.1

La nomenclatura utilizada en los apartados III.1.1-III.1.4 y es la siguiente:

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DEFINICION
CP VAP A	CP VAP A	CTE. P/ la cap. calorífica de un gas ideal
CP VAP B	CP VAP B	IDEM
CP VAP C	CP VAP C	IDEM
CP VAP D	CP VAP D	IDEM
VIS B	VIS B	CTE p/ la ec. de la viscosidad del líquido
VIS TO	VIS TO	IDEM
ANT A	ANT A	Coef. de Antoine p/ el cal. de la p. de vap.
ANT B	ANT B	IDEM
ANT C	ANT C	IDEM
TMX	TMX	Temp. máxima aplicable en la ec. de Antoine
TMN	TMN	Temp. mínima aplicable en la ec. de Antoine
TC	TC	Temp. en grados centigrado.

III.2.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.2**III.2.1.- INTRODUCCION****III.2.2.- ENTALPIA DE UN GAS IDEAL****III.2.3.- CAPACIDAD CALORIFICA DE UN GAS IDEAL****III.2.4.- ENTROPIA DE UN GAS IDEAL****III.2.5.- NOMENCLATURA DEL BLOQUE DE PROPIEDADES No.2**

III.2.1.- INTRODUCCION

Las propiedades del gas ideal son frecuentemente solicitadas en las correlaciones de la entalpia, capacidad calorifica y entropia reales. En general, estas propiedades son relacionadas en términos de sus desviaciones de la idealidad, por lo tanto, para obtener los valores absolutos reales, predicciones exactas de los valores del gas ideal son necesarios.

Las ecuaciones que se utilizan en este bloque son termodinámicamente consistentes, y con un buen grado de exactitud para las tres propiedades que se correlacionan.

Las ecuaciones de trabajo pueden utilizarse sólo con las constantes apropiadas para cada compuesto (ver apéndice "B" , cap. IX) y su rango de aplicación está definido por los límites de temperatura indicados para cada compuesto. Se enlistan estas constantes y límites para 89 compuestos.

III.2.2.- CALCULO DE LA ENTALPIA DE UN GAS IDEAL:

III.2.2.1.- ECUACION DE TRABAJO

La ecuación de trabajo presenta su resultado en: BTU/LB, y requiere la temperatura en °R. Los datos base utilizados para integrar la ecuación: $\Delta H^{\circ} = \int CP^{\circ} dT$, fueron 0 BTU/LB A 0 °R.

Ecuación de trabajo:

$$H^{\circ} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 + FT^5 \tag{III.2.2.1}$$

III.2.2.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Ver apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.2.2.3.- NOMENCLATURA. Vea apartado III.2.5. (nomenclatura del bloque de propiedades No. 2).

III.2.2.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS GENERALES

CONSTANTE -A-.....=-2.46342
CONSTANTE -B-.....= .457392
CONSTANTE -C-.....=-5.2512E-05
CONSTANTE -D-.....= 6.4594E-08
CONSTANTE -E-.....=-2.02759E-11
CONSTANTE -F-.....= 2.3631E-15
TEMP. A EVALUAR (R).....= 852

RESULTADOS

ENTALPIA IDEAL (BTU/LB).....= 379.4422

III.2.3.- CALCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DE UN GAS IDEAL.

III.2.3.1.- ECUACION DE TRABAJO.

La ecuación que se utiliza para obtener la capacidad calorífica de un gas ideal es: $C_p^* = dH^*/dT$, por lo tanto de la ec. III.2.2.1, se obtiene la siguiente ecuación de trabajo:

$$C_p^* = B + 2CT + 3DT^2 + 4ET^3 + 5FT^4 \quad (\text{III.2.3.1})$$

III.2.3.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Vease apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.2.3.3.- NOMENCLATURA.

Vease apartado No. III.2.5 (nomenclatura del bloque de propiedades No. 2).

III.2.3.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

D A T O S G E N E R A L E S

 CONSTANTE -A-.....=-2.46342
 CONSTANTE -B-.....= .457392
 CONSTANTE -C-.....=-5.2512E-05
 CONSTANTE -D-.....= 6.4594E-08
 CONSTANTE -E-.....=-2.02759E-11
 CONSTANTE -F-.....= 2.3631E-15
 TEMPERATURA A EVALUAR (R).....= 852

R E S U L T A D O S

 CAP. CAL. DEL GAS IDEAL (BTU/LB-R).... = .4646446

III.2.4.- CALCULO DE ENTROPIA DE UN GAS IDEAL.

III.2.4.1.- ECUACION DE TRABAJO.

La ecuación que se integra para obtener la entropía de un gas ideal es la siguiente:: $S^a = \int (Cp^a/T)dT$, obteniéndose:

$$S^a = B \ln T/TB + 2 C(T-TB) + 3/2 D(T^2-TB^2) + \dots \\ + 4/3E(T^3-TB^3) + 5/4 F(T^4-TB^4) + G' \quad (III.2.4.1)$$

Donde TB es la temperatura base para la ec. de la entropía (1°R), y G' es la constante de integración, la ec. III.2.4.1. puede ser simplificada si se combina la temperatura base con la constante G', para dar:

$$S^a = B \ln T + 2 CT + 3/2 DT^2 + \dots \\ + 4/3ET^3 + 5/4 FT^4 + G \quad (III.2.4.2)$$

Donde la G contiene las dos constantes. La entropía se da por lo tanto en BTU/LB°-R y la temperatura en °R.

III.2.4.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Ver apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.2.4.3.- NOMENCLATURA.

Ver apartado III.2.5. (nomenclatura del bloque de propiedades No. 2).

III.2.4.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

D A T O S G E N E R A L E S

 CTE. -A-.....=-2.46342
 CTE. -B-.....= .457392
 CTE. -C-.....=-5.2512E-05
 CTE. -D-.....= 6.4594E-08
 CTE. -E-.....=-2.02759E-11
 CTE. -F-.....= 2.3631E-15
 CTE. -G-.....=-.33983
 TEMPERATURA A EVALUAR (R).....= 852

R E S U L T A D O S

 ENTROPIA DEL GAS IDEAL () = 2.712152

III.2.5.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.2

La nomenclatura utilizada en los apartados III.2.2 a III.2.4, se relaciona a continuación:

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
A,B,C,D.	A,B,C,D	Constantes de las ecs.
E,F,G.	E,F,G.	de trabajo presentadas.
C_p^*	---	Cap. calorífica ideal
S^*	SID	Entropía ideal
H^*	HID	Entalpía ideal

III.3.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.3**III.3.1.- CALCULO DE LA DENSIDAD DE SATURACION DE LOS LIQUIDOS****III.3.2.- CALCULO DE LA DENSIDAD DE UN LIQUIDO COMPRIMIDO****III.3.3.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.3**

III.3.1.- CALCULO DE LA DENSIDAD DE SATURACION DE LOS LIQUIDOS

III.3.1.1.- ECUACION DE TRABAJO.

Las densidades de los líquidos son ampliamente usados en cálculos de procesos químicos, simulaciones y otros.

Una correlación útil y general de las propiedades volumétricas de los líquidos debe ser aplicable a una amplia variedad de estos incluyendo aquellos para los cuales no existen datos experimentales. De aquí que deba ser predictiva. Debe también, de paso, ser precisa y confiable. Simplicidad, tiempos cortos de cómputo, propiedades de convergencia y continuidad de la función resultan muy importantes si una correlación va a ser usada en una simulación de proceso.

Una correlación para las densidades de saturación de líquidos puros y sus mezclas que satisface la mayoría de estos requerimientos ha sido desarrollada; los parámetros óptimos requeridos para su uso fueron obtenidos para 200 compuestos. (Ver apéndice "C", cap IX).

Basada en el análisis y posterior comparación de las correlaciones de:

- Yen-Woods (1966).
- Rackett Modificada (1972).
- Gunn y Yamada (1971).

El siguiente modelo fue propuesto:

$$V_g/V^s = V_R^s \{1 - WSRK V_R(d)\} \quad (III.3.1.1)$$

$$V_R^s = 1 + A (1-Tr)^{1/3} + B (1-Tr)^{2/3} + \dots \\ \dots C(1-Tr) + D (1-Tr)^{0.5} \quad 0.25 < Tr < 0.95 \quad (III.3.1.2)$$

$$V_R(d) = [E + F Tr + G Tr^2 + H Tr^3] / (Tr - 1.00001) \\ \text{con: } 0.25 < Tr < 1.0 \quad (III.3.1.3)$$

El modelo es lineal en el factor ascéntrico y contiene el producto de la función de la esfericidad de la molécula V_R^s y la función $V_R(d)$ para representar la función

de desviación $V_R(l)$. Sólo un parámetro de ajuste V^* , llamado el volumen característico, es requerido para cada compuesto puro.

Los términos $V_R(l)$ y $V_R(d)$ dependen solo de la temperatura reducida y son expresados por funciones que no contienen discontinuidades matemáticas. La forma de la ecuación de Yen and Woods es usada para representar la función de la esfericidad de la molécula $V_R(l)$ en el rango completo de las temperaturas reducidas; esta forma da el valor correcto y la pendiente en el punto crítico. La función $V_R(d)$ se hace asintótica a uno al acercarse al punto crítico.

Al factor acéntrico de la ecuación III.3.1.1 se le asignó el subíndice SRK (Soave-Redlich-Kwong) para denotar la fuente de los valores utilizados.

Los parámetros para la ecuación III.3.1.2 y III.3.1.3 están dados a continuación, mientras que los volúmenes característicos para 200 compuestos están dados en el apéndice "C", cap. IX.

TABLA III.3.1.1 (PARAMETROS UTILIZADOS EN LAS ECS. III.3.1.2 Y III.3.1.3)

$A = -1.52816$	$E = -0.296123$
$B = 1.43907$	$F = 0.386914$
$C = -0.81446$	$G = -0.0427258$
$D = 0.198454$	$H = -0.0488645$

III.3.1.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Véase apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.3.1.3.- NOMENCLATURA.

Véase apartado III.3.3 (nomenclatura para el bloque de propiedades No. 3).

III.3.1.4.- USO DE LA ECUACION (EJEMPLO DE APLICACION).

Las ecuaciones III.3.1.1, 3.1.2 y 3.1.3 junto con los parámetros presentados en la tabla III.3.1.1 pueden ser utilizadas con un solo dato experimental para obtener el volumen característico y consecuentemente la curva completa de las densidades de saturación del líquido aunque este no se presente tabulado (en el apéndice "C", cap. IX). Frecuentemente, sin embargo, el dato requerido no está disponible realmente. Consecuentemente, para proveer a la ecuación de una capacidad predictiva para estos casos, el volumen característico ha sido correlacionado con la siguiente expresión:

$$V^* = (RT_c/P_c)(n + b W_{SRK} + c W_{SRK}^2) \quad (III.3.1.4)$$

La tabla III.3.1.2 presenta los valores de las constantes a, b y c para nueve clases de fluido.

DATOS GENERALES

CONSTANTES UTILIZADAS EN LA ECUACION DE COSTALD...

CTE. -a-	= -1.52816
CTE. -b-	= 1.43907
CTE. -c-	= -.81446
CTE. -d-	= .190454
CTE. -e-	= -.296123
CTE. -f-	= .386914
CTE. -g-	= -.0427258
CTE. -h-	= -.0480645

DATOS DE ENTRADA

VOL. CARACTERISTICO (LT/MOL).....	= .04357
TEMP. CRITICA (K).....	= 647.3
PESO MOLECULAR.....	= 18
PRESION CRITICA (ATM).....	= 217.6
FACTOR ACENTRICO (WRSK).....	= .3852
TEMP. A EVALUAR (K).....	= 373

RESULTADOS

VOLUMEN DE SAT. (LT/G -MOL).....	= .0150855
----------------------------------	------------

	Paraffins	Olefins and diolefins	Cycloparaffins	Aromatics	All hydrocarbons
a	0.8948331	0.3070819	0.6544896	0.3717638	0.3851886
b	-0.00897888	-0.8368841	-3.391715	-0.06759377	-0.06379110
c	0.02879988	0.8834663	7.442388	0.03887787	0.01379173
Avg abs. % error	1.83%	1.43%	1.00%	0.58%	1.86%
	Sulfur compds.	Fluorocarbons	Cryogenic liquids	Condensable gases	
a	0.3083488	0.5318098	0.8980888	0.8888467	
b	-0.1763847	-2.348818	-0.88488388	-0.1183987	
c	0.1783878	5.407388	-0.1901563	0.1088379	
Avg abs. % error	1.88%	0.83%	0.88%	3.88%	
U N A M		FES - ZARAGOZA -			
CONSTANTES PARA USO EN LA EC. (III.3.1.4.)					
ELAB. J. GARCIA			TABLA III.3.1.2		
REV. J. CAMACHO			MAYO 95		

III.3.2.- CALCULO DE LA DENSIDAD DE UN LIQUIDO COMPRIMIDO.

III.3.2.1.- ECUACION DE TRABAJO.

La ecuación de Tait (1888) ha sido extendida para permitir la predicción exacta de las densidades de una amplia variedad de líquidos comprimidos y sus mezclas para un rango de temperaturas de 50 a 600°K y presiones de saturación de hasta 10,000 PSIA usando sólo la temperatura crítica, presión crítica, factor acentrico (SRK), volumen saturado y presión de saturación para un líquido puro o los parámetros correspondiente para una mezcla.

Ecuación de trabajo:

La ecuación de Tait (1888) puede ser escrita como:

$$V=V_S[1-C \ln ((B+P)/(B+P_S))] \quad (III.3.2.1)$$

Donde:

$$B/P_c = -1 + a(1-Tr)^{1/3} + b(1-Tr)^{2/3} + c(1-Tr) + d(1-Tr)^{4/3} \quad (III.3.2.2)$$

Parte de la capacidad predictiva de la correlación, se obtiene, haciendo a "c" una función exponencial del factor acentrico de Soave-Redlich-Kwong;

$$c = \exp(f + g WSRK + h W^2 SRK) \quad (III.3.2.3)$$

c es considerada independiente de la temperatura y como una función lineal del factor acentrico:

$$c = j + k WSRK \quad (III.3.2.4)$$

Los valores de las constantes (a - k) se presentan en la tabla III.3.2.1 V_S se obtiene de la ec. de Hankinson y Thompson; (Coatani, ver sección III.3.1, ec. III.3.1.1).

TABLA III.3.2.1. (PARAMETROS DE LAS ECS. III.3.2.1 A III.3.2.4)

a = -9.070217	g = 0.250047
b = 62.45326	h = 1.14188
d = -135.1102	J = 0.0861488
F = 4.79594	k = 0.0344483

III.3.2.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Vease apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.3.2.3.- NOMENCLATURA.

Vease apartado III.3.3 (nomenclatura para el bloque de propiedades No. 3).

III.3.2.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

 DATOS DE PRESION P/VOL. PRESURIZADO

PRESION DE SAT. (ATM) TK.....= 1
 PRESION A EVALUAR (ATM).....= 50

 RESULTADOS DE VOL. PRESURIZADO

VOL. PRESURIZADO (LT/G-MOL)....= 1.506905E-02

III.3.3.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.3

La nomenclatura de los apartados III.3.1 y III.3.2 se relaciona a continuación:

EN EL TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
V_s	VS	Volúmen del liq. saturado
V^*	V^*, VE	Volúmen característico: l/mol
$V_R(^*)$	----	Función de estados correspondientes para fluidos normales.
W_{SRK}	WSRK,W	Factor acéntrico de la ec. de Soave
$V_R(d)$	----	Función de desviación
$V_R(l)$	----	Función de desviación de estados correspon.
R	R	Constantes del gas ideal (0.082).
T_c	TC,TCK	Temperatura crítica
P_c	PC	Presión crítica
a,b,c...k	----	Constantes utilizadas en las ecs. de trabajo
T_r	----	Temperatura reducida
A.....H	----	Constantes utilizadas en las ecs. de trabajo
ln	----	Logaritmo natural
----	TK	Temperatura en G. Kelvin.

III.4.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.4

III.4.1.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD (Z). SOLUCION* A LA ECUACION DE PENG-ROBINSON (1976).

III.4.2.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD (Z). SOLUCION* A LA ECUACION DE SOAVE (1972).

III.4.3.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.4

***La solución a estas ecuaciones implica poder obtener la fugacidad, volúmenes, entalpías y entropías de desviación.**

III.4.1.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD.

III.4.1.1.- ECUACION DE PENG-ROBINSON.

Desde que apareció la ecuación de Van Der Waals en 1873, muchos autores han propuesto variaciones en la relación semi-empírica. Una de las más útiles modificaciones fué aquella hecha por Redlich y Kwong en 1949.

Una de las más recientes modificaciones a la ec. de R-K es aquella propuesta por Soave (1972). La ec. de Soave-Redlich-Kwong (SRK) ha ganado rápidamente aceptación por la industria de proceso de hidrocarburos debido a la relativa simplicidad de la ec. en sí misma comparada con la más complicada ec. BWRS y también a causa de su capacidad para generar relaciones de equilibrio razonablemente exactos en cálculos VLE (equilibrio líquido-vapor). Sin embargo hay fallas evidentes, como en la generación de valores satisfactorios para la densidad del líquido, aunque las densidades calculadas para el vapor son generalmente aceptables. Puede ser visto que la ec. SRK siempre predice valores para el líquido que son más grandes que los valores que la literatura reporta y la desviación se incrementa de cerca de 7% a temperaturas reducidas menores que 0.65 a cerca de 27% cuando el punto crítico está cercano.

Los autores consideran que la ecuación que presentan proporciona mejores valores para la densidad del líquido así como presiones de vapor y relaciones de equilibrio exactas.

Formulación de la ecuación.

Las ecuaciones de estado semiempíricas generalmente expresan la presión como la suma de dos términos, una presión de repulsión P_R y una presión de atracción P_A como sigue:

$$P = P_R + P_A$$

(III.4.1.)

Las ecuaciones de Van Der Waals (1873), Redlich-Kwong (1949), y Soave (1972) son ejemplos y todas tienen la presión de repulsión expresada por la ec. de V.D.W. de la esfera sólida, esto es:

$$P_R = RT/(v-b) \quad (\text{III.4.1.2})$$

La presión de atracción puede ser expresada como:

$$P_A = - a / (g(v)) \quad (\text{III.4.1.3})$$

Donde $g(v)$ es una función del volumen molar v y la constante b el cual se relaciona al tamaño de la esfera sólida. El parámetro a puede ser considerado como una medida de la fuerza de atracción intermolecular. Aplicando la ec. III.4.1.1 al punto crítico donde la primera y segunda derivadas de la presión con respecto al volumen desaparecen, uno puede obtener expresiones para a y b al punto crítico en términos de las propiedades críticas. Mientras que b es usualmente tratado como independiente de la temperatura, a es constante solo en la ec. de V.D.W. para la ec. de RK y la de SRK, factores de escalamiento adimensionales son usados para describir la dependencia de la temperatura por parte del parámetro de energía.

Un estudio de las ecs. semiempíricas de la forma de la ec. III.4.1.1 indica que seleccionando una función adecuada para $g(v)$, el factor de compresibilidad crítico predicho puede hacerse que se aproxime a un valor más realista.

La ecuación propuesta es la siguiente:

$$P = (RT/(v-b)) - (a(T) / (v(v+b) + b(v-b))) \quad (\text{III.4.1.4})$$

La ecuación puede ser reescrita como:

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0 \quad (\text{III.4.1.5})$$

Donde:

$$A = aP/R^2T^2 \quad (\text{III.4.1.6})$$

$$B = bP/RT \quad (\text{III.4.1.7})$$

$$Z = Pv/RT \quad (\text{III.4.1.8})$$

La ec. III.4.1.5 rinde una o tres raíces dependiendo del número de fases en el sistema. En la región de dos fases, el valor de la raíz más grande es para el factor de compresibilidad del vapor mientras que la raíz positiva más pequeña corresponde al líquido.

Aplicando la ec. III. 4.1.4 al punto crítico tenemos:

$$a(T_c) = 0.45724(R^2 T_c^2) / P_c \quad (\text{III.4.1.9})$$

$$b(T_c) = 0.07780 R T_c / P_c \quad (\text{III.4.1.10})$$

$$Z_c = 0.307 \quad (\text{III.4.1.11})$$

A otras temperaturas diferentes de la temperatura crítica, tenemos:

$$a(T) = a(T_c) \alpha(T_r, w) \quad (\text{III.4.1.12})$$

$$b(T) = b(T_c) \quad (\text{III.4.1.13})$$

Donde $\alpha(T_r, w)$ es una función adimensional de la temperatura reducida y el factor ascéntrico, la cual es igual a la unidad cuando $T = T_c$. La ec. III.4.1.12 fué también utilizada por Soave (1972) en su ec. modificada de RK.

Aplicando la relación termodinámica a la ec. III.4.1.4,

$$\ln f/P = \int_0^P \left(\frac{v}{RT} - \frac{1}{P} \right) dP \quad (\text{III.4.1.14})$$

La siguiente expresión para la fugacidad de un componente puro puede ser derivada.

$$\ln f/P = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \ln \left(\frac{Z + 2.414B}{Z - 0.414B} \right) \quad (\text{III.4.1.15})$$

Para todas las sustancias examinadas, la relación entre α y T_r puede ser linealizada por la siguiente ecuación:

$$\alpha^{1/2} = 1 + h(1 - T_r^{1/2}) \quad (\text{III.4.1.16})$$

Donde h es una constante característica de cada sustancia. Esta constante ha sido correlacionada contra los factores ascéntricos. La ec. resultante es:

$$h = 0.37464 + 1.54226w - 0.26992w^2 \quad (\text{III.4.1.17})$$

La entalpía de desviación de un fluido, se obtiene por sustitución de la ec.

III.4.1.4 en la relación termodinámica:

$$H-H^* = RT(Z-1) + \int_{\infty}^v [T \left(\frac{P}{T} \right) - P] dv \quad (\text{III.4.1.18})$$

Obteniéndose;

$$H-H^* = RT(Z-1) + (T(da/dT) - a) / (2\sqrt{2} B) \ln((Z+2.414B)/(Z-0.414B)) \quad (\text{III.4.1.19})$$

Del libro de Walas (Pag. 509) se obtiene que:

$$H'/RT = 1 - Z + \left(\frac{A}{2.828B} \right) (1 + (D/a\alpha)^2) \ln((Z + 2.414B) / (Z - 0.414B)) \quad (\text{III.4.1.20})$$

Y para la entropía residual:

$$S'/R = -\ln(Z-B) + \left(\frac{B D}{2.828 A \alpha} \right)^2 \left(\ln \left(\frac{Z+2.414B}{Z-0.414B} \right) \right) \quad (\text{III.4.1.21})$$

Donde:

$$D = (k(\alpha)) \sqrt{Tr/\alpha} \quad (\text{III.4.1.22})$$

Por modificación del término de atracción en la presión de la ec. semiempírica de VDW una nueva ec. de estado ha sido obtenida. Esta ecuación puede ser utilizada para predecir presiones de vapor exactas de sustancias puras y relaciones de equilibrio de mezclas.

Mientras que la nueva ecuación ofrece la misma simplicidad que la ec. de SRK y aunque ambas ecs. predicen densidades del vapor y valores de la entalpía con razonable exactitud, valores más exactos de la densidad del líquido pueden ser obtenidos con la nueva ecuación.

III.4.1.2.- SECUENCIA DEL CALCULO.

Vease apartado III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.4.1.3.- NOMENCLATURA.

Vease apartado III.4.3. nomenclatura para el bloque de props. No.4

III.4.1.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS GENERALES DE ENTRADA

TEMPERATURA CRITICA (K).....= 369.9
PRESION CRITICA (ATM).....= 42
FACTOR ACENTRICO.....= .152
TEMPERATURA (K).....= 350
PRESION (ATM).....= 5
PESO MOLECULAR.....= 44.09

R E S U L T A D O S

FACTOR DE COMP. -Z.....= .9453586
VOL. MOLAR (CM3 / G-MOL)....= 5429.667
FUGACIDAD (ATM).....= 4.738102
ENTALPIA RESIDUAL(CAL/G-MOL).....= 110.1264
ENTROPIA RESIDUAL(CAL/G-MOL-K).....= .1341635
DENSIDAD (LB/FT3).....= .5074703

III.4.2.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

III.4.2.1.- ECUACION DE SOAVE

Debido a la similitud de esta ecuación con la desarrollada en el apartado anterior y dado que las bases teóricas son las mismas, las ecuaciones de trabajo de este apartado, se presentan sólo en la secuencia de cálculo y la rutina para su solución se estableció a priori.

III.4.2.2.- SECUENCIA DE CALCULO.

Vease apartado III.6. (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.4.2.3.- NOMENCLATURA.

Vease apartado III.4.3 (nomenclatura para el bloque de propiedades No.4)

III.4.2.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS GENERALES DE ENTRADA

```

-----
TEMPERATURA CRITICA (K).....= 369.9
PRESION CRITICA (ATM).....= 42
FACTOR ACENTRICO.....= .152
TEMPERATURA (K).....= 350
PRESION (ATM).....= 5
PESO MOLECULAR.....= 44.09
-----

```

R E S U L T A D O S

```

-----
FACTOR DE COMP. -Z-.....= .9501235
VOL. MOLAR (CM3 / G-MOL).....= 5457.035
FUGACIDAD (ATM).....= 4.760868
ENTALPIA RESIDUAL(CAL/G-MOL).....= 107.1191
ENTROPIA RESIDUAL(CAL/G-MOL-K).....= .208676
DENSIDAD (LB/FT3).....= .5049252
-----

```


III.4.3.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.4

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
P	P	Presión
P_R	-----	Presión de repulsión
P_A	-----	Presión de atracción
R	R1,R2	Constante del gas.
T	TK	Temperatura absoluta
v	-----	Volúmen molar
b	-----	Co volúmen de Vander Waals
a	-----	Parámetro de atracción
Z	Z	Factor de compresibilidad
A	APS	Constante definida por III.4.1.6
B	BPS	Constante definida por III.4.1.7
T_c	TCK	Temperatura crítica
T_r	-----	Temperatura reducida
w	W	Factor acéntrico
f	-----	Fugacidad
k	MKI	Constante característica, ec. III.4.2.17
D	DPS	Función derivada, ec. III.4.1.22
	AFI	Factor de escalamiento, ec. III.4.1.16
ln	-----	Logaritmo natural

III.5.- BLOQUE DE PROPIEDADES No.5**III.5.1.- FACTOR ASCENTRICO****III.5.2.- CALOR DE VAPORIZACION****III.5.3.- VISCOSIDAD DE VAPORES****III.5.4.- CAPACIDAD CALORIFICA DE LIQUIDOS****III.5.5.- TENSION SUPERFICIAL****III.5.6.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.5**

III.5.1.- FACTOR ASCENTRICO.

III.5.1.1.- ECUACION DE TRABAJO

El factor ascéntrico es definido como:

$$w = \log P_{vr} (a \text{ Tr} = 0.7) - 1.000 \quad (\text{III.5.1.1})$$

Una bien conocida y exacta ecuación de estados correspondientes es aquella desarrollada por Pitzer y otros:

$$\ln P_{vr} = f(0)(\text{Tr}) + w f(1)(\text{Tr}) \quad (\text{III.5.1.2})$$

De la cual, Lee y Kesler desarrollaron ecuaciones para representar las funciones de temperatura reducida:

$$f(0)(\text{Tr}) = 5.92714 - (6.09648/\text{Tr}) - \\ (1.28862 \ln \text{Tr}) + (0.169347 \text{Tr}^6) \quad (\text{III.5.1.3})$$

$$f(1)(\text{Tr}) = 15.2518 - (15.6875/\text{Tr}) - \\ (13.4721 \ln \text{Tr}) + (0.43577 \text{Tr}^6) \quad (\text{III.5.1.4})$$

Si un solo punto de presión de vapor / temperatura es conocido, las ec. III.5.1.2-III.5.1.4 pueden ser rearrregladas y resolverse para w . Para simplificar los cálculos, se asume que T_b , el punto de ebullición normal, es el punto de presión de vapor conocido. El resultado, utilizado en este trabajo, es:

$$w = (w1 + w2 + w3 + w4) / (w5 + w6 + w7) \quad (\text{III.5.1.5})$$

Donde:

$$w1 = -\ln P_c - 5.92714$$

$$w2 = 6.09648 / T_{br}$$

$$w3 = 1.28862 \ln T_{br}$$

$$w4 = -0.169347 T_{br}^6$$

$$w5 = 15.2518 - 15.6875 / T_{br}$$

$$w6 = 13.4721 \ln T_{br}$$

$$w7 = 0.43577 T_{br}^6$$

III.5.1.2.- NOMENCLATURA.

Ver sección III.5.6 (nomenclatura para el bloque de propiedades No.5)

III.5.1.3.- ALGORITMO DE CALCULO.

Ver sección III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades)

III.5.1.4.- EJEMPLO DE APLICACION::**D A T O S G E N E R A L E S**

TEMPERATURA CRITICA (K).....= 647.3
PRESION CRITICA (ATM).....= 217.6
TEMP. DE EB. NORMAL (K).....= 373
TEMP. DE EB. NORMAL REDUCIDA....= .5762398

R E S U L T A D O

FACTOR ACENTRICO.....= 7.463289E-02

III.5.2.- CALOR DE VAPORIZACION

III.5.2.1.- ECUACION DE TRABAJO.

Pitzer y colaboradores derivaron una relación para el calor de vaporización similar a la ec. de Clausius-Clapeyron para la presión de vapor. Pitzer mostró que:

$$\left(\frac{H_v}{RT_c} \right) = \left(\frac{T_r}{R} \right) \left(S_v(o)(T_r) + w S_v(1)(T_r) \right) \quad (III.5.2.1)$$

Robert C. Reid y colaboradores presentaron la siguiente expresión que se aproxima a la ec. III.5.2.1;

$$H_v = RT_c (HV1 + HV2) / 1000 \quad (III.5.2.2)$$

Donde:

$$HV1 = 7.08 (1 - T_r)^{2.344}$$

$$HV2 = 10.95 w (1 - T_r)^{4.405}$$

$$R = 1.987 \text{ cal/(g-mol)(K)}$$

La ec. III.5.2.2 es la que se establece como ec. de trabajo en este escrito. En el trabajo original, Pitzer estableció que los errores para fluidos no polares fueron menores a 2%.

III.5.2.2.- NOMENCLATURA.

Ver sección III.5.6 (nomenclatura para el bloque de propiedades No.5).

III.5.2.3.- ALGORITMO DE CALCULO.

Ver sección III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.5.2.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS GENERALES DE ENTRADA

 FACTOR ACENTRICO..... = .3852
 TEMP. CRITICA (K)..... = 647.3
 TEMP. A EVALUAR (K)..... = 373

R E S U L T A D O S

 TEMPERATURA REDUCIDA..... = .5762398
 CALOR DE VAPORIZACION (Kcal/g-mol-K) = 10.38701

III.5.3.- VISCOSIDAD DE VAPORES.

III.5.3.1.- ECUACION DE TRABAJO.

Una aproximación de estados correspondientes será utilizada. Otros métodos pudieran seleccionarse, pero requieren de datos inconvenientes tales como valores de fuerzas intermoleculares, y no son más exactos.

Stiel y Thodes y Yoon y Thodes desarrollaron diferentes relaciones para sustancias no polares, polares con enlaces de hidrógeno y polares con enlaces diferentes a los de hidrógeno.

Para sustancias no polares.

$$MU_v = (MU_1 - MU_2 + MU_3 + 0.1) / MU_4 \quad (\text{III.5.3.1})$$

Donde:

$$MU_1 = 4.610 T_r^{0.413}$$

$$MU_2 = 2.04 e^{-0.449 T_r}$$

$$MU_3 = 1.94 e^{-0.409 T_r}$$

$$MU_4 = T_c^{1/6} / (M^{1/2} P_c^{1/3})$$

Para compuestos polares con enlaces de hidrógeno:

$$MU_v = (0.755 T_r - 0.58) Z_c^{0.4} / MU_4 \quad (\text{III.5.3.2})$$

Para compuestos polares con enlaces diferentes a los de hidrógeno:

$$MU_v = (1.38 T_r - 0.39) Z_c^{0.3} / MU_4 \quad (\text{III.5.3.3})$$

Para las ecuaciones anteriores, la constante MU_4 , se define de la forma siguiente:

$$MU_4 = T_c^{1/6} (M^{1/2} P_c^{1/3})$$

El error que se obtiene utilizando estas ecuaciones es de solo unos cuantos puntos porcentuales.

III.5.3.2.- NOMENCLATURA.

Ver sección III.5.6 (nomenclatura para el bloque de propiedades No.5).

III.5.3.- ALGORITMO DE CALCULO. Ver sección III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.5.3.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS GENERALES DE ENTRADA

```

-----
TEMP. CRITICA (K).....= 369.8
PRESION CRITICA (ATM).....= 41.9
PESO MOLECULAR.....= 44.09
TEMP. A EVALUAR (K).....= 300
-----

```

R E S U L T A D O S

```

-----
TEMPERATURA REDUCIDA.....= .8112494
VISC. DEL VAPOR (MICROPOISES).....= 90.50171
-----

```

DATOS GENERALES DE ENTRADA

```

-----
TEMP. CRITICA (K).....= 33.2
PRESION CRITICA (ATM).....= 12.8
PESO MOLECULAR.....= 2.01
TEMP. A EVALUAR (K).....= 373
-----

```

R E S U L T A D O S

```

-----
TEMPERATURA REDUCIDA.....= 11.23494
VISC. DEL VAPOR (MICROPOISES).....= 151.4411
-----

```

DATOS GENERALES DE ENTRADA

```

-----
TEMP. CRITICA (K).....= 431.4
PRESION CRITICA (ATM).....= 100
PESO MOLECULAR.....= 46
TEMP. A EVALUAR (K).....= 373
-----

```

R E S U L T A D O S

```

-----
TEMPERATURA REDUCIDA.....= .8646268
VISC. DEL VAPOR (MICROPOISES).....= 110.4221
-----

```

III.5.4.- CAPACIDAD CALORIFICA DE LIQUIDOS.

III.5.4.1.- ECUACION DE TRABAJO.

Métodos de contribución de grupos para estimar la capacidad calorífica del líquido son limitados a una temperatura específica para muchos compuestos o a un rango de temperaturas, pero sólo para hidrocarburos. Hay métodos de estados correspondientes para calcular C_{pl} - C_{pv} , la diferencia entre la capacidad calorífica del líquido y la capacidad calorífica del gas ideal. El método de la capacidad calorífica del líquido de Bondi será utilizado en este reporte como ecuación de trabajo.

El método tiene en forma general un error menor al 10%.

$$C_{pl} - C_{pv} = R(Cp1 + w(Cp2 + Cp3)) \quad (III.5.4.1)$$

Donde:

$$Cp1 = 2.56 + 0.436/(1-Tr)$$

$$Cp2 = 2.91 + (4.28(1-Tr)^{1/2}/Tr)$$

$$Cp3 = 0.296/(1-Tr)$$

$$R = 1.987 \text{ cal / (g-mol)(K)}$$

III.5.4.2.- NOMENCLATURA.

Ver sección III.5.6 (nomenclatura para el bloque de propiedades N6S).

III.5.4.3.- ALGORITMO DE CALCULO.

Ver sección III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.5.4.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS GENERALES DE ENTRADA

```

-----
FACTOR ACENTRICO.....= .152
TEMP. CRITICA (K).....= 369.8
CAP. CAL. DEL VAPOR (CAL/G-MOL).....= 17.36426
TEMP. A EVALUAR (K).....= 293
-----

```

RESULTADOS

```

-----
TEMPERATURA REDUCIDA.....= .7923202
CAP.CAL.DEL LIQUIDO(CAL/G-MOL).....= 28.89798
-----

```

III.5.5.- TENSION SUPERFICIAL.

III.5.5.1.- ECUACION DE TRABAJO.

Generalmente, para estimar la tensión superficial, se puede utilizar (cualquiera de los dos), un método de contribución de grupos conocido como "Parachor", o un método de estados correspondientes. La técnica "Parachor" correlaciona la diferencia entre las densidades del líquido y el vapor con la tensión superficial. Para compuestos no polares, el método de estados correspondientes de Brock y Bird se utilizará aquí:

$$\text{SIG} = \text{Pc}^{2/3} \text{Tc}^{1/3} (\text{SIG1}) (1-\text{Tr})^{1.17} \quad (\text{III.5.5.1})$$

Donde:

$$\text{SIG1} = 0.133\text{Ac} - 0.281$$

Ecuación para la cual Miller proporciona la siguiente relación para Ac:

$$\text{Ac} = 0.9076 (1 + (\text{Tbr} \ln \text{Pc}) / (1 - \text{Tbr})) \quad (\text{III.5.5.2})$$

III.5.5.2.- NOMENCLATURA.

(Ver sección III.5.6 (nomenclatura para el bloque de propiedades No.5)

III.5.5.3.- ALGORITMO DE CALCULO.

Ver sección III.6 (diagrama lógico para el cálculo de propiedades).

III.5.5.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS GENERALES DE ENTRADA

 TEMP. CRITICA (K).....= 369.8
 PRES. CRITICA (ATM).....= 41.9
 TEMP. NOR. DE EB.(K).....= 231.1
 TEMP. A EVALUAR (K).....= 293

RESULTADOS

 TEMP. REDUCIDA.....= .7923202
 TEMP. NOR. DE EB. REDUCIDA.....= .6249324
 TENSION SUPERFICIAL (DINAS/CM).....= 11.96307

III.5.6.- NOMENCLATURA PARA EL BLOQUE DE PROPIEDADES No.5.

w: Factor acéntrico (adimensional)

Pvr: Presión de vapor reducida (adimensional)

Tr: Temperatura reducida (adimensional)

Tb: Temperatura normal de ebullición (°K)

Pc: Presión crítica (atm)

Tbr: Temperatura de ebullición normal reducida (adimensional)

Tc: Temperatura crítica (°K)

M: Peso molecular

MUv: Viscosidad de vapores (micropoises)

Zc: $P_c V_c / RT_c$

Vc: Volúmen crítico (cm³/g-mol)

R: Constante de los gases ideales; 1.987 cal/g-mol (K) ó 82.05

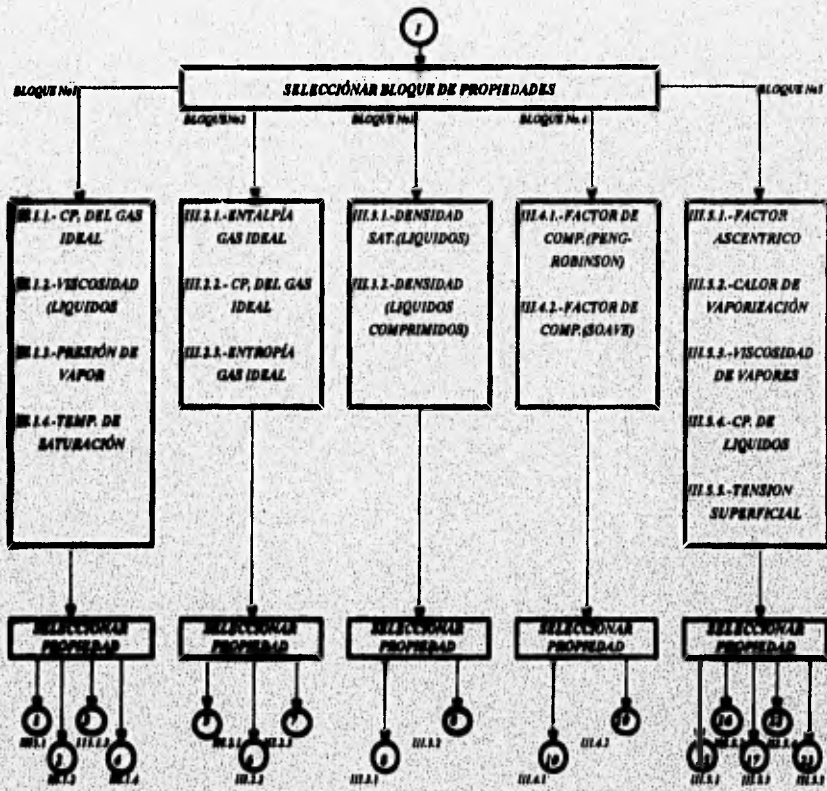
(atm)(cm³)/(g-mol)(°K)

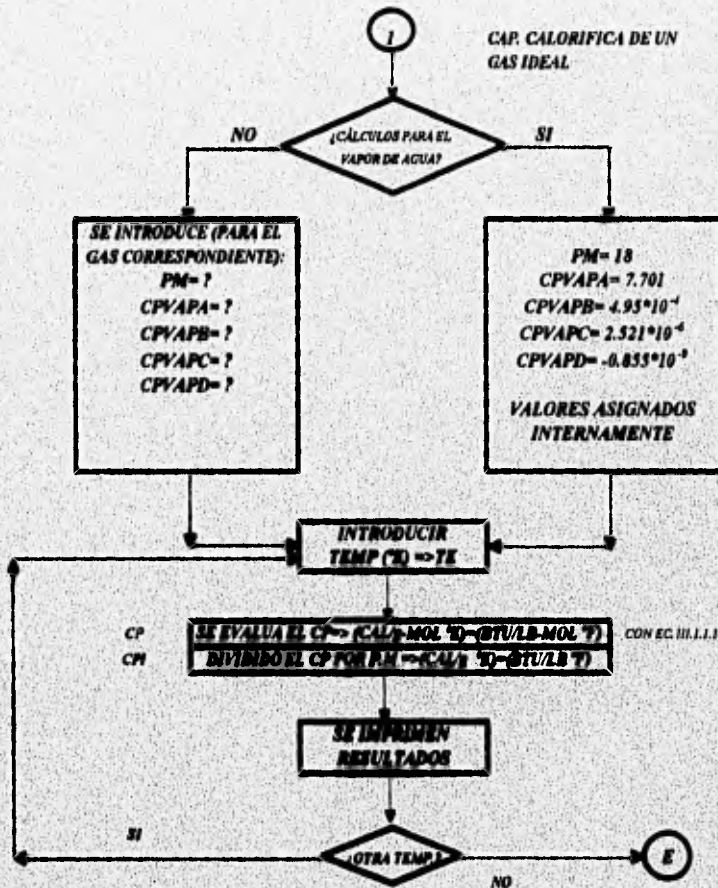
Cpl: Capacidad calorífica del líquido (cal/g-mol)

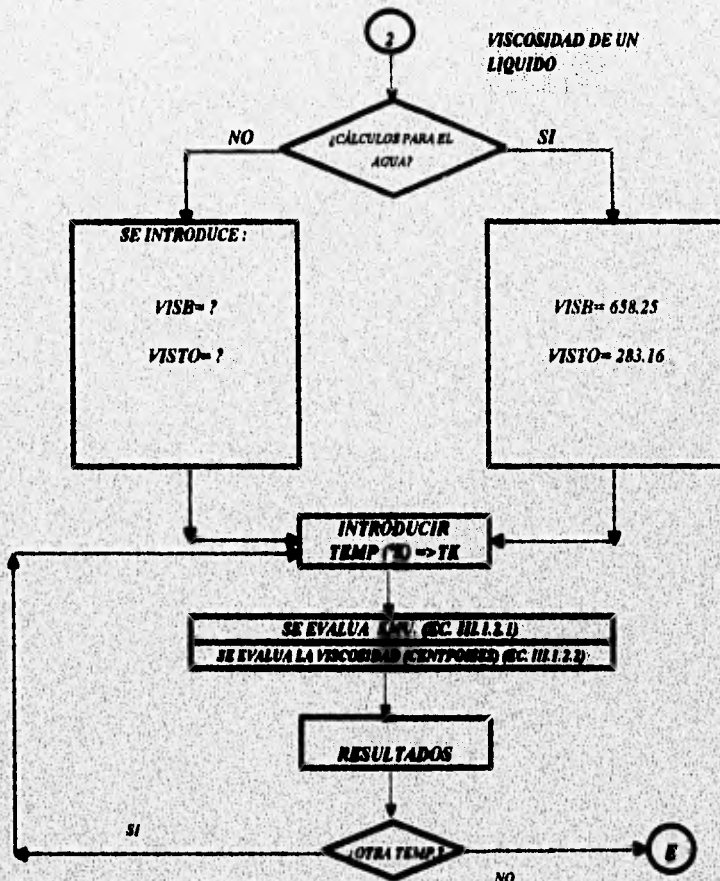
Cpv: Capacidad calorífica del vapor (cal/g-mol)

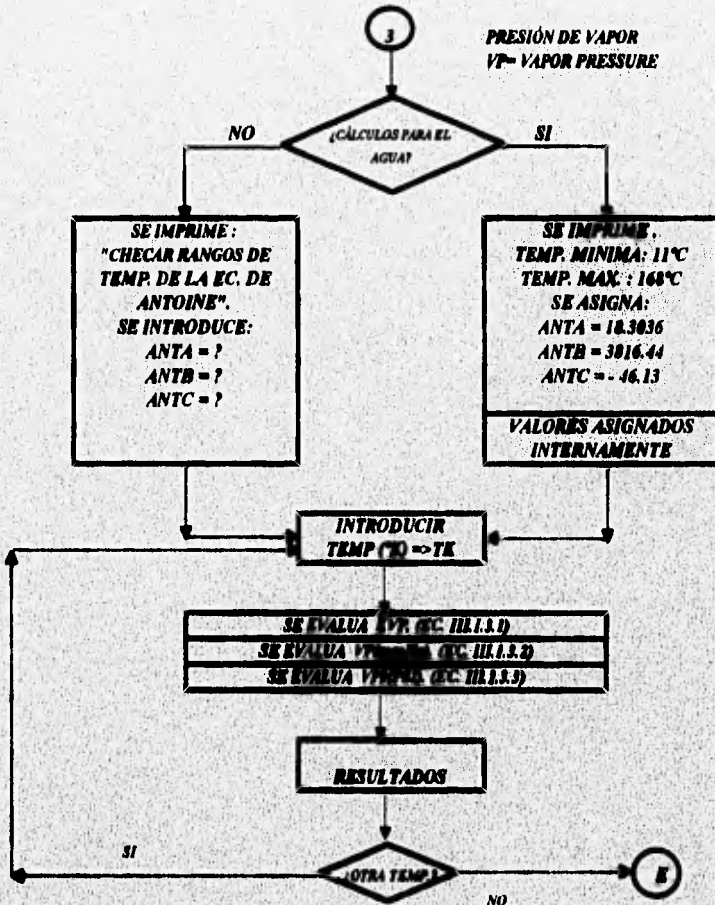
SIG: Tensión superficial (dinas/cm).

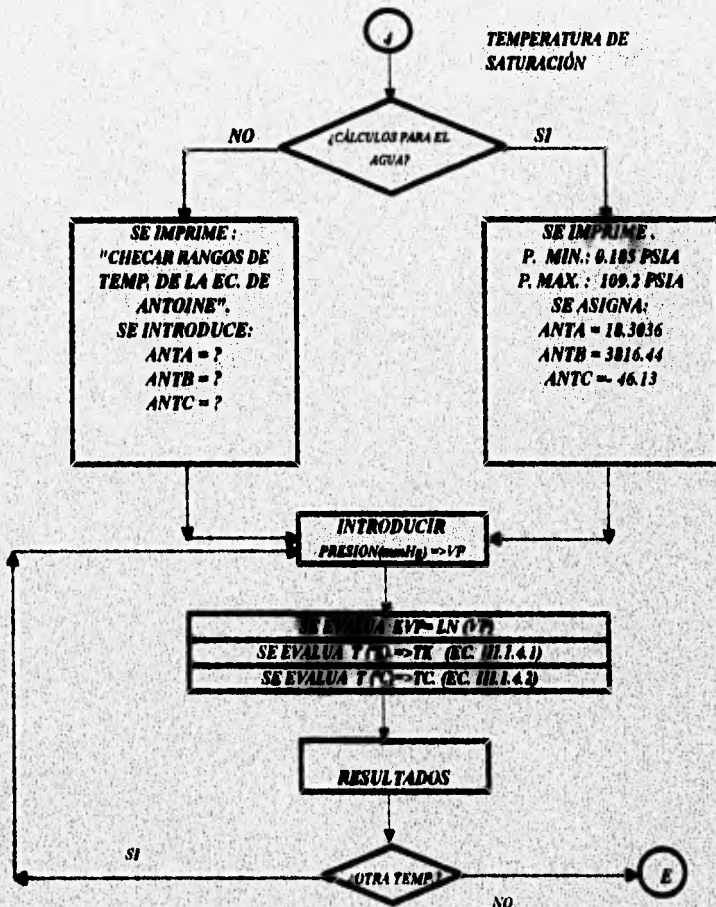
III.6.- DIAGRAMA LOGICO PARA EL CALCULO DE PROPIEDADES.

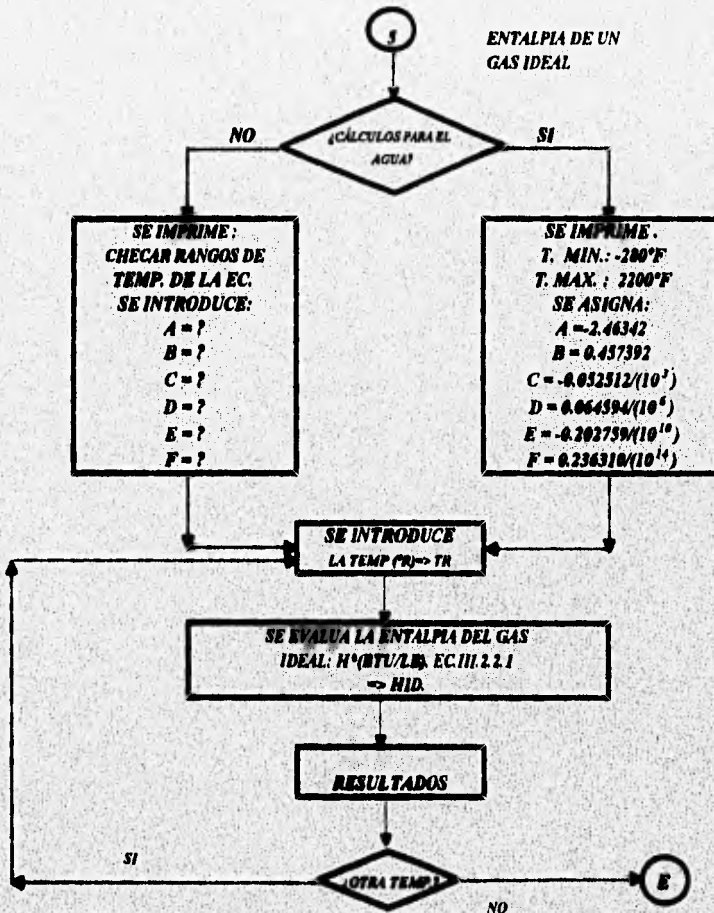


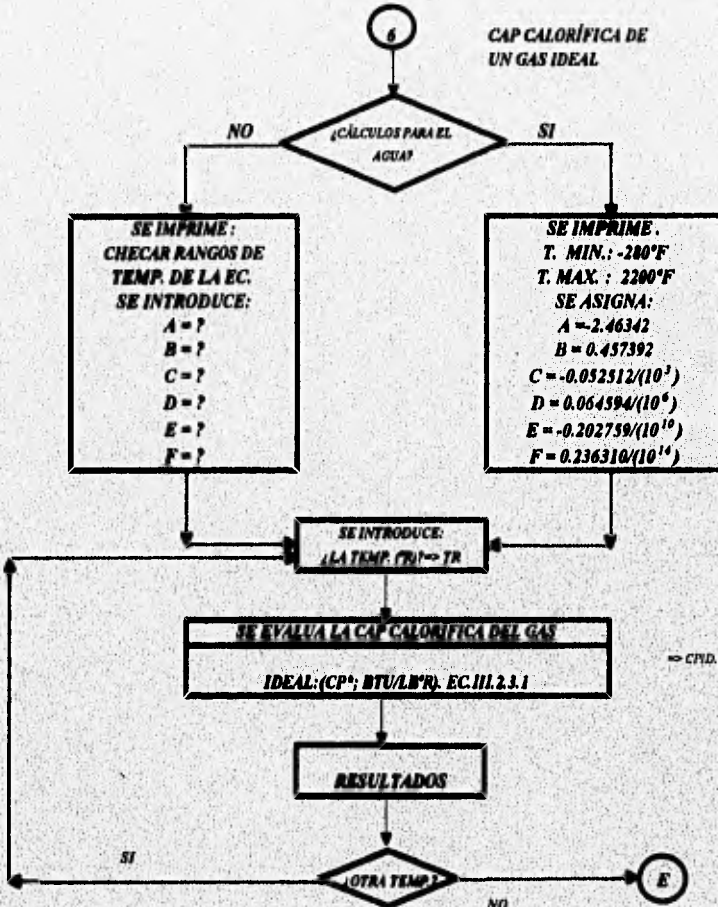


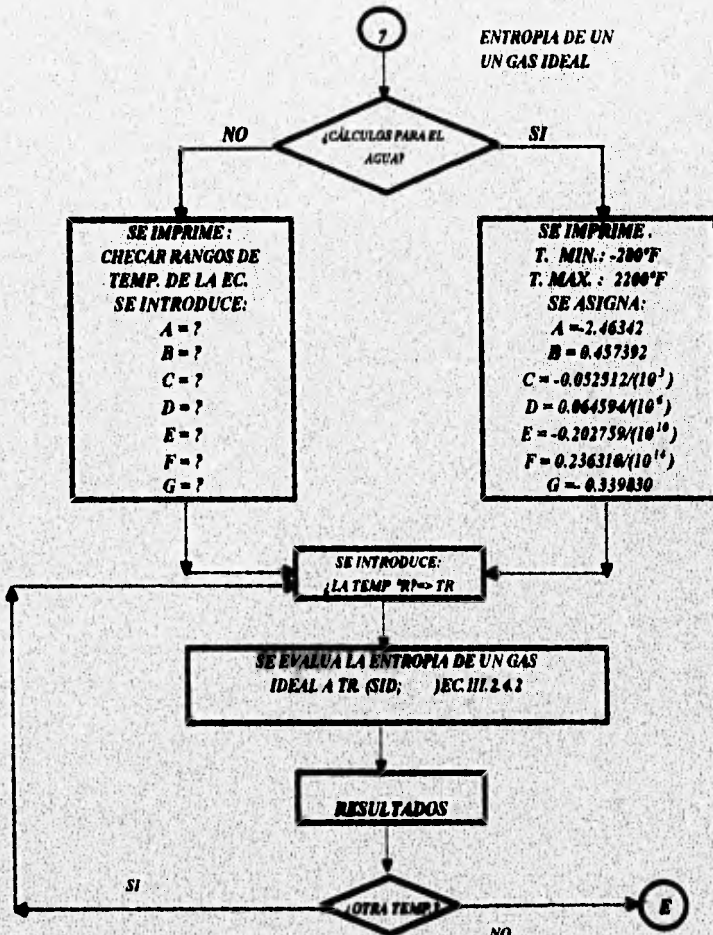


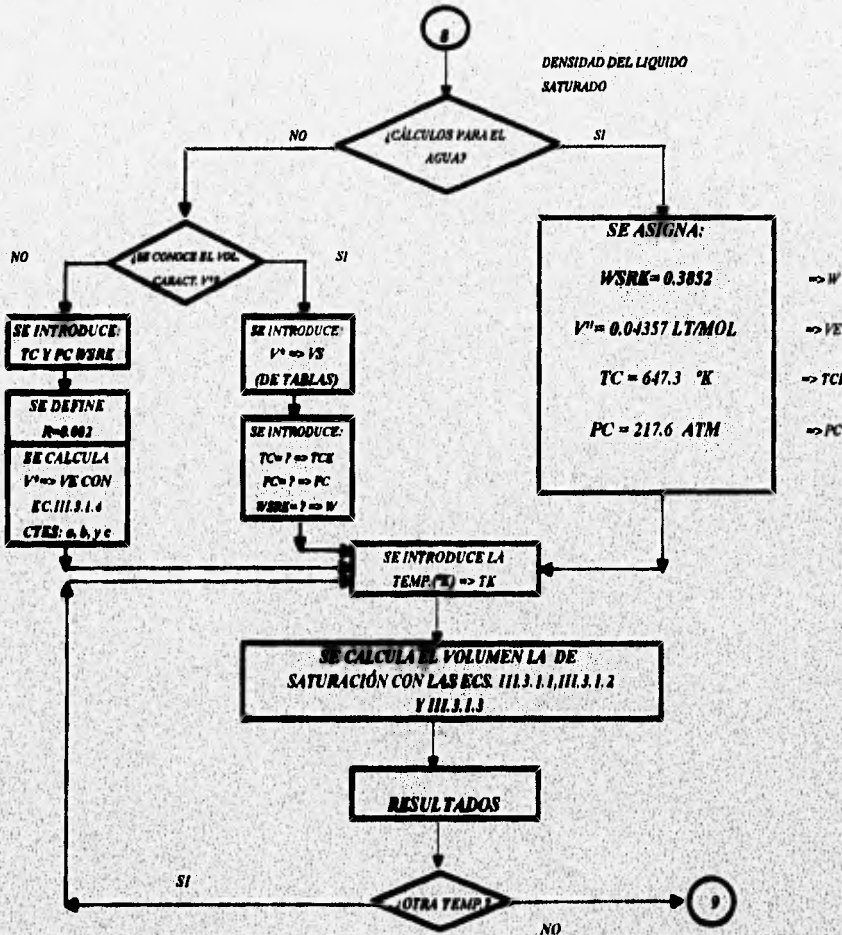


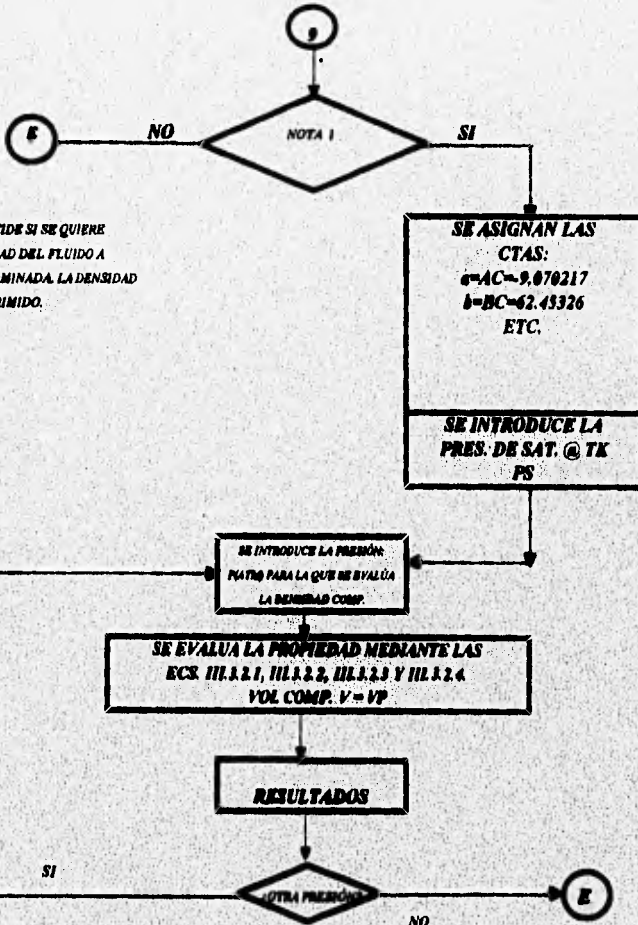




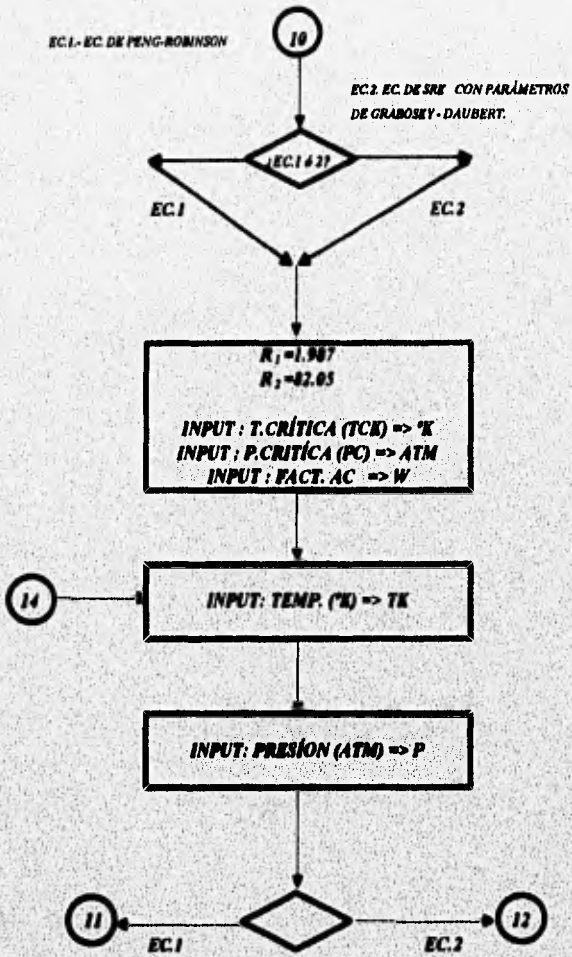


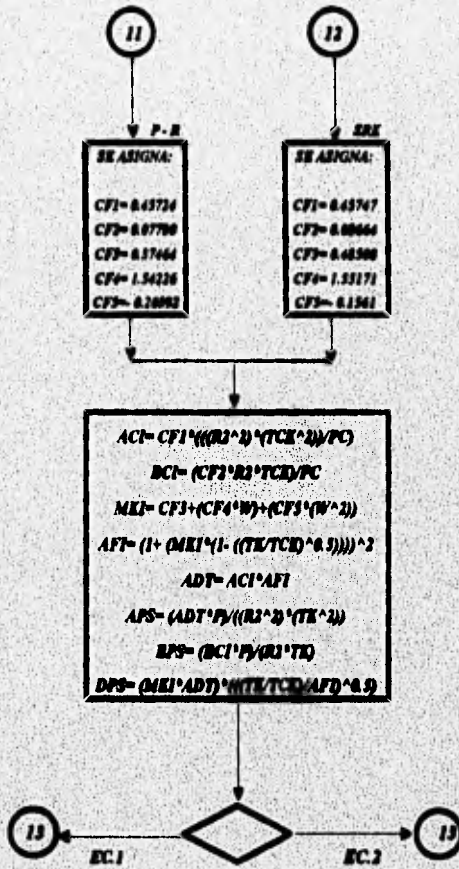


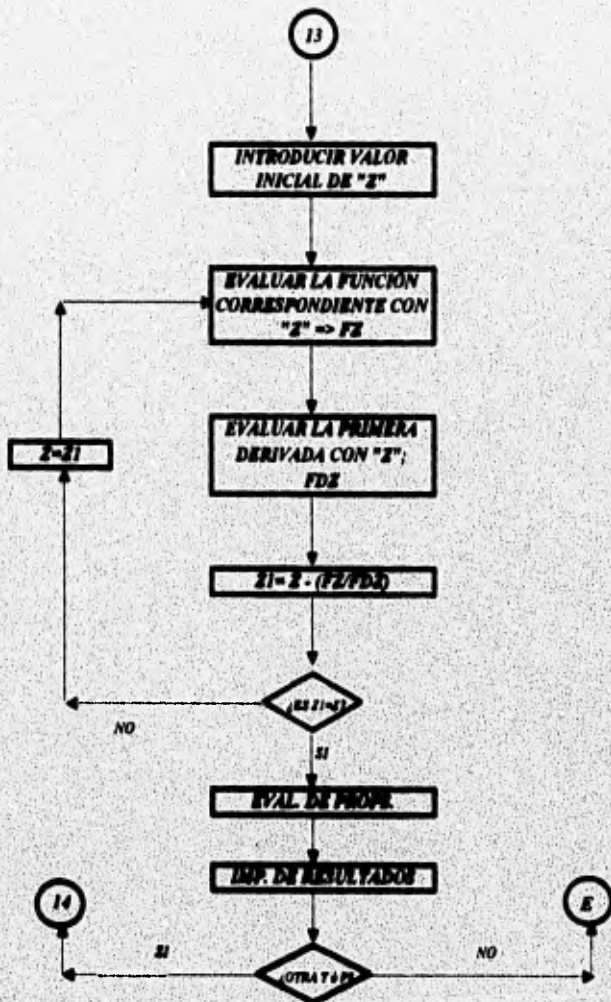


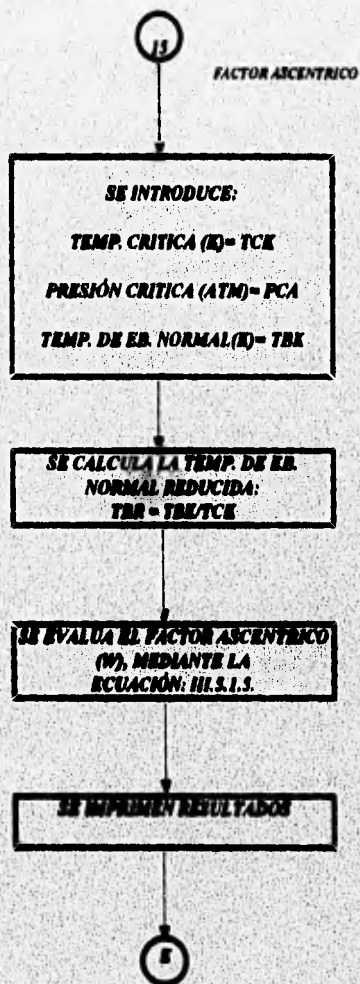


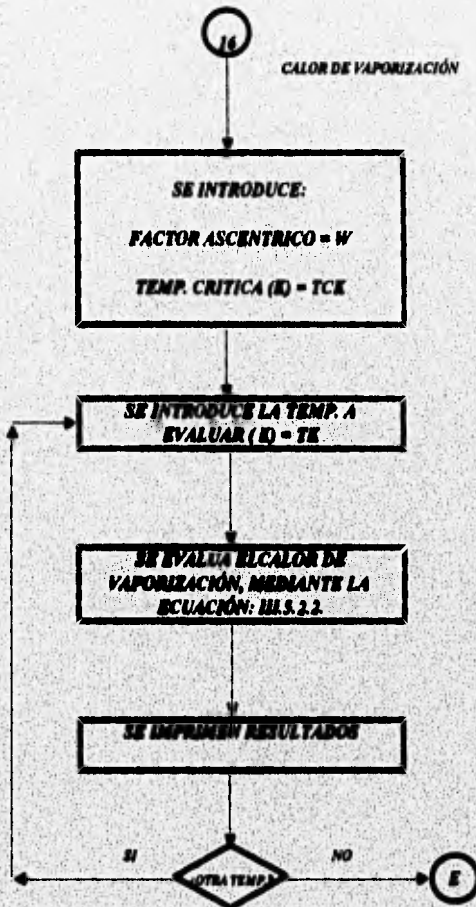
ECUACIONES DE ESTADO

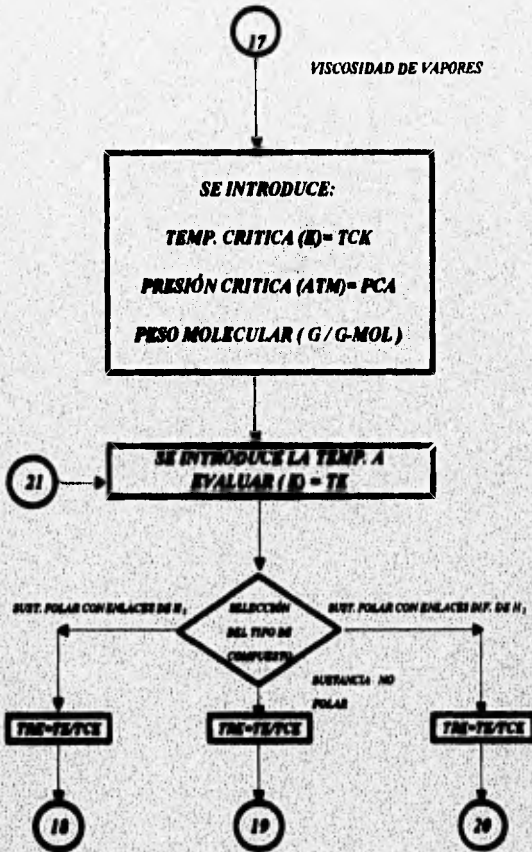


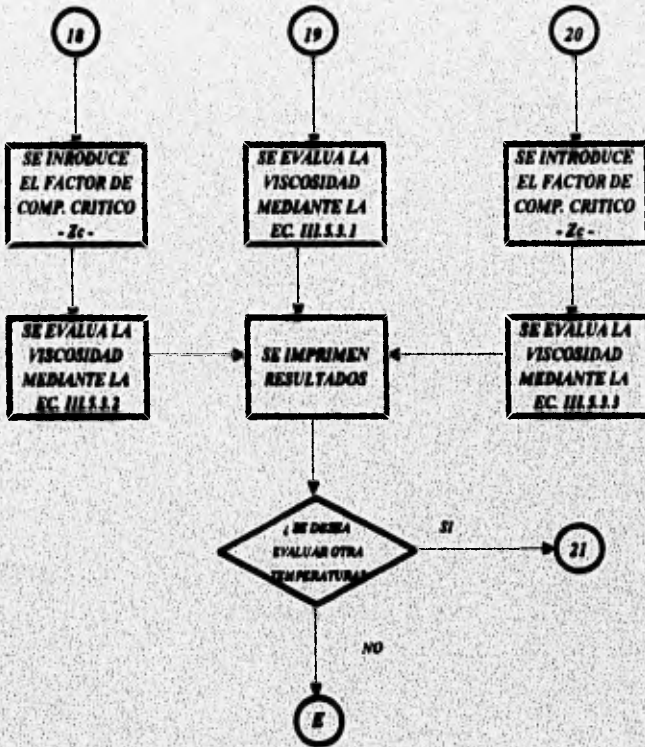


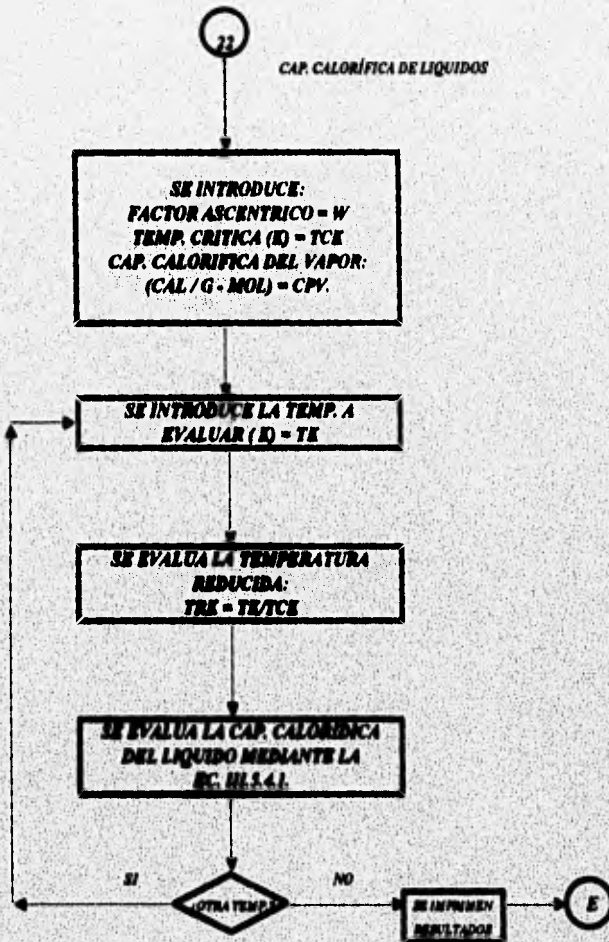


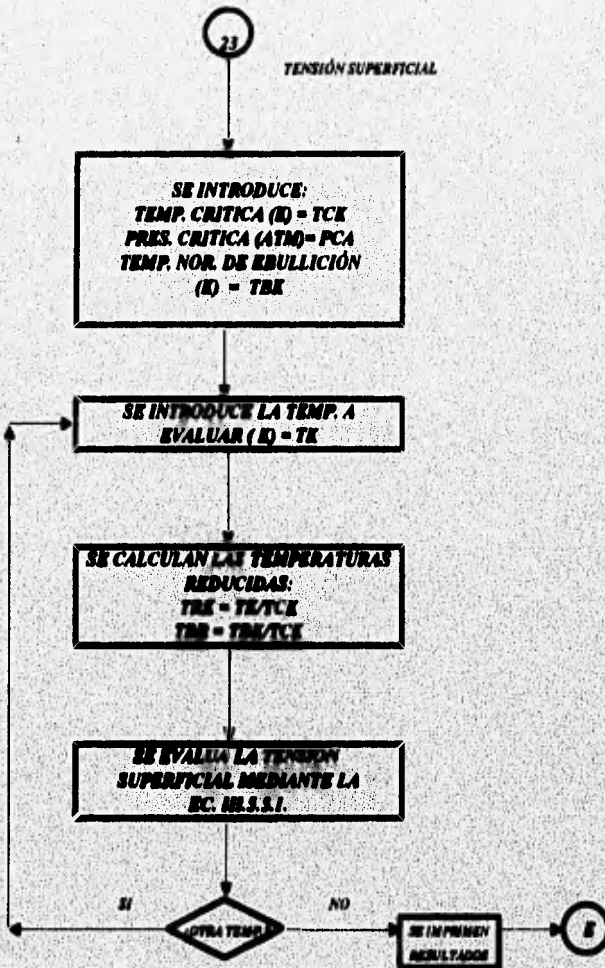












IV. - USO PRACTICO DEL CONCEPTO:

-TRANSFERENCIA DE MOMENTUM-

IV.1. - ESBOZO TEORICO GENERAL.

IV.1.1.- GENERALIDADES.

El capítulo que se presenta a continuación trata de los fluidos en movimiento, algunos de los mecanismos que se utilizan para inducir ese movimiento y del dimensionamiento de las tuberías que se usan para transportar de un punto a otro a dichos fluidos.

Todo movimiento de un fluido lleva implícita una resistencia a fluir, a esta propiedad se le llama viscosidad, la cual, junto con otras definiciones se repasarán a continuación con el fin de establecer la base teórica sobre la cual se desarrollan los conceptos que nos permiten utilizar en forma práctica el movimiento de los fluidos, esto es, por ejemplo: para mezclarlos o transportarlos.

Viscosidad es la propiedad de un fluido que resiste una fuerza cortante. Esta puede ser pensada como fricción resultante cuando una capa del fluido se mueve con relación a otra. Como el modelo de la fig. IV.1.1 muestra. Dos placas paralelas de un fluido de área "A" separadas por una distancia dx se están moviendo en la misma dirección a diferentes velocidades, V1 y V2.

La distribución de velocidad será lineal sobre la distancia dx. Experimentos han mostrado que el gradiente de velocidad, dv/dx , es directamente proporcional a la fuerza por unidad de área: $F/A = \mu (dv/dx)$; con μ la viscosidad, una constante para un líquido dado.

El gradiente de velocidad, dv/dx , el cortante que soportan las capas intermedias cuando ellas se mueven una en relación con la otra. Por lo tanto, este puede ser llamado la tasa de corte, S. También, la fuerza por unidad de área, F/A, puede ser simplificada y llamada la fuerza de corte o esfuerzo cortante, T. Con estas simplificaciones, la viscosidad puede ser definida como T/S (esfuerzo cortante/tasa de corte).

IV.1.2.- VISCOSIDAD - FLUIDOS NEWTONIANOS.

Un fluido newtoniano es aquel cuya viscosidad a una temperatura dada es independiente de S, la tasa de corte. La figura IV.1.2 representa la relación lineal entre el



U N A M	FES -ZARAGOZA-
MODELO DE PLACAS PARALELAS	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.1.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

esfuerzo cortante (T) y la tasa de corte (S) para un fluido newtoniano. Notese que la viscosidad de un fluido newtoniano a una temperatura dada es constante e independiente de la velocidad.

La figura también muestra la relación entre el esfuerzo cortante (T), la tasa de corte (S) y la viscosidad (μ) para un líquido newtoniano. La viscosidad permanece constante, como lo muestra la gráfica de la derecha (fig IV.1.2); en unidades absolutas, es la pendiente inversa de la línea en la gráfica de la izquierda. El agua y aceites ligeros son buenos ejemplos líquidos newtonianos.

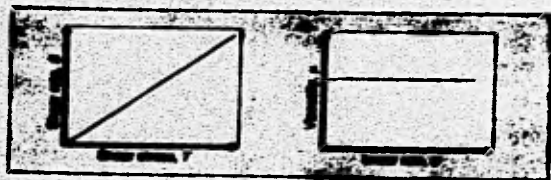
IV.1.3.- VISCOSIDAD - FLUIDOS NO NEWTONIANOS.

Un fluido no-newtoniano es aquel cuya viscosidad a una temperatura dada es dependiente de la tasa de corte. La viscosidad puede incrementarse o disminuir, dependiendo del tipo de fluido. Un fluido teniendo una viscosidad mayor a 20 (Pa)(s) esta cercano a ser un fluido no-newtoniano. Los fluidos no-newtonianos pueden ser clasificados como dependientes del tiempo, independientemente del tiempo y viscoelásticos.

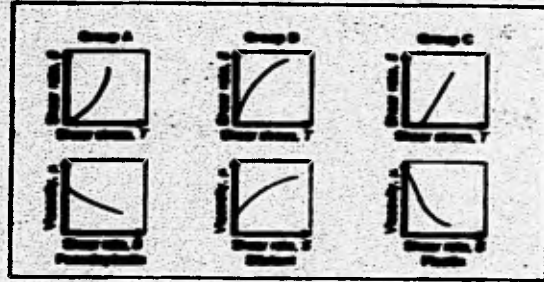
Un fluido no-newtoniano es independiente del tiempo si el esfuerzo cortante a cualquier tasa de corte es constante con el tiempo -esto es, las propiedades del fluido dependen sólo de la magnitud de los esfuerzos cortantes impuestos y no de la duración de los esfuerzos. Las gráficas mostradas en la fig. IV.1.3 caracterizan los tipos comunes de líquidos no-newtonianos:

GRUPO "A".- La viscosidad disminuye con el incremento de la tasa de corte. Este es conocido como un fluido pseudoplástico. Este comportamiento es generalmente restringido a un cierto rango de tasas de corte. A muy altas o bajas tasas de corte, el flujo puede ser newtoniano (por ejemplo: polímeros fundidos, soluciones poliméricas, y grasas).

GRUPO "B".- La viscosidad se incrementa con el aumento de la tasa de corte (ejemplo: lodos de arcilla, almidón y caramelos).



U N A M	FES -ZARAGOZA-
RELACIONES DE UN FLUIDO NEWTONIANO	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.1.2
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



U N A M	FES -ZARAGOZA-
RELACIONES DE FLUIDOS NO-NEWTONIANOS-	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.1.3
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

GRUPO "C": - Estos fluidos (se muestran curvas para un plástico de Bingham) muestran un definido esfuerzo de cedencia, y un esfuerzo abajo del cual no ocurre flujo (el comportamiento es como el de un sólido). Una cierta fuerza debe ser aplicada para producir movimiento. Los plásticos de Bingham difieren de los fluidos newtonianos únicamente en que la relación lineal entre la tasa de corte y el esfuerzo cortante no pasa a través del origen. Ejemplos incluyen la salsa "catsup", suspensiones de piedra y granos en agua.

Un fluido no-newtoniano se dice que es dependiente si la viscosidad a cualquier tiempo depende de la cantidad de la agitación previa o cortante del líquido.

Un líquido cuya viscosidad disminuye con el tiempo a una tasa de corte dado es llamado TIXOTROPICO (ejemplo: asfaltos, pegamentos, mayonesa, melazas, etc.). Un líquido cuya viscosidad se incrementa con el tiempo es llamado REOPECTICO, (ejemplo: suelos de bentonita y suspensiones de yeso en agua).

Los fluidos viscoelásticos exhiben muchas características de los sólidos. Su resistencia a la deformación es proporcional al efecto viscoso usual, más un efecto elástico que es una función del tiempo.

Los líquidos poliméricos comprenden el grupo más grande de fluidos de esta clase.

Ecuaciones desarrolladas para fluidos pseudoplásticos pueden ser aplicadas al flujo en estado estable de fluidos viscoelásticos.

No hay un método directo para determinar la caída de presión de fluidos dependientes del tiempo y fluidos viscoelásticos. Muchos modelos teóricos han sido presentados por numerosos investigadores, pero ninguno ha recibido amplia aceptación. De cualquier forma, la mayoría de los fluidos no-newtonianos utilizados en procesos industriales son independientes del tiempo.

Los algoritmos que se presentan en este capítulo son aplicables básicamente a fluidos newtonianos, debido a que la obtención de resultados para un fluido no-newtoniano (por ejemplo: la caída de presión en una tubería), depende de datos que se deben obtener directamente de viscosímetros.

IV.2 USO PRACTICO No.1
-CALCULO DE AGITADORES-

IV.2.1 ESBOZO TEORICO.

El procedimiento de diseño para mover y mezclar, nos llevará la mayor parte de las veces, al rango de aplicaciones del agitador de turbina, incluyendo problemas que envuelven la mayoría de los líquidos, algunas suspensiones de sólidos, y otros procesos donde los materiales a ser agitados se comportan como un fluido simple.

Tres parámetros característicos deben ser establecidos para cualquier problema o categoría de agitación: tamaño, dificultad y respuesta dinámica. El problema del tamaño es el volumen equivalente, V_{eq} , el cual es determinado por el producto de la gravedad específica S_g y el volumen actual, V :

$$V_{eq} = S_g V \quad (IV.2.1)$$

el cual representa la masa total de fluido a ser agitado. El parámetro que establece la dificultad para aplicaciones de mezclado es la viscosidad del fluido, μ . Estos dos parámetros establecen las características del batch de fluido.

El tercer parámetro, la respuesta dinámica, cuantifica lo que debe hacerse al batch en términos de la intensidad de la agitación. La respuesta dinámica para problemas de movimiento y mezcla es la masa-velocidad del fluido, la cual es definida como la capacidad de bombeo efectiva del impulsor dividida por el área transversal de un batch cuadrado. Para simplificar la designación de la intensidad de agitación, una escala de 1 a 10 puede ser utilizada. Los niveles de agitación para problemas de movimiento y mezcla son directamente proporcionales a la masa-velocidad del fluido.

La escala de agitación de 1 a 10 representa niveles de intensidad de agitaciones típicas en dos caminos. Primero, un nivel de uno es típico del mínimo de agitación requerido para mover el total del batch de líquido, y diez es el máximo nivel práctico de agitación para la mayoría de los requerimientos de proceso. Segundo, el cambio entre un nivel y el siguiente, de cuatro a cinco por ejemplo, es el cambio mínimo requerido para observar intensidades de agitación diferentes.

A través de experiencia previa, la escala de agitación y la masa-velocidad del fluido pueden ser relacionadas a requerimientos de procesos típicos, como se muestra en la tabla IV.2.1.

IV.2.2 ECUACIONES BASICAS PARA EL DISEÑO DE UN AGITADOR

VOLUMEN.- Este es el factor más significante en la determinación del tamaño del batch de fluido que debe ser agitado. Los cálculos de diseño están basados en una geometría de batch cuadrado, esto es, la altura del líquido igual al diámetro del tanque. Para otras geometrías diferentes a las del batch cuadrado, subsecuentes ajustes al número y localización de impulsores, de acuerdo al procedimiento de diseño, pueden ser hechos una vez que la potencia y velocidad son determinados, la fórmula para volumen en galones basado en diámetro del tanque (T) en pulgadas puede ser expresado como:

$$V = (7.48 (PI/4)) (T/12)^3, \text{ con } PI = 3.1416. \quad (IV.2.2)$$

para un batch cuadrado, rearrreglando ésta expresión y resolviendo para el diámetro del tanque:

$$T = 6.65 V^{1/3} \quad (IV.2.3)$$

resulta en el diámetro del tanque, equivalente del batch cuadrado. Este valor será utilizado para determinar el área transversal del tanque y la relación diámetro del impulsor a diámetro del tanque (D/T).

GRAVEDAD ESPECIFICA. Este término es usado como una conveniente expresión para la densidad del líquido, puesto que muchos fluidos de proceso típicos tienen una densidad cercana a la del agua ($S_g = 1.0$). Aunque la gravedad específica entra en el número de Reynolds, N_{Re} , la cual es la variable independiente para las correlaciones de diseño empíricas, el efecto más significante es la influencia directa que la densidad del líquido tiene en la potencia del agitador. Basándose en la relación entre el número de potencia y la potencia del impulsor, velocidad y diámetro del impulsor, la gravedad específica tiene un efecto directo en la potencia requerida para una aplicación dada.

La viscosidad es la variable de diseño asociada con la dificultad para mover el fluido. La viscosidad tiene un mayor efecto en el valor del número de Reynolds, el cual de paso es

GRADO DE AGITACION	MANA-VELOCIDAD DEL FLUIDO (R / min)	DESCRIPCION
1	6	<p>Los grados de agitación 1 y 2 son característicos de aplicaciones que requieren velocidades mínimas del fluido para llevar a cabo el proceso req.</p> <p>Agitadores que generan el nivel dos son: *aquellos que mezclan fluidos miscibles hasta uniformidad, si las diferencias de gravedad específicas son menores a 0.1. *aquellos que mezclan fluidos misc. hasta uniformidad, si la visc. del más viscoso es menor que 100 veces la del otro. *aquellos que establecen un control completo del batch de fluido. *aquellos que producen una superficie del batch, plana pero móvil.</p>
2	12	
3	18	<p>Los grados de agitación 3 a 6 son característicos de las velocidades de fluidos en la mayoría de los procesos de agitación de la industria química.</p> <p>Agitadores que generan el nivel 6, son: *aquellos que mezclan fluidos miscibles hasta uniformidad si la dif. de gravedad específicas son menores a 0.6. *aquellos que mezclan fluidos miscibles hasta uniformidad, si la visc. del más viscoso es menor que 10,000 veces la del otro. *aquellos que suspenden trazas de sólidos (<2%) con velocidades de asentamiento de 2 a 4 ft / min. *aquellos que producen superficies onduladas a viscosidades bajas.</p>
4	24	
5	30	
6	36	
7	42	<p>Los grados de agitación 7 a 10 son característicos de aplicaciones que requieren altas velocidades del fluido (como en algunos reactores).</p> <p>Agitadores que generan el nivel 10 son: *aquellos que mezclan fluidos miscibles hasta uniformidad si la dif. de gravedad específicas es menor que 1.0. *aquellos que mezclan fluidos miscibles hasta uniformidad si la visc. del más viscoso es menor que 100,000 veces la del otro. *aquellos que suspenden trazas de sólidos (<2%) con velocidades de asentamiento de 4 a 6 ft / min.</p>
8	48	
9	54	
10	60	
U N A M		FES -ZARAGOZA-
GRADOS DE AGITACION		
ELAB. J. GARCIA		TABLA IV.2.1
REV. J. CAMACHO		MAYO 95

la variable de correlación para el número de bombeo y la viscosidad; del factor de potencia. Ya que el número de Reynolds es inversamente proporcional a la viscosidad, éste decrece cuando la viscosidad aumenta, resultando en menores valores para el número de bombeo y factores de potencia mayores. Los cambios en ambos, número de bombeo y factor de potencia resulta en mayores requerimientos de potencia para la misma intensidad de agitación en una batch de líquido de alta viscosidad.

GRADO DE AGITACION. Indicado por números del uno al diez, estos niveles deben ser especificados de acuerdo al resultado requerido del proceso. El nivel de agitación será convertido a masa-velocidad y capacidad de bombeo, el cual establece un diámetro mínimo de impulsor requerido para una velocidad de agitador dada. Finalmente, un requerimiento de potencia puede ser determinado para el diámetro del impulsor y velocidad.

VELOCIDAD DEL AGITADOR. Está fue seleccionada como el más conveniente punto de inicio para los cálculos de diseño, debido a que las aplicaciones de equipo de proceso típicas requieren un rango relativamente estrecho de velocidades standard. Las velocidades standard son aquellas que resultan de relaciones de engranes (establecido por la AGMA, la American Gear Manufacturers Assn.), aplicados a velocidades de motor standard para motores eléctricos comercialmente disponibles. Ejemplos de velocidades standard son 100, 84, 68,56, y 45 RPM. Velocidades standard mayores, tales como: 125, 155, 190, y 230 RPM, pueden ser encontradas en pequeños volúmenes (típicamente menores que 5,000 galones), mientras que velocidades menores tales como: 37, 30, 25 y 16 1/2 pueden ser usadas en volúmenes grandes (típicamente mayores que 50,000 galones). Las velocidades standard adicionales, tanto como otras no standard, pueden ser utilizadas para iniciar cálculos de diseño.

Los resultados de los cálculos de diseño resultarán en una potencia de motor (comercialmente disponible), el cual cuando sea utilizado con impulsores del tamaño apropiado, nos dará el grado de agitación deseado. Ejemplos de potencias de motor

comercialmente disponibles son: 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, y 500 HP.

DIAMETRO MINIMO DEL IMPULSOR. El diámetro requerido para la respuesta dinámica deseada debe ser determinado primero en los cálculos de diseño. El grado de agitación, el cual es utilizado para cuantificar la respuesta dinámica, es directamente proporcional a la masa-velocidad. La masa-velocidad (U_b), en las unidades de ft/min, es seis veces el grado de agitación.

$$U_b = 6La \quad (IV.2.4)$$

El valor del grado de agitación es siempre expresado como un entero, pero para propósitos de cálculo un rango de masas-velocidades debe ser considerado. Por ejemplo, un grado de 3 debe ser una velocidad (U_b) de 18 ft/min, pero un rango de 15 a 21 ft/min será considerado. Esto es comparable a redondear el grado de agitación al siguiente número entero. Así, el diámetro mínimo de impulsor corresponde a la más pequeña masa-velocidad dentro de los límites del redondeo:

$$U_{b,\min} = 6(La - 0.5) \quad (IV.2.5)$$

Grados fraccionarios no tienen significado físico, pero deben ser considerados para propósitos de cálculo. El valor mínimo para un grado de 1 es 0.75, ó 4.5 ft/min de masa-velocidad.

Empezando con el grado de agitación mínimo, una masa-velocidad, capacidad de bombeo, y finalmente un diámetro de impulsor puede ser computado. Pero para determinar la capacidad de bombeo, el diámetro del impulsor debe ser conocido para computar D/T y el número de Reynolds. Una correlación empírica puede ser evaluada explícitamente, sólo en los regímenes extremos: laminar o turbulento. La técnica más conveniente de cálculo es empezar estimando el diámetro del impulsor en el régimen turbulento y entonces iterar por aproximaciones sucesivas hasta la convergencia del diámetro.

Por definición, la masa-velocidad es la capacidad de bombeo del impulsor, dividido por el área transversal del tanque:

$$U_b = Q/A \quad (IV.2.6)$$

El área, en pies cuadrados, esta basada en el diámetro del tanque de un batch cuadrado:

$$A = (PI/4) (T/12)^2 \quad (IV.2.7)$$

La correlación que es utilizada para determinar la capacidad de bombeo del impulsor usa un número de bombeo adimensional, N_Q , definido como:

$$N_Q = Q/N(D/12)^3 \quad (IV.2.8)$$

Este grupo adimensional puede ser desarrollado, como una extensión de la distribución de velocidad adimensional, por análisis dimensional. El número de bombeo es una función del número de Reynolds del impulsor:

$$N_{RE} = 10.7 D^2 N Sg / \mu \quad (IV.2.9)$$

Rearreglando la definición del número de bombeo, ecuación IV.2.8, y sustituyendo la capacidad de bombeo, Q , por las ecuaciones de definición para la masa-velocidad (en términos del grado de agitación), ecs. IV.2.5, IV.2.6, IV.2.7, una expresión para el diámetro mínimo de impulsor se obtiene:

$$D = [(56.55(La-0.5)T^2) / (N(N_Q))]^{1/3}$$

NUMERO DE BOMBEO. Este es una función de ambos el número de Reynolds y la geometría, como se muestra en la ec. IV.2.1. En el régimen turbulento (altos números de Reynolds), el número de bombeo es una constante para una relación dada del diámetro del impulsor al diámetro del tanque (D/T)

El número de bombeo en régimen turbulento para una turbina standard (pitched-blade), (la relación: ancho del asa a diámetro del impulsor = 1/5) puede ser expresada como:

$$N_{Qturbulento} = 0.683(0.394/(D/T))^2 \quad (IV.2.11)$$

Cuando esta expresión es sustituida en la ec. IV.2.10, un estimado inicial del diámetro de impulsor mínimo es obtenido:

$$D = ((131.8(La-0.5)T^{3/2})/N)^{2/3} \quad (V.2.12)$$

Esta expresión es evaluada y entonces el diámetro es usado para computar D/T y el número de Reynolds. A continuación, el número de bombeo actual es determinado de una correlación empírica que duplica la relación en la fig. IV.2.1.

El número de Reynolds utilizado en la expresión empírica es ajustado por un factor que envuelve la relación D/T :

$$N_{RE^*} = N_{RE}((D/T)/0.394)^{1.2} \quad (IV.2.13)$$

Dependiendo del valor de éste número de Reynolds modificado, la correlación establece un valor para el número de bombeo generalizado N_{Q^*} :

para $N_{RE^*} > 20,000$:

$$N_{Q^*} = 0.683 \quad (IV.2.14)$$

para $20,000 > N_{RE^*} > 300$:

$$N_{Q^*} = \exp[-5.71 + 1.683 \ln N_{RE^*} - 0.179(\ln N_{RE^*})^2 + 0.0064(\ln N_{RE^*})^3] \quad (IV.2.15)$$

para $300 > N_{RE^*} > 25$:

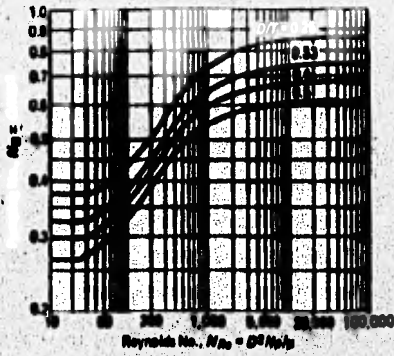
$$N_{Q^*} = \exp[-0.947 - 0.231 \ln N_{RE^*} + 0.0467(\ln N_{RE^*})^2] \quad (IV.2.16)$$

para $N_{RE^*} < 25$:

$$N_{Q^*} = 0.3 \quad (IV.2.17)$$

El valor generalizado para N_{Q^*} es entonces corregido por el efecto de D/T :

$$N_Q = N_{Q^*} (0.394/(D/T))^{1.2} \quad (IV.2.18)$$



U N A M	PES -ZARAGOZA-
CORRELACION DEL NUMERO DE BOMBEO	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.2-1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

Una vez que el número de bombeo ha sido determinado, el diámetro del impulsor puede ser recomputado de acuerdo a la ec. IV.2.10. El nuevo valor para el diámetro del impulsor es comparado con el estimado previamente, la convergencia ocurre cuando estimados sucesivos están dentro de las 0.1 in. Para condiciones de turbulencia, estimados sucesivos son iguales después del cálculo inicial.

POTENCIA. La potencia requerida puede ser determinada, una vez que el diámetro del impulsor y la velocidad son conocidos. La densidad del fluido y su viscosidad también entran en los requerimientos de potencia del impulsor. Una turbina de cuatro hojas (tipo: "pitched-blade") consistente con la correlación del número de bombeo tiene un número de potencia turbulento de 1.37. El número de potencia es un grupo adimensional de potencia, densidad del líquido, velocidad del agitador, y diámetro del impulsor, el cual es usado para correlacionar el comportamiento de agitadores. Para unidades comunes, un factor de conversión es requerido para establecer el número de potencia en forma adimensional:

$$N_p = (1.524 \cdot 10^{13} \cdot P) / (S_g N^3 D^5) \quad (\text{IV.2.19})$$

La potencia en el número de potencia son los HP de flecha actuales, el diseño típico de la carga de un motor mantendrá esta potencia a solo el 85% de la potencia normal del motor:

$$P = 0.85 \text{ HP} \quad (\text{IV.2.20})$$

Puesto que el número de potencia es una constante para la mayoría de los impulsores en un tanque con baffles bajo condiciones de agitación turbulenta, este es un valor conveniente para iniciar el diseño de agitadores de turbina. A mayores viscosidades (números de Reynolds bajos), el número de potencia se incrementará. El efecto de este incremento puede ser manejado con un factor de corrección, F_U , sobre el número de potencia turbulento.

$$N_p = F_U \cdot N_p \text{ turbulento} \quad (\text{IV.2.21})$$

Después de recalcular el número de Reynolds basado en el diámetro de impulsor mínimo para los requerimientos del proceso, el factor de corrección por viscosidad FU puede ser determinado de la siguiente correlación:

$$N_{RE} > 900$$

$$FU = 1.0 \quad (IV.2.22)$$

$$\text{Si: } 900 > N_{RE} > 8$$

$$FU = \exp [3.154 - 0.848 (\ln N_{RE}) + 0.0565 (\ln N_{RE})^2] \quad (IV.2.23)$$

$$\text{Para: } 8 > N_{RE} > 1.0 ;$$

$$FU = \exp [3.649 - 0.942 \ln N_{RE} - 0.106 (\ln N_{RE})^2 + 0.0448 (\ln N_{RE})^3] \quad (IV.2.24)$$

$$\text{Si: } N_{RE} < 1.0 ;$$

$$FU = 38.4 / N_{RE} \quad (IV.2.25)$$

El factor de corrección por viscosidad, junto con las otras relaciones para la potencia, ecs. IV.2.19, IV.2.20 y IV.2.21, pueden ser combinadas para calcular el tamaño mínimo de motor que accionará el agitador para el resultado deseado del proceso:

$$HP = (1.37 * FU * Sg * N^3 * D^5) / (0.85 (1.524 * 10^{13})) \\ = 1.06 * 10^{-13} FU Sg N^3 D^5 \quad (IV.2.26)$$

El resultado de este cálculo es el tamaño de motor mínimo requerido, pero la potencia calculada no es exactamente un tamaño standard disponible comercialmente. Para seleccionar un motor disponible comercialmente, una búsqueda a través de una tabla de tamaños standard es hecha para determinar la potencia de motor mayor inmediata al valor calculado con la ec. IV.2.26.

Debido a que una mayor potencia es ahora disponible, como resultado de la selección de un tamaño de motor standard, el diámetro del impulsor puede ser recalculado sobre la base del motor actual:

$$D=393.5(HP/(FUSgN^3))^{1/5} \quad (IV.2.27)$$

Este diámetro calculado no solo satisface los mismo requerimientos de agitación sino que también lo hace totalmente para la carga del motor standard. Aunque un recálculo del factor de corrección por viscosidad puede ser llevado a cabo, el cambio menor en el diámetro que típicamente resulta de la ec. IV.2.27, hace que el diámetro calculado varíe sólo ligeramente.

CHEQUEO. Un chequeo de la relación D/T debe hacerse siguiendo los cálculos, para asegurarse que el tamaño del impulsor no está fuera del rango aceptable para diseño. Si el estimado inicial de la velocidad del agitador fue muy alto, la relación (D/T) será menor que 0.2, la cual está fuera del rango de la correlación del número de bombeo e impráctica para la aplicación de un agitador de turbina. Si la velocidad es muy baja, entonces (D/T) puede exceder a 0.7, lo cual es también inaceptable.

GRADO DE AGITACION. El grado de agitación es recalculado siguiendo los cálculos de diseño, de acuerdo a la expresión:

$$La = \text{entero} (((N D^3 N_Q) / (56.55^* T^2)) + 0.5) \quad (IV.2.28)$$

El incremento de la potencia al siguiente motor standard más grande y el ajuste del tamaño del impulsor incrementará la intensidad de agitación ligeramente. Para determinar la magnitud de este efecto, el número de Reynolds y el de bombeo son recalculados, antes de que el cálculo mostrado en la ec. IV.2.28 sea realizado. En algunos casos el grado de agitación será uno o dos grados mayor que el originalmente especificado, especialmente en tanques de tamaño pequeño, donde las potencias del motor efectúan cambios relativamente grandes entre tamaños standard.

IV.2.3.- SECUENCIA DE CALCULO

Vease apartado (IV.2.6), "Diagrama lógico de cálculo -agitación-"

IV.2.4.- NOMENCLATURA

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
Veq	----	Volúmen equivalente
Sg	SG	Gravedad específica del líquido que se agita
V	V	Volúmen del tanque (galones)
μ	MU	Viscosidad del liq. que se agita (cp)
T	T	Diámetro del tanque (In)
NRE	NRE	Número de Reynolds
N	N	Velocidad del agitador
Ub	----	Masa-velocidad ft/min
La	LA	Grado de agitación
Q	----	Capacidad de bombeo, ft ³ /min
A	----	Area de la secc. transv. del tanque ft ²
D	D	Diámetro del impulsor (In)
NRE*	SNRE	Número de Reynolds ajustado
NQ*	SNQ	Número de bombeo generalizado
NQ	NQ	Número de bombeo ajustable.
NP	----	Número de potencia
P	----	Potencia normal del motor
FU	FU	Factor de corrección por viscosidad
HP	----	Potencia mínima requerida, Hp

IV.2.5.- EJEMPLO DE APLICACION:

Vease hoja siguiente.

..... DATOS GENERALES DE ENTRADA.....

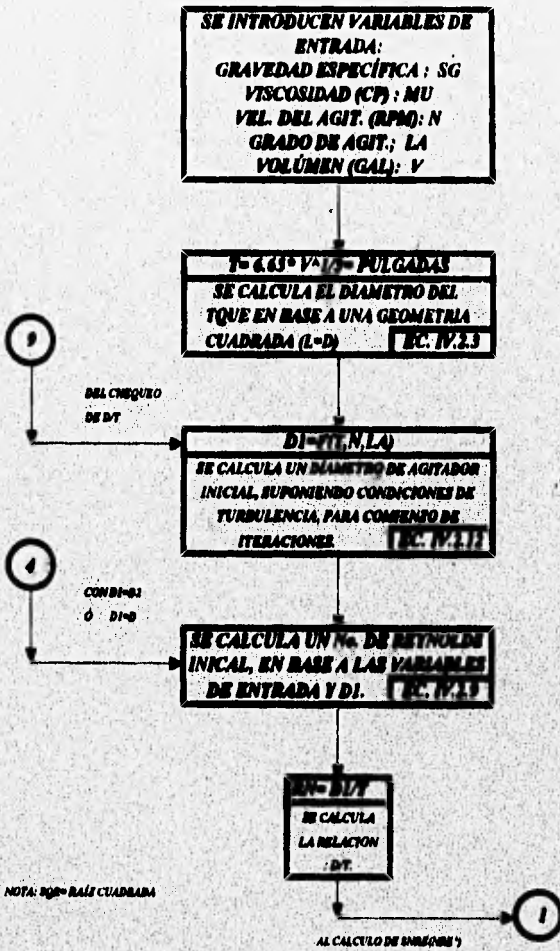
VISCOSIDAD (Cp)= 5000
GRAVEDAD ESPECIFICA= 1
VELOCIDAD (RPM)= 68
GRADO DE AGITACION (1.....10)= 5
VOLUMEN (GAL)= 10000

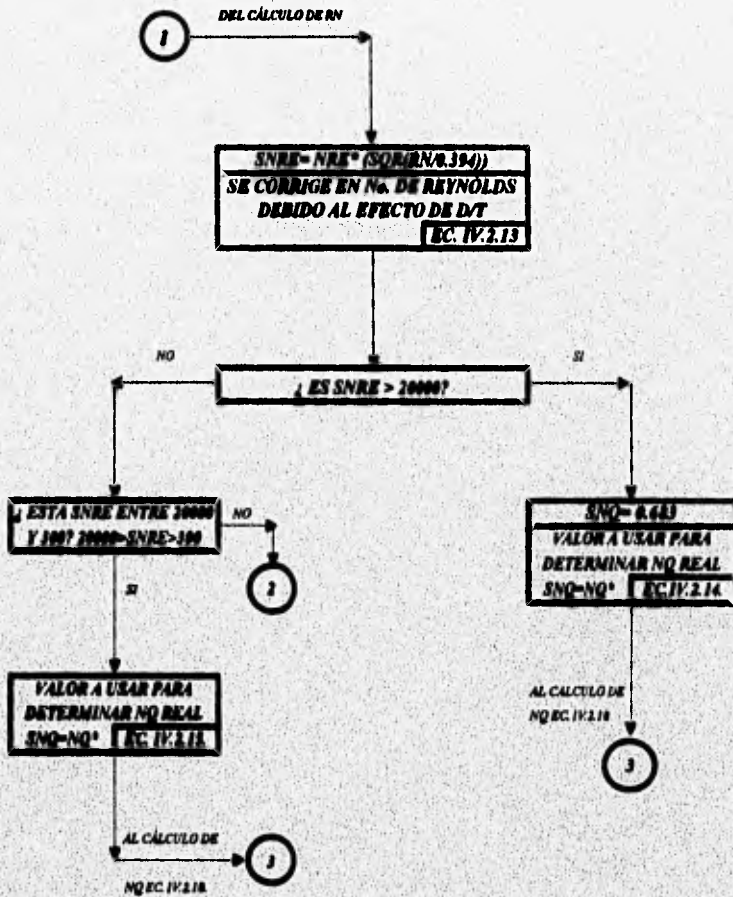
..... RESULTADOS GENERALES.....

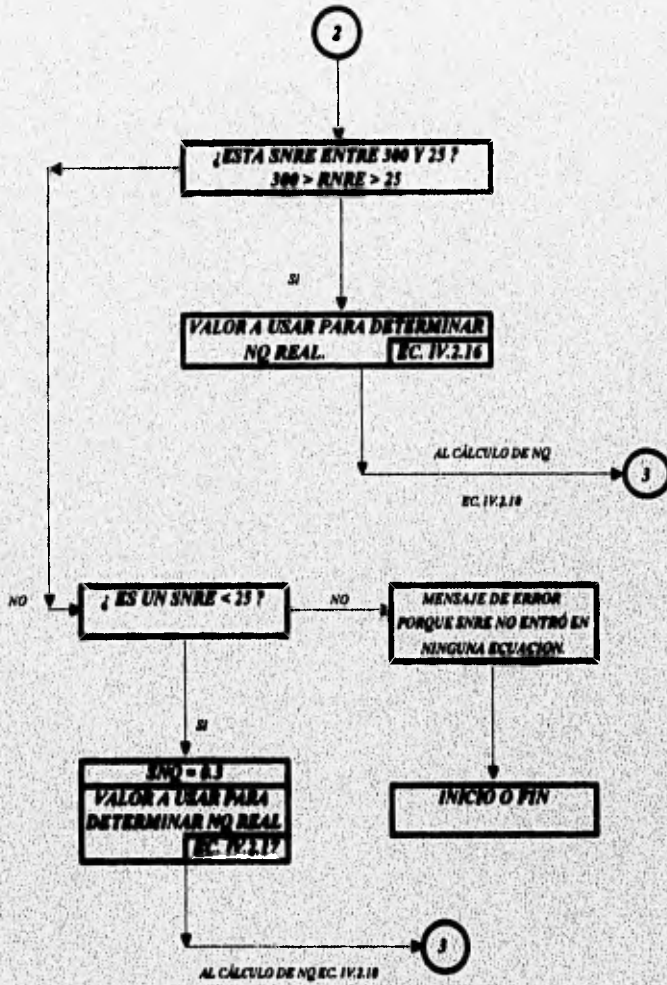
DIAMETRO DEL TANQUE (IN).....= 143.2699
RELACION (D/T).....= .389804
NUMERO DE REYNOLDS.....= 404.5749
DIAMETRO MINIMO DE AGITADOR (IN).....= 52.73425
DIAMETRO DE AGITADOR ACTUAL (IN).....= 55.84719
GRADO DE AGITACION REAL.....= 5
POTENCIA MINIMA TEORICA (HP).....= 15.0147
POTENCIA NOMINAL DEL MOTOR (HP).....= 20

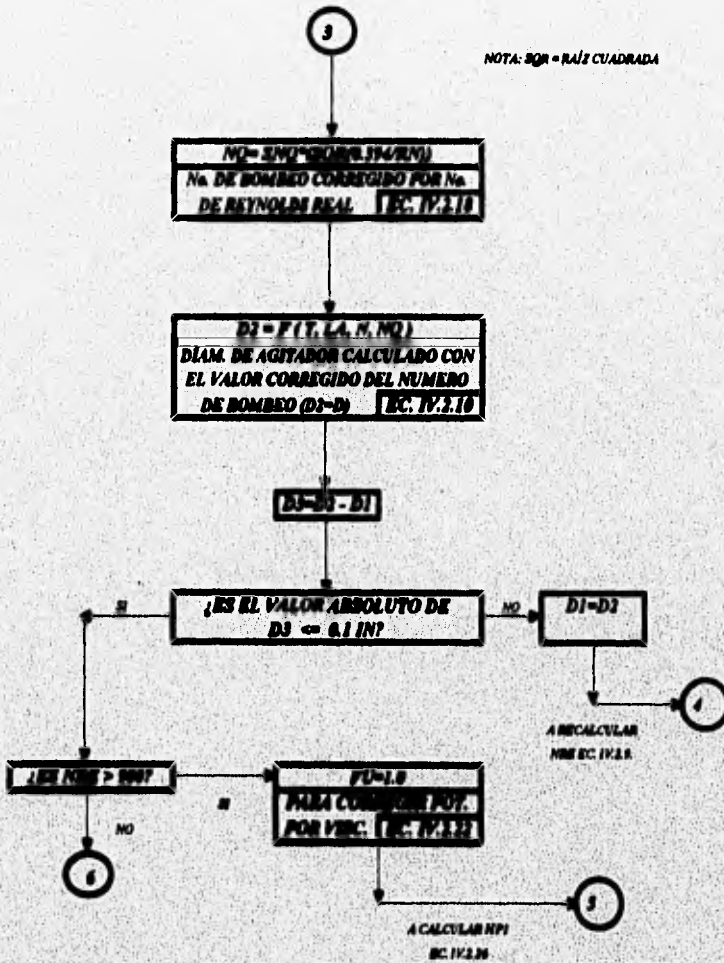
IV.2.6.- DIAGRAMA LOGICO DE CALCULO

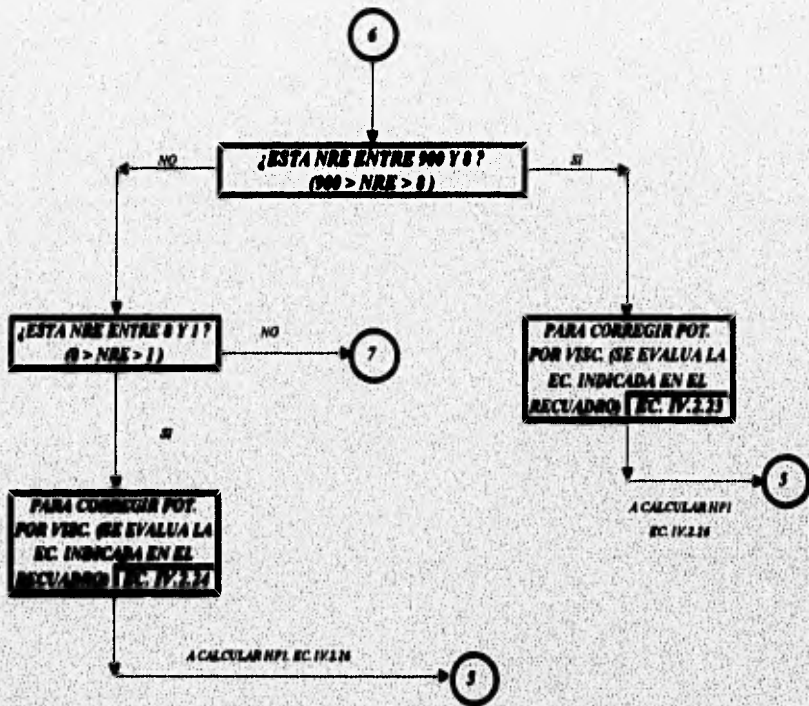
AGITACION

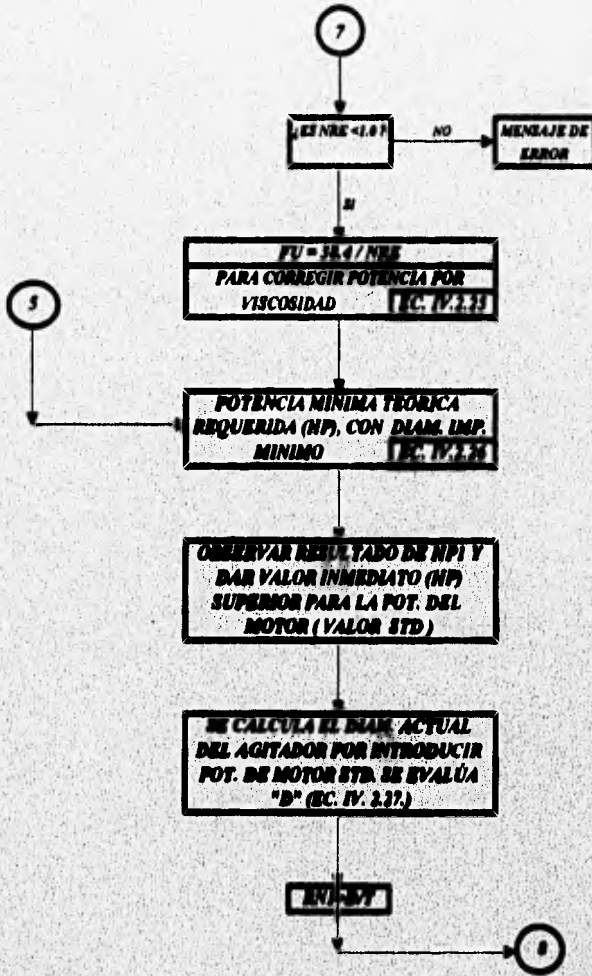


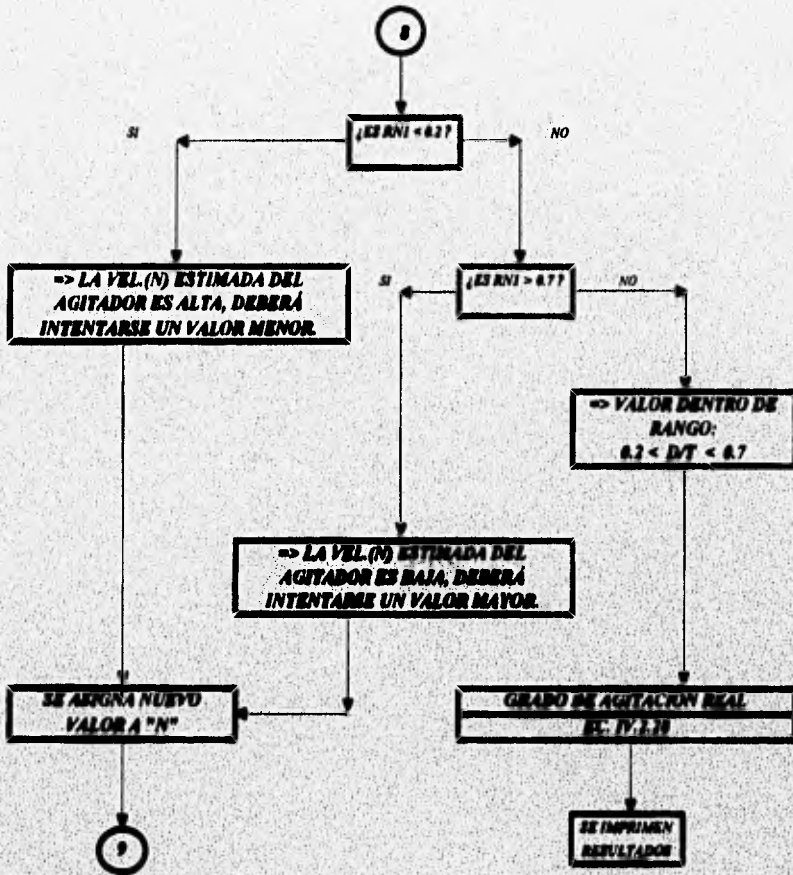












IV.3.- USO PRACTICO No.2.; DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS.

IV.3.1-CALCULO DE LINEAS DE PROCESO QUE TRANSPORTAN GASES. FLUJO ISOTERMICO COMPRESIBLE.

IV.3.1.1 ANTECEDENTES.

Muchos métodos basados en el flujo isotérmico han sido propuestos para dimensionar cabezales de relevo (y, de paso, tubería de proceso). Los más notables son aquellos métodos dados en el API RP-520, parte 1, el cual tiene un factor de corrección por energía cinética, y en el API RP-520 el cual está basado en la carta de Lapple, los cuales son métodos gráficos y/o manuales.

El procedimiento de cálculo que aquí se presenta, asume que el flujo es isotérmico , y que una u otra, la presión inicial o la final es conocida. El número de Mach puede ser encontrado a la entrada y, más importantemente, a la salida, donde la velocidad sónica puede limitar el flujo.

IV.3.1.2.- ECUACIONES DE TRABAJO

Las condiciones de flujo isotérmico, basadas en la presión de entrada, pueden ser expresadas mediante:

$$fL/D = (1/M_1^2) [1 - (P_2/P_1)^2] - \ln (P_1/P_2) \quad (IV.3.1.1)$$

si hacemos r igual a la relación P_1 a P_2 , entonces:

$$r^2 = M_1^2 (fL/D + \ln r^2) + 1 \quad (IV.3.1.2)$$

también, si M_2 es el número de Mach a la salida, entonces, puesto que $rM_1 = M_2$:

$$r^2 = M_2^2 (fL/D + \ln r^2) + 1 \quad (IV.3.1.3)$$

En este procedimiento, el número de Mach es calculado de la relación de la velocidad actual a la velocidad sónica, la cual es calculada de la ecuación:

$$V_s = [(g_c kRT) / Mw]^{1/2} \quad (IV.3.1.4)$$

esta ecuación se reduce a:

$$V_s = 223 (T/Mw)^{1/2} \quad (IV.3.1.5A)$$

La velocidad actual puede ser expresada como:

$$V_a = W / (RHO^0 A) \quad (IV.3.1.5B)$$

y de la ley de los gases:

$$RHO = PMw / ZRT \quad (IV.3.1.6A)$$

entonces:

$$V_a = (W/A)(ZRT/PM_w) \quad (\text{IV.3.1.6B})$$

combinando las ecuaciones IV.3.1.5A y IV.3.1.6A reduciendo a unidades consistentes y simplificando, tenemos el número de Mach:

$$M = 0.00001336(W/P A)(Z T/M_w)^{1/2}$$

puesto que las ecuaciones IV.3.1.2 y IV.3.1.3 están implícitas en r , r^2 es calculada suponiendo que $r^2 = 1$ e iterando hasta que r^2 supuesto = r^2 supuesto.

El factor de fricción de Darcy, f_D , será calculado de la ecuación de Churchill:

$$AF = [2.457 \ln(1/(A1+A2))]^6 \quad (\text{IV.3.1.8})$$

$$BF = (37530/Re)^6 \quad (\text{IV.3.1.9})$$

$$f = (f1 + (1/f2))^{1/12} \quad (\text{IV.3.1.10})$$

$$f_D = 8 f \quad (\text{IV.3.1.11})$$

donde:

$$A1 = (7/Re)^{0.9}$$

$$A2 = (0.27 \cdot RG)/D$$

$$f1 = (8/Re)^{12}$$

$$f2 = (AF + BF)^{3/2}$$

La solución de estas ecuaciones requiere del conocimiento de un valor de presión, ya sea $P1$ o bien $P2$. Un tamaño de tubo, D , es entonces supuesto e introducido a la ec. correspondiente, IV.3.1.2 ó IV.3.1.3.

Por ejemplo, si $P2$ es conocida y se busca $P1$, $P2$ se introduce junto con un diámetro de tubo supuesto. La solución consiste entonces en calcular $M2$ (el número de Mach asociado con la presión introducida), seguido por el número de Reynolds, el factor de fricción de Darcy, $P1$, y finalmente la ΔP .

Si el valor calculado de $M2$ es mayor que 0.7, la velocidad a la salida es muy cercana a la velocidad sónica y el diámetro supuesto es muy pequeño tal diseño resultará en una vibración indebida y una inaceptable generación de ruido.

Un tamaño de tubo más grande es entonces supuesto y los cálculos se realizan de nuevo hasta que el número de Mach a la salida del tubo sea menor que 0.7.

Si se conoce P1 y se busca P2, el procedimiento es similar excepto que el número de Mach que primero se calcula es M1. Puesto que el criterio para dimensionar el tubo es M2, los cálculos deben ser continuados hasta que se obtiene P2. Este, otra vez, debe ser menor que 0.7.

IV.3.1.3.- ALGORITMO DE CALCULO

Vease apartado (IV.3.1.6), "Diagrama lógico de cálculo para líneas con flujo isotermico compresible".

IV.3.1.4.- NOMENCLATURA.

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
W	W	Flujo masico (lb/hr)
T	T	Temperatura (R)
L	L	Longitud del tubo (ft)
Mw	MW	Peso molecular
Z	Z	Factor de compresibilidad
P1,P2	P1,P2	Presión de entrada o salida (PSIA)
k	K	Relación de capacidades calorificas (cp/cv)
-----	MU	Viscosidad (cP)
RHO	RHO	Densidad del gas (lb/ft ³)
-----	DM	Diámetro mínimo estimado (In)
-----	DN	Diámetro nominal (In)
A	A	Area de la sección transversal del tubo (ft ²)
Va	VA	Velocidad actual (ft/hr)
-----	V	Velocidad actual (ft/seg)
M1	M1	Número de Mach a la entrada
M2	M2	Número de Mach a la salida
Re	NRE	Número de Reynolds

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
RG	RG	Rugosidad absoluta de la tubería (in)
BF	BF	Factor "B" de la ec. de Churchill
F _D	FD	Factor de fricción de Darcy
----	DP	Caída de presión total (PSI)
g _c	----	Constante gravitacional 32.17 lb-ft/lbf- \sec^2
V _s	----	Velocidad sónica (ft/seg)
D	----	Diámetro interior del tubo (ft)

IV.3.1.5.- EJEMPLO DE APLICACION:

CONDICIONES GENERALES DE PROCESO...

```

-----
FLUJO MASICO W (LB/HM).....= 250000
TEMPERATURA (G. RANKINE).....= 600
LONG. TOT. (TUBOS, RESCTOS + ACCS.), L(FT).....= 800
PESO MOLECULAR (MW).....= 44
RELACION DE CAPS. CAL. (K=CP/CV).....= 1.28
VISCOSIDAD, MU (CP).....= .0167
-----

```

RESULTADOS CONDICIONES INICIALES

```

-----
VELOCIDAD , V1 (FT/SEG).....= 159.318
DENSIDAD, RHO1 (LB/FT^3).....= .5467536
NUMERO DE NACH, N1.....= .1933859
PRESION, P1 (PSIA).....= 80
-----

```

CONDICIONES FINALES

```

-----
VELOCIDAD, V2 (FT/SEG).....= 215.2776
DENSIDAD, RHO2 (LB/FT^3).....= .4046296
NUMERO DE NACH, N2.....= .2613119
PRESION, P2 (PSIA).....= 59.20466
-----

```

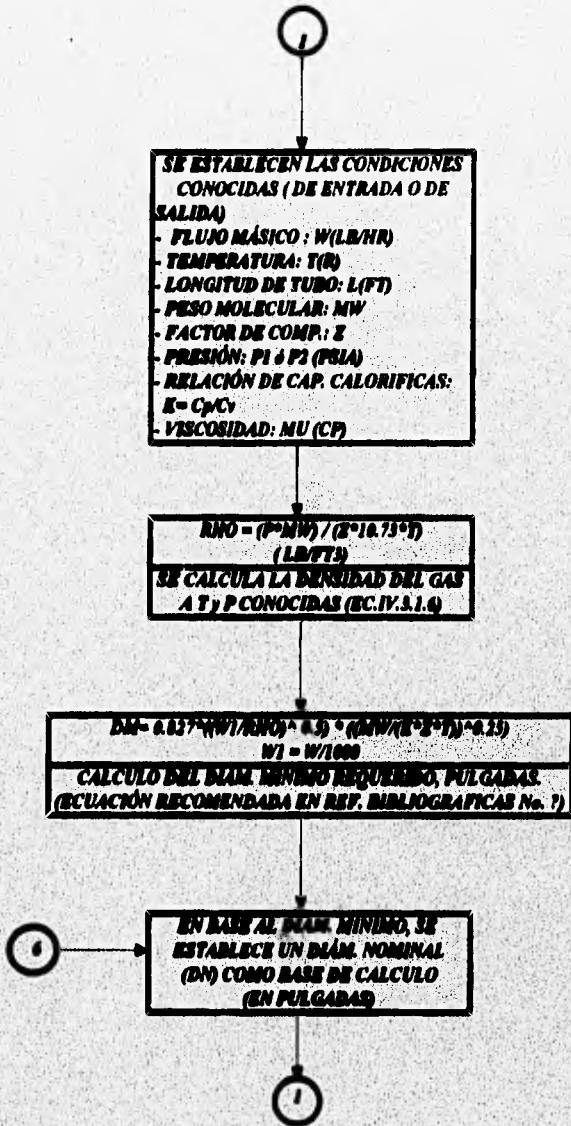
RESULTADOS CONDICIONES GENERALES

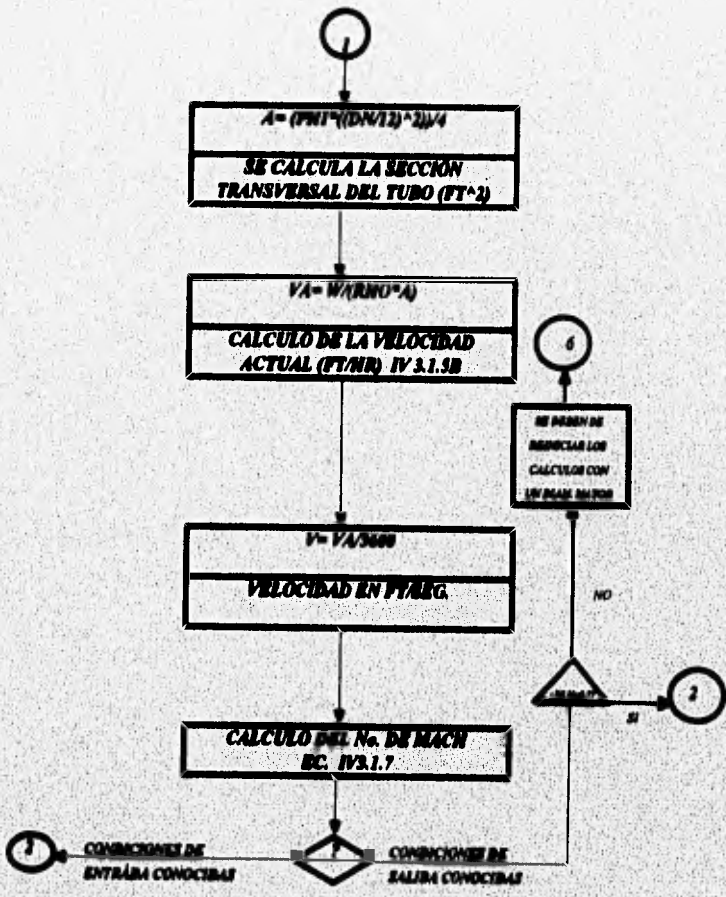
```

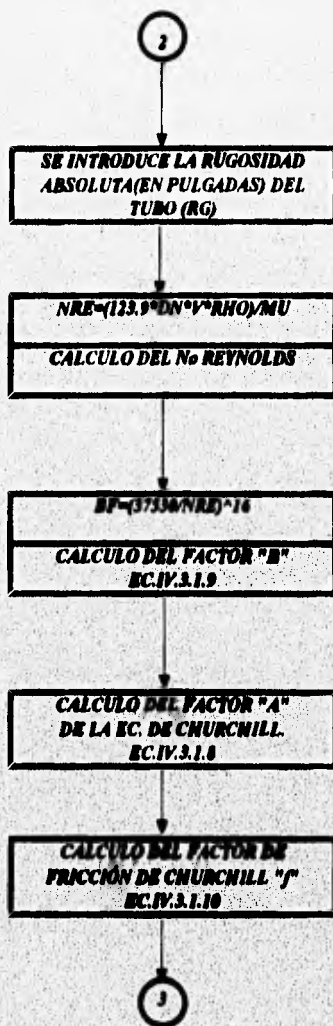
-----
NUMERO DE REYNOLDS.....= 781337
FACTOR DE FRICCION, FD.....= 1.447341E-02
CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 20.79534
DIAMETRO REQUERIDO (IN).....= 12.09
-----

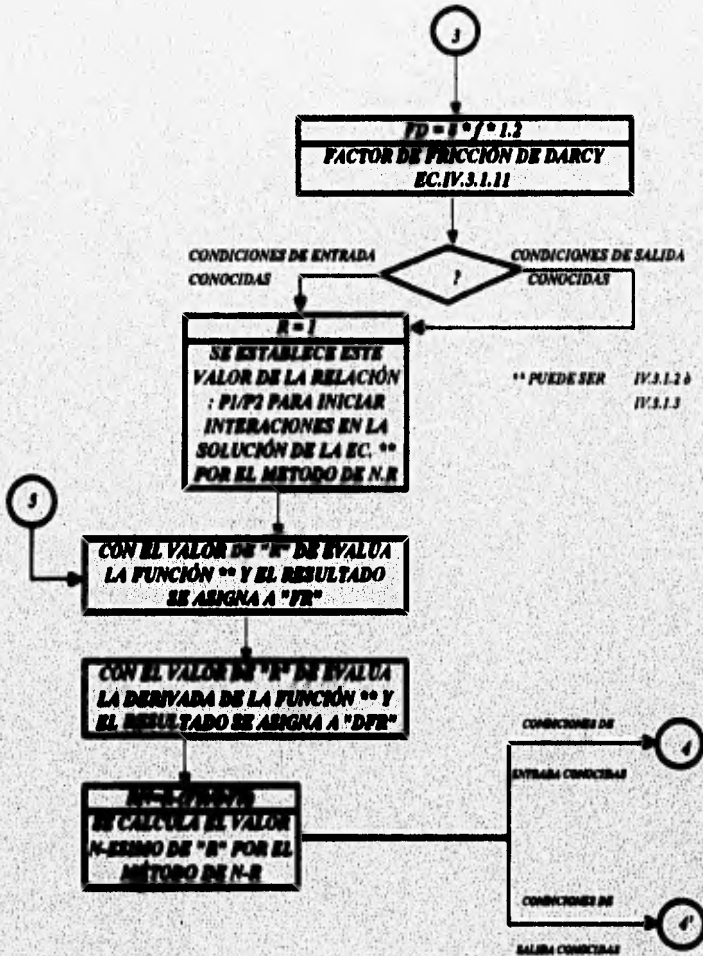
```

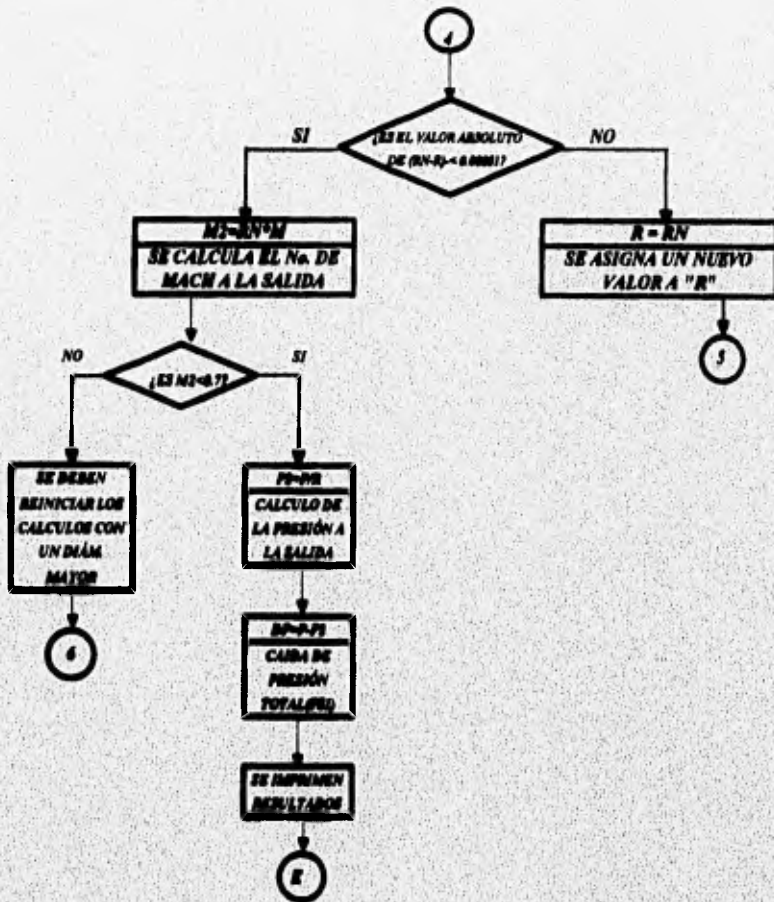

**IV.3.1.6. - DIAGRAMA LOGICO DE CALCULO PARA LINEAS CON FLUJO
ISOTERMICO COMPRESIBLE.**

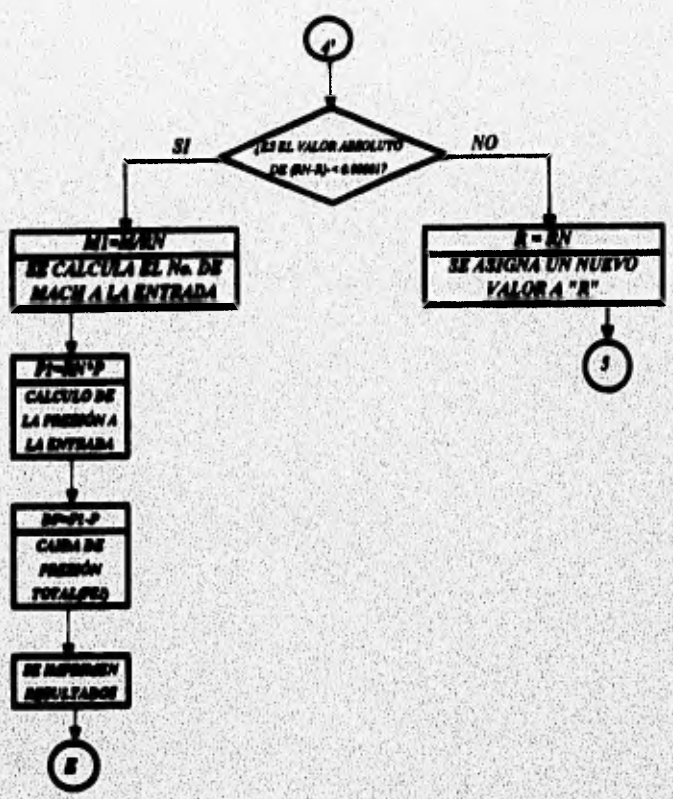












IV.3.2- CALCULO DE LINEAS QUE TRANSPORTAN SUSPENSIONES ("SLURRY TRANSPORT).

IV.3.2.1.- ECUACION DE TRABAJO.

IV.3.2.1.1.- ANTECEDENTES.

El uso de la fuerza hidráulica para transportar sólidos a través de una tubería no es nada nuevo; la técnica ha sido ampliamente usada en minería para mover minerales. Pero recientes aplicaciones, tales como el transporte de partículas de carbón (mineral o vegetal), han hecho que resurja el interés por esta forma de transporte.

Para cualquier aplicación, la caída de presión es un parámetro de diseño clave. Este reporte presenta ecuaciones p/la caída de presión que son válidas en un rango realista de los sistemas de transporte hidráulico, y muestra la información que es necesaria para resolverlos. Puesto que las ecuaciones son de una exactitud adecuada, estas pueden ser usadas con propósitos de diseño.

Los avances en transporte hidráulico de sólidos han sido menores comparados con aquellos en el flujo de una sola fase, debido a que el transporte hidráulico es mucho más complicado. En sistemas sólido-líquido, los patrones de flujo pueden variar de: cercanamente homogéneo a ligeramente heterogéneo, dependiendo de factores tales como: contenido de sólidos; tamaños y formas de partículas; propiedades físicas de las partículas y el fluido. Las interacciones fluido-partícula son también importantes, pero en este trabajo se ignoran los sistemas en los cuales las partículas interactúan química o eléctricamente con el fluido, esto es: coloides, gels, etc.

Para suspensiones simples de sólidos no interactuantes, las ecs. para el diseño de tuberías en aplicaciones limitadas fueron bien resumizadas por Bain y Bonnington (1) en

1.- Bain, A.G., and Bonnington, S.T., "The Hydraulic Transport of Solids by Pipeline", Pergamon Press, Oxford, 1970.

1970. Estas ecuaciones sin embargo fueron válidas sólo en un rango reducido de aplicaciones. Recientemente, Molerus and Wellmann (2) establecieron una nueva teoría para flujo en suspensión, y proporcionaron correlaciones sustentadas en extensos datos experimentales. Estas ecs. son muy exactas, y abarcan prácticamente el rango total de los sistemas de transporte hidráulico. Este reporte, mostrará como usar estas para propósitos de diseño.

IV.3.2.1.2.- CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION (PRESENTACION DE LA ECUACION DE TRABAJO)

La caída de presión para transporte hidráulico de sólidos puede ser expresada como la suma de la contribución del fluido y del sólido.

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_p \quad (IV.3.2.1)$$

La contribución del fluido (ΔP_f) puede ser estimado en la forma usual, como si el fluido fuera fluyendo sólo:

$$\Delta P_f = 4 f L \rho_f v^2 / D \quad (IV.3.2.2)$$

La diferencia con el método de una sola fase es que v representa la velocidad de la suspensión, y no la velocidad del fluido solo. La definición para v es también utilizada en el cálculo del número de Reynolds (Re), en el procedimiento para encontrar el factor de fricción por el método de Churchill (ver sección IV.3.3 de este reporte);

$$f = [(8/Re)^{12} + (A + B)^{-2}]^{1/12} \quad (IV.3.2.3)$$

Donde "A" y "B" y Re están definidos por:

$$A = (2.457 \ln((7/Re)^{0.9} + 0.27(E/D)))^{16} \quad (IV.3.2.4)$$

$$B = (37530/Re)^{16} \quad (IV.3.2.5)$$

$$Re = \rho_f v D / \mu \quad (IV.3.2.6)$$

2.- Molerus, O., and Wellmann, P., A New Concept for the Calculation of Pressure Drop with Hydraulic Transport of Solids in Horizontal Pipes, Chem. eng. sci., vol. 38, 1981, pp.1623-1632.

La caída de presión adicional debida la presencia de partículas sólidas (P_p) es una función más complicada de las características del flujo, y de las propiedades del fluido y las partículas Molerus y Wellmann correlacionaron estas variables, usando un grupo adimensional

$$X^* = 0.001(C_v(\rho_p - \rho_f)L_g)(v/v)^2 \quad (IV.3.2.7)$$

Donde el parámetro adimensional de caída de presión (X^*) depende de la fracción volumétrica de los sólidos (C_v):

$$X^* = X_0 \text{ cuando } 0 \leq C_v \leq C_{v0} \quad (IV.3.2.8)$$

$$X^* = X_0 + a(C_v - C_{v0}) \text{ cuando } C_{v0} \leq C_v \leq C_{vmax} \quad (IV.3.2.9)$$

Estas ecuaciones implican que X^* permanece esencialmente constante hasta que un nivel crítico de C_v es alcanzado: más allá de ese nivel, X^* es una función lineal de C_v . Valores para las constantes son: $C_{v0} = 0.25$; $C_{vmax} = 0.4$; $a = 0.1 (Fr^*)^2$. El número terminal de Froude (Fr^*) es definido por:

$$Fr^* = v/(gD(\rho_p/\rho_f - 1))^{0.5} \quad (IV.3.2.10)$$

El parámetro X_0 en las ecs. (IV.3.5.8 y 9) es relacionado a la velocidad de desplazamiento medio (sin dimensiones) de las partículas en el fluido (v_{rel}/v) como sigue:

$$X_0 = (v_{rel}/v)^2 / (1 - (v_{rel}/v)) \quad (IV.3.2.11)$$

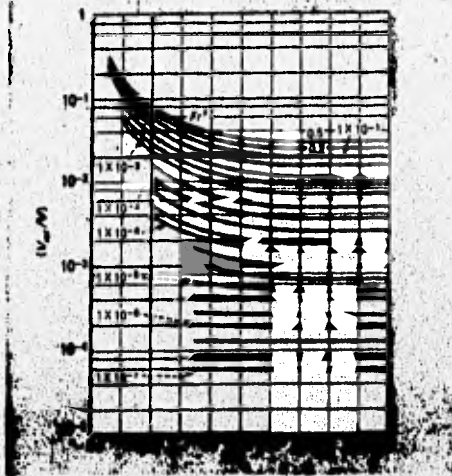
La fig. IV.3.2.1 muestra valores para (v_{rel}/v) vs Fr_p , el número de Froude de la partícula, con Fr^* como un parámetro. Fr_p es definido por:

$$Fr_p = v/(gdp(\rho_p/\rho_f - 1))^{0.5} \quad (IV.3.2.12)$$

Antes de que las ecuaciones (IV.3.2.7-12) pueden ser utilizadas, la velocidad de caída de las partículas (v) debe ser calculada. Las ecuaciones empíricas de Heywood relacionan el No. de Galileo (Ga), el cual puede ser calculado de datos disponibles, con el No. de Reynolds terminal (Ret). Este, a su vez, rinde la velocidad terminal de caída:

$$Ga = dp^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) / \mu^2 \quad (IV.3.2.13)$$

$$Ga = 18Ret \text{ cuando } Ga \leq 3.6 \quad (IV.3.2.14)$$



U N A M	FES -ZARAGOZA-
(Vrel/V) vs Prp	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.3.2.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

$$Ga = 18 \text{ Ret} + 2.7 \text{ Ret}^{1.687}$$

$$\text{Cuando : } .6 < Ga \leq 10^5 \quad (\text{IV.3.2.15})$$

$$Ga = \text{Ret}^2/3 \text{ Cuando : } Ga > 10^5 \quad (\text{IV.3.2.16})$$

$$v_t = (\text{Ret} \mu) / (\rho_f dp) \quad (\text{IV.3.25.17})$$

Para encontrar v_t , primero se calcula Ga , entonces se utiliza la ec. apropiada (IV.3.2.14-16) para resolver Ret , y entonces v_t .

Las ecs. (IV.3.2.14 y 16) son resueltas en forma directa, pero la ec. (IV.3.2.15) requiere un método de solución iterativo como el de Newton-Raphson u otro procedimiento similar. La tabla (IV.3.2.1) lista valores de $\text{Log}(\text{Ret})$ vs. el parámetro $\text{Log}(2 Ga/3)$, eliminando la necesidad de resolver la ec. (IV.3.2.15) en forma manual, por si se quiere checar este procedimiento.

Se debe hacer notar que las ecs. (IV.3.2.14 a 16) aplican solo para partículas esféricas. Para partículas no esféricas, las ecuaciones requieren modificarse por un factor de forma. El factor de forma (K') es definido tal que el volumen de la partícula sea $K'dp^3$; dp es definido tal que el área superficial proyectada sea: $\pi dp^2/4$.

Por ejemplo: supongase que placas de mica tienen un área superficial de 6cm^2 y tienen 0.1 cm . de espesor. Dada el área superficial, podemos encontrar dp :

$$dp = ((4 * 6)/\pi)^{0.5}$$

$$= 2.76\text{cm}$$

Entonces podemos calcular el volumen y resolver para K' :

$$K'dp^3 = 6 * 0.1 [=] \text{cm}^3$$

$$K' = 0.028$$

Para la mayoría de los minerales, K' se encuentra entre 0.2 y 0.5, pero las partículas de mica son muy alargadas.

Tomando en cuenta el factor de forma, el grupo $(2Ga/3)$ se hace:

$$(2Ga/3) = (4K'/\pi) dp^2 \rho_f g (\rho_p - \rho_f) / \mu^2 \quad (\text{IV.3.2.18})$$

Normalized values of $\log(R_{ij})$ vs. $(2Ga/3)$

	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	
1.0	-0.1222	-0.0227	0.0769	0.1457	0.2022	0.2522	0.2974	0.4111	0.4772	0.5222	0.5227
2.0	0.3422	0.6227	0.8222	0.9227	1.0222	1.1222	1.2145	1.2221	1.2222	1.4224	
3.0	1.0222	1.5722	1.8227	1.9222	1.7772	1.5221	1.5122	1.5722	2.0222	2.1224	
4.0	2.1222	2.2222	2.2222	2.2224	2.4221	2.4222	2.5222	2.6224	2.6722	2.7222	
5.0	2.8222	2.8722	2.8222	2.8722	3.0222	3.0722	3.1222	3.1722	3.2222	3.2722	

UNAM	FES -ZARAGOZA-
VALORES NUMERICOS DE LOG. (Ret) vs (2Ga/3)	
ELAB. J. GARCIA	TABLA IV.3.2.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

Correction factors for $\log(N_{02})$
for non-spherical particles

$\log(N_{02})$	0.4	0.5	0.7	0.1
-5	-0.003	-0.006	+0.003	+0.131
-4	-0.003	-0.006	+0.003	+0.131
0	-0.003	-0.006	+0.003	+0.131
1	-0.007	-0.010	+0.021	+0.122
2	-0.004	-0.010	+0.012	+0.111
2.5	-0.003	-0.009	+0.009	+0.099
3	-0.000	-0.002	-0.002	+0.089
3.5	-0.001	-0.002	-0.000	-0.080
4	-0.000	-0.074	-0.000	-0.000
4.5	-0.003	-0.093	-0.114	-0.140
5	-0.007	-0.110	-0.130	-0.160
5.5	-0.100	-0.120	-0.160	-0.224
6	-0.130	-0.130	-0.172	-0.200

U N A M

FES -ZARAGOZA-

FACTORES DE CORRECCION PARA PARTICULAS
NO-ESFERICAS.

ELAB. J. GARCIA

TABLA IV.3.2.2

REV. J. CAMACHO

MAYO 95

Notese que la constante ($4K'/\pi$) se hace igual a (2/3) para partículas esféricas, ya que K' es igual a ($\pi/6$) para esferas. La ec. (IV.3.2.18) se reduce a la ec. (IV.3.2.13).

La tabla (IV.3.2.2) enlista los factores de corrección para partículas no-esféricas. Una vez que K' es conocido, se encuentra el factor en la tabla (IV.3.2.2) y se adiciona este al valor de los Log (Ret) de las ecs. (IV.3.2.14-16) para dar el valor correcto de Log (Ret).

IV.3.2.2.- ALGORITMO DE CALCULO

Vease apartado (IV.3.2.5), "secuencia de cálculo".

IV.3.2.3.- NOMENCLATURA.

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
d_p	DP	Diam. de partícula (cm)
D	DI	Diam. int. de la tubería (cm)
ρ_F	RHOF	Densidad del fluido (g/cm ³)
μ	MU	Viscosidad del fluido
ρ_P	RHOP	Densidad del sólido (g/cm ³)
Cv	CV	Concentración volumétrica del sólido
v	VEL	Velocidad recomendada de la susp. (cm/s)
ϵ	RUG	Rugosidad de la tubería (cm)
-	ASP	Area sup. proyec. de la partícula (cm ²)
-	TCK	Espesor de la partícula (cm)
K'	FK	Factor de forma de la partícula
Ga	NGA	Número de Galileo
Ret	NRET	No. de Reynolds terminal
vt	VT	Velocidad terminal de caída (cm/s)
Fr*	FRE	No. de Froude terminal
Frp	FRP	No. de Froude de la partícula

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
Xo	XO	Factor adimensional.
a	ADF	Parámetro que depende del No. de Froude
Cvo	CVO	Conc. vol. crítica del sólido.
X*	XE	Parámetro de caída de presión
ΔP_p	DPP	Gradiente de presión debido a las partículas
ΔP_f	DPF	Gradiente de presión debido al fluido
ΔP	DPUNO	Gradiente de presión total
---	DP100	Grad. de P. total (PSI/100FT)
---	LTR	Long. tot. por tmos. rectos de tubería (FT)
---	LTD	Sumatoria de L/D por accesorios
---	LEQT	Longitud eq. tot. por accesorios (FT)
---	DPTR	Caída de presión por tubería (PSI)
---	DPLD	Caída de presión por accesorios (PSI)
f	F	Factor de fricción
g	G	Aceleración de la gravedad

IV.3.2.4.- EJEMPLO DE APLICACION.

Véase hoja siguiente.

-----DATOS GENERALES DE ENTRADA-----

 DIAMETRO INTERNO DE LA TUBERIA (cm).....= 16
 DENSIDAD DEL FLUIDO (g/cm³).....= 1
 VISCOSIDAD DEL FLUIDO (cP).....= 1
 DENSIDAD DE LA PARTICULA (g/cm³).....= 1.27
 CONC. VOL. DEL SOLIDO (Cv).....%.= .2
 VEL. RECOMENDADA DE LA SUSPENSION (cm/seg).....= 200
 RUGOSIDAD DE LA TUBERIA (cm).....= .004572
 DIAMETRO DE LA PARTICULA (cm).....= .527
 LONG. TOT. DE TUBERIA P/TMOS. RECTOS (FT).....= 100
 LONG. EQ. TOT. P/ACCESORIOS (FT).....= 26.24672

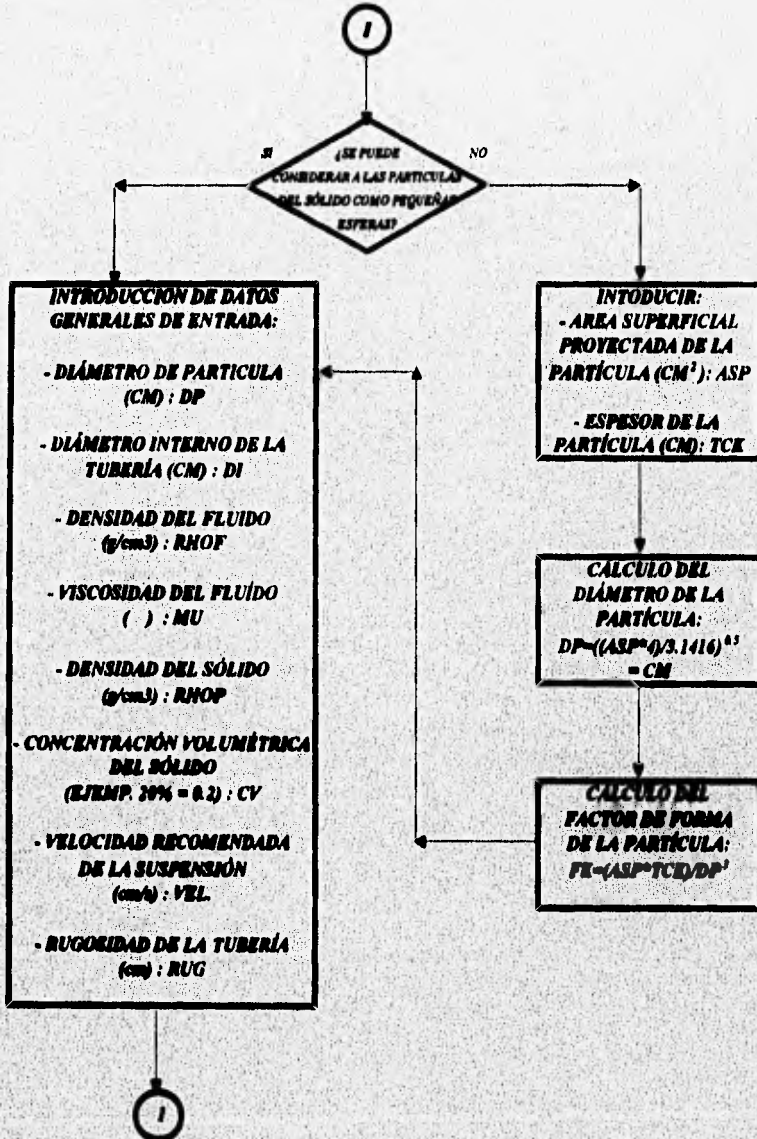
-----R E S U L T A D O S-----

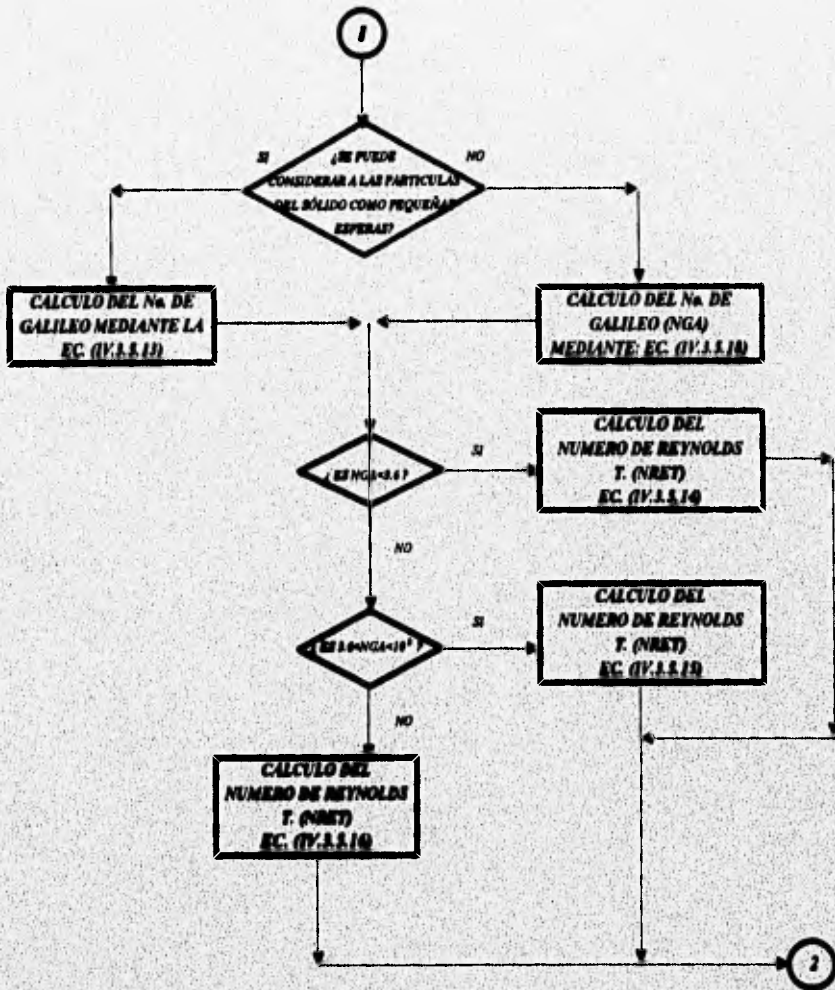
 NUMERO DE GALILEO.....= 387277
 NUMERO DE REYNOLDS TERMINAL.....= 1077.883
 VELOCIDAD TERMINAL (cm/seg).....= 20.45318
 No. DE FROUDE TERMINAL (Fr*).....= .3143446
 No. DE FROUDE DE LA PARTICULA (Frp).....= 16.93674
 FACTOR ADIMENSIONAL (Xo).....= 6.081081E-03
 FACTOR DE CAIDA DE PRESION (X*).....= 6.081081E-03
 CAIDA DE PRESION UNITARIA DEL SOLIDO (DINAS/cm³).....= 30.77081
 FACTOR -A- DE CHURCHILL.....= 2.570706E+21
 FACTOR -B- DE CHURCHILL.....= 1.281319E-15
 NUMERO DE REYNOLDS (USADO EN EL M. DE CHURCHILL).....= 320000
 FACTOR DE FRICCION DE CHURCHILL.....= 2.107383E-03
 CAIDA DE PRESION UNITARIA DEL FLUIDO (DINAS/cm³).....= 21.07383
 CAIDA DE PRESION UNITARIA DE LA SUSPENSION (D/cm³)...= 51.84464

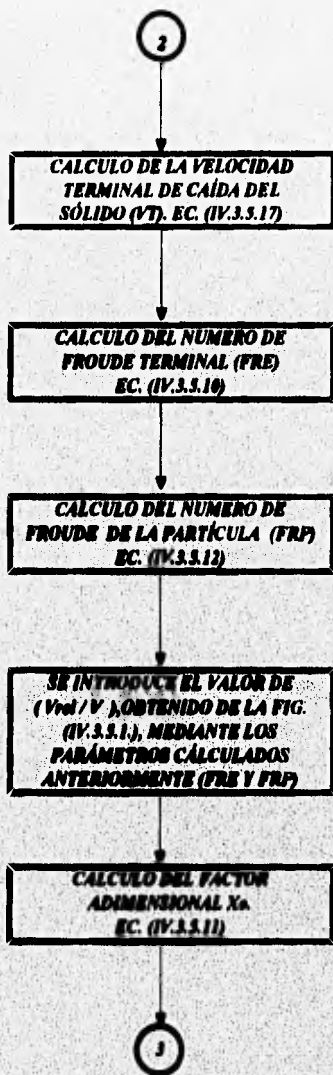
----- UNIDADES INGLESAS -----

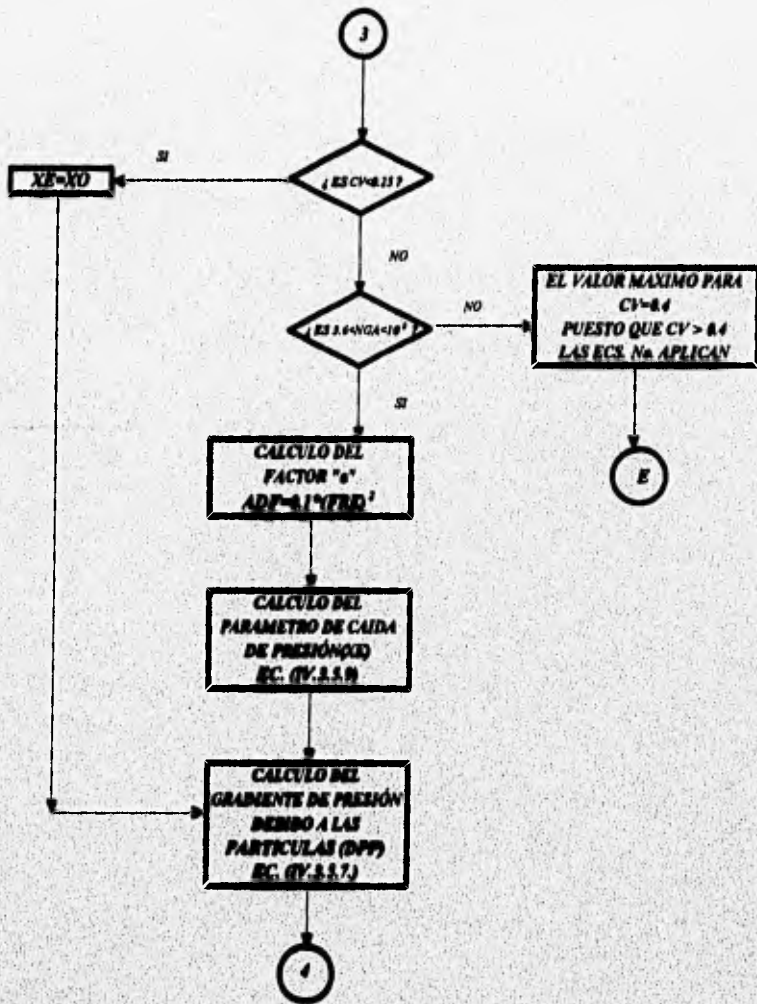
 CAIDA DE PRESION DE LA SUSPENSION (PSI/100 FT).....= 2.293348
 CAIDA DE PRESION POR TMOS. RECTOS (PSI).....= 2.293348
 CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....= .6019285
 CAIDA DE PRESION TOTAL (TMOS. RECTOS + ACCS.).....= 2.895276

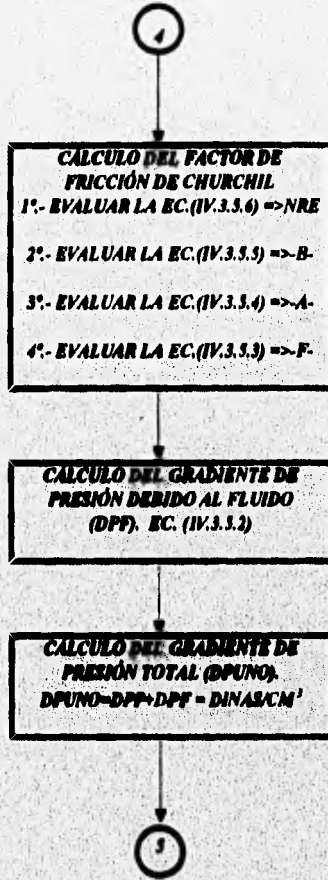
IV.3.8.1 - SECUENCIA DE CÁLCULO

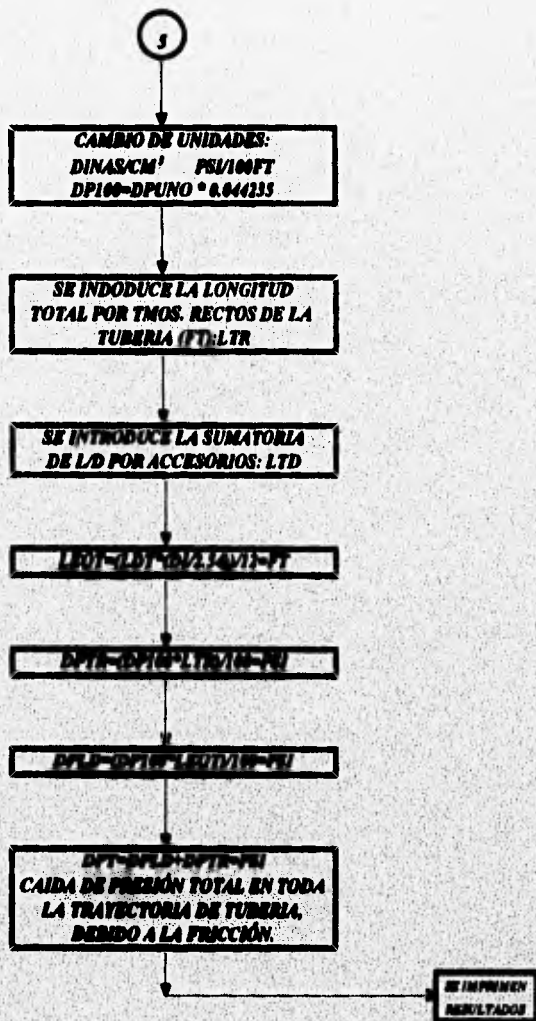












IV.3.3. - CALCULO DE LINEAS QUE TRANSPORTAN LIQUIDOS

-FLUJO ISOTERMICO INCOMPRESIBLE-

IV.3.3.1. - ECUACION DE TRABAJO

IV.3.3.1.1. - ANTECEDENTES.

Las ecuaciones son más convenientes que las tablas o correlaciones gráficas en el diseño asistido por computadora. Una ecuación que relacione el factor de fricción con todos los números de Reynolds y todas las rugosidades puede ser construida a partir de ecuaciones teóricas o correlaciones para los regímenes de flujo, laminar, de transición y flujo turbulento totalmente desarrollado, usando un modelo general desarrollado por Churchill y Usagi (1).

El factor de fricción considerado aquí es definido en términos del esfuerzo cortante en la pared del tubo, como sigue:

$$f = \tau_w / u^2 \rho \quad (\text{IV.3.3.1})$$

El esfuerzo cortante en la pared puede ser relacionado a los gradientes de presión, elevación y velocidad por medio de un balance de fuerza y momentum, tal como:

$$\tau_w = D/4 (-dP/dL) + g \rho D/4 (-dh/dL) \dots \dots + w / \pi D (-du/dL) \quad (\text{IV.3.3.2})$$

Esta ecuación es exacta si el producto momentum-velocidad media es utilizado en la derivada del lado derecho. Sin embargo, la velocidad media volumétrica.

$$u_b = 4w / \pi D^2 P \quad (\text{IV.3.3.3})$$

1.- CHURCHILL, S.W., AND USAGI, R., A GENERAL EXPRESSION FOR THE CORRELATION OF RATES OF TRANSFER AND OTHER PHENOMENA, AICHE J., VOL. 18, No 6, 1972, PP. 1121-1128.

proporciona una aproximación de razonable exactitud. Se puede re-escribir la ec. (IV.3.3.2) en forma más conveniente en términos de la densidad del fluido y flujo másico si se combinan las ecs. (IV.3.3.1 y IV.3.3.2) y reemplazando u con w y en la ec. (IV.3.3.3), dando:

$$f = ((\tau^2 D^3 P) / (64 w^2)) (-dP/dL) + \dots \\ \dots + ((\tau^2 D^5 \rho^2 g) / (64 w^2)) (-dh/dL) + \dots \\ \dots + (D/4 \rho) (d\rho/dL) \quad (IV.3.3.4)$$

El factor de fricción definido por la ec. (IV.3.3.1) y expandido en la ec. (IV.3.3.4) se relaciona con los factores de fricción comúnmente utilizados de Fanning y Darcy, como sigue:

$$f \approx f_f / 2 = f_D / 8 \quad (IV.3.3.5)$$

IV.3.3.1.2 - ANALISIS DE LOS REGIMENES DE FLUJO INDIVIDUALES

(ECUACIONES PARTICULARES)

Régimen Laminar. Para $Re < 2000$, la ley de Poiseuille es aplicable.

$$f = 8/Re \quad (V.3.3.6)$$

Régimen de Transición. Los diferentes grupos de datos experimentales para el régimen de transición entre el flujo laminar y el flujo turbulento son muy dispersos Wilson y Azad (2) obtuvieron un grupo de valores precisos para el factor de fricción en tubo liso para $1000 < Re < 500,000$ por cálculos numéricos. Usando sus valores, se deriva una ecuación empírica para la porción central del régimen de transición:

$$f = 7.1 \cdot 10^{-10} Re^2 \quad (IV.3.3.7)$$

Datos experimentales sugieren que esta expresión es razonablemente válida para tubería comercial (rugosa) también.

2 - WILSON, N.W. AND AZAD, R.S., A CONTINUOUS PREDICTION METHOD FOR FULLY DEVELOPED LAMINAR, TRANSITIONAL AND TURBULENT FLOWS IN PIPES, J. APPLIED MECH., VOL 42, 1975, PP. 51-54.

Régimen turbulento en tubería lisa. Schlichting (3) y otros han mostrado que la ecuación semiteórica de Prandtl expresada en la forma de :

$$1/f^{0.5} = 2.457 \ln (1.126 \text{Re} f^{0.5}) \quad (\text{IV.3.3.8})$$

proporciona un buen ajuste para datos experimentales de tubería lisa en el rango de $3,000 < \text{Re} < 3.4 \cdot 10^6$. Los autores suponen que la ec. (IV.3.3.8) es válida para valores del No. de Reynolds (Re) mayores al del rango indicado. Para flujo horizontal de un fluido de densidad constante,

$$\text{Re} \cdot f^{0.5} = (1/2\mu) (D^3 \rho (-dP/dL))^{0.5} \quad (\text{IV.3.3.9})$$

por lo tanto, la ec. (IV.3.3.8) es conveniente si el gradiente de presión es especificado.

De cualquier modo, la ec. (IV.3.3.8) requiere de prueba y error para su solución si en vez del gradiente de presión se especifica el flujo. Esta dificultad es evitada por la ec. de Blasius:

$$f = 0.03955 / \text{Re}^{1/4} \quad (\text{IV.3.3.10})$$

sin embargo, la ec. (IV.3.3.10) es inexacta para $\text{Re} > 10^5$. La expresión:

$$1/f^{0.5} = 2.21 \ln(\text{Re}/7) \quad (\text{IV.3.3.11})$$

sugerida por Colebrook es también conveniente si el flujo es especificado, y es esencialmente equivalente a la ec. (IV.3.3.8) en exactitud. Las ecs. (IV.3.3.8-11) son aplicables para $(\epsilon \text{Re} f^{0.5}) / D < 5$ y $\text{Re} > 3000$, donde ϵ es la rugosidad, este parámetro ha sido tabulado en el "Chemical Engineers Handbook" de Perry para varios tipos de tubería.

3.-SCHLICHTING, H., "BOUNDARY LAYER THEORY", 4TH ED., P. 515, MCGRAW-HILL, N.Y., 1960.

Flujo turbulento totalmente desarrollado en tubería rugosa. Nikuradse (4) determinó la siguiente expresión asintótica para Re muy grandes en tubos con rugosidad uniforme artificial (producida en laboratorio):

$$1/f^{0.5} = 2.457 \ln(3.707 D/\epsilon) \quad (\text{IV.3.3.12})$$

la ec. (IV.3.3.12) se puede utilizar para tubería comercial, y esta es aplicable para $\epsilon Re^{0.5} / D > 70$ y $Re > 10\,000$.

Flujo turbulento en desarrollo en tubería lisa y rugosa. Churchill (5) derivó una expresión para ambos flujos turbulento totalmente desarrollado y turbulento en desarrollo, en tubería rugosa y lisa combinando las ecs. (IV.3.3.8 y 12), como sigue:

$$1/f^{0.5} = 2.457 \ln(1/((0.383/Re^{0.5}) + (0.27 \epsilon/D))) \quad (\text{IV.3.3.13})$$

la ec. (IV.3.3.11) fue también combinada con la ec. (IV.3.3.12) para dar una expresión alternativa:

$$1/f^{0.5} = 2.457 \ln(1/((7/Re)^{0.9} + (0.27 \epsilon/D))) \quad (\text{IV.3.3.14})$$

La ec. (IV.3.3.13) es esencialmente equivalente a la expresión comúnmente utilizada para construir la carta del factor de fricción de régimen turbulento que es reproducida en la mayoría de los libros de texto y manuales comúnmente utilizados.

4. NIKURADSE, J., STRÖMUNGSGESETZE IN RAUHEN ROHREN, VER. DEUTSCH. ING., FORSCHUNGSHEFT 361, 1933.

5. CHURCHILL, S.W., EMPIRICAL EXPRESSIONS FOR THE SHEAR STRESS IN TURBULENT FLOW IN COMMERCIAL PIPE, AICHE J., VOL. 19, No 2, PP. 375-376.

IV.3.3.1.3.- DESARROLLO DE LA ECUACION GLOBAL (EC. DE TRABAJO).

Los factores de fricción dados por las ecs. (IV.3.3.7 y 10) pueden primero ser combinadas en la forma del modelo de Churchill y Usagi para dar la siguiente expresión (preliminar) para los regímenes de transición y turbulento:

$$f^n = f^n_{7} + f^n_{14} \quad (\text{IV.3.3.15})$$

en donde los sub-índices 7 y 14 indican ecs. (IV.3.3.7 y 14), respectivamente. Los valores computados de Wilson y Azad indican que el mejor valor de la constante arbitraria n es alrededor de -8, entonces:

$$1/f = ((2.457 \ln(1/A1))^{16} + A2^{16})^{1/8} \quad (\text{IV.3.3.16})$$

Donde:

$$A1 = (7/Re)^{0.9} + 0.27 \epsilon/D$$

$$A2 = 37530 / Re$$

La ec. (IV.3.3.16) puede a su vez ser combinada con la ec. (IV.3.3.6) de forma similar:

$$f^m = f^m_{16} + f^m_{6} \quad (\text{IV.3.3.17})$$

los valores computados de Wilson y Azad sugieren que, en esta caso, 12 es el mejor valor para la constante arbitraria m, de aquí que:

$$f = ((8/Re)^{12} + (1/(A+B)^2))^{1/12} \quad (\text{IV.3.3.18})$$

Donde:

$$A = (2.457 \ln(1/((7/Re)^{0.9} + (0.27 \epsilon/D))))^{16}$$

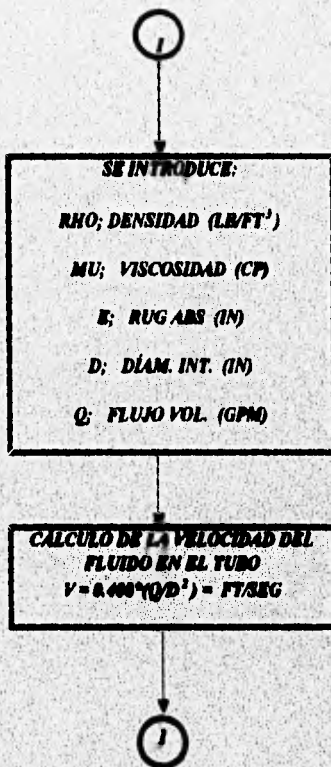
$$B = (37530/Re)^{16}$$

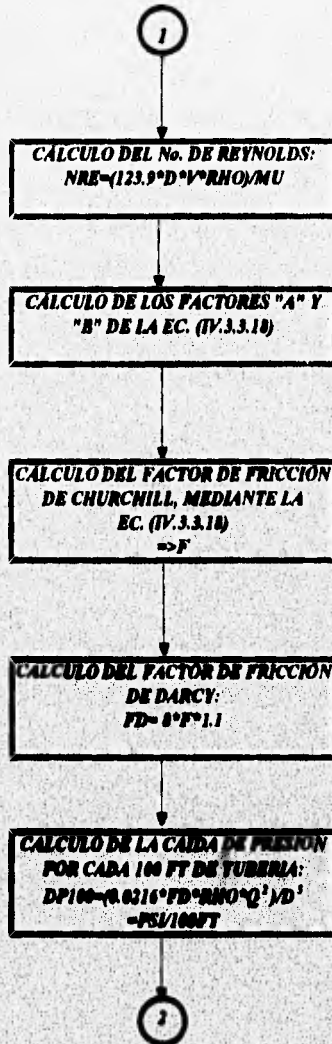
La ec. (IV.3.3.18) es válida para todo valor de Re y de ϵ/D .

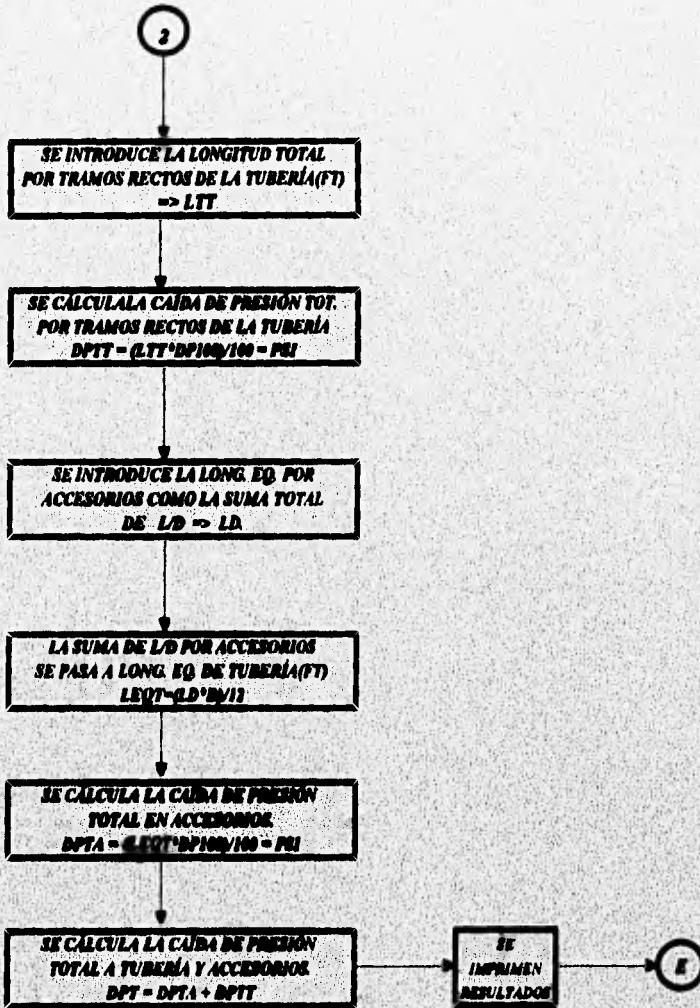
Debido a que la ec. (IV.3.3.18) es un remplazo conveniente de todas las gráficas del factor de fricción, a su facilidad de aplicación, además de que proporciona valores para la región de transición, se utilizará a ésta como ecuación de trabajo para el cálculo del factor de fricción requerido en el dimensionamiento de líneas de transporte de fluidos de proceso.

IV.3.3.2.- ALGORÍTMO DE CÁLCULO.

EL DIMENSIONAMIENTO DE UNA LINEA DE TRANSPORTE IMPLICA EL CÁLCULO DE UNA CAÍDA PRESIÓN PERMISIBLE, LO CUAL A SU VEZ ES FUNCIÓN DEL FACTOR DE FRICCIÓN, CON ESTE FIN SE PRESENTA A CONTINUACIÓN UN DIAGRAMA DE FLUJO QUE MUESTRA LA SECUENCIA DE CÁLCULO PARA ESTE REPORTE UTILIZADA.







IV.3.3.3.- NOMENCLATURA.

La nomenclatura utilizada en esta apartado es la siguiente:

EN EL TEXTO	EN DIAG. DE FLUJO	DEFINICION.
D	(DI)	Diam. tubería; m (in)
f	(F)	Factor de fricción (ver ec. IV.3.3.1)
f _i	--	Factor de fricción dado por la ec. (i)
F _D	(F _D)	Factor de fricción de Darcy.
F _F	--	Factor de fricción de Fanning
g	--	Acceleración debido a la gravedad: m/s ²
h	--	Elevación; m
L	--	Longitud de la tubería; m
m	--	Exponente arbitrario
n	--	Exponente arbitrario
P	--	Presión, Pa
Re	(NRE)	Número de Reynolds
u	(V)	Velocidad (FT/seg)
u _b	--	Vel. media volumétrica; m/s
w	--	Flujo másico; kg/s
e	(E)	Rugosidad; m (in)
μ	(MU)	Viscosidad; Pa ^s (cP)
ρ	(RHO)	Densidad; kg/m ³ (LB/FT ³)
τ	--	Esfuerzo cortante, Pa
	(Q)	Flujo Volumétrico (GPM)
DP100		Caida de P por c/100 FT tubo (PSI/100FT)
LTT		Long. tot. por tramos rectos de tubería (FT)
DPTT		Caida de pres. por tramos rectos de tub.(PSI)
LD		Sumatoria de L/D por accesorios
LEQT		Long. EQ por accesorios (FT)
DPTA		Caida de presión por accesorios (PSI)
DPT		Caida de presión total (PSI)

IV.3.3.4.- EJEMPLO DE APLICACION.

Véase hoja siguiente.

-----DATOS GENERALES-----

DENSIDAD (LB/FT ³)-----	= 62.4
VISCOSIDAD (CP)-----	= 1
RUGOSIDAD ABS. (IN)-----	= .0018
DIAMETRO (IN)-----	= 4.026
GASTO VOL. (GPM)-----	= 300

-----RESULTADOS GENERALES-----

VELOCIDAD (FT/SEG)-----	= 7.551511
NUMERO DE REYNOLDS-----	= 235051.8
FACTOR DE FRICCIÓN DE DISEÑO (FD)-----	= .0202152
CAIDA DE PRESION (PSI/100 FT)-----	= 2.318408
LONG. DE TRAMOS RECTOS (FT)-----	= 100
CAIDA DE PRES. TOT. EN TRAMOS RECTOS (PSI)-----	= 2.318408
LONG. EQ. (FT), POR ACCESORIOS-----	= 33.55
CAIDA DE PRESION TOT. EN ACCESORIOS (PSI)-----	= .777826
LONG. TOT. DE TUB. (FT), TMS. RECTOS + ACCS.-----	= 133.55
DP. TOT., PSI (TMS. RECTOS + ACCS.)-----	= 3.096235

IV.3.4.- CALCULO DE LINEAS DE PROCESO CON FLUJO A DOS FASES.

IV.3.4.1.- ECUACIONES DE TRABAJO.

La ec. de Darcy con un factor de fricción para tubos viejos de ac. al carbon es usada para calcular la caída de presión. Para el flujo a dos fases, las correlaciones de Lockhart-Martinelli son utilizadas como lo indica Kern . (1) La región de flujo es determinada en forma automática (ver IV.3.4.2 "secuencia de cálculo") usando una gráfica de Baker simplificada (By. vs. Bx.), como se muestra en la figura IV.3.4.1.

La gráfica de Baker en la fig.muestra IV.3.4.1 las frontera de las regiones de flujo simplificadas del algoritmo de computadora que se utilizará para el cálculo de estos parámetros. Las regiones de flujo estratificado y ondulatorio (wave) son raros y solo ocurre en tuberías horizontales de gran longitud, por otro lado, el flujo es anular. El flujo tapón es también raro y por esta razón, omitido del algoritmo. Las coordenadas Bx y By son calculadas por el algoritmo y se obtendrán como resultado con el fin de que el ingeniero pueda checar la región de flujo.

La tabla IV.3.4.1 lista las regiones de flujo y los módulos de flujo a dos fases correspondientes utilizados por el programa.

ECUACIONES UTILIZADAS.

$$\Delta P_{100}(\text{unafase}) = 0.129 f V^2 / d \quad (\text{IV.3.4.1})$$

$$\Delta P_{100}(\text{dos fases}) = (\Delta P_{100, \text{vapor como una fase}}) \phi^2 \quad (\text{IV.3.4.2})$$

$$f_{\text{darcy}} = 8 f_{\text{churchill}} \quad (\text{ver sección IV.3.3}) \quad (\text{IV.3.4.3})$$

$$N_{\text{Re}} = 123.9 d V \rho_{\text{av}} / \mu_L \quad (\text{IV.3.4.4})$$

$$B_x = 531 (W_L / W_V)^{0.33} (\sigma_L / \sigma_V) \rho_V^{0.5} / \rho_L^{0.166} \quad (\text{IV.3.4.5})$$

$$B_y = 2.16 W_V / (d/24)^2 \rho_V^{0.5} \pi \quad (\text{IV.3.4.6})$$

$$X^2 = \Delta P_{100}(\text{como liquido}) / \Delta P_{100}(\text{como vapor}) \quad (\text{IV.3.4.7})$$

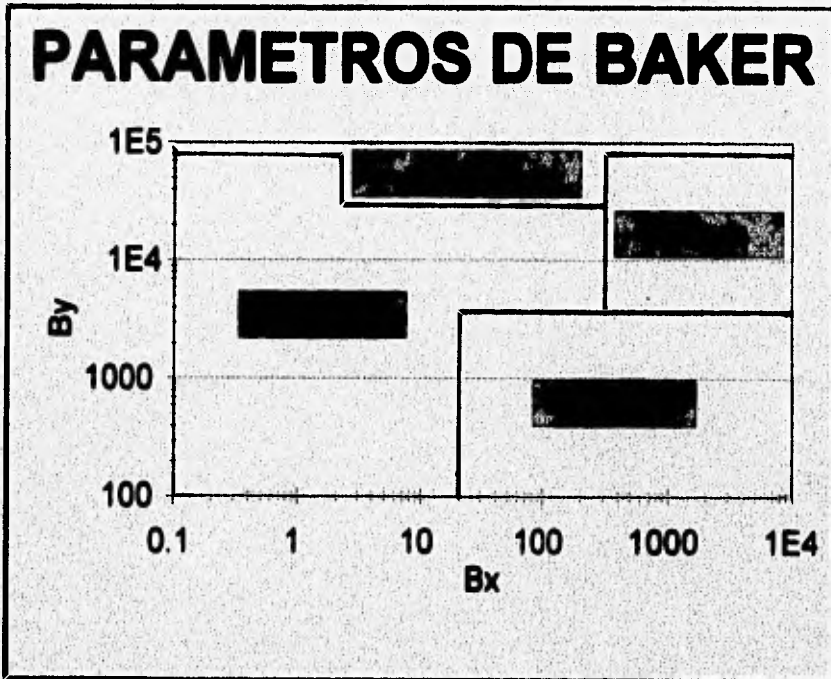


FIG. IV.3.4.1

$$\rho_{\text{avg}} = (W_L + W_V) / [(W_L / \rho_L) + (W_V / \rho_V)] \quad (\text{IV.3.4.8})$$

$$V = [W_L + W_V] / [3600 \rho_{\text{avg}} \pi (d/24)^2] \quad (\text{IV.3.4.9})$$

ϕ = Calculado de acuerdo a la tabla (IV.3.4.1)

TABLA IV.3.4.1

REGIONES DE FLUJO	TECNICA DE CALCULO DE ϕ
1.- Disperso	La correlación de Lockhart-Martinelli, ϕ^2 vs X^2 , fue aproximada por tres segmentos de línea recta, con ϕ^2 determinada de la ecuación de la línea recta ade- cuada.
2.- Anular	$\phi = a X^b$ $a = 4.8 - 0.3125 d$ $b = 0.343 - 0.21 d$ $d = \text{diámetro interior del tubo (in)}$
3.- Burbuja	$\phi = (14.2 X^{0.75}) / (W_L / \pi (d/24)^2)^{0.1}$
4.- Pulsante	$\phi = (1190)^{0.815} / (W_L / \pi (d/24)^2)^{0.5}$

COMENTARIOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS.

En el uso de la correlación presentada se sugieren las siguientes reglas generales para el dimensionamiento de tuberías.

1.- FLUJO DISPERSO.

Aplicar ΔP_{100} (dos fases) a través de las tres dimensiones del tubo (horizontal y secciones corriente arriba y abajo). Usar las correlaciones de flujo disperso para tubos más pequeños que 2 1/2" de diámetro para todas las regiones de flujo.

2.- FLUJO BURBUJA Y ANULAR.

Aplicar ΔP_{100} (dos fases) para tubos de tres pulgadas y mayores a través de toda la línea de proceso.

3.-FLUJO PULSANTE.

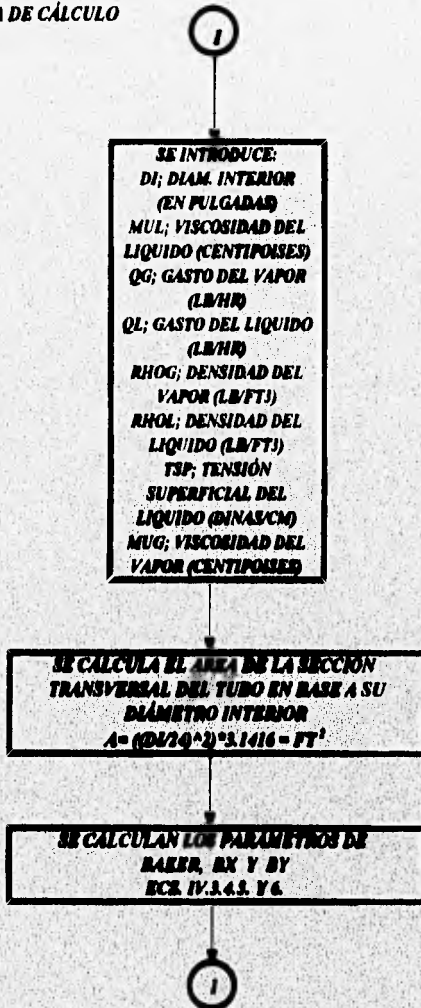
Las pérdidas unitarias por flujo pulsante en una tubería de proceso generalmente no se calculan. En aplicaciones límite, las pérdidas unitarias por flujo pulsante son mucho más pequeñas que aquellas debido a flujo anular o burbuja. El flujo pulsante deber ser evitado en la tubería de proceso. Este causa fluctuaciones de presión, las cuales pueden desviar las condiciones de proceso y causar lecturas y graficaciones inconsistentes.

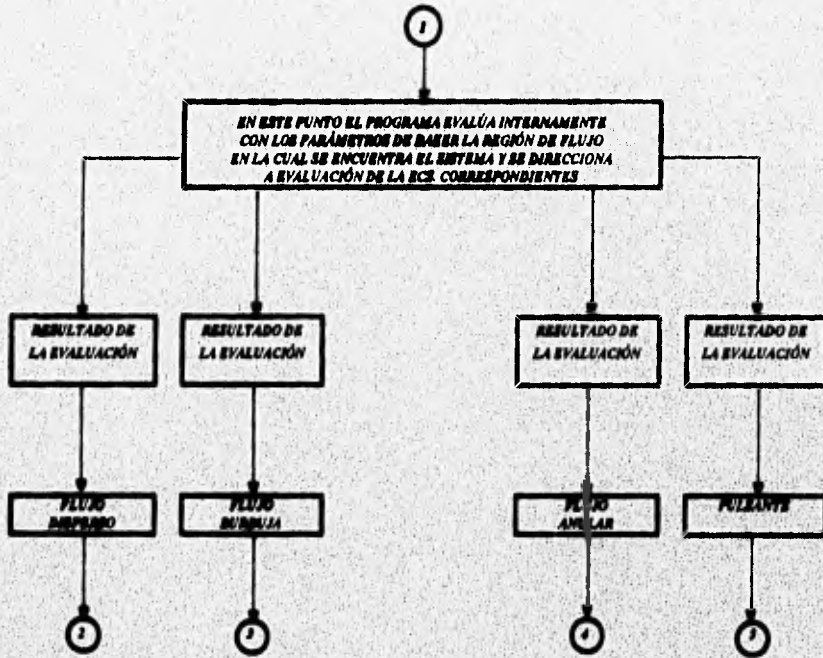
El flujo pulsante puede ser evitado de varias formas:

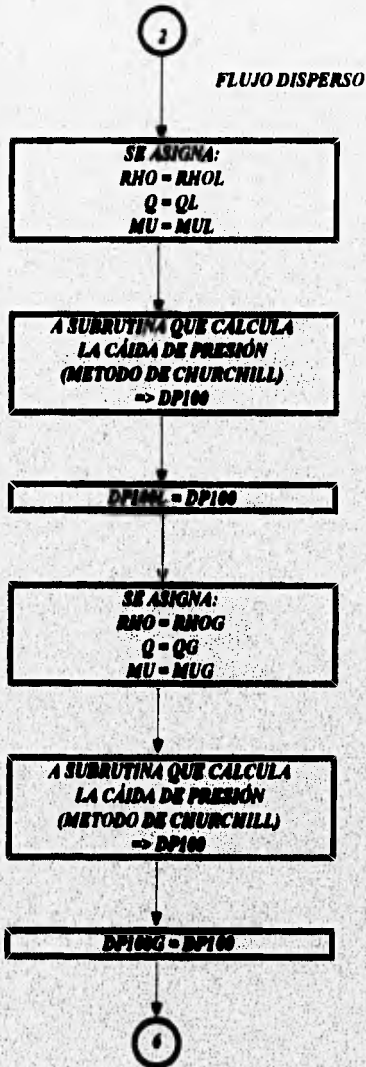
- Reduciendo los tamaños de línea al mínimo permitido por los diferenciales de presión adecuados.
- Diseñando tubería paralela, la cual incrementará la capacidad de flujo sin aumentar las pérdidas por fricción totales.
- Usando tubería auxiliar valvulada para regular las tasas de flujo alterno y así evitar el flujo pulsante.

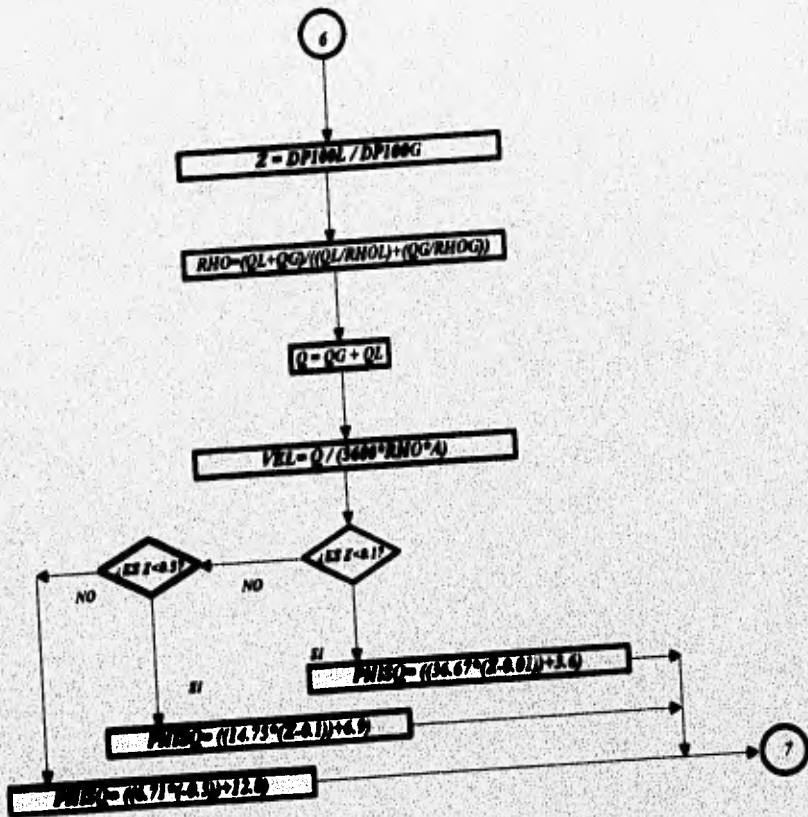
Diseñando la configuración de la tubería para protegerse contra el flujo pulsante.

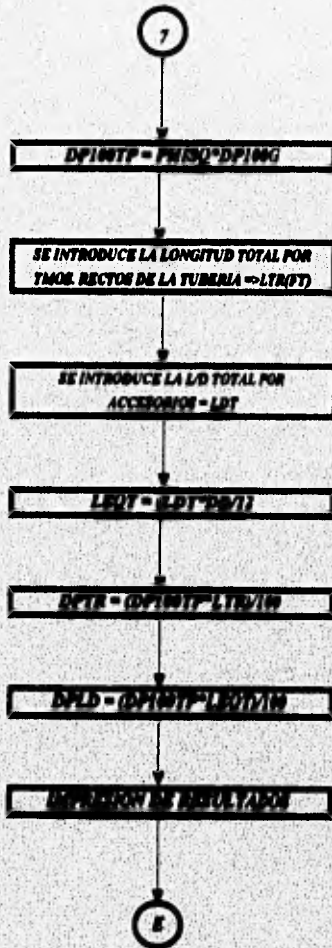
IV.3.4.2. SECUENCIA DE CÁLCULO

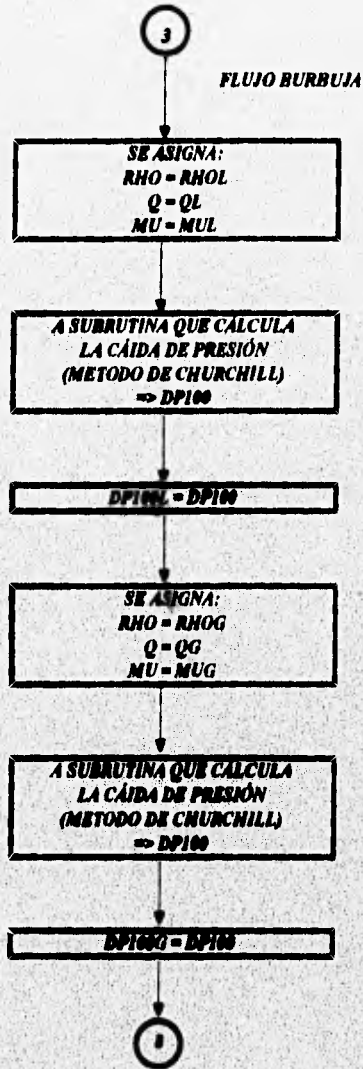


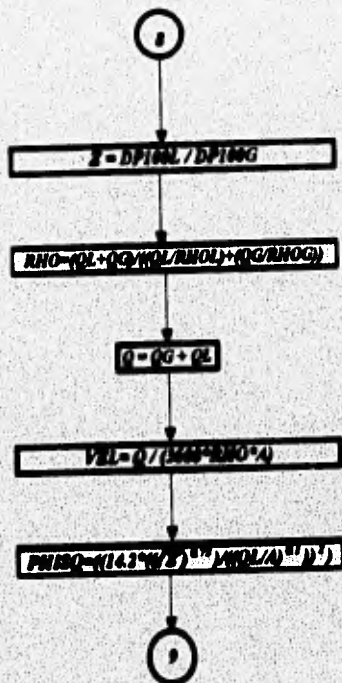


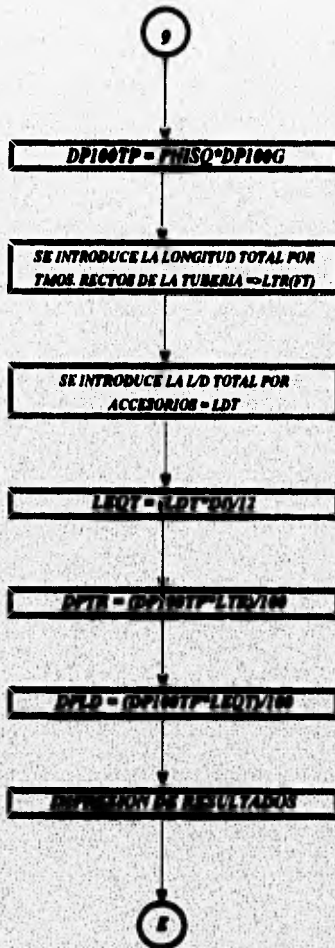


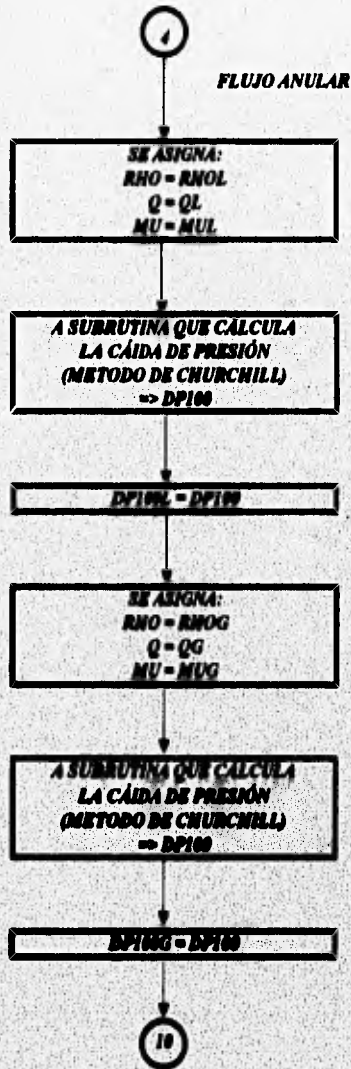


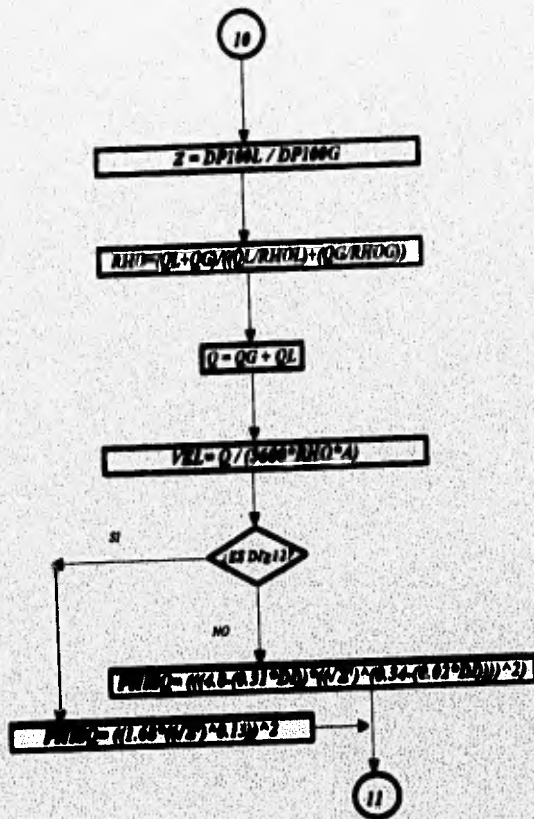


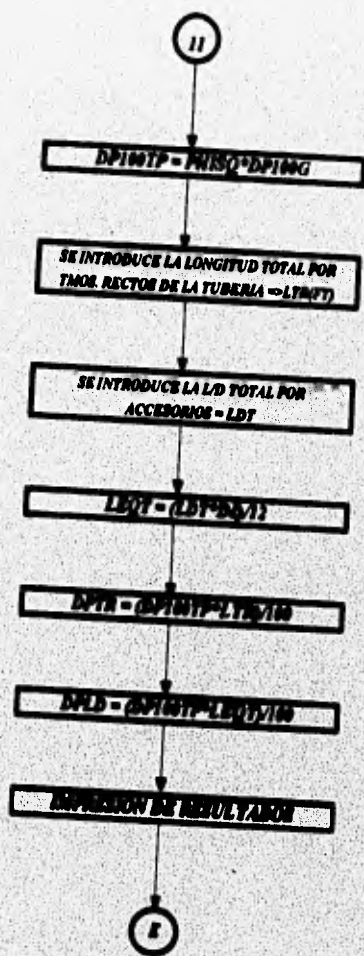


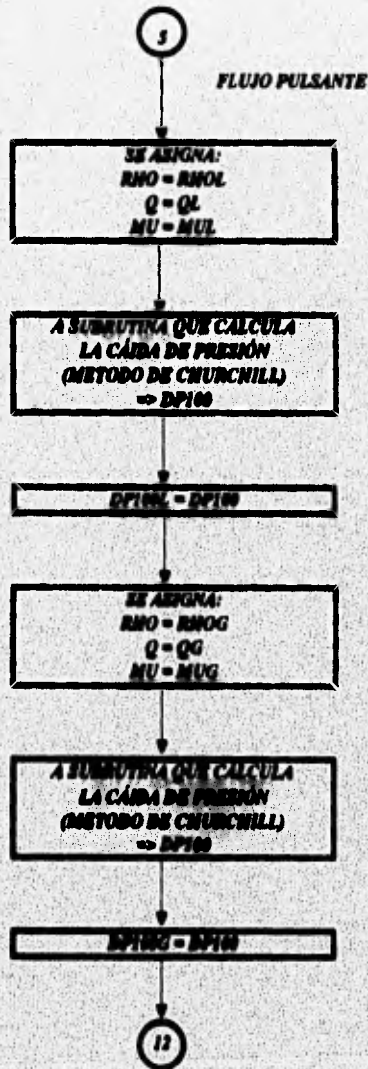


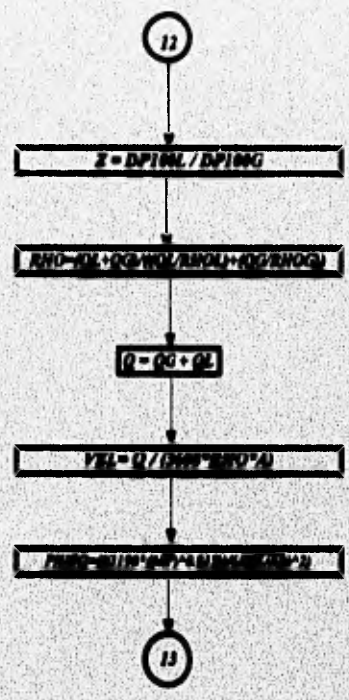


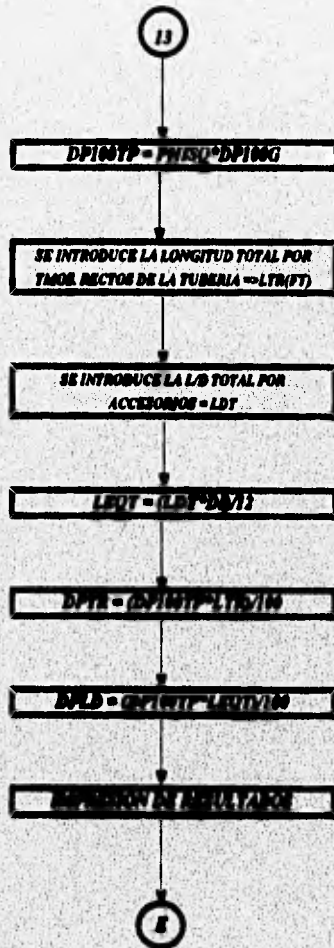


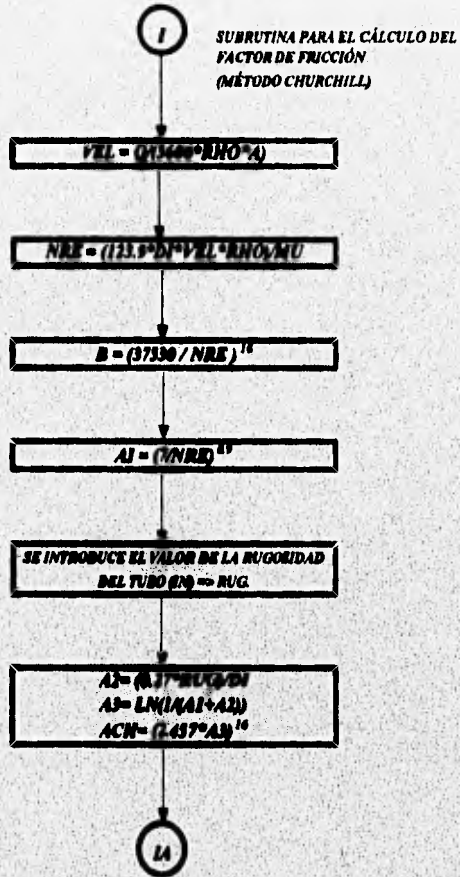


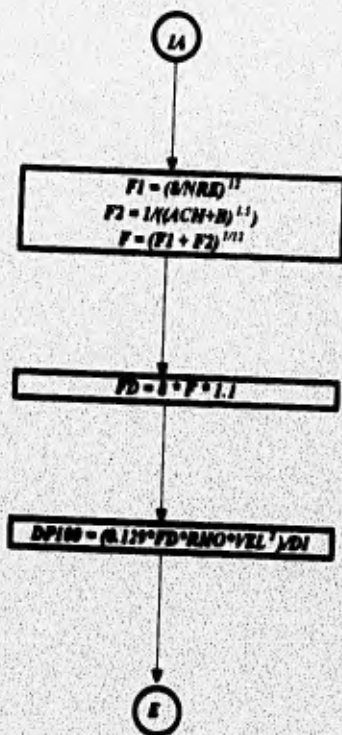












IV.3.4.3.- NOMENCLATURA

EN TEXTO	EN SEC. DE CALCULO	DESCRIPCION
d	DI	Diam. int. de la tubería (In)
μ	MUL	Visc. del líquido (cP)
B _y	BY	Parámetro de Baker.
B _x	BX	Parámetro de Baker
NRe	NRE	Número de Reynolds
X ²	Z	Relación definida por ec.(IV.3.4.7)
V	VEL	Vel. promedio del fluido (FT/seg)
WI	QL	Gasto del líquido (LB/HR)
Wv	QG	Gasto del vapor (LB/HR)
ρ_l	RHOL	Densidad del Líquido (LB/FT ³)
ϕ	----	Módulo de flujo a dos fases
a	----	Factor definido en la tabla (IV.3.4.1)
b	----	Factor definido en la tabla (IV.3.4.1)
ρ_v	RHOG	Densidad del vapor (LB/FT ³).

IV.3.4.4.- EJEMPLOS DE APLICACION:

Véase hoja siguiente.

..... FLUJO DISPERSO.....

.....DATOS GENERALES DE ENTRADA.....

DIAMETRO INTERIOR (IN).....= 16.874
 VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (CENTIPOISES).....= .1
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT³).....= 33.5
 TENSION SUPERFICIAL DEL LIQ. (DINAS/CM).....= 5.7
 FLUJO DEL LIQUIDO (LB/HR).....= 607769
 VISCOSIDAD DEL VAPOR (CENTIPOISES).....= .01
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT³).....= 2
 FLUJO DEL VAPOR (LB/HR).....= 718094

RUGOSIDAD DE LA TUBERIA (IN).....= .0018
 LONG.TOT. POR TMS. RECTOS DE TUBERIA (FT).....= 100
 LONG.EQUIVALENTE TOT. POR ACCESORIOS (FT).....= 70.30833

.....R E S U L T A D O S.....

PARAMETRO DE BAKER -BY-= 122020.6
 PARAMETRO DE BAKER -BX-= 29.11619
 CAIDA DE PRESION DEL LIQUIDO (PSI/100 FT).....= 4.177165E-02
 CAIDA DE PRESION DEL VAPOR (PSI/100 FT).....= .9245678
 FACTOR ADIMENSIONAL Z=DP100L/DP100G.....= 4.517965E-02
 DENSIDAD PROMEDIO (DOS FASES), LB/FT³.....= 3.515112
 FLUJO TOTAL (QL+QG), LB/HR.....= 1325863
 VELOCIDAD DEL FLUJO A DOS FASES (FT/SEG).....= 67.46716
 PARAMETRO -PHI²-.....= 4.890038
 CAIDA DE P. DEL FUJO A DOS FASES (PSI/100 FT)..= 4.521172
 CAIDA DE PRESION POR TMS. RECTOS (PSI).....= 4.521172
 CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....= 3.178761
 CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 7.699932

..... FLUJO DISPERSO.....

..... DATOS GENERALES DE ENTRADA.....

DIAMETRO INTERIOR (IN).....= 4.026
 VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (CENTIPOISES).....= .11
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT³).....= 31.2
 TENSION SUPERFICIAL DEL LIQ. (DINAS/CM).....= 5.07
 FLUJO DEL LIQUIDO (LB/HR).....= 59033
 VISCOSIDAD DEL VAPOR (CENTIPOISES).....= .01
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT³).....= 1.85
 FLUJO DEL VAPOR (LB/HR).....= 9336

RUGOSIDAD DE LA TUBERIA (IN).....= .0018
 LONG.TOT. POR TMS. RECTOS DE TUBERIA (FT).....= 100
 LONG.EQUIVALENTE TOT. POR ACCESORIOS (FT).....= 16.775

..... RESULTADOS.....

PARAMETRO DE BAKER -BY-= 30024.48
 PARAMETRO DE BAKER -BX-= 245.6045
 CAIDA DE PRESION DEL LIQUIDO (PSI/100 FT).....= .7220469
 CAIDA DE PRESION DEL VAPOR (PSI/100 FT).....= .2995206
 FACTOR ADIMENSIONAL $Z=DP_{100L}/DP_{100G}$= 2.410675
 DENSIDAD PROMEDIO (DOS FASES), LB/FT³.....= 9.853472
 FLUJO TOTAL (QL+QG), LB/HR.....= 68369
 VELOCIDAD DEL FLUJO A DOS FASES (FT/SEG).....= 21.80176
 PARAMETRO -PHI²-.....= 9.445
 CAIDA DE P. DEL FUJO A DOS FASES (PSI/100 FT)..= 2.828972
 CAIDA DE PRESION POR TMS. RECTOS (PSI).....= 2.828972
 CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....= .4745601
 CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 3.303532

.....FLUJO ANULAR.....

.....DATOS GENERALES DE ENTRADA.....

DIAMETRO INTERIOR (IN).....= 6.065
 VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (CENTIPOISES).....= .1
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT3).....= 52
 TENSION SUPERFICIAL DEL LIQ. (DINAS/CM).....= 6.25
 FLUJO DEL LIQUIDO (LB/HR).....= 572
 VISCOSIDAD DEL VAPOR (CENTIPOISES).....= .01
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT3).....= 1.92
 FLUJO DEL VAPOR (LB/HR).....= 2000

RUGOSIDAD DE LA TUBERIA (IN).....= .0018
 LONG.TOT. POR TMS. RECTOS DE TUBERIA (FT).....= 100
 LONG.EQUIVALENTE TOT. POR ACCESORIOS (FT).....= 25.27083

.....R E S U L T A D O S.....

PARAMETRO DE BAKER -BY-= 2154.971
 PARAMETRO DE BAKER -BX-= 8.17287
 CAIDA DE PRESION DEL LIQUIDO (PSI/100 FT).....= 1.11947E-05
 CAIDA DE PRESION DEL VAPOR (PSI/100 FT).....= 1.803515E-03
 FACTOR ADIMENSIONAL Z-DP100L/DP100G.....= 6.207155E-03
 DENSIDAD PROMEDIO (DOS FASES), LB/FT3.....= 2.443319
 FLUJO TOTAL (QL+QG),LB/HR.....= 2572
 VELOCIDAD DEL FLUJO A DOS FASES (FT/SEG).....= 1.457466
 PARAMETRO -PHI^2-= 2.805606
 CAIDA DE P. DEL FUJO A DOS FASES (PSI/100 FT)..= 5.059953E-03
 CAIDA DE PRESION POR TMS. RECTOS (PSI).....= 5.059953E-03
 CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....= 1.278692E-03
 CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 6.338646E-03

.....FLUJO ANULAR.....

.....DATOS GENERALES DE ENTRADA.....

DIAMETRO INTERIOR (IN).....= 7.981
 VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (CENTIPOISES).....= .11
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT³).....= 31.2
 TENSION SUPERFICIAL DEL LIQ. (DINAS/CM).....= 5.07
 FLUJO DEL LIQUIDO (LB/HR).....= 59033
 VISCOSIDAD DEL VAPOR (CENTIPOISES).....= .01
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT³).....= 1.85
 FLUJO DEL VAPOR (LB/HR).....= 9336

RUGOSIDAD DE LA TUBERIA (IN).....= .0018
 LONG.TOT. POR TMS. RECTOS DE TUBERIA (FT).....= 100
 LONG.EQUIVALENTE TOT. POR ACCESORIOS (FT).....= 33.25417

.....R E S U L T A D O S.....

PARAMETRO DE BAKER -BY-= 7640.265
 PARAMETRO DE BAKER -BX-= 245.6045
 CAIDA DE PRESION DEL LIQUIDO (PSI/100 FT).....= 2.211401E-02
 CAIDA DE PRESION DEL VAPOR (PSI/100 FT).....= 8.943259E-03
 FACTOR ADIMENSIONAL Z=DP100L/DF100G,.....= 2.472701
 DENSIDAD PROMEDIO (DOS FASES), LB/FT³.....= 9.853472
 FLUJO TOTAL (QL+QG),LB/HR.....= 68369
 VELOCIDAD DEL FLUJO A DOS FASES (FT/SEG).....= 5.547846
 PARAMETRO -PHI²-.....= 6.369403
 CAIDA DE P. DEL FUJO A DOS FASES (PSI/100 FT).....= 5.696322E-02
 CAIDA DE PRESION POR TMS. RECTOS (PSI).....= 5.696322E-02
 CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....= 1.894264E-02
 CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 7.590586E-02

.....FLUJO ANULAR.....

.....DATOS GENERALES DE ENTRADA.....

DIAMETRO INTERIOR (IN).....= 7.981
 VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (CENTIPOISES).....= .11
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT3).....= 31.2
 TENSION SUPERFICIAL DEL LIQ. (DINAS/CM).....= 5.07
 FLUJO DEL LIQUIDO (LB/HR).....= 59033
 VISCOSIDAD DEL VAPOR (CENTIPOISES).....= .01
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT3).....= 1.85
 FLUJO DEL VAPOR (LB/HR).....= 9336

RUGOSIDAD DE LA TUBERIA (IN).....= .0018
 LONG.TOT. POR TMS. RECTOS DE TUBERIA (FT).....= 100
 LONG.EQUIVALENTE TOT. POR ACCESORIOS (FT).....= 33.25417

.....RESULTADOS.....

PARAMETRO DE BAKER -BY-= 7640.265
 PARAMETRO DE BAKER -BX-= 245.6045
 CAIDA DE PRESION DEL LIQUIDO (PSI/100 FT).....= 2.027117E-02
 CAIDA DE PRESION DEL VAPOR (PSI/100 FT).....= 8.197987E-03
 FACTOR ADIMENSIONAL Z=DP100L/DP100G.....= 2.472701
 DENSIDAD PROMEDIO (DOS FASES), LB/FT3.....= 9.853472
 FLUJO TOTAL (QL+QG),LB/HR.....= 68369
 VELOCIDAD DEL FLUJO A DOS FASES (FT/SEG).....= 5.547846
 PARAMETRO -PHI^2-.....= 6.369403
 CAIDA DE P. DEL FUJO A DOS FASES (PSI/100 FT).....= 5.221628E-02
 CAIDA DE PRESION POR TMS. RECTOS (PSI).....= 5.221628E-02
 CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....= 1.736409E-02
 CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 6.958037E-02

IV. 4 USO PRACTICO No 3
- CALCULO DE BOMBAS -

IV.4.1 DEFINICIONES Y ECUACIONES BASICAS.

Una bomba centrífuga es una máquina que se utiliza para transferir líquidos de un punto a otro por medio de la conversión de energía mecánica aplicada por una fuente externa, a energía potencial dentro del líquido manejado por la bomba. La bomba puede elevar el líquido o forzarlo hacia un recipiente a presión, o simplemente darle suficiente carga para vencer la fricción de la tubería.

Se acostumbra expresar esta energía como carga expresada en pies de líquido manejado por la bomba.

CARGA DE FRICCIÓN (HF)

Es la presión (en pies de líquido) necesaria para vencer la resistencia al flujo en la tubería, conexiones y accesorios.

CARGA DE VELOCIDAD (HV)

Es la distancia vertical que un cuerpo tendría que caer para adquirir la velocidad (V), su fórmula es:

$$HV = V^2 / 2g \quad (IV.4.1)$$

con V = velocidad del fluido en ft/seg.

g = aceleración debida a la gravedad (32.2 ft/seg²). La carga de velocidad puede convertirse a la carga de presión equivalente. En cualquier líquido que fluye, la suma de la carga de presión y carga de velocidad permanecen constante.

CARGA ESTÁTICA DE SUCCIÓN (HSS)

Es la distancia vertical en pies entre el espejo de la fuente de alimentación y la línea de centros de la bomba.

CARGA ESTÁTICA DE DESCARGA (HSD)

Es la distancia vertical en pies entre la línea de centros de la bomba y el punto de descarga libre o el nivel de la superficie de líquido bombeado.

CARGA.

A la altura a la cual el líquido puede elevarse por medio de una bomba se llama carga y se mide en pies. Esto no depende de la gravedad específica del líquido. La carga también puede medirse en libras por pulgada cuadrada (PSI).

El factor de conversión es:

$$(\text{carga en ft}/2.31)(\text{gravedad específica}) = \text{carga en PSI} \quad (\text{IV.4.2})$$

CARGA DE SUCCION TOTAL (HS)

Es la presión en pies de líquido en la brida de succión de la bomba, corregida a la línea de centros de la bomba más la carga de velocidad en pies.

CARGA DE DESCARGA TOTAL (HD)

Es la presión en pies de líquido en la brida de descarga de la bomba corregida a la línea de centros de la bomba más la carga de velocidad en pies.

CARGA DINAMICA TOTAL (CARGA TOTAL (H))

Es la carga de descarga total menos la carga de succión total:

$$H = HD - HS \quad (\text{IV.4.3})$$

POTENCIA HIDRAULICA (HHP)

Es la potencia teórica requerida para impartir energía al líquido.

$$\text{HHP} = (\text{GPM} \cdot \text{H} \cdot \text{Sp.Gr.}) / 3960 \quad (\text{IV.4.4})$$

donde:

GPM; es el flujo en galones por minuto.

Sp Gr; es la gravedad específica del fluido, referida al agua.

POTENCIA AL FRENO (BHP)

Es la potencia hidráulica dividida entre la eficiencia de la bomba:

$$\text{BHP} = (\text{GPM} \cdot \text{H} \cdot \text{SpGr}) / (3960 \cdot \text{EF}) \quad (\text{IV.4.5})$$

donde:

EF; es la eficiencia de la bomba.

PRESION DE VAPOR

Es la presión parcial del líquido sobre la superficie del mismo debido solamente a la acción molecular dentro del líquido. Para cada líquido existe una presión de vapor definida para cada temperatura.

PRESION DE SATURACION

Es la presión de vapor a la cual el líquido hierve a una temperatura dada, ejemplo, la presión de saturación del agua a 212°F es 14.7 PSIA (al nivel del mar).

IV.4.2- CARGA DE SUCCION NETA POSITIVA (NPSH)

La carga de succión neta positiva (NPSH) es una medida usada para determinar la habilidad de una bomba para que al manejar un líquido no cavite.

El término "cavitación" para las bombas se refiere a una condición dentro del ojo del impulsor en donde la presión cae abajo de la presión de vapor del líquido y entonces el líquido flashea. La figura IV.4.1 ilustra lo que pasa. El punto de baja presión en el sistema de succión de la bomba es precisamente el ojo del impulsor (punto No. 1). Y si en este punto la presión cae abajo de la presión de vapor del líquido, se forman burbujas de vapor. Ahora bien, como la mezcla de líquido y burbujas continúan a través de la bomba, la presión se incrementa y entonces las burbujas regresan a su estado líquido. La localización del punto 2 en el dibujo varía para diferentes impulsores y diferentes condiciones, pero el daño que recibe el impulsor se sitúa precisamente en donde las burbujas sufren el colapso.

Los efectos de la cavitación son los siguientes:

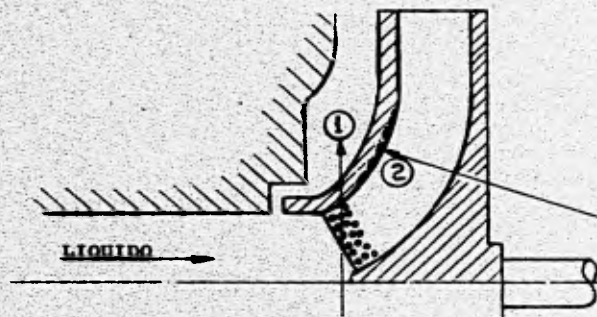
- 1) Ruido
- 2) Daño en la bomba.
- 3) Funcionamiento incorrecto de la bomba respecto a las condiciones deseadas.

El grado de daño en la bomba y los efectos en las condiciones de funcionamiento de la bomba dependen en gran parte del grado de cavitación que sufra ésta. La forma de contrarrestar el daño (asumiendo que la cavitación no se puede eliminar), es seleccionando mejores materiales resistentes a los efectos de la erosión debida a los millones de burbujas que se colapsan produciendo martilleos.

NPSHD VS NPSHR.

NPSHD es una medida de la presión disponible sobre la presión de vapor del líquido en la succión de la bomba, entonces NPSHD es la cantidad de NPSH disponible en el sistema.

NPSHR es la mínima cantidad de NPSH requerida por una bomba y está determinado por el diseño de ésta.



FORMACION DE
BURBUJAS DE VAPOR.

LAS BURBUJAS SE COLAPSAN
DAÑANDO LAS ASPAS Y LA
CUBIERTA.

-U N A M-	FES -ZARAGOZA-
- CAVITACION EN UN IMPULSOR -	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.1
REV. J. CAMACHO	OCT. 94

Para eliminar la cavitación, el NPSHD deberá exceder al valor del NPSHR.

El NPSHD puede venir de dos partes:

1) Carga estática.

2) Presión.

La primera es obviamente la elevación del líquido sobre el centro de línea de succión de la bomba.

La segunda corresponde a la presión actuando sobre el líquido a bombear.

El NPSHD aparente por efecto de la carga estática y la presión, es reducido por la fricción en la línea de succión.

La fórmula para calcular el NPSHD será como sigue:

$$\text{NPSHD} = H_1 \pm \text{HSS} - \text{HFS} - \text{HVP} \quad (\text{IV.4.6})$$

en donde:

$H_1 = P_{\text{atm}} + P_{\text{tub}}$, es la presión absoluta sobre el líquido, en pies.

HFS = Son las pérdidas de carga debido a la fricción en la línea de succión, en pies.

HSS = Es la carga estática en pies ($\text{HSS} = \text{RHO} * h$), RHO es la densidad (lb/ft^3) y h es la altura (ft), esto implica que HSS tiene unidades de lb/ft^2 , que divididos entre 144, tenemos lb/in^2 . Es negativa cuando el sistema de suministro de líquido esté por debajo de la línea de centros de la bomba.

HVP = Es la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, en pies.

Independientemente de la presión, temperatura y arreglos físicos el mismo método de calcular el NSHPD es siempre empleado y la fórmula anterior puede usarse como correcta. Sólo es necesario recordar que: "hay que sumar la carga estática y la presión actuando sobre el líquido y restar la fricción en la línea de succión y la presión de vapor del líquido en la bomba".

GRAFICA DEL NPSHD.

La determinación del NPSHD para un sistema dado puede ser ilustrado gráficamente por la figura IV.4.2. La parte de arriba del diagrama muestra un sistema con una succión donde el líquido es alimentado de un tanque que está a una elevación mayor que el centro de línea de la succión de una bomba. La gráfica de abajo muestra la presión absoluta en la escala vertical graficada contra la distancia horizontal entre el tanque y la succión de la bomba.

La línea "ABC" representa el gradiente hidráulico en la tubería. El gradiente "AB" representa las pérdidas en la descarga (del tanque), por fricción en la tubería, y en el codo de la sección vertical del tubo. El gradiente "BC" representa las pérdidas por fricción a través de la sección horizontal. En conjunto representan las pérdidas en la carga total de succión disponible del tanque a la succión de la bomba. La distancia "DE" representa la presión de vapor del líquido, así el NPSHD es representado por la distancia "CD".

IV.4.3 CARGA DINAMICA TOTAL (H)

Como se vió en la sección (IV.4.1), la carga dinámica total (o cabeza total), está dada como la diferencia entre la carga o presión de descarga total (HD) menos la carga o presión de succión total (HS). Estos dos últimos términos se establecen matemáticamente a continuación:

CARGA DE SUCCION TOTAL (HS).

Este término está involucrado con el NPSHD, de la forma siguiente:

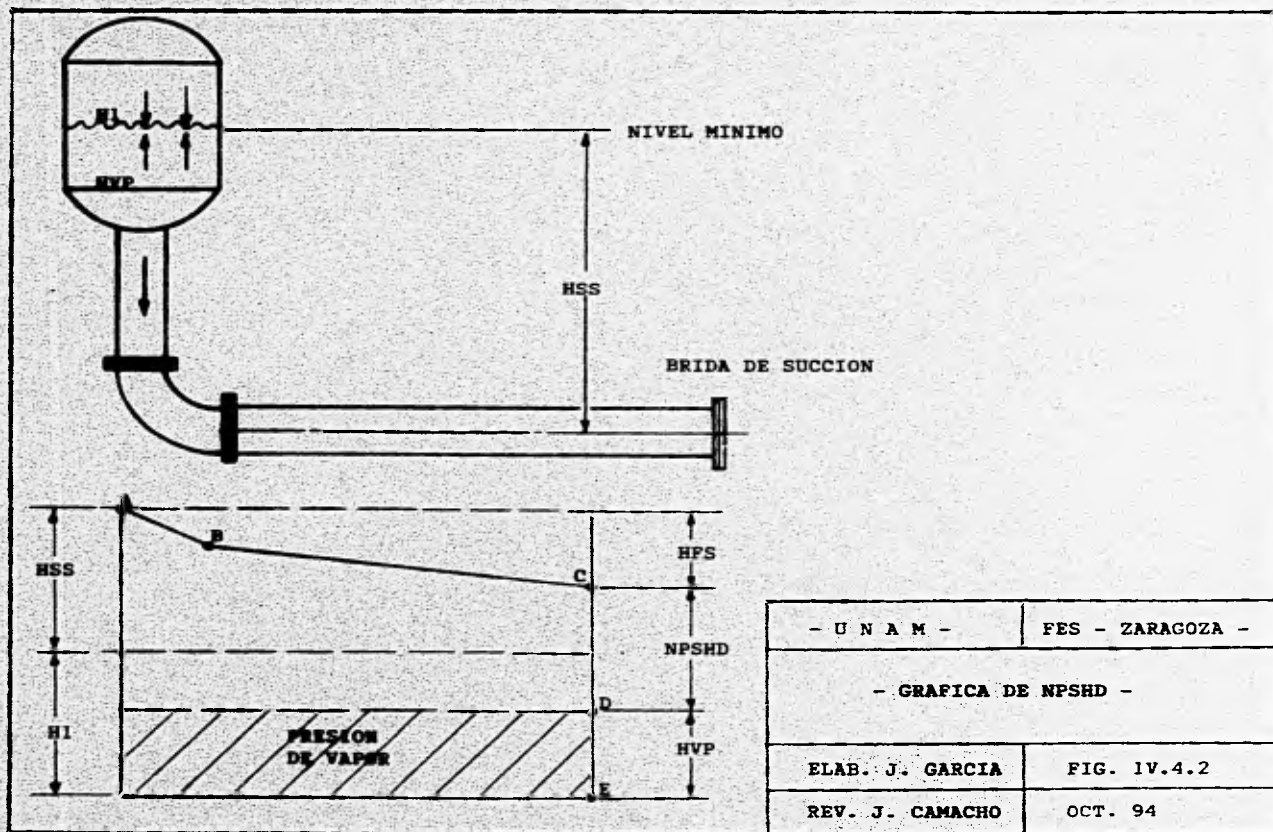
$$\text{NPSHD} = \text{HS} - \text{HVP} \quad (\text{IV.4.7})$$

Por lo que se puede establecer en terminos del NPSHD,

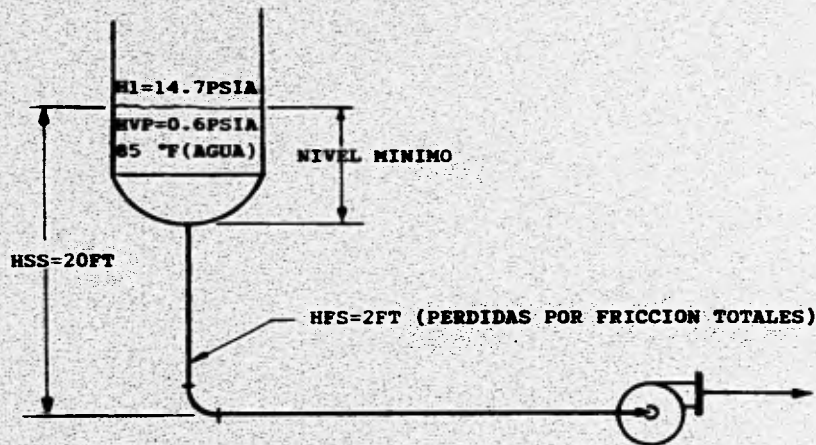
$$\text{HS} = \text{NPSHD} + \text{HVP} \quad (\text{IV.4.8})$$

O bien en forma desarrollada:

$$\text{HS} = \text{H1} + \text{HSS} + \text{HFS} \quad (\text{IV.4.9})$$



**EJEMPLOS DE CALCULO DEL NPSHD
- CASOS TIPICOS-**



DE EC. (IV.4.6)

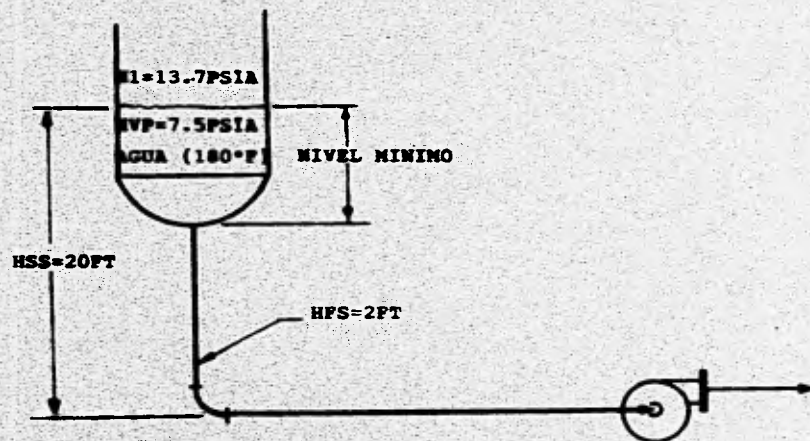
$$NPSHD = H_1 + HSS - HFS - HVP$$

DE EC. (IV.4.2); $14.7 \text{ PSIA} = 34.1 \text{ FT}$, $0.6 \text{ PSIA} = 1.4 \text{ FT}$ (C SP-GR=0.996)

SUSTITUYENDO:

$$NPSHD = 34.1 + 20 - 2 - 1.4 = 50.7 \text{ FT (21.86 PSIA)}$$

- U N A M -	FES - ZARAGOZA -
CASO No. 1 TANQUE ABIERTO (AL NIVEL DEL MAR)	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.3
REV. J. CAMACHO	OCT. 94



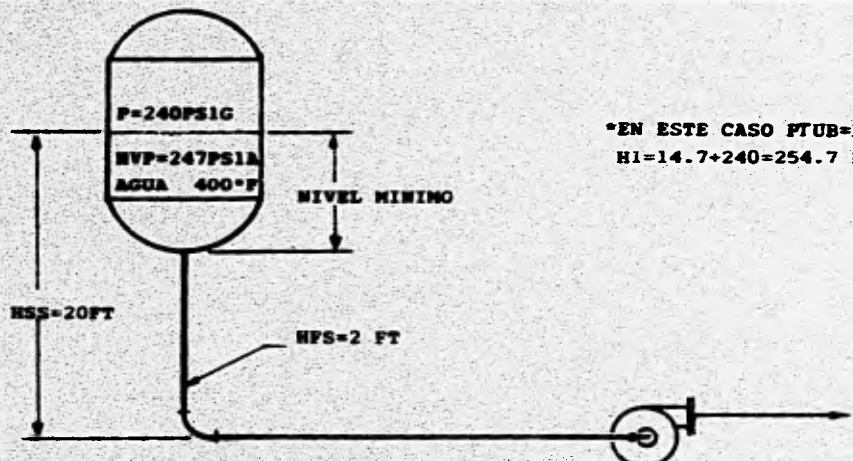
$$NPSHD = H_1 + HSS - HFS - HVP$$

$$13.7 \text{ PSIA} = 32.6 \text{ FT}; 7.5 \text{ PSIA} = 17.9 \text{ FT (CON SP.GR=0.97)}$$

SUSTITUYENDO:

$$NPSHD = 32.6 + 20 - 17.9 = 34.7 \text{ FT (13.73 PSIA)}$$

- U N A M -	FES -ZARAGOZA -
CASO No. 2 TANQUE ABIERTO, PERO A 2000 FT SOBRE EL NIVEL DEL MAR.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.4.
REV. J. CAMACHO	OCT. 94



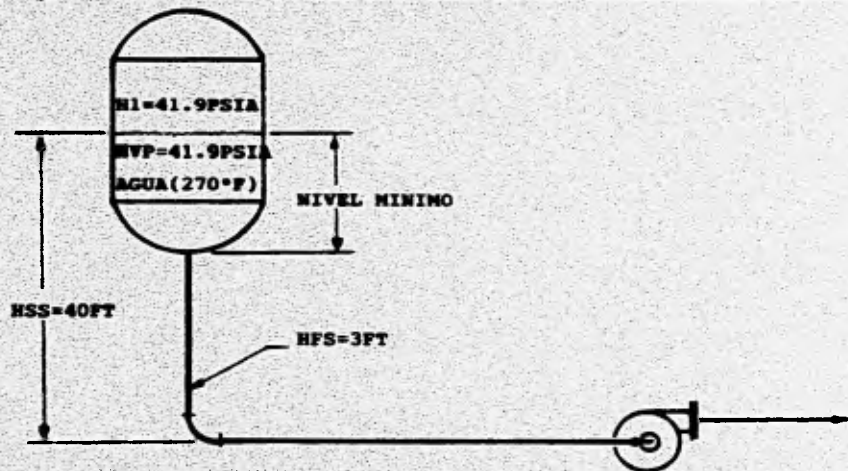
*EN ESTE CASO PTUB=P=240 PSIG.
 HI=14.7+240=254.7 PSIA.

$$NPSHD = H_1 + H_{SS} - H_{FS} - H_{VP} = \left(\frac{254.7 \cdot 2.31}{0.86} \right) + 20 - 2 - \left(\frac{247 \cdot 2.31}{0.86} \right)$$

$$= 684 + 20 - 2 - 663.45 = 38.55 \text{ FT (14.35 PSIA)}$$

SP.GR.=0.86

- U N A M -	FES -ZARAGOZA-
CASO No. 3	
- RECIPIENTE CERRADO A PRESION -	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.5
REV. J. CAMACHO	OCT. 94

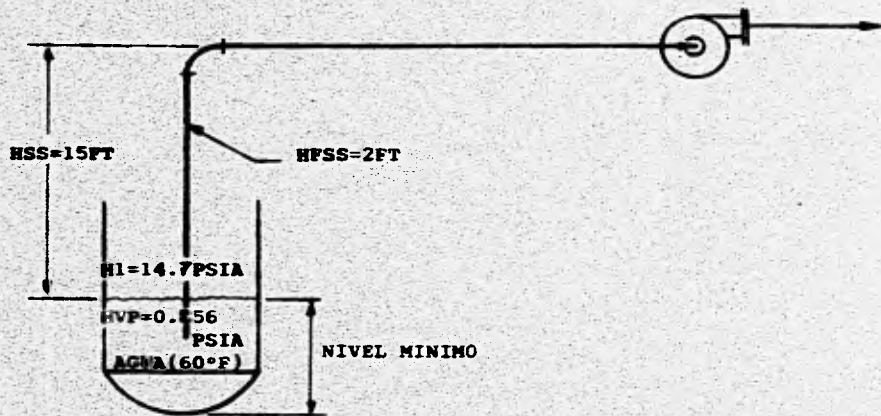


$$NPSHD = N1 + HSS - HFS - HVP = \frac{(41.9 \times 2.31)}{0.933} + 40 - 3 - \frac{(41.9 \times 2.31)}{0.933}$$

$$= 103.8 + 40 - 3 - 103.8 = 37 \text{ FT (16 PSIA)}$$

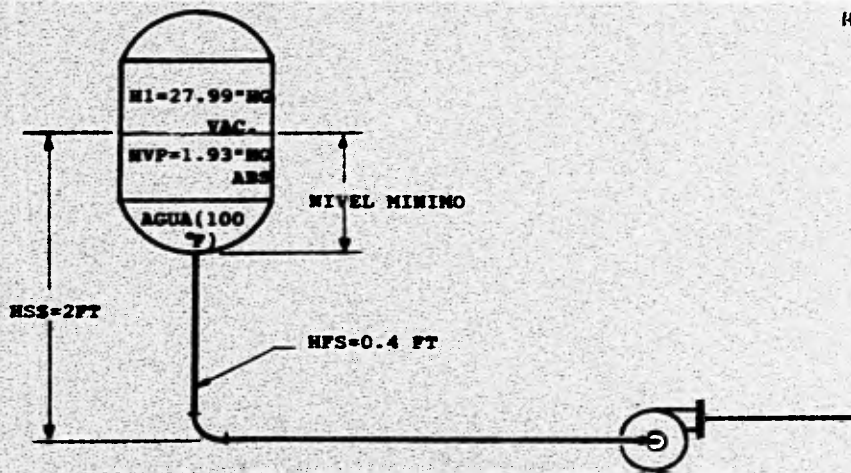
SP.GR.=0.933

- U N A M -	FES ZARAGOZA
CASO No. 4 CALENTADOR DE AGUA (SUPONIENDO LIQ. SATURADO)	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.6
REV. J. CAMACHO	OCT. 94



$$\begin{aligned}
 \text{NPSHD} &= H_1 - \text{HSS} - \text{HFS} - \text{HVP} \\
 &= \frac{(14.7 \cdot 2.31)}{0.999} - 15 - 2 - \frac{(0.256 \cdot 2.31)}{0.999} \\
 &= 34 - 15 - 2 - 0.6 = 16.4 \text{ FT (7.1 PSIA)}
 \end{aligned}$$

- U N A M -	FES -ZARAGOZA-
CASO No. 5 TANQUE ABIERTO AL NIVEL DEL MAR. BOMBA CON SUCCION ELEVADA.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.7
REV. J. CANACHO	OCT. 94



PASANDO A UNIDADES CONSISTENTES LA PRESION DE VACIO:

$$\text{INHG ABS} = 29.92 - 27.99 = 1.93 \text{ HG ABS}$$

$$1.93 \text{ HG ABS (14.7 PSIA)} = 0.949 \text{ PSIA}$$

$$29.92 \text{ HG ABS}$$

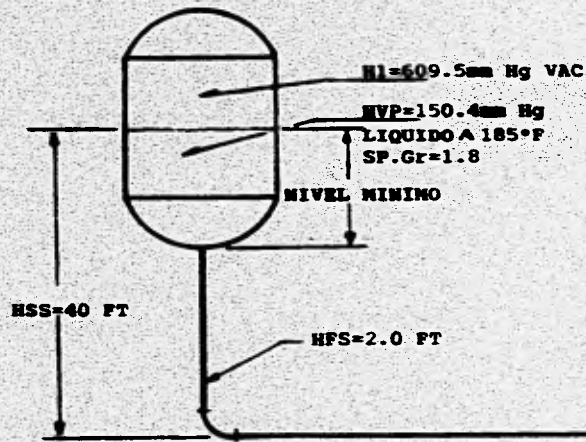
$$\text{NPSHD} = H_1 + H_{SS} - H_{FS} - H_{VP}$$

$$= (0.949 \times 2.31) + 2 - 0.4 - (0.949 \times 2.31)$$

$$0.993 \qquad \qquad \qquad 0.993$$

$$= 2.2 + 2 - 0.4 - 2.2 = 1.6 \text{ FT (19.2 IN.)}$$

- U N A M -	FES - ZARAGOZA -
CASO No. 6 - CONDENSADOR -	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.8
REV. J. CAMACHO	OCT. 94



PASANDO A UNIDADES CONSISTENTES:

609.5mm Hg VAC → PSIA

609.5mm Hg $\left(\frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \right) \left(\frac{1 \text{ IN}}{2.54 \text{ cm}} \right) = 24 \text{ IN Hg}$

IN Hg ABS = 29.92 - 24 = 5.92 IN Hg ABS

5.92 IN Hg ABS $(14.7 \text{ PSIA}) = 2.9 \text{ PSIA}$

29.92 IN Hg ABS

150.4mm Hg → PSIA

150.4mm Hg $\left(\frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \right) \left(\frac{1 \text{ IN}}{2.54 \text{ cm}} \right) = 5.92 \text{ IN Hg ABS}$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSHD} &= H1 + \text{HSS} - \text{HFS} - \text{HVP} \\
 &= \left(\frac{2.9 \times 2.31}{1.8} \right) + 40 - 2 - \left(\frac{2.9 \times 2.31}{1.8} \right) \\
 &= 3.72 + 40 - 2 - 3.72 \\
 &= 38 \text{ FT.}
 \end{aligned}$$

- U N A M -	FES - ZARAGOZA -
CASO No. 7	
- E V A P O R A D O R -	
ELAB. J. GARCIA	FIG. IV.4.9
REV. J. CAMACHO	OCT. 94

CARGA DE DESCARGA TOTAL (HD)

$$HD = H_2 + HSD + HFD + HV \quad (IV.4.10)$$

Donde:

HFD = Son las pérdidas de carga debido a la fricción en la tubería de descarga en pies.

HV = Ver definición en secc. (IV.4.1). Por lo regular se desprecia ec. (IV.4.1).

HSD = Según la sección (IV.4.1), a final de cuentas esto es una elevación a vencer por la bomba y es similar a HSS, pero el valor de HSD siempre es positivo.

H₂ = Se puede definir como la presión absoluta con la cual se requiere que el fluido llegue al punto final de la tubería de descarga.

$$H_2 = P_{atm} + P_{desc} \quad (IV.4.11)$$

Donde P_{desc} es la presión (manométrica) de llegada necesaria o requerida en el punto final de la tubería de descarga.

IV.4.4 - PERDIDAS POR FRICCIÓN (HFS) Y (HFD).

En los ejemplos desarrollados hasta la sección (IV.4.2), las pérdidas por fricción (HFS y/o HFD) se han supuesto conocidas, sin embargo el cálculo de estas pérdidas es la parte medular para establecer la potencia de una bomba. Esta sección trata de la evaluación de estas pérdidas.

Las pérdidas por fricción en una línea son debidas a dos causas principales, a saber:

1.- Pérdidas por fricción debidas a la rugosidad propia de la tubería, conocidas como pérdidas primarias.

2.- Pérdidas por fricción debidas a los accesorios encontrados en una tubería (codos, válvulas, tees, placas de orificio, etc.), a las cuales llamaremos pérdidas secundarias.

IV.4.4.1 PERDIDAS PRIMARIAS.- El cálculo de este factor se llevará cabo por el método de Churchill (ver sección IV.3.3), sin establecer teoría ni el planteamiento de otros métodos que tradicionalmente se han venido utilizando para este fin. Se ha seleccionado el método de Churchill debido a que es un sustituto conveniente y exacto de todas las gráficas del factor de fricción encontradas en la literatura, además de que es un método no-iterativo. La única incertidumbre de la ecuación de Churchill proviene del grado de exactitud de sus ecuaciones componentes (Ley de Poiseuille, una ecuación empírica desarrollada por el mismo Churchill para el régimen de transición y la ec. de Colebrook para régimen turbulento), y de los valores teóricos y experimentales sobre los cuales la ecuación está basada.

La ecuación de Churchill no sólo reproduce las gráficas del factor de fricción sino que también evita la interpolación de valores y provee valores únicos en la región de transición. Sin embargo estos están sujetos a cierta incertidumbre, a causa de la inestabilidad física inherente a esta región.

METODO DE CHURCHILL.

El factor de fricción definido por Churchill (f), se relaciona con los factores de fricción establecidos por Fanning (f_F) y Darcy (f_D), en la forma siguiente:

$$f = f_F/2 = f_D/8 \quad (IV.4.12)$$

La caída de presión esta dada por:

$$\Delta P/100FT = (0.0216 \cdot f_D \cdot \rho \cdot Q^2) / D^5 \quad (IV.4.13)$$

La ecuación de trabajo es válida para todo número de Reynolds (NRE) y para toda relación e/D y está dada por:

$$f = \left(\frac{1}{\left(\frac{1}{A+B} \right)^{1.2}} \right)^{1.2} \quad (IV.4.14)$$

Con:

$$A = (2.457 \ln(1/(A_1 + A_2)))^{16} \quad (IV.4.15)$$

$$B = (37530/NRE)^{16} \quad (IV.4.16)$$

Donde:

$$f_1 = (8/NRE)^{1.2}$$

$$A_1 = (7/NRE)^{0.9}$$

$$A_2 = (0.27 \epsilon) / D.$$

Definición de términos:

$\Delta P/100 \text{ FT}$, es la caída de presión en lb/in^2 por cada 100 pies de tubería.

RHO: Densidad del fluido bombeado y a la temperatura de bombeo (lb/ft^3).

Q: Gasto del fluido bombeado (GPM).

D: Diámetro interior de la tubería (pulgadas).

$$NRE = (123.9 \cdot D \cdot V \cdot RHO) / MU \quad (\text{IV.4.17})$$

Con:

V = Velocidad del fluido (ft/seg).

MU = Viscosidad absoluta (centipoises: cP).

ϵ = Rugosidad absoluta (pulgadas). Ver tabla IV.4.1.

Puesto que el valor de HFS o HFD está dado por la suma de las pérdidas primarias y secundarias, se verá a continuación un procedimiento de cálculo de estas últimas.

IV.4.4.2 PERDIDAS SECUNDARIAS.

Supóngase que en una línea de descarga (que tiene 2" de diámetro), se tienen acoplados los siguientes accesorios:

Una válvula de compuerta totalmente abierta.

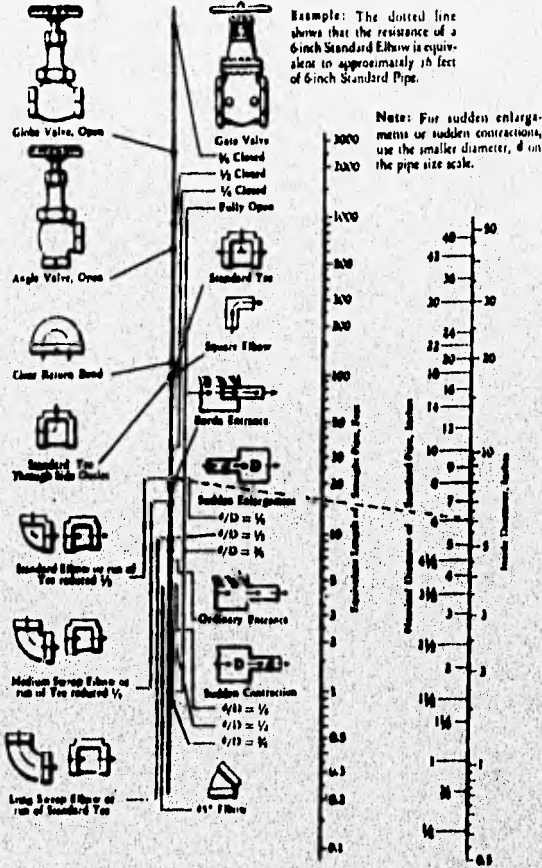
Cuatro codos de 90°.

Una salida de un recipiente.

Una entrada a un recipiente.

MATERIALES DE LA TUBERIA	RUGOSIDAD (IN), E
ACERO REMACHADO	0.036-0.36
HORMIGON	0.012-0.12
MADERA	0.0072-0.036
HIERRO FUNDIDO	0.010
HIERRO GALVANIZADO	0.006
HIERRO FUNDIDO Y ASFALTADO	0.0048
ACERO COMERCIAL, HIERRO FORJADO	0.0018
TUBING ESTIRADO	0.00006
VIDRIO, LATON ESTIRADO	LISO
COBRE, PLOMO	LISO

U N A M	FES -ZARAGOZA-
RUGOSIDADES ABSOLUTAS (PULGADAS)	
ELAB. J. GARCIA	TABLA IV.4.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



U N A M	FES -ZARAGOZA-
LONGITUDES EQUIVALENTES (PIES)	
ELAB. J. GARCIA	TABLA IV.4.2
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

Se ha demostrado que al pasar un fluido por un accesorio cualquiera, se tiene una pérdida de presión, comúnmente expresada en pies de líquido. La forma más fácil de conocer estas pérdidas es por medio de valores tabulados como los que se muestran en las tablas IV.4.2 y IV.4.3. Ambas son equivalentes pero se completan. Los valores se obtienen conociendo el diámetro (nominal o interno) y el tipo de accesorio que se tiene. Así, según la tabla IV.4.2, obtenemos:

Accesorio (ft)	Caida de pres. unitaria (ft) (ó long. equivalente)	Caida de pres. total (ó long. eq. total)
valv. de comp.	2.2	2.2
codos de 90°	3.1 (soldado)	12.4
salida	6.2	6.2
entrada	12.3	12.3
total		33.1

Notese que el valor encontrado es longitud equivalente, utilizando el procedimiento relacionado en el apartado IV.4.1, se encuentra que la caída de presión en un tubo de dos pulgadas, es de 0.3678 PSI/100FT, por lo tanto la pérdida por accesorios es:

$$P_{acc} = (33.1 \times 0.3678) / 100$$

$$P_{acc} = 0.1217418 \text{ PSI}$$

Una vez conocidos todos los parámetros antes vistos, se procede a calcular la potencia de la bomba, bien sea mediante la ec. IV.4.4, si no se conoce la eficiencia de la bomba o con la ec. IV.4.5 si la eficiencia es conocida.

IV.4.5.- ALGORITMO DE CALCULO

Véase apartado (IV.4.7), "Diagrama lógico de cálculo para bombas"

IV.4.6.- EJEMPLO DE APLICACION.

Véase hoja siguiente.

DATOS GENERALES

PRESION DE VAPOR (PSIA).....	= 1.88
RUGOSIDAD ABSOLUTA (IN).....	= .0018
GASTO VOLUMETRICO (GPM).....	= 60
DENSIDAD (LB/FT ³).....	= 54.41
VISCOSIDAD (cP).....	= .625
DIAMETRO DE SUCCION (IN).....	= 2.019901
DIAMETRO DE DESCARGA (IN).....	= 2.019901
VELOCIDAD EN LA SUCCION (FT/SEG).....	= 6
VELOCIDAD EN LA DESCARGA (FT/SEG).....	= 6
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL LIQ. BOMBEADO.....	= .8719551

RESULTADOS GENERALES DEL FACTOR DE FRICCION

NUMERO DE REYNOLDS (SUCCION).....	= 130722.8
NUMERO DE REYNOLDS (DESCARGA).....	= 130722.8
FACTOR DE FRICCION (SUCCION).....	= .0235628
FACTOR DE FRICCION (DESCARGA).....	= .0235628

RESULTADOS GENERALES EN LA LINEA DE SUCCION

CAIDA DE PRESION P/C 100 FT DE TUBO (PSI/100FT).....	= 2.964909
LONG. TOTAL DE LA LINEA DE SUCCION (FT).....	= 10
CAIDA DE PRESION TOT. POR TUBERIA (PSI).....	= 2.964909
CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....	= 1.778946
CAIDA DE PRESION TOT. (LINEA Y ACCS.), PSI.....	= 2.075437
NPSHD (PSI).....	= 12.63191
NPSHD (FT).....	= 33.4647
CARGA O PRESION DE SUCCION (FT).....	= 38.44523
CARGA O PRESION DE SUCCION (PSIA).....	= 14.51191

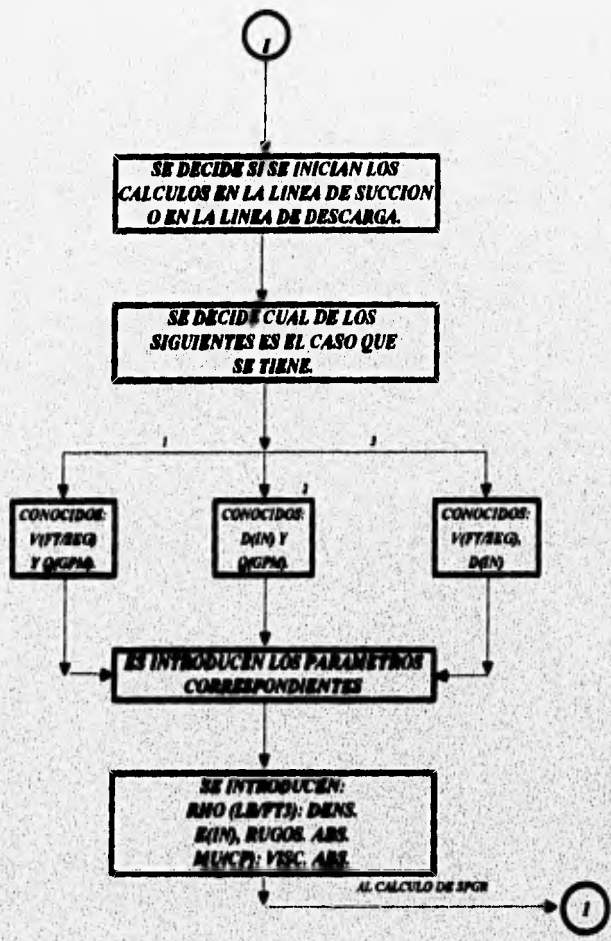
RESULTADOS GENERALES DE LA LINEA DE DESCARGA

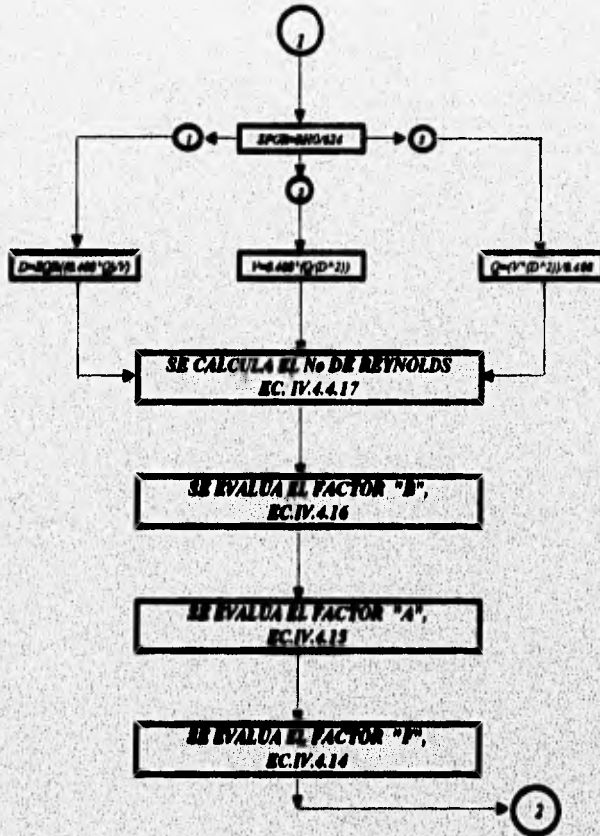
CAIDA DE PRESION P/C 100 FT DE TUBO (PSI/100 FT).....	= 2.964909
LONGITUD TOT. DE LA LINEA DE DESCARGA (FT).....	= 68
CAIDA DE PRESION TOT. POR TUBERIA (PSI).....	= 2.016138
CAIDA DE PRESION POR ACCESORIOS (PSI).....	= 1.778946
CAIDA DE PRESION TOT. (LINEA Y ACCS.), PSI.....	= 3.795084
CARGA O PRESION DE DESCARGA TOT. (PSIA).....	= 89.40878
CARGA O PRESION DE DESCARGA TOT. (FT).....	= 236.8634

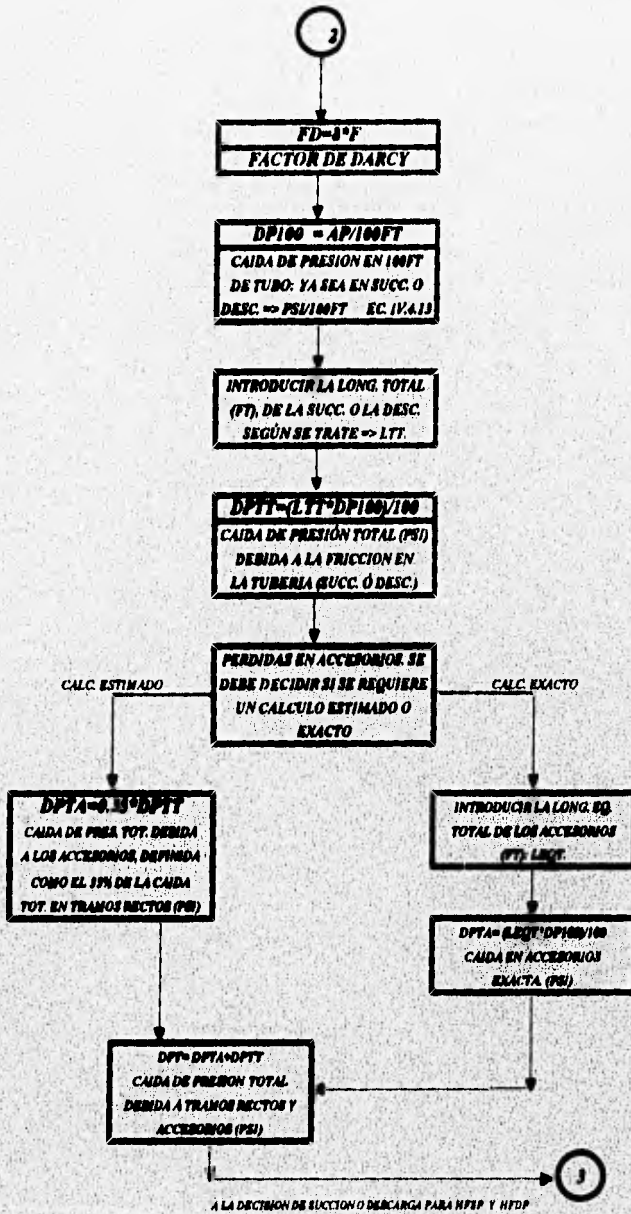
RESULTADOS FINALES

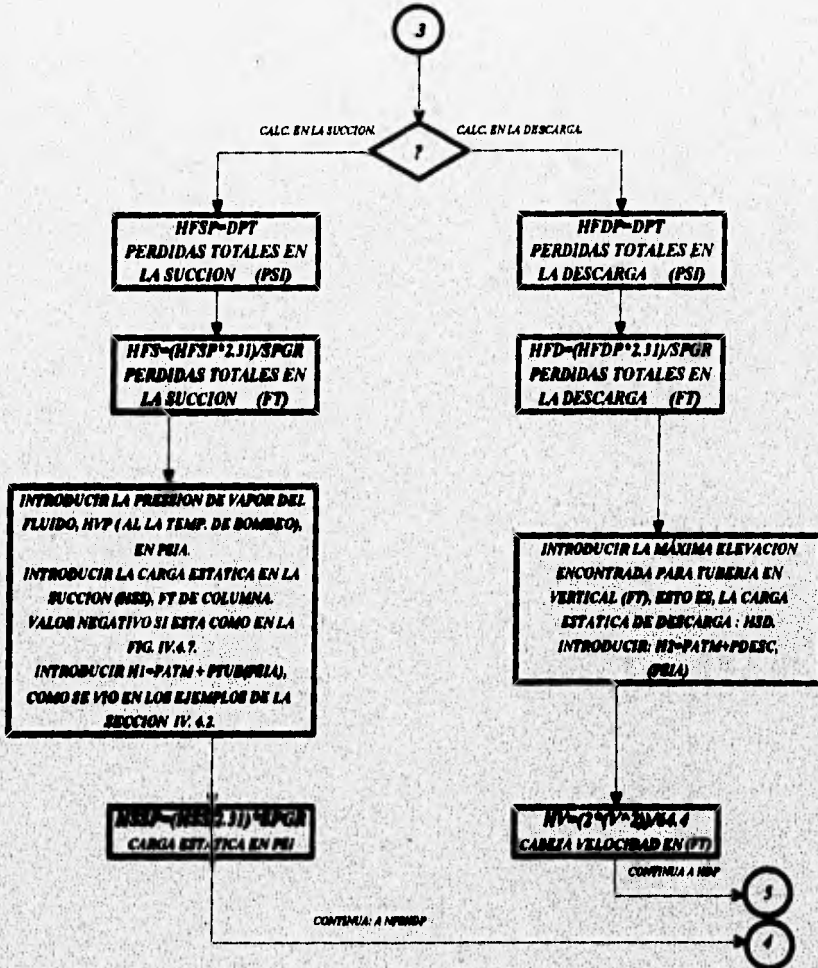
CABEZA DINAMICA TOTAL (H), FT.....	= 198.4182
POTENCIA HIDRAULICA (HHP), EN HP.....	= 2.621391
POTENCIA AL FRENO (BHP), EN HP.....	= 4.032909

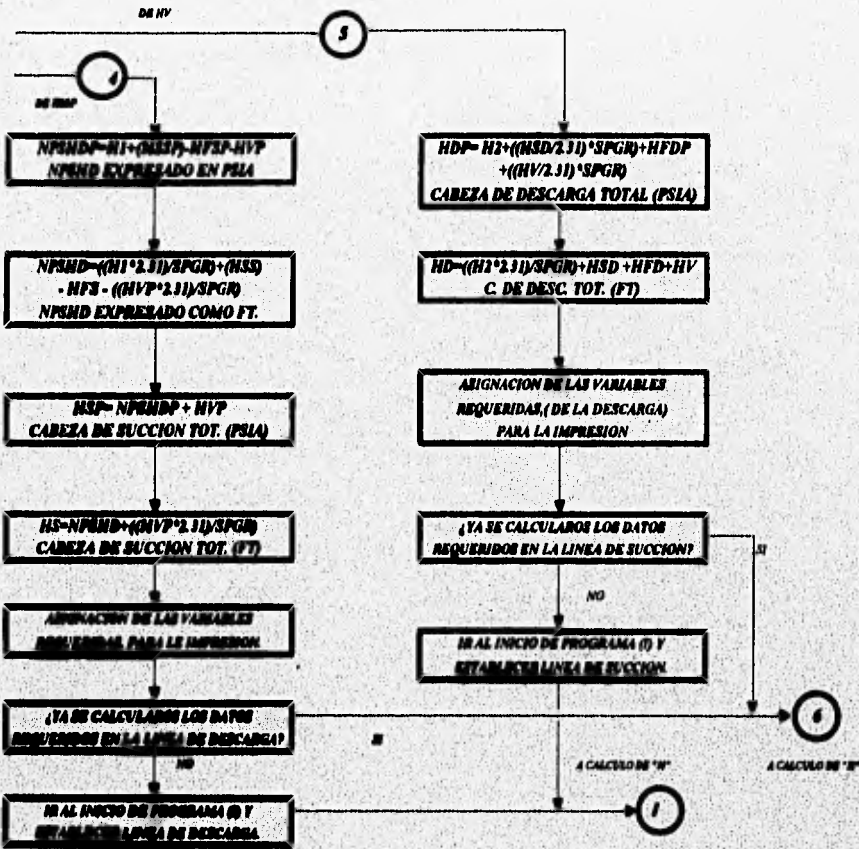
IV.4.7.- DIAGRAMA LOGICO DE CALCULO PARA BOMBAS

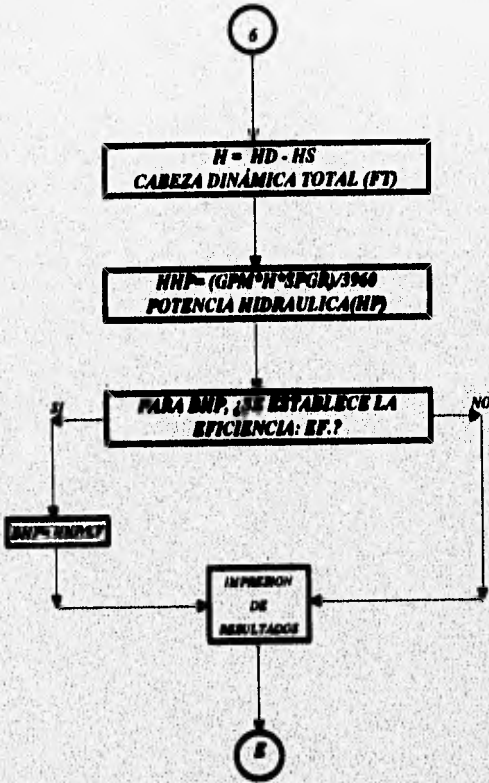












**V.- USO PRACTICO DEL CONCEPTO:
TRANSFERENCIA DE MASA.**

V.1.- ESBOZO TEORICO GENERAL

V.1.1.- CONCEPTOS GENERALES.

Una parte importante de las operaciones en Ingeniería química está relacionada con el problema de modificar la composición de soluciones y mezclas mediante métodos que no impliquen, necesariamente, reacciones químicas. Por lo común estas operaciones se encaminan a separar las partes componentes de una sustancia.

Es mucha la importancia de estas operaciones. Raro es el proceso químico que no requiere de la purificación inicial de las materias primas o de la separación final de los productos y subproductos; para esto, en general, se utilizan las operaciones de transferencia de masa. Quizá se podría apreciar rápidamente la importancia de este tipo de separaciones en una planta procesadora, si se observa la gran cantidad de torres que llenan una moderna refinería de petróleo: en cada una de las torres se realiza una operación de transferencia de masa. Con frecuencia, el costo principal de un proceso deriva de las separaciones. Los costos por separación o purificación dependen directamente de la relación entre la concentración inicial y final de las sustancias separadas, si esta relación es elevada, también lo serán los costos de producción.

Las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular. Por ejemplo, cuando el agua, por evaporación, pasa de una alberca a una corriente de aire que fluye sobre la superficie del agua, las moléculas de vapor de agua se difunden, a través de las moléculas de aire en la superficie, dentro de la masa de la corriente de aire, la cual las arrastra consigo. El fenómeno que nos interesa principalmente, no es el movimiento como resultado de una diferencia de presión, como sucede cuando se bombea un líquido a través de una tubería. En los problemas relacionados, la transferencia de masa es un resultado de la diferencia de concentraciones, o gradiente, en donde la sustancia que se difunde abandona un lugar en que está muy concentrada y pasa a un lugar de baja concentración.

En las operaciones de transferencia de masa, ninguna de las fases en el equilibrio consta de un único componente. Por ello, cuando inicialmente se ponen en contacto las dos

fases, no constan (excepto en forma casual) de la composición que tienen en el equilibrio. Entonces, el sistema trata de alcanzar el equilibrio mediante un movimiento de difusión relativamente lento de los componentes, los cuales se transfieren parcialmente entre las fases en el proceso. Por tanto, las separaciones nunca se completan, aunque, pueden llevarse tanto como se desee hacia la terminación (pero no totalmente) mediante manipulaciones apropiadas.

Los tres estados de agregación de la materia -gas, líquido y sólido- permiten seis posibilidades de contacto interfacial.

- gas-gas.
- gas-líquido.
- gas-sólido
- líquido-líquido.
- líquido-sólido.
- sólido-sólido.

V.1.2.- CASO ESPECIFICO DE ESTUDIO

TIPO DE CONTACTO: GAS LIQUIDO.

CASO: DESTILACION.

La destilación es un método para separar los componentes de una solución, depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener la segunda fase (como se hace en la absorción de gases) la nueva fase se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original.

Si todos los componentes del sistema se distribuyen entre las fases en el equilibrio, la operación se conoce como destilación fraccionada (o con frecuencia, simplemente como destilación). En este caso, la fase gaseosa se crea a partir del líquido por calentamiento, o a

fases, no constan (excepto en forma casual) de la composición que tienen en el equilibrio. Entonces, el sistema trata de alcanzar el equilibrio mediante un movimiento de difusión relativamente lento de los componentes, los cuales se transfieren parcialmente entre las fases en el proceso. Por tanto, las separaciones nunca se completan, aunque, pueden llevarse tanto como se desee hacia la terminación (pero no totalmente) mediante manipulaciones apropiadas.

Los tres estados de agregación de la materia -gas, líquido y sólido- permiten seis posibilidades de contacto interfacial.

- gas-gas.
- gas-líquido.
- gas-sólido
- líquido-líquido.
- líquido-sólido.
- sólido-sólido.

V.1.2.- CASO ESPECIFICO DE ESTUDIO

TIPO DE CONTACTO: GAS LIQUIDO.

CASO: DESTILACION.

La destilación es un método para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener la segunda fase (como se hace en la absorción de gases) la nueva fase se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original.

Si todos los componentes del sistema se distribuyen entre las fases en el equilibrio, la operación se conoce como destilación fraccionada (o con frecuencia, simplemente como destilación). En este caso, la fase gaseosa se crea a partir del líquido por calentamiento; o a

la inversa, el líquido se crea a partir del gas por eliminación de calor. Por ejemplo, si parcialmente se evapora por calentamiento una solución líquida de ácido acético y agua, se descubre que la nueva fase vapor creada y el líquido residual contienen ácido acético y agua, pero que sus proporciones en el equilibrio son diferentes de aquellas en las dos fases y diferentes, también, de aquellas en la solución original. Si se separa mecánicamente el vapor del líquido y se condensa, se obtienen dos soluciones: una rica en ácido acético y otra en agua. En esta forma se ha conseguido cierto grado de separación de los componentes originales.

Son claras las ventajas de un método de separación como éste. En la destilación, la nueva fase difiere de la original por su contenido calorífico, pero el calor se incrementa o se elimina sin dificultad; por supuesto, debe considerarse inevitablemente el costo de aumentarlo o eliminarlo. Por otra parte, las operaciones de absorción o desorción, que dependen de introducir una sustancia extraña, proporcionan una nueva solución, que a su vez quizá tendría que separarse mediante alguno de los procesos difusivos, a menos que la nueva solución fuera útil directamente.

No obstante, la separación directa que comúnmente es posible por destilación, en productos puros que no requieren procesamiento posterior, tal vez ha hecho de ésta la más importante de todas las operaciones de transferencia de masa.

V.1.3. FUNDAMENTOS DE DISEÑO

Hay cuatro factores principales que se deben establecer en el diseño de cualquier planta que trabaje con operaciones de difusión: el número de etapas en el equilibrio o su equivalente, el tiempo de contacto requerido entre las fases, la velocidad de flujo permisible y la energía requerida para llevar a cabo la operación.

NUMERO DE ETAPAS EN EL EQUILIBRIO

Con el fin de determinar el número de etapas en el equilibrio que se requieren en una cascada para obtener el grado deseado de separación, o para determinar la cantidad

equivalente en un aparato de contacto continuo, se necesitan las características de equilibrio para el sistema y los cálculos de balance de material.

TIEMPO REQUERIDO PARA LLEVAR A CABO LA OPERACION

En las operaciones por etapas, el tiempo de contacto está íntimamente relacionado con la eficiencia de la etapa, mientras que en el equipo para contacto continuo el tiempo determina el volumen o longitud del aparato necesario. Son varios los factores que ayudan a establecer el tiempo. El balance de materia permite calcular las cantidades relativas que se necesitan de las diferentes fases. Las características de equilibrio del sistema establecen las concentraciones posibles y la velocidad de transferencia del material entre las fases depende de la desviación del equilibrio que se mantenga. Además, la rapidez de la transferencia depende tanto de las propiedades físicas de las fases como del régimen de flujo dentro del equipo.

Es importante reconocer que, para cierto grado de contacto íntimo entre las fases, el tiempo de contacto requerido es independiente de la cantidad total de las fases que van a procesarse.

RAPIDEZ DE FLUJO PERMISIBLE

Debe tomarse en cuenta este factor en las operaciones de simicontinuas y en estado estacionario, porque permite determinar en ellas el área transversal del equipo. La consideración de la dinámica del fluido establece la rapidez de flujo permisible, y el balance de materia determina la cantidad absoluta requerida de cada uno de los flujos.

ENERGIA REQUERIDA PARA LLEVAR A CABO LA OPERACION.

Generalmente se necesita utilizar energía calorífica y mecánica para llevar a cabo las operaciones de difusión. El calor es necesario para producir cualquier cambio de temperatura, para la formación de nuevas fases (como la evaporación de un fluido) y para evitar el efecto del calor de solución. La energía mecánica se necesita para el transporte de fluidos y sólidos, para dispersar líquidos y gases y para mover ciertas partes de la máquina.

En consecuencia, en el diseño final se habrán de considerar las características de equilibrio del sistema, balance de materia, velocidad de difusión, dinámica de fluidos y la energía requerida para realizar la operación.

V.2 USO PRACTICO: DESTILACION MULTICOMPONENTE.

V.2.1.- ECUACIONES DE TRABAJO

V.2.1.1.- ANTECEDENTES.

El diseño preliminar de una columna de destilación es útil cuando no se requiere una gran exactitud en el cálculo (como ocurre en etapas iniciales de un proyecto), en estos casos, un método corto es preferido a un procedimiento de diseño riguroso debido a que el primero ahorra tiempo y dinero.

El método corto más ampliamente aceptado para el cálculo de columnas de destilación multicomponente usa las ecuaciones de Underwood para reflujo mínimo, las ecuaciones de Fenske para el cálculo del número mínimo de etapas, y las correlaciones de Gilliland para el cálculo del número de etapas para el reflujo dado. Con estos resultados a la mano, el ingeniero determina entonces, eficiencias y dimensiones de las columna.

V.2.1.2.- CONSIDERACIONES.

El procedimiento que aquí se desarrolla está basado en las siguientes consideraciones:

- Hay solo una corriente de alimentación.
- Sólo hay un componente clave pesado.
- La alimentación entra a la columna en la etapa óptima.
- La correlación supone flujos molares constantes.

V.2.1.3.- PRESENTACION DE LAS ECUACIONES.

La correlación utilizada para calcular la relación de reflujo mínimo (R_{min}), es la ecuación de Underwood(1).

$$R_{min} = \left(\sum (\alpha_i D_i) / (\alpha_i \Theta) \right) - 1 \quad V.2.1$$

Donde R es el número de componentes, y Θ es determinado por prueba y error, usando la siguiente ecuación:

$$1 - q = \sum \alpha_i F_i / (\alpha_i \Theta) \quad V.2.2$$

(1) Underwood, A. J.V., Chem. Eng. Prog., vol. 44, p 603 (1948)

La correlación de Underwood requiere que la composición del destilado sea consistente con las condiciones de reflujo mínimo.

Este algoritmo utiliza la composición actual del destilado: esto es más simple y casi exacto.

Para calcular el número mínimo de etapas (N_{\min}), se utiliza la ec. de Fenske (2).

$$N_{\min} = (\text{Log } D_{LK} B_{HK} / D_{HK} B_{LK}) / (\text{Log } \alpha_{LK}) \quad \text{V.2.3}$$

Donde los subíndices HK y LK denotan los componentes clave; pesado y ligero, respectivamente.

El número de etapas teóricas (N) para una relación de reflujo dado (R), basado en R_{\min} , está dado por la ec. de Gilliland (3), en la forma expresada por Eduljee (4):

$$(N - N_{\min}) / (N + 1) = 0.75 - 0.75 \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668} \quad \text{V.2.4}$$

Alternativamente, se puede calcular " R " para un valor dado de " N ", el número de etapas.

(2) Fenske, M.R., Ind. Eng. Chem., Vol. 24, p 482 (1932).

(3) Gilliland, E.R., Ind. Eng. Chem., Vol 32, p 1101 (1940).

(4) Eduljee, H.E., Hydro. Proc., September 1975, pp. 120-122.

V.2.2.- PROCEDIMIENTO DE CALCULO.

El algoritmo que se presentará más adelante en forma de un diagrama lógico de cálculo, es útil para determinar el reflujo mínimo, número de etapas mínimo, y el número teórico de etapas para cualquier columna de destilación que tenga una sola alimentación. Los datos requeridos son; composiciones del fondo y destilado; condición de la alimentación; y volatilidad relativa para todos los componentes.

El procedimiento propone la siguiente forma y secuencia para la introducción de datos en la solución de las ecuaciones presentadas en la sección anterior:

1.- Introducción de las fracciones molares de cada componente en la alimentación, destilación y fondos.

2.- Introducción de las volatilidades relativas de cada componente, se deben introducir en orden decreciente de volatilidad relativa, esto es, el componente 1 será el más volátil.

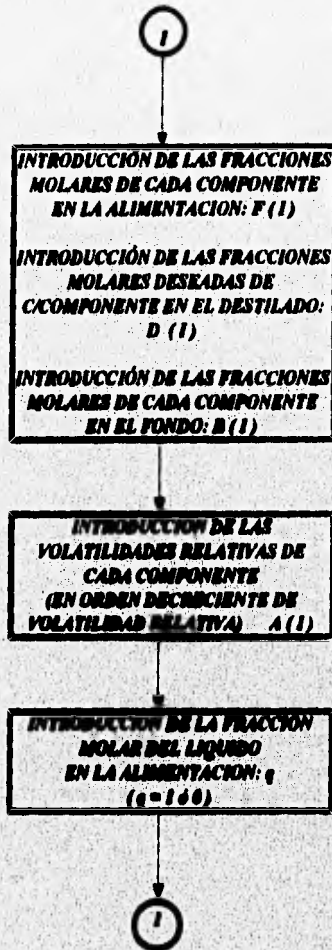
3.- Determinar la fracción mol de líquido en la alimentación (q). Una alimentación con una temperatura igual a su punto de burbuja tiene $q = 1.0$.

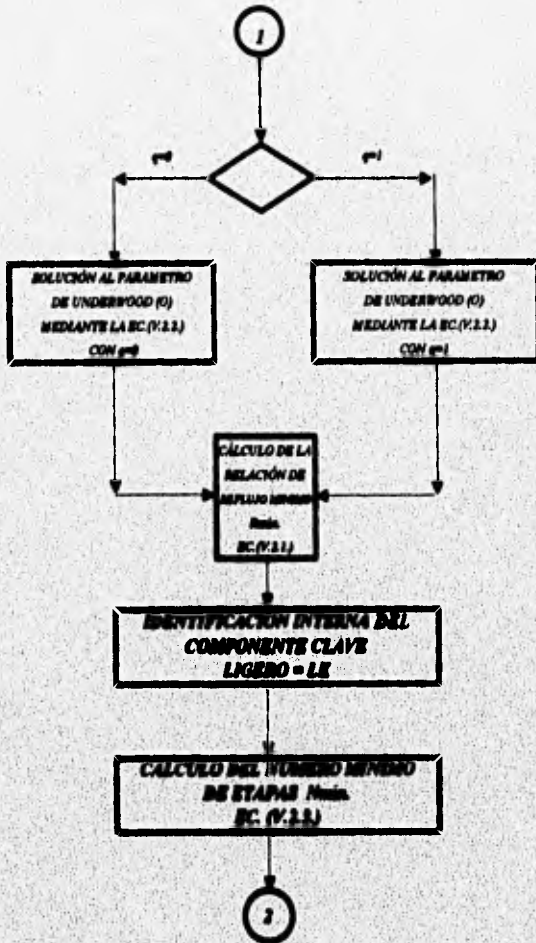
Una alimentación con una temperatura igual a su punto de rocío, tiene un valor de $q=0$.

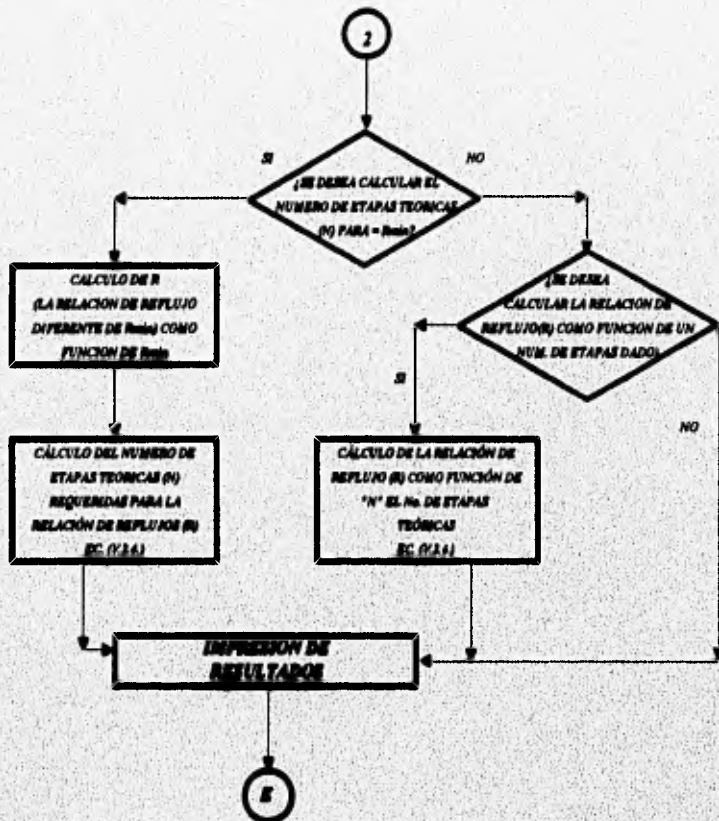
4.- El valor de la volatilidad relativa para el componente clave pesado debe tener el valor de $RK = 1.0$.

Para una mejor comprensión de este procedimiento vease el siguiente diagrama lógico de cálculo y la sección V.2.4 (ejemplo de uso).

NOTA: I SOLO PUEDE
TENER VALORES DE
I A K.
I = INICIA
K = TERMINA







V.2.3. - NOMENCLATURA.

La nomenclatura utilizada en este algoritmo es la siguiente:

EN EL TEXTO	EN PROGRAMA	DESCRIPCION.
B_i	B(I)	Fracción molar del componente i en el fondo.
D_i	D(I)	Fracción molar del comp. i en el destilado.
F_i	F(I)	Fracción molar del comp. i en la alimentación.
k	K	Número de comp. en la alimentación ($R < 8$).
N	N	Número de etapas teóricas @ relación de reflujo deseado : R.
N_{min}	N_{min}	Número mínimo de etapas teóricas @ relación de reflujo mínimo: R_{min} .
q	Q	Fracción molar del líquido en la alimentación.
R	R	Relación de reflujo deseado (como función de R_{min}). @ N.
R_{min}	R_{min}	Relación de reflujo mínimo @ N_{min} .
α_i	A(I)	Volatilidad relativa del componente i , basada en el componente clave pesado, HK (=1 para el componente clave pesado).
Θ	TET	Parámetro de Underwood.
lk	LK	Componente clave ligero.
hk	HK	Componente clave pesado.

V.2.4.- EJEMPLO DE APLICACION.

El uso del algoritmo descrito en la sección V.2.2 se ejemplifica con la solución de una columna desbutanizadora, para la cual se obtuvo la relación de reflujo mínimo (R_{min}), número de etapas teóricas mínimo correspondiente a R_{min} , y para $R=1.25 R_{min}$ el número teórico de etapas (N) requerido.

Los datos de entrada requeridos para el ejemplo resuelto se muestran en la tabla (V.2.1).

TABLA (V.2.1)

COMPONENTE	i	ALIMENT. F _i	DESTILADO D _i	FONDO B _i	VOLATILIDAD RELATIVA (α_i)
C3	1	0.05	0.102	0.000	4.99
I-C4	2	0.15	0.301	0.004	2.62
n-C4	3	0.25	0.473	0.003	2.02
I-C5	4	0.20	0.069	0.327	1.00
n-C5	5	0.35	0.055	0.636	0.86
		1.00	1.000	1.000	

Los resultados obtenidos al hacer uso del algoritmo descrito aplicado al ejemplo anterior se muestran a continuación:

DESTILACION MULTICOMPONENTE, METODO CORTO

40826

DATOS DE CARGA

COMPONENTE	No	CARGA MOLES/HR P	VOLATILIDAD RELATIVA A
PROPANO	1	5	4.99
I-BUTANO	2	15	2.62
N-BUTANO	3	25	2.02
I-PENTANO	4	20	1
N-PENTANO	5	35	.86
TOTAL		100	

COMPONENTE CLAVE LIGERO (3): N-BUTANO

COMPONENTE CLAVE PESADO (4): I-PENTANO

PORCENTAJES DE RECUPERACION

PRODUCTO CLAVE LIGERO EN EL DESTILADO (P 3) = 75 %

PRODUCTO CLAVE PESADO EN EL FONDO (100-P 4) = 90 %

COMPOSICIONES
METODO DE HENGSTEBECK

P-PORCENTAJE DE RECUPERACION EN EL DESTILADO

D-MOLES/HR EN EL DESTILADO

B-MOLES/HR EN EL FONDO

M-PENDIENTE DE LA CURVA DE HENGSTEBECK

C-ORDENADA AL ORIGEN DE LA CURVA DE HENGSTEBECK

$$M = (\log(P_3 / (100 - P_3)) - \log(P_3)) - \log(P_4 / (100 - P_4)) / (A_3 - A_4)$$

$$C = \log(P_3 / (100 - P_3)) - M \cdot A_3$$

PARA COMPONENTES NO CLAVES

$$P = (100 \cdot 10^{(M \cdot A + C)}) / (1 + 10^{(M \cdot A + C)})$$

PARA TODOS LOS COMPONENTES

$$D = P \cdot F / 100$$

$$B = (100 - P) \cdot F / 100$$

N= 1.403298

C=-2.35754

BALANCE DE MATERIALES, MOLES/HR

COMPONENTE	No	CARGA F	DESTILADO D	FONDO B
PROPANO	1	5	4.999887	1.132965E-04
I-BUTANO	2	15	14.31349	.6865082
N-BUTANO	3	25	18.75	6.25
I-PENTANO	4	20	2	18
N-PENTANO	5	35	2.310492	32.68951
TOTALES		100	42.37387	57.62613

COMPOSICION DE LAS CORRIENTES (FRACCION MOL)

COMPONENTE	No	CARGA F	DESTILADO D	FONDO B
PROPANO	1	.05	.1179946	1.966061E-06
I-BUTANO	2	.15	.3377905	1.191314E-02
N-BUTANO	3	.25	.4424897	.1084577
I-PENTANO	4	.2	.0471989	.3123583
N-PENTANO	5	.35	5.452633E-02	.5672688
TOTALES		1	1	1

REFLUJO MINIMO
APROXIMACION DE UNDERWOODPARAMETRO DE UNDERWOOD (T): $1-Q=SUMA(A*F/(A-T))$ REFLUJO MINIMO RMIN= $SUMA(A*D/(A-T))-1$

FRACCION DE LIQUIDO EN CARGA, Q= 1

T= 1.339387

COMPONENTE	CARGA FRACCION MOL F	VOLATILIDAD RELATIVA A	(F)(A)/(A-T)
PROPANO	.05	4.99	6.834469E-02
I-BUTANO	.15	2.62	.3068843
N-BUTANO	.25	2.02	.7419783
I-PENTANO	.2	1	-.5892977
N-PENTANO	.35	.86	-.6278852

TOTAL 1 9.997553E-02

FUNCION DEL PARAMETRO DE UNDERWOOD $G(T)=1-Q-SUMA(A*F/(A-T))$: -9.997553E-02

COMPONENTE	DESTILADO FRACCION MOL D	VOLATILIDAD RELATIVA A	(A)(D)/(A-T)
PROPANO	.1179946	4.99	.161286
I-BUTANO	.3377905	2.62	.6910841
N-BUTANO	.4424897	2.02	1.313271
I-PENTANO	.0471989	1	-.139071
N-PENTANO	5.452633E-02	.86	-9.781792E-02
TOTAL	1		1.928752

REFLUJO MINIMO RMIN= .9287519

NUMERO MINIMO DE ETAPAS
ECUACION DE FENSKE

NUMERO MINIMO DE ETAPAS: $MMIN=LOG(D_3 * B_4 / (D_4 * B_3)) / LOG(A_3)$

COMPONENTE	No	VOLATILIDAD RELATIVA A	DESTILADO FRACCION MOL D	FONDO FRACCION MOL B
N-BUTANO	3	2.02	.4424897	.1084577
I-PENTANO	4	1	.0471989	.3123583

MMIN= 4.687596

RELACION DE REFLUJO OPTIMA
CORRELACION DE VAN WINKLE

COMPONENTE No	VOLATILIDAD RELATIVA	CARGA FRACCION MOL	DESTILADO FRACCION MOL	FONDO FRACCION MOL
N-BUTANO(3)	2.02	.25	.4424897	.1084577
I-PENTANO(4)	1	.2	.0471989	.3123583

PARAMETRO DE VOLATILIDADES $Y=A_3 / (1.0614A_3 - 0.4175) = 1.169978$

PARAMETRO DE PRODUCTOS $X1=LOG((D_3 / D_4) (B_4 / B_3) (F_3 / F_4)^{0.55A_3}) = 1.539031$

RELACION DE REFLUJO OPTIMA $R=MMIN((1.6-Y)(X1-7.5)/6.5+1.6) = 1.119739$

NUMERO OPTIMO DE ETAPAS
ECUACION DE GUILLILAND

PRIMER PARAMETRO DE NAGAI, $X2=(R-RMIN)/(R+1)$

SEGUNDO PARAMETRO DE NAGAI $L=EXP((1+54.4 X2)(X2-1)/(11+117.2 X2)(X2)^{(1/2}))$

$X_2 = 9.009951E-02$

$L = .4361587$

$\text{NUMERO OPTIMO DE ETAPAS } N_{OPT} = \frac{N_{MIN}}{L+1/L-1} = 12.0402$

**ETAPA DE ALIMENTACION
ECUACION DE KIRKBRIDE**

$\text{MOLES/HORA DE FONDOS } B = 57.62613$

$\text{MOLES /HORA DE DESTILADO } D = 42.37387$

$\text{FRACCION MOL DEL COMP. CLAVE PESADO EN LA CARGA } F_4 = .2$

$\text{FRACCION MOL DEL COMP. CLAVE LIGERO EN LA CARGA } F_3 = .25$

$\text{FRACCION MOL DEL COMP. CLAVE LIGERO EN EL FONDO } B_3 = .1084577$

$\text{FRACCION MOL DEL COMP. CLAVE PESADO EN EL DESTILADO } D_4 = .0471989$

$\text{ECUACION DE KIRKBRIDE } N_2/N_3 = \left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{F_4}{F_3} \right) \left(\frac{B_3}{D_4} \right)^2 \cdot 0.206 = 1.433538$

$\text{NUMERO DE ETAPAS ABAJO DE LA ALIMENTACION } N_3 = \frac{(N_{OPT}-1)}{1+(N_2/N_3)} = 5$

VI.- USO PRACTICO DEL CONCEPTO:
-TRANSFERENCIA DE CALOR-

VI.1.- ESBOZO TEORICO GENERAL.

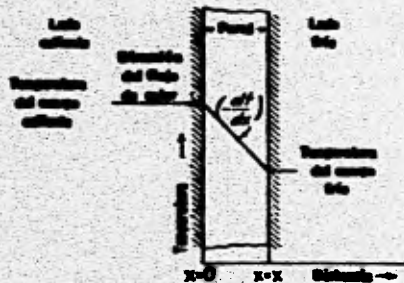
DEFINICIONES Y CONCEPTOS BASICOS.

MECANISMOS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR. Hay tres formas diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor, aun cuando muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinaciones de dos o tres. Estas son, conducción, convección y radiación.

CONDUCCION. La conducción es la transferencia de calor a través de un material fijo tal como la pared estacionaria mostrada en la fig. (I). La dirección del flujo de calor será a ángulos rectos a la pared, si las superficies de las paredes son isotérmicas y el cuerpo es homogéneo e isotrópico. Supóngase que una fuente de calor existe a la izquierda de la pared y que existe un receptor de calor en la superficie derecha. Es conocido y después se confirmará por una derivación, que el flujo de calor por hora es proporcional al cambio de temperatura a través de la pared y el área de la pared A. Si t es la temperatura en cualquier punto de la pared y x es el grueso de la pared en dirección del flujo de calor, la cantidad de flujo de calor dQ es dada por

$$dQ = kA (-dt/dx) \text{ Btu/hr} \quad (I)$$

El término $-dt/dx$ se llama gradiente de temperatura y tiene un signo negativo si se supuso una temperatura mayor en la cara de la pared en donde $x = 0$ y menor en la cara donde $x = x$. En otras palabras, la cantidad instantánea de transferencia de calor es proporcional al área y a la diferencia de temperatura dt que impulsa el calor a través de la pared de espesor dx . La constante de proporcionalidad k es peculiar a la conducción de calor por conductividad y se le conoce por conductividad térmica. Esta conductividad se evalúa experimentalmente y está básicamente definida por la ec. (I). La conductividad térmica de los sólidos tiene un amplio rango de valores numéricos dependiendo de si el sólido es relativamente un buen conductor del calor, tal como un metal, o un mal conductor como el asbesto. Estos últimos sirven como aislantes. Aún cuando la conducción de calor se asocia usualmente con la transferencia de calor a través de los sólidos, también es aplicable a gases y líquidos, con sus limitaciones.



Flujo de calor a través de una pared

UNAM	FES -ZARAGOZA-
FLUJO DE CALOR A TRAVES DE UNA PARED	
ELAB. J. GARCIA	FIG. I.
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

CONVECCION.- La convección es la transferencia de calor entre partes relativamente calientes y frías de un fluido por medio de mezcla. Supóngase que un recipiente con un líquido se coloca sobre una llama caliente. El líquido que se encuentra en el fondo del recipiente se calienta y se vuelve menos denso que antes, debido a su expansión térmica. El líquido adyacente al fondo también es menos denso que la porción superior fría y asciende a través de ella, transmitiendo su calor por medio de mezcla conforme asciende. La transferencia de calor del líquido caliente del fondo del recipiente al resto, es convección natural o convección libre. Si se produce cualquiera otra agitación, tal como la provocada por un agitador, el proceso es de convección forzada. Este tipo de transferencia de calor puede ser descrito en una ecuación que imita la forma de la ecuación de conducción y es dada por:

$$dQ = hA \, dt \quad (II)$$

La constante de proporcionalidad h es un término sobre el cual tiene influencia la naturaleza del fluido y la forma de agitación, y debe ser evaluado experimentalmente. Se llama coeficiente de transferencia de calor. Cuando la ec. (II) se escribe en su forma integrada, $Q = hA \Delta t$, se le conoce como la ley del enfriamiento de Newton.

RADIACION.- La radiación involucra la transferencia de energía radiante desde una fuente a un receptor. Cuando la radiación se emite desde una fuente a un receptor, parte de la energía se absorbe por el receptor y parte es reflejada por él. Basándose en la segunda ley de la termodinámica, Boltzmann estableció que la velocidad a la cual una fuente da calor es:

$$dQ = \epsilon \sigma dA T^4 \quad (III)$$

Esto se conoce como la ley de la cuarta potencia, T es la temperatura absoluta. ϵ es una constante dimensional, pero σ es un factor peculiar a la radiación y se llama emisividad.

La emisividad igual que la conductividad térmica k o el coeficiente de transferencia de calor h , debe también determinarse experimentalmente.

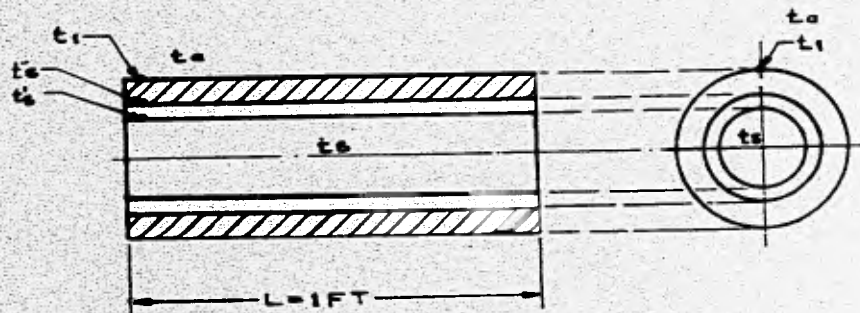
VI.1.1.- PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Se ha descrito a la transferencia de calor como el estudio de las velocidades a las cuales el calor se intercambia entre fuentes de calor y receptores, tratados usualmente de manera independiente. Los procesos de transferencia de calor se relacionan con las razones de intercambio térmico, tales como los que ocurren en equipo de transferencia de calor, tanto en ingeniería mecánica como en los procesos químicos. Este enfoque realza la importancia de las diferencias de temperatura entre la fuente y el receptor, lo que es, después de todo, el potencial por el cual la transferencia de calor se lleva a efecto. Un problema típico de procesos de transferencia de calor involucra las cantidades de calor que deben transferirse, las razones a las cuales pueden transferirse debido a la naturaleza de los cuerpos, la diferencia de potencial, la extensión y arreglo de las superficies que separan la fuente y el receptor, y la cantidad de energía mecánica que debe disiparse para facilitar la transferencia de calor. Puesto que la transferencia de calor considera un intercambio en un sistema, la pérdida de calor por un cuerpo deberá ser igual al calor absorbido por otro dentro de los confines del mismo sistema.

VI.1.2.- PERDIDA DE CALOR DE UNA TUBERIA.

Considere un tubo como el que se muestra en la fig. VI.1.1, cubierto con un aislante de lana mineral y que lleva vapor a la temperatura, t_s considerablemente arriba de la temperatura atmosférica, t_a . La diferencia total de temperatura que origina el flujo de calor hacia afuera del tubo es $t_s - t_a$. Las resistencias al flujo de calor tomadas en orden son:

- 1).- La resistencia del vapor al condensarse y dar su calor a la superficie interna del tubo, resistencia que experimentalmente se ha encontrado muy pequeña, de manera que t_s y t'_s son casi las mismas;
- 2).- La resistencia del tubo metálico, que es muy pequeña, excepto para tuberías gruesas, de manera que t'_s y t_s'' son casi las mismas.
- 3).- La resistencia del aislante de lana mineral, y

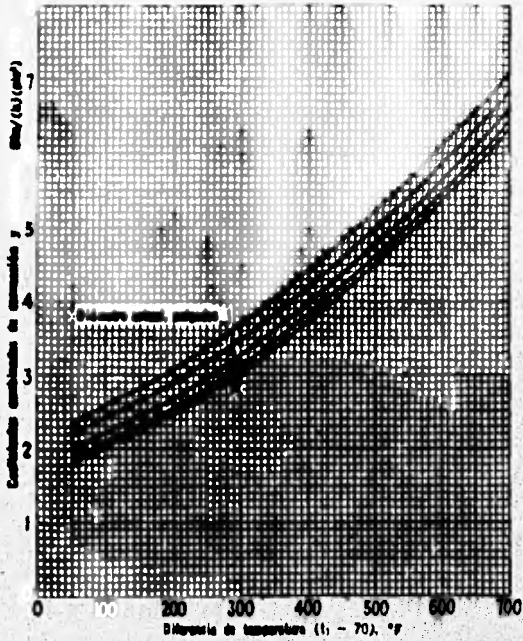


U N A M	FES -ZARAGOZA-
PERDIDA DE CALOR EN UN TUBO AISLADO	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI. 1.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

4).- La resistencia del aire que lo rodea para eliminar el calor de la superficie externa. Ésta última es apreciable, aún cuando la remoción de calor se efectúa por convección natural del aire ambiente en adición a la radiación; y tiene como origen la diferencia de temperatura entre la superficie exterior y el aire frío. La convección natural resulta del entibamiento del aire adyacente a la tubería, por lo tanto, reduce su densidad. El aire tibio sube y continuamente se reemplaza por aire frío. Los efectos combinados de la convección natural y la radiación no pueden ser representados por el término convencional de resistencia $R_a = L_a/k_aA$, puesto que L_a es indefinida y la conductancia del aire se suplementa simultáneamente por la transferencia de calor por radiación. Experimentalmente, se puede crear una diferencia de temperatura entre una superficie exterior conocida y el aire, y el calor que pasa de la superficie exterior al aire puede determinarse de mediciones hechas en el flujo que fluye por la tubería. Teniendo Q , A y Δt , se obtiene la resistencia combinada de ambos efectos como el cociente $\Delta t/Q$. El flujo de calor de una tubería al aire ambiente usualmente es una pérdida y, por lo tanto, es deseable reportar el dato como unidad de conductancia k/L , $BTU / (h) (FT^2 \text{ de sup. externa }) (^\circ F \text{ de dif. de temp. })$. La conductancia unitaria es el recíproco de la resistencia unitaria L/k , en lugar del recíproco de la resistencia para la superficie total L/kA . En otras palabras, es la conductancia por pie cuadrado de superficie de flujo de calor en lugar de la conductancia de la superficie total. La resistencia unitaria, h_a , tiene las dimensiones de $BTU/(h)(FT^2)(^\circ F)$ y muchas veces se designa como coeficiente superficial de transferencia de calor. En la fig. VI.1.2 se han graficado los coeficientes superficiales de transferencia para tubos de diferentes diámetros y temperaturas de superficie hacia aire ambiente a $70^\circ F$. Esta gráfica está basada en los datos de Heilman, que han sido confirmados por experimentos posteriores de Bailey y Lyell.

Las cuatro resistencias ya discutidas en forma de ecuación, son:
condensación del vapor:

$$q = h_a \pi D's (t_s - t'_s) \quad (VI.1.1)$$



Transferencia de calor por convección y radiación de tubos horizontales a temperatura t , a aire a 70°F

U N A M	FES -ZARAGOZA-
COEFICIENTES SUPERFICIALES DE TRANSFERENCIA	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.1.2
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

pared del tubo:

$$q = (2 \pi kb) / (2.3 \log (D_s''/D_s)) (t_s' - t_s'') \quad (\text{VI.1.2})$$

aislante:

$$(2 \pi kc) / (2.3 \log (D_1/D_s'')) (t_s'' - t_1) \quad (\text{VI.1.4})$$

radiación y convección al aire:

$$q = h_a \pi D_1 (t_1 - t_a) \quad (\text{VI.1.4})$$

combinando:

$$t_s - t_a = q (R_1 + R_2 + R_3 + R_4)$$

donde:

$$R_1 = 1/(h_s \pi D_s')$$

$$R_2 = (2.3 / (2 \pi kb)) \log (D_s''/D_s')$$

$$R_3 = (2.3 / (2 \pi kc)) \log (D_1/D_s'')$$

$$R_4 = 1/(h_a \pi D_1)$$

El término dentro del parentésis son las cuatro resistencias, y de éstas, las primeras dos usualmente se desprecian. La ecuación se reduce a:

$$q = (\pi (t_s - t_a)) / (R_5 + R_6) \quad (\text{VI.1.5})$$

donde:

$$R_5 = (2.3/2kc) \log (D_1/D_s'')$$

$$R_6 = 1/(h_a D_1)$$

De la fig. VI.1.2 se ve que h_a depende no solo de la diferencia de temperatura, sino de las temperaturas actuales en el exterior del aislante y del aire. Su recíproco es también una de las resistencias para el cálculo de la diferencia total de temperatura, por lo tanto, el coeficiente de superficie h_a no puede ser computado, excepto por métodos de prueba y error. Más adelante se verá la forma de uso de estas ecuaciones.

VI.1.3.- LA DIFERENCIA DE TEMPERATURA.

Una diferencia de temperatura es la fuerza motriz, mediante la cual el calor se transfiere desde la fuente al receptor.

La gráfica de la temperatura vs. longitud del tubo, t vs. L , para un sistema de dos tubos concéntricos en el cual el fluido del ánulo se enfría sensiblemente y el fluido en el tubo se calienta también sensiblemente, se muestra en las figs. VI.1.3 y VI.1.4. Cuando los dos flujos viajan en direcciones opuestas a lo largo del tubo como en la fig. VI.1.3, están a contracorriente. Cuando los fluidos viajan en la misma dirección como en la fig. VI.1.4, están en flujo paralelo. La temperatura del fluido en el tubo interior, en ambos casos varía de acuerdo con una curva a medida que se desplaza a lo largo de la longitud del tubo, y la temperatura del fluido del ánulo varía de acuerdo con otra curva. La diferencia de temperatura a cualquier distancia del origen donde $L = 0$, es la distancia vertical entre las dos curvas.

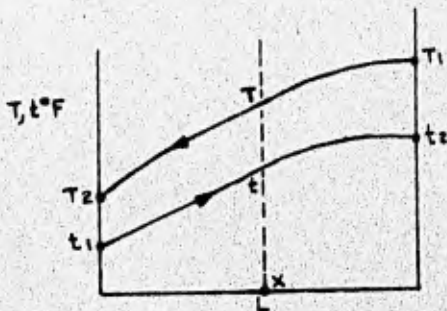
PROMEDIO LOGARITMICO DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURA CONTRACORRIENTE.

Para la derivación de la diferencia de temperatura entre dos fluidos de la fig. VI.1.3 en contracorriente, se deben hacer las siguientes suposiciones:

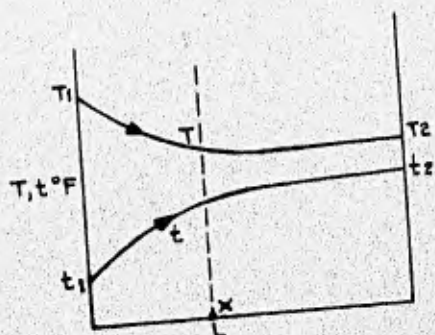
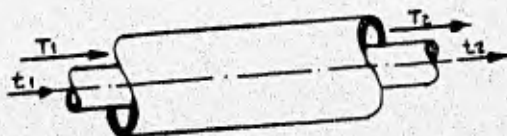
- 1.- El coeficiente total de transferencia de calor U es constante en toda la trayectoria.
- 2.- El flujo másico es constante, obedeciendo los requerimientos del estado estable.
- 3.- El calor específico es constante sobre toda la trayectoria.
- 4.- No hay cambios parciales de fase en el sistema, por ejemplo, vaporización o condensación. La derivación es aplicable para cambios en el calor sensible y cuando la vaporización o condensación es isotérmica en toda la trayectoria.
- 5.- Las pérdidas de calor son despreciables.

La derivación resulta en:

$$\Delta t = \text{MLDT} = ((T_1-t_2)-(T_2-t_1))/(\ln (T_1-t_2)/(T_2-t_1))$$



U N A M	YES -ZARAGOZA-
FLUJO A CONTRACORRIENTE	
ELÁB. J. GARCIA	FIG. VI.1.3
REV. J. CANACHO	MAYO 95



U. N. A. M.	FES - ZARAGOZA -
FLUJO PARALELO	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.1.4
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

$$= (\Delta t_2 - \Delta t_1) / (\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)) \quad (\text{VI.1.6})$$

MLDT PARA FLUJO PARALELO

Refiriéndose a la fig. VI.1.4, para el caso en que ambos fluidos fluyen en la misma dirección, la ecuación que resulta es:

$$\Delta t = \text{MLDT} = (T_1 - t_1) - (T_2 - t_2) / \ln(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2) \quad (\text{VI.1.7})$$

RELACION ENTRE EL FLUJO PARALELO Y A CONTRACORRIENTE.

Puede parecer de la forma final de las dos derivaciones para los dos flujos, que hay poca diferencia entre los dos, sin embargo en la práctica se demuestra, que excepto donde el fluido es isotérmico (tal como vapor condensante), hay una desventaja térmica distintiva en el uso de flujo paralelo. La MLDT para las mismas temperaturas de proceso en flujo paralelo es menor que en flujo a contracorriente.

VI.2.- USO PRACTICO No.1**- CALCULO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS CONCENTRICOS-**

VI.2.1.- INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO.

DEFINICIONES. El equipo de transferencia de calor se define por las funciones que desempeña en un proceso. Los intercambiadores recuperan calor entre dos corrientes en un proceso. El vapor y el agua de enfriamiento son servicios y no se consideran en el mismo sentido que las corrientes de proceso recuperables. Los calentadores se usan principalmente para calentar fluidos de proceso, y generalmente se usa vapor con este fin, aún cuando en las refineries de petróleo el aceite caliente recirculando tiene el mismo propósito. Los enfriadores se emplean para enfriar fluidos en un proceso, el agua es el medio enfriador principal. Los condensadores son enfriadores cuyo propósito principal es eliminar calor latente en lugar de calor sensible. Los hervidores tienen el propósito de suplir los requerimientos de calor en los procesos de destilación como calor latente. Los evaporadores se emplean para la concentración de soluciones por evaporación de agua. Si además del agua se vaporiza cualquier otro fluido, la unidad es un vaporizador.

VI.2.2.- INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO.

En el apartado anterior, se usaron aparatos de tubos concéntricos para las derivaciones relacionadas con la transferencia de calor. La imagen industrial de este aparato es el intercambiador de doble tubo, que se muestra en la fig. VI.2.1. Las partes principales son dos juegos de tubos concéntricos, dos tes conectoras, un cabezal de retorno y un codo en U. La tubería interior se soporta en la exterior mediante estoperos y el fluido entra al tubo interior a través de una conexión roscada localizada en la parte externa del intercambiador.

Las tes tienen boquillas o conexiones roscadas que permiten la entrada y salida del fluido del anulo que cruza de una sección a otra a través del cabezal de retorno. La tubería interior se conecta mediante una conexión en U que está generalmente expuesta y que no proporciona superficie de transferencia de calor. Cuando se arregia en dos pasos, como en la fig. mencionada la unidad se llama horquilla.

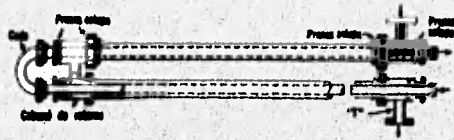
El intercambiador de doble tubo es extremadamente útil, ya que se puede ensamblar en cualquier taller de plomería a partir de partes estándar, proporcionando superficies de transferencia de calor a bajo costo. Los tamaños estándares de tes y cabezales de retorno, se dan en la tabla (VI.2.1).

Los intercambiadores de doble tubo generalmente se ensamblan en longitudes efectivas de 12, 15 ó 20 FT, la long. efectiva es la distancia de cada rama sobre la que ocurre transferencia de calor y excluye la prolongación del tubo interior después de la sección de intercambio. Cuando las horquillas se emplean en longitudes mayores de 20 FT correspondientes a 40 FT lineales efectivos o más de doble tubo, el tubo interior se vence tocando el tubo exterior, por lo que hay una mala distribución del fluido en el ánulo. La principal desventaja en el uso de transferencia de los intercambiadores de doble tubo es la pequeña superficie de calor contenida en una horquilla simple. Cuando se usa con equipo de destilación en un proceso industrial, se requiere un gran número de ellos. Esto requiere considerable espacio, y cada intercambiador de doble tubo introduce no menos de 14 puntos en donde pueden ocurrir fugas. El tiempo y gasto requeridos para desmantelarlos y hacerles limpieza periódica son prohibitivos comparados con otros tipos de equipo. Sin embargo, los intercambiadores de doble tubo encuentran su mayor uso en donde la superficie total de transferencia requerida es pequeña, 100 a 200 FT² o menos.

VI.2.3.- CALCULO DE UN INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO.

Todas las ecuaciones requeridas por este algoritmo se establecerán a medida que se bosqueje la solución de un intercambiador de doble tubo. Los cálculos consisten simplemente en computar h_o y h_i para obtener U_c . Permitiendo una razonable resistencia de obstrucción, se calcula un valor de U_D a partir del cual se puede encontrar la superficie usando la ec. de Fourier $Q = U_D A \Delta t$.

De ordinario, el primer problema es determinar que flujo deberá ponerse en el ánulo y cuál en el tubo interior. Esto se expedita estableciendo los tamaños relativos de áreas de flujo para ambas corrientes. Para iguales caídas de presión permisibles, tanto en las



Intercambiador de doble tubo

U N A M	FES -ZARAGOZA-
INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.2.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

TABLA VI.2.1.- CONEXIONES PARA INTERCAMBIADORES

TUBO EXTERIOR IPS	TUBO INTERIOR IPS
2	1 1/4
2 1/2	1 1/4
3	2
4	3

TABLA VI.2.2.- AREAS DE FLUJO Y DIAMETROS EQUIVALENTES
EN INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO.

INTERCAMBIADOR, IPS	AREA DE FLUJO, PLO ²		ANULO PLO	
	ANULO	TUBO	d_e	d_s
2 X 1 1/4	1.19	1.5	0.915	0.4
2 1/2 X 1 1/4	2.63	1.5	2.02	0.91
3 X 2	2.93	3.39	1.57	0.99
4 X 3	3.14	7.38	1.14	0.93

corrientes calientes como frías, la decisión depende en el arreglo que produzca la velocidad de masa y caída de presión casi iguales. Para los arreglos estándares de tubos dobles, las áreas de flujo se dan en la tabla VI.2.2.

En el algoritmo que se presenta, las temperaturas de flujo caliente y frío se representan por letras mayúsculas y minúsculas, respectivamente.

VI.2.4.- ALGORITMO DE CALCULO.

Ver apartado (VI.4.1.A) diagrama lógico (secuencia de cálculo).

VI.2.5.- NOMENCLATURA.

Las variables involucradas se van definiendo conforme se desarrolla el algoritmo de cálculo.

VI.2.6.- EJEMPLO DE APLICACION:

.....DATOS DE ENTRADA.....

 DATOS DEL FLUIDO CALIENTE.....

TEMPERATURA DE ENTRADA (F).....= 160
 TEMPERATURA DE SALIDA (F).....= 100
 TEMP. PROM. (CALCULADA), T.PROM., (F).....= 130
 CALOR ESPECIFICO A T. PROM. (BTU/LB-F).....= .44
 DENSIDAD A TEMP. PROM. (LB/FT³).....= 54.288
 VISC. A TEMP. PROM. (cP).....= .41
 COND. TERMICA A T. PROM. ().....= .085

 DATOS DEL FLUIDO FRIO.....

TEMPERATURA DE ENTRADA (F), t1.....= 80
 TEMPERATURA DE SALIDA (F), t2.....= 120
 TEMP. PROM. (CALCULADA), T.PROM. (F).....= 100
 CALOR ESP. A T. PROM. (BTU/LB-F).....= .425
 DENSIDAD A TEMP. PROM. (LB/FT³).....= 54.912
 VISCOSIDAD A TEMP. PROM. (cP).....= .5
 COND. TERM. A TEMP. PROM. ().....= .091

 OTROS DATOS DE ENTRADA.....

DIAMETRO INTERIOR DEL TUBO INTERNO (FT)....= .115
 DIAMETRO EXTERIOR DEL TUBO INTERNO (FT)....= .138
 DIAMETRO INTERIOR DEL TUBO EXTERNO (FT)....= .1725
 FACTOR DE OBSTRUCCION TOT. REQ. -Rd.....= .002
 AREA SUPERFICIAL POR PIE DE TUBO.....= .435

RESULTADOS.....

 CALOR TOT. TRANSFERIDO (Q,).....= 166940
 MLDT.....= 28.8539
 LADO DE LOS TUBOS.....
 MASA-VELOCIDAD (LB/HR-FT²).....= 608793.4
 NUM. DE REYNOLDS.....= 57860.53
 COEF. DE PELICULA (hio).....= 204.7119
 LADO DEL ANULO.....
 MASA-VELOCIDAD (LB/HR-FT²).....= 751596.7
 NUM. DE REYNOLDS.....= 58801.35
 COEF. DE PELICULA (ho).....= 333.5559
 RESULTADOS DEL DISEÑO.....
 COEFICIENTE TOT. LIMPIO (Uc).....= 126.8567
 COEFICIENTE TOT. DE DISEÑO (Ud).....= 101.1847
 AREA DE TRANSFERENCIA MINIMA (A, FT²).....= 57.17957
 LONGITUD REQUERIDA (FT).....= 131.4473
 LONGITUD NOMINAL (FT).....= 140
 NORQUILLAS REQUERIDAS, SI SON DE 12 FT.....= .5
 NORQUILLAS REQUERIDAS, SI SON DE 15 FT.....= 4.5
 NORQUILLAS REQUERIDAS, SI SON DE 20 FT.....= 3.5
 AREA REAL ACTUAL (FT).....= 60.9
 COEFICIENTE TOTAL REAL (Udr).....= 95.00327
 FACTOR DE OBSTRUCCION REAL (Rdr).....= 2.64304E-03
 CAIDAS DE PRESION.....
 LADO DE LOS TUBOS.....
 NUMERO DE REYNOLDS.....= 57860.53
 FACTOR DE FRICCION.....= 6.152629E-03

CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 1.678111
LADO DEL ANULO.....
NUMERO DE REYNOLDS.....= 26133.93
FACTOR DE FRICCION.....= 8.270513E-03
CAIDA DE PRESION TOTAL (PSI).....= 11.59216

VI.3.- USO PRACTICO No.2
- CALCULO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA-
(PARTE No.1)

VI.3.1.- METODO DE DISEÑO:

El diseño de un intercambiador de calor tubular envuelve el cálculo de la media de la diferencia de temperaturas corregida, ΔT , disponible para la transferencia de una carga de calor dada.

Para flujo a contracorriente, el cálculo es fácil y directo. Sólo se requiere determinar el valor de la LMTD.

$$\Delta T = \text{LMTD} \quad (\text{VI.3.1})$$

Por otro lado, en unidades de tubos y coraza con dos o más pasos en los tubos, el flujo es una combinación de flujo paralelo y a contracorriente. Esto hace necesario introducir un factor de corrección F:

$$\Delta T = F(\text{LMTD}) \quad (\text{VI.3.2})$$

Aquí, se desarrollará un procedimiento de cálculo para F en diferentes intercambiadores de tubos y coraza. Los envolventes considerados son los tipo E (un paso) J (flujo dividido), y G (flujo separado) con uno y dos pasos en los tubos, de acuerdo con los estándares del TEMA (véase fig. VI.3.1).

Ecuación general:

La expresión general para F puede ser obtenida del balance de energía:

$$Q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1) = UAF(\text{LMTD}) \quad (\text{VI.3.3})$$

Definiendo:

$$P = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \quad (\text{VI.3.4})$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad (\text{VI.3.5})$$

La LMTD a contracorriente expresada en términos de P y R está dada por:

$$\text{LMTD} = (R-1)(t_2-t_1) \ln[(1-P)/(1-PR)] \quad (\text{VI.3.6})$$

LAS NORMAS TEMA

La asociación TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) ha establecido la nomenclatura para intercambiadores de calor que actualmente es de uso casi universal.

Dividiendo el intercambiador en tres partes; cabezal anterior, envolvente y cabezal posterior, cada una de estas partes típicas se designa por una letra según la tabla y tres letras juntas designan el tipo de intercambiador.

FRONT END STATIONARY HEAD TYPES		SHELL TYPES	REAR END HEAD TYPES
A	 AND REMOVABLE COVER	E	L
B	 BONNET (INTEGRAL COVER)	F	M
C	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE SHEET AND REMOVABLE COVER	G	N
N	 CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE SHEET AND REMOVABLE COVER	H	P
D	 SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE	J	S
		K	T
		X	U
			W

FIG. VI.3.1

Sustituyendo la ec. VI.3.6 en la VI.3.3 y simplificando:

$$F = \ln[(1-P)/(1-PR)] / (R-1) \ln(FI) \quad (\text{VI.3.7})$$

Donde $\ln(FI) = UA/wc$ es el número de unidades de transferencia (NTU).

La expresión anterior es válida sólo para $R \neq 1$. Cuando $R=1$, los rangos de temperatura de ambos fluidos es la misma. En este caso, F puede ser expresado como:

$$F = P / (1-P) \ln(FI) \quad (\text{VI.3.8})$$

Para resolver la ec. VI.3.8 el valor de (FI) es necesario. Este depende del patrón de flujo de la coraza.

Algunas ecuaciones han sido publicadas con el NTU implícito. Algunas las más simples, son explícitas y fáciles de resolver. Otras son implícitas. Las siguientes formulaciones son bien conocidas:

1.- Contracorriente:

$$\ln(FI) = (1/(R-1)) \ln((1-P)/(1-PR)) \quad (\text{VI.3.9})$$

2.- Un paso en la coraza (coraza TEMA E):

$$\ln(FI) = PR \ln(PR2/PR3) \quad (\text{VI.3.10})$$

Donde:

$$PR1 = 1 / \sqrt{R^2 + 1}$$

$$PR2 = 2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})$$

$$PR3 = 2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})$$

3.- Coraza de flujo dividido (coraza TEMA J), un paso en los tubos: para $R > 0.5$

$$F = - ((R1/R2)/(R3/R4)) \quad (\text{VI.3.11})$$

Donde:

$$R1 = 2R - 1$$

$$R2 = 2R + 1$$

$$R3 = 2R + FI^{(R-0.5)}$$

$$R4 = 2R - FI^{(R-0.5)}$$

Para $R = 0.5$:

$$P = 1 - ((1 - FI^{-1}) / (2 + \ln FI)) \quad (VI.3.12)$$

4.- Flujo dividido (coraza TEMA J), dos pasos en los tubos:

$$LDA = (4R^2 + 0.5R)^{1/2}$$

$$FI1 = LDA (FIR^{LDA} + 1) / (FIR^{LDA} - 1)$$

$$FI2 = (FIR^{(1+LDA)/2}) / (FIR^{LDA} - 1)$$

$$FI3 = 1 + ((LDA FIR^{(LDA-1)/2}) / (FIR^{LDA} - 1))$$

$$P = 2 / (1 + 2R(1 + FI1 - 2LDA(FI2 / (1 + FI1))FI3)) \quad (VI.3.13)$$

5.- Flujo separado (coraza TEMA G), dos pasos en los tubos.

Para $R \neq 0.5$:

$$F1 = (2R + 1)/4 ; F2 = -(2R - 3)/4$$

Donde:

$$P = 1 - (P1 / (P2 + P3)) \quad (VI.3.14)$$

Donde:

$$P1 = (2R - 1)(4R(RFI^{F1} + 1) + FI^{-F1})$$

$$P2 = (2R + 1)(2RFI^{F1} - FI^{F2})$$

$$P3 = 2R(2R - 1)(2 - (FI^{F1} + FI^{-F1}))$$

Para $R = 0.5$:

$$P = 1 - (P4 / (P5 + P6)) \quad (VI.3.15)$$

Donde:

$$P4 = FI^{1/2} + FI^{-1/2} + 2$$

$$P5 = FI^{1/2} (3 + 2 \ln FI)$$

$$P6 = -FI^{-1/2} + 2$$

Las ecs. VI.3.11 a VI.3.15 pueden ser representadas en forma genérica por:

$$P = P(R, FI) \quad (VI.3.16)$$

VI.3.2.- ALGORITMO DE CALCULO.

Ver apartado (VI.4.1.A) diagrama lógico (secuencia de cálculo), el cual se basa en el siguiente procedimiento:

La solución consiste en encontrar el valor de NTU (ln FI) tal que se cumpla la ec. VI.3.7 o VI.3.8, para contracorriente, ecs. VI.3.7-VI.3.9:

$$F=1 \quad (\text{VI.3.17})$$

esto es obvio para corazas a contracorriente.

Substituyendo la ec. VI.3.10 en la VI.3.7:

$$F=PR4/((R-1) \ln (PR2/PR3)) \quad (\text{VI.3.18})$$

Donde:

$$PR4 = (R^2+1)^{1/2} \ln ((1-P)/(1-PR))$$

PR2 y PR3 están definidos para la ec. VI.3.10.

Hasta aquí, sólo casos simples de F han sido resueltos. Los casos siguientes, sin embargo, son implícitos en FI. Estos son flujo dividido con uno y dos pasos en los tubos, y flujo separado con dos pasos en los tubos.

Para aquellas ec. que están implícitas en FI, el método de Newton-Raphson es el utilizado:

$$FI_{i+1} = FI_i - f(FI) / f'(FI) \quad (\text{VI.3.19})$$

Valor inicial de FI.

Elegir el valor inicial de FI es fácil. Con excepción del flujo a contracorriente, F es siempre <1. El punto de inicio obvio entonces, es cuando F=1. La ecuación VI.3.7 se hace:

$$FI(1) = ((1-P)/(1-PR))^{1/(R-1)} \quad (\text{VI.3.20})$$

Esta ec. sólo depende de P y de R, los cuales son determinados por las ecs. VI.3.4 y VI.3.5.

La ec. VI.3.20 es válida para $R \neq 1$, de la ec. VI.3.8, cuando $R=1$:

$$FI(1) = \exp(P/(1-P)) \quad (\text{VI.3.21})$$

La ecs. IV.3.11-VI.3.15 dependen exclusivamente de P,R y FI. Ambos P y R son constantes para un grupo dado de temperaturas de operación. Por lo tanto, hay sólo un parámetro desconocido. La función puede ser establecida mediante sustracción de P de ambos lados de las ecs. VI.3.11 a VI.3.15. La función general es entonces, con referencia a la ec. VI.3.16:

$$f(FI)=P(R,FI)-P \quad (VI.3.22)$$

A continuación, la derivada de la función definida por la ec. VI.3.19 debe encontrarse. Aunque las primeras derivadas de las ecs. VI.3.11-VI.3.15 pueden ser desarrolladas, estas son complicadas, requiriendo cuidado en su manejo y aplicación. Una alternativa es emplear un método numérico adecuado para calcular la derivada en términos de la función original. El método seleccionado es el de Modnew.

De acuerdo a éste método, la derivada es evaluada por:

$$f'(FI) = (f(FI+\Delta FI) - f(FI)) / \Delta FI \quad (VI.3.23)$$

La fórmula de iteración es entonces:

$$FI_{i+1} = FI_i (\Delta FI / (DFI \cdot FI_i)) \quad (VI.3.24)$$

Donde:

$$DFI = f(FI_i + \Delta FI) / f(FI_i)$$

Aquí el valor de ΔFI se establece como $1 \cdot 10^{-4}$.

El criterio de convergencia se basa en el valor absoluto de la función y es seleccionada como:

$$|f(FI)_i| <= 1 \cdot 10^{-06}$$

El valor del factor F se determina siguiendo el sig. procedimiento:

- 1.- Calcular P y R con las ecs. VI.3.4 y VI.3.5.
- 2.- Calcular el valor inicial de FI usando las ecs. VI.3.20 o VI.3.21.

Cuando el intercambiador de calor es de un paso en la coraza a contracorriente, encontrar FI con la ec. VI.3.9 e ir al punto 7.

- 3.- Calcular $f(FI)$ con la ec. VI.3.23.
- 4.- Checar el criterio de convergencia usando la ec. VI.3.25. Si el criterio es satisfecho, ir al punto 7.
- 5.- Estimar $f'(FI)$ con la ec. VI.3.23.
- 6.- Calcular un nuevo FI con ec. VI.3.24.
- 7.- Calcular F .

RESTRICCIONES

El procedimiento es apropiado para calcular los valores de F que no implican grandes temperaturas de cruce ($t_2 > T_2$), y por lo tanto, intercambiadores en serie, para los cuales F es siempre < 0.8 .

VI.3.3.- NOMENCLATURA.

EN TEXTO	EN DIAGRAMA	DESCRIPCION
	LOGICO	
A	ATT	Area de transferencia de calor
C	CPC	Cap. calorifica del fluido caliente, BTU/Lb-°F
c	CPF	Cap. calorifica del fluido frio, BTU/Lb-°F
F	F	Fact. de corrección de la dif. de temperaturas.
LMTD	MLDT	Media logarítmica de la dif. de temperaturas °F.
NTU	-----	Número de unidades de transferencia, UA/wc ó $\ln FI$.
P	P	Eficiencia de temperaturas, adimensional.
Q	Q	Carga de calor, BTU/HR
R	R	Relación adimensional.
T_1, T_2	TC_1, TC_2	Temps. de entrada y salida del fluido caliente, °F
t_1, t_2	TF_1, TF_2	Temps. de entrada y salida del fluido frio, °F
ΔT	DTC	Media de la dif. de tempa. corregida, °F
U	-----	Coef. de transf. de calor total, BTU/HR-FT ² -°F

EN TEXTO	EN DIAG. LOGICO	DESCRIPCION
W	----	Flujo masico del fluido caliente, LB/HR
w	----	Flujo másico del fluido frío, LB/HR
LDA	----	Parámetro en la ec. (VI.3.13)
FI	----	Exponencial de NTU. $FI = e^{UA/wc}$

VI.4.- USO PRACTICO No.2
CALCULO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA
(PARTE No.2)

VI.4.1.- ECUACIONES DE TRABAJO.

VI.4.1.1.- INTERCAMBIADORES DE CALOR 1-2 (TEMA E)

La derivación de la diferencia de temperatura en un intercambiador 1-2 (ec. VI.3.18) esta basada en las suposiciones siguientes:

- La temperatura del fluido en la coraza está a una temperatura isotérmica promedio en cualquier sección transversal.

- El área de calentamiento en cada paso es igual.
- El coeficiente total de transferencia de calor es constante.
- La razón de flujo de cada uno de los fluidos es constante.
- El calor específico de cada fluido es constante.
- No hay cambios de fase de evaporización o condensación en parte alguna del intercambiador.
- Las pérdidas de calor son despreciables.

Cuando un intercambiador tiene un paso en la coraza y cuatro, seis, ocho, o más pasos pares en los tubos, tal como un intercambiador 1-4, 1-6 y 1-8, se puede demostrar que los valores de $-F-$ para intercambiadores 1-2 y 1-8 son menores al 2 % y esto en los casos extremos, ya que en general son considerablemente menores. Es por lo mismo costumbre describir cualquier intercambiador que tenga un paso en la coraza y dos o más números pares de pasos en los tubos en flujo paralelo -contracorriente como un intercambiador 1-2 y usar valores de $-F-$ obtenidos de la ec. (VI.3.18). La razón de que $-F-$ sea menor que 1.0 se debe naturalmente al hecho de que el paso de los tubos en paralelo con el fluido de la coraza, no contribuye de manera efectiva a la diferencia de temperatura como sucede con el flujo a contracorriente.

De forma general no es aconsejable o práctico usar un intercambiador 1-2 cuando el factor de corrección $-F-$ calculado, sea menor de 0.75. En lugar de él, se requiere algún otro arreglo que asemeje más al flujo contracorriente.

VI.4.1.1.1.- CAIDA DE PRESION LADO DE LA CORAZA

La caída de presión a través de la coraza de intercambiador de calor es proporcional al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores. También es proporcional a la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza. La ecuación isotérmica para la caída de presión para fluidos que se calientan o enfrían y que incluye las pérdidas de entrada y salida es:

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= f G s^2 D_s (N+1) / 2g \rho D_e \phi s \\ &= f G s^2 D_s (N+1) / 5.22 \times 10^{10} D_e s; \text{ lb/ft}^4\end{aligned}\quad (VI.4.1)$$

VI.4.1.1.2.- CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS.

La caída de presión total del lado de los tubos ΔP_T será:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

Donde:

$$\Delta P_t = (f G t^2 L_n) / (5.22 \times 10^{10} D_e s \phi t) \quad (VI.4.2)$$

$$\Delta P_r = (4n/s)(V^2/2g); \text{ lb/ft}^2 \quad (VI.4.3)$$

ΔP_r es una caída de presión adicional, llamada pérdida de regreso y se consideran cuatro cabezas de velocidad por paso como pérdida, ΔP_t es la pérdida de presión por fricción para fluidos que se calientan o enfrían en tubos.

VI.4.1.1.3.- MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA.

La velocidad lineal y de masa del fluido cambian continuamente a través del haz de tubos, ya que el ancho de la coraza y el No. de tubos varía de cero en la parte superior y en el fondo a un máximo en el centro de la coraza. La longitud del área de flujo se tomó igual al espaciado de los deflectores -B-. El paso de los tubos es la suma del diámetro del tubo y el claro C'. Si el diámetro interior de la coraza se divide por el paso del tubo, se obtiene un No. ficticio, pero no necesariamente entero de tubos que debe suponerse existen en el centro de la coraza. Para cada tubo o fracción se considera que hay $C' \cdot \pi \text{ ln}^2$ de área transversal

de flujo por pulgada de espacio de deflector. El área transversal de flujo para el lado de la coraza A_s está dada por:

$$A_s = (DI \cdot C' B) / (P_r \cdot 144) \quad (VI.4.4)$$

$$= ft^2$$

Y la masa velocidad es:

$$G_s = W / A_s \quad (VI.4.5)$$

$$= lb / (hr \cdot ft^2)$$

VI.4.1.1.4.- DIAMETRO EQUIVALENTE DE LA CORAZA.

El diámetro equivalente para la coraza se toma entonces, como cuatro veces el radio hidráulico obtenido por el arreglo dispuesto en el cabezal de tubos. Refiriendonos a la fig. (VI.4.1) donde el achurado cubre el área libre, para arreglo en cuadro:

$$D_e = (4 \cdot \text{área libre}) / (\text{per. húmedo}) \quad (VI.4.6)$$

$$= ft$$

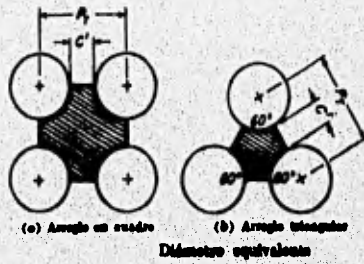
O bien:

$$d_e = 4 (P_r^2 - \pi d_o^2 / 4) / \pi d_o \quad (VI.4.7)$$

$$= in$$

Donde P_r es el espaciado de los tubos, d_o es el diámetro exterior del tubo, ambos en pulgadas. Para el arreglo en triángulo mostrado también en la fig. (VI.4.1) el perímetro húmedo del elemento corresponde a medio tubo.

$$d_e = (4 \cdot (0.5P_r (0.86P_r - 0.5 \pi d_o^2 / 4))) / 0.5 \pi d_o \quad (VI.4.8)$$



U N A M	FES -ZARAGOZA-
DIAMETRO EQUIVALENTE	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

VI.4.1.2.- INTERCAMBIADORES DE CALOR CON FLUJO DIVIDIDO (TEMA J), DOS PASOS EN LOS TUBOS.

Algunas veces no es posible cumplir con los requerimientos de caída de presión en intercambiadores 1-2 ó 2-4. Puede suceder cuando (1) la diferencia verdadera de temperatura U_n es muy grande, siendo indicado entonces un intercambiador pequeño para la cantidad de calor que debe transferirse, (2) uno de los flujos tiene un rango de temperatura demasiado pequeño comparado con el otro, o (3) se dispone de una caída de presión pequeña. En los gases y vapores lo último es lo más crítico debido a la baja densidad del gas o vapor. En los líquidos se encuentra un excelente ejemplo de (2) en el "quenching" del acero, donde es costumbre enfriar un gran volumen de aceite. También es característico de ciertas operaciones de temperatura casi constante, tales como la eliminación de calor de reacciones exotérmicas, por recirculación continua de los fluidos reaccionantes a través de un enfriador externo 1-2.

La imposibilidad para cumplir con la caída de presión disponible mediante los métodos convencionales en un intercambiador 1-2, deberá tomarse como indicación de que el flujo del fluido y no la transferencia de calor, es el factor controlante. Reducir la longitud de los tubos y aumentar el diámetro de la coraza es un medio de reducir la caída de presión, pero se dispone de otras medidas. Localizando la boquilla de entrada a la coraza en el centro de ésta en lugar de al final, y usando dos boquillas de salida, la caída de presión, en la coraza será un octavo de la encontrada en un intercambiador convencional 1-2 del mismo diámetro. La reducción es debido a que la masa velocidad y la longitud de la trayectoria en la coraza se reduce a la mitad. Este tipo de flujo se conoce como flujo dividido.

Las relaciones de temperatura en un intercambiador de flujo dividido no están en verdadera contracorriente o idénticos con un intercambiador 1-2, son discontinuas en el punto medio de la coraza.

Las relaciones a utilizar son básicamente las que se presentaron para cambiadores de calor 1-2, estas se mencionarán conforme se vayan requiriendo en el procedimiento de

cálculo que se presenta en la sección (VI.4.1.A), o bien se establecerán explícitamente en el mismo.

Se hace notar que, para un cambiador con flujo dividido, la masa velocidad en el lado de la coraza esta dado por:

$$G_s = 1/2 (W / A_s) \quad (VI.4.9)$$

VI.4.1.3.- INTERCAMBIADORES DE CALOR CON FLUJO DIVIDIDO (TEMA G), DOS PASOS EN LOS TUBOS.

Los condensadores se clasifican mejor por lo que pasa dentro de ellos que por los procesos o servicios que prestan. A menudo, además de la condensación, pueden también desobrecalentar el vapor o subenfriar los condensados, de manera que no se necesita otra unidad para recuperar el calor sensible. Una clasificación conveniente en la cual cada clase es indicativa de diferentes modificaciones en el cálculo, es la siguiente:

- 1.- Vapores simples (el vapor de un compuesto simple o una mezcla de punto de ebullición constante).
 - a.- Vapor saturado: condensación parcial o total fuera de los tubos.
 - b.- Vapor sobrecalentado: desobrecalentamiento y condensación fuera de los tubos.
 - c.- Vapor saturado: condensación y subenfriamiento fuera de los tubos.
 - d.- Condensación dentro de tubos: desobrecalentamiento, condensación, subenfriamiento.
- 2.- Mezcla de vapores: Aplicación de la regla de las fases.
 - a.- Mezclas binarias.
 - b.- Mezcla de vapor con amplios rangos de condensación.
 - c.- Mezclas de vapor que forman condensados inmiscibles.
 - d.- Vapores simples o vapores con gases no condensables.
 - e.- Mezclas de vapor y gases no condensables que forman condensados inmiscibles.

Para los casos 1a hasta 1d la mayoría de los condensadores son modificaciones de intercambiadores 1-2 y pueden referirse como condensadores 1-2. El uso de un intercambiador 1-2 como condensador requiere usualmente modificaciones en la entrada para que el vapor no esté sujeto a caídas de presión considerables al entrar en la coraza.

Aún cuando la condensación reduce el volúmen del vapor, aquella ocurre a presión constante excepto por la caída de presión debida a la fricción entre la entrada y la salida. En un condensador horizontal que uso deflectores segmentados convencionales, es imperativo que se arreglen para flujo de lado a lado y no flujos de arriba a abajo. Esto involucra la rotación del haz de tubos 90° antes de atornillar el carrete a la brida de la coraza. Si no se arregla el flujo de lado a lado, se originarán lagunas de condensado entre cada par de deflectores cuyas áreas muertas están en la parte superior de la coraza impidiendo el paso de vapor.

VI.4.1.3.1.- CAIDA DE PRESION PERMISIBLE PARA UN VAPOR CONDENSANTE.

En las suposiciones originales de Nusselt se consideró al coeficiente de condensación independiente de la velocidad del vapor a través del haz de tubos del condensador y dependiente unicamente de G' o G'' , las cargas en libras de condensado por hora por pie lineal. Es costumbre, para obtener una buena distribución de vapor, manejar el vapor a través del haz tan rápidamente como las consideraciones de caída de presión lo permitan, espaciando los deflectores según esto.

En la condensación de un vapor puro saturado, el vapor entra al condensador a su temperatura de saturación y lo deja como líquido. La caída de presión es obviamente menor que la que resultaría de calcularla para un gas a la gravedad específica del vapor de entrada y mayor que la que se computaría usando la gravedad específica del condensado a la salida. La velocidad masa del vapor de entrada y del líquido que sale son, sin embargo, las mismas. En ausencia de correlaciones más extensivas se obtienen buenos resultados usando para la masa velocidad el peso total del flujo y la gravedad específica promedio entre la entrada y la

salida. Este método puede simplificarse más todavía como sucede en la condensación de vapor de agua, tomando la mitad de la caída de presión convencional computada enteramente de las condiciones de entrada. Esto es, para condensación en la coraza.

$$\Delta P_s = 0.5 ((fG_s^2 D_s (N+1)) / (5.22 \cdot 10^{10} D_e s)) \quad (\text{VI.4.10})$$

Donde s es la gravedad específica del vapor. Para condensación en tubos:

$$\Delta P_t = 0.5 ((fG_t^2 L_t) / (5.22 \cdot 10^{10} D_e s)) \quad (\text{VI.4.11})$$

Donde s es la gravedad específica para el vapor. No necesitan considerarse pérdidas por contracción o expansión.

Cuando las circunstancias hacen difícil cumplir con la caída de presión disponible a través de un condensador 1-2, se puede obtener una caída de presión más baja mediante un condensador de doble flujo o de flujo dividido. Este condensador consiste de un haz de tubos convencional con un deflector longitudinal removible y placas transversales de soporte, así como de pequeños deflectores para inducir un flujo de lado a lado tanto del vapor como del condensado. La placa de soporte, además de soportar todos los tubos, sirve también para dividir el flujo. Para prevenir que los condensados y el vapor de la parte superior de la coraza pasen entre el deflector longitudinal y el diámetro interior de la coraza, es costumbre dotar al condensador con tiras selladoras que fuerzan al vapor y al condensado a desplazarse a lo largo de las mitades del condensador de flujo dividido.

VI.4.2.- ALGORITMO DE CALCULO

Vease apartado (VI.4.1.A).

VI.4.3. - NOMENCLATURA.

EN TEXTO	DESCRIPCION
ΔP_s	Caída de presión lado de la coraza (lb/ft ²)
f	Factor de fricción (ft ² /in ²)
G_s	Masa velocidad, lb (hr - ft ²)
N	Número de deflectores en la coraza.
ρ	Densidad (lb / ft ³)
D_e	Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión (ft).
ϕ_s	Relación $(M/M_w)^{0.14}$ lado de la coraza.
$\Delta P_T, \Delta P_r, \Delta P_{Pr}$	Caída de presión total, de los tubos y de regreso(ver unidades)
G_t	Masa velocidad lado de los tubos (lb / hr-ft ²)
L	Longitud del tubo, (ft).
n	Número de pasos en los tubos.
s	Gravedad específica, adimensional.
V	Velocidad (ft / seg).
A_s	Area transversal de flujo (ft ²).
D_I	Diámetro inferior (in)
B	Espaciado de los deflectores (in)
C'	Espaciado entre los tubos (in).
P_r	Paso en los tubos (in)
W	Flujo del fluido caliente (lb / hr)
d_o	Diámetro exterior del tubo (in)
d_e	Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión (in)
G''	Carga de condensado para tubos horizontales (lb / hr-ft)
G'	Carga de condensado para tubos verticales (lb / hr-ft)

VI.4.4.- EJEMPLO DE APLICACION:

.....DATOS DE ENTRADA.....

 DATOS DEL FLUIDO CALIENTE...

TEMPERATURA DE ENTRADA (F).....= 160
 TEMPERATURA DE SALIDA (F).....= 100
 TEMP. PROM. (CALCULADA,F).....= 130

DATOS DEL FLUIDO FRIO....

TEMP. DE ENTRADA (F),t1.....= 80
 TEMPERATURA DE SALIDA (F),t2.....= 120
 TEMP. PROMEDIO (CALCULADA,F).....= 100

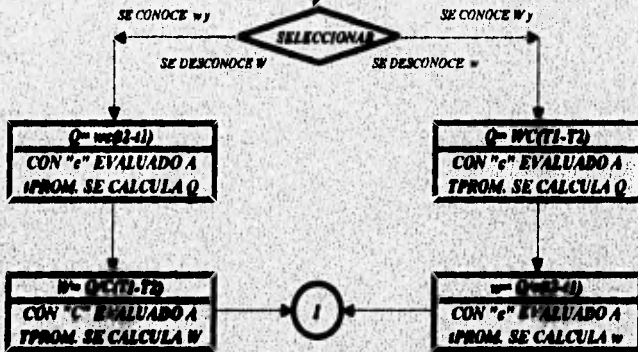
.....RESULTADOS.....

.....RESULTADOS GENERALES.....

 CALOR TOTAL TRANSFERIDO (,).....= 179155.7
 MLDT.....= 28.8539
 FACTOR DE CORRECCION -F-.....= .8682207
 MLDT CORREGIDA POR -F-.....= 25.05156
 FLUJO DEL FLUIDO FRIO (LB/HR).....= 10538.57
 FLUJO DEL FLUIDO CALIENTE (LB/HR).....= 6786.201

VI.4.1.A.- DIAGRAMA LOGICO (SECUENCIA DE CALCULO)

CONDICIONES DE PROCESO REQUERIDAS	
FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO
T_1 : TEMP CALIENTE (°F) O ENTRADA T_2 : TEMP FRÍA (°F) O SALIDA C : CALOR ESPECIFICO: BTU/LB·°F S O RHO : GRAV. ESP. O DENS \Rightarrow LB/FT ³ MUC : VISCOSIDAD \Rightarrow CP K : COND. TERMICA DEL FLUIDO: BTU/IN·FT ² (°F/FT) AP : CAIDA DE PRESION: LB/IN ² R_{do} & R_{di} : FACTOR DE OBSTRUCCIÓN EXTERNO/INTERNO: $(\mu)(FT)(°F)/BTU$ W : FLUJO MASICO, LB/HR	t_1 : TEMP. FRÍA & ENTRADA (°F) t_2 : TEMP. CALIENTE & SALIDA (°F) c : CALOR ESPECIFICO: BTU/LB·°F IDEM w : FLUJO MASICO, LB/HR
LOS DIAMETROS DE LA TUBERIA DEBEN DARSE O SUPONERSE	

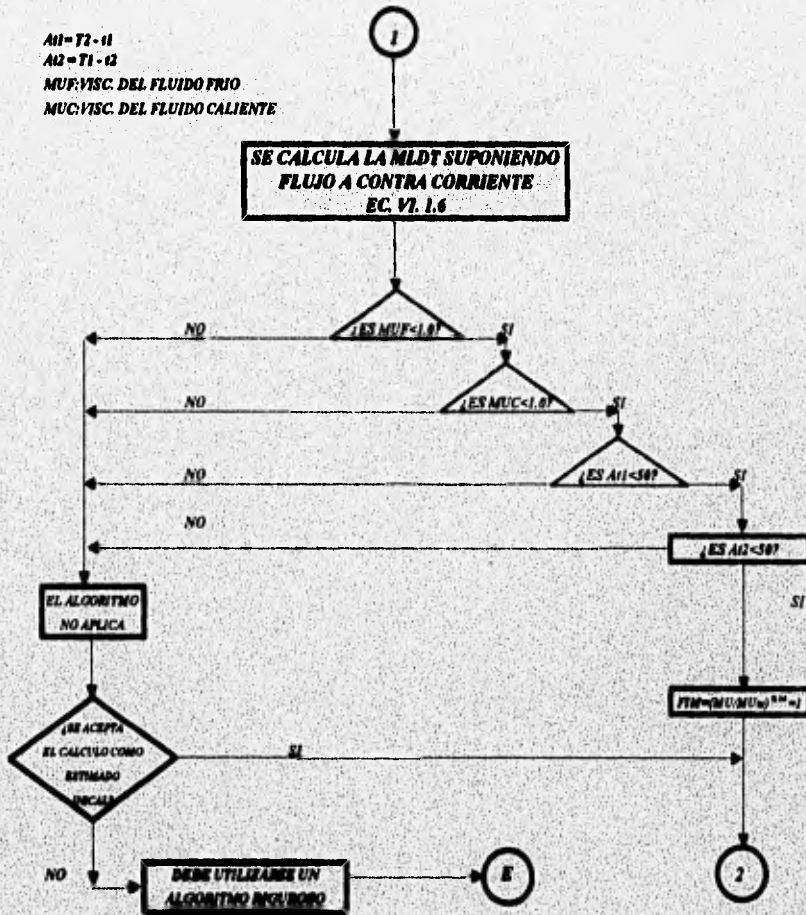


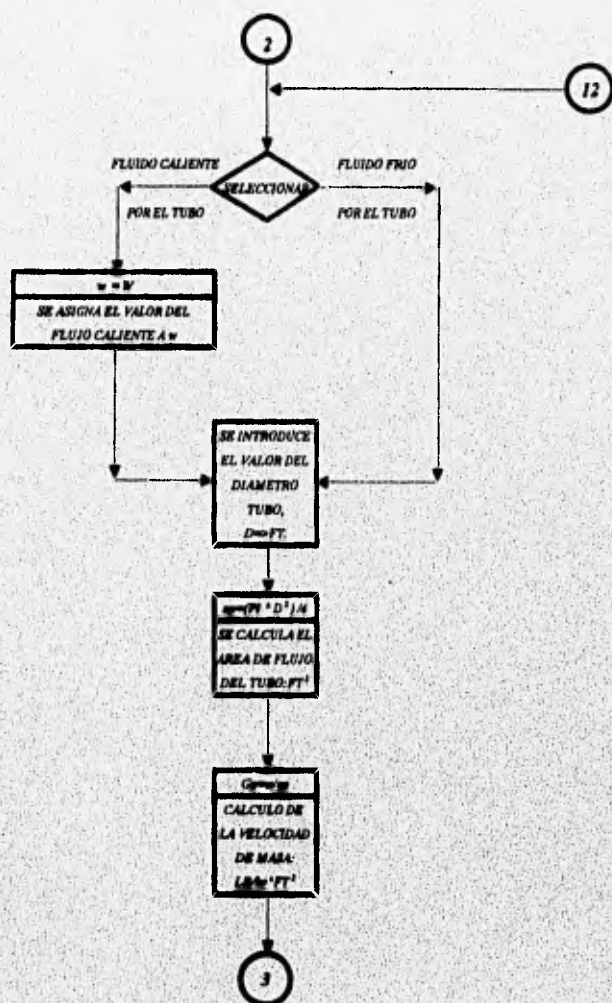
$A11 = T2 - t1$

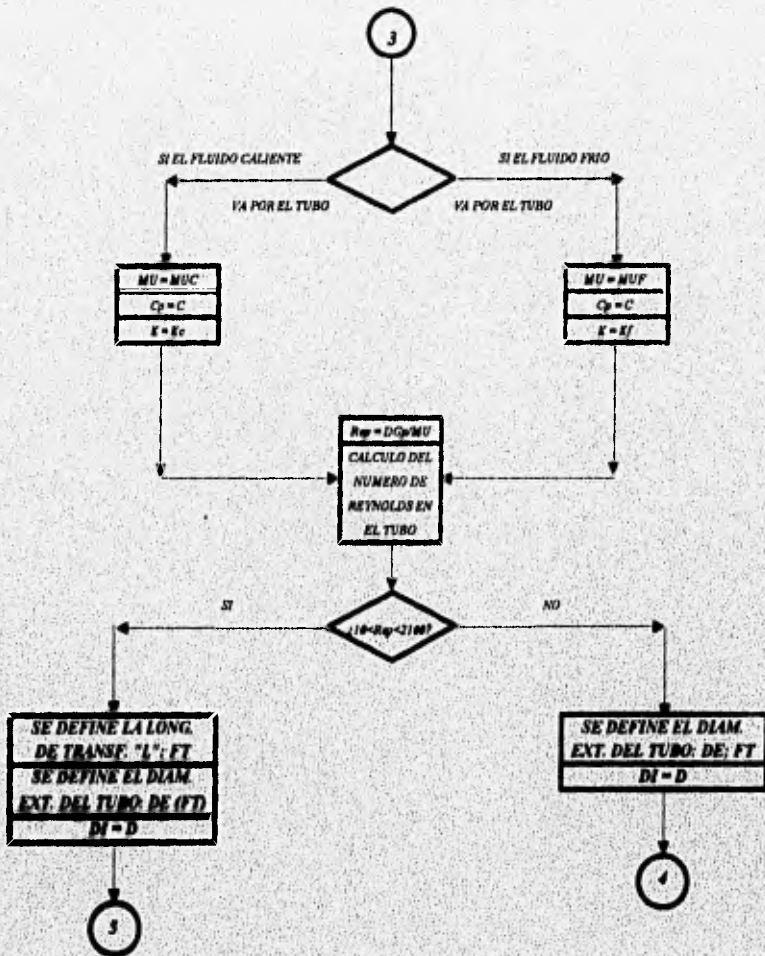
$A12 = T1 - t2$

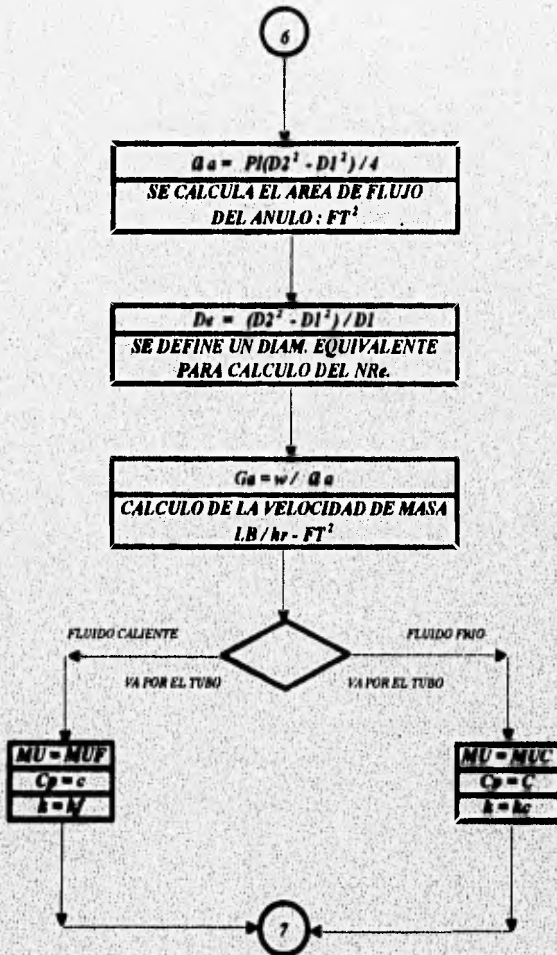
MUF : VISC. DEL FLUIDO FRIO

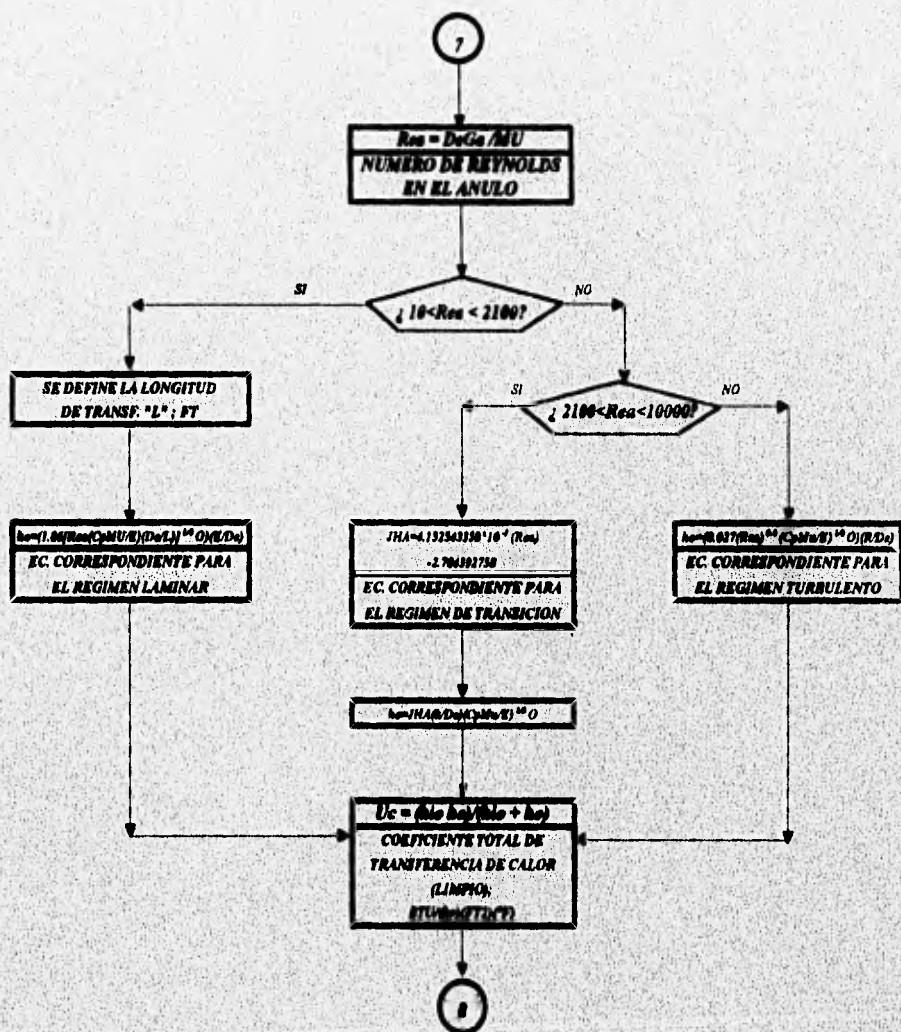
MUC : VISC. DEL FLUIDO CALIENTE

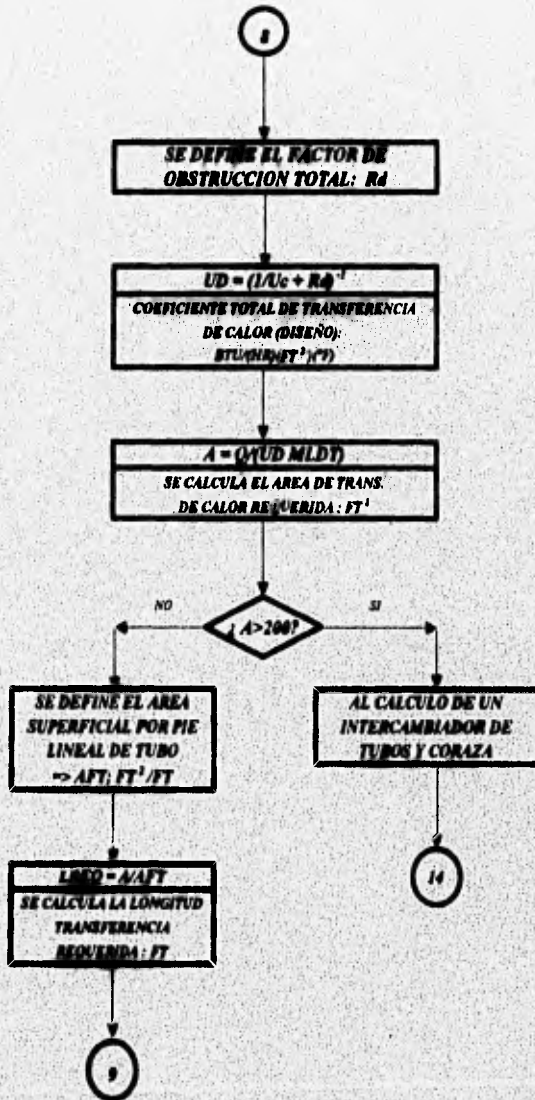


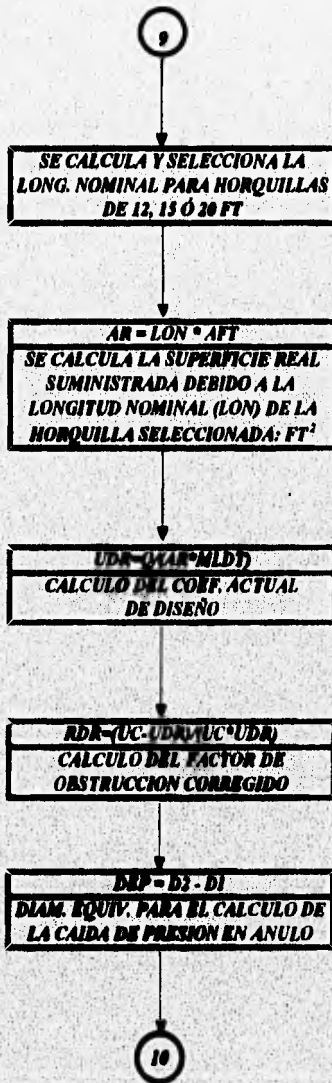


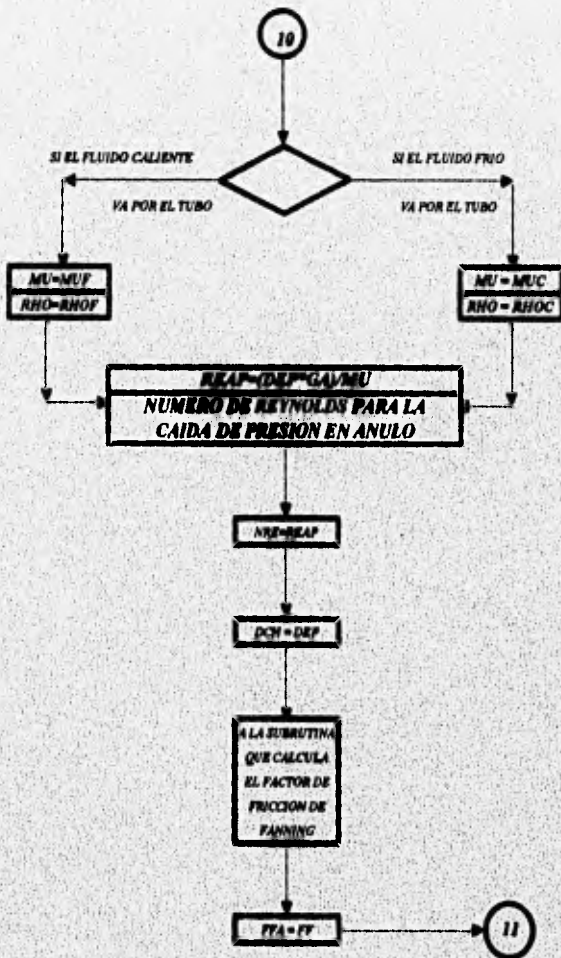


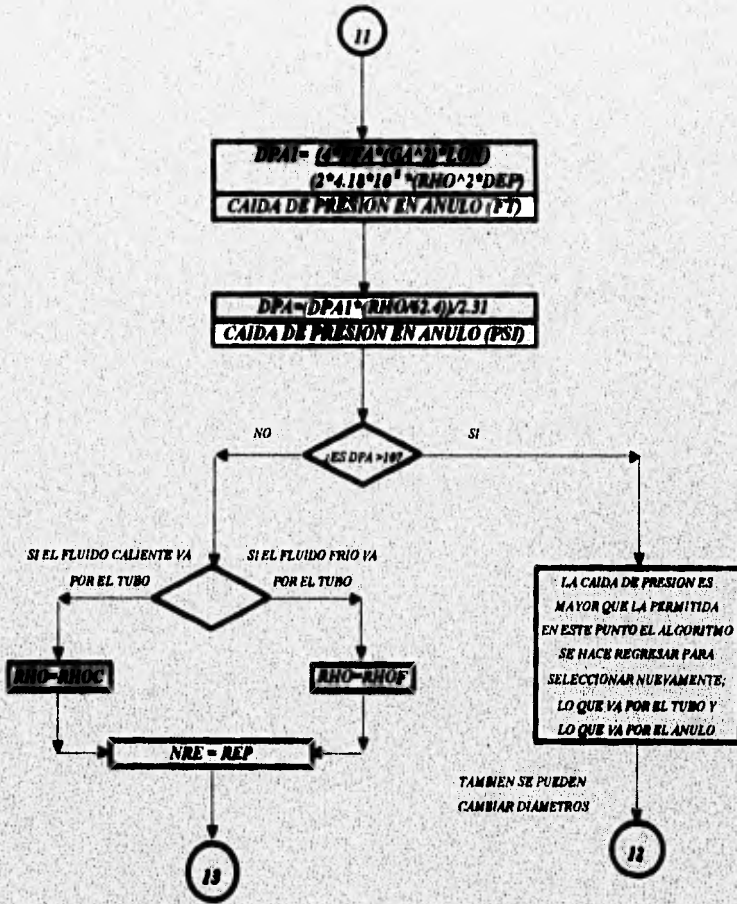


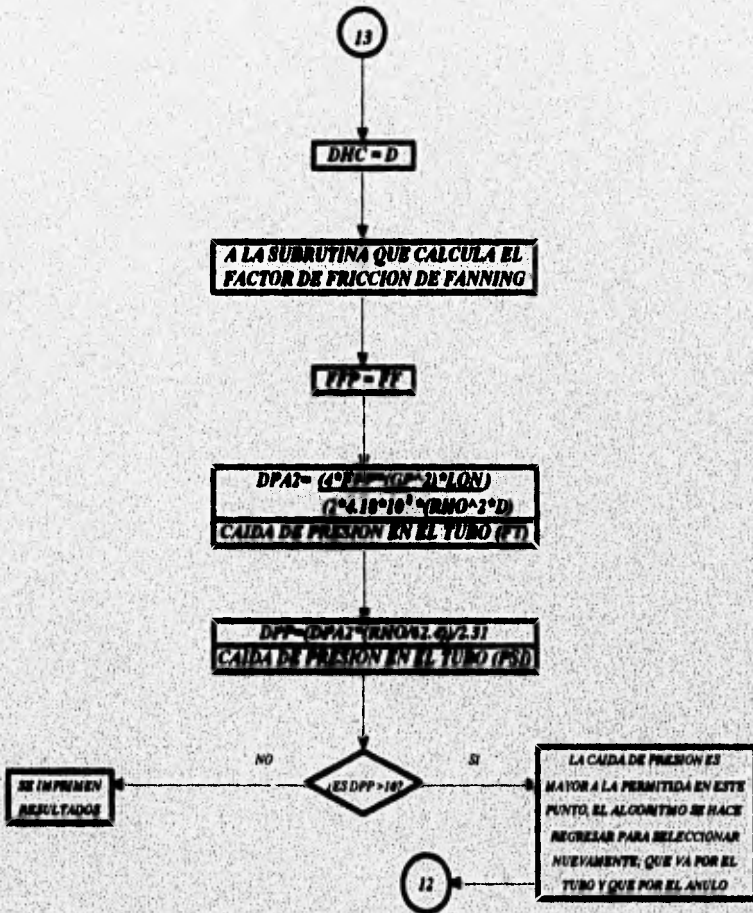


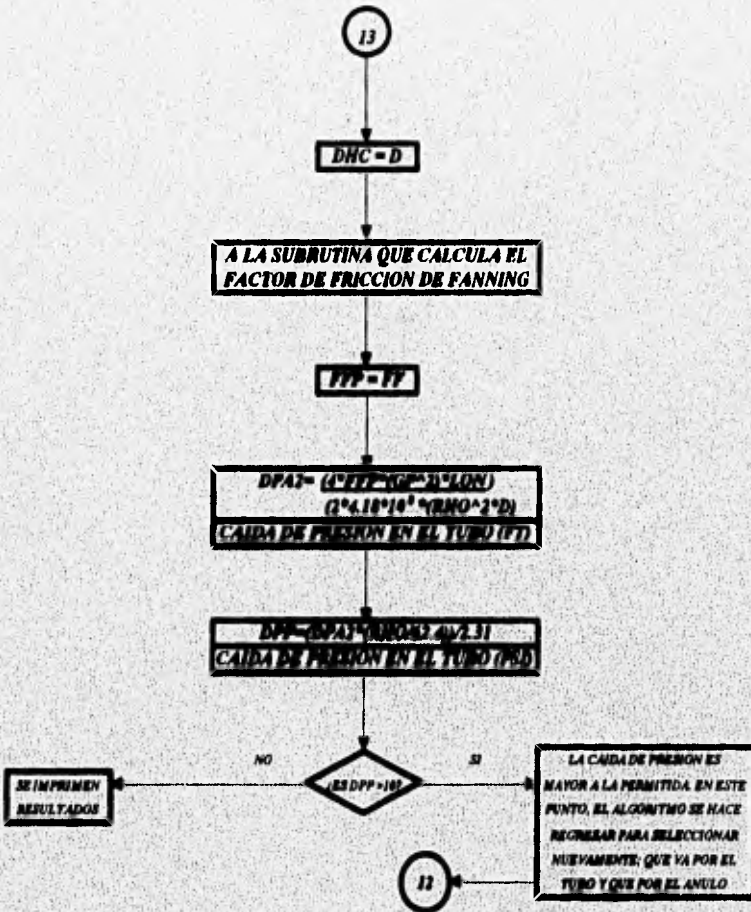


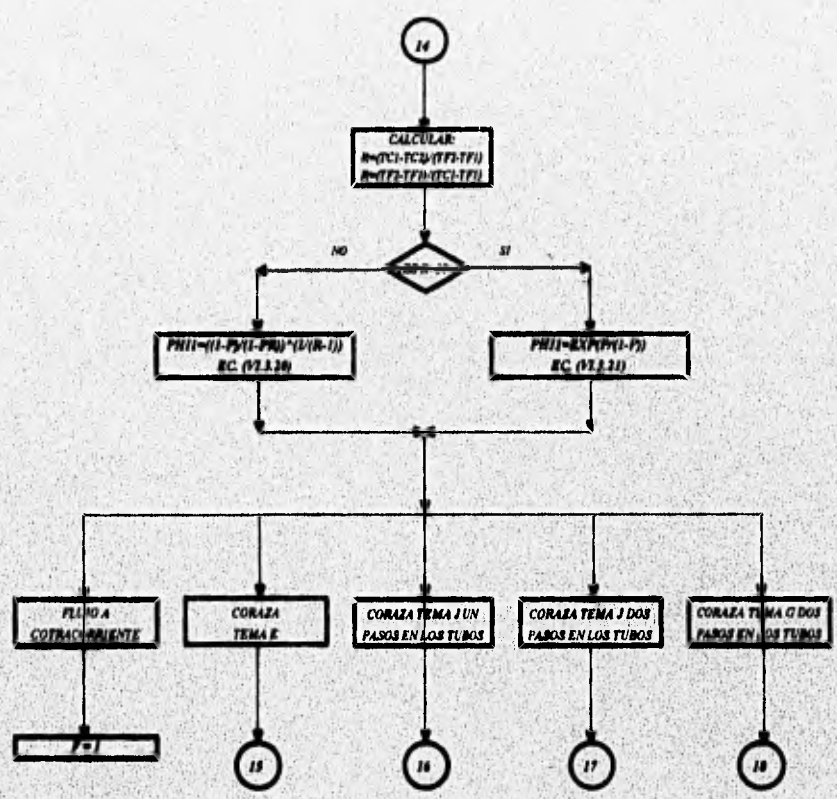


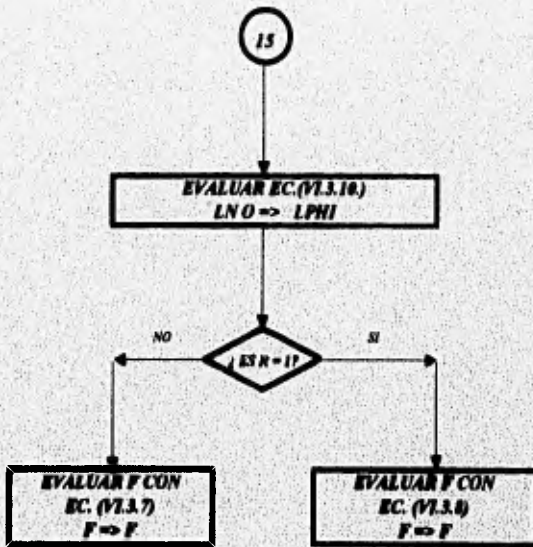


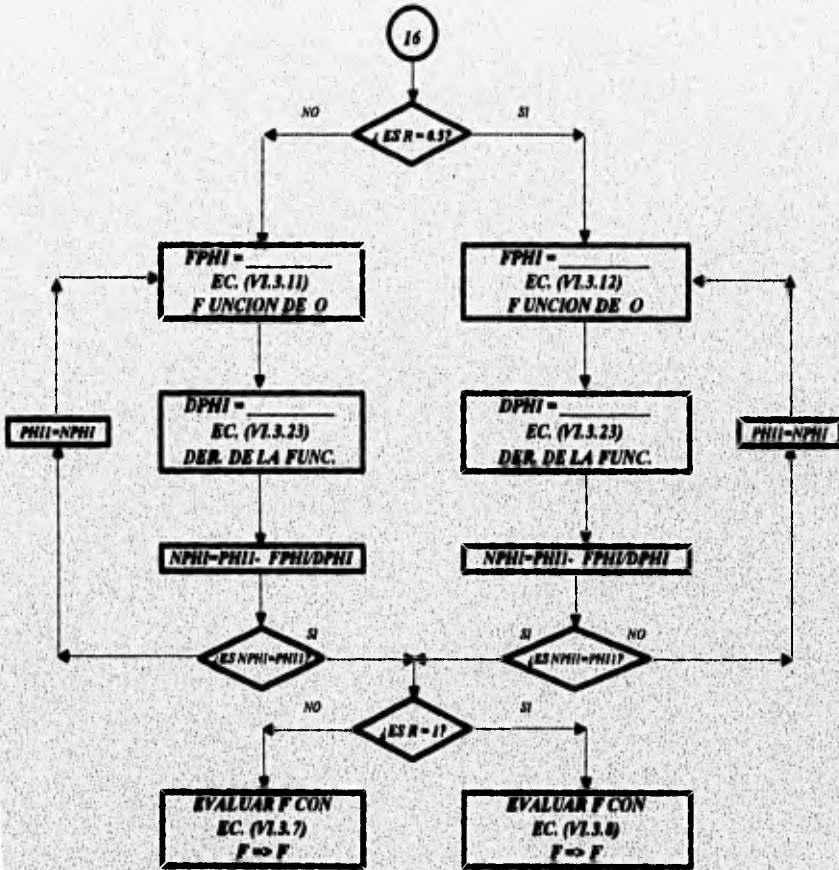


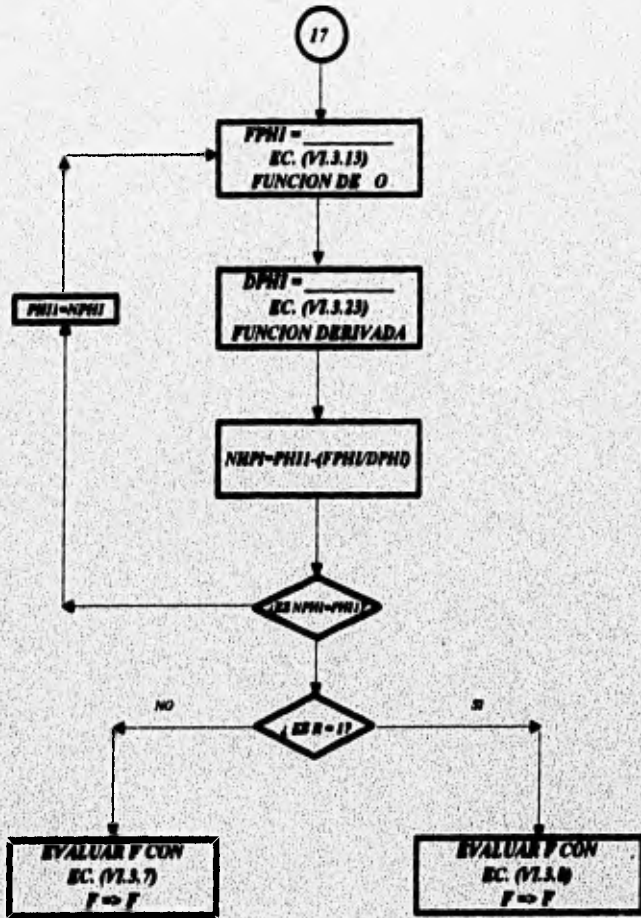


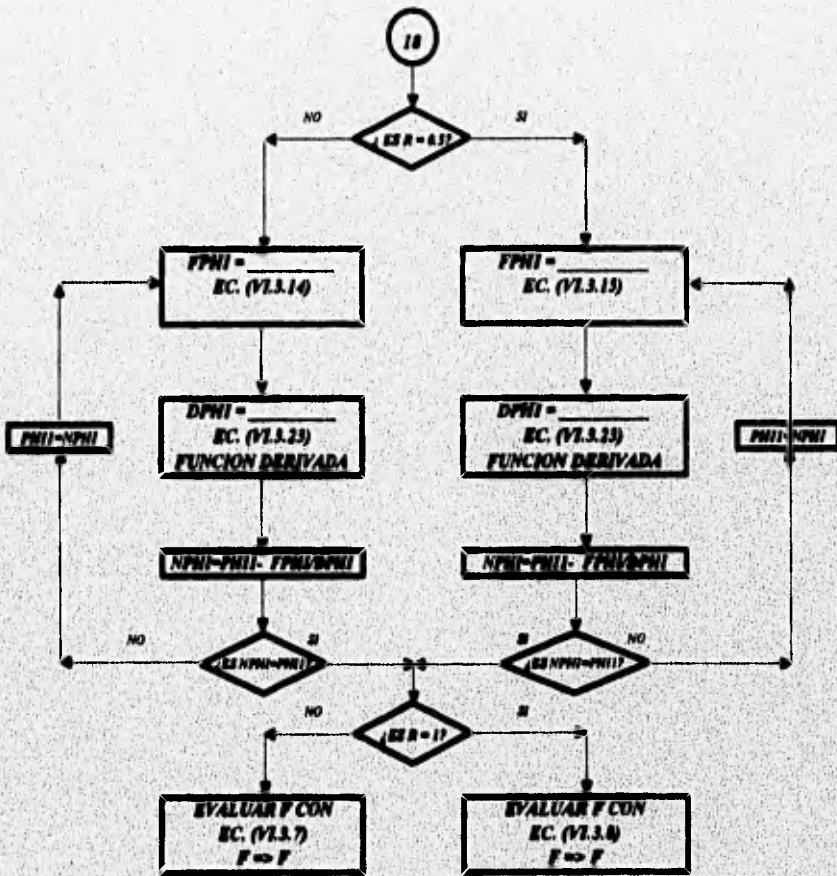


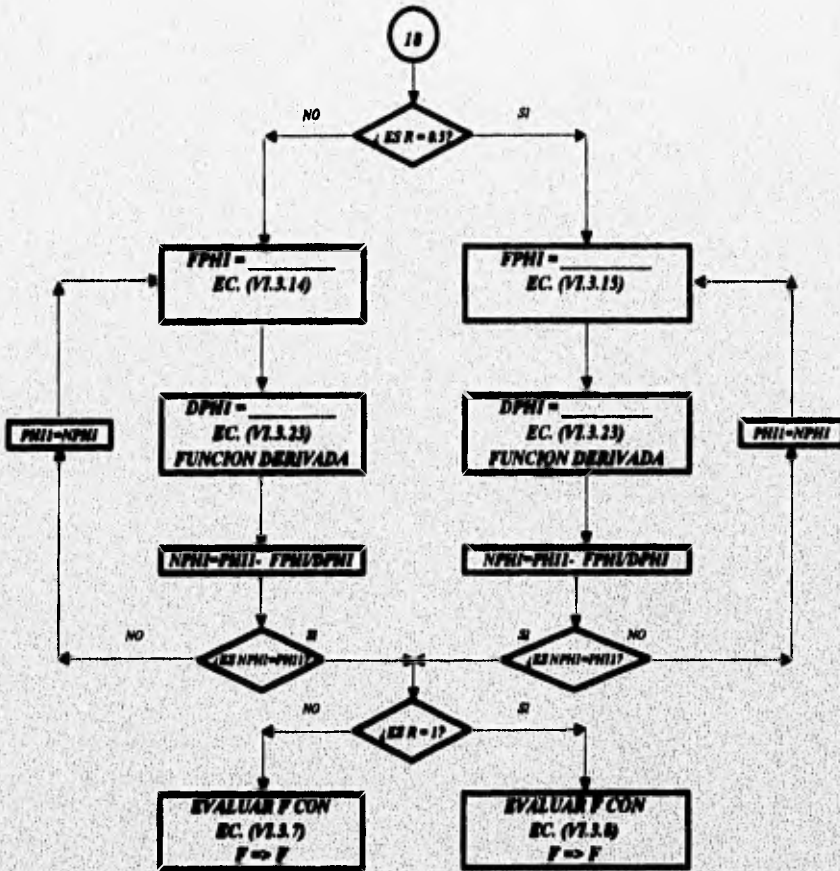


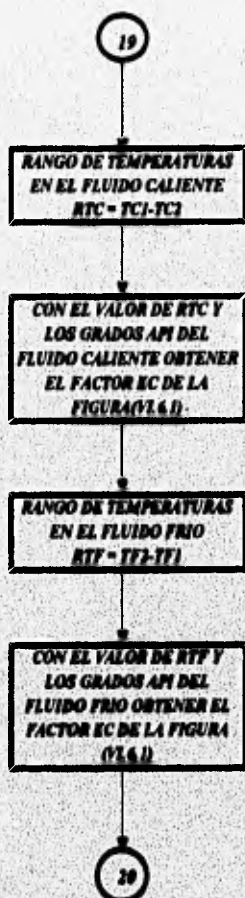


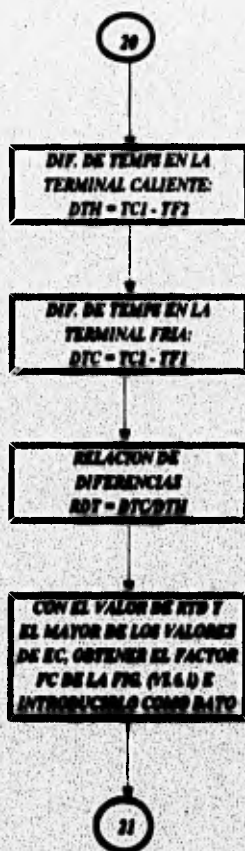


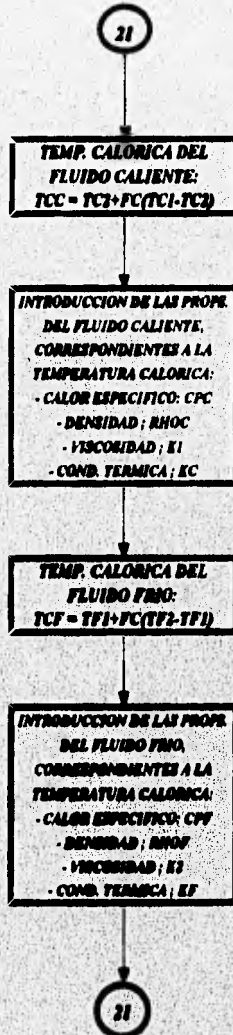


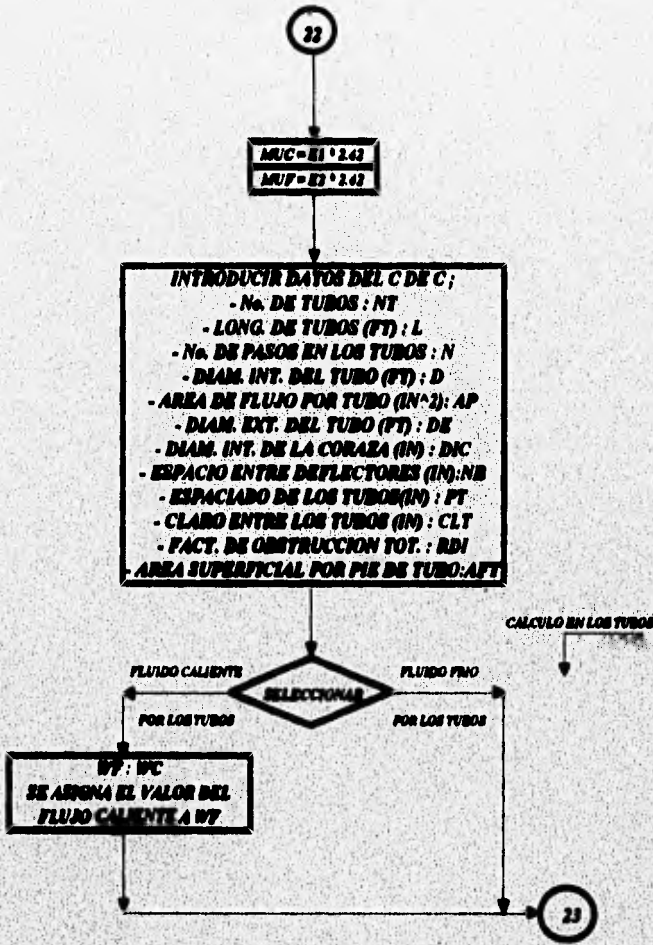


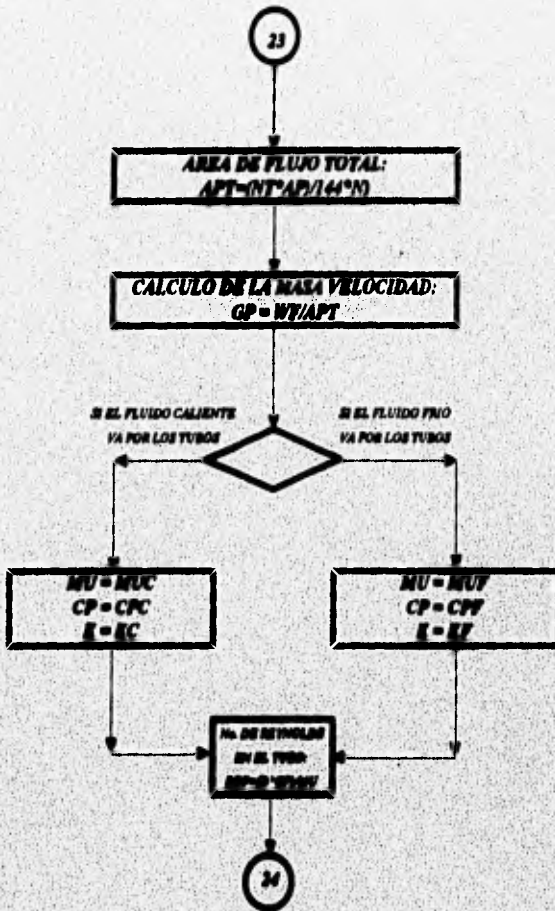


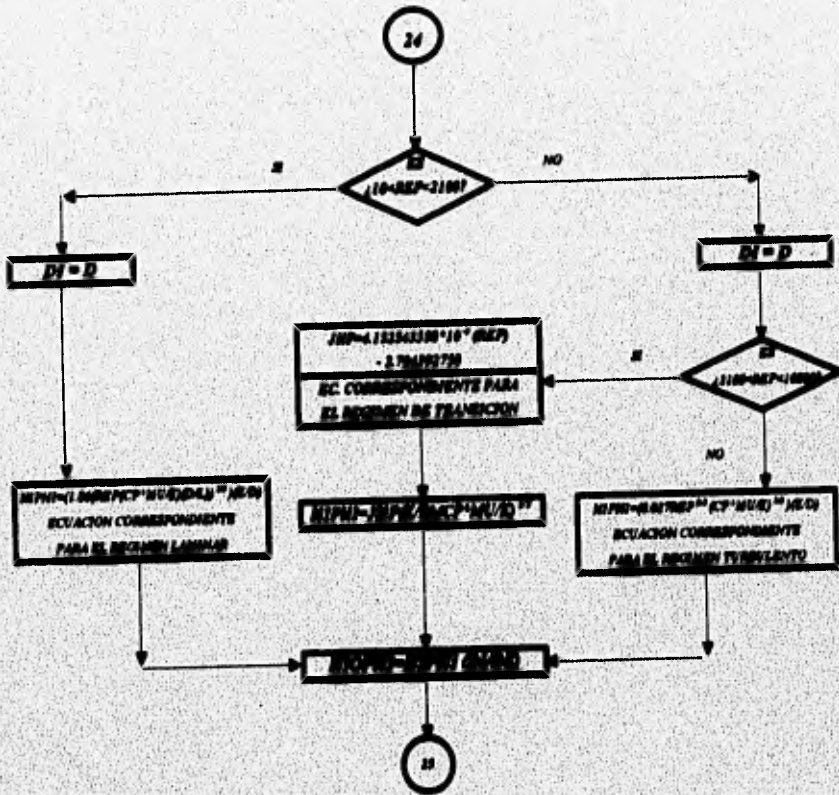


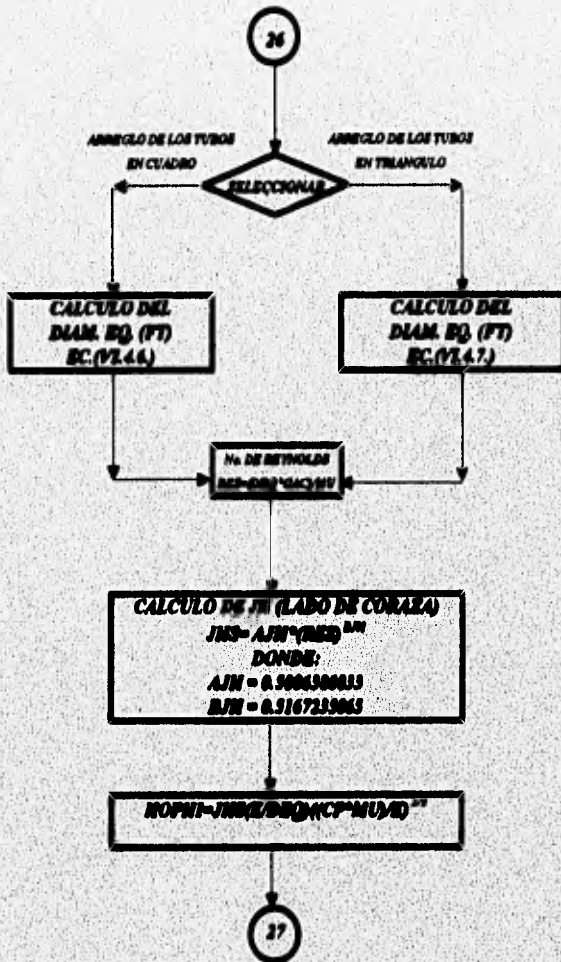


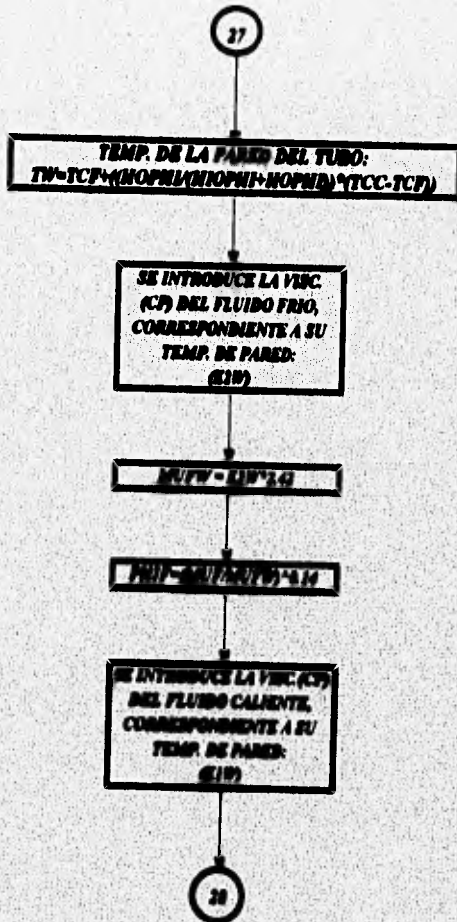


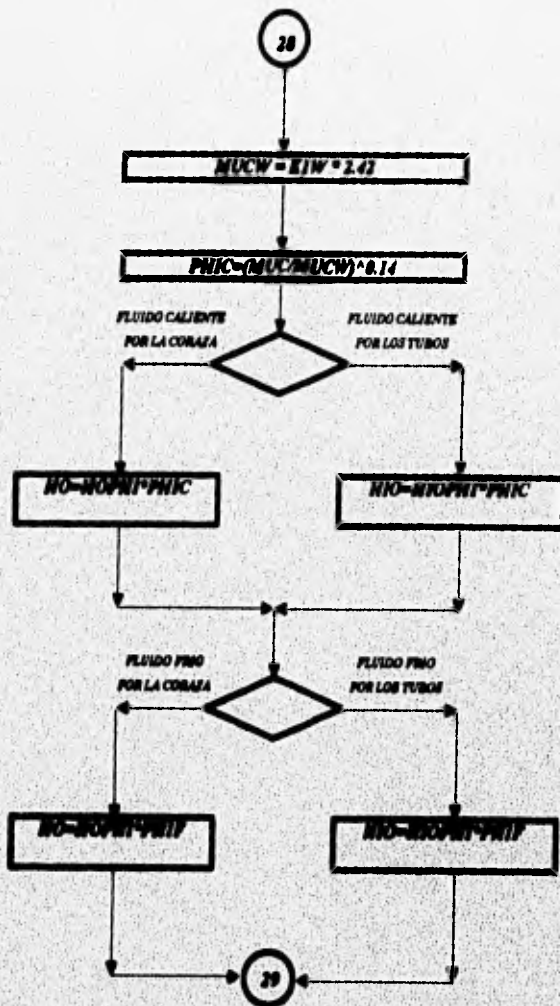


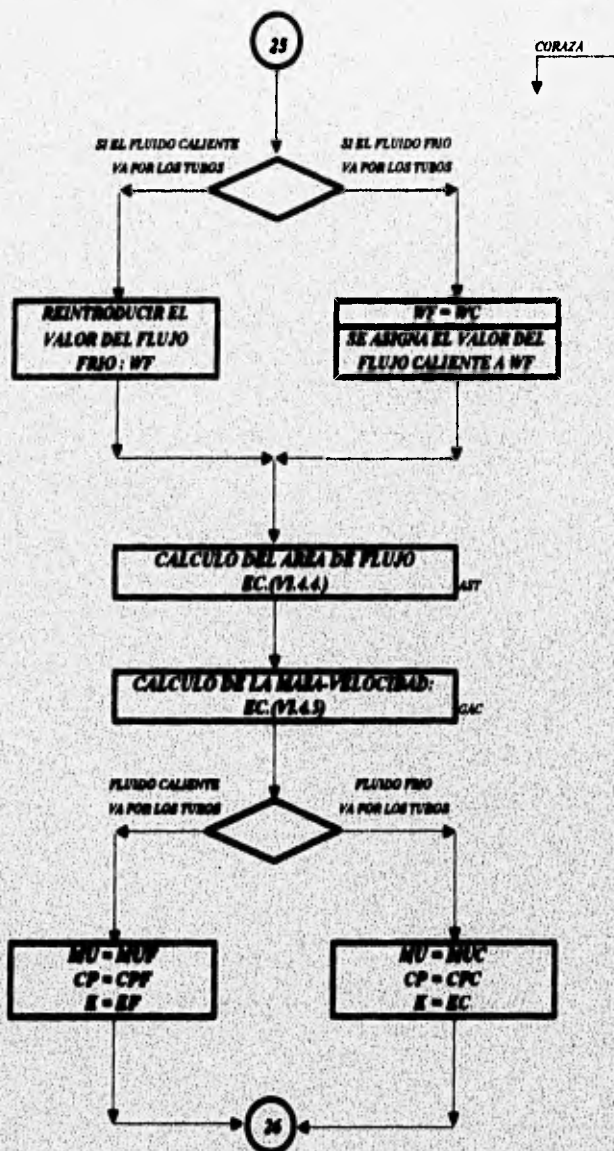


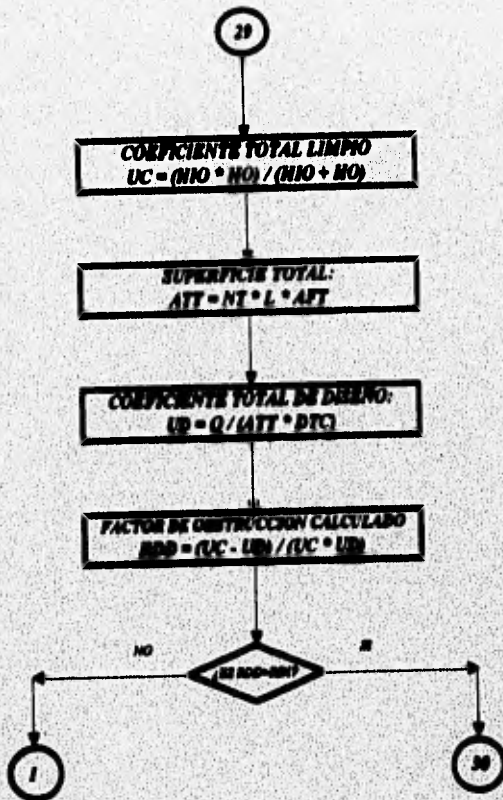


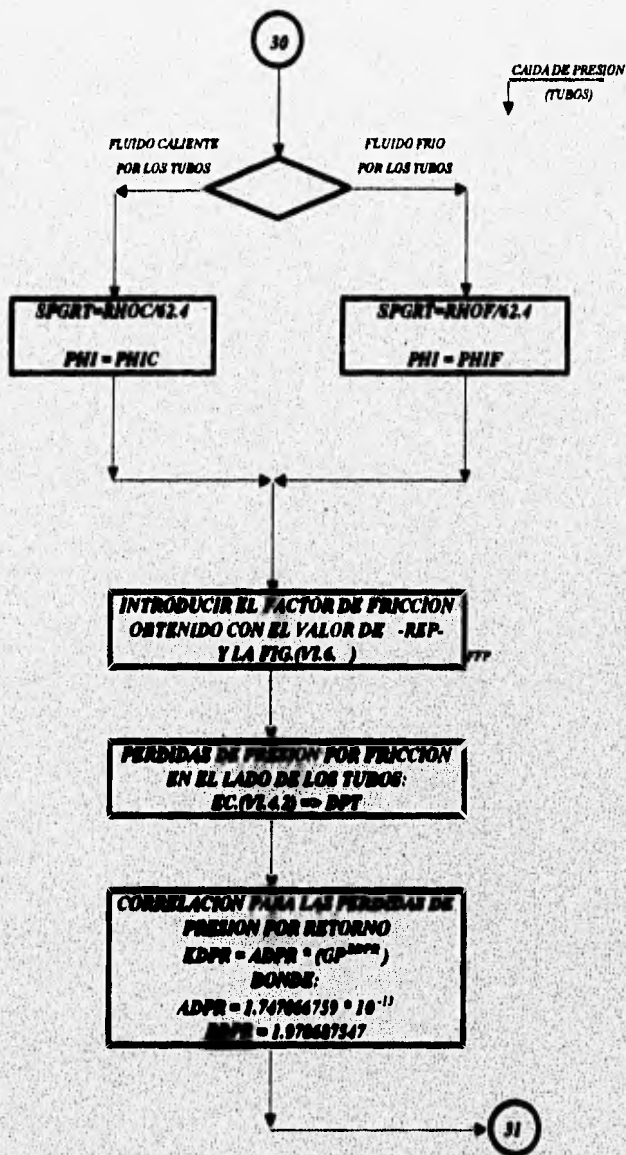


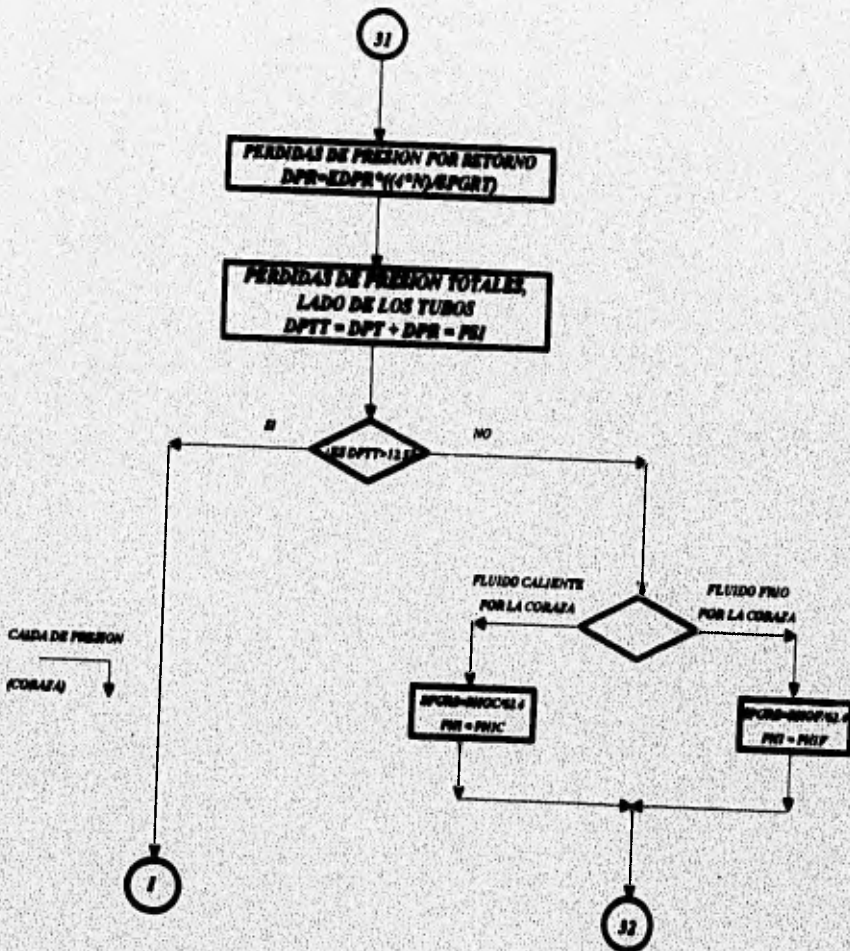


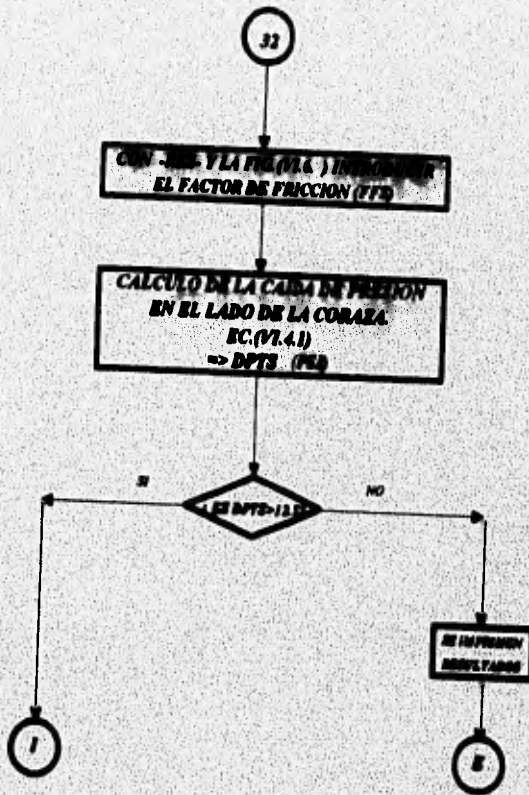




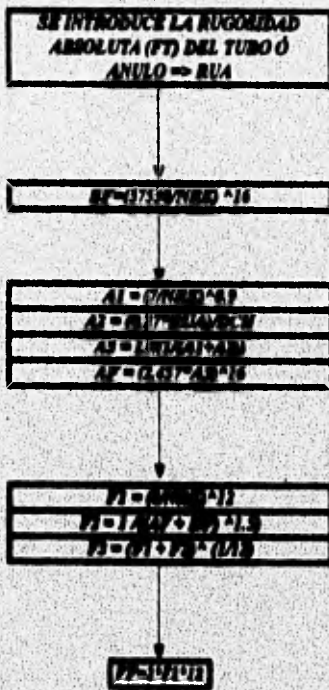




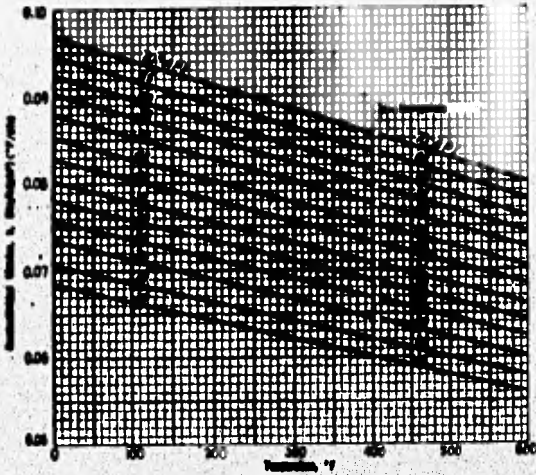




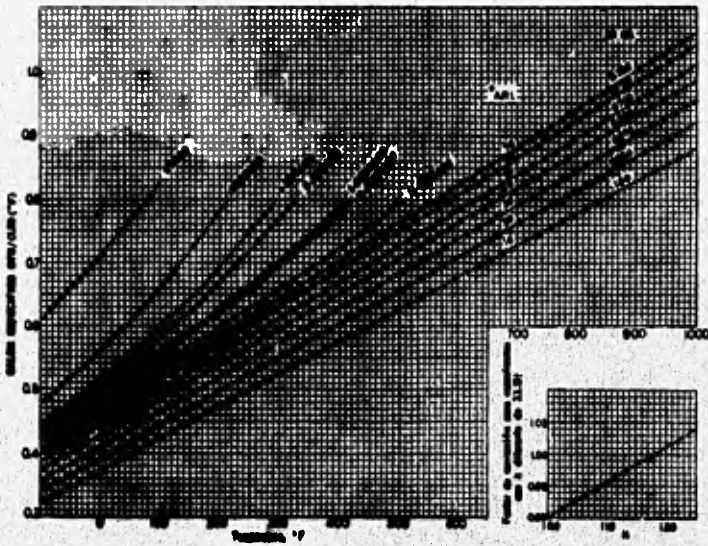
**SUBROUTINA PARA EL CALCULO DEL
FACTOR DE FRICCION DE FANNING**



* SE CALCULA PARA CUALQUIER REGIMEN
POR EL METODO DE CHURCHIL

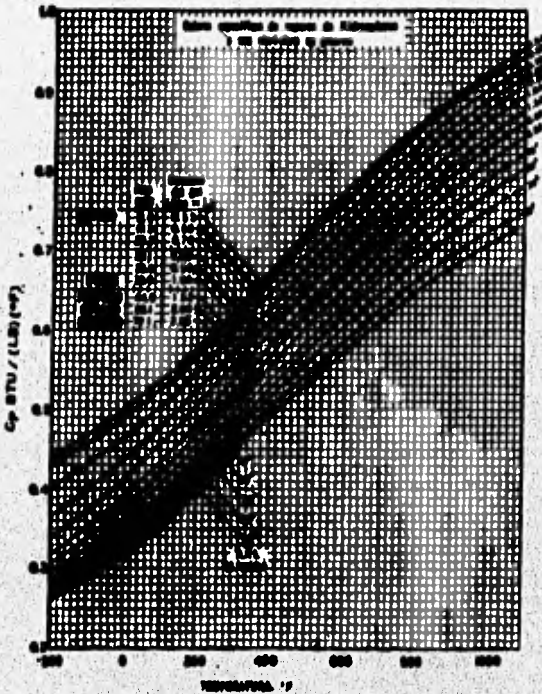


U N A M	FES -ZARAGOZA-
CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.4
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



Calores específicos de hidrocarburos líquidos.

U N A M	V E S - Z A R A G O Z A -
CALORES ESPECÍFICOS DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.7
REV. J. CANACHO	MAYO 95



Calores específicos de vapores de hidrocarburos a 1 atm.

U N A M	FES -ZARAGOZA-
CALORES ESPECIFICOS DE VAPORES DE HIDROCARBUROS A 1 ATM.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.8
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



Gravedades específicas de hidrocarburos

UNAM	FES -ZARAGOZA-
GRAVEDADES ESPECIFICAS DE HIDROCARBUROS	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.10
REV. J. CANACHO	MAYO 95

VISCOSIDADES DE FRACCIONES DE PETROLEO
Para rangos de temperatura empleados en el texto
las Coordenadas deberán usarse con la

	X	Y
70°API gasolina natural	14.4	6.4
60°API gasolina	14.0	10.3
40°API hervido	11.0	10.0
35°API destilado	10.0	20.0
34°API crudo continental	10.0	21.0
20°API gas-oil	10.0	20.0

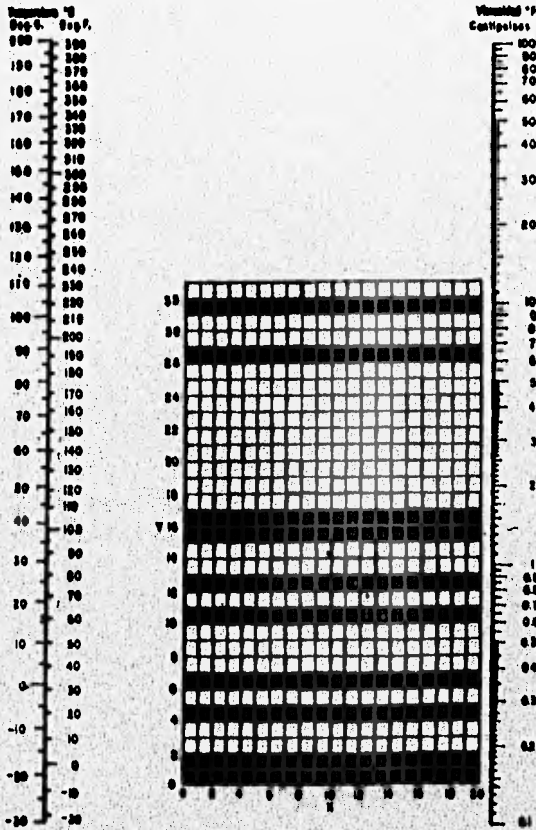
VISCOSIDADES DE ACEITES ANIMALES Y VEGETALES*

	Acido No.	Grav. Esp. 20/4°C	X	Y
Almendra	2.55	0.9188	6.0	26.2
Coco	0.01	0.9099	6.0	26.0
Hígado de bacalao		0.9138	7.7	27.7
Algodón	14.24	0.9167	7.0	26.0
Lardo	3.30	0.9138	7.0	26.3
Lámana	3.42	0.9297	6.8	27.3
Mentaza		0.9237	7.0	26.5
Acetate de manitas	13.85	0.9158	6.5	26.0
Olive		0.9158	6.6	26.3
Acetate de palma	9.0	0.9190	7.0	26.9
Peulla, crudo	1.26	0.9997	8.1	27.9
Nebe	0.34	0.9114	7.0	26.0
Sardina	0.87	0.9084	7.7	27.3
Soya	9.80	0.9030	6.3	27.3
Lagrima	0.50	0.9099	7.7	26.9
Glaxina	3.76	0.9097	7.8	27.0
Balsamo, refinado	0.73	0.9237	7.8	27.0

VISCOSIDADES DE ACIDOS GRASOS COMERCIALES
350 a 400°F

	Grav. Esp. a 300°F	X	Y
Láurico	0.798	10.1	26.1
Oléico	0.798	10.0	26.3
Palmitico	0.798	9.3	26.9
Estéarico	0.798	10.3	26.3

UNAM	FES -ZARAGOZA-
VISCOSIDADES DE FRACCIONES DE PETROLEO (USARSE CON FIG. VI.4.13)	
LAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.11
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



Viscosidades de Líquidos.

U N A M	VES -ZARAGOZA-
VISCOSIDADES DE LIQUIDOS	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.13
REV. J. CANACHO	MAYO 95

VISCOSIDADES DE GASES
Para usarse como Coordenadas con la FIG.

Gas	X	Y
Acetato de Etilo	8.8	13.2
Acetona	8.9	13.0
Acetileno	9.9	14.9
Acido Acético	7.7	14.3
Agua	8.0	18.0
Aire	11.0	90.0
Alcohol Etilico	9.3	14.8
Alcohol Metilico	8.5	18.8
Alcohol Propilico	8.4	13.4
Amoniac	9.4	18.0
Argon	10.8	98.4
Benceno	9.8	13.2
Bromo	8.9	19.2
Butano	9.2	13.7
Butileno	9.9	13.0
Bisulfo de Azufre	9.8	17.0
Bisulfo de Carbono	9.5	18.7
Bisulfuro de Carbono	8.0	18.0
Bromuro de Hidrogeno	9.9	90.9
Clasgeno	9.3	15.8
Ciclohexano	9.8	18.0
Cloruro de Hidrogeno	8.8	14.9
Cloro	9.0	18.4
Cloroformo	8.2	15.7
Cloruro de Etilo	8.5	15.8
Cloruro de Hidrogeno	8.5	18.7
Cloruro de Nitroalo	8.0	17.9
Etano	9.1	14.5
Eter Etilico	9.9	13.0
Etileno	9.5	15.1
Flor	7.3	23.8
Freon 11	10.8	15.1
Freon 12	11.1	18.0
Freon 21	10.8	15.2
Freon 22	10.1	17.0
Freon 113	11.8	14.0
Helio	10.9	90.8
Hexano	8.6	11.4
Hidrogeno	11.3	18.4
$3H_2 + 1N_2$	11.3	17.3
Yodo	9.9	18.4
Yoduro de Hidrogeno	9.0	21.3
Metano	8.3	22.3
Metano	9.9	18.8
Monoxido de Carbono	11.9	22.9
Nitrogeno	10.8	22.9
Oxido Nitroso	10.9	22.9
Oxido Nitrico	8.8	19.9
Oxigeno	11.9	21.3
Pentano	7.8	18.8
Propano	9.7	18.8
Propileno	9.9	18.8
Sulfuro de Hidrogeno	8.8	18.0

U N A M

FES -ZARAGOZA-

VISCOSIDADES DE GASES

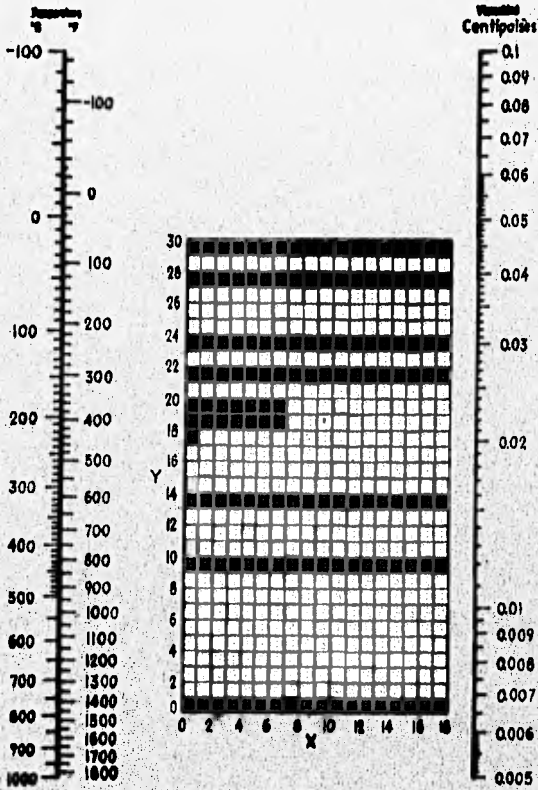
(USARSE CON FIG. VI.4.15)

ELAB. J. GARCIA

FIG. VI.4.14

REV. J. CANACHO

MAYO 95



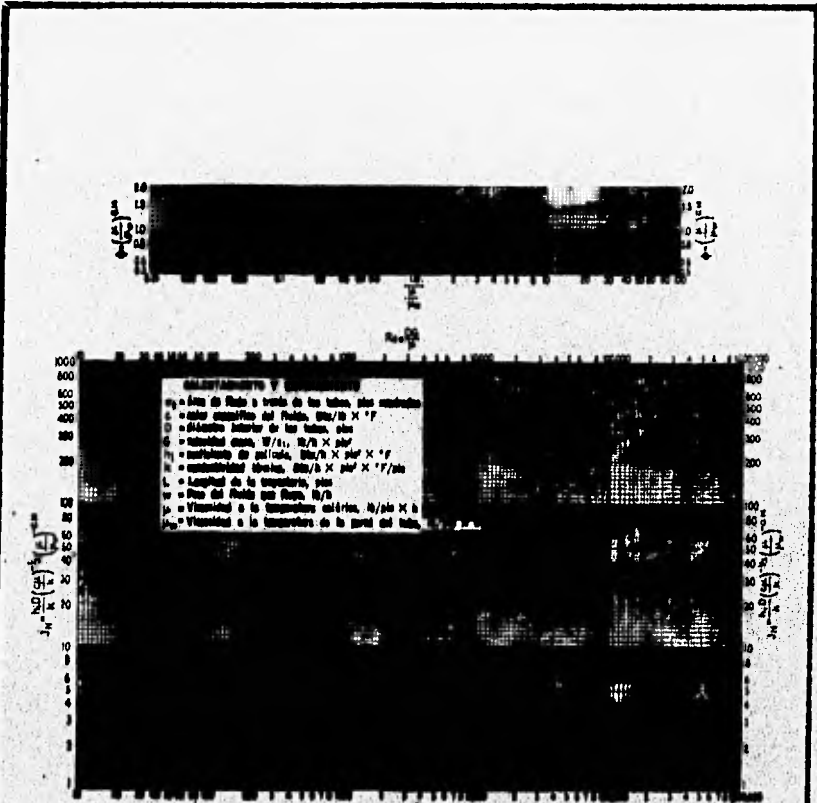
Viscosidades de Gases.

U N A M	FES -ZARAGOZA-
VISCOSIDADES DE GASES	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.15
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



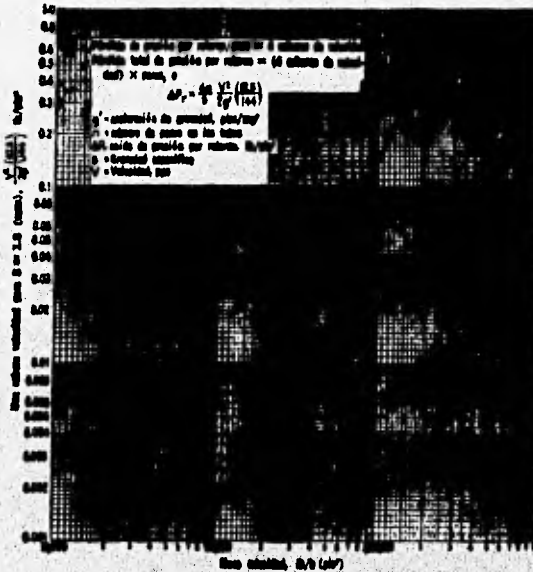
Factor F de temperatura calórica.

U N A M	FES -ZARAGOZA-
FACTOR F DE TEMPERATURA CALORICA	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI,4.16
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



Curva de transferencia de calor lado de tubos.

U N A M	FES -ZARAGOZA-
CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR LADO DE TUBOS.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.17
REV. J. CAMCHO	MAYO 95



Caudal: 0.5 (litros/min)
 Pérdida de presión por retorno, lado de tubos

U N A M	FES -ZARAGOZA-
PERDIDA DE PRESION POR RETORNO, LADO DE TUBOS.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.19
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO

Tubos de 3/4" DE, arreglo en cuadro de 1 pie					Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1 1/2 pie						
Correa DN, pie	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Correa DN, pie	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	27	26	20	20		8	31	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	35	26	24	
12	81	76	66	66	60	12	48	45	40	36	36
13 1/2	97	90	82	78	70	13 1/2	61	58	52	48	44
15 1/2	127	124	116	108	108	15 1/2	81	78	68	68	64
17 1/2	177	168	164	160	148	17 1/2	112	112	96	90	82
19 1/2	204	200	204	198	188	19 1/2	138	128	128	122	116
21 1/2	277	270	246	240	224	21 1/2	177	168	148	152	148
23 1/2	341	324	308	308	288	23 1/2	213	208	192	184	184
25 1/2	413	394	370	366	346	25 1/2	260	252	236	226	222
27	481	460	432	428	408	27	308	300	278	268	260
29	558	526	488	488	458	29	341	336	300	294	286
31	637	640	600	580	560	31	408	398	380	368	368
33	740	718	688	678	648	33	466	460	437	420	414
35	846	824	780	768	746	35	529	518	488	484	478
37	984	914	888	884	828	37	608	574	608	544	528
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tubos de 1 1/4" DE, arreglo en cuadro de 1 1/2 pie Tubos de 1 1/2" DE, arreglo en cuadro de 1 1/2 pie

10	18	19	10			13	18	18	19	12	
12	28	24	28	16	16	15	28	28	16	16	
13 1/2	38	36	30	32	32	16 1/2	38	38	26	24	22
15 1/2	44	40	37	36	31	18 1/2	48	48	35	34	29
17 1/2	66	63	61	66	64	19 1/2	68	68	45	43	39
19 1/2	77	73	71	64	66	21 1/2	88	88	67	64	60
21 1/2	98	90	88	88	78	23 1/2	78	74	70	66	62
23 1/2	127	118	108	108	98	25 1/2	94	90	88	84	78
25	140	138	127	128	118	27	113	108	108	98	94
27	168	160	151	146	146	29	131	127	120	116	112
29	198	188	178	174	168	30	161	148	141	136	131
31	236	226	200	200	198	31	178	170	164	160	151
33	268	266	244	238	238	33	208	180	188	182	174
35	303	307	278	268	268	35	254	238	217	210	208
37	324	328	311	304	308	37	348	348	327	330	324
39	370	369	348	342	338	39					

U N A M	FES -ZARAGOZA-
DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.21
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (CONTINUA). ARREGLO TRIANGULAR

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 1/2" p/g						Tubos de 1/2" DE, arreglo triangular de 1 p/g					
Corona Di. p/g	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Corona Di. p/g	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	27	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	43	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	88	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/2	137	114	98	90	86	13 1/2	100	106	98	92	74
15 1/2	170	180	140	136	128	15 1/2	151	138	122	118	110
17 1/2	239	224	194	188	178	17 1/2	203	195	178	172	166
19 1/2	301	287	252	244	234	19 1/2	262	250	226	216	210
21 1/2	361	343	314	306	290	21 1/2	316	309	278	272	260
23 1/2	443	420	388	378	364	23 1/2	384	378	359	349	338
26	525	506	466	446	434	26	470	462	432	424	412
27	627	609	550	530	524	27	549	534	498	474	464
28	721	699	640	620	614	28	689	674	638	614	606
31	847	825	766	722	728	31	743	728	678	654	640
32	974	948	878	862	864	32	866	850	774	760	752
35	1102	1066	1004	988	988	35	970	968	892	884	868
37	1340	1300	1144	1104	1078	37	1074	1044	1018	988	970
40	1577	1520	1358	1348	1318	40	1308	1178	1128	1100	1078

Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/2" p/g						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 1/2" p/g					
8	10	12	13 1/2	15 1/2	17 1/2	8	10	12	13 1/2	15 1/2	17 1/2
91	29	29	26	24	14	30	18	14			
29	55	48	45	44	44	32	30	26	26	26	26
33	88	82	68	64	60	35	58	52	52	52	52
37	91	86	80	74	70	38	54	51	48	48	48
41	131	118	108	104	94	41	69	66	66	66	66
45	168	188	140	136	128	44	96	91	88	78	68
49	190	188	170	164	160	47	117	113	108	101	98
53	241	227	213	212	208	50	140	136	128	128	117
57	294	282	256	249	242	53	170	164	156	150	149
61	349	334	308	298	296	56	208	198	188	179	179
65	397	378	352	344	316	59	255	248	217	213	208
69	473	454	428	424	400	62	313	304	268	268	268
73	568	548	522	470	444	65	318	318	282	282	282
77	680	660	634	540	480	68	387	348	322	322	318
81	874	854	828	614	588	71	457	398	398	394	387
85	788	728	702	688	672	74	440	436	436	410	407

Tubo de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1 1/2" p/g	8	10	12	13 1/2	15 1/2	17 1/2	19 1/2	21 1/2	23 1/2	25	27	28	31	32	35	37	40
1	36	62	109	137	170	239	301	361	443	525	627	721	847	974	1102	1340	1577
2	27	56	98	114	180	224	287	343	420	506	609	699	825	948	1066	1300	1520
3	26	47	88	98	140	194	252	314	388	466	550	640	766	878	1004	1144	1358
4	24	43	82	90	136	188	244	306	378	446	530	620	748	862	1000	1164	1388
5	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
6	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
7	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
8	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
9	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
10	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
11	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
12	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
13	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
14	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
15	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
16	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
17	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
18	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
19	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
20	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
21	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
22	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
23	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
24	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
25	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
26	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
27	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
28	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
29	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
30	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
31	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
32	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
33	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
34	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
35	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
36	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
37	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
38	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
39	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318
40	18	36	78	86	128	178	234	290	364	434	524	614	728	824	968	1128	1318

UNAM	FES - ZARAGOZA-
DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (CONTINUA). ARREGLO TRIANGULAR	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.22
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

**DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES
E INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Tubo D.E. p/8	BWG	Espesor de la pared,	D.I. p/8	Area de flujo por tubo, p/8 ²	Superficie por pie lín. p/8 ²		Peso por pie lineal, lb. de acero
					Exterior	Interior	
K	13	0.100	0.283	0.0825	0.1300	0.0748	0.403
	14	0.083	0.264	0.0776		0.0674	0.403
	16	0.066	0.270	0.1076		0.0680	0.239
	18	0.049	0.428	0.1377		0.1082	0.288
	20	0.032	0.439	0.145		0.1132	0.190
K	10	0.134	0.428	0.123	0.1068	0.1263	0.945
	11	0.120	0.410	0.204		0.1226	0.884
	12	0.100	0.428	0.288		0.1268	0.817
	13	0.083	0.428	0.347		0.1408	0.737
	14	0.066	0.424	0.388		0.1520	0.647
	15	0.053	0.428	0.388		0.1587	0.571
	16	0.044	0.420	0.328		0.1623	0.520
	17	0.036	0.424	0.314		0.1680	0.469
	18	0.049	0.423	0.324		0.1707	0.401
I	8	0.165	0.470	0.255	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.260		0.1842	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1900	1.23
	12	0.100	0.728	0.479		0.2048	1.14
	13	0.083	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.066	0.824	0.546		0.2183	0.900
	15	0.053	0.846	0.576		0.2241	0.781
	16	0.044	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.036	0.864	0.613	0.2314	0.630		
18	0.049	0.858	0.630	0.2361	0.545		
IK	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2408	2.09
	9	0.148	0.864	0.714		0.2408	1.91
	10	0.134	0.923	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.803		0.2644	1.58
	12	0.100	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.083	1.08	0.884		0.2775	1.28
	14	0.066	1.08	0.928		0.2829	1.13
	15	0.053	1.11	0.960		0.2896	0.981
	16	0.044	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.036	1.13	1.01	0.2960	0.809		
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
IK	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3153	2.34
	10	0.134	1.25	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.28	1.25		0.3295	1.98
	12	0.100	1.30	1.30		0.3365	1.77
	13	0.083	1.31	1.35		0.3430	1.58
	14	0.066	1.33	1.40		0.3482	1.37
	15	0.053	1.36	1.44		0.3548	1.20
	16	0.044	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.036	1.38	1.50	0.3623	0.979		
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.881		

U N A M

FES -ZARAGOZA-

DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES E
INTERCAMBIADORES DE CALOR.

ELAB. J. GARCIA

FIG. VI.4.23

REV. J. CAMACHO

MAYO 95

DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)

Tamaño nominal del tubo, IPS p/g	DE, p/g	Cálculo No.	DI, p/g	Año de flujo por tubo, p/g	Superficie por pie lineal, p/g ² /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
1/8	0.605	40°	0.300	0.058	0.108	0.070	0.36
		30°	0.318	0.086		0.064	0.36
1/4	0.540	40°	0.304	0.104	0.141	0.068	0.43
		30°	0.328	0.073		0.079	0.54
3/8	0.475	40°	0.400	0.100	0.177	0.120	0.67
		30°	0.428	0.101		0.111	0.74
1/2	0.540	40°	0.400	0.204	0.220	0.163	0.86
		30°	0.448	0.206		0.148	1.00
3/4	1.05	40°	0.504	0.204	0.273	0.210	1.19
		30°	0.743	0.430		0.194	1.48
1	1.315	40°	1.000	0.204	0.344	0.274	1.60
		30°	0.957	0.715		0.240	2.17
1 1/4	1.640	40°	1.200	1.20	0.426	0.260	2.20
		30°	1.270	1.20		0.260	2.60
1 1/2	1.900	40°	1.610	3.04	0.498	0.420	2.70
		30°	1.600	1.70		0.260	3.04
2	2.375	40°	2.007	3.20	0.623	0.540	3.00
		30°	1.930	3.20		0.320	3.50
2 1/2	2.875	40°	2.400	4.70	0.763	0.647	3.60
		30°	2.300	4.23		0.320	7.47
3	3.500	40°	3.000	7.20	0.917	0.704	7.20
		30°	2.900	6.91		0.700	10.0
4	4.500	40°	4.000	13.7	1.170	1.000	10.0
		30°	3.900	11.4		1.000	15.0
6	6.625	40°	6.000	20.0	1.704	1.300	19.0
		30°	5.701	20.1		1.510	20.0
8	8.625	40°	7.001	29.0	2.260	2.000	29.0
		30°	7.000	25.7		2.000	28.4
10	10.750	40°	10.00	70.0	3.014	2.60	40.0
		30°	9.75	74.0		2.50	44.0
12	12.750	40°	12.00	110	3.200	3.17	40.0
		30°	11.25	120		2.60	44.0
14	14.0	40°	14.00	150	4.100	4.47	50.0
		30°	13.25	160		4.00	50.0
16	16.0	40°	16.00	200	4.710	4.80	70.0
		30°	15.25	210		4.60	70.0
18	18.0	40°	18.00	250	5.200	5.20	70.0
		30°	17.25	260		5.10	70.0
20	20.0	40°	20.00	300	5.710	5.60	80.0
		30°	19.25	310		5.50	80.0
24	24.0	40°	24.00	400	6.200	6.00	80.0
		30°	23.25	410		5.90	80.0

* Dimensiones nominales con tolerancias.
 † Dimensiones nominales con tolerancias.
 ‡ Aproximaciones.

U N A M	FES -ZARAGOZA-
DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)	
ELAB. J. GARCIA	FIG.VI.4.24
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

FACTORES DE OBSTRUCCION *

Temperatura del medio calefactor	Hasta 340°F		340-400°F †	
Temperatura del agua	120°F o menos		Más de 120°F	
Agua	Velocidad del agua, ppm		Velocidad del agua, ppm	
	3 pies o menos	Más de 3 pies	3 pies o menos	Más de 3 pies
Agua de mar	0.0004	0.0004	0.001	0.001
Salmuera natural	0.002	0.001	0.003	0.002
Torre de enfriamiento y tanque con rocío artificial:				
Agua de compensación tratada	0.001	0.001	0.002	0.002
Sin tratar	0.003	0.003	0.005	0.004
Agua de la ciudad o de poses (como Grandes Lagos)	0.001	0.001	0.002	0.002
Grandes Lagos	0.001	0.001	0.002	0.002
Agua de río:				
Mínimo	0.002	0.001	0.002	0.002
Mississippi	0.003	0.002	0.004	0.003
Delaware, Schuylkill	0.003	0.002	0.004	0.003
East River y New York Bay	0.003	0.002	0.004	0.003
Canal sanitario de Chicago	0.003	0.003	0.010	0.003
Ledosa o turbia	0.003	0.002	0.004	0.003
Dura (más de 15 granos/gal)	0.003	0.003	0.005	0.005
Enfriamiento de máquinas	0.001	0.001	0.001	0.001
Destilada	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
Alimentación tratada para calderas	0.001	0.0005	0.001	0.001
Purga de calderas	0.002	0.002	0.002	0.002

† Los cifras de las últimas dos columnas se basan en una temperatura del medio calefactor de 340 a 400°F. Si la temperatura de este medio es mayor de 400°F, y si se sabe que el medio enfriador forma depósitos, estas cifras deben modificarse convenientemente.

FRACCIONES DE PETROLEO

Aceites (industriales):		Líquidos (industriales):	
Combustible	0.005	Orgánicos	0.001
Aceite de recirculación simple	0.001	Líquidos refrigerantes, calefacción, enfriadores, o evaporantes	0.001
Aceites para maquinarias y transformadores	0.001	Salmueras (enfriamiento)	0.001
Aceites para queching	0.004	Unidades de destilación atmosférica:	
Aceites vegetales	0.003	Fondos residuales, menos de 50°API	0.005
Gasos, vapores (industriales):		Fondos residuales, de 50° API o más	0.005
Gas de hornos de coque, gas manufacturado	0.01		

UNAM	FES -ZARAGOZA-
FACTORES DE OBSTRUCCION	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.25
REV. J. CANACHO	MAYO 95

FACTORES DE OBSTRUCCION * (Continúa)

Cases de escape de máquinas Diesel.....	0.01	Unidades de destilación atmosférica:	
Vapores orgánicos	0.0005	Vapores superiores sin tratar	0.0013
Vapor (sin aceite)	0.0	Vapores superiores tratados	0.003
Vapores de alcohol	0.0	Cortes intermedios	0.0013
Vapor de escape (con aceite)	0.001	Unidades de destilación al vacío:	
Vapores refrigerantes (condensando de compresores recíprocos)	0.008	Vapores superiores a aceite:	
Aire	0.008	De la torre de burbujeo (condensador parcial)	0.001
Vapores superiores en condensados enfriados por agua:		Del tanque flash (sin reflujos apreciable) ..	0.003
De la torre de burbujeo (condensador final) ..	0.001	Acetate delgado	0.008
Del tanque flash	0.04	Vapores superiores	0.001
Cortes intermedios:		Gasolina	0.0005
Acetate	0.001	Debilitador, Depropenador, Depentanizador y unidades de Alifilación:	
Para agua	0.008	Alimento	0.001
Fondos residuales, menos de 90° API	0.008	Vapores superiores	0.001
Fondos residuales, más de 90° API	0.008	Enfriadores de producto ..	0.001
Estabilizador de gasolina natural:		Caldretas de producto	0.008
Alimento	0.0005	Alimento del reactor	0.008
Vapores superiores	0.0005	Unidades de tratamiento de lubricantes:	
Enfriadores de producto e intercambiadores	0.0005	Alimento de aceite solvente ..	0.008
Caldretas de producto ..	0.001	Vapores superiores	0.001
Unidades de eliminación de H ₂ S:		Acetate refinado	0.001
Para vapores superiores ..	0.001	Intercambiadores calentadores de aceite refinado enfriados por agua) ..	0.008
Intercambiadores enfriados de solución	0.0018	Comas y líneas:	
Caldretas	0.0018	Generadores de vapor enfriados por aceite	0.008
Unidades de Cracking:		Enfriados por agua	0.008
Alimento gasoil:		Solvente	0.001
Menos de 800° F	0.008	Unidades desulfuradoras:	
800° F y más	0.008	Acetate de alimento	0.008
Alimento de nafta:		Solvente	0.001
Menos de 800° F	0.008	Asfalto y resas:	
Más de 800° F	0.004	Generadores de vapor enfriados por aceite ..	0.008
Separador de vapores vapores del separador, tanque flash, y vaporizadora) ..	0.008	Enfriados por agua ..	0.008
		Vapores de solvente	0.001

U N A M

FES -ZARAGOZA-

FACTORES DE OBSTRUCCION (CONTINUA)

ELAB. J. GARCIA

FIG. VI.4.25

REV. J. CAMACHO

MAYO 95

FACTORES DE OBSTRUCCION* (Continúa)

Aceto refinado	0.001	Unidades para eliminar coras:	
Aceto refinado enfriado		Aceto lubricante	0.501
per agua	0.000	Solvente	0.001
Vagoras de la tara de bur-		Calentamiento de mezcla	
lujos	0.008	aceto-cera	0.001
Rendidos	0.010	Enfriamiento de mezcla	
Unidades de absorción:		aceto-cera ;	0.003
Gas	0.008		
Aceto grueso	0.008		

CORRIENTES DE ACEITE CRUDO

0-100°F		200-300°F		300-400°F		500 y más	
Velocidad, gpm							
Mínimo de 2 pies	2-4 pies	4 pies o más	Mínimo de 2 pies	2-4 pies o más	Mínimo de 2 pies	2-4 pies o más	Mínimo de 2 pies
Aceto	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Sal	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

- * Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1948.
- ! Estos valores proporcionan un punto de partida de referencia.
- ! Se refiere a un crudo blando—caliente crudo que no ha sido destilado.

U N A M	PES -ZARAGOZA-
FACTORES DE OBSTRUCCION (CONTINUA)	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VI.4.25
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

VLS USO PRACTICO N. 4
- CALCULO DE ESPESORES DE AISLAMIENTO TERMICO DE
TUBERIAS. CASO: FLUIDOS CALIENTES -

VI.5.1.- LAS ECUACIONES PARA LA PERDIDA DE CALOR.

Con referencia a la fig. VI.5.1, considerese un tubo horizontal de diámetro nominal d_1 , cubierto con aislamiento de espesor t , y de conductividad térmica KI , transportando vapor saturado seco a temperatura T_1 . Aún con aislamiento presente, el tubo perderá calor, y en régimen permanente, cuando la temperatura de la superficie del aislamiento no cambie, la tasa a la cual el calor por pie lineal de tubo se pierde es:

$$Q(t)/L = Z_1 / (Z_2 + Z_3) \quad (VI.5.1)$$

Donde:

$$Z_1 = T_1 - T_3$$

$$Z_2 = (1 / 2 * \pi * KI) (\ln(d_2/d_1))$$

$$Z_3 = 1 / (\pi * d_2 * HI)$$

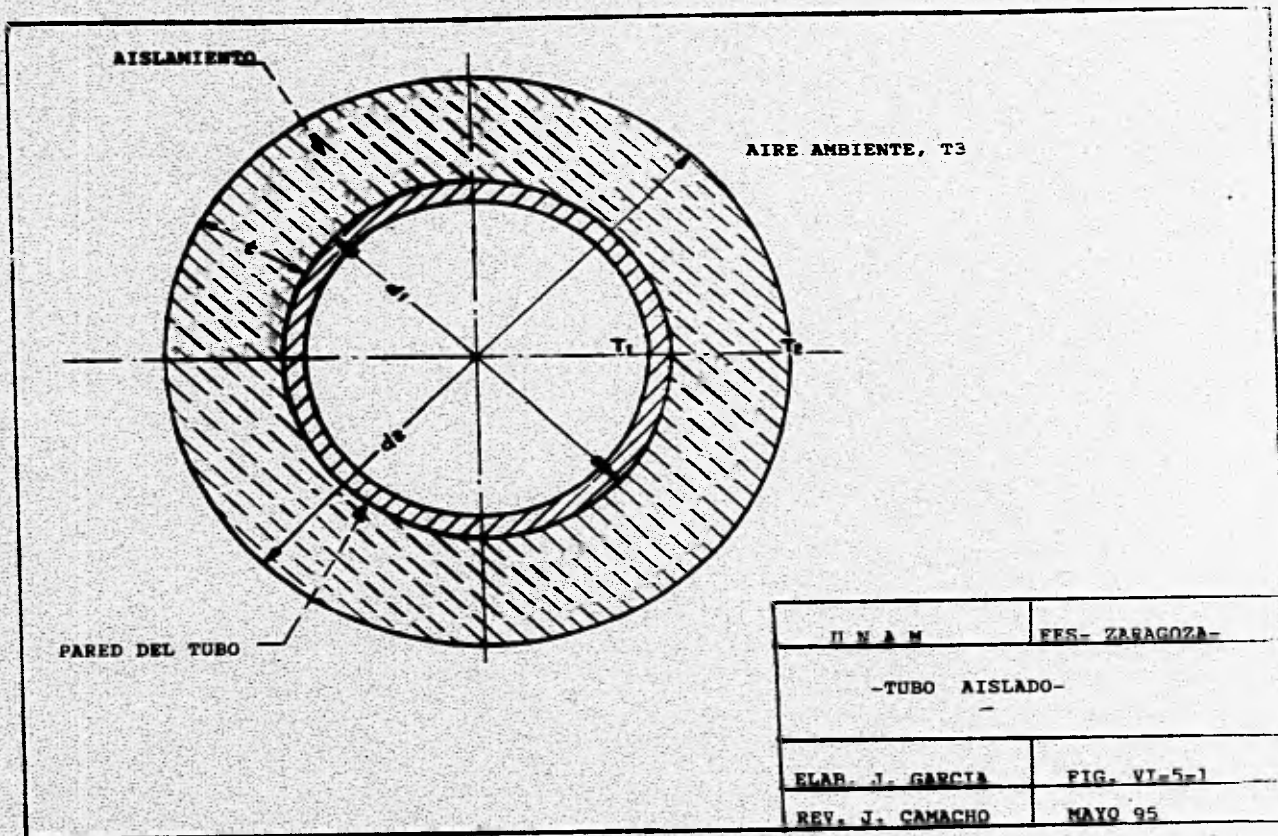
Estrictamente, esta ec. es una simplificación porque:

Esta asume que el coeficiente de transferencia de calor por convección del vapor a la pared interna del tubo es infinitamente mayor comparada con HI , la suma de los coeficientes de transferencia de calor por radiación y convección de la superficie del aislamiento al aire ambiente. Esta es una excelente aproximación ya que cualquier pérdida de calor del vapor causará su condensación, y el coeficiente de transferencia de calor por condensación (para una condensación tipo película) cae en el rango de 1000 - 2000 BTU/(HR * FT² * °F), el cual es alrededor de mil veces más grande que HI .

Esta ignora la resistencia térmica de la pared del tubo, lo cual es usualmente una excelente aproximación en la mayoría de los casos de transferencia de calor donde no se tienen recipientes de pared gruesa.

En la ec. VI.5.1 el valor de HI está dado por:

$$HI = HC + HR$$



Donde:

$$HC = 0.270 (T2 - T3)^{0.25} d2^{-0.25} \quad (VI.5.2)$$

$$HR = (EP \cdot SIG) \left((T2+460) + (T3+460) \right) \cdot \frac{1}{((T2+460)^2 + (T3+460)^2)} \quad (VI.5.3)$$

Se hace notar que, para evaluar las ecs. VI.5.2 y VI.5.3 es necesario conocer el valor de la temperatura en la superficie del aislamiento T2. Los valores EP y SIG son: EP = 0.9 y SIG = $0.171 \cdot 10^{-8} \text{ BTU}/(\text{HR} \cdot \text{FT}^2 \cdot \text{R}^4)$.

VI.5.2 AISLAMIENTO SIN ECONOMIA

¿Cómo puede tomarse una decisión acerca del espesor de aislamiento apropiado a usarse si los factores económicos no son conocidos adecuadamente?. Una forma muy directa de resolver este dilema es removiendo todos aquellos factores económicos del problema. Esto es del todo posible ya que es bien conocido que los factores de pérdida de calor y los factores económicos aparecen separadamente en los programas de computadora, tal que si los factores económicos quedan fuera, entonces el espesor del aislamiento es decidido por consideraciones de pérdida de calor únicamente. El resultado entonces se hace no un espesor de aislamiento "económico", pero que puede muy bien ser llamado un espesor de aislamiento para una "aceptable pérdida de calor".

VI.5.3 EL ESPESOR DE ACEPTABLE PERDIDA DE CALOR

Debe ser recordado que aunque el aislamiento del tubo está por pie lineal, la pérdida de calor de un tubo aislado (o desnudo) es un efecto del área superficial, medido en $\text{BTU}/(\text{HR} \cdot \text{FT}^2)$.

Es fácil demostrar que la ec. VI.5.1 cuando se escribe sobre la base de esta área superficial se hace:

$$Q(t) / A_i = Z_1 / (Z_4 + Z_5) \quad (VI.5.4)$$

$$= Z_1 (R_i + R_s) \quad (VI.5.5)$$

Donde:

$$Z_1 = T_1 - T_3$$

$$Z_4 = (d_2 / (2 * K_i)) (\ln (d_2/d_1))$$

$$Z_5 = l / H_i$$

Mientras que la pérdida de calor por unidad de área de un tubo desnudo (cero espesor de aislamiento) es:

$$Q(o) / A_p = Z_1 / (l / H_p) \quad (VI.5.6)$$

$$= Z_1 / R_p \quad (VI.5.7)$$

Se propone el siguiente criterio:

$$Q(t) / A_i = F (Q(o) / A_p) \quad (VI.5.8)$$

La ec. VI.5.8 es la forma algebraica de establecer que la pérdida de calor actual por pie cuadrado de tubo aislado es "F" por ciento (donde "F" es expresado como un decimal) del calor que se pierde del mismo tubo libre de aislamiento.

Sobre esta base la ec. VI.5.8 se hace:

$$l / (R_i * R_s) = F / R_p$$

O bien:

$$R_i = (R_p / F) - R_s$$

O bien:

$$Z_4 = (R_p / F) - R_s$$

De donde, reemplazando diámetros por radios:

$$R_2 \ln (R_2/R_1) = ((K_i * R_p) / F) - (K_i * R_s) \quad (VI.5.9)$$

Se realizó un estudio numérico del lado derecho de la ec. VI.5.9 mostrando que, en general:

$$(RP / F) \gg RS$$

Tal que tenemos la correcta aproximación de la ec. anterior:

$$R2 \ln (R2/R1) = (KI \cdot RP) / F \quad (VI.5.10)$$

Puesto que el espesor del aislamiento esta dado por:

$$t = R2 - R1 \quad (VI.5.11)$$

Entonces, estableciendo que podemos resolver la ec. VI.5.10 para valores dados de KI, F y RP, podemos determinar este espesor de aislamiento para una aceptable pérdida de calor.

VI.5.4 SELECCION DE LOS VALORES DE F Y K

De acuerdo a la tabla VI.5.1 que se basa en un estudio numérico específico (conducción de vapor a 500 °F), se sugiere que F nunca debe ser mayor que 5% (0.05), mientras que 3% es satisfactorio en muchas situaciones de cualquier forma, la selección de F es libre para quien quiera que utilice estas ecuaciones (dentro de un rango de valores factibles).

VI.5.5 SELECCION DE LOS MATERIALES DE AISLAMIENTO.

El valor de KI es determinado por la selección del aislante y su temperatura de operación promedio.

Una discusión de los distintos aislantes disponibles para varios rangos de temperatura ha sido dada por Harrison y Pelane y también por Probert and Gianí (1). En muchos casos la selección parece estar entre silicato de calcio y fibra de vidrio, el último teniendo varias ventajas sobre el primero. El silicato de calcio esta ampliamente disponible hasta en 3 in y

ESPEZOR DEL AISLAMIENTO (SILICATO DE CALCIO), T. IN	TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DEL AISLAMIENTO, T2, °F.	TASA DE PERDIDA DE CALOR POR UNIDAD DE AREA Q(1)A <i>Btu/(hr-ft²)</i>	TASA DE PERDIDA DE CALOR POR UNIDAD DE AREA, COMPARADA CON LA DEL TUBO SIN AISLAMIENTO, %.
0	500	1770	100
1/2	210	321	18.1
1	160	183	10.3
1 1/2	136	124	7
2	122	92.8	5.2
2 1/2	113	73.2	4.1
3	107	59.9	3.4
3 1/2	102	50.3	2.8
4	99	43.2	2.4
4 1/2	95	37.6	2.1
5	92	33.2	1.9
5 1/2	90	29.6	1.7
6	89	26.7	1.5

U N A M	FES -ZARAGOZA-
TUBO HORIZONTAL DE 8" CON AISLAMIENTO DE SILICATO DE CALCIO	
ELAB. J. GARCIA	TABL VI. 5.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

algunas veces en 4 IN adicionalmente en 5 IN por orden especial, pero aparentemente no esta disponible en 6 IN .

Secciones de tubo rígido preformado de fibra de vidrio estan disponibles hasta en 6IN; esta tiene una baja absorción de humedad y su bajo contenido de cloro la hace compatible con el acero inoxidable. Adicionalmente, tiene una mejor resistencia química a ambos; ácidos y álcalis que la del silicato de calcio. Otra ventaja importante es que tiene una menor conductividad térmica que la del silicato de calcio, lo cual significa menor espesor de aislamiento y una más ligera instalación debido a su menor densidad (con respecto al silicato de calcio).

El valor actual de KI para un aislante específico a ser utilizado en las ecuaciones dadas en este escrito es mejor obtenido de información proporcionada por fabricantes, ya que el valor de KI no sólo depende de la temperatura promedio $(T1 + T3) / 2$ sino también del método de producción, y sólo el fabricante puede proporcionar esta información. Sin embargo para una aproximación "burda", los siguientes son valores promedio disponibles de la conductividad térmica, KI.

$$K_{\text{casi}} = 3.33 \cdot 10^{-2} + 8.75 \cdot 10^{-6} (T1 + T3)/2 + 2.38 \cdot 10^{-8} ((T1 + T3)/2)^2 \quad (\text{VI.5.12})$$

Para la fibra de vidrio, K_{OLFIB} :

$$K_{\text{OLFIB}} = 1.25 \cdot 10^{-2} + 3.95 \cdot 10^{-11} \cdot ((T1+T3)/2 + 460)^3 \quad (\text{VI.5.13})$$

Por ejemplo a $T1 = 500^\circ\text{F}$ y $T3 = 70^\circ\text{F}$ las fórmulas de arriba dan:

$$K_{\text{casi}} = 0.0377 \text{ (BTU*FT)/(HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F)}$$

Y

$$K_{\text{GLFIB}} = 0.0288 \text{ (BTU*FT)/(HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F)}$$

Puede ser de valor notar que en este apartado todos los valores de KI tienen unidades de $(\text{BTU*FT})/(\text{HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F})$. Sin embargo, muchas revistas técnicas y hojas de información de fabricantes dan los valores de KI en $(\text{BTU*IN}) / (\text{HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F})$. La relación entre estas dos unidades es muy simple y envuelve un factor de 12; así

- Se multiplica KI en $(\text{BTU*IN})/(\text{HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F})$ por $1/12$ para convertir el valor a $(\text{BTU*FT})/(\text{HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F})$.

- Se multiplica KI en $(\text{BTU*FT})/(\text{HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F})$ por 12 para convertir el valor a $(\text{BTU*IN})/(\text{HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F})$. Por ejemplo, el valor de arriba para la fibra de vidrio es:

$$\begin{aligned} K_{\text{GLFIB}} &= 0.0288 \text{ (BTU*FT)/(HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F)} \\ &= 0.0288 * 12 \\ &= 0.346 \text{ (BTU*IN)/(HR*FT}^2\text{*}^\circ\text{F)}. \end{aligned}$$

VI.5.6 ALGORITMO DE CÁLCULO. DESCRIPCIÓN

El algoritmo se puede dividir en cinco etapas principales:

- 1.- Introducción de datos; básicamente las temperaturas $T1$ y $T3$, el factor F y el diámetro nominal del tubo: $d1$.
- 2.- Cálculo del miembro derecho de la ec. VI.5.10, esto es $(KI*RP)/F$, con KI de la ec. VI.5.12 o VI.5.13 o bien de datos de fabricante. F se seleccionó en el punto No. 1 en forma arbitraria pero con las restricciones indicadas en este resumen. RP se calcula de:

$$\begin{aligned} 1/RP &= 0.27 \left((T1 - T3)/d1 \right)^{0.25} \\ &+ 0.154 * 10^{-3} * (T1+990) * [(T1+460)^2 + (T3+460)^2] \end{aligned} \quad \text{(VI.5.14)}$$

- 3.- Solución de la ec. VI.5.10 por el método de Newton-Raphson.

4.- Solución de la ec. VI.5.1 con HI de VI.5.2 y VI.5.3 para obtener Q(t) y T2. Lo anterior se logra introduciendo la ec. que describe la transferencia de calor por convección y radiación desde la pared exterior del aislante hacia el aire ambiente:

$$Q(t)/L = HI \cdot \sigma \cdot d_2 (T_2 - T_3) \quad (VI.5.15)$$

5.- Salida de resultados: espesor, Q(t) y T2.

La descripción de este algoritmo se visualiza mejor en el diagrama lógico de cálculo que se presenta en el apartado (VI.5.9).

VI.5.7.- NOMENCLATURA.

Q(t)	Tasa de pérdidas de calor del tubo aislado (BTU/HR)
L	Longitud de tubo (FT)
R1	Radio nominal del tubo (FT)
R2	Radio nominal con aislamiento (FT)
RI	Resistencia térmica del aislamiento (HR ² FT ² °F)/BTU
RP	Resistencia térmica del tubo sin aislamiento (HR ² FT ² °F)/BTU
RS	Resistencia térmica de la superficie del aislamiento (HR ² FT ² °F)/BTU
t	Espesor del aislamiento (IN)
EP	Emisividad de la sup. del aislamiento o del tubo desnudo: 0.9
SIG	Constante de radiación de Stefan: 0.171 ² 10 ⁻³ BTU/(HR ² FT ² °R ⁴)
T1	Temp. del vapor en el tubo, también temp. de la pared del tubo (F)
T2	Temperatura de la superficie del aislamiento (F)
T3	Temperatura del aire circundante (70°F)
d1	Diámetro nominal del tubo (FT)
d2	Diámetro nominal externo con aislamiento (F)

VI.8.- EJEMPLO DE APLICACION:

D A T O S G E N E R A L E S

 TEMP. DEL FLUIDO EN EL TUBO (F)..... = 500
 TEMPERATURA AMBIENTE (F)..... = 70
 DIAMETRO NOMINAL DEL TUBO (FT)..... = .6666667
 FACTOR DE PERDIDAS DE ENERGIA (F)..... = .03

R E S U L T A D O S G E N E R A L E S

 CONDUCT. TERMICA DEL MAT. SELECCIONADO⁴..... = .028833
 RESIST. TERM. DEL TUBO SIN AISLANTE..... = .2427226
 VALOR DE ((KI*RP)/F)..... = .2332807
 VALOR DE F(R2)..... = 5.429319E-07
 VALOR CALCULADO DE R2 (FT)..... = .5214136

R E S U L T A D O S D E L E S P E S O R D E L A I S L A M I E N T O . . .

 ESPESOR CALCULADO DEL AISLAMIENTO (IN)..... = 2.256963
 ESPESOR NOMINAL DEL AISLAMIENTO (IN)..... = 2.5

R E S U L T A D O S D E L A S P E R D I D A S D E E N E R G I A . . .

 COEFICIENTE POR RADIACION (HR)..... = .9900358
 COEFICIENTE POR CONVECCION (HC)..... = .6054893
 COEFICIENTE POR CONVECC. Y RADIACION (HI)..... = 1.595525
 PERDIDAS DE ENERGIA QT (BTU/HR-FT)..... = 150.1345

R E S U L T A D O S D E L A T E M P E R A T U R A D E P A R E D . . .

 TEMPERATURA EXT. DEL AISLANTE T2 (F)..... = 97.64802

D A T O S G E N E R A L E S

TEMPERATURA DEL FLUIDO EN EL TUBO (F).....= 500
 TEMPERATURA AMBIENTE (F).....= 70
 DIAMETRO DEL TUBO (FT).....= .6666667
 FACTOR DE PERDIDAS DE ENERGIA (F).....= .03

R E S U L T A D O S G E N E R A L E S.....

COND. TERM. DEL MATERIAL SELECCIONADO.....= .0377269
 RESIST. TERMICA DEL TUBO SIN AISLANTE.....= .2427226
 VALOR DE ((KI*RP)/F).....= .3052391
 VALOR DE F(R2).....= 1.263749E-07
 VALOR CALCULADO DE R2 (FT).....= .5696341

R E S U L T A D O S D E L E S P E S O R D E L A I S L A M I E N T O.....

ESPEJOR CALCULADO DEL AISLAMIENTO (IN).....= 2.835609
 ESPEJOR NOMINAL DEL AISLAMIENTO (IN).....= 3

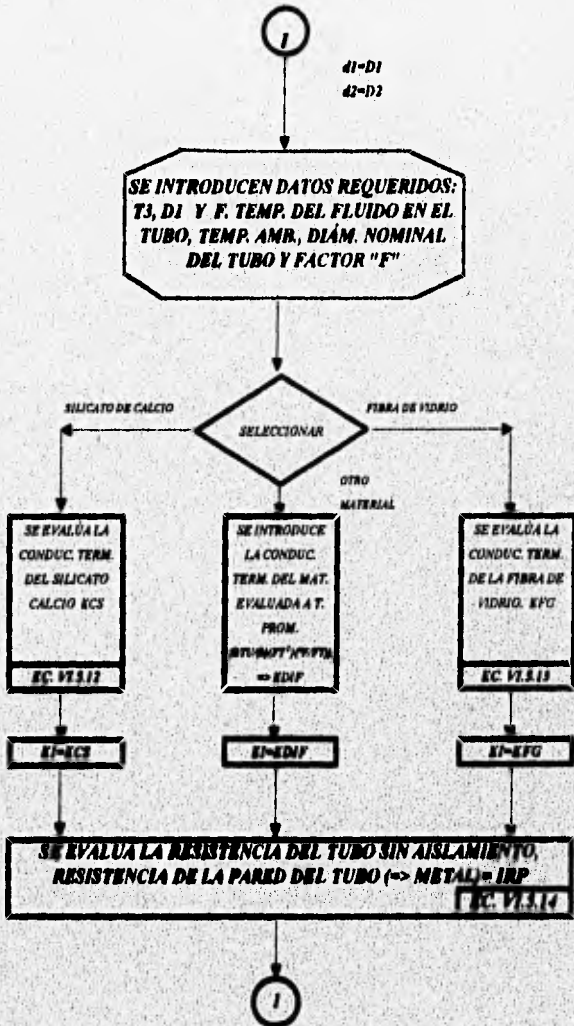
R E S U L T A D O S D E L A S P E R D I D A S D E E N E R G I A.....

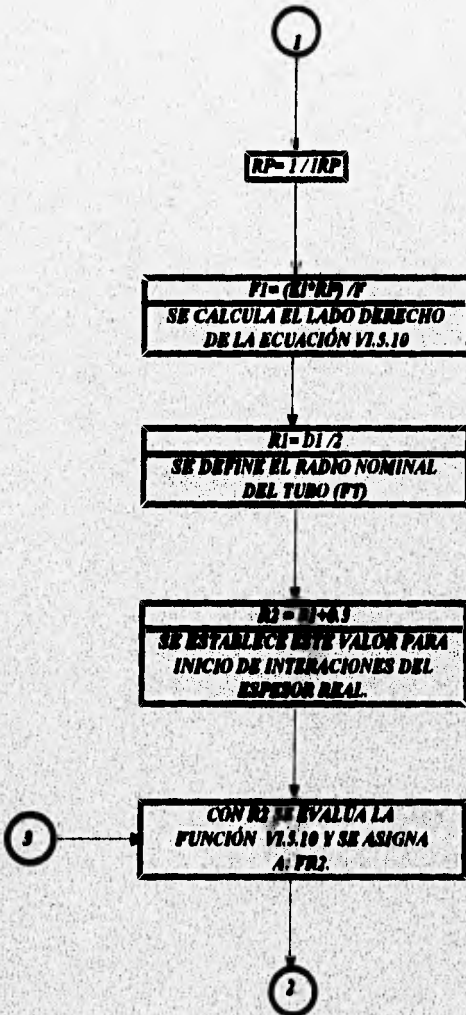
COEFICIENTE POR RADIACION (HR).....= .9946054
 COEFICIENTE POR CONVECCION (HC).....= .6030903
 COEF. POR RAD. Y CONVECCION (HI).....= 1.597696
 PERD. DE ENERGIA QT (BTU/HR-FT).....= 169.8556

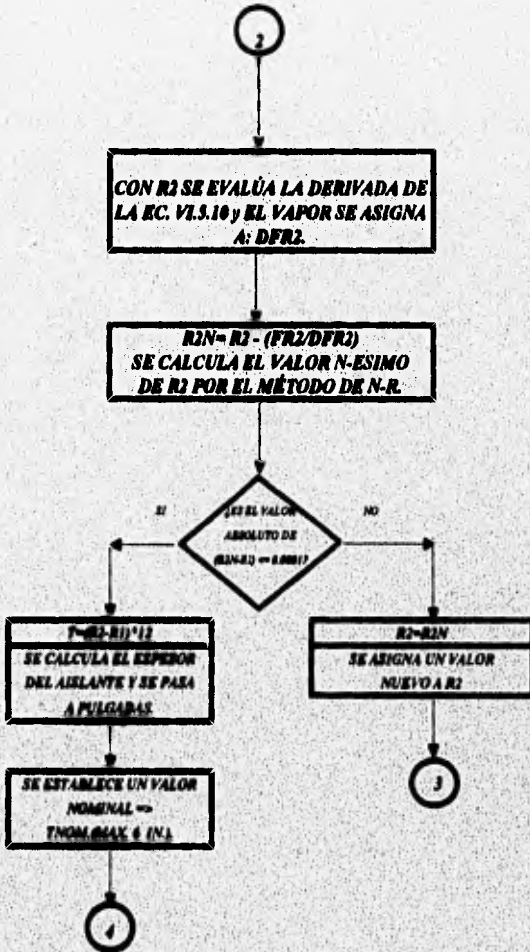
R E S U L T A D O D E L A T E M P E R A T U R A D E P A R E D.....

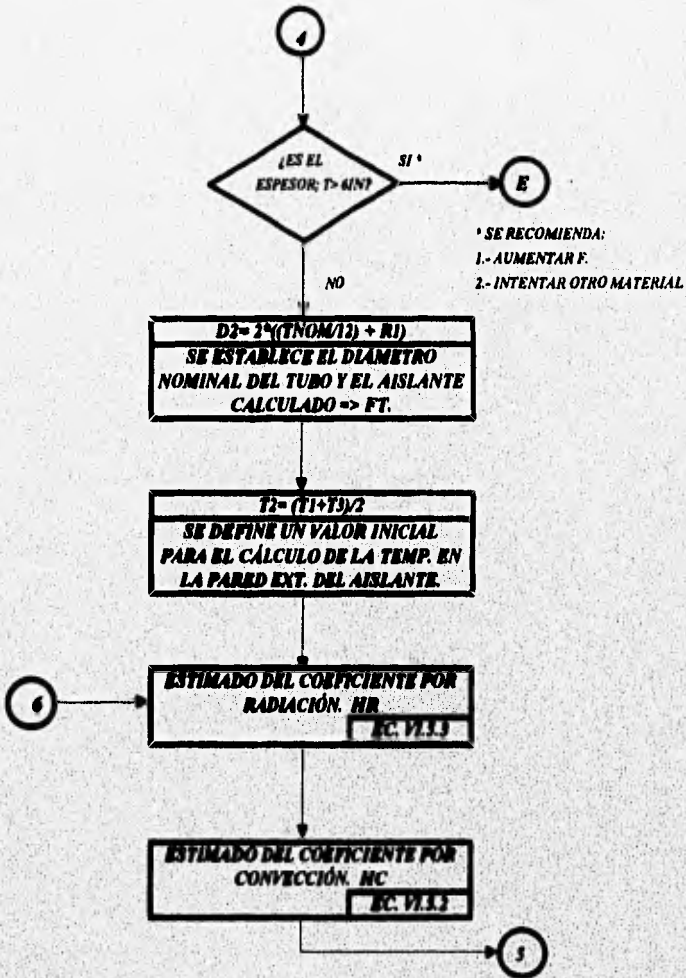
TEMP. EXTERIOR DEL AISLANTE, T2 (F).....= 99.00602

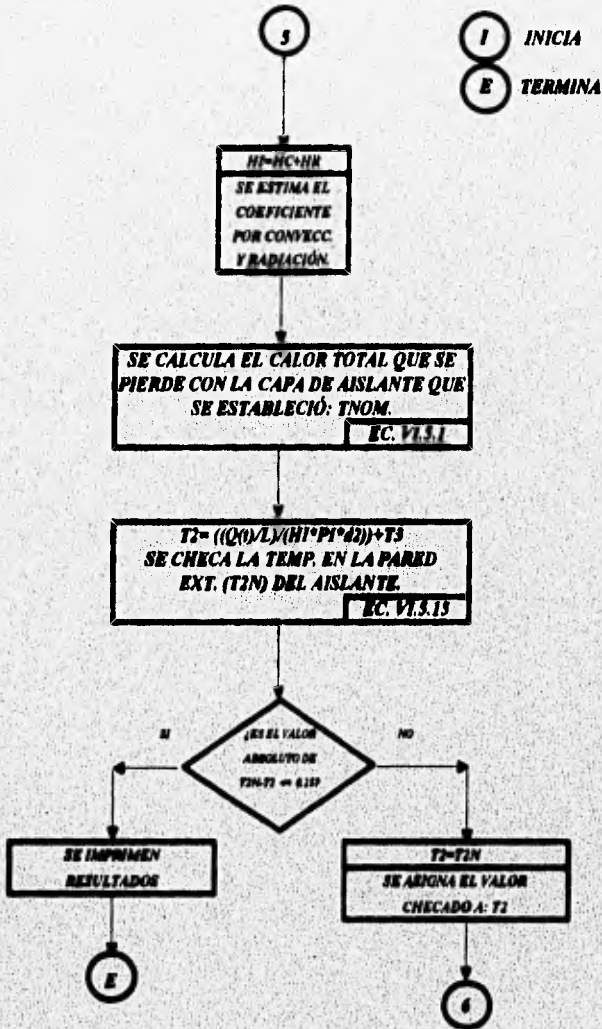
**VI.5.9 - DIAGRAMA LOGICO DE CALCULO
DE ESPESORES DE AISLAMIENTO.**











**VII.1.- DISEÑO SIMPLIFICADO
DE UN QUEMADOR ELEVADO**

VII.1.1.- ECUACIONES DE TRABAJO

VII.1.1.1.- ANTECEDENTES.

Un quemador elevado, debe tener una flama estable capaz de quemar los vapores de hidrocarburo relevados durante una falla operacional mayor. Además, los vapores deben estar suficientemente libres de gotas de líquido antes de entrar a la chimenea, el humo debe ser minimizado por la inyección de vapor en el interior de la flama; y la chimenea debe ser localizada bastante lejos de las unidades de operación tanto como al equipo. Finalmente, el quemador debe ser purgado con gas inerte para prevenir retroceso de flama.

VII.1.1.2.- DIAMETRO DEL QUEMADOR.

Un quemador elevado debe tener un diámetro adecuado para mantener una flama estable y prevenir un apagon aún en fallas mayores.

Experimentos han mostrado que el apagado de la flama ocurre cuando las velocidades de salida del vapor son tan altas como 20 - 30% de la velocidad sónica de los vapores de la chimenea, en ausencia de datos de velocidades de apagado para quemadores elevados, es buena practica dimensionar estos sobre una base del 20% de la velocidad sónica para la velocidad de salida.

La ecuación para el diámetro de un quemador de flama puede entonces ser derivado como sigue. El flujo másico esta dado por:

$$W = 3600 \rho_a v A_c \quad (\text{VII.1.1})$$

Donde:

W = flujo másico, lb/hr

ρ_a = densidad del vapor, lb/ft³

v = velocidad de salida, ft/seg.

A_c = área transversal (ft²)

La densidad del vapor es:

$$\rho_a = M P / 10.73 T \quad (\text{VII.1.2})$$

La velocidad de salida es igual a un quinto de la velocidad sónica:

$$v = (1/5)(g k R T / M)^{1/2}$$

Y la sección transversal de la boquilla de quemado:

$$A_c = (0.785 d^2) / 144 \quad (\text{VII.1.3})$$

Donde:

M = peso molecular del vapor.

P = presión absoluta del vapor, 14.7 psia

T = temperatura del vapor, °R

g = aceleración de la gravedad, 32.17 ft/seg²

R = constante del gas ideal, 1546 (ft-lb)/(°R)(mol)

k = C_p / C_v , ≈ 1.2

d = diámetro de la boquilla de quemado, in.

Combinando las ecuaciones anteriores, y usando los valores para g, k, R y P mencionados, se obtiene:

$$d^2 = (W/1370) (T/M)^{1/2} \quad (\text{VII.1.4})$$

La ecuación de arriba está basada en una relación de calores específicos $k=1.2$, lo cual es verdadero para la mayoría de los vapores de hidrocarburos. Para vapores con valores significativamente diferentes de $k=1.2$, el diámetro de chimenea antes obtenido es multiplicado por F_k :

$$F_k = 1.05 k^{-0.25} \quad (\text{VII.1.5})$$

Recientes experiencias han mostrado que los diámetros obtenidos por medio de la ecuación (VII.1.4) generalmente concuerdan bien con los datos para chimeneas con flama sin humo.

De datos para flamas sin humo, es también evidente que aproximadamente el 30% de la máxima capacidad puede ser permitida con este tipo de llama. Por lo tanto, para obtener el diámetro de chimeneas de flama sin humo, se debe multiplicar el diámetro que resulte de la ecuación (VII.1.4) (con $W = 0.3 W_{\max}$), por 0.85.

En general, no se puede seleccionar un diámetro de chimenea con un diámetro más pequeño que el diámetro del cabezal con el cual está asociado.

VII.1.1.3.- TANQUE SEPARADOR (KNOCKOUT DRUM)

Un tanque separador en un sistema de desfogue es usado para prevenir los riesgos asociados con la combustión de gotas de líquido escapando del quemador. Por lo tanto, el tanque debe ser de suficiente diámetro como para efectuar la separación líquido-vapor deseada.

Una fórmula práctica para obtener el diámetro requerido de tanques separadores horizontales (basada en un tamaño de partícula de 400 micras), es:

$$G = 1500 ((\rho_L - \rho_G) \rho_G)^{1/2} \quad (\text{VII.1.6})$$

Donde:

G = lb/hr de vapor por ft^2 de sección transversal de tanque.

ρ_G = densidad del vapor, lb/ft^3

ρ_L = densidad del líquido a ser separado del vapor

La expresión anterior puede ser transformada a una relación conveniente para el diámetro del tanque. De la ec. (VII.1.6) se consigue que:

$$W = 1500 A_c ((\rho_G - \rho_L) \rho_G)^{1/2} \quad (\text{VII.1.7})$$

Donde:

W = lb/hr de vapor.

A_c = sección transversal del tanque, ft^2

$$\text{Puesto que } A_c = 0.785D^2, \quad (\text{VII.1.8})$$

Y $\rho_G = MP/10.73T$ (ver ecuación VII.1.2), entonces:

$$W = 360 D^2 ((\rho_L - \rho_G) MP/T)^{1/2} \quad (\text{VII.1.9})$$

Asumiendo una densidad del líquido, $\rho_L = 40 \text{ lb}/\text{ft}^3$, y una presión en el tanque, $P = 19 \text{ psia}$, y despreciando ρ_G con respecto a ρ_L , se obtiene:

$$D^2 = (W/9900)(T/M)^{1/2} \quad (\text{VII.1.10})$$

Donde D es el diámetro del tanque separador, en ft.

La ec. VII.1.10 es aplicable a tanques de una sola corriente de salida. Tanques separadores, donde los vapores entran a la mitad del tanque y salen por ambos lados del separador, tienen dos veces la capacidad de los tanques de un solo flujo. El diámetro de esos tanques es por lo tanto 0.7 veces el diámetro obtenido por la ec. VII.1.10.

Puesto que la ec. VII.1.10 está basada en un tanque vacío, un incremento del diámetro puede ser necesario si el tanque es para retener un gran volumen de líquido.

Tanques separadores verticales usualmente requieren un diámetro mayor (1.4) veces el diámetro de los tanques sencillos (ec. VII.1.10).

La ec. VII.1.10 está basada en un tamaño de partícula de 400 micras. Este tamaño de partícula varía con la velocidad del vapor y así con el diámetro del tanque. Si otro diámetro de tanque es utilizado, entonces el tamaño de partícula es aproximadamente $400 (D_0/D)^2$ micras, donde D_0 es el diámetro obtenido por la ec. VII.1.10.

Finalmente, se hace notar que el diámetro de un tanque separador es, de 1/2 a 1/3 de la longitud del tanque, y de 3 a 4.5 veces el diámetro del quemador elevado.

VII.1.1.4.- ALTURA Y LOCALIZACION DEL QUEMADOR ELEVADO.

Debido a una flama de gran magnitud puede resultar de una falla mayor en una refinería o planta petroquímica, los efectos del calor de radiación sobre el personal de operación y equipo deben ser considerados cuando se diseña un quemador. Esto es, la selección de la altura y localización del quemador debe ser hecha en base a la seguridad del personal de operación tanto como del equipo.

El efecto del calor de radiación en seres humanos se muestra abajo:

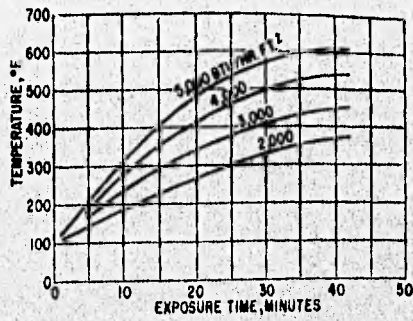
Intensidad del calor BTU/(hr)(ft ²)	umbral de dolor	ampollamiento
2 000	8 segs.	20 segundos
5 300	-----	5 segundos.

Con una intensidad de calor de 2 000 BTU/(hr)(ft²) (lo cual es seis veces la intensidad de la radiación solar), el umbral de dolor es de 8 segundos. Por lo tanto, si este es el tiempo que se le permite a un hombre para correr a lugar seguro, el no debe estar sujeto a una intensidad de calor máxima de aproximadamente 1500 BTU/(hr)(ft²) en el evento de una falla mayor de una refinería. Una chimenea de suficiente altura puede ser seleccionada para satisfacer esta condición. Pero si esta es impráctica, medidas de protección adecuada deben ser tomadas para lograr su seguridad.

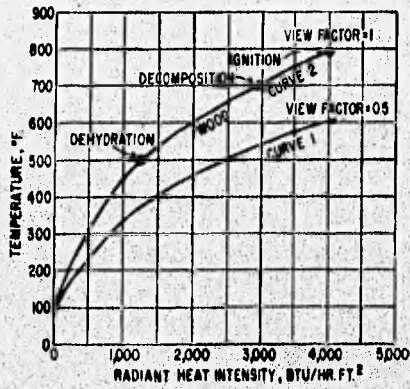
El efecto del calor de radiación sobre el equipo se observa en la fig. VII.1.1. La temperatura del metal del equipo se incrementa con el tiempo de exposición. A la mayor intensidad de calor radiante, le corresponde la mayor temperatura. La fig. VII.1.2, curva 1 muestra las temperaturas teóricas de equilibrio basada en un factor de exposición de 0.5 (entendiéndose aquí el factor de exposición como el porcentaje del cuerpo que recibe radiación). La temperatura actual o de la flama en el recubrimiento superficial estará entre las curvas 1 y 2. La temperatura de recipientes conteniendo líquido o a través del cual estén fluyendo vapores puede ser menor a causa de efectos de enfriamiento.

La curva 2 aplica a objetos teniendo un coeficiente de conductividad térmico bajo, por ejemplo, madera. En este caso las temperaturas de equilibrio son alcanzadas dentro de un tiempo más corto comparado con el de los objetos metálicos. La deshidratación de la madera tiene lugar a los 500°F, la descomposición a 700°F, y la ignición probablemente a 800°F, correspondiendo a 1300, 3000 y 4000 BTU/(hr)(ft²), respectivamente. Esto significa que las estructuras de madera y vegetación en un área con intensidad de calor de 3000 a 4000 BTU/(hr)(ft²) y mayores pueden alcanzar el punto de ignición y quemarse. La pintura en equipo puede también ser dañada. Por lo tanto, es recomendado que el equipo localizado en esta área sea protegido por escudos de calor, o equipo para esprear agua en el caso de que la instalación de una chimenea de suficiente altura para reducir el calor de radiación sea impráctico.

Para resumir:



U N A M	FES -ZARAGOZA-
TEMPERATURA DE EQUIPO DE ACERO VS. TIEMPO DE EXPOSICION	
ELAB: J. GARCIA	FIG. VII. 1.1
REV. J. CAMACHO	MAYO. 95



U N A M	FES -ZARAGOZA-
TEMPERATURA DE EQUILIBRIO VS. INTENSIDAD DE CALOR RADIANTE	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VII.1.2
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

intensidad de calor	protección requerida para:
BTU/(hr)(ft ²)	
1500 y mayor	personal de operación
3000 y mayor	equipo

ver también fig. VII.1.3.

Para encontrar la intensidad de calor en cualquier punto P a "X" FT de la base de la chimenea, considera la fig. VII.1.4. La intensidad de calor esta dada por:

$$q = (EQ)/(4\pi R^2) \quad (\text{VII.1.11})$$

Donde:

q = intensidad de calor, BTU/(hr)(ft²)

E = emisividad de la flama.

Q = calor generado por la flama, BTU/hr

R = distancia del centro de la flama, a Y ft de altura, al punto P, ft.

La emisividad, la cual depende de la luminosidad de la flama, es para el metano 0.20 (M = 16), propano 0.33 (M=44), y para hidrocarburos de mayor peso molecular 0.40; esto puede entonces ser representado aproximadamente por:

$$E = 0.048 M^{1/2} \quad (\text{VII.1.12})$$

O mediante la relación siguientes:

$$E_k = 0.20 (hc/900)^{1/2} \quad (\text{VII.1.13})$$

En la cual

$$hc = 50M + 100 \text{ para hidrocarburos} \quad (\text{VII.1.14})$$

$$\text{y } hc = \sum n h c_i \text{ para mezclas de gases} \quad (\text{VII.1.15})$$

n es la fracción mol.

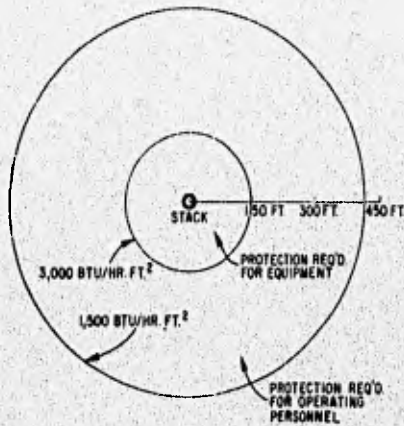
El calor generado por la flama puede ser expresado por:

$$Q = 20,000 W \quad (\text{VII.1.16})$$

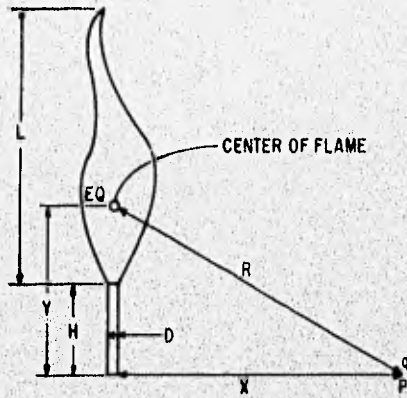
O bien

$$Q_k = (W \sum n h c_i) (379/M) \quad (\text{VII.1.17})$$

CIRCULOS DE 1500 Y 3000 BTU/HR FT DE
 INTENSIDAD DE CALOR PARA UN QUEMADOR
 DE 48" DE DIAM., 200 FT DE ALTURA,
 CARGA DE 970000 LB/HR, Y PESO MOLECU
 LAR DE 44.



U N A M	FES -ZARAGOZA-
ELAB. J. GARCIA	FIG. VII.1.3
REV. J. CAMACHO	MAYO 95



U N A M	FES -ZARAGOZA-
INTENSIDAD DE CALOR RADIANTE q A CUALQUIER PUNTO P	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VII.1.4
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

En la ec. VII.1.16, W es el flujo de vapor, lb/hr, basado en un valor calorífico de 20 000 BTU/lb. El cuadrado de la distancia, R^2 , puede ser encontrado por medio de:

$$Y = (H + L)^{1/2} \quad (\text{VII.1.18})$$

$$Y \quad L = 120 Df \quad (\text{VII.1.19})$$

Donde "Y" es la altura al centro de la flama, ft.; Df es el diámetro de la chimenea (ver ec. VII.1.4), ft; y L es la longitud de la flama, ft. De aquí que:

$$R^2 = X^2 + Y^2 \quad (\text{VII.1.20})$$

$$R^2 = X^2 + H(H + 120 Df) \quad (\text{VII.1.21})$$

Ahora la ecuación VII.1.11 se hace:

$$q = q_1 / q_2 \quad (\text{VII.1.22})$$

Donde:

$$q_1 = 960 W M^{1/2}$$

$$q_2 = 4\pi(X^2 + H(H + 120 Df))$$

Que resolviendo para "H", obtenemos:

$$H = (-B \pm (B^2 - 4AC)^{1/2}) / 2A \quad (\text{VII.1.23})$$

Con:

$$A = 1 \quad (\text{VII.1.24})$$

$$B = 120 Df \quad (\text{VII.1.25})$$

$$C = X^2 - ((960 W M^{1/2}) / (4\pi q)) \quad (\text{VII.1.26})$$

La ecuación VII.1.22 puede ser usada para obtener la intensidad de calor en un punto dado "P", a "X" ft de la base de la chimenea. Si la intensidad de calor en la base de la chimenea no excede a 1500 BTU/(hr)(ft²), sustituir $X=0$ y $q=1500$ dentro de la ecuación, y resolver para "H" para encontrar la altura requerida por la chimenea.

En la selección de una localización apropiada para el quemador es útil graficar las intensidades de calor de 1500 y 3000 BTU/(hr)(ft²) como se ve en la fig. VII.1.3.

VII.1.1.3.- QUEMADORES SIN HUMO.

El quemado sin humo esta basado en el principio del aumento de la combustión mediante la inyección de vapor dentro de la flama, debido a la creación de turbulencia en los gases de reacción y a la inspiración del aire, reduciendo así la formación de hollín. La formación de hollín es también reducido por la reacción del vapor de agua, $C+H_2O \rightarrow CO+H_2$, promovida por la adición del vapor.

La tendencia de los vapores de hidrocarburos a formar humo cuando se queman depende de su estructura molecular, grado de insaturación, y peso molecular entre otras cosas. Los productos de reacción de la combustión de hidrocarburos con aire son principalmente vapor y dióxido de carbono.

A mayor peso molecular del hidrocarburo, menor es la relación vapor a dióxido de carbono, y mayor es la tendencia a hacer humo. Si ahora, en forma arbitraria, la relación de vapor a dióxido de carbono se mantiene constante mediante la inyección de vapor para reducir la formación de humo, puede entonces ser derivado el flujo de vapor en base a una relación en peso, vapor-dióxido de carbono de aproximadamente 0.7;

$$W_{stm} = Whc (0.68 - (10.8/M)) \quad (VII.1.27)$$

Donde:

W_{stm} = lb/hr de vapor, Whc = lb/hr de hidrocarburo, y M = peso molecular.

De la ec. VII.1.27 se encuentra fácilmente que alrededor de 0.3 lb de vapor es requerido para una flama sin humo de una libra de hidrocarburo con peso molecular de 28. Esto está de acuerdo con el resultado de un análisis de datos en flama sin humo (con la excepción de que ninguna dependencia con el peso molecular fue notado).

VII.1.1.6.- GAS DE PURGA.

El propósito de usar un gas de purga (gas combustible o gas inerte) es para asegurar un flujo positivo de gas en la chimenea y así prevenir el retroceso de la flama. Sin un gas de purga, el aire puede entrar a la chimenea por difusión. Este puede traer consigo un retroceso de flama o aún más, una explosión en la chimenea.

Una condición de seguridad existe si un flujo positivo de gas libre de oxígeno es mantenido, tal que la concentración de oxígeno en 25 ft de chimenea medidos desde su tope no sea mayor a 6%.

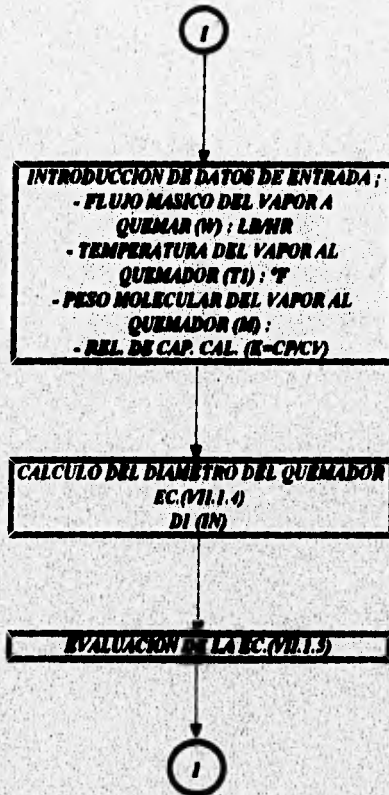
El flujo de gas de purga, CFH (ft³/hr), se supone depende del peso molecular, M, y el diámetro, d(in) conforme a la siguiente relación:

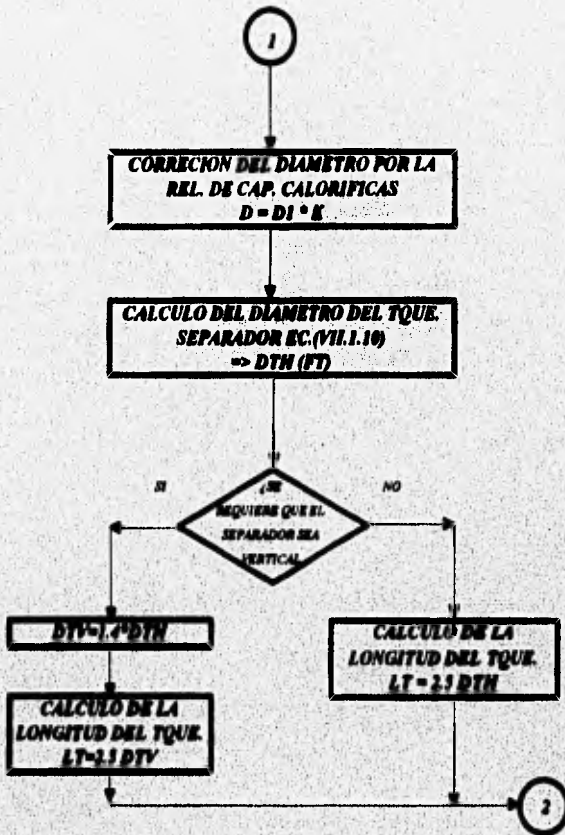
$$\text{CFH} = b M^{0.565} d^3 \quad (\text{VII.1.28})$$

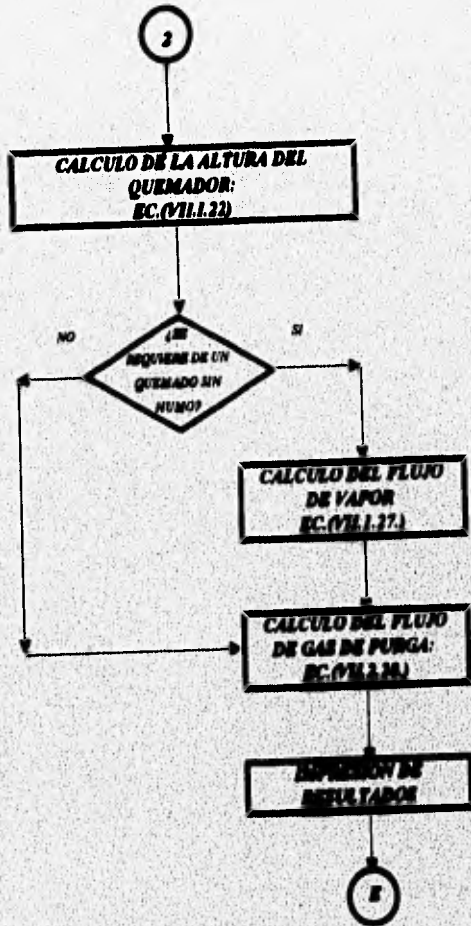
Donde $b = 0.214$ es una constante derivada de datos experimentales para una chimenea con un diámetro de 24", y para hidrógeno y nitrógeno como gases de purga, menores flujos de purga se ocupan si se monta un sello molecular en el quemador.

VII.1.3.- SECUENCIA DE CALCULO
 A CONTINUACION SE PRESENTA UN DIAGRAMA LOGICO DE
 CALCULO QUE INVOLUCRA A LAS ECU. PRESENTADAS Y LA
 FORMA EN QUE ESTAS SON UTILIZADAS

I=INICIA
 E=TERMINA







VII.1.3.- EJEMPLO DE APLICACION:

DATOS DE ENTRADA

 FLUJO MASICO DEL VAPOR HC AL QUEMADOR (LB/HR).....= 330000
 TEMPERATURA DEL VAPOR HC AL QUEMADOR (F).....= 300
 PESO MOLECULAR DEL VAPOR HC AL QUEMADOR.....= 50
 RELACION DE CAPS. CALORIFICAS (k=CP/CV).....= 1.2

R E S U L T A D O S

 DIAMETRO DEL QUEMADOR (IN).....= 30.74337
 DIAM. DEL TQUE. SEPARADOR (TIPO HORIZONTAL), FT.....= 11.39988
 LONGITUD TOTAL DEL SEPARADOR (FT).....= 28.4997
 ALTURA DEL QUEMADOR (q=1500, X=0), FT.....= 223.7356
 FLUJO MAX. DE HC EN EL DIAM. DE QUEM. CALCULADO (LB/HR)= 99000.01
 FLUJO DE VAP. (H2O) REQUERIDO P/UN QUEM. SIN HUMO(LB/HR)= 45936
 FLUJO DE GAS DE PURGA REQUERIDO (FT³/HR), H2 Y/O N2.....= 681.9465

DATOS DE ENTRADA

 FLUJO MASICO DEL VAPOR HC AL QUEMADOR (LB/HR).....= 330000
 TEMPERATURA DEL VAPOR HC AL QUEMADOR (F).....= 300
 PESO MOLECULAR DEL VAPOR HC AL QUEMADOR.....= 50
 RELACION DE CAPS. CALORIFICAS (k=CP/CV).....= 1.2

R E S U L T A D O S

 DIAMETRO DEL QUEMADOR (IN).....= 30.74337
 DIAM. DEL TQUE. SEPARADOR (TIPO VERTICAL), FT.....= 15.95983
 LONGITUD TOTAL DEL TQUE. SEPARADOR, FT.....= 39.89958
 ALTURA DEL QUEMADOR (q=1500, X=0), FT.....= 223.7356
 FLUJO DE GAS DE PURGA REQUERIDO (FT³/HR), H2 Y/O N2.....= 681.9465

VII.2. - COMPRESORES.

VII.2.1.- ECUACIONES DE TRABAJO

VII.2.1.1.- ANTECEDENTES.

No hay un tipo de compresor que pueda ser adaptado a una aplicación particular. Las condiciones de operación, espacio y restricciones de peso deben ser revisados antes de que el compresor apropiado sea seleccionado.

Los compresores pueden ser clasificados en dos tipos básicos: reciprocantes y centrífugos. El compresor reciprocante se utiliza para manejar bajos flujos y altas presiones, mientras el centrífugo es preferido para el manejo de altos flujos y presiones bajas.

VII.2.1.2.- ECUACIONES GENERALES.

Hay dos caminos para llevar a cabo los cálculos termodinámicos de compresión, estos son:

(1) Un paso adiabático reversible (isentropico); un proceso durante el cual no se adiciona o se extrae calor del sistema. La entropía es constante.

Esto es:

$$PV^k = \text{constante} \quad (\text{VII.2.1})$$

(2) Un paso politrópico reversible: Un proceso durante el cual los cambios en las características del gas durante la compresión son revisados. Esto es:

$$PV^n = \text{constante} \quad (\text{VII.2.2})$$

El proceso a temperatura constante es un caso cuando $n=1$; el cual es equivalente a la compresión isotérmica; el proceso a presión constante $n=0$; y el proceso a volumen constante $n = \infty$. Generalmente, es impráctico construir un equipo de transferencia de calor suficientemente grande para remover el calor de compresión. Por lo tanto, la mayoría de los compresores, tienden a operar a lo largo de un paso politrópico el cual se aproxima al adiabático. La mayoría de los cálculos de compresión se basan en la curva adiabática.

Relaciones pueden ser desarrolladas entre la temperatura, presión y volumen para un proceso politrópico entre el estado 1 y 2. La ley del gas ideal establece que:

$$PV = RT \quad (\text{VII.2.3})$$

Esto es:

$$P_1 V_1^n = P_2 V_2^n \quad (\text{VII.2.4})$$

$$P_1 = RT_1/V_1, \quad P_2 = RT_2/V_2 \quad (\text{VII.2.5})$$

Rearreglando P_1 y P_2 en la ec. anterior:

$$P_1/P_2 = (V_2/V_1)(T_1/T_2) \quad (\text{VII.2.6})$$

Para un proceso politrópico entre los estados 1 y 2:

$$P_1/P_2 = (V_2/V_1)^n \quad (\text{VII.2.7})$$

Substituyendo la ec. (VII.2.6) en la ec. (VII.2.7):

$$(T_1/T_2)(V_2/V_1) = (V_2/V_1)^n \quad (\text{VII.2.8})$$

Por lo tanto:

$$(T_1/T_2) = (V_2/V_1)^{n-1} \quad (\text{VII.2.9})$$

O bien:

$$(V_2/V_1) = (T_2/T_1)^{1/(n-1)} \quad (\text{VII.2.10})$$

Sustituyendo la ec. (VII.2.10) en la ec. (VII.2.7):

$$(P_1/P_2) = (T_1/T_2)^{n/(n-1)} \quad (\text{VII.2.11})$$

El trabajo de compresión puede ser calculado de las relaciones de presión-volumen

como sigue:

$$W = \int_1^2 P \, dv \quad (\text{VII.2.12})$$

Además:

$$PV^n = C$$

Para un proceso politrópico:

$$W = \int_1^2 C \, dv/V^n \quad (\text{VII.2.13})$$

Integrando la ec. anterior:

$$W = C \int_1^2 V^{-n} \, dV = (CV_2^{1-n} - CV_1^{1-n})/(1-n) \quad (\text{VII.2.14})$$

$$\text{Con: } C = P_2 V_2^n = P_1 V_1^n$$

Por lo tanto la ec. (VII.2.14) puede expresarse como:

$$W = (P_2 V_2 - P_1 V_1)/(1-n) \quad (\text{VII.2.15})$$

Usando las leyes del gas ideal:

$$P_2 V_2 = mRT_2, \quad P_1 V_1 = mRT_1$$

La ec. (VII.2.15) se hace:

$$W = (mR(T_2 - T_1))/(1 - n) \quad (\text{VII.2.16})$$

Para la compresión politrópica, el trabajo hecho es definido por:

$$W = (nR(T_2 - T_1))/(1 - n) \quad (\text{VII.2.17})$$

El trabajo de compresión politrópica puede expresarse como:

$$W = (n/(n-1))(P_1 V_1 - P_2 V_2) \quad (\text{VII.2.18})$$

Puesto que el proceso de 1 a 2 es politrópico, se tiene:

$$P_1 V_1^n = P_2 V_2^n \quad (\text{VII.2.19})$$

De donde:

$$V_2/V_1 = (P_1/P_2)^{1/n} \quad (\text{VII.2.20})$$

De la ec. (VII.2.18):

$$W = (n/(n-1))(P_1 V_1)(1 - ((P_2 V_2)/(P_1 V_1))) \quad (\text{VII.2.21})$$

Y:

$$P_2 V_2/P_1 V_1 = (P_2/P_1)^{n-1/n} \quad (\text{VII.2.22})$$

Sustituyendo la ec. (VII.2.22) en la ec. (VII.2.21):

$$W = (n/(n-1))(P_1 V_1)(1 - ((P_2/P_1)^{(n-1)/n})) \quad (\text{VII.2.23})$$

Si hacemos:

$R_c = P_2/P_1 =$ relación de compresión, la ec. (VII.2.23) tendrá la forma siguiente:

$$W = (n/(n-1))P_1 V_1(1 - R_c^{(n-1)/n}) \quad (\text{VII.2.24})$$

VII.2.1.3. - COMPRESION POLITROPICA.

Los procesos de compresión real operan entre un proceso de compresión adiabática y uno de compresión isotérmica. Los procesos de compresión actuales son politrópicos debido a que el gas que se está comprimiendo no está a entropía constante como en el proceso adiabático, o a temperatura constante como en el proceso isotérmico.

Generalmente, los compresores tienen características de funcionamiento análogas a las bombas. Sus curvas de operación relacionan flujo y carga. La carga desarrollada por un fluido entre los estados 1 y 2 pueden ser derivados de la ecuación termodinámica general.

$$H = \int_1^2 V dP \quad (\text{VII.2.25})$$

Donde:

H = carga, KJ/kg

P = presión, bar.

V = volumen específico del fluido, m^3/Kg .

Para una compresión politrópica, la relación Presión-Volumen es:

$$PV^n = \text{Constante.}$$

O bien:

$$V = C_1 / P^{1/n} \quad (\text{VII.2.26})$$

Donde: V = volumen molar, $\text{m}^3/(\text{Kg mol})$

Para la carga politrópica, H_p , V puede ser sustituida en la ec. (VII.2.25). La carga politrópica es definida por:

$$H_p = \int_1^2 (C_1 / P^{1/n}) dP \quad (\text{VII.2.27})$$

Por integración de la ec. (VII.2.27) H_p se hace:

$$H_p = C_1 (n/n-1) (P_2^{(n-1)/n} - P_1^{(n-1)/n}) \quad (\text{VII.2.28})$$

$$= C_1 (n/(n-1)) P_1^{(n-1)/n} ((P_2/P_1)^{(n-1)/n} - 1) \quad (\text{VII.2.29})$$

Donde:

$$P_1^{1/n} V_1 = P_2^{1/n} V_2 = C_1 \quad \text{y} \quad R_c = P_2/P_1 \quad (\text{VII.2.30})$$

Sustituyendo estas relaciones en la ec. (VII.2.29), para eliminar C_1 obtenemos:

$$H_p = (n/(n-1)) P_1 V_1 (R_c^{(n-1)/n} - 1) \quad (\text{VII.2.31})$$

Usando la relación siguiente:

$$P_1 V_1 = (Z_1 R T_1) / M_w \quad (\text{VII.2.32})$$

Donde:

Z_1 = factor de compresibilidad a la succión.

T_1 = temperatura absoluta a la succión; °K

M_w = peso molecular, Kg/Kg mol.

R = constante de los gases, 8.314 KJ/Kg mol-°K.

Sustituyendo ec. (VII.2.32) en la ec. (VII.2.31), la carga politrópica H_p , se hace:

$$H_p = (Z_1 R T_1 / M_w) (n / (n-1)) (R_c^{(n-1)/n} - 1) \quad (\text{VII.2.33})$$

Si el factor de compresibilidad, Z_1 , para el gas a la descarga es significativamente diferente del de la succión, entonces el factor de compresibilidad promedio, Z_{avg} , es utilizado para calcular la carga politrópica.

$$Z_{avg} = (Z_1 + Z_2) / 2 \quad (\text{VII.2.34})$$

La carga politrópica es definida entonces por:

$$H_P = (Z_{avg} R T_1 / M_w) (n / (n-1)) (R_c^{(n-1)/n} - 1) \quad (\text{VII.2.35})$$

Está también puede ser expresada por :

$$H_p = (8.314 Z_{avg} T_1 / M_w) (n / (n-1)) (R_c^{(n-1)/n} - 1) \quad (\text{VII.2.36})$$

M_w = masa molecular del gas, Kg/Kg-mol

T_1 = temperatura de succión, °K

H_p = carga politrópica, KJ/Kg.

La temperatura de descarga, t_2 , esta dada por:

$$t_2 = (H_p M_w / Z_{avg} R) (n-1)/n + t_1 \quad (\text{VII.2.37})$$

Se ha encontrado que altas temperaturas requieren de materiales especiales elevando si los costos del compresor. Por lo tanto, compresores multietapa son diseñados dentro del siguiente rango de temperatura 120°C a 150°C.

En compresores industriales o expansores, el paso de compresión o expansión será politrópico. De donde, el trabajo politrópico producido (o requerido) puede ser derivado de la ec. (VII.2.18). Esto es:

$$(-W)_p = (n/(n-1)) (P_2 V_2 - P_1 V_1) \quad (\text{VII.2.38})$$

Puesto que,

$P_1 V_1^n = P_2 V_2^n$ por la condición politrópica,

La ec. (VII.2.38) se hace:

$$(-W)_p = (n/(n-1))P_1 V_1 ((P_2/P_1)^{(n-1)/n} - 1) \quad (\text{VII.2.39})$$

Donde:

$$R_c = P_2/P_1 \text{ y } P_1 V_1 = (Z_1 R T_1)/M_w$$

La ec. (VII.2.39) puede entonces ser expresada de la forma siguiente:

$$(-W)_p = (n/(n-1))(Z_1 R T_1/M_w)(R_c^{(n-1)/n} - 1) \quad (\text{VII.2.40})$$

[=] KJ/Kg

El signo negativo muestra que la potencia es introducida al sistema.

El trabajo actual requerido, esta definido por:

$$(-W)_{\text{actual}} = (-W)_p/E_p, \quad \text{KJ/Kg} \quad (\text{VII.2.41})$$

La potencia requerida es:

$$PW = ((-W)_{\text{actual}} w/3600), \text{ KW} \quad (\text{VII.2.42})$$

VII.2.1.4.- COMPRESION ADIABATICA.

La operación de un compresor recíprocante (de pistón) con grandes áreas de válvulas, o donde las pérdidas en la válvulas son evaluadas, es considerada tan cerca al comportamiento adiabático como pueda ser medido. La definición termodinámica de un proceso adiabático requiere que ningún calor sea adicionado o removido de un sistema en el cual un cambio de estado ocurre. La carga adiabática produce la siguiente ecuación, la cual es similar a la carga politrópica, ec. (VII.2.33), esta expresada como:

$$H_{ad} = (Z_{av} g k T_1/M_w)(k/(k-1))(R_c^{(k-1)/k} - 1), \quad (\text{VII.2.43})$$

[=] KJ/Kg

Esta también se puede expresar por:

$$H_{ad} = (8.314 Z_{av} g T_1/M_w)(k/(k-1))(R_c^{(k-1)/k} - 1) \quad (\text{VII.2.44})$$

[=] KJ/Kg

La temperatura de descarga es:

$$T_2 = T_1 R_c^{(k-1)/k} \quad (\text{VII.2.45})$$

El trabajo adiabático requerido es:

$$(-W)_{ad} = (k/(k-1))(Z_i R T_i / M_w)(R_c^{(k-1)/k} - 1) \quad (\text{VII.2.46})$$

El trabajo adiabático actual requerido es:

$$(-W_{actual})_{ad} = ((-W)_{ad}/E_{ad}), \text{ KJ/Kg} \quad (\text{VII.2.47})$$

La potencia adiabática requerida por el compresor es:

$$P_{Wad} = ((-W_{actual})_{ad} / 3600), \text{ K W} \quad (\text{VII.2.48})$$

VII.2.1.5.- EFICIENCIA.

La eficiencia adiabática, E_{ad} , asume que el trabajo hecho en la compresión del gas es reversible (esto es, no hay pérdida o ganancia de calor, y en el proceso de re-expansión a la presión original, el volumen y la temperatura volverán a sus valores originales)

La eficiencia adiabática, E_{ad} , es definida por:

$$E_{ad} = E_1/E_2 \quad (\text{VII.2.49})$$

$$E_1 = R_c^{(k-1)/k} - 1$$

$$E_2 = R_c^{(n-1)/n} - 1$$

$$k = M_w C_p / (M_w C_p - 8.314) \quad (\text{VII.2.50})$$

La eficiencia politrópica, E_p , es usada para comparar la operación de la politrópica.

Esta es definida por:

$$(n/(n-1)) = (k/(k-1))E_p \quad (\text{VII.2.51})$$

La eficiencia politrópica asume que se pierde calor (por radiación o conducción) o se gana por fricción durante un proceso de compresión actual. La eficiencia politrópica nos da un mejor estimado de la elevación de temperatura. Generalmente, la eficiencia politrópica es utilizada en los cálculos de un compresor centrífugo.

La tabla (VII.2.1) muestra algunas eficiencias politrópicas para diferentes tipos de compresores.

TABLA (VII.2.1). EFICIENCIAS POLITROPICAS PARA VARIOS TIPOS DE COMPRESORES.

EQUIPO	CONDICION	Ep
COMPRESOR CENTRIFUGO	LA MEJOR	0.80
COMPRESOR CENTRIFUGO	FAVORABLE	0.72
COMPRESOR RECIPROCANTE	LA MEJOR	1.00
COMPRESOR RECIPROCANTE	FAVORABLE	0.92
COMP. AXIAL O DE ALABE ROTATORIO	LA MEJOR	0.92
COMP. AXIAL O DE ALABE ROTATORIO	FAVORABLE	0.85
COMP. ROTATORIO DE LOBULOS	PROMEDIO	0.57

La figura (VII.2.1) muestra la relación entre la eficiencia politrópica y la adiabática (isentrópica) de un gas ideal.

El flujo másico, w , Kg/hr, puede ser determinado del flujo volumétrico, Q , m³/hr, de la forma siguiente:

$$w = Q\rho \quad (\text{VII.2.52})$$

Donde:

$$\rho = \text{masa} / \text{volumen} = PMw/ZRT \quad (\text{VII.2.53})$$

Sustituyendo la ec. (VII.2.53) en la ec. (VII.2.52), w se hace:

$$w = (QP_1Mw)/(Z_1RT_1) \quad (\text{VII.2.54})$$

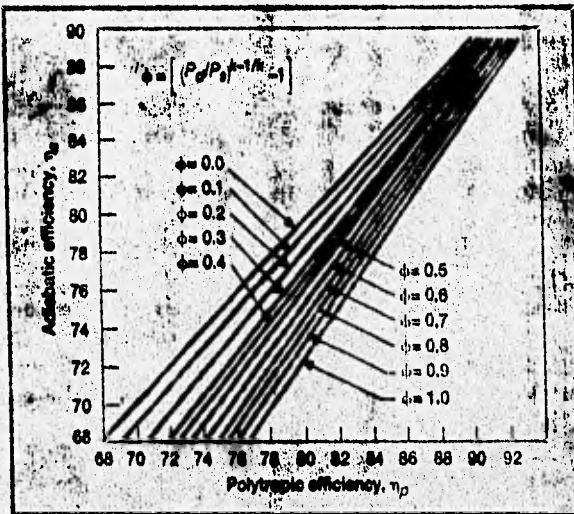
$$= (Q 12.0279 P_1Mw)/(Z_1T_1) \quad (\text{VII.2.55})$$

El flujo volumétrico de descarga, Q_d , es definido por:

$$Q_d = Q(P_1/P_2)(T_2/T_1)(Z_2/Z_1), \text{ m}^3/\text{hr} \quad (\text{VII.2.56})$$

El volumen actual de entrada, Q_s , es el volumen aspirado dentro del cilindro de un compresor recíprocante durante el tiempo de succión, o arrastrado a la entrada del impulsor de un compresor centrífugo, Q_s está definido por:

$$Q_s = Q_s(n)(1.01325/P_s)(T_1/288.15)Z_1, \text{ m}^3/\text{seg.} \quad (\text{VII.2.57})$$



U N A M	FES -ZARAGOZA-
RELACION ENTRE LA EFICIENCIA POLITROPICA Y ADIABATICA PARA UN GAS IDEAL ($\gamma=1$)	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VII.2.1
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

Generalmente, si la relación de compresión para máquinas de pistón es menor que 5 o 6, una sola etapa de compresión es utilizada. Si la relación de compresión total esta entre 6 y 36, dos etapas de compresión serán requeridas. Tres o más etapas pueden ser requeridas para relaciones de compresión mayores a 36.

VII.2.1.6.- PERDIDAS MECANICAS

Después de que se ha calculado la potencia (del gas) por el método de compresión adiabática o politrópica, pérdidas de potencia debido a la fricción en baleros, sellos y otros deben ser adicionadas, aunque no hay un método exacto para estimar las pérdidas mecánicas, la tabla (VII.2.2) nos da en forma aproximada las pérdidas mecánicas como un porcentaje de los requerimientos de potencia (del gas).

TABLA (VII.2.2).- PERDIDAS MECANICAS COMO UN PORCENTAJE DE LOS REQUERIMIENTOS DE POTENCIA DEL GAS (DATOS APROXIMADOS).

REQUERIMIENTOS DE POTENCIA DEL GAS.

UNIDADES INGLESAS (HP)	UNIDADES METRICAS (KW)	PERDIDAS MECANICAS (%)
0-3000	0-2500	3
3000-6000	2500-5000	2.5
6000-10,000	5000-7500	2.0
10000+	7500+	1.5

Las pérdidas mecánicas pueden ser calculadas por:

$$\text{Pérdidas mec.} = \text{potencia} \cdot (\% \text{pérd. mec}) \quad (\text{VII.2.58})$$

La potencia total requerida es:

$$\text{P}_{\text{tot}} = \text{potencia} + \text{pérdidas mecánicas.} \quad (\text{VII.2.59})$$

VII.2.1.7.- CORRIENTES DE GAS MULTICOMPONENTE.

Diseñar un compresor de gas para una mezcla de gases envuelve el estimado de las propiedades termodinámicas de la mezcla. El procedimiento para calcular las propiedades de mezcla es usar el promedio molar ponderado de la propiedad. Estas propiedades termodinámicas son estimadas de la forma siguiente:

Peso Molecular:

$$M_{w,mezcla} = \sum_{i=1}^n y_i M_i \quad (\text{VII.2.60})$$

Temperatura Reducida:

$$T_{r,mezcla} = \sum_{i=1}^n y_i T_{r,i} \quad (\text{VII.2.61})$$

Presión Reducida:

$$P_{r,mezcla} = \sum_{i=1}^n y_i P_{r,i} \quad (\text{VII.2.62})$$

Capacidad Calorífica Molar:

$$M_{Cp,mezcla} = \sum_{i=1}^n y_i M_{Cp,i} \quad (\text{VII.2.63})$$

Relación de Capacidades Caloríficas Molares:

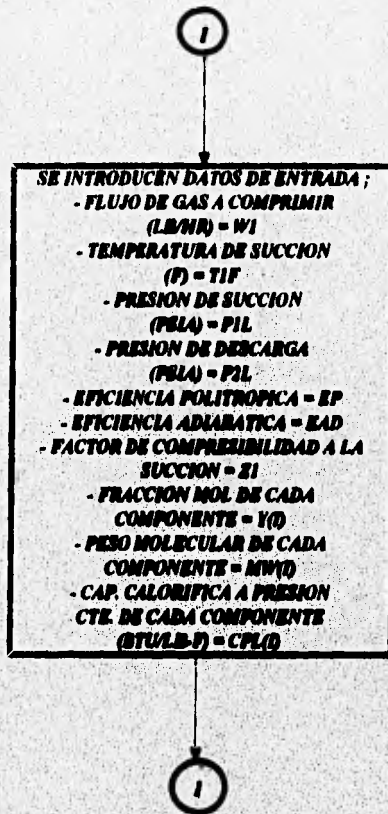
$$\begin{aligned} k_{mezcla} &= M_{Cp,mezcla} / M_{Cv,mezcla} \\ &= M_{Cp,mezcla} / (M_{Cp,mezcla} - 8.314) \end{aligned} \quad (\text{VII.2.64})$$

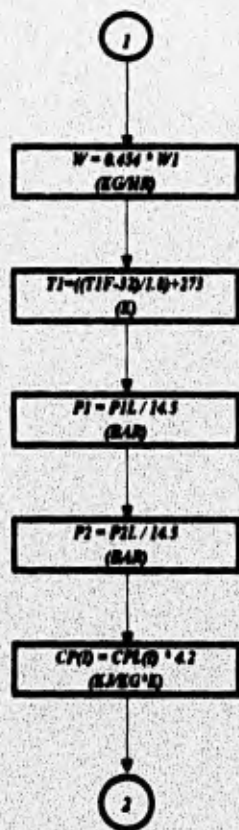
Factor de Compresibilidad:

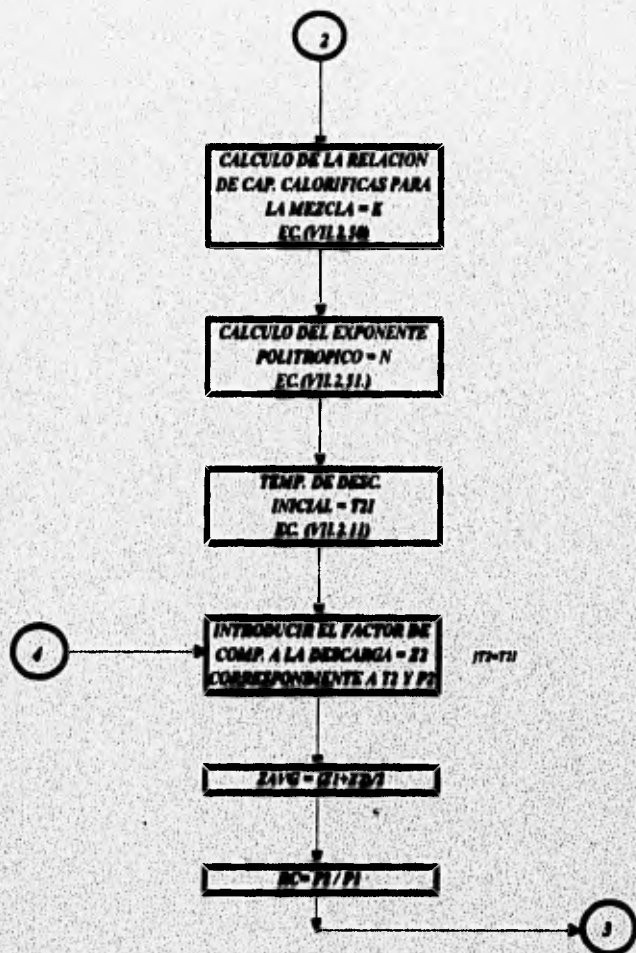
$$Z_{mezcla} = f(T_r, P_r) \quad (\text{VII.2.65})$$

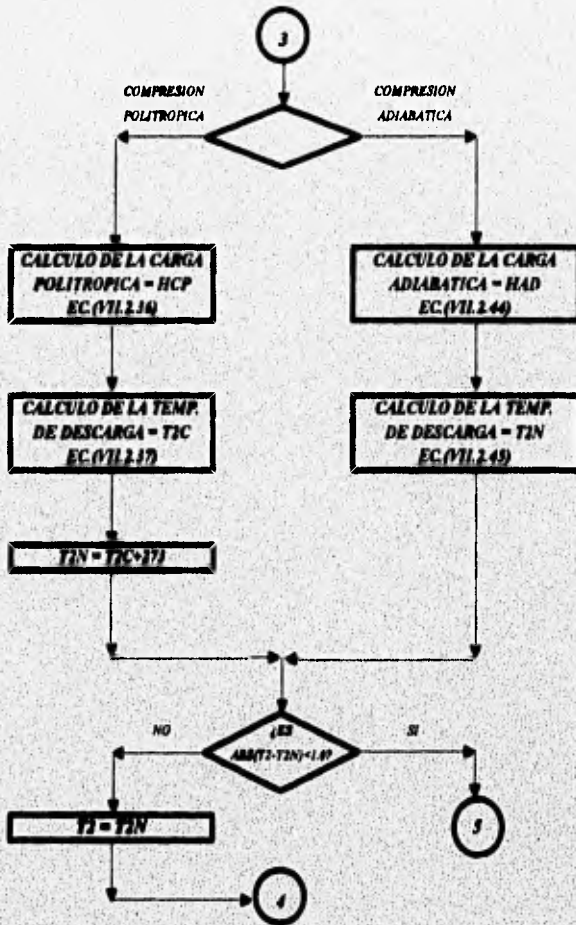
VI .11- FRECUENCIA DE CALCULO
EL PROCEDIMIENTO QUE SE PRESENTA PARA EL CALCULO DE UN
COMPRESOR SE DESGLOSA EN EL SIGUIENTE DIAGRAMA LOGICO DE CALCULO

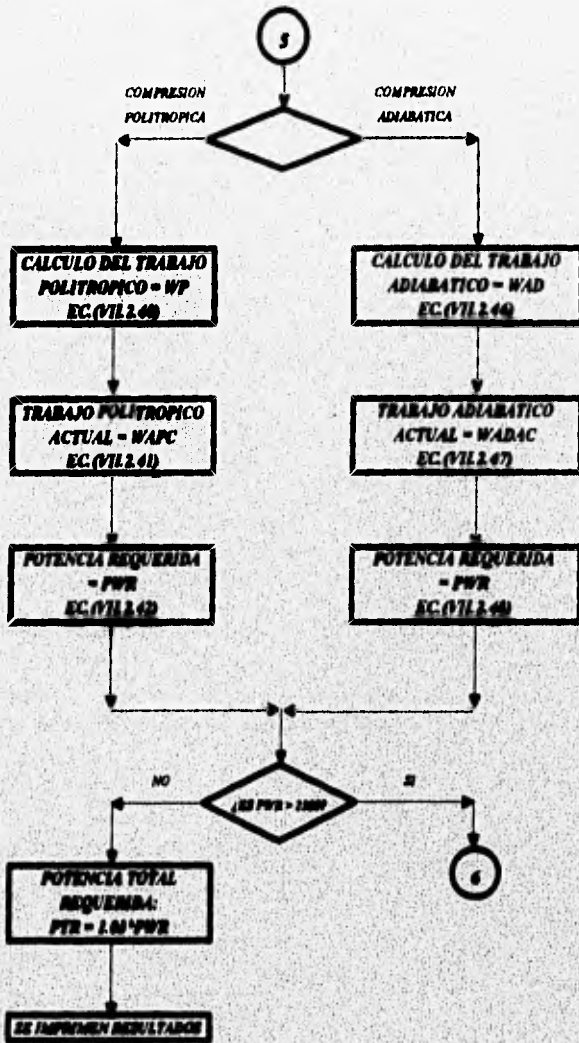
I=INICIA
 E=TERMINA

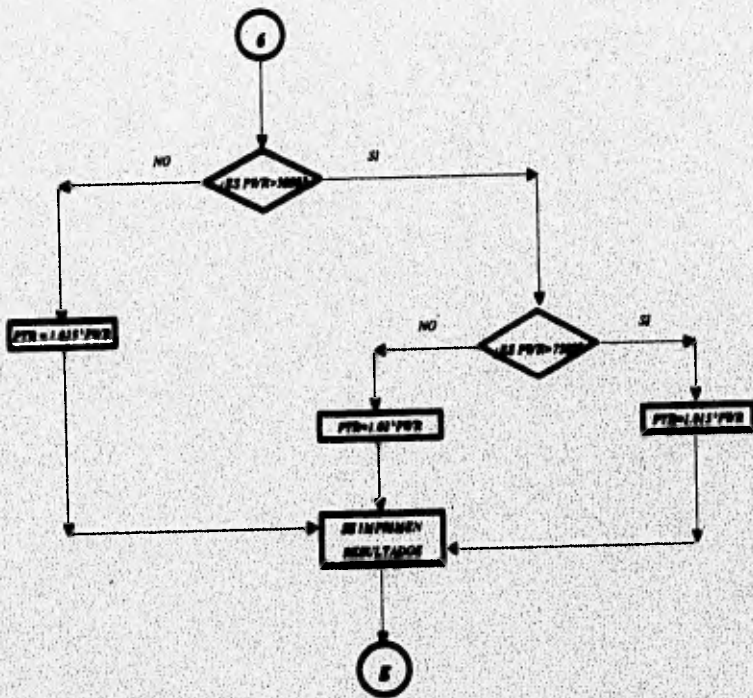












VII.2.3.- EJEMPLO DE APLICACION:

367

DATOS DE ENTRADA

NUMERO DE COMPONENTES EN LA MEZCLA.....= 5

CONDICIONES DE OPERACION.....

FLUJO DE GAS A COMPRIMIR (LB/HR).....= 18040
 TEMPERATURA DE SUCCION (F).....= 151
 PRESION DE SUCCION (PSIA).....= 21.75
 PRESION DE DESCARGA (PSIA).....= 79.75
 EFICIENCIA POLITROPICA.....= .87
 EFICIENCIA ADIABATICA.....= .85

FRACCIONES MOL, TEMP. C., PRES. C. Y FACT.AC. DE C/COMP.

FRACCION MOL DEL COMP.....(1).....= .3
 TEMP. CRITICA (K) DEL COMP..(1).....= 33.111
 PRESION C. (ATM) DEL COMP... (1).....= 12.796
 FACT. ACENT. DEL COMP.....(1).....= .22
 FRACCION MOL DEL COMP.....(2).....= .45
 TEMP. CRITICA (K) DEL COMP..(2).....= 190.222
 PRESION C. (ATM) DEL COMP... (2).....= 45.306
 FACT. ACENT. DEL COMP.....(2).....= .008
 FRACCION MOL DEL COMP.....(3).....= .15
 TEMP. CRITICA (K) DEL COMP..(3).....= 305.222
 PRESION C. (ATM) DEL COMP... (3).....= 48.095
 FACT. ACENT. DEL COMP.....(3).....= .098
 FRACCION MOL DEL COMP.....(4).....= .07
 TEMP. CRITICA (K) DEL COMP..(4).....= 366.333
 PRESION C. (ATM) DEL COMP... (4).....= 41.905
 FACT. ACENT. DEL COMP.....(4).....= .152
 FRACCION MOL DEL COMP.....(5).....= .03
 TEMP. CRITICA (K) DEL COMP..(5).....= 424.666
 PRESION C. (ATM) DEL COMP... (5).....= 37.483
 FACT. ACENT. DEL COMP.....(5).....= .193

PESOS MOLECULARES Y CAPS. CAL. DE C/COMP.

PESO MOLECULAR DEL COMP.....(1).....= 2.01
 CAP. CAL (BTU/LB-F),DEL COMP.(1).....= 6.94
 PESO MOLECULAR DEL COMP.....(2).....= 16.04
 CAP. CAL (BTU/LB-F),DEL COMP.(2).....= 8.95
 PESO MOLECULAR DEL COMP.....(3).....= 30.07
 CAP. CAL (BTU/LB-F),DEL COMP.(3).....= 13.781
 PESO MOLECULAR DEL COMP.....(4).....= 44.09
 CAP. CAL (BTU/LB-F),DEL COMP.(4).....= 19.519
 PESO MOLECULAR DEL COMP.....(5).....= 58.12
 CAP. CAL (BTU/LB-F),DEL COMP.(5).....= 25.81

.....RESULTADOS.....

.....COMPRESION POLITROPICA

FACTOR DE COMP. A LA SUCCION (Z1).....	=	.9984172
TEMPERATURA CRITICA (K) DE LA MEZCLA.....	=	179.6998
PRESION CRITICA DE LA MEZCLA (ATM).....	=	35.49859
FACTOR ACENTRICO DE LA MEZCLA.....	=	-.03127
PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA.....	=	17.1614
CAP. CAL. DE LA MEZCLA (KJ/KG-K).....	=	43.33258
EXONENTE POLITROPICO (n).....	=	1.28293
TEMPERATURA DE DESCARGA (K).....	=	451.6305
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD A LA DESC (Z2)..	=	.9995925
FACTOR DE COMPRESIB. PROM. ((Z1+Z2)/2)....	=	.9990048
RELACION DE COMPRESION (Rc).....	=	3.666667
CARGA POLITROPICA (KJ/KG).....	=	246.9312
TRABAJO POLITROPICO REQUERIDO (KJ/KG).....	=	246.786
TRABAJO POL. REQ. ACT. (KJ/KG),Wp/Ep.....	=	283.662
POTENCIA POLITROPICA REQUERIDA (KW).....	=	645.3438
POT.POL.TOT.REQ.(KW), INCLUYE PERDIDAS MECANICAS.....	=	664.704
POT.POL.TOT.REQ.(HP), INCLUYE PERDIDAS MECANICAS.....	=	495.6698

R E S U L T A D O S.....

.....COMPRESION ADIABATICA

FACTOR DE COMPRESIBILIDAD A LA SUCCION (Z1)= .9984172
 TEMPERATURA CRITICA (K) DE LA MEZCLA.....= 179.6998
 PRESION CRITICA DE LA MEZCLA (ATM).....= 35.49859
 FACTOR ACENTRICO DE LA MEZCLA.....=-.03127
 PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA.....= 17.1614
 CAP. CAL. DE LA MEZCLA (KJ/KG-K).....= 43.33258
 EXPONENTE ADIABATICO (k).....= 1.237417
 TEMPERATURA DE DESCARGA (K).....= 435.1169
 FACT. DE COMP. A LA DESCARGA (Z2).....= .9991417
 FACT. DE COMP. PROMEDIO ((Z2+Z1)/2).....= .9987794
 RELACION DE COMPRESION (Rc).....= 3.666667
 CARGA ADIABATICA (KJ/KG).....= 242.1189
 TRABAJO ADIABATICO REQUERIDO (KJ/KG).....= 242.0311
 TRABAJO AD. ACTUAL (KJ/KG), Wad/Ead.....= 284.7424
 POTENCIA ADIABATICA REQUERIDA (KW).....= 647.8016
 POTENCIA AD.TOT.REQ.(KW), INCLUYE PERDIDAS MECANICAS...= 667.2357
 POTENCIA AD.TOT.REQ.(HP), INCLUYE PERDIDAS MECANICAS...= 497.5576

VII.3.- SEPARADORES LIQUIDO - VAPOR.

VII.3.1.- ECUACIONES DE TRABAJO.

VII.3.1.1.- SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR VERTICALES.

Los separadores liquido-vapor verticales son utilizados principalmente para efectuar la separación de un líquido de un vapor cuando el volumen del primero es pequeño comparado con el del segundo. La separación es llevada a cabo cuando se establece un medio ambiente (ejem. un recipiente) en el cual las partículas de líquido son regidas por la fuerza de gravedad más que por la fuerza del vapor fluyendo.

ECUACION PARA LA VELOCIDAD PERMISIBLE DEL VAPOR.

La fricción (o rozamiento) ejercida sobre una partícula de líquido debido a su movimiento relativo entre esta y el vapor que la rodea esta determinada por la siguiente ecuación:

$$F_d = (C_d A_p \rho_v U^2)/2 \quad \text{VII.3.1}$$

Aquí, C_d = Coeficiente de rozamiento.

A_p = Área proyectada de la partícula.

ρ_v = Densidad del vapor.

U = Velocidad relativa entre la partícula y el vapor que la rodea.

La gravedad acelera la caída de una partícula hasta que esta fuerza es disminuida por la fuerza de rozamiento. Desde ese momento, la partícula cae a una velocidad constante (velocidad terminal). Cuando las partículas son esféricas, la velocidad terminal está dada por:

$$U_t = (U_{t1} / U_{t2})^{1/2} \quad \text{VII.3.2}$$

Donde:

$$U_{t1} = 4gD_p(\rho_l - \rho_v)$$

$$U_{t2} = 3 \rho_v C_d$$

Aquí:

D_p = Diámetro de partícula.

ρ_L = Densidad de la partícula líquida.

ρ_v = Densidad del vapor, o fluido.

En la región de la ley de Stokes (números de Reynolds (Nre) menores a uno y tamaños de partícula que van de 3 a 100 micras), la velocidad terminal se hace:

$$U_t = gD^2\rho(\rho_L - \rho_v) / 18\mu_v \quad \text{VII.3.3}$$

Aquí, μ_v = Viscosidad del vapor.

Sounders y Brown propusieron la expresión:

$$U_s = K((\rho_L - \rho_v) / \rho_v) \quad \text{VII.3.4}$$

Aquí, U_s = Velocidad superficial del vapor.

K = Constante basada en la tensión superficial, tamaño de la gota y características físicas del sistema que afectan el arrastre. Esta velocidad derivada empíricamente fué desarrollada para minimizar el arrastre del fluido al entrar entre platos (de una torre), los valores para K varían de 0.08 para separación entre platos de 6 In a 0.19 para cuando el espaciamiento entre platos es de 42 In.

La similitud entre las ecs. (VII.3.2 y VII.3.4) se hace presente cuando la ec. (VII.3.2) es expresada como:

$$U_t = K'((\rho_L - \rho_v) / \rho_v)^{1/2} \quad \text{VII.3.5}$$

La ecuación anterior da la velocidad terminal del vapor, o la velocidad incipiente de arrastre (velocidad de la partícula = 0) de las partículas de líquido. Para la mayoría de los sistemas, K' varía entre 0.1 y 0.35, con 0.227, el valor para muchos diseños satisfactorios, recomendado excepto cuando consideraciones especiales son justificadas.

CALCULO DEL DIAMETRO DE SEPARADORES VERTICALES.

Debido a que la velocidad del vapor es una función directa del diámetro del recipiente, la ec. (VII.3.5) puede ser usada para diseñar separadores verticales. Después de que el flujo volumétrico del vapor V , ha sido calculado, el área de la sección transversal del separador puede ser determinado mediante:

$$AT = V / U_t \quad \text{VII.3.6}$$

Sin embargo, para asegurar una buena separación, un separador debe ser dimensionado tal que la velocidad permisible del vapor, U_a , sea menor que U_t . Para diseños normales, los investigadores han determinado que U_a debe ser el 15% de U_t . Por lo tanto, el área de la sección transversal del separador, AD , es:

$$AD = V / U_a \quad \text{VII.3.7}$$

Y el diámetro del separador, D , es:

$$D = (4 AD / \pi)^{1/2} \quad \text{VII.3.8}$$

EFFECTO DE LOS ELIMINADORES DE NIEBLA.

Se han desarrollado aditamentos para aglomerar partículas de líquido en una corriente de vapor y así asegurar que estas no sean arrastradas. Algunos actúan como Baffles, causando múltiples cambios en la dirección del flujo del vapor. La inercia mantiene la dirección de las partículas y estas chocan en los baffles.

Como las partículas coalescen sobre los baffles, estas se aglomeran en gotas, las cuales caen debido a la gravedad.

Otros aditamentos, tales como empaques y mallas, proveen una gran área superficial para que el líquido se aglomere. Uno de estos aditamentos que ha ganado amplia aceptación (debido a que es altamente eficiente, relativamente barato y que causa despreciables caídas de presión) es el eliminador de niebla. Usualmente una malla de alambre de metal, este se hace en una variedad de espesores estándar y densidades. Para separadores generales de proceso y deshidratadores en la succión de compresores, un lecho de ac. inoxidable de 4 in de espesor y densidad nominal de 9 lb/ft³ es lo más económico.

Un separador equipado con un eliminador de niebla puede ser considerablemente más pequeño en diámetro que uno que no lo tenga. Debido a esto, las prácticas de diseño permiten ignorar el factor de seguridad del 15%, y dejando que la velocidad permisible del vapor sea igual a la velocidad terminal del vapor, esto es ($U_a = U_t$). Por lo tanto el diámetro del separador será:

$$D = (4 AT / \pi)^{1/2}$$

VII.3.9

ALTURA DEL NIVEL DE LIQUIDO (SUMIDERO).

La altura del nivel de líquido en un separador vertical dependerá principalmente del tiempo de residencia dictado por las consideraciones de proceso. El nivel de líquido será entonces:

$$L = (V \cdot \Theta) / AT \quad \text{con sep. de niebla.} \quad \text{VII.3.10}$$

$$L = (V \cdot \Theta) / AD \quad \text{sin sep. de niebla} \quad \text{VII.3.11}$$

Donde Θ = tiempo de residencia.

OTRAS DIMENSIONES DEL SEPARADOR VERTICAL. (Ver fig. VII.3.1)

Los siguientes criterios son estándares en el proceso de diseñar separadores (líquido-vapor) verticales. Un procedimiento de diseño y configuración del recipiente estandarizados ahorran mucho tiempo de ingeniería. Un separador usualmente es relativamente barato, y la aplicación de un procedimiento riguroso y sofisticado para realizar un diseño óptimo es raramente autorizado

El procedimiento estandar establece que:

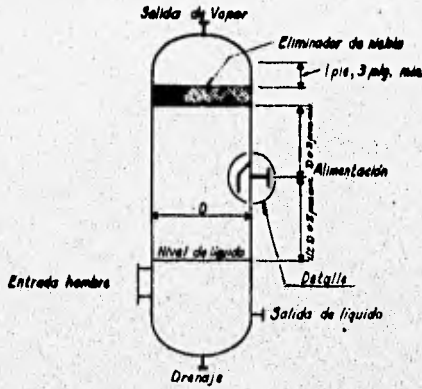
- La velocidad permisible del vapor, U_a , en un separador debe ser igual a la velocidad terminal, U_t , actualizando estas velocidades mediante el diámetro calculado más 6 In (para redondeo), cuando un eliminador de niebla es utilizado. Sin embargo, U_a no debe ser mayor al 15% de U_t cuando el separador no es equipado con el aditamento mencionado.

- El espacio requerido para la separación (líquido-vapor) -La distancia entre cualquier entrada y la parte inferior del eliminador de niebla- debe ser igual al diámetro del separador. Sin embargo, cuando el diámetro del separador es menor a 3 ft, esta altura de separación debe ser como mínimo a 3 ft.

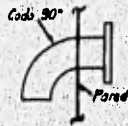
- La distancia entre la boquilla de entrada y el máximo nivel del líquido debe ser igual a la mitad del diámetro del recipiente, pero nunca menor a 2 ft.

- La dimensión entre la línea tangente de la parte superior del separador y el fondo del separador de niebla debe ser como mínimo de 1 ft, 3 in.

RECOMENDACIONES PARA SEPARADORES VERTICALES



a. Detalle de la alimentación $D \geq 30$ pulg.



b. Detalle de la alimentación $D < 30$ pulg.



c. Detalle de la tapa Superior $D < 30$ pulg.

U N A M	YES - ZARAGOZA-
RECOMENDACIONES PARA SEPARADORES VERTICALES.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VII.3.1
REV. J. CANACHO	MAYO 95

- Diámetros de recipientes de 3 ft y mayores deben ser especificados en incrementos de 6 in. Los diámetros del cuerpo del recipiente deben ser especificados como diámetros interiores. Las longitudes de los recipientes deben ser especificados en incrementos de 3 pulgadas. Estos deben ser fabricados con placa.

- Separadores de 30 in de diámetro y menores deben ser especificados para fabricarse de tubo. Los diámetros deben representar los diámetros exteriores. Las tapas de estos separadores deben ser especificadas como bridas de diámetro igual al diámetro del separador, con una brida ciega como cubierta (vease fig.VII.3.1.c). El fondo debe ser estandar o bien una tapa de tubo.

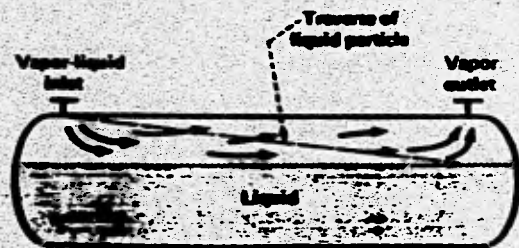
- Las entradas deben tener un arreglo interno para dirigir el flujo hacia abajo. Los recipientes de 3 FT y mayores deben tener una placa, unida al cuerpo, cubriendo la boquilla de entrada, (ver fig. VII.3.1.a) y los recipientes de tubo deben tener un codo de 90° en la boquilla. (Ver fig. VII.3.1.b).

- Las salidas deben tener baffles antivórtices.

- Los eliminadores de niebla deben ser especificados de 4 in de espesor, y una densidad nominal de 9 lb/ft³ en acero inoxidable. El enrollado en espiral de estos no es aceptable.

VII.3.1.2.- SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR HORIZONTALES.

El procedimiento presentado para determinar la velocidad permisible del vapor establece las bases para el diseño de un separador liquido-vapor. Una vez más, el parámetro principal es mantener la velocidad del vapor, suficientemente baja para dar a las partículas de liquido el tiempo suficiente para asentarse antes de que el vapor salga del recipiente. La fig. (VII.3.2) muestra el recorrido aproximado de una partícula del liquido para la cual el tiempo mínimo le ha sido permitido para no ser arrastrada por el vapor. Indicadas en la sección transversal están la fracción de área, F_{av} , y altura F_{hv} .



U N A M	FES -ZARAGOZA-
RECORRIDO APROXIMADO DE UNA PARTICULA DE LIQUIDO.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VII.3.2.
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

Como con el separador vertical, descubrimientos empíricos han mostrado que para un diseño seguro la velocidad permisible del vapor, U_a , en un separador horizontal no debe ser mayor que el 15% de la velocidad terminal calculada, U_t . Otra restricción necesaria es que F_{av} no sea menor al 15% del área de la sección transversal.

En base a lo anterior, un procedimiento práctico para dimensionar separadores (líquido-vapor) horizontales puede ahora ser desarrollado.

La velocidad del vapor en la dirección horizontal, U_h , es calculada del flujo volumétrico, V , y el diámetro del recipiente, D :

$$U_h = V / (\pi / 4) D^2 F_{av} \quad \text{VII.3.12}$$

El tiempo de residencia del gas está dado por:

$$t_r = ((\pi / 4) D^2 L) / V = L / U_h \quad \text{VII.3.13}$$

Aquí, L es la longitud del separador.

El tiempo requerido para que la partícula de líquido se "desprenda" del vapor a la velocidad terminal del vapor, U_t , se encuentra de:

$$t = F_{hv} D / U_t \quad \text{VII.3.14}$$

El tiempo de residencia mínimo del gas puede ser establecido de las ecs. (VII.3.13 y 14):

$$L / U_h = F_{hv} D / U_t \quad \text{VII.3.15}$$

Resolviendo para U_t :

$$U_t = (F_{hv} D U_h) / L = (F_{hv} D V) / (L (\pi / 4) D^2 F_{av}) \quad \text{VII.3.16}$$

Rearreglando con el fin de resolver para D :

$$D = (F_{hv} V / (L/D) (\pi / 4) F_{av})^{1/2} \quad \text{VII.3.17}$$

Calcular el diámetro de un separador mediante la ec. anterior requiere un procedimiento de prueba y error debido a las cuatro variables independientes involucradas. Dos simplificaciones son posibles:

Primero, las relaciones de L/D para separadores horizontales son función de cuestiones económicas y del área disponible para estos equipos. Como una guía general, las siguientes relaciones proporcionan diseños económicos:

TABLA VII.3.1

PRESION DE OPERACION (PSIG)	RELACION (L / D)
0 - 250	3.0
251 -500	4.0
501 y mayores	5.0

Segundo, para un primer tamaño de prueba, establezcamos el nivel del líquido en la línea de centro del separador, tal que $F_h = F_a = 0.5$

Ahora la ec. (VII.3.17) se reduce a:

$$D = (V / 3 (\pi / 4 (0.15 U_t))^{1/2} \quad \text{VII.3.18}$$

$$= (V / (0.35 U_a))^{1/2}$$

La ec. anterior proporciona un buen valor inicial para el procedimiento de prueba y error que resolverá el tamaño de un separador horizontal (líquido-vapor) operando a menos de 251 psig. Se hace notar que la velocidad terminal del vapor, U_t , ha sido sustituida por la velocidad permisible del vapor, U_a , debido a que U_t ha sido multiplicado por el factor de seguridad, 0.15.

Otros criterios de diseño para un separador horizontal.

Las siguientes especificaciones son criterios estandarizados para el diseño de separadores horizontales:

- El nivel máximo de líquido debe proporcionar una altura mínima de vapor de 15 in, pero no estará abajo de la línea de centro del separador.

- El volumen de tapas concavas no se toma en cuenta en los cálculos del tamaño del recipiente.

- Las boquillas de entrada y salida deben ser localizadas tan cerca de las líneas tangentes del recipiente como en la práctica sea posible.

- Las salidas de líquido deben tener baffles antivórtices.

Tamaño del separador como función de la capacidad del líquido.

Cuando el tamaño de un separador horizontal es establecido por el tiempo de residencia del líquido, el diámetro del recipiente debe ser determinado por métodos de prueba y error. Si F_{al} = La fracción de área ocupada por el líquido, el tiempo de residencia, t_h , está dado por:

$$t_h = ((\pi / 4) D^2 F_{al}) / V_l \quad \text{VII.3.19}$$

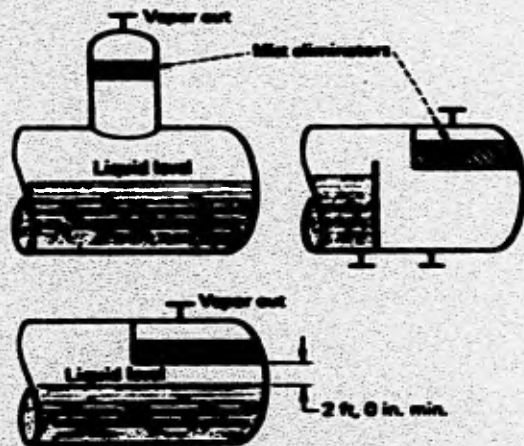
Aquí, L = longitud del recipiente, y V_l = flujo volumétrico del líquido.

Cuando la presión de operación es menor a 251 psig, $L/D = 3.0$. Resolviendo para

D :

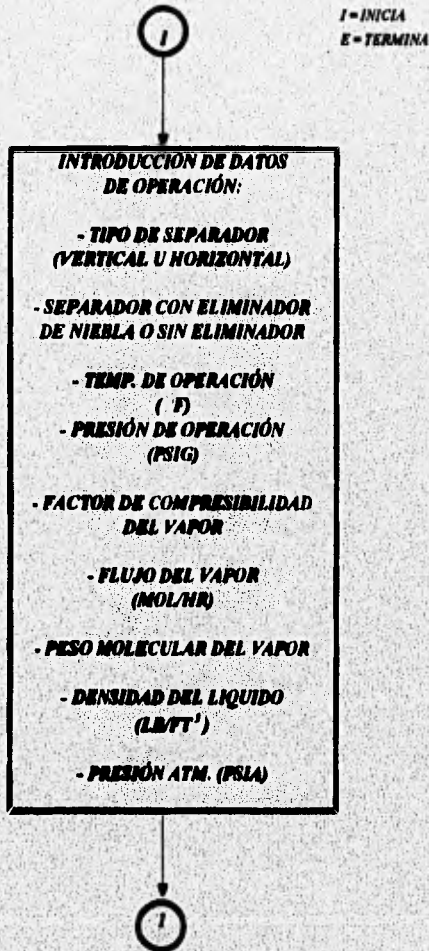
$$D = (t_h V_l / 3 (\pi / 4) F_{al})^{1/3} \quad \text{VII.3.20}$$

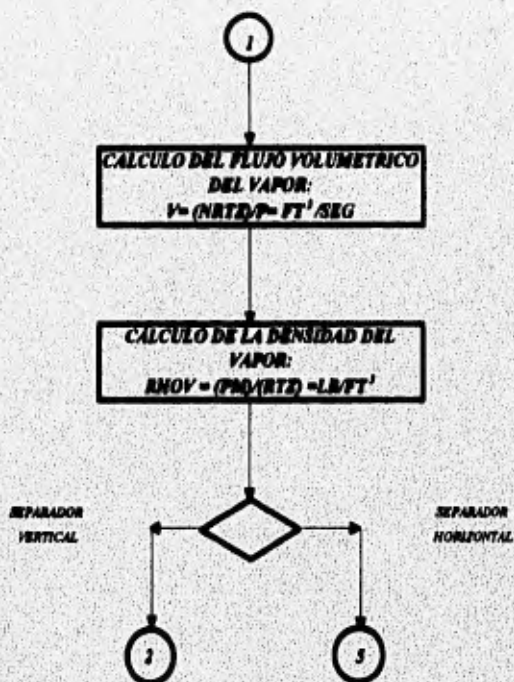
De la misma forma que con los separadores verticales, cuando un separador horizontal es equipado con un eliminador de niebla, la velocidad permisible del vapor, U_a , puede considerarse igual a la velocidad terminal, U_t . La figura (VII.3.3) muestra algunos arreglos típicos de eliminadores de niebla en separadores (líquido-vapor) horizontales.

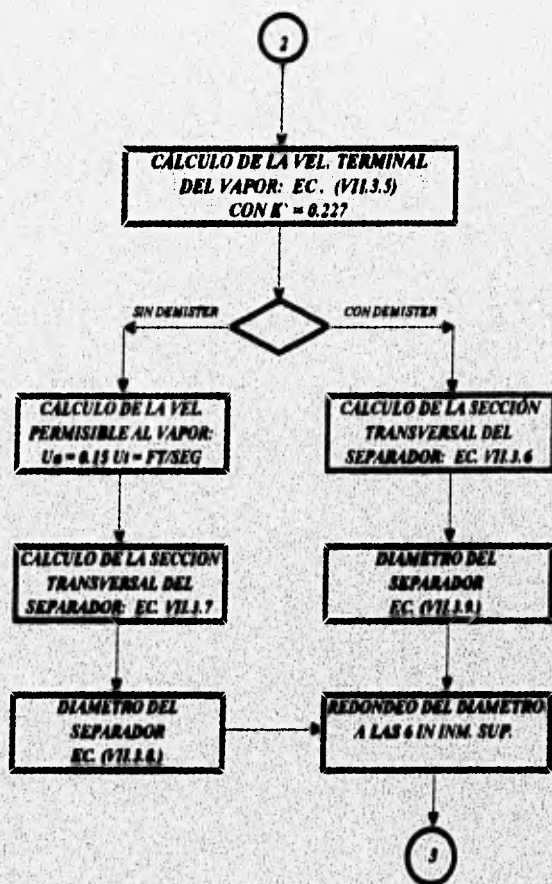


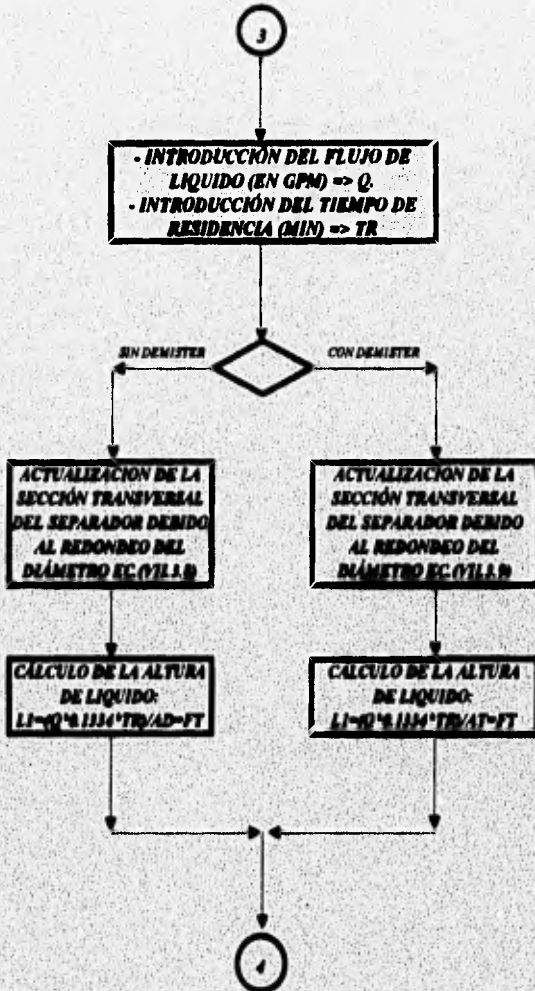
U N A M	FES -ZARAGOZA-
ARREGLOS DE ELIMINADORES EN SEPARADORES HORIZONTALES.	
ELAB. J. GARCIA	FIG. VII.3.3.
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

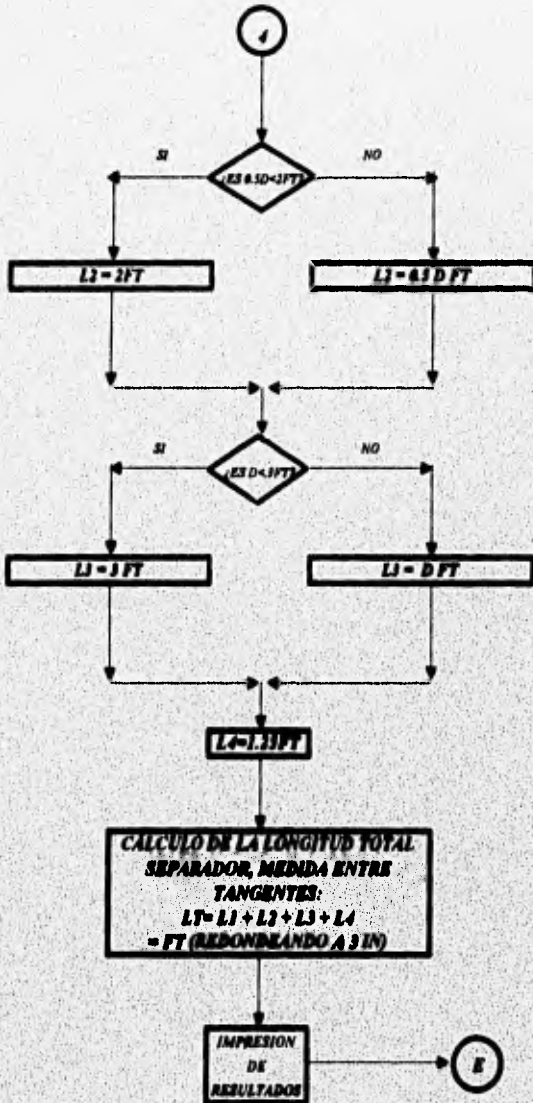
VII.3.2.- SECUENCIA DE CÁLCULO.
 CON EL FIN DE SISTEMATIZAR LAS ECUACIONES Y REGLAS
 ENUMERADAS EN EL APARTADO ANTERIOR, SE PRESENTA A
 CONTINUACIÓN EL SIGUIENTE DIAGRAMA LÓGICO DE CÁLCULO

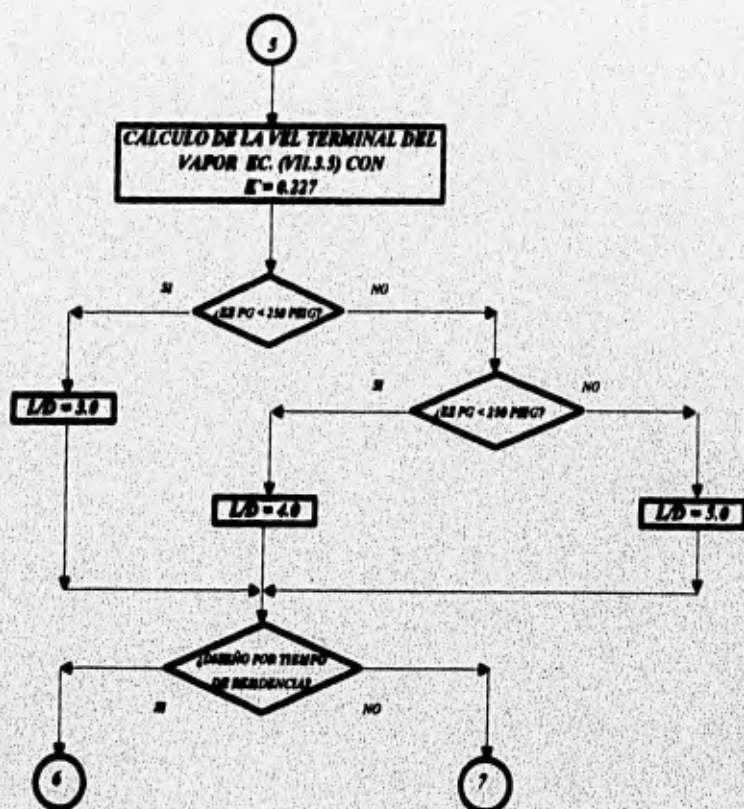


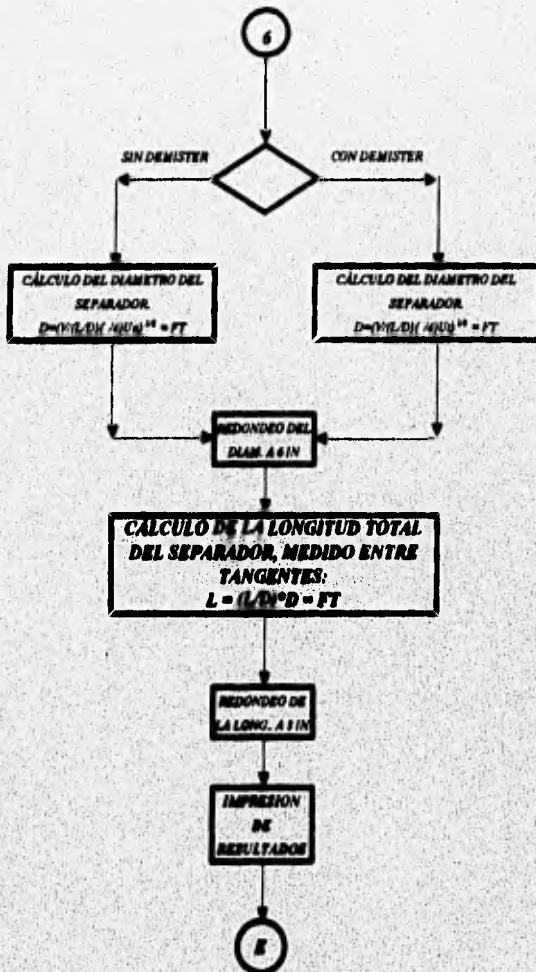


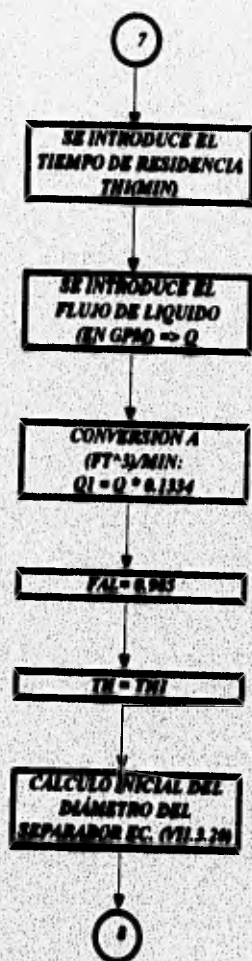


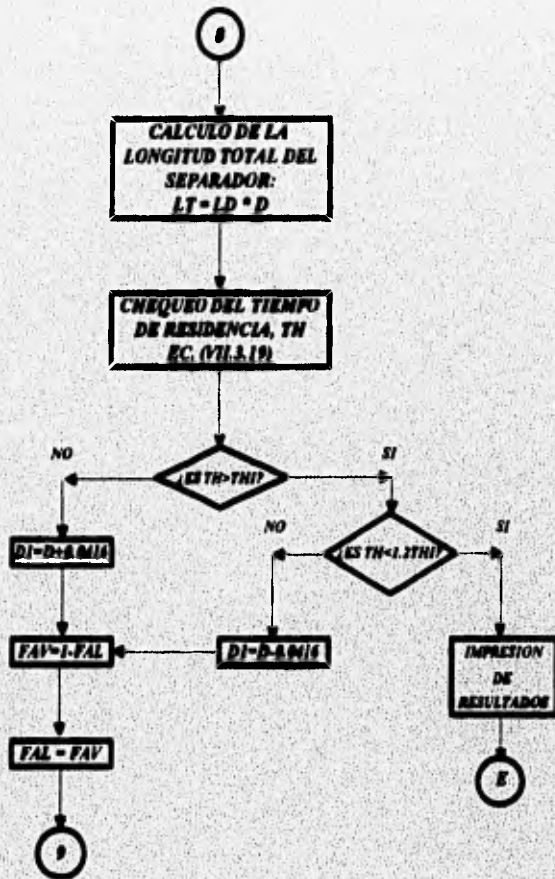


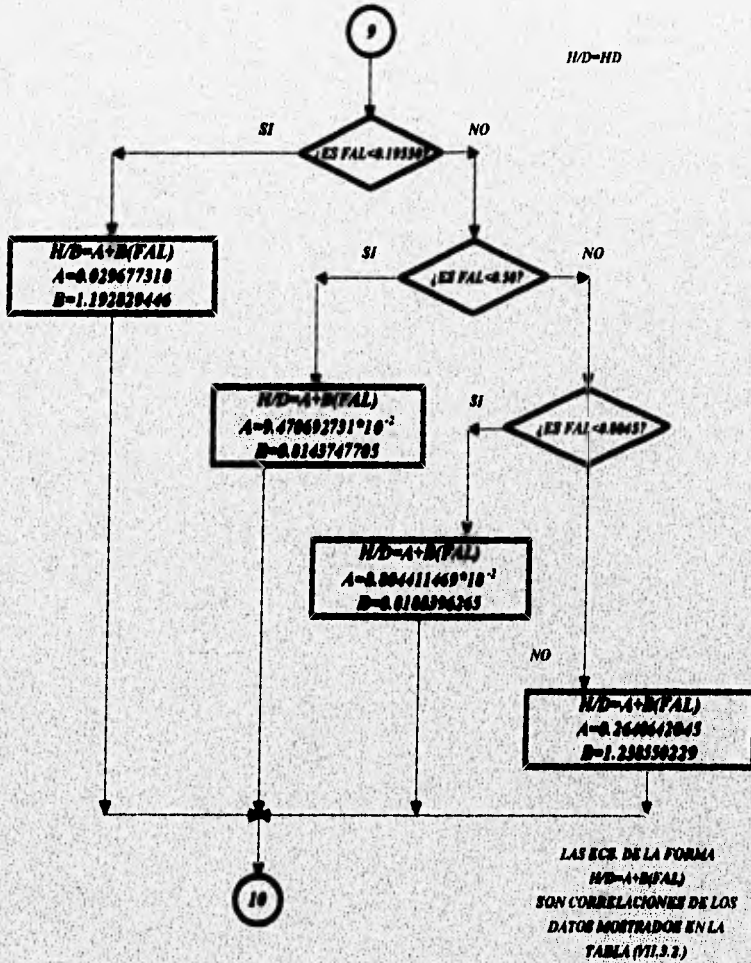


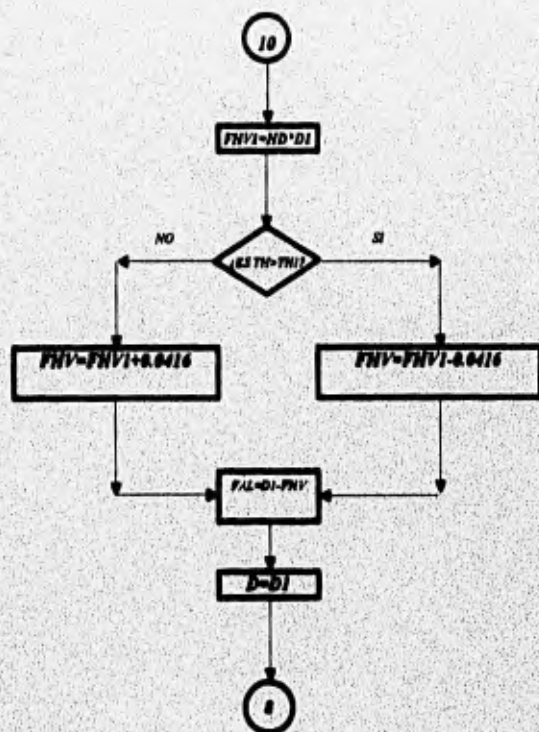




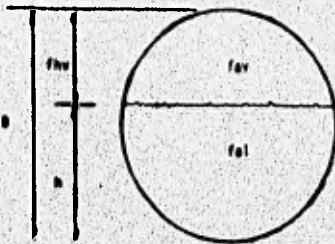








FRACCION h/D DE VOLUMEN		FRACCION h/D DE VOLUMEN		FRACCION h/D DE VOLUMEN		FRACCION d/D DE VOLUMEN	
0.01	0.00169	0.26	0.2066	0.51	0.51273	0.76	0.81545
.02	.00477	.27	.21784	.52	.52546	.77	.82625
.03	.00874	.28	.22921	.53	.53818	.78	.83683
.04	.01342	.29	.2407	.54	.55088	.79	.84734
.05	.01869	.30	.25231	.55	.56356	.80	.85782
.06	.02450	.31	.26348	.56	.57621	.81	.86771
.07	.03077	.32	.27507	.57	.58884	.82	.8776
.08	.03748	.33	.28779	.58	.60142	.83	.88727
.09	.04458	.34	.29901	.59	.61397	.84	.89673
.10	.05204	.35	.31192	.60	.62647	.85	.90594
.11	.05985	.36	.3241	.61	.63892	.86	.91491
.12	.06797	.37	.33636	.62	.65131	.87	.92361
.13	.07639	.38	.34869	.63	.66364	.88	.93203
.14	.08529	.39	.36108	.64	.67592	.89	.94015
.15	.09466	.40	.37353	.65	.68808	.90	.94796
.16	.10327	.41	.38603	.66	.70019	.91	.95542
.17	.11223	.42	.39858	.67	.71221	.92	.96252
.18	.12140	.43	.41116	.68	.72413	.93	.96923
.19	.13079	.44	.42379	.69	.73592	.94	.97555
.20	.14038	.45	.43644	.70	.74769	.95	.98131
.21	.15026	.46	.44918	.71	.75933	.96	.98658
.22	.16032	.47	.46182	.72	.77079	.97	.99124
.23	.17055	.48	.47454	.73	.78216	.98	.99523
.24	.18095	.49	.48727	.74	.79344	.99	.99831
.25	.19150	.50	.5	.75	.8045	1.00	1.0000



U N A M	PRE - TARAGOZA -
FRACCIONES DE VOLUMEN	
ELAB. J. GARCIA	TABLA VII.3.2
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

VII.3.3.- EJEMPLO DE RESULTADOS.

394

RESULTADOS PARA EL SEPARADOR VERTICAL

.....CALCULADO SIN DEMISTER.....

DATOS GENERALES DE ENTRADA

FLUJO MOLAR DEL VAPOR (MOLES/HR).....= 2000
PESO MOLECULAR DEL VAPOR.....= 25
DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT³).....= 58
TEMPERATURA DE OPERACION (F).....= 300
PRESION DE OPERACION (PSIG).....= 250
PRESION ATMOSFERICA (PSIA).....= 14.7
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD -Z-= 1

RESULTADOS GENERALES

VEL. PERMISIBLE DEL VAPOR, U_a (FT/SEG).....= .2858454
FLUJO DEL VAPOR (FT³/SEG).....= 17.11539
AREA DE LA SECCION TRANSVERSAL DEL SEP.(FT²).....= 63.6174
DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT³).....= .8114854
DIAMETRO DEL SEPARADOR (FT).....= 9
ALTURA DE LIQUIDO (FT), L_1= .3494816
SEP. ENTRE ALT. DE LIQ. Y ENT. AL EQ. (FT), L_2= 4.5
SEP. ENTRE LA ENT. AL EQ. Y LA TGTE. DE LA TAPA (FT), L_5 ..= 10.25
LONGITUD TOT.($L_1+L_2+L_5$) DEL SEPARADOR (FT).....= 15

RESULTADOS PARA EL SEPARADOR VERTICAL

.....CALCULADO CON DEMISTER.....

DATOS GENERALES DE ENTRADA

FLUJO MOLAR DEL VAPOR (MOLES/HR).....= 2000
 PESO MOLECULAR DEL VAPOR.....= 25
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT³).....= 58
 TEMPERATURA DE OPERACION (F).....= 300
 PRESION DE OPERACION (PSIG).....= 250
 PRESION ATMOSFERICA (PSIA).....= 14.7
 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD -Z-= 1

RESULTADOS GENERALES

VEL. TERMINAL DEL VAPOR, U_t (FT/SEG).....= 1.905636
 FLUJO DEL VAPOR (FT³/SEG).....= 17.11539
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT³).....= .8114854
 AREA DE LA SECCION TRANSVERSAL DEL SEP. (FT²).....= 12.5664
 DIAMETRO DEL SEPARADOR (FT).....= 4
 ALTURA DEL LIQUIDO (FT), L1.....= 1.769251
 SEP. ENTRE ALT. DEL LIQ. Y LA ENTRADA AL EQ. (FT), L2...= 2
 SEP. ENTRE LA ENT. AL EQ. Y EL L. BAJO DEL DEMISTER (FT), L3..= 4
 SEP. ENTRE L. BAJO DEL DEMISTER Y LA TOTE. DE LA TAPA (FT), L4..= 1.25
 LONGITUD TOT DEL SEPARADOR (L1+L2+L3+L4), FT.....= 9

RESULTADOS PARA EL SEPARADOR HORIZONTAL

.....CALCULADO SIN DEMISTER.....

DATOS GENERALES DE ENTRADA

FLUJO MOLAR DEL VAPOR (MOLES/HR).....= 1000
 PESO MOLECULAR DEL VAPOR.....= 28
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT³).....= 60
 TEMPERATURA DE OPERACION (F).....= 100
 PRESION DE OPERACION (PSIG).....= 300
 PRESION ATMOSFERICA (PSIA).....= 14.7
 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD -Z-= 1

RESULTADOS GENERALES

FACTOR K₀.....= .227
 VEL. PERMISIBLE DEL VAPOR (FT/SEG).....= .2151226
 FLUJO DEL VAPOR (FT³/SEG).....= 5.303816
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT³).....= 1.466449
 DIAMETRO DEL SEPARADOR (FT).....= 3
 LONGITUD DEL SEPARADOR (FT).....= 12
 RELACION L/D.....= 4

RESULTADOS PARA EL SEPARADOR HORIZONTAL

.....CALCULADO CON DEMISTER.....

DATOS GENERALES DE ENTRADA

FLUJO MOLAR DEL VAPOR (MOLES/HR).....= 1000
 PESO MOLECULAR DEL VAPOR.....= 28
 DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/FT³).....= 60
 TEMPERATURA DE OPERACION (F).....= 100
 PRESION DE OPERACION (PSIG).....= 300
 PRESION ATMOSFERICA (PSIA).....= 14.7
 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD -Z-= 1

RESULTADOS GENERALES

FACTOR K₀.....= .227
 VELOCIDAD TERMINAL (FT/SEG).....= 1.434151
 FLUJO DEL VAPOR (FT³/SEG).....= 5.303816
 DENSIDAD DEL VAPOR (LB/FT³).....= 1.466449
 DIAMETRO DEL SEPARADOR (FT).....= 2
 LONGITUD DEL SEPARADOR (FT).....= 8
 RELACION L/D.....= 4

VIII.- CONCLUSIONES.

Ninguno de los algoritmos que se desarrollaron en este trabajo tiene la presentación y/o el alcance de un programa de computadora comercial de razonable calidad, sin embargo; se piensa que el objetivo planteado al inicio de este trabajo se cubre ampliamente debido a lo siguiente:

1.- Hacer uso de los procedimientos de cálculo presentados, esto es: obtener un resultado, modificarlos, copiarlos o simplemente conocerlos, no representará desembolso alguno para el usuario.

2.- La mayoría de los libros que nos muestran un algoritmo de cálculo, desarrollan también un diagrama de flujo y su programa de cómputo para que el usuario, de interesarlo, sólo tenga que capturarlo en su computador, y usarlo. Para el caso de que el lector desee utilizar, por cuestiones de trabajo o cualquier otra razón, alguno de los procedimientos descritos en este reporte, sólo tendrá que introducir en su computador el diskette anexo (de 3 1/2), cargar "Q Basic", incluido en el mismo diskette), y por último "correr" el programa seleccionado de entre los siguientes:

CONSECUTIVO	CLAVE	DESCRIPCION
1	JG2-300	=Cálculo de propiedades
2	JG2-420	=Cálculo de agitadores
3	JG2-431	=Líneas en flujo isotérmico compresible
4	JG2-432	=Líneas que transportan suspensiones
5	JG2-433	=Líneas en flujo isotérmico incompresible
6	JG2-434	=Líneas con flujo a dos fases
7	JG2-440	=Cálculo de bombas
8	JG2-500	=Destilación multicomponente
9	JG2-600	=Intercambiadores de calor
10	JG2-650	=Espesores de aisl. térmico en tuberías
11	JG2-710	=Dim. de un quemador elevado

12	JG2-720	=Compresores
13	JG2-730	=Separadores líquido-vapor

3.- El Ingeniero recién egresado podrá tener un "entrenamiento" inicial u obtener un resultado preliminar al hacer uso de estos algoritmos, lo cual le dará experiencia del ¿cómo? y ¿qué? datos va solicitando un programa para un cálculo dado, así como también lo hará tener presente las ecuaciones básicas de que hace uso un cálculo determinado.

Todos los algoritmos presentados están probados mediante un cálculo de ejemplo, casi en su totalidad reproduciendo un ejercicio de la fuente original, sin embargo (y como siempre), la utilización de los mismos es responsabilidad de usuario, ya que en su mayoría son para obtener un resultado aproximado, al cual debe ir unido el criterio del Ingeniero que lo utiliza, para decidir si ese resultado se establece como definitivo o es sólo un valor a usarse como "aproximado".

Por último, se desea dejar constancia del amplio desarrollo que continuamente se lleva a cabo en esta área de trabajo, mediante la mención y presentación de algunos de los programas comerciales que comúnmente encontramos anunciados en publicaciones especializadas o bien como infraestructura de trabajo de compañías que se dedican al diseño y/o construcción. Se mencionan sólo programas relacionados a la Ingeniería Química.

CONSECUTIVO	NOMBRE DEL PAQUETE O MARCA REG.	DESCRIPCION
1.-	Engineer's AIDE	Desde cálculo de propiedades hasta potencias de compresores.

- | | | |
|-----|-----------------------|---|
| 2.- | GPC | Desde columnas de destilación hasta optimización de redes de intercambiadores de calor. |
| 3.- | B-JAC | Diseño de intercambiadores de calor de varios tipos. |
| 4.- | T-M-A | IDEM |
| 5.- | COADE | Análisis de flexibilidad. |
| 6.- | SPRINKLER-1000 | Cálculo hidráulico de redes de rociadores (sistemas vs incendio). |

IX - APENDICES

IX - APENDICE "A"

NOMENCLATURA DEL APENDICE "A"

- MOLWT=** Peso molecular
- TFP=** Temperatura normal de fusión (K)
- TB =** Temperatura normal de ebullición (K)
- TC =** Temperatura crítica (K)
- PC =** Presión crítica (atm)
- VC =** Volúmen crítico (cm³/g-mol)
- ZC=** Compresibilidad crítica
- OMEGA=** Factor acentrico de Pitzer
- LIQ DEN=** Densidad del líquido a TDEN (g/cm³)
- DIPM =** Momento Dipolar (debyes)
- DELHG =** Entalpia de formación estandar a 298°K (Kcal/g-mol)
- DELGF=** Energía de Gibbs de formación (estandar) a 298°K para gas ideal a 1 atm (Kcal/g-mol)
- HARA-HAR=** Constantes de la ec. de vapor de Harlacher, con la presión de vapor m en mmHg, T en Keivins, y PVP es la presión de vapor:
- $$\text{LN (PVP)} = \text{HARA} + \text{HARB}/T + \text{HARC} \cdot \text{LN}(T) + \text{HARD} \cdot \text{PVP}/T^2$$
- HV -** Calor de vaporización a su punto de ebullición normal, (cal/g-mol).

NO	FORMULA	NAME	HEMT	TFP	TD	TC	PC	VC	EC	OMEGA	L100N	T0EN	D10N
1	NO	ALUM	99.999	99.9	97.9	100.0	99.1	74.0	0.201	-0.004	1.073	99.	0.0
2	NO	ALUM TRICHLORIDE	117.100	107.9	111.7	119.9	104.1	0.110	0.110	1.139	100.	0.0	0.0
3	NO	ALUM TRIFLUORIDE	47.000	144.0	173.3	268.0	47.2	0.42	0.42	0.42	0.42	0.0	0.0
4	NO	ALUMINE	100.000	100.0	101.0	70.0	101.0	127.0	0.070	0.100	1.710	100.	0.0
5	NO	ALUMINUM CHLORIDE	99.999	111.0	107.7	108.7	99.	110.	0.13	0.110	1.047	100.	0.0
6	NO	ALUMINUM	10.000	174.0	203.7	437.0	74.0	100.	0.075	0.110	1.000	100.0	0.0
7	NO	ALUMINUM TRICHLORIDE	177.000	144.0	166.0	169.0	166.0	100.0	0.00	0.00	1.070	100.	0.0
8	NO	ALUMINUM TRIFLUORIDE	100.000	100.0	100.0	107.0	97.0	126.0	0.00	0.100	1.000	100.	0.0
9	NO	BORON	4.000	100.0	100.7	100.0	100.0	100.0	0.100	-0.10	0.100	100.7	0.0
10	NO	BORON OXIDE	100.001	177.0	174.0	140.0	110.0	70.0	0.200	0.100	1.001	100.	1.0
11	NO	BORON TRIFLUORIDE	97.007	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
12	NO	BORON TRICHLORIDE	71.002	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.100	1.001	100.	0.0
13	NO	BORON TRIFLUORIDE	100.000	100.0	107.0	70.0	100.7	100.7	0.001	0.100	1.001	100.	0.0
14	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
15	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
16	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
17	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
18	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
19	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
20	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
21	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
22	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
23	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
24	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
25	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
26	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
27	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
28	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
29	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
30	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
31	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
32	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
33	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
34	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
35	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
36	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
37	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
38	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
39	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0
40	NO	BORON TRICHLORIDE	100.000	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.000	0.000	1.001	100.	0.0

NO	FORMULA	NAME	CPAD A	CPAD B	CPAD C	CPAD D	V100	V1070	DELIN	DEL00	
1	NO	TRICHLORIDE	1.000	-1.070	0.0	1.100	0.0	107.07	10.70	0.0	0.0
2	NO	TRIFLUORIDE	1.007	1.100	1.1	1.100	1.1	107.00	10.70	1.1	1.1
3	NO	ALUMINE	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
4	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
5	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
6	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
7	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
8	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
9	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
10	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
11	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
12	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
13	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
14	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
15	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
16	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
17	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
18	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
19	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
20	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
21	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
22	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
23	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
24	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
25	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
26	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
27	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
28	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
29	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1
30	NO	ALUMINUM	1.100	1.100	1.1	1.100	1.1	100.00	10.00	1.1	1.1

NO	FORMULA	NAME	MOLWT	TPP	TD	TC	PC	VC	IC	OMEGA	LIGENR	IGEN	DIPH
81	C8H16F2	1-CHLORO-1,1-DIFLUORO	166.040	142.0	265.0	410.2	46.7	221.0	0.278	0.300	1.010	101.0	2.0
82	C8H16ClO	ACETYL CHLORIDE	150.960	148.0	275.0	300.0	11.0	260.0	0.280	0.300	1.000	100.0	2.0
83	C8H16Cl2	1,1,2-TRICHLOROETHANE	183.040	154.0	285.0	330.0	11.0	270.0	0.280	0.300	1.000	100.0	2.0
84	C8H16F	VINYL FLUORIDE	100.040	100.0	220.0	227.0	0.170	140.0	0.277	0.300	0.980	98.0	2.0
85	C8H16F2	1,1,1-TRIFLUOROETHANE	168.040	142.0	265.0	304.2	0.170	221.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
86	C8H16O	ACETONE	58.080	58.0	130.0	130.0	0.170	110.0	0.180	0.200	0.980	98.0	2.0
87	C8H16O2	METHYL ISOCYANATE	97.080	97.0	210.0	210.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
88	C8H16O	ETHYLENE	28.040	28.0	66.0	66.0	0.170	55.0	0.270	0.300	0.970	97.0	2.0
89	C8H16O2	1,1-DICHLOROETHANE	147.040	147.0	330.0	330.0	0.170	270.0	0.280	0.300	1.000	100.0	2.0
90	C8H16O2	1,1-DICHLOROETHANE	147.040	147.0	330.0	330.0	0.170	270.0	0.280	0.300	1.000	100.0	2.0
91	C8H16O2	1,1-DIFLUOROETHANE	100.040	100.0	220.0	220.0	0.170	140.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
92	C8H16O2	ACETALDEHYDE	44.050	44.0	100.0	100.0	0.170	85.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
93	C8H16O2	ETHYLENE GLYCOL	62.070	62.0	140.0	140.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
94	C8H16O2	ACETIC ACID	60.050	60.0	130.0	130.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
95	C8H16O2	METHYL FORMATE	60.050	60.0	130.0	130.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
96	C8H16O2	ETHYL FORMATE	74.080	74.0	170.0	170.0	0.170	130.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
97	C8H16O2	ETHYL CHLORIDE	62.500	62.5	140.0	140.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
98	C8H16O2	ETHYL FLUORIDE	48.040	48.0	110.0	110.0	0.170	90.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
99	C8H16O2	ETHYLENE IMINE	42.080	42.0	90.0	90.0	0.170	75.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
100	C8H16O2	ETHANE	30.070	30.0	70.0	70.0	0.170	55.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
101	C8H16O2	DIMETHYL ETHER	46.080	46.0	100.0	100.0	0.170	85.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
102	C8H16O2	ETHANOL	46.080	46.0	100.0	100.0	0.170	85.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
103	C8H16O2	ETHYLENE GLYCOL	62.070	62.0	140.0	140.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
104	C8H16O2	METHYL MERCAPTAN	60.100	60.1	130.0	130.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
105	C8H16O2	DIMETHYL SULFIDE	62.130	62.1	140.0	140.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
106	C8H16O2	ETHYL AMINE	45.090	45.0	100.0	100.0	0.170	85.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
107	C8H16O2	DIMETHYL AMINE	45.090	45.0	100.0	100.0	0.170	85.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
108	C8H16O2	MONOMETHYLAMINE	45.090	45.0	100.0	100.0	0.170	85.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
109	C8H16O2	ETHYLENEDIAMINE	44.100	44.1	100.0	100.0	0.170	85.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
110	C8H16O2	ACRYLONITRILE	53.060	53.0	120.0	120.0	0.170	100.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
111	C8H16O2	PROPYLENE	42.080	42.0	90.0	90.0	0.170	75.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
112	C8H16O2	METHYL ACETYLENE	42.080	42.0	90.0	90.0	0.170	75.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
113	C8H16O2	FLUORINE	38.000	38.0	90.0	90.0	0.170	75.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
114	C8H16O2	ACETIC ACID	60.050	60.0	130.0	130.0	0.170	110.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
115	C8H16O2	VINYL FORMATE	74.080	74.0	170.0	170.0	0.170	130.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
116	C8H16O2	METHYL CHLORIDE	50.500	50.5	110.0	110.0	0.170	90.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
117	C8H16O2	1,1,1-TRICHLOROETHANE	183.040	154.0	285.0	330.0	0.170	270.0	0.280	0.300	1.000	100.0	2.0
118	C8H16O2	PROPIONITRILE	55.070	55.0	120.0	120.0	0.170	100.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
119	C8H16O2	STYLBENZENE	41.050	41.0	90.0	90.0	0.170	75.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0
120	C8H16O2	PROPYLENE	42.080	42.0	90.0	90.0	0.170	75.0	0.280	0.300	0.980	98.0	2.0

NO	FORMULA	NAME	CPVAP A	CPVAP B	CPVAP C	CPVAP D	VIBO	VIBTD	DELTA	DELTA
81	C8H16F2	1-CHLORO-1,1-DIFLUORO	0.057	0.230	0.0	-0.780	0.0	1.267	0.0	
82	C8H16ClO	ACETYL CHLORIDE	0.076	0.280	0.0	-1.270	0.0	0.880	0.0	
83	C8H16Cl2	1,1,2-TRICHLOROETHANE	1.010	0.390	0.0	-1.000	0.0	0.800	0.0	
84	C8H16F	VINYL FLUORIDE	1.370	0.380	0.0	-0.280	0.0	-1.700	0.0	
85	C8H16F2	1,1,1-TRIFLUOROETHANE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
86	C8H16O	ACETONE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
87	C8H16O2	METHYL ISOCYANATE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
88	C8H16O	ETHYLENE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
89	C8H16O2	1,1-DICHLOROETHANE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
90	C8H16O2	1,1-DICHLOROETHANE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
91	C8H16O2	1,1-DIFLUOROETHANE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
92	C8H16O2	ACETALDEHYDE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
93	C8H16O2	ETHYLENE GLYCOL	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
94	C8H16O2	ACETIC ACID	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
95	C8H16O2	METHYL FORMATE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
96	C8H16O2	ETHYL FORMATE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
97	C8H16O2	ETHYL CHLORIDE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
98	C8H16O2	ETHYL FLUORIDE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
99	C8H16O2	ETHYLENE IMINE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
100	C8H16O2	ETHANE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
101	C8H16O2	DIMETHYL ETHER	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
102	C8H16O2	ETHANOL	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
103	C8H16O2	ETHYLENE GLYCOL	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
104	C8H16O2	METHYL MERCAPTAN	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
105	C8H16O2	DIMETHYL SULFIDE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
106	C8H16O2	ETHYL AMINE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
107	C8H16O2	DIMETHYL AMINE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
108	C8H16O2	MONOMETHYLAMINE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
109	C8H16O2	ETHYLENEDIAMINE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
110	C8H16O2	ACRYLONITRILE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
111	C8H16O2	PROPYLENE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
112	C8H16O2	METHYL ACETYLENE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
113	C8H16O2	FLUORINE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
114	C8H16O2	ACETIC ACID	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
115	C8H16O2	VINYL FORMATE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
116	C8H16O2	METHYL CHLORIDE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
117	C8H16O2	1,1,1-TRICHLOROETHANE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
118	C8H16O2	PROPIONITRILE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
119	C8H16O2	STYLBENZENE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	
120	C8H16O2	PROPYLENE	0.000	0.000	0.0	0.000	0.0	0.000	0.0	

NO	FORMULA	NAME	CPVAP A	CPVAP B	CPVAP C	CPVAP D	VIGB	VIGD	DELIM	DELOP
131	CBMCL3	1,2-DICHLOROPROPANE	2.42E 0.72E 0-0	-0.21E 0-0	1.00E 0-0	114.0E	201.0E	-0.0E	-10.0E	
132	CBMCL0	ACETONE	-1.00E 0.02E 0-0	-0.29E 0-0	0.00E 0-0	207.2E	200.0E	-0.0E	-10.0E	
133	CBMCL0	ALLYL ALCOHOL	-1.00E 0.01E 0-0	-0.03E 0-0	1.07E 0-0	127.0E	207.0E	-0.0E	-17.0E	
134	CBMCL0	PROPIONALDEHYDE	1.00E 0.24E 0-1	-0.02E 0-0	0.07E 0-0	241.0E	210.0E	-0.0E	-01.1E	
135	CBMCL0	PROPYLENE SULFONE	-1.00E 0.07E 0-0	-0.00E 0-0	1.00E 0-0	217.0E	212.0E	-0.0E	-0.0E	
136	CBMCL0	VINYL METHYL ETHER	0.75E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	210.0E	200.0E	-0.0E	-0.0E	
137	CBMCL0	PROPIONIC ACID	1.00E 0.01E 0-0	-0.02E 0-0	1.00E 0-0	210.0E	200.0E	-0.0E	-00.2E	
138	CBMCL0	ETHYL FORMATE	0.03E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	1.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
139	CBMCL0	METHYL ACETATE	1.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	0.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-0.0E	
140	CBMCL0	PROPYL CHLORIDE	-0.70E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	1.07E 0-0	270.7E	210.0E	-0.0E	-10.1E	
141	CBMCL0	ISOPROPYL CHLORIDE	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	1.00E 0-0	200.0E	210.0E	-0.0E	-10.0E	
142	CBMCL0	PROPANE	-1.00E 0.01E 0-0	-0.00E 0-0	1.00E 0-0	210.0E	210.0E	-0.0E	-00.0E	
143	CBMCL0	1-PROPANOL	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
144	CBMCL0	ISOPROPYL ALCOHOL	0.70E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	1.00E 0-0	210.0E	210.0E	-0.0E	-00.0E	
145	CBMCL0	METHYL ETHYL ETHER	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	2.00E 0-0	207.0E	210.0E	-0.0E	-00.0E	
146	CBMCL0	METHYLAL	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
147	CBMCL0	1,3-DIPROPANEDIOL	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
148	CBMCL0	1,3-DIPROPANEDIOL	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
149	CBMCL0	GLYCEROL	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
150	CBMCL0	METHYL ETHYL SULFIDE	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
151	CBMCL0	N-PROPYL AMINE	0.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
152	CBMCL0	ISOPROPYL AMINE	-1.00E 0.00E 0-0	-0.70E 0-0	1.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
153	CBMCL0	TRIMETHYL AMINE	-1.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	1.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
154	CBMCL0	MALEIC ANHYDRIDE	-1.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
155	CBMCL0	VINYLACETYLENE	1.00E 0.00E 0-0	-1.00E 0-0	1.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
156	CBMCL0	PURAN	-0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
157	CBMCL0	THIOPHENE	-0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
158	CBMCL0	ALLYL CYANIDE	0.12E 0.14E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
159	CBMCL0	PYRROLE	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
160	CBMCL0	1-BUTYLENE	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
161	CBMCL0	1-BUTYLENE	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
162	CBMCL0	1,3-BUTADIENE	-0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
163	CBMCL0	1,3-BUTADIENE	-0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
164	CBMCL0	1,3-BUTADIENE	-0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
165	CBMCL0	VINYL ACETATE	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
166	CBMCL0	ACETIC ANHYDRIDE	-0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
167	CBMCL0	DIMETHYL GLYCOLATE	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
168	CBMCL0	SUCCINIC ACID	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
169	CBMCL0	BUTYRONITRILE	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
170	CBMCL0	METHYL ACRYLATE	0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	
171	CBMCL0	1-BUTYLENE	-0.00E 0.00E 0-0	-0.00E 0-0	2.00E 0-0	200.0E	200.0E	-0.0E	-00.0E	

NO	FORMULA	NAME	ANTA	ANTS	ANTC	THA	THN	NAGA	NARE	NARE	NARE	HW
121	CBMCL3	1,2-DICHLOROPROPANE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					700E
122	CBMCL0	ACETONE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
123	CBMCL0	ALLYL ALCOHOL	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
124	CBMCL0	PROPIONALDEHYDE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
125	CBMCL0	PROPYLENE SULFONE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
126	CBMCL0	VINYL METHYL ETHER	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
127	CBMCL0	PROPIONIC ACID	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
128	CBMCL0	ETHYL FORMATE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
129	CBMCL0	METHYL ACETATE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
130	CBMCL0	PROPYL CHLORIDE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
131	CBMCL0	ISOPROPYL CHLORIDE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
132	CBMCL0	PROPANE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
133	CBMCL0	1-PROPANOL	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
134	CBMCL0	ISOPROPYL ALCOHOL	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
135	CBMCL0	METHYL ETHYL ETHER	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
136	CBMCL0	METHYLAL	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
137	CBMCL0	1,3-DIPROPANEDIOL	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
138	CBMCL0	1,3-DIPROPANEDIOL	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
139	CBMCL0	GLYCEROL	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
140	CBMCL0	METHYL ETHYL SULFIDE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
141	CBMCL0	N-PROPYL AMINE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
142	CBMCL0	ISOPROPYL AMINE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
143	CBMCL0	TRIMETHYL AMINE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
144	CBMCL0	MALEIC ANHYDRIDE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
145	CBMCL0	VINYLACETYLENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
146	CBMCL0	PURAN	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
147	CBMCL0	THIOPHENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
148	CBMCL0	ALLYL CYANIDE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
149	CBMCL0	PYRROLE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
150	CBMCL0	1-BUTYLENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
151	CBMCL0	1-BUTYLENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
152	CBMCL0	1,3-BUTADIENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
153	CBMCL0	1,3-BUTADIENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
154	CBMCL0	1,3-BUTADIENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
155	CBMCL0	VINYL ACETATE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
156	CBMCL0	ACETIC ANHYDRIDE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
157	CBMCL0	DIMETHYL GLYCOLATE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
158	CBMCL0	SUCCINIC ACID	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
159	CBMCL0	BUTYRONITRILE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
160	CBMCL0	METHYL ACRYLATE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E
161	CBMCL0	1-BUTYLENE	10.00E	0.00E	0.00E	0.00E	0.00E					0.00E

NO	FORMULA	NAME	MOULT	TFP	TE	TC	PC	VE	IC	OMEGA	LIDEN	TEEN	DIPH
161	CAN5	CIS-3-OCTENE	88.188	186.8	276.0	438.8	41.8	28.4	0.872	0.882	8.821	29.8	8.8
162	CAN6	TRANS-3-OCTENE	88.188	187.0	276.0	438.8	40.8	28.4	0.874	0.884	8.824	29.8	8.8
163	CAN9	CYCLOHEPTANE	88.188	188.0	282.7	428.8	40.8	27.8	0.874	0.884	8.824	29.8	8.8
164	CAN8	ISOOCTYLENE	88.188	188.0	282.7	428.8	41.8	28.4	1.878	0.888	8.828	29.8	8.8
165	CAN4	METHYLVINYLENE	78.187	181.8	288.8	378.8	40.8	27.8	0.878	0.888	8.828	29.8	8.8
166	CAN8	ISOPRENYLBUTENE	78.187	182.8	287.8	378.8	41.8	27.8	0.878	0.888	8.828	29.8	8.8
167	CAN8	METHYL STYRYL ETHER	78.187	182.8	288.8	388.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
168	CAN8	TETRAHYDROFURAN	78.187	182.8	288.8	388.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
169	CAN8	VINYL STYRYL ETHER	78.187	182.8	288.8	388.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
170	CAN8	METHYL PROPIONATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
171	CAN8	1-CYCLOHEPTENE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
172	CAN8	ETHYL ACRYLATE	88.187	188.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
173	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
174	CAN8	METHYL PROPIONATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
175	CAN8	METHYL FORMATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
176	CAN8	1-CYCLOHEPTANE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
177	CAN8	ETHYL ACRYLATE	88.187	188.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
178	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
179	CAN8	METHYL PROPIONATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
180	CAN8	METHYL FORMATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
181	CAN8	1-CYCLOHEPTANE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
182	CAN8	ETHYL ACRYLATE	88.187	188.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
183	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
184	CAN8	METHYL PROPIONATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
185	CAN8	METHYL FORMATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
186	CAN8	1-CYCLOHEPTANE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
187	CAN8	ETHYL ACRYLATE	88.187	188.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
188	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
189	CAN8	METHYL PROPIONATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
190	CAN8	METHYL FORMATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
191	CAN8	1-CYCLOHEPTANE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
192	CAN8	ETHYL ACRYLATE	88.187	188.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
193	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
194	CAN8	METHYL PROPIONATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
195	CAN8	METHYL FORMATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
196	CAN8	1-CYCLOHEPTANE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
197	CAN8	ETHYL ACRYLATE	88.187	188.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
198	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
199	CAN8	METHYL PROPIONATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8
200	CAN8	METHYL FORMATE	88.187	187.8	292.8	428.8	41.8	28.4	0.880	0.890	8.830	29.8	8.8

NO	FORMULA	NAME	CPVAD A	CPVAD B	CPVAD C	CPVAD D	VEB	VIATO	DELMO	DELPO			
181	CAN5	CIS-3-OCTENE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	-0.167	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
182	CAN6	TRANS-3-OCTENE	0.478	8.188	8.8	7.491	8.8	-0.207	8.8	219.81	122.88	-1.07	18.88
183	CAN9	CYCLOHEPTANE	-18.888	1.888	8.8	7.491	8.8	0.888	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
184	CAN8	ISOOCTYLENE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
185	CAN4	METHYL VINYLENE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
186	CAN8	ISOPRENYLBUTENE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
187	CAN8	METHYL STYRYL ETHER	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
188	CAN8	TETRAHYDROFURAN	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
189	CAN8	VINYL STYRYL ETHER	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
190	CAN8	METHYLBUTYRIC ACID	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
191	CAN8	1-CYCLOHEPTENE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
192	CAN8	ETHYL ACRYLATE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
193	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
194	CAN8	METHYL PROPIONATE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
195	CAN8	METHYL FORMATE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
196	CAN8	1-CYCLOHEPTANE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
197	CAN8	ETHYL ACRYLATE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
198	CAN8	ISOBUTYRIC ACID	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
199	CAN8	METHYL PROPIONATE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74
200	CAN8	METHYL FORMATE	0.188	7.088	8.8	7.491	8.8	0.188	8.8	218.86	189.24	-1.07	18.74

NO	FORMULA	NAME	CPVAP A	CPVAP B	CPVAP C	CPVAP D	V120	V1210	DELMS	DELDP			
201	CSHO	3-METHYL-1,3-BUTADIEN	-0.212	1.000	0-1	-7.971	0-9	2.039	0-2	319.00	102.00	10.10	90.00
202	CSHO	3-METHYL-1,3-BUTADIEN	0.022	2.002	0-0	-0.712	0-9	1.032	0-0			01.00	47.01
203	CSHO	CYCLOPENTANE	-0.707	1.000	0-1	-7.402	0-3	1.703	0-0	274.71	909.00	-00.00	
204	CSHO	ETHYL ACRYLATE	-0.012	2.000	0-1	-3.300	0-0	-1.300	0-0	030.00	280.00	-10.00	9.00
205	CSHO	CYCLOPENTANE	-12.000	1.000	0-1	-7.222	0-0	1.000	0-0	030.00	280.00	-10.00	10.00
206	CSHO	ISOPENTENE	-0.002	1.000	0-1	-6.880	0-0	1.000	0-0	009.00	174.00	-0.00	10.00
207	CSHO	CIS-2-PENTENE	-0.010	1.000	0-1	-0.000	0-3	1.000	0-0	000.00	170.00	-0.00	10.00
208	CSHO	TRANS-2-PENTENE	0.000	0.999	0-0	-2.001	0-0	1.000	0-0	000.00	170.00	-0.00	10.00
209	CSHO	3-METHYL-1-BUTENE	0.000	0.997	0-0	-3.000	0-0	-1.000	0-0	000.00	100.00	-0.00	10.00
210	CSHO	3-METHYL-1-BUTENE	0.010	0.991	0-0	-3.007	0-0	-1.007	0-0	000.00	100.00	-0.00	10.00
211	CSHO	3-METHYL-1-BUTENE	0.100	0.900	0-0	-0.700	0-0	0.200	0-0			0.200	17.00
212	CSHO	VALERALDEHYDE	-0.001	1.000	0-1	-9.000	0-3	2.000	0-0	000.00	000.00	-0.00	10.00
213	CSHO	METHYL N-PROPYL KETON	0.070	1.000	0-1	-0.700	0-0	1.000	0-1	000.00	000.00	-0.00	10.00
214	CSHO	METHYL ISOPROPYL KETON	-0.000	1.000	0-1	-7.000	0-0	1.000	0-1				
215	CSHO	DITHYL KETONE	7.100	0.000	0-0	-0.200	0-0	0.100	0-0	000.00	000.00	-0.00	10.00
216	CSHO	ISOBUTYL KETONE	0.000	1.000	0-0	-7.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-0.00	10.00
217	CSHO	ISOPROPYL KETONE	0.700	0.000	0-0	-0.000	0-0	-1.700	0-0				
218	CSHO	M-PROPYL ACETATE	0.000	1.000	0-1	-0.000	0-0	-0.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
219	CSHO	ETHYL PROPIONATE	0.700	0.000	0-1	-0.000	0-0	-1.700	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
220	CSHO	METHYL BUTYRATE											
221	CSHO	METHYL ISOBUTYRATE											
222	CSHO	ISOPENTENE	-1.000	1.000	0-1	-0.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
223	CSHO	ISOPENTENE	-0.100	1.000	0-1	-0.100	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-0.00	10.00
224	CSHO	1-METHYL BUTANE	-0.070	1.000	0-1	-0.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-0.00	10.00
225	CSHO	2,2-DIMETHYL PROPANE	-0.000	1.000	0-1	-7.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
226	CSHO	ISOPENTANE	-0.000	1.000	0-1	-0.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
227	CSHO	2-METHYL-2-BUTANOL	-0.000	1.000	0-1	-0.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
228	CSHO	2-METHYL-2-BUTANOL	-0.070	1.000	0-1	-0.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
229	CSHO	2-METHYL-2-BUTANOL	-0.000	1.000	0-1	-0.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
230	CSHO	2,2-DIMETHYL-1-PROPANOL	1.000	1.000	0-1	-7.000	0-0	1.000	0-0	000.00	000.00	-10.00	10.00
231	CSHO	ETHYL PROPYL ETHER								000.00	000.00	-10.00	10.00
232	CAPO	PERFLUOROBENZENE	0.000	1.000	0-1	-1.000	0-0	0.000	0-0			-200.00	-010.00
233	CAPI	PERFLUOROCYCLOHEXANE											
234	CAPI	PERFLUOROPHENANE											
235	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	-0.000	1.000	0-1	-1.000	0-0	0.000	0-0	000.00	000.00	0.00	10.00
236	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	-0.000	1.000	0-1	-1.000	0-0	0.000	0-0	000.00	000.00	0.00	10.00
237	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	-0.000	1.000	0-1	-1.000	0-0	0.000	0-0	000.00	000.00	0.00	10.00
238	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	-0.000	1.000	0-1	-1.000	0-0	0.000	0-0	000.00	000.00	0.00	10.00
239	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	-0.000	1.000	0-1	-1.000	0-0	0.000	0-0	000.00	000.00	0.00	10.00
240	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	-0.000	1.000	0-1	-1.000	0-0	0.000	0-0	000.00	000.00	0.00	10.00

NO	FORMULA	NAME	ANTO	ANTB	ANTC	TNR	TNN	MARA	MARB	MARC	MARD	MW
201	CSHO	3-METHYL-1,3-BUTADIEN	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					0210.
202	CSHO	3-METHYL-1,3-BUTADIEN	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					0210.
203	CSHO	CYCLOPENTANE	00.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					0700.
204	CSHO	ETHYL ACRYLATE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
205	CSHO	CYCLOPENTANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
206	CSHO	ISOPENTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
207	CSHO	CIS-2-PENTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00	01.010	-0.0000	-0.0000		1000.
208	CSHO	TRANS-2-PENTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00	00.000	-0.0000	-0.0000		1000.
209	CSHO	3-METHYL-1-BUTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00	00.000	-0.0000	-0.0000		1000.
210	CSHO	3-METHYL-1-BUTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00	00.000	-0.0000	-0.0000		1000.
211	CSHO	3-METHYL-1-BUTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00	00.000	-0.0000	-0.0000		1000.
212	CSHO	VALERALDEHYDE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
213	CSHO	METHYL N-PROPYL KETON	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
214	CSHO	METHYL ISOPROPYL KETON	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
215	CSHO	DITHYL KETONE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00	00.000	-0.0000	-0.0000		1000.
216	CSHO	ISOPROPYL KETONE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
217	CSHO	ISOPROPYL KETONE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
218	CSHO	M-PROPYL ACETATE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
219	CSHO	ETHYL PROPIONATE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
220	CSHO	METHYL BUTYRATE										1000.
221	CSHO	METHYL ISOBUTYRATE										1000.
222	CSHO	ISOPENTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
223	CSHO	ISOPENTENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
224	CSHO	1-METHYL BUTANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
225	CSHO	2,2-DIMETHYL PROPANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
226	CSHO	ISOPENTANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
227	CSHO	2-METHYL-2-BUTANOL	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
228	CSHO	2-METHYL-2-BUTANOL	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
229	CSHO	2-METHYL-2-BUTANOL	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
230	CSHO	2,2-DIMETHYL-1-PROPANOL	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
231	CSHO	ETHYL PROPYL ETHER										1000.
232	CAPO	PERFLUOROBENZENE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
233	CAPI	PERFLUOROCYCLOHEXANE										1000.
234	CAPI	PERFLUOROPHENANE										1000.
235	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
236	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
237	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
238	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
239	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.
240	CANCLC	PERFLUOROCYCLOHEXANE	10.0000	0.0000	-0.0000	0.00	0.00					1000.

NO	FORMULA	NAME	CPVAP A	CPVAP B	CPVAP C	CPVAP D	VIBO	VISTO	DELBO	DELSP
281	CP1A	PERFLUOROMETHYLCYCLO							-122.3	
282	CP1B	PERFLUORO-N-HEPTANE							-122.0	-79.07
283	CP1C	OXAZOLITRILE	-0.021	1.048	2-1	-1.048	2-0	2.022	0-0	12.06
284	CP1D	SENBALSENIDE	-0.020	1.020	2-1	-0.750	0-0	2.020	0-0	0-00
285	CP1E	BENZOIC ACID	-13.251	1.020	2-1	-0.016	0-0	2.027	0-0	-09.20
286	CP1F	VALINE	-0.037	3.020	0-3	-0.020	0-0	1.170	0-0	20.00
287	CP1G	METHYL PHENYL ETHER						000.04	210.00	13.00
288	CP1H	BENZYL ALCOHOL	-0.707	3.000	0-1	-0.010	0-0	2.020	0-0	000.02
289	CP1I	C-CEROL	-9.700	3.070	2-1	-3.010	0-0	0.070	0-0	100.00
290	CP1J	SC-CEROL	-10.700	1.700	2-1	-1.000	0-0	0.002	0-0	1700.20
291	CP1K	P-CEROL	-0.700	1.000	0-1	-1.070	0-0	0.000	0-0	1000.00
292	CP1L	2,3-DIMETHYLINDOLINE						1000.0	1000.0	1000.0
293	CP1M	3,4-DIMETHYLINDOLINE						010.10	220.70	17.00
294	CP1N	5,6-DIMETHYLINDOLINE						1000.1	000.00	1000.0
295	CP1O	3,4,5-TRIMETHYLINDOLINE						070.21	100.07	10.00
296	CP1P	METHYLPHENYLAMINE						1000.0	000.0	1000.0
297	CP1Q	M-TOLUIDINE	-0.010	1.007	0-1	-0.004	0-0	1.100	0-0	1000.0
298	CP1R	P-TOLUIDINE						700.00	200.00	200.00
299	CP1S	CYCLOHEPTANE	-10.107	1.070	0-1	-1.000	0-0	1.000	0-0	-09.01
300	CP1T	1,2-DIMETHYLCYCLOPENTANE	-10.107	1.070	2-1	-0.070	0-0	2.020	0-0	0-00
301	CP1U	1,3-DIMETHYLCYCLOPENTANE	-10.107	1.070	2-1	-0.070	0-0	2.020	0-0	0-00
302	CP1V	1,4-DIMETHYLCYCLOPENTANE	-10.107	1.070	2-1	-0.070	0-0	2.020	0-0	0-00
303	CP1W	TRANS-1,2-DIMETHYLCYCLOPENTANE	-10.107	1.070	2-1	-0.070	0-0	2.020	0-0	0-00
304	CP1X	ETHYLENEGLYCOL	-10.211	1.700	2-1	-1.000	0-0	0.000	0-0	030.01
305	CP1Y	METHYLCYCLOHEXANE	-10.700	1.070	0-1	-1.000	0-0	2.027	0-0	100.00
306	CP1Z	1-HEPTANE	-0.700	1.000	0-1	-0.000	0-0	1.017	0-0	000.00
307	CP2A	3,3-DIBROMOETHYL-1-OUT								000.07
308	CP2B	2-PENTANONE	-0.020	2.010	0-1	-0.720	0-0	2.000	0-0	000.00
309	CP2C	3-PENTANONE	-0.020	2.010	0-1	-0.000	0-0	1.000	0-0	000.00
310	CP2D	4-PENTANONE	-1.100	2.010	0-1	-0.010	0-0	1.070	0-0	000.00
311	CP2E	2,3-DIMETHYLBUTANE	-11.000	0.100	0-1	-0.010	0-0	0.100	0-0	010.07
312	CP2F	3,4-DIMETHYLBUTANE	-1.000	1.000	0-1	-0.010	0-0	1.070	0-0	000.00
313	CP2G	2,4-DIMETHYLBUTANE	-1.000	1.000	0-1	-0.010	0-0	1.070	0-0	000.00
314	CP2H	2,5-DIMETHYLBUTANE	-1.000	1.000	0-1	-0.010	0-0	1.070	0-0	000.00
315	CP2I	3-PENTYLENE	-1.000	1.000	0-1	-0.010	0-0	1.070	0-0	000.00
316	CP2J	3,3,5-TRIMETHYLBUTANE	-0.000	1.070	0-1	-0.000	0-0	0.000	0-0	000.00
317	CP2K	1-HEPTANE	-1.170	1.010	0-1	-0.000	0-0	0.000	0-0	120.70
318	CP300	PTHALIC ANHYDRIDE	-1.000	1.000	0-1	-0.020	0-0	0.031	0-0	000.00
319	CP301	STYRENE	-0.707	1.070	0-1	-0.000	0-0	0.700	0-0	000.00
320	CP302	METHYL PHENYL ETHER	-0.000	1.001	0-1	-0.720	0-0	0.720	0-0	120.00

NO	FORMULA	NAME	ANTS	ANTB	ANTC	TUX	TW	HARA	HARB	HARC	HARD	HW
301	CP1A	PERFLUOROMETHYLCYCLO	10.7100	010.07	-03.00	000	000	03.000	-2014.00	-0.000	1.07	
302	CP1B	PERFLUORO-N-HEPTANE	10.0707	0710.00	-04.00	000	070	02.000	-7000.00	-0.000	7.00	10000.0
303	CP1C	OXAZOLITRILE	10.0003	0700.00	-00.11	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
304	CP1D	SENBALSENIDE	1.0000	0700.00	-00.01	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
305	CP1E	BENZOIC ACID	10.0013	0000.00	-00.01	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
306	CP1F	VALINE	10.0007	0000.00	-00.01	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
307	CP1G	METHYL PHENYL ETHER	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
308	CP1H	BENZYL ALCOHOL	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
309	CP1I	C-CEROL	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
310	CP1J	SC-CEROL	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
311	CP1K	P-CEROL	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
312	CP1L	2,3-DIMETHYLINDOLINE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
313	CP1M	3,4-DIMETHYLINDOLINE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
314	CP1N	5,6-DIMETHYLINDOLINE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
315	CP1O	3,4,5-TRIMETHYLINDOLINE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
316	CP1P	METHYLPHENYLAMINE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
317	CP1Q	M-TOLUIDINE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
318	CP1R	P-TOLUIDINE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
319	CP1S	CYCLOHEPTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
320	CP1T	1,2-DIMETHYLCYCLOPENTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
321	CP1U	1,3-DIMETHYLCYCLOPENTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
322	CP1V	1,4-DIMETHYLCYCLOPENTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
323	CP1W	TRANS-1,2-DIMETHYLCYCLOPENTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
324	CP1X	ETHYLENEGLYCOL	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
325	CP1Y	METHYLCYCLOHEXANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
326	CP1Z	1-HEPTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
327	CP2A	3,3-DIBROMOETHYL-1-OUT	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
328	CP2B	2-PENTANONE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
329	CP2C	3-PENTANONE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
330	CP2D	4-PENTANONE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
331	CP2E	2,3-DIMETHYLBUTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
332	CP2F	3,4-DIMETHYLBUTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
333	CP2G	2,4-DIMETHYLBUTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
334	CP2H	2,5-DIMETHYLBUTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
335	CP2I	3-PENTYLENE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
336	CP2J	3,3,5-TRIMETHYLBUTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
337	CP2K	1-HEPTANE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
338	CP300	PTHALIC ANHYDRIDE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
339	CP301	STYRENE	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0
340	CP302	METHYL PHENYL ETHER	10.0000	0000.00	-00.00	000	000	00.000	-000.00	-0.000	0.00	0000.0

NO	FORMULA	NAME	CPYAP A	CPYAP B	CPYAP C	CPYAP D	W50	W50T	DELW	DELW			
441	C14H18	ANTHRACENE	-14.087	2.403	E-1	-1.079	E-0	3.088	E-0	319.20	409.01	50.7	
442	C14H18	PHENANTHRENE	-14.087	2.403	E-1	-1.079	E-0	3.088	E-0			40.0	
443	C14H20	N-DECYL CYCLOPENTANE	-14.070	2.379	E-1	-1.068	E-0	3.072	E-0	196.10	207.76	-00.00	26.73
444	C14H20	1-TETRADECANE	-14.000	2.171	E-1	-1.159	E-0	3.768	E-0	237.00	336.13	-00.10	34.00
445	C14H20	N-TETRADECANE	-14.021	2.179	E-1	-1.173	E-0	3.017	E-0	009.50	304.21	-19.50	19.97
446	C14H20	N-DECYL CYCLOPENTANE	-14.190	2.301	E-1	-1.030	E-0	3.070	E-0	771.70	300.50	-00.10	29.70
447	C14H20	1-PENTADECANE	-14.100	2.303	E-1	-1.100	E-0	4.067	E-0	728.17	307.00	-00.01	30.07
448	C14H20	N-PENTADECANE	-14.044	2.322	E-1	-1.094	E-0	3.138	E-0	738.01	303.03		17.00
449	C14H20O4	DIBUTYL-O-PHTHALATE	-14.040	2.309	E-1	-1.042	E-0	1.608	E-0	000.01	106.26		
450	C14H20	N-DECYL CYCLOHEXANE	-14.030	2.291	E-1	-1.039	E-0	3.118	E-0	023.04	372.09		
451	C14H22	1-HEXADECANE	-14.210	2.323	E-1	-1.063	E-0	4.024	E-0	767.00	307.00	-00.00	60.00
452	C14H24	N-HEXADECANE	-14.100	2.322	E-1	-1.035	E-0	3.010	E-0	730.00	306.11	-00.50	29.00
453	C17H34	N-DODECYL CYCLOPENTANE	-13.110	4.040	E-1	-2.230	E-0	4.220	E-0	309.00	302.00	-00.00	30.10
454	C17H38O	HEPTADECANOL	-13.111	3.998	E-1	-2.232	E-0	4.081	E-0			-100.07	-10.07
455	C17H38	N-HEPTADECANE	-13.100	3.970	E-1	-2.160	E-0	4.710	E-0	707.00	370.00	-00.10	30.00
456	C18H36	O-TETRADECYL						1000.01	401.07				
457	C18H36	M-TETRADECYL						300.00	400.00				
458	C18H36	P-TETRADECYL						011.01	401.10				
459	C18H36	1-OCTADECANE	-13.100	3.970	E-1	-2.200	E-0	4.000	E-0	010.10	370.00	-00.00	30.01
460	C18H36	N-TRIDECYL CYCLOPENTANE	-13.090	4.070	E-1	-2.160	E-0	4.210	E-0	021.00	300.70	-00.10	30.70
461	C18H38	N-OCTADECANE	-13.050	4.101	E-1	-2.001	E-0	4.700	E-0	777.00	305.00	-00.00	30.00
462	C18H38	1-OCTADECANOL	-13.079	4.170	E-1	-2.300	E-0	4.130	E-0			-100.00	-10.00
463	C18H38	N-TETRADECYL CYCLOHEPT	-13.000	4.001	E-1	-2.302	E-0	3.700	E-0	010.00	300.01	-00.00	30.77
464	C18H38	N-NONADECANE	-13.000	4.020	E-1	-2.124	E-0	3.307	E-0	739.03	300.00	-100.00	20.03
465	C20H40	N-PENTADECYL CYCLOHEPT	-13.100	4.700	E-1	-2.724	E-0	4.000	E-0	000.07	400.00	-00.01	30.10
466	C20H42	N-ICOSANE	-13.000	4.020	E-1	-2.047	E-0	4.000	E-0	011.00	401.07	-100.00	20.00
467	C20H42	1-ICOSANOL	-13.000	4.007	E-1	-2.073	E-0	4.000	E-0			-100.00	-10.00
468	C20H42	N-HEXADECYL CYCLOPENTA	-13.027	4.034	E-1	-2.201	E-0	4.370	E-0	077.02	410.00	-00.00	20.70

NO	FORMULA	NAME	ANTA	ANTS	ANTC	TNA	TNA	NABA	NABS	NABC	NABD	NY
469	C14H18	ANTHRACENE	17.0701	0402.00	-00.10	000	000					10000.
470	C14H18	PHENANTHRENE	14.7109	0077.00	-00.00	000	000					10000.
471	C14H20	N-DECYL CYCLOPENTANE	10.1000	0000.00	-100.00	000	000					10000.
472	C14H20	1-TETRADECANE	10.1000	0000.00	-100.00	000	000	00.070	-11000.0	-10.007	170.07	11100.
473	C14H20	N-TETRADECANE	10.1000	0000.00	-100.00	000	000	01.170	-11000.0	-10.007	10.00	11000.
474	C14H20	N-DECYL CYCLOPENTANE	10.1001	0000.00	-100.00	000	010					11700.
475	C14H20	1-PENTADECANE	10.1000	0100.10	-110.00	070	000	00.000	-10000.0	-11.000	10.10	11000.
476	C14H20	N-PENTADECANE	10.1170	0101.01	-111.00	077	000	00.000	-11000.0	-10.004	10.00	11000.
477	C14H20O4	DIBUTYL-O-PHTHALATE	10.0000	0000.07	-100.00	000	000					10000.
478	C14H20	N-DECYL CYCLOHEXANE	10.1007	0370.07	-110.00	070	000					10000.
479	C14H20	1-HEXADECANE	10.0000	0000.00	-100.00	000	000					10000.
480	C14H20	N-HEXADECANE	10.1001	0310.01	-110.00	000	000	100.000	-10111.0	-11.000	10.00	11000.
481	C17H34	N-DODECYL CYCLOPENTANE	10.1000	0000.07	-100.00	010	001					10010.
482	C17H38O	HEPTADECANOL	10.1001	0070.01	-100.00	000	000					10000.
483	C17H38	N-HEPTADECANE	10.1010	0300.00	-100.00	010	000					10010.
484	C18H36	O-TETRADECYL										
485	C18H36	M-TETRADECYL										
486	C18H36	P-TETRADECYL										
487	C18H36	1-OCTADECANE	10.1000	0000.00	-100.00	000	000					10070.
488	C18H36	N-TRIDECYL CYCLOPENTANE	10.1000	0100.10	-110.00	000	070					10000.
489	C18H38	N-OCTADECANE	10.1000	0000.00	-100.00	000	000					10000.
490	C18H38	1-OCTADECANOL	10.0000	0770.00	-100.00	000	070					10000.
491	C18H38	N-TETRADECYL CYCLOHEPT	10.0000	0000.00	-100.00	000	000					10000.
492	C18H38	N-NONADECANE	10.1000	0000.00	-100.00	000	010					10000.
493	C20H40	N-PENTADECYL CYCLOHEPT	10.0000	0000.00	-100.00	001	070					10700.
494	C20H42	N-ICOSANE	10.0000	0000.00	-100.00	000	071					10700.
495	C20H42	1-ICOSANOL	10.0000	0010.10	-100.00	070	000					10000.
496	C20H42	N-HEXADECYL CYCLOPENTA	10.0000	0710.00	-100.00	070	000					10100.

IX B - APENDICE "B"

Compound	A	B	C(10°)	D(10°)	E(10°)	F(10°)	G	Temp range, °F
Oxygen	-0.98176	0.227486	-0.037305	0.048302	-0.185243	0.247488	0.124314	-280 - 2200
Hydrogen	12.32674	3.199617	0.392746	-0.293452	1.090060	-1.387667	-4.038247	0 - 2200
Water	-2.46342	1.457392	-0.052512	0.064594	-0.202750	0.206310	-0.339530	-280 - 2200
Hydrogen sulfide	-0.61782	0.238575	-0.024457	0.041067	-0.130126	0.144852	-0.045932	-280 - 2200
Nitrogen	-0.68925	0.253664	-0.014549	0.012544	-0.017106	-0.008239	0.050052	-280 - 2200
Ammonia	-0.79603	0.476211	-0.070682	0.151983	-0.548226	0.694700	-0.267568	-280 - 2200
Carbon	4.11552	-0.047746	0.203743	0.010721	-0.332358	0.620433	0.192259	-280 - 2200
Carbon monoxide	-0.97557	0.256524	-0.022911	0.022260	-0.056326	0.045588	0.092470	-280 - 2200
Carbon dioxide	4.77805	0.114433	0.101132	-0.026494	0.034706	-0.013140	0.343357	-280 - 2200
Sulfur dioxide	1.39432	0.110263	0.033029	0.006012	-0.077313	0.129287	0.194796	-280 - 2200
Methane	-5.58114	0.564874	-0.282973	0.417399	-1.525576	1.958857	-0.623373	-300 - 2200
Ethane	-0.76005	0.273088	-0.042956	0.312815	-1.398890	2.067023	0.045543	-280 - 2200
Propane	-1.22301	0.179733	0.066158	0.250998	-1.247461	1.893599	0.178189	-280 - 2200
<i>n</i> -Butane	29.11502	0.002010	0.434879	-0.061810	0.072349	-0.014560	0.829122	-100 - 2200
2-Methylpropane	13.26760	0.026647	0.309631	0.095361	-0.298111	0.538662	0.609350	-100 - 2200
<i>n</i> -Pentane	27.17183	-0.002795	0.440073	-0.086285	0.081764	-0.019715	0.736161	-100 - 2200
2-Methylbutane	27.62442	-0.031504	0.469884	-0.098283	0.102985	-0.029485	0.871908	-100 - 2200
2,2-Dimethylpropane	11.77146	0.004372	0.406465	-0.027446	-0.217453	0.468503	0.567064	-100 - 2200
<i>n</i> -Hexane	32.03500	-0.023096	0.461333	-0.097402	0.103368	-0.030643	0.767792	0 - 2200
2-Methylpentane	47.93127	-0.144226	0.628944	-0.222413	0.436227	-0.245813	1.352360	0 - 1300
3-Methylpentane	36.03723	-0.040505	0.488067	-0.114835	0.144909	-0.040314	0.813375	0 - 1300
<i>n</i> -Heptane	30.70117	-0.023143	0.460981	-0.098074	0.104752	-0.031340	0.711737	0 - 2200
2-Methylhexane	20.52402	-0.030355	0.478057	-0.094352	0.040395	0.052751	0.719440	0 - 1300
3-Methylhexane	13.57672	-0.002985	0.421071	-0.051649	-0.082615	0.141821	0.602644	0 - 1300
<i>n</i> -Octane	20.50114	-0.022402	0.459712	-0.098062	0.104754	-0.031355	0.664632	0 - 2200

U N A M	FES -ZARAGOZA-
CTES. DE LAS ECS. DEL BLOQUE DE PROPS. III.2.	
ELAB. J. GARCIA	APENDICE "B"
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

2-Methylheptane	34.08025	-0.095851	0.593907	-0.181654	0.298714	-0.135821	0.990364	0 → 1300
2,2,4-Trimethylpentane	5.77412	0.021117	0.297026	-0.151707	-1.414781	3.128672	0.384534	0 → 1300
n-Nonane	28.56745	-0.021651	0.458518	-0.097973	0.101654	-0.031318	0.626960	0 → 2200
n-Decane	28.48990	-0.023837	0.461164	-0.099786	0.108353	-0.033074	0.611062	0 → 2200
n-Undecane	28.40689	-0.023843	0.460773	-0.099830	0.108415	-0.033122	0.589146	0 → 2200
n-Dodecane	26.21126	-0.018522	0.458893	-0.096164	0.101393	-0.029665	0.542807	0 → 2200
n-Tridecane	26.97706	-0.022933	0.459517	-0.099758	0.108351	-0.033091	0.519905	0 → 2200
n-Tetradecane	26.54692	-0.022048	0.458079	-0.099164	0.107126	-0.032538	0.531965	0 → 2200
n-Pentadecane	26.74860	-0.024114	0.460717	-0.100767	0.110447	-0.034147	0.530812	0 → 2200
n-Hexadecane	26.19390	-0.022825	0.459024	-0.100021	0.108912	-0.033390	0.513829	0 → 2200
n-Heptadecane	26.16214	-0.023563	0.459907	-0.100664	0.110307	-0.034076	0.506566	0 → 2200
n-Octadecane	25.97571	-0.023616	0.459950	-0.100804	0.110587	-0.034205	0.500714	0 → 2200
n-Nonadecane	25.44962	-0.022153	0.457982	-0.099865	0.108634	-0.033275	0.485920	0 → 2200
n-Eicocene	25.43578	-0.022726	0.458063	-0.100313	0.109516	-0.033658	0.482337	0 → 2200
Cyclopentane	57.78060	-0.174553	0.487900	-0.079021	-0.025900	0.187338	1.606204	0 → 2200
Methylcyclopentane	54.70525	-0.163500	0.531524	-0.123976	0.146551	-0.049768	1.473353	0 → 2200
Ethylcyclopentane	53.75912	-0.152454	0.527902	-0.123211	0.146775	-0.049976	1.365940	0 → 2200
1,1-Dimethylcyclopentane	51.71806	-0.167061	0.553236	-0.133804	0.163103	-0.057106	1.385500	0 → 2200
cis-1,2-Dimethylcyclopentane	53.58792	-0.171032	0.560092	-0.128623	0.174330	-0.063655	1.422113	0 → 2200
trans-1,2-Dimethylcyclopentane	53.04513	-0.166442	0.554211	-0.135055	0.160200	-0.061040	1.400671	0 → 2200

U N A M	FES -ZARAGOZA-
CTES. DE LAS ECS. DEL BLOQUE DE PROPS. III.2. (CONTINUA)	
ELAB. J. GARCIA	APENDICE "B"
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

<i>cis</i> -1,2-Dimethylcyclo- pentane	53.04513	-0.166442	0.554211	-0.135955	0.169209	-0.061040	1.400671	0-2200
<i>trans</i> -1,3-Dimethylcyclo- pentane	53.04513	-0.166442	0.554211	-0.135955	0.169209	-0.061040	1.400671	0-2200
Cyclohexane	46.56603	-0.149848	0.457275	-0.038739	-0.179124	0.379353	1.318154	0-2200
Methylcyclohexane	46.25693	-0.168390	0.541494	-0.112689	0.075113	0.060602	1.357149	0-2200
Ethylcyclohexane	26.19627	-0.084959	0.427814	-0.028309	-0.221691	0.455582	0.905946	0-2200
1,1-Dimethylcyclohexane	22.03712	-0.062955	0.264210	0.028180	-0.421880	0.711053	0.778241	0-2200
<i>cis</i> -1,2-Dimethylcyclo- hexane	32.83905	-0.108227	0.445852	-0.033539	-0.219459	0.466601	1.018323	0-2200
<i>trans</i> -1,2-Dimethylcyclo- hexane	43.91461	-0.165475	0.861323	-0.130023	0.145736	-0.045846	1.281886	0-2200
<i>cis</i> -1,3-Dimethylcyclo- hexane	33.67583	-0.115284	0.470036	-0.058996	-0.106752	0.293400	1.036583	0-2200
<i>trans</i> -1,3-Dimethylcyclo- hexane	31.44064	-0.117151	0.499798	-0.100833	0.090021	-0.018348	1.042627	0-2200
<i>cis</i> -1,4-Dimethylcyclo- hexane	31.44064	-0.117151	0.499798	-0.100833	0.090021	-0.018348	1.030234	0-2200
<i>trans</i> -1,4-Dimethylcyclo- hexane	22.48856	-0.064575	0.384794	0.009490	-0.358720	0.632457	0.772818	0-2200
Ethene	51.78593	0.020724	0.365431	-0.082721	0.092318	-0.029284	1.359786	0-2200
Propene	26.17773	0.044867	0.324263	-0.030604	-0.083732	0.188977	0.901280	0-2200
1-Butene	32.74090	-0.018519	0.426345	-0.091058	0.107224	-0.034983	0.999353	0-2200
<i>cis</i> -2-Butene	43.74545	-0.042795	0.403432	-0.068128	0.013149	0.087886	1.146788	0-2200
<i>trans</i> -2-Butene	20.68885	0.037032	0.355122	-0.056014	0.015447	0.044467	0.673007	0-2200
2-Methylpropene	14.96746	0.033009	0.378264	-0.073331	0.069757	-0.017483	0.667557	0-2200
1-Pentene	30.15557	-0.006874	0.421053	-0.090830	0.103380	-0.031591	0.807415	0-2200
1-Hexene	27.48574	-0.001262	0.319666	-0.088211	0.092532	-0.027052	0.705081	0-2200

U N A M	FES -ZARAGOZA
CTES. DE LAS ECS. DEL BLOQUE III.2	
(CONTINUA)	
ELAB. J. GARCIA	APENDICE "B"
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

1-Heptene	27.04731	-0.007407	0.425236	-0.090196	0.093961	-0.028471	0.660470	0 - 2300
1-Octene	27.30859	-0.012888	0.431131	-0.094225	0.103056	-0.031854	0.639210	0 - 2300
Cyclopentene	36.07524	-0.059928	0.295761	0.033290	-0.398533	0.648582	1.068471	0 - 2300
Pyridiene	25.33539	0.03745	0.371517	-0.106261	0.186462	-0.143504	0.896725	0 - 2300
1,3-Butadiene	17.65767	0.039560	0.347961	-0.075907	0.084037	-0.020515	0.763711	0 - 2300
1,3-Butadiene	40.76399	-0.100604	0.565187	-0.212346	0.483054	-0.473415	1.339874	0 - 2300
Acetylene	10.52464	0.134080	0.364644	-0.109506	0.465119	-0.522046	0.666982	0 - 2300
Propyne	15.21043	0.040387	0.321007	-0.087975	0.150918	-0.140098	0.662198	0 - 2300
1-Butyne	10.12562	0.053336	0.346106	-0.080330	0.105276	-0.053399	0.610754	0 - 2300
Hexatriene	36.31430	-0.122062	0.431082	-0.112614	0.149498	-0.056477	1.178204	0 - 2300
Methylbenzene	31.89489	-0.101151	0.425272	-0.106144	0.133765	-0.018407	1.054533	0 - 2300
Ethylbenzene	30.33272	-0.020633	0.439064	-0.112630	0.145822	-0.054320	0.974441	0 - 2300
1,2-Dimethylbenzene	13.97038	-0.013950	0.334243	-0.048408	-0.046017	0.170557	0.551212	0 - 2300
1,3-Dimethylbenzene	25.48962	-0.068902	0.399301	-0.092176	0.105979	-0.034527	0.847583	0 - 2300
1,4-Dimethylbenzene	18.50495	-0.030090	0.380052	-0.099435	-0.082110	0.217324	0.646926	0 - 2300
n-Propylbenzene	32.50404	-0.099007	0.466800	-0.120028	0.176789	-0.069443	0.974834	0 - 2300
Isopropylbenzene	25.26273	-0.084771	0.442557	-0.111294	0.139999	-0.050954	0.875939	0 - 2300
1-Methyl-2-ethylbenzene	20.11249	-0.044156	0.403697	-0.090314	0.116070	-0.040090	0.677692	0 - 2300
1-Methyl-3-ethylbenzene	19.02113	-0.036920	0.363993	-0.056337	-0.044323	0.188458	0.670180	0 - 2300
1-Methyl-4-ethylbenzene	18.47560	-0.030093	0.351431	-0.049197	-0.061535	0.203186	0.627494	0 - 2300
1,2,3-Trimethylbenzene	-1.99229	0.074678	0.185787	0.066551	-0.446036	0.693925	0.087528	0 - 2300
1,2,4-Trimethylbenzene	-3.45573	0.078874	0.184527	0.065059	-0.432780	0.666189	0.073065	0 - 2300
1,3,5-Trimethylbenzene	24.29772	-0.059925	0.301561	-0.086015	0.095603	-0.029628	0.731915	0 - 2300
n-Hexylbenzene	29.05375	-0.074034	0.437825	-0.107719	0.133490	-0.047775	0.821997	0 - 2300

U N A M	FES -ZARAGOZA-
CTES. DE LAS ECS. DEL BLOQUE DE PROPS. III.2 (CONTINUA)	
ELAB. J. GARCIA	APENDICE "B"
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

IX.C. - APENDICE "C"

	Acoustic Factor (20)	Char. Volume liter/mole	$\frac{V}{V_0}$	No. of Mols Fetals
PARAFFINS				
Methane	0.0074	0.09930	0.7012	107
Ethane	0.0193	.1450	.7000	161
Propane	.1512	.2401	.7000	150
n-Butane	.2100	.2544	.7130	111
i-Butane	.1675	.2160	.7754	112
n-Pentane	.2522	.2113	.7000	123
Isopentane	.1400	.2500	.7177	91
Hexapentane	.1975	.2120	.7750	57
n-Hexane	.4427	.3402	.7025	117
2-Methylpentane	.2791	.2677	.7072	9
3-Methylpentane	.2767	.2672	.7000	9
2,2-Dimethylpentane	.2130	.2636	.7273	5
3,3-Dimethylpentane	.2477	.2610	.7705	12
n-Heptane	.7507	.4304	.7000	63
2,2-Dimethylheptane	.2807	.4225	.7000	17
3,3-Dimethylheptane	.2801	.4151	.7071	7
2,2,3-Trimethylheptane	.2971	.4137	.7705	7
2,3-Dimethylheptane	.2310	.4210	.7000	7
2-Methylheptane	.2741	.4273	.7054	8
3-Methylheptane	.2118	.4193	.7050	22
2,2,3-Trimethylheptane	.2911	.4125	.7757	8
n-Octane	.1900	.4700	.7071	66
2-Octane	.2045	.4700	.7000	66
2,2,3,3-Tetramethylheptane	.2513	.4407	.7730	2
n-Nonane	.4470	.5209	.7045	60
n-Decane	.6910	.6102	.7007	60
n-Undecane	.5422	.6005	.6490	61
n-Dodecane	.5007	.7500	.7000	39
n-Tridecane	0.2600	.6007	.7071	61
n-Tetradecane	.6001	.6001	1.0000	30
n-Pentadecane	.7254	.6770	1.0000	10
n-Hexadecane	.7067	1.0000	.7000	74
n-Heptadecane	.7900	1.2000	.7000	60
n-Octadecane	.6336	1.1000	.7000	30
n-Nineteenane	.6300	1.2111	.6250	60
n-Twentyane	.6000	1.3700	.7000	---
Diethylpropane	1.0000	1.0000	.7000	6
Diisobutane	1.0500	1.5000	.7000	6
Triisobutane	1.0017	1.4000	.7000	8
Tetraisobutane	1.0316	1.2000	---	---
Penta-isobutane	1.0011	1.2000	---	---
Hexa-isobutane	.9400	1.0122	.6000	---
Hepta-isobutane	.9001	1.0000	---	---
Octa-isobutane	.8055	1.0072	.7277	8
AROMATIC				
Benzene	.0003	1.1000	.7010	45
Propylbenzene	.1434	1.0000	.7770	22
1-Butylbenzene	.2001	1.2077	.7730	33
Cyclohexylbenzene	.2000	.9361	.7000	9
Phenylacetylene	.2133	.7000	.7700	31
1-Phenylpropane	1.0000	.6000	.7700	25
1-Phenylbutane	.7000	.7000	.7000	.7
Cyclohexylpropane	.2520	.6000	.7077	17
Phenyl-1-Phenylpropane	1.2000	.7000	.7000	4
1-Phenyl-1-Phenylpropane	.2100	.7000	.7007	6
1-Phenyl-1-Phenylbutane	.2700	.6000	.7700	4
1-Phenyl-1-Phenylpentane	.3000	.6000	.7000	23
1-Phenyl-1-Phenylhexane	.2000	.6000	.7000	11
1-Phenyl-1-Phenylheptane	.2000	.6700	.7000	14
1-Phenyl-1-Phenyl-octane	.6007	.5300	.6500	10
1-Phenyl-1-Phenyl-nonaane	.4070	.6000	.6000	10

U N A M	FRS -ZARAGOZA-
VOLUMEN CARACTERISTICO	
ELAB. J. GARCIA	APENDICE "C"
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

DIOLEFINS

Propadiene	.1420	.1655	.1506	1
1,2-Diacetolene	.2191	.2100	.2675	1
1,3-Diacetolene	.1934	.2200	.2712	10
1,2-Pentadiene	.1760	.2682	.2677	1
Isoprene	.1700	.1620	.2657	1

ACETYLENES

Acetylene	.2049	.1120	.2700	10
Methylacetylene	.1581	.2616	.2603	1
Ethynylacetylene	.0986	.0225	.2711	1

CYCLOPARAFFINES

Cyclopropane	.1305	.1610	.2716	22
Cyclopentane	.1160	.2420	.2743	12
Methylcyclopentane	.2122	.2181	.2711	12
Cyclohexane	.2120	.2090	.2729	24
Methylcyclohexane	.2271	.2700	.2704	26
1,1-Dimethylcyclopentane	.2791	.2716	.2742	4
1-Trimethylcyclopentane	.2776	.2796	.2740	4
1-Trimethylcyclohexane	.2689	.2784	.2763	4
1-Cis-2-Dimethylcyclopentane	.2625	.2721	.2822	6
1-Cis-2-Dimethylcyclohexane	.2685	.2706	.2699	6

AROMATIC

Benzene	.2257	.2356	.2686	24
Toluene	.2621	.2127	.2644	27
Ethylbenzene	.2648	.2102	.2620	20
o-Xylene	.2618	.2613	.2625	8
m-Xylene	.2716	.2740	.2765	12
p-Xylene	.2216	.2740	.2592	4
Cymene	.2420	.2462	.2634	22
Cumene	.2677	.2271	.2617	11
Propylbenzene	.2480	.2161	.2547	26
Isopropylbenzene	.2461	.2600	.2500	26
Isobutylbenzene	.2303	.2360	.2471	26
Isobutylbenzene	.2620	.2610	.2644	22
Isobutylbenzene	.2621	1.1693	.2434	12
Isobutylbenzene	.2620	1.1611	--	--
Tetramethylbenzene	1.1190	1.0912	--	--
Heavy Aromatic	.7619	2.2212	--	--

GASES

air	-.0821	.06767	.1961	9
Helium	-.1766	.05127	.1901	11
Hydrogen	-.2226	.06429	.2060	20
Nitrogen	.0156	.09012	.2000	102
Oxygen	.0790	.07302	.1993	10

POLYOLS AND AMIDES

Diethylene Glycol	.2580	.2120	.2480	4
Triethylene Glycol	1.0712	.2122	.2480	4
Tetraethylene Glycol	1.1540	.2367	.2643	6
Diethanolamine	1.1199	.2143	.2527	1

ALCOHOLS

Methyl Alcohol	.5120	.2100	.2736	22
Ethyl Alcohol	.6378	.2722	.2862	26
n-Propyl Alcohol	.6645	.2200	.2861	27
Isopropyl Alcohol	.6617	.2716	.2493	26

U. N. A. M.

RES - ZARAGOZA -

VOLUMEN CARACTERISTICO

(CONTINUA)

ELAB. J. GARCIA

ANEXOS "C"

REV. J. CAMACHO

MAYO 95

ALDEHYDES AND ESTERS				
Acetaldehyde	.2647	.1119	.2269	5
Acetone	.2319	.2000	.2477	19
ALCOHOLS AND HALIDES				
Chlorine	.0022	.1222	.2767	25
Hydrogen Chloride	.1134	.0030	.2632	10
ETHERS				
Ethyl Ether	.2800	.2912	.2622	66
FLUOROCARBONS				
Trichlorofluoromethane	.1071	.2660	.2765	13
Dichlorodifluoromethane	.1099	.2167	.2397	17
Chlorotrifluoromethane	.2767	.1807	.2771	36
Dichloromonofluoromethane	.2102	.1950	.2765	100
Monochlorodifluoromethane	.2119	.1637	.2661	30
Trichlorotrifluoromethane	.2340	.2302	.2721	11
Dichloroetrafluoromethane	.2362	.2924	.2727	54
NITROGEN COMPOUNDS				
Ammonia	.2430	.07012	.2465	20
Hydrazine	.2410	.09044	.2640	20
OXYGEN				
Water	.2052	.06397	.2320	104
Carbon Monoxide	.0295	.09214	.2090	46
Carbon Dioxide	.1212	.09206	.2722	43
Sulfur Dioxide	.2000	.05703	.2660	1
Nitrogen Peroxide	.0054	.00117	.0015	21
Nitrogen Oxide	.1091	.00002	.2750	5
Nitrogen Tetraoxide	.0722	.00222	.2005	1
Nitrous Oxide	.2114	.1345	.2569	50
SOLVENTS AND MISCELLANEOUS				
Dioxane	.1004	.2103	.1542	77
Toluene	.1391	.2126	.2304	8
SULFUR COMPOUNDS				
Sulfur Dioxide	.1045	.1104	.2061	60
Sulfur Trioxide	.2025	.1212	.2319	2
Hydrogen Sulfide	.1030	.00961	.2075	17
Carbon Disulfide	.1025	.1090	.2000	12
Carbonyl Sulfide	.1021	.1410	.2709	1

U N A M	FES -ZARAGOZA-
VOLUMEN CARACTERISTICO	
(CONTINUA)	
ELAB. J. GARCIA	APENDICE "C"
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

MERCANTILES

Methyl Mercaptan	.1567	.1508	.2701	4
Ethyl Mercaptan	.1913	.2023	.2704	21
n-Propyl Mercaptan	.2380	.2372	.2685	21
Isopropyl Mercaptan	.2323	.2606	.2819	4
n-Butyl Mercaptan	.2701	.3133	.2644	13
Sec-Butyl Mercaptan	.2494	.2179	.2731	9
Tert-Butyl Mercaptan	.2496	.2139	.2725	4
Tert-Butyl Methylsulfonate	.1966	.2143	.2831	30
n-Amyl Mercaptan	.2213	.2728	.2813	9
2-Pentanethiol	.2032	.2709	.2663	23
3-Pentanethiol	.2031	.2679	.2666	3
Isomethyl Mercaptan	.2813	.2683	.2663	4
3-Methyl-1-butaneethiol	.2924	.2689	.2659	9
Tert-Amyl Mercaptan	.2390	.2674	.2321	9
Sec-Isomethyl Mercaptan	.2665	.2661	.2688	1
n-Hexyl Mercaptan	.2728	.3173	.2883	18
Sec-Hexyl Mercaptan	.2613	.3110	.2846	10
Tert-Hexyl Mercaptan	.2861	.4113	---	---
Dimethyl Sulfide	.2393	.4160	.2664	3
n-Propyl Mercaptan	.2323	.4971	.2357	16
Isopropyl Mercaptan	.2832	.4918	.2616	9
n-Butyl Mercaptan	.4808	.5618	.2332	30
Sec-Butyl Mercaptan	.4477	.4979	.2383	20
n-Hexyl Mercaptan	.5388	.6261	.2316	32
Sec-Hexyl Mercaptan	.5068	.6258	.2159	14
n-Heptyl Mercaptan	.5986	.7007	.2483	3
Sec-Heptyl Mercaptan	.5640	.6937	.2534	3

SULFIDES

Dimethyl Sulfide	.1936	.2010	.2693	4
Methyl Ethyl Sulfide	.2433	.2969	.2689	4
Methyl n-Propyl Sulfide	.2370	.2129	.2633	4
Diethyl Sulfide	.2730	.2137	.2673	16
Methyl Isopropyl Sulfide	.2494	.2333	.2718	1
Methyl n-Butyl Sulfide	.2220	.2316	.2620	4
Ethyl n-Propyl Sulfide	.2320	.2728	.2663	3
Methyl Sec-Butyl Sulfide	.2844	.2753	.2606	3
Methyl Isobutyl Sulfide	.2932	.2768	.2683	3
Ethyl Isopropyl Sulfide	.2860	.2730	.2713	3
Methyl Tert-Butyl Sulfide	.2387	.2666	.2638	3
Ethyl n-Hexyl Sulfide	.2728	.4358	.2613	3
Di-n-Propyl Sulfide	.2363	.4338	.2625	4
n-Propyl Isopropyl Sulfide	.2638	.4320	.2677	2
Ethyl Sec-Butyl Sulfide	.2388	.4308	.2630	2
Ethyl Isobutyl Sulfide	.2621	.4328	.2669	2
Ethyl Tert-Butyl Sulfide	.2860	.4214	.2706	3
Diisopropyl Sulfide	.2888	.4367	.2747	2
Di-n-Butyl Sulfide	.4888	.6614	.2761	16
Diisomethyl Sulfide	.4358	.6513	.2688	4
Diethyl Sulfide	.4833	.7731	.2323	1

SULFONES

Dimethyl Sulfone	.2610	.2638	.2731	11
Diethyl Sulfone	.2638	.2883	.2666	30
Methyl n-Propyl Sulfone	.2670	.4463	.2668	1
Methyl Isopropyl Sulfone	.2356	.4399	.2711	1
Di-n-Propyl Sulfone	.4381	.5861	.2636	19
Propyl Isopropyl Sulfone	.4888	.5883	.2688	1
Methyl Tert-Butyl Sulfone	.2688	.4958	.2688	2
Diisopropyl Sulfone	.2738	.4999	.2721	6
Di-n-Butyl Sulfone	.4363	.6368	.2648	14
Di-n-Amyl Sulfone	.4707	.7083	.2311	14
Di-n-Hexyl Sulfone	.7618	.8399	.2329	16

U N A M	FES -ZARAGOZA-
VOLUMEN CARACTERISTICO (CONTINUA)	
ELAB. J. GARCIA	APENDICE "C"
REV. J. CAMACHO	MAYO 95

X - BIBLIOGRAFIA

1. A.A. SULTAN
"SIZING PIPE FOR NON-NEWTONION FLOW"
CHEM. ENG., DEC. 19, 1988, PP. 141

2. A.K. COKER
"SELECTING AND SIZING PROCESS COMPRESSOR"
HYDROCARBON PROCESSING, JULY 1994 PP. 39

3. ARTHUR GERUNDA
"HOW TO SIZE LIQUID-VAPOR SEPARATORS"
CHEM. ENG. MAY. 4, 1981. PP. 81-84

4. B.H. LOCKWOOD
"NPSH AND HOW IT IS CALCULATED"
GOULDS PUPM DIV., APRIL 1989

5. CHARLES A. PASSUT
RONALD P. DANNER
"CORRELATION OF IDEAL GAS ENTHALPY, HEAT CAPACITY,
AND ENTROPY"
IND. ENG. CHEM. PROCESS. DES. DEVELOP., VOL. 11, No. 4,
PP. 543

6. CRANE CO.
FLOW OF FLUIDS
THROUGH VALVES, FITTINGS, AND PIPE. (1969)

- 7- DAVID S. DICKEY
"PROGRAM CHOOSES AGITATOR"
CHEM. ENG., JAN. 9, 1984, PP. 73

- 8- DING-YU PENG
DONALD B. ROBINSON
"A NE TWO-CONSTANT EQUATION OF STATE"
IND. ENG. CHEM., FUNDAM., VOL. 15, No. 1 1976 PP. 59

- 9- DONALD Q. KERN
"PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR"
C.E.C.S.A. 17^o IMPRESION

- 10- G.R. KENT
"PRACTICAL DESIGN OF FLARE STACK"
HYDROCARBON PROCESSING AND PETROLEUM REFINER AUGUST 1964

- 11- G.R. KENT
"PRELIMINARY PIPELINE SIZING"
CHEM. ENG., SEPT. 25, 1978, PP. 119-120

- 12- M. McCHEBNEY AND P. Mc.
"INSULATION WITHOUT ECONOMICS"
CHEM. ENG. MAY. 3, 1982, PP. 71

13. MARK KESLER
"SHORTCUT PROGRAM FOR MULTICOMPONENT DISTILLATION"
CHEM. ENG. MAY, 4, 1981. PP. 85

14. PAUL KANDELL
"PROGRAM SIZE PIPE AND FLARE MANIFOLDS FOR COMPRESSIBLE
FLOW"
CHEM. ENG. JUNE 29, 1981. PP. 89-93

15. PEDRO E. ROBLES GUZMAN
"SPEED UP HEAT-EXCHANGER DESIGN"
CHEM. ENG. MARCH 14, 1980. PP. 143

16. PERRY AND CHILTON
"CHEMICAL ENGINEERS HAND BOOK
McGRAW HILL (5th. EDITION).

17. RAFIK SOLIMAN
"TWO PHASE-PRESSURE DROP COMPUTED"
HYDROCARBON PROCESSING, APRIL, 1984. PP. 155-157

18. ROBERT C. REID. JOHN M. PRAUSMTZ.
THOMAS K. SHERWOOD.
"THE PROPERTIES OF GASES AND LIQUIDS"
McGRAW-HILL BOOK COMPANY THIRD EDITION.

- 19- ROBERT E. TREYBAL
"OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA"
MCGRAW HILL 2ª EDICION
- 20- ROBERT J. NOOLEY
"PHYSICAL PROPERTIES"
CHEM. ENG., MARCH, 31, 1986, PP. 109
- 21- RISDON W. HANKINSON
GEORGE H. THOMSON.
"ANEW CORRELATION FOR SATURATED DENSITIES OF LIQUIDS AND
THEIR MIXTURES"
AICHE JOURNAL (VOL. 25, No. 4). JULY 1979. PP. 653
- 22- SH. LIN
"PRESSURE DROP FOR SLURRY TRANSPORT"
CHEM. ENG., MAY, 17, 1982.
- 23- STANLEY M. WALAS
"PHASE EQUILIBRIA IN CHEMICAL ENGINEERING"
BUTTERWORTH PUBLISHERS. (1985). CAP. I
- 24- STUART W. CHURCHILL.
"FRICTION-FACTOR EQUATION SPANS ALL FLUID-FLOW REGIMES"
CHEM. ENG. NOV. 7, 1977. PP. 91-92

25- TAN, SOEN H.

"FLARE SISTEM DESIGN SIMPLIFIED"

HYDROCARBON PROCESSING, JAN. 1967.

VOL. 46, No. 1 PP. 172-176