

29/47



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**60 PROGRAMAS SENCILLOS PARA EL
LABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICA**

T E S I S

Que para Obtener el Título de:
INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a:
LETICIA GUADALUPE LOPEZ JIMENEZ

**TESIS CON
PALLA DE ORIGEN**



México, D. F.

1988

EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

C O N T E N I D O

| | |
|--|-----|
| Introducción..... | 6 |
| <u>Capítulo I. Balances de Materia</u> | 8 |
| Volúmenes de tanques..... | 9 |
| Tanque cilíndrico vertical..... | 10 |
| Tanque cilíndrico horizontal..... | 14 |
| Tanque esférico..... | 18 |
| Balances a régimen no permanente..... | 21 |
| Llenado de tanques..... | 21 |
| Tanques agitados con mezcla..... | 28 |
| Ecuaciones de gases y mezclas..... | 35 |
| Gases ideales..... | 35 |
| Gases reales..... | 52 |
| Ecuación cúbica..... | 65 |
| <u>Capítulo II . Problemas de Energía</u> | 75 |
| Cp gases..... | 81 |
| Cambio de energía en gases..... | 89 |
| Entalpía de mezclado..... | 97 |
| Entalpía de mezclado. Régimen no permanente..... | 104 |
| Temperatura de flama..... | 114 |
| <u>Capítulo III . Flujo de Fluidos</u> | 122 |
| Viscosidad..... | 124 |
| Viscosidad de gases..... | 125 |
| Viscosidad de líquidos..... | 134 |
| Número de Reynolds..... | 141 |
| Factor de fricción..... | 146 |
| Bernuolli..... | 152 |
| Medidores de flujo..... | 160 |

| | |
|--|------------|
| Medidor de orificio..... | 161 |
| Medidor venturi..... | 167 |
| Tubo pitot..... | 172 |
| ΔP_{100} gases..... | 176 |
| Descarga de tanques..... | 187 |
| ΔP_{100} fluidos incompresibles..... | 194 |
| Redes de tubería..... | 199 |
| Tuberías en paralelo..... | 199 |
| Mallas..... | 204 |
| <u>Capítulo IV . Transferencia de Calor.....</u> | 210 |
| Conducción..... | 214 |
| Conductividad térmica de gases..... | 214 |
| Conductividad térmica de líquidos..... | 214 |
| Conducción a través de sólidos..... | 227 |
| Conducción a través de cuerpos en serie..... | 228 |
| Conducción a través de cuerpos cilíndricos..... | 235 |
| Convección..... | 241 |
| Convección forzada..... | 242 |
| Coefficiente de convección dentro de tubos sin cambio de fase..... | 242 |
| Coefficiente de convección para fluidos en el espacio anular de tubos concéntricos..... | 247 |
| Coefficiente de convección para fluidos en el interior de serpentines sin cambio de fase..... | 251 |
| Convección natural..... | 255 |
| Placas verticales..... | 256 |
| Placas horizontales..... | 256 |
| Cilindros horizontales..... | 262 |
| Condensación..... | 266 |
| Sobre tubos horizontales..... | 267 |
| Sobre tubos verticales..... | 268 |
| Radiación..... | 273 |

| | |
|---|-----|
| Cambiador de calor tubular..... | 277 |
| <u>Capítulo V . Transferencia de Masa.....</u> | 291 |
| Difusión..... | 292 |
| Coefficiente de difusión para gases..... | 292 |
| Coefficiente de difusión para líquidos..... | 297 |
| Diámetro de torres empacadas..... | 299 |
| Caida de presión en torres empacadas..... | 302 |
| Absorción..... | 305 |
| Operaciones aire-agua..... | 308 |
| <u>Capítulo VI . Destilación.....</u> | 313 |
| Ecuación de Antoine..... | 314 |
| Coefficiente de relación o distribución (K)..... | 318 |
| Temperatura de burbuja (ideal)..... | 321 |
| Temperatura de rocío (ideal)..... | 321 |
| Temperatura de burbuja (no ideal)..... | 329 |
| Temperatura de rocío (no ideal)..... | 329 |
| Diagramas de equilibrio x vs. y..... | 334 |
| Mezclas azeotrópicas..... | 338 |
| Flash isotérmico..... | 347 |
| Destilación diferencial..... | 354 |
| Determinación del número de platos..... | 360 |
| Destilación multicomponente..... | 365 |
| <u>Capítulo VII . Cinética Química.....</u> | 375 |
| Reacciones de orden cero..... | 376 |
| Reacciones de primer orden..... | 377 |
| Reacciones de segundo orden..... | 377 |
| Dependencia de la velocidad de reacción con la temperatura. Teoría de colisiones..... | 383 |
| Conclusiones..... | 387 |
| Bibliografía..... | 388 |

INTRODUCCION

La computación en nuestros días juega un papel de vital importancia en la vida del hombre, abarcando casi todos los campos de la actividad humana, ya sean científicos, tecnológicos, administrativos o sociales.

En la ingeniería la computadora ha llegado a ser una herramienta indispensable que transforma en minutos lo que antes llevaba meses a un ingeniero, lo cual obliga al estudiante a un conocimiento tan amplio en este campo como sea posible con el objeto de que en el futuro su labor como profesionista sea realmente fructífera.

Contribuir a la formación de tales profesionistas es el objetivo que se pretende alcanzar con la presentación de esta tesis; para lograrlo se plantean los problemas que se presentan con más frecuencia en la Ingeniería Química y se resuelven por medio de la computación.

El mecanismo a seguir se muestra a continuación :

- a) Introducción teórica del tema a tratar
- b) Algoritmo
- c) Diagrama de flujo
- d) Listado
- e) Ejemplos resueltos

Para poder sostener una gran claridad en la presentación y que ésta se mantenga en un nivel elemental, se omiten los tratamientos que exigen un rigor matemático elaborado.

El lenguaje que se utiliza es el Basic.

Los programas se estructuraron de la manera más clara y sencilla posible de tal suerte que cualquier persona con los conocimientos básicos tanto de Ingeniería Química como de computación pueda

hacer uso de ellos.

Además, cabe señalar que cualquiera de los programas que se incluyen en esta tesis puede ser modificado a gusto del usuario según crea conveniente a medida que sus conocimientos vayan siendo más amplios.

C A P I T U L O I

**Las grandes caminatas
se inician con
el primer paso...**

BALANCES DE MATERIA

Los problemas de Balance de Masa se basan en la aplicación correcta de la "Ley de la Conservación de la Materia", la cual establece que ésta no puede ser creada ni destruida, afirmando que la masa de las sustancias que intervienen en un proceso cual quiera permanece constante.

Mediante un balance de materia se lleva a cabo una contabi lidad exacta de la materia entrante y saliente de un proceso.

Esta ley no es válida cuando la materia se mueve a velocidades próximas a la de la luz o cuando las sustancias sufren reacciones nucleares, ya que en estas circunstancias la materia y la energía son interconvertibles.

VOLUMENES DE TANQUES

El comportamiento de los fluidos es importante en el estudio de la ingeniería y constituye uno de los fundamentos del estudio de las operaciones básicas.

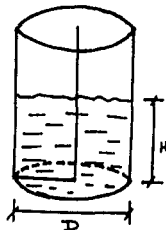
En la industria química y petroquímica es muy frecuente la vista de enormes tanques de diversas geometrías en los que se almacenan líquidos o gases utilizados como materia prima, como producto final o como materia intermedia de un proceso.

Por otro lado, muchos equipos utilizados en el procesamiento de materiales tienden a formas cilíndricas, esféricas o una combinación de ambas, es por esto importante conocer la forma de cálculo de dichas geometrías para saber el volumen almacenado o procesado contenido en cierto tipo de tanque.

Para esto es necesario recurrir a la geometría del tanque en cuestión y aunque estos cálculos no son complicados, sí resultan tediosos y cansados.

El conjunto de programas presentados a continuación consideran las geometrías más comunes: Tanque cilíndrico vertical, tanque cilíndrico horizontal, tanque esférico.

Tanque cilíndrico vertical



$$\text{Volumen} = \text{Area base} \times \text{altura}$$

$$\text{Area base} = \pi R^2$$

$$\text{Volumen} = \pi \times R^2 \times H$$

$$\text{Volumen} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

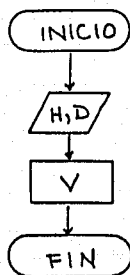
Algoritmo

Conocer:

1. Altura del líquido en el tanque
2. Diámetro del tanque

Evaluar:

3. El volumen del líquido en el tanque

Diagrama de flujo.

Programa 1

```

10 PRINTAB (4) "ESTE PROGRAMA CALCULA EL VOLUMEN"
20 PRINT
30 PRINTAB (4) "DE UN TANQUE CILINDRICO VERTICAL"
40 PRINT: PRINT: PRINT
50 PRINT "ALTURA DEL LIQUIDO EN EL TANQUE (METROS):"
60 INPUT H
70 PRINT "DIAMETRO DEL TANQUE (METROS):"
80 INPUT D
90 V = 3.1416/4 * D^2 * H
100 PRINT: PRINT
110 PRINTAB (15) "+++++++++++"
120 PRINTAB (15) "+           +"
130 PRINTAB (15) "+           +"
140 PRINTAB (15) "+           +"
150 PRINTAB (15) "+ ----- +"
160 PRINTAB (15) "+ ---   +"
170 PRINTAB (15) "+           +"
180 PRINTAB (15) "+           + H"
190 PRINTAB (15) "+           +"
200 PRINTAB (15) "+           +"
210 PRINTAB (15) "+++++++++++"
220 PRINT
230 PRINTAB (15) "-----D-----"
240 PRINT: PRINT
250 PRINTAB (12) "D = ", D, "H = ", H
260 PRINT
270 PRINT "EL VOLUMEN ES V = ", V " M3"
280 PRINT: PRINT
290 PRINT "DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO)"
300 INPUT A$
310 IF A$ = "SI" THEN 40
320 END

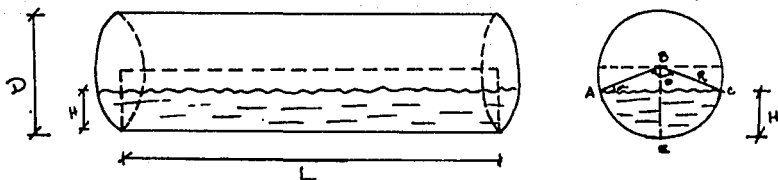
```

Ejemplo.

Calcular el volumen de un tanque cilíndrico vertical de 2 m de diámetro si la altura que alcanza el líquido de dicho tanque es de 3 m

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \times H = \frac{\pi}{4} (2)^2 (3) = 9.4247 \text{ m}^3$$

Tanque cilíndrico horizontal.



$$\text{Volumen} = (\text{área ACE}) * (\text{longitud})$$

$$\text{área ACE} = (\text{área ABCE}) - (\text{área ABC})$$

$$\text{área ABC} = \left(\frac{1}{2} \text{base}\right) * (\text{altura}) = \frac{1}{2} (R \cos \alpha) * (R \sin \alpha)$$

$$= \frac{1}{2} R^2 \cos \alpha \sin \alpha$$

$$\text{Volumen} = \frac{1}{2} R^2 (\theta - \text{sen } \theta) * L$$

$$\theta = \text{radianes}$$

$$\text{sen } \theta = \text{grados}$$

$$\theta = 180 - 2\alpha$$

$$\text{sen } \alpha = \frac{\text{cat. op.}}{\text{hip.}} = \frac{R - H}{R} = 1 - \frac{H}{R}$$

Algoritmo

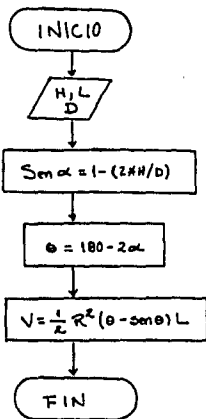
Conocer:

1. Altura del líquido en el tanque
2. Radio del tanque
3. Longitud del tanque

Calcular:

4. seno α
5. α
6. θ
7. volumen

Diagrama de flujo



Programa 2.

```

10 PRINTTAB (2) "ESTE PROGRAMA CALCULA EL VOLUMEN DE"
20 PRINT
30 PRINTTAB (4) " UN TANQUE CILINDRICO HORIZONTAL"
40 PRINT: PRINT: PRINT
50 PRINT "LONGITUD DEL TANQUE (METROS):"
60 INPUT L
70 PRINT "DIAMETRO DEL TANQUE (METROS):"
80 INPUT D
90 PRINT "ALTURA DEL LIQUIDO EN EL TANQUE (METROS)"
100 INPUT H
110 M = 1 - (2 * H/D)
120 A = 3.1416 - ATN (M/SQR (- M * M + 1)) * 2
130 V = L * (D/2) * 2 * 1/2 * (A - SIN (A))
160 PRINTTAB (8) " 1+++++++++"
170 PRINTTAB (8) " 1+          +"
180 PRINTTAB (8) " +          +"
190 PRINTTAB (8) " D +-----+ 1"
200 PRINTTAB (8) " +-----+ "
210 PRINTTAB (8) " 1 +          + H"
220 PRINTTAB (8) " 1 +          + "
230 PRINTTAB (8) " 1 ++++++++++ 1 "
240 PRINT
250 PRINTTAB (8) " -----L-----"
260 PRINT: PRINT
270 PRINTTAB (8) "D=";D,"L=";L,"H=";H
280 PRINT: PRINT: PRINT
290 PRINT "EL VOLUMEN ES V=";V" M3"
300 PRINT: PRINT
310 PRINT "DESEAS REALIZAR OTRO CALCULO (SI/NO):"
320 INPUT A$
330 IF A$ = "SI" THEN 40
340 END

```


Ejemplo.

Se tiene un tanque cilíndrico horizontal de las siguientes dimensiones: longitud = 5 m; diámetro = 2 m. La altura del agua contenida en dicho tanque es 0.5 m. Qué volumen ocupa?

$$\text{Sen } \alpha = 1 - \frac{2H}{D} = 0.5$$

$$\alpha = 30^\circ$$

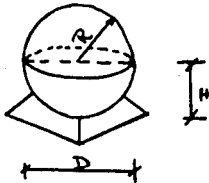
$$\theta = 180 - 2\alpha = 180 - 2(30) = 120^\circ$$

$$\theta = 120^\circ \times \frac{\pi}{180^\circ} = 2.0944 \text{ radianes}$$

$$V = \frac{1}{2} R^2 (\theta - \text{sen } \theta) L$$

$$V = \frac{1}{2} (1)^2 (2.0944 - \text{sen}(120))(5) = 3.07093 \text{ m}^3$$

Tanque esférico.



$$V = \frac{1}{6} \pi D^2 H$$

Algoritmo

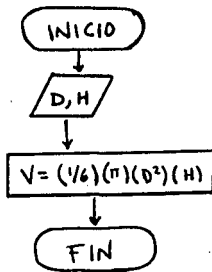
Conocer:

1. Diámetro del tanque
2. Altura del líquido en el tanque

Evaluar.

3. El volumen.

Diagrama de flujo.



Programa 3.

```
10 "PRINTAB(4)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL VOLUMEN"
20 PRINT
30 PRINTAB(9)"DE UN TANQUE ESFERICO"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"CUAL ES EL DIAMETRO (METROS):"
60 INPUT D
70 PRINT"ALTURA DEL LIQUIDO EN EL TANQUE (METROS)"
80 INPUT H
90  $V = (4/3) * 3.1416 * D^3 * H$ 
100 PRINT:PRINT
110 PRINT"EL VOLUMEN ES V=";V" M3"
120 PRINT:PRINT
130 PRINT"QUIERES UN NUEVO CALCULO (SI/NO)"
140 INPUT A$
150 IF A$="SI" THEN 40
160 END
```

Ejemplo

Calcula el volumen que ocupa un fluido en un tanque esférico de 2 metros de diámetro si la altura del fluido en dicho tanque es de 0.5 metros.

Respuesta: $V = 1.047 \text{ m}^3$

Ejemplo Resuelto :

$$V = \frac{1}{6} (\pi)(D^2)(H) = \frac{1}{6} (\pi)(2^2)(0.5) = 1.0471 \text{ m}^3$$

BALANCES A REGIMEN NO PERMANENTE

En estos balances las condiciones varían con el tiempo, por lo que es necesario escribir el balance de materiales en forma de ecuación diferencial. La ecuación diferencial resultante debe integrarse y las constantes de integración se evalúan a partir de los valores límite. El término de acumulación puede ser positivo o negativo, según haya aumento o disminución de la cantidad de materia acumulada. Este término se presenta por lo general en forma de una diferencial de masa con respecto al tiempo.

Los programas que se presentan a continuación son ejemplo de este tipo de balances.

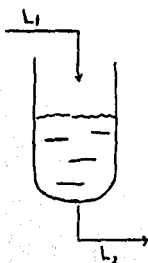
LLENADO DE TANQUES.

Es una situación que se presenta con mucha frecuencia en la industria de proceso, donde el interés radica en conocer el tiempo en el que se alcanza el volumen deseado.

La resolución de este tipo de problemas se basa en la ecuación:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas} + \text{Acumulación}$$

El desarrollo se presenta a continuación:



$$\text{Entradas} = \text{Salidas} + \text{acumulación}$$

$$L_1 = L_2 + \frac{dv}{d\theta}$$

$$(L_1 - L_2) \int_{\theta=0}^{\theta} d\theta = \int_{V_0}^V dv$$

$$\theta = \frac{(V - V_0)}{(L_2 - L_1)}$$

$$\text{En general: tiempo de llenado} = \frac{(\text{Volumen final} - \text{Volumen inicial})}{(\sum \text{corrientes entrada} - \sum \text{corrientes salida})}$$

donde:

$$\sum \text{corrientes entrada} - \sum \text{corrientes salida} = \text{Acumulaci3n}$$

El programa que se maneja tiene 3 opciones a ejecutar:

- a) Dos entradas y una salida
- b) Dos entradas sin salida
- c) Una entrada sin salida

Sin embargo puede modificarse a placer para operar como desee .

Algoritmo

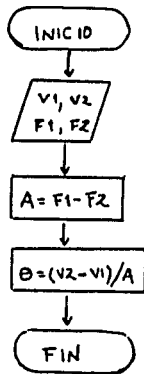
Conocer:

1. El volumen inicial
2. El volumen final
3. Flujo de las corrientes de entrada
4. Flujo de las corrientes de salida (si las hay)

Evaluar:

5. El tiempo en el que se alcanza el volumen deseado.

Diagrama de Flujo



Programa 4

```
10 PRINTTAB(9)"ESTE PROGRAMA CALCULA"  
20 PRINT  
30 PRINTTAB(9)"EL LLENADO DE TANQUES"  
40 PRINT:PRINT:PRINT  
50 PRINTTAB(2)"SI DESEAS OPERAR UN TANQUE CON DOS"  
60 PRINT"ENTRADAS Y UNA SALIDA MARCA EL NUMERO 10"  
70 PRINTTAB(2)"SI DESEAS OPERAR UN TANQUE CON DOS"  
80 PRINT"ENTRADAS Y SIN SALIDA MARCA EL NUMERO 20"  
90 PRINTTAB(2)"SI DESEAS OPERAR UN TANQUE CON UNA"  
100 PRINT"ENTRADA Y SIN SALIDA MARCA EL NUMERO 30"  
110 PRINT  
120 INPUT M  
130 IF M=10 THEN 160  
140 IF M=20 THEN 330  
150 IF M=30 THEN 480  
160 PRINT"VOLUMEN INICIAL V1 EN M3"  
170 INPUT V1  
180 PRINT"VOLUMEN FINAL V2 EN M3"  
190 INPUT V2  
200 PRINT"EL FLUJO DE ENTRADA F1 (M3/SEG)"  
210 INPUT F1  
220 PRINT"EL FLUJO DE ENTRADA F2 (M3/SEG)"  
230 INPUT F2  
240 PRINT"EL FLUJO DE SALIDA F3 (M3/SEG)"  
250 INPUT F3  
260 A=F1+F2-F3  
270 Y=(V2-V1)/A  
275 T=Y/60  
280 PRINT:PRINT  
290 PRINT"LA ACUMULACION ES A=";A" M3/SEG"  
300 PRINT  
310 PRINT"EL TIEMPO DE LLENADO ES T=";T" MIN"  
320 GO TO 600  
330 PRINT"VOLUMEN INICIAL V1 (M3)"  
340 INPUT V1  
350 PRINT"VOLUMEN FINAL V2 (M3)"
```



```
360 INPUT V2
370 PRINT"FLUJO DE ENTRADA F1 EN M3/SEG"
380 INPUT F1
390 PRINT"FLUJO DE ENTRADA F2 EN M3/SEG"
400 INPUT F2
410 A=F1 + F2
420 V=(V2-V1)/A
425 T=V/60
430 PRINT:PRINT
440 PRINT"LA ACUMULACION ES A=";A" M3/SEG"
450 PRINT
460 PRINT"EL TIEMPO DE LLENADO ES T=";T" MIN"
470 GOTO 600
480 PRINT"VOLUMEN INICIAL V1 EN M3"
490 INPUT V1
500 PRINT"VOLUMEN FINAL V2 EN M3"
510 INPUT V2
520 PRINT"FLUJO DE ENTRADA F1 EN M3/SEG"
530 INPUT F1
540 A=F1
550 V=(V2-V1)/A
555 T=V/60
560 PRINT:PRINT
570 PRINT"LA ACUMULACION ES A="; A" M3/SEG"
580 PRINT
590 PRINT"EL TIEMPO DE LLENADO ES T=";T" MIN"
600 PRINT:PRINT
610 PRINT"DESEAS HACER OTRO CALCULO (SI/NO)"
620 INPUT A$
630 IF A$="SI" THEN 40
640 END
```

Ejemplos:

1. Se tiene un tanque con 5 m^3 de agua. A este tanque entran dos corrientes de agua, una de $3 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{seg}$ y la otra de $2.5 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{seg}$. Si por la parte inferior del tanque se extraen $4 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{seg}$ de agua ¿en cuánto tiempo se llenará el tanque si su capacidad es de 6 m^3 ?

Respuesta: 6666.66 seg = 111.11 min

2. Considere el mismo problema pero ahora sin salida.

Respuesta: 1818.1818 seg = 30.3030 min

3. Calcule el tiempo de llenado de un tanque con un volumen inicial de 5 m^3 y una alimentación de 3×10^{-4} pero sin salida. El volumen final debe ser de 6 m^3 .

Respuesta: 3333.333 seg = 55.55 min.

Ejemplos resueltos. Problema 1

1. Aplicando la ecuación general:

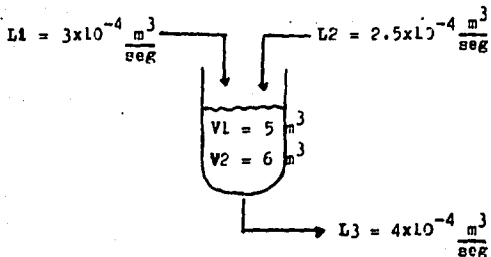
$$V_1 = 5 \text{ m}^3 \quad F_1 = 3 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} + 2.5 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} = 5.5 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

$$V_2 = 6 \text{ m}^3 \quad F_2 = 4 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

$$\text{Acumulación} = 5 \times 10^{-4} - 4 \times 10^{-4} = 1.5 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

$$T = \frac{(6 - 5) \text{ m}^3}{1.5 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}} = 6666.666 \text{ seg}$$

Solución paso a paso



Balance total:

Entradas = Salidas + Acumulación

$$L_1 + L_2 = L_3 + \frac{dV}{d\theta}$$

$$\int_{V_1=5}^{V_2=6} dV = (L_1 + L_2 - L_3) \int_{\theta=0}^{\theta=T} d\theta$$

$$T = \frac{(6-5) \text{ m}^3}{(3+2.5-4) \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}} = 6666.666 \text{ seg}$$

TANQUES AGITADOS CON MEZCLA

- En las industrias de proceso muchas operaciones dependen, en alto grado, del efectivo mezclado de los fluidos. El mezclado implica partir de dos fases individuales y lograr que ambas fases se distribuyan entre sí.

El mezclado se utiliza para preparar diluciones, pinturas, alimentos, cerámica o como medio de aumentar la superficie de contacto entre las fases en otras operaciones como absorción, extracción, secado, etc. Las sustancias que se mezclan pueden ser sólidos, líquidos o gases.

Los objetivos que se persiguen en la agitación son:

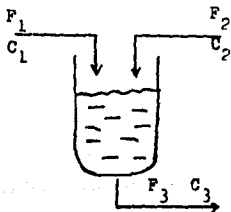
1. Mezclado de dos líquidos miscibles.
2. Disolución de sólidos en líquidos.
3. Dispersión de un gas en un líquido en forma de burbujas pequeñas.
4. Suspensión de partículas sólidas finas en un líquido.
5. Agitación de un fluido para aumentar la transferencia de calor.

En este programa se manejan dos casos:

- a) Un tanque con dos entradas y una salida.
- b) Un tanque con dos entradas sin salida.

Cabe hacer notar que el programa puede sufrir las modificaciones adecuadas para los cambios que se deseen hacer en la operación del tanque.

El desarrollo de ecuaciones se presenta a continuación:



Balance Total

$$F_1 + F_2 = F_3 + \frac{dV}{d\theta}$$

$$\frac{dV}{d\theta} = A ; \int dV = A \int d\theta ; V = A\theta + V_{\text{inicial}}$$

Balance parcial.

$$F_1 C_1 + F_2 C_2 = F_3 C_3 + \frac{dVC}{d\theta} \quad ; \quad F_1 C_1 + F_2 C_2 - F_3 C_3 = \frac{VdC}{d\theta} + \frac{CdV}{d\theta}$$

Sustituyendo: $F_1 C_1 + F_2 C_2 - F_3 C_3 = (A\theta + V_{\text{inicial}}) \frac{dC_3}{d\theta} + C_3 A$

$$\int \frac{d\theta}{A\theta + V_{\text{inicial}}} = \int \frac{dC_3}{F_1 C_1 + F_2 C_2 - C_3 (F_3 + A)}$$

Efectuando la integración:

$$C_3 = \frac{-[F_1 C_1 + F_2 C_2 - C_3 (F_3 + A)] \text{EXP} \left[\left(\frac{-F_3 - A}{A} \right) \ln \left(\frac{A\theta - V_{\text{inicial}}}{V_{\text{inicial}}} \right) \right] + [F_1 C_1 + F_2 C_2]}{(F_3 + A)}$$

En general tenemos:

$$C_3 = \frac{\left[\sum (\text{flujos entrada} \times \text{Conc.}) - \left[\sum (\text{flujos entrada} \times \text{Conc.}) - \text{Conc. inicial} \times (\sum (\text{flujos salida}) + \text{Acum}) \right] \times \text{EXP} \left[\left(\frac{-\sum (\text{flujos salida}) - \text{Acum.}}{\text{Acumulación}} \right) \times \ln \left(\frac{(\text{Acum.} \times \text{tiempo llenado}) + V_{\text{inicial}}}{V_{\text{inicial}}} \right) \right] \right]}{(\sum (\text{flujos salida}) + \text{Acum.})}$$

Observaciones:

Si no se tiene volumen inicial y por consiguiente concentración inicial, se debe cambiar la ecuación anterior eliminando esos términos; No se les de el valor cero.

Lo mismo ocurre con los otros términos.

Algoritmo.

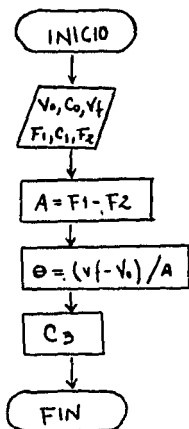
Conocer:

1. Volumen inicial.
2. Volumen final.
3. Flujo de las corrientes de entrada.
4. Concentración de las corrientes de entrada.
5. Flujo de las corrientes de salida.
6. Concentración del volumen inicial.

Evaluar:

7. Acumulación.
8. Tiempo de llenado.
9. Concentración final.

Diagrama de flujo.



Programa 5

```

10  PRINTTAB(4)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL LLENADO"
20  PRINT
30  PRINTTAB(5)"Y LA CONCENTRACION EN TANQUES"
40  PRINT
50  PRINTTAB(10)"AGITADOS CON MEZCLA"
60  PRINT:PRINT:PRINT
70  PRINTTAB(2)"SI DESEAS OPERAR UN TANQUE CON DOS"
80  PRINT"ENTRADAS Y UNA SALIDA MARCA EL NUMERO 10"
90  PRINTTAB(2)"SI DESEAS OPERAR UN TANQUE CON DOS"
100 PRINT"ENTRADAS Y SIN SALIDA MARCA EL NUMERO 20"
110 PRINT
120 INPUT M
130 IF M=10 THEN 150
140 IF M=20 THEN 410
150 PRINT"VOLUMEN INICIAL V0 EN M3"
160 INPUT V0
170 PRINT"CONCENTRACION INICIAL C0 EN KG/M3"
180 INPUT C0
190 PRINT"FLUJO DE ENTRADA F1 EN M3/SEG"
200 INPUT F1
210 PRINT"CONCENTRACION C1 EN KG/M3"
220 INPUT C1
230 PRINT"FLUJO DE ENTRADA F2 EN M3/SEG"
240 INPUT F2
250 PRINT"CONCENTRACION C2 EN KG/M3"
260 INPUT C2
270 PRINT"FLUJO DE SALIDA F3 EN M3/SEG"
280 INPUT F3
290 PRINT"VOLUMEN FINAL V2 EN M3"
300 INPUT V2
310 A=F1+F2-F3
315 Y=(V2-V0)/A
320 T=Y/60
330 C3=(-EXP(-(A+F3)/A*LOG(V2/V0))*((F1*C1+F2*C2)-(A+F3)*C0)+
F1*C1+F2*C2)/(A+F3)
340 PRINT:PRINT
350 PRINT:LA ACUMULACION ES A=";A" M3/SEG"

```

```
360 PRINT
370 PRINT"EL TIEMPO DE LLENADO ES T=";T" MIN"
380 PRINT
390 PRINT"LA CONCENTRACION FINAL ES C3=";C3" KG/M3"
400 GOTO 640
410 PRINT"VOLUMEN INICIAL V0 EN M3"
420 INPUT V0
430 PRINT"CONCENTRACION INICIAL C0 EN KG/M3"
440 INPUT C0
450 PRINT"FLUJO DE ENTRADA F1 EN M3/SEG"
460 INPUT F1
470 PRINT"CONCENTRACION C1 EN KG/M3"
480 INPUT C1
490 PRINT"FLUJO DE ENTRADA F2 EN M3/SEG"
500 INPUT F2
510 PRINT"CONCENTRACION C2 EN KG/M3"
520 INPUT C2
530 PRINT"VOLUMEN FINAL V2 EN M3"
540 INPUT V2
550 A=F1+F2
555 V=(V2-V0)/A
560 T=V/60
570 C3=[-EXP(-LOG(V2/V0))*{(F1*C1+F2*C2)-(A*C0)}+F1*C1+F2*C2]/A
580 PRINT
590 PRINT"LA ACUMULACION ES A=";A" M3/SEG"
600 PRINT
610 PRINT"EL TIEMPO DE LLENADO ES T=";T" MIN"
620 PRINT
630 PRINT"LA CONCENTRACION FINAL ES C3=";C3" KG/M3"
640 PRINT:PRINT:PRINT
650 PRINT"DESEAS HACER OTRO CALCULO (SI/NO)"
660 INPUT A$
670 IF A$ "SI" THEN 60
680 END
```


EJEMPLOS.

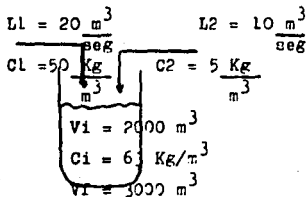
1. A un tanque que contiene originalmente 2000 m³ de una solución salina con una concentración de 63 kg/m³ de sal se le introducen simultáneamente 2 corrientes salinas: una de 20 m³/seg y de 50 kg/m³ de sal y otra de 10 m³/seg y de 5 kg/m³ de sal. Al mismo tiempo, por la parte inferior del tanque se extraen 20 kg/m³ de solución. Si el tanque está perfectamente agitado, se desea saber cuál será la concentración de sal en el mismo cuando el volumen de disolución contenido en el tanque llegue a 3000 m³

Respuesta: 43.2964 kg/m³

2. Considere el mismo problema pero ahora sin salida.

Respuesta: 53.66 kg/m³

Desarrollo del ejemplo 2.



Balance Total

Entradas = Salidas + Acumulación

$$L_1 + L_2 = \frac{dV}{dt} = \text{Acumulación}$$

$$A = 20 + 10 = 30 \frac{m^3}{seg}$$

Integrando sin límites :

$$(L_1 + L_2) \int d\theta = \int dV ; V = (L_1 + L_2)\theta + K ; V = (30)\theta + 2000$$

Balance de Sal :

$$L_1 C_1 + L_2 C_2 = \frac{dV C}{d\theta} ; L_1 C_1 + L_2 C_2 = \frac{V dC}{d\theta} + \frac{C dV}{d\theta} ; \frac{dV}{d\theta} = 30$$

$$(50)(20) + (10)(5) - C(30) = (30\theta + 2000) \frac{dC}{d\theta}$$

$$\text{Tiempo de llenado ; } T = \frac{V_f - V_i}{A} = \frac{3000 - 2000}{30} = 33.33 \text{ seg}$$

Integrando la ecuación diferencial :

$$\int_{\theta=0}^{\theta=T} \frac{d\theta}{30(\theta) + 2000} = \int_{C=C_i}^{C=C_{\text{final}}} \frac{dC}{1050 - C(30)}$$

$$\frac{1}{30} \ln(30(\theta) + 2000) \Big|_0^{33.33} = - \frac{1}{30} \ln(1050 - C(30)) \Big|_{63}^{C_{\text{final}}}$$

$$C_{\text{final}} = 53.66 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Ecuaciones de gases y mezclas.

De los tres estados de agregación, sólo el estado gaseoso permite una descripción cuantitativamente sencilla; para tal descripción se necesitan sólo cuatro propiedades: número de moles, volumen presión y temperatura.

La ecuación de estado del sistema es la relación matemática que existe entre los valores de esas cuatro propiedades. Sólo se necesitan tres de éstas para describir el estado, la cuarta puede calcularse.

GASES IDEALES Y REALES

IDEALES.

La ley del gas ideal: $PV = nRT$, es una relación entre las cuatro variables que describen el estado de cualquier gas. Como tal, es una ecuación de estado que constituye una descripción completa del estado de equilibrio del sistema.

La ley del gas ideal es tanto más precisa cuanto más alta esté la temperatura con relación a la temperatura crítica de la sustancia y cuanto más baja esté la presión con relación a la presión crítica.

La aplicación de esta ley es sorprendentemente precisa en muchas aplicaciones prácticas, sin embargo, en trabajos de precisión no se emplea.

Mezclas.- El estado o condición de una mezcla de varios gases depende no sólo de la presión, volumen o temperatura, sino también de su composición.

Las fracciones molares, \tilde{y}_i , se obtienen dividiendo cada uno de los números de moles por el número total de moles de todas las sus-

tancias presentes:

$$n_T = n_1 + n_2 + n_3 + \dots \quad ; \quad \bar{y}_1 = \frac{n_1}{n_T}$$

la suma de las fracciones molares de todas las sustancias en una mezcla debe ser la unidad:

$$\bar{y}_1 + \bar{y}_2 + \bar{y}_3 + \dots = 1$$

Debido a esta relación, la composición de la mezcla está determinada cuando se especifican las fracciones molares de todas las sustancias menos una, la cual se puede calcular por diferencia.

Las fracciones molares son independientes de la temperatura y la presión.

Ley de Dalton.

Consideremos una mezcla de tres gases descrita por los números de moles n_1 , n_2 , n_3 en un recipiente de volumen V a una temperatura T . Si $n_T = n_1 + n_2 + n_3$, entonces la presión ejercida por esta mezcla está dada por:

$$P_T = n_T RT/V$$

Definimos la presión parcial de cada gas en la mezcla como la presión que ejercería el gas si estuviera solo en el recipiente de volumen V a una temperatura T . Las presiones parciales p_1 , p_2 , p_3 estarán dadas por:

$$p_1 = \frac{n_1 RT}{V} \quad ; \quad p_2 = \frac{n_2 RT}{V} \quad ; \quad p_3 = \frac{n_3 RT}{V}$$

sumando estas ecuaciones obtenemos:

$$(p_1 + p_2 + p_3) = (n_1 + n_2 + n_3) \frac{RT}{V} = n_T$$

$$P_T = p_1 + p_2 + p_3 + \dots$$

Esta expresión corresponde a la Ley de Dalton, la cual establece que "a cualquier temperatura específica la presión total ejercida por una mezcla de gases es igual a la suma de las presiones parciales de los gases constituyentes".

Relación simple entre Presiones Parciales y Fracciones Molares:

$$p_1 = n_1 RT/V \quad \text{dividiendo entre } p_T : \frac{p_1}{p_T} = \frac{n_1 RT}{V p_T}$$

pero $p_T V = n_T RT$, sustituyendo en el lado derecho tenemos:

$$\frac{p_1}{p_T} = \frac{n_1 RTV}{n_T RTV} \quad ; \quad \frac{p_1}{p_T} = \frac{n_1}{n_T} = x_1 \quad \therefore \quad p_1 = x_1 p_T$$

$$p_i = x_i p_T$$

Esta ecuación permite el cálculo de la presión parcial de cualquier gas en una mezcla a partir de la fracción molar del gas y la presión total de la mezcla.

Ley de Amagat.

El volumen parcial de un gas en una mezcla se define como el volumen que ocuparía el gas por sí solo en un recipiente a temperatura T y presión P , por tanto:

$$V_1 = \frac{n_1 RT}{P_T} \quad ; \quad V_2 = \frac{n_2 RT}{P_T} \quad ; \quad V_3 = \frac{n_3 RT}{P_T}$$

sumando estas ecuaciones obtenemos:

$$(V_1 + V_2 + V_3) = (n_1 + n_2 + n_3) \frac{RT}{P_T} = \frac{n_T RT}{P_T}$$

$$V = \frac{n_T RT}{P} \quad V = V_1 + V_2 + V_3 + \dots$$

Algoritmo Gases Puros

a) Conocer:

- 1. Volumen
- 2. Número de moles
- 3. Temperatura.

Evaluar:

- 4. Presión

c) Conocer:

- 1. Presión
- 2. Volumen
- 3. Número de moles

Evaluar:

- 4. Temperatura

e) Conocer:

- 1. Presión
- 2. Volumen
- 3. Temperatura
- 4. Peso molecular

Evaluar:

- 5. Masa

b) Conocer:

- 1. Presión
- 2. Temperatura
- 3. Número de moles

Evaluar:

- 4. Volumen

d) Conocer:

- 1. Presión
- 2. Volumen
- 3. f de moles

Evaluar:

- 4. Temperatura

f) Conocer:

- 1. Presión.
- 2. Temperatura
- 3. Peso molecular

Evaluar:

- 4. Densidad

Algoritmo Mezclas

a) Conocer:

- 1. Número de gases
- 2. Número de moles
- 3. Temperatura de la mezcla
- 4. Volumen de la mezcla
- 5. Fracción mol de cada componente

Evaluar:

- 6. Presiones parciales

b) Conocer:

- 1. Número de gases
- 2. Temperatura de la mezcla
- 3. Número de moles totales
- 4. Presión total

Evaluar:

- 5. Volumen

d) Conocer:

- 1. Número gases
- 2. Presión mezcla
- 3. Volumen mezcla
- 4. Temperatura mezcla
- 5. Fracc. mol/gas

Evaluar:

- 6. Moles/componente

f) Conocer:

- 1. Presión
- 2. Peso molecular
- 3. Temperatura

Evaluar:

- 4. Densidad

c) Conocer:

- 1. Presión mezcla
- 2. Volumen mezcla
- 3. Número moles totales
- 4. Número gases

Evaluar:

- 5. Temperatura

e) Conocer:

- 1. Presión mezcla
- 2. Volumen mezcla
- 3. Peso molecular
- 4. Temperatura mezcla

Evaluar:

- 5. Masa mezcla

g) Conocer:

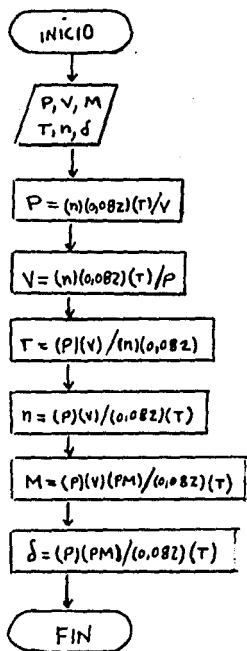
- 1. Número de componentes
- 2. Fracción mol
- 3. Peso molecular
o bien:
- 4. Temp. mezcla
- 5. Vol. mezcla
- 6. Presión mezcla
- 7. Masa mezcla

Evaluar:

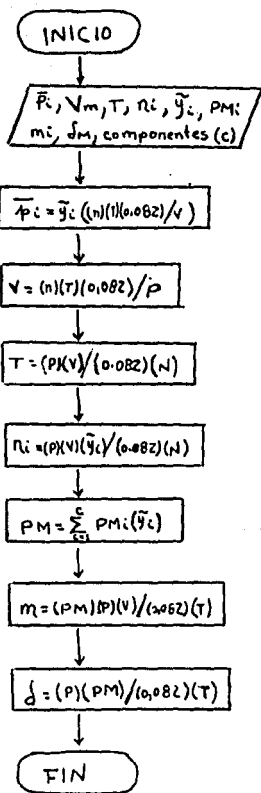
- 8. Peso molecular

Diagrama de flujo

Gas Puro



Mezclas



Programa 6

```

10  PRINTTAB(3)"ECUACION DE ESTADO PARA GAS IDEAL"
20  PRINT
30  PRINTTAB(16)"PV = NRT"
40  PRINT
50  PRINTTAB(8)"(GASES PUROS Y MEZCLAS)"
60  PRINT:PRINT:PRINT
70  PRINT"QUE DESEAS CALCULAR : GAS PURO O MEZCLA?"
80  PRINT
90  INPUT A$
95  IF A$="MEZCLA" THEN 1060
100 PRINT:PRINT
110 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR:?"
115 PRINT
120 PRINT"LA PRESION DEL GAS (1)?"
130 PRINT
140 PRINT"SU VOLUMEN (2)?"
150 PRINT
160 PRINT"LA TEMPERATURA (3)?"
170 PRINT
180 PRINT"EL NUMERO DE MOLES (4)?"
190 PRINT
200 PRINT"LA MASA DEL GAS (5) O SU DENSIDAD (6)?"
210 PRINT
220 INPUT"QUE OPCION ELIGES: ";A%
230 IF A%=1 THEN 290
240 IF A%=2 THEN 460
250 IF A%=3 THEN 580
260 IF A%=4 THEN 700
270 IF A%=5 THEN 830
280 IF A%=6 THEN 970
290 PRINT:PRINT
300 INPUT"CUAL ES EL VOLUMEN DE GAS (LITROS):";V
310 PRINT
320 INPUT"NUMERO DE MOLES (GMOL):";N
330 PRINT
340 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T1

```

```
350 T=T1+273
360 P=N*0.082*T/V
370 PRINT:PRINT:PRINT
380 PRINT"LA PRESION DEL GAS A LAS CONDICIONES QUE"
390 PRINT"ALIMENTASTE LOS DATOS ES:","P" ATM"
400 PRINT:PRINT:PRINT
410 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";B$
420 IF B$ ="SI" THEN GO 60
450 END
460 PRINT:PRINT
470 INPUT"CUAL ES LA PRESION DEL GAS (ATM):";P
480 PRINT
490 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T1
495 T=T1+273
500 PRINT
510 INPUT"NUMERO DE MOLES (GMOL):";N
530 V=N*0.082*T/P
540 PRINT:PRINT:PRINT
550 PRINT"EL VOLUMEN DE GAS A LAS CONDICIONES QUE"
560 PRINT"ALIMENTASTE LOS DATOS ES:"
564 PRINT
566 PRINTV" LITROS"
570 GOTO 400
580 PRINT:PRINT
590 INPUT"PRESION DEL GAS (ATM):";P
600 PRINT
610 INPUT"VOLUMEN DEL GAS (LITROS):";V
620 PRINT
630 INPUT"NUMERO DE MOLES (GMOL):";N
640 T=P*V/(N*0.082)
650 T1=T-273
660 PRINT:PRINT:PRINT
670 PRINT"LA TEMPERATURA A LAS CONDICIONES QUE"
680 PRINT"ALIMENTASTE LOS DATOS ES:"
685 PRINT
686 PRINTT" K = " T1" C"
690 GOTO 400
700 PRINT:PRINT
710 INPUT"PRESION DEL GAS (ATM):";P
720 PRINT
```

```
130 INPUT"VOLUMEN DEL GAS (LITROS):";V
140 PRINT
150 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T1
160 T=T1+273
170 N=(P*V)/0.082*T
180 PRINT:PRINT:PRINT
800 PRINT"EL NUMERO DE MOLES A LAS CONDICIONES"
810 PRINT"QUE ALIMENTASTE LOS DATOS ES:";N" GMOL"
820 GOTO 400
830 PRINT:PRINT
840 INPUT"PRESION DEL GAS (ATM):";P
850 PRINT
860 INPUT"VOLUMEN DEL GAS (LITROS):";V
870 PRINT
880 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T1
890 PRINT
900 INPUT"PESO MOLECULAR:";PM
910 T=T1+273
920 M=(P*V*PM)/(0.082*T)
930 PRINT:PRINT:PRINT
940 PRINT"LA MASA DE GAS A LAS CONDICIONES QUE"
950 PRINT"ALIMENTASTE LOS DATOS ES:";M" G"
960 GOTO 400
970 PRINT:PRINT
980 INPUT"PRESION DEL GAS (ATM):";P
990 PRINT
1000 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T1
1010 PRINT
1020 INPUT"PESO MOLECULAR (G/GMOL):";PM
1030 T=T1+273
1040 D=(P*PM)/(0.082*T)
1042 PRINT:PRINT:PRINT
1044 PRINT"LA DENSIDAD DEL GAS A LAS CONDICIONES"
1046 PRINT"QUE ALIMENTASTE ES:";D" G/LITRO"
1050 GOTO 400
1060 PRINT:PRINT
1070 PRINT"DE CUANTOS GASES SE COMPONE LA MEZCLA?"
1080 INPUT N%
1090 PRINT
```

```
1100 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR?"
1110 PRINT
1120 PRINT"LAS PRESIONES PARCIALES (1)?"
1130 PRINT
1140 PRINT"EL VOLUMEN DE LA MEZCLA (2)?"
1150 PRINT
1160 PRINT"LA TEMPERATURA DE LA MEZCLA (3)?"
1170 PRINT
1180 PRINT"MOLES DE CADA COMPONENTE (4)?"
1190 PRINT
1200 PRINT"EL PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA (5)?"
1210 PRINT
1220 PRINT"LA MASA DE LA MEZCLA (6)?"
1230 PRINT
1240 PRINT"LA DENSIDAD DE LA MEZCLA (7)?"
1250 PRINT:PRINT
1260 INPUT"QUE NUMERO ESCOGES:";B%
1270 IF B%=1 THEN 1340
1280 IF B%=2 THEN 1660
1290 IF B%=3 THEN 1780
1300 IF B%=4 THEN 1890
1310 IF B%=5 THEN 2150
1320 IF B%=6 THEN 2490
1330 IF B%=7 THEN 2620
1340 PRINT:PRINT
1350 INPUT"MOLES TOTALES (GMOL):";N
1360 PRINT
1370 INPUT"TEMPERATURA DE LA MEZCLA (C):";T1
1380 T=T1 + 273
1390 PRINT
1400 INPUT"VOLUMEN DE LA MEZCLA (LITROS):";V
1410 P=(N*T*0.082)/V
1420 PRINT
1430 PRINT"FRACCION MOL DE CADA COMPONENTE"
1440 PRINT
1450 FOR I=1 TO N%
1460 INPUT"V(I)=";V(I)
1470 NEXT I
```

```
1480 PRINT:PRINT:PRINT
1490 PRINT"LA PRESION PARCIAL DE CADA COMPONENTE"
1500 PRINT"EN LA MEZCLA GASEOSA ES RESPECTIVAMENTE:"
1510 PRINT
1520 FOR I=1 TO N#
1530 P(I)=P*Y(I)
1540 PRINTP(I)" ATM"
1560 PRINT
1570 NEXT I
1580 PRINT
1590 PRINT"LA PRESION TOTAL ES: "; P" ATM"
1600 PRINT:PRINT
1610 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";C#
1620 IF C#="SI" THEN 60
1630 PRINT

1650 END
1660 PRINT
1670 INPUT"TEMPERATURA DE LA MEZCLA (C):"; T1
1680 T=T1+273
1690 PRINT
1700 INPUT"MOLES TOTALES (GMOL):";N
1710 PRINT
1720 INPUT"PRESION TOTAL (ATM):";P
1730 V=N*0.082*T/P
1740 PRINT:PRINT:PRINT
1750 PRINT"EL VOLUMEN DE LA MEZCLA CON LOS DATOS"
1760 PRINT"QUE ALIMENTASTE ES: ";V" LITROS"
1770 GOTO 1600
1780 PRINT
1790 INPUT"PRESION TOTAL (ATM):";P
1800 PRINT
1810 INPUT"VOLUMEN DE LA MEZCLA (LITROS):";V
1820 PRINT
1830 INPUT"NUMERO DE MOLES TOTALES (GMOL):";N
1840 T=(P*V)/(0.082*N)
1850 T1=T-273
1860 PRINT:PRINT:PRINT
1870 PRINT"LA TEMPERATURA DE LA MEZCLA ES:"
```

```

1874 PRINT
1876 PRINTT" K = ";T1" C"
1880 GOTO 1600
1890 PRINT:PRINT
1900 INPUT"PRESSION TOTAL (ATM):";P
1910 PRINT
1920 INPUT"VOLUMEN DE LA MEZCLA (LITROS):";V
1930 PRINT
1940 INPUT"TEMPERATURA DE LA MEZCLA (C):";T1
1950 T=T1+273
1960 PRINT
1970 PRINT"FRACCION MOL DE CADA COMPONENTE:"
1980 PRINT
1990 FOR I=1 TO N%
2001 INPUT"V(I)=-";V(I)
2020 NEXT I
2030 N=(P*V)/(0.082*T)
2040 PRINT:PRINT:PRINT
2050 PRINT"EL NUMERO DE MOLES DE CADA GAS ES:"
2060 PRINT
2070 FOR I=1 TO N%
2080 N(I)=V(I)*N
2090 PRINT N(I)" GMOL"
2100 PRINT
2110 NEXT I
2128 PRINT:PRINT
2130 PRINT"LOS MOLES TOTALES SON:";N" GMOL"
2140 GOTO 1600
2150 PRINT:PRINT
2160 PRINT"CONOCES LA FRACCION MOL DE CADA GAS?"
2165 INPUT D$
2170 IF D$="NO" THEN 2390
2180 PRINT
2190 PRINT"CUAL ES:?"
2195 PRINT
2200 FOR I=1 TO N%
2210 INPUT"Y(I)=-";Y(I)
2230 NEXT I
2240 PRINT:PRINT
2250 PRINT"PESO MOLECULAR DE CADA COMPONENTE (g/GMOL)"

```

```
2260 PRINT
2270 FOR I=1 TO N%
2280 INPUT"PM(I)=";PM(I)
2290 PRINT
2300 NEXT I
2310 FOR I=1 TO N%
2320 K(I)=PM(I)*V(I)
2330 PM=PM+K(I)
2340 NEXT I
2350 PRINT:PRINT:PRINT
2360 PRINT"EL PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA ES:"
2370 PRINTPM"%GMOL"
2380 GOTO 1600
2390 PRINT
2395 INPUT"TEMPERATURA DE LA MEZCLA (C)";T1
2400 T=T1+273
2410 PRINT
2420 INPUT"VOLUMEN DE LA MEZCLA (LITROS)";V
2430 PRINT
2440 INPUT"PRESION TOTAL DE LA MEZCLA (ATM)";P
2450 PRINT
2460 INPUT"MASA DE LA MEZCLA GASEOSA (G)";M
2470 PM=(M*T*0.082)/V*P
2480 GOTO 2350
2490 PRINT
2500 INPUT"PRESION TOTAL MEZCLA (ATM)";P
2510 PRINT
2520 INPUT"VOLUMEN DE LA MEZCLA (LITROS)";V
2530 PRINT
2540 INPUT"PEÑO MOLECULAR DE LA MEZCLA:";PM
2550 PRINT
2560 INPUT"TEMPERATURA DE LA MEZCLA (C)";T1
2570 T=T1+273
2580 M=(V*P*PM)/(0.082*T)
2590 PRINT:PRINT:PRINT
2600 PRINT"LA MASA DE LA MEZCLA ES:";M" G"
2610 GOTO 1600
2620 PRINT:PRINT
```

```
2630 INPUT"PRESION DE LA MEZCLA (ATM):";P
2640 PRINT
2650 INPUT"PESO MOLECULAR MEZCLA:";PM
2660 PRINT
2670 INPUT"TEMPERATURA DE LA MEZCLA (C):";T1
2680 T=T1+273
2690 D=(P*PM)/0.082*T
2700 PRINT:PRINT:PRINT
2710 PRINT"LA DENSIDAD ES:";D" G/LITRO"
2720 GOTO 1600
```

READY

Problemas

1. $P : ?$

$T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

$n = 2$

$V = 0.4 \text{ litros}$

Respuesta: 124.23 atm

2. $V : ?$

$P = 1.5 \text{ atm}$

$T = 27 \text{ }^\circ\text{C}$

$n = 0.75$

Respuesta: 12.30 lit.

3. $V : ?$

$n = 0.312$

$T = 25.2 \text{ }^\circ\text{C}$

$P = 0.855 \text{ atm}$

Respuesta: 8.94 lit.

4. $T : ?$

$m = 2 \text{ gramos}$

$V = 2 \text{ litros}$

$P = 1.21 \text{ atm}$

Respuesta: 200 $^\circ\text{C}$

5. $m : ?$

$V = 7600 \text{ litros}$

$P = 7.3 \times 10^{-3} \text{ atm}$

$PM = 44 \text{ g/mol (CO}_2\text{)}$

$T = 27 \text{ }^\circ\text{C}$

Respuesta: 72.04 g

6. Densidad : ?

$T = 100 \text{ }^\circ\text{C}$

$P = 2.1052 \text{ atm}$

$PM = 17 \text{ g/mol (NH}_3\text{)}$

Respuesta: 1.17 g/lit.

Mezcla:

1. Componentes = 2 (O_2 , N_2)

$n_{\text{O}_2} = 0.5$

$n_{\text{T}} = 1$

$V = 10 \text{ litros}$

$T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

$\bar{y}_{\text{O}_2} : ?$, $p_{\text{O}_2} : ?$

$\bar{y}_{\text{N}_2} : ?$, $p_{\text{N}_2} : ?$

Respuesta: $\bar{y}_{\text{O}_2} = 0.5$, $p_{\text{O}_2} = 1.2218 \text{ atm}$

$\bar{y}_{\text{N}_2} = 0.5$, $p_{\text{N}_2} = 1.2218 \text{ atm}$

2. Una columna de destilación produce vapores de benceno a razón de $500 \text{ m}^3/\text{hora}$ a la presión de 250 mm hg y $50 \text{ }^\circ\text{C}$ ¿Cuánto peso de benceno se destila por hora?

Respuesta: 484 kg/hora

3. La composición volumétrica de aire es la siguiente en %:

| | | | |
|------------|---------|----------|----------|
| Nitrógeno: | 78.03 % | Neón: | 0.0015 % |
| Oxígeno: | 20.99 | Helio: | 0.0005 |
| Argón: | 0.94 | Kriptón: | 0.00011 |
| Hidrógeno: | 0.01 | Xenón: | 0.000009 |

¿Cuál es el peso molecular del aire? ¿Cuál es la densidad del aire a $0 \text{ }^\circ\text{C}$ y 1 atm ?

Respuesta: Peso molecular: 28.95254 , Densidad: 1.2932 g/litro

4. Calcule la presión que existe dentro de un tanque de 400 litros que contiene 80 kg de CO_2 a $50 \text{ }^\circ\text{C}$.

Respuesta: 120.39 atm

Problemas Resueltos :

Gases Puros. Ejemplo 1

$$P V = n R T$$

$$P = \frac{n R T}{V}$$

$$P = \frac{(2 \text{ gmol})(0.082 \frac{\text{lit atm}}{\text{°K gmol}})(30 + 273) \text{ °K}}{0.4 \text{ litros}}$$

$$P = 124.23 \text{ atm.}$$

Mezclas . Ejemplo 1

$$P V = n R T$$

$$P_T = \frac{n_T R T}{V}$$

$$P_{O_2} = P_T \bar{y}_{O_2} \quad ; \quad P_{N_2} = P_T \bar{y}_{N_2}$$

$$y_{O_2} = \frac{n_{O_2}}{n_T}$$

$$P = \frac{(1 \text{ gmol})(0.082 \frac{\text{lit atm}}{\text{°K gmol}})(25+273) \text{ °K}}{10 \text{ litros}} = 2.4436 \text{ atm}$$

$$\bar{y}_{O_2} = \frac{0.5}{1} = 0.5 \quad ; \quad \bar{y}_{N_2} = \frac{0.5}{1} = 0.5$$

$$P_{O_2} = P_T \bar{y}_{O_2} = (2.4436)(0.5) = 1.2218 \text{ atm}$$

$$P_{N_2} = P_T \bar{y}_{N_2} = (2.4436)(0.5) = 1.2218 \text{ atm}$$

REALES.

Debido a la desviación de los gases reales de la idealidad, se han hecho muchos intentos de establecer ecuaciones de estado que reproduzcan las relaciones P-V-T de una manera más satisfactoria. De ellas, es la de Van der Waals una de las primeras y mejor conocidas:

$$P = \frac{RT}{\bar{V} - b} - \frac{a}{\bar{V}^2}$$

Esta expresión es la propuesta por Van der Waals, quien fue el primero en reconocer la influencia del tamaño molecular y de las fuerzas intermoleculares sobre la presión de un gas. Estas débiles fuerzas de atracción se conocen con el nombre de fuerzas de Van der Waals. Esta ecuación se expresa a menudo en las siguientes formas equivalentes:

$$\left(P + \frac{a}{\bar{V}^2}\right)(\bar{V} - b) = RT \quad ; \quad \left(P + \frac{n^2 a}{V^2}\right)(V - nb) = RTn$$

donde $V = n\bar{V}$

Aquellos gases que se condensan fácilmente, tienen valores de "a" relativamente altos, indicando que sus atracciones intermoleculares son fuertes, mientras que para los gases permanentes los valores de "a" son considerablemente menores, como consecuencia de que sus interacciones son débiles.

La ecuación de Van der Waals es válida en un intervalo de presiones más amplio que la ley de los gases ideales y es más exacta. Sin embargo, en condiciones extremas, tales como en las temperaturas próximas a la crítica y presiones muy elevadas, resulta muy dudoso si es justificable considerar "a" y "b" constantes.

Si suponemos que la ecuación de Van der Waals es aplicable en el punto crítico, sus constantes características para un gas cualquiera podrán calcularse de la manera siguiente:

$$a = 3V_c^2 P_c \quad ; \quad b = \frac{V_c}{3}$$

Así obtendremos los valores "a" y "b" cuando los de P_c y V_c son conocidos.

Ordinariamente el volumen crítico es la constante conocida con menor seguridad y por ésta razón es preferible calcular "a" y "b" a partir de T_c y P_c únicamente, con lo cual tenemos:

$$a = \frac{27}{64} \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad , \quad b = \frac{RT_c}{8P_c}$$

Principio de los Estados Correspondientes.

Si sustituimos en la ecuación de Van der Waals los valores de "a" y "b" en función de las propiedades críticas, obtenemos:

$$\left(\frac{P}{P_c} + \frac{3V_c^2}{V^2} \right) \left(\frac{V}{V_c} - \frac{1}{3} \right) = \frac{3}{8} \frac{T}{T_c} \quad ; \quad \left(P_r + \frac{3}{V_r^2} \right) (3V_r - 1) = 8T_r$$

donde:

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad , \quad V_r = \frac{V}{V_c} \quad , \quad T_r = \frac{T}{T_c}$$

se denominan presión, volumen y temperatura reducida. La ecuación expresada en función de éstas últimas variables, no posee constantes particulares de las distintas sustancias y debe ser aplicable a la generalidad de los gases.

A la expresión anterior se le conoce como "Ecuación Reducida de Estado" o "Ley de los Estados Correspondientes": A una temperatura y presión reducida dadas, todos los gases deberían ocupar el mismo volumen correspondiente (V_r).

De acuerdo con este postulado, la desviación del estado ideal para los diferentes gases será la misma al examinarla con las mismas condiciones de presión y temperatura reducida.

Mezclas.

Para las mezclas de gases reales se usan en vez de presiones y

temperaturas críticas, las presiones y temperaturas pseudocríticas
definidas por:

$$P_c' = \sum_{i=1}^n P_{c_i} \bar{y}_i \quad , \quad T_{c'} = \sum_{i=1}^n T_{c_i} \bar{y}_i$$

Algoritmo Gases Puros

a) Conocer:

1. Volumen
2. Temperatura
3. Número de moles
4. Las constantes a, b para el gas

o bien:

5. Presión crítica
6. Temperatura crítica

Evaluar:

7. Presión.

b) Conocer:

1. Volumen
2. Presión
3. Número de moles
4. Las constantes a, b para el gas

o bien:

5. Presión crítica
6. Temperatura crítica

Evaluar:

7. Temperatura

Algoritmo Mezclas

a) Conocer:

1. Volumen
2. Temperatura
3. Número de moles
4. Número de gases en la mezcla
5. Fracción mol de cada componente
6. Las constantes "a" y "b" para cada gas o bien
7. Presión crítica y temperatura crítica para cada gas

Evaluar:

8. Presión

b) Conocer:

1. Volumen
2. Presión
3. Número de moles
4. Número de gases en la mezcla
5. Fracción mol de cada componente
6. Las constantes "a" y "b" para cada gas o bien
7. Presión crítica y temperatura crítica de cada gas

Evaluar:

8. Temperatura

Diagrama de Flujo

Gas Puro

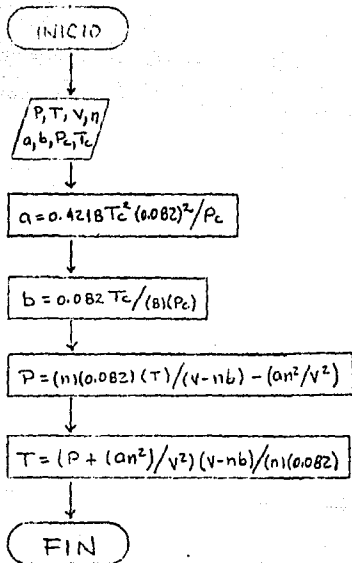
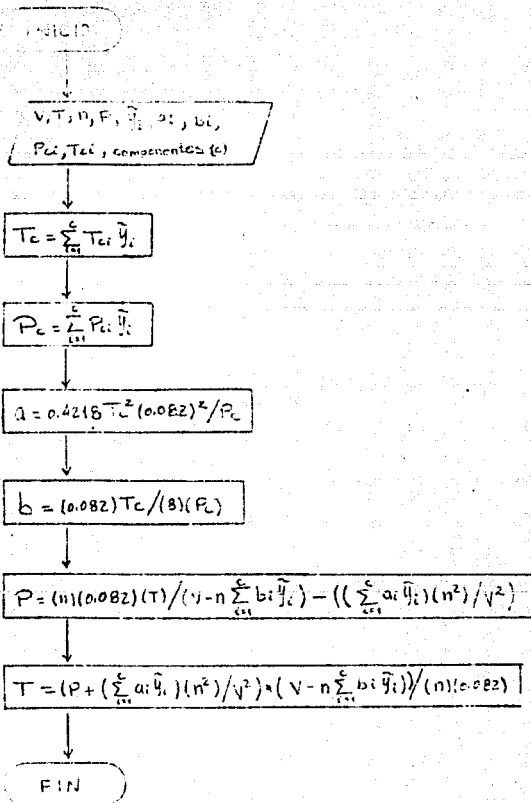


Diagrama de Flujo

Mezclas



PROGRAMA 7

```

10 PRINTAS:4"ECUACION DE ESTADO PARA GAS REAL"
20 PRINT
30 PRINTAS(8)("<<GASES PUROS Y MEZCLAS>>")
40 PRINT:PRINT:PRINT
41 A=PI*0
42 B=PI*0
43 C=PI*0
44 A=PI*0
50 PRINT"QUE DESDE EVALUAR? GAS PURO O MEZCLA?"
60 INPUTA#
70 IF A#="MEZCLA" THEN 63#
80 PRINT
90 PRINT"QUE ES LO QUE TE INTERESA CONOCER?"
100 PRINT
110 PRINT"LA PRESION DEL GAS (1)?"
120 PRINT
130 PRINT"SU TEMPERATURA (2)?"
140 PRINT
150 INPUT AC
160 IF AC=2 THEN 510
170 PRINT
180 INPUT"VOLUMEN DEL GAS (LITROS):"V
190 PRINT
200 INPUT"TEMPERATURA (K):"T
210 GOSUB 310
220 P=(R*0.082#*T)/(V-N#*B)-A#*12/V*12)
230 PRINT:PRINT:PRINT
240 PRINT"LA PRESION ES:"P" ATM"
250 PRINT:PRINT
260 INPUT"DESEA OTR0 CALCULO (SI/NO):"C#
270 IF C#="SI" THEN 40
300 END
310 PRINT
320 INPUT"NUMERO DE MOLES (MOL):"M#
330 PRINT
340 PRINT"CONOCES LAS CONSTANTES DE VAN DER WAALS?"
350 INPUT B#
360 IF B#="NO" THEN 420
370 PRINT
380 PRINT"CUALES SON?"
390 PRINT
400 PRINT
410 INPUT"A="A#
420 INPUT"B="B#
430 IF AC=2 THEN 500
440 GOTO 220
450 PRINT
460 PRINT"PROPORCIONA LAS PROPIEDADES CRITICAS:"
470 PRINT
480 INPUT"PC (ATM):"PC

```

```

450 A=0.4218*TC/2*(0.08212/PC
490 B=(0.08212/PC)/(B*PC)
500 RETURN
510 PRINT PRINT
515 INPUT"VOLUMEN DEL GAS (LITROS):"V
520 PRINT
540 INPUT"PRESION (ATM):"P
550 GOSUB 310
570 T=(A*(V/2)*(2*(V-H*B)/V)*0.0821
575 PRINT PRINT
580 PRINT"LA TEMPERATURA DEL GAS ES:"T" K"
590 PRINT
600 T1=T-273
610 PRINT"O BIEN "T1" C"
620 GOTO 250
630 PRINT:PRINT
640 PRINT"QUE ES LO QUE QUIERES CONOCER?"
650 PRINT
660 PRINT"LA PRESION DEL GAS (1)?"
670 PRINT
680 PRINT"SU TEMPERATURA (2)?"
690 PRINT
700 INPUT B2
710 IF B2=2 THEN 790
720 PRINT
730 INPUT"VOLUMEN DE GAS (LITROS):"V
740 PRINT
750 INPUT"TEMPERATURA (K):"T
760 GOSUB 1000
770 GOTO 220
780 PRINT
800 INPUT"VOLUMEN DEL GAS (LITROS):"V
810 PRINT
820 INPUT"PRESION DEL GAS (ATM):"P
830 GOSUB 1000
840 GOTO 530
1000 PRINT
1010 INPUT"NUMERO DE MOLES (MOL):"N
1020 PRINT
1030 INPUT"NUMERO DE GASES EN LA MEZCLA:"C
1040 PRINT
1050 PRINT"PROPORCIONA LA FRACCION MOL DE CADA GAS:"
1060 PRINT
1070 FOR I=1 TO C
1080 INPUT"X(I) (%):"X(I)
1090 NEXT I
1100 PRINT
1110 PRINT"CONOCES LAS CONSTANTES DE VAN DER WAALS?"
1120 INPUT D
1130 IF D="NO" THEN 1250
1140 PRINT
1150 PRINT"CUALES SON?"
1160 PRINT
1170 FOR I=1 TO C

```

```
1180 INPUT "I="; I
1190 INPUT "PC(I)="; PC(I)
1200 PRINT
1210 NEXT I
1220 FOR I=1 TO C2
1230  P=PC(I)*Y(I)
1240  Q=PC(I)*Y(I)
1250  R=D+P(I)*Y(I)
1260  NEXT I
1270 RETURN
1280 PRINT
1290 PRINT "PROPOSICION LAS PROPIEDADES CRITICAS:"
1300 PRINT
1310 FOR I=1 TO C2
1320  INPUT "TC(I)="; TC(I)
1330  INPUT "PC(I)"; PC(I)
1340  PRINT
1350  NEXT I
1360 FOR I=1 TO C2
1370  TC=TC+TC(I)*Y(I)
1380  PC=PC+PC(I)*Y(I)
1390  NEXT I
1400  R=(0.4218*TC+0.08212*PC
1410  B=(0.622*TC)/(3*PC)
1420  RETURN
```

ENDP2.

Problemas:



1. $P : ?$

$n = 2$

$T = 300.2 \text{ }^\circ\text{K}$

$V = 5 \text{ litros}$

$a = 4.17 \text{ atm litros}^2/\text{mol}^2$

$b = 0.0371 \text{ litros/mol}$

$T_c = 405.5 \text{ }^\circ\text{K}$

$P_c = 111.5 \text{ atm}$

Respuesta: 9.33 atm

2. $T : ?$

$n = 3$

$V = 10 \text{ litros}$

$P = 15 \text{ atm}$

Respuesta: $350 \text{ }^\circ\text{C}$

Mezcla:

Componentes = 2 (SO_2 , H_2)

$\tilde{y}_{\text{SO}_2} = 0.60$

$\tilde{y}_{\text{H}_2} = 0.40$

$a_{\text{SO}_2} = 6.714 \text{ litros}^2 \text{ atm/mol}^2$

$T_{c\text{SO}_2} = 436.33 \text{ }^\circ\text{K}$

$b_{\text{SO}_2} = 0.05636 \text{ litros/mol}$

$P_{c\text{SO}_2} = 77.7 \text{ atm}$

$a_{\text{H}_2} = 0.2444 \text{ litros}^2 \text{ atm/mol}^2$

$T_{c\text{H}_2} = 33.2 \text{ }^\circ\text{K}$

$b_{\text{H}_2} = 0.02661 \text{ litros/mol}$

$P_{c\text{H}_2} = 12.8 \text{ atm}$

$P = 1 \text{ atm}$

$V = 5 \text{ litros}$

$n = 3$

Respuesta: $49.1690 \text{ }^\circ\text{K}$

2. Calcule la presión que existe dentro de un tanque de 400 litros que contiene 80 kg de CO_2 a 50°C

$$n = 1815.1818 \text{ gmol}$$

$$a = 3.592 \text{ litros}^2 \text{ atm/gmol}^2$$

$$b = 0.04267 \text{ litros/gmol}$$

$$T_c = 72.9 \text{ atm}$$

$$c = 304.1 \text{ }^\circ\text{K}$$

Respuesta: 75.13 atm

3. El gas natural saliente de un pozo está a 200 atm y tiene 30% de metano, 5% de etano, 30% de etileno y 35% de nitrógeno en mol.

¿A qué temperatura están saliendo los gases? La masa del gas es: 2000 Kg.

$$PM_{\text{mezcla}} = 24.5 \text{ g/gmol}$$

$$n = 81632.653 \text{ gmol}$$

Respuesta: 111.74 $^\circ\text{C}$

| | P_c (atm) | T_c ($^\circ\text{K}$) |
|------------------------|-------------|----------------------------|
| CH_4 | 45.8 | 191.1 |
| C_2H_6 | 48.8 | 305 |
| C_2H_4 | 50.7 | 282.8 |
| N_2 | 33.5 | 126 |

Problemas Resueltos

Gases Puros . Ejemplo 1

$$\left(P + \frac{n^2 a}{V^2}\right)(V - nb) = nRT$$

$$P = \frac{nRT}{(V - nb)} - \frac{n^2 a}{V^2}$$

$$P = \frac{(2 \text{ gmol})(0.082 \frac{\text{lit atm}}{\text{°K gmol}})(300.2 \text{ °K})}{5 \text{ litros} - (2 \text{ gmol})(0.0371 \frac{\text{lit}}{\text{gmol}})} - \frac{(2)^2 \text{ gmol}^2 (4.17) \frac{\text{atm lit}^2}{\text{gmol}^2}}{(5)^2 \text{ lit}^2}$$

$$P = 9.3276 \text{ atm}$$

Mezclas . Ejemplo 1

$$T = \frac{\left(P + \frac{n^2 a_m}{V^2}\right)(V - nb_m)}{nR}$$

$$a_m = (6.714)(0.60) + (0.2444)(0.40) = 4.12616 \frac{\text{lit}^2 \text{ atm}}{\text{mol}^2}$$

$$b_m = (0.05636)(0.60) + (0.02661)(0.40) = 0.04446 \frac{\text{lit}}{\text{mol}}$$

$$T = \frac{\left(1 + \frac{(3)^2 (4.12616)}{(5)^2}\right)(5 - (3)(0.04446))}{(3)(0.082)}$$

$$T = 49.16 \text{ °K}$$

Ecuaación Cúbica

Determinación del volumen para gases reales :

$$\left(P + \frac{a n^2}{V}\right) (V - n b) = n T R$$

La expresión anterior en forma de ecuaación cúbica es :

$$V^3 + V^2 \left(-nb - \frac{nRT}{P}\right) + V \left(\frac{an^2}{P}\right) + \left(-\frac{an^3b}{P}\right) = 0$$

Resolviendo para encontrar el volumen :

$$V^3 + V^2 K_1 + V K_2 + K_3 = 0$$

Donde :

$$K_1 = -nb - \frac{nRT}{P} \quad ; \quad K_2 = \frac{an^2}{P} \quad ; \quad K_3 = -\frac{an^3b}{P}$$

$$C_1 = 3K_2 - (K_1)^2$$

$$C_2 = (K_1)^3 - 4.5K_1K_2 + 13.5K_3$$

$$\Delta = (C_2)^2 + (C_1)^3$$

$$\text{Si } \Delta > 0 : \quad V = \frac{1}{3} \left(-K_1 + \sqrt[3]{-C_2 + \sqrt{\Delta}} \right) + \sqrt[3]{-C_2 - \sqrt{\Delta}}$$

$$\text{Si } \Delta \leq 0 : \quad \varphi = \frac{1}{3} \cos^{-1} \left(\frac{-C_2}{\sqrt{-C_1^3}} \right)$$

$$V = \frac{1}{3} \left(-K_1 + 2\sqrt{-C_1} \cos \varphi \right)$$

Algoritmo Gases Puros

a) Conocer:

1. Presión del gas
2. Temperatura del gas
3. Número de moles
4. Constantes de Van der Waals o bien
Presión crítica y temperatura crítica

Evaluar

5. El volumen

Algoritmo Mezclas

a) Conocer :

1. Presión de la mezcla
2. Temperatura de la mezcla
3. Número de componentes
4. Composición (fracción mol)
5. Moles totales de mezcla
6. Constantes de Van der Waals o bien
Presión crítica y Temperatura crítica

Evaluar

7. El volumen

Diagrama de Flujo

Gases Puros

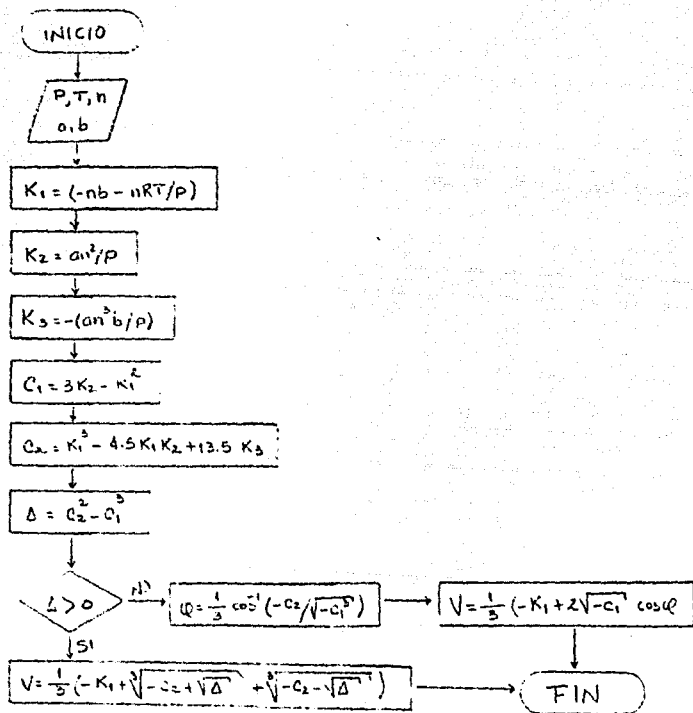
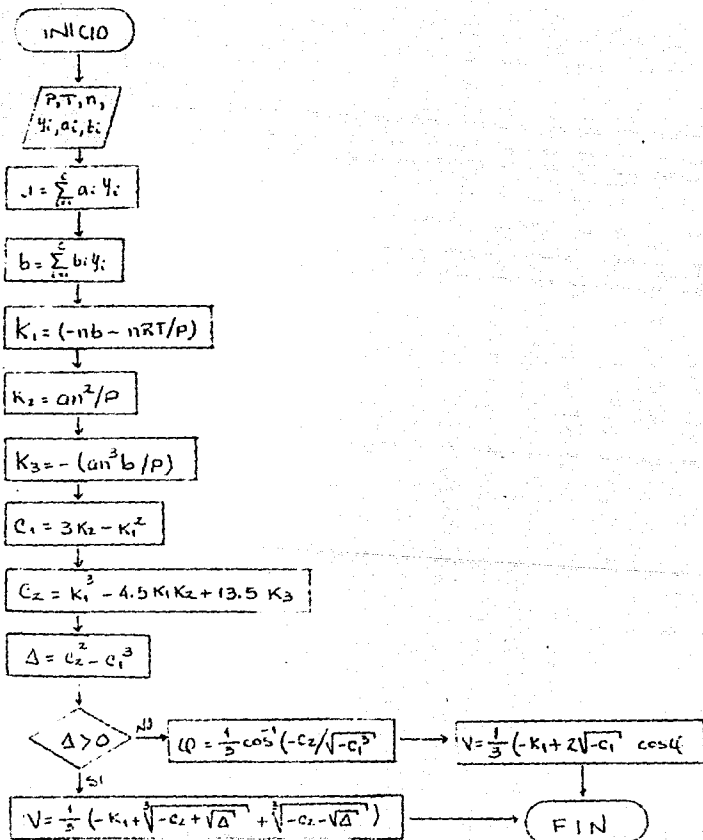


Diagrama de Flujo

Memorias



Programa 8

```

10 PRINTAR:2)"CALCULO DEL VOLUMEN PARA UN GAS REAL"
20 PRINT
30 PRINTAR:3)"MEDIANTE UNA ECUACION CUBICA"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"QUE DESERS EVALUAR: GAS PURO O MEZCLA?"
60 INPUT A$
70 IF A$="MEZCLA" THEN 310
80 PRINT
90 INPUT"PRESION DEL GAS (ATM):"P
100 PRINT
110 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):"T
120 T=T+273
125 R=0.082
130 PRINT
140 INPUT"NUMERO DE MOLES (MOL):"N
150 PRINT
160 PRINT"CONOCES LAS CTES. DE VAN DER WAALS?"
170 INPUT"(SI/NO):"B$
180 IF B$="NO" THEN 230
190 PRINT
200 INPUT"A (LIT*2.ATM/CMOL*2):"A
210 INPUT"B (LIT*CMOL):"B
220 GOTO 300
230 PRINT:PRINT
240 PRINT"CONSTANTES CRITICAS:"
250 PRINT
260 INPUT"PRESION (ATM):"PC
270 INPUT"TEMPERATURA (K):"TC
280 A=0.4218*TC/2*PC
290 B=R*TC/(8*PC)
300 K1=(C-N*B-N*RT/P)
305 V2=AM*12/P
310 K3=-((A*N13*B/P)
315 C1=3*N12-K1*12
320 C2=K1*12-4.5*K1*K2+13.5*K3
325 AA=C2*12+C1*13
330 IF AA<0 THEN 335
335 IF AA<=0 THEN 350
336 Z=-C2+SQR(AA)
337 Z1=SGN(Z)
338 Z2=ABS(Z)
339 Z2=-C2-SQR(AA)
340 Z3=SGN(Z2)
341 Z4=ABS(Z2)
342 V=(1/3)*((C-K1+Z1*Z2*(1/3)+Z3*Z4*(1/3))
345 GOTO 360
350 N=-C2/(SQR(-C1*13))
353 F1=(1/3)*((C-ATHKX)/SQR(-N*N+1))+1.5708)*180/3.1416
357 V=(1/3)*((C-K1+Z4*SQR(-C1)*COS(F1))
360 PRINT:PRINT:PRINT
370 PRINT"EL VOLUMEN DEL GAS ES:"
375 PRINT V." LITROS"
380 PRINT:PRINT

```

```

300 INPUT "DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO)";JC
301 IF JC="SI" THEN 40
400 END
510 PRINT
512 A=A+6
514 B=B+0
520 INPUT "PRESION DE LA MEZCLA (ATM)";P
530 PRINT
540 INPUT "TEMPERATURA DE LA MEZCLA (C)";TT
550 T=TT+273
570 P=P*1000
573 PRINT
590 INPUT "NUMERO DE COMPONENTES";C
600 PRINT
605 PRINT "NOMBRE DE CADA UNO DE ELLOS:"
610 PRINT
620 FOR I=1 TO C
630 INPUT D*(I)
640 NEXT I
650 PRINT
660 PRINT "COMPOSICION (MOL) PARA CADA COMPONENTE"
670 PRINT
680 FOR I=1 TO C
690 PRINT "PARA EL ";D*(I); INPUT Y(I)
700 PRINT
710 NEXT I
720 PRINT
730 INPUT "MOLES TOTALES DE MEZCLA (MOL)";N
740 PRINT
750 PRINT "CONOCES LAS CONSTANTES DE VAN DER WAALS?"
760 INPUT (SI/NO);JE
770 IF JE="NO" THEN 850
780 PRINT
790 FOR I=1 TO C
800 PRINT "PARA EL ";D*(I)
810 INPUT A(I); "A(I)"
820 INPUT B(I); "B(I)"
830 PRINT
840 NEXT I
850 GOTO 1000
855 PRINT "CONSTANTES CRITICAS:"
860 PRINT
870 FOR I=1 TO C
880 PRINT "PARA EL ";D*(I)
890 INPUT "PRESION (ATM)";PC(I)
900 INPUT "TEMPERATURA (K)";TC(I)
910 PRINT
920 NEXT I
930 FOR I=1 TO C
940 A(I)=A(I)-4210+TC(I)*12*W(I)/PC(I)**Y(I)
950 B(I)=B(I)+TC(I)*K(8+PC(I)**Y(I))
960 P=P+A(I)
970 B=B-D*(I)
980 NEXT I
990 GOTO 900

```

```
1000 FOR I=1 TO C
1010 A=R+R(I)*Y(I)
1020 B=P+P(I)*Y(I)
1030 NEXT I
1040 GOTO 300
```

READY.

Problemas:**Gases Puros**

1. Calcular el volumen que ocupan 80 Kg. de CO_2 a 75.13 atm. y 50 °C. Las ctes. de Van der Waals son: $a=3.592 \text{ lit}^2\text{atm/mol}^2$
 $b=0.04267 \text{ lit/mol}$.

Respuesta: 400 litros.

2. Evaluar el volumen que ocupan 2 gmol de Helio a 30 °C y 11.72 atm. Ctes: $a = 0.034 \text{ atm lit}^2/\text{mol}^2$, $b = 0.0237 \text{ lit/mol}$.

Respuesta: 4.2836 litros

3. Evaluar el volumen que ocupan 0.333 gmol de etano a 13 °C y 7.39 atm. $a = 5.49 \text{ lit}^2\text{atm/mol}^2$, $b = 0.10638 \text{ lit/mol}$

Respuesta: 1 litro

Mezclas:

1. Evaluar el volumen que ocupa una mezcla de gases cuando está a 60 °C y 205 atm. El número de moles es 64.10256 Kgmol. La composición del gas y ctes. se muestran a continuación:

| | fracc.mol | a | b |
|------------------------|-----------|------|--------|
| CO_2 | 0.20 | 3.59 | 0.0427 |
| C_2H_4 | 0.45 | 4.47 | 0.0571 |
| CO | 0.20 | 1.49 | 0.0399 |
| N_2 | 0.15 | 1.39 | 0.0391 |

$a = \text{atm.lit}^2/\text{mol}^2$

$b = \text{lit/mol}$

2. Que volumen ocupará el gas natural saliente de un pozo a 200 atm. y 111.74 °C ? 81632.653 g/mol

| | fracc.mol | a | |
|-------------------------------|-----------|------|--------|
| CH ₄ | 0.030 | 2.25 | 0.0428 |
| C ₂ H ₆ | 0.05 | 5.49 | 0.0638 |
| C ₂ H ₄ | 0.030 | 4.47 | 0.0571 |
| N ₂ | 0.35 | 1.39 | 0.0391 |

Respuestas: 11288.22 litros

Problemas Resueltos

Gases Puros . Ejemplo 2

$$V^3 + V^2 K_1 + V K_2 + K_3 = 0$$

$$K_1 = -nb - \frac{nRT}{P} = -(2)(0.0237) - \frac{(2)(0.082)(303)}{11.72} = -4.2873$$

$$K_2 = \frac{an^2}{P} = \frac{(0.034)(2)^2}{11.72} = 0.01160$$

$$K_3 = -\frac{an^3b}{P} = \frac{(0.034)(2)^2(0.0237)}{11.72} = -5.5 \times 10^{-4}$$

$$C_1 = (3)(0.01160) - (-4.2873)^2 = -18.3461$$

$$C_2 = -(4.2873)^3 - (4.5)(-4.2873)(0.01160) + (13.5)(-5.5 \times 10^{-4}) = -78.5$$

$$\Delta = (-78.5)^2 + (-18.3461)^3 = -0.1022$$

$$\Delta < 0 \quad \therefore \quad \varphi = 0.07787$$

$$V = \frac{1}{3} (-(-4.2873) + 2 \sqrt{-(-18.3461)}) \times \cos(0.07787)$$

$$V = 4.2845 \text{ litros}$$

Mezclas . Ejemplo 1

$$a_m = (0.20)(3.59) + (0.45)(4.47) + (0.20)(1.49) + (0.15)(1.39) = 3.236$$

$$b_m = 0.04808$$

$$K_1 = -1.1620 \times 10^{*4} ; K_2 = 6.4864 \times 10^{*7} ; K_3 = -2.0 \times 10^{11}$$

$$C_1 = 5.9567 \times 10^7 ; C_2 = -8.7724 \times 10^{11} ; \Delta = 9.8091 \times 10^{23}$$

$$V = 6366 \text{ litros}$$

CAPITULO II

Aunque un hombre pueda conquistar
mil veces a mil hombres en
batalla, aquel que se conquista
a si mismo es el mas grande
de los guerreros

PROBLEMAS DE ENERGIA

INTRODUCCION.

Energía es uno de los conceptos más importantes y más difíciles de definir.

El concepto nos es bastante familiar y con frecuencia lo empleamos en el lenguaje cotidiano, a pesar de no saber a fondo el significado de la palabra.

La energía siempre ha estado íntimamente ligada con el desarrollo del hombre, buscándose siempre el mejor aprovechamiento de la misma es decir, utilizar el mínimo de energía para obtener el máximo beneficio.

A modo de definición es válido decir que:

"Un cuerpo o sistema cualquiera tiene energía cuando puede realizar un trabajo. La energía que encierra el sistema será medida por el trabajo que el sistema sea capaz de realizar".

Ahora definimos trabajo como:

"La aplicación de una fuerza a través de una distancia".

y la ecuación que lo representa es:

$T = Fd$ $F = ma$ $T =$ trabajo $F =$ fuerza
 $d =$ distancia $m =$ masa
 $a =$ aceleración

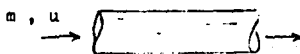
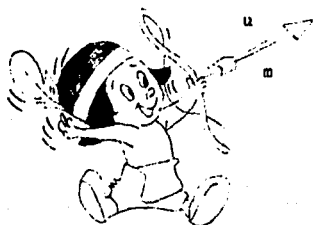
Sus unidades son:

| Sistema | Unidades |
|--------------|-------------|
| MKS abs. | Julio |
| MKS grav. | \vec{kgm} |
| Inglés grav. | ft-lb |

La energía se puede manifestar de diversas formas; entre las más importantes en Ingeniería Química se encuentran:

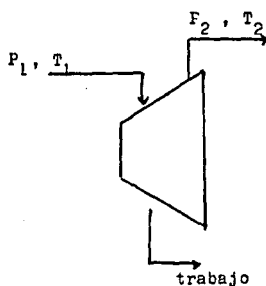
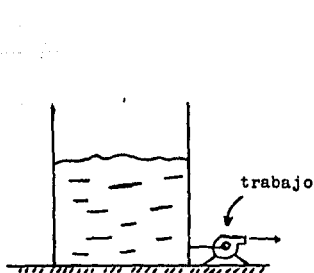
Energía química.- Es la liberada o absorbida durante una reacción química. Se mide generalmente en Kcal o BTU.

Energía cinética.- Es la que un cuerpo posee en virtud de su movimiento.

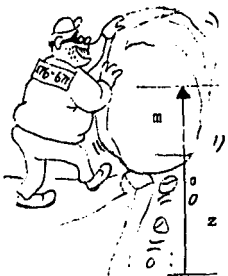


$$E_c = \frac{1}{2} m u^2$$

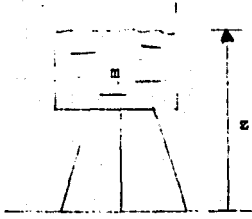
Energía mecánica.- Es la que se introduce a un sistema por medio de una bomba o se quita a un sistema por medio de una turbina.



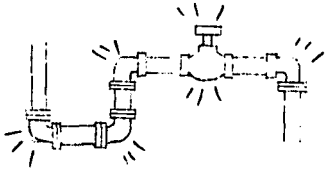
Energía potencial.- Es la energía almacenada en un cuerpo en virtud de su posición con respecto a un nivel de referencia.



$$E_p = m g z$$



Energía de fricción.- Es la energía perdida debido a la fricción cuando un fluido pasa a través de las diferentes partes de un sistema.



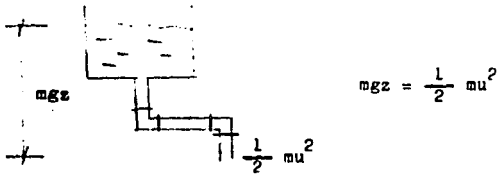
Calor.- Es una forma de energía que se manifiesta debido a una diferencia de temperaturas entre dos cuerpos. El término "calor" se reserva a la energía sólo cuando está en tránsito, es decir, el calor es energía térmica en tránsito.

En el sistema internacional el calor se mide en Joules.

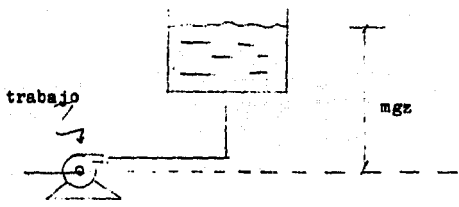
1 cal = 4.18 joules

Caloría es la cantidad de calor necesario para elevar 1 °C la temperatura de 1 g de agua.

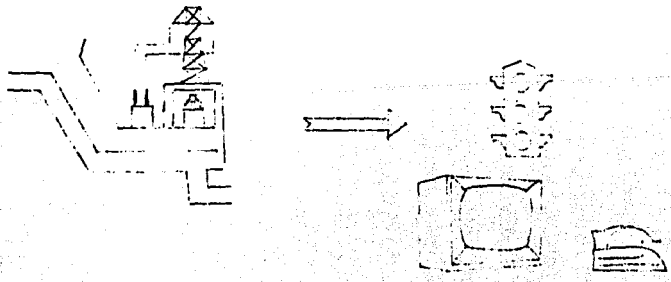
Como se habrá notado, la energía puede ser transformada de una forma a otra. Generalmente las manifestaciones de energía se observan cuando ocurren estas transformaciones. Por ejemplo: La energía potencial de un fluido en un tanque elevado se convierte en energía cinética al fluir hacia abajo por la tubería:



o también la energía mecánica puede ser transformada en energía potencial:



y todo en nuestra vida diaria no son más que transformaciones de energía:



Conservación de la Energía.

"La energía no se crea ni se destruye, sólo se transforma".

Si cierta cantidad de determinado tipo de energía desaparece, siempre es posible verificar la aparición de otro tipo de energía en cantidades equivalentes a la energía disipada. Del mismo modo, si se hiciera aparecer cierto tipo de energía, se verifica que ésto es posible si desaparece cierto tipo de energía en una cantidad equivalente.

Cp gases (Capacidad calorífica a presión constante).

La capacidad calorífica de una sustancia se define como la cantidad de calor necesaria para aumentar un grado la temperatura de la unidad de masa de un cuerpo.

Las unidades típicas son: $\frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}$, $\frac{\text{Kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$, $\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$,

$$\frac{1 \text{ cal}}{\text{gmol} \cdot ^\circ\text{C}} = \frac{1 \text{ BTU}}{\text{lbmol} \cdot ^\circ\text{F}}$$

La capacidad calorífica de los gases es función de la temperatura y puede suponerse independiente de la presión cuando se trabaja a pocas atmósferas.

La variación puede representarse por:

$$\widetilde{C_p} = a + bT + cT^2$$

$\widetilde{C_p}$ = cap. calorífica molar
(Kcal/Kgmol $^\circ$ C)

$$C_p = \frac{\widetilde{C_p}}{\text{peso molecular}}$$

a, b, c = constantes
T = temperatura ($^\circ$ K)
Cp = cap. calorífica másica
(Kcal/kg $^\circ$ C)

La capacidad calorífica a presión constante se puede obtener a partir de los datos a, b, c, para una temperatura dada.

En ciertas sustancias la variación del Cp con la temperatura se representa en forma gráfica o por medio de nomogramas.

Capacidad calorífica de mezclas gaseosas.

En general puede obtenerse por medio de:

$$\widetilde{C_p} \text{ mezcla} = \sum \widetilde{Y}_i \widetilde{C_{p1}} + \sum \widetilde{Y}_2 \widetilde{C_{p2}} + \dots$$

$$\widetilde{C_p} \text{ mezcla} = \sum_c \widetilde{Y}_i (a_i + b_i T + c_i T^2)$$

$$a \text{ mezcla} = \sum \widetilde{Y}_i a_i + a_{ii} \widetilde{Y}_{ii} + \dots$$

$$b \text{ mezcla} = \sum \widetilde{Y}_i b_i + b_{ii} \widetilde{Y}_{ii} + \dots$$

$$c \text{ mezcla} = \sum \widetilde{Y}_i c_i + c_{ii} \widetilde{Y}_{ii} + \dots$$

Algoritmo

Para gases puros:

Conocer:

- a) la temperatura a la que se evaluará el Cp
- b) El peso molecular del gas
- 3) Las constantes a, b, c para el gas que se maneja

Evaluar:

- 4) El \tilde{C}_p molar y el Cp másico

Para mezclas:

Conocer:

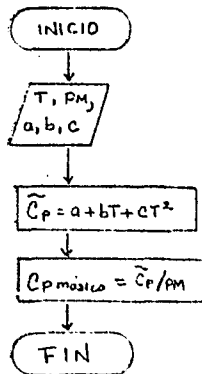
- 1) La temperatura a la que se evaluará el Cp
- 2) El número de gases que integran la mezcla
- 3) Las constantes a, b, c para cada gas
- 4) El peso molecular de cada componente
- 5) La composición de cada gas en la mezcla

Evaluar:

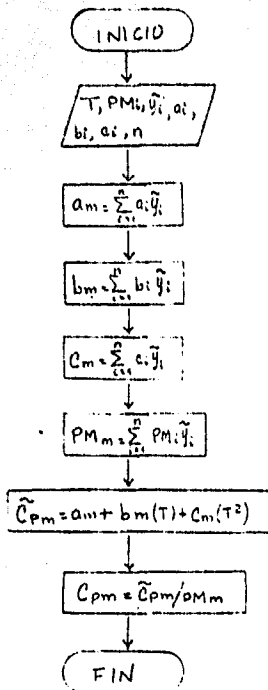
- 6) a mezcla
- 7) b mezcla
- 8) c mezcla
- 9) peso molecular mezcla
- 10) \tilde{C}_p molar y Cp másico

Diagrama de flujo

Gases Puros



Mezclas



Programa 9

```
10 PRINTTAB(5)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL CP DE"
20 PRINT
30 PRINTTAB(7)"GASES PUROS Y SUS MEZCLAS"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"QUE DESEAS CALCULAR GAS PURO O MEZCLA?"
60 INPUT A$
70 IF A$="MEZCLA" THEN 275
80 PRINT:PRINT
90 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T1
100 PRINT
105 INPUT"PESO MOLECULAR DEL GAS:";PH
106 PRINT:PRINT
110 PRINTTAB(7)"CONSTANTES DEL GAS (A,B,C)"
120 PRINT
130 INPUT"A:";A
140 INPUT"B:";B
150 INPUT"C:";C
155 T=T1+273
160 CP=A+B*T+C*T^2
170 CM=CP/PH
180 PRINT:PRINT:PRINT
190 PRINT"LA CAPACIDAD CALORIFICA ES:"
200 PRINT
210 PRINTCP;" KCAL/KGMOL.C"
214 PRINT
215 PRINT"O BIEN:"
216 PRINT
217 PRINTCM;" KCAL/KG.C"
220 PRINT:PRINT
230 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO):";C$
240 IF C$="SI" THEN 40
270 END
275 PRINT:PRINT
280 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T1
290 PRINT
300 INPUT"NUMERO DE COMPONENTES:";N
302 PRINT
```

```

304 PRINT"PROPORCIONA EL NOMBRE DE CADA UNO"
305 PRINT
306 FOR I=1 TO N
308 INPUT B$(I)
312 NEXT I
314 PRINT:PRINT
320 PRINT"CONSTANTES DE GAS PARA CADA COMPONENTE"
325 PRINT
330 FOR I=1 TO N
335 PRINT"PARA EL ";B$(I):"
340 INPUT"A(I):";A(I)
350 INPUT"B(I):";B(I)
360 INPUT"C(I):";C(I)
365 PRINT
370 INPUT"COMPOSICION(I):";Y(I)
375 PRINT
380 INPUT"PESO MOLECULAR (I):";PM(I)
390 PRINT:PRINT
400 NEXT I
410 FOR I=1 TO N
420 M(I)=A(I)*Y(I)
430 AM=AM+M(I)
440 NEXT I
450 FOR I=1 TO N
460 N(I)=B(I)*Y(I)
470 BM=BM+N(I)
480 NEXT I
490 FOR I=1 TO N
500 P(I)=C(I)*Y(I)
510 CX=CX+P(I)
520 NEXT I
530 FOR I=1 TO N
540 K(I)=PM(I)*Y(I)
550 PP=PP+K(I)
560 NEXT I
565 T=T1+273
570 CQ=AM+BM*T+CX*T^2
580 CW=CQ/PP
590 PRINT:PRINT:PRINT

```

```
600 PRINT"LA CAPACIDAD CALORIFICA DE LA MEZCLA ES:"  
610 PRINT  
620 PRINTCQ;" KCAL/KGHOL.C"  
622 PRINT  
623 PRINT"O BIEN"  
624 PRINT  
625 PRINTCW" KCAL/KG.C"  
630 AM=1*0  
632 BM=1*0  
634 CX=1*0  
636 PP=1*0  
640 GOTO 220
```

READY

Ejemplos:

1. Calcular el \tilde{C}_p de los siguientes gases puros:

a) CO_2 a 500°C Respuesta: $\tilde{C}_p = 12.1318 \text{ kcal/kgmol}^\circ\text{C}$
 b) N_2 a 500°C Respuesta: $\tilde{C}_p = 7.50 \text{ kcal/kgmol}^\circ\text{C}$

2. Evaluar el \tilde{C}_p de la mezcla gaseosa compuesta por 78% N_2 , 12% O_2 , 10% SO_2 . La mezcla está a 100°C .

Respuesta: $\tilde{C}_p = 7.40 \text{ kcal/kgmol}^\circ\text{C}$

Ejemplos resueltos:

1. Evaluar el \tilde{C}_p del N_2

$$T = 500^\circ\text{C} = 773^\circ\text{K}$$

$$PM = 28 \frac{\text{Kg}}{\text{kgmol}}$$

$$a = 6.524$$

$$b = 1.25 \times 10^{-3}$$

$$c = -0.001 \times 10^{-6}$$

$$\bar{C}_p = a + bT + cT^2$$

$$\bar{C}_p = 6.524 + (1.25 \times 10^{-3})(773) + (-0.001 \times 10^{-6})(773)^2$$

$$\bar{C}_p = 7.4896 \frac{\text{Kcal}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}}$$

$$C_p = \frac{7.4896}{28} = 0.2674 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

Mezcla:

Evaluar el \tilde{C}_p de la mezcla gaseosa compuesta por: 78% N_2 , 12% O_2 , 10% SO_2 . La mezcla está a 100°C

$$T = 373 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\text{N}_2 : a = 6.524$$

$$b = 1.25 \times 10^{-3}$$

$$c = -0.001 \times 10^{-6}$$

$$\text{PM} = 28$$

$$\bar{y} = 0.78$$

$$\text{O}_2 : a = 6.148$$

$$b = 3.102 \times 10^{-3}$$

$$c = -0.923 \times 10^{-6}$$

$$\text{PM} = 32$$

$$\bar{y} = 0.12$$

$$\text{SO}_2 : a = 7.116$$

$$b = 9.512 \times 10^{-3}$$

$$c = 3.511 \times 10^{-6}$$

$$\text{PM} = 64$$

$$\bar{y} = 0.10$$

$$am = (0.78)(6.524) + (0.12)(6.148) + (0.10)(7.116) = 6.5380$$

$$bm = 2.2984 \times 10^{-3}$$

$$cm = 2.3956 \times 10^{-7}$$

$$\text{PM}^m = 32.08$$

$$\bar{C}_P = (6.5380) + (2.2984 \times 10^{-3})(373) + (2.3956 \times 10^{-7})(373)^2 = 7.4286 \frac{\text{Kcal}}{\text{kgmol}^\circ\text{C}}$$

$$C_p = \frac{7.4286}{32.08} = 0.231565 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

Cambio de energía en gases.

En la gran mayoría de los problemas de energía, el interés radica en determinar la cantidad de calor que se requiere para calentar o enfriar un gas de una temperatura T_1 a otra T_2 . Puesto que el valor del C_p varía con la temperatura es necesario integrar:

$$Q = \bar{m} \int_{T_1}^{T_2} (a + bT + cT^2) dT = \bar{m} \left[a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) \right]$$

para mezclas:

$$Q_{\text{mezcla}} = \bar{m} \overline{C_p}_{\text{mezcla}} \Delta T$$

$$Q_{\text{mezcla}} = \bar{m} \int_{T_1}^{T_2} \left[(a_{\text{mezcla}}) + (b_{\text{mezcla}})T + (c_{\text{mezcla}})T^2 \right] dT$$

Usando \tilde{C}_p medio:

$$\overline{C_p}_{\text{medio}} = \frac{a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3)}{(T_2 - T_1)}$$

$$\overline{C_p}_{\text{medio}} = a + \frac{b}{2}(T_2 + T_1) + \frac{c}{3}(T_2^2 + T_1 T_2 + T_1^2)$$

$$Q = \overline{C_p}_{\text{medio}} (T_2 - T_1) \bar{m}$$

\bar{m} = Kg/mol de gas

0000

Algoritmo

Conocer:

1. El volumen de gas
2. Presión a la que se encuentra el gas
3. Temperatura a la que está el gas
4. Temperatura a la que se desea llevar el gas
5. Constantes a , b , c

Evaluar:

6. El número de moles del gas
7. El calor requerido.

Para mezclas:

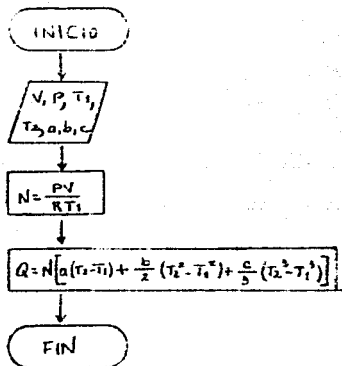
Conocer:

1. El volumen de gas
2. Condiciones a las que se determinó el gas (P , T)
3. Temperatura de la mezcla
4. Temperatura a la que se desea llevarla
5. Número de componentes
6. Constantes de gas para cada componente
7. Peso molecular de cada componente
8. Composición de cada gas en la mezcla.

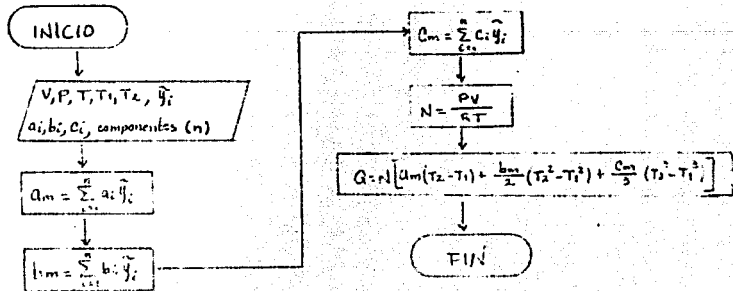
Evaluar:

9. Las constantes de mezcla (a_m , b_m , c_m)
10. Moles de la mezcla gaseosa.
11. El calor requerido.

Diagrama de flujo.



Mezcla



Programa 10

```

10 PRINTTAB(5)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL CALOR"
20 PRINT
30 PRINTTAB(6)"DE GASES PUROS Y SUS MEZCLAS"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"QUE DESEAS CALCULAR GAS PURO O MEZCLA?"
60 INPUT A$
70 IF A$="MEZCLA" THEN 420
80 PRINT:PRINT
90 INPUT"VOLUMEN DE GAS (M3):";V
100 PRINT
110 PRINT"PRESION A LA QUE SE ENCUENTRA EL GAS"
115 INPUT"EN ATMOSFERAS:";P
120 PRINT
130 INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (C):";T
140 PRINT
150 PRINT"TEMP. A LA QUE DESEAS LLEVAR EL GAS (C)"
160 INPUT TT
170 PRINT:PRINT
180 PRINTTAB(7)"CONSTANTES DEL GAS (A,B,C)"
190 PRINT
200 INPUT"A:";A
210 INPUT"B:";B
220 INPUT"C:";C
230 T1=T+273
240 N=(P*V)/(0.082*T1)
250 T2=TT+273
260 Q=N*(A*(T2-T1)+{(B/2)*(T22-T12)}+{(C/3)*(T23-T13)})
270 Q1=N*(A+{(B/2)*(T2+T1)}+{(C/3)*(T22+T12+T2+T1)})*(T2-T1)
280 PRINT:PRINT:PRINT
290 PRINT"EL CALOR QUE NECESITAS PARA LLEVAR EL"
295 PRINT
300 PRINT"GAS DESDE";T"C";" HASTA";TT"C";" ES:"
310 PRINT
320 PRINTQ" KCAL"
330 PRINT:PRINT
340 PRINT"USANDO CP MEDIO EL CALOR NECESARIO ES:"
345 PRINT
350 PRINTQ1" KCAL"

```

```
360 PRINT:PRINT
370 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)";B$
380 IF B$="SI" THEN 40
410 END
420 PRINT:PRINT
425 INPUT"VOLUMEN DE LA MEZCLA (M3)";V
430 PRINT
432 PRINT"TEMP. A LA QUE SE MIDIO EL GAS (C):"
433 INPUT R
434 PRINT
440 INPUT"PRESION A LA QUE SE ENCUENTRA (ATM)";P
450 PRINT
460 INPUT"TEM. INICIAL DE LA MEZCLA (C)";T
470 PRINT
480 INPUT"TEMP. A LA QUE DESEAS LLEVARLA:";TT
490 PRINT
500 INPUT"NUMERO DE COMPONENTES:";N
505 PRINT
510 PRINT"PROPORCIONA EL NOMBRE DE CADA UNO:"
511 PRINT
512 FOR I=1 TO N
514 INPUT A$(I)
518 NEXT I
520 PRINT:PRINT
522 FOR I=1 TO N
524 PRINT"CONSTANTES DE GAS PARA ";A$(I)
525 PRINT
526 INPUT"A(I)";A(I)
528 INPUT"B(I)";B(I)
530 INPUT"C(I)";C(I)
532 PRINT:PRINT"COMPOSICION DEL ";A$(I)
534 INPUT V(I)
536 PRINT:PRINT"PESO MOLECULAR DEL ";A$(I)
538 INPUT PM(I)
540 PRINT:PRINT
542 NEXT I
620 FOR I=1 TO N
630 M(I)=A(I)*V(I)
640 AM=AM+M(I)
650 NEXT I
```

```
660 FOR I=1 TO N
670 N(I)=B(I)*V(I)
680 BM=BM+N(I)
690 NEXT I
700 FOR I=1 TO N
710 P(I)=C(I)*V(I)
720 CM=CM+P(I)
730 NEXT I
740 FOR I=1 TO N
750 K(I)=PM(I)*V(I)
760 PP=PP+K(I)
770 NEXT I
775 T3=TR+273
780 T1=T+273
790 W=(P*V)/(0.082*T3)
795 T2=TT+273
800 Q=W*(AM*(T2-T1)+{(BM/2)*(T2+T1)+{(CM/3)*(T2+T1)}})
810 Q1=W*(AM+{(BM/2)*(T2+T1)+{(CM/3)*(T2+T1)}})*(T2-T1)
820 AM=1*0
822 BM=1*0
824 CM=1*0
826 PP=1*0
830 GOTO 280
```

READY

Ejemplos.

1. Calcular el calor necesario para llevar 20 m^3 de N_2 que está a 3 atm de 49°C a 427°C

Respuesta: 6152.2869 kcal

2. Calcular el calor necesario para calentar 400 m^3 de una mezcla gaseosa desde 100°C hasta 425°C . El gas se midió a 1 atm y 0°C . La composición del gas es: 10% SO_2 , 12% O_2 , 78% N_2 (mol)

Ejemplos resueltos.

1. $V = 20 \text{ m}^3$ $T_2 = 700 \text{ }^\circ\text{K}$ $b = 1.25 \times 10^{-3}$
 $P = 3 \text{ atm}$ $a = 6.524$ $c = -0.001 \times 10^{-6}$
 $T_1 = 322 \text{ }^\circ\text{K}$

$$n = \frac{PV}{RT_1} = \frac{(3 \text{ atm})(20 \text{ m}^3)}{(0.082 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kgmol}^\circ\text{K}})(322 \text{ }^\circ\text{K})} = 2.2723 \text{ Kgmol}$$

$$Q = 2.2723 \left[6.524(700-322) + \frac{1.25 \times 10^{-3}}{2}(700^2-322^2) + \frac{-0.001 \times 10^{-6}}{3}(700^3-322^3) \right]$$

$$Q = 6141.089 \text{ Kcal}$$

2.

$$V = 400 \text{ m}^3$$

$$T = 0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T_1 = 373 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 698 \text{ }^\circ\text{K}$$

Del programa anterior :

$$a_{\text{mezcla}} = 6.5380$$

$$b_{\text{mezcla}} = 2.2984 \times 10^{-3}$$

$$c_{\text{mezcla}} = 2.3956 \times 10^{-7}$$

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{(1 \text{ atm})(400 \text{ m}^3)}{(0.082 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{Kgmol}^\circ\text{K}})(373 \text{ }^\circ\text{K})} = 13.0778 \text{ Kgmol}$$

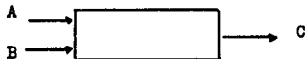
$$Q = 17.8683 \left[6.5358(698-373) + \frac{2.2984 \times 10^{-3}}{2} (698^2 - 373^2) + \frac{2.3956 \times 10^{-7}}{3} (698^3 - 373^3) \right]$$

$$Q = 33311.375 \text{ Kcal}$$

Entalpía de mezclado.

En muchos procesos químicos se deben mezclar dos o más corrientes; cuando esto ocurre estando dichas corrientes a temperatura diferente, la corriente resultante tendrá una temperatura distinta a cualquiera de las corrientes originales.

Aplicando el balance de energía al sistema indicado en la figura, en el que no hay acumulación ni adición de calor ni trabajo, y las pérdidas de fricción son despreciables así como la energía potencial y cinética (despreciables comparados con los términos de entalpía), tenemos:



Rapidez de entrada de energía al sistema = Rapidez de salida de energía del sistema

$$L_A H_A + L_B H_B + L_C H_C \quad ; \quad L_A H_A + L_B H_B - L_C H_C = 0$$

$$H = C_p \Delta T$$

Si en el proceso hay acumulación:

$$L_C H_C - L_A H_A - L_B H_B + \frac{dH}{d\theta} \delta V = 0$$

Este programa maneja sólo corrientes puras, no disoluciones; es por eso que no se toma en cuenta el calor integral de disolución.

Se estructuró un programa para 3 corrientes pero puede modificarse para el número de corrientes que se desee.

Algoritmo

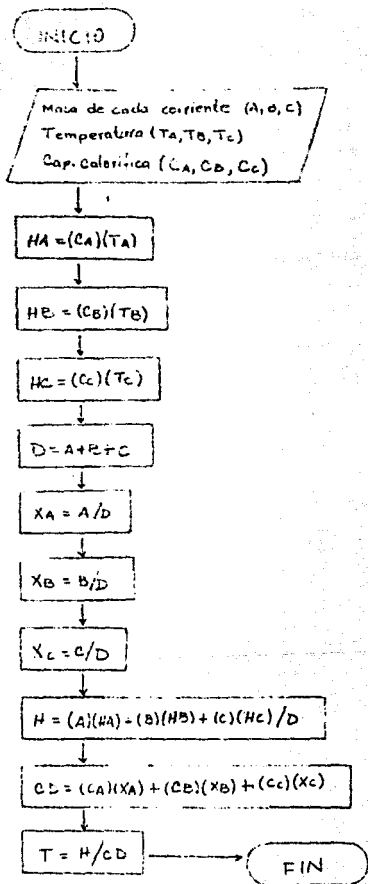
Conocer:

1. Masa de cada corriente
2. Capacidad calorífica másica de cada corriente
3. Temperatura de cada corriente.

Evaluar:

4. La entalpía de cada corriente
5. La masa de mezclado
6. La contribución de cada corriente a la mezcla
7. La entalpía de la mezcla
8. El Cp de la mezcla
9. La temperatura de mezclado.

Diagrama de flujo



Programa 11

```
10 PRINTTAB(1)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA ENTALPIA Y LA"
20 PRINT
30 PRINTTAB(1)"TEMPERATURA DE LA MEZCLA DE CORRIENTES"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 INPUT"CORRIENTE DE ENTRADA 1 (KG):";A
60 PRINT
70 INPUT"CORRIENTE DE ENTRADA 2 (KG):";B
80 PRINT
90 INPUT"CORRIENTE DE ENTRADA 3 (KG):";C
100 PRINT
110 PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA 1 (KCAL/KG,C):"
120 INPUT CA
125 PRINT
130 PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA 2 (KCAL/KG,C):"
140 INPUT CB
150 PRINT
160 PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA 3 (KCAL/KG,C):"
170 INPUT CC
180 PRINT
190 INPUT"TEMPERATURA CORRIENTE 1 (C):";TA
200 PRINT
210 INPUT"TEMPERATURA CORRIENTE 2 (C):";TB
220 PRINT
230 INPUT"TEMPERATURA CORRIENTE 3 (C):";TC
240 HA=CA*TA
250 HB=CB*TB
260 HC=CC*TC
270 D=A+B+C
280 XA=A/D
290 XB=B/D
300 XC=C/D
310 H=(A*HA+B*HB+C*HC)/D
320 CD=CA*XA+CB*XB+CC*XC
330 T=H/CD
340 PRINT:PRINT:PRINT
350 PRINT"LA ENTALPIA DE LA MEZCLA ES:"
```

```
360 PRINT"H=";H" KCAL/KG"  
370 PRINT:PRINT  
380 PRINT"LA TEMPERATURA DE LA MEZCLA ES:"  
390 PRINT"T=";T" C"  
400 PRINT:PRINT  
410 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO);";A$  
420 IF A$="SI" THEN 40  
450 END
```

Ejemplos.

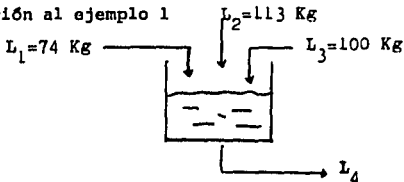
- Determinar la temperatura final de mezcla cuando se introducen a un tanque 74 kg de etanol a 30°C ($C_p = 0.52 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$), 113 kg de dietilenglicol a 20°C ($C_p = 0.55 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$) y 100 kg de agua a 80°C ($C_p = 1 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$)

Respuesta: Entalpía mezcla: 36.227 kcal/kg
 Temperatura mezcla = 51.83 °C

- 1000 kg de benceno líquido a 35°C ($C_p = 0.4120 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$) se mezclan con 2000 kg de heptano líquido a 95°C ($C_p = 0.59708 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$). ¿Cuál es la temperatura final de la mezcla?

Respuesta: Entalpía mezcla: 42.6217 kcal/kg
 temp. mezcla = 79.6°C

Solución al ejemplo 1



Balance total masa:

$$L_1 + L_2 + L_3 = L_4$$

$$74 + 113 + 100 = 287 \text{ Kg}$$

Balance total entalpía:

$$L_1 H_1 + L_2 H_2 + L_3 H_3 = L_4 H_4$$

$$H = C_p \Delta T$$

Contribución de cada corriente a la mezcla :

$$x_1 = \frac{L_1}{L_4} = 0.2578$$

$$x_2 = 0.3937$$

$$x_3 = 0.3484$$

Entalpía de mezcla:

$$H_4 = H_1 x_1 + H_2 x_2 + H_3 x_3$$

$$H_1 = (0.52)(30) = 15.6 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$H_2 = (0.55)(20) = 11 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$H_3 = (1)(80) = 80 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$C_{p_{\text{mezcla}}} = C_{p_1} x_1 + C_{p_2} x_2 + C_{p_3} x_3$$

$$= (0.52)(0.2578) + (0.55)(0.3937) + (1)(0.3484)$$

$$C_{p_{\text{mezcla}}} = 0.6990 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$H_4 = (15.6)(0.2578) + (11)(0.3937) + (0.3484)(80) = 36.22 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$H_4 = C_{p_4} T_4 \quad ; \quad T_4 = \frac{36.22}{0.6990} = 51.83 \text{ }^\circ\text{C}$$

Entalpía de mezclado. Régimen no permanente.

La ecuación que se maneja y que se presenta al final del desarrollo a continuación es general, es decir, considera que hay más de una corriente de entrada, corrientes de salida, acumulación y que hay cierta cantidad de materia en el tanque antes de iniciar el mezclado.

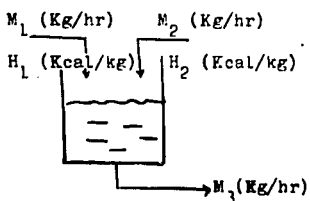
El algoritmo que se muestra con su respectivo diagrama de flujo y listado se refieren a dicha ecuación.

Una vez más se hace notar que el programa puede modificarse para operar el tanque como se desee. Para ello es recomendable estudiarlo cuidadosamente antes de iniciar cualquier cambio; recuerde que los términos que no aparezcan no les debe dar el valor cero, sólo quitelos de la ecuación general. También elimine las líneas del programa que sean necesarias.

Más adelante se presenta un problema resuelto paso a paso y el resultado se compara con el obtenido mediante la aplicación de la ecuación general.

Entalpia de mezclado.

Régimen no permanente.



Tiempo llenado:

$$T = \frac{\text{Masa final} - \text{Masa inicial}}{\text{Acumulación}}$$

Balance masa total

$$M_1 + M_2 = M_3 + \frac{dM}{d\theta}$$

$$\frac{dM}{d\theta} = \text{Acumulación}$$

$$\int dM = A \int d\theta$$

$$M = A\theta + M_{\text{inicial}}$$

Balance de entalpia

$$M_1 H_1 + M_2 H_2 = M_3 H_3 + \frac{dM H}{d\theta} \quad ; \quad M_1 \bar{h}_1 + M_2 \bar{h}_2 = M_3 \bar{h}_3 + M \frac{dH}{d\theta} + H \frac{dM}{d\theta}$$

Sustituyendo

$$M_1 H_1 + M_2 H_2 = M_3 H_3 + (A\theta + M_{\text{inicial}}) \frac{dH}{d\theta} + H_3 A$$

Si $dH = C_p dT$; $H = C_p(T - T_0)$ siendo $T_0 = 0$

$$M_1 H_1 + M_2 H_2 - H_3(M_3 + A) = (A\theta + M_{\text{inicial}}) \frac{C_p dT}{d\theta}$$

$$M_1 H_1 + M_2 H_2 - C_p T_3 (M_3 + A) = (A\theta + M_{\text{inicial}}) \frac{C_p dT}{d\theta}$$

$$\int_{\theta=0}^{\theta=T} \frac{d\theta}{(A\theta + M_{\text{inicial}})} = \int_{T_3=T_{\text{inicial}}}^{T_3=T_{\text{final}}} \frac{C_p dT}{M_1 H_1 + M_2 H_2 - T_3 (M_3 + A) C_p}$$

$$\frac{1}{A} \ln(A\theta + M_{3 \text{ inicial}}) \left|_0^T = - \frac{C_{P3}}{C_{P3}(M_3 + A)} \ln \left[\frac{N_1 H_1 + N_2 H_2 - T_3 (M_3 + A) C_{P3}}{\dots} \right] \right|_{T_{3 \text{ inic.}}}^{T_{3 \text{ fin.}}}$$

$$T_3 = \frac{N_1 H_1 + N_2 H_2 - \left[\frac{(N_1 H_1 + N_2 H_2 - T_{\text{inic}} (M_3 + A) C_{P_{\text{inic}}}) \text{EXP} \left[\frac{-M_3 - A}{A} \ln \left(\frac{A T_{\text{inic}} + M_{\text{inic}}}{M_{\text{inic.}}} \right) \right]}{(M_3 + A) C_{P3}} \right]}{(M_3 + A) C_{P3}}$$

Generalizando :

$$T_3 = \frac{\left[\sum (\text{flujos entrada} \times H) - \left[\sum (\text{flujos entrada} \times H) - (T_{\text{inic}} \times C_{P_{\text{inic}}} \times \sum (\text{flujos salida}) + \text{Acum.}) \right] \right] \times \text{EXP} \left[\frac{- \sum (\text{flujos salida}) - \text{Acum.}}{\text{Acum.}} \right] \times \frac{\ln \left(\frac{\text{Acum.} \times \text{Tiempo llenado} + M_{\text{inic.}}}{M_{\text{inic.}}} \right)}{\left[\sum (\text{flujos salida}) + \text{Acumulaci3n} \right] \times C_{P_{\text{final}}}}$$

Algoritmo.

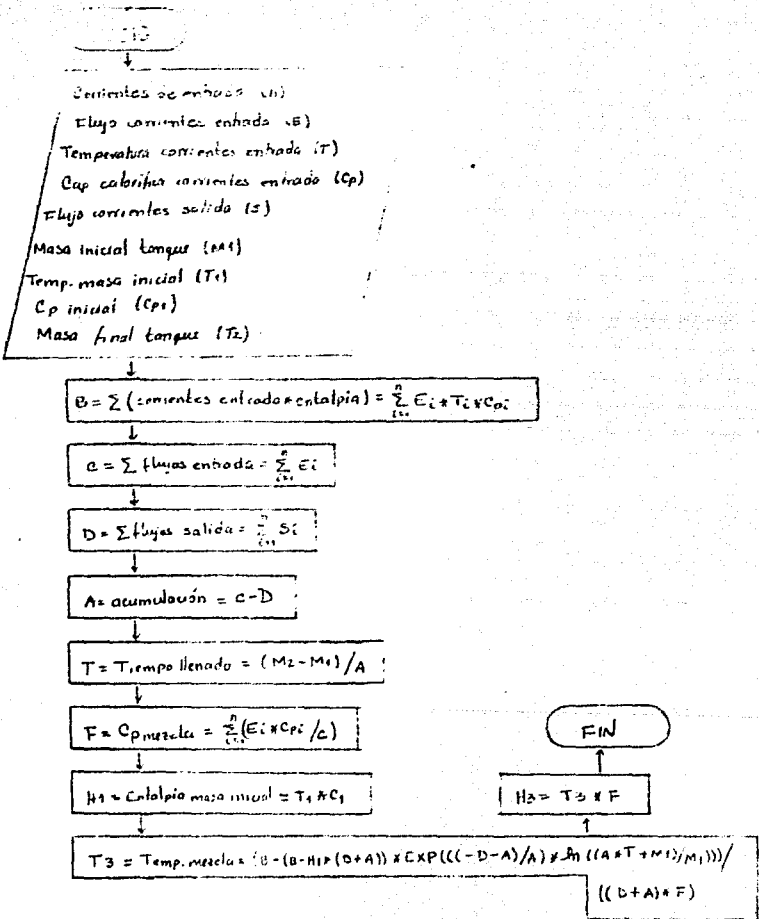
Conocer:

1. Flujo de las corrientes de entrada
2. Temperatura de las corrientes de entrada
3. Capacidad calorífica de las corrientes de entrada
4. Flujo de las corrientes de salida
5. La masa inicial en el tanque
6. La masa final en el tanque
7. La temperatura de la masa inicial en el tanque
8. La capacidad calorífica de la masa inicial en el tanque.

Evaluar:

9. La entalpía de mezclado
10. La temperatura.

Diagrama de flujo.



Programa 12.

```
10 PRINTTAB{1}"ESTE PROGRAMA CALCULA LA ENTALPIA Y LA"
20 PRINT
30 PRINTTAB{1}"TEMPERATURA DE LA MEZCLA DE CORRIENTES"
40 PRINT
50 PRINTTAB{8}"A REGIMEN NO PERMANENTE"
60 PRINT:PRINT:PRINT
62 B=B*0
64 C=C*0
66 D=D*0
68 F=F*0
70 INPUT"CUANTAS CORRIENTES DE ENTRADA SON: ";E
80 PRINT:PRINT
90 PRINT"PROPORCIONA LA INFORMACION QUE SE PIDE"
100 PRINT"PARA CADA UNA DE ELLAS:"
110 PRINT:PRINT
120 PRINT"FLUJOS DE ENTRADA (KG/MIN):"
130 PRINT
140 FOR I=1 TO E
150 INPUT"E{I}=";E{I}
160 NEXT I
170 PRINT:PRINT
180 PRINT"TEMPERATURA (C):"
190 PRINT
200 FOR I=1 TO E
210 INPUT"T{I}=";T{I}
220 NEXT I
230 PRINT:PRINT
240 PRINT"CAP. CALORIFICA (KCAL/KG,C):"
250 PRINT
260 FOR I=1 TO E
270 INPUT"CP{I}=";CP{I}
280 NEXT I
290 PRINT:PRINT
300 INPUT"HAY CORRIENTES DE SALIDA (SI/NO):";A$
310 IF A$="NO" THEN 400
320 PRINT
330 INPUT"CUANTAS SON: ";S
```

```

340 PRINT
350 PRINT"PROPORCIONA LOS FLUJOS (KG/MIN):"
360 PRINT
370 FOR I=1 TO S
380 INPUT"S(I)=";S(I)
390 NEXT I
400 PRINT
410 INPUT"HAY MASA INICIAL (SI/NO):";B$
420 IF B$="NO" THEN 490
430 PRINT
440 INPUT"CUAL ES (KG):";M1
450 PRINT
460 INPUT"CUAL ES SU TEMPERATURA (C):";T1
470 PRINT
480 INPUT"Y SU CAP. CALORIFICA (KCAL/KG,C):";C1
490 PRINT:PRINT
500 PRINT"CUAL DEBE SER LA MASA FINAL EN EL"
510 INPUT"TRANQUE (KG):";M2
520 FOR I=1 TO E
530 B(I)=E(I)*T(I)*CP(I)
540 C=C+S(I)
550 NEXT I
560 FOR I=1 TO E
570 C=C+E(I)
580 NEXT I
590 FOR I=1 TO S
600 D=D+S(I)
610 NEXT I
620 A=C-D
630 T=(M2-M1)/A
640 FOR I=1 TO E
650 F(I)=E(I)*CP(I)/C
660 F=F+F(I)
670 NEXT I
680 H1=T1*C1
690 T3=[B-(B-H1)*(D+A)]*EXP{((-D-A)/A)*LOG{[(A*T+M1)/M1]}}/[(D+A)*F]
700 H3=T3*F
710 PRINT:PRINT:PRINT
720 PRINT"LA ENTALPIA DE LA MEZCLA ES:"

```

730 PRINT
740 PRINT#3" KCAL/KG"
745 PRINT
750 PRINT"V SU TEMPERATURA:";T3" C"
760 PRINT:PRINT
770 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";C\$
780 IF C\$="SI" THEN 60
810 END

READY

Problemas.

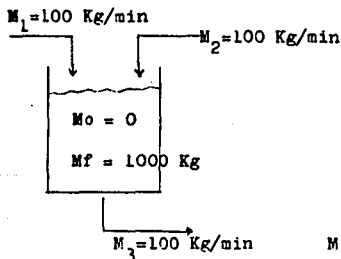
1. A un tanque entran 100 kg/min de agua a 50°C (Cp=1 Kcal/kg°C). Por el otro lado entra una solución a 100 kg/min y 35 °C (Cp = 0.92 kcal/kg°C). Por el fondo del tanque se extrae 85 kg/min de la disolución. ¿Cuál será la temperatura de la disolución saliente? Vol. tanque: 1000 kg.

Respuesta: 42.07605

2. A un tanque entra una solución a 100 kg/min y 50°C con un Cp=0.7 kcal/kg°C. Por otro lado entran 100 kg/min de agua a 35°C. Por el fondo del tanque se extraen 100 kg/min de la mezcla. Si la capacidad del tanque es de 100 kg, ¿Cuál será la temperatura de la solución?

Respuesta: 41.1682 °C

Desarrollo del problema 2.



Balance Total

Entradas = Salidas + Acum.

$$M_1 + M_2 = M_3 + \frac{dM}{d\theta}$$

$$M_1 + M_2 - M_3 = \frac{dM}{d\theta} = A \quad ; \quad \frac{dM}{d\theta} = 100 \frac{Kg}{min}$$

Integrando sin límites :

$$\int dM = 100 \int d\theta$$

$$M = 100 \theta + K ; \theta = 0 ; M = M_{\text{inicial}} ; K=0 ; M=100 \theta ; K=A\theta$$

Balance de Entalpía :

$$M_1 H_1 + M_2 H_2 = M_3 H_3 + \frac{dM H}{d\theta} ; M_1 H_1 + M_2 H_2 - M_3 H_3 = M \frac{dH}{d\theta} + H \frac{dM}{d\theta}$$

$$dH = C_p dT ; H = C_p (T - T_0) ; T_0 = 0 ; H = C_p T$$

$$M_1 C_{p1} T_1 + M_2 C_{p2} T_2 - M_3 C_{p3} T_3 = A \theta C_{p3} \frac{dT_3}{d\theta} + C_{p3} T_3 A$$

$$\text{Tiempo de llenado} = \frac{M_f - M_o}{A} = \frac{100 - 0}{100} = 10 \text{ min}$$

Integrando :

$$\int_{\theta=0}^{\theta=T} \frac{d\theta}{A\theta} = \int_{T_3=0}^{T_3=T_{\text{fin}}} \frac{C_{p3} dT_3}{M_1 C_{p1} T_1 + M_2 C_{p2} T_2 - T_3 C_{p3} (M_3 + A)}$$

$$\frac{1}{A} \ln(A\theta) \Big|_0^T = - \frac{C_{p3}}{C_{p3}(M_3 + A)} \ln(M_1 C_{p1} T_1 + M_2 C_{p2} T_2 - T_3 C_{p3} (M_3 + A)) \Big|_0^{T_3}$$

$$C_{p3} = \frac{M_1 C_{p1}}{(M_1 + M_2)} + \frac{M_2 C_{p2}}{(M_1 + M_2)} = \frac{(100)(0.7)}{200} + \frac{(100)(1)}{200} = 0.85 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

Sustituyendo :

$$\frac{1}{100} \ln(10 \times 100) = - \frac{1}{(100+100)} \ln \left[\frac{(100)(0.7)(50) + (100)(1)(35) - (T_3)(0.85)(200)}{(100)(0.7)(50) + (100)(1)(35)} \right]$$

$$- 13.85 = \ln \left[\frac{7000 - (T_3)(170)}{7000} \right]$$

$$T_3 = 41.1764 \text{ }^\circ\text{C}$$

Temperatura de Flama.

Calor estándar de reacción. - Si una reacción se lleva a cabo a 25°C y 1 atm, con todos los reactivos y productos saliendo a estas condiciones, el calor absorbido o desprendido para que la reacción se complete de izquierda a derecha bajo condiciones estequiométricas recibe el nombre de Calor de Reacción Estándar.

La palabra estequiométrico significa que la reacción usa las cantidades relativas de reactivos especificadas por un balance de masa en la reacción química.

La entalpía es una función de estado, como la presión y la temperatura. La diferencia de entalpías ($H_2 - H_1$) dependerá sólo de las condiciones iniciales y finales. Por lo tanto, si se conoce la entalpía de cada producto y cada reactivo a una P y T dada, se puede determinar rápidamente el cambio de entalpía que ocurre durante una reacción sin conocer el mecanismo de reacción.

El calor estándar de reacción es la diferencia entre la suma de las entalpías de los productos (cada una en su estado estándar) y la suma de las entalpías de los reactivos:

$$\Delta \overline{H}_R^\circ = \sum \Delta \overline{H}_p^\circ - \sum \Delta \overline{H}_r^\circ$$

El cero se refiere al estado estándar.

$\Delta \overline{H}_R^\circ$ se define como la variación de entalpía cuando 1 kgmol reacciona a 1 atm a 298°K.

Reacciones Adiabáticas.- Las reacciones desprenden o absorben calor, sin embargo, es posible llevar a cabo la reacción dentro de un recipiente que evite las pérdidas de calor. Bajo estas condiciones, la temperatura aumentará si la reacción es exotérmica o disminuirá si es endotérmica, por consiguiente lo que se busca es conocer la temperatura final que se alcanza.

En estos casos no hay cambio de entalpía en el sistema: $\Delta HR = 0$

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = \Delta \bar{H}_{\text{productos}} \quad ; \quad \Delta \bar{H}_R^\circ = \int_T^{298} \bar{C}_p dT$$

Cuando los reactivos son combustibles la temperatura final recibe el nombre de temperatura teórica de flama.

En caso de que los reactivos no estuvieran a 25°C tendríamos:

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = \int_{298}^{T_i} \bar{C}_{p_{\text{react.}}} dT + \int_{T_f}^{298} \bar{C}_{p_{\text{prod.}}} dT$$

Este programa sólo considera reactivos a 25°C

El desarrollo de ecuaciones se presenta a continuación:

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = \bar{G}_1 \int_{T_f}^{298} \bar{C}_{p_1} dT + \bar{G}_2 \int_{T_f}^{298} \bar{C}_{p_2} dT + \bar{G}_3 \int_{T_f}^{298} \bar{C}_{p_3} dT + \dots$$

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = \bar{G}_1 \bar{y}_1 \left[a_1 (298 - T) + \frac{b_1}{2} (298^2 - T^2) + \frac{c_1}{3} (298^3 - T^3) \right] + \bar{G}_2 \bar{y}_2 \left[a_2 (298 - T) + \frac{b_2}{2} (298^2 - T^2) + \frac{c_2}{3} (298^3 - T^3) \right] + \dots$$

En general:

$$\Delta H_R^\circ = - \left(\sum_{i=1}^n \bar{G}_i \bar{y}_i a_i \right) T - \left(\sum_{i=1}^n \frac{\bar{G}_i \bar{y}_i b_i}{2} \right) T^2 - \left(\sum_{i=1}^n \frac{\bar{G}_i \bar{y}_i c_i}{3} \right) T^3 + \sum_{i=1}^n \bar{G}_i \bar{y}_i (298) + \sum_{i=1}^n \frac{\bar{G}_i \bar{y}_i b_i}{2} (298)^2 + \sum_{i=1}^n \frac{\bar{G}_i \bar{y}_i c_i}{3} (298)^3$$

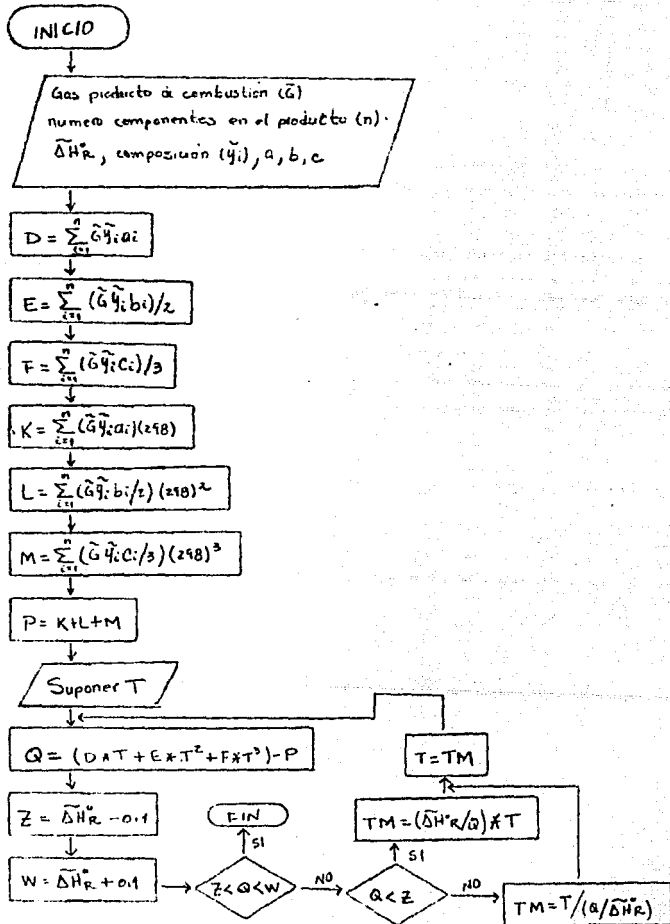
Algoritmo.**Conocer:**

1. La cantidad de gas obtenido de la combustión (producto)
2. Número de componentes en el producto.
3. Variación de la entalpía (ΔH_R^0)
4. Constantes de gas para cada componente en el producto (a, b, c)
5. Composición de cada gas en el producto.

Evaluar:

6. Los términos posibles de la ecuación que evalúa la variación de la entalpía para dejar todo en función de la temperatura de flama
7. Iterar la temperatura

Diagrama de Flujo.



Programa 13.

```
10 PRINTTAB(2)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA TEMPERATURA"
20 PRINT
30 PRINTTAB(10)"ADIABATICA DE FLAMA"
35 PRINT:PRINT:PRINT
40 PRINT"CANTIDAD DE PRODUCTO OBTENIDO (KGMOL)"
50 INPUT G3
60 PRINT
70 PRINT"DELTA H DE REACCION ESTANDARD EN"
75 INPUT"KCAL/KGMOL:";AH
77 V=ABS(AH)
80 PRINT
90 PRINT"NUMERO DE COMPONENTES EN EL PRODUCTO"
100 INPUT N
110 PRINT:PRINT"PROPORCIONA EL NOMBRE DE CADA UNO:"
112 PRINT
115 FOR I=1 TO N
120 INPUT B$(I)
130 NEXT I
135 PRINT:PRINT
140 FOR I=1 TO N
145 PRINT"CONSTANTES DE GAS PARA EL ";B$(I)
146 PRINT
150 INPUT"A{I}:";A{I}
155 INPUT"B{I}:";B{I}
160 INPUT"C{I}:";C{I}
170 INPUT V{I}
175 PRINT:PRINT
202 NEXT I
203 PRINT:
204 PRINT"SUPON LA TEMP. DE FLAMA POR FAVOR (K)"
205 INPUT T
206 PRINT:PRINT
207 PRINTTAB(8)"PROCESANDO INFORMACION"
210 FOR I=1 TO N
220 D{I}=G3*V{I}*A{I}
230 D=D+D{I}
```

```

240 NEXT I
250 FOR I=1 TO N
260 E(I)=G3*Y(I)*B(I)/2
270 E=E+E(I)
280 NEXT I
290 FOR I=1 TO N
300 F(I)=G3*Y(I)*C(I)/3
310 F=F+F(I)
320 NEXT I
330 FOR I=1 TO N
340 K(I)=G3*Y(I)*A(I)*298
350 K=K+K(I)
360 NEXT I
370 FOR I=1 TO N
380 L(I)=(G3*Y(I)*B(I)*(298+2))/2
390 L=L+L(I)
400 NEXT I
410 FOR I=1 TO N
420 H(I)=(G3*Y(I)*C(I)*(298+3))/3
430 H=H+H(I)
440 NEXT I
450 P=K+L+M
460 Q=(D*T+E*T+2+F*T+3)-P
462 VV=ABS(Q)
464 Z=V-0.1
466 W=V+0.1
470 IF VV < Z THEN 520
480 IF VV > W THEN 500
490 IF Z < VV < W THEN 540
500 TM=T/(VV/V)
504 T=TM*1
510 GOTO 460
520 TM=(V/VV)*T
524 T=TM*1
530 GOTO 460
540 TT=T-273
550 PRINT:PRINT:PRINT
560 PRINT"LA TEMPERATURA DE FLAMA ES:"
565 PRINT

```

```
570 PRINTT" K"  
580 PRINT  
590 PRINT"O BIEN"  
595 PRINT  
600 PRINTTT" C"  
610 PRINT:PRINT  
620 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)";A$  
630 IF A$="NO" THEN 660  
632 D=D*0  
634 E=E*0  
636 F=F*0  
638 K=K*0  
640 L=L*0  
642 M=M*0  
644 GOTO 35  
660 END  
162 PRINT  
165 PRINT "COMPOSICION DEL ."; B$(X) " (MOZ)"
```


Ejemplo.

Calcule la temperatura teórica de flama de un gas que al quemarse produce 9.26 kgmol de producto con la siguiente composición en mol: 10.80% CO₂, 5.4% O₂, 83.8% N₂

El $\Delta H_R^\circ = -67636.1$ kcal/kgmol.

Los reactivos están a 25°C

Desarrollo del ejemplo.

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = \int_{T_f}^{298} C_p dT = \bar{G}_{CO_2} \int_{T_f}^{298} \frac{C_p}{G_{CO_2}} dT + \bar{G}_{O_2} \int_{T_f}^{298} \frac{C_p}{G_{O_2}} dT + \bar{G}_{N_2} \int_{T_f}^{298} \frac{C_p}{G_{N_2}} dT =$$

$$(9.26)(0.1080) \int_{T_f}^{298} (6.214 + 10.396 \times 10^{-3} T - 3.545 \times 10^{-6} T^2) dT + (9.26)(0.054) \int_{T_f}^{298}$$

$$(6.148 + 0.003102 T - 0.923 \times 10^{-6} T^2) dT + (9.26)(0.838) \int_{T_f}^{298} (6.524 + 0.00128 T - 0.001 \times 10^{-6} T^2) dT$$

Evaluando las integrales:

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = 1851.92 - 6.2145 T_f + 461.603 - 5.198 \times 10^{-3} T_f^2 - 31.2736 + 1.1817 \times 10^{-3} T_f^3 +$$

$$916.1252 - 3.07424 T_f + 68.8730 - 7.755 \times 10^{-4} T_f^2 - 4.07130 + 1.5384 \times 10^{-7} T_f^3 +$$

$$15086.3862 - 50.6254 T_f + 441.0293 - 4.966 \times 10^{-3} T_f^2 - 0.06845 + 2.5866 \times 10^{-9} T_f^3$$

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = 18790.5233 - 59.9141 T_f - 0.01093 T_f^2 + 1.338126 \times 10^{-6} T_f^3$$

$$= -67636.1$$

Después de hacer suposiciones se encuentra que: $T_f = 1214^\circ K$

CAPITULO III

**De la fuente vieja
salta veloz la rana
el agua suena ...**

FLUJO DE FLUIDOS

El comportamiento de los fluidos es importante en el estudio de la ingeniería ya que en las industrias de proceso gran parte de los materiales están en forma de fluidos que deben almacenarse, manejarse, bombearse y procesarse.

El estudio de la mecánica de fluidos, o transferencia de momento como también se lo llama, puede dividirse en: Estática de Fluidos (fluidos en reposo) y Dinámica de Fluidos (fluidos en movimiento).

Un fluido puede definirse como:

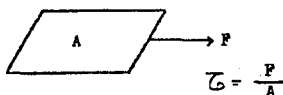
"Material que puede circular en forma libre o por medios mecánicos a través de una tubería"

o bien:

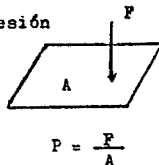
"Material que se deforma al someterlo a un esfuerzo cortante"

El esfuerzo cortante es aquella fuerza que se aplica tangencialmente a un área y que provoca deformaciones en los cuerpos. Se distingue de la presión ya que ésta última es la fuerza aplicada perpendicularmente a un área, provocando compresión.

Esfuerzo Cortante



Presión



Donde:

τ = Esfuerzo cortante

P = Presión

F = Fuerza

A = Área

Los fluidos comprenden: líquidos, gases, vapores y sus mezclas (lfo-gas; lfo-ace; lfo-lfo).

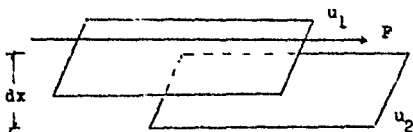
Un gas es una sustancia cuya temperatura es superior a su temperatura crítica.

Un vapor es un gas cuya temperatura es inferior a su temperatura crítica. Se puede licuar o bien condensar. Un gas no se condensa, se licúa.

Si un fluido es inapreciablemente afectado por los cambios de presión, se dice que es incompresible (como ocurre con la mayoría de los líquidos). Los gases se consideran fluidos compresibles.

V I S C O S I D A D

Cuando se aplica un esfuerzo cortante sobre un fluido, éste se deforma y fluye, la resistencia a la deformación ofrecida por los fluidos recibe el nombre de viscosidad, la cual se define mediante la ley de Newton:



$$\tau = -\eta \frac{du}{dx}$$

η = viscosidad del fluido

$\frac{du}{dx}$ = gradiente de velocidad. Es una medida de la velocidad con la que se mueve una capa de fluido con respecto a otra.

La unidad de viscosidad en el sistema SI es el kg/m².seg; pero es más frecuente darla en centipoise. 1 poise = 1 $\frac{\text{gramo}}{\text{cm}^2 \cdot \text{seg}}$

Viscosidad de Gases

La viscosidad de un gas aumenta con la temperatura y con la presión, especialmente en las proximidades del punto crítico.

Los valores para la viscosidad en los gases se pueden obtener mediante nomogramas, tablas o gráficas de viscosidad contra temperatura, o bien, mediante la correlación de Chapman-Enskog:

$$\eta = 2.669 \times 10^{-5} \frac{(M T)^{1/2}}{\sigma^2 \Omega}$$

η = viscosidad (g/cm. seg)

M = peso molecular

T = temperatura (°K)

σ = diámetro molecular (Å)

Ω = integral de colisión

La integral de colisión, Ω , usando el potencial de Lennard-Jones, ha sido representado matemáticamente por:

$$\Omega = \left(\frac{A}{T^* B} \right) + \left(\frac{C}{\text{EXP}(D T^*)} \right) + \left(\frac{E}{\text{EXP}(F T^*)} \right)$$

donde:

$$T^* = \frac{kT}{\epsilon}$$

A, B, C, D, E, F son ctes. empíricas

$$A = 1.16145 \quad E = 0.7738$$

$$B = 0.14974 \quad F = 2.16173$$

$$C = 0.52487 \quad F = 2.43787$$

Los valores de σ y $\frac{\epsilon}{k}$ pueden evaluarse por:

$$\sigma = 8.33 V_c^{1/3} \quad ; \quad \frac{\epsilon}{k} = 0.75 T_c$$

donde: V_c = volumen crítico ($m^3/kmol$)

T_c = temperatura crítica (°K)

Para una mezcla de gases la viscosidad se calcula con la siguiente expresión :

$$\eta_{mezcla} = \frac{M_{mezcla}}{\sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i M_i}{\eta_i}}$$

M_{mezcla} = Peso molecular de la mezcla

\bar{y}_i = Fracción mol del componente i en la mezcla

η_i = Viscosidad del componente i en la mezcla (g/cm.seg)

η_{mezcla} = Viscosidad de la mezcla (g/cm.seg)

Todo esto es para gases a presiones menores de 10 atmósferas

Algoritmo Gases Puros

Conocer :

1. Peso molecular del gas
2. Temperatura a la que se desea la viscosidad
3. Volumen crítico
4. Temperatura crítica

Evaluar :

5. La viscosidad

Algoritmo Mezclas

Conocer :

1. Temperatura a la que se desea evaluar la viscosidad

Para cada gas:

2. Peso molecular
3. Composición (fracción mol)
4. Volumen crítico
5. Temperatura crítica

Evaluar : La viscosidad

Diagrama de Flujo

Gases Puros

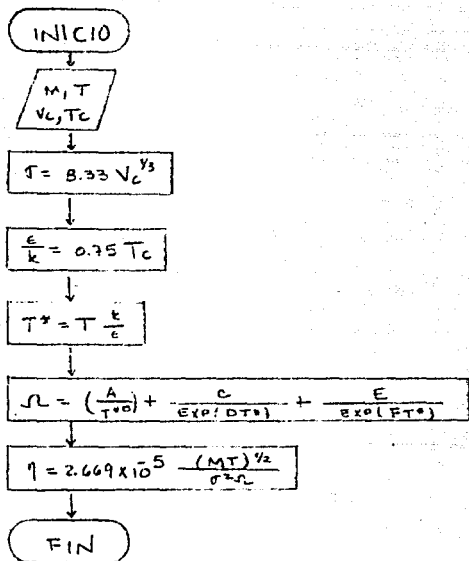
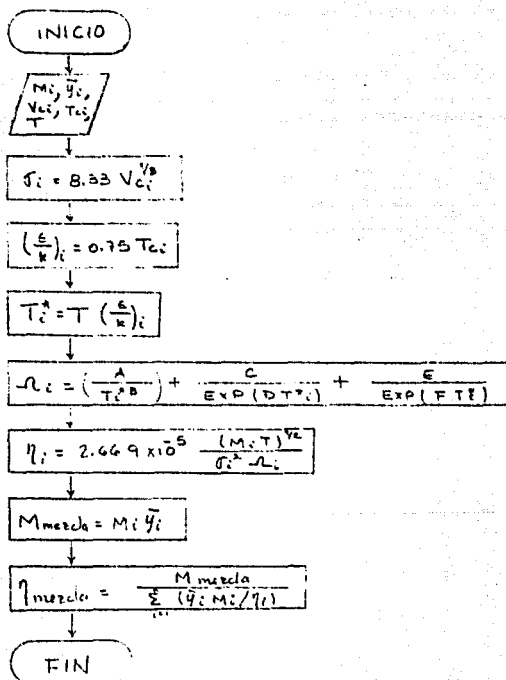


Diagrama de Flujo

Mezclas



Programa 14

```

10 PRINTTAB(9)"VISCOSIDAD DE GASES"
12 PRINT:PRINT:PRINT
14 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR GAS PURO O MEZCLA?"
15 INPUT C#
16 IF C#="MEZCLA" THEN GOTO
20 PRINT:PRINT
30 INPUT"PESO MOLECULAR DEL GAS:"M
40 PRINT
50 PRINT"TEMPERATURA A LA QUE QUIERES EVALUAR?"
50 INPUT"LA VISCOSIDAD (C):"TT
60 TT=TT*273
70 PRINT
80 INPUT"VOLUMEN CRITICO (M3/KGMOL):"VOC
90 PRINT
100 INPUT"TEMPERATURA CRITICA (K):"TC
110 PRINT
120 A#=.93*(VOC+1)/VOC
130 E#=.75*TC
140 TE=T/E#
150 M1=(1.16145/(TE TO.14874))+(.52487/EXP(.7732*TE))
160 M2=(2.16178/EXP(2.45797*TE))
170 M=M1+M2
180 N#.669E-S*SOR(M#T)/A12#M
190 PRINT:PRINT:PRINT
200 PRINT"LA VISCOSIDAD DEL GAS A "TT" C"
210 PRINT
220 PRINT"ES "M" GRAMOS/CM.SEG"
230 PRINT:PRINT
240 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):"B#
250 IF B#="SI" THEN GOTO 12
260 END
270 PRINT:PRINT
280 INPUT"NUMERO DE COMPONENTES:"C
290 PRINT
300 PRINT"NOMBRE DE CADA UNO DE ELLOS:"
310 PRINT
320 FOR I=1 TO C
330 INPUT D#(I)
340 NEXT I
350 PRINT:PRINT
360 PRINT"PROPORCIONA LOS DATOS QUE SE PIDEN PARA"
370 PRINT"CADA COMPONENTE:"
380 PRINT:PRINT
390 FOR I=1 TO C
400 PRINT"PARA EL "D#(I)":"
410 INPUT"PESO MOLECULAR:"M(I)
420 INPUT"COMPOSICION (MOL):"V(I)
430 INPUT"VOLUMEN CRITICO (M3/KGMOL):"VOC(I)
440 INPUT"TEMPERATURA CRITICA (K):"TC(I)
450 PRINT:PRINT
460 NEXT I

```

```

462 PRINT
464 PRINT"TEMPERATURA A LA QUE QUIERES EVALUAR"
466 INPUT"LA VISCOSIDAD (C) :";TT
468 T=TT+273
470 FOR I=1 TO C
480 AC(I)=8.33*(VC(I)+1/3)
490 EK(I)=0.75*TC(I)
500 TE(I)=T/EP(I)
510 W1(I)=(1.16145*(TE(I)-10.14874))+(0.52487/EXP(0.7792*(TE(I))))
520 W2(I)=(2.16178/EXP(2.43787*TE(I)))
530 M(I)=W1(I)+W2(I)
540 N(I)=2.669E-5*SQR(M(I)*T)/AC(I)*M(I)
550 NEXT I
560 FOR I=1 TO C
570 PM(I)=M(I)+V(I)
580 FM=PM+PM(I)
590 NEXT I
600 FOR I=1 TO C
610 Z(I)=V(I)+M(I)*N(I)
620 Z=Z+Z(I)
630 NEXT I
640 NM=FM/Z
650 PRINT:PRINT:PRINT
660 PRINT"LA VISCOSIDAD DE LA MEZCLA A ";TT" C"
670 PRINT
680 PRINT"ES: ";NM" GRAMOS/CM.SEG"
682 PM=PM*0
684 Z=Z*0
690 GOTO 230

```

READY.

READY.

Problemas

Gases Puros

1. Calcular la viscosidad del Argón a 0 °C y 1 atmósfera.

Peso molecular : 39.944

Volumen Crítico : $75.3 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kgmol}$

Temperatura Crítica : 151 °F

Respuesta : $2.032 \times 10^{-4} \text{ g/cm.seg}$

2. Calcular la viscosidad del CO₂ a 527 °C y 1 atmósfera.

Peso Molecular : 44.01

Volumen Crítico : $94 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kgmol}$

Temperatura Crítica : 304.2 °F

Respuesta : $3.685 \times 10^{-4} \text{ g/cm.seg}$

Mezclas

1. Una mezcla gaseosa está constituida por 60 % en mol de metano, 35 % en mol de etano y 25 % en mol de propano. Si la mezcla está a 1 atmósfera y 100 °C ¿Cuál es la viscosidad de la mezcla?

| | Peso Molecular | Tc (°K) | Vc (m ³ /Kgmol) |
|-------------------------------|----------------|---------|----------------------------|
| CH ₄ | 16 | 100.7 | 0.0993 |
| C ₂ H ₆ | 30 | 305.4 | 0.1480 |
| C ₃ H ₈ | 44 | 370.0 | 0.20 |

Respuesta : $1.1441 \times 10^{-4} \text{ g/cm.seg}$

2. Determinar la viscosidad de unos gases de combustión formados por 16% de CO_2 , 5% de O_2 y 79% de N_2 en volumen. La temperatura de los gases es de 400 °C y la presión de 1 atmósfera.

| | Peso Molecular | Tc (°K) | Vc (m^3/Kmol) |
|---------------|----------------|---------|---------------------------------|
| CO_2 | 44 | 304.2 | 0.164 |
| O_2 | 32 | 154.4 | 0.2744 |
| N_2 | 28 | 126.2 | 0.0901 |

Respuesta : 3.05478×10^{-4} g/cm.seg

Problemas Resueltos

Gases Puros . Ejemplo 1

$$\sigma = (8.33)(75.3 \times 10^{-3})^{1/3} = 3.5175$$

$$\frac{E}{k} = (0.75)(151) = 113.25$$

$$T^* = \frac{273}{113.25} = 2.41060$$

$$\rho = \frac{1.16145}{(2.4106)0.1487} + \frac{0.52487}{\text{EXP}[(0.7732)(2.4106)]} + \frac{2.16178}{\text{EXP}[(2.4378)2.4106]}$$

$$\rho = 1.10646$$

$$\eta = 2.669 \times 10^{-5} \frac{[(39.944)(273)]^{1/2}}{(3.5175)^2(1.10646)} = 2.035 \times 10^{-4} \frac{g}{cm \cdot sec}$$

Mezclas . Ejemplo 1

Peso molecular mezcla = 31.1

$$\eta_{CH_4} = 1.2821 \times 10^{-4} \frac{g}{cm \cdot sec} \quad ; \quad \eta_{C_2H_6} = 1.1450 \times 10^{-4} \frac{g}{cm \cdot sec}$$

$$\eta_{C_3H_8} = 1.04506 \times 10^{-4} \frac{g}{cm \cdot sec}$$

$$\sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i M_i}{\eta_i} = 271826.394$$

$$\eta_{mezcla} = \frac{31.1}{271826.394} = 1.1441 \times 10^{-4} \frac{g}{cm \cdot sec}$$

Viscosidad de Líquidos

La viscosidad de los líquidos es sensible a la temperatura ya que disminuye al aumentar ésta y aumenta ligeramente con la presión. Los valores de la viscosidad en los líquidos se pueden obtener mediante nomogramas y la de muchos líquidos orgánicos se puede calcular por la ecuación de Souders:

$$\log(\log(10 \mu)) = m \sigma_L - 2.0$$

$$m = \frac{I}{\rho L} \quad I = \sum A_n + \sum P$$

I = Constante que depende de la estructura del líquido

μ = Viscosidad en cps.

σ_L = Densidad del líquido (ρ/cm^3) a la temperatura que desea la viscosidad

A_n = Constante de Souders

P = Constante de Souders

Para mezclas de líquidos ideales la viscosidad se obtiene a partir de:

$$\log \mu_{mez} = \sum_{i=1}^n \bar{x}_i \log \mu_i$$

\bar{x}_i = fracción mol del componente i en la mezcla

μ_i = viscosidad del componente i puro en la mezcla

Algoritmo**Líquidos Puros****Conocer :**

1. Peso molecular
2. Valor de la constante J
3. Temperatura a la que se desea la viscosidad
4. Densidad del líquido a dicha temperatura

Evaluar :

5. La viscosidad

Mezclas**Conocer :**

1. La temperatura a la que se desea conocer la viscosidad

Para cada componente :

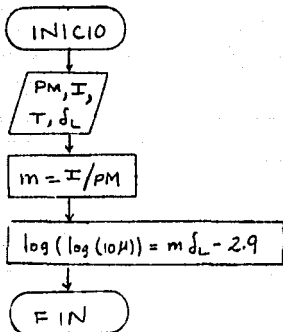
2. Composición (fracción mol)
3. Peso molecular
4. Valor de la constante J
5. Densidad

Evaluar :

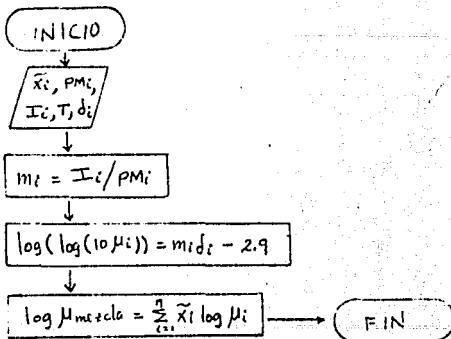
6. La viscosidad

Diagrama de Flujo

Líquidos Puros



Mezclas



Programa 15

```

10 PRINTTAB(4;"VISCOSIDAD DE LIQUIDOS ORGANICOS"
20 PRINT
30 PRINTTAB(5;"ECUACION DE SOUDERS")
40 PRINT PRINT PRINT
50 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR ? LIQ. PURO O MEZCLA"
60 INPUT A$
70 IF A$="MEZCLA" THEN 300
80 PRINT PRINT
90 INPUT"PESO MOLECULAR DEL LIQUIDO :"/PM
100 PRINT
110 INPUT"VALOR DE LA CONSTANTE I :"/I
120 PRINT
130 PRINT"TEMPERATURA A LA QUE QUIERES EVALUAR"
140 INPUT"LA VISCOSIDAD (C) :"/T
150 PRINT
160 PRINT
170 PRINT"DENSIDAD DEL LIQUIDO A :"/T"C :/" EN (G/CM3)"
180 INPUT D
190 M=1/PM
200 H=(10*(10*(M*(D-2.9)))/10)*0.01
210 PRINT PRINT PRINT
220 PRINT"LA VISCOSIDAD A :"/T" C ES:"
230 PRINT H" G/CM.SEG"
240 PRINT PRINT
250 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (S/N) :"/B$
260 IF B$="S" THEN 40
270 END
280 PRINT PRINT
290 INPUT"NUMERO DE COMPONENTES :"/C
300 PRINT
310 PRINT"NOMBRE DE CADA UNO DE ELLOS:"
320 PRINT
330 FOR I=1 TO C
340 INPUT C$(I)
350 NEXT I
360 PRINT
370 PRINT"PROPORCIONA LOS DATOS QUE SE PIDEN PARA"
380 PRINT"CADA COMPONENTE."
390 PRINT PRINT
400 FOR I=1 TO C
410 PRINT"PARA EL :"/C$(I) :/"
415 INPUT"COMPOSICION (MOL) :"/X(I)
420 INPUT"PESO MOLECULAR :"/PM(I)
430 INPUT"EL VALOR DE LA CONSTANTE I :"/Q(I)
440 PRINT PRINT
450 NEXT I
460 PRINT PRINT
470 PRINT"TEMPERATURA A LA QUE QUIERES EVALUAR"
480 INPUT"LA VISCOSIDAD (C) :"/T
490 PRINT PRINT
500 PRINT"DENSIDAD DE CADA COMPONENTE A :"/T" C"

```

```

510 PRINT"EN (GRAMOS/CM3)"
515 PRINT
520 FOR I=1 TO C
530 PRINT"PARA EL "C*(I)" "
540 INPUT D(I)
550 NEXT I
560 FOR I=1 TO C
570 K(I)=D(I)/PM(I)
580 H(I)=(10*(10*(K(I)*D(I)-2.9))/10)*0.01
590 N(I)=H(I)*((LOG(K(I))/LOG(10)))
600 NEXT I
610 N=10*(N)
620 PRINT:PRINT:PRINT
630 PRINT"LA VISCOSIDAD DE LA MEZCLA A "N" C"
640 PRINT"ES:"N" GRAMOS/CM.SEG"
645 N=N#0
650 GOTO 240

```

READY.

Problemas

Líquidos Puros

1. Calcule la viscosidad del benceno a 20 °C

$$FW = 78 ; I = 240.6 ; \rho = 0.876 \text{ g/cm}^3$$

Respuesta : $1.0217 \times 10^{-3} \text{ g/cm.seg}$

2. Calcular la viscosidad del fenol a 20 °C

$$FW = 94 ; I = 279.6 ; \rho = 1.07 \text{ g/cm}^3$$

Respuesta : 0.02265 g/cm.seg

3. Calcular la viscosidad del benceno a 50 °C

$$\rho = 0.85 \text{ g/cm}^3$$

Respuesta : $3.6311 \times 10^{-3} \text{ g/cm.seg}$

Mezclas

1. Calcular la viscosidad de una mezcla líquida formada por 30% mol n-octano , 40% mol n-pentano y el 30% mol fenol. $T = 30 \text{ °C}$

| | Peso Molecular | Densidad (g/cm^3) | I |
|-----------|----------------|------------------------------|-------|
| n-octano | 114.23 | 0.60 | 450.2 |
| n-pentano | 72.25 | 0.62 | 283.4 |
| fenol | 94.11 | 1.06 | 270.6 |

Respuesta : $7.3750 \times 10^{-3} \text{ g/cm.seg}$

2. Evaluar la viscosidad de la mezcla anterior ahora a 100 °C

Respuesta : $3.5387 \times 10^{-3} \text{ g/cm.seg}$

Problemas Resueltos

Líquidos Puros . Ejemplo 1

$$= \Sigma An + \Sigma P = 6\text{carbonos} + 6\text{hidrógenos} + 3\text{dobles ligaduras} + \text{anillo } 6 \text{ carbonos}$$

$$= 6(50.2) + 6(2.7) + 3(-15.5) + (-21) = 249.9$$

$$m = \frac{249.9}{78} = 3.2038 \quad ; \quad \log(\log(10^\mu)) = (3.2038)(0.876) - 2.9$$

$$\mu = 6.4026 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cmseg}}$$

Mezclas . Ejemplo 1

Viscosidades a 30 °C :

$$\mu_{\text{n-octano}} = 4.57 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cmseg}}$$

$$\mu_{\text{n-pentano}} = 2.20 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cmseg}}$$

$$\mu_{\text{fenol}} = 0.060 \frac{\text{g}}{\text{cmseg}}$$

$$\mu_{\text{mezcla}} = 10^{\left((0.30 \log(4.57 \times 10^{-3})) + (0.40 \log(2.20 \times 10^{-3})) + (0.30 \log(0.60)) \right)}$$

$$\mu_{\text{mezcla}} = 7.3856 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cmseg}}$$

Número de Reynolds

El tipo de flujo que se presenta en el desplazamiento de un fluido por una tubería o equipo de proceso es muy importante en los problemas de dinámica de fluidos y se encuentra constantemente en la práctica de la ingeniería.

Cuando los fluidos se mueven por un punto de cualquier sección transversal, se pueden presentar dos tipos de patrones de flujo llamados laminar o turbulento.

Cuando la velocidad de flujo es baja, el desplazamiento es uniforme y terso. Sin embargo, cuando la velocidad es bastante alta, se observa una corriente inestable en la que se forman remolinos o pequeños paquetes de partículas de fluido que se mueven en todas direcciones.

El primer tipo de flujo, a velocidades bajas, donde las capas de fluido parecen desplazarse unas sobre otras sin revoluciones o turbulencias, se llama flujo laminar. El segundo tipo de flujo, a velocidades más altas, donde se forman remolinos que imparten al fluido naturaleza fluctuante, se llama flujo turbulento.

La turbulencia puede originarse, bien por contacto de la corriente de fluido con límites sólidos, o bien por contacto entre dos capas del fluido que se mueven con velocidades diferentes. El primer tipo de turbulencia se denomina turbulencia de pared y el segundo turbulencia libre. El flujo turbulento consiste en un conjunto de torbellinos de diferentes tamaños, que coexisten en la corriente de fluido.

Con diversos estudios se ha podido demostrar que el tipo de flujo en una tubería no es solo una función de la velocidad, sino también de la densidad del fluido, su viscosidad y del diámetro del tubo. Estas variables se combinan en la ecuación llamada número de Reynolds:

$$Re = \frac{D_i u \rho}{\mu}$$

Re = número de Reynolds (adimensional)

D_i = diámetro interno de la tubería (metros)

ρ = densidad (kg/m^3)

μ = viscosidad (centipoise)

u = velocidad (m/seg)

Pueden utilizarse cualquier tipo de unidades siempre y cuando sean congruentes.

El número de Reynolds se usa para caracterizar el tipo de flujo :

Cuando el flujo es laminar $Re < 2000$

Cuando el flujo es turbulento $Re > 10000$

Región de transición $2000 < Re < 10000$

Algoritmo

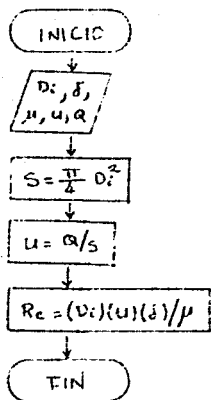
Conocer :

1. Diámetro interno del tubo
2. Densidad del fluido
3. Viscosidad del fluido
4. Velocidad del fluido o bien
5. Gasto volumétrico

Evaluar :

6. El número de Reynolds

Diagrama de Flujo



Programa 16

```

10 PRINT TAB(8) "ESTE PROGRAMA CALCULA EL"
20 PRINT
30 PRINT TAB(18) "NUMERO DE REYNOLDS"
40 PRINT PRINT PRINT
50 PRINT "DIAMETRO INTERNO DEL TUBO (METROS) "
55 INPUT D1
60 PRINT
70 INPUT "DENSIDAD DEL FLUIDO (KG/M3) " : D
80 PRINT
90 PRINT "VISCOSIDAD DEL FLUIDO (KG/M.SEG) "
95 INPUT M
100 PRINT
110 INPUT "CONOCES LA VELOCIDAD (SI,NO) " : A#
120 IF A#="NO" THEN 350
130 PRINT
140 INPUT "CUAL ES (M/SEG) " : U
160 RE=D1*U*M
170 IF RE<2000 THEN 200
180 IF RE>10000 THEN 270
190 IF 2000<RE<10000 THEN 310
200 PRINT PRINT PRINT
210 PRINT "EL FLUJO QUE MANEJAS ES LAMINAR"
220 PRINT "EL REYNOLDS ES " : RE
230 PRINT PRINT
240 INPUT "DESEAS OTRO CALCULO (SI,NO) " : B#
250 IF B#="SI" THEN 40
260 END
270 PRINT PRINT PRINT
280 PRINT "EL FLUJO QUE MANEJAS ES TURBULENTO"
290 PRINT "EL REYNOLDS ES " : RE
300 GOTO 230
310 PRINT PRINT PRINT
320 PRINT "ESTAS EN LA ZONA DE TRANSICION"
330 PRINT "EL REYNOLDS ES " : RE
340 GOTO 230
350 PRINT
360 PRINT "CUAL ES ENTONCES EL GASTO (M3/SEG) "
365 INPUT Q
380 S=C3.1416*(4)*D1*Q
390 U=Q/S
400 GOTO 160

```

READY.

Problemas

1. Por una tubería de 0.1 metros de diámetro interno fluye agua a una velocidad de 5 m/seg. a 20 °C. Determinar el tipo de flujo de que se trata.

$$\text{Densidad} : 998.2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Viscosidad} : 1.005 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{seg}}$$

$$\text{Respuesta} : Re = 496616.07 \text{ Turbulento}$$

2. Por una tubería fluye un jugo de manzana con una densidad de 766 kg/m^3 y una viscosidad de 0.1 $\text{kg}/\text{m} \cdot \text{seg}$ con un caudal de 0.00126 m^3/seg . El diámetro interno de la tubería es de 0.0508 metros. Determinar el número de Reynolds.

$$\text{Respuesta} : 242.2156 \text{ Laminar}$$

Problemas Resueltos

Ejemplo 2

$$S = \left(\frac{\pi}{4}\right) (D_i)^2 = \left(\frac{\pi}{4}\right) (0.0508)^2 = 2.0268 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$u = \frac{Q}{S} = \frac{0.00126}{2.0268 \times 10^{-3}} = 0.62246 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$Re = \frac{(0.0508) \text{ m} (0.62246) \frac{\text{m}}{\text{seg}} (766) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0.1 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{seg}}}$$

$$Re = 242.2156 \text{ Laminar}$$

Factor de Fricción

Un parámetro importante en el flujo de fluidos es el llamado factor de fricción, debido a que gran parte de las pérdidas de presión en un ducto por el cual circula un fluido son debidas a la fricción.

El factor de fricción debe determinarse de manera experimental y no solo depende del número de Reynolds, sino también de la rugosidad de la superficie del tubo. Se han encontrado a partir de los datos experimentales las siguientes relaciones:

Para flujo laminar : $f_F = \frac{16}{Re}$ En el flujo laminar la rugosidad no produce efecto alguno.

Para flujo Turbulento :

Tubos lisos : $f_F = 0.316 (Re)^{-0.25}$

Tubos rugosos : $\sqrt{\frac{1}{f_F}} = 4.06 \log (D/\epsilon) + 2.16$

Para flujo transicional :

$$\frac{1}{\sqrt{f_F}} = 4 \log(D/\epsilon) + 2.28 - 4 \log(4.67 \frac{D}{Re \sqrt{f_F}} + 1)$$

f_F = factor de fricción fanning (adimensional)

ϵ = rugosidad del tubo (metros)

D = diámetro del tubo (metros)

Re = número de Reynolds

ϵ/D = rugosidad relativa

Otro factor usado con frecuencia es el factor Darcy :

$$f_D = 4 f_F$$

Para usarse con computadores el factor Darcy puede calcularse por la siguiente expresión :

$$f_D = 8 \left[\left(\frac{B}{Re} \right)^{1.2} + \frac{1}{(A + B)^{3/2}} \right]^{1/1.2}$$

Donde :

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

$$B = \left(\frac{37530}{Re} \right)^{16}$$

Algoritmo

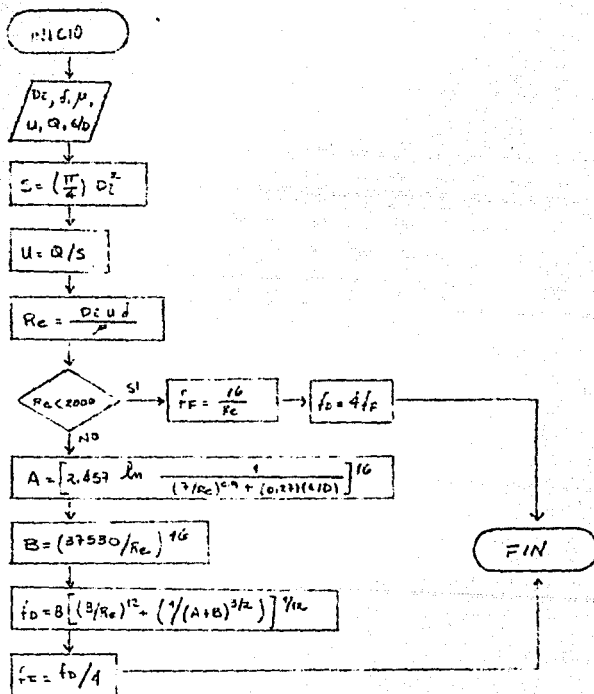
Conocer :

1. Diámetro interno del tubo
2. Densidad del fluido
3. Viscosidad del fluido
4. Velocidad o bien
5. El gasto volumétrico

Evaluar :

6. El factor de fricción

Diagrama de Flujo



Programa 17

```

10 PRINTTAB(8,"ESTE PROGRAMA CALCULA EL"
20 PRINT
30 PRINTTAB(10,"FACTOR DE FRICCION"
40 PRINT PRINT PRINT
50 PRINT"DIAMETRO INTERNO DEL TUBO (METROS):"
55 INPUT D1
60 PRINT
70 INPUT"DENSIDAD DEL FLUIDO (KG/M3) :":D
80 PRINT
90 PRINT"VISCOSIDAD DEL FLUIDO (KG/M.SEG):"
95 INPUT M
100 PRINT
110 INPUT"CONOCES LA VELOCIDAD (SI/NO) :":R#
120 IF R#="NO" THEN 300
130 PRINT
140 INPUT"CUAL ES (M/SEG) :":U
150 RE=D1*D*U*M
170 IF RE<2000 THEN 200
180 IF RE<10000 THEN 340
190 IF 2000<RE<10000 THEN 340
200 RE=10.165
210 FD=4*FF
220 PRINT PRINT PRINT PRINT
230 PRINT"EL FACTOR DE FRICCION DARCY ES :":FD
260 PRINT
270 PRINT"EL FACTOR DE FRICCION FANNING ES :":FF
280 PRINT
290 PRINT"EL NUMERO DE REYNOLDS ES :":RE
300 PRINT PRINT PRINT
310 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO) :":B#
320 IF B#="SI" THEN 40
330 END
340 PRINT
350 INPUT"CUAL ES LA RUGOSIDAD RELATIVA :":R
360 PE=(2.457*LOG(1/(K/RE)*0.9+(0.27*R)))**116
370 E=(3750/RE)**116
37.1 FD=S*(8/RE)**112+(1/((R+D)*(S/2)))**112
37.2 FF=FD/4
370 GOTO 240
380 PRINT
390 PRINT"CUAL ES ENTONCES EL GASTO (M3/SEG) :":
400 INPUT Q
410 S=(0.14314)*Q*(D1)**2
420 M#M3
430 GOTO 150

```

READY.

Problemas

1. Calcular el factor de fricción para una tubería de acero comercial Cd. 40 con un diámetro interno de 0.0525 m. con un gasto de agua de $0.00315 \text{ m}^3/\text{seg}$. La densidad es 997.08 Kg/m^3 ; la viscosidad es $0.8937 \times 10^{-3} \text{ Kg/m}\cdot\text{seg}$; la rugosidad relativa es 0.0009.

Respuesta : El factor de fricción Darcy es 0.02235

2. Acido sulfúrico con una densidad de 1780 Kg/m^3 y una viscosidad de $8.6 \times 10^{-3} \text{ Kg/m}\cdot\text{seg}$ fluye a través de una tubería de plomo de 2.5 cm de diámetro interno a razón de $6.6156 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{seg}$. Calcular el factor de fricción si la rugosidad relativa es de 4×10^{-4}

Respuesta : El factor de fricción Darcy es 0.03656

3. Determinar el factor de fricción en una tubería de hierro forjado de 20 cm de diámetro interno por la que circulan $0.150 \text{ m}^3/\text{seg}$ de agua a 20°C . La rugosidad relativa de la tubería es 0.00085.

Respuesta : El factor Darcy es 0.01952

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$S = \frac{\pi}{4} D_1^2 = \frac{\pi}{4} (0.0525)^2 = 2.1647 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$u = \frac{Q}{S} = \frac{0.00315}{2.1647 \times 10^{-3}} = 1.4551 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$Re = \frac{D_1 u \rho}{\mu} = \frac{(0.0525)(1.4551)(997.08)}{0.8937 \times 10^{-3}} = 85230$$

$$A = \left[2.457 \ln \frac{1}{(7/85230)^{0.9} + (0.27)(0.0009)} \right]^{16} = 2.6864 \times 10^{20}$$

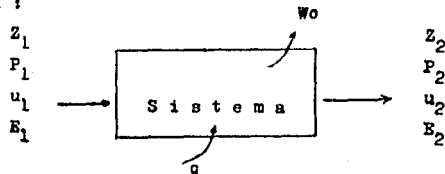
$$B = \left(\frac{37530}{85230} \right)^{16} = 2 \times 10^{-6}$$

$$f_D = 8 \left[\left(\frac{8}{85230} \right)^{12} + \frac{1}{(2.6864 \times 10^{20} + 2 \times 10^{-6})^{3/2}} \right]^{1/12}$$

$$f_D = 0.02235 \quad ; \quad f_P = 0.00558$$

Bernoulli

Cuando un fluido se mueve por una tubería entran en juego varios tipos de energía como son : energía cinética, energía potencial, energía interna, energía de presión, trabajo mecánico, energía de fricción, energía calorífica :



Z = energía potencial
 P = energía de presión
 u = energía cinética
 E = energía interna
 Wo = trabajo mecánico
 q = energía calorífica

Para obtener una relación entre los diversos tipos de energía implicados en el sistema es necesario recurrir a una forma especial del balance de energía. El resultado de dicho balance es la llamada ecuación de Bernoulli :

$$Z_1 \frac{\rho}{\gamma c} + P_1 V_1 + \frac{u_1^2}{2\alpha \gamma c} + W_o = Z_2 \frac{\rho}{\gamma c} + P_2 V_2 + \frac{u_2^2}{2\alpha \gamma c} + \sum_1^2 Hf_s$$

Si el fluido es incompresible, el volumen será constante por lo que la ecuación toma la forma :

$$Z_1 \frac{\rho}{\gamma c} + \frac{P_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2\alpha \gamma c} + W_o = Z_2 \frac{\rho}{\gamma c} + \frac{P_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2\alpha \gamma c} + \sum_1^2 Hf_s$$

Si se utiliza el sistema MKS absoluto en la ecuación anterior, todos los miembros estarán dados en : $\frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{kg}}$

en donde :

$$\begin{aligned}
 Z &= \text{metros} \\
 P &= 9.81 \text{ m/seg}^2 \\
 u &= \text{m/seg} \\
 F &= \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \\
 \delta &= \sqrt{F/\tau^2} \\
 gc &= 9.81 \text{ Kg.m/seg}^2
 \end{aligned}$$

$$\sum Hf_B = \frac{f_D u^2 L E}{2 gc D}$$

f_D = factor Darcy
 LE = longitud equiv.
 D = diámetro interno
 (metros)

La ecuación anterior se aplica a un flujo isotérmico de un fluido incompresible que fluye por un ducto, con pérdidas de fricción pero sin adición de calor.

El teorema de Bernoulli no es otra cosa que el principio de la conservación de la energía ya que cada término de la ecuación representa una forma de energía.

La ecuación de Bernoulli se utiliza para determinar la potencia requerida para mover un fluido a través de un sistema de tubería.

El programa que se presenta determina dicha potencia. Para ello la ecuación de Bernoulli toma la siguiente forma:

$$W_o = (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(P_2 - P_1)}{\delta} + \left(\frac{u_2^2 - u_1^2}{2 \alpha gc} \right) + \frac{f_D u^2 L E}{2 gc D}$$

$$W_o = \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta u^2}{2 \alpha gc} + \frac{\Delta P}{\delta} + \sum Hf_B$$

$$P_o = W_o M$$

P_o = potencia ($\vec{V} F . m / \text{seg}$)

W_o = cabeza de la bomba ($\vec{V} F . m / \text{Kg}$)

M = costo másico ($\text{V} F / \text{seg}$)

Algoritmo

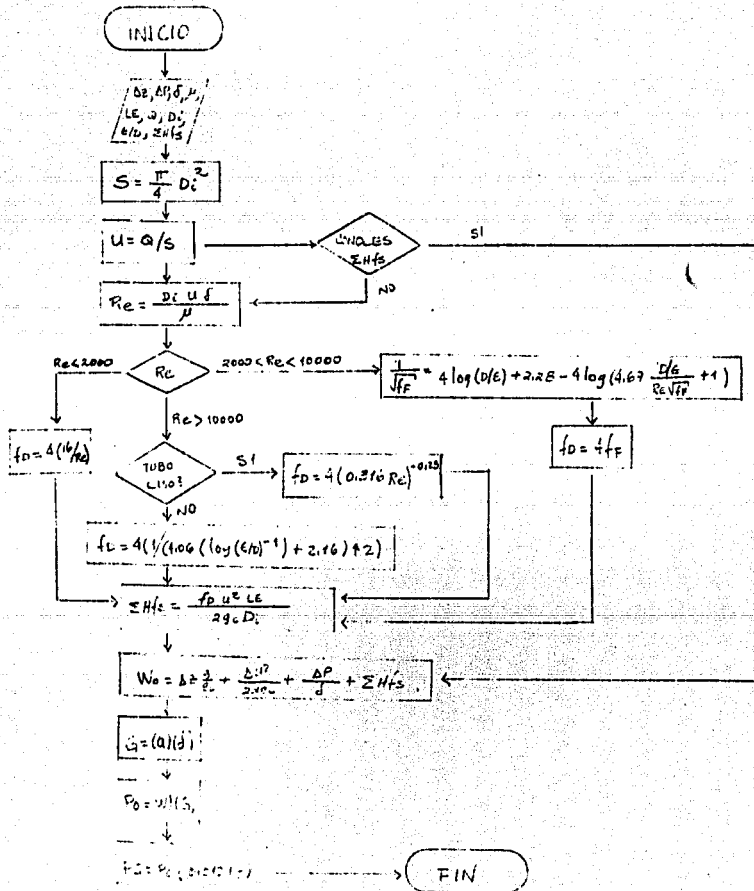
Conocer :

1. ΔZ
2. ΔP
3. Densidad
4. Viscosidad
5. Longitud equivalente
6. Gasto volumétrico
7. Diámetro interno
8. Suma de fricciones
9. Rugosidad relativa

Evaluar :

10. La cabeza de la bomba
11. La potencia requerida

Diagrama de Flujo



Programa 18

```

10 PRINTAB(2)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA POTENCIA"
20 PRINT
30 PRINTAB(3)"DE UNA BOMBA MEDIANTE UN BERNOULLI"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"DIFERENCIA DE ALTURAS (METROS):"
55 INPUT Z
60 PRINT
70 PRINT"DIFERENCIA DE PRESIONES (KGF/M2):"
75 INPUT P
80 PRINT
90 INPUT"DENSIDAD (KG/M3):"D
100 PRINT
110 INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG):"M
120 PRINT
130 INPUT"LONGITUD EQUIVALENTE (METROS):"LE
140 PRINT
150 INPUT"GASTO (M3/SEG):"Q
160 PRINT
170 INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):"DI
180 PRINT
190 PRINT"COHOCES LA SUMA DE FRICCIONES (SI/NO):"
200 INPUT R
210 IF R1="NO" THEN 250
220 PRINT
230 INPUT"CUALES SON (KGF.M/KG):"C
235 S=(3.1416*(4)*DI**2)
236 U=Q/S
240 GOTO 560
250 S=(3.1416*(4)*D**2)
260 U=Q/S
270 RESULT#U*D/M
280 IF RE<2000 THEN 310
290 IF RE<10000 THEN 330
300 IF 2000<RE<10000 THEN 440
310 FD=4*(16/RE)
320 GOTO 550
330 PRINT
340 INPUT"EL TUBO ES LISO (SI 'NO'):"B#
350 IF B#="NO" THEN 390
360 C=C+(0.016*(16/RE)*1-0.25)
370 GOTO 550
380 PRINT
390 PRINT"CUAL ES LA RUGOSIDAD RELATIVA:"
400 INPUT R
410 C=C+(1.75*(0.06+LOG(R)-1)*(LOG(19)))+2.16*(12)
420 GOTO 550
430 PRINT
440 PRINT"CUAL ES LA RUGOSIDAD RELATIVA:"
450 INPUT R
460 PRINT
470 PRINT"SUPONER UN FACTOR DE FRICCION:"F

```

```
430 F=4*(LOG(1/R)/LOG(10))+2.28-4*(LOG(4.67*(1/R)/(RE*SQRF))+1)/LOG(10)
500 D=(1/H)*I
510 IF B=F THEN 540
520 F=B*1
530 GOTO 490
540 FD=4*F
550 C=(CU12)*FD*LE/DI/19.62
560 N=D*(U12)/19.62+P/D+C
570 Q=D*H
580 F=D*H*G
590 DDEP0*G,01213
600 PRINT PRINT PRINT PRINT
610 PRINT"LA CABEZA DE LA BOMBA ES:"
615 PRINT
620 PRINT H" KGF./M./KG"
630 PRINT PRINT
640 PRINT"LA POTENCIA DE LA BOMBA ES:"
645 PRINT
650 PRINT P0" KGF./M./SEG"
660 PRINT PRINT
670 PRINT"O BIEN"
680 PRINT PRINT
690 PRINT P0" HP"
700 PRINT PRINT PRINT
710 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO)":"C#
720 IF C#"SI" THEN 40
730 END
```

READY.

Problemas

1. Se requiere transportar un jugo de manzana concentrado cuya densidad es de 7.6 kg/m^3 y una viscosidad de 100 cps, desde el equipo de evaporación hasta la máquina embotelladora situada a 10 m sobre el nivel del jugo. Es necesario abastecer el tanque de alimentación de la llenadora a razón de 20 gal/min . El sistema consta de 40 m de tubería de 2 in de diámetro interno y construida de acero comercial Cd. 40 . Ambos tanques están abiertos a la atmósfera. Calcule la potencia del rotor necesaria para realizar la operación.

Respuesta : 13.7786 Kg.m/seg ; 0.1680 HF

2. Se deben bombear 1.25 l/seg de agua a través de una tubería de acero de 1 in Cd. 40 y 30 m de longitud hasta un depósito que está a 12 m más alto que el punto de captación del agua. Calcule la potencia que se requiere, si el proceso se lleva a cabo a $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$W_o = \Delta z \frac{\rho}{\gamma c} + \frac{\Delta u^2}{2\alpha \gamma c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum Hf_s$$

$$S = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} (0.0508)^2 = 0.002026 \text{ m}^2$$

$$u = \frac{Q}{S} = 20 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{3.785 \times 10^{-3} \text{ m}^3}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} \times \frac{1}{0.002026 \text{ m}^2}$$

$$u = 0.6227 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$Re = \frac{(0.0508)(0.6227)(766)}{0.1} = 242.31 \text{ laminar}$$

$$f_D = 4 \left(\frac{16}{Re} \right) = 0.26446$$

$$\sum Hf_s = \frac{f_D u^2 (LE/D)}{2 \gamma c} = \frac{(0.26446)(0.6227)^2 (40)}{(2)(9.81)(0.0508)} = 4.1154 \frac{\text{Kg m}}{\text{Kg}}$$

$$W_o = \frac{10\text{m}(9.81) \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}}{9.81 \frac{\text{Kg m}}{\text{Kgseg}^2}} + \frac{(0.6227)^2 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}^2}}{(2)(9.81) \frac{\text{Kg m}}{\text{Kgseg}^2}} + 4.1154 \frac{\text{Kg m}}{\text{Kg}}$$

$$W_o = 14.1351 \frac{\text{Kg m}}{\text{Kg}}$$

$$P_o = (14.1351) \frac{\text{Kg m}}{\text{Kg}} (0.0012616) \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} (766) \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 13.660 \frac{\text{Kg m}}{\text{seg}}$$

$$P_o = 13.660 \times 0.01218 = 0.1663 \text{ HP}$$

Medidores de Flujo

Para el control de procesos industriales es de gran importancia determinar la velocidad con que se mueve un fluido a través de una tubería u otra conducción cualquiera.

Industrialmente se utilizan muchos tipos diferentes de medidores, pero básicamente, la mayoría de los medidores de flujo están diseñados para causar una pérdida o caída de presión que puede ser medida y relacionada con la proporción de flujo.

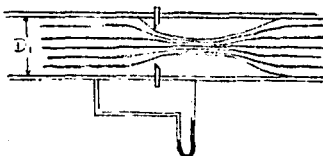
Entre los medidores de flujo se encuentran los de carga variable (venturi, orificio, pitot) y los medidores de área variable (diferentes tipos de rotámetros).

Aquí sólo se discutirán los medidores de carga variable para fluidos incompresibles.

Medidor de Orificio

Un medidor de orificio es un aparato sumamente sencillo que consiste en una placa plana con un orificio en el centro. La placa perforada se inserta perpendicularmente a la dirección del flujo y el fluido pasa a través del orificio.

Generalmente el diámetro del orificio está entre 50 - 76 % del diámetro de la tubería.



La disminución de la sección transversal de la corriente al pasar a través del orificio aumenta la carga de velocidad y expone a la carga de presión. La disminución de la presión entre las tomas se mide mediante un manómetro.

La toma de presión corriente arriba debe quedar a una distancia

correspondiente a un diámetro de la tubería de la cara del orificio y de la corriente abajo a una distancia de 0.5 el diámetro de la tubería.

La ecuación de Bernoulli permite correlacionar el aumento de la carga de la velocidad con la disminución de la carga de presión. La ecuación que resulta del balance de energía para determinar la velocidad del fluido en el ducto es :

$$u = C_o \sqrt{\frac{2gc(\Delta P/\rho)}{1 - (D_o/D_1)^4}}$$

Donde :

- u = velocidad del fluido (m/seg)
- ρ = densidad del fluido (Kg/m^3)
- ΔP = caída de presión (Kg/m^2)
- D_o = diámetro del orificio (metros)
- D_1 = diámetro de la tubería (metros)
- C_o = coeficiente de orificio

C_o considera las pérdidas por fricción y se determina experimentalmente y varía considerablemente al variar el Reynolds en el orificio.

Este número de Reynolds se define por :

$$Re = \frac{D_o u \rho}{\mu}$$

Quando $Re > 20000$, C_o es prácticamente constante y puede tomarse igual a 0.61.

Si queremos evaluar el caudal que circula por el ducto, la ecuación a utilizar es :

$$Q_a = \frac{\pi}{4} D_o^2 u$$

El medidor de orificio presenta la formación de la llamada "vena contracta". En este punto las líneas de flujo alcanzan una sección transversal mínima, aproximadamente a una distancia equivalente a uno o dos diámetros del ducto, corriente abajo de la placa. La localización de la vena contracta relativa a la placa barajada, es

una función de la velocidad del fluido, así como de los diámetros relativos del orificio y el ducto.

En el medidor de orificio un gran porcentaje de la pérdida de presión a través del orificio es irre recuperable. La velocidad del fluido aumenta en el orificio sin mucha pérdida de energía, sin embargo, cuando el fluido deja el orificio e inicia su disminución de velocidad, gran parte de la energía cinética se pierde. La pérdida de presión permanece en una función de la relación entre los diámetros del orificio y de la tubería.

La caída de presión permanente se obtiene por la siguiente ecuación :

$$\Delta P_{\text{permanente}} = \Delta P_{\text{medido}} \left[1 - (D_o/D_i)^2 \right]$$

El medidor de orificio determina la velocidad promedio.

Algoritmo

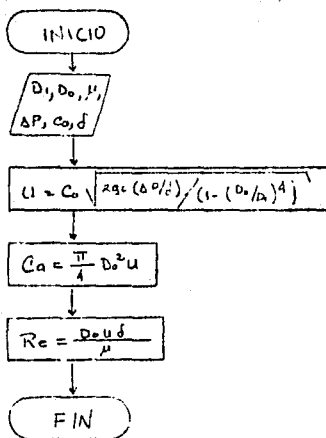
Conocer :

1. Diámetro interno de Tubería.
2. Diámetro del orificio
3. Caída de presión
4. Coeficiente de orificio
5. Densidad del fluido
6. Viscosidad del fluido

Evaluar :

7. La velocidad

Diagrama de Flujo



Programa 19

```

10 PRINTTAB(8)"MEDIDOR DE ORIFICIO"
20 PRINT PRINT PRINT
30 PRINT"DIAMETRO INTERNO DE TUBERIA (METROS):"
35 INPUT D2
40 PRINT
50 PRINT"DIAMETRO DEL ORIFICIO (METROS):"
55 INPUT D0
60 PRINT
70 INPUT"CAIDA DE PRESION (KGF/M2)":""P
80 PRINT
90 INPUT"COEFICIENTE DE ORIFICIO":""CO
100 PRINT
110 INPUT"DENSIDAD DEL FLUIDO (KG/M3)":""D
120 U=C0+50R*((19.624E/D0)/((1-(D0/D2)14))
130 Q=U*D0*12*0.785
135 PRINT
140 INPUT"QUIERES EVALUAR EL REYNOLDS (SI/NO)":""A#
150 IF A#="NO" THEN 310
160 PRINT
170 PRINT"VISCOSIDAD DEL FLUIDO (KG/M.SEG)":""
175 INPUT M
180 RE=DOWND/M
190 PRINT PRINT"EL REYNOLDS ES:";RE
200 PRINT PRINT"QUIERES CAMBIAR EL COEFICIENTE DE"
210 INPUT"ORIFICIO (SI/NO)":""C#
220 IF C#="NO" THEN 310
230 PRINT
240 INPUT"CUAL ES EL NUEVO VALOR:";CO
250 GOTO 120
310 PRINT PRINT PRINT
320 PRINT"LA VELOCIDAD DEL FLUIDO EN LA TUBERIA"
330 PRINT"ES ".U" M/SEG"
340 PRINT
350 PRINT"EL CAUDAL QUE MANEJAS ES"
360 PRINT Q" M3/SEG"
370 PRINT PRINT
380 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)":""B#
390 IF B#="SI" THEN 20
400 END

```

READY.

Problemas

1. Se instala un medidor de orificio con un diámetro de 0.0566 m. en una tubería de 0.1541 m. por la que fluye petróleo con una densidad de 278 Kg/m^3 y una viscosidad de $4.1 \times 10^{-3} \text{ Kg/m.seg}$. La diferencia de presión medida en las derivaciones del orificio es de 9506.4 Kg/m^2 . Evalúe el caudal que circula por dicha línea.

Respuesta : $0.02256 \text{ m}^3/\text{seg}$

2. Aceite fluye a través de un tubo de 5 in. de diámetro interno. En la línea está instalado un medidor de orificio de 3.5 in. de diámetro. El aceite tiene una densidad de 870 Kg/m^3 . Si la caída de presión es 783.5 Kg/m^2 cual es el gasto de aceite que está fluyendo.
 $C_o = 0.635$

Respuesta : $0.019 \text{ m}^3/\text{seg}$

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$u = C_o \sqrt{\frac{2 g_c (\Delta P / \rho)}{1 - (D_o/D_i)^4}} \quad ; \quad \text{Suponiendo } C_o = 0.61$$

$$2g_c \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) = 2(9.81) \frac{\text{Kg m}}{\text{Kg seg}^2} (9506.4) \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{878} \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 212.4323 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}^2}$$

$$1 - \left(\frac{D_o}{D_i} \right)^4 = 1 - \left(\frac{0.0566 \text{ m}}{0.1541 \text{ m}} \right)^4 = 0.9818$$

$$u = 0.61 \sqrt{\frac{212.4323 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}^2}}{0.9818}} = 8.9728 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$Re = \frac{(0.0566)(8.9728)(878)}{4.1 \times 10^{-3}} = 108756$$

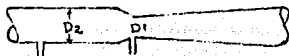
Re > 20000 C_o es correcto

$$C_a = \frac{\pi}{4} (0.0566)^2 (8.9728) = 0.02256 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

Medidor Venturi

Opera bajo el mismo principio que el medidor de orificio ya que indica una disminución en la presión debido a un incremento en la velocidad provocado por una reducción insertada en un tubo horizontal.

Este medidor está formado por tres secciones principales, una convergente con ángulo de aproximadamente de 25 a 30 °, otra divergente en que el ángulo es menor a 7° y una sección intermedia que constituye la garganta o estrechamiento.



En las dos derivaciones que se observan se conecta un manómetro u otro dispositivo para medir la diferencia de presión. Puesto que el estrechamiento de D_2 a D_1 y la expansión de D_1 a D_2 son graduales, se producen pocas pérdidas por fricción originadas en la contracción o la expansión.

La ecuación para obtener la velocidad es :

$$u = C_v \sqrt{\frac{2 g_c (\Delta P / \delta)}{1 - (D_1/D_2)^4}}$$

Donde :

u = velocidad (m/seg)

ΔP = caída de presión (kg/m^2)

δ = densidad (kg/m^3)

D_1 = diámetro de la tubería (metros)

D_2 = diámetro de la tuerca (metros)

C_v = coeficiente del venturi

Para la mayoría de los medidores, C_v , es aproximadamente 0.99 para diámetros inferiores a 3 in. y 0.99 para tamaños mayores.

Para evaluar el caudal que circula por el ducto, la ecuación a utilizar es :

$$Q_a = \frac{\pi}{4} D_1^2 u$$

La diferencia de presión se presenta, como ya se mencionó, debido a un incremento en la velocidad. No obstante, después de cierto recorrido en el tubo, la velocidad regresa a su valor original. Debido a algunas pérdidas por fricción, una pequeña diferencia ΔP nunca se recupera. En un medidor venturi de buen diseño, la pérdida permanente es de más o menos 10 % de $1 - \Delta P$.

Los medidores venturi suelen usarse para medir flujos en líneas extensas, tales como los sistemas de distribución municipales.

El venturi mide velocidades promedio, es el más exacto y tiene una mínima pérdida de presión permanente, permitiendo el paso de 1.6 veces más de flujo que la placa de orificio.

Las desventajas que presentan este tipo de medidores es que son difíciles de fabricar, costosos, resultan demasiado voluminosos y además no se puede variar la relación entre el diámetro del estrechamiento y el diámetro de la tubería.

Algoritmo

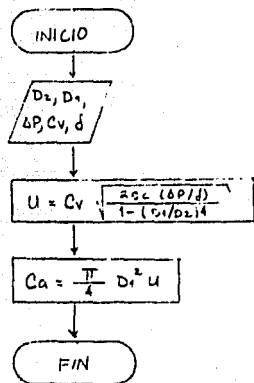
Conocer :

1. Diámetro interno de la tubería
2. Diámetro de la garganta
3. Caída de presión
4. Coeficiente del venturi
5. Densidad del fluido

Evaluar :

6. La velocidad

Diagrama de Flujo



Programa 20

```
10 PRINTAB<11>"MEDIDOR VENTURI"  
20 PRINT:PRINT:PRINT  
30 PRINT"DIAMETRO INTERNO DE TUBERIA (METROS): "  
35 INPUT D2  
40 PRINT  
50 PRINT"DIAMETRO DE LA GARGANTA (METROS):"  
55 INPUT D1  
60 PRINT  
70 INPUT"CAIDA DE PRESION (KGF/M2):";P  
80 PRINT  
90 INPUT"COEFICIENTE DEL VENTURI:";CV  
100 PRINT  
110 INPUT"DENSIDAD DEL FLUIDO (KG/M3):";D  
120  $U=CV*SQRT((19.62*P/D)/(1-(D1/D2)^4))$   
130  $Q=U*D1^2*0.785$   
140 PRINT:PRINT:PRINT  
150 PRINT"LA VELOCIDAD DEL FLUIDO EN LA TUBERIA"  
160 PRINT"ES:";U" M/SEG"  
170 PRINT  
180 PRINT"EL CAUDAL QUE MANEJAS ES:"  
190 PRINT Q" M3/SEG"  
200 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO):";A#  
210 IF A#="SI" THEN 20  
220 END
```

READY.

Problemas

1. Por una tubería de 20 cm fluye agua a través de un medidor venturi de 15 cm de garganta y cuyo coeficiente es de 0.98. El manómetro indica una caída de presión de 740 Kg/m^2 . ¿Cuál es el caudal que circula por la tubería.

Respuesta : $0.06811 \text{ m}^3/\text{seg}$

2. Un medidor venturi con diámetro de garganta de 38.9 mm se instala en una línea cuyo diámetro interior mide 102.3 mm. Se usa para medir un flujo de agua con una densidad de 999 Kg/m^3 . La caída de presión medida es 16000 Kg/m^2 . El coeficiente $C_v = 0.98$. Calcule la velocidad de flujo.

Respuesta : $0.02085 \text{ m}^3/\text{seg}$

Problemas Resueltos

Ejemplo 2

$$u = C_v \sqrt{\frac{2 g_c (\Delta P / \rho)}{1 - (D_1/D_2)^4}}$$

$$2 g_c \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) = \frac{(2)(9.81)(16000)}{999} = 314.2342 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}^2}$$

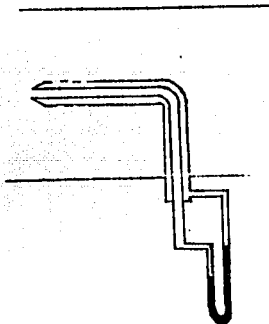
$$1 - (D_1/D_2)^4 = 1 - \left(\frac{0.0389}{0.1023} \right)^4 = 0.9790$$

$$u = 0.98 \sqrt{\frac{314.2342}{0.9790}} = 17.5574 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$Q_a = \frac{\pi}{4} (0.0389)^2 (17.5574) = 0.02085 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

Tubo Pitot

Este dispositivo proporciona velocidades puntuales. Consiste en dos tubos concéntricos colocados paralelamente al flujo. El tubo exterior está perforado con pequeños orificios que comunican con el espacio anular y son perpendiculares a la dirección del flujo. El espacio anular se encuentra sellado en sus demás partes excepto en su conexión con la rama de un manómetro. El tubo interior tiene una pequeña abertura frente a la dirección del flujo, aquí se mide la presión estática. Este tubo está conectado con la otra rama del manómetro :



Este medidor sólo es recomendable si la distribución de velocidades es uniforme y si no hay sólidos en suspensión.

La ecuación de velocidad es :

$$u = C_{pit} \sqrt{2gc (\Delta P/\delta)}$$

El coeficiente, C_{pit} , es generalmente igual a la unidad; esto significa que la pérdida de presión es muy pequeña y atribuible solamente al cambio de energía cinética.

Algoritmo

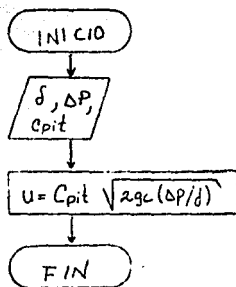
Conocer :

1. Densidad del fluido
2. Caída de presión
3. Coeficiente Pitot

Evaluar :

4. La velocidad

Diagrama de Flujo



Programa 21

```
10 PRINTTAB(10)"MEDIDOR TUBO PITOT"  
20 PRINT:PRINT:PRINT  
30 INPUT"DENSIIDAD DEL FLUIDO (KG/M3)":";D  
40 PRINT  
50 INPUT"CAIDA DE PRESION (KGF/M2)":";P  
60 PRINT  
70 INPUT"COEFICIENTE DEL PITOT":";CP  
80 U=CP*SQF(19.62*P/D)  
90 PRINT:PRINT:PRINT  
100 PRINT"LA VELOCIDAD PUNTUAL ES:"  
110 PRINT U" M/SEG"  
120 PRINT:PRINT  
130 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)":";R#  
140 IF R#="SI" THEN 20  
150 END
```

READY.

Problemas

1. Un tubo pitot que tiene un coeficiente de 0.98 se emplea para medir la velocidad del agua en el centro de una tubería. La presión medida es $930 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2}$. ¿Cuál es la velocidad?

Respuesta : 4.86 m/seg

Problemas Resueltos

$$u = C_{\text{pit}} \sqrt{2gc(\Delta P/\rho)} = (0.98) \sqrt{2(9.81 \frac{\text{Kg m}}{\text{Kg seg}^2})(930 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2})(\frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ Kg}})}$$

$$u = 4.186 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

ΔP_{100} Gases

Existen un gran número de ecuaciones empíricas que se utilizan para calcular las pérdidas de presión en gases que circulan por ductos y tuberías. Entre ellas están :

a) Ecuación de Weymouth para gases a alta presión :

$$Ca = 8000 D^{2.667} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2)}{\rho_r L T}}$$

Ca = caudal (m³/hr)

D = diámetro (in)

P = presión (atm)

ρ_r = densidad relativa = $\rho_{\text{gas}} / \rho_{\text{aire}}$

L = longitud (metro)

T = temperatura (°K)

b) Ecuación de Spitzglass para gases a bajas presiones

$$Ca = 11 \sqrt{\frac{\Delta P D^5}{\rho_r L \left(1 + \frac{3.6}{D} + 0.030 D\right)}}$$

ΔP = caída de presión (mm Hg)

Mismas unidades que la ecuación de Weymouth.

c) Ecuación de Unwin para vapor de agua saturado :

$$\frac{\Delta P}{100} = \frac{19.18 \left(1 + \frac{3.6}{D}\right) G^2}{\rho \cdot 10^6 D^5}$$

$\frac{\Delta P}{100}$ = caída de presión en 100 metros de tubo (atm)

G = gasto másico (Kg/hr)

ρ = densidad (Kg/m³)

D = diámetro (in)

4) Ecuación de Fritzsche para vapor sobrecalentado :

$$\frac{\Delta P}{100} = \frac{98.95 G^{1.85}}{\int 10^6 D^{4.97}}$$

Misma unidades que para la ecuación de Unwin.

Algoritmo

Alta Presión

a) Conocer :

1. Diámetro interno
2. Peso molecular del gas
3. Longitud de la línea
4. Temperatura del gas
5. Caudal
6. Presión de salida

Evaluar :

7. Presión de entrada

b) Conocer :

1. Diámetro interno
2. Peso molecular del gas
3. Longitud de la línea
4. Temperatura del gas
5. Caudal
6. Presión de entrada

Evaluar :

7. Presión de salida

c) Conocer :

1. Diámetro interno
2. Peso molecular del gas
3. Longitud de la línea
4. Temperatura del gas
5. Presión de entrada
6. Presión de salida

Evaluar :

7. Caudal

Baja Presión :

a) Conocer :

1. Diámetro interno
2. Peso molecular del gas
3. Longitud de la línea
4. Caudal

Evaluar :

5. La caída de presión

b) Conocer :

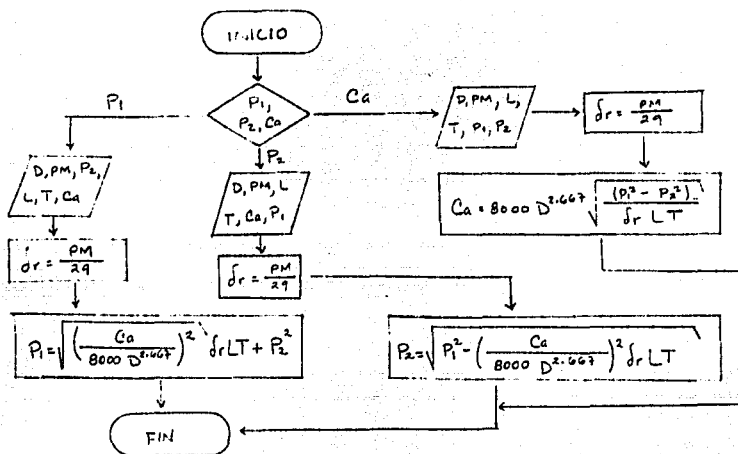
1. Diámetro interno
2. Peso molecular del gas
3. Longitud de la línea
4. Caída de presión

Evaluar :

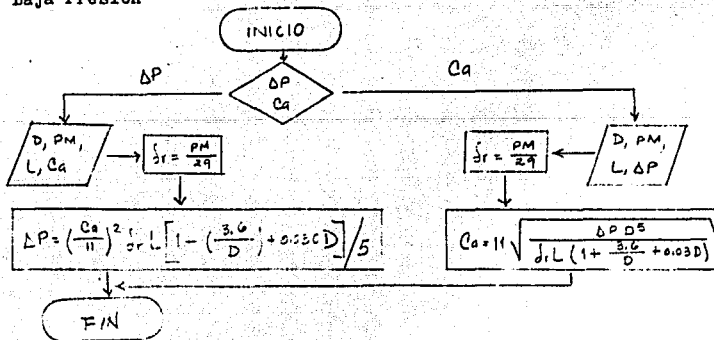
5. El caudal

Diagrama de Flujo

Alta Presión



Baja Presión



Programa 22

```

10 PRINTTAB(5)"CAIDA DE PRESION PARA GASES"
20 PRINT
30 PRINTTAB(6)"A BAJAS Y ALTAS PRESIONES"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"CONDICIONES DEL GAS:"
60 PRINT
70 PRINT"BAJA PRESION (1)"
80 PRINT
90 PRINT"ALTA PRESION (2)"
100 PRINT:INPUT"QUE NUMERO ESCOGES:";X
110 IF X=1 THEN 640
120 PRINT:PRINT
130 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR?:"
140 PRINT:PRINT"PRESION DE ENTRADA (1)"
150 PRINT:PRINT"PRESION DE SALIDA (2)"
160 PRINT:PRINT"CAUDAL (3)"
170 PRINT:INPUT"QUE NUMERO ELIGES:";Y
180 IF Y=1 THEN 210
190 IF Y=2 THEN 370
200 IF Y=3 THEN 510
210 PRINT:PRINT
220 INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):";D0
230 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DEL GAS:";PM
240 PRINT:INPUT"LONGITUD DE LA LINEA (METROS):";L
250 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (K):";T
260 PRINT:INPUT"CAUDAL (M3/HR):";CA
270 PRINT:INPUT"PRESION DE SALIDA (ATM):";P2
280 D=D0/0.0254
285 DP=PM/29
290 P1=SOR((CA/(8000*D12.667))12*DR*LN*T+P212)
295 PP=P1*1.03
300 PRINT:PRINT:PRINT
310 PRINT"LA PRESION DE ENTRADA ES:"
320 PRINT P1" ATM = ".PP" KGF/CM2"
330 PRINT:PRINT
340 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";A#
350 IF A#="SI" THEN 40
360 END
370 PRINT:PRINT
380 INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):";D0
390 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DEL GAS:";PM
400 PRINT:INPUT"LONGITUD DE LA LINEA (METROS):";L
410 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (K):";T
420 PRINT:INPUT"CAUDAL (M3/HR):";CA
430 PRINT:INPUT"PRESION DE ENTRADA (ATM):";P1
440 D=D0/0.0254
450 DR=PM/29
460 P2=SOR(P112-(CA/(8000*D12.667))12*DR*LN*T)
465 PP=P2*1.03
470 PRINT:PRINT:PRINT

```

```

480 PRINT"LA PRESION DE SALIDA ES:"
490 PRINT P2" ATM = ";PP" KGF/CM2"
500 GOTO 330
510 PRINT:PRINT
515 INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):";DD
520 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DEL GAS:";PM
530 PRINT:INPUT"LONGITUD DE LA LINEA (METROS):";L
540 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (K):";T
550 PRINT:INPUT"PRESION DE ENTRADA (ATM):";P1
560 PRINT:INPUT"PRESION DE SALIDA (ATM):";P2
570 D=DD/0.0254
580 DR=PM/29
590 CA=8000*DD2*SQR((P1-T2-P2-T2)/(DR*L*T))
600 PRINT:PRINT:PRINT
610 PRINT"EL CAUDAL QUE MANEJAS ES:"
620 PRINT CA" M3/HR"
630 GOTO 330
640 PRINT:PRINT
650 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR:?"
655 PRINT
660 PRINT"LA CAIDA DE PRESION EN LA LINEA (1)"
670 PRINT:PRINT"EL CAUDAL (2)"
680 PRINT:INPUT"QUE NUMERO ELIGES:";W
690 IF W=2 THEN 820
700 PRINT:INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):";DD
710 D=DD/0.0254
720 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DEL GAS:";PM
730 DR=PM/29
740 PRINT:INPUT"LONGITUD DE LA LINEA (METROS):";L
750 PRINT:INPUT"CAUDAL QUE MANEJAS (M3/HR):";CA
760 F=(CA/11)2*DR*L*(1+(3.6/D)+(0.03*D))/D15
780 PRINT:PRINT:PRINT
790 PRINT"LA CAIDA DE PRESION ES:"
800 PRINT P" MM H2O"
810 GOTO 330
820 PRINT:INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):";DD
830 D=DD/0.0254
840 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DEL GAS:";PM
850 DR=PM/29
860 PRINT:INPUT"LONGITUD DE LA LINEA (METROS):";L
870 PRINT:INPUT"CAIDA DE PRESION (MM H2O):";P
880 CA=11*SQR(P*D15/(DR*L*(1+(3.6/D)+(0.03*D))))
890 PRINT:PRINT:PRINT
900 PRINT"EL CAUDAL QUE MANEJAS ES:"
910 PRINT CA" M3/HR"
920 GOTO 330

```

READY.

Problemas

1. Aire seco a 15 °C y 1.5 atm fluye a través de una tubería de 0.27792 metros de diámetro interno a razón de 813.24 m³/hr. ¿Cuál será la caída de presión si la longitud equivalente es de 130 metros?

Respuesta : 5925.043 mm H₂O

2. Por una tubería de fundición revestida de asfalto con un diámetro interno de 0.0972 metros y 600 metros de longitud circulan 977.2 m³/hr de aire a 30 °C. Si la presión a la entrada de la tubería es de 2.004 atm. calcule la presión de salida.

Respuesta : 2.5143 atm.

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$Q_a = 11 \sqrt{\frac{\Delta P D^5}{f_r L \left(1 + \frac{3.6}{D} + 0.030 D\right)}} ; \quad D = 3.0677 \text{ in}$$

$$813.24 = 11 \sqrt{\frac{\Delta P (3.0670)^5}{(1)(130) \left(1 + \frac{3.6}{3.067} + 0.030 (3.067)\right)}}$$

$$\Delta P = 5925.043 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Vapor Saturado

Conocer :

1. Diámetro interno
2. Gasto másico
3. Densidad

Evaluar :

4. La caída de presión

Vapor Sobrecalentado

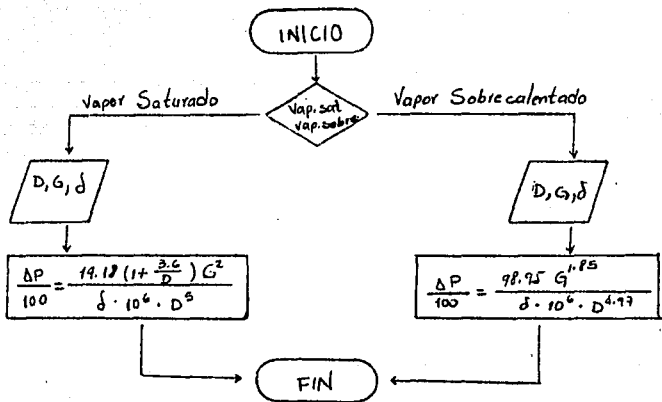
Conocer :

1. Diámetro interno
2. Gasto másico
3. Densidad

Evaluar :

4. La caída de presión

Diagrama de Flujo



Programa 23

```

10 PRINTTAB(2)"CAIDA DE PRESION PARA VAPOR DE AGUA"
20 PRINT:PRINT:PRINT
30 PRINT"CONDICIONES DEL VAPOR:"
40 PRINT:PRINT"SATURADO (1)"
50 PRINT:PRINT"SOBRECALENTADO (2)"
60 PRINT:INPUT"QUE NUMERO ESCOGES:";X
70 IF X=2 THEN 220
80 PRINT:PRINT
90 INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):";D0
100 D=D0/0.0254
110 PRINT:INPUT"GASTO MASICO (KG/HR):";G
120 PRINT:INPUT"DENSIDAD (KG/M3):";DE
130 F=19.12*(1+(0.6/D)))*G/D*(DE*1E6/D15)
140 PP=P*1.03
150 PRINT:PRINT:PRINT
160 PRINT"LA CAIDA DE PRESION EN 100 METROS DE"
170 PRINT"LONGITUD ES:"
175 PRINT P"ATM ="":PP"KGF/CM2"
180 PRINT:PRINT
190 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";A#
200 IF A#="SI" THEN 20
210 END
220 PRINT:PRINT
230 INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):";D0
240 D=D0/0.0254
250 PRINT:INPUT"GASTO MASICO (KG/HR):";G
260 PRINT:INPUT"DENSIDAD (KG/M3):";DE
270 F=98.95*G/1.85/(DE*1E6/D14.97)
280 GOTO 140

```

READY.

Problemas

1. Encuentre la caída de presión en una tubería de 0.3043 metros de diámetro interno por la que fluyen 54000 Kg/hr de vapor sobrecalentado. Densidad = 5.5 Kg/m^3 .

Respuesta : 0.04466 atm

2. Encuentre la caída de presión en 100 metros que se producen cuando circulan 45000 Kg/hr de vapor de agua sobrecalentado por una tubería de 0.2365 metros de diámetro interno.

Respuesta : 0.037 kg/cm^2

Problemas resueltos

Ejemplo 1

$$\frac{\Delta P}{100} = \frac{98.95 \text{ g}^{1.85}}{5 \cdot 10^6 \text{ D}^{4.97}} = \frac{98.95(54000)^{1.85}}{(5.5)(1 \times 10^6) \left(\frac{0.3043}{0.0254}\right)^{4.97}}$$

$$\frac{\Delta P}{100} = 0.04466 \text{ atm}$$

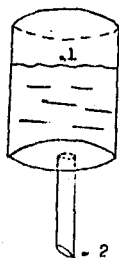
Descarga de Tanques

La descarga de tanques es una situación que se presenta con frecuencia en la industria.

Este programa tiene por objeto determinar el tiempo en el que se descarga un tanque abierto a la atmósfera, de sección constante, que esté inicialmente lleno con un líquido hasta una altura determinada y que se vacía a través de un tubo de descarga situado en la base (la descarga es a la atmósfera).

Dado que el tanque está abierto a la atmósfera, la presión sobre el líquido es la atmosférica. La presión en el fondo del tanque es mayor que la atmosférica debido al peso del líquido en la columna que es proporcional a la altura del mismo, por consiguiente, al descargar, el nivel del tanque decrece con el tiempo y el flujo del líquido a través del orificio varía con la altura del líquido y con el tamaño del orificio de salida.

El desarrollo de ecuaciones se presenta a continuación :



$$z_1 \frac{g}{gc} + \frac{P_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2\alpha gc} = z_2 \frac{g}{gc} + \frac{P_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2\alpha gc} + \sum_1 Hf_s$$

$$u_1 \approx 0 \quad ; \quad P_1 = P_2 = \text{atm} \quad ; \quad z_2 = 0 \quad \dots$$

$$z_1 \frac{g}{gc} = \frac{u_2^2}{2\alpha gc} + \sum_1 Hf_s$$

$$z_1 \frac{g}{gc} = \frac{u_2^2}{2\alpha gc} + \frac{u_2^2 f_D (L/D)}{2 gc}$$

$$u = \sqrt{\frac{z_1 \frac{g}{gc}}{1 + f_D (L/D)}}$$

$$\frac{dV}{d\theta} = \text{Gasto} = \text{Velocidad} \times \text{Area tubería} ; \quad \frac{dV}{d\theta} = u \times A_{tub}$$

$$V = \text{Area tanque} \times Z ; \quad \frac{d(Z \times A_{tan})}{d\theta} = u \times A_{tub}$$

$$\frac{dZ}{d\theta} = u \times \frac{A_{tub}}{A_{tan}} ; \quad \frac{A_{tub}}{A_{tan}} = K T$$

$$\frac{dZ}{d\theta} = \sqrt{\frac{2 \text{ gc } Z}{1 + f \frac{L}{D}}} \times K T ; \quad Z_{(I+1)} = Z_I - u K T \Delta T$$

Nota : Entre más pequeño sea el ΔT que se fije, el resultado será más exacto.

El programa exhibe la variación del volumen con respecto al tiempo.

Algoritmo

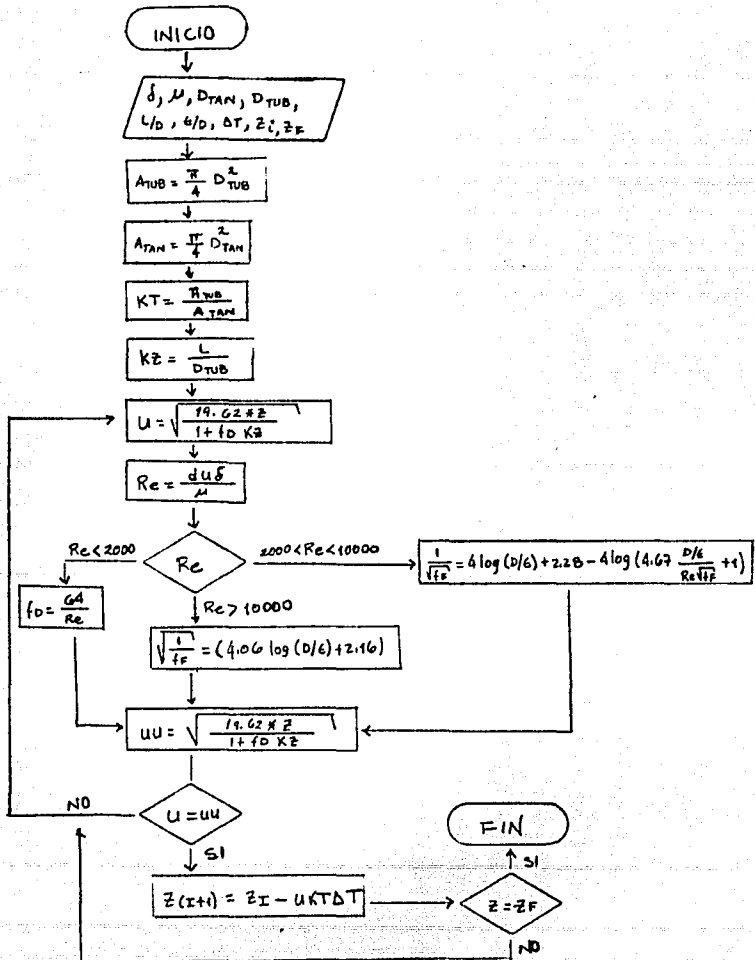
Conocer :

1. Densidad
2. Viscosidad
3. Diámetro del tanque
4. Diámetro de la tubería
5. Longitud equivalente
6. Rugosidad relativa
7. ΔT
8. Altura inicial
9. Altura final

Evaluar :

10. Tiempo de descarga

Diagrama de Flujo



Programa 24

```

10 PRINTTAB(3)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA DESCARGA"
20 PRINT
30 PRINTTAB(7)"DE TANQUES A LA ATMOSFERA"
40 PRINT:PRINT:PRINT
100 INPUT"DENSIDAD (KG/M3)";D
105 PRINT
110 INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG)";M
115 PRINT
120 INPUT"DIAMETRO DEL TANQUE (METROS)";X
125 PRINT
130 INPUT"DIAMETRO DE TUBERIA (METROS)";DT
135 PRINT
140 INPUT"LONGITUD EQUIVALENTE (METROS)";LE
145 PRINT
150 INPUT"RUGOSIDAD RELATIVA";P
155 PRINT
160 INPUT"INCREMENTO DE TIEMPO (SEG)";Q
165 PRINT
170 INPUT"ALTURA INICIAL (METROS)";Z0
175 PRINT
180 INPUT"ALTURA FINAL (METROS)";ZF
185 PRINT
190 F=0.005
195 PRINT:PRINT
195 PRINT "Z", "T"
200 A=0.785*(DT)2
210 S=0.785*(X)2
220 KT=A/S
230 KZ=LE/DT
240 Z=Z0
250 U=SQR((19.62*Z)/(1+(F*KZ)))
260 RE=DT#U#D*M
270 IF RE<2000 THEN 300
280 IF PE>10000 THEN 320
290 IF 2000<PE<10000 THEN 370
300 F=4*16/PE
310 GOTO 420
320 IF R0 THEN 350
330 F=4*0.316*RE-0.25
340 GOTO 420
350 F=4*(1/(4.06*(LOG(R-1)/LOG(10))+2.16)2)
360 GOTO 420
370 G=4*(LOG(1/R)/LOG(10))+2.28-4*(LOG(4.67*(1/R)/CRE#SQR(F))+1)/LOG(10)
380 B=(1/G)2*4
390 IF B=F THEN 420
400 F=B*1
410 GOTO 370
420 W=SQR((19.62*Z)/(1+(F*KZ)))
430 IF U=W THEN 460
440 U=W*1
450 GOTO 250
460 Z=Z-U*Q+Q

```

```
470 T=T+Q
480 PRINT Z,T
490 IF Z<ZF THEN 510
500 GOTO 250
510 T=T/3600
520 PRINT PRINT
530 PRINT"EL TIEMPO DE DESCARGA ES:"
540 PRINT"T=";T" HORAS"
550 PRINT PRINT
560 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO)";B#
570 IF B#="SI" THEN 40
580 PRINT
590 END
```

READY.

Problemas

1. Calcule el tiempo requerido para que el nivel del agua en un tanque caiga de 9 m. a 4 m. sobre el nivel de la descarga de una tubería a partir de los siguientes datos:

Densidad : 1000 Kg/m³

Viscosidad : 0.0001 Kg/m.seg

Diámetro del tanque : 2 metros

Diámetro de tubería : 0.02 metros

Longitud equivalente : 25 metros

$\epsilon/D = 0.00228$

$$A_{\text{tub}} = \frac{\pi}{4} D_{\text{tub}}^2 = 3.14 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$A_{\text{tan}} = \frac{\pi}{4} D_{\text{tan}}^2 = 3.1416 \text{ m}^2$$

$$KT = \frac{A_{\text{tub}}}{A_{\text{tan}}} = 1 \times 10^{-4} ; \quad KZ = \frac{L}{D_{\text{tub}}} = \frac{25}{0.02} = 1250$$

$$u = \sqrt{\frac{(19.62)(2)}{1 + f_D KZ}} = \sqrt{\frac{(19.62)(8)}{1 + (0.003)(1250)}} = 5.7484 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

↳ supuesto

$$Re = \frac{(0.02)(5.7484)(1000)}{0.0001} = 1.1496 \times 10^6$$

$$\sqrt{\frac{1}{f_F}} = 4.06 \log (D/\epsilon) + 2.16 ; \quad f_D = 0.024086$$

$$uu = \sqrt{\frac{(19.62)(8)}{1 + (0.024086)(1250)}} = 2.2462 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Volver a evaluar el Re hasta que $u = u_u$

$$Z_{(I+1)} = Z_I - uKT \Delta T$$

$$Z_{(I+1)} = 8 - (2.2462)(1 \times 10^{-4})(1000) = 7.7753 \text{ metros}$$

Volver a evaluar la velocidad con $Z = 7.7753$

Continuar hasta que se alcance la altura final deseada

ΔP_{100} Fluidos Incompresibles

La caída de presión por 100 metros de longitud para líquidos fluyendo a través de tuberías circulares está dada por :

$$\Delta P_{100} = 5.096 \frac{u^2 f_D \delta}{d}$$

Flujo Turbulento

f_D = factor de fricción Darcy

u = velocidad (m/seg)

δ = densidad (Kg/m³)

d = diámetro interno (metros)

ΔP_{100} = caída de presión por 100 metros de tubería (Kg/m²)

Para régimen laminar :

$$\Delta P_{100} = 326.20 \frac{\mu u}{d^2}$$

μ = viscosidad (Kg/m. seg)

u = velocidad (m/seg)

d = diámetro interno (metros)

ΔP_{100} = caída de presión por 100 metros de tubería (Kg/m²)

Algoritmo

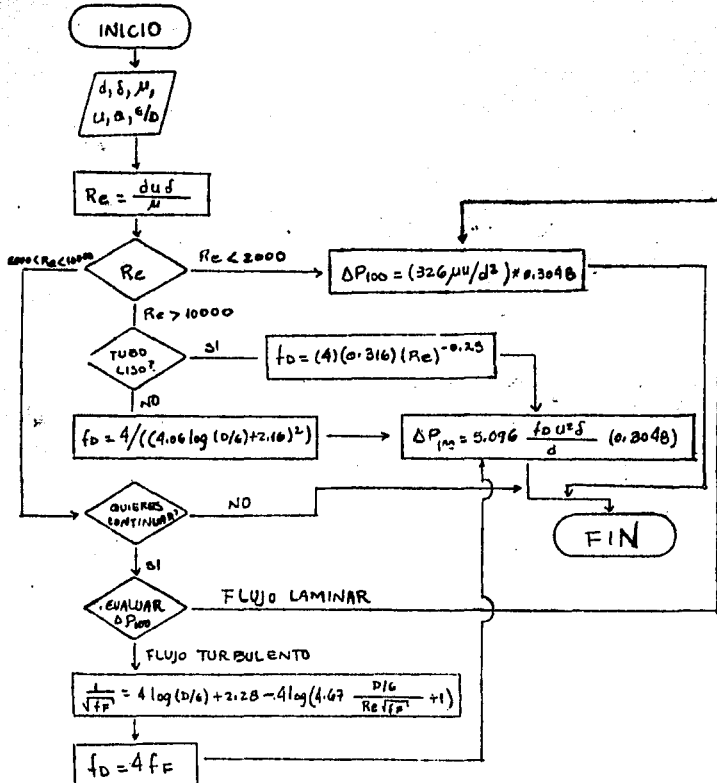
Conocer :

1. Diámetro interno de tubería
2. Densidad
3. Viscosidad
4. Gasto o velocidad del fluido
5. Rugosidad relativa

Evaluar :

6. ΔP_{100}

Diagrama de Flujo



Si desconoces la velocidad:

$$S = \frac{\pi}{4} (d)^2 \rightarrow U = \frac{Q}{S} \rightarrow Re$$

Programa 25

```

10 PRINTTAB(5)"CAIDA DE PRESION PARA LIQUIDOS"
20 PRINT
30 PRINTTAB(6)"(FLUJO LAMINAR Y TURBULENTO):"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"DIAMETRO INTERNO TUBERIA (METROS):"
55 INPUT E
60 PRINT
70 INPUT"DENSIDAD (KG/M3):";D
80 PRINT
90 INPUT"VISCOSIDAD (KG/MSEG):";M
100 PRINT
110 INPUT"CONOCES LA VELOCIDAD (SI/NO)";A$
120 IF A$="NO" THEN 160
130 PRINT
140 INPUT"CUAL ES (M/SEG)";:U
150 GOTO 170
160 GOSUB 760
170 RE=E*U*D/M
180 IF RE<2000 THEN 210
190 IF RE<10000 THEN 360
200 IF 2000<RE<10000 THEN 485
210 P=(326*M*U/E12)*D*.3048
250 PRINT:PRINT
260 PRINT"LA CAIDA DE PRESION POR 100 PIES DE"
270 PRINT"LONGITUD ES:";P" KGF/M2"
300 PRINT:PRINT
310 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO)";B$
320 IF B$="SI" THEN 40
350 END
360 PRINT
370 INPUT"EL TUBO ES LISO (SI/NO)";C$
380 IF C$="NO" THEN 485
390 F=4*0.316*RE*(-0.25)
400 GOTO 460
485 PRINT
410 INPUT"CUAL ES LA RUGOSIDAD RELATIVA:";R
420 F=4/((4.06*(LOG(R+1)/LOG(10))+2.16)*12)
460 P=(5.096*U12*M*F*D.E)*D*.3048
480 GOTO 250
485 PRINT:PRINT
490 PRINT"ESTAS EN LA ZONA DE TRANSICION.EL"
500 PRINT"PROGRAMA NO COMPRENDE DICHA ZONA;AUN"
510 INPUT"ASI QUIERES CONTINUAR (SI/NO)";D$
520 IF D$="NO" THEN 810
530 PRINT:PRINT
540 PRINT"ENTONCES POR FAVOR INDICA QUE ECUACION"
550 PRINT"DESEAS UTILIZAR:"
555 PRINT
560 PRINT"A) FLUJO LAMINAR"
565 PRINT
570 PRINT"B) FLUJO TURBULENTO"
580 PRINT
590 PRINT"OBSERVACION: EL REYNOLDS ES:";RE

```

```
600 PRINT
610 INPUT "CUAL ES TU ELECCION:";E$
630 IF E$="A" THEN 210
640 PRINT
650 INPUT "CUAL ES LA RUGOSIDAD RELATIVA:";R
660 PRINT
670 PRINT "POR FAVOR SUPON UN FACTOR DE FRICCION:"
680 INPUT T
685 PRINT
686 PRINT "PROCESANDO INFORMACION, FAVOR DE ESPERAR"
690 H=4*(LOG(1/R)/LOG(10))+2.28-4*(LOG(4.67*(1/R)/(RE*SQRT(T))+1)/LOG(10)
700 B=(1/H)^2
710 IF B=T THEN 740
720 T=B*1
730 GOTO 690
740 F=4*T
750 GOTO 460
760 PRINT
770 PRINT "ENTONCES CUAL ES EL GASTO (M3/SEG):"
775 INPUT Q
780 S=pi/4*E^2
790 U=Q/S
800 RETURN
810 PRINT
820 PRINT "SE DA POR TERMINADO EL PROGRAMA"
```

READY.

Problemas

1. Evaluar la caída de presión para $6.3096 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg}$ de agua a 21°C fluyendo en una tubería de 2.0508 m. de diámetro interno. La rugosidad relativa es 0.0000. Densidad: 997.8560 Kg/m^3 ; viscosidad: $1.009 \times 10^{-3} \text{ Kg/m.seg}$.

$$\text{Respuesta: } \Delta P_{100} = 7.9707 \text{ lb/in}^2 = 0.5603 \text{ Kg/cm}^2$$

2. Petróleo crudo a 15.5°C fluye a razón de 500 gal/min por una tubería de 6 in de diámetro interno. Se encontrar la caída de presión. Densidad: 56.00 lb/ft^3 ; viscosidad: 450 cgs .

$$\text{Respuesta: } \Delta P_{100} = 4.7391 \text{ lb/in}^2 = 0.3330 \text{ Kg/cm}^2$$

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$S = \frac{\pi}{4} d^2 = 2.025 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$u = \frac{Q}{S} = \frac{6.3096 \times 10^{-3}}{2.025 \times 10^{-3}} = 3.1150 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$Re = \frac{(0.0508)(3.1150)(997.8560)}{1.00 \times 10^{-3}} = 1.5653 \times 10^5$$

$$f_D = \frac{4}{(4.06 \log(D/\epsilon) + 2.160)^2} = 0.01895$$

$$\Delta P_{100} = \frac{5.096(0.01895)(3.1150)^2(997.8560)}{0.0508} = 18415.4332 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2}$$

$$\Delta P_{100} \text{ ft} = 0.5613 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

Redes de Tubería

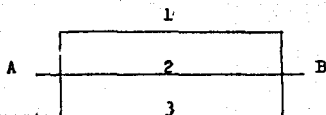
Los sistemas de conducción de fluidos en una industria química comprenden por lo general innumerables tuberías, muchas de ellas unidas entre sí constituyendo redes.

Pueden distinguirse 3 tipos de redes de distribución:

- Redes ramificadas en las que puede establecerse el sentido del flujo.
- Redes conducciones en paralelo en las que puede establecerse el sentido del flujo.
- Redes en forma de malla. En ellas las tuberías forman circuitos y están intercomunicadas, a priori no puede establecerse el sentido del flujo.

Este programa maneja solo conducciones en paralelo y mallas.

Tuberías en Paralelo



Cuando dos o más tuberías partiendo del punto A vuelven a reunirse en otro punto B, se dice que el sistema constituye una conducción en paralelo.

En este caso se aplican las ecuaciones siguientes:

$$C_a = C_{a_1} + C_{a_2} + C_{a_3}$$

$$\frac{\Delta P_1}{\delta} = \frac{\Delta P_2}{\delta} = \frac{\Delta P_3}{\delta}$$

La presión al comienzo P_1 y al final P_2 de cada rama es la misma para todas las ramas, luego las pérdidas por fricción deberán ser las mismas.

La resolución de estos sistemas se realiza por tanteos cuando se

conoce el caudal total y las características del fluido y de la tubería correspondiente a cada uno de los brazos.

Se cuenta con ecuaciones empíricas para el cálculo de tuberías por las que circula agua :

$$Q_a = 0.2788 C D^{2.63} \left(\frac{\Delta P / \delta}{L} \right)^{0.54}$$

$$\frac{\Delta P / \delta}{L} = 10.643 C^{-1.852} \frac{Q_a^{1.852}}{D^{4.87}}$$

Q_a = caudal (m^3/seg)

ΔP = caída de presión (EGG/Kg)

L = longitud (metros)

D = diámetro interno (metros)

C = coeficiente de Hazen-Williams

Algoritmo

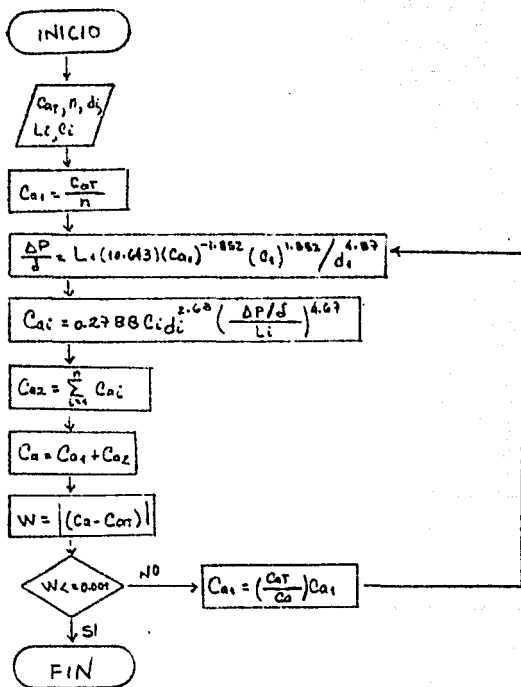
Conocer :

1. Caudal total que llega al nudo
 2. Número de líneas
- Para cada línea :
3. Diámetro interno
 4. Longitud equivalente
 5. Coeficiente de Hazen-Williams

Evaluar :

6. El caudal que circula por cada línea

Diagrama de Flujo



Programa 26

```

10 PRINTTAB(6)"FEDES DE TUBERIA EN PARALELO"
20 PRINT:PRINT:PRINT
30 PRINT"CAUDAL TOTAL QUE LLEGA AL NUDO (M3/SEG)"
40 INPUT Q1
50 PRINT
60 INPUT"NUMERO DE LINEAS:"N
70 PRINT:PRINT
80 PRINTTAB(5)"DATOS PARA LA PRIMERA LINEA"
90 PRINT:INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):"D(1)
100 PRINT:INPUT"LONGITUD EQUIVALENTE (METROS):"L(1)
110 PRINT:INPUT"COEF. HAZEN-WILLIAMS:"C(1)
120 Q1=Q1/N
150 PRINT:PRINT
160 FOR I=2 TO N
170 PRINT"DATOS PARA LA LINEA #":I:" "
180 PRINT:INPUT"DIAMETRO INTERNO (METROS):"D(I)
190 PRINT:INPUT"LONGITUD EQUIVALENTE (METROS):"L(I)
200 PRINT:INPUT"COEF. HAZEN-WILLIAMS:"C(I)
210 PRINT:PRINT:NEXT I
215 PRINT:PRINT
216 PRINTTAB(9)"PROCESANDO INFORMACION"
220 P=L(1)*10.643*(C(1)-1.352)*(Q1*(1.052)/D(1)*N.87)
230 FOR I=2 TO N
240 C(I)=0.2788*(C(I))*D(I)*L(1)*P/L(I)*10.54
250 Q2=Q2+Q(I)
260 NEXT I
270 Q=Q1+Q2
275 W=ABS(Q-QT)
280 IF W<=0.001 THEN 320
290 Q1=(QT/Q)*Q1
300 Q2=0
310 GOTO 220
320 PRINT:PRINT:PRINT
330 PRINT"EL CAUDAL EN LA PRIMERA LINEA"
340 PRINT"ES:"Q(1) M3/SEG"
350 PRINT
360 FOR I=2 TO N
360 PRINT"EL COSTO EN LA LINEA #":I
390 PRINT"ES:"Q(I) M3/SEG"
400 PRINT:NEXT I
402 PRINT:PRINT
404 PRINT"LA CAIDA DE PRESION ES:"
406 PRINT P" KGF./M2"
408 Q2=0
410 PRINT:PRINT:PRINT
420 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):"R#
430 IF R#="SI" THEN 20
440 END

```

READY.

Problemas

Evalúe los siguientes sistemas

1.

$$C_a = 0.456 \frac{m^3}{seg} \rightarrow \left[\begin{array}{l} L_1 = 1500 m ; d_1 = 0.2889 m \\ C_1 = 130 \\ L_2 = 900 m ; d_2 = 0.381 m \\ C_2 = 130 \end{array} \right] \rightarrow$$

$$Q_1 = 0.1224 \frac{m^3}{seg}$$

$$Q_2 = 0.3335 \frac{m^3}{seg}$$

$$\frac{\Delta P}{\delta} = 16.7827 \frac{kgm}{kg}$$

2.

$$C_a = 0.020 \frac{m^3}{seg} \rightarrow \left[\begin{array}{l} L_1 = 150m ; d_1 = 0.050m ; C_1 = 130 \\ L_2 = 90m ; d_2 = 0.075m ; C_2 = 130 \\ L_3 = 200m ; d_3 = 0.10m ; C_3 = 130 \end{array} \right]$$

$$Q_1 = 0.001977 \frac{m^3}{seg}$$

$$Q_2 = 7.553 \times 10^{-3} \frac{m^3}{seg}$$

$$Q_3 = 0.01046 \frac{m^3}{seg}$$

$$\frac{\Delta P}{\delta} = 4.1367 \frac{kgm}{kg}$$

Ejemplos Resueltos . Ejemplo 1

$$C_{a1} = \frac{C_a}{n} = \frac{0.456}{2} = 0.228 \frac{m^3}{seg}$$

$$\frac{\Delta P}{\delta} = \frac{(1500)(10.643)(0.228)^{1.852}(130)^{-1.852}}{(0.2889)^{4.87}} = 53.11 \frac{kgm}{kg}$$

$$C_{a2} = 0.2788(C_2)(d_2)^{2.63} \left(\frac{\Delta P/\delta}{L_2} \right)^{0.54} = 0.6214$$

$$C_{a'} = C_{a1} + C_{a2} = 0.8494 ; W = |(C_{a'} - C_a)| = 0.3934 ; W > 0.001$$

$$C_{a1} = \frac{C_a}{C_{a'}} ; C_{a1} = 0.1224 \frac{m^3}{seg} ; \frac{\Delta P}{\delta} = 16.7827 \frac{kgm}{kg}$$

$$C_{a2} = 0.3335 \frac{m^3}{seg} ; W = 1 \times 10^{-4}$$

Se da por terminado el cálculo

Mallas

En estos sistemas las tuberías se cierran de tal manera que el flujo en un punto puede venir de dos direcciones distintas.

El cálculo de las redes es laborioso y se hace por aproximaciones sucesivas, utilizando las leyes siguientes :

1. Ley de la pérdida de carga : En cada tubería se ha de cumplir que

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{f_D u^2 (L + L_e)}{2 g c D}$$

2. Ley de los nudos : El caudal que entra en un nudo debe ser igual a los caudales que salen del mismo.

3. La suma algebraica de las pérdidas de carga en una malla ha de ser igual a cero.

$$\sum \left(-\frac{\Delta P}{L} \right) = 0$$

Método de Hardy Cross para la resolución de mallas de tuberías

1. Sobre un croquis de la red se estima el sentido de los caudales.
2. Se calcula para cada tubería las pérdidas de presión.
3. Se obtiene la suma de las pérdidas de presión para la malla. Se escoge el sentido de las manecillas del reloj como positivo.
4. Para cada malla de la red se obtiene :

$$\Delta C_a = \frac{-\sum (\Delta P/L)}{1.85 \sum \left(\frac{\Delta P/L}{C_a} \right)}$$

5. Se corrige el caudal de las tuberías :

$$C_a(I + 1) = C_a I + \Delta C_a$$

6. Se vuelve a efectuar el cálculo hasta que los ΔC_a son lo suficientemente pequeños para ser despreciables.

Algoritmo

Conocer :

1. Número de circuitos
 2. Número máximo de líneas por circuito
- Datos para cada línea :
3. Diámetro interno
 4. Longitud equivalente
 5. Coeficiente de Hazen-Williams
 6. Suponer el caudal que circula por cada línea

Evaluar :

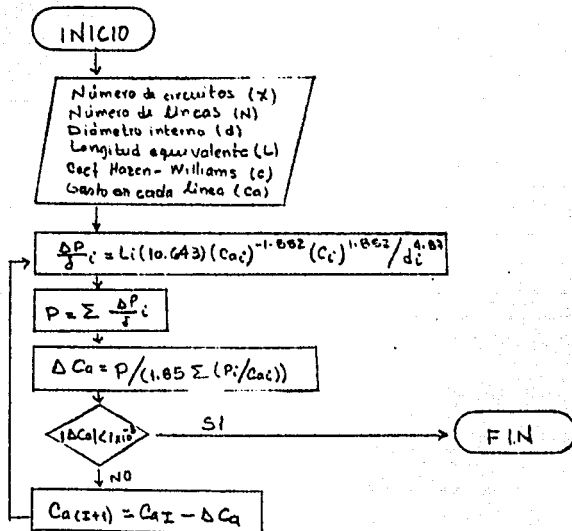
7. El caudal que circula por cada línea en cada circuito

Observaciones :

Si al hacer el croquis de la red se estimó algún caudal en sentido contrario de las manecillas del reloj tendrá signo negativo, por lo que, al llegar el programa al punto (6) del algoritmo, la entrada de la información deberá ir acompañada del signo correspondiente :



Diagrama de Flujo



Programa 27

```

10 PRINTAB(6)"CALCULO DE SISTEMAS DE REDES"
20 PRINT:PRINT:PRINT
30 INPUT"NUMERO DE CIRCUITOS:";H:PRINT
40 PRINT"NUMERO MAXIMO DE LINEAS POR CIRCUITO:";INPUT M
50 DIM D(N,M),L(H,M),C(N,M),Q(N,M)
60 DIM R(N,M),DP(N,M),PC(N,M),W(N,M)
70 FOR I=1 TO H:PRINT:PRINT
80 PRINTAB(4)"DATOS PARA EL CIRCUITO # ";I
90 PRINT:FOR J=1 TO M
100 PRINT"PARA LA LINEA # ";J:PRINT
110 INPUT"DIAMETRO INTERIO (METROS)";D(I,J)
120 INPUT"LONGITUD (METROS)";L(I,J)
130 INPUT"CAUDAL (M3/SEG) ";Q(I,J)
135 INPUT"COEF. HAZEN-WILLIAMS";C(I,J)
140 PRINT:PRINT:NEXT J:NEXT I
150 PRINT:PRINT:PRINTAB(7)"PROCESANDO INFORMACION":PRINT
160 GOSUB 1000
170 GOSUB 2000
180 GOSUB 3000
190 GOSUB 4000
200 GOSUB 5000
220 FOR I=1 TO H:A(K)=A(I):NEXT I
222 FOR K=1 TO H
224 FOR Z=1 TO M
226 FOR I=1 TO H
228 FOR J=1 TO M
230 IF K=I THEN 236
232 IF D(K,Z)=D(I,J) AND L(K,Z)=L(I,J) THEN 244
234 NEXT J
236 NEXT I
238 NEXT Z
240 NEXT K
242 GOTO 255
244 Q(I,J)=Q(I,J)+A(K)
247 GOTO 234
255 FOR I=1 TO H:IF ABS(A(I)) > 0.001 THEN 160
260 PRINT:PRINTAB(7)"LOS CAUDALES FINALES SON":PRINT
270 PRINT:FOR I=1 TO H:PRINT"PARA EL CIRCUITO # ";I:PRINT
280 FOR J=1 TO M:IF D(I,J)=0 THEN 290
285 PRINT"LINEA # ";J:PRINT D(I,J):PRINT
290 NEXT J:PRINT:PRINT
300 PRINT"PARA CONTINUAR PRESIONA CUALQUIER TECLA"
310 GET E$:IF E$="" THEN 310
320 PRINT:PRINT:NEXT I:END
1000 REM CALCULO DE CAIDAS DE PRESION
1010 FOR I=1 TO H:FOR J=1 TO M
1020 W(I,J)=ABS(Q(I,J))/R(I,J)=SQH(Q(I,J))
1030 NEXT J:NEXT I
1040 FOR I=1 TO H:FOR J=1 TO M

```

```

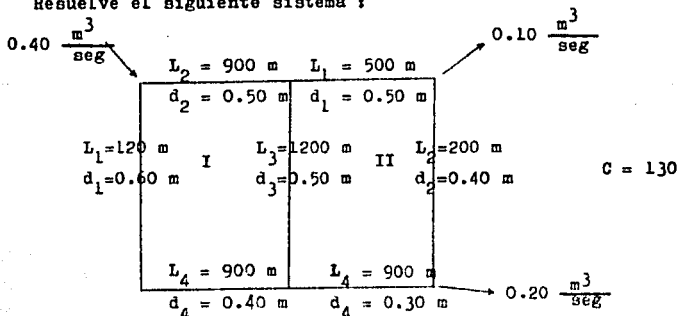
1045 IF D(I,J)=0 THEN 1050
1050 DP(I,J)=L(I,J)*10.648*(I,J)**(K(I,J)/Q(I,J))**1.852*(1/D(I,J))**4.87
1060 NEXT J:NEXT I:RETURN
2000 REM SUMA DE PERDIDAS POR FRICCION
2010 FOR I=1 TO N:S2(I)=0
2020 FOR J=1 TO M
2030 S2(I)=S2(I)+DP(I,J)
2040 NEXT J:NEXT I:RETURN
3000 REM SUMA DE PERDIDAS ENTRE CAUDAL
3010 FOR I=1 TO N:S3(I)=0
3020 FOR J=1 TO M
3030 IF Q(I,J)=0 THEN 3050
3040 FC(I,J)=DP(I,J)/Q(I,J)
3050 S3(I)=S3(I)+FC(I,J)
3060 NEXT J:NEXT I:RETURN
4000 REM INCREMENTO DE CAUDALES
4010 FOR I=1 TO N
4020 A(I)=S2(I)/(1.85*S3(I)):NEXT I:RETURN
5000 REM CAUDALES CORREGIDOS
5010 FOR I=1 TO N:FOR J=1 TO M:IF D(I,J)=0 THEN 5030
5020 Q(I,J)=Q(I,J)*A(I)
5030 NEXT J:NEXT I:RETURN

```

READY.

Ejemplo :

Resuelve el siguiente sistema :



| Circuito | Línea | Qsup. | $\Delta P/\delta$ | $\Delta P/\delta / Q$ | Δ | Q |
|----------|-------|-------|-------------------|-----------------------|----------|---------|
| I | 1 | -0.20 | -0.9487 | 4.7435 | -0.0529 | -0.148 |
| | 2 | 0.20 | 1.7290 | 8.645 | | 0.2529 |
| | 3 | 0.05 | 0.1769 | 3.538 | | 0.0455 |
| | 4 | -0.20 | <u>-5.1257</u> | <u>25.628</u> | | -0.1471 |
| | | | <u>-4.1685</u> | <u>42.555</u> | | |
| ----- | | | | | | |
| II | 1 | 0.15 | 1.014 | 6.76 | -0.0574 | 0.2074 |
| | 2 | 0.05 | 0.5244 | 10.488 | | 0.1074 |
| | 4 | -0.15 | -12.213 | 81.42 | | -0.0926 |
| | 3 | -0.05 | <u>-0.1769</u> | <u>3.538</u> | | -0.0455 |
| | | | <u>-10.851</u> | <u>102.206</u> | | |

Nuevo
caudal a alimentar

$$Q_{I,1} = -0.20 - (-0.0529) = -0.1471$$

$$Q_{I,3} = 0.05 - (-0.0529 - (-0.0574)) = 0.0455$$

$$Q_{II,1} = 0.15 - (-0.0574) = 0.2074$$

$$Q_{II,3} = -0.05 - (-0.0574 - (-0.0529)) = -0.0455$$

Resultados :

| Circuito | Línea | Caudal |
|----------|-------|----------|
| I | 1 | -0.1381 |
| | 2 | 0.2627 |
| | 3 | 0.0451 |
| | 4 | -0.1372 |
| ----- | | |
| II | 1 | 0.2150 |
| | 2 | 0.1150 |
| | 4 | -0.08496 |
| | 3 | -0.04960 |

C A P I T U L O I V

**Sobre la rama seca
un cuervo se ha posado ...
el final del otoño**

TRANSFERENCIA DE CALOR

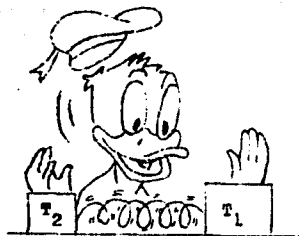
Prácticamente todas las operaciones que realiza el ingeniero químico transcurren con emisión o absorción de energía en forma de calor. Por consiguiente, las leyes que rigen la transmisión de calor y el equipo utilizado son de gran importancia. La transferencia de calor se verifica debido a la fuerza impulsora de una diferencia de temperaturas, el calor fluye de la región de alta temperatura a la de temperatura más baja.

Los mecanismos en virtud de los cuales puede fluir el calor son: Conducción, Convección (libre y forzada) y Radiación.

En la conducción el calor puede ser transmitido a través de sólidos, líquidos y gases. El mecanismo de conducción térmica de los gases es bastante simple. Las moléculas poseen un movimiento continuo y desordenado chocando entre sí e intercambiando energía. Si una molécula se desplaza de una región de temperatura elevada a otra de temperatura inferior, transporta energía cinética a esta región y la cede a otras moléculas de menor energía al chocar con ellas.

El mecanismo de conducción en los líquidos es bastante similar al de los gases en los que las moléculas de energía más alta chocan con las de menor energía, solo que las moléculas de los líquidos están mucho más cerca unas de las otras. Puesto que no existe una teoría molecular adecuada para los líquidos, la mayoría de las correlaciones para predecir sus conductividades son de tipo empírico.

La conducción a través de sólidos se verifica mediante dos mecanismos. En el primero, el calor es conducido por los electrones libres que se mueven en la red estructural del metal. En el segundo, el calor es conducido por la transmisión de energía de vibración entre átomos adyacentes.



$$T_2 > T_1$$

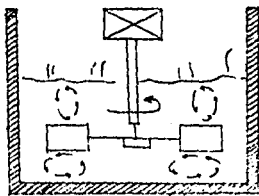
$$Q \rightarrow$$

El calor es transferido por CONDUCCION

La Convección es la responsable de la mayor parte del calor transferido a través de los fluidos; la transferencia se debe a la mezcla de un fluido con otro. El movimiento del fluido puede deberse enteramente a la diferencia de densidades que se presentan como resultado de una diferencia de temperaturas, tal como ocurre en la convección natural, o puede producirse mecánicamente como en la convección forzada. A la convección se debe la formación de los vientos, de las corrientes oceánicas, el desplazamiento de los humos de las chimeneas, etc.



CONVECCION LIBRE



CONVECCION FORZADA

La radiación no se transmite por la energía cinética de las moléculas (como ocurre con la conducción y la convección), sino por ondas electromagnéticas (la luz, las ondas de radio y de televisión son tipos de energía radiante).

La cantidad de energía irradiada por un cuerpo depende de su temperatura, de su naturaleza y de la forma de su superficie. A temperaturas mayores, la radiación crece; objetos más lisos irradian menos que los ásperos. Cuando un cuerpo recibe energía radiante una parte de ella es reflejada, otra transmitida y otra absorbida.

CONDUCCION

Conductividad Térmica de Gases

Conductividad Térmica de Líquidos

La facilidad para transmitir el calor por conducción se mide con el coeficiente de conductividad térmica, que indica la cantidad de calor que se transmite por segundo por grado de temperatura por área de superficie entre la longitud del transporte.

Las unidades más comunes para dicho coeficiente son :

$$\frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^{\circ}\text{C}} \quad ; \quad \frac{\text{cal}}{\text{segcm}^{\circ}\text{K}} \quad ; \quad \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^{\circ}\text{F}} \quad ; \quad \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^2 \frac{\text{deg}}{\text{in}}} \quad ; \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^{\circ}\text{K}}$$

El coeficiente de conductividad térmica de los gases crece con la temperatura sin depender de la presión, excepto cuando es muy alta. Entre las ecuaciones usadas para predecir las conductividades térmicas de los gases están :

Ecuación de Chapman :

$$\text{Gases monoatómicos puros} : k = 1.9821 \times 10^{-4} \frac{\sqrt{\frac{T}{PM}}}{\rho^2 \mu_k}$$

$$k = \frac{\text{cal}}{\text{cm seg } ^\circ\text{K}} ; \quad \sigma = \text{Å} ; \quad T = ^\circ\text{K} ; \quad \int_k = \text{integral de colisión}$$

Gases poliatómicos puros :

$$k = 1.9891 \times 10^{-4} \frac{\sqrt{\frac{T}{PM}}}{\sigma^2 \int_k} \left[\frac{4}{15} \frac{\bar{C}_v}{R} + \frac{3}{5} \right]$$

$$k = \frac{\text{cal}}{\text{cm seg } ^\circ\text{K}} ; \quad \sigma = \text{Å} ; \quad T = ^\circ\text{K} ; \quad \bar{C}_v = \frac{\text{cal}}{\text{gmol } ^\circ\text{C}}$$

Ecuación de Eucken :

$$\text{Gases Monatómicos} ; \quad k = \frac{5}{2} \bar{C}_v \mu ; \quad k = \frac{\text{cal}}{\text{cm seg } ^\circ\text{K}} ; \quad \mu = \frac{\text{g}}{\text{seg cm}}$$

$$\bar{C}_v = \frac{\text{cal}}{\text{gmol } ^\circ\text{C}}$$

$$\text{Gases Poliatómicos} ; \quad k = \left[\bar{C}_p + \frac{5}{4} R \right] \frac{\mu}{PM}$$

$$k = \frac{\text{cal}}{\text{cm seg } ^\circ\text{K}} ; \quad \bar{C}_p = \frac{\text{cal}}{\text{gmol } ^\circ\text{C}} ; \quad R = 1.987 \frac{\text{cal}}{\text{gmol } ^\circ\text{K}} ; \quad \mu = \frac{\text{g}}{\text{cm seg}}$$

La conductividad térmica de los gases está entre :

$$(0.005 - 0.5) \frac{\text{W}}{\text{m } ^\circ\text{C}} \quad \text{o bien} \quad (0.00429 - 0.429) \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}}$$

La conductividad térmica en los líquidos decrece con la temperatura. La única excepción la presentan el agua y la glicerina.

Una de las ecuaciones más utilizadas para encontrar la conductividad térmica de los líquidos es la ecuación de Weber :

$$k = 3.59 \times 10^{-3} C_p \sqrt{\frac{d}{PM}} ; \quad k = \frac{\text{cal}}{\text{cm seg } ^\circ\text{K}} ; \quad C_p = \frac{\text{cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}}$$

$$(0.06875 < k < 0.6015) \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m } ^\circ\text{C}} \quad d = \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

Algoritmo para evaluar la conductividad térmica de gases usando la ecuación de Chapman

Conocer:

1. Temperatura crítica
2. Volumen crítico
3. Peso Molecular
4. Temperatura

Para gas Monoatómico (Polar) :

5. Parámetro de polaridad

Para gas Poliatómico (No Polar) :

6. Capacidad calorífica a volumen constante

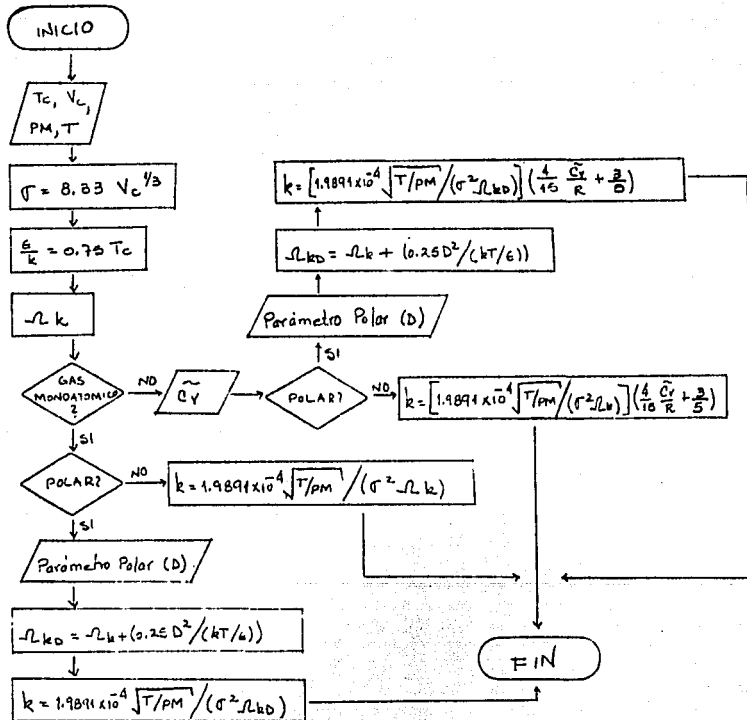
Para gas Poliatómico (Polar) :

7. Capacidad calorífica a volumen constante
8. Parámetro de polaridad

Evaluar :

9. Conductividad térmica

Diagrama de Flujo para evaluar la conductividad térmica de gases mediante la ecuación de Chapman



PROGRAMA 28

```

10 PRINTTAB(1)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA CONDUCTIVIDAD"
20 PRINT
30 PRINTTAB(7)"TERMICA DE GASES MEDIANTE"
40 PRINT
50 PRINTTAB(8)"LA ECUACION DE CHAPMAN"
60 PRINT:PRINT:PRINT
70 INPUT"TEMPERATURA CRITICA (K):";TC
80 PRINT:INPUT"VOLUMEN CRITICO (CM3/KGMOL)";VC
90 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR:";PM
100 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (K):";T
110 PRINT:INPUT"EL GAS ES MONOATOMICO (SI/NO)";A#
120 IF A#="NO" THEN 280
125 GOSUB 400
170 PRINT:INPUT"EL GAS ES POLAR (SI/NO)";B#
180 IF B#="SI" THEN 240
190 K=1.9891E-4*(SQRT(T/PM))/(S12*W)
200 PRINT:PRINT:PRINT
210 PRINT"LA CONDUCTIVIDAD TERMICA ES:"
220 PRINT:PRINT K" CAL/CM.SEG.K"
230 END
240 PRINT:INPUT"PARAMETRO DE POLARIDAD:";D
250 G=N+0.25*D12/C
260 K=1.9891E-4*(SQRT(T/PM))/(S12*G)
270 GOTO 200
280 PRINT:INPUT"CV (CAL/GMOL.C)";CV
290 P=1.987
300 GOSUB 400
310 PRINT:INPUT"EL GAS ES POLAR (SI/NO)";C#
320 IF C#="SI" THEN 380
330 K=1.9891E-4*(SQRT(PH)/(S12*W))*((4/15)*(CV/R)+(3/5))
340 GOTO 200
350 PRINT:INPUT"PARAMETRO DE POLARIDAD:";D
360 G=N+0.25*D12/C
370 K=1.9891E-4*(SQRT(T/PM)/(S12*G))*((4/15)*(CV/R)+(3/5))
380 GOTO 300
400 S=8.33*VC1(1/3)
410 B=0.75*TC
420 C=T/B
430 W1=(1.16145*(C10.14874))+(0.52487/EXP(0.7792*W))
440 W2=(2.10178/EXP(2.4378*W))
450 W=W1+W2
460 RETURN

```

READY.

Problemas.

1. Evaluar la conductividad térmica del Neón a 1 atm. y 373 °K.

Datos : $V_c = 41.7 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kmol}$; $T_c = 44.5 \text{ °K}$; $FM = 20.1$

Respuesta : $1.2633 \times 10^{-4} \text{ cal/cmseg}^\circ\text{K}$

2. Encontrar la conductividad térmica del CO_2 a 100 °C y 1 atm.

Datos : $T_c = 304.2 \text{ °K}$; $V_c = 0.094$; $\tilde{C}_v = 7.15 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$

Respuesta : $4.965 \times 10^{-5} \text{ cal/segcm}^\circ\text{K}$

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$\sqrt[3]{V} = 8.33 V_c^{1/3} = (8.33)(41.7 \times 10^{-3})^{1/3} = 2.8890$$

$$\frac{\epsilon}{k} = 0.75 T_c = (0.75)(44.5) = 33.375$$

$$\frac{kT}{\epsilon} = \frac{373}{33.75} = 11.1760 \quad ; \quad \alpha = 0.8112$$

$$k = 1.9891 \times 10^{-4} \frac{\sqrt{\frac{373}{20.1}}}{(2.889)^2(0.8112)}$$

$$k = 1.265 \times 10^{-4} \frac{\text{cal}}{\text{cmseg}^\circ\text{K}}$$

Algoritmo para evaluar la conductividad térmica de gases usando la ecuación de Bucken.

Gas Monoatómico

Conocer ;

1. Capacidad calorífica molar a volumen constante
2. Viscosidad

Evaluar ;

3. Conductividad Térmica

Gas Poliatómico

Conocer ;

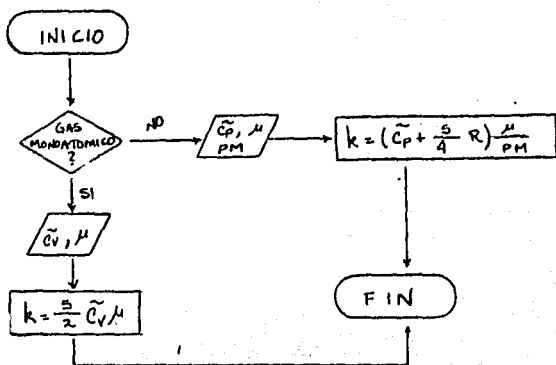
1. Capacidad calorífica molar a presión constante
2. Peso molecular
3. Viscosidad

Evaluar ;

4. Conductividad Térmica

Comentarios: La ecuación de Chapman presenta cierta ventaja sobre la ecuación de Bucken porque considera la polaridad del gas; sin embargo los parámetros de polaridad no son información que se encuentre fácilmente. Parámetros de polaridad para algunos gases podrán encontrarse en : James H. Weber, Predict the Viscosities of Pure Gases, Chem. Eng., Vol. 86, June 18, 1979, pp 111-117.

Diagrama de Flujo para evaluar la conductividad térmica de gases mediante la ecuación de Eucken.



PROGRAMA 29

```

10 PRINTAB(1)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA CONDUCTIVIDAD"
20 PRINT
30 PRINTAB(2)"TERMICA DE GASES MEDIANTE"
40 PRINT
50 PRINTAB(3)"LA ECUACION DE EUCKEN"
60 PRINT:PRINT:PRINT
70 INPUT"EL GAS ES MONOMATOMICO (S/N)?"A$
80 IF A$="NO" THEN 100
85 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (K)?"T
90 PRINT:INPUT"CV (CAL/GMOL K)?"CV
100 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (G/CM SEG)?"M
110 K=(CV/2)+CV/M
120 PRINT:PRINT:PRINT
130 PRINT"LA CONDUCTIVIDAD TERMICA ES:"
140 PRINT:PRINT K" CAL/SEG CM K"
150 END
160 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DEL GAS (K)?"T
165 PRINT:INPUT"CP (CAL/GMOL K)?"CP
170 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR?"M
180 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (G/CM SEG)?"M
190 R=1.987
200 K=(CP+(5/4)*R)*M/PM
210 GOTO 120

```

READY.

Problemas.

1. Estime la conductividad térmica del oxígeno a 30°C y 1 atm. sabiendo que la viscosidad es de 0.0265 cps. y $\widetilde{C}_p = 7 \text{ cal/mol}^\circ\text{K}$

Resultado : $7.85 \times 10^{-5} \text{ cal/cmseg}^\circ\text{K}$

2. Encuentre la conductividad térmica del CO_2 a 100°C y 1 atm.

Datos : $\widetilde{C}_p = 9.1 \text{ cal/mol}^\circ\text{K}$; viscosidad = 0.00017 g/cmseg

Respuesta : $4.51 \times 10^{-5} \text{ cal/cmseg}^\circ\text{K}$

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$k = \left[7 + \frac{5}{4} (1.987) \right] \frac{(0.0265)(0.01)}{32}$$

$$k = 7.8537 \times 10^{-5} \frac{\text{cal}}{\text{cmseg}^\circ\text{K}}$$

Algoritmo. Conductividad Térmica de Gases

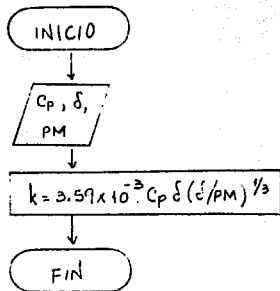
Conocer :

1. Capacidad calórica específica a presión constante
2. Densidad
3. Peso molecular

Evaluar :

4. Conductividad Térmica

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 30

```
10 PRINTAB(1)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA CONDUCTIVIDAD"  
20 PRINT  
30 PRINTAB(6)"TERMICA DE LIQUIDOS MEDIANTE"  
40 PRINT  
50 PRINTAB(10)"LA ECUACION DE WEBER"  
60 PRINT:PRINT:PRINT  
70 INPUT"TEMPERATURA DEL LIQUIDO (C):":T  
80 PRINT:INPUT"CP (CAL/G K):":CP  
90 PRINT:INPUT"DENSIDAD (G/CM3):":D  
100 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR:":PM  
110  $V=3.59E-3*CP*DW*(D/PM)^{1/3}$   
120 PRINT:PRINT:PRINT  
130 PRINT"LA CONDUCTIVIDAD TERMICA ES:"  
140 PRINT:PRINT V" CAL/CM SEG K"  
150 END
```

READY.

Problemas.

1. Obtenga la conductividad térmica del tolueno a 60°C sabiendo que el C_p es $0.192 \text{ cal/g}^{\circ}\text{K}$ y densidad de 1.77 g/cm^3

Respuesta : $2.5 \times 10^{-4} \text{ cal/cmseg}^{\circ}\text{K}$

Problemas Resueltos

Ejemplo 1

$$k = 3.59 \times 10^{-3} (0.192)(1.77) \sqrt[3]{\frac{(1.77)}{204}}$$

$$k = 2.506 \times 10^{-4} \frac{\text{cal}}{\text{cmseg}^{\circ}\text{K}}$$

Conducción a través de Sólidos

La cantidad de calor que se transmite por conducción está dada por la ley de Fourier :

$$\frac{dQ}{dt} = -kA \frac{dT}{dx}$$

En el caso de que la temperatura de cualquier punto del sistema no varíe con el tiempo, el mecanismo de transmisión de calor se denomina conducción en estado estacionario. En estas condiciones tampoco varía con el tiempo el gradiente de temperaturas y en consecuencia, la intensidad de paso de calor es constante. Para este caso :

$$Q = -kA \frac{\Delta T}{\Delta x}$$

A = área de la sección transversal normal a la dirección del flujo de calor.

k = conductividad térmica del material

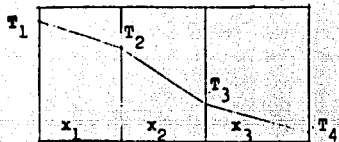
x = distancia

Las unidades más comunes son :

| Sistema | SI | CGS | inlégs |
|---------|---|---|--|
| Q | Watte | $\frac{\text{cal}}{\text{seg}}$ | $\frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$ |
| A | m^2 | cm^2 | ft^2 |
| T | $^{\circ}\text{F}$ | $^{\circ}\text{C}$ | $^{\circ}\text{F}$ |
| x | m | cm | ft |
| k | $\frac{\text{W}}{\text{m}^{\circ}\text{C}}$ | $\frac{\text{cal}}{\text{cmseg}^{\circ}\text{C}}$ | $\frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^{\circ}\text{F}}$ |

Conducción a través de varios cuerpos en serie.

Cuando se colocan varios cuerpos de materiales diferentes en serie (una a continuación del otro) el calor debe atravesar cada uno de ellos, lo que provoca un gradiente de temperaturas similar al indicado en la figura:



El calor a través de cada pared debe ser el mismo si el régimen es permanente:

$$Q = \frac{k_1 A_1 \Delta T_1}{x_1} = \frac{k_2 A_2 \Delta T_2}{x_2} = \frac{k_3 A_3 \Delta T_3}{x_3}$$

Despejando las temperaturas de cada ecuación tenemos:

$$(T_1 - T_2) = \frac{Q x_1}{k_1 A_1} ; \quad (T_2 - T_3) = \frac{Q x_2}{k_2 A_2} ; \quad (T_3 - T_4) = \frac{Q x_3}{k_3 A_3}$$

Sumando las ecuaciones para $(T_1 - T_2)$, $(T_2 - T_3)$, $(T_3 - T_4)$ se eliminan las temperaturas internas T_2 y T_3 y la ecuación final se reordenada es:

$$Q = \frac{(T_1 - T_4)}{\frac{x_1}{k_1 A_1} + \frac{x_2}{k_2 A_2} + \frac{x_3}{k_3 A_3}}$$

Definiendo la resistencia al flujo de calor como: $R = \frac{x}{kA}$ tenemos:

$$Q = \frac{(T_1 - T_4)}{R_1 + R_2 + R_3} \quad \text{en general:} \quad Q = \frac{\Delta T_{\text{total}}}{\sum R_{\text{aislante}}}$$

$$\text{Si } A_1 = A_2 = A_3 : \quad Q = \frac{(\Delta T_{\text{total}}) A}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2} + \dots}$$

Si ahora tomamos en cuenta el calor que debe transmitirse por convección y radiación de la pared interna hacia el aire que la rodea tenemos :

$$Q = hc A \Delta T \quad hc = \text{coeficiente de transferencia por convección}$$

La radiación puede ser importante y generalmente se le adiciona a la convección, por lo que :

$$\begin{aligned} ht &= hc + hr & ht &= \text{coeficiente total de transferencia de calor por radiación y conv.} \\ hc &= \text{coeficiente de transferencia por conv.} \\ hr &= \text{coeficiente de transferencia por radiación.} \end{aligned}$$

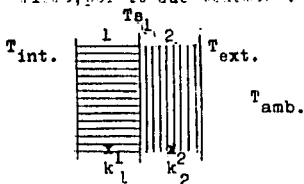
ht puede evaluarse por :

$$\begin{aligned} ht &= 0.74 + 0.07 \Delta T & ht &= \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ K} \\ T &= T_{\text{sup. ext.}} - T_{\text{aire}} & T &= \text{ } ^\circ K \end{aligned}$$

Para conocer el calor transferido se utiliza la ecuación presentada anteriormente :

$$Q = \frac{\Delta T_{\text{total}}}{\sum R_{\text{aislante}} + R_{\text{aire}}} \quad \begin{aligned} \Delta T_{\text{total}} &= T_{\text{interna}} - T_{\text{ambiente}} \\ R_{\text{aire}} &= \frac{1}{ht} \end{aligned}$$

Para conocer la temperatura entre las capas de aislante y la temperatura superficial externa se parte de que estamos en régimen permanente y por tanto el calor transferido en cada placa debe ser el mismo, por lo que tenemos :



$$Q = \frac{(T_{\text{int.}} - T_{\text{amb.}}) A}{\frac{l_1}{k_1} + \frac{l_2}{k_2} + \frac{1}{h_t}}$$

$$\text{Pared 1 : } Q = \frac{T_{\text{int}} - T_{s1}}{\frac{x_1}{k_1 A}}$$

$$\text{Pared 2 : } Q = \frac{T_{s1} - T_{\text{ext}}}{\frac{x_2}{k_2 A}}$$

Ahora, si tomamos en cuenta que $h_c = 9.74 + 0.07(T_{\text{ext}} - T_{\text{aire}})$ es claro que se debe iterar la temperatura superficial externa para posteriormente evaluar las temperaturas entre aislantes.

Algoritmo para obtener el calor perdido o ganado por conducción a través de placas en serie.

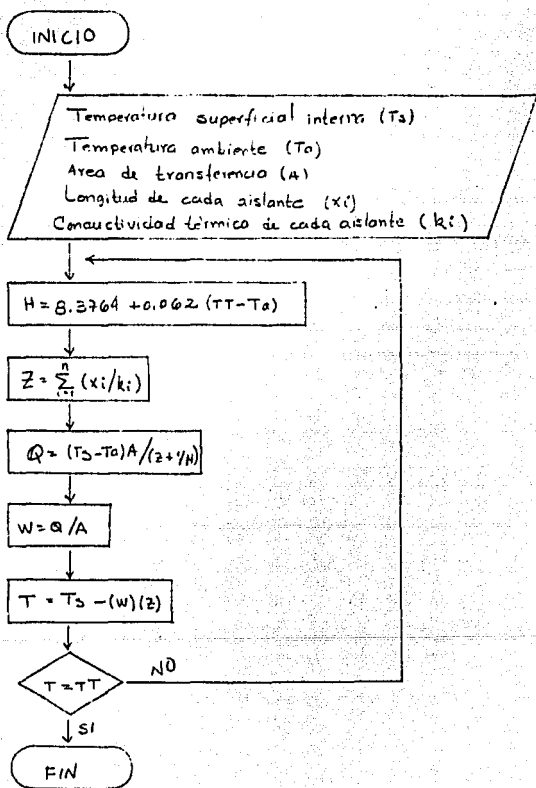
Conocer :

1. Temperatura superficial interna
2. Temperatura ambiente
3. Número de capas de aislante
4. Conductividad térmica de cada aislante
5. Longitud de cada aislante
6. Área de transferencia

Evaluar :

7. La temperatura superficial externa
8. El calor total transferido

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 21

```

10 PRINTTAB(1)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA TRANSFERENCIA"
20 PRINT
30 PRINTTAB(2)"DE CALOR Y TEMPERATURAS SUPERFICIALES"
40 PRINT
50 PRINTTAB(3)"A TRAVES DE CAPAS DE AISLANTE EN SERIE"
60 PRINT:PRINT:PRINT
70 PRINT"TEMPERATURA SUPERFICIAL INTERNA (C):"
75 INPUT TS
80 PRINT
90 INPUT"TEMPERATURA AMBIENTE (C):"TA
100 PRINT
110 INPUT"AREA DE TRANSFERENCIA (M2):"A
120 PRINT
130 INPUT"NUMERO DE CAPAS DE AISLANTE:"N
132 PRINT
134 PRINT"NOMBRE DE CADA AISLANTE.EMPIEZA POR"
136 PRINT"LA CAPA INTERNA"
138 PRINT:PRINT
140 FOR I=1 TO N
142 INPUT B*(I)
144 NEXT I
146 PRINT:PRINT
150 FOR I=1 TO N
160 PRINT"LONGITUD DEL ":"B*(I)" (METROS)"
165 INPUT X(I)
170 PRINT"SU CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/H.M.C):"
175 INPUT K(I)
180 PRINT:PRINT
190 NEXT I
200 H=8.3704+0.0502*(TT-TA)
210 FOR I=1 TO N
220 Z(I)=X(I)*K(I)
230 Z=Z+Z(I)
240 NEXT I
250 Q=(TS-TA)*A/(Z+1/H)
260 W=Q/A
270 T=TS-W*A
280 IF T=TT THEN 310
290 TT=T+1
295 Z=1+Q
300 GOTO 280
310 PRINT:PRINT:PRINT
320 PRINT"EL CALOR TRANSFERIDO ES:"
330 PRINTQ" (KCAL/HORA)"
340 PRINT
350 PRINT"LA TEMPERATURA SUPERFICIAL EXTERNA ES:"
360 PRINTT" C"
370 PRINT:PRINT
380 INPUT"DESEA OTRO CALCULO (S/N):"JA
390 IF JA="SI" THEN 60
400 END

```


Ejemplos

Una capa de aislante

1. Una pared de concreto de 12 cm. de grueso tiene una conductividad térmica de $0.5 \text{ Kcal/hrm}^2\text{C}$. La pared está sujeta a una corriente de aire que está a 15°C . Determine la velocidad de transferencia de calor y la temperatura superficial de la pared. La temperatura interna es de 21.065°C y el área de transferencia es de 1 m^2 .

Respuesta : Temp. sup. ext. = 17°C

Calor transferido = 16.9557 Kcal/hr

Dos capas de aislante

2. La pared plana de un horno está forrada por una capa de 12 cm de ladrillo Sil-o-Gel, cuya conductividad térmica es $0.12 \text{ Kcal/hrm}^2\text{C}$, y una capa de 24 cm de ladrillo ordinario de conductividad $1.2 \text{ Kcal/hrm}^2\text{C}$. La temperatura de la cara interna es de 760°C y la de la cara exterior es de 76°C . Evaluar el calor transferido y las temperaturas superficiales.

Respuesta : Calor transferido = 530.6 Kcal/hora

Tres capas de aislante

1. Un horno está construido con ladrillo refractario de 22 cm de ancho, después de éste se colocan 12 cm de ladrillo aislante y después 22 cm de ladrillo común. Al operar a régimen permanente se encuentra que la temperatura interior es de 930°C y la exterior de 55°C . La conductividad térmica de los ladrillos es respectivamente : 1.19 , 0.178 , $0.5922 \text{ Kcal/hrm}^2\text{C}$. Encuentre las pérdidas de calor por unidad de área.

Respuesta : El calor transferido es : $622.2182 \text{ Kcal/hora}$

Ejemplos Resueltos

Ejemplo 1

1a. Suposición ; $T_{\text{sup.ext.}} = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$ht = 8.3764 + 0.0602(15 - 15) = 8.3764 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2\text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$Q = \frac{(21.065 - 15)(1)}{\frac{0.12}{0.5} + \frac{1}{8.3764}} = 16.8761 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora}}$$

$$T = 21.065 - \left(\frac{16.8761}{1}\right)\left(\frac{0.12}{0.5}\right) = 17 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2° Suposición ; $\text{Temp. sup. ext.} = 17 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$ht = 8.3764 + 0.0602(17 - 15) = 8.4968 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2\text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$Q = \frac{(21.065 - 15)(1)}{\frac{0.12}{0.5} + \frac{1}{8.4968}} = 16.9560 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora}}$$

$$T = 21.065 - (16.9560)\left(\frac{0.12}{0.5}\right) = 16.995 \text{ } ^\circ\text{C}$$

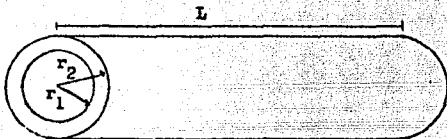
Resultados :

Temperatura Superficial Externa ; $17 \text{ } ^\circ\text{C}$

Calor Total Transferido ; $16.9560 \frac{\text{Kcal}}{\text{hora}}$

Conducción a través de cuerpos cilíndricos

En muchos casos de las industrias de proceso, el calor se transfiere a través de las paredes de un cilindro, esto es, una tubería. Considérese el cilindro hueco de la figura con radio interior r_1 , donde la temperatura es T_1 ; un radio externo r_2 con temperatura T_2 y longitud L . Supóngase que hay un flujo radial de calor desde la superficie interior hasta la exterior:



Volviendo a escribir la ley de Fourier : $\frac{Q}{A} = -k \frac{dT}{dr}$

El área de sección transversal normal al flujo de calor es : $A = 2\pi rL$

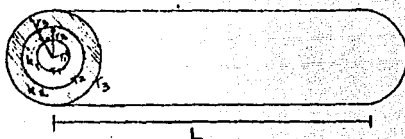
Sustituyendo, reordenando e integrando tenemos :

$$\frac{Q}{2\pi L} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -k \int_{T_1}^{T_2} dT \quad ; \quad Q = k \frac{2\pi L}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} (T_1 - T_2)$$

$$R = \ln \frac{r_2}{r_1} \frac{L}{2\pi Lk}$$

Conducción a través de varias capas cilíndricas.

La transferencia de calor en las industrias de proceso suele ocurrir a través de cilindros de capas múltiples, tal como sucede cuando se transfiere calor a través de las paredes de una tubería aislada. La figura muestra una tubería con una capa de aislamiento a su alrededor; decir, un total de dos cilindros concéntricos :



La caída de temperatura es $T_1 - T_2$ y $T_2 - T_3$. Evidentemente, la velocidad de transferencia de calor será igual en todas las capas, pues se trata de estado estable.

Con el mismo método que se aplicó para el problema de las paredes planas en serie, las expresiones finales son :

$$Q = \frac{\Delta T_{total}}{\Sigma R} = \frac{\text{Temp. sup. interna} - \text{Temp. amb.}}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi L k_1} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi L k_2}}$$

Tomando en cuenta convección y radiación :

$$Q = \frac{\Delta T_{total}}{\Sigma R_{aislante} + \frac{R_{aire}}{A_{ext}}}$$

$$R_{aire} = \frac{1}{ht}$$

$$ht = 8.3764 + 0.0602 \Delta T$$

$$\Delta T = \text{Temp. sup. ext.} - \text{Temp. amb.}$$

$$A_{ext} = \pi L D_{ext. aislante}$$

Nuevamente debemos iterar la temperatura superficial externa. El procedimiento de cálculo es similar al presentado para cuerpos en serie.

El programa calcula las pérdidas de calor y temperaturas superficiales en tuberías con y sin aislante (solo una capa de aislante).

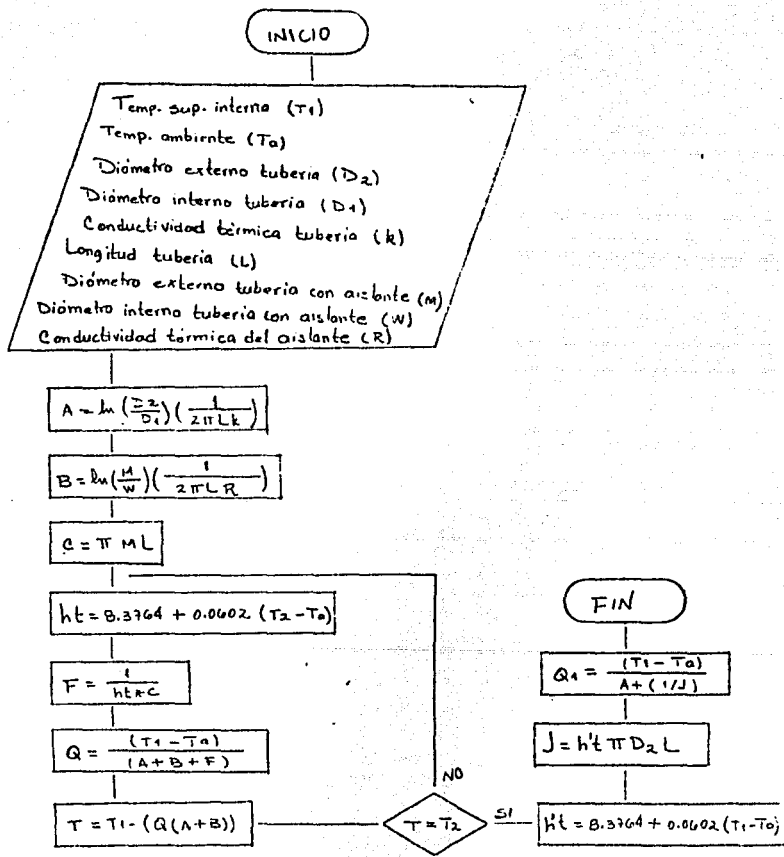
Algoritmo**Conocer:**

1. Temperatura superficial interna
2. Temperatura ambiente
3. Diámetro externo de la tubería
4. Diámetro interno de la tubería
5. Conductividad térmica de la tubería
6. Longitud de la tubería
7. Diámetro externo de la tubería con aislante
8. Diámetro interno de la tubería con aislante
9. Conductividad térmica del aislante

Evaluar:

10. Temperatura superficial externa
11. Calor transferido

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 32

```

10 PRINTAB(3)"ESTE PROGRAMA CALCULA LAS PERDIDAS"
20 PRINT
30 PRINTAB(1)"DE CALOR Y TEMPERATURAS SUPERFICIALES"
40 PRINT
50 PRINTAB(5)"EN TUBERIAS CON Y SIN AISLANTE"
60 PRINT PRINT:PRINT
70 PRINT"TEMPERATURA SUPERFICIAL INTERNA (C):"
75 INPUT T1
80 PRINT
90 INPUT"TEMPERATURA AMBIENTE (C) :":TA
95 PRINT
100 PRINT"DIAMETRO EXTERNO TUBERIA (METROS)"
105 INPUT D2
110 PRINT
120 PRINT"DIAMETRO INTERNO TUBERIA (METROS)"
125 INPUT D1
130 PRINT
140 PRINT"CONDUCT. TERMICA TUBERIA (KCAL./H.M.C)"
150 INPUT K
160 PRINT
170 INPUT"LONGITUD TUBERIA (METROS) ":L
180 PRINT
190 PRINT"DIAMETRO EXTERNO TUBERIA CON AISLANTE"
195 INPUT"(METROS) :":D
200 PRINT
210 PRINT"DIAMETRO INTERNO TUBERIA CON AISLANTE"
215 INPUT"(METROS) :":D1
220 PRINT
230 PRINT"CONDUCT. TERMICA AISLANTE (KCAL./H.M.C)"
240 INPUT R
250 A=(LOG(D2/D1)*(1/(K*2*pi*L)))
260 B=(LOG(M/D1)*(1/(R*2*pi*L)))
270 C=A+M
300 HT=8.3764+0.0602*(T2-TA)
310 F=1/(HT*C)
320 Q=(T1-TA)/(A+B+F)
330 T=T1-(Q*(A+B))
340 IF T2=HT THEN 370
350 T2=T*2
360 GOTO 300
370 H=8.3764+0.0602*(T1-TA)
380 J=H*pi*D2*L
390 Q1=(T1-TA)/(A+1/J)
400 PRINT PRINT:PRINT
410 PRINT"LA TEMPERATURA SUPERFICIAL CON AISLANTE ES:"
420 PRINT"T=";T;" C"
430 PRINT:PRINT
440 PRINT"LAS PERDIDAS DE CALOR CON AISLANTE SON:"
450 PRINT"Q=";Q;" KCAL/HORA"
460 PRINT:PRINT
470 PRINT"LAS PERDIDAS DE CALOR SIN AISLANTE SON:"
480 PRINT"Q1=";Q1;" KCAL/HORA"
500 END

```

Ejemplo.

Un tubo de cobre (conductividad térmica = 325 Kcal/hrm°C) transporta vapor a 100 °C. El diámetro exterior del tubo es 5.08 cm. y el interior 4.75 cm. El tubo se encuentra en un cuarto cuya temperatura ambiente es de 25 °C.

- Calcule las pérdidas de calor
- Si el tubo se recubre con una pulgada de fibra de vidrio (conductividad = 0.04 Kcal/hrm°C) calcule las nuevas pérdidas de calor

Respuestas : a) El calor transferido es : 154.2927 Kcal/hr

b) El calor transferido es : 24.112 Kcal/hr

Ejemplo Resuelto

$$b) \quad Q = \frac{\text{Temp. sup. int} - \text{Temp. amb.}}{\frac{\ln(\text{Dext}/\text{Dint})_{\text{tub}}}{2\pi L k_{\text{tub}}} + \frac{\ln(\text{Dext}/\text{Dint})_{\text{aisl}}}{2\pi L k_{\text{aisl}}} + \frac{1}{ht \times A_{\text{ext}}}}$$

$$ht = 8.3764 + 0.0602(T_2 - T_{\text{amb}}) \quad ; \quad T_2 = \text{Temp. sup. ext. aislante}$$

$$\text{la. suposición : } T_2 = 25 \text{ °C} \Rightarrow ht = 8.3764 \text{ Kcal/hrm}^2\text{°C}$$

$$Q = \frac{(100 - 25)}{\frac{\ln(0.0508/0.0475)}{2\pi(1)(325)} + \frac{\ln(0.1016/0.0508)}{2\pi(1)(0.04)} + \frac{1}{(8.3764)(\pi)(0.1016)(1)}}$$

$$3.2892 \times 10^{-5} \quad 2.7579$$

$$Q = 13.80 \text{ Kcal/hora}$$

$$T_2 = 100 - 13.80(3.2892 \times 10^{-5} + 2.7579) = 61.91 \text{ °C} \rightarrow 2^\circ \text{ suposición}$$

$$\text{Finalmente : } Q = 24.112 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \quad ; \quad T_2 = 33.50 \text{ °C}$$

C O N V E C C I O N

La convección es la transferencia de calor mediante el movimiento de un fluido. La convección se lleva a cabo porque un fluido en movimiento recoge energía de un cuerpo caliente o lleva energía a un cuerpo frío.

Con frecuencia involucra el intercambio de energía entre una superficie sólida fría y un fluido. Conviene aclarar que existe una diferencia entre la transferencia de calor por convección forzada en la que se provoca el flujo de un fluido sobre una superficie sólida por medio de una bomba, un ventilador u otro dispositivo mecánico y la convección libre o natural, en la cual un fluido más caliente o más frío que está en contacto con la superficie sólida, cause una circulación debido a la diferencia de densidades que resulta del gradiente de temperatura en el fluido. Entre los ejemplos de transferencia de calor por convección pueden citarse la pérdida de calor en el radiador de un automóvil, el cocimiento de alimentos en un recipiente con agitación, el enfriamiento de una taza de café caliente al soplar en su superficie, etc.

El calor transferido desde la superficie de un sólido a un fluido en movimiento está dado por :

$$Q = h A (T_s - T)$$

donde h = coeficiente de convección

A = área de transferencia

T = temperatura media del fluido

T_s = temperatura de la superficie del sólido

El tipo de flujo, ya sea laminar o turbulento, del fluido individual, ejerce un efecto considerable sobre el coeficiente de transferencia de calor " h ", al que suele llamarsele coeficiente de película, pues la mayor parte de la resistencia a la transferencia de calor está

localizada en la película delgada cercana a la pared. Mientras más turbulento sea el flujo, más alto será el coeficiente de transferencia de calor.

La mayoría de las correlaciones para predecir coeficientes de película son semiempíricas y dependen de las propiedades físicas del fluido, del tipo y velocidad del flujo, de la diferencia de temperaturas y de la geometría del sistema físico individual considerado.

Para establecer las relaciones de datos de los coeficientes de transferencia de calor se usan números adimensionales, siendo los más empleados en la transmisión de calor por convección los sig. :

Nusselt $Nu = hD/k$

Peclet $Pe = Lv \rho C_p/k$

Stanton $St = Nu/RePr$

Gratzky $Gr = vC_p/kL$

Reynolds $Re = Lv \rho/\mu$

Grashof $Gr = \beta g \Delta T L^3/\nu^2$

Prandtl $Pr = Cp \mu/k$

Condensación : $Co = \rho^2 \lambda \Delta T/\nu^2 C_p$

Convección Forzada

Determinación de coeficientes de convección dentro de tubos sin cambio de fase.

El proceso de transferencia convectiva de calor de mayor importancia industrial es el enfriamiento o calentamiento de un fluido que pasa por un ducto o tubería. Se requieren diferentes tipos de correlaciones para el coeficiente convectivo de flujo laminar (Re inferior a 2000), flujo totalmente turbulento (Re superior a 10000) y transición (Re entre 2100 y 10000) :

Flujo Laminar :

$$Nu = \frac{hD}{k} = 2 \left(\frac{wC_p}{kL} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$$

$$\text{Temp. media} = \frac{T_{\text{fluido}} + T_{\text{sup.}}}{2}$$

$$v = K_g/hr$$

L = longitud (metros)

μ = viscosidad a temperatura media del fluido

μ_s = viscosidad a la temperatura superficial

Región de Transición :

$$Nu = \frac{hD}{k} = 0.116 (Re)^{2/3} - 125 (Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_B} \right)^{0.14} \left[1 + \left(\frac{D}{L} \right)^{2/3} \right]$$

Todas las propiedades del fluido se evalúan a la temperatura media.

Flujo Turbulento :

$$Nu = \frac{hD}{k} = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_B} \right)^{0.14}$$

Todas las propiedades del fluido son a la temperatura media

Ecuación especial para Agua :

$$h = 2280 \frac{(1.352 + 0.0198 T) u^{0.8}}{D^{0.2}}$$

T = °C

h = kcal/hm²°C

u = m/seg

D = cm

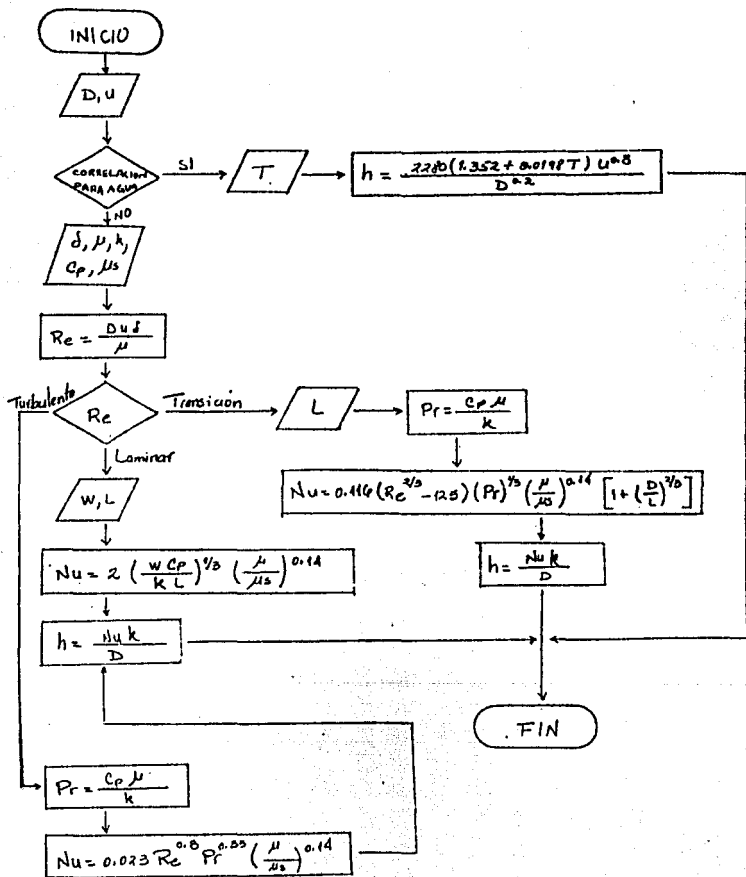
Algoritmo para obtener el coeficiente de transferencia de calor por convección forzada dentro de tubos sin cambio de fase.

Conocer :

1. Diámetro del tubo
2. Velocidad del fluido
3. Densidad del fluido
4. Viscosidad del fluido
5. Conductividad térmica
6. Capacidad calorífica
7. Viscosidad a la temperatura superficial
8. Gasto del fluido
9. Longitud de tubería

Evaluar : Coeficiente de convección

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 03

```

10 PRINTAB(3)"DETERMINACION DE COEFICIENTES DE"
20 PRINT
30 PRINTAB(4)"CONVECCION DENTRO DE TUBOS SIN"
40 PRINT
50 PRINTAB(11)"CAMBIO DE FASE"
50 PRINT:PRINT:PRINT
70 INPUT"DIAMETRO DE TUBO (METROS):";D
90 PRINT:INPUT"VELOCIDAD DEL FLUIDO (M/SEG):";U
92 PRINT:PRINT"DESEAS UTILIZAR UNA CORRELACION ESPECIAL"
93 INPUT"PARA AGUA (SI/NO)";B#
94 IF B#="SI" THEN 571
100 PRINT:PRINT
110 PRINT"TOODAS LAS PROPIEDADES QUE SE PIDEN A"
120 PRINT"CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
130 PRINT"LA TEMPERATURA MEDIA."
140 PRINT:PRINT
150 INPUT"DENSIIDAD (KG/M3)";D
170 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG)";M
180 PRINT:INPUT"CONDUCT. TERMICA (KCAL/H.M.C)";K
200 PRINT:INPUT"CAP. CALORIFICA (KCAL/KG.C)";CP
205 PRINT:PRINT"VISCOSIDAD A LA TEMP. SUP.(KG/M.SEG)";
206 INPUT MS
220 RE=E*U*D/M
225 PRINT"RE=";RE
230 IF RE<2000 THEN 230
240 IF RE>10000 THEN 470
250 IF 2000<RE<10000 THEN 540
280 PRINT
290 INPUT"CUAL ES EL GASTO (KG/HR)";W
300 PRINT
330 PRINT:INPUT"LONGITUD DEL TUBO (METROS)";L
340 NU=2*(K*CP)/(K*L))*((1/3)*M/MS)*((0.14)
350 CC=NU*K*E
360 PRINT:PRINT:PRINT
370 PRINT"EL COEFICIENTE DE CONVECCION ES:"
380 PRINT CC" KCAL/H.C.M2"
390 PRINT:PRINT:PRINT
400 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)";A#
410 IF A#="SI" THEN 60
440 END
470 PR=(CP*H*U)*3600
480 HU=0.023*RE*(0.9)*PR*(0.33)*M/MS)*((0.14)
500 GOTO 350
540 PRINT:INPUT"LONGITUD DEL TUBO (METROS)";L
545 CP=(CP+H*U)*3600
550 HU=0.116*(FE*(2/3)-125)*(PR*(1/3))*M/MS)*((0.14))*((1+(E/L)*(2/3))
570 GOTO 350
571 PRINT
572 INPUT"TEMPERATURA DEL AGUA (C)";T
573 F=E*100
574 CC=2380*(1.352+(0.0198*F))*U*(0.9)/F*10.2
575 GOTO 360

```

Ejemplos

A través de un tubo de 1 in de diámetro fluye agua a una temperatura media de 38 °C, con una velocidad de 1.5 m/seg. La temperatura de la pared del tubo es de 55 °C. Determine el coeficiente de transferencia de calor si la longitud del tubo es de 1m.

Respuesta : El coeficiente es : 5290.37 Kcal/hrm²°C

Ejemplo Resuelto

$$Re = \frac{Du_s}{\mu} = \frac{(0.0254 \text{ m})(1.5 \text{ m/seg})(992 \text{ Kg/m}^3)}{0.654 \times 10^{-3} \text{ Kg/mseg}} = 57790$$

$$Pr = \frac{Cp\mu}{k} = \frac{(0.99 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C})(0.654 \times 10^{-3} \text{ Kg/mseg})}{0.54 \text{ Kcal/hrm}^\circ\text{C}} \times 3600 = 4.3164$$

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0.14}$$

$$Nu = 0.023(57790)^{0.8} (4.3164)^{0.33} \left(\frac{0.654 \times 10^{-3}}{0.51 \times 10^{-3}}\right)^{0.14} = 248.84$$

$$\frac{hD}{k} = 248.84$$

$$h = \frac{248.84(0.54 \text{ Kcal/hrm}^\circ\text{C})}{0.0254 \text{ m}} = 5290.30 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2^\circ\text{C}}$$

Determinación de Coeficientes de convección para fluidos que viajan por el espacio anular de dos tubos concéntricos.

Cuando los fluidos viajan por el espacio anular entre dos tubos concéntricos la ecuación utilizada para obtener el coeficiente de convección sin cambio de fase es :

$$Nu = \frac{hD}{k} = 0.031 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_B}\right)^{0.14} \left(\frac{D_1}{D_0}\right)^{0.15}$$

h = coeficiente de transferencia de calor

k = conductividad térmica

D_1 = diámetro interno del tubo externo

D_0 = diámetro externo del tubo interno

Las propiedades del fluido se determinan a la temperatura media.

Algoritmo para obtener el coeficiente de Transferencia de Calor por convección forzada en anulos.

Conocer :

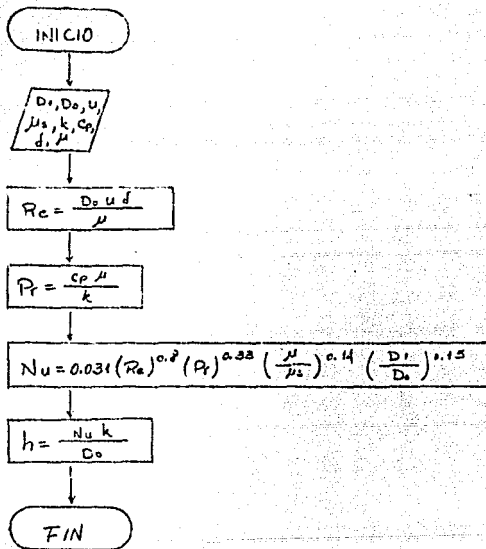
1. Diámetro externo del tubo interno
2. Diámetro interno del tubo externo
3. Velocidad del fluido
4. Viscosidad a la temperatura superficial
5. Propiedades del fluido a la temperatura media:

Viscosidad, densidad, capacidad calorífica, conductividad térmica.

Evaluar :

6. Coeficiente de Convección.

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 34

```

10 PRINTAB(5)"COEFICIENTE DE CONVECCION PARA"
15 PRINT
20 PRINTAB(6)"FLUIDOS EN EL ESPACIO ANULAR"
25 PRINT
30 PRINTAB(9)"DE TUBOS CONCENTRICOS"
40 PRINT PRINT PRINT
50 PRINT"DIAMETRO EXTERNO TUBO INTERNO (METROS)"
55 INPUT D0
60 PRINT
70 PRINT"DIAMETRO INTERNO TUBO EXTERNO (METROS)"
75 INPUT D1
90 PRINT INPUT"VELOCIDAD DEL FLUIDO (M/SEG):"VU
95 PRINT PRINT"VISCOSIDAD A LA TEMP. SUP. (KG/M.SEG):"
96 INPUT MS
100 PRINT PRINT
110 PRINT"TOQUE LAS PROPIEDADES QUE SE PISEN A"
120 PRINT"CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
130 PRINT"LA TEMPERATURA MEDIA."
140 PRINT PRINT
150 PRINT"CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/HR.M.C):"
160 INPUT K
180 PRINT PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA (KCAL/KG.C):"
185 INPUT CP
200 PRINT INPUT"DENSIDAD (KG/M3):"D
220 PRINT INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG):"M
250 PE=DO*UD0/M
260 PR=CP*M*3600/K
280 HU=0.031*RE 10.8+FF 10.33*(M/MS) 10.14*(D1/DO) 10.15
290 H=HU*K/DO
300 PRINT PRINT PRINT
310 PRINT"EL COEFICIENTE DE CONVECCION ES:"
320 PRINT H" KCAL/H.M2.C"
330 PRINT PRINT
340 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO):"A#
350 IF A#"SI" THEN 40
360 END

```

READY.

Ejemplo :

Determinar el coeficiente de convección para un fluido que circula por un espacio anular de las siguientes dimensiones :

Diámetro interno del tubo externo : 0.0409 metros

Diámetro externo del tubo interno : 0.02667 metros

Temperatura media : 30 °C

Densidad : 780 Kg/m³

k : 0.1566 Kcal/hrm²°C

Viscosidad : 1.1 x 10⁻³ Kg/mseg

u : 1.42 m/seg

Cp : 0.5822 Kcal/Kg°C

μs : 0.53 x 10⁻³ Kg/mseg

Respuesta : El coeficiente de convección es : 1771.61 Kcal/hrm²°C

Ejemplo Resuelto :

$$Re = \frac{D_o u \rho}{\mu} = \frac{(0.02667 \text{ m})(1.42 \text{ m/seg})(780 \text{ Kg/m}^3)}{1.1 \times 10^{-3} \text{ Kg/mseg}} = 2.6854 \times 10^4$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{(0.5822 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C})(1.1 \times 10^{-3} \text{ Kg/mseg})}{0.1566 \text{ Kcal/hrm}^\circ\text{C}} \times 3600 = 14.6970$$

$$Nu = 0.031(2.6854 \times 10^4)^{0.8} (14.6970)^{0.33} \left(\frac{1.1 \times 10^{-3}}{0.65 \times 10^{-3}} \right)^{0.14} \left(\frac{0.0409}{0.02667} \right)^{0.1}$$

$$Nu = 310.6387$$

$$h = \frac{(301.7147)(0.1566 \text{ Kcal/hrm}^\circ\text{C})}{0.02667 \text{ m}} = 1771.60 \text{ Kcal/hrm}^\circ\text{C}$$

Determinación de coeficientes de convección para fluidos que viajan por el interior de serpentines sin cambio de fase.

El serpentín de tubos proporciona uno de los medios más baratos de obtener superficies para transferencia de calor. Generalmente, se construyen doblando longitudes variables de tubería para darle forma de hélices o serpentines helicoidales dobles.

Debido al aumento de turbulencia debe esperarse que los coeficientes de película para los tubos en un serpentín sean mayores para un cierto flujo en peso que para un tubo recto. Para usos ordinarios la correlación que se sugiere es la misma que para tubos rectos en flujo turbulento donde el valor del coeficiente obtenido debe multiplicarse por la relación del diámetro interno del serpentín al diámetro de la espira como se muestra a continuación :

$$Nu = \frac{h_i d}{k} = 0.023 Re^{0.3} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$$

$$h_{is} = h_i \left(1 + 3.54 \frac{d}{D} \right)$$

h_{is} = coeficiente de transferencia de calor por convección para fluidos que circulan por el interior de serpentines

d = diámetro interno del serpentín

D = diámetro de la espira

Las propiedades del fluido se evalúan a la temperatura media.

Algoritmo

Conocer :

1. Diámetro interno del serpentín
2. Diámetro de la espira
3. Velocidad del fluido
4. Viscosidad a la temperatura superficial

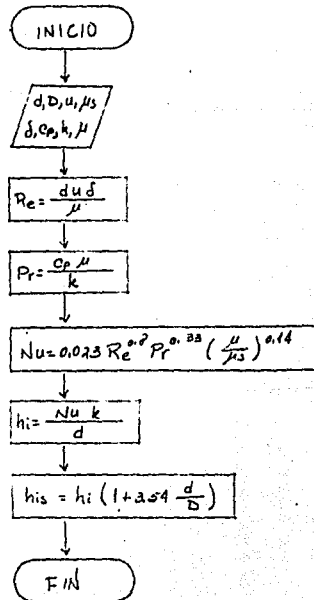
5. Propiedades del fluido a la temperatura media:

Densidad, viscosidad, capacidad calorífica, conductividad térmica

Evaluar :

6. El coeficiente de transferencia de calor por convección

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 35

```

10 PRINTTAB(5)"COEFICIENTE DE CONVECCION EN EL"
20 PRINT
30 PRINTTAB(7)"INTERIOR DE SERPENTINES SIN"
35 PRINT:PRINTTAB(13)"CAMBIO DE FASE"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"DIAMETRO INTERNO DEL SERPENTIN (METROS):"
60 INPUT D0
60 PRINT:INPUT"DIAMETRO DE LA ESPIRA (METROS):"D1
100 PRINT:INPUT"VELOCIDAD DEL FLUIDO (M/SEG):"U
110 PRINT
120 PRINT"VISCOSIDAD A LA TEMP. SUP. (KG/M.SEG):"
130 INPUT M3
140 PRINT:PRINT
150 PRINT"TOCADO LAS PROPIEDADES QUE SE PIDEN A"
160 PRINT"CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
170 PRINT"LA TEMPERATURA MEDIA"
180 PRINT:PRINT
190 INPUT"DENSIDAD (KG/M3):"D
210 PRINT:PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA (KCAL/KG.C):"
220 INPUT CP
230 PRINT:PRINT"CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/H.M.C):"
240 INPUT K
250 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG):"M
270 RE=D0*U*D0*M
280 PR=CP*M*3600/K
290 NU=D0.023*RE10.8*PR10.33*(M/MS)10.14
300 HI=NU*K/D0
310 H=HI*(1+3.54*D0/D1)
320 PRINT:PRINT:PRINT
330 PRINT"EL COEFICIENTE DE CONVECCION ES:"
340 PRINT H" KCAL/H.M2.C"
350 PRINT:PRINT
360 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):"AF
370 IF AF="SI" THEN 40
400 END

```

READY.

Ejemplo

Evaluar el coeficiente de transferencia de calor para un serpentín formado por tubo de 0.0254 m de diámetro con una espira de 0.5m.

La velocidad del fluido es 1.42 m/seg y la temperatura media 30 °C

Respuesta : El valor del coeficiente es 1468.6932 Kcal/hrm²°C

Ejemplo Resuelto

$$Re = \frac{(0.0254)(1.42)(780)}{1.1 \times 10^{-3}} = 2.5574 \times 10^4$$

$$Pr = \frac{(0.5812)(1.1 \times 10^{-3})(3600)}{0.1566} = 14.6970$$

$$Nu = 0.023 (2.5574 \times 10^4)^{0.8} (14.6970)^{0.33} \left(\frac{1.1 \times 10^{-3}}{0.65 \times 10^{-3}} \right)^{0.14} = 201.907$$

$$h_1 = \frac{(201.9077)(0.1566)}{0.0254} = 1244.8325 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$h_{1s} = 1244.8325 \left(1 + 3.54 \frac{0.0254}{0.5} \right) = 1468.6932 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

Convección Natural

Como ya se indicó, la convección es la transferencia de calor mediante el movimiento de un fluido.

En el caso de la convección natural el movimiento del fluido se debe a la diferencia de densidades que se presentan en el fluido como resultado de una diferencia de temperaturas.

Los grupos adimensionales que controlan la transferencia de calor en convección natural son ;

$$\text{Número Prandtl ; } Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad ; \quad \text{Número Nusselt ; } Nu = \frac{hL}{k}$$

$$\text{Número Grashof ; } Gr = \frac{\rho g \beta L^3 \Delta T}{\mu^2} \quad ; \quad \Delta T = \frac{L}{T_{\text{película}} + 273}$$

Donde ;

C_p = Capacidad calorífica

μ = Viscosidad del fluido

k = Conductividad térmica del fluido

β = Coeficiente de expansión térmica

g = Aceleración de la gravedad

ρ = Densidad del fluido

L = Longitud de la superficie

ΔT = Diferencia de temperaturas

h = Coeficiente de transferencia de calor por convección natural

El número Prandtl caracteriza la relación entre las propiedades de viscosidad y conductividad térmica del fluido.

El número Grashof relaciona las fuerzas de rozamiento, inercia y flotación debida a la diferencia de densidades entre los distintos puntos del flujo no isotérmico.

El número Nusselt relaciona la transferencia de calor por convección con relación a la transferencia de calor por conducción.

A continuación se muestran algunas correlaciones para distintas geometrías :

Placas Verticales

| GrPr | Correlación a emplear | Ecuación simplificada |
|------------------|-------------------------|--|
| $10^4 - 10^9$ | $Nu = 0.59(GrPr)^{1/4}$ | $h = 1.217(\Delta T/L)^{0.25}$ |
| $10^9 - 10^{12}$ | $Nu = 0.13(GrPr)^{1/3}$ | $h = 1.27(\Delta T)^{1/3}$ |
| $< 10^4$ | $Nu = 1.36(GrPr)^{1/6}$ | L = metros $\Delta T = ^\circ C$ $h = Kcal/hrm^2 \cdot ^\circ C$ |

Placas Horizontales

| GrPr | Correlación a emplear | Ecuación simplificada |
|------------------|--------------------------|--------------------------------|
| $10^5 - 10^7$ | $Nu = 0.54(GrPr)^{0.25}$ | $h = 1.133(\Delta T/L)^{0.25}$ |
| $10^7 - 10^{10}$ | $Nu = 0.14(GrPr)^{1/3}$ | $h = 1.305 \Delta T^{1/3}$ |

Estas ecuaciones son para placas calientes con la cara hacia arriba.

Para placas calientes con la cara hacia abajo :

Correlación a emplear : $Nu = 0.27(GrPr)^{0.25}$

Ecuación simplificada : $h = 0.5035 (\Delta T/L)^{0.25}$

Todas las propiedades del fluido se evalúan a la temperatura de película (T_f) :

$$T_f = \frac{\text{Temp.fluido} + \text{Tem.superficie}}{2}$$

y es válido tanto para placas verticales como para placas horizontales.

El programa que se presenta a continuación evalúa el coeficiente de transferencia de calor por convección natural en placas verticales y horizontales.

Algoritmo

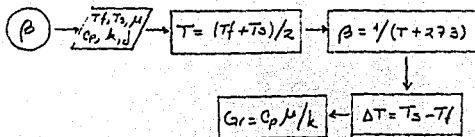
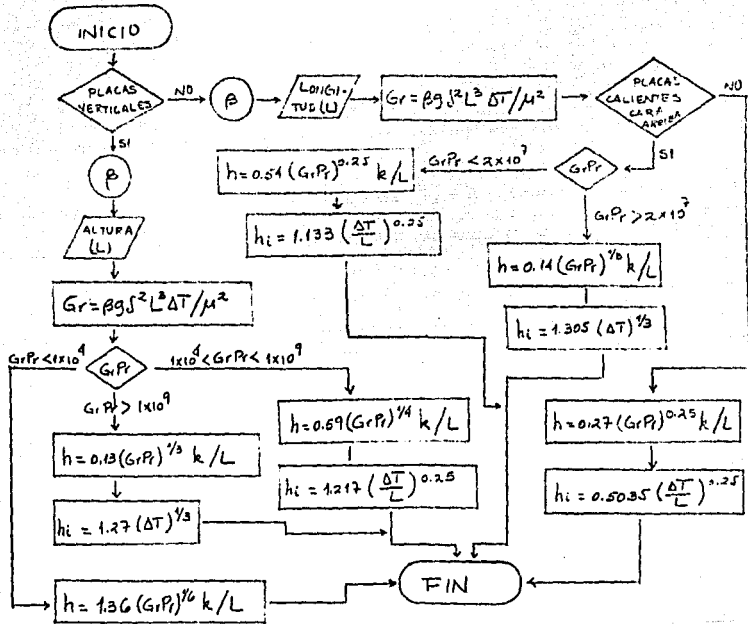
Conocer :

1. Temperatura del fluido
2. Temperatura de la superficie
3. Capacidad calorífica
4. Viscosidad
5. Conductividad térmica
6. Densidad
7. Altura de la placa o bien Longitud de la placa (según el caso)

Evaluar :

8. El coeficiente de convección

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 36

```

10 PRINTTAB(10)"QUE DESEAS EVALUAR?"
20 PRINT:PRINT"1) PLACAS VERTICALES"
30 PRINT:PRINT"2) PLACAS HORIZONTALES"
40 PRINT:INPUT"Y BIEN:";A#
50 IF A#="E" THEN 340
60 PRINT:PRINT:PRINT
70 PRINTTAB(10)"COEFICIENTE DE CONVECCION NATURAL EN"
80 PRINT
90 PRINTTAB(10)"PLACAS VERTICALES"
100 GOSUB 600
110 INPUT"LONGITUD DE LA PLACA (METROS):";L
115 GP=#A#.01#D1#L#L#TT/M12
116 GP=#R#PP
120 IF GP#D4 THEN 150
130 IF GP#1E# THEN 230
140 IF 1E4#GP#C1E# THEN 310
150 H=1.36#GP#(1/6)#K/L
160 PRINT:PRINT:PRINT
170 PRINT"EL COEFICIENTE DE CONVECCION ES:"
180 PRINT H" KCAL/H.M2.C"
190 PRINT:PRINT
200 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";B#
210 IF B#="NO" THEN 220
215 PRINT:PRINT:GOTO 10
220 END
230 H=0.13#GP#(1/3)#K/L
240 HI=1.27#TT#(1/3)
250 PRINT:PRINT:PRINT
260 PRINT"EL COEFICIENTE DE CONVECCION ES:"
270 PRINT H" KCAL/H.M2.C"
280 PRINT:PRINT"CON ECUACION SIMPLIFICADA EL VALOR DEL"
290 PRINT"COEFICIENTE ES:";HI" KCAL/H.M2.C"
300 GOTO 190
310 H=0.59#GP#(1/4)#K/L
320 HI=1.217#(TT.L)#10.25
330 GOTO 250
340 PRINT:PRINT:PRINT
350 PRINTTAB(10)"COEFICIENTE DE CONVECCION NATURAL EN"
360 PRINT
370 PRINTTAB(10)"PLACAS HORIZONTALES"
380 GOSUB 600
390 INPUT"LONGITUD DE LA PLACA (METROS):";L
395 GP=#A#.81#D12#L#L#TT/M12
396 GP=#R#PP
400 PRINT:PRINT
410 PRINT"QUE OPCION ELIGES?"
420 PRINT:PRINT"1) PLACAS CALIENTES CON LA CARA"
430 PRINT"    HACIA ARRIBA"
440 PRINT:PRINT"2) PLACAS CALIENTES CON LA CARA"
450 PRINT"    HACIA ABAJO"
460 PRINT:INPUT"Y BIEN:";A#
470 IF A#="2" THEN 500

```

```
480 IF CP<2E7 THEN 500
490 IF GP>2E7 THEN 520
500 H=0.54*CP*10.25*K/L
510 HI=1.132*(TT/L)*10.25
520 GOTO 250
530 H=0.14*GP*(1/3)*K/L
540 HI=1.305*TT*(1/3)
550 GOTO 250
560 H=0.27*GP*(0.25)*K/L
570 HI=0.5035*(TT/L)*10.25
580 GOTO 250
600 PRINT:PRINT
610 INPUT"TEMPERATURA DEL FLUIDO (C):";TF
620 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE (C):";TS
630 T=(TF+TS)/2
640 PRINT:PRINT
650 PRINT"ODAS LAS PROPIEDADES QUE SE PIDEN A"
660 PRINT"CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
670 PRINT"LA TEMPERATURA DE PELICULA:";T" C"
680 PRINT:PRINT
690 PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA (KCAL/KG.C):"
700 INPUT CP
710 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG)";M
720 PRINT:PRINT"CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/H.M.C):"
730 INPUT K
740 PRINT:INPUT"DENSIDAD (KG/M3)";D
750 B=1.*(T+273)
760 TT=TS-TF
770 PR=CP*M*3600./K
800 PRINT:RETURN
```

READY.

Ejemplo :

Evaluar el coeficiente de transferencia de calor por convección que se puede esperar cuando se pone en contacto aire a 25 °C con una superficie caliente a 92 °C y que tiene un metro de altura.

Respuesta : El valor del coeficiente es : 5.0258 Kcal/hrm²°C

Ejemplo Resuelto

$$T_{p\text{eficua}} = \frac{(25 + 92)}{2} = 58.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\beta = \frac{1}{(58.5 + 273)} = 3.016 \times 10^{-3} \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$\text{Gr} = \frac{(3.016 \times 10^{-3})(9.81)(1.0629)^2(1)^3(67)}{(1.9890 \times 10^{-5})^2} = 5.66096 \times 10^9$$

$$\text{Pr} = \frac{(0.237)(1.9890 \times 10^{-5})(3600)}{(0.02454)} = 0.5515$$

$$\text{GrPr} = 3.91 \times 10^9 \quad ; \quad \text{Nu} = 0.13 (\text{GrPr})^{1/3} = 204.8026$$

$$h = \frac{(204.8026)(0.02454)}{1} = 5.025 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Convección Natural en Cilindros Horizontales

Como ya se mencionó anteriormente, la transferencia de calor en las industrias de proceso suele ocurrir a través de las paredes de un cilindro, esto es, una tubería.

Al ponerse el aire en contacto con la superficie sólida (que está a una mayor temperatura), se generan corrientes de convección debido a la diferencia de densidades como resultado del gradiente de temperaturas.

Las correlaciones para determinar coeficientes de convección natural en cilindros horizontales se presentan a continuación :

| GrPr | Correlación a emplear | Ecuación simplificada |
|---------------|--------------------------|---------------------------------|
| $> 10^9$ | $Nu = 0.13(GrPr)^{1/3}$ | $h = 1.0676 \Delta T^{1/3}$ |
| $< 10^4$ | $Nu = 1.09(GrPr)^{1/6}$ | .. |
| $10^4 - 10^9$ | $Nu = 0.53(GrPr)^{0.25}$ | $h = 1.133(\Delta T/Do)^{0.25}$ |

Algoritmo

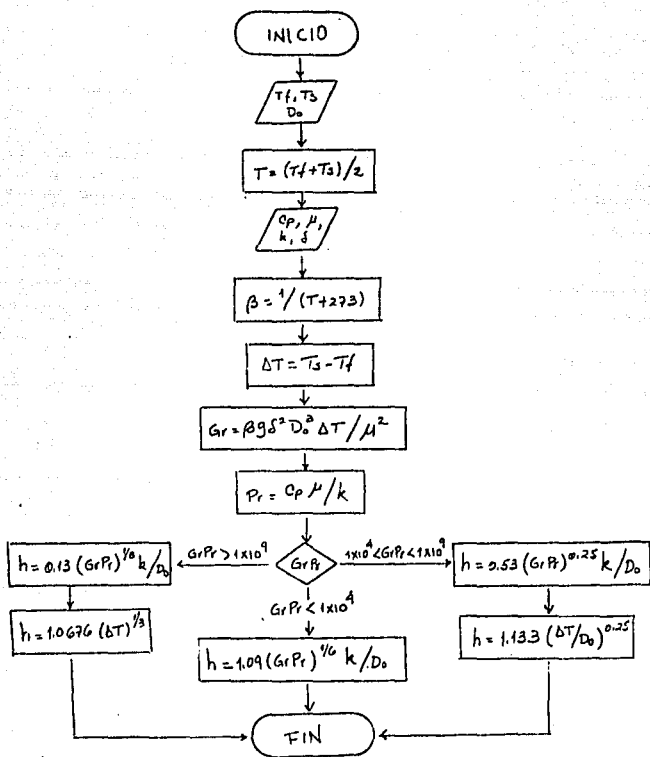
Conocer :

1. Temperatura del fluido
2. Temperatura de la superficie
3. Diámetro externo del cilindro
4. Propiedades del fluido a la temperatura de película :
Capacidad calorífica, viscosidad, conductividad térmica, densidad

Evaluar :

5. Coeficiente de convección

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 37

```

10 PRINTTAB(0) "COEFICIENTE DE CONVECCION NATURAL"
20 PRINT
30 PRINTTAB(7) "EN CILINDROS HORIZONTALES"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 INPUT "TEMPERATURA DEL FLUIDO (C):";TF
70 PRINT INPUT "TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE (C):";TS
90 PRINT
90 PRINT "DIAMETRO EXTERNO DEL CILINDRO (METROS):"
100 INPUT D0
110 T=(TF+TS)/2
120 PRINT:PRINT
130 PRINT "TODAS LAS PROPIEDADES QUE SE PIDEN A"
140 PRINT "CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
150 PRINT "LA TEMPERATURA DE PELICULA: ";T " C"
160 PRINT:PRINT
170 PRINT "CAPACIDAD CALORIFICA (KCAL/KG.C):"
180 INPUT CP
200 PRINT INPUT "VISCOSIDAD (KG/M.SEG):";M
220 PRINT:PRINT "CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/H.M.C):"
230 INPUT K
250 PRINT INPUT "DENSIDAD (KG/M3):";D
260 B=1/(T+273)
270 TT=TS-TF
280 GR=B*9.81*D12*DO13*TT/M12
290 PR=CP*M*3600/K
300 GP=GR*PR
310 IF GP<1E4 THEN 470
320 IF GP<1E9 THEN 340
330 IF 1E4<GP<1E9 THEN 520
340 H=0.13*GP1(1/3)*K/DO
350 HI=1.06768*TT1(1/3)
360 PRINT:PRINT:PRINT
370 PRINT "EL COEFICIENTE DE CONVECCION ES:"
380 PRINT H " KCAL/H.M2.C"
390 PRINT
400 PRINT "CON ECUACION SIMPLIFICADA EL VALOR DEL"
410 PRINT "COEFICIENTE ES: ";HI " KCAL/H.M2.C"
420 PRINT:PRINT
430 INPUT "DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";R#
440 IF R#="SI" THEN 40
460 END
470 H=1.09*GP1(1/3)*K/DO
480 PRINT:PRINT:PRINT
490 PRINT "EL COEFICIENTE DE CONVECCION ES:"
500 PRINT H " KCAL/H.M2.C"
510 GOTO 420
520 H=0.53*GP10.25*K/DO
530 HI=1.133*(TT/DO)10.25
540 GOTO 360

```

READY.

Ejemplo :

Determinar el coeficiente de convección libre para un tubo horizontal de 16 pulgadas de diámetro externo si la superficie está a 92 °C y el aire a 25 °C.

Respuesta : El valor del coeficiente es : 4.074 Kcal/hrm²°C

Ejemplo Resuelto

$$C_p = 0.237 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} ; \quad \rho = 1.0629 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mu = 1.989 \times 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{mseg}} ; \quad k = 0.02454 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^\circ\text{C}}$$

$$\beta = \frac{1}{58.5 + 273} = 3.016 \times 10^{-3} \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

$$\text{Gr} = \frac{(3.016 \times 10^{-3})(9.81)(1.0629)^2(0.4064)^3(67)}{(1.989 \times 10^{-5})^2} = 3.80 \times 10^8$$

$$\text{Pr} = \frac{(0.237)(1.989 \times 10^{-5})(3600)}{0.02454} = 0.6915$$

$$\text{GrPr} = 2.6277 \times 10^8$$

$$h = \frac{0.53(2.6277 \times 10^8)^{0.25}(0.02454)}{0.4064} = 4.07 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2^\circ\text{C}}$$

$$h_i = 1.133 \left[\frac{92 - 25}{0.4064} \right]^{0.25} = 4.06 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2^\circ\text{C}}$$

CONDENSACION

Un fluido puede existir como gas, líquido o vapor. El cambio de líquido a vapor es vaporización y el cambio de vapor a líquido es condensación. La condensación implica entonces un cambio de fase y se verifica cuando un vapor saturado entra en contacto con un sólido cuya temperatura superficial es inferior a la temperatura de saturación.

Las cantidades de calor involucradas en la condensación o vaporización de un kilogramo de fluido son idénticas. Para fluidos puros a una presión dada, el cambio de líquido a vapor o de vapor a líquido ocurre solo a una temperatura, que es la temperatura de saturación o de equilibrio; dicha vaporización o condensación ocurre isotérmicamente.

La condensación tiene lugar a muy diferentes velocidades de transferencia de calor por cualquiera de los dos siguientes y distintos mecanismos físicos: en forma de gota y en forma de película.

Cuando un vapor puro saturado entra en contacto con una superficie fría tal como un tubo, se condensa y puede formar gotitas en la superficie del tubo. Estas gotitas pueden no exhibir ninguna afinidad por la superficie y en lugar de cubrir el tubo se desprenden de él, dejando metal descubierto en el cual se pueden formar sucesivas gotitas de condensado. Cuando la condensación ocurre por este mecanismo se llama condensación en forma de gota. Sin embargo, usualmente puede aparecer una inconfundible película a medida que el vapor se condensa en el tubo cubriéndolo. Se requiere vapor adicional para condensarse en la película del condensado en lugar de hacerlo sobre la pared del tubo directamente. Esta es condensación en forma de película. Los dos mecanismos son distintos e independientes de la cantidad de vapor condensante por metro cuadrado de superficie. La condensación en forma de película no es una transición de la condensación en forma de gota debido a la rapidez a la cual el condensado se forma so-

bre el tubo.

Aunque los coeficientes formados en la condensación en gotas son de 2 a 20 veces mayores que los de condensación pelicular es difícil de obtener comercialmente por largos periodos de tiempo, por lo que prácticamente todos los equipos comerciales se diseñan para condensación en película.

El vapor de agua es el único vapor puro conocido que se condensa en forma de gota y se requieren condiciones especiales para que esto ocurra.

El coeficiente de condensación depende del tipo de superficie sobre la que se efectúa y además de ciertas propiedades del condensado como son : su calor latente, la conductividad térmica, viscosidad, densidad, etc.

El potencial para un flujo descendente de condensado es el campo gravitacional de la tierra.

Las principales correlaciones que se pueden utilizar para predecir el valor de los coeficientes de transferencia de calor por condensación pelicular se muestran en el programa a continuación.

Condensación sobre tubos horizontales.

Para un tubo simple, la película empieza con un espesor cero en la parte superior y dicho espesor aumenta cuando el flujo va corriendo hacia abajo hasta llegar a escurrir por el extremo inferior. Cuando se trata de una batería de tubos horizontales, el condensado del tubo superior escurre sobre el tubo de abajo y así sucesivamente.

$$Nu = \frac{hD_o}{k} = 0.73 \left(\frac{D_o^3 \rho^2 g \lambda}{k \mu \Delta T_N} \right)^{1/4} ; \Delta T = T_v - T_s$$

- g = aceleración de la gravedad
- ρ = densidad del condensado
- μ = viscosidad del condensado
- k = conductividad térmica del condensado

D_o = diámetro externo del tubo

λ = calor latente de condensación

T_v = temperatura del vapor

T_s = temperatura de la superficie

N = número de tubos que están uno encima del otro en una hilera, cada uno con diámetro D_o

Las propiedades del condensado se evalúan a la temperatura de película :

$$T_f = T_v - \frac{3}{4} (T_v - T_s)$$

Condensación sobre tubos verticales

Régimen laminar : ($Re < 525$)

$$Nu = \frac{hL}{k} = 1.13 \left(\frac{\rho^2 g L^3 \lambda}{\mu k \Delta T} \right)^{1/4} ; \quad h = \frac{Nu k}{L}$$

Régimen turbulento : ($Re > 525$)

$$Nu = \frac{hD_o}{k} = 0.00071 \left(\frac{kL\Delta T}{D_o \lambda \mu} \right)^{0.67} \left(\frac{D_o^3 \rho^2 g}{\mu^2} \right)^{0.56}$$

$$Re = \frac{w}{\mu} ; \quad w = \frac{hL\Delta T}{\lambda} \quad w = \text{masa de condensado (Kg/hr.m)}$$

Algoritmo para evaluar el coeficiente de transferencia de calor por condensación en tubos verticales u horizontales

Conocer :

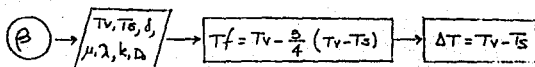
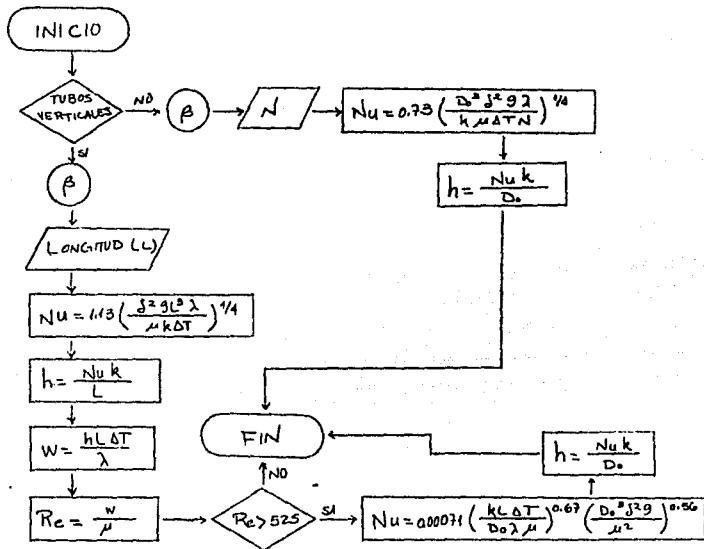
1. Temperatura del vapor
2. Temperatura de la superficie
3. Propiedades del fluido a la temperatura de película :
Densidad, viscosidad, calor latente, conductividad térmica

4. Diámetro externo del tubo
5. Longitud del tubo o número de tubos

Evaluar :

6. El coeficiente de condensación

Diagrama de Flujo para evaluar el coeficiente de transferencia de calor por condensación en tubos verticales u horizontales



PROGRAMA 38

```

10 PRINTTAB(10)"QUE DESEAS EVALUAR:"
20 PRINT:PRINT"A) CONDENSACION SOBRE TUBOS VERTICALES"
30 PRINT:PRINT"B) CONDENSACION SOBRE TUBOS HORIZONTALES"
40 PRINT:INPUT"Y BIEN,QUE ELIGES:";A$
50 IF A$="B" THEN 325
60 PRINT:PRINT:PRINT
70 PRINTTAB(2)"COEFICIENTE DE CONDENSACION SOBRE"
80 PRINT:PRINTTAB(12)"TUBOS VERTICALES"
100 GOSUB 600
130 INPUT"LONGITUD DEL TUBO (METROS)";L
140 NU=1.13*(D12*9.8*3600*CL*W/L3)/(MM*(T))^(1/4)
150 HC=NU*K/L
160 W=HC*L*T/CL
170 RE=W/(M*3600)
180 IF RE>525 THEN 270
190 PRINT:PRINT:PRINT
200 PRINT"EL COEFICIENTE DE CONDENSACION ES:"
210 PRINT HC" KCAL/H.M2.C"
220 PRINT:PRINT"LA MASA DE CONDENSADO ES:"
225 PRINT W" KG/H.M"
230 PRINT:PRINT
240 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)";B$
250 IF B$="NO" THEN 260
255 PRINT:PRINT:PRINT:GOTO 10
260 END
270 N=((K*L*T)/(DO*CL*M*3600))^(1.67)
280 U=((DO13*012*9.81)/(M12))^(1.56)
290 NU=0.00071*N*U
300 HC=NU*K/DO
310 W=HC*L*T/CL
320 GOTO 190
325 PRINT:PRINT:PRINT
330 PRINTTAB(3)"COEFICIENTE DE CONDENSACION SOBRE"
340 PRINT:PRINTTAB(11)"TUBOS HORIZONTALES"
350 PRINT:PRINTTAB(4)"(UN SOLO TUBO O UN HAZ DE TUBOS)"
370 GOSUB 600
380 INPUT"NUMERO DE TUBOS:";N
390 NU=0.73*((DO13*012*CL*9.81*3600)/(K*M*T*N))^(1/4)
400 HC=NU*K/DO
410 PRINT:PRINT:PRINT
420 PRINT"EL COEFICIENTE DE CONDENSACION ES:"
430 PRINT HC" KCAL/H.M2.C"
440 GOTO 230
600 PRINT:PRINT:PRINT
610 INPUT"TEMPERATURA DEL VAPOR (C)";TV
620 PRINT:INPUT"TEMPERATURA LA SUPERFICIE (C)";TS
630 TF=TV-((3/4)*(TV-TS))
640 PRINT:PRINT
650 PRINT"TOODAS LAS PROPIEDADES QUE SE PIDEN A"
660 PRINT"CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
670 PRINT"LA TEMPERATURA DE FELICULA."

```

```
680 PRINT"ESTA ES:";TF" C"  
690 PRINT:PRINT:INPUT"DENSIDAD (KG/M3):";D  
700 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG):";M  
710 PRINT:INPUT"CALOR LATENTE (KCAL/KG):";CL  
720 PRINT:PRINT"CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/H.M.C):"  
725 INPUT K  
730 T=TV-TS  
740 PRINT:PRINT"DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO (METROS):"  
750 INPUT DO  
760 PRINT:RETURN
```

READY.

Ejemplos

1. Un tubo horizontal de 1 pulgada de diámetro externo se utiliza para condensar vapor de agua que está a 100 °C .El tubo está a 65 °C .Indicar el valor del coeficiente.

Respuesta ; El valor del coeficiente es ; 7326.72 Kcal/hrm²°C

2. Determine el coeficiente de condensación para un tubo vertical cuyo diámetro externo es de una pulgada y de 91.44 cm. de longitud. El vapor está a 100 °C y el tubo a 65.55 °C.

Respuesta ; El valor del coeficiente es ; 4657.9319 Kcal/hrm²°C

Ejemplo Resuelto

Ejemplo 2

$$T_f = 100 - \frac{3}{4} (100 - 65.55) = 74.1625 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Densidad} = 977.0135 \text{ Kg/m}^3 \quad ; \quad \text{Viscosidad} = 0.37 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{mseg}}$$

$$\text{Calor latente} = 539 \text{ Kcal/kg} \quad ; \quad \text{Conduct. Térmica} = 0.570 \text{ Kcal/hrm}^\circ\text{C}$$

$$\text{Nu} = 1.13 \left[\frac{(977.0135)^2 (9.81) (0.9144)^3 (539) (3600)}{(0.37 \times 10^{-3}) (0.570) (100 - 65.55)} \right]^{1/4} = 7472.3035$$

$$h = \frac{(7472.3035) (0.570)}{0.9144} = 4657.9313 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$w = \frac{(4657.9313) (0.9144) (34.45)}{539} = 272.26 \frac{\text{Kg}}{\text{hrm}}$$

$$\text{Re} = \frac{272.26}{(0.37 \times 10^{-3}) (3600)} = 204.3740$$

$$\text{Re} < 525$$

RADIACION

La radiación difiere de la conducción y la convección en cuanto a que no requiere de un medio físico para la transferencia.

En la transferencia de calor por radiación, el medio a través del cual se transfiere el calor casi nunca se calienta. Básicamente, este mecanismo consiste en una transferencia de calor por radiación electromagnética.

La radiación térmica es una forma de radiación electromagnética similar a los rayos X, las ondas de luz, los rayos gamma, etc., y la única diferencia es la longitud de onda. Obedece las mismas leyes de la luz: se desplaza en línea recta y puede transmitirse a través del vacío.

Es un mecanismo de transferencia de calor muy importante, en especial cuando existen grandes diferencias de temperatura como en un horno de tubos de caldera de vapor, en los secadores radiantes y en el cocinado de alimentos en hornos. La radiación suele ir acompañada de conducción y convección.

En su sentido más elemental, el mecanismo de transferencia de calor por radiación está constituido por tres etapas o fases:

1. La energía térmica de una fuente de calor, tal como la pared de un horno, se convierte en energía de ondas de radiación electromagnética.
2. Estas ondas se desplazan a través del espacio en líneas rectas y llegan a un objeto frío, tal como un tubo que contiene el agua que se desea calentar.
3. Las ondas electromagnéticas que chocan contra el cuerpo son absorbidas por éste y se vuelven a transformar en energía o calor.

Cuerpo Negro.- Un cuerpo negro es aquél que emite y absorbe a cualquier temperatura y en cualquier longitud de onda la máxima cantidad posible de radiación. Un cuerpo negro es un absorbedor perfecto, ya

que toda la radiación que incide sobre éste es absorbida sin importar la longitud de onda.

La potencia emisiva total de un cuerpo negro a lo largo de todo el espectro de longitud de onda se calcula con la ley de Plank ;

$$q = A \sigma T^4$$

σ = Constante de Stefan-Boltzman
 $5.6679 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}^4$
 T = Temperatura absoluta ($^\circ\text{K}$)
 q = Potencia emisiva (W)

La emisividad se define como el cociente de la potencia emisiva de un cuerpo entre la del cuerpo negro y es uno para el cuerpo negro. La ley de Kirchhoff enuncia que a una misma temperatura los valores de la emisividad y la absorptividad (absorbancia) de una determinada superficie son iguales, esto es : $\epsilon = \alpha$

Para un cuerpo no negro con emisividad $\epsilon < 1$ el poder de emisión es :

$$q = A \epsilon \sigma T^4$$

Las sustancias que tienen emisividades inferiores a 1 reciben el nombre de cuerpos grises.

Coefficiente de Transferencia por Radiación. - La transferencia neta de calor por unidad de superficie puede escribirse como :

$$\frac{q}{A} = hr (T_1 - T_2)$$

así que :

$$hr = \frac{\frac{q}{A}}{T_1 - T_2} = \frac{\sigma \epsilon}{T_1 - T_2} \left[T_1^4 - T_2^4 \right]$$

T_1 = Temperatura del cuerpo emisor

T_2 = Temperatura de las superficies cercanas al emisor

Esta ecuación se puede aplicar también si los alrededores no son negros, siempre que el cuerpo sea pequeño y que ninguna de su radiación se refleje de nuevo hacia él.

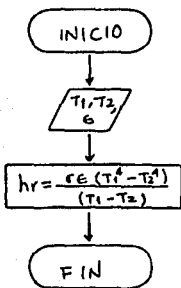
Algoritmo

Conocer :

1. Temperatura del cuerpo emisor
2. Temperatura de la superficie cercana al emisor
3. Emisividad

Evaluar :

4. Coeficiente de transferencia de calor por radiación

Diagrama de Flujo

PROGRAMA 39

```

10 PRINTTAB(4)"COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE"
20 PRINT
30 PRINTTAB(10)"CALOR POR RADIACION"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 INPUT"TEMPERATURA DEL EMISOR (C):";TE
70 PRINT:PRINT"TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE CERCANA"
75 INPUT"AL EMISOR:";TS
90 PRINT:INPUT"EMISIVIDAD:";E
100 T1=TE+273
120 T2=TS+273
130 HR=4.92E-8*E*((T1^4)-(T2^4))/(T1-T2)
140 PRINT:PRINT:PRINT
150 PRINT"EL COEFICIENTE DE RADIACION ES:"
155 PRINT HR" KCAL/H.M2.C"
160 PRINT:PRINT
170 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO):";A*
180 IF A*="SI" THEN 40
210 END

```

READY.

Ejemplo :

Un tubo horizontal con temperatura superficial de 315 °C está encerrado en un horno de paredes de ladrillo a una temperatura de 815 °C .La emisividad del tubo es 0.60.Calcule el coeficiente de transferencia de calor por radiación.

Respuesta : El valor del coeficiente es : 75.67Kcal/hrm²°C

Ejemplo Resuelto

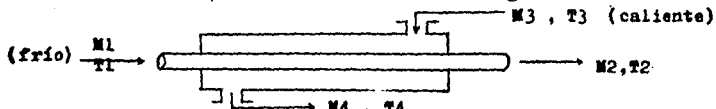
$$hr = \frac{(4.92 \times 10^{-8})(0.6) \left[(815 + 273)^4 - (315 + 273)^4 \right]}{(815 + 273) - (315 + 273)} = 75.67$$

$$hr = 75.67 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2 \text{°C}}$$

Cambiador de Calor Tubular

La industria de procesos químicos utiliza con frecuencia la transferencia de energía en forma de calor, para lo cual se vale de equipos conocidos como Cambiadores de Calor.

El intercambiador más simple es el intercambiador de doble tubo o tubos concéntricos, el cual se muestra en la figura :



Aquí uno de los fluidos fluye en el interior de una tubería y el otro lo hace por el espacio anular entre ambas tuberías. Los fluidos pueden circular en paralelo o contracorriente. El intercambiador puede fabricarse con un simple par de tubos adaptando las conexiones en los extremos o con varios pares interconectados en serie. Este tipo de intercambiador es útil para velocidades de flujo bajas.

En general, el fluido que debe enfriarse se introduce por la tubería interna, mientras que el fluido que se va a calentar circula por el espacio anular comprendido entre las dos tuberías.

Este tipo de intercambiadores se usan para servicios en los que se transfieren bajas cargas térmicas, del orden de un cuarto de millón de kilocalorías por hora.

No son frecuentes en la industria de la refinación, pero en la petroquímica y farmacéutica se encuentran más a menudo. Se usan para calentar o enfriar fluido sin que lleguen a presentar un cambio de fase.

El tratamiento cuantitativo de los problemas de transmisión de calor se basa en los balances de Energía :

$$\text{Para el fluido caliente : } Q_c = M_3 (H_3^c - H_4^c)$$

$$\text{Para el fluido frío : } Q_f = M_1 (H_2^f - H_1^f)$$

donde :

M_1 = Masa de fluido frío (Kg/hr)

M_3 = Masa de fluido caliente (Kg/hr)

H_f = Entalpía de fluido frío (Kcal/Kg)

H_c = Entalpía de fluido caliente (Kcal/Kg)

Ahora bien, el calor perdido por el fluido caliente es ganado por el fluido frío :

$$Q_p = Q_g \quad ; \quad M_3(H_3 - H_4) = M_1(H_2 - H_1)$$

Si se supone que los calores específicos son constantes, el balance global de entalpía adquiere la forma :

$$Q = M_3 C_{p3} (T_3 - T_4) = M_1 C_{p1} (T_2 - T_1)$$

C_{p3} = Calor específico del fluido caliente (Kcal/Kg°C)

C_{p1} = Calor específico del fluido frío (Kcal/Kg°C)

Los cálculos para el diseño de un cambiador de calor se basan en la ecuación :

$$Q = U A \Delta T$$

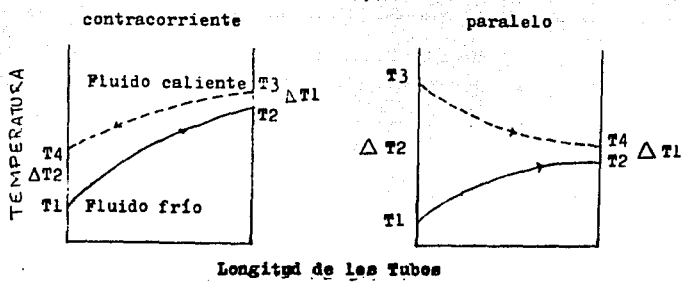
donde :

U = coeficiente total de transferencia de calor (Kcal/hrm²°C)

A = área de transferencia (m²)

ΔT = diferencia de temperaturas (°C)

Dado que la temperatura de al menos uno de los fluidos varía en la mayoría de los cambiadores, las siguientes figuras muestran como varía dicha temperatura dentro de un cambiador a lo largo del mismo :



Para poder utilizar la ecuación anteriormente expuesta debemos tomar en cuenta las siguientes suposiciones :

1. El coeficiente de calor global · U es constante
2. Los calores específicos de los fluidos caliente y frío son constantes
3. El intercambio de calor con el medio ambiente es despreciable
4. El flujo de calor es a régimen permanente y tiene lugar en corriente paralela o a contracorriente
5. Para obtener la ΔT apropiada para el cálculo del equipo se utiliza la ecuación :

$$\Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Por lo que la ecuación a manejar es : $Q = U A \Delta T_{ln}$

La resistencia global al flujo de calor desde el fluido caliente al frío, es el resultado de la disposición en serie de tres resistencias separadas. Dos de las resistencias son las que ofrecen los fluidos individualmente, la tercera corresponde a la pared del sólido que separa a los fluidos. El coeficiente global se puede evaluar a partir de los coeficientes individuales y la resistencia de la pared del tubo.

Los coeficientes totales pueden estar basados en el área externa o interna del tubo.

Basándonos en el área externa A_o ;

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + R_{do} + \frac{x D_o}{k D_{wm}} + \frac{D_o}{D_i h_i} + R_{di} \left(\frac{D_o}{D_i} \right)}$$

h_o = coeficiente externo de película

h_i = coeficiente interno de película

D_o = diámetro externo del tubo

D_i = diámetro interno del tubo

x = espesor del tubo

k_w = conductividad térmica del tubo

R_{do} = resistencia provocada por la suciedad o incrustación externa

R_{di} = resistencia causada por la suciedad interna

D_{wm} = diámetro medio logarítmico del tubo

Basándonos en el área interna :

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + R_{di} + \frac{x D_i}{k D_{wm}} + \frac{D_i}{D_o h_o} + R_{do} \left(\frac{D_i}{D_o} \right)}$$

Para evaluar los coeficientes individuales debemos recurrir a las correlaciones de los programas anteriores ya que el fluido que se calienta o se enfría puede circular con flujo laminar, turbulento o en el intervalo de transición. Por otra parte, el fluido puede moverse por convección natural o por convección forzada.

Sin duda uno de los casos más importantes de transmisión de calor es el del flujo de calor hacia o desde una corriente de fluido que circula con flujo turbulento dentro de tubos.

La velocidad recomendada para el fluido tanto en el tubo interno como en la envolvente es de 1 - 1.5 m/seg.

Para diseñar equipos de transferencia de calor se deben plantear los balances de materia y energía. A partir de éstos se calcula el área de transmisión de calor necesaria y el coeficiente global de

transmisión de calor.

El programa que se presenta a continuación evalúa un cambiador de calor de tubos concéntricos donde el fluido a calentar circula por la envolvente.

Algoritmo para evaluar un cambiador de calor de tubos concéntricos.

Conocer :

Para el flujo a circular por la envolvente :

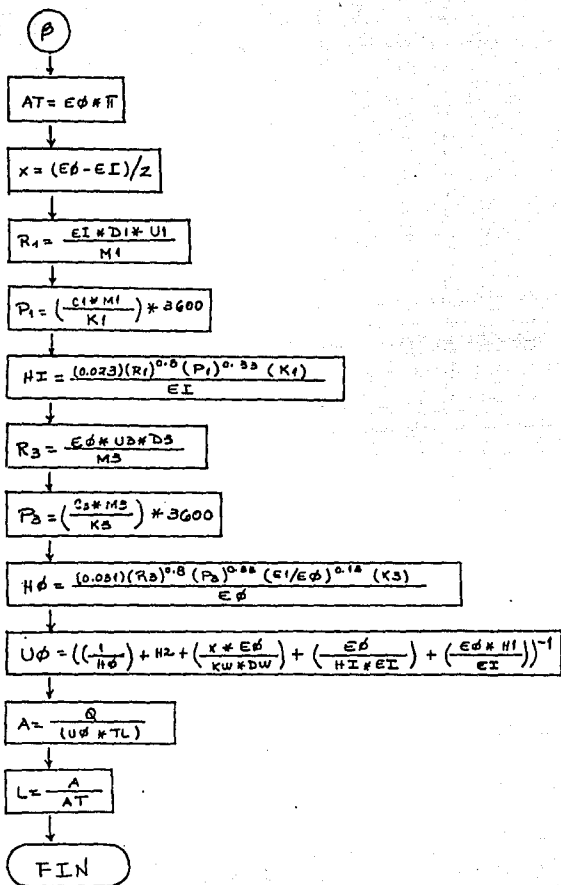
1. Cantidad que se desea calentar
2. Temperatura de entrada
3. Temperatura de salida
4. Propiedades del fluido a la temperatura media :
Capacidad calorífica, densidad, viscosidad, conductividad térmica.

Para el fluido a circular por el tubo :

5. Temperatura de entrada
6. Temperatura de salida
7. Propiedades del fluido a la temperatura media :
Capacidad calorífica, densidad, viscosidad, conductividad térmica.

Para el cambiador :

8. Diámetro interno del tubo interno
9. Diámetro externo del tubo interno
10. Diámetro interno de envolvente
11. Diámetro externo de envolvente
12. Factor de ensuciamiento interno
13. Factor de ensuciamiento externo
14. Conductividad térmica del tubo
15. Temperatura logarítmica



Nomenclatura para el Diagrama de Flujo

Fluido a circular por la envolvente :

Q3 : Cantidad que se desea calentar

T3 : Temperatura de entrada

T4 : Temperatura de salida

C3 : Capacidad calorífica

D3 : Densidad

M3 : Viscosidad

K3 : Conductividad térmica

Fluido a circular por el tubo interno :

T1 : Temperatura de entrada

T2 : Temperatura de salida

Datos para el cambiador :

EI : Diámetro interno del tubo interno

EØ : Diámetro externo del tubo interno

E1 : Diámetro interno de envolvente

E2 : Diámetro externo de envolvente

H1 : Factor de ensuciamiento interno

H2 : Factor de ensuciamiento externo

KW : Conductividad térmica del tubo

TL : Temperatura logarítmica

Resultados :

HØ : Coeficiente de transferencia de calor externo

UØ : Coeficiente de transferencia total

A : Area de transferencia

L : Longitud del cambiador

PROGRAMA 40

```

10 PRINTTAB(7)"CAMBIADOR DE CALOR TUBULAR"
20 PRINT:PRINT:PRINT
30 PRINTTAB(3)"DATOS DEL FLUIDO A CIRCULAR POR LA"
40 PRINT:PRINTTAB(15)"ENVOLVENTE"
50 PRINT:PRINT:INPUT"HOMBRE DEL FLUIDO:";F$
60 PRINT:PRINT"CANTIDAD DE "F$" QUE DESEAS"
70 INPUT"CALENTAR (KG.HORA)";Q3
80 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DE ENTRADA (C)";T3
90 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DE SALIDA (C)";T4
100 T=(T3+T4)/2
110 PRINT:PRINT
120 PRINT"ODAS LAS PROPIEDADES QUE SE PIDEN A"
130 PRINT"CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
140 PRINT"LA TEMPERATURA MEDIA:ESTA ES:";T" C"
150 PRINT:PRINT
160 PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA (KCAL/KG.C):"
165 INPUT C3
170 PRINT:INPUT"DENSIDAD (KG/M3)";D3
180 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG)";M3
190 PRINT:PRINT"CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/H.M.C):"
195 INPUT K3
200 PRINT:PRINT:PRINT
210 PRINTTAB(4)"DATOS DEL FLUIDO A CIRCULAR POR"
220 PRINT:PRINTTAB(13)"EL TUBO INTERNO"
230 PRINT:PRINT:INPUT"HOMBRE DEL FLUIDO:";G$
240 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DE ENTRADA (C)";T1
250 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DE SALIDA (C)";T2
260 TT=(T1+T2)/2
270 PRINT:PRINT
280 PRINT"ODAS LAS PROPIEDADES QUE SE PIDEN A"
290 PRINT"CONTINUACION DEBERAN PROPORCIONARSE A"
300 PRINT"LA TEMPERATURA MEDIA:ESTA ES:";TT" C"
310 PRINT:PRINT
320 PRINT"CAPACIDAD CALORIFICA (KCAL/KG.C):"
325 INPUT C1
330 PRINT:INPUT"DENSIDAD (KG/M3)";D1
340 PRINT:INPUT"VISCOSIDAD (KG/M.SEG)";M1
350 PRINT:PRINT"CONDUCTIVIDAD TERMICA (KCAL/H.M.C):"
355 INPUT K1
360 PRINT:PRINT:PRINT
370 PRINTTAB(7)"DATOS PARA EL CAMBIADOR"
380 PRINT:PRINT"DIAMETRO INTERNO TUBO INTERNO (METROS):"
390 INPUT E1
400 PRINT:PRINT"DIAMETRO EXTERNO TUBO INTERNO (METROS):"
410 INPUT E0
420 PRINT:PRINT"DIAMETRO INTERNO ENVOLVENTE (METROS):"
430 INPUT E1
440 PRINT:PRINT"DIAMETRO EXTERNO ENVOLVENTE (METROS):"
450 INPUT E2
460 PRINT:PRINT"FACTOR DE ENSUCIAMIENTO INTERNO EN"
470 INPUT"(KCAL/H.M2.C)";H1

```

```

430 PRINT:PRINT"FACTOR DE ENSUCIAMIENTO EXTERNO EN"
490 INPUT"(KCAL/H.M2.C):";H2
500 PRINT:PRINT"CONDUCT. TERMICA TUBO (KCAL/H.M.C):"
505 INPUT KM
510 PRINT:INPUT"TEMPERATURA LOGARITMICA:";TL
520 PRINT:PRINT:PRINT:PRINTTAB(7)"PROCESANDO INFORMACION"
530 Q1=Q3*C3*(T3-T4)/(C1*(T2-T1))
540 Q=Q3*C3*(T4-T3)
550 V1=Q1/D1
560 A1=(3.1416/4)*E1*t2
570 U1=V1/(A1*3600)
580 IF U1<1 THEN 610
590 IF U1>1.5 THEN 740
600 IF 1<U1<1.5 THEN 770
610 PRINT:PRINT"LA VELOCIDAD EN EL TUBO INTERNO ES"
630 PRINT"MEJOR DE 1. QUIERES CONTINUAR (SI/NO):"
640 INPUT A$
650 IF A$="NO" THEN 720
660 PRINT:PRINT"DESEAS MODIFICAR ALGUNA CARACTERISTICA"
680 INPUT"DEL CAMBIADOR (SI/NO):";B$
690 IF B$="SI" THEN 360
700 IF B$="NO" THEN 770
720 PRINT:PRINT"SE DA POR TERMINADO EL PROGRAMA"
730 END
740 PRINT:PRINT"LA VELOCIDAD EN EL TUBO INTERNO ES"
750 PRINT"MAJOR DE 1.5. QUIERES CONTINUAR (SI/NO)"
760 GOTO 640
770 A2=(3.1416/4)*E1*t2
780 A3=(3.1416/4)*E0*t2
790 AA=A2-A3
800 V3=Q3/D3
810 U3=V3/(AA*3600)
820 IF U3<1 THEN 860
830 IF U3>1.5 THEN 950
840 IF 1<U3<1.5 THEN 980
860 PRINT:PRINT"LA VELOCIDAD EN LA ENVOLVENTE ES MENOR"
870 PRINT"DE 1. QUIERES CONTINUAR (SI/NO)"
880 INPUT C$
890 IF C$="NO" THEN 720
910 PRINT:PRINT"DESEAS MODIFICAR ALGUNA CARACTERISTICA"
920 INPUT"DEL CAMBIADOR (SI/NO):";D$
930 IF D$="SI" THEN 360
940 GOTO 980
950 PRINT:PRINT"LA VELOCIDAD EN LA ENVOLVENTE ES"
960 PRINT"MAJOR DE 1.5. QUIERES CONTINUAR (SI/NO)"
970 GOTO 880
980 DN=(E0-E1)/LOG(E0/E1)
990 AT=E0*3.1416
1000 K=(E0-E1)/2
1010 P1=E1*DI*U1*M1
1020 P1=(C1*M1/K1)*3600
1030 H1=0.023*R1*(N0.8)*P1*(N0.33)*K1/EI
1040 P2=E0*U3*D3*M3
1050 P3=(C3*M3/K3)*3600

```

```
1060 H0=0.031*R3↑(0.8)*P3↑(0.33)↑*(E1/E0)↑(0.15)↑*K3/E0
1070 U0=(1/H0)+H2+(X*E0/(KW*DN))+(E0/(HI*EI))+(E0*HI/EI)↑-1
1080 A=Q/(U0*TL)
1090 L=A/AT
1100 PRINT:PRINT:PRINT
1110 PRINT"EL COEFICIENTE TOTAL EXTERNO DE TRANSF."
1120 PRINT"DE CALOR ES:";U0" KCAL/H.M2.C"
1140 PRINT:PRINT"EL CALOR TRANSFERIDO ES:"
1150 PRINT Q" KCAL/HORA"
1170 PRINT:PRINT"EL AREA DE TRANSFERENCIA ES:"
1180 PRINT A" M2"
1200 PRINT:PRINT"LA LONGITUD DEL CAMBIADOR ES:"
1210 PRINT L" METROS"
1230 PRINT:PRINT"LA CANTIDAD DE ";G$" QUE NECESITAS PARA"
1240 PRINT"CALENTAR ";Q3" (KG/HR) DE ";F$
1250 PRINT"ES:";Q1" KG/HORA"
1260 PRINT:PRINT
1270 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";E$
1280 IF E$="NO" THEN 730
1300 PRINT:PRINT"POR FAVOR INDICA QUE ES LO QUE DESEAS"
1310 PRINT"MODIFICAR : "
1320 PRINT:PRINT"A) CARACTERISTICAS DEL CAMBIADOR"
1350 PRINT:PRINT"B) TODO"
1370 PRINT:INPUT"CUAL ES TU ELECCION:";F$
1380 IF F$="A" THEN 360
1390 IF F$="B" THEN 20
```

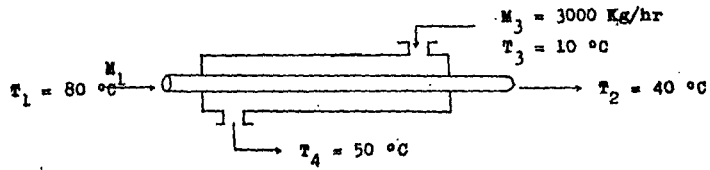
READY.

Ejemplo

Se desean calentar 3000 KG/Hora de alcohol etílico desde 10 °C hasta 50 °C usando agua caliente que pasará de 80 °C a 40 °C. Para ello se ha pensado en un cambiador de tubos concéntricos. Diseñe el cambiador.

Respuestas : Calor transferido : 69600 Kcal/hr
 Area de transferencia: 3.4325 m²
 Longitud del tubo : 40.968 metros

Ejemplo Resuelto :



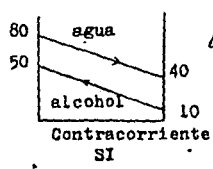
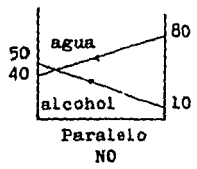
Balance de Energía : $M_1 H_1 + M_3 H_3 = M_1 H_2 + M_3 H_4$

$M_1 C_{p1} T_1 + M_3 C_{p3} T_3 = M_1 C_{p1} T_2 + M_3 C_{p3} T_4$

$M_1 = \frac{M_3 C_{p3} (T_4 - T_3)}{C_{p1} (T_1 - T_2)}$ Tmedia agua = 60 °C Cpagua = 1 Kcal/Kg°C
 Tmedia alcohol = 30 °C Cpalc. = 0.58

$M_1 = \frac{(3000)(0.58)(50 - 10)}{(1)(80 - 40)} = 1740 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$ Cantidad de agua que se necesita para enfriar el alc.

Calor que se transfiere : $Q = mC_p \Delta T = (3000)(0.58)(50-10) = 69600 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$



$\Delta T_{ln} = \frac{(80-50) - (40-10)}{\ln \frac{80-50}{40-10}}$
 $\Delta T_{ln} = 30 \text{ °C}$

Características del cambiador

Diámetro interno tubo interno ; 0.824 in = 0.02092 m

Diámetro externo tubo interno ; 1.05 in = 0.02667 m

Diámetro interno envolvente ; 1.6102 in = 0.0409 m

Diámetro externo envolvente ; 1.9 in = 0.04826 m

Velocidad en el tubo interno :

$$\text{Volumen agua} = \frac{\text{masa agua}}{\int_{60^{\circ}\text{C}}^{\text{agua}}} = \frac{1740}{992} = 1.7540 \frac{\text{m}^3}{\text{hora}}$$

$$\text{Area tubería} = \frac{\pi}{4} (0.02092)^2 = 3.4355 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{Velocidad} = \frac{1.7540}{(3.4355 \times 10^{-4})(3600)} = 1.41 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Velocidad en la envolvente :

$$\text{Volumen alcohol} = \frac{3000}{780} = 3.8461 \frac{\text{m}^3}{\text{hora}}$$

Area anular = Area interna envolvente - Area ext. tubo interno

$$(0.785)(0.0409)^2 - (0.785)(0.02667)^2 = 7.55 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{Velocidad} = \frac{3.8461}{(7.55 \times 10^{-4})(3600)} = 1.4150 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Coeficientes de Transferencia de Calor :

Coeficiente interno ; Convección forzada sin cambio de fase para flujos en el interior de tubos.

$$\frac{hiDi}{k} = 0.023 (\text{Re})^{0.8} (\text{Pr})^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_B}\right)^{0.14}$$

$$\text{Re} = \frac{(D_{\text{int.}})(u)(\rho_{\text{agua}})}{0.47 \times 10^{-3}} = \frac{(0.02092)(1.41)(992)}{0.47 \times 10^{-3}} = 6.22 \times 10^4$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p^{60^{\circ}\text{C}} \mu^{60^{\circ}\text{C}}}{k^{60^{\circ}\text{C}}} = \frac{(1)(0.47 \times 10^{-3})(3600)}{0.567} = 2.9841$$

$$hi = \frac{(225.6568)(0.567)}{0.02092} = 6116.03277 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2\text{C}}$$

| Circuito | Línea | Qsup. | $\Delta P/s$ | $\Delta P/s / Q$ | Δ | Q |
|----------|-------|-------|----------------|------------------|----------|---------|
| I | 1 | -0.20 | -0.9487 | 4.7435 | -0.0529 | -0.148 |
| | 2 | 0.20 | 1.7290 | 8.645 | | 0.2529 |
| | 3 | 0.05 | 0.1769 | 3.538 | | 0.0455 |
| | 4 | -0.20 | <u>-5.1257</u> | <u>25.628</u> | | -0.1471 |
| | | | -4.1685 | 42.555 | | |

| | | | | | | |
|----|---|-------|----------------|--------------|---------|---------|
| II | 1 | 0.15 | 1.014 | 6.76 | -0.0574 | 0.2074 |
| | 2 | 0.05 | 0.5244 | 10.488 | | 0.1074 |
| | 4 | -0.15 | -12.213 | 81.42 | | -0.0926 |
| | 3 | -0.05 | <u>-0.1769</u> | <u>3.538</u> | | -0.0455 |
| | | | -10.851 | 102.206 | | |

Nuevo
caudal a aliment-
tar

$$Q_{I,1} = -0.20 - (-0.0529) = -0.1471$$

$$Q_{I,3} = 0.05 - (-0.0529 - (-0.0574)) = 0.0455$$

$$Q_{II,1} = 0.15 - (-0.0574) = 0.2074$$

$$Q_{II,3} = -0.05 - (-0.0574 - (-0.0529)) = -0.0455$$

Resultados :

| Circuito | Línea | Caudal |
|----------|-------|----------|
| I | 1 | -0.1381 |
| | 2 | 0.2627 |
| | 3 | 0.0451 |
| | 4 | -0.1372 |
| II | 1 | 0.2150 |
| | 2 | 0.1150 |
| | 4 | -0.08496 |
| | 3 | -0.04960 |

Coefficiente externo ; Correlación para fluidos que se mueven en el espacio anular de tubos concéntricos.

$$\frac{h_o D_o}{k} = 0.031 (\text{Re})^{0.8} (\text{Pr})^{0.33} \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0.15} \left(\frac{\mu}{\mu_B}\right)^{0.14}$$

$$\text{Re} = \frac{(0.02667)(1.4150)(780)}{1.05 \times 10^{-3}} = 2.80 \times 10^4$$

$$\text{Pr} = \frac{(0.58)(1.05 \times 10^{-3})(3600)}{0.156} = 14.053$$

$$h_o = \frac{(285.5662)(0.156)}{0.02667} = 1670.3534 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$\text{Incrustaciones : Interna} = 3 \times 10^{-4} \frac{\text{hrm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{Kcal}} ; \text{Externa} = 2.04 \times 10^{-4} \frac{\text{hrm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}{\text{Kcal}}$$

$$\text{Espesor tubo} = \frac{0.02667 - 0.02092}{2} = 2.875 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$\text{Diámetro logarítmico} = \frac{0.02667 - 0.02092}{\ln(0.02667/0.02092)} = 0.02367 \text{ m}$$

Conductividad térmica del tubo : 37 Kcal/hrm°C

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{1670.353} + 2.04 \times 10^{-4} + \frac{(2.875 \times 10^{-3})(0.02667)}{(37)(0.02367)} + \frac{(0.02667)}{(0.02092)(6116.032)} + \frac{(3 \times 10^{-4})(0.02667)}{0.02092}}$$

$$U_o = 675.160 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$\text{Area de Transferencia : } Q = UA\Delta T_{lm} ; A = \frac{69600}{(675.160)(30)} = 3.43 \text{ m}^2$$

Longitud del Cambiador : $\frac{A}{\text{área de transf. por metro de tubo}}$

$$\text{Longitud} = \frac{3.43}{(0.02667)(\pi)} = 40.93 \text{ m}$$

CAPITULO V

De la cuerda sale la flecha,
pero, quien es sabio,
mira al arquero
para saber por qué vuela

TRANSFERENCIA DE MASA

Difusión

La difusión es una operación de transferencia de masa que tiene lugar cuando se encuentran presentes en la misma fase gaseosa diferentes clases de moléculas. Si la concentración de un tipo de molécula es mayor en una región del gas que en otra, la masa será transferida de la región de más alta concentración a la zona de concentración inferior.

Podemos darnos cuenta, entonces, que la principal causa de la difusión es la existencia de un gradiente de concentración del componente que se difunde; la sustancia se moverá de un punto de concentración elevada a otro de baja concentración. La rapidez con la cual un soluto se mueve en cualquier punto y en cualquier dirección dependerá, por tanto, del gradiente en ese punto y en esa dirección.

La rapidez de transferencia puede describirse adecuadamente por medio de la Ley de Fick :

$$J = - D_{AB} \frac{dC}{dz}$$

J = flux (moles/tiempo.área)

C = concentración (moles/volumen)

Z = distancia en esa dirección (longitud)

D_{AB} = coeficiente de difusión (longitud²/tiempo)

(-) hace hincapié que la difusión ocurre en el sentido del decremento en concentración

Los programas que se presentan a continuación tienen por objeto determinar coeficientes de difusión en líquidos y gases.

Predicción de Coeficientes de Difusión para Gases

El coeficiente de difusión es una propiedad del sistema que depende de la temperatura, presión y de la naturaleza de los componentes.

Ecuación de Gilliland :

$$D_{AB} = 1 \times 10^{-7} T^{1.75} \frac{\sqrt{\frac{1}{PM_A} + \frac{1}{PM_B}}}{P \left[(\bar{V}_A)^{1/3} + (\bar{V}_B)^{1/3} \right]^2}$$

T = Temperatura (°K)

PM = Peso molecular

P = Presión (atm)

\bar{V} = Volumen molar (cm³/gmol)

D_{AB} = Coeficiente de difusión (m²/seg)

Ecuación de Lennard-Jones :

$$\Omega_{AB} = \text{Integral de colisión} \quad D_{AB} = 1.8583 \times 10^{-7} T^{3/2} \frac{\sqrt{\frac{1}{PM_A} + \frac{1}{PM_B}}}{P \sigma_{AB}^2 \Omega_{AB}}$$

σ_{AB} = Diámetro promedio de colisión (Å)

Algoritmo para evaluar D_{AB} para gases. Ecuación de Gilliland

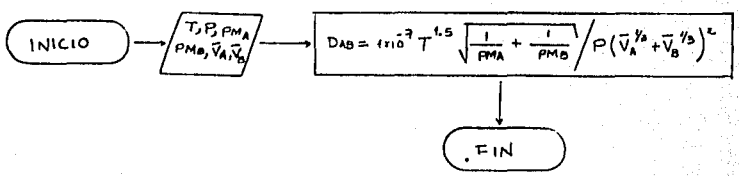
Conocer :

1. Temperatura
2. Peso molecular de cada componente
3. Volumen molar de cada componente
4. Presión

Evaluar :

5. Coeficiente de difusión

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 41

```

10 PRINTTAB(2)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL COEFICIENTE"
20 PRINT PRINTTAB(3)"DE DIFUSION PARA CASOS MEDIANTE LA"
30 PRINT PRINTTAB(8)"CORRELACION DE GILLILAND"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 INPUT"TEMPERATURA (C):";TT:T=TT+.273
60 PRINT INPUT"PRESION (ATM)";P
70 PRINT:PRINT:PRINT"DATOS PARA EL COMPONENTE A"
80 PRINT INPUT"PESO MOLECULAR ";PA
90 PRINT INPUT"VOLUMEN MOLAR (CM3/GMOL) ";VA
100 PRINT:PRINT:PRINT"DATOS PARA EL COMPONENTE B"
110 PRINT INPUT"PESO MOLECULAR ";PB
120 PRINT INPUT"VOLUMEN MOLAR (CM3/GMOL) ";VB
130 D=1E-7*(11.75*SQRT(1/PA+1/PB))/(P*(VA*(1/3)+VB*(1/3))^2)
140 PRINT:PRINT
150 PRINT"EL COEFICIENTE DE DIFUSION ES "
160 PRINT D" M2/SEG"
170 END

```

READY.

Ejemplo :

Evaluar el coeficiente de difusión para la mezcla bióxido de carbono-nitrógeno a 25 °C y 1 atm.

$$PM_A = 44.01, PM_B = 28.02, \bar{V}_A = 34.2 \text{ cm}^3/\text{gmol}, \bar{V}_B = 31.2 \text{ cm}^3/\text{gmol}$$

Respuesta : $D_{AB} = 1.2634 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{seg.}$

$$D_{AB} = 1 \times 10^{-7} (298)^{1.75} \frac{\sqrt{\left(\frac{1}{44.01}\right) + \left(\frac{1}{28.02}\right)}}{\left[(34.2)^{1/3} + (31.2)^{1/3} \right]^2} = 1.263 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$$

Algoritmo para evaluar D_{AB} para gases. Ecuación de Lennard-Jones.

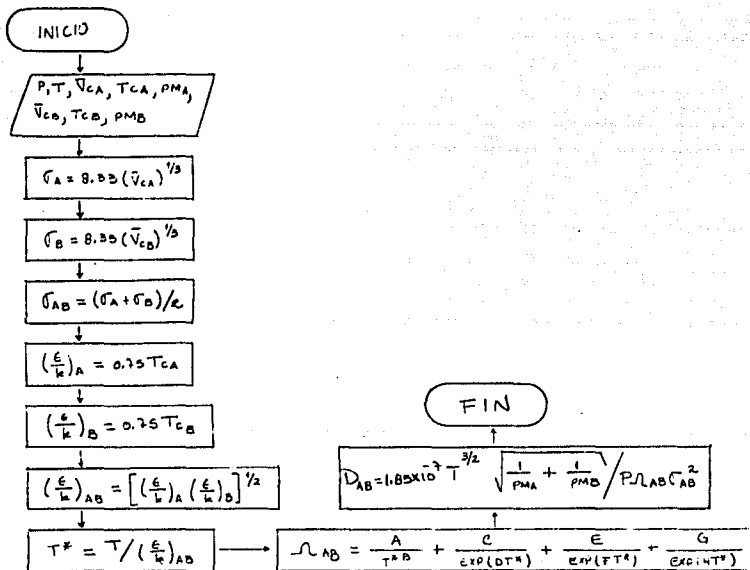
Conocer :

1. Temperatura
2. Presión
3. Datos para el componente A (Volumen crítico, Temp. crítica, PM)
4. Datos para el componente B (Volumen crítico, Temp. crítica, PM)

Evaluar :

5. Coeficiente de difusión

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 42

```

10 PRINTTAB(2)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL COEFICIENTE"
20 PRINT PRINTTAB(3)"DE DIFUSION PARA GASES MEDIANTE EL"
30 PRINT PRINTTAB(8)"MODELO DE LENNARD-JONES"
40 PRINT PRINT PRINT
50 PRINT"DATOS PARA EL COMPONENTE A"
60 PRINT INPUT"VOLUMEN CRITICO (M3/KGMOL):";VA
70 PRINT INPUT"TEMPERATURA CRITICA (K):";TA
80 PRINT INPUT"PESO MOLECULAR:";PA
90 PRINT PRINT PRINT
100 PRINT"DATOS PARA EL COMPONENTE B"
110 PRINT INPUT"VOLUMEN CRITICO (M3/KGMOL):";VB
120 PRINT INPUT"TEMPERATURA CRITICA (K):";TB
130 PRINT INPUT"PESO MOLECULAR:";PB
140 PRINT PRINT INPUT"PRESION DE TRABAJO (ATM):";P
150 PRINT INPUT"TEMPERATURA DE TRABAJO (K):";T
160 SA=0.39*VA*(1/3);SB=0.39*VB*(1/3)
170 S=(SA+SB)/2
180 SA=0.75*TA;SB=0.75*TB
190 B=3P*(SA+SB);C=T*B
200 W=(1.16145/(C*10.14874))+0.52487/EXP(0.7732*C))+2.16178/EXP(2.43707+C)
210 D=1.8583E-7*W*(3/2)*SOR(1/PA+1/PB);K*9.12*W)
240 PRINT PRINT PRINT
250 PRINT"EL COEFICIENTE DE DIFUSION ES:"PRINT D" M2/SEG"
260 END

```

READY.

Ejemplo :

Evaluar el coeficiente de difusión para la mezcla bióxido de carbono-nitrógeno a 25 °C y 1 atm.

$$\begin{aligned}
 PM_A &= 44.01, & \bar{V}_{cA} &= 94 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kgmol}, & T_{cA} &= 304.2 \text{ °K} \\
 PM_B &= 28.02, & \bar{V}_{cB} &= 90.1 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{Kgmol}, & T_{cB} &= 126.2 \text{ °K}
 \end{aligned}$$

$$(1.8583 \times 10^{-7})(298)^{3/2} = \frac{\sqrt{\frac{1}{44.01} + \frac{1}{28.02}}}{(1)(3.7609)^2(1.0677)} = 1.5298 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$$

$$D_{AB} = 1.5298 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$$

Predicción de Coeficientes de Difusión para Líquidos.

La teoría de difusión en líquidos no está tan bien establecida ni se dispone de datos experimentales tan precisos como en el caso de gases. Una característica general es que las difusividades de líquidos son menores que las de gases y varían en forma aproximadamente lineal con la concentración, aunque existen pocos datos exactos sobre la magnitud de esta variación.

El coeficiente de difusión en líquidos se puede calcular de forma aproximada mediante la ecuación de Wilke-Chang :

$$D = 7.4 \times 10^{-12} T \frac{\sqrt{(\mathcal{Q})(PM)}}{\mu \bar{V}^{0.6}}$$

PM = Peso molecular del solvente

T = Temperatura (*K)

μ = Viscosidad de la solución (cps)

\bar{V} = Volumen molar del soluto (cm^3/gmol)

D = Coeficiente de difusión (m^2/seg)

\mathcal{Q} = Parámetro de asociación del solvente

Valores de \mathcal{Q} : Agua = 2.6 ; Metanol = 1.9 ; benceno = 1.0

Ether = 1.0 ; Heptano = 1.0

Algoritmo

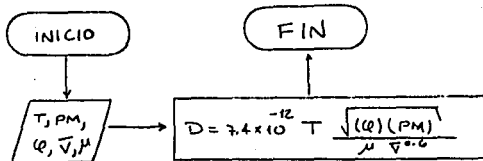
Conocer :

1. Temperatura
2. Peso molecular
3. Viscosidad
4. Volumen molar
5. Parámetro de asociación

Evaluar :

6. Coeficiente de difusión

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 43

```

10 PRINTAB(2)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL COEFICIENTE"
20 PRINT:PRINTTAB(3)"DE DIFUSION PARA LIQUIDOS MEDIANTE"
30 PRINT:PRINTTAB(7)"LA ECUACION DE WILKE-CHANG"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"PARAMETRO DE ASOCIACION DEL SOLVENTE":INPUT F
60 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DEL SOLVENTE:":PM
70 PRINT:INPUT"TEMPERATURA (C):":T:T=T+273
80 PRINT:PRINT"VISCOSIDAD DE LA SOLUCION (KG/M,SEG):":INPUT MM:M=MM/1E-3
90 PRINT:PRINT"VOLUMEN MOLAR DEL SOLUTO (CM3/GMOL):":INPUT V
100 DAT.4E-12*(SQRT(F*PM))*T/(M+V*0.6)
110 PRINT:PRINT:PRINT
120 PRINT"EL COEFICIENTE DE DIFUSION ES:":PRINT D" M2/SEG"
130 END
  
```

READY.

Ejemplo :

Estimar el coeficiente de difusión del manitol en agua a 20 °C.

PM = 18.02 , parámetro de asociación = 2.6 , viscosidad = 1.005 cps.

volumen molar del soluto = 185 cm³/gmol.

$$D = 7.4 \times 10^{-12} (20+273) \frac{\sqrt{(2.6)(18.02)}}{(1.005)(185)^{0.6}} = 6.44 \times 10^{-10} \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Diámetro de Torres Empacadas

El diámetro de torres empacadas se obtiene usando correlaciones semiempíricas relacionadas a la velocidad de inundación del gas.

Chen derivó la siguiente ecuación para el cálculo directo del diámetro de la torre, basada en datos de Lobo, para el 50 % de la velocidad de inundación.

$$D = .16.28 \left(\frac{w}{\rho_L} \right)^{0.5} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.25} ; \log \phi = \left[32.5496 - 4.1288 \log \left(\frac{L^2 Av / \mu_L^{0.2}}{\rho_L^2 \epsilon^3} \right) \right]^{0.5}$$

D = Diámetro de torre empacada (ft)

w = Velocidad de masa del gas (lb/hrft²)

L = Velocidad superficial de masa líquida (lb/hrft²)

ρ_L = Densidad del líquido (lb/ft³)

ρ_G = Densidad del gas (lb/ft³)

Av = Superficie específica del empaque seco (ft²/ft³)

ϵ = Fracción de huecos

μ_L = Viscosidad del líquido (cps)

Algoritmo

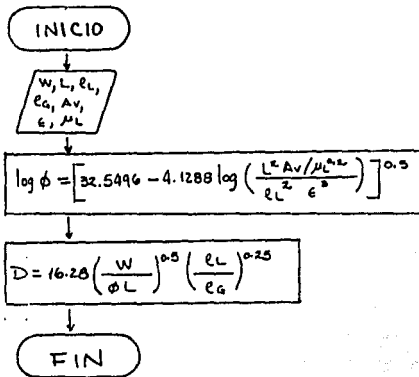
Conocer ;

1. Velocidad de masa del gas
2. Velocidad superficial de masa líquida
3. Densidad del líquido
4. Densidad del gas
5. Superficie específica del empaque seco
6. Fracción de huecos
7. Viscosidad del líquido

Evaluar ;

8. Diámetro de la torre

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 44

```

10 PRINTTAB(7)"ESTE PROGRAMA EVALUA EL"
20 PRINT:PRINTTAB(4)"DIAMETRO DE TORRES EMPACADAS"
30 PRINT:PRINT:PRINT
40 PRINT"VELOCIDAD DE MASA DEL GAS (KG/HR.M2):"
50 INPUT VG:H=VG*0.204845
60 PRINT:PRINT"VELOCIDAD SUPERFICIAL DE MASA LIQUIDA?"
70 INPUT"EN (KG/HR.M2)":VL:L=VL*0.204845
80 PRINT:INPUT"DENSIDAD DEL LIQUIDO (KG/M3)":D1:DL=D1*6.243E-2
90 PRINT:INPUT"DENSIDAD DEL GAS (KG/M3)":D2:DG=D2*6.2243E-2
100 PRINT:PRINT"SUPERFICIE ESPECIFICA DEL EMPAQUE (M2/M3)"
110 INPUT"EN (M2/M3)":A:AV=A*0.2048
120 PRINT:INPUT"FRACCION DE HUECOS":E
130 PRINT:PRINT"VISCOSIDAD DEL LIQUIDO (KG/M.SEG)":
140 INPUT"EN ML*1000"
150 F1=(22.5496-4.1288*(LOG*(L**2*AV/MU**2/D1/D2)*LOG(10)))**0.5
160 F1=0*(F1)
170 D=16.28*(H*(F1*L))**0.5*(DL/DG)**0.25
180 DD=D*0.2048:PRINT:PRINT:PRINT
190 PRINT"EL DIAMETRO DE LA TORRE ES:"PRINT:PRINT D" PIES"
  
```

210 PRINT PRINT "O BIEN " ; PRINT PRINT DD " METROS"
 220 END

READY.

Ejemplo :

Calcular el diámetro de una columna empacada con anillos de cerámica tipo Rasching de 1 in utilizada para la absorción del amoníaco, procedente del aire, mediante agua. Los datos son :

Velocidad de masa del gas = 7470 Kg/hrm²

Velocidad superficial de masa líquida = 7470 Kg/hrm²

Densidad del gas = 1.20134 Kg/m³

Densidad del líquido = 997.9176 Kg/m³

Viscosidad del líquido = 1 x 10⁻³ Kg/m.seg

Superficie específica del empaque seco = 190 m²/m³

Fracción de huecos = 0.73

$$\log \phi = \left[32.5496 - 4.1288 \log \left(\frac{(1530)^2 (58) / (1)^{0.2}}{(62.3)^2 (0.73)^3} \right) \right]^{0.5}$$

$$\phi = 3005.6716$$

$$D = 16.28 \left[\frac{1530}{(3005.6716)(1530)} \right]^{0.5} \left[\frac{62.3}{0.075} \right]^{0.25} = 1.60 \text{ ft.}$$

Caída de Presión en Torres Empacadas

La caída de presión en una torre empacada está influenciada tanto por las velocidades de flujo del líquido como del gas y aumenta al incrementarse la velocidad del gas.

Leva desarrolló una ecuación para calcular dicha caída de presión, ésta es :

$$\Delta P = C_2 (10)^{C_3 L} (\rho_G) (G^2)$$

L = Velocidad superficial del líquido (ft/seg)

G = Velocidad superficial del gas (ft/seg)

ρ_G = Densidad del gas (lb/ft³)

C_2, C_3 = Constantes características del empaque. Pueden encontrarse en : Perry, J.H., Chemical Engineers' Handbook, 5a. edición, tabla 18.9, pp:18-25.

ΔP = Caída de presión (in H₂O/ft de empaque)

Algoritmo

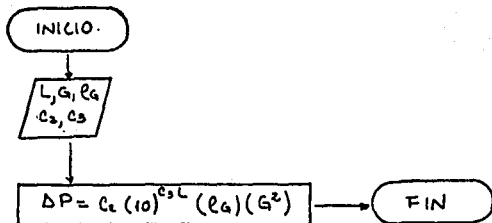
Conocer :

1. Velocidad superficial del líquido
2. Velocidad superficial del gas
3. Densidad del gas
4. Constantes

Evaluar :

5. Caída de presión

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 45

```

10 PRINTTAB(8)"ESTE PROGRAMA EVALUA LA"
20 PRINT:PRINTTAB(2)"CAIDA DE PRESION EN TORRES EMPACADAS"
30 PRINT:PRINT:PRINT
40 PRINT"VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL LIQUIDO"
50 INPUT"EN (M/SEG)";LL:L=LL*3.281
60 PRINT:PRINT"VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS (M/SEG)";
70 INPUT GG:G=GG*3.281
80 PRINT:INPUT"DENSIDAD DEL GAS (KG/M3)";DD:D=DD*0.06244
90 PRINT:PRINT"CONSTANTES CARACTERISTICAS DEL EMPAQUE";
100 PRINT:INPUT"C2=";C2:PRINT:INPUT"C3=";C3
110 P=(C2*10*(C3*L))*D*0.12
120 PP=P*0.0833
130 PRINT:PRINT:PRINT
140 PRINT"LA CAIDA DE PRESION ES:";PRINT
150 PRINT P" IN H2O/FT EMPAQUE"
160 PRINT:PRINT"O BIEN ";PRINT
170 PRINT PP" M H2O/M EMPAQUE"
180 END
  
```

READY.

Ejemplo :

Evalúe la caída de presión en una torre empacada con sillas instalada de 1 in utilizada para la absorción de amoníaco en agua a partir de los siguientes datos :

Velocidad del agua = 3.9197×10^{-3} m/seg

Velocidad del gas = 1.020 m/seg

Densidad del gas = 1.249 Kg/m^3

Constantes : $C_2 = 0.31$, $C_3 = 0.00222$

$$\Delta P = (0.31)(10) \frac{(0.00222)(0.0128)}{(0.078)(3.3466)^2} = 0.27082$$

$$\Delta P = 0.27082 \frac{\text{in H}_2\text{O}}{\text{ft empaque}}$$

Absorción

Es una operación de transferencia de masa en la que un componente de una fase gaseosa se transfiere a una fase líquida. Generalmente, el líquido se suministra como corriente independiente y separada del gas a tratar.

A menudo, los efectos térmicos de la absorción son pequeños. El absorbente líquido se encuentra por abajo de su punto de burbuja y la fase gaseosa está muy por encima de su punto de rocío.

El equipo utilizado en esta operación implica una serie de estadios en los que ambas fases del sistema se ponen en contacto íntimo para dar lugar a que se realice la transferencia de materia entre las fases.

El cálculo de estos estadios o etapas constituye una labor de suma importancia; entre los métodos existentes para encontrar el número de etapas está el "Método del Coeficiente de Absorción" cuya expresión es :

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1}$$

siendo :

$$Q = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0} \quad A = \frac{L}{mG}$$

$$N = \frac{\log \left[\frac{Q - A}{Q - 1} \right]}{\log A} - 1$$

N = Número de etapas

A = Coeficiente de absorción

Y = Moles de soluto en el gas / moles de gas exento de soluto

$Y_{N+1} - Y_1$ = moles de soluto absorbido por mol de gas alimentado

$Y_{n+1} - Y_0$ = Moles que se absorberían si fuera posible que el gas que sale de la torre estuviera en equilibrio con el líquido que se alimenta

L = Moles de líquido/hr ft²

G = Moles de gas/hr ft²

m = pendiente de la línea de equilibrio

El programa que se presenta a continuación calcula el número de platos para un absorbedor.

El programa no aplica para coeficientes de absorción iguales a 1

Algoritmo :

Conocer :

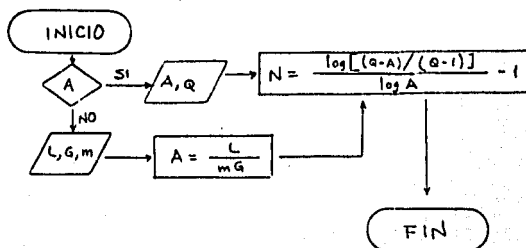
1. Coeficiente de absorción o bien ;
Moles de líquido/hr ft² , moles de gas/hr ft² , pendiente de la línea de equilibrio

2. Factor Q (definido en el desarrollo de ecuaciones)

Evaluar :

3. Número de etapas

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 46

```

10 PRINTAB<3>"ESTE PROGRAMA CALCULA EL NUMERO DE"
20 PRINT:PRINTAB<7>"ETAPAS PARA UN ABSORBEDOR"
30 PRINT:PRINT:PRINT
40 INPUT"CONOCES EL FACTOR DE ABSORCION (SI/NO):";A#
50 IF A#="NO" THEN 120
60 PRINT:INPUT"CUAL ES:";A
70 PRINT:INPUT"FACTOR Q:";Q
80 N#(LOG((Q-A)/(Q-1)))/LOG(10))/((LOG(A)/LOG(10))-1)
90 PRINT:PRINT:PRINT
100 PRINT"EL NUMERO DE ETAPAS ES:";N
110 END
120 PRINT:INPUT"MOLES DE LIQUIDO/HR.FT2:";L
130 PRINT:INPUT"MOLES DE GAS/HR.FT2:";G
140 PRINT:PRINT"PENDIENTE DE LA LINEA DE EQUILIBRIO:";INPUT M
150 A=L/(G*M);GOTO 70

```

READY.

Ejemplo :

Determinar el número de platos para un absorbedor sabiendo que el factor de absorción es 1.3888 y el factor Q es 0.76.

$$N = \frac{\log \left[\frac{(0.76 - 1.3888)}{(0.76 - 1)} \right]}{\log (1.3888)} - 1 = 1.9325$$

Operaciones Aire - Agua

Entre las principales operaciones unitarias se encuentran las llamadas "Operaciones Aire-Agua", como son : secado, humidificación, dehumidificación, acondicionamiento de aire, etc.

Para la adecuada comprensión y manejo de dichas operaciones es importante conocer las propiedades de la mezcla Aire-Agua. Este programa está enfocado a el cálculo de dichas propiedades y los conceptos a manejar son :

Humedad Absoluta Másica (Y)..- Concentración del contenido de agua (vapor) que hay presente en el aire (gas). Es la masa de vapor de agua por unidad de masa de aire seco.

$$Y = \frac{m_{H_2O}}{(m_T - m_{H_2O})} \quad ; \quad Y = \frac{\text{Kg } H_2O}{\text{Kg A.S}}$$

En función de las presiones parciales : $Y = \frac{\bar{P}_{H_2O}}{(P_T - \bar{P}_{H_2O})} \times \frac{P_M H_2O}{P_M \text{ Aire}}$

A la humedad absoluta también se le llama Contenido de Humedad.

Humedad Absoluta Molar (\bar{Y})..- Es la humedad absoluta expresada en moles.

$$\bar{Y} = Y \times \frac{P_M \text{ Aire}}{P_M H_2O} = Y \times 1.6111 \quad ; \quad Y = \frac{\text{moles } H_2O}{\text{moles A.S}}$$

Humedad Relativa (Yr) :

$$Yr = \frac{\bar{P}_{H_2O}}{P_{H_2O}^o} \times 100 \quad Yr = \%$$

Humedad de Saturación (Ys)..- Es la humedad de equilibrio y se presenta cuando un líquido se evapora en un gas hasta que lo satura. Cuando se alcanza dicho equilibrio : $P_{H_2O}^o = \bar{P}_{H_2O}$

$$Y_s = \frac{P_{H_2O}^{\circ}}{(P_T - P_{H_2O}^{\circ})} \times \frac{PM_{H_2O}}{PM_{Aire}} \quad ; \quad Y_s = \frac{Kg_{H_2O}}{Kg_{A.S}}$$

$$\bar{Y}_s = Y_s \times \frac{PM_{Aire}}{PM_{H_2O}} \quad ; \quad \bar{Y}_s = \frac{Kgmol_{H_2O}}{Kgmol_{A.S}}$$

Humedad Porcentual (Y%).- Es el porciento de saturación ;

$$Y\% = \frac{Y}{Y_{sat.}} \times 100$$

Calor Húmero (CH).- a) Es la capacidad calorífica de una mezcla de gas (aire) más el vapor que lo acompaña.

b) Es el calor que se requiere para aumentar la temperatura de la masa unitaria de gas (aire) y su vapor acompañante (agua) 1 °C a presión constante.

c) Es la capacidad calorífica de una mezcla aire-agua y se define como la capacidad calorífica del aire completamente seco más la capacidad calorífica del vapor de agua que contiene dicho aire.

$$CH = C_{p_{gas}} + C_{p_{vapor}}(Y) \quad CH = \frac{Kcal}{Kg_{A.S} \text{ } ^{\circ}C}$$

para Aire-Agua : $CH = 0.24 + (0.46)Y$

Volumen Húmero (VH).- m³ de aire húmero que corresponden a 1 kg de Aire seco.

$$VH = \left[\frac{1}{PM_{aire}} + \frac{1}{PM_{H_2O}} \right] \times \frac{RT}{P_T} = \left[\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right] \times \frac{(0.082)T}{P_T}$$

$$T = \text{ } ^{\circ}K \quad Y = \frac{Kg_{H_2O}}{Kg_{A.S}} \quad VH = \frac{m^3}{Kg_{A.S}}$$

Entalpía (H)..- Es la entalpía que contiene el gas más la del vapor que lo acompaña.

$$H = CH(T - T_0) + \lambda_0 Y$$

T_0 = Temperatura base para computar entalpías (0 °C)

λ_0 = Calor latente de vaporización a T_0

H = Kcal/Kg A.S

para Aire-Agua : $H = [0.24 + 0.46 (Y)] (T) + 596 (Y)$

T = Temperatura (°C)

Algoritmo

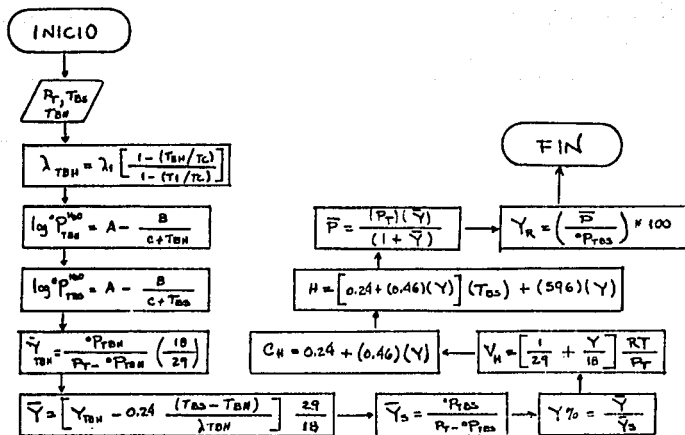
Conocer :

1. Presión total
2. Temperatura de bulbo seco
3. Temperatura de bulbo húmedo

Evaluar :

4. Humedad absoluta
5. Humedad de saturación
6. Humedad porcentual
7. Calor húmedo
8. Volumen húmedo
9. Entalpía

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 47

```

10 PRINTAB(8) "PROPIEDADES DE LA MEZCLA"
20 PRINT:PRINTAB(14) "AIRE-AGUA"
30 PRINT:PRINT:PRINT
40 INPUT "PRESION TOTAL (MM HG):";PT
50 PRINT:INPUT "TEMPERATURA DE BULBO SECO (C)";TS
60 PRINT:INPUT "TEMPERATURA DE BULBO HUMEDO (C)";TBN
62 T=TH+273:T2=T/647
64 LH=2900*((1-T2)/(0.4174))+10.38/18
66 PH=1013*(10765-(1750.286/(235+TH)))
68 PS=1013*(10765-(1750.286/(235+TS)))
70 YH=(PH*(PT-PH))/(18*(29))
90 YB=YH*(24+(TS-TH)*LH)
100 YR=YB*(29/18)
  
```



```

110 YS=(PS/(PT-PS))
120 Y1=YS*(18/29)
130 YX=(YB/Y1)*100
140 CH=0.24+0.46*YB
150 VH=(1/29+YB/18)*(0.082)*(TS+273)/(PT/760)
160 H=CH*TS+596*YB
165 PP=(PT*VA)/(1+VA)
166 VR=(PP/PS)*100
170 PRINT:PRINT:PRINT
180 PRINT"HUMEDAD ABSOLUTA MOLAR:"
190 PRINT VA" KMOL H2O/KMOL A.S":PRINT
200 PRINT"HUMEDAD ABSOLUTA MASICA:"
210 PRINT YB" KG H2O/KG A.S":PRINT
220 PRINT"HUMEDAD DE SATURACION MOLAR:"
230 PRINT YS" KGMOL H2O/KG MOL A.S":PRINT:PRINT
235 PRINT"PARA CONTINUAR PRESIONA CUALQUIER TECLA"
236 GETA$:IFA#=""THEN 236
240 PRINT:PRINT:PRINT"HUMEDAD DE SATURACION MASICA:"
250 PRINT Y1" KG H2O/KG A.S":PRINT
255 PRINT"PORCIENTO DE HUMEDAD:";PRINT YR"%":PRINT
260 PRINT"HUMEDAD PORCENTUAL:";Y%"%":PRINT
270 PRINT"CALOR HUMEDO:";CH" KCAL/KG A.S":PRINT
280 PRINT"VOLUMEN HUMEDO:";VH" M3/KG A.S":PRINT
290 PRINT"ENTALPIA:";H" KCAL/KG A.S"
300 END

```

READY.

Ejemplo

Para una mezcla aire-vapor de agua la temperatura de bulbo seco es 65 °C y la de bulbo húmedo de 35 °C. La presión total es 1 atm. Calcular la humedad del aire.

$$T_c = 374 \text{ °C} = 647 \text{ °K} ; T_{BH} = 308 \text{ °K} ; T_r = \frac{308}{647} = 0.4760$$

$$\lambda_{TBH} = 9900 \left(\frac{1 - 0.4760}{0.4173} \right)^{0.38} = 10794.598 \frac{\text{cal}}{\text{gmol}} = 600 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$\log \text{°}P_{Bh} = 8.10765 - \frac{1750.286}{235+35} ; \text{°}P_{TBH} = 42.18026 \text{ mmHg}$$

$$Y_{TBH} = \frac{42.1802}{760-42.1802} = 0.05876 \frac{\text{Kgmol agua}}{\text{Kgmol A.S}} = 0.0364 \frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg A.S}}$$

$$T = 0.0364 - \frac{(0.24)(65 - 35)}{600} = 0.0244 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg A.S}}$$

CAPITULO VI

**La mente es incansable, turbulenta,
fuerte e inflexible ...
tan difícil de subyugar
como el viento**

DESTILACION

La destilación es la separación de los componentes de una mezcla líquida por medio de la evaporación parcial de la mezcla y recuperación por separado de los vapores y del residuo.

Para esto nos apoyamos en los distintos puntos de ebullición de los constituyentes de la mezcla. Si una mezcla de dos líquidos volátiles se calienta, el vapor generado tendrá una concentración mayor del componente que tiene menor punto de ebullición, por consiguiente, los constituyentes más volátiles se obtienen más concentrados en el vapor, los menos volátiles en mayor concentración en el residuo líquido. La eficiencia de la separación depende de las propiedades de los componentes y de la disposición del proceso de destilación.

Los métodos de destilación se aplicarán mejor si se comprende el equilibrio que existe entre las fases vapor y líquido de las mezclas a manejar, es por esto esencial el análisis de dichos equilibrios, los que se irán tratando conforme el desarrollo de cada programa.

Ecuación de Antoine

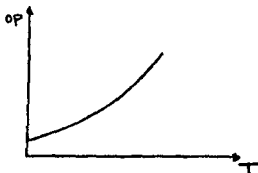
Quando un líquido se introduce en un recipiente cerrado y aislado térmicamente, las moléculas de dicho líquido se evaporarán en el espacio que está por encima y lo llenarán por completo. Después de un tiempo, se establece un equilibrio, es decir, el número de moléculas que salen del líquido (vaporizan) es igual al número de moléculas que entran (condensan).

Este vapor ejerce una presión que es la Presión de Vapor saturado del líquido a la temperatura de operación.

El valor de la presión de vapor (P) es independiente de la can-

tividad de líquido en el recipiente siempre y cuando haya algo de líquido presente.

La presión de vapor es una propiedad única de cada sustancia y es función directa de la temperatura, es decir, un aumento en la temperatura provocará que el número de moles de líquido que se evaporan sea mayor haciendo que aumente la concentración en el vapor hasta que se alcance el equilibrio de nuevo. La nueva presión de vapor será mayor que la anterior. La relación que existe entre la presión de vapor y la temperatura toma la forma que se muestra :



En una mezcla, el componente más volátil es el que tiene una p^o más alta, por consiguiente, el menor peso molecular.

Si el líquido se evapora completamente antes de que los moles de líquido que se evaporan puedan hacerse igual a los moles de vapor que se condensan, el vapor contenido en el recipiente no estará saturado y la presión del vapor será menor que la presión del vapor saturado a la misma temperatura. Para una presión de vapor dada, la temperatura de un vapor insaturado es mayor que la de un vapor saturado, por lo que estos vapores reciben el nombre de vapores sobrecalentados.

Una de las correlaciones más usadas para obtener la presión de vapor de una sustancia es la ecuación de Antoine :

$$\log p^o = A - \frac{B}{C + T}$$

donde :

A, B, C son características de cada sustancia ; C es gene-

ralmente igual a la temperatura normal de ebullición.

T = temperatura a la que se encuentra la sustancia (°C)

°P = presión de vapor (mmHg)

Algoritmo para evaluar presiones de vapor mediante la ecuación de Antoine

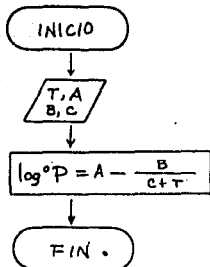
Conocer :

1. Temperatura a la que se encuentra la sustancia
2. Constantes de Antoine

Evaluar :

3. La presión de vapor

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 48

```

10 PRINTTAB(4)"CALCULO DE PRESIONES DE VAPOR"
20 PRINT
30 PRINTTAB(3)"MEDIANTE LA ECUACION DE ANTOINE"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"TEMPERATURA A LA QUE TE INTERESA LA"
60 INPUT"PRESION DE VAPOR (C):";T
80 PRINT:PRINT"CONSTANTES DE ANTOINE:"
100 PRINT:INPUT"A=";A
110 INPUT"B=";B
120 INPUT"C=";C
130 P=10*(A-(B/(C+T)))
140 PP=P/760
150 PRINT:PRINT:PRINT
170 PRINT"LA PRESION DE VAPOR ES:"
180 PRINT:PRINT P" MM HG"
190 PRINT:PRINT"O BIEN : "
200 PRINT:PRINT PP" ATM"
220 PRINT:PRINT
230 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO):";A#
240 IF A#"SI" THEN 40
260 END

```

READY.

Ejemplo :

Obtener la presión de vapor del etilbenceno a 150 °C. Constantes de Antoine : A = 6.87041 ; B = 1384.036 ; C = 215.128

Respuesta : °P = 1201.876 mmHg

$$\log \text{°P} = 6.87041 - \frac{1384.036}{215.128 + 150}$$

°P = 1201.876 mm Hg

Coefficiente de Relación o Distribución (K)

El coeficiente de distribución (K) es ampliamente usado en el cálculo de equilibrios líquido-vapor y su valor representa la relación de la composición del vapor a la del líquido :

$$K_1 = \frac{y_1}{x_1}$$

Los valores de (K) varían con la temperatura y la presión. La siguiente ecuación representa dicha variación :

$$\ln K = T_1 \left(\frac{1}{T^2} \right) + T_2 \left(\frac{1}{T} \right) + T_3 (\ln T) + T_4 (T) + T_5 (T^2) + T_6 + P_1 (\ln P) +$$

$$\text{donde : } P = \text{presión (psia)} \quad P_2 \left(\frac{1}{P^2} \right) + P_3 \left(\frac{1}{P} \right) + P_4 (\ln P)^2 + P_5 (\ln P)^3 +$$

T = temperatura (°R)

$P_5(P)$

T1...T6 = constantes

P1...P5 = constantes

Esta correlación predice valores de K para hidrocarburos ligeros y es válida en el siguiente rango :

$$460 < T(^{\circ}R) < 760$$

$$-17.60 < T(^{\circ}C) < 150$$

$$14.7 < P(\text{psia}) < 120$$

$$1 < P(\text{atm}) < 8.16$$

Las constantes para cada hidrocarburo así como información adicional podrá encontrarse en : Mark L. McWilliams, "An Equation to Relate K-Factors to Pressure and Temperature", Chemical Engineering, October 29, 1973.

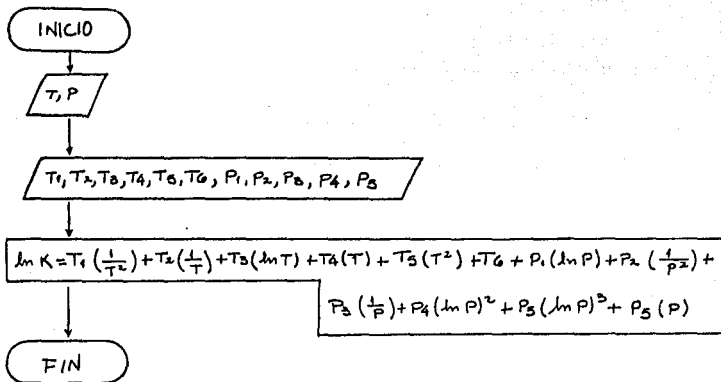
Algoritmo

Conocer :

1. Temperatura
2. Presión
3. Constantes características del hidrocarburo

Evaluar :

4. El coeficiente de distribución (K)

Diagrama de Flujo

PROGRAMA 49

```

10 PRINTTAB(10)"ESTE PROGRAMA EVALUA"
20 PRINT
30 PRINTTAB(4)"COEFICIENTES DE DISTRIBUCION (K)"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 INPUT"TEMPERATURA (C)";TT
60 PRINT:INPUT"PRESION (ATM)";:PP
90 T=(1.8*TT)+491.67
100 P=PP*14.7
130 PRINT:PRINT:PRINT"QUE COMPUESTO DESEAS EVALUAR?"
140 INPUT A$
160 PRINT:PRINT"PROPORCIONA LAS CONSTANTES QUE SE PIDEN"
170 PRINT"PARA EL ";A$
190 PRINT:INPUT"T1=";T1
200 INPUT"T2=";T2
210 INPUT"T3=";T3
220 INPUT"T4=";T4
230 INPUT"T5=";T5
240 INPUT"T6=";T6
250 INPUT"P1=";P1
260 INPUT"P2=";P2
270 INPUT"P3=";P3
280 INPUT"P4=";P4
290 INPUT"P5=";P5
300 B=(T1/T12)+(T2/T)+(T3*LOG(T))+(T4*T)+(T5*T12)+T6
310 C=(P1*LOG(P))+(P2/P12)+(P3/P)+(P4*LOG(P)12)+(P5*LOG(P)13)+(P5*P)
320 K=EXP(B+C)
330 PRINT:PRINT
340 PRINT"EL VALOR DE K ES:";K
350 PRINT:PRINT
360 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO)";:A$
370 IF A$="SI" THEN 40
390 END

```

READY.

Ejemplo :

Evalde (K) para el butano a 3 atm. y 50 °C.

Respuesta : $K = 1.562280$

$$T_1 = -1227406.0, \quad P_1 = -0.89063; \quad T = (1.8)(50) + 491.67 = 581.67 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$P = (3)(14.7) = 44.1 \text{ psia}$$

$$\ln K = (-1227406) \left(\frac{1}{(581.67)^2} \right) + 7.44621 + (-0.89063) \ln(44.1)$$

$$K = 1.56228$$

Temperatura de Burbuja

Temperatura de Rocio

La temperatura a la cual una mezcla de líquido de una composición dada comienza a vaporizar se llama Punto de Burbuja. Esto ocurre cuando la presión de vapor iguala a la presión total. En este punto, el cambio de fase (líquido-vapor) se llevará a cabo a temperatura constante hasta que todo el líquido se vaporiza.

Un líquido en su punto de ebullición recibe el nombre de líquido saturado. Si está por debajo de esa temperatura se llamará líquido subenfriado.

La temperatura a la cual una mezcla de vapores sobrecalentados comienza a condensarse por enfriamiento, es a lo que se llama Punto de Rocio.

Cuando el vapor empieza a condensarse es porque ha alcanzado la saturación.

Para un líquido puro, el punto de burbuja y el punto de rocío son idénticos e iguales al punto de ebullición, puesto que un componente puro se vaporiza y se condensa a una sola temperatura.

La Ley de Raoult puede utilizarse para calcular el punto de rocío y el punto de burbuja de mezclas ideales; la expresión de dicha ley es :

$$\overline{P}_A = {}^{\circ}P_A \overline{x}_A$$

\overline{P}_A = presión parcial de A en la sol.

\overline{x}_A = fracción mol de A

${}^{\circ}P_A$ = presión de vapor de A puro a la temp. de la solución.

Esta ecuación indica que el vapor desprendido de una mezcla de líquido será una mezcla de los mismos componentes que tiene el líquido. El vapor será generalmente más rico en el componente que tenga la presión de vapor más alta a la temperatura de vaporización.

La ley de Raoult es exacta solamente para predecir los equilibrios vapor-líquido de una solución ideal. Las soluciones que muestran desviaciones despreciables del caso ideal incluyen aquellos componentes que tengan estructura similar, tales como benceno-tolueno, propano-butano, metanol-etanol. La ley de Raoult enseña que las composiciones en una mezcla en equilibrio dependen de la presión total del sistema y de las presiones de vapor de los componentes. Las presiones de vapor varían con la temperatura pero no con la composición ni con la presión total.

En un sistema binario, el componente con la presión de vapor más alta a una temperatura dada, se denomina el componente más volátil, en tanto que aquel que tiene la presión de vapor más baja se denomina el componente menos volátil. Por acuerdo, la composición de las mezclas se expresa como la concentración de los componentes más volátiles.

Raoult encontró que si se mezclan dos o más líquidos para formar una solución, la presión de vapor de cada uno desciende, ya que sólo una porción de la superficie del líquido estará cubierta por A y el número de moléculas de A que escapan será menor que si fuera sólo A.

En ciertos sistemas donde no se puede aplicar la ley de Raoult, las composiciones de las fases pueden predecirse mediante la ley de Henry :

$$\bar{y}_A = K_A \bar{x}_A$$

\bar{y}_A = fracción mol de A en el vapor

\bar{x}_A = fracción mol de A en el líq.

K_A = coef. de relación o distribución.

En general, las relaciones de equilibrio a manejar en estos programas son las siguientes :

Ideales :

$$P_T \bar{y}_A = {}^{\circ}P_A \bar{x}_A$$

$$P_T \bar{y}_B = {}^{\circ}P_B \bar{x}_B$$

$$\bar{y}_A + \bar{y}_B = 1$$

$$\bar{x}_A + \bar{x}_B = 1$$

$$P_T = {}^{\circ}P_A \bar{x}_A + {}^{\circ}P_B \bar{x}_B$$

$$\bar{x}_A = \frac{P_T - {}^{\circ}P_B}{{}^{\circ}P_A - {}^{\circ}P_B}$$

$$\bar{y}_A = \frac{{}^{\circ}P_A}{P_T} \bar{x}_A$$

No ideales :

$$\bar{y}_i = K_i \bar{x}_i$$

$$\sum_{i=1}^c \bar{y}_i = 1$$

$$\sum_{i=1}^c \bar{x}_i = 1$$

$$1 = \sum_{i=1}^c K_i \bar{x}_i$$

P_T = presión total

${}^{\circ}P_i$ = presión de vapor de i

\bar{x}_i = fracción mol de i en el líquido

\bar{y}_i = fracción mol de i en el vapor

K_i = coeficiente de relación o distribución

Algoritmo para evaluar la temperatura de burbuja y la temperatura de rocío para mezclas IDEALES

Conocer :

1. Presión total
2. Número de componentes
3. Constantes de Antoine para cada componente

Para punto de burbuja :

4. Composición en el líquido

Para punto de rocío :

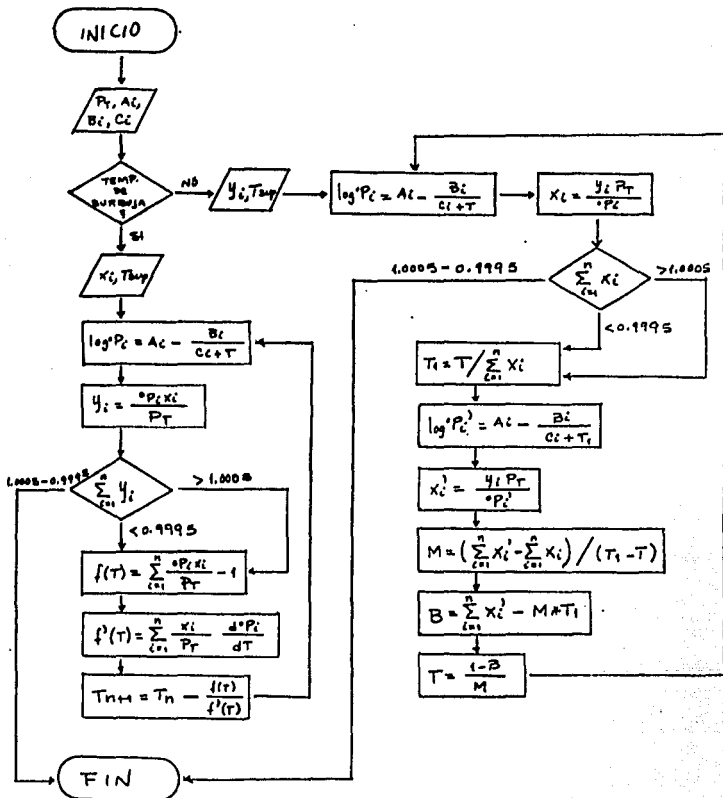
5. Composición en el vapor

Evaluar :

6. Temperatura de burbuja
o bien
7. Temperatura de rocío

La temperatura se encuentra en forma iterativa y para ello se utiliza el método de Newton.

Diagrama de Flujo para evaluar la temperatura de burbuja o rocío para mezclas IDEALES



PROGRAMA 50

```

10 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR:?"
20 PRINT:PRINT"A) TEMPERATURA DE BURBUJA"
30 PRINT:PRINT"B) TEMPERATURA DE ROCIO"
40 PRINT:INPUT"QUE LETRA ESCOGES:";A#
50 IF A#="B" THEN 470
60 PRINT:PRINT:PRINT
70 PRINTTAG(8)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA"
80 PRINT
90 PRINTTAB(4)"TEMPERATURA DE BURBUJA PARA UNA"
100 PRINT
110 PRINTTAB(6)"MEZCLA MULTICOMPONENTE IDEAL"
120 PRINT:PRINT:PRINT
130 GOSUB 1000
135 PRINT:PRINT
140 FOR I=1 TO H PRINT
150 PRINT"COMPOSICION (MOL) EN EL LIQUIDO PARA EL"
160 PRINT B#(I):";INPUT X(I)
170 NEXT I
180 T=50
185 PRINT:PRINT:PRINTTAB(8)"PROCESANDO INFORMACION"
190 FOR I=1 TO H
200 F(I)=10*(A(I)-(B(I)/(C(I)+T)))/760
210 Y(I)=F(I)*X(I)/PT
220 Y=Y+Y(I)
230 NEXT I
240 IF Y<0.9995 THEN 270
250 IF Y>1.0005 THEN 270
260 IF 0.9995<Y<1.0005 THEN 350
270 FOR I=1 TO H
280 M(I)=Y(I)/T
290 M=M+M(I)
300 NEXT I
310 T=T-((Y-1)/M)
320 Y=0:M=0
340 GOTO 190
350 PRINT:PRINT:PRINT
360 PRINT"LA TEMPERATURA DE BURBUJA ES:"
370 PRINT T" C"
380 PRINT:PRINT
390 PRINT"LA COMPOSICION (MOL) EN EL VAPOR ES:"
400 FOR I=1 TO H PRINT
410 PRINT"PARA EL ";B#(I):";Y(I)
420 NEXT I
425 Y=0:M=0
430 PRINT:PRINT
440 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO):";C#
450 IF C#="NO" THEN 460
455 PRINT:PRINT:PRINT
460 GOTO 10
460 END
470 PRINT:PRINT:PRINT

```

```

480 PRINTTAB(8)"ESTE PROGRAMA CALCULA"
490 PRINT
500 PRINTTAB(4)"LA TEMPERATURA DE ROCIO PARA UNA"
510 PRINT
520 PRINTTAB(6)"MEZCLA MULTICOMPONENTE IDEAL"
530 PRINT:PRINT:PRINT
540 GOSUB 1000
545 PRINT:PRINT
550 FOR I=1 TO N:PRINT
560 PRINT"COMPOSICION (MOL) EN EL VAPOR PARA EL"
570 PRINT B$(I):":":INPUT Y(I)
580 NEXT I
585 PRINT:PRINT:PRINTTAB(8)"PROCESANDO INFORMACION"
590 T=50
600 FOR I=1 TO N
610 P(I)=10*(A(I)-(B(I)/C(I)+T)))/760
620 X(I)=Y(I)*PT/P(I)
630 X=X+X(I)
640 NEXT I
650 IF X<0.9995 THEN 680
660 IF X>1.0005 THEN 680
670 IF 0.9995<X<1.0005 THEN 800
680 T1=T/X
690 FOR I=1 TO N
700 P(I)=10*(A(I)-(B(I)/C(I)+T1)))/760
710 X(I)=Y(I)*PT/P(I)
720 X1=X+X(I)
730 NEXT I
740 M=(X1-X)/(T1-T)
750 B=X1-M*T1
760 T=(I-B)/M
770 X=0:X1=0
790 GOTO 600
800 PRINT:PRINT:PRINT
810 PRINT"LA TEMPERATURA DE ROCIO ES:"
820 PRINT T" C"
830 PRINT:PRINT
840 PRINT"LA COMPOSICION EN EL LIQUIDO ES (MOL):"
850 FOR I=1 TO N:PRINT
860 PRINT"PARA EL ";B$(I):":":X(I)
870 NEXT I
880 X=0:X1=0
900 GOTO 430
1000 INPUT"PRESION TOTAL (ATM):":PT
1010 PRINT:INPUT"NUMERO DE COMPONENTES:":N
1020 PRINT:PRINT"NUMERO DE CADA UNO DE ELLOS:":PRINT
1030 FOR I=1 TO N
1040 INPUT B$(I)
1050 NEXT I
1060 FOR I=1 TO N
1070 PRINT:PRINT
1080 PRINT"CONSTANTES DE ANTOINE PARA EL ";B$(I)
1090 PRINT:INPUT"A(I):":A(I)
1100 INPUT"B(I):":B(I):INPUT"C(I):":C(I)
1110 NEXT I
1120 RETURN

```


Ejemplo :

Evalúe la temperatura de burbuja de una mezcla con 80 % de butano y el resto de pentano a 3 atm. de presión.

Respuesta : La temperatura de burbuja es de 37.62 °C

| | A | B | C | Composición (mol) |
|---------|---------|---------|-----|-------------------|
| Butano | 6.83029 | 945.9 | 240 | 0.80 |
| Pentano | 6.85221 | 1064.63 | 232 | 0.20 |

Temperatura supuesta : 50 °C

$$^{\circ}P_{\text{butano}} = 4.8725 \text{ atm} \quad ; \quad ^{\circ}P_{\text{pentano}} = 1.5707 \text{ atm}$$

$$\bar{y}_{\text{butano}} = \frac{(\bar{x}_{\text{but}})(^{\circ}P_{\text{but}})}{P_T} = \frac{(0.80)(4.8725)}{3} = 1.30$$

$$\bar{y}_{\text{pentano}} = 0.1047 \quad , \quad \Sigma \bar{y} = 1.4047 > 1$$

$$f(T) = 1.4047 - 1 = 0.4047$$

$$f'(T)_{\text{butano}} = \frac{\bar{x}_{\text{butano}}}{P_T} \frac{d^{\circ}P_{\text{butano}}}{dT} = \frac{(0.80)(4.8725)}{(3)(50)} = 0.02598$$

$$f'(T)_{\text{pentano}} = 2.094 \times 10^{-3} \quad ; \quad \Sigma f'(T) = 0.028074$$

$$T = 50 - \frac{0.4047}{0.028074} = 35.5845 \text{ °C}$$

Continuar de esta manera hasta que $\Sigma \bar{y} = 1$

Temperatura de Burbuja

Temperatura de Rocío

Mezclas no ideales

La solución de las ecuaciones de equilibrio presentadas anteriormente para mezclas no ideales requieren un método iterativo. De los diversos métodos que hay para solucionar tales problemas aquí solo se maneja el método de Newton.

Para la temperatura de burbuja :

$$1 = \sum_{i=1}^n K_i \bar{x}_i \quad ; \quad f(T) = \sum_{i=1}^n K_i \bar{x}_i - 1 \quad ; \quad f'(T) = \sum_{i=1}^n \bar{x}_i \frac{dK_i}{dT}$$

$$T_{n+1} = T_n - \frac{f(T_n)}{f'(T_n)}$$

Para la temperatura de rocío :

$$1 = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i}{K_i} \quad ; \quad f'(T) = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i}{K_i^2} \frac{dK_i}{dT} \quad ; \quad f(T) = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i}{K_i} - 1$$

$$T_{n+1} = T_n - \frac{f(T_n)}{f'(T_n)}$$

Algoritmo para evaluar la temperatura de burbuja y rocío para una mezcla multicomponente no ideal.

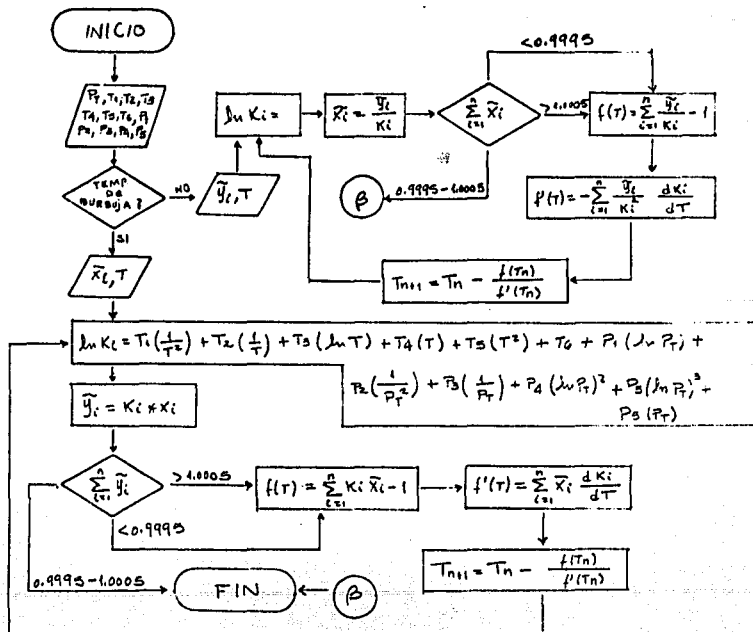
Conocer :

1. Presión total
2. Número de componentes
3. Constantes para evaluar K

Para la temperatura de burbuja :

4. Composición en el líquido
Para la temperatura de rocío :
 5. Composición en el vapor
- Evaluar :
6. Temperatura de burbuja
o bien
 7. Temperatura de rocío

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 51

```

10 PRINT"QUE DESEAS EVALUAR:?"
20 PRINT:PRINT"A) TEMPERATURA DE BURBUJA"
30 PRINT:PRINT"B) TEMPERATURA DE ROCIO"
40 PRINT:INPUT"QUE LETRA ESCOSES:";A#
50 IF A#="B" THEN 450
60 PRINT:PRINT:PRINT
70 PRINTTAB(8)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA"
80 PRINT
90 PRINTTAB(4)"TEMPERATURA DE BURBUJA PARA UNA"
100 PRINT
110 PRINTTAB(4)"MEZCLA MULTICOMPONENTE NO IDEAL"
120 PRINT:PRINT:PRINT
130 GOSUB 1000
140 PRINT:PRINT:PRINT"COMPOSICION (MOL) EN EL LIQUIDO:";PRINT
145 FOR I=1 TO N
150 PRINT"PARA EL ";B#(I);":";INPUT X(I)
160 PRINT:NEXT I
165 PRINT:PRINT:PRINT:PRINTTAB(8)"PROCESANDO INFORMACION"
170 TT=50
175 GOSUB 1130
180 FOR I=1 TO N
190 Y(I)=K(I)*X(I)
200 Y=Y+Y(I)
210 NEXT I
220 IF Y>1.0005 THEN 260
230 IF Y<0.9995 THEN 260
240 IF 0.9995<Y<1.0005 THEN 330
260 FOR I=1 TO N
270 G(I)=K(I)*X(I)/TT
280 G=G+G(I)
290 NEXT I
300 TT=TT-(Y-1)/G
310 Y=0:G=0
320 GOTO 175
330 PRINT:PRINT:PRINT
340 PRINT"LA TEMPERATURA DE BURBUJA ES:"
350 PRINT TT" C"
360 PRINT:PRINT
370 PRINT"LA COMPOSICION (MOL) EN EL VAPOR ES:";PRINT
380 FOR I=1 TO N
390 PRINT"PARA EL ";B#(I);":";Y(I)
400 PRINT:NEXT I
405 Y=0:G=0
410 PRINT:PRINT
420 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO):";C#
430 IF C#="NO" THEN 440
435 PRINT:PRINT:PRINT
436 GOTO 10
440 END
450 PRINT:PRINT:PRINT
451 PRINTTAB(8)"ESTE PROGRAMA CALCULA LA"
452 PRINT:PRINTTAB(6)"TEMPERATURA DE ROCIO PARA UNA"

```

```

453 PRINT:PRINTTAB(5)"MEZCLA MULTICOMPONENTE NO IDEAL"
454 PRINT:PRINT:PRINT
455 GOSUB 1000
458 PRINT:PRINT:PRINT"COMPOSICION (MOL) EN EL VAPOR PARA EL:"
459 FOR I=1 TO N:PRINT
460 PRINT B*(I)";":INPUT Y(I)
470 NEXT I
475 PRINT:PRINT:PRINT:PRINTTAB(8)"PROCESANDO INFORMACION"
480 TT=50
490 GOSUB 1130
500 FOR I=1 TO N
510 X(I)=Y(I)/K(I)
520 X=X+X(I)
530 NEXT I
540 IF X>1.0005 THEN 570
550 IF X<0.9995 THEN 570
560 IF 0.9995<X<1.0005 THEN 660
570 FOR I=1 TO N
580 Z(I)=Y(I)/(K(I)*2)
590 M(I)=K(I)/TT
600 W(I)=-Z(I)*M(I)
610 W=W+W(I)
620 NEXT I
630 TT=TT-(X-1)/W
640 X=0:W=0
650 GOTO 490
660 PRINT:PRINT:PRINT
670 PRINT"LA TEMPERATURA DE ROCIO ES:"
680 PRINT TT" C"
690 PRINT:PRINT
700 PRINT"LA COMPOSICION (MOL) EN EL LIQUIDO ES:"PRINT
710 FOR I=1 TO N
720 PRINT"PARA EL ";B*(I)";":X(I)
730 PRINT:NEXT I
740 GOTO 410
1000 INPUT"PRESION TOTAL (ATM)";:PP
1010 P=PP*14.7
1020 PRINT:INPUT"NUMERO DE COMPONENTES";:N
1030 PRINT:PRINT"NOMBRE DE CADA UNO DE ELLOS:"PRINT
1040 FOR I=1 TO N
1050 INPUT B*(I):NEXT I
1050 PRINT:PRINT
1070 PRINT"PROPORCIONA LAS CONSTANTES PARA EVALUAR K:"PRINT
1080 FOR I=1 TO N
1090 PRINT"PARA EL ";B*(I)";"
1100 INPUT T1(I),T2(I),T3(I),T4(I),T5(I),T6(I),P1(I),P2(I),P3(I),P4(I),P5
1110 PRINT:NEXT I
1120 RETURN
1130 T=<1.8*TT>+491.6
1140 FOR I=1 TO N
1150 B(I)=T1(I)/T+T2(I)/T+T3(I)*LOG(T)+T4(I)*T+T5(I)+T12)+T6(I
1160 C(I)=(P1(I)*LOG(P))+P2(I)/P+T)+P3(I)/P)
1170 D(I)=(P4(I)*LOG(P)+T2)+P5(I)*LOG(P)+T3)+P5(I)+P)
1180 E(I)=C(I)+D(I)
1190 K(I)=E/(B(I)+E(I))
1200 NEXT I
1210 RETURN

```

Ejemplo :

1. Evalúe la temperatura de burbuja para una mezcla de 80 % Butano y 20 % pentano en mol a 3 atm.

Respuesta : La temp. de burbuja es 37.02880 °C

2. Evalúe la temperatura de Rocio para una mezcla con el 93 % Butano y el 7 % mol de pentano a 3 atm.

Respuesta : La temperatura de rocío es 36.236 °C

Ejemplo resuelto : (1)

Constantes para evaluar K :

Butano : $T_1 = -1227406$; $T_6 = 7.44621$; $P_1 = -0.89063$

Pentano : $T_1 = -1644864$; $T_6 = 8.3288$; $P_1 = -1.1707$; $P_5 = 0.0052$

$K_B = 1.5622$; $K_P = 0.636789$

1a. Suposición : $T = 50$ °C

$$\bar{y}_B = \bar{x}_B K_B = (1.5622)(0.80) = 1.24976$$

$$\bar{y}_P = \bar{x}_P K_P = (0.636789)(0.20) = \frac{0.1273}{\Sigma 1.37706}$$

$$f(T) = 1.37706 - 1 = 0.37706$$

$$f'(T)_B = \bar{x}_B \frac{dK_i}{dT} = \frac{(0.80)(1.5622)}{50} = 0.025$$

$$f'(T)_P = \frac{(0.20)(0.63678)}{50} = 0.02546$$

$$\Sigma f'(T) = 0.027546$$

$$T = 50 - \frac{0.37706}{0.027546} = 36.3116$$

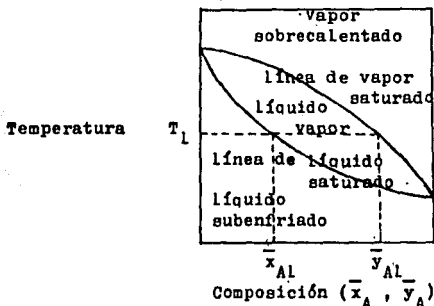
2a. Suposición : $T = 36.3116$ °C

Continuar de esta manera hasta que $\bar{y}_P + \bar{y}_B = 1$

Diagramas de Equilibrio x vs. y

Mezclas Ideales.

Suele ser común que las relaciones de equilibrio vapor-líquido de una mezcla binaria de A y B se expresen en forma de un diagrama de puntos de ebullición, tal como el que se muestra en la figura :



La línea superior es la de vapor saturado (línea de punto de rocío) y la línea inferior es la línea de líquido saturado (línea de punto de burbuja). La región de dos fases está localizada en la zona situada entre estas dos líneas.

En la figura, si se empieza calentando una muestra líquida fría de \bar{x}_{A1} , la ebullición se inicia en T_1 y la composición del primer vapor en equilibrio es \bar{y}_{A1} . A medida que continúa la ebullición, la composición \bar{x}_A se desplazará hacia la izquierda, puesto que \bar{y}_A es más rico en A.

El sistema obedece la ley de Raoult, por lo que el diagrama puede determinarse a partir de las siguientes ecuaciones :

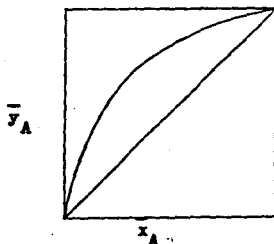
$$\bar{p}_A + \bar{p}_B = P_T$$

$${}^oP_A \bar{x}_A + {}^oP_B \bar{x}_B = P_T$$

$$\bar{y}_A = \frac{\bar{P}_A}{P_T} = \frac{{}^{\circ}P_A \bar{x}_A}{P_T} ; \quad \bar{x}_A = \frac{P_T - {}^{\circ}P_B}{{}^{\circ}P_A - {}^{\circ}P_B} ; \quad {}^{\circ}P_A \bar{x}_A = P_T \bar{y}_A$$

En la siguiente figura se muestra otra forma de graficar los datos de equilibrio, donde se traza una curva de \bar{y}_A en función de \bar{x}_A para el sistema en cuestión. Se incluye la línea de 45° para mostrar que \bar{y}_A es más rico en el componente A que \bar{x}_A .

Estos diagramas son típicos de sistemas que obedecen la Ley de Raoult. Los sistemas no ideales forman azeótropos.



El programa que se presenta a continuación evalúa los datos de equilibrio (x,y) para una mezcla binaria ideal.

Algoritmo

Conocer :

1. Presión total

Para el componente volátil :

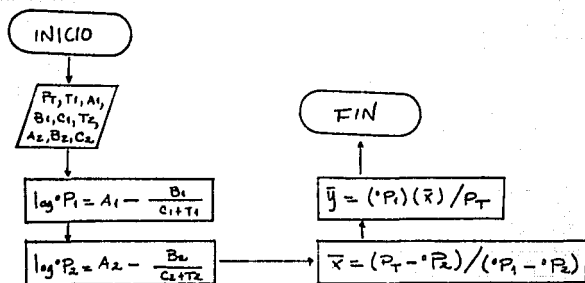
2. Temperatura de ebullición
3. Constantes de Antoine

Para el componente no volátil :

4. Temperatura de ebullición
5. Constantes de Antoine

Evaluar : 6. Composición en el líquido y en el vapor.

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 52

```

10 PRINTTAB(6)"DATOS DE EQUILIBRIO (X VS Y)"
20 PRINT:PRINTTAB(6)"PARA UNA MEZCLA BINARIA IDEAL"
30 PRINT:PRINT:PRINT
40 PRINT:PRINT"DATOS PARA EL COMPONENTE MAS VOLATIL:"
50 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DE EBULLICION (C):";T1
60 PRINT:PRINT"CONSTANTES DE ANTOINE:"
70 PRINT:INPUT"A1=";A1:INPUT"B1=";B1:INPUT"C1=";C1
80 PRINT:PRINT:PRINT"DATOS PARA EL COMPONENTE NO VOLATIL"
90 PRINT:INPUT"TEMPERATURA DE EBULLICION (C):";T2
100 PRINT:PRINT"CONSTANTES DE ANTOINE:"
110 PRINT:INPUT"A2=";A2:INPUT"B2=";B2:INPUT"C2=";C2
120 PRINT:PRINT:INPUT"PRESION TOTAL (ATM):";PT
130 PRINT:PRINT:PRINT
140 PRINT:T;"X";"Y"
150 FOR T=T1 TO T2 STEP 2
160 P1=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
170 P2=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
180 X=(PT-P2)/(P1-P2)
190 Y=P1*X/PT
20 PRINT:T;X;Y
210 NEXT T
220 PRINT:PRINT:PRINT
30 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)";JA#
40 IF JA#"SI" THEN 30
55 END
  
```

Ejemplo :

Determinar los datos de equilibrio para la mezcla benceno-tolueno cuando está a una atmósfera de presión.

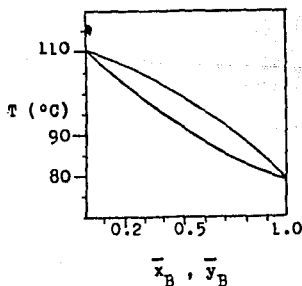
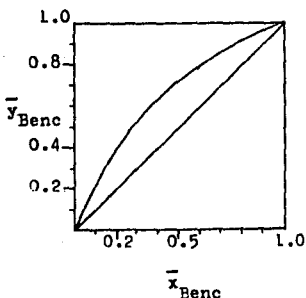
Datos para el benceno ; $T_{eb.}=80.1\text{ }^{\circ}\text{C}$; $A=7.429$; $B=1628.32$; $C=279$

Datos para el tolueno ; $T_{eb.}=110.8\text{ }^{\circ}\text{C}$; $A=6.953$; $B=1343.94$; $C=219.3$

$$T = 80.1\text{ }^{\circ}\text{C} \quad ; \quad p_{\text{Benc.}}^{\circ} = 1.049\text{ atm} \quad ; \quad p_{\text{Tol.}}^{\circ} = 0.3842\text{ atm}$$

$$\bar{x}_{\text{Benc}} = \frac{P_T - p_{\text{Tol.}}^{\circ}}{p_{\text{ben}}^{\circ} - p_{\text{Tol.}}^{\circ}} = \frac{1 - 0.3842}{1.049 - 0.3842} = 0.9262 \quad ; \quad \bar{y} = 0.9716$$

| $T(^{\circ}\text{C})$ | \bar{x}_{Benc} | \bar{y}_{Benc} | $T(^{\circ}\text{C})$ | \bar{x}_{Benc} | \bar{y}_{Benc} |
|-----------------------|-------------------------|-------------------------|-----------------------|-------------------------|-------------------------|
| 80.1 | 0.9262 | 0.9716 | 100 | 0.2484 | 0.4502 |
| 84 | 0.7641 | 0.8965 | 104 | 0.1480 | 0.2974 |
| 88 | 0.6148 | 0.8070 | 108 | 0.0564 | 0.1253 |
| 92 | 0.4803 | 0.7036 | 110 | 0.0135 | 0.03160 |
| 96 | 0.3587 | 0.5851 | | | |



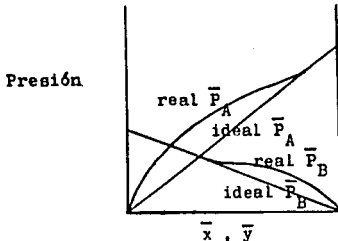
Mezclas Azeotrópicas

Una mezcla es azeotrópica cuando tiene un vapor en equilibrio que tenga la misma composición en el líquido. Tales características son muy poco deseables si se necesita separar la mezcla en sus componentes mediante destilación, ya que no puede alcanzarse ninguna composición más rica que la de la mezcla azeotrópica. Para este tipo de mezclas, el punto de rocío y el punto de burbuja son iguales, y la mezcla vaporiza a una sola temperatura; por esta razón, las mezclas azeotrópicas se denominan también mezclas de puntos de ebullición constantes. Estas mezclas hierven a una temperatura inferior al punto de ebullición de cualquiera de los componentes puros. La definición de la mezcla azeotrópica establece las composiciones de las dos fases (líquido-vapor) como iguales.

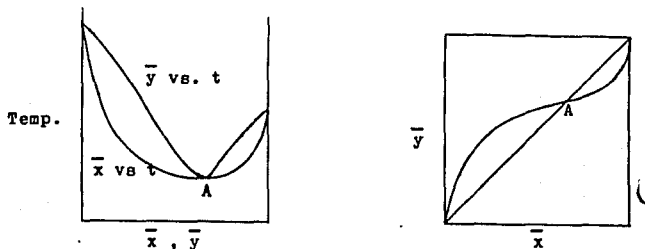
Este tipo de soluciones no puede separarse por completo mediante los métodos ordinarios de destilación. La composición azeotrópica al igual que su punto de ebullición cambia con la presión. En algunos casos, el cambio de presión puede eliminar el azeotropismo del sistema.

Desviaciones Positivas del Comportamiento Ideal.

De una mezcla cuya presión total es mayor que la calculada para el ideal se dice que muestra desviaciones positivas de la Ley de Raoult. En estos casos, las presiones parciales de cada componente son mayores que la presión ideal, como se muestra en la figura:



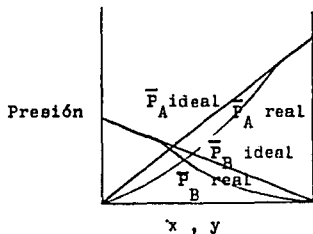
Cuando las desviaciones positivas del ideal son los suficientemente grandes y cuando las presiones de vapor de los dos componentes no están muy alejadas entre sí, las curvas de presión total a temperatura constante, pueden aumentar a través de un máximo a cierta concentración tal como se muestra en las siguientes figuras :



Se dice entonces que el azeótropo presenta un punto de ebullición mínimo. Las mezclas azeotrópicas de este tipo son muy comunes; una de las más importantes es el azeótropo etanol-agua, el cual a 1 atm. aparece a 89.4 % en mol de etanol y 78.2 °C. El azeotropismo desaparece en este sistema a presiones menores de 70 mmHg.

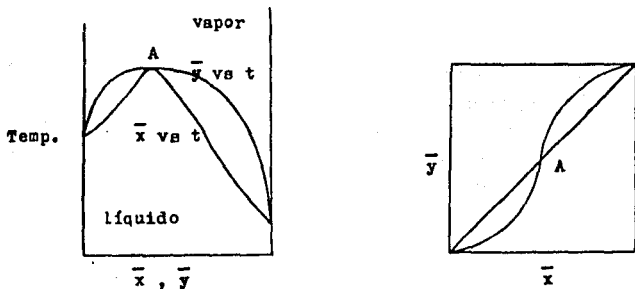
Desviaciones Negativas del Comportamiento Ideal.

Cuando la presión total de un sistema en el equilibrio es menor que el valor ideal, se dice que el sistema se desvía negativamente de la ley de Raoult. Una situación de este tipo se muestra en la figura :



Cuando la diferencia entre las presiones de vapor de los componentes no es muy grande y cuando las desviaciones negativas también son grandes, la curva de presión total contra composición puede pasar a través de un mínimo. Esta condición da lugar a un máximo en las temperaturas de ebullición.

Los azeótropos de punto de ebullición máximo son menos comunes que los de punto de ebullición mínimo. Uno de ellos es el formado por ácido clorhídrico-agua (11.1 % mol HCl, 110 °C, 1 atm.)



Las ecuaciones de equilibrio a manejar para mezclas azeotrópicas

son :

$$P_T = {}^{\circ}P_A \bar{x}_A \gamma_A + {}^{\circ}P_B \bar{x}_B \gamma_B \quad ; \quad \bar{y}_A = \frac{{}^{\circ}P_A \bar{x}_A \gamma_A}{P_T}$$

$$\gamma_A = \frac{P_T}{{}^{\circ}P_A} \quad ; \quad \gamma_B = \frac{P_T}{{}^{\circ}P_B} \quad ; \quad \log \gamma_A = \frac{A}{\left[1 + \left(\frac{A \bar{x}_A}{B \bar{x}_B} \right)^2 \right]}$$

$$\log \gamma_B = \frac{B}{\left[1 + \left(\frac{B \bar{x}_B}{A \bar{x}_A} \right)^2 \right]}$$

$$A = \log \gamma_A^* \left[1 + \frac{\bar{x}_B^* \log \gamma_B^*}{\bar{x}_A^* \log \gamma_A^*} \right]^2 ; \quad B = \log \gamma_B^* \left[1 + \frac{\bar{x}_A^* \log \gamma_A^*}{\bar{x}_B^* \log \gamma_B^*} \right]^2$$

En el punto azeotrópico : $\bar{x}_A = \bar{y}_A$ $\gamma_A^* = \frac{P_T}{P_A^*}$

P_T = presión total

\bar{x} = composición en el líquido (mol)

\bar{y} = composición en el vapor (mol)

P^* = presiones de vapor

γ_A, γ_B = coeficientes de actividad

* : representa el azeótropo

Algoritmo

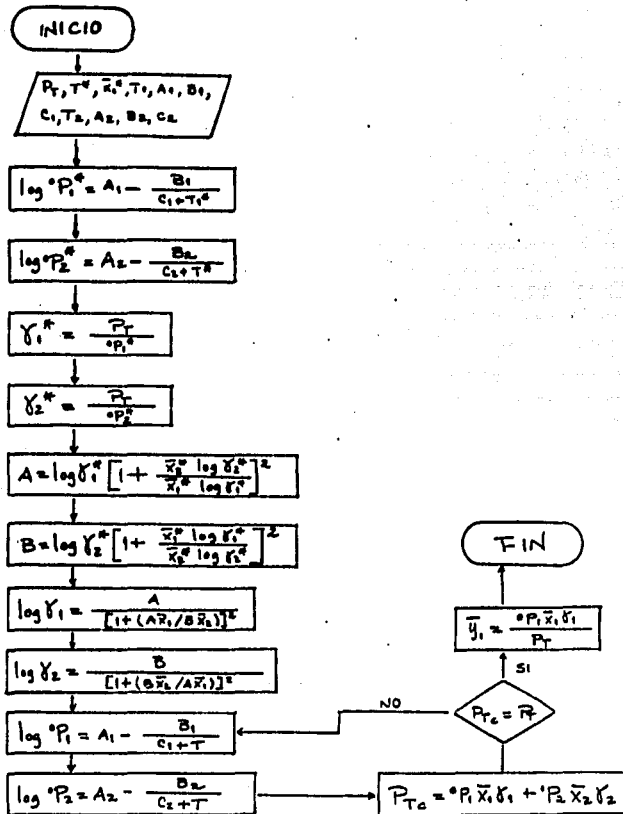
Conocer :

1. Presión de trabajo
2. Datos para el punto azeotrópico (Temperatura y composición)
3. Datos para el componente volátil (Temp. ebullición y Ctes. Antoine)
4. Datos para el no volátil (Temp. ebullición y Ctes. Antoine)

Evaluar :

5. Composición en el líquido y en el vapor

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 53

```

10 PRINTTAB(9)"ESTE PROGRAMA EVALUA"
15 PRINT PRINTTAB(5)"DATOS DE EQUILIBRIO (X VS Y)"
30 PRINT PRINTTAB(6)"PARA MEZCLAS AZEOTROPICAS"
60 PRINT PRINT PRINT
70 INPUT "PRESION DE TRABAJO (ATM):";PT
80 PRINT PRINT
90 PRINT "DATOS DEL PUNTO AZEOTROPICO:"
110 PRINT INPUT "TEMPERATURA (C)";T PRINT
120 INPUT "COMPOSICION (FRACCION MOL)";X1
130 PRINT PRINT PRINT
140 PRINT "DATOS PARA EL COMPONENTE VOLATIL:"
160 PRINT INPUT "TEMPERATURA DE EBULLICION (C)";T3
180 PRINT PRINT "CONSTANTES DE ANTOINE:"
200 PRINT INPUT "A1=";A1 INPUT "B1=";B1 INPUT "C1=";C1
240 PRINT PRINT PRINT
250 PRINT "DATOS PARA EL COMPONENTE NO VOLATIL:"
260 PRINT INPUT "TEMPERATURA DE EBULLICION (C)";T4
280 PRINT PRINT "CONSTANTES DE ANTOINE:"
300 PRINT INPUT "A2=";A2 INPUT "B2=";B2 INPUT "C2=";C2
330 P1=10^(A1-(B1/(C1+T)))/760
340 P2=10^(A2-(B2/(C2+T)))/760
350 W1=PT/P1
360 W2=PT/P2
370 X2=1-X1
380 A=(LOG(W1)/LOG(10))*(1+(X2*(LOG(W2)/LOG(10))/(X1*(LOG(W1)/LOG(10))))^2
390 B=(LOG(W2)/LOG(10))*(1+(X1*(LOG(W1)/LOG(10))/(X2*(LOG(W2)/LOG(10))))^2
395 TH=(T3+T4)/2
396 G=PT+0.0014
397 H=PT-0.0014
400 PRINT PRINT PRINT
410 PRINT "T", "X", "Y"
420 FOR X3=0.1 TO 0.4 STEP 0.1
430 X4=1-X3
440 W3=10^(A/((1+(A*X3/(B*X4)))^2))
450 W4=10^(B/((1+(B*X4/(A*X3)))^2))
460 T=T3*W1
470 GOSUB 1080
480 P=X3*P3*W3+X4*P4*W4
490 T=T4*W1
500 GOSUB 1080
510 PA=X3*P3*W3+X4*P4*W4
520 M=(PA-P)/(T4-T3)
530 S=P-M*T3
540 Q=(PT-S)/M
550 F=TM/Q
560 T=Q+F
570 GOSUB 1080
580 PB=X3*P3*W3+X4*P4*W4
590 IF PB>G THEN 620
600 IF PB<H THEN 660
610 IF H<PB<G THEN 700

```



```

520 T=T-0.05
530 P3=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
540 P4=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
550 GOTO 580
560 T=T+0.05
570 P3=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
580 P4=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
590 GOTO 580
700 X=X3*1
710 Y=Y3*P3*W3/PT
720 PRINT T,X,Y
725 T=T*0
730 NEXT W3
740 FOR X3=0.5 TO 1 STEP 0.1
750 X4=1-X3
760 W3=10*(A1/(1+(A*W3/(B*X4)))^12)
770 W4=10*(B/(1+(B*X4/(A*W3)))^12)
780 T=T3*1
790 GOSUB 1080
800 F=X3*P3*W3+X4*P4*W4
810 T=T4*1
820 GOSUB 1080
830 PA=X3*W3*P3+X4*P4*W4
840 M=(PA-P)/T4-T3
850 S=P-M*T3
860 Q=(PT-S)/M
870 T=0*1
890 GOSUB 1080
900 PB=X3*P3*W3+X4*P4*W4
910 IF PB>0 THEN 940
920 IF PB<0 THEN 980
930 IF M<PB<0 THEN 1020
940 T=T-0.05
950 P3=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
960 P4=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
970 GOTO 980
980 T=T+0.05
990 P3=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
1000 P4=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
1010 GOTO 980
1020 X=X3*1
1030 Y=Y3*P3*W3/PT
1040 PRINT T,X,Y
1050 T=T*0
1060 NEXT W3
1070 GOTO 1110
1090 P3=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
1090 P4=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
1100 RETURN
1110 PRINT:PRINT:PRINT
1120 INPUT "DESEAS UN NUEVO CALCULO? (SI/NO):";A$
1130 IF A$="SI" THEN 60
1140 END

```

Ejemplo :

Determinar los datos de equilibrio para la mezcla acetona-cloroforno a 1 atm.

Datos del azeótropo : Temp.= 64.5 °C , composición : 0.40 mol acetona

Acetona : Temp. eb. =56.1 °C , A=7.02447 , B=1161 , C=224

Cloroforno : Temp. eb.=61.3 °C , A=7.7849 , B=1639.4661 , C=273

$$\log \text{ } ^\circ P_1^* = 7.02447 - \frac{1161}{224+64.5}$$

$$\text{ } ^\circ P_1^* = 1.3163 \text{ atm}$$

$$\text{ } ^\circ P_2^* = 1.11278 \text{ atm}$$

$$\gamma_1^* = \frac{P_T}{\text{ } ^\circ P_1^*} = \frac{1}{1.3164} = 0.7596$$

$$\gamma_2^* = \frac{1}{1.11278} = 0.8986$$

$$A = \log(0.7596) \left[1 + \frac{(0.6)\log(0.8986)}{(0.4)\log(0.7596)} \right]^2 = -0.2993 ; B = -0.3421$$

Para $\bar{x}_1 = 0.1$

$$\log \gamma_1 = \frac{-0.2993}{\left[1 + \frac{(-0.2993)(0.1)}{(-0.3421)(0.9)} \right]^2}$$

$$\gamma_1 = 0.5641$$

$$\gamma_2 = 0.9938$$

1a. Suposición de temperatura : T = 62 °C

$$\text{ } ^\circ P_1 = 1.2140 \text{ atm} ; \text{ } ^\circ P_2 = 1.02366 \text{ atm}$$

$$P_{Tc} = (1.2140)(0.1)(0.5641) + (1.02366)(0.9)(0.9938) = 0.9840$$

$P_{Tc} < P_T$; 2a. Suposición : T = 62.5 °C

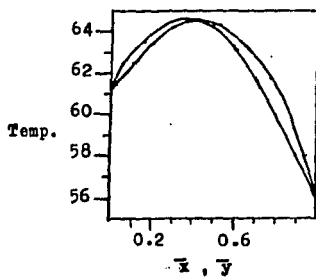
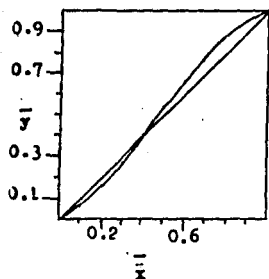
$$\text{ } ^\circ P_1 = 1.3462 \text{ atm} ; \text{ } ^\circ P_2 = 1.1388 \text{ atm}$$

$$P_{Tc} = (1.3462)(0.1)(0.5641) + (1.1388)(0.9)(0.9938) = 1.09450$$

$P_{Tc} > P_T$; Continuar iterando las temperaturas

Los resultados se muestran a continuación

| $\tau(^{\circ}\text{C})$ | \bar{x} | \bar{y} | $\tau(^{\circ}\text{C})$ | \bar{x} | \bar{y} |
|--------------------------|-----------|-----------|--------------------------|-----------|-----------|
| 62.48 | 0.1 | 0.069 | 63.30 | 0.6 | 0.6680 |
| 63.54 | 0.2 | 0.1605 | 61.86 | 0.7 | 0.7854 |
| 64.222 | 0.3 | 0.2718 | 60.053 | 0.8 | 0.8804 |
| 64.53 | 0.4 | 0.4000 | 58.065 | 0.9 | 0.9506 |
| 64.23 | 0.5 | 0.5364 | | | |



Flash Isotérmico

Existen tres tipos importantes de destilación que se verifican en una sola etapa. El primero de ellos es la destilación instantánea o flash; el segundo es la destilación por lotes o diferencial y el tercero es la destilación simple con arrastre de vapor.

En la destilación flash una mezcla líquida se vaporiza parcialmente, ya sea por calentamiento o alta presión, permitiendo que el vapor establezca un equilibrio con el líquido, una vez alcanzado dicho equilibrio se separan las fases vapor y líquido, que pueden obtenerse por medio de lotes o con régimen continuo.

Este método se usa, sobre todo, con mezclas de multicomponentes en la refinación del petróleo.

Una condición necesaria para que el flash se lleve a cabo es que la temperatura a la que se llevará a cabo debe estar entre la temperatura de burbuja y la de rocío a la presión especificada, es decir :

$$\text{Temp. burbuja} < \text{Temp. flash} < \text{Temp. rocío}$$

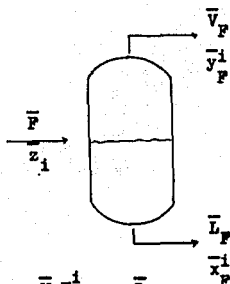
El programa que se presenta a continuación resuelve un flash isotérmico en el que se debe especificar :

- a) La temperatura del flash
- b) Presión
- c) Composición en la alimentación
- d) Alimentación

y lo que se desea evaluar es :

- a) La cantidad de vapor (destilado)
- b) La cantidad de líquido residual (residuo)
- c) composición en el vapor
- d) Composición en el líquido residual

El balance de materia es :



$$\bar{z}_1 = \bar{x}_1^i \left(\frac{\bar{V}_F K_F^i}{\bar{F}} + \frac{\bar{L}_F}{\bar{F}} \right)$$

$$\bar{x}_1^i = \frac{\bar{z}_1}{\frac{\bar{L}_F}{\bar{F}} + \frac{\bar{V}_F}{\bar{F}} K_F^i} ; \text{ siendo } \bar{L}_F = \bar{F} - \bar{V}_F ; \bar{x}_1^i = \frac{\bar{z}_1}{1 - \frac{\bar{V}_F}{\bar{F}}(1 - K_F^i)}$$

Para la solución de estas ecuaciones recurrimos al método de Newton :

$$\text{Siendo } \eta = \frac{\bar{V}_F}{\bar{F}} ; \sum_{i=1}^n \bar{x}_1^i = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{z}_1}{[1 - \eta(1 - K_F^i)]} = 1$$

$$P(\eta) = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{z}_1}{[1 - \eta(1 - K_F^i)]} - 1 ; P'(\eta) = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{z}_1(1 - K_F^i)}{[1 - \eta(1 - K_F^i)]^2}$$

$$\eta_{n+1} = \eta_n - \frac{P(\eta)}{P'(\eta)}$$

Algoritmo

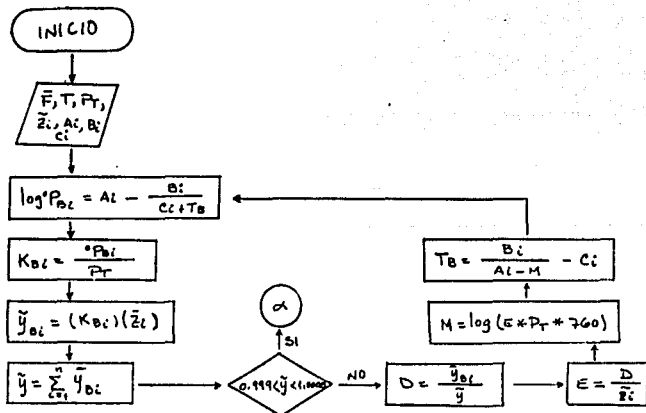
Conocer :

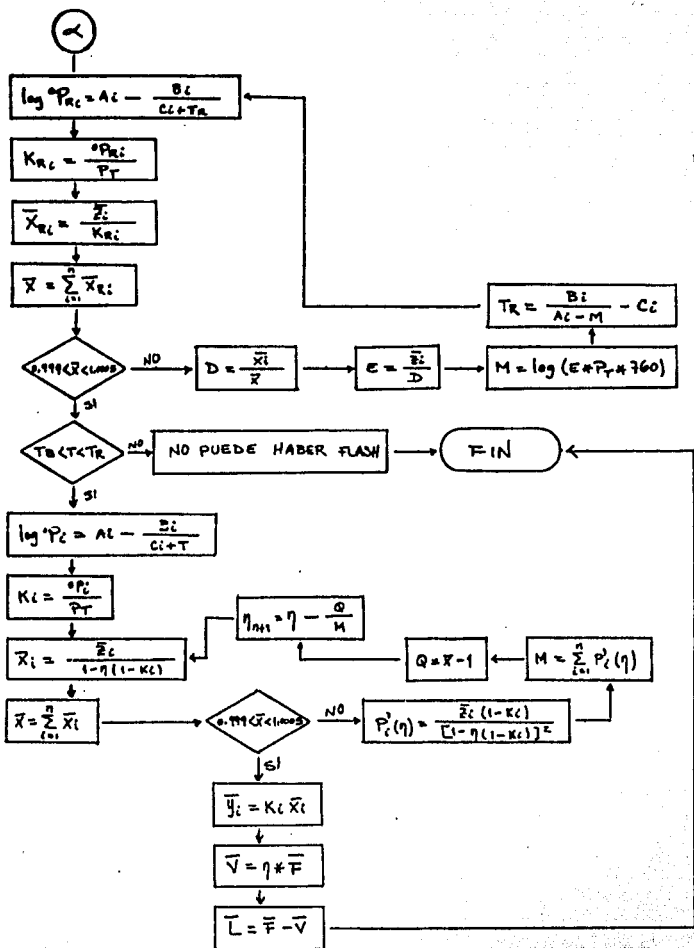
1. Alimentación
2. Temperatura de alimentación
3. Número de componentes
4. Presión a la que alimentas
5. Composición en la alimentación
6. Constantes de Antoine para cada componente

Evaluar :

7. Cantidad de destilado
8. Cantidad de residuo
9. Composición en el destilado
10. Composición en el residuo

Diagrama de Flujo





PROGRAMA 54

```

10 PRINT TAB(8)"ESTE PROGRAMA CALCULA UN"
20 PRINT PRINT TAB(12)"FLASH ISOTERMICO"
30 PRINT:PRINT:PRINT
40 INPUT "ALIMENTACION (KG/MOL/HORA):" :F
50 PRINT:INPUT "TEMPERATURA DE ALIMENTACION (C):" :T
60 PRINT:INPUT "PRESION A LA QUE ALIMENTAS (ATM):" :PT
70 PRINT:INPUT "NUMERO DE COMPONENTES:" :N
80 PRINT:PRINT "NOMBRE DE CADA UNO DE ELLOS:" :PRINT
90 FOR I=1 TO N
100 INPUT A*(I):NEXT I
110 PRINT:PRINT
120 PRINT "COMPOSICION EN LA ALIMENTACION (MOL):" :PRINT
130 FOR I=1 TO N
140 PRINT "PARA EL " :A*(I):" :INPUT Z(I)
150 PRINT: NEXT I
160 PRINT:PRINT
170 PRINT "PROPORCIONA LAS CONSTANTES DE ANTOINE:" :PRINT
180 FOR I=1 TO N
190 PRINT "PARA EL " :A*(I):"
200 INPUT "A(I):" :A(I):INPUT "B(I):" :B(I):INPUT "C(I):" :C(I)
210 PRINT: NEXT I
220 PRINT:PRINT:PRINT:PRINT TAB(8)"PROCESANDO INFORMACION"
230 TB=50
240 FOR I=1 TO N
250 PB(I)=10*(A(I)-(B(I)/(C(I)+TB)))/760
300 NEXT I
310 FOR I=1 TO N
320 KB(I)=PB(I)/PT
330 NEXT I
340 FOR I=1 TO N
350 YB(I)=KB(I)*Z(I)
360 NEXT I
370 FOR I=1 TO N
380 Y=V+YB(I)
390 NEXT I
400 IF Y<0.999 THEN 430
410 IF Y>1.0005 THEN 430
420 IF 0.999<Y<1.0005 THEN 495
430 FOR I=1 TO N
440 D=YB(I)/Y
450 C=D/Z(I)
460 M=LOG(E*PT*760)/LOG(10)
470 TR=(B(I)/(A(I)-M))-C(I)
480 Y=1+D
490 GOTO 280
495 TR=50
500 FOR I=1 TO N
510 PR(I)=10*(A(I)-(B(I)/(C(I)+TR)))/760
520 NEXT I
530 FOR I=1 TO N
540 RE(I)=PR(I)/PT

```



```

550 NEXT I
560 FOR I=1 TO N
570 XR(I)=Z(I)/KR(I)
580 NEXT I
590 FOR I=1 TO N
600 X=X+XR(I)
610 NEXT I
620 IF X<0.999 THEN 650
630 IF X>1.0005 THEN 650
640 IF 0.999<X<1.0005 THEN 720
650 FOR I=1 TO N
660 D=XR(I)/X
670 E=Z(I)/D
680 M=LOG(E*PT*760)/LOG(10)
690 TR=(B(I)/(A(I)-M))-C(I)
700 X=1*0
710 GOTO 500
720 IF T<TB THEN 750
730 IF T>TR THEN 750
740 IF TB<TR THEN 790
750 PRINT PRINT
751 PRINT "LA TEMP. DE ALIMENTACION ES: "; T " C"
752 PRINT "LA TEMP. DE BURBUJA ES: "; TB " C"
753 PRINT "LA TEMP. DE ROCIO ES: "; TR " C"
755 PRINT "NO PUEDE HABER FLASH"
760 END
790 E=1
800 FOR I=1 TO N
810 P(I)=10*(A(I)-(B(I)/(C(I)+T)))/760
820 NEXT I
830 FOR I=1 TO N
840 K(I)=P(I)/PT
850 NEXT I
860 FOR I=1 TO N
870 X(I)=Z(I)/(1-E*(1-K(I)))
880 NEXT I
890 FOR I=1 TO N
900 X=X+X(I)
910 NEXT I
920 IF X<0.999 THEN 950
930 IF X>1.0005 THEN 950
940 IF 0.999<X<1.0005 THEN 1000
950 FOR I=1 TO N
960 N(I)=Z(I)*(1-K(I))/(1-E*(1-K(I)))^2
970 NEXT I
980 FOR I=1 TO N
1000 M=M+N(I)
1010 NEXT I
1020 Q=X-1
1030 S=E-(Q/M)
1040 E=S+1
1050 X=1*0
1060 M=1*0
1070 GOTO 860

```


Destilación Diferencial

En este tipo de destilación, un lote de líquido se carga en un recipiente equipado con algún dispositivo de calentamiento.

La operación se realiza calentando la mezcla inicial hasta su temperatura de ebullición y los vapores se eliminan de manera continua y a medida que éstos se van formando, es decir, no hay reflujo.

En esta destilación, el vapor que sale en cualquier momento está en equilibrio con el líquido remanente. La composición del líquido cambiará con el tiempo, ya que el vapor formado es siempre más rico en el componente más volátil que el líquido a partir del cual se formó. Esto da como resultado un empobrecimiento continuo del líquido en su componente más volátil, elevándose la temperatura de ebullición de la mezcla.

Puesto que la composición del líquido varía, también lo hará la composición del vapor en equilibrio; la primera porción del destilado será la más rica en la sustancia más volátil; conforme continúa la destilación el producto evaporado se va empobreciendo. Por lo tanto, el destilado puede recolectarse en varios lotes llamados "fracciones"; se obtiene así una serie de productos destilados de diferente pureza.

Para el caso de una mezcla binaria, la relación entre la cantidad de líquido inicial \bar{L}_0 y el líquido al final de la destilación \bar{L} , viene dada por la ecuación de Lord Rayleigh, la cual resulta de efectuar un balance de materia al proceso en forma diferencial:

$$-d\bar{L} = d\bar{V} \quad ; \quad -d(\bar{L}x_1) = d(\bar{V}y_1) \quad ; \quad -\bar{L}dx_1 - x_1d\bar{L} = \bar{V}dy_1 + y_1d\bar{V}$$

$$-\bar{L}dx_1 - x_1d\bar{L} = \bar{V}dy_1 + y_1(-d\bar{L}) \quad ; \quad \text{despreciando } \bar{V}dy_1 :$$

$$\frac{d\bar{L}}{\bar{L}} = \frac{dx_1}{y_1 - x_1} \quad \text{integrando :}$$

$$\int_{\bar{L}}^{\bar{L}_0} \frac{d\bar{L}}{\bar{L}} = \int_{\bar{x}}^{\bar{x}_0} \frac{d\bar{x}_i}{\bar{y}_i - \bar{x}_i} ; \quad \ln \frac{\bar{L}_0}{\bar{L}} = \int_{\bar{x}}^{\bar{x}_0} \frac{1}{\bar{y}_i - \bar{x}_i} d\bar{x}_i$$

Donde :

\bar{L}_0 = Moles de carga inicial

\bar{L} = Moles de carga final después de haber destilado

\bar{x}_0 = Fracción mol del componente más volátil en la carga inicial

\bar{x} = Fracción mol del componente más volátil en la carga residual

\bar{y}_i = Fracción mol del componente más volátil en el vapor en equilibrio con el líquido del cual partió

Algoritmo

Conocer :

1. Carga inicial

2. Residuo

3. Datos para el componente más volátil :

Composición inicial en la carga inicial y Constantes de Antoine

4. Datos para el componente no volátil : Constantes de Antoine

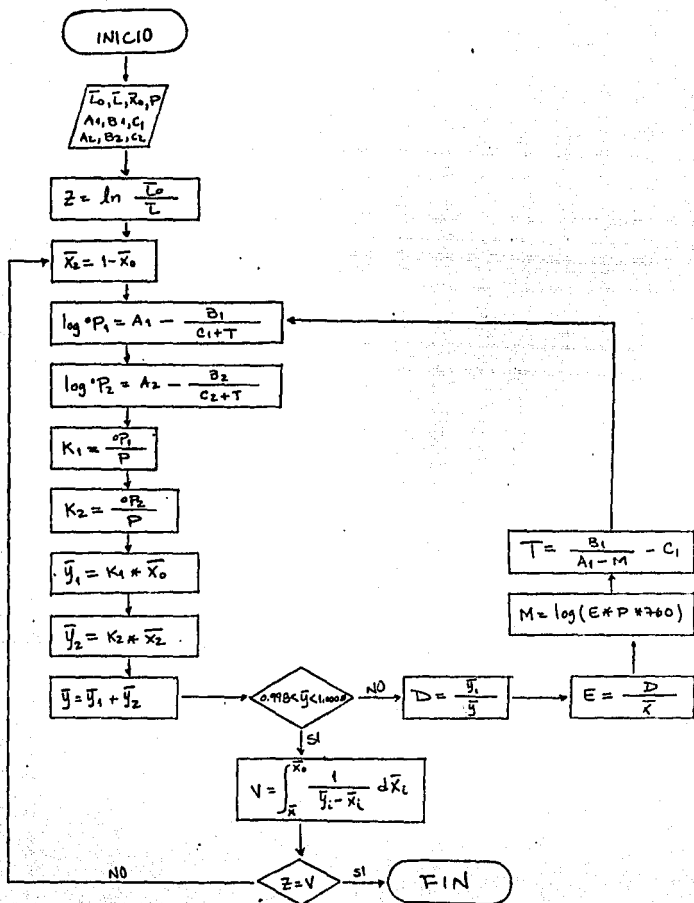
5. Presión de operación

Evaluar :

6. La composición en el líquido remanente

7. La composición promedio en el destilado

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 55

```

10 PRINTTAB(8)"DESTILACION DIFERENCIAL"
14 PRINT:PRINTTAB(10)"(MEZCLA BINARIA)"
20 PRINT:PRINT:PRINT
30 INPUT"CARGA INICIAL (KG/MOL):";L1
50 INPUT"RESIDUO(KG/MOL)";L2:PRINT:PRINT
70 PRINTTAB(2)"DATOS PARA EL COMPONENTE MAS VOLATIL"
90 PRINT:PRINT"COMPOSICION INICIAL EN LA ALIMENTACION"
95 INPUT"(FRACCION MOL)";X1
110 PRINT:PRINT"CONSTANTES DE ANTOINE ";PRINT
130 INPUT"A1=";A1:INPUT"B1=";B1:INPUT"C1=";C1
150 PRINT:PRINT:PRINT
170 PRINTTAB(1)"DATOS PARA EL COMPONENTE NO VOLATIL"
210 PRINT:PRINT"CONSTANTES DE ANTOINE ";PRINT
230 INPUT"A2=";A2:INPUT"B2=";B2:INPUT"C2=";C2
250 PRINT:PRINT:PRINT
270 INPUT"PRESION DE OPERACION (ATM)";P
280 PRINT:PRINT:PRINT
290 PRINTTAB(8)"PROCESANDO INFORMACION"
300 Z=LOG(L1/L2)
310 FOR X=X1 TO 0 STEP -.01
320 X2=1-X
330 P1=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
340 P2=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
350 K1=P1/P
360 K2=P2/P
370 Y1=K1*X
380 Y2=K2*X2
390 V=Y1+Y2
400 IF Y<0.998 THEN 430
410 IF Y>1.0005 THEN 430
420 IF 6.998<Y<1.0005 THEN 490
430 D=Y1/Y
440 E=0/X
450 N=LOG(E*F*760)/LOG(10)
460 T=(B1/(A1-M))-C1
470 V=1+0
480 GOTO 330
490 M=1/(Y1-N)
500 V=N*(X1-N)
510 IF V>2 THEN 530
515 T=T*0
520 NEXT X
530 R=N*0.1
535 S=1-R
540 PP=10*(A1-(B1/(C1+T)))/760
550 PB=10*(A2-(B2/(C2+T)))/760
560 KA=PA/P
570 KB=PB/P
580 VA=PA*P
590 VB=PB*P
600 VV=VA+VB

```

```
610 IF YY<0.998 THEN 640
620 IF YY>1.0005 THEN 640
630 IF 0.998<YY<1.0005 THEN 690
640 DA=YA/YY
650 EA=DA/R
660 MA=LOG(EA*P*760)/LOG(10)
670 T=(B1/(R1-MA))-C1
675 Y=1#0
680 GOTO 540
690 WA=1/(YA-R)
700 VA=WA*(X1-R)
710 MB=(VA-V)/(R-X)
720 B=VA-(MB*R)
730 XX=(Z-B)/MB
735 XY=1-XX
736 XZ=(L1*XI)-(L2*XX)/(L1-L2)
740 PRINT:PRINT:PRINT
750 PRINT"LA COMPOSICION EN EL LIQUIDO REMANENTE":PRINT"<FRACCION MOL> ES:"
770 PRINT:PRINT"COMPONENTE MAS VOLATIL:";XX
790 PRINT:PRINT"COMPONENTE NO VOLATIL:";XY
795 PRINT:PRINT
796 PRINT"LA COMPOSICION PROMEDIO EN EL DESTILADO"
797 PRINT"ES:";XZ
800 PRINT:PRINT
810 INPUT"DESEAS OTRO CALCULO (SI/NO)";A#
820 IF A#="SI" THEN 20
850 END
```

READY.

Ejemplo :

Una mezcla de 100 moles que contiene 50 % mol de n-pentano y 50 % mol de n-heptano se destila en condiciones diferenciales a 1 atm. el residuo es 60 moles. ¿Cuál es la composición promedio del vapor destilado y la composición del líquido remanente?

$$\ln(\bar{L}_0/\bar{L}) = \ln(100/60) = 0.5182$$

Empezamos por encontrar la \bar{y} de equilibrio para $\bar{x}_{\text{pent.}} = 0.5$

Suponiendo Temp = 54.11 °C

$$K_{\text{pent.}} = 10 \uparrow (6.85221 - (1064.63 / (232 + 54.11))) / 760 = 1.78 \text{ atm}$$

$$K_{\text{hept.}} = 10 \uparrow (6.90246 - (1268.115 / (216.9 + 54.11))) / 760 = 0.22 \text{ atm}$$

$$K_{\text{pent.}} = 1.78 ; K_{\text{hept.}} = 0.22 ; \bar{y}_{\text{pent.}} = (1.78)(0.5) = 0.89$$

$$\bar{y}_{\text{hept.}} = 0.11 ; \bar{y} = 0.89 + 0.11 = 1.00$$

Condiciones de equilibrio : $\bar{x}_{\text{pent.}} = 0.5 ; \bar{y}_{\text{pent.}} = 0.89$

$$\text{Evaluando la integral : } \frac{1}{\bar{y}_i - \bar{x}_i} = \frac{1}{(0.89 - 0.5)} = 2.5641$$

$$\int_{\bar{x}}^{\bar{x}_0} \frac{d\bar{x}_i}{\bar{y}_i - \bar{x}_i} = (\bar{x}_{\text{inic.}}^{\text{pent}} - \bar{x}_{\text{pent.}})(2.5641) = 0.00$$

Se toma otro valor de \bar{x}_{pent} y se hace lo mismo

Tabla de Resultados :

| \bar{x}_{pent} | \bar{y}_{pent} | $\frac{1}{\bar{y}_i - \bar{x}_i}$ | $\int_{\bar{x}_i}^{\bar{x}_0} \frac{d\bar{x}_i}{\bar{y}_i - \bar{x}_i}$ |
|-------------------------|-------------------------|-----------------------------------|---|
| 0.5 | 0.89 | 2.5638 | 0.00 |
| 0.4 | 0.836 | 2.2897 | 0.2289 |
| 0.3 | 0.755 | 2.1936 | 0.4387 |
| 0.2 | 0.627 | 2.3408 | 0.7022 |

La composición en el líquido remanente es : $\bar{x}_{\text{pent.}} = 0.2726$

Determinación del Número de Platos (Mezcla Binaria)

Cuando deseamos destilar una mezcla binaria debemos especificar las condiciones de alimentación y las composiciones deseadas en el destilado y en el fondo. El número de platos que necesitamos para esto depende de las líneas de operación y éstas de la relación de reflujo.

Las dos condiciones límites que se pueden presentar al operar son Reflujo Total y Reflujo Mínimo.

Reflujo Total.— Una columna opera a reflujo total cuando no se introduce alimentación y no se saca ningún producto por el domo y todo el líquido condensado que se obtiene se vuelve a introducir en la columna. Esto proporciona en la columna el número mínimo de platos que pueden utilizarse para obtener la separación, pero da el máximo condensador y rehervidor.

Fenske presentó una ecuación que relaciona la separación obtenida en dos componentes a reflujo total con el número de etapas requerido cuando se usa un condensador total :

$$\text{Donde ; } N_{\min} = \log \frac{\left[\left(\frac{\bar{x}_D}{1 - \bar{x}_D} \right) \left(\frac{1 - \bar{x}_F}{\bar{x}_F} \right) \right]}{\log \alpha}$$

N_{\min} = Número mínimo de etapas

α = Volatilidad relativa

$\frac{\bar{x}_D}{1 - \bar{x}_D}$ = Fracción mol del más volátil en el destilado

$\frac{\bar{x}_F}{\bar{x}_F}$ = Fracción mol del más volátil en el fondo

Reflujo Mínimo.— La relación de reflujo mínimo es la relación que requerirá de un número infinito de platos para lograr la separación deseada; corresponde al mínimo calor del rehervidor y a la mínima capacidad de enfriamiento del condensador.

El reflujo mínimo puede obtenerse analíticamente mediante la ecuación de Underwood :

$$R_{\min} = \left(\frac{1}{\alpha - 1} \right) \left[\left(\frac{\bar{x}'_D}{\bar{x}_A} \right) - \alpha \left(\frac{1 - \bar{x}_D}{1 - \bar{x}_A} \right) \right]$$

Donde :

R_{\min} = Reflujo mínimo

α = Volatilidad relativa

\bar{x}'_D = Fracción mol del más volátil en el destilado

\bar{x}_A = Fracción mol del más volátil en la alimentación

Como no puede operarse al reflujo mínimo, se requiere un reflujo de operación que es un múltiplo del reflujo mínimo.

La relación de reflujo óptima está comprendida entre 1.2 - 1.5 veces el reflujo mínimo. Gilliland propone la siguiente correlación para obtener el número de platos óptimo :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

Donde :

N_{\min} = Número de platos mínimo

N = Número de platos óptimo

R = Reflujo de operación óptimo

R_{\min} = Reflujo mínimo

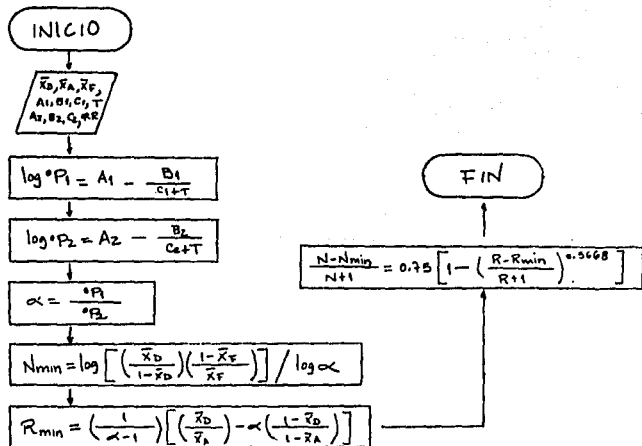
Algoritmo

Conocer :

1. Fracción mol del más volátil en la alimentación, el fondo y el destilado
2. Constantes de Antoine para cada componente (volátil y no volátil)
3. Temperatura de operación
4. Relación de reflujo

Evaluar :

5. Número mínimo de platos
6. Número óptimo de platos
7. Reflujo mínimo
8. Reflujo de operación

Diagrama de Flujo

PROGRAMA 56

```

10 PRINTTAB(4)"ESTE PROGRAMA CALCULA EL NUMERO"
20 PRINT:PRINTTAB(5)"DE PLATOS PARA UNA COLUMNA DE"
30 PRINT:PRINTTAB(3)"DESTILACION (MEZCLA BINARIA IDEAL)"
40 PRINT:PRINT:PRINT
50 PRINT"DATOS PARA EL COMPONENTE MAS VOLATIL:"
60 PRINT:PRINT"COMPOSICIONES (FRACCION MOL) EN:"
70 PRINT:INPUT"LA ALIMENTACION:";XA
80 PRINT:INPUT"EL DESTILADO:";XD
90 PRINT:INPUT"EL FONDO:";XF
100 PRINT:PRINT"CONSTANTES DE ANTOINE:"
110 PRINT:INPUT"A1=";A1:INPUT"B1=";B1:INPUT"C1=";C1
120 PRINT:PRINT
130 PRINT"CTES. DE ANTOINE PARA EL NO VOLATIL:"
140 PRINT:INPUT"A2=";A2:INPUT"B2=";B2:INPUT"C2=";C2
150 PRINT:PRINT
160 PRINT"TEMPERATURA DE ALIMENTACION DE LA"
170 INPUT"MEZCLA (C)";T
180 PRINT:PRINT:INPUT"RELACION DE REFLUJO:";RR
190 P1=10*(A1-(B1/(C1+T)))/.760
200 P2=10*(A2-(B2/(C2+T)))/.760
210 VR=P1/P2
220 NM=(LOG((XD/(1-XD))*((1-XF)/XF)))/LOG(10))/((LOG(VR))/LOG(10))
230 RM=(1/(VR-1))*((XD/A)-VR*((1-XD)/(1-XA)))
240 RO=RR*RM
250 D=0.75*(1-((RO-RM)/(RO+1)))*3.5663)
260 N=(NM+D)/(1-D)
270 PRINT:PRINT
280 PRINT"EL MINIMO NUMERO DE PLATOS ES:";PRINT NM
290 PRINT:PRINT"EL NUMERO DE PLATOS OPTIMOS ES:";PRINT N
300 PRINT:PRINT"EL REFLUJO MINIMO ES:";RM
310 PRINT:PRINT"EL REFLUJO DE OPERACION ES:";RO
320 PRINT:PRINT
330 INPUT"DESEAS UN NUEVO CALCULO (SI/NO)";A#
340 IF A#="SI" THEN 40
350 END

```

READY.

Ejemplo

Calcule el número de platos requeridos para separar una solución que contiene el 66.89 % mol de disulfuro de carbono y el resto de tetracloruro de carbono. El destilado debe tener el 97.46 % mol de disulfuro de carbono y el fondo el 1 % mol. La mezcla entra a 26 °C y la columna opera a 1 atm. La relación de reflujo es 2.

Ctes. Antoine :

| | A | B | C | $^{\circ}P$ (mm Hg) |
|---------|------|----------|-----|---------------------|
| CS_2 | 6.20 | 820.4983 | 200 | 371.087 |
| CCl_4 | 6.46 | 994.5996 | 200 | 114.5821 |

$$\alpha = \frac{^{\circ}P_{CS_2}}{^{\circ}P_{CCl_4}} = 3.2386$$

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{0.9746}{1 - 0.9746} \right) \left(\frac{1 - 0.01}{0.01} \right) \right]}{\log (3.2386)} = 7.014$$

$$R_{\min} = \left(\frac{1}{3.2386 - 1} \right) \left[\left(\frac{0.9746}{0.6689} \right) - (3.2386) \left(\frac{1 - 0.9746}{1 - 0.6689} \right) \right] = 0.5398$$

$$R_{op} = 2(0.5398) = 1.0796$$

$$\frac{N - 7.014}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{1.0796 - 0.5398}{1.0796 + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

$$N_{\text{óptimo}} = 12.35 \text{ platos}$$

Destilación Multicomponente

Muchas de las destilaciones en la industria emplean más de dos componentes.

Los principios establecidos para soluciones binarias se aplican generalmente a estas destilaciones, sin embargo, el cálculo de sistemas multicomponentes es mucho más complejo que el de los sistemas binarios. Puede ocurrir, por ejemplo, que la concentración de ciertos componentes puede no variar en algunos pasos, pero la concentración de otros componentes puede variar ampliamente en las mismas etapas.

El cálculo riguroso de la destilación de multicomponentes implica laboriosos procedimientos de tanteo. Muchos de estos cálculos se hacen actualmente mediante computadoras, sin embargo, pueden realizarse manualmente.

El programa que se presenta a continuación ilustra un método corto (Fenske-Underwood) para el cálculo de una solución multicomponente. En este método, la ecuación de Fenske se usa para calcular N_{min} , que es el número de platos requerido para realizar una separación específica a reflujo total.

La ecuación de Underwood es usada para estimar la mínima relación de reflujo.

La ecuación de Fenske puede escribirse como :

$$\left(\frac{\bar{x}_i}{\bar{x}_r}\right)_D = \alpha_a^m \left(\frac{\bar{x}_i}{\bar{x}_r}\right)_1 \quad \text{ó} \quad \left(\frac{D\bar{x}_D}{B\bar{x}_B}\right)_i = \alpha_a^m \left(\frac{D\bar{x}_D}{B\bar{x}_B}\right)_r$$

donde : i = cualquier componente

r = componente de referencia seleccionado arbitrariamente

La definición de volatilidad relativa es :

$$\alpha_{ir} = \frac{K_i}{K_r} = \frac{\bar{y}_i \bar{x}_r}{\bar{y}_r \bar{x}_i}$$

Las ecuaciones de Underwood pueden escribirse como ;

$$\sum \frac{\alpha_i^D \bar{x}_i^D}{\alpha_i^D - \theta} = R_m + 1 \quad \text{y} \quad \sum \frac{\alpha_i^A \bar{x}_i^A}{\alpha_i^A - \theta} = 1 - q$$

donde :

R_m = reflujo mínimo

q = describe las condiciones térmicas de la alimentación
(1 para alimentación en su punto de burbuja)
(0 para alimentación vapor saturado)

α_i = volatilidad relativa

\bar{x}_i^A = composición en la alimentación

\bar{x}_i^D = fracción mol de i en el destilado

θ = raíz para las ecuaciones de la parte superior e inferior de la columna desarrolladas por Underwood para una columna a reflujo mínimo con zonas de composición cte. El valor de θ está entre α_{hk} y α_{lk} donde hk y lk son el componente clave pesado y el componente clave ligero.

Otras ecuaciones a utilizar :

Gilliland (Número de etapas ideales) :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R_{op} - R_{\min}}{R_{op} + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

Etapas de alimentación :

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left[\left(\frac{\bar{x}_{\text{pesado}}^A}{\bar{x}_{\text{ligero}}^A} \right) \left(\frac{\bar{x}_{\text{ligero}}^B}{\bar{x}_{\text{pesado}}^B} \right) \left(\frac{B}{D} \right) \right]$$

$$N = m + p$$

onde :

- N = etapas ideales
- m = etapas arriba de la alimentación
- p = etapas abajo de la alimentación
- B = residuo
- D = destilado

Algoritmo

Conocer :

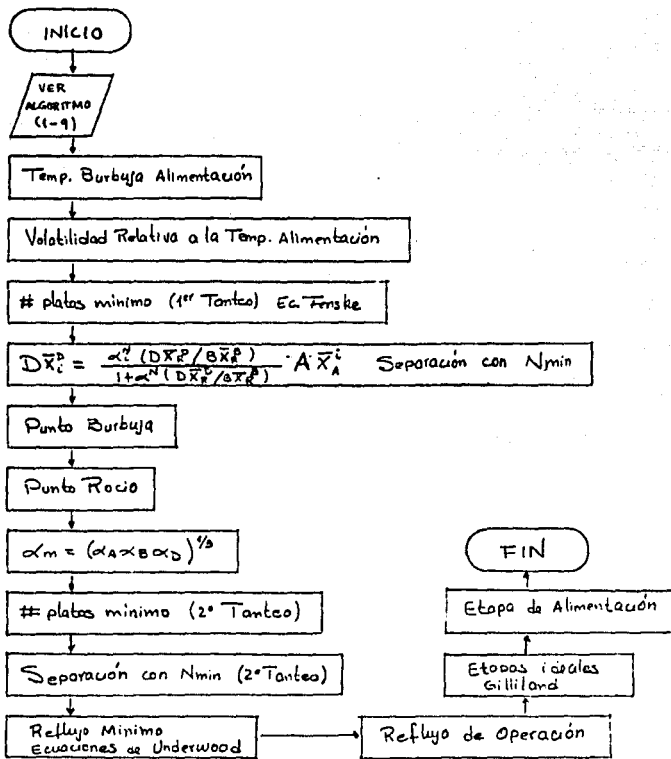
1. Número de componentes
2. Cantidad de alimentación
3. Composición en la alimentación
4. Cantidad que debe haber en el fondo y en el destilado para los componentes clave ligero y clave pesado
5. Constantes de Antoine para cada componente
6. Presión de operación
7. Relación de Reflujo
8. Temperatura de alimentación
9. Condiciones térmicas de la alimentación

Evaluar :

10. Reflujo mínimo
11. Reflujo de operación
12. Número de platos mínimo
13. Número de platos ideales
14. Número de platos arriba de la alimentación
15. Número de platos abajo de la alimentación
16. Composición en el destilado
17. Composición en el fondo

Nota : Si se ignora la temperatura de alimentación y el valor de la línea Q , se considerará entonces que la alimentación entra a su temperatura de burbuja.

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 57

```

10 PRINTTAB(5)"DESTILACION MULTICOMPONENTE"
20 PRINT:PRINT:PRINT
30 INPUT"NUMERO DE COMPONENTES:";N;
40 PRINT:PRINT"PROPORCIONA EL NOMBRE DE CADA UNO:"
50 PRINT:INPUT"CLAVE LIGERO:";A$
60 PRINT:INPUT"CLAVE PESADO:";B$
70 N=N-2:PRINT
80 PRINT"LOS OTROS COMPONENTES:";PRINT
90 FOR I=1 TO N:INPUT C$(I):NEXT I
100 PRINT:PRINT:INPUT"CANTIDAD ALIMENTADA (KG/MOL/HR):";F
110 PRINT:PRINT:PRINT"COMPOSICION DE ALIMENTACION (FRACC.MOL):"
120 INPUT"PARA EL LIGERO:";X1
130 PRINT:INPUT"PARA EL PESADO:";X2
140 PRINT:PRINT"PARA LOS DEMAS COMPONENTES:";PRINT
150 FOR I=1 TO N:PRINT"PARA EL ";C$(I):";INPUT X$(I):PRINT:NEXT I
170 PRINT:PRINT
190 PRINT"CANTIDAD QUE DEBE HABER EN EL DESTILADO"
190 PRINT"EN (KG/MOL/HR) PARA EL "A$":;INPUT D1
210 PRINT:PRINT"PARA EL "B$":;INPUT D2
220 PRINT:PRINT
230 PRINT"CANTIDAD QUE DEBE HABER EN EL FONDO"
240 PRINT"EN (KG/MOL/HR) PARA EL "A$":;INPUT R1
250 PRINT:PRINT"PARA EL "B$":;INPUT R2
260 PRINT:PRINT:PRINTTAB(5)"CONSTANTES DE ANTOINE";PRINT
270 PRINT"PARA EL "A$":INPUT"A1=";A1:INPUT"B1=";B1:INPUT"C1=";C1:PRINT
280 PRINT"PARA EL "B$":INPUT"A2=";A2:INPUT"B2=";B2:INPUT"C2=";C2:PRINT
290 FOR I=1 TO N:PRINT"PARA EL "C$(I)
300 INPUT"A(I)=";A(I):INPUT"B(I)=";B(I):INPUT"C(I)=";C(I):PRINT:NEXT I
310 PRINT:PRINT:INPUT"PRESION DE OPERACION (ATM):";P
320 PRINT:INPUT"RELACION DE REFLUJO:";R
330 PRINT:PRINT"CONOCES LA TEMPERATURA DE ALIMENTACION:"
340 INPUT"(SI/NO)";D$:IF D$="SI" THEN 380
350 PRINT:PRINT"SE CONSIDERA ENTONCES QUE LA"
360 PRINT"ALIMENTACION ENTRA A SU TEMP. DE"
370 PRINT"EBULLICION (LIQUIDO SATURADO).";TB=50:PRINT:PRINT
375 PRINT:PRINTTAB(5)"PROCESANDO INFORMACION";GOTO 410
380 INPUT"QUAL ES (C)";TB
390 PRINT:PRINT"CONDICIONES TERMICAS DE LA ALIMENTACION"
400 INPUT"(VALOR DE LA LINEA 0)";Q:PRINT:PRINT
405 PRINT:PRINTTAB(5)"PROCESANDO INFORMACION";GOTO 440
410 GO SUB 2000
420 GO SUB 2060
430 GOTO 450
440 GO SUB 2000
450 Z1=K1/K2:Z2=K2/K2
460 FOR I=1 TO N:Z(I)=K(I)/K2:NEXT I
470 Q0=LOG((D1/R1)/(D2/R2))/LOG(Z1)
480 DE=D2/R2
490 VC=Z1*(Q0)*(F*X1)+DB*(1+(Z1*(Q0)+DE))
500 KV=Z2*(Q0)*(F*X2)+DB*(1+(Z2*(Q0)+DE))
510 FOR I=1 TO N
520 BK(I)=Z(I)*(Q0)*(F*X(I))+DB*(1+(Z(I)*(Q0)+DE))

```

```

530 DX3=DX3+DX(I)*NEXT I
540 DX=DX+DX3+1
550 JF=F+X1-VJ FJ=F+X2-KV
560 FOR I=1 TO N
570 BX(I)=F+X(I)-DX(I)
580 BX3=BX3+BX(I)*NEXT I
590 BX=JH+RU+BX3
600 ME=JH/BX+HR=RU/B'
610 FOR I=1 TO N:WT(I)=BX(I)/BX*NEXT I
620 GOSUB 2060
630 ME=X1+HR*X2
640 FOR I=1 TO N:WT(I)=MF(I)*NEXT I
650 GOSUB 2060
660 Y1=VC/DM:Y2=KV/DM
670 FOR I=1 TO N:Y(I)=DX(I)/DX*NEXT I
680 TR=50
690 P3=10*(A1-(B1*(C1+TR)))/760
700 P4=10*(A2-(B2*(C2+TR)))/760
710 FOR I=1 TO N:P5(I)=10*(A(I)-(B(I)*(C(I)+TR)))/760*NEXT I
720 K3=P3/P K4=P4/P
730 FOR I=1 TO N:K5(I)=P5(I)/P*NEXT I
740 X3=Y1/K3:X4=Y2/K4
750 FOR I=1 TO N:V(I)=Y(I)/K5(I)
760 VV=VV+V(I)*NEXT I
770 V=VV+.3*X4
780 IF V<1.0005 THEN 810
790 IF V<0.9995 THEN 818
800 IF 0.9995<V<1.0005 THEN 890
810 X3=-X3/TR
820 X4=-X4/TR
830 FOR I=1 TO N:V(I)=-V(I)/TR
840 JJ=JJ+V(I)*NEXT I
850 T=JJ+.3*X4
860 TR=TR-(V-1)/JJ
870 VV=0:JJ=0
880 GOTO 690
890 L1=L1:L2=L2
900 FOR I=1 TO N:L(I)=K(I)*NEXT I
910 O1=L1/L2:O2=L2/L2
920 FOR I=1 TO N:O(I)=L(I)/L2*NEXT I
930 M1=K3*M2=K4
940 FOR I=1 TO N:M(I)=K5(I)*NEXT I
950 H1=H1/M2:H2=M2/M2
960 FOR I=1 TO N:H(I)=M(I)/M2*NEXT I
970 ZR=(Z1+O1+H1)/C1/3
980 CR=LOG((D1*(R1)/CDS/R2))/LOG(CR)
990 ZB=(Z2+O2+H2)/C1/3
1000 FOR I=1 TO N:W(I)=(Z(I)*O(I)+H(I))/C1/3*NEXT I
1010 G1=ZR1(CR)**F*(I)*DB/(1+(ZR1(CR)+DB))
1020 G2=ZB1(CR)**F*(I)+DB/(1+(ZB1(CR)+DB))
1030 FOR I=1 TO N
1040 G(I)=H(I)/CR**F+MF(I)/(DS*(1+(G(I)+CR)*DB))
1050 G3=G2/G1*NEXT I
1060 G=01+G3

```

```

1070 H1=F*X1-G1
1080 H2=F*X2-G2
1090 FOR I=1 TO N:H(I)=F*X(I)-G(I)
1100 H3=H3+H(I):NEXT I
1110 H=H1+H2+H3
1120 IF T>0 THEN 1140
1130 Q=1
1140 QA=1-Q
1150 QB=QA+0.001:QC=QA-0.001
1160 LR=1.1
1170 F1=(Z1*X1/(Z1-LR))+(Z2*X2/(Z2-LR))
1180 FOR I=1 TO N:F(I)=(Z(I)*XF(I)/(Z(I)-LR))
1190 F2=F2+F(I):NEXT I
1200 F3=F1+F2
1210 IF F3>QB THEN 1240
1220 IF F3<QC THEN 1240
1230 IF QC<F3<QB THEN 1310
1240 F=F3-QA
1250 F4=(Z1*X1/(Z1-LR)+1)+(Z2*X2/(Z2-LR)+1)
1260 FOR I=1 TO N
1270 F(I)=(Z(I)*XF(I)/(Z(I)-LR)+1)
1280 F5=F5+F(I):NEXT I
1290 FF=F4+F5:LR=LR-(F/FF)
1300 F2=0:F5=0:GOTO 1170
1310 HA=01/0:HB=02/0
1320 FOR I=1 TO N:H(I)=G(I)/0:NEXT I
1330 AA=N1+HA/(N1-LR)
1340 AB=N2+HB/(N2-LR)
1350 FOR I=1 TO N:AC(I)=H(I)*H(I)/(N(I)-LR)
1360 AD=AD+AC(I):NEXT I
1370 AE=AA+AD
1380 AM=AE-1
1390 AO=AM*F
1400 BA=0.75*(1-((RO-AM)/(RO+1))^(0.586))
1410 OS=(EA+OR)/(1-BA)
1420 HD=H1/H
1430 SO=0.206*(LOG(CH/G)*(Z2/X1)*(HD/HB)+12)/LOG(10))
1440 SU=(0+SU)
1450 EA=OS/(1+SU)
1460 EB=OS-EA
1470 PRINT:PRINT:PRINT
1480 PRINT"EL REFLUJO MINIMO ES:";RM
1490 PRINT:PRINT"EL REFLUJO DE OPERACION ES:";PRINT RO
1500 PRINT:PRINT"EL MINIMO NUMERO DE ETAPAS ES:";PRINT OR
1510 PRINT:PRINT"EL NUMERO DE ETAPAS IDEALES ES:";PRINT OS
1520 PRINT:PRINT"ETAPAS ABAJO DE LA ALIMENTACION:";PRINT EA
1530 PRINT:PRINT"ETAPAS ARRIBA DE LA ALIMENTACION:";PRINT ED
1540 PRINT:PRINT:PRINT"PARA CONTINUAR PRESIONA CUALQUIER TECLA"
1550 GET M$:IF M$="" THEN 1550
1560 PRINT:PRINT:PRINT"COMPOSICION EN EL DESTILADO (KG/MOL/HR):"
1570 PRINT:PRINT"PARA EL "A1" ";A1
1580 PRINT:PRINT"PARA EL "A2" ";A2
1590 FOR I=1 TO N:PRINT:PRINT"PARA EL "C(I)";";C(I):NEXT I
1595 PRINT:PRINT:PRINT"DESTILADO TOTAL "G

```

```

1600 PRINT:PRINT:PRINT"PARA CONTINUAR PRESIONA CUALQUIER TECLA"
1610 GET M$:IF M$="" THEN 1610
1620 PRINT:PRINT:PRINT"COMPOSICION EN EL DESTILADO (FRACC.MOL):"
1630 PRINT:PRINT"PARA EL "A$": "A#
1640 PRINT:PRINT"PARA EL "B$": "B#
1650 FOR I=1 TO N:PRINT:PRINT"PARA EL "C$(I)": "C$(I):NEXT I
1660 PRINT:PRINT:PRINT"PARA CONTINUAR PRESIONA CUALQUIER TECLA"
1670 GET M$:IF M$="" THEN 1670
1680 PRINT:PRINT:PRINT"COMPOSICION EN EL FONDO (KG/MOL/HR):"
1690 PRINT:PRINT"PARA EL "A$": "A#
1700 PRINT:PRINT"PARA EL "B$": "B#
1710 FOR I=1 TO N:PRINT:PRINT"PARA EL "C$(I)": "C$(I):NEXT I
1715 PRINT:PRINT:PRINT"RESIDUO TOTAL:"A#
1720 PRINT:PRINT:PRINT"PARA CONTINUAR PRESIONA CUALQUIER TECLA"
1740 GET M$:IF M$="" THEN 1740
1750 PRINT:PRINT:PRINT"COMPOSICION EN EL FONDO (FRACC.MOL):"
1760 XA=H1/H:H#E=H2/H
1770 FOR I=1 TO N:XC(I)=K(I)/H:NEXT I
1780 PRINT:PRINT"PARA EL "A$": "A#
1790 PRINT:PRINT"PARA EL "B$": "B#
1800 FOR I=1 TO N:PRINT:PRINT"PARA EL "C$(I)": "C$(I):NEXT I
1810 END
2000 P1=10*(A1-(B1*(C1+TB)))/760
2010 F2=10*(A2-(B2*(C2+TB)))/760
2020 FOR I=1 TO N:P(I)=10*(A(I)-(B(I)*(C(I)+TB)))/760:NEXT I
2030 K1=P1/P:K2=P2/P
2040 FOR I=1 TO N:K(I)=P(I)/P:NEXT I
2050 RETURN
2060 S1=E1*K1:S2=K2*K2
2070 FOR I=1 TO N:E(I)=K(I)*X(I)
2080 EE=EE+E(I):NEXT I
2090 E=EE+S1+S2
2100 IF E>1.0005 THEN 2130
2110 IF E<0.9995 THEN 2130
2120 IF 0.9995<E<1.0005 THEN 2210
2130 E=(S1+TB+S2)/E
2140 FOR I=1 TO N:M(I)=E(I)/TB
2150 MM=MM+M(I):NEXT I
2160 M=(S+S5+MM)
2170 TB=TB-(E-1)/M
2180 EE=0:MM=0
2190 GOSUB 2000
2200 GOTO 2060
2210 RETURN

```

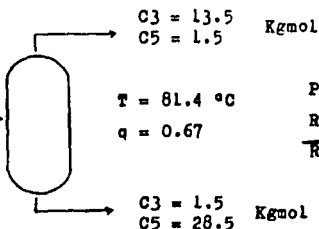
READY.

Ejemplo :

A una columna de destilación se alimenta la siguiente mezcla a 81.4 °C y 10.22 atm. Estime el reflujo mínimo y el mínimo número de etapas ideales operando a 2.5 veces el mínimo.

100 Kgmol/hora

C1 = 0.03
C2 = 0.07
C3 = 0.15
C4 = 0.33
C5 = 0.30
C6 = 0.12


 $K_A^{81.4}$

| | $K_A^{81.4}$ | α_A |
|----|--------------|------------|
| C1 | 41.01589 | 128.0389 |
| C2 | 9.2668 | 25.2363 |
| C3 | 2.9562 | 8.0506 |
| C4 | 0.9930 | 2.5326 |
| C5 | 0.3672 | 1.00 |
| C6 | 0.1417 | 0.3859 |

 N_{\min} ecuación de Fenske :

$$\left(\frac{13.5}{1.5}\right) = (8.05065)^{N_{\min}} \left(\frac{1.5}{28.5}\right)$$

$$N_{\min} = 2.4651 \quad (\text{1er Tanteo})$$

 Separación con $N_{\min} = 2.4651$:

$$\frac{\bar{Dx}_D^{-i}}{\bar{Bx}_B^{-i}} = \frac{\alpha_i^{N_{\min}} \left(\frac{\bar{Dx}_D}{\bar{Bx}_B}\right)_R}{1 + \alpha_i^{N_{\min}} \left(\frac{\bar{Dx}_D}{\bar{Bx}_B}\right)_R} \bar{Ax}_A^{-i}$$

| | \bar{Ax}_A | \bar{Dx}_D | \bar{Bx}_B | \bar{x}_D | \bar{x}_B |
|----|--------------|----------------|---------------|-------------|-------------|
| C1 | 3 | 3 | - | 0.08225 | - |
| C2 | 7 | 6.9537 | 0.0462 | 0.19066 | 0.0007273 |
| C3 | 15 | 13.50 | 1.5 | 0.37016 | 0.02361 |
| C4 | 33 | 11.2907 | 21.70 | 0.309586 | 0.341646 |
| C5 | 30 | 1.666 | 28.33 | 0.04568 | 0.44603 |
| C6 | 12 | 0.060 | 11.9398 | 0.001645 | 0.187980 |
| | | <u>36.4705</u> | <u>63.516</u> | | |

Se evalúa la temperatura de rocío y burbuja con estas nuevas composiciones para obtener α domo y α fondo para evaluar α m :

Temp. rocío = 55 °C ; Temp. burbuja = 107 °C

| | α_D 65 °C | α_B 107 °C | α_A 81.4 °C | α_m |
|----|------------------|-------------------|--------------------|------------|
| C1 | 180.8517 | 71.9840 | 128.03891 | 118.5690 |
| C2 | 35.4294 | 19.1728 | 25.2363 | 25.7844 |
| C3 | 10.07423 | 6.7191 | 8.05065 | 8.1680 |
| C4 | 3.02785 | 2.4697 | 2.5326 | 2.6655 |
| C5 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 |
| C6 | 0.34793 | 0.42716 | 0.38593 | 0.38566 |

N_{\min} ecuación de Fenske (2o tanteo) : $N_{\min} = 2.448150$

Separación :

| | \bar{D}_D | \bar{B}_B | \bar{x}_D | \bar{x}_B |
|----|-----------------|----------------|-------------|-------------|
| C1 | 3.00 | — | 0.08080 | — |
| C2 | 6.9536 | 0.04634 | 0.18729 | 0.0007370 |
| C3 | 13.50 | 1.50 | 0.3636 | 0.02385 |
| C4 | 12.1126 | 20.8874 | 0.3262 | 0.332217 |
| C5 | 1.50 | 28.50 | 0.04040 | 0.453296 |
| C6 | 0.06094 | 11.9390 | 0.001641 | 0.189891 |
| | <u>37.12714</u> | <u>62.8727</u> | | |

Reflujo mínimo . Underwood :

$$\frac{(128.03891)(0.03)}{128.03891 - \theta} + \frac{1.7665}{25.2363 - \theta} + \frac{1.20759}{8.05065 - \theta} + \dots = 1 - q = 0.33$$

Después de tanteos se encuentra que $\theta = 1.45$

$$\frac{(180.8517)(0.08080)}{180.8517 - 1.45} + \frac{(35.4294)(0.187291)}{35.4294 - 1.45} + \dots = 1 + R_{\min}$$

$$R_{\min} = 0.2746 \quad ; \quad R_{op} = (2.5)(0.2746) = 0.6865$$

CAPITULO VII

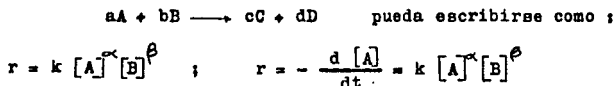
**La verdad aprendida de otros
no tiene valor, la única verdad
efectiva y de valor, es la
descubierta por uno mismo**

Cinética Química

La cinética química es el estudio de la rapidez y el mecanismo por el cual una especie química se convierte en otra.

La rapidez de reacción es formalmente definida como el cambio en moles de un componente con respecto al tiempo, por unidad de volumen de mezcla de reacción. Esta cantidad es negativa si el componente es un reactante y positiva si el componente es un producto. Por consiguiente, esta rapidez es medida por el cambio en concentración del reactante o producto.

Supongamos que la rapidez de reacción ;



Donde α es el orden de la reacción con respecto a A y β es el orden respecto a B. No siempre está relacionada la estequiometría de la reacción con el orden de ésta, es decir, α no necesariamente es igual a "a" y β no es necesariamente igual a "b".

El orden de la reacción rige la forma matemática de la expresión de rapidez y, por tanto, la variación de la concentración de todas las especies con respecto al tiempo.

Reacciones de Orden Cero

Orden cero significa que la rapidez es independiente de la concentración, esto ocurre en dos casos ; cuando la rapidez es intrínsecamente independiente de la concentración o cuando las especies se encuentran en tal abundancia que la concentración es casi constante durante la reacción. Las expresiones de rapidez que representan tales reacciones son ;

$$k_0 = - \frac{d[A]}{dt} \quad \text{Condición inicial ; } [A] = [A_0]$$

la forma integrada es : $[A] = [A_0] - k_0 t$

Tiempo de vida media : $t_{1/2} = \frac{[A_0]}{2k_0}$

Esto muestra que la concentración del reactante decrece linealmente con el tiempo.

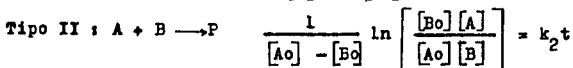
Reacciones de Primer Orden

$$-\frac{d[A]}{dt} = k_1[A]$$

Condición inicial : $[A] = [A_0]$

La forma integrada es ; $\ln \frac{[A]}{[A_0]} = -k_1 t$; $t_{1/2} = \frac{1}{k_1} \ln 2$

Reacciones de Segundo Orden



Para saber a que orden pertenece una reacción dada a partir de datos experimentales se debe disponer de la concentración inicial y de datos de la variación de la concentración del reactivo con respecto al tiempo. Esta información se utiliza para evaluar la constante de reacción para cada orden. Cuando la reacción pertenece a un determinado orden, no se observan variaciones apreciables en el valor de "k". Por ejemplo, si la reacción es de primer orden, se obtienen una serie de valores de k_1 muy semejantes, lo que no ocurre con k_0 y k_2 donde se aprecian variaciones muy significativas.

A continuación se presentan dos programas; el primero de ellos determina las constantes de reacción para cada orden en función de los datos de concentración y tiempo, éstas constantes aparecerán en pantalla, se decide a que orden de reacción pertenece en función de las variaciones observadas en el valor de "k". Para reacciones de segundo orden este programa solo maneja el tipo I.

El segundo programa determina la concentración del reactivo a cierto tiempo, para lo cual se sacará de antemano el orden de la reacción y el valor de la constante.

Algoritmo para determinar constantes de Reacción.

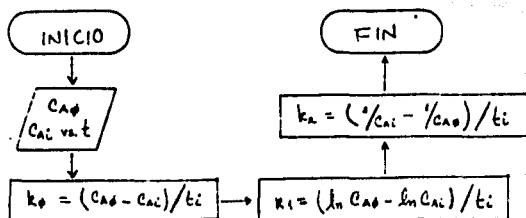
Conocer :

1. Concentración inicial
2. Datos de concentración vs. tiempo.

Evaluar :

3. Constantes de reacción para orden 0 , 1 , 2

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 51

```

10 PRINTAB(1) "ESTE PROGRAMA DETERMINA EL VALOR DE"
20 PRINT PRINTAB(7) "CONSTANTES DE REACCION"
30 PRINT PRINTAB(13) "K0, K1, K2"
40 PRINT PRINTAB(19)
50 PRINT PRINTAB(19)
60 PRINT "CONCENTRACION INICIAL "
```

```

45 INPUT C0
50 PRINT INPUT "NUMERO DE DATOS: "; N
50 PRINT PRINT "PROPOCIONA LOS DATOS DE TIEMPO Y"
55 PRINT "CONCENTRACION: "; PRINT
90 DIM T(N), C(N), K0(N), K1(N), K2(N)
100 FOR I=1 TO N
110 INPUT "T(I) = "; T(I)
120 INPUT "C(I) = "; C(I)
130 PRINT NEXT I PRINT
140 PRINT PRINT "K0 (ORDEN CERO)", "K1 (1ER. ORDEN)" PRINT
150 FOR I=1 TO N
160 K0(I) = (C0 - C(I)) / T(I)
170 K1(I) = (LOG C0 - LOG C(I)) / T(I)
180 K2(I) = (1 / C(I) - 1 / C0) / T(I)
190 PRINT K0(I), K1(I)
200 NEXT I PRINT
210 PRINT PRINT "PARA CONTINUAR PRESIONA CUALQUIER TECLA"
220 GET A$: IF A$ = "" THEN 220
230 PRINT PRINT "K2 (2O ORDEN)" PRINT
240 FOR I=1 TO N PRINT K2(I) NEXT I

```

READY.

Ejemplo :

Un análisis típico de los resultados experimentales para una reacción de la forma $A \rightarrow \text{Productos}$ se muestra a continuación para una concentración inicial de 0.01 mol/litro. Determinar el orden de la reacción y el valor de la constante.

| t (min.) | C_A (mol/litro) | t (min.) | C_A |
|----------|-------------------|----------|---------|
| 1 | 0.00951 | 10 | 0.00658 |
| 2 | 0.00906 | 15 | 0.00562 |
| 5 | 0.00794 | 25 | 0.00435 |

| t (min) | k_0 (mol/minlitro) | k_1 (l/min) | k_2 (litro/molmin) |
|---------|----------------------|---------------|----------------------|
| 1 | 4.9×10^{-4} | 0.05024 | 5.1524 |
| 2 | 4.7 " " " | 0.04935 | 5.1876 |
| 5 | 4.12 " " " | 0.04613 | 5.1889 |
| 10 | 3.42 " " " | 0.04185 | 5.1974 |
| 15 | 2.92 " " " | 0.03841 | 5.1957 |
| 25 | 2.26 " " " | 0.03329 | 5.1954 |

Algoritmo para evaluar la concentración

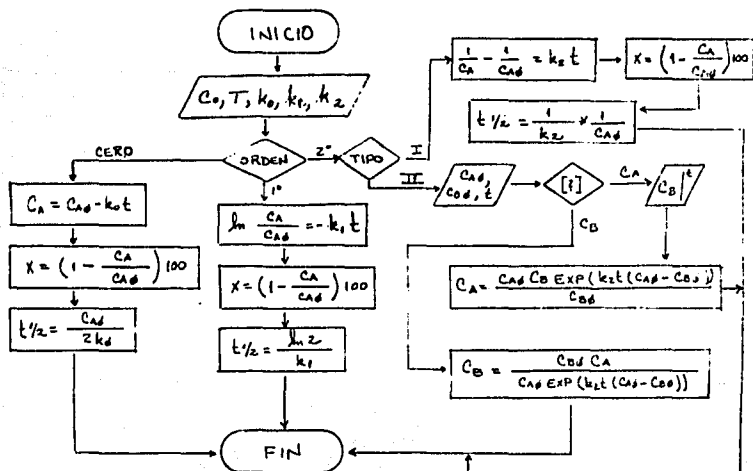
Conocer :

1. Constante de reacción
2. Concentración inicial
3. Tiempo al que deseas la concentración

Evaluar :

4. Concentración al tiempo dado
5. Conversión
6. Tiempo de vida medio

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 59

```

10 PRINT TAB(12) "CINETICA QUIMICA"
20 PRINT:PRINT:PRINT
30 INPUT "DE QUE ORDEN ES TU REACCION (0,1,2)";:X%
40 IF X%=0 THEN 65
50 IF X%=1 THEN 315
60 IF X%=2 THEN 415
65 PRINT:PRINT:PRINT "CONSTANTE DE REACCION (MOL/SEG.LITRO)"
80 INPUT K0
100 PRINT:PRINT "CONCENTRACION INICIAL (MOL/LITRO)";:INPUT C0
130 PRINT:PRINT "TIEMPO AL QUE DESEAS LA CONC. (SEG)";:INPUT T
150 CA=C0-K0*T
160 X%=(1-(CA/C0))*100
170 TM=C0/(2*K0)
180 PRINT:PRINT:PRINT
190 PRINT "LA CONCENTRACION AL TIEMPO DADO ES:";PRINT CA " MOL/LITRO"
220 PRINT:PRINT "LA CONVERSION ES:";PRINT X% "%"
250 PRINT:PRINT "EL TIEMPO DE VIDA MEDIA ES:";PRINT TM " SEG"
310 END
315 PRINT:PRINT
320 PRINT "CONSTANTE DE REACCION (1/SEG)";:INPUT K1
340 PRINT:PRINT "CONCENTRACION INICIAL (MOL/LITRO)";:INPUT C0
360 PRINT:PRINT "TIEMPO AL QUE DESEAS LA CONC. (SEG)";:INPUT T
380 CA=C0*EXP(-K1*T)
390 X%=(1-(CA/C0))*100
400 TM=0.693/K1
410 GOTO 180
415 PRINT:PRINT
420 PRINT "DE QUE TIPO ES TU REACCION:";:PRINT
430 PRINT " A = P (1)", "A + B = P (2)"
440 PRINT:INPUT "QUE NUMERO ESCOGES ";:Z%
450 IF Z%=2 THEN 580
455 PRINT:PRINT
460 PRINT "CONSTANTE DE REACCION (L/MOL.SEG)";:INPUT K2
490 PRINT:PRINT "TIEMPO AL QUE DESEAS LA CONC. (SEG)";:INPUT T
520 PRINT:PRINT "CONCENTRACION INICIAL (MOL/LITRO)";:INPUT C0
540 CA=(1/C0+(2*T)*K2)-1
550 X%=(1-(CA/C0))*100
560 TM=(1/K2)*(1/C0)
570 GOTO 180
580 PRINT:PRINT
600 PRINT "CONSTANTE DE REACCION (1/MOL.SEG)";:INPUT K2
620 PRINT:PRINT "CONCENTRACION INICIAL DE A (MOL/LITRO)";:INPUT C1
640 PRINT:PRINT "CONCENTRACION INICIAL DE B (MOL/LITRO)";:INPUT C2
660 PRINT:PRINT "TIEMPO AL QUE DESEAS LA CONC. (SEG)";:INPUT T
680 PRINT:INPUT "QUE CONC. DESEAS CALCULAR A O B";:B#
690 IF B#="B" THEN 760
710 PRINT:PRINT "CONC. DE B AL TIEMPO T (MOL/LITRO)";:INPUT C0
720 CA=(C1*C0*EXP(K2*T*(C1-C2)))/C2
730 PRINT:PRINT:PRINT
740 PRINT "LA CONCENTRACION ES:";:PRINT
750 PRINT CA " MOL/LITRO";:GOTO 310

```

```

780 PRINT:PRINT"CONC. DE A AL TIEMPO T (MOL/LITRO)":INPUT CA
790 CB=C2*CA/(C1*EXP(K2*T*(C1-C2)))
800 PRINT:PRINT:PRINT
810 PRINT"LA CONCENTRACION ES:";PRINT
820 PRINT CB" MOL/LITRO":GOTO 310

```

READY.

Ejemplo :

Determinar la concentración de una reacción de primer orden a los 10 minutos sabiendo que la concentración inicial es de 34.75 mol/litro y la constante tiene un valor de $3.29 \times 10^{-4} \text{ seg}^{-1}$

$$\ln C_A = -k_1 t + \ln C_{A0} = \ln(34.75) - (3.29 \times 10^{-4})(600)$$

$$\ln C_A = 3.35080 \quad ; \quad C_A = 28.5250 \text{ mol/litro}$$

$$x = 1 - \frac{28.5250}{34.75} \quad ; \quad x = 17.913 \%$$

$$t_{1/2} = \frac{\ln 2}{3.29 \times 10^{-4}} \quad t_{1/2} = 35.1138 \text{ min}$$

Dependencia de la Velocidad de Reacción con la Temperatura Teoría de Colisiones

La velocidad de las reacciones aumenta, a menudo agudamente, con la temperatura. Arrhenius fue el primero en exponer la relación entre la constante de velocidad (k) y la temperatura (T) mediante la siguiente ecuación:

$$k = A e^{-E_a/RT}$$

k = Constante de velocidad

A = Factor de frecuencia

E_a = Energía de activación

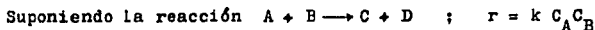
R = Constante de los gases

T = Temperatura

Arrhenius demostró la funcionalidad de su expresión considerando que la influencia de la temperatura en la constante de rapidez es del mismo tipo que en las constantes de equilibrio. Supuso además, que la energía de activación es independiente de la temperatura.

La ecuación de Arrhenius se correlaciona perfectamente bien con las mediciones de rapidez para reacciones simples libres de resistencias de difusión y térmicas.

Posterior a la Ley de Arrhenius surge la "Teoría de Colisiones", la cual sólo se aplica a reacciones bimoleculares elementales y afirma que el número de moléculas de producto formadas por unidad de tiempo y por unidad de volumen es igual al número de colisiones multiplicado por un factor " f ". Este factor toma en cuenta que solamente una fracción de las colisiones involucra moléculas que poseen el exceso de energía necesaria (energía de activación) para pasar de reactivos a productos.



$$r = z f$$

$$z = \frac{\# \text{ colisiones entre A y B}}{\text{cm}^3 \text{ segundo}} = C_A C_B \sigma_{AB}^2 \left[8 \pi RT \frac{M_A + M_B}{M_A M_B} \right]^{1/2}$$

σ_{AB} = Diámetro efectivo de (A+B) en la colisión

C_A, C_B = # moléculas/cm³

M = Peso molecular

R = Cte. de los gases = Cte. Boltzman x N°avogadro = 8.3144×10^7
erg/°Kgmol

Combinando esta expresión con la ley de Arrhenius obtenemos una ecuación para evaluar el factor de frecuencia :

$$A = \sigma_{AB}^2 \left[8 \pi RT \frac{M_A + M_B}{M_A M_B} \right]^{1/2}$$

La teoría de colisiones predice satisfactoriamente el valor de la constante de velocidad para reacciones que involucran moléculas más bien simples, siempre que se conozca la energía de activación, éste programa evalúa dicha constante de velocidad.

Algoritmo

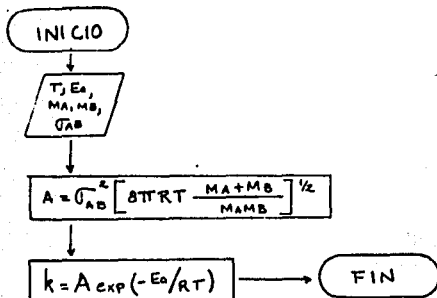
Conocer :

1. Temperatura
2. Energía de activación
3. Peso molecular de A y B
4. Diámetro de colisión

Evaluar :

5. Factor de frecuencia
6. Constante de velocidad

Diagrama de Flujo



PROGRAMA 60

```

10 PRINTTAB(1)"ESTE PROGRAMA EVALUA LA CONSTANTE DE
20 PRINT:PRINTTAB(1)"VELOCIDAD Y EL FACTOR DE FRECUENCIA"
30 PRINT:PPIINT:PRINT
40 INPUT"TEMPERATURA (C):";TT:T=TT+273
50 PRINT:PRINT"ENERGIA DE ACTIVACION (CAL/GMOL):";INPUT EA
60 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DE A:";MA
70 PRINT:INPUT"PESO MOLECULAR DE B:";MB
80 PRINT:INPUT"DIAMETRO DE COLISION (A):";D:DC=D*1E-8
90 A=DC*2*(8*3.1415*8.3144E7*T*(MA+MB)/(MA*MB))^(1/2)
100 AA=A*6.023E23/1000
110 K=A*EXP(-EA/(2*T))
120 KK=AA*EXP(-EA/(2*T))
130 PRINT:PRINT:PRINT
140 PRINT"EL FACTOR DE FRECUENCIA ES:";PRINT
150 PRINT A"CM3/MOLECULA.SEGUNDO";PRINT:PRINT"O BIEN : "
155 PRINT:PRINT AA" LITROS/GMOL.SEGUNDO"
160 PRINT:PRINT:PRINT"LA CONSTANTE DE VELOCIDAD ES:";PRINT:PRINT
170 PRINT K" CM3/MOLECULA.SEGUNDO" PRINT:PRINT"O BIEN : "
175 PRINT:PRINT KK" LITROS/GMOL.SEGUNDO"
180 END
  
```

READY.

Ejemplo :

Usar la teoría de las colisiones para calcular la constante de rapidez de reacción para la descomposición del yoduro de hidrógeno. Suponer que el diámetro de colisiones es igual a 3.5 \AA y la energía de activación es igual a 44000 cal/gmol . Evalúe también el factor de frecuencia. $T = 321.4 \text{ }^\circ\text{C}$

$$A = (3.5 \times 10^{-8})^2 \left[8 \pi (8.3144 \times 10^7) (321.4 + 273) \frac{(2) + (253.8)}{(2)(253.8)} \right]^{1/2}$$

$$A = 9.6917 \times 10^{-10} \frac{\text{cm}^3}{\text{molécula segundo}} = 5.8373 \times 10^{-11} \frac{\text{litros}}{\text{gmol segundo}}$$

$$k = (5.8373 \times 10^{-11}) \text{EXP} (-44000 / (2)(321.4 + 273))$$

$$k = 4.9210 \times 10^{-5} \frac{\text{litros}}{\text{gmol segundo}}$$

CONCLUSIONES

1. Considero que el objetivo que se pretende alcanzar con la presentación de esta tesis se cumple pues se logra que el usuario se familiarice con lo que es la computación y los conceptos básicos que se manejan en la Ingeniería Química, lo cual contribuirá notablemente a su desarrollo como profesional de la química.

2. A pesar de que la computación ha acelerado el desarrollo de diversos aspectos de la tecnología contemporánea y constituye hoy en día una poderosa herramienta para el ejercicio profesional del ingeniero químico se están dando una serie de situaciones que de no saberlas enfrentar nos conducirán a graves problemas, algunos de éstos son :

- a) violación a los derechos humanos
- b) deshumanización de las actividades
- c) propiciar el desempleo
- d) incremento substancial del ocio y el tiempo libre
- e) centralización del poder en manos de quienes manejan los grandes bancos de datos automatizados
- f) mayor y mejor productividad

La computación como tal, carece de significado, es el ser humano quien da sentido a las cosas, hagamos de la computadora un instrumento de beneficio para el hombre, no permitamos que el hombre sea un instrumento de ésta.

"El hacedor de un objeto, pues, tendrá una recta creencia de su bondad y su maldad... Pero el que utiliza ese objeto habrá de tener conocimiento de él".

Platón

B I B L I O G R A F I A

- Brown George. Operaciones Básicas de la Ingeniería Química. Marín S.A. España, 1965
- Castellan Gilbert. Fisicoquímica. Fondo Educativo Interamericano, S.A., México D.F., 1981
- Crane. Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe. Technical Paper N° 410
- Foust Alan. Principios de Operaciones Unitarias. CECSA. México D.F., 1983
- Geankoplis Christie. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. CECSA. México D.F., 1986
- Holland Charles. Fundamentals and Modeling of Separation Processes. Prentice-Hall. Estados Unidos de América, 1975
- Kern Donald. Procesos de Transferencia de Calor. CECSA. México D.F., 1985
- Kuong Javier. Applied Nomography. Gulf Publishing Company. Estados Unidos de Norteamérica. Volumen 2
- Laidler Keith. Cinética de Reacciones (Reacciones Homogéneas en Fase Gaseosa). Alhambra S.A., España
- Maron Samuel-Prutton Carl. Fundamentos de Fisicoquímica. Limusa. México 1980
- McCabe Warren-Smith Carl. Operaciones Básicas de Ingeniería Química. Reverté S.A., España 1981
- Ferry and Chilton. Chemical Engineers' Handbook. McGraw-Hill. Estados Unidos de Norteamérica. 5a edición

Smith J.M. Chemical Engineering Kinetics. McGraw-Hill Kogakusha LTD. Tokio, Japón. 2a edición

Treybal Robert. Operaciones de Transferencia de Masa. McGraw-Hill. México D.F., 1984. 2a edición

Valiente Barderas Antonio. Problemas de Balances de Materia. Alhambra, México D.F., 1981

Valiente Barderas Antonio. Problemas de Balances de Energía. México D.F., 1982

Prácticas de Laboratorio de Momentum y Calor. Facultad de Química. UNAM. 1985

Prácticas de Laboratorio de Transferencia de Masa. Facultad de Química. UNAM

Apuntes de Computadoras y Programación. Facultad de Ingeniería. UNAM. 1981

Introducción a la Computación. Computo Académico. UNAM. 1986