

CARACTERIZACION PARA OPERAR EN CONTINUO UN
SISTEMA DE DESTILACION ISOPROPANOL-AGUA

Vol: pag { 4
14
35

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ciencias y Humanidades

CARACTERIZACION PARA OPERAR EN CONTINUO UN
SISTEMA DE DESTILACION ISOPROPANOL-AGUA


HUMBERTO PAZ FUMAGALLI

Trabajo de investigación presentado para optar
al grado académico de:

Licenciado en Ingeniería Química


Guatemala
1987

Vo. Bo. :

(f) 

Ing. Oscar Maldonado


Tribunal:

(f) 

Ing. Oscar Maldonado

(f) 

Ing. Mario Santizo

(f) 

Ing. Oscar Gil

Fecha de aprobación: Agosto 1987

CONTENIDO

	pagina
1.- Introducci3n	1
2.- Sumario	3
3.- Resultados y discusi3n	
3.1 Modificaciones a la torre de destilaci3n	5
3.2 Localizaci3n del plato de alimentaci3n (McCabe-Thiele)	8
3.3 Caracterizaci3n del sistema Isopropanol-Agua	11
3.3.1 Diagrama Entalpia-concentraci3n (H, X, Y)	11
3.3.2 Diagrama X-Y de equilibrio	14
3.3.3 Temperatura en funci3n de la fracci3n molar de isop. en el liq. y el vapor.	17
3.3.4 Capacidad calorifica de la soluci3n	17
3.3.5 Capacidad calorifica del isopropanol en funci3n de la temperatura	20
3.3.6 Capacidad calorifica del agua en funci3n de la temperatura	23
3.3.7 Calor de vaporizaci3n de el agua en funci3n de la temperatura	23
3.3.8 Calor de vaporizaci3n del isopropanol en funci3n de la temperatura	26
3.3.9 Peso molecular promedio en funci3n de la concentraci3n	26
3.3.10 Grados Gay Lussac en funci3n del porcentaje en mol de isopropanol	27
3.4 Balance de masa	31
3.5 Eficiencias de Murphree	35
3.6 Calibraciones	37
3.6.1 Rot3metro de la torre de destilaci3n	37
3.6.2 Rot3metro de la torre de enfriamiento	37
3.6.3 Bomba perist3ltica	37
4.- Conclusiones y recomendaciones	43
5.- Ap3ndices	
A.1 Datos originales	45
A.1.1 Corridas en tanda ("batch")	45
A.1.2 corridas en continuo	46
A.1.2.1 Corrida A-1.1	46
A.1.2.2 Corrida B-1.1	47
A.1.2.3 Corrida F-1.1	48
A.1.2.4 Corrida F-2.1	49
A.1.3 Calibraci3n del rot3metro de la torre de destilaci3n	50
A.1.4 Calibraci3n del rot3metro de la torre de enfriamiento	51

	pagina	
A.1.5	Calibración de la bomba peristáltica	52
A.2	Datos calculados	
A.2.1	Diagrama entalpia-concentración (H,X,Y)	53
A.2.2	Peso molecular promedio en función de la concentración	54
A.2.3	Capacidad calorífica del isopropanol en función de la temperatura	55
A.2.4	Capacidad calorífica del agua en función de la temperatura	56
A.2.5	Calor de vaporización del agua en función de la temperatura	57
A.2.6	Calor de vaporización del isopropanol en función de la temperatura	58
A.2.7	Capacidad calorífica de la solución	59
A.2.8	Uso del alcoholímetro(densímetro) para obtener la fracción molar del isopropanol en la solución.(Grados Gay Lussac en función del % en mol de isopropanol)	60
A.2.9	Calibración del rotámetro de la torre de destilación	61
A.2.10	Calibración del rotámetro de la torre de enfriamiento	62
A.2.11	Calibración de la bomba peristáltica	63
A.2.12	Balance de masa	64
A.2.13	Eficiencia de Murphree (corrida en continuo)	65
A.2.13.1	Corrida A-1.1	65
A.2.13.2	Corrida B-1.1	65
A.2.13.3	Corrida F-1.1	66
A.2.13.4	Corrida F-2.1	66
A.2.14	Eficiencia de Murphree (corrida "batch")	67
A.3	Cálculo de muestra	
A.3.1	Diagrama entalpia-concentración (H,X,Y)	68
A.3.1.1	Cálculo de la entalpia de solución	68
A.3.1.2	Cálculo de H_L	68
A.3.1.3	Cálculo de H_a	68
A.3.2	Peso molecular promedio en función de la concentración	69
A.3.3	Capacidad calorífica de la solución	70
A.3.4	Capacidad calorífica del isopropanol en función de la temperatura	71
A.3.5	Capacidad calorífica del agua en función de la temperatura	72
A.3.6	Calor de vaporización del isopropanol en función de la temperatura	72
A.3.7	Calor de vaporización del agua en función de la temperatura	73
A.3.8	Uso del alcoholímetro(densímetro) para	

	pagina
obtener la fracción molar de isopropanol en la solución.(Grados Gay Lussac en función del % en mol de isopropanol)	73
A.3.9 Calibración del rotámetro de la torre de destilación	74
A.3.10 Calibración del rotámetro de la torre de enfriamiento	76
A.3.11 Calibración de la bomba peristáltica	76
A.3.12 Balance de masa	77
A.3.13 Eficiencias de Murphree (corrida en continuo)	78
A.3.14 Eficiencias de Murphree(corrida "batch")	80
A.3.15 Localización del plato de alimentación	83
A.4 Metodología Operacional	85
A.5 Nomenclatura	87
A.6 Bibliografía	88

1.- INTRODUCCION

Para poder operar un sistema binario en continuo en la torre de destilación del laboratorio de operaciones unitarias fué necesario hacer unas pequeñas modificaciones físicas a la torre, caracterizar el sistema y establecer las mejores condiciones de operación de la destilación continua. Este trabajo se realizó en dos partes. La primera parte "Caracterización para operar en continuo un sistema de destilación isopropanol-agua" se concentra en la caracterización del sistema y en las modificaciones a la torre. La segunda parte "Establecimiento de las mejores condiciones de operación en la destilación continua isopropanol-agua", realizada por Carlos Leonel Rodríguez Véliz se concentra en la operación de la torre.

El objetivo principal del presente trabajo es el de ensayar la destilación en continuo del sistema binario (Isopropanol-Agua) en la torre de destilación del laboratorio de Operaciones Unitarias de Ingeniería Química para incrementar las posibilidades de experimentación en el curso de Operaciones Unitarias 2.

Tradicionalmente la práctica de destilación ha consistido en operar la torre de destilación a reflujo total, es decir todo el destilado que se obtiene se introduce nuevamente en la torre y no se alimenta solución ni se obtiene producto de colas, y uno de los objetivos de

Esta práctica ha sido la determinación de la eficiencia de Murphree de los platos de la torre.

Sin embargo si se modifica la torre y se trabaja en continuo se amplían las posibilidades de experimentación y los objetivos de la nueva práctica podrían ser:

- 1.- Determinación de la variación de la eficiencia de Murphree de los platos cuando se varía el plato de alimentación.
- 2.- Determinación de la variación de las eficiencias de Murphree de los platos cuando se varía la razón de reflujo.
- 3.- Balance de masa global.
- 4.- Localización del plato óptimo de alimentación.
- 5.- Determinación de la razón de reflujo óptima.
- 6.- Determinación de la razón de reflujo mínima.

* Para que la destilación se pueda llevar a cabo en una forma continua es necesario hacer unas pequeñas modificaciones a la torre de destilación y éstas consisten en adaptar un sistema de alimentación a la torre y un sistema para obtener el producto de colas de la purga del calderín.

2.- SUMARIO

El propósito del presente trabajo es obtener datos de la eficiencia de Murphree, porcentaje de acumulación (balance de masa) y caracterización del sistema isopropanol-agua trabajando en continuo con una torre de destilación Armfield Technical Education Co., modelo CEH-RG 3625 (de platos burbujeadores) del laboratorio de operaciones unitarias de ingeniería química.

Además de la torre de destilación se utilizó el siguiente equipo:

- 1.- Torre de enfriamiento:
Equipada con bomba centrífuga, rotámetro y operada en conjunto con el condensador de la torre de destilación.
- 2.- Bomba peristáltica de velocidad variable:
- 3.- Caldera:

El principal indicador de la operación en continuo fue el porcentaje de acumulación de masa en la torre. Los mejores datos de porcentajes de acumulación se obtuvieron en las corridas B-1.1 y F-1.1 y éstos fueron de -4.6% y 9.6% respectivamente, para flujos de alimentación de 81.52 lb/hr y un volumen de operación en el calderín de 20 galones de agua.

Se trabajó con el sistema binario Isopropanol-Agua a una atmósfera de presión con una alimentación de 0.15 fracción molar de isopropanol y un flujo de alimentación

de 37.95 lb/hr para la corrida A-1.1 y 81.52 lb/hr para las corridas B-1.1, F-1.1 y F-2.1.

Se determinó que el plato donde debía alimentarse era el No. 9, según el método de McCabe-Thiele. Alimentando en ese plato, la máxima eficiencia de destilación obtenida fue 54.6%. Siendo la eficiencia de destilación definida como el cociente del flujo molar de isopropanol en el destilado y el flujo molar de isopropanol en la alimentación.

Las eficiencias de Murphree más cercanas a los valores reportados en la literatura que se obtuvieron trabajando la torre en continuo fueron las del plato No. 9 y el calderín que en promedio de las diferentes pruebas fueron 51% y 85% respectivamente. Para los otros platos se tuvo una variación de -100% a 280% de eficiencia de Murphree, debido a que el vapor que entra al plato no hace contacto con todo el líquido, es decir no hay buena mezcla en el plato.

3.1 Modificaciones a la torre de destilación

La experimentación se llevó a cabo en una torre de destilación Armfield Technical Education Co., modelo CEH-RG 3625, la cual es de platos con campanas de burbujeo ("Bubble Cap").

Esta torre está diseñada para ser usada en forma de tandas ("batch") y uno de los objetivos del presente trabajo era convertirla en una que trabajara en forma continua. Para esto, era necesario obtener el producto de colas y de cabezas en forma continua y alimentar controladamente mediante el uso de una bomba.

Para este propósito se hicieron las siguientes modificaciones:

1.- De la purga del calderín se derivó una línea de tubo galvanizado de 1/2" y ésta se acopló a un condensador con el fin de enfriar el producto de colas a una temperatura cercana a la ambiente. De la salida del condensador se obtuvo el producto de colas y el flujo se graduó con una pinza.

2.- Para alimentar la solución a la torre se hizo uso del sistema de distribución para introducir el reflujo en cualquier plato, adaptando la bomba peristáltica al sistema de distribución y así alimentar en el plato que se desee.

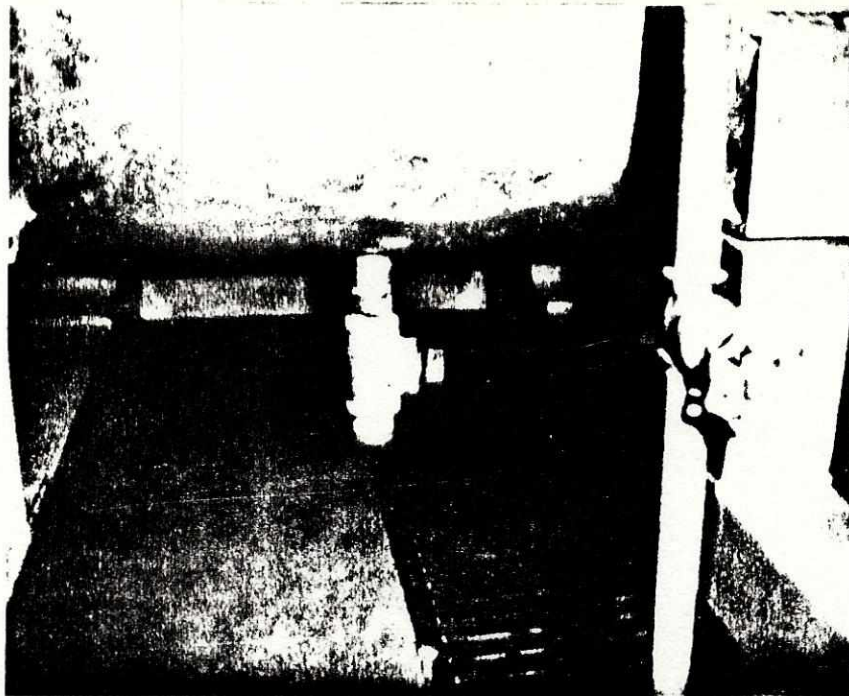


Fig. 1

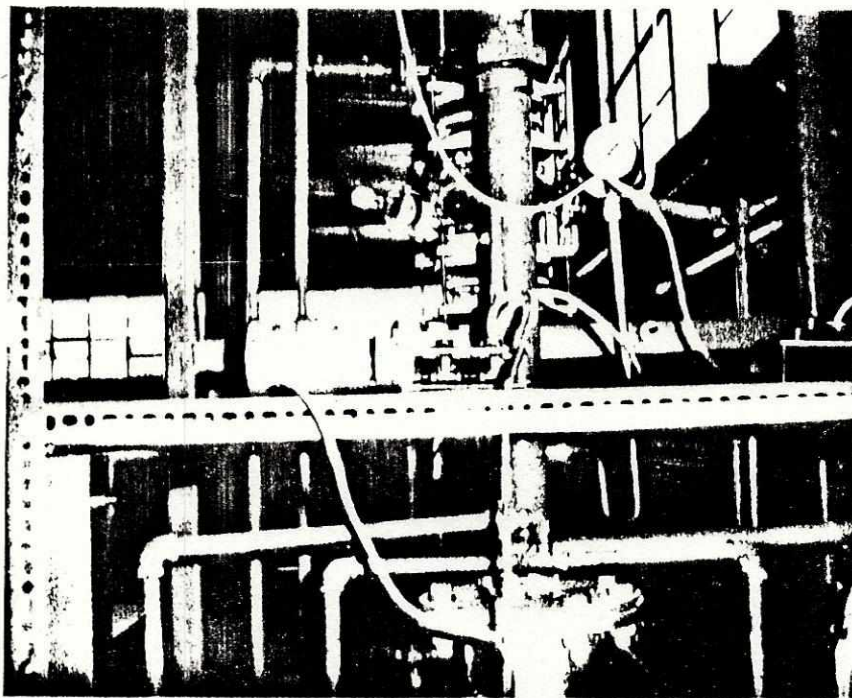


Fig. 2

Figura 1: Muestra la adaptación hecha a la purga del calderín para poder obtener el producto de colas.

Figura 2: Adaptación de la bomba peristáltica a la torre de destilación para poder alimentar la solución 0.15 fracción molar

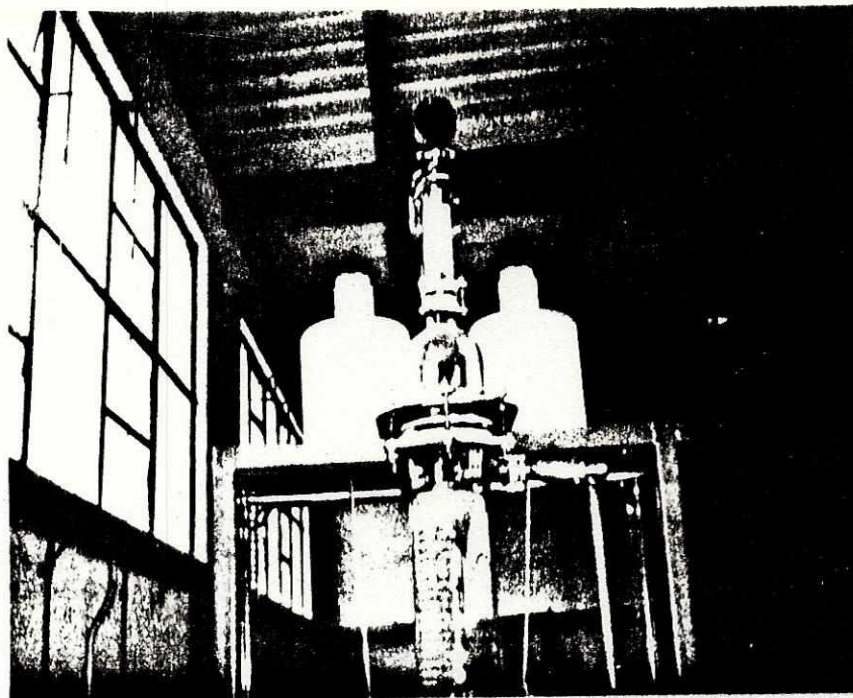


Fig. 3

Figura 3: Muestra los recipientes que contenían la solución 0.15 fracción molar (alimentación).

3.2 Localización del plato de alimentación (McCabe-Thiele).

La localización del plato de alimentación se hizo usando el método gráfico de McCabe-Thiele.

Para el efecto, primero se hicieron dos corridas a reflujo total, con el objeto de conocer las fracciones molares del destilado y colas, y una vez que se conocen éstas se obtienen las líneas de operación y la razón de reflujo de operación.

La concentración de la alimentación se fijó en 0.15 fracción molar de isopropanol en el líquido.

De los datos de corridas batch se obtuvieron los siguientes resultados:

$X_D: 0.69$ $X_F: 0.15$ $X_B: 0.02$
 Razón de reflujo mínimo: $R_M: 0.506$
 Razón de reflujo de operación: $R_{OP}: 0.76$
 Ecuación de la línea de operación en la sección de rectificación: $Y_{n+1} = 0.432X_n + 0.392$
 Plato de alimentación según McCabe-Thiele: plato 9

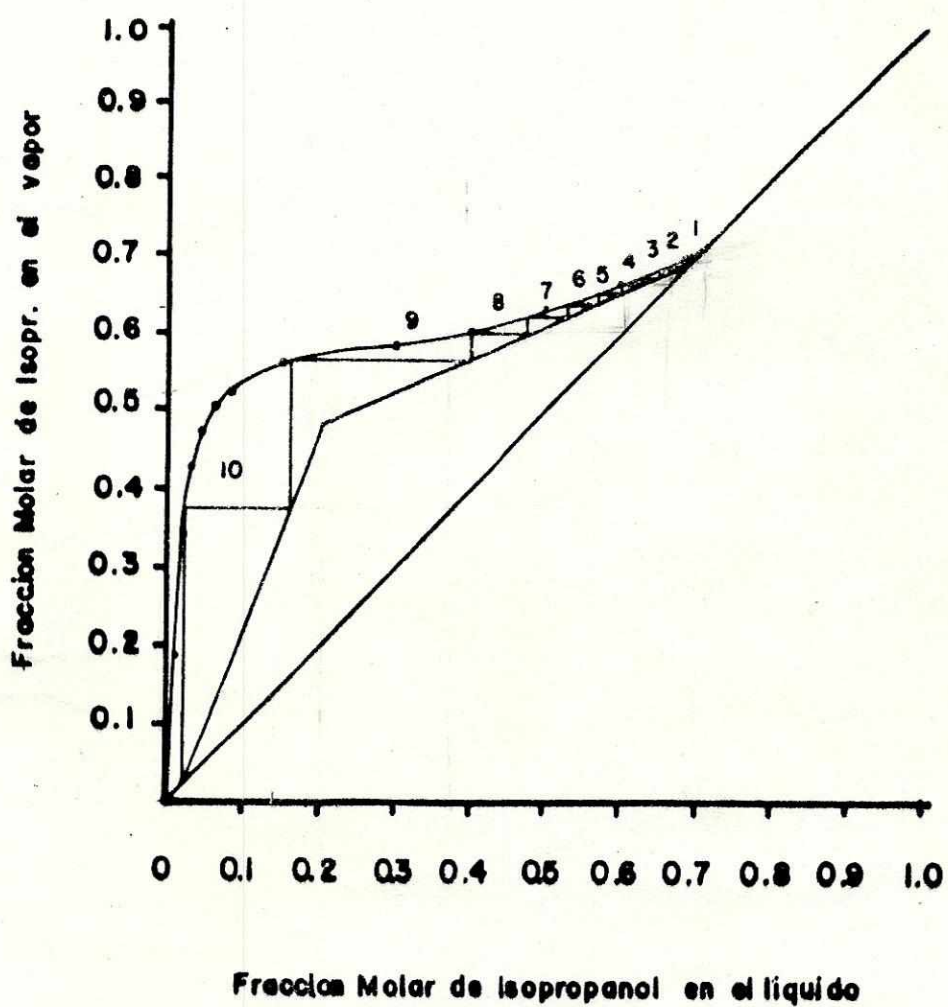
La razón de reflujo de operación se calculó a partir del reflujo mínimo porque éste es aproximadamente 1.5 veces la razón de reflujo mínimo (ref. 2).

El plato donde se ha de alimentar es aquel que marca la transición entre la línea de operación de la sección de rectificación y la línea de operación de la sección de agotamiento, y éste resulta ser el número nueve.

Entonces, de acuerdo al método gráfico de McCabe-

Thiele el plato donde se debe alimentar es el No. 9, el siguiente paso en la experimentación fué efectuar pruebas en continuo, haciendo balances de masa y calculando las eficiencias de murphree de los platos de la torre de destilación.

LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION
(Metodo Mc Cabe - Thiele)



GRAFICA 'A'

3.3 Caracterización del sistema.

3.3.1 Diagrama entalpía-concentración

Un diagrama entalpía-concentración es un método gráfico muy conveniente para representar datos de entalpía de una mezcla binaria. (ver gráfica 1)

Para el cálculo de las entalpías se hicieron las siguientes simplificaciones:

- 1.- Se consideró el cambio de la entalpía de mezcla despreciable, comparada con el valor de la entalpía del líquido. (Esto se demuestra en la sección A.3.1.1)
- 2.- Las entalpías del vapor saturado se calcularon asumiendo que los líquidos no mezclados fueron calentados separadamente como líquidos a la temperatura de rocío, cada uno vaporizado a ésta temperatura y los vapores mezclados.

Las ecuaciones utilizadas para el cálculo de la entalpía del líquido y la del vapor son:

A.- Entalpía del líquido:

$$H_L = C_L (T_L - T_{REF}) M_{AV}$$

Donde: T_{REF} = Cero grados centígrados (32 F)

M_{AV} = Peso molecular promedio (lb/lbmol)

C_L = Capacidad calorífica de la solución
(Btu/lb F)

T_L = Punto de burbuja correspondiendo a la concentración del líquido (F)

B.- Entalpía del vapor:

$$H_g = Y_A \langle \bar{C}_A (T_g - T_{REF}) + C_{VAPA} \rangle + (1 - Y_A) \langle \bar{C}_B (T_g - T_{REF}) + C_{VAPB} \rangle$$

Donde: A: isopropanol

B: agua

C_{VAPA}, C_{VAPB} = Calor latente de vaporización de las sustancias puras a la temperatura de rocío, T_g , (Btu/lbmol)

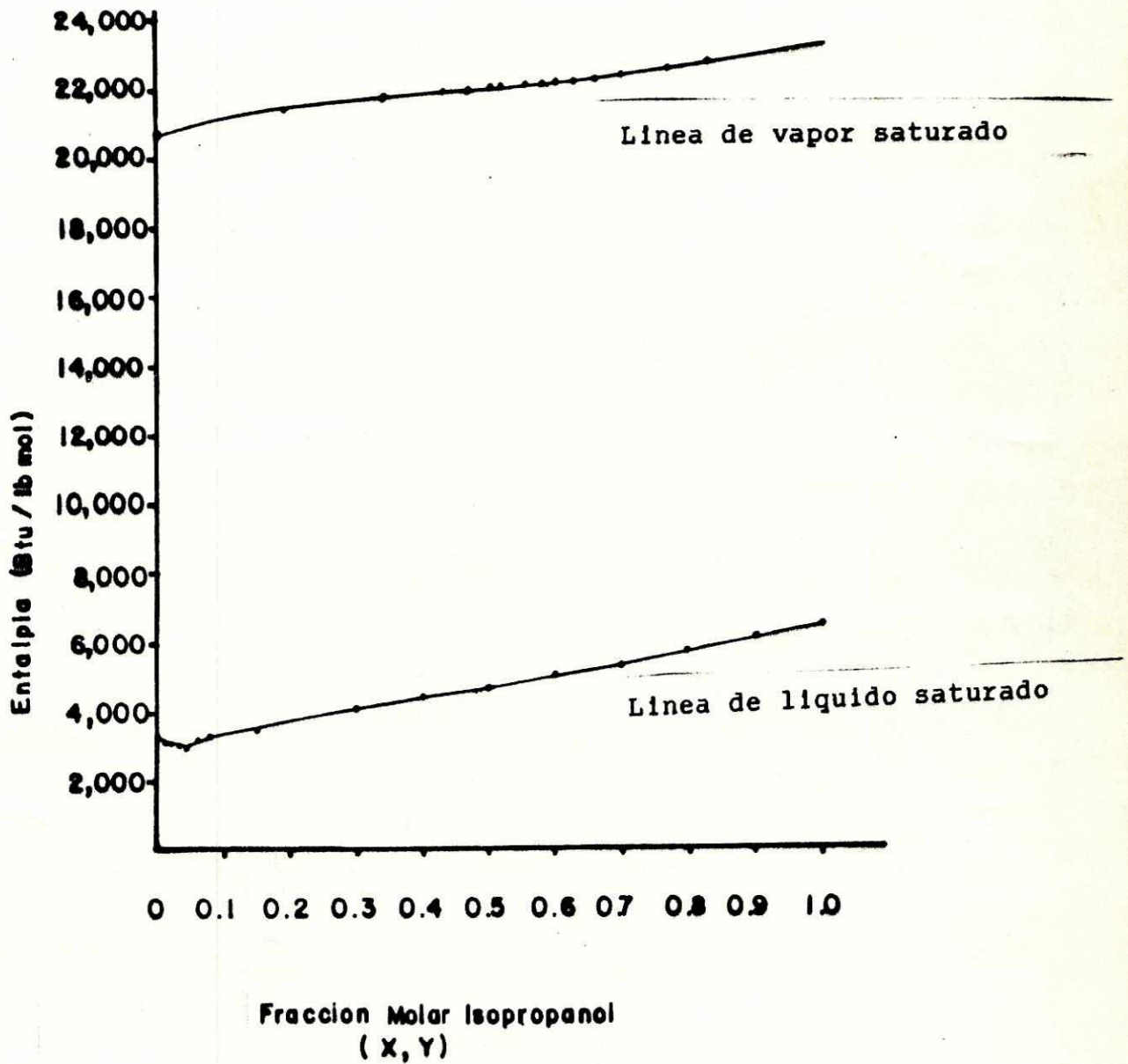
\bar{C}_A, \bar{C}_B = Capacidades caloríficas promedio de los líquidos puros. (Btu/lbmol F)

Uno de los usos del diagrama entalpía-concentración es que se puede obtener rápidamente el calor requerido para vaporizar la solución isopropanol-agua a varias fracciones molares.

Otro uso del diagrama entalpía-concentración se muestra en la sección A.3.13 donde se calcula la línea "q", utilizando el diagrama.

Finalmente es conveniente mencionar que si los calores molares de vaporización del isopropanol y el agua fueran iguales, las capacidades caloríficas serían constantes en el intervalo de temperaturas y si no hubiese calor de solución, las líneas de líquido y vapor saturado serían rectas y paralelas.

DIAGRAMA ENTALPIA - CONCENTRACION



GRAFICA I

3.3.2 Diagrama X-Y de equilibrio

Para cálculos de destilación, se debe tener conocimiento del equilibrio que existe entre la fase vapor y la fase del líquido. Para esto se hace uso del diagrama X-Y. En el sistema binario isopropanol-agua se tiene que para una fracción molar de isopropanol en el líquido corresponde una fracción molar de isopropanol en el vapor.

La siguiente tabla muestra el equilibrio entre el vapor y el líquido, a una atmósfera de presión:

Fracción molar de isopropanol en el líquido <u>X</u>	Fracción molar de isopropanol en el vapor <u>Y</u>	Temperatura (<u>°C</u>)
0.00	0.00	100.0
0.01	0.19	95.0
0.02	0.34	90.0
0.03	0.43	86.7
0.04	0.47	84.0
0.06	0.505	83.5
0.08	0.52	83.0
0.15	0.56	81.5
0.30	0.58	81.0
0.40	0.60	81.1
0.50	0.63	80.7
0.60	0.66	80.8
0.70	0.70	80.5
0.80	0.77	81.0
0.90	0.83	82.3

Fuente: (3)

Los datos de equilibrio vapor-líquido para la mezcla binaria isopropanol-agua son a presión constante y la presión es igual a una atmósfera. Es importante mencionar que si se trabaja a una presión que no sea de una atmósfera ya no es válido usar los datos de la tabla anterior y habría que hacer una corrección usando métodos

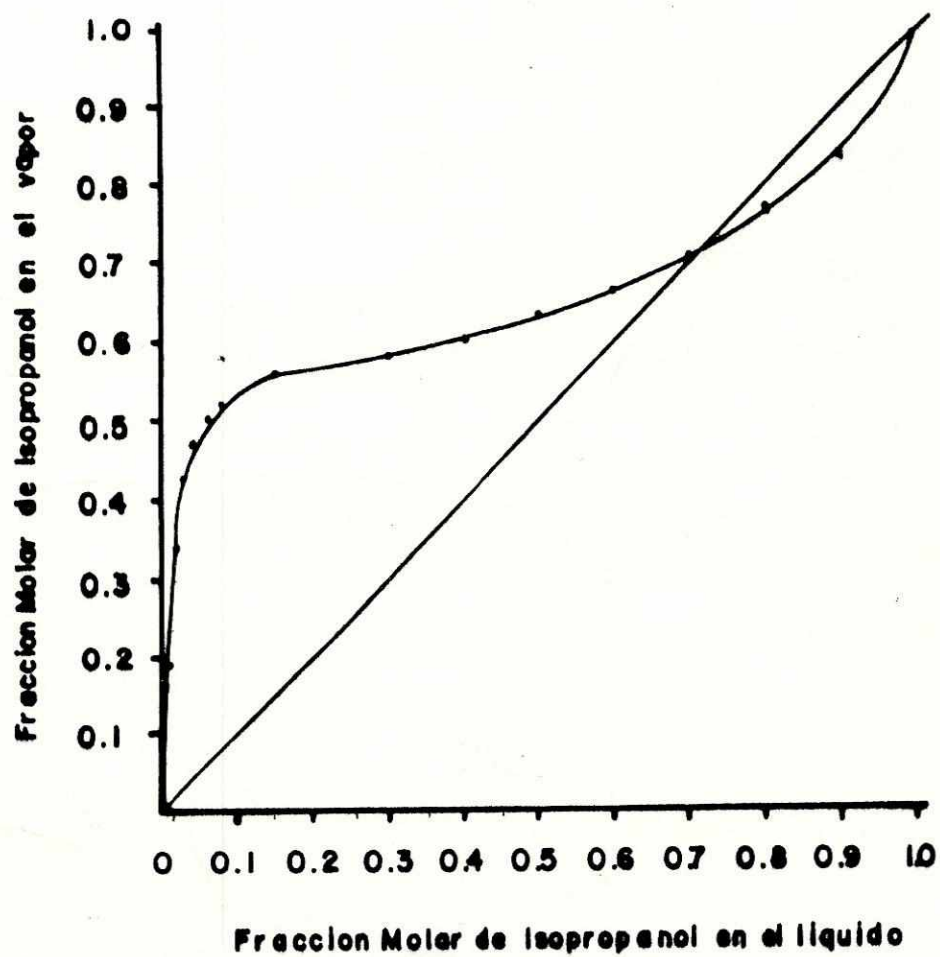
termodinámicos.

Si se grafica la fracción molar de isopropanol en el vapor en función de la fracción molar de isopropanol en el líquido, usando los datos de la tabla anterior, se obtiene el diagrama X-Y.

De el diagrama X-Y (gráfica 2) se observa que cuando la fracción molar de isopropanol en el líquido es igual a 0.7 la fracción molar de isopropanol en el vapor también es igual a 0.7. Este punto es el azeótropo.

De este hecho se concluye que la destilación no puede llevarse más allá del azeótropo lo que es igual a decir que la máxima concentración que puede obtenerse en el destilado es 0.7 fracción molar de isopropanol, a una atmósfera de presión.

DIAGRAMA X-Y



Presión= 1 atmósfera

GRAFICA 2

3.3.3 Temperatura en función de la fracción molar de isopropanol en el líquido y el vapor

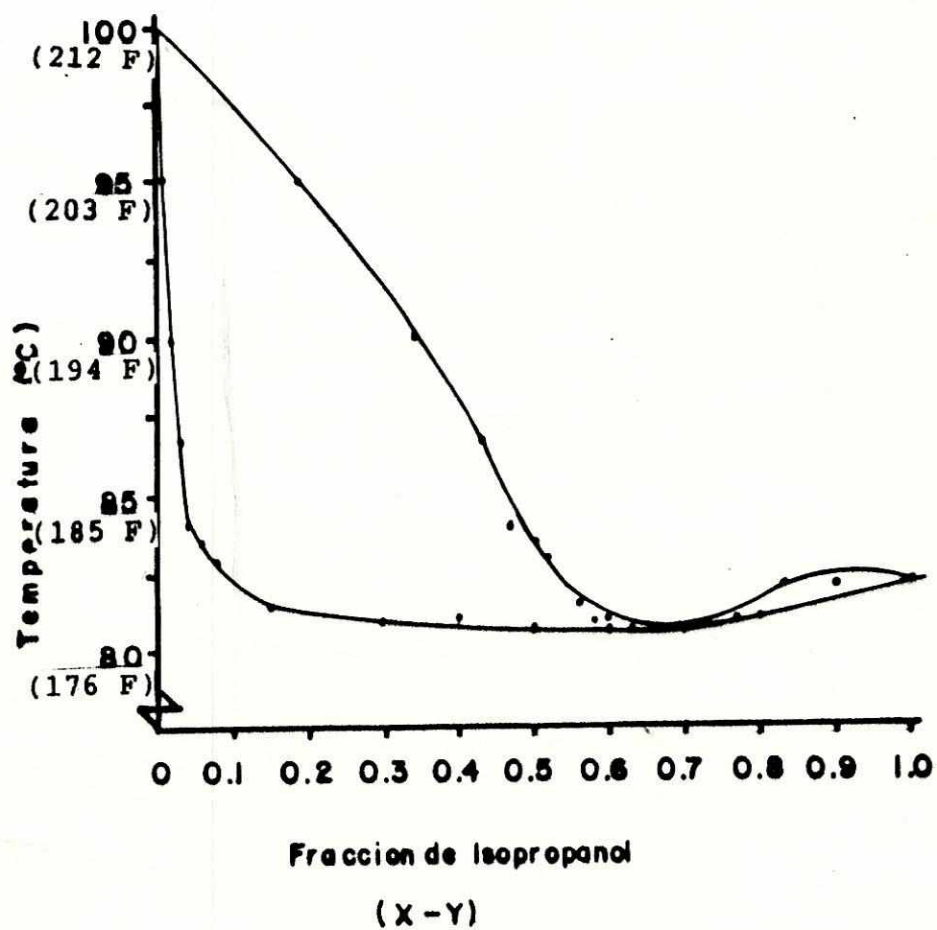
Otra gráfica útil es la temperatura (C) en función de la fracción de isopropanol (X,Y). Esta gráfica también se hace usando los datos de la tabla de la sección 3.3.2. Se puede observar de la gráfica 3 que a una fracción molar de isopropanol de 0.7 (azeótropo) el punto de ebullición es mínimo y además la mezcla ebulle a temperatura constante y sin cambios en composición.

3.3.4 Capacidad calorífica de la solución

La capacidad calorífica de la mezcla isopropanol-agua es usada para el cálculo de la entalpía del líquido a varias fracciones molares, para construir el diagrama entalpía-concentración. Como el cálculo se hace para varias fracciones molares es necesario conocer como varía el C_p de la mezcla en función de la fracción molar de isopropanol en el líquido.

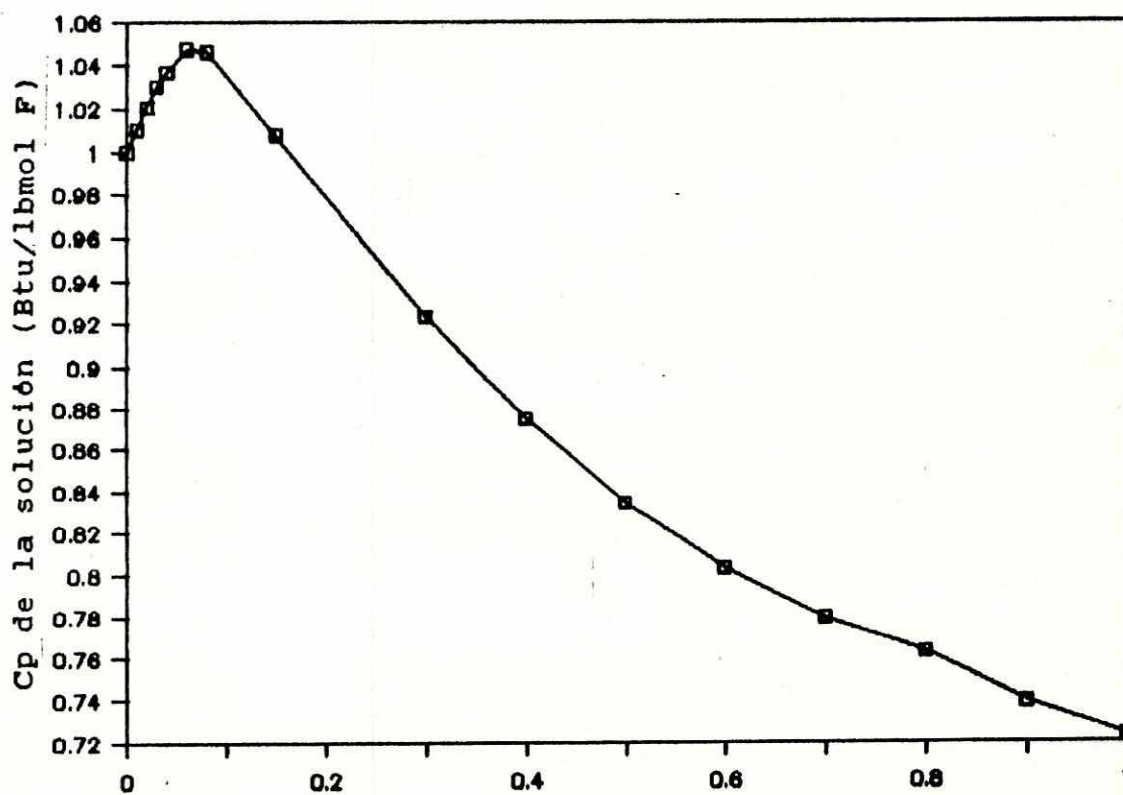
Para este propósito se preparó la gráfica 4 de capacidad calorífica de la mezcla en función de la fracción molar de isopropanol en el líquido.

TEMPERATURA EN FUNCION DE LA FRACCION
MOLAR DE ISOPROPANOL EN EL LIQUIDO Y
EL VAPOR



GRAFICA 3

CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SOLUCION EN FUNCION DE LA
FRACION MOLAR DE ISOPROPANOL EN EL LIQUIDO



Fración molar del isopropanol en el líquido
(X iso)

GRAFICA 4

3.3.5 Capacidad calorífica de isopropanol en función de la temperatura.

La capacidad calorífica de isopropanol puro en función de la temperatura es usada para el cálculo de la entalpía del vapor en el diagrama entalpía concentración. Si se analiza la ecuación para calcular la entalpía del vapor:

$$H_G = Y_A \langle \bar{C}_A (T_G - T_{REF}) + C_{VAPA} \rangle + (1 - Y_A) \langle \bar{C}_B (T_G - T_{REF}) + C_{VAPB} \rangle$$

es importante el término $T_G - T_{REF}$. Este último es la diferencia de la temperatura de rocío y la temperatura de referencia ($T_{REF} = 32$ F). Por lo tanto es necesario conocer la capacidad calorífica del isopropanol a T_G y a T_{REF} .

Debido a que la capacidad calorífica del isopropanol puro varía en el rango de temperaturas $T_G - T_{REF}$, se utiliza en la ecuación la capacidad calorífica promedio:

$$\bar{C}_A = \frac{C_A(a T_G) + C_A(a T_{REF})}{2}$$

El término $\bar{C}_A (T_G - T_{REF})$ es el que calcula la entalpía de llevar el líquido desde la temperatura de referencia a la temperatura de rocío, T_G . \bar{C}_A es la capacidad calorífica promedio del isopropanol en el rango de temperaturas $T_G - T_{REF}$.

Para facilidad y rapidez del cálculo se elaboró una gráfica de la capacidad calorífica promedio en función de $T_G - T_{REF}$. Debido a que T_{REF} se fijó como cero grados centígrados se tiene que $T_G - T_{REF} = T_G - 0 = T_G$. Por lo que la

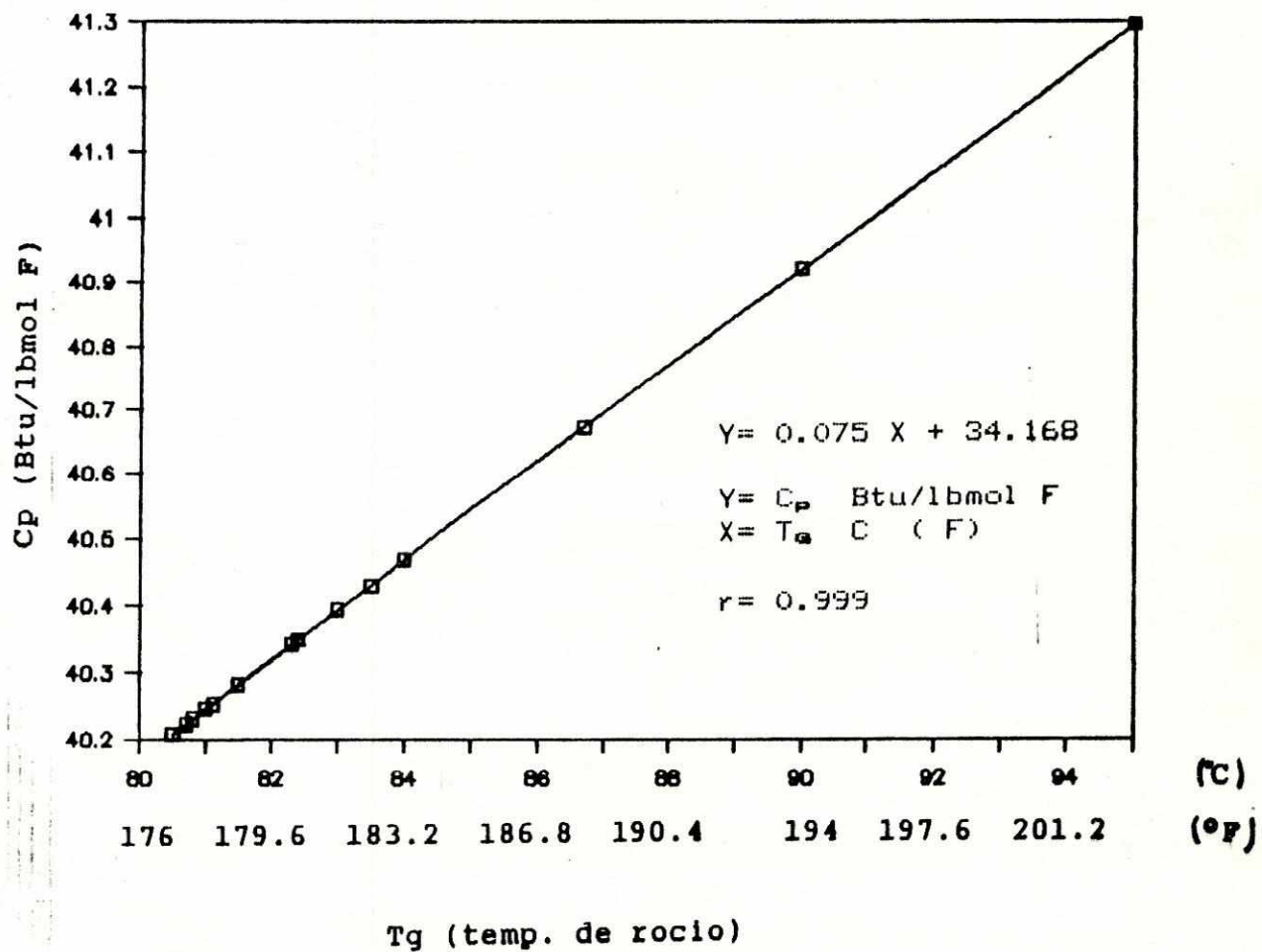
gráfica quedó como capacidad calorífica promedio del isopropanol en función de T_a . (Gráfica 5)

Como el rango de temperaturas era pequeño la gráfica muestra una relación lineal entre la capacidad calorífica promedio y la temperatura. Al hacer la regresión lineal se obtuvo:

$$Y=0.075X + 34.168 \quad \text{Donde: } Y=C_p \text{ Btu/lbmol F} \\ X=T_a \quad \text{C (F)}$$

El coef. de correlación es: $r=0.999$

CAPACIDAD CALORIFICA PROMEDIO DE ISOPROPANOL EN FUNCION DE Tg (temp. de rocío)



GRAFICA 5

3.3.6 Capacidad calorífica del agua en función de la temperatura

La capacidad calorífica del agua se trabajó exactamente de la misma manera que en la sección anterior, y al igual que antes se hizo una gráfica de capacidad calorífica promedio de el agua en función de la temperatura de rocío, T_d (Gráfica 6).

La ecuación de regresión que se obtuvo fue:

$$Y = 1.98 \times 10^{-3}X + 17.94$$

Donde: $Y = C_p$ Btu/lbmol F
 $X = T_d$ C (F)

El coeficiente de correlación es: $r = 0.997$

3.3.7 Calor de vaporización de el agua en función de la temperatura

La temperatura de rocío varía de 212 F a 176.9 F en el rango de concentraciones de 0 a 1 fracción molar a una atmósfera de presión. Por lo tanto el calor de vaporización del agua también va a variar, porque varía con la temperatura. Para el cálculo de las entalpías es necesario conocer la variación del calor de vaporización y para esto se hizo una gráfica de calor de vaporización del agua en función de la temperatura de rocío, T_d (Gráfica 7).

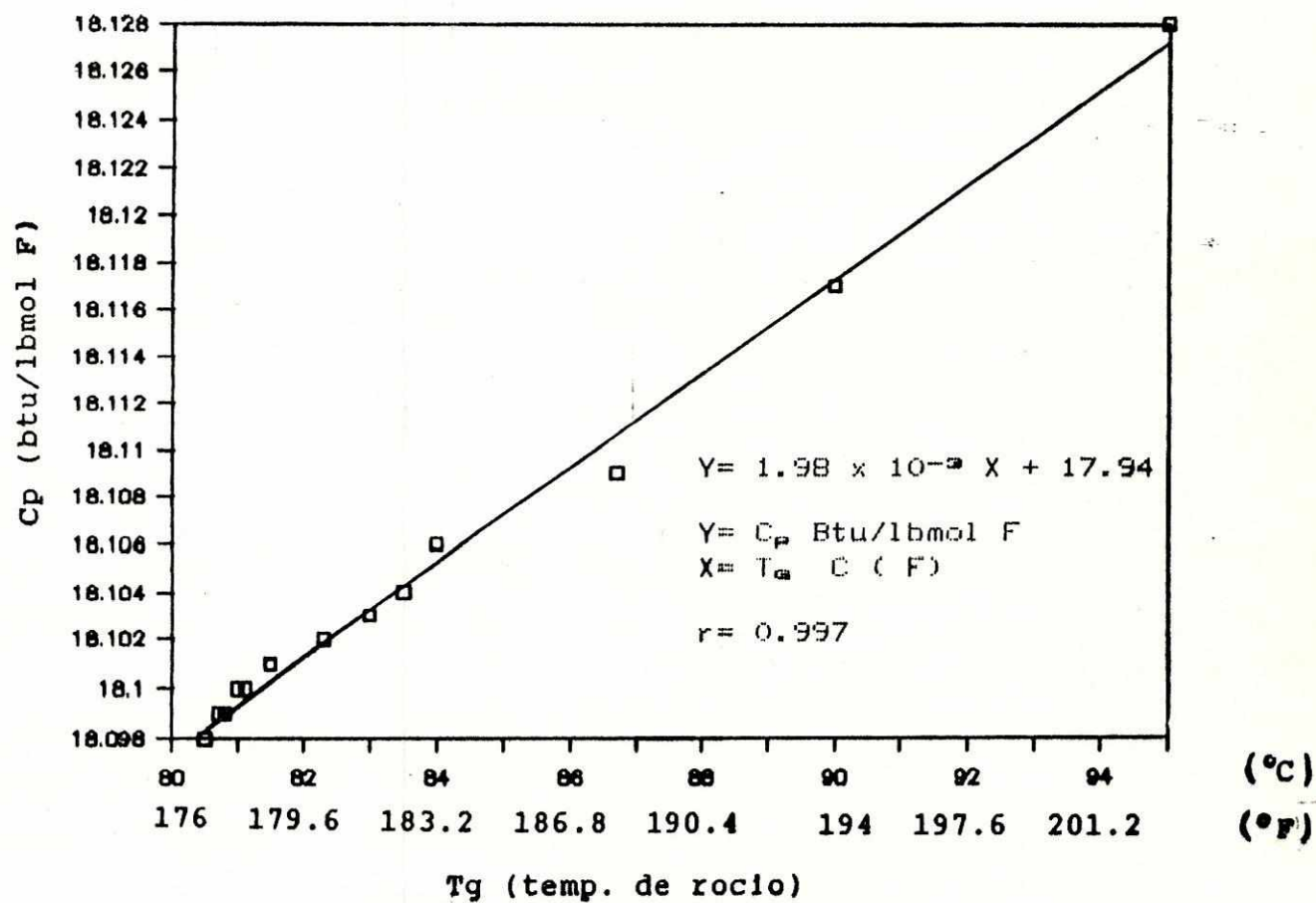
Para el rango de temperaturas trabajado la gráfica muestra una relación lineal entre el calor de vaporización y la temperatura. La ecuación de regresión es:

$$Y = -20.05X + 19,472.12$$

Donde: $Y =$ Calor de vaporización Btu/lbmol
 $X = T_d$ F

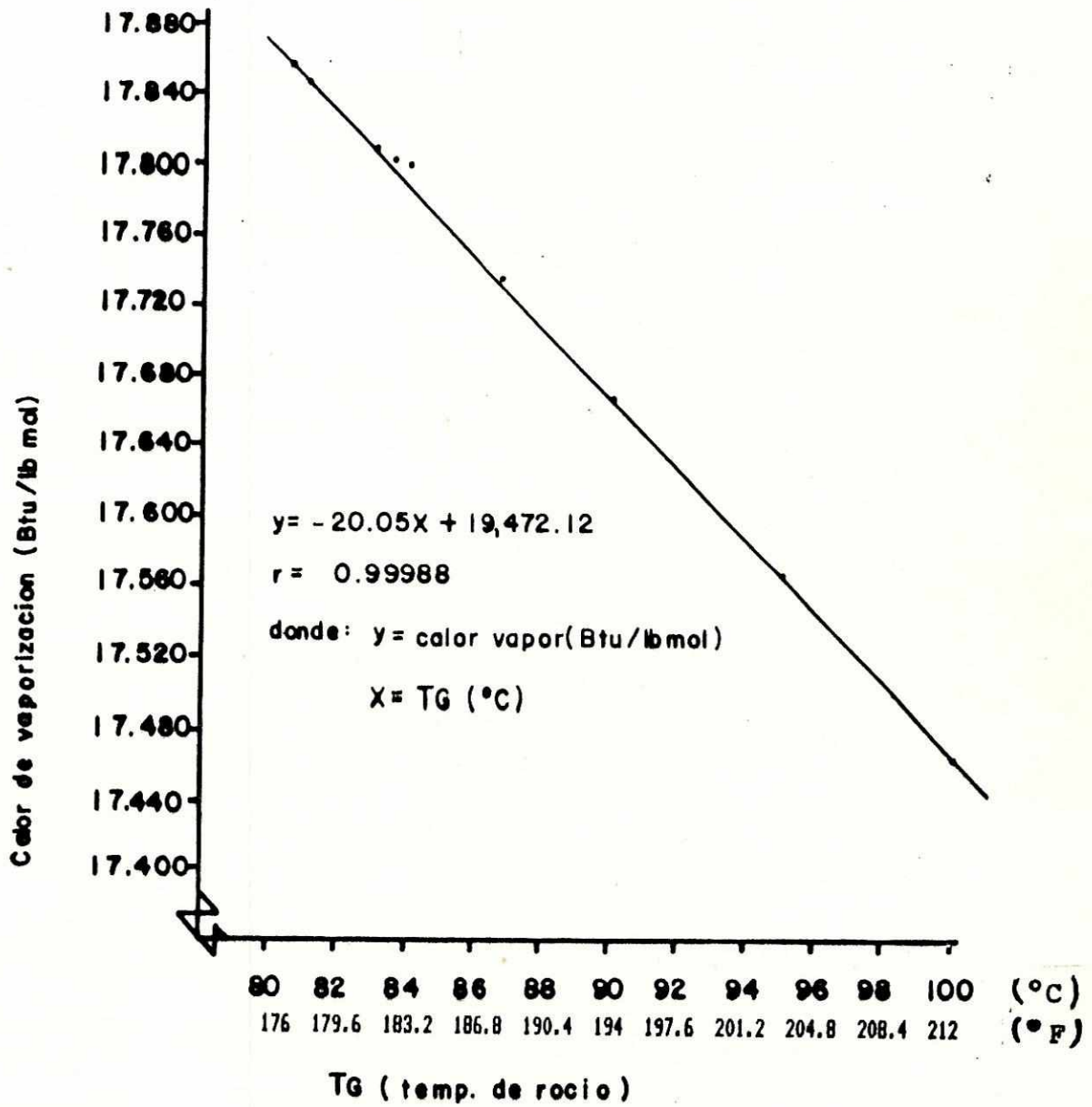
El coeficiente de correlación es: $r = 0.999$

CAPACIDAD CALORIFICA PROMEDIO DEL AGUA EN FUNCION DE
Tg (temp. de rocío) C



GRAFICA 6

CALOR DE VAPORIZACION DEL AGUA EN FUNCION DE LA TEMPERATURA DE ROCIO (TG)



GRAFICA 7

3.3.8 Calor de vaporización del isopropanol en función de la temperatura

El calor de vaporización del isopropanol también varía con la temperatura y se hizo una gráfica del calor de vaporización del isopropanol en función de la temperatura de rocío, T_d (Gráfica 8), pero a diferencia de la gráfica de la sección anterior, ésta no muestra comportamiento lineal. El calor de vaporización del isopropanol tiene un valor mínimo a una temperatura de 82.4 C y tiene un valor máximo a una temperatura de 83 C (en el intervalo de temperaturas de 80 C a 95 C).

3.3.9 Peso molecular promedio en función de la concentración

El peso molecular promedio se calcula de la siguiente manera:

$$M_{AV} = X_A PM_A + X_B PM_B$$

Donde: M_{AV} = Peso molecular promedio de la solución lb/lbmol

X_A = fracción molar del componente "A"

X_B = fracción molar del componente "B"

PM_A = peso molecular del componente "A"

PM_B = peso molecular del componente "B"

Si se calcula el peso molecular promedio de la solución a varias fracciones molares y se grafica se obtiene una línea recta (gráfica 9) cuya ecuación es:

$$Y = 42X + 18$$

Donde: Y = peso molecular promedio de la solución lb/lbmol

X = fracción molar del isopropanol

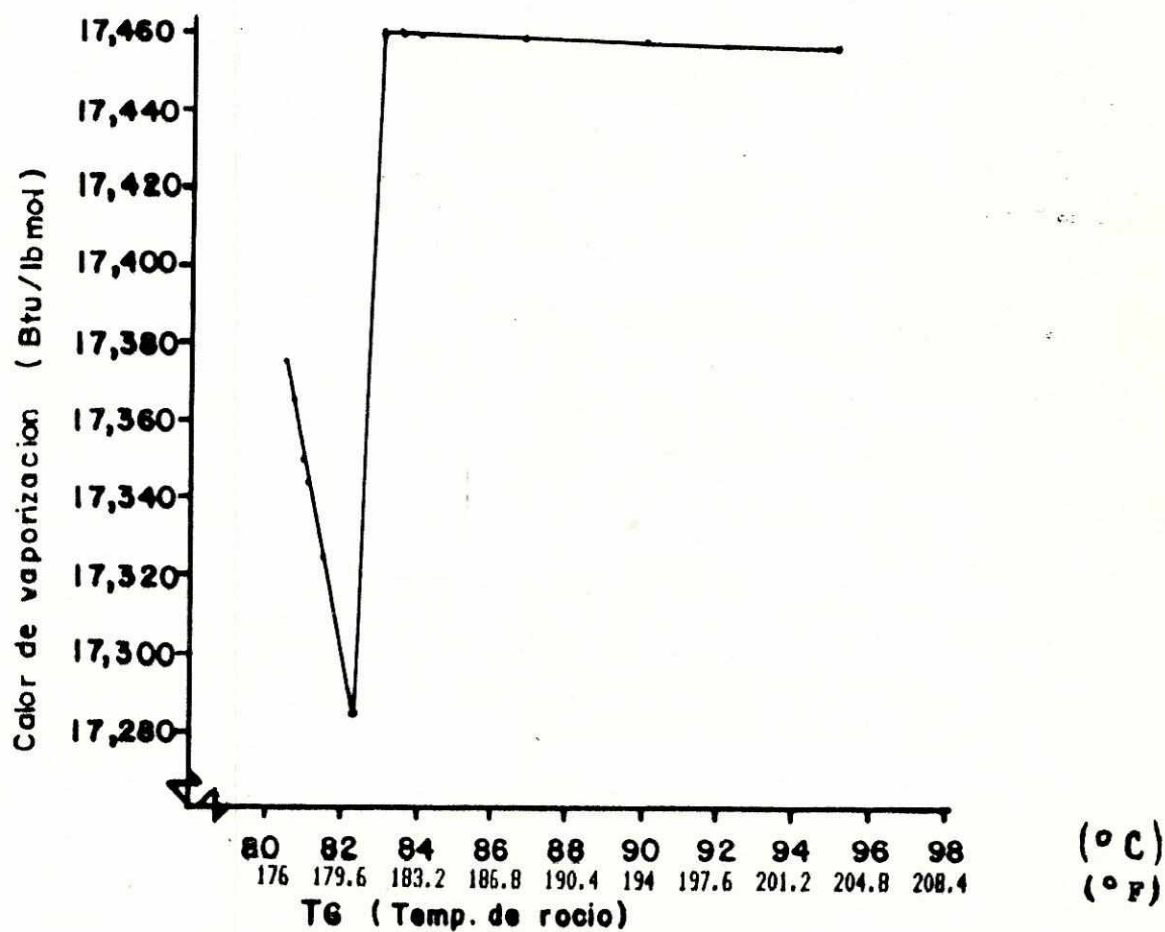
La utilidad del dato del peso molecular promedio de la solución en función de la concentración es para

calcular las entalpías del líquido a varias concentraciones.

3.3.10 Grados Gay Lussac en función del porcentaje en mol de isopropanol

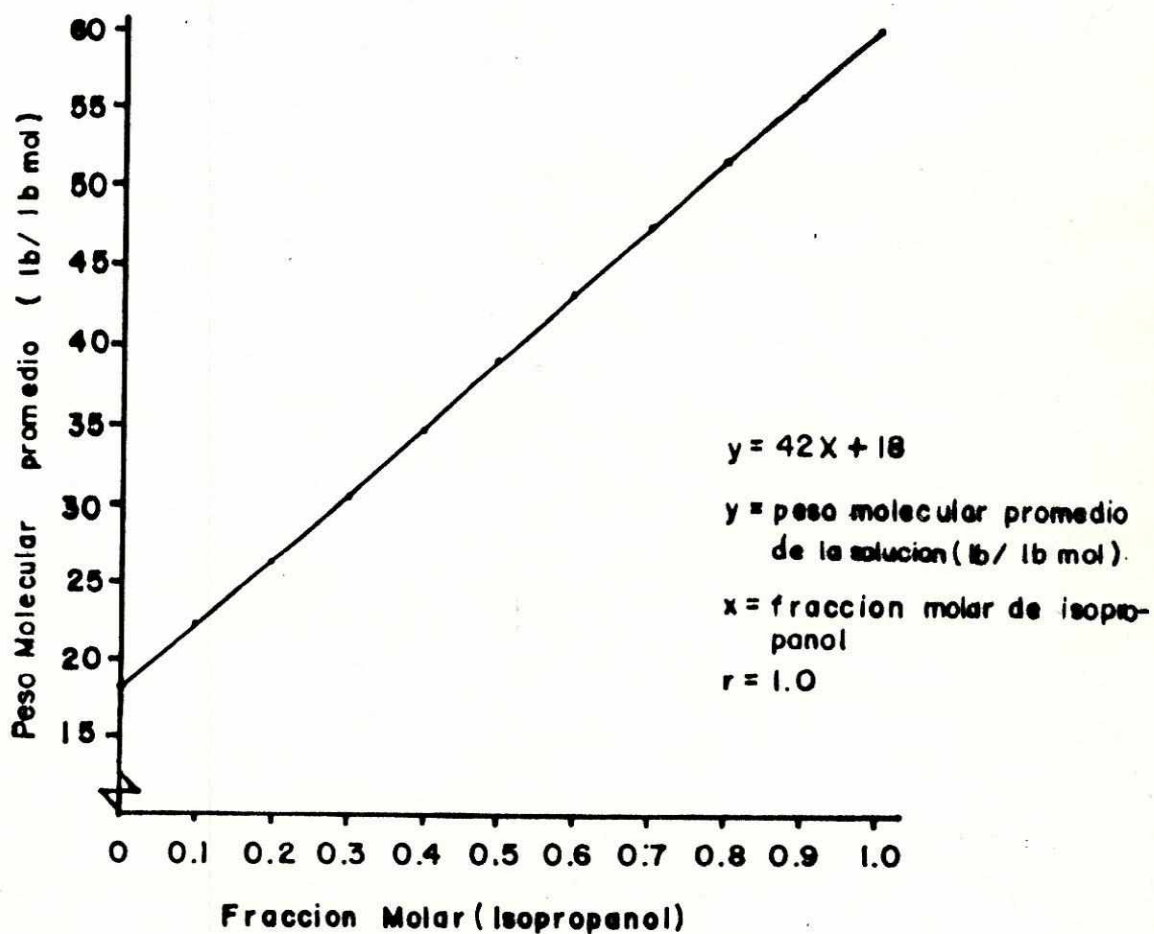
Para conocer la variación de la concentración de la solución a través de los platos de la torre de destilación se tomaron muestras de todos los platos de la torre. Se decidió usar un densímetro, graduado en grados Gay Lussac (porcentaje en volumen de etanol) y lo que se deseaba era fracción molar o porcentaje en mol de isopropanol. Para este fin se preparó una gráfica de porcentaje en mol de isopropanol en función de los grados Gay Lussac (Gráfica 10).

CALOR DE VAPORIZACION DEL ISOPROPANO EN
FUNCION DE LA TEMPERATURA DE ROCIO (TG)



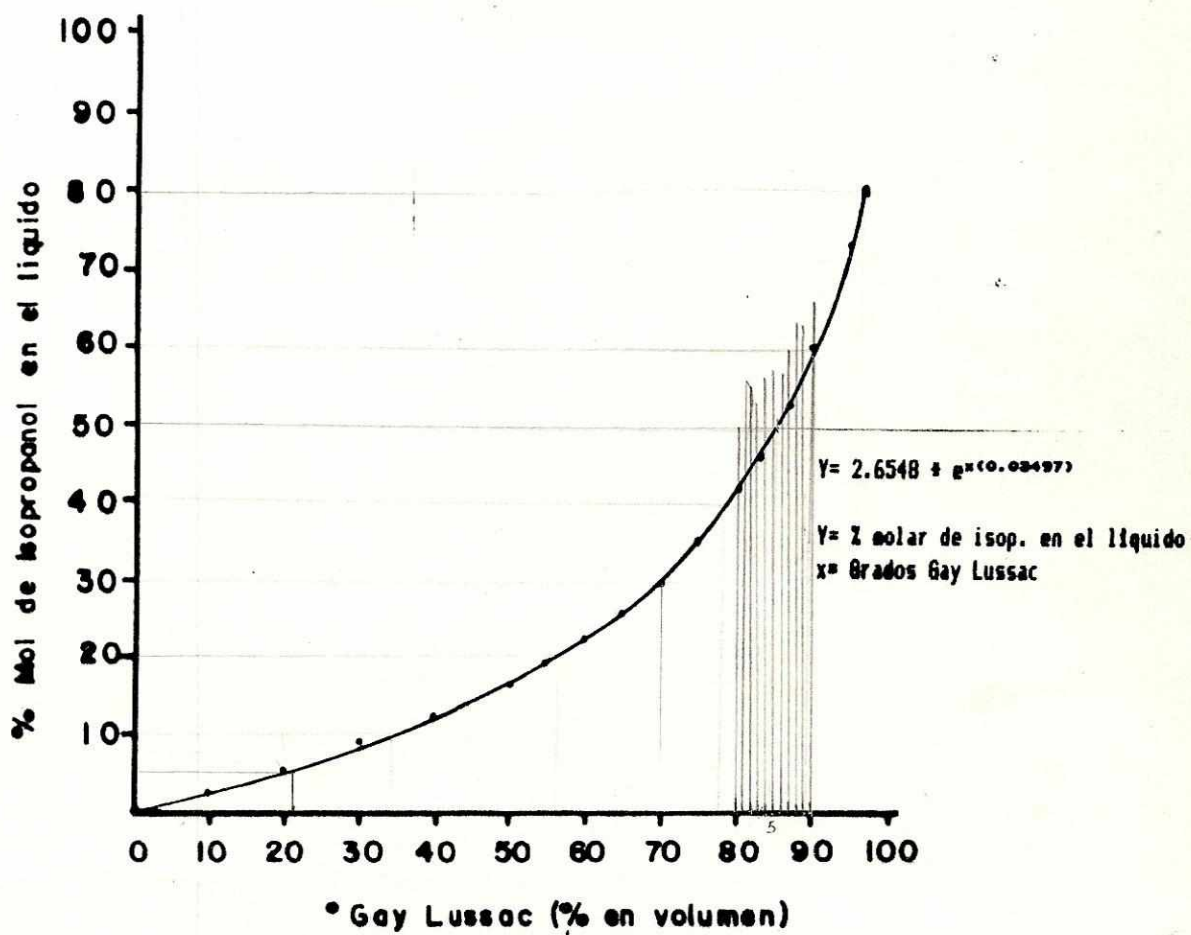
GRAFICA 8

PESO MOLECULAR PROMEDIO EN FUNCION DE
LA FRACCION MOLAR (Iso)



GRAFICA 9

% MOL DE ISOPROPANOL EN FUNCION DE
° GAY LUSSAC



GRAFICA 10

$\eta = 69.83$

3.4 Balance de masa

El propósito de efectuar un balance de masa global en la torre de destilación es para verificar si la corrida corresponde a un proceso continuo.

Idealmente al trabajar en continuo todo lo que se alimenta se obtiene como producto de cabezas o colas, es decir no hay acumulación. Por lo tanto si se define el porcentaje de acumulación como:

$$\% \text{ de AC} = \frac{(\text{flujo másico que sale} - \text{flujo másico que entra}) \times 100}{\text{flujo másico que entra}}$$

$$\delta \quad \% \text{ de AC} = \frac{D+B-F}{F} \times 100$$

Donde: D= Flujo de producto (cabezas) lb/hr
 B= Flujo de residuos (colas) lb/hr
 F= Flujo de alimentación lb/hr

se puede tener idea de lo bien que se trabajó la torre de destilación en continuo.

También se puede definir una eficiencia de destilación como:

$$E = \frac{\text{Flujo molar de isopropanol en el destilado}}{\text{Flujo molar de isopropanol en la alimentación}} \times 100$$

$$\delta \quad \% E = \frac{(X_D)(\bar{D})}{(X_F)(\bar{F})} \times 100$$

Donde: X_D = fracción molar de isopropanol en el destilado
 X_F = fracción molar de isopropanol en la alimentación
 \bar{D} = flujo molar de destilado (lbmol/hr)
 $\bar{D} = D/M_{AV}$
 M_{AV} = peso molecular promedio a X_D
 \bar{F} = flujo molar de alimentación (lbmol/hr)
 $\bar{F} = F/M_{AV}$

M_{AV} = peso molecular promedio a X_F

En estas corridas el plato en el cual se alimentó fué el número nueve, y los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla I

<u>Corrida</u>	<u>%Acumulación</u>	<u>%Eficiencia</u>
A-1.1	-32.3%	54.6%
B-1.1	- 4.6%	17.9%
F-1.1	9.6%	18.1%
F-2.1	34.0%	11.6%

Es interesante notar que hubo porcentajes de acumulación negativos y positivos. Un valor positivo en el porcentaje de acumulación indica que las salidas son mayores que las entradas o sea que la torre de destilación se está vaciando. Un valor negativo en el porcentaje de acumulación indica que las salidas son menores que las entradas o sea que hay acumulación dentro de la torre de destilación (entra más de lo que sale).

El porcentaje de acumulación para las corridas A-1.1 y F-2.1 es muy alto y demuestra que la torre de destilación no se trabajó muy bien en continuo, pues una corrida verdaderamente "continua" debe tener un porcentaje de acumulación de cero, es decir las salidas igual que las entradas ($D+B=F$).

Las corridas B-1.1 y F-1.1 se pueden considerar como correspondientes a un proceso continuo pues un error de +5% o -5% se puede deber a procedimientos experimentales de medición. Sin embargo es posible que el porcentaje de

acumulación no haya sido tan satisfactorio pues el tiempo que duraron las tomas de muestra de las pruebas fué en promedio de 17 minutos. Por lo tanto es recomendable que para un mejor balance de masa las corridas se hagan de unas dos horas para tener la seguridad que la torre trabaja en estado estable.

Otro parámetro importante además de lo anterior es la eficiencia de destilación. El propósito fundamental de la destilación es obtener la mayor cantidad de isopropanol en el destilado.

La eficiencia de destilación se definió como la razón del flujo molar de isopropanol en el destilado al flujo molar de isopropanol en la alimentación. Si todo el isopropanol alimentado se obtiene en el destilado, la eficiencia de destilación sería del cien por ciento.

De la tabla I se ve que la corrida A-1.1 fué la más alta con 54.6% de eficiencia y las demás pruebas tuvieron una eficiencia por debajo del 20%. En general las eficiencias están muy bajas y esto se atribuye a las siguientes causas:

- 1.- Los empaques del condensador estaban deteriorados lo que permitía escape de vapor.
- 2.- Si se varía el punto de alimentación se puede encontrar en que plato se debe alimentar para tener una eficiencia de destilación óptima. Las pruebas

reportadas fueron con alimentación en el plato número nueve, pero si éste no fuera el plato óptimo de alimentación la eficiencia de destilación disminuiría.

3.- La fracción molar de las colas no fué cero, lo que quiere decir que había un poco de alcohol en las colas que no se obtuvo como producto de cabezas.

La mayor concentración de isopropanol en el destilado se tuvo en la corrida B-1.1 y fué 0.67 fracción molar, lo que se acercó bastante al azeótropo que es 0.7 fracción molar de isopropanol a una atmósfera de presión.

Se recomienda que se varíe el plato de alimentación para observar el plato óptimo de alimentación y mejorar la eficiencia de destilación.

3.5 Eficiencias de Murphree

X El concepto de un plato ideal está basado en la suposición que el vapor que sale del plato está en equilibrio termodinámico con el líquido que deja el plato. Un plato real que produce un líquido en equilibrio con su vapor, se dice que tiene una eficiencia del cien por ciento.

La manera más común de describir la eficiencia individual de los platos en una columna de destilación es mediante la eficiencia de Murphree, la cual está basada en las composiciones de la fase líquida o fase vapor en la separación.

La eficiencia de Murphree para la fase líquida está definida como:

$$E_{ML} = \frac{\text{Cambio en composición que se logra en el plato}}{\text{Cambio en composición que se lograría si } Y_n \text{ y } X_n \text{ llegaran a equilibrio}}$$

$$E_{ML} = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_w}$$

donde: X_w = es la composición de el líquido que estaría en equilibrio con la composición Y_n del vapor que actualmente deja el plato "n"

X_n = composición del líquido del plato "n"

X_{n-1} = composición del líquido del plato "n-1"

La siguiente tabla muestra las eficiencias de Murphree obtenidas en las corridas en continuo y las corridas "batch" (tanda).

Tabla II

PLATO	Corridas en continuo				corridas "batch"	
	A-1.1	B-1.1	F-1.1	F-2.1	No.1	No.2
	E_M	E_M	E_M	E_M	E_M	E_M
1	0.00	0.00	1.50	1.00	0.00	0.00
2	1.00	2.80	0.60	0.70	0.00	1.67
3	0.13	0.07	-0.07	0.04	0.00	0.14
4	0.35	-0.13	-0.26	-0.30	1.88	0.94
5	0.21	0.08	-0.17	-0.10	0.13	0.90
6	0.08	0.13	-0.03	-0.03	0.95	0.00
7	0.69	0.13	-0.08	0.00	0.93	0.00
8	0.92	0.00	0.05	0.06	0.80	0.00
9	0.60	0.59	0.43	0.42	1.00	0.00
10	-1.00	0.38	0.29	0.16	0.00	0.50
Calder	0.67	0.85	0.97	0.91	----	----

Los valores de las eficiencias de Murphree varían bastante pero típicamente se encuentran según la literatura en el rango de 60% a 90%(ref.9).

De los datos de la tabla se observa que para las cuatro corridas en continuo solo el plato 9 y el calderín tuvieron eficiencias en el intervalo indicado por la literatura pues la eficiencia promedio para el plato 9 fue 51% y para el calderín 85%.

Las demás eficiencias son mayores del 100% e incluso hay eficiencias negativas.

Las eficiencias mayores del 100% son posibles porque no todo el vapor que entra a un plato es de composición homogénea y además no todo el vapor que entra hace contacto con todo el líquido, es decir no hay una mezcla perfecta en el plato.

Las eficiencias negativas o cercanas a cero se pueden

deber a que la eficiencia de Murphree de los platos representa realidad física solo en el caso de mezcla perfecta del líquido en el plato o donde hay un solo valor de Y_n y X_n .

Si durante la experimentación no hay un líquido homogéneo en el plato "n" es posible tener varios valores de X_n , fracción molar de isopropanol en el plato "n", debido a una mala mezcla del líquido en el plato y en vez de obtener un valor de eficiencia de Murphree de este plato se obtendría la eficiencia de Murphree local (point Murphree efficiency), que varía en cualquier punto del plato.

En algunos casos se observó una eficiencia de Murphree de cero, como en el de las corridas "batch". Esto quiere decir que no se logró un cambio en composición en ese plato, por lo tanto no contribuyó en la destilación del isopropanol y el agua.

3.6 CALIBRACIONES

3.6.1 Calibración del rotámetro de la torre de destilación

Para la calibración del rotámetro (Gráfica 11) se obtuvo la siguiente ecuación de regresión:

$$Y=36.4X - 54.73$$

Donde: Y=flujo másico lb/hr

X=lectura del rotámetro

El coeficiente de correlación obtenido fue: $r=0.998$

3.6.2 Calibración del rotámetro de la torre de enfriamiento

La ecuación de regresión obtenida para la calibración del rotámetro de la torre de enfriamiento (Gráfica 12) es:

$$Y=59.14X + 340$$

Donde: Y=flujo másico lb/hr

X=lectura del rotámetro

El coeficiente de correlación es: $r=0.997$

3.6.3 Calibración de la bomba peristáltica

La bomba peristáltica fue calibrada a dos concentraciones de la solución, a 0.15 y 0.075 fracción molar de isopropanol en el líquido de alimentación.

Para $X_F=0.15$ (gráfica 13) la ecuación de regresión es:

$$Y= 25.6X - 57.47$$

Donde: Y=flujo másico lb/hr

X=lectura de la bomba peristáltica

El coeficiente de correlación es: $r=0.992$

Para $X_F=0.075$ (gráfica 14) la ecuación de regresión

es:

$$Y = 29.56X - 73.54$$

Donde: Y =flujo másico lb/hr

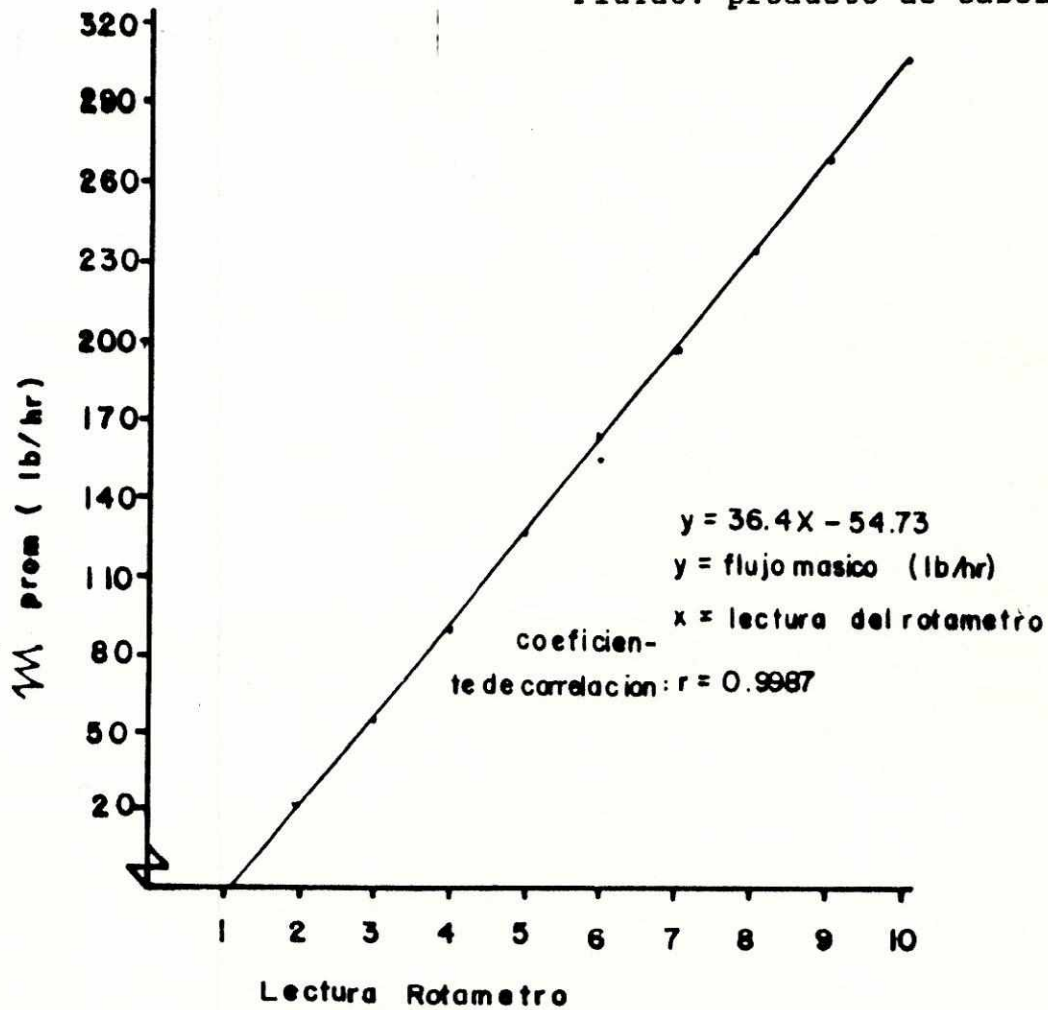
X =lectura de la bomba peristáltica

El coeficiente de correlación es: $r=0.996$

La bomba peristáltica fué usada para alimentar la solución 0.15 molar a la torre de destilación.

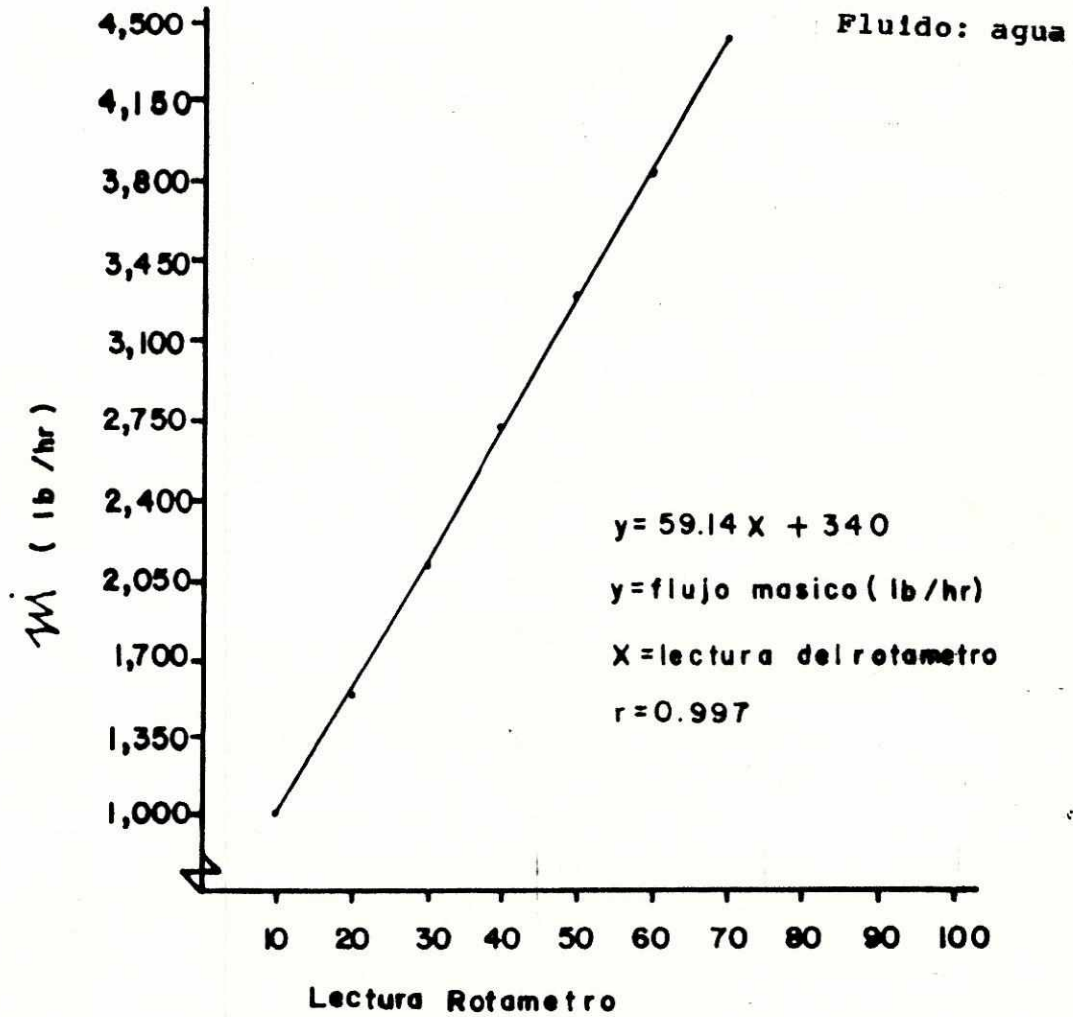
CALIBRACION ROTAMETRO (Torre de destilacion)

Fluido: producto de cabezas



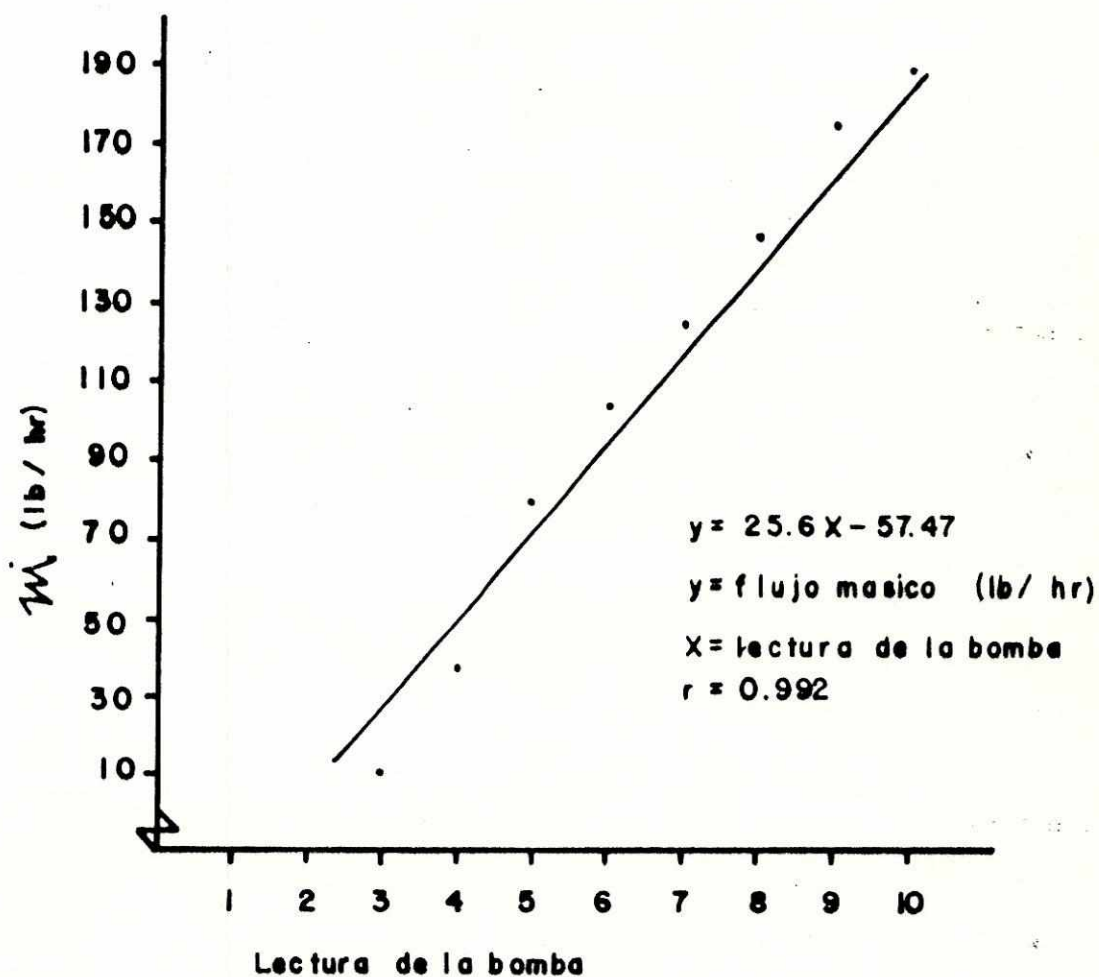
GRAFICA II

CALIBRACION ROTAMETRO (Torre de enfriamiento)



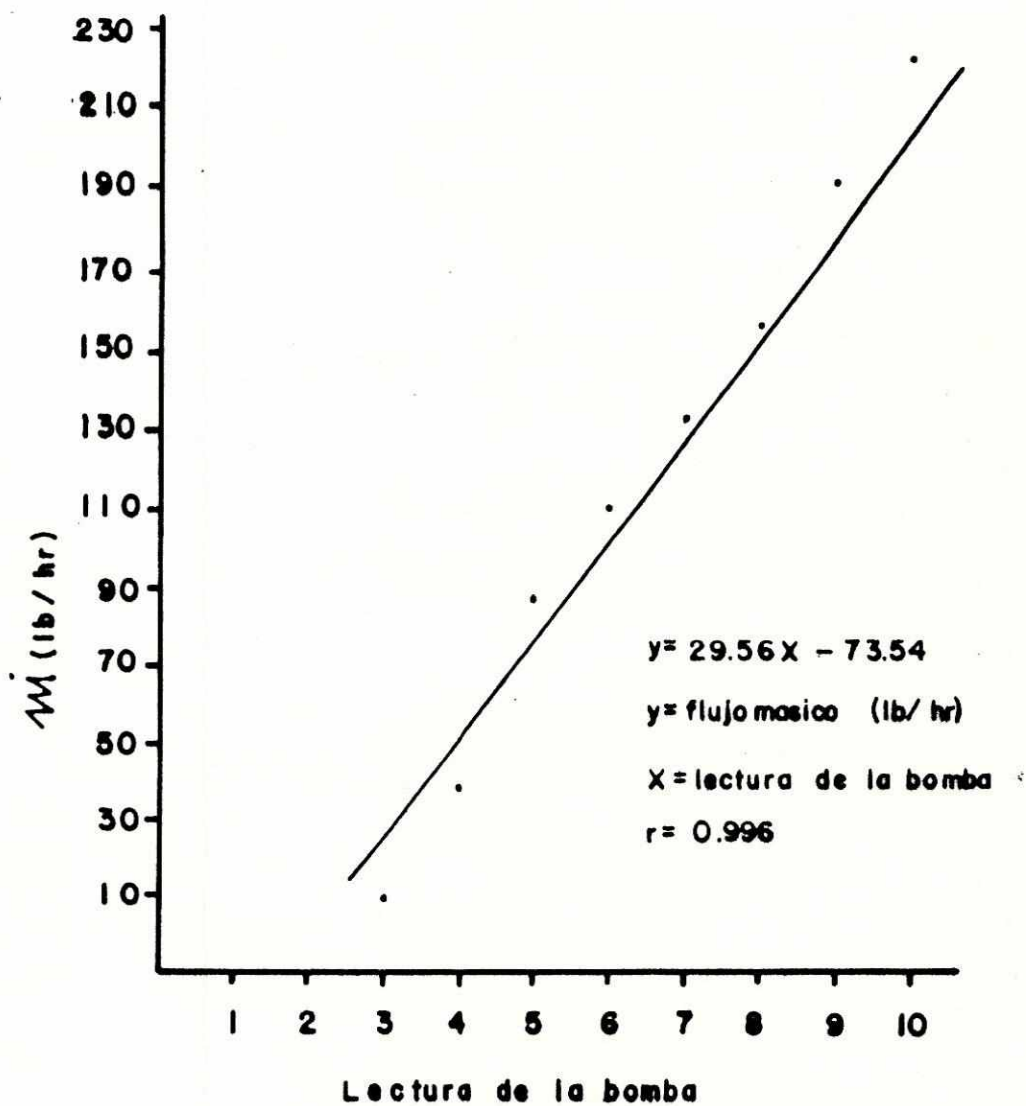
GRAFICA 12

CALIBRACION BOMBA PERISTALTICA (Fraccion molar
Alc. Isop. en solucion = 0.15)



GRAFICA 13

CALIBRACION BOMBA PERISTALTICA (Fraccion
Alc. Isop. en molar solucion= 0.075)



GRAFICA 14

4.- Conclusiones y Recomendaciones

- 4.1 De 4 corridas con este propósito, en dos de ellas Se logró operar la torre en forma continua pues el porcentaje de acumulación estuvo en el rango de +10% y -5% para las corridas B-1.1 y F-1.1.
- 4.2 La localización del plato de alimentación se hizo de acuerdo al método de McCabe-Thiele y éste resultó ser el plato No. 9.
- 4.3 Los valores de las eficiencias de Murphree para las cuatro corridas en continuo variaron mucho pero los valores que se encuentran en el rango del que la literatura menciona corresponden al plato No. 9 y el calderín cuyas eficiencias promediadas son 51% y 85% respectivamente.
- 4.4 La máxima eficiencia de destilación obtenida fue de 54.6% para la corrida A-1.1 (alimentando en el plato No. 9).

Para mejorar los resultados de la práctica se recomienda lo siguiente:

- 4.5 Aumentar el tiempo que dura la toma de muestra para mejorar el porcentaje de acumulación (balance de masa).

- 4.6 Cambiar el plato de alimentación, para observar si varía la eficiencia de destilación, y si mejora, indicar cuál es el plato óptimo para alimentar.
- 4.7 Disminuir la concentración de la alimentación de 0.15 fracción molar, por ejemplo a 0.075 fracción molar (para ahorrar reactivo).
- 4.8 Disminuir el flujo másico de la alimentación de 81.52 lb/hr, por ejemplo a 37.95 lb/hr (para utilizar menos reactivo).

A.1 DATOS ORIGINALES:

A.1.1 Corridas "Batch"

Corrida 1: Alimentación: 46 °Gay Lussac

<u>Plato</u>	<u>Temperatura C</u>	<u>°Gay Lussac</u>
1	79	93.5
2	79	93
3	79	93
4	80	90
5	80	89
6	81	60
7	83	10
8	84	3
9	96	0
10	100	0

Corrida 2:

<u>Plato</u>	<u>Temperatura</u>	<u>°Gay Lussac</u>
1	79.0	92
2	79.0	85
3	79.5	81
4	81.0	20
5	88.0	5
6	97.5	5
7	99.0	5
8	99.0	5
9	99.0	5
10	99.5	3

A.1.2 Balance de masa

A.1.2.1 Corrida A-1.1:

Alimentación: ° Gay Lussac=45
lect.bomba=4
plato =9

Cabezas: ° Gay Lussac=92
Peso(tara+liq.)=2.7 lbs
tiempo=12 min. 53.6 seg
tara=0.8 lbs.

Colas: ° Gay Lussac=5
peso(tara+liq.)=4.5lbs
tiempo=12 min 53.6 seg
tara=0.8 lbs.

Reflujo: lectura del rotámetro de la torre de
destilación=1.7
Datos de calibración para una
lectura del rotámetro de 1.7:

(tara + liq.)=234.5 grs.
tara=102.28 grs
tiempo=1 min 12 seg

<u>Plato</u>	<u>° Gay Lussac</u>	<u>Temperatura</u>
1	92	81.0
2	89	80.5
3	88	80.5
4	85	83.0
5	80	82.0
6	74	82.0
7	45	83.0
8	10	84.0
9	7	84.0
10	10	85.0

A.1.2.2 Corrida B-1.1:

Alimentación: °Gay Lussac=45
lect.bomba=5
plato =9

Cabezas: °Gay Lussac=93
Peso(tara+liq.)=1.9 lbs
tiempo=11 min. 25.2 seg
tara=0.8 lbs.

Colas: °Gay Lussac=15
peso(tara+liq.)=14.5lbs
tiempo=11 min 25.2 seg
tara=0.8 lbs.

Reflujo: lectura del rotámetro de la torre de destilación=1.6
Datos de calibración para una lectura del rotámetro de 1.6:

(tara + liq.)=211.64 grs.
tara=102.28 grs
tiempo=1 min 8.4 seg

<u>Plato</u>	<u>°Gay Lussac</u>	<u>Temperatura</u>
1	93	80.1
2	87	80.0
3	86	80.5
4	88	81.0
5	87	81.0
6	85	81.0
7	82	81.0
8	82	81.0
9	61	81.0
10	46	82.5

A.1.2.3 Corrida F-1.1:

Alimentación: ° Gay Lussac=44;45
lect.bomba=5
plato =9

Cabezas: ° Gay Lussac=92
Peso(tara+liq.)=3.4 lbs
tiempo=26 min. 27.4 seg
tara=0.8 lbs.

Colas: ° Gay Lussac=10
peso(tara+liq.)=37.6lbs
tiempo=26 min 27.4 seg
tara=0.8 lbs.

Reflujo: lectura del rotámetro de la torre de
destilación=1.6
Datos de calibración para una
lectura del rotámetro de 1.6:

(tara + liq.)=211.64 grs.
tara=102.28 grs
tiempo=1 min 8.4 seg

<u>Plato</u>	° <u>Gay Lussac</u>	<u>Temperatura</u>
1	82	80.0
2	60	81.0
3	63	80.0
4	70	81.0
5	74	82.0
6	75	80.0
7	77	80.0
8	76	80.5
9	60	81.0
10	50	82.0

A.1.2.4 Corrida F-2.1:

Alimentación: ° Gay Lussac=48;35
lect.bomba=5
plato =9

Cabezas: ° Gay Lussac=92
Peso(tara+liq.)=1.8 lbs
tiempo=16 min. 55 seg
tara=0.8 lbs.

Colas: ° Gay Lussac=12
peso(tara+liq.)=30.6 lbs
tiempo=16 min 55 seg
tara=0.8 lbs.

Reflujo: lectura del rotámetro de la torre de
destilación=1.6

<u>Plato</u>	<u>° Gay Lussac</u>	<u>Temperatura</u>
1	87	80
2	65	81
3	64	81
4	72	81
5	75	82
6	76	82
7	76	82
8	74	82
9	58	82
10	53	83

A.1.3 Calibración del rotámetro de la torre de destilación

Tara=97.11 grs.

Corrida 1		
lectura rotámetro	peso (tara+liq)	tiempo
	grs.	seg.
2	243.32	49.77
3	248.32	21.54
4	252.43	13.66
5	249.41	9.70
6	248.47	7.80
7	275.51	6.74
8	244.52	4.94
9	275.05	4.86
10	263.08	4.42

Corrida 2		
lectura rotámetro	peso (tara+liq)	tiempo
	grs.	seg.
2	254.68	59.17
3	256.27	22.51
4	265.61	14.37
5	269.05	11.41
6	270.69	8.83
7	273.01	7.16
8	265.97	5.63
9	295.80	5.23
10	266.16	4.25

A.1.4 Calibración del rotámetro de la torre de enfriamiento

	Tara=0.8 lbs.	
lectura rotámetro	peso (tara+liq)	tiempo
	<u>lbs.</u>	<u>seg.</u>
30	17.6	29.53
10	15.3	52.05
20	17.2	38.53
40	16.9	22.82
50	15.2	15.37
60	16.6	14.14
70	14.8	11.40

A.1.5 Calibración de la bomba peristáltica

Corrida 1 Fracción molar de la solución=0.15
Tara=94.9 grs.

lectura rotámetro	peso (tara+liq) grs.	tiempo seg.
3	215.6	89.10
4	260.5	34.60
5	281.5	18.15
6	297.9	15.40
7	281.0	11.78
8	280.5	9.99
9	264.1	7.64
10	265.3	7.17

Corrida 2 Fracción molar de la solución=0.075
Tara=94.9 grs.

lectura rotámetro	peso (tara+liq) grs.	tiempo seg.
3	233.6	110.35
4	245.7	31.18
5	249.8	14.09
6	272.1	12.67
7	278.0	10.98
8	283.0	9.54
9	275.2	7.48
10	286.9	6.83

A.2.1 Diagrama Entalpia-concentraci3n

<u>X_{1,mezcla}</u>	<u>H_L(Btu/lbmol)</u>	<u>Y_{1,mezcla}</u>	<u>H_v(Btu/lbmol)</u>	<u>T(C)</u>	<u>T(F)</u>
0.00	3240.0	0.00	20730.8	100.0	212.0
0.01	3182.9	0.19	21399.3	95.0	203.0
0.02	3115.1	0.34	21786.7	90.0	194.0
0.03	3096.7	0.43	21956.6	86.7	188.1
0.04	3085.2	0.47	21961.0	84.0	183.2
0.06	3230.8	0.505	22044.9	83.5	182.3
0.08	3339.2	0.52	22063.7	83.0	181.4
0.15	3593.0	0.56	22028.2	81.5	178.7
0.30	4120.6	0.58	22069.6	81.0	177.8
0.40	4446.8	0.60	22127.6	81.1	178.0
0.50	4727.2	0.63	22199.5	80.7	177.3
0.60	5049.0	0.66	22283.9	80.8	177.4
0.70	5355.4	0.70	22384.2	80.5	176.9
0.80	5741.2	0.77	22589.0	81.0	177.8
0.90	6111.9	0.83	22792.8	82.3	180.1
1.00	6428.8	1.00	23222.0	82.4	180.3

FUENTE: Cálculos personales

A.2.2 Peso molecular promedio en función de la concentración

<u>Fracción molar de isopropanol</u>	<u>Peso molecular promedio</u>
0.0	18.0
0.1	22.2
0.2	26.4
0.3	30.6
0.4	34.8
0.5	39.0
0.6	43.2
0.7	47.4
0.8	51.6
0.9	55.8
1.0	60.0

FUENTE: Cálculos personales

A.2.3 Capacidad calorífica promedio del isopropanol
en función de la temperatura

<u>T_a</u>	<u>C_p(Btu/lbmol F)</u>	<u>Y_{isopro}</u>
95.0	41.295	0.19
90.0	40.920	0.34
86.7	40.672	0.43
84.0	40.470	0.47
83.5	40.432	0.505
83.0	40.395	0.52
81.5	40.282	0.56
81.0	40.245	0.58
81.1	40.252	0.60
80.7	40.222	0.63
80.5	40.207	0.70
81.0	40.245	0.77
82.3	40.342	0.83
80.8	40.230	0.66
82.4	40.350	1.00

FUENTE: Cálculos personales

A.2.4 Capacidad calorífica promedio del agua en función de la temperatura

T_a	C_p (Btu/lbmol F)	Y_{water}
95.0	18.128	0.19
90.0	18.117	0.34
86.7	18.109	0.43
84.0	18.106	0.47
83.5	18.104	0.505
83.0	18.103	0.52
81.5	18.101	0.56
81.0	18.100	0.58
81.1	18.100	0.60
80.7	18.099	0.63
80.5	18.098	0.70
81.0	18.100	0.77
82.3	18.102	0.83
80.8	18.099	0.66

FUENTE: Cálculos personales

A.2.5 Calor de vaporización del agua en función de la temperatura

<u>T_a</u>	<u>calor de vap. (Btu/lbmol)</u>	<u>Y_{1,ees}</u>
100.0	17465.4	0.00
95.0	17568.0	0.19
90.0	17667.0	0.34
86.7	17735.4	0.43
84.0	17789.0	0.47
83.5	17802.0	0.505
83.0	17808.5	0.52
81.5	17837.6	0.56
81.0	17845.2	0.58
81.1	17845.2	0.60
80.7	17853.8	0.63
80.5	17856.0	0.70
81.0	17845.2	0.77
82.3	17823.6	0.83
80.8	17851.7	0.66

FUENTE: Cálculos personales

A.2.6 Calor de vaporización del isopropanol en función de la temperatura

<u>T_m</u>	<u>calor de vap. (Btu/lbmol)</u>	<u>Y₁₌₂₀₀₀</u>
95.0	17455.9	0.19
90.0	17457.5	0.34
86.7	17458.6	0.43
84.0	17459.5	0.47
83.5	17459.7	0.505
83.0	17459.9	0.52
81.5	17325.0	0.56
81.0	17350.0	0.58
81.1	17345.0	0.60
80.7	17365.0	0.63
80.5	17375.0	0.70
81.0	17350.0	0.77
82.3	17285.0	0.83
80.8	17360.0	0.66
82.4	17245.7	1.00

FUENTE: Cálculos personales

A.2.7 Capacidad calorífica de la solución

isopropanol <u>Zwt</u>	<u>C_p</u> (Btu/lb F)	<u>X_{i isop}</u>
100.00	0.7233	1.000
89.66	0.7749	0.722
80.01	0.8184	0.546
70.08	0.8695	0.413
59.94	0.9189	0.310
49.97	0.9594	0.230
39.95	0.9996	0.166
30.00	1.0278	0.114
19.99	1.0525	0.070
10.00 _{0.1}	1.0325	0.032
0.00	1.0000	0.000

<u>T C</u>	<u>X_{i isop}</u>	<u>C_p</u> (Btu/lb F)
100.0	0.00	1.0000
95.0	0.01	1.0106
90.0	0.02	1.0207
86.7	0.03	1.0303
84.0	0.04	1.0368
83.5	0.06	1.0476
83.0	0.08	1.0464
81.5	0.15	1.0078
81.0	0.30	0.9234
81.1	0.40	0.8752
80.7	0.50	0.8343
80.8	0.60	0.8034
80.5	0.70	0.7796
81.0	0.80	0.7631
82.3	0.90	0.7394
82.4	1.00	0.7233

FUENTE: Cálculos personales

A.2.8 Correspondencia de los grados Gay Lussac a la
concentraci3n molar isopropanol-agua

<u>% Volumen de etanol</u> <u>(grados Gay Lussac)</u>	<u>% en mol de isopropanol</u>
10	2.67
20	5.88
30	9.04
40	12.40
50	16.64
55	19.35
60	22.40
65	26.01
70	29.91
80	41.61
83	45.84
87	52.76
90	59.13
95	73.24
97	80.68
75	35.04

FUENTE: Cálculos personales

A.2.9 Calibración del rotámetro de la torre de destilación

<u>lectura del rotámetro</u>	<u>m_{erem}(lb/hr)</u>
2	22.21
3	55.87
4	91.57
5	122.00
6	154.88
7	202.34
8	237.23
9	281.10
10	306.58

Corrida 1		Corrida 2	
<u>Lect.Rot.</u>	<u>m₁(lb/hr)</u>	<u>Lect.Rot.</u>	<u>m₂(lb/hr)</u>
2	23.29	2	21.12
3	55.66	3	56.07
4	90.16	4	92.98
5	124.50	5	119.49
6	153.87	6	155.88
7	209.89	7	194.80
8	236.62	8	237.83
9	260.96	9	301.24
10	297.75	10	315.41

A.2.10 Calibración del rotámetro de la torre de enfriamiento

<u>Lectura del rotámetro</u>	<u>m(lb/hr)</u>
30	2048.1
10	1002.0
20	1532.9
40	2539.9
50	3372.8
60	4022.6
70	4421.0

A.2.11 Calibración de la bomba peristáltica

Corrida 1:
fracción molar de la solución= 0.15

<u>lectura bomba</u>	<u>m(lb/hr)</u>
3	10.74
4	37.95
5	81.52
6	104.53
7	125.27
8	147.32
9	175.60
10	188.45

Corrida 2:
fracción molar de la solución= 0.075

<u>lectura bomba</u>	<u>m(lb/hr)</u>
3	9.97
4	38.35
5	87.17
6	110.90
7	132.23
8	156.35
9	191.13
10	222.91

A.2.12 Balance de masa

<u>corrida</u>	<u>% Acumulaci3n</u>	<u>E (%)</u>
A-1.1	-32.3%	54.6%
B-1.1	- 4.6%	17.9%
F-1.1	9.6%	18.1%
F-2.1	34.0%	11.6%

A.2.13 Eficiencia de Murphree (corrida en continuo)

A.2.13.1 corrida A-1.1:

Plato	X_{i+1}	$E_M(\%)$
1	0.64	0.0
2	0.57	100.0
3	0.55	13.3
4	0.49	35.3
5	0.415	20.8
6	0.34	7.5
7	0.14	69.0
8	0.03	91.6
9	0.015	60.0
10	0.03	-100.0
calderín	0.01	67.0

$$X_D = 0.64$$

$$X_B = 0.01$$

A.2.13.2 corrida B-1.1:

Plato	X_{i+1}	$E_M(\%)$
1	0.67	0.0
2	0.53	280.0
3	0.51	6.5
4	0.55	-12.5
5	0.53	8.0
6	0.49	13.3
7	0.445	12.9
8	0.445	0.0
9	0.23	59.0
10	0.15	38.0
calderín	0.035	85.0

$$X_D = 0.67$$

$$X_B = 0.035$$

A.2.13.3 corrida F-1.1:

<u>Plato</u>	<u>X_{1,msp}</u>	<u>E_M(%)</u>
1	0.445	150.0
2	0.225	60.0
3	0.24	- 7.3
4	0.295	-25.6
5	0.34	-17.0
6	0.35	- 3.3
7	0.375	- 8.0
8	0.36	4.6
9	0.225	42.8
10	0.165	29.0
calderín	0.025	96.5

X_D=0.64X_B=0.025

A.2.13.4 corrida F-2.1:

<u>Plato</u>	<u>X_{1,msp}</u>	<u>E_M(%)</u>
1	0.525	100.0
2	0.26	70.6
3	0.25	4.2
4	0.32	-30.4
5	0.35	-10.0
6	0.36	- 3.0
7	0.36	0.0
8	0.34	6.0
9	0.21	42.0
10	0.18	16.0
calderín	0.03	91.0

X_D=0.64X_B=0.03

A.2.14 Eficiencia de Murphree (corrida "Batch")

Corrida 1:

<u>Plato</u>	<u>X_{1,plata}</u>	<u>E_M(%)</u>
1	0.69	0.0
2	0.67	0.0
3	0.67	0.0
4	0.595	187.5
5	0.57	12.8
6	0.22	94.6
7	0.03	92.7
8	0.01	80.0
9	0.00	100.0
10	0.00	0.0

 $X_D=0.69$

Corrida 2:

<u>Plato</u>	<u>X_{1,plata}</u>	<u>E_M(%)</u>
1	0.64	0.0
2	0.49	167.0
3	0.43	13.8
4	0.055	93.8
5	0.01	90.0
6	0.01	0.0
7	0.01	0.0
8	0.01	0.0
9	0.01	0.0
10	0.005	50.0

 $X_D=0.64$

A.3.1 Diagrama Entalpia-concentraci3n

A.3.1.1 C3lculo de la entalpia de soluci3n:

Del volumen 5 de las tablas cr3ticas internacionales pag.155 (ref. 1) se tiene:

Para $X_{1\text{nop}}=0.5$ la entalpia de soluci3n es: 0.08 KJ/lbmol

$$0.08 \text{ KJ/lbmol} \times \text{Btu}/1.05435 \text{ KJ}=0.0759 \text{ Btu/lbmol}$$

$$\text{A } X_{1\text{nop}}=0.5 \quad H_L=4727.2 \text{ Btu/lbmol (ver secci3n A.2.1)}$$

Esto significa que la entalpia de soluci3n(0.0759Btu/lbmol) es despreciable comparada con la entalpia del liquido(4727.2 Btu/lbmol). Por esta raz3n, no se tom3 en cuenta la entalpia de soluci3n al elaborar el diagrama entalpia concentraci3n.

A.3.1.2 C3lculo de H_L (l3nea de liquido saturado):

La ecuaci3n que se usa es:

$$H_L = C_L(T_L - T_{REF})M_{AV} \quad (\text{ref. 2})$$

donde: $T_{REF}=32 \text{ F}$

M_{AV} =peso molecular promedio (lb/lbmol)

C_L =capacidad calorifica de la soln.(Btu/lb F)

T_L =punto de burbuja correspondiendo a la concentraci3n del liquido (F).

Para $X_{1\text{nop}}=0$:

$T_L=212 \text{ F}$ (ver secci3n A.2.1)

$C_L=1.8 \text{ Btu/lb F}$ (ver secci3n A.2.7)

$M_{AV}=18 \text{ lb/lbmol}$ (ver secci3n A.2.2)

$$H_L = 1.0000 \text{ Btu/lb F} \times (212 \text{ F} - 32 \text{ F}) \times 18 \text{ lb/lbmol}$$

$$H_L=3240 \text{ Btu/lbmol}$$

A.3.1.3 C3lculo de H_G (l3nea de vapor saturado):

Ecuaci3n usada:

$$H_G = Y_A \langle C_A(T_G - T_{REF}) + C_{VAPA} \rangle + (1-Y_A) \langle C_B(T_G - T_{REF}) + C_{VAPB} \rangle (\text{ref.2})$$

donde:

C_{VAPA}, C_{VAPB} = calor latente de vaporización de las sustancias puras a T_g (Btu/lbmol)

A = isopropanol

B = agua

C_A, C_B = capacidades caloríficas promedio de los líquidos puros (Btu/lbmol F).

Haciendo el cálculo para $Y_{i,sep}=0.19$:

a $Y_{i,sep}=0.19$: $T_g=203.0$ F (ver sección 3.2.2)

a $T_g=203.0$ F: $C_{pi,sep}=41.295$ Btu/lbmol F (ver sección A.2.3)
 $C_{p,agua}=18.128$ Btu/lbmol F (ver sección A.2.4)
 $C_{VAPB}=17568$ Btu/lbmol (ver sección A.2.5)
 $C_{VAPA}=17,455.9$ Btu/lbmol (ver sección A.2.6)

$$H_g = 0.19 \langle 41.295 \text{ Btu/lbmol F} (203 \text{ F} - 32 \text{ F}) + 17455.9 \text{ Btu/lbmol} \rangle \\ + 0.81 \langle 18.128 \text{ Btu/lbmol F} (203 \text{ F} - 32 \text{ F}) + 17568 \text{ Btu/lbmol} \rangle$$

$$H_g = 21399.3 \text{ Btu/lbmol.}$$

A.3.2 Peso molecular promedio en función de la concentración

Para $X_{i,sep}=0.5$ se tiene:

Peso molecular del isopropanol = 60 lb/lbmol

Peso molecular del agua = 18 lb/lbmol

$$M_{AV} = 0.5(60 \text{ lb/lbmol}) + 0.5(18 \text{ lb/lbmol}) \\ = 39 \text{ lbsol./lbmolsol.}$$

A.3.3 Capacidad calorífica de la solución

Alcohol isopropílico	calor específico
wt%	Btu/lb F
100.00	0.7233
89.66	0.7749
80.01	0.8184
70.08	0.8695
59.94	0.9189
49.97	0.9594
39.95	0.9996
30.00	1.0278
19.99	1.0525
10.00	1.0325

Fuente: (ref.5)

Para obtener el valor del calor específico de una solución 0.7 fracción molar de isopropanol se hace:

Base: 1 lbmol de solución

(isop) 0.7 mol x 60 lbs/lbmol =42 lbs

(agua) 0.3 mol x 18 lbs/lbmol =5.4 lbs

42 lbs + 5.4 lbs=47.4 lbs

42 lbs/47.4 lbs x 100=88.61 wt % de isopropanol

Interpolando los datos de la tabla anterior se tiene:

isopropanol	C_p
wt %	Btu/lb F
89.66	0.7749
80.01	0.8184

(interpolando linealmente): $0.7749 - 0.8184 = -0.0435$
 $89.66 - 80.01 = 9.65$

pendiente = $-0.0435/9.65 = -4.51 \times 10^{-3}$

$Y = mX + b$

$0.7749 = -4.51 \times 10^{-3}(89.66\%) + b$

$\Rightarrow b = 1.179$

$Y = -4.51 \times 10^{-3}X + 1.179$ donde: $Y = C_p$
 $X = \text{wt \%} (\% \text{ en peso})$

para wt%=88.61 $\Rightarrow Y = -4.51 \times 10^{-3}(88.61\text{wt}\%) + 1.179$

$Y = 0.7794 \text{ Btu/lb F}$

a 88.61 wt% $\Rightarrow C_p = 0.7794 \text{ Btu/lb F}$

A.3.4 Capacidad calorífica del isopropanol en función de la temperatura

Temperatura (C)	C_p (cal/gr C)
80	0.798
100	0.848

Fuente: (ref. 4)

Si se desea la capacidad calorífica a 95 C, se hace:

Interpolación lineal:

$$\text{pendiente} = (0.798 - 0.848) / (80 - 100) = 2.5 \times 10^{-3}$$

$$0.798 = 2.5 \times 10^{-3}(80) + b \Rightarrow b = 0.598$$

$$Y = 2.5 \times 10^{-3}X + 0.598$$

Donde: $Y = C_p$ (cal/gr C)

$X =$ temperatura (C)

Para $X = 95$ C

$$Y = 2.5 \times 10^{-3}(95) + 0.598 = 0.8355 \text{ cal/gr C}$$

$$0.8355 \text{ cal/gr C} \times (\text{Btu}/252 \text{ cal}) \times (454 \text{ grs/lb}) \times (60 \text{ lb/lbmol}) = 90.31 \text{ Btu/lbmol C}$$

$$C_p = 90.31 \text{ Btu/lbmol C} * 1 \text{ C}/1.8 \text{ F} = 50.2 \text{ Btu/lbmol F}$$

Capacidad calorífica promedio:

La capacidad calorífica promedio se obtiene promediando la capacidad calorífica a cero grados centígrados y la capacidad calorífica a la temperatura que se desea. Para el caso de $T=95$ C se tiene:

$$C_p \text{ del isopropanol a } 0 \text{ C} = 58.35 \text{ Btu/lbmol C} * 1 \text{ C}/1.8 \text{ F} = 32.42 \text{ Btu/lbmol F}$$

$$C_p \text{ del isopropanol a } 95 \text{ C} = 50.2 \text{ Btu/lbmol F}$$

$$C_{p \text{ prom}} = \frac{32.42 \text{ Btu/lbmol F} + 50.2 \text{ Btu/lbmol F}}{2} =$$

$$= 41.295 \text{ Btu/lbmol F}$$

A.3.5 Capacidad calorífica de el agua en función de la temperatura

<u>temperatura (C)</u>	<u>C_p (cal/gr C)</u>
0	1.00803
95	1.00626

Fuente: (ref.6)

La capacidad calorífica promedio se obtiene promediando la capacidad calorífica a cero grados centígrados y la capacidad calorífica a la temperatura que se desea.

Para el caso de T=95 C se tiene:

$$C_{\text{prom}} = \frac{1.00803 \text{ cal/gr C} + 1.00626 \text{ cal/gr C}}{2} = 1.007145 \text{ cal/gr C}$$

$$1.007145 \text{ cal/gr C} \times \left(\frac{1.8 \text{ Btu/lb C}}{\text{cal/gr C}} \right) \times 18 \left(\frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \right) = 32.631 \text{ Btu/lbmol C} \times 1 \text{ C/1.8 F} = 18.128 \text{ Btu/lbmol F}$$

A.3.6 Calor de vaporización del isopropanol en función de la temperatura

<u>temperatura (C)</u>	<u>calor vap. (Btu/lb)</u>
82.6	291.0
136.9	290.7

Fuente: (ref. 5)

Si se desea el calor de vaporización a 95 C se interpola linealmente entre los datos de la tabla:

$$\text{pend.} = m = \frac{(291 \text{ Btu/lb} - 290.7 \text{ Btu/lb})}{(82.6 \text{ C} - 136.9 \text{ C})}$$

$$\text{pend.} = m = -5.52 \times 10^{-3} \text{ Btu/lb C}$$

$$Y = mX + b$$

$$291 \text{ Btu/lb} = -5.52 \times 10^{-3} \text{ Btu/lb C}(82.6 \text{ C}) + b$$

$$\Rightarrow b = 291.4564 \text{ Btu/lb}$$

$$Y = -5.52 \times 10^{-3} X + 291.4564$$

Donde: Y=calor de vaporización (Btu/lb)

X=Temperatura (C)

$$\text{Para } T=95 \text{ C} \Rightarrow \text{Calor de vap.} = 290.93 \text{ Btu/lb}$$

$$290.93 \text{ Btu/lb} \times (60 \text{ lb/lbmol}) = 17455.9 \text{ Btu/lbmol}$$

A.3.7 Calor de vaporización del agua en función de la temperatura

Para $T = 95\text{ }^{\circ}\text{C}$ se tiene:

Calor de vaporización = 976 Btu/lb (ref 11)

$976\text{ Btu/lb} \times (18\text{ lb/lbmol}) = 17568.0\text{ Btu/lbmol}$

A.3.8 Uso del alcoholímetro (densímetro) para obtener la fracción molar de isopropanol en la solución

Tabla 1

<u>%volumen etanol</u> <u>(Gay Lussac)</u>	Gravedad esp.
10	0.98661
20	0.97596
30	0.96534
40	0.95178
50	0.93426
60	0.91344
70	0.88999
80	0.86380
90	0.83382
100	0.79389
0	1.00000

Tabla 2

<u>isopropanol</u> <u>(% en peso)</u>	gravedad esp.
0	0.99913
10	0.98362
20	0.97158
30	0.95493
40	0.93333
50	0.91043
60	0.88690
70	0.86346
80	0.83979
90	0.81553
100	0.78913

Fuente: (ref.6)

Una solución de isopropanol y agua tiene setenta grados Gay Lussac (usando un alcoholímetro) (Cuál es la fracción molar de isopropanol en la solución?)

A 70° Gay Lussac la gravedad específica de la solución es:

0.88999 (ver Tabla 1)

Luego se busca en la Tabla 2 entre que valores se encuentra 0.8899, esto es entre 50 y 60 % en peso de isopropanol. Se debe interpolar para encontrar el valor exacto.

isopropanol (% en peso)	gravedad esp.
50	0.91043
60	0.88690

$$\text{pendiente}=m= (50\% - 60\%)/(0.91043 - 0.8869) = -424.99$$

$$Y=mX + b$$

$$50 = -424.99(0.91043) + b \Rightarrow b = 436.92$$

donde: Y= % en peso de isopropanol

X= gravedad específica

$$Y = -424.99(0.8899) + 436.92$$

$$Y = 58.72\% \text{ en peso de isopropanol.}$$

Base: 100 gramos

$$58.72 \text{ grs. isop} \times \text{mol}/60 \text{ grs} = 0.9787 \text{ moles isop.}$$

$$41.28 \text{ grs. agua} \times \text{mol}/18 \text{ grs} = 2.293 \text{ moles agua}$$

$$\text{moles totales} = 0.9787 + 2.293 = 3.272 \text{ moles tot.}$$

$$\% \text{ mol de isop.} = 0.9787/3.272 \times 100 = 29.91\% \text{ mol isop.}$$

A.3.9 Calibración del rotámetro de la torre de destilación

Usando el primer dato de la corrida 1 (ver sección A.1.3) se tiene:

Lectura del rotámetro= 2

Peso(tara+liq)= 243.32 grs

tiempo= 49.77 seg

tara= 97.11 grs

$$(243.32 - 97.11) \text{ grs} \times (1/49.77 \text{ seg}) (3600 \text{ seg/hr}) (1 \text{ lb}/454 \text{ grs}) = 23.29 \text{ lb/hr.}$$

Usando el primer dato de la corrida 2 (ver sección A.1.3) se tiene:

Lectura del rotámetro=2
peso(tara+liq)=254.68 grs
tiempo=59.17 seg

$$(254.68-97.11)\text{grs} \times (1/59.17\text{seg})(3600\text{seg/hr})(1\text{b}/454\text{grs})=21.12 \text{ lb/hr.}$$

El dato usado en la calibración fue el promedio de los datos de las dos corridas, es decir:

$$m_{\text{prom}} = \frac{m_1 + m_2}{2}$$

$$m_{\text{prom}} = \frac{23.29 \text{ lb/hr} + 21.12 \text{ lb/hr}}{2} = 22.205 \text{ lb/hr}$$

A.3.10 Calibración del rotámetro de la torre de enfriamiento

Usando el primer dato se tiene(ver sección A.1.4):

lectura del rotámetro= 30
 peso(tara+liq)= 17.6 lbs
 tiempo= 29.53 seg
 tara= 0.8 lbs

$(17.6-0.8)\text{lbs} \times (1/29.53\text{seg})(3600\text{seg/hr}) = 2048.1 \text{ lb/hr}$
 Flujo másico= 2048.1 lb/hr

A.3.11 Calibración de la bomba peristáltica

Usando el primer dato de la corrida 1 (ver sección A.1.5) se tiene:

lectura bomba= 3
 Peso(tara+solución)= 215.6 grs
 tiempo= 89.1 seg
 tara= 94.9 grs

$(215.6-94.9)\text{grs} \times (1\text{lb}/454\text{grs})(1/89.1\text{seg})(3600/\text{hr}) =$
 10.74 lb/hr.
 Flujo Másico= 10.74 lb/hr

Usando el primer dato de la corrida 2 (ver sección A.1.5) se tiene:

lectura bomba= 3
 Peso(tara+solución)= 233.6 grs
 tiempo= 110.35 seg
 tara= 94.9 grs

$(233.6-94.9)\text{grs} \times (1\text{lb}/454\text{grs})(1/110.34\text{seg})(3600/\text{hr}) =$
 9.97 lb/hr.
 Flujo Másico= 9.97 lb/hr

A.3.12 Balance de masa

Usando como ejemplo la corrida A-1.1 (ver sección A.1.2.1) se tiene:

Flujo de cabezas:

Peso de el liq. menos la tara = $(2.7 - 0.8) \text{ lbs} = 1.9 \text{ lbs}$

Tiempo que duró la prueba = $(12 \text{ min} * 60 \text{ seg/min}) + 53.6 \text{ seg} = 773.6 \text{ seg}$

$D = (1.9 \text{ lbs}) / 773.6 \text{ seg} \times 3600 \text{ seg/hr} = 8.47 \text{ lbs/hr}$

Flujo de colas:

Peso de el liq. menos la tara = $(4.5 - 0.8) \text{ lbs} = 3.7 \text{ lbs}$

tiempo que duró la prueba = 773.6 seg

$B = (3.7 \text{ lbs}) / 773.6 \text{ seg} \times 3600 \text{ seg/hr} = 17.22 \text{ lbs/hr}$

Flujo de alimentación:

Lectura bomba = 4

$F = 37.95 \text{ lbs/hr}$ (ver sección A.2.11)

Definiendo el porcentaje de acumulación, se tiene:

$$\%Ac = \frac{D+B-F}{F} \times 100$$

Donde: D = flujo de cabezas (lb/hr)

B = flujo de colas (lb/hr)

F = flujo de alimentación (lb/hr)

$$\%Ac = \frac{(8.47 + 17.22) \text{ lb/hr} - (37.95 \text{ lb/hr})}{37.95 \text{ lb/hr}} \times 100 = -32.3 \%Ac$$

Definiendo una eficiencia de destilación, se tiene:

$$E = \frac{X_D \bar{D}}{X_F \bar{F}} \times 100$$

Donde \bar{D} = flujo molar = D / M_{AV}

M_{AV} = peso molecular promedio a X_D

\bar{F} = flujo molar = F / M_{AV}

M_{AV} = peso molecular promedio a X_F

$X_D = 92^\circ \text{Gay Lussac} = 0.65$ (ver sección 3.3.10)

$X_B = 5^\circ \text{Gay Lussac} = 0.01$ (ver sección 3.3.10)

$X_F = 45^\circ \text{Gay Lussac} = 0.14$ (ver sección 3.3.10)

a $X_D \Rightarrow M_{AV} = 45.3 \text{ lb/lbmol}$ (ver sección 3.3.9)

a $X_B \Rightarrow M_{AV} = 18.42 \text{ lb/lbmol}$ (ver sección 3.3.9)

a $X_F \Rightarrow M_{AV} = 23.88 \text{ lb/lbmol}$ (ver sección 3.3.9)

$$\bar{D} = D/M_{AV} = (8.471 \text{ lb/hr}) (1 \text{ lbmol}/45.31 \text{ lb}) = 0.187 \text{ lbmol/hr}$$

$$\bar{F} = F/M_{AV} = (37.951 \text{ lb/hr}) (1 \text{ lbmol}/23.881 \text{ lb}) = 1.591 \text{ lbmol/hr}$$

$$E = \frac{(0.65)(0.187 \text{ lbmol/hr})}{(0.14)(1.59 \text{ lbmol/hr})} \times 100 = 54.6\%$$

A.3.13 Eficiencias de Murphree (corrida en continuo)

La eficiencia de Murphree se define como:

$E_M =$ cambio actual en composición que se logra
 cambio actual en composición que se lograría si
 Y_N y X_N llegaran a equilibrio.

$$E_M = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_w}$$

Donde: X_w = es la composición de el líquido que estaría en equilibrio con la composición Y_N del vapor que actualmente deja el plato "N".

Se va a usar como ejemplo el plato 5 de la corrida A-1.1 (ver sección A.2.13.1)

$$X_{n-1} = X_4 = 0.490$$

$$X_n = X_5 = 0.415$$

Para obtener X_w se utiliza el diagrama X-Y. Para poder utilizar el diagrama X-Y, se deben calcular las líneas de operación y la línea "q".

Línea "q":

La línea "q" se define como: $q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L}$ (ref.2)

Donde: H_G = entalpia del vapor saturado
 H_F = entalpia de la alimentación
 H_L = entalpia de el líquido saturado

a $X_{1, \text{top}} = 0.15$ se tiene:

$$H_L = 3593 \text{ Btu/lbmol (ver gráfica 1 sección 3.3.1)}$$

$$H_G = 21250 \text{ Btu/lbmol (ver gráfica 1 sección 3.3.1)}$$

$$X_F = 0.15$$

$$H_F = (C_L)(M_{AV})(T_F - T_{ref})$$

$$C_L = 1.0078 \text{ Btu/lb F (ver sección A.2.7)}$$

$$M_{AV} = 24.3 \text{ lb/lbmol (ver sección A.2.2)}$$

$$T_F - T_{ref} = 68 \text{ F} - 32 \text{ F} = 36 \text{ F}$$

11.022 RJ

$$H_F = (1.0078 \text{ Btu/lb } F)(24.3 \text{ lb/lbmol})(36 \text{ } F)$$

$$H_F = 881.65 \text{ Btu/lbmol}$$

$$q = \frac{21250 \text{ Btu/lbmol} - 881.65 \text{ Btu/lbmol}}{21250 \text{ Btu/lbmol} - 3593 \text{ Btu/lbmol}} = 1.1536$$

La ecuación de la línea "q" es:

$$Y = \frac{q}{q-1} X - \frac{X_F}{q-1} \quad (\text{ref. 2})$$

$$X_F = 0.15$$

$$\text{pendiente línea "q"} = q/q-1 = 1.1536/1.1536-1 = 7.51$$

$$X_F/q-1 = 0.15/1.1536 - 1 = 0.9766$$

$$Y = 7.51X - 0.9766.$$

Líneas de operación:

La línea de operación en la sección de rectificación tiene la siguiente ecuación (ref. 2):

$$Y_{n+1} = (R/R+1) X_n + X_D/R+1$$

El valor de $X_D = 0.64$ (ver sección A.2.13.1)

$$R = L/D \quad (\text{ref. 2})$$

$$D = 8.47 \text{ lb/hr} \quad (\text{ver sección A.3.12})$$

$$L = \text{reflujo} = 1.7 \quad (\text{ver sección A.1.2.1})$$

$$L = 14.557 \text{ lb/hr} \quad (\text{ver gráfica 11 sección 3.6.1})$$

$$R = L/D = (14.557 \text{ lb/hr}) / (8.47 \text{ lb/hr}) = 1.72$$

Pendiente de la ecuación de la línea de operación en la sección de rectificación:

$$\text{pendiente} = R/R+1 = 1.72/(1.72+1) = 0.6323$$

$$\text{intercepto} = X_D/(R+1) = 0.64/(1.72+1) = 0.235$$

Ecuación de la línea de operación en la sección de rectificación:

$$Y_{n+1} = 0.6323X_n + 0.235$$

Línea de operación en la sección de agotamiento:

Se obtiene gráficamente pues ya se conoce la ecuación de la línea "q" y la ecuación de la línea de operación en la sección de rectificación.

Conociendo la concentración de las colas (X_B) , se va verticalmente hasta la línea de 45 grados. Ese punto se une con la intersección de las líneas "q" y de operación

en la sección de rectificación, y así se obtiene la línea de operación en la sección de agotamiento.

$X_B = 0.01$ (ver sección A.2.13)

Eficiencia de Murphree:

$$E_M = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_{\infty}} = \frac{X_4 - X_5}{X_4 - X_{\infty}}$$

$X_{\infty} = 0.13$ (ver gráfica 16)

$X_4 = 0.49$ (ver sección A.2.13.1)

$X_5 = 0.415$ (ver sección A.2.13.1)

$E_M = (0.49 - 0.415) / (0.49 - 0.13) = 0.208 \Rightarrow 20.8\%$

La eficiencia de Murphree del plato 5 es 20.8 %

A.3.14 Eficiencias de Murphree (corrida batch)

El procedimiento para calcular la eficiencia de Murphree en las corridas batch (reflujo total), es similar al descrito en la sección A.3.13, con la diferencia que las líneas de operación de ambas secciones de la columna coinciden con la diagonal a 45 grados del diagrama X-Y.

Se va a usar como ejemplo el plato 7 de la corrida 1 de la sección A.1.1.

$$E_M = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_{\infty}}$$

$X_{n-1} = X_6 = 0.22$ (ver sección A.2.14)

$X_n = X_7 = 0.03$ (ver sección A.2.14)

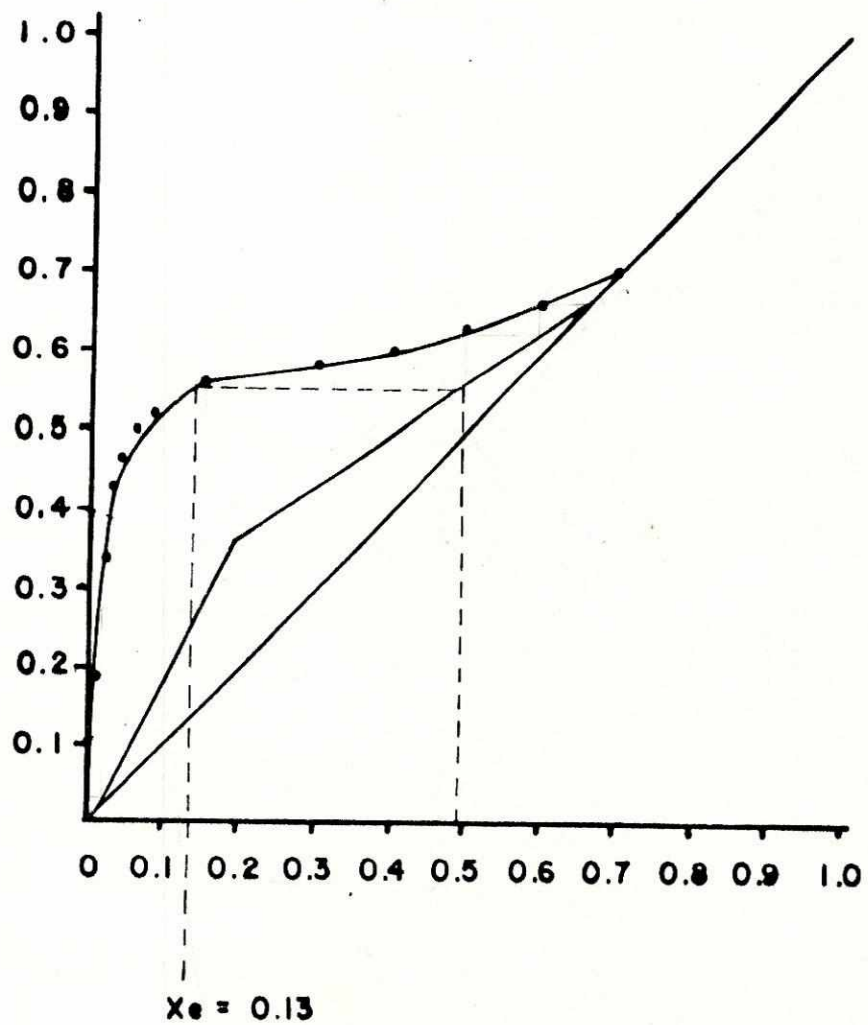
X_{∞} se obtiene gráficamente (ver gráfica 15)

$X_{\infty} = 0.015$

$E_M = (0.22 - 0.03) / (0.22 - 0.015) = 0.927 = 92.7\%$

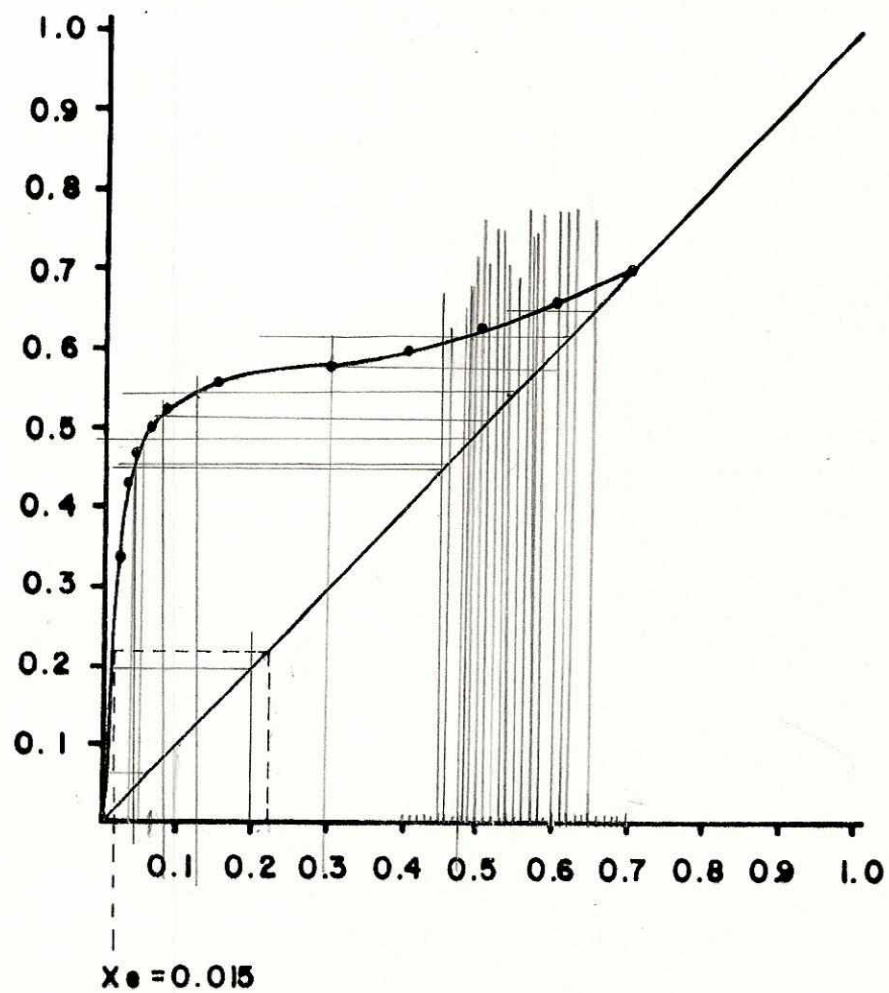
La eficiencia del plato 7 es 92.7%

EFICIENCIA DE MURPHREE (corrida en continuo)



GRAFICA 16

EFICIENCIA DE MURPHRE (corrida Batch)



GRAFICA 15

A.3.15 Localización del plato de alimentación

El plato de alimentación se localizó utilizando el método de McCabe-Thiele.

Para esto es necesario tener el diagrama de equilibrio X-Y la línea "q", las líneas de operación, la razón de reflujo mínimo, la fracción molar de el destilado, colas, y alimentación.

$$X_D = 0.69 \text{ (ver sección A.2.14)}$$

$$X_F = 0.15$$

$$X_B = 0.02$$

Ecuación de la línea "q":

$$Y = 7.51X - 0.9766 \text{ (ver sección A.3.13)}$$

Cálculo de la razón de reflujo mínimo:

De la gráfica 17 se tiene:

$$X_D/R_{M+1} = 0.458$$

$$\Rightarrow X_D = (R_{M+1})(0.458) \Rightarrow R_M = (X_D/0.458) - 1$$

$$R_M = (0.69/0.458) - 1 = 0.506$$

La razón de reflujo mínimo es igual a: 0.506

Cálculo de la razón de reflujo de operación:

La razón de reflujo de operación generalmente ocurre entre $1.2R_M$ y $1.5R_M$. (ref.2)

La razón de reflujo de operación se tomará como 1.5 veces la razón de reflujo mínimo.

$$R_{OP} = (1.5)(0.506) = 0.76$$

Líneas de operación:

$$\text{intercepto} = X_D/(R+1)$$

$$\text{intercepto} = 0.69/(0.76+1) = 0.392$$

ecuación de la línea de operación en la sección de rectificación:

$$Y_{n+1} = R/R+1X_n + X_D/R+1$$

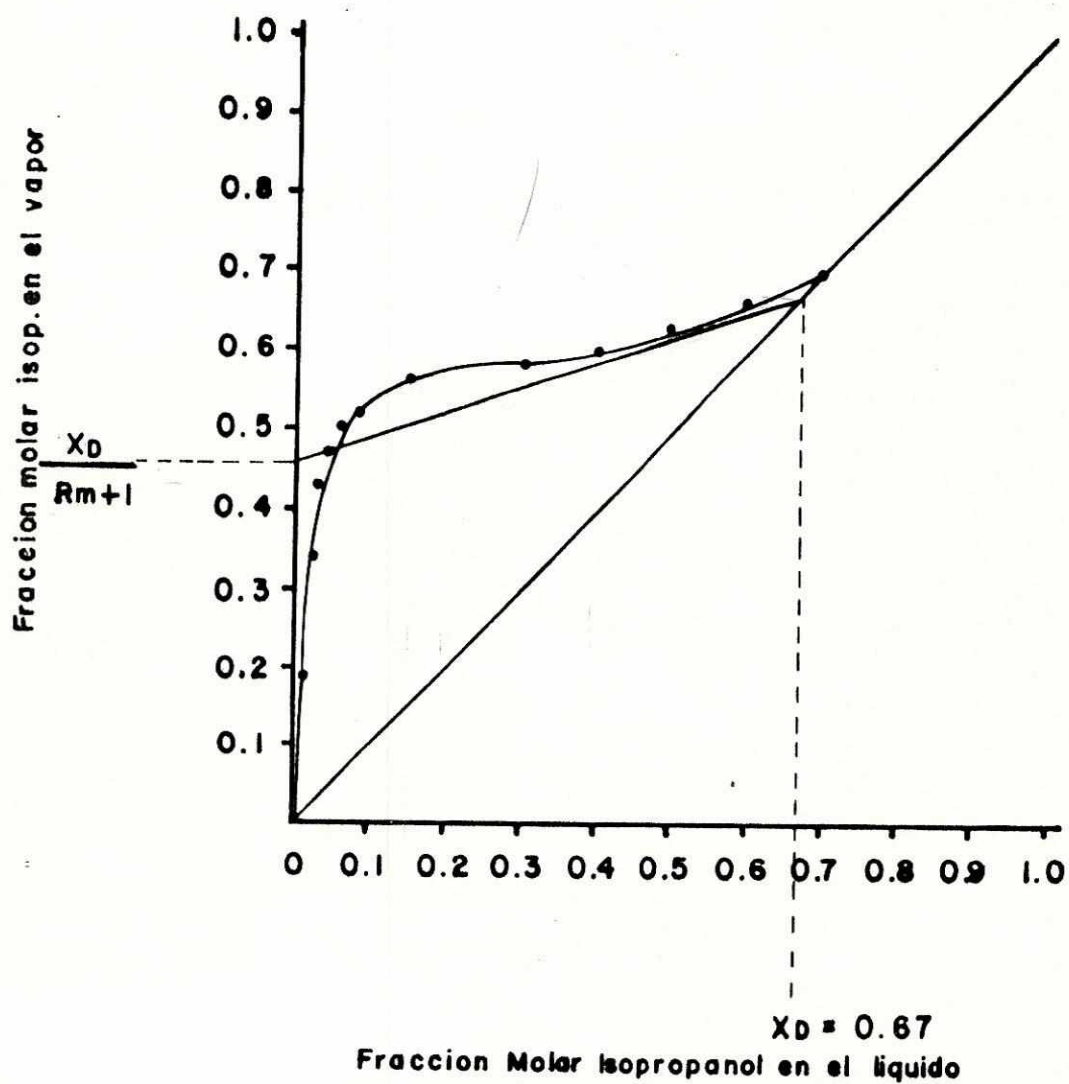
$$R/R+1 = 0.76/(0.76+1) = 0.432$$

$$Y_{n+1} = 0.432X_n + 0.392$$

La línea de operación en la sección de agotamiento se obtiene de unir el punto de intersección de la línea "q" y la línea de operación en la sección de rectificación y el punto que se obtiene al ir verticalmente de la concentración de colas X_B a la línea de 45 grados.

Si se construyen platos teóricos como en la gráfica A de la sección 3.2 se observa que el plato donde debe alimentarse es el número nueve pues marca la transición de la sección de rectificación y la sección de agotamiento.

RAZON DE REFLUJO MINIMO



GRAFICA 17

A.4 METODOLOGIA OPERACIONAL

Antes de trabajar la torre se debe hacer lo siguiente:

- a.- Levantar vapor en la caldera.
- b.- Purgar el calderín.
- c.- Preparar 15 galones de una solución 0.15 fracción molar de alcohol isopropílico (alimentación).
- d.- Cargar el calderín con 20 galones de agua y 5 litros de alcohol isopropílico.
- e.- Instalar la bomba peristáltica y los recipientes de la solución 0.15 fracción molar (para trabajar en continuo).

METODO DE EXPERIMENTACION

1.- Funcionamiento de la torre en forma "batch" (reflujo total):

- 1.1 Revisar que la válvula de alimentación esté cerrada.
- 1.2 Revisar que la válvula de el producto de colas esté cerrada.
- 1.3 Revisar el nivel del calderín.
- 1.4 Poner a funcionar la torre de enfriamiento.
- 1.5 Drenar las líneas de vapor.
- 1.6 Abrir la válvula de entrada de vapor a la torre.
- 1.7 Si la presión de la torre aumenta a más de 2.3 psig cierre un poco la llave de entrada del vapor y si la presión es menor de 2.3 psig abra un poco la llave hasta lograr estabilizar la torre.

2.- Funcionamiento de la torre en forma continua:

Para poder trabajar la torre en continuo, primero se estabiliza a reflujo total ("batch") y luego se hace funcionar en continuo.

- 2.1 Abrir el agua de enfriamiento de los condensadores del producto de colas.
- 2.2 Abrir la llave del plato donde se alimentara (en este caso el No. 9).
- 2.3 Abrir la llave del recipiente de alimentación.
- 2.4 Revisar que las llaves de alimentación de los demás platos estén cerradas.
- 2.5 Abrir la válvula de alimentación y poner a funcionar la bomba peristáltica.

- 2.6 Abrir la válvula del producto de colas y producto de cabezas.
- 2.7 Revisar que los niveles del calderín y destilado se mantengan estables.
- 2.8 El flujo del producto de colas se gradúa con pinzas, para mantener estable el nivel.
- 2.9 El nivel del destilado se gradúa abriendo y cerrando la llave de entrada del vapor.

3.- Toma de datos y muestras:

- 3.1 Pruebas a reflujo total ("batch")
 - 3.1.1 Se toman las temperaturas de todos los platos.
 - 3.1.2 Se toman muestras del líquido de cada plato.
- 3.2 Pruebas en continuo
 - 3.2.1 Se toman las temperaturas de todos los platos.
 - 3.2.2 Se toman muestras del líquido de cada plato.
 - 3.2.3 Se toma la lectura del rotámetro del líquido de reflujo.
 - 3.2.4 Se determina el peso del destilado (producto de cabezas) y del producto de colas recolectado en un tiempo determinado, para conocer el flujo másico.
 - 3.2.5 Se toma la lectura de la bomba peristáltica.

A.5

NOMENCLATURA

- X = fracción molar de isopropanol en el líquido
 X_D = fracción molar de isopropanol en el destilado
 X_F = fracción molar de isopropanol en la alimentación
 X_B = fracción molar de isopropanol en las colas
 Y_A = fracción molar de isopropanol en el vapor
 R_M = razón de reflujo mínimo
 R_{OP} = razón de reflujo de operación
 D = flujo de producto (cabezas), lb/hr
 B = flujo de residuos (colas), lb/hr
 F = flujo de la alimentación, lb/hr
 \bar{D} = flujo molar de destilado, lbmol/hr
 \bar{F} = flujo molar de alimentación, lbmol/hr
 H_L = entalpía del líquido saturado, Btu/lbmol
 C_L = capacidad calorífica de la solución, Btu/lb F
 T_L = temperatura de burbuja, C (F)
 T_G = temperatura de rocío, C (F)
 T_{ref} = temperatura de referencia, 0 C (32 F)
 H_G = entalpía del vapor saturado, Btu/lbmol
 H_F = entalpía de la alimentación, Btu/lbmol
 \bar{C}_A = capacidad calorífica promedio del isopropanol puro
 Btu/lbmol F
 \bar{C}_B = capacidad calorífica promedio del agua pura
 Btu/lbmol F
 C_{VAPA} = calor latente de vaporización del isopropanol puro
 a la temperatura de rocío, Btu/lbmol
 C_{VAPB} = calor latente de vaporización del agua pura a la
 temperatura de rocío, Btu/lbmol
 M_{AV} = peso molecular promedio, lb/lbmol
 m_{prom} = flujo másico promedio, lb/hr
 m_1 = flujo másico de la corrida No.1, lb/hr
 m_2 = flujo másico de la corrida No.2, lb/hr
 E = eficiencia de destilación, %
 E_M = eficiencia de Murphree, %
 • Gay Lussac = porcentaje en volumen de etanol, %
 X_{n-1} = fracción molar de isopropanol en el líquido del
 plato "n-1"
 X_n = fracción molar de isopropanol en el líquido del plato
 "n"
 X_w = composición de el líquido que estaría en equilibrio
 con la composición "Y_n" del vapor que actualmente
 deja el plato "n".

A.6 BIBLIOGRAFIA

- 1.- National Critical Tables, vol. 5, McGraw-Hill Book Co., New York, 1929.
- 2.- Treybal, R.E. Mass Transfer Operations. 2nd. Ed. McGraw-Hill Kogakusha, LTD. Tokyo, 1968.
- 3.- Brunjes, A.S., and Bogart, M.J.P. IND.ENG.CHEM., 35,255(1943).
- 4.- Ginnings, D.C. and Corrucini, P.J. IND.ENG.CHEM., 40,1990(1948).
- 5.- Hatch, L. Isopropyl Alcohol. McGraw-Hill Book company, Inc., New York, 1961.
- 6.- Perry, R. and Chilton, C. Chemical Engineer's Handbook. 5ta. Ed. McGraw-Hill International Book company, London, 1973.
- 7.- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. Ingenieria Quimica. 3ra. Ed. Editorial Reverte S.A., Madrid, 1981.
- 8.- McCabe, W.L. and Smith, J.C. Unit operations of Chemical Engineering. 3ra. Ed. McGraw-Hill Book company, 1980.
- 9.- King, C. Separation Processes. 2da. Ed. McGraw-Hill Book company, 1980.
- 10.- Smith, B. Design of Equilibrium Stage Processes. McGraw-Hill Book company, 1963.
- 11.- Weast, R.C. and Astle, M.J. Handbook of Chemistry and Physics. 63rd. Ed. CRC Press Inc. Florida, 1982.