

**ESTABLECIMIENTO DE LAS
MEJORES CONDICIONES DE OPERACION EN LA
DESTILACION CONTINUA ISOPROPANOL-AGUA**

**BIBLIOTECA
DE LA
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA**

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ciencias y Humanidades

ESTABLECIMIENTO DE LAS MEJORES CONDICIONES
DE OPERACION EN LA DESTILACION CONTINUA
ISOPROPANOL-AGUA

BIBLIOTECA
DE LA
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

CARLOS LEONEL RODRIGUEZ VELIZ

Trabajo de investigación presentado para
optar al grado académico de

LICENCIADO EN INGENIERIA QUIMICA

Guatemala, 1987

Vo. Bo.:


(f)



Ingeniero Oscar Maldonado
Asesor

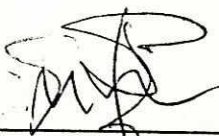
Tribunal:

(f)




Ingeniero Oscar Maldonado

(f)



Ingeniero Oscar Gil

(f)



Ingeniero Mario Santizo

Fecha de aprobación: 21 de agosto de 1987.

INDICE

	Página
1. INTRODUCCION	1
2. SUMARIO	3
3. RESULTADO Y DISCUSION	5
3.1 Balance de Masa	5
3.2 Balance de Energía	14
3.3 Eficiencia de Platos y Eficiencia Global	16
3.4 Análisis de Costo	21
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	23
APENDICE	
A.1 Datos Originales	26
A.2 Datos calculados	40
A.3 Cálculo de Muestra	50
A.4 Metodología	66
A.5 Nomenclatura	70
A.6 Gráficas	75
A.7 Bibliografía	84

1. INTRODUCCION

Como parte del curso Laboratorio de Operaciones Unitarias 2, de la Carrera de Ingeniería Química, actualmente se realiza una destilación a reflujo total del sistema etanol-agua.

En dicha práctica se tienen como objetivos principales:

- Determinar la eficiencia de Murphree de cada uno de los platos de la columna de destilación.
- Realizar balances de energía.

Con el propósito de incrementar las posibilidades de experimentación en el curso Laboratorio de Operaciones Unitarias 2, se estudia en el presente trabajo la posibilidad de implementar una nueva práctica en el área de transferencia de masa; esta práctica sería la destilación en continuo del sistema isopropanol-agua usando equipo ya existente en el laboratorio de Operaciones Unitarias.

La implementación de la destilación en continuo abarcó varias etapas que están contenidas en 2 informes de trabajo. El primero de ellos titulado "Caracterización para operar en continuo un sistema de destilación isopropanol-agua", presenta la descripción de las modificaciones físicas que se hicieron a la torre de destilación y los datos termodinámicos necesarios del sistema que se utilizó. El presente trabajo constituye el segundo informe y se concentra en la evaluación de las pruebas experimentales utilizando balances de masa y energía.

El objetivo principal de este informe es establecer las mejores condiciones de operación en la destilación continua; los parámetros considerados fueron:

- Flujo de alimentación

- Concentración de isopropanol en la solución de alimentación.
- Razón de reflujo .
- Plato de alimentación.
- Presión de operación.

Se presentan también los resultados típicos que pueden esperarse al momento de implementar la práctica y la forma cómo deben trabajarse los datos que sean generados.

Se incluyen en el presente informe cálculos de:

1. Balance general de masa.
2. Balance de isopropanol.
3. Balance de energía.
4. Eficiencia de Murphree.

2. SUMARIO

El objetivo del presente trabajo es optimizar la operación de destilación en continuo del sistema isopropanol-agua para implementarla como práctica en el curso Laboratorio de Operaciones Unitarias 2, de la carrera de Ingeniería Química.

Después de la evaluación de las pruebas experimentales se llegó a la conclusión que las condiciones óptimas de trabajo para tener una operación aceptablemente continua son:

- Solución de alimentación: isopropanol-agua al 0.075 fracción molar en isopropanol (21% v/v)
- Plato de alimentación: No. 5.
- Flujo de alimentación: 38.35 lb/hr (1.82 lbmol/hr) constante a lo largo de toda la práctica.
- Reflujo 36.4 lb/hr; razón de reflujo (L/D) = 2.9.
- Presión absoluta de operación: 1.8 atm.
- Volumen de operación del calderín: 20 galones.
- Tiempo de cada prueba experimental:
 - a) Destilación en tanda (batch) inicial: 0.5 hr.
 - b) Destilación en continuo para estabilización de la operación: 0.5 hr.
 - c) Destilación en continuo para toma de datos: 2 hr.

Con las condiciones de operación anteriores, se obtuvieron los siguientes resultados:

1. Balance de Masa:

El intervalo de eficiencias de destilación reales obtenido fue de 52.5% a 83.0%.

2. Balance de energía:

Las pérdidas de calor en términos del flujo térmico de entrada, presentaron un intervalo de 20.6% a 78.3%.

3. Eficiencia de Murphree:

El intervalo de eficiencias de Murphree obtenidas va de -30.9% a 416.2%.

4. Costo:

El costo de operación por práctica es de alrededor de Q.54.

3. RESULTADOS Y DISCUSION

3.1 Balance de Masa

3.1.1 Variación del plato de alimentación

En esta sección se comparará el comportamiento de las pruebas realizadas por medio del porcentaje de acumulación y la eficiencia.

La acumulación se define como:

$$Ac = \frac{\text{Flujo másico que sale} - \text{Flujo másico que entra}}{\text{Flujo másico que entra}} \times 100$$

$$Ac = \frac{D+B-F}{F} \times 100 \quad (1)$$

donde:

D: flujo másico de destilado (lb/hr).

B: flujo másico de colas (lb/hr).

F: flujo másico de alimentación (lb/hr).

La eficiencia de destilación se define como:

$$E_1 = \frac{\text{Flujo molar de alcohol en el destilado}}{\text{Flujo molar de alcohol en la alimentación}} \times 100$$

$$E_1 = \frac{X_D \bar{D}}{X_F \bar{F}} \times 100 \quad (2)$$

donde:

X_D : fracción molar de isopropanol en el destilado

\bar{D} : flujo molar de destilado (lbmol/hr).

X_F : fracción molar de isopropanol en la alimentación

\bar{F} flujo molar de alimentación (lbmol/hr).

Se analizaron las primeras siete corridas para determinar en qué

plato debe alimentarse para obtener un rendimiento óptimo en la destilación en continuo. En las corridas "F" se alimentó en el plato 9, para las corridas "C", "D" y "E" se usó como plato de alimentación el 3, 1 y 5 respectivamente, entonces se tiene:

Corrida	Flujo de Alimentación (lb/hr)	Lectura bomba	Fracción molar de la alimentación	Plato en que se alimentó
F-1	81.52	5	0.15	9
F-2	81.52	5	0.15	9
C-1	81.52	5	0.15	3
D-1	81.52	5	0.15	1
D-2	81.52	5	0.15	1
E-1	81.52	5	0.15	5
E-2	81.52	5	0.15	5
G-1	38.35	4	0.075	5
G-2	38.35	4	0.075	5
G-3	38.35	4	0.075	5
G-4	38.35	4	0.075	5
G-5	38.35	4	0.075	5
G-6	38.35	4	0.975	5

Los resultados obtenidos fueron:

TABLA 1

Corrida	Plato Alimentación	Ac (%)	E_1 (%)
F-1	9	7.38	17.3
F-2	9	30.5	10.6
C-1	3	5.0	11.0
D-1	1	12.4	14.3
D-2	1	14.0	3.4
E-1	5	- 1.4	21.5
E-2	5	0.4	17.8

En las siete corridas se operó a una presión total de 1 atm. y se graduaron el flujo másico de destilado y el flujo másico de colas de forma que fueran continuos a lo largo de toda la corrida experimental, la concentración (0.15 fracción molar de isopropanol) y el flujo de alimentación se mantuvieron constantes durante las corridas.

Entonces, la siguiente comparación se basará en el hecho que las condiciones mencionadas anteriormente se mantuvieron invariables para las siete corridas que se van a analizar en esta sección.

La acumulación indica el grado de continuidad alcanzado durante la operación, a medida que el valor se aproxima a 0% se está llegando a una destilación totalmente continua. Un valor negativo indica una acumulación dentro del sistema; mientras una cifra positiva, señala que se está vaciando la torre de destilación.

Para las corridas "E" se obtuvieron valores positivos y negativos (-1.4% y 0.4%), los valores relativamente bajos se atribuyen a errores experimentales de medición. En todas las corridas restantes los valores de acumulación fueron positivos, por lo tanto se vació la torre de destilación en cada una de estas corridas.

Además de "medir" la continuidad de la operación de destilación, debe evaluarse la eficiencia de la operación. El objetivo de esta operación de destilación es obtener la mayor cantidad posible de isopropanol en el destilado.

El valor de la eficiencia de destilación es la razón de alcohol en el destilado al alcohol en la alimentación. Mientras mayor sea el flujo de alcohol en el destilado, la eficiencia de destilación será más grande.

La eficiencia de destilación más grande la presentan las corridas "E" (alimentación en el plato No. 5) con un valor de 21.5%.

Aunque en general todos los valores de las eficiencias de destilación están bajos, se puede notar que nuevamente son las corridas en que se alimentó en el plato No. 5 las que dan valores que indican un mejor control de la operación de destilación. Más adelante se discutirá por qué se tienen valores de eficiencia de destilación tan bajos y cómo se corrigió el problema.

Debe mencionarse también que las corridas "E" (alimentación en el plato No. 5) presentaron un flujo de destilado con la mayor concentración de isopropanol (0.66 fracción molar en isopropanol) en comparación con las corridas restantes que promediaron 0.627 fracción molar de isopropanol. Es decir, se tuvo una eficiencia mayor en las corridas "E" porque se obtenía una corriente de destilación más concentrada en isopropanol y porque el flujo másico de destilado promedio (6.7 lb/hr) es mayor que el flujo másico promedio de las corridas restantes (3.9 lb/hr).

La concentración máxima de isopropanol que se puede obtener trabajando a una atmósfera de presión es la del azeótropo que es 0.7 fracción molar en isopropanol; aunque se llegó bastante cerca de esta concentración, la eficiencia de destilación estuvo muy baja en general porque el flujo másico de destilado fue pequeño; mientras que en promedio el flujo másico de colas tenía 0.04 fracción molar en isopropanol, a esto debe sumarse el hecho que el flujo de colas es en promedio 25.5 veces el flujo másico de destilado.

Por lo tanto, se concluye de todo lo anterior que la alimentación de la solución isopropanol-agua por el plato No. 5, presenta las mejores condiciones de operación de destilación en continuo; tanto en su aspecto de eficiencia de destilación, como en la continuidad misma del proceso (medidas

ambas características por los parámetros eficiencia de destilación y acumulación respectivamente).

3.1.2 Operación con alimentación en el plato No. 5

Ya que se ha establecido que si se alimenta por el plato No. 5 se tendrá una mejor operación de destilación en continuo, se decidió realizar más corridas usando este plato como punto de entrada de la alimentación.

Se hicieron varias modificaciones a las condiciones de operación:

- a) El tiempo de toma de muestras para determinar el flujo másico de destilado y de colas que se había establecido de media hora (corridas F, C, D y E), se aumentó a 2 horas, para tener valores de flujos más representativos, pues con esta duración en las corridas, se asegura que la torre de destilación operara en estado estable el tiempo suficiente para que las variaciones en el flujo se promediaran y el resultado final representase con mayor fidelidad el desarrollo de la operación en continuo.
- b) Se dejó de operar a presión constante, y se trabajó a reflujo constante de 36.4 lb/hr. Este cambio se hizo porque los valores de eficiencia de destilación para las corridas F, C, D y E estaban demasiado bajos. Se atribuyen estas bajas eficiencias de destilación a que la cantidad de vapor (mezcla agua-isopropanol) que subía del plato No. 1 al condensador estaba limitada por el volumen del condensador y la presión del sistema. Si se aumenta la presión del sistema, aunque el volumen permanezca constante, se tiene una mayor cantidad de vapor en el condensador por lo que el flujo de destilado aumentaría (y con ello el flujo de isopropanol) y entonces subirá el valor de la eficiencia de destilación.

c) También debido a que se aumentó el tiempo de las corridas, para reducir el consumo de reactivos y tomando en consideración que en las corridas F, C, D y E se tuvo inundada la torre con isopropanol (se estaba obteniendo isopropanol en las colas), se decidió reducir la cantidad de isopropanol a alimentar. Se redujo la concentración del isopropanol en la alimentación de 0.15 a 0.075 fracción molar en isopropanol, también se disminuyó el flujo másico de la alimentación de 81.52 lb/hr a 38.35 lb/hr.

Con estos cambios se realizaron las siguientes seis corridas. Los resultados obtenidos fueron:

TABLA 2

Corrida	Acumulación (%)	Eficiencia de Destilación (%)
G-1	-11.5	130.6
G-2	-11.8	141.0
G-3	5.2	90.3
G-4	16.8	102.8
G-5	1.9	105.0
G-6	2.7	68.5

Primero se analizará la acumulación; en la sección 3.1.1 se explica por qué este parámetro se considera como un indicador de la continuidad de la operación de destilación. Los valores de acumulación de las corridas G-3, G-5 y G-6, 5.2, 1.9 y 2.7 respectivamente, indican que en estas corridas se llevó a cabo una destilación razonablemente continua.

Ahora los valores de eficiencia de destilación presentan un problema

cuatro de las seis corridas dan resultados superiores al 100%, lo que no tiene sentido de acuerdo a la ecuación 2.

Se atribuye este fenómeno a: para propósitos de estabilización del sistema se cargó inicialmente el calderín de la torre con 5 litros de isopropanol puro y 20 galones de agua (para más detalle ver A.4 Metodología), estos 5 litros están saliendo en la corriente del condensado y es lo que provoca eficiencias superiores al 100%.

Para corregir esto se definirá una eficiencia de destilación corregida, donde se restarán a la corriente del destilado los 5 litros de isopropanol, suponiendo que salen del sistema (en el destilado) como un flujo constante a lo largo de toda la corrida (tanto en la media hora de estabilización como en las dos horas de toma de muestra), este flujo será \bar{F}_{alc} .

$$E_2 = \frac{X_D \bar{D} - \bar{F}_{alc}}{X_F \bar{F}} \times 100 \quad (3)$$

donde:

X_D : fracción molar de isopropanol en el destilado

\bar{D} : flujo molar de destilado (lbmol/hr)

X_F : fracción molar de isopropanol en la alimentación.

\bar{F} : flujo molar de alimentación (lbmol/hr).

Los resultados obtenidos fueron:

TABLA 3

Corrida	Eficiencia de destilación Corregida %
G-1	83.3
G-2	91.2
G-3	38.0
G-4	52.2
G-5	61.6
G-6	24.2

Nótese que la eficiencia de destilación ha disminuído notablemente, se tienen valores en el intervalo esperado (0-100).

Dado que en estas corridas se trabajó a una presión promedio de 1.8 atmósferas, cuando siempre se había trabajado la torre de destilación a una atmósfera de presión, los empaques del condensador de vidrio empezaron a dejar escapar alcohol vapor durante las corridas; entonces debe modificarse la eficiencia de destilación, no sobre la base de los 5 litros de isopropanol con que se cargaba al inicio el calderín, sino sobre la base de estos 5 litros menos las pérdidas de isopropanol al ambiente, pues esta diferencia sí constituye el isopropanol adicional que no formaba parte de la alimentación, que realmente salió por el destilado.

Para cuantificar las pérdidas de isopropanol se realizó un balance de alcohol en las tres últimas corridas, los resultados fueron:

TABLA 4

Corrida	Alcohol que entra (lbmol)	Alcohol que sale (lbmol)	Pérdidas (lbmol)	Pérdidas %
G-4	0.431	0.358	0.073	16.9
G-5	0.476	0.405	0.071	14.9
G-6	0.468	0.377	0.091	19.4

El porcentaje promedio de alcohol perdido es 17.1%, lo que representa una cantidad significativa del isopropanol que se alimenta. Desde otro punto de vista, la cantidad promedio de isopropanol que se pierde es 0.078 lbmol/corrida, que representa el 54% de los 5 litros de isopropanol con que se cargó el calderín al inicio.

Entonces definiendo la eficiencia de destilación real:

$$E_3 = \frac{X_D \bar{D} - (\bar{F}_{alc} - \bar{F}_{perd})}{X_F \bar{F}} \times 100 \quad (4)$$

donde:

X_D : fracción molar de isopropanol en el destilado

\bar{D} : flujo molar de destilado (lbmol/hr).

\bar{F}_{alc} : flujo molar de isopropanol que se cargó al inicio de la corrida (lbmol/hr).

\bar{F}_{perd} : flujo molar de isopropanol que se pierde al ambiente (lbmol/hr).

X_F : fracción molar de isopropanol en la alimentación.

\bar{F} : flujo molar de alimentación (lbmol/hr)

En palabras esta eficiencia es la relación entre el isopropanol en el flujo de destilado menos el isopropanol con que se cargó el calderín y que no se perdió al ambiente, al isopropanol que se alimentó.

Los resultados fueron:

TABLA 5

Corrida	Eficiencia de destilación Real (%)
G-4	78.3
G-5	83.0
G-6	52.5

El intervalo de eficiencias de destilación reales obtenidas va de 52.5% a 83.0% que representan valores aceptables para el tipo de columna trabajada.

3.2 Balance de energía

3.2.1 Variación del plato de alimentación

Los resultados del balance de energía fueron:

TABLA 6

Corrida	Calor que entra (Btu/hr)	Calor removido por el condensador (Btu/hr)	Pérdidas (Btu/hr)	%
F-1	35,609	14,746	20,863	58.6
F-2	21,909	7,373	14,535	66.3
C-1	31,525	10,240	21,285	67.5
D-1	35,805	12,903	22,902	64.0
D-2	29,055	7,373	21,682	74.6
E-1	31,099	9,216	21,882	70.4
E-2	41,843	7,373	34,470	82.4

Nótese que las pérdidas han sido expresadas en dos formas, como flujo de calor y en porcentaje, esto obedece a lo siguiente: las pérdidas como flujo de calor se obtuvieron restando el calor removido del condensador al calor que entra al sistema [Ver A.3.11, Ec. (11)], pero para poder comparar las pérdidas en las diferentes corridas, se estandarizaron estos flujos dividiéndolos dentro del calor que entra al sistema en cada caso. Así, se puede decir que en promedio se pierde un 69.1% del calor que entra al sistema.

Así, al comparar las corridas F-2 y C-1, se nota que la segunda presenta 2,867 Btu/hr más en las pérdidas que la corrida F-2, pero al observar sus porcentajes (66.3% y 67.5%), la diferencia no es tan notoria; esos 2,867 Btu/hr (diferencia entre pérdidas de C-1 y F-2) se deben a los 9,616 Btu/hr

de más que están entrando en la corrida C-1, pero al calcular el porcentaje (como se divide dentro del flujo de entrada) estas diferencias se estandarizan.

3.2.2 Operación con plato de alimentación No. 5

Los resultados del balance de energía fueron:

TABLA 7

Corrida	Calor que entra (Btu/hr)	Calor removido por el condensador (Btu/hr)	Pérdidas (Btu/hr)	%
G-1	57,877	18,432	39,445	68.2
G-2	33,989	16,589	17,399	51.2
G-3	59,548	12,903	46,645	78.3
G-4	32,523	25,806	6,717	20.6
G-5	51,832	12,903	38,929	75.1
G-6	40,036	18,432	21,603	53.9

Una de las diferencias entre las corridas F, C, D y E con respecto a las corridas G es que en las primeras se trabajó a presión de 1 atm. y en las G el promedio de presión fue 1.8 atm.

Es decir, que si en el segundo grupo de pruebas se trabajó a una presión mayor, existió mayor cantidad de solución agua-isopropanol en fase vapor que en el primero (el volumen del sistema permaneció constante), entonces fue necesario incrementar el flujo de calor de entrada para conseguir ese vapor adicional.

El alto porcentaje de pérdidas obtenido se atribuye a :

- a) Pérdidas a través de las colas; al estar obteniendo producto de colas a una temperatura aproximada de 100 C, se está removiendo

del sistema una cantidad de calor equivalente a la usada para calentar el agua de las colas de la temperatura de alimentación, 20 C, a 100C.

- b) Pérdidas a través de isopropanol que se escapa al ambiente; este alcohol es el 17% del que se alimenta, ha sido calentado desde temperatura ambiente hasta la temperatura de ebullición del azeótropo, y después fue evaporado

3.3 Eficiencia de platos y eficiencia global

3.3.1 Eficiencia de platos

Se calculó la eficiencia de Murphree para cada plato de la torre, usando la siguiente fórmula:

$$E_n = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_e^*} \times 100 \quad (19)$$

donde:

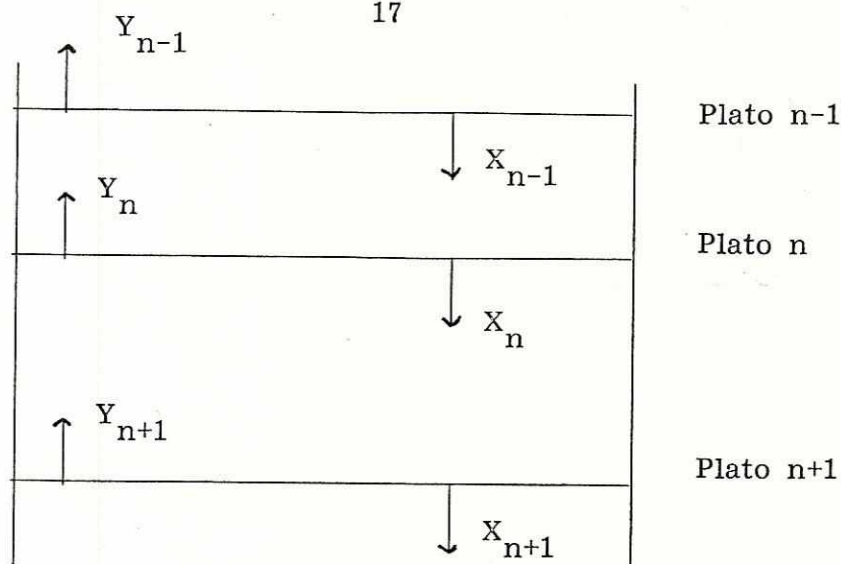
E_n : es la eficiencia del plato n (%)

X_{n-1} : es la fracción molar de isopropanol en el líquido del plato n-1

X_n : es la fracción molar de isopropanol en el líquido del plato n

X_e^* : es la fracción molar de isopropanol en el líquido que está en equilibrio con el vapor y_n .

Todos los subíndices se refieren a la siguiente figura:



La eficiencia de Murphree indica la fracción de cambio que se logró en el plato n, con respecto al cambio que se hubiese logrado si se llega a las condiciones de equilibrio termodinámico.

Las eficiencias obtenidas fueron:

TABLA 8
PRUEBAS EXPERIMENTALES

Corrida Plato	F-1	F-2	C-1	D-1	D-2	E-1	E-2
1	164.8	68.1	0.0	170.2	240.4	31.2	65.6
2	65.2	104.6	41.9	- 3.9	- 16.0	416.2	147.8
3	- 12.4	3.8	209.0	3.8	- 3.6	- 32.4	- 4.2
4	- 30.9	- 34.8	- 68.5	0.0	6.9	0.0	8.4
5	- 16.5	- 12.2	- 4.0	0.0	- 7.4	64.8	62.5
6	- 3.8	- 3.6	- 3.6	7.5	- 4.0	- 22.2	- 7.7
7	- 8.2	0.0	14.1	0.0	3.8	3.8	0.0
8	4.0	7.2	0.0	7.3	- 11.9	- 7.9	- 12.4
9	47.5	46.5	37.3	11.1	7.1	17.8	7.4
10	33.0	17.7	22.0	29.7	10.5	36.5	14.4
11	83.2	83.7	81.2	87.4	87.2	71.2	85.7

De acuerdo a la definición de eficiencia de Murphree dada por la ecuación (19), el intervalo de valores esperados es de 0 a 100, Perry

ref. 3 reporta para operaciones de destilación bajo condiciones similares de operación y equipo al empleado, eficiencias de Murphree de 80% a 88%; sin embargo, en la tabla anterior se tienen valores negativos y valores superiores a 100; este comportamiento se atribuye a varias causas:

a) Perry, ref. 3, indica que pueden tenerse eficiencias superiores al 100% cuando existen gradientes de concentración en el líquido de cada plato. Estos gradientes en la concentración se suponen causados por una mezcla incompleta del líquido dentro del plato.

b) En la torre de destilación debe existir una tendencia en el perfil de concentraciones de isopropanol que a medida que el plato esté más arriba (tiene un número más pequeño), la concentración de isopropanol aumenta. Este perfil se ve alterado al introducir la alimentación, pues a un plato que tiene cierta concentración de isopropanol se le alimenta una solución más diluida en isopropanol que el líquido en el plato. Así, si se alimenta en el plato n , al tomar la muestra X_n estará más diluida (por el efecto de haberse mezclado con la alimentación) y tendrá una concentración de isopropanol menor que el plato X_{n-1} , y cuando se evalúe la eficiencia del plato X_{n+1} se "verá" que en vez de concentrar el isopropanol, lo está diluyendo y se tendrá una eficiencia negativa.

c) Las dos causas anteriores justifican la mayoría de los datos discordantes de eficiencias obtenidas. Algunas desviaciones pueden deberse a que no se pudo tomar las muestras de todos los platos al mismo tiempo, es decir, que no todas las muestras fueron obtenidas bajo exactamente las mismas condiciones de operación.

Para comparar las eficiencias se usó un análisis de varianza, cuya tabla final es:

TABLA 9

Fuente	Grados de libertad	Suma de cuadrados	Medias cuadradas	Razón F
Tratamiento (plato de alimentación)	2	3,308.4	1,654.2	1.176
Bloques (posición del plato)	10	154,576.8	14,576.8	10.28**
Interacción	20	121,949.2	6,097.5	4.34**
Error	33	46,394.3	1,405.9	
Total	65	326,228.7		

** = significancia a un nivel de 99%

El propósito del análisis de varianza es determinar qué factores del experimento tienen efectos notorios en los resultados, y proveer de una información cuantitativa acerca de la importancia relativa de los diferentes factores.

El análisis de varianza indica que no es significativo el efecto de la ubicación de la alimentación sobre las eficiencias de los platos; así son significativos los efectos de posición del plato y la interacción ubicación de la alimentación y posición del plato, todo a un nivel de significancia estadística del 99%.

3.3.2 Eficiencia Global

La eficiencia global (EG) se definió así:

$$EG = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Platos reales}} \times 100 \quad (38)$$

En esta fórmula los platos ideales son los necesarios para realizar la separación que se obtuvo en cada una de las pruebas experimentales; los

platos reales son aquellos que están físicamente en la torre y que presentaron una concentración de isopropanol diferente al plato inmediato superior, pues esto indica que están "contribuyendo" a la separación.

Nótese que la eficiencia global no es una eficiencia de operación de destilación como las mencionadas en la sección 3.1. La eficiencia global es una medida de cuánto se aproximó la operación de destilación a las condiciones de equilibrio dadas por el sistema isopropanol-agua y la presión de operación que fue 1 atm. En la sección anterior se analiza esta aproximación a las condiciones de equilibrio de cada etapa o plato, aquí se mide toda la operación, pero ambas se refieren a lo mismo, la no idealidad que se tiene con el equipo usado.

Los resultados obtenidos fueron:

TABLA 10

Corrida	Plato Alimentación	Eficiencia Global %
F-1	9	26.5
F-2	9	25.6
C-1	3	27.2
D-1	1	26.4
D-2	1	28.2
E-1	5	39.3
E-2	5	33.6

Las corridas E (alimentación en el plato 5) presentan la más alta eficiencia global, en promedio es de 36.4% en comparación con los valores promedio de las corridas C, D y F (27.2%, 26.4% y 26.0% respectivamente)

Que las corridas E presentaron la eficiencia global más alta indica que al alimentar por el plato 5 las condiciones de operación logradas permiten un mayor acercamiento a las condiciones de equilibrio que las otras corridas.

NOTA: A pesar que no se mantuvieron constantes al reflujo (L) y la razón de reflujo (R) a lo largo de todas las corridas, estos factores intervienen en la construcción de las líneas de operación que se utilizaron para determinar las eficiencias de Murphree y la eficiencia global (ver gráficas 6 y 7); por lo tanto, las comparaciones presentadas en esta sección son válidas.

3.4 Análisis de Costo

En la sección 3.1 se explica ampliamente por que son las pruebas experimentales G las que deben implementarse como parte de las prácticas de Laboratorio de Operaciones Unitarias 2; por lo tanto, en esta sección se analizan los costos de operación de dichas pruebas.

El costo aquí presentado es el costo de operación de la torre de destilación, trabajando en forma continua por aproximadamente 2 horas y media, bajo las condiciones descritas en A.4 Metodología.

Básicamente el costo de operación se divide en tres rubros:

1. Alcohol Isopropílico: usado para preparar 15 galones de solución isopropanol-agua al 7.5% mol en isopropanol más el alcohol que se cargó inicialmente al calderín. En todas las pruebas G se usaron 5.155 gal de isopropanol que representan Q.27.58 (finales año 1986) por prueba.
2. Agua destilada: los 20 galones de agua destilada con que se cargó el calderín inicialmente más los 15 galones usados para preparar la solución

de alimentación, dan 35 galones de agua destilada usada por práctica, lo que representa Q.18 por prueba.

3. Diesel: usado para hacer funcionar la caldera que suministra vapor al calderín de la torre de destilación. La cantidad de diesel consumido en cada prueba varía, y el costo que esto representa aparece a continuación junto con el costo total de la práctica.

TABLA 11

Prueba Experimental	Costo del Diesel Q.	Costo Total Q
G-1	6.61	52.19
G-2	6.65	52.23
G-3	7.89	53.47
G-4	7.16	52.74
G-5	7.70	53.28
G-6	5.95	51.53

El costo total promedio es Q.52.60 (no está incluido el costo por consumo de energía eléctrica por considerarlo poco apreciable en comparación con los rubros aquí considerados) que es un valor aceptable si se toma en consideración que la cuota por concepto de laboratorio del curso "Laboratorio de Operaciones Unitarias 2" (donde se realizan las prácticas de destilación) es de Q.35.00 por persona, y generalmente se trabaja en grupos de 5 alumnos; además en este curso se realizan solamente 5 prácticas (al menos 3 de éstas no utilizan ningún tipo de reactivo químico).

El costo promedio por consumo de diesel es Q.6.99 que representa el 20.2% del costo total de operación de la destilación en continuo. Se nota que el renglón más fuerte es el costo de isopropanol que es el 45.6% del costo total.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Al introducir la alimentación por el plato No. 5 se obtiene una operación de destilación aceptablemente continua.

Si se alimenta en el plato No. 5, se logra el mejor control sobre la operación de la columna, es decir, se obtiene la eficiencia de destilación más alta con un valor de 21.5%.

Las corridas donde se alimentó en el plato No. 5 presentaron el mayor acercamiento a las condiciones de equilibrio termodinámico, pues tienen la eficiencia global más alta.

Se obtiene una destilación razonablemente continua usando los siguientes parámetros de operación:

Alimentación:

Solución isopropanol-agua al 7.5% mol en isopropanol

Flujo: 38.35 lb/hr.

Plato de alimentación: 5

Presión absoluta de la torre: aproximadamente 1.8 atm

Presión del vapor de calentamiento: 20 psig

Reflujo: 36.4 lb/hr

Flujo agua de enfriamiento: 2,048 lb/hr

2. A causa de fugas en los empaques del condensador y a la presión de la torre (1.8 atm) se pierde al ambiente el 17.1% del alcohol que se alimenta en las prueba G (alimentación en el plato No. 5); por dichas pérdidas cuando se opera en continuo, es necesario realizar un balance de alcohol general que permite calcular la eficiencia corregida. La eficiencia de destilación real para las pruebas experimentales presenta un intervalo que va de 52.5% a 83.0% que son valores aceptables para este tipo de columna.

3. El balance de energía practicado en la columna dio un porcentaje promedio de pérdidas en las pruebas G (alimentación en el plato No. 5) de 57.9% el cual es muy alto y se atribuye principalmente a las pérdidas de isopropanol al ambiente

Existe una diferencia significativa a un nivel de 95% de confianza entre el flujo de calor que entra en las pruebas con alimentación en otros platos (F, C, D y F) con un promedio de 32,407 Btu/hr y las pruebas G que tiene la alimentación en el plato No. 5 con un valor promedio de 45,968 Btu/hr.

La diferencia en el flujo de calor que entra se atribuye a que en las pruebas G se trabajó a mayor presión dentro de la torre (1.8 atm) que en las otras pruebas F, C, D y E (1 atm)

4. Se obtuvieron eficiencias de Murphree mayores del 100% atribuidas a gradientes en la concentración del líquido de cada plato; el valor mínimo obtenido fue -30.9% y el valor máximo fue 416.2%.

Se obtuvieron eficiencias de Murphree menores que 0% atribuidas a que al introducir la alimentación la torre se altera el perfil de concentración del isopropanol.

El efecto de la ubicación de la alimentación sobre la eficiencia de Murphree no es significativo, mientras que los efectos de la posición del plato e interacción sí son significativos, todos a un nivel de confianza del 99%.

5. El costo de operación de una destilación continua bajo las condiciones de las pruebas G (alimentación en el plato No. 5) son de alrededor de Q.54.00/prueba.

Recomendaciones

- a) Implementar la práctica "Destilación en Continuo" como parte del curso "Laboratorio de Operaciones Unitarias 2".
- b) Seguir la metodología presentada en el apéndice A.4 para el bloque G de pruebas sobre la forma de operar la torre.
- c) Incluir en el reporte de la práctica de "Destilación en Continuo" lo siguiente:
 - Cálculo de eficiencia de destilación corregida (E3) ver Ec. 4
 - Cálculo de Procentaje de Acumulación (%Ac).
 - Balance de energía.
 - Cálculo de eficiencia global.

A.1 DATOS ORIGINALES

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 10-11-86

Corrida: F-1.1

Caldera:

H inicial: 23.7 cm.

H final: 22.3 cm

Calderín:

Presión: 17 psig

W(tara+liq.): 13.6

Tiempo: 22 min.

W(tara): 0.8

Temp. Condensado: 79.5

Condensador:

Lec. Rot.: 30

Tent.: 19.5

Tsal.: 22.0

Torre Destilación:

Presión: 2.3 psig

Alimentación:

° Gay Lussac: 45; 44

Lec. Bomba: 5

Plato#: 9

Flujo: 81.52 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 92

W(tara+liq.): 3.4

Tiempo: 26 min, 27.4 seg

W(tara): 0.8

Colas:

° Gay Lussac: 10

W(tara+liq.): 37.6

Tiempo: 26 min, 27.4 seg

W(tara): 1.6

Reflujo:

lect. rot.: 1.6

Flujo: 12.67 lb/hr

Plato#	° Gay Lussac
1	82.0 Δ
2	60.0 Δ
3	63.0 Δ
4	70.0
5	74.0
6	75.0
7	77.0
8	76.0
9	60.0
10	50.0

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 11-11-86

Corrida: F-2.1

Caldera:

H inicial: 21.9 cm.
 H final: 20.4 cm

Calderín:

Presión: 16 psig
 W(tara+liq.): 9.0
 Tiempo: 23 min.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 77.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 19.0
 Tsal.: 21.0

Torre Destilación:

Presión: 2.3 psig

Alimentación:

° Gay Lussac: 48; 35
 Lec. Bomba: 5
 Plato#: 9
 Flujo: 81.52 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 92
 W(tara+liq.): 1.8
 Tiempo: 16 min, 55.0 seg
 W(tara): 0.8

Colas:

° Gay Lussac: 12
 W(tara+liq.): 30.6
 Tiempo: 16 min, 55.0 seg
 W(tara): 1.6

Reflujo:

lect. rot.: 1.6
 Flujo: 12.67 lb/hr

Plato#	° Gay Lussac
1	87.0
2	65.0
3	64.0
4	72.0
5	75.0
6	76.0
7	76.0
8	74.0
9	58.0
10	53.0

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 31-10-86

Corrida: C-1.1

Caldera:

H inicial: 31.0 cm.
 H final: 29.6 cm
 Volumen: 2.87 gal.

Calderín:

Presión: 15 psig
 W(tara+liq.): 13.05
 Tiempo: 24 min.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 73.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 18.0
 Tsal.: 21.0

Torre Destilación:

Presión: 2.3 psig

Alimentación:

° Gay Lussac: 45; 46
 Lec. Bomba: 5
 Plato#: 3
 Flujo: 81.52 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 92
 W(tara+liq.): 2.1
 Tiempo: 20 min, 45.0 seg
 W(tara): 0.8

Colas:

° Gay Lussac: 15
 W(tara+liq.): 29.9
 Tiempo: 20 min, 45.0 seg
 W(tara): 1.6

Reflujo:

lect. rot.: 1.7
 Flujo: 14.557 lb/hr

Plato#	° Gay Lussac
1	92.0
2	89.0
3	60.0
4	74.0
5	75.0
6	76.0
7	72.0
8	72.0
9	60.0
10	54.0

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 4-11-86

Corrida: D-1.1

Caldera:

H inicial: 29.3 cm.
 H final: 27.7 cm
 Volumen: 3.21 gal.

Calderín:

Presión: 17 psig
 W(tara+liq.): 14.8
 Tiempo: 24 min.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 78.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 19.0
 Tsal.: 22.5

Torre Destilación:

Presión: 2.3 psig

Alimentación:

° Gay Lussac: 45; 49
 Lec. Bomba: 5
 Plato#: 1
 Flujo: 81.52 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 91
 W(tara+liq.): 2.55
 Tiempo: 20 min, 22.2 seg
 W(tara): 0.8

Colas:

° Gay Lussac: 9
 W(tara+liq.): 30.95
 Tiempo: 20 min, 22.2 seg
 W(tara): 1.6

Reflujo:

lect. rot.: 1.6
 Flujo: 12.67 lb/hr

Plato#	° Gay Lussac
1	70.0
2	71.0
3	70.0
4	70.0
5	70.0
6	68.0
7	68.0
8	66.0
9	63.0
10	54.0

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 14-11-86

Corrida: D-2.1

Caldera:
 H inicial: 19.8 cm.
 H final: 18.4 cm
 Volumen: 2.49 gal.

Calderín:
 Presión: 16 psig
 W(tara+liq.): 13.1
 Tiempo: 26 min.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 77.0

Condensador:
 Lec. Rot.: 30
 Tent.: 19.0
 Tsal.: 21.0

Torre Destilación:
 Presión: 2.3 psig

Alimentación:
 ° Gay Lussac: 48;45
 Lec. Bomba: 5
 Plato#: 1
 Flujo: 81.52 lb/hr

Cabezas:
 ° Gay Lussac: 91
 W(tara+liq.): 1.3
 Tiempo: 24min, 16.4seg
 W(tara): 0.8

Colas:
 ° Gay Lussac: 10
 W(tara+liq.): 38.7
 Tiempo: 24min, 16.4seg
 W(tara): 1.6

Reflujo:
 lect. rot.: 1.6
 Flujo: 12.67 lb/hr

Plato#	° Gay Lussac
1	55.0
2	59.0
3	60.0
4	58.0
5	60.0
6	61.0
7	60.0
8	63.0
9	61.0
10	58.0

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 6-11-86

Corrida: E-1.1

Caldera:

H inicial: 27.1 cm.
 H final: 26.0 cm
 Volumen: 2.08 gal.

Calderín:

Presión: 17 psig
 W(tara+liq.): 17.8
 Tiempo: 23min, 30seg.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 78.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 17.5
 Tsal.: 20.0

Torre Destilación:

Presión: 2.3 psig

Alimentación:

• Gay Lussac: 55; 40
 Lec. Bomba: 5
 Plato#: 5
 Flujo: 81.52 lb/hr

Cabezas:

• Gay Lussac: 93
 W(tara+liq.): 4.7
 Tiempo: 30min, 8.4seg
 W(tara): 0.8

Colas:

• Gay Lussac: 15
 W(tara+liq.): 38.1
 Tiempo: 30min, 8.4seg
 W(tara): 1.6

Reflujo:

lect. rot.: 1.6
 Flujo: 12.67 lb/hr

Plato#	• Gay Lussac
1	91.0
2	70.0
3	77.0
4	77.0
5	54.0
6	59.0
7	58.0
8	60.0
9	55.0
10	44.0

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 13-11-86

Corrida: E-2.1

Caldera:

H inicial: 21.1 cm.
 H final: 19.8 cm
 Volumen: 2.27 gal.

Calderín:

Presión: 15 psig
 W(tara+liq.): 12.4
 Tiempo: 17 min.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 77.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 18.0
 Tsal.: 20.0

Torre Destilación:

Presión: 2.3 psig

Alimentación:

• Gay Lussac: 40; 45
 Lec. Bomba: 5
 Plato#: 5
 Flujo: 81.52 lb/hr

Cabezas:

• Gay Lussac: 93
 W(tara+liq.): 2.6
 Tiempo: 19 min, 12.2 seg.
 W(tara): 0.8

Colas:

• Gay Lussac: 15
 W(tara+liq.): 26.0
 Tiempo: 19 min, 12.2 seg
 W(tara): 1.6

Reflujo:

lect. rot.: 1.6
 Flujo: 12.67 lb/hr

Plato#	• Gay Lussac
1	90.0
2	81.0
3	82.0
4	80.0
5	58.0
6	60.0
7	60.0
8	63.0
9	61.0
10	57.0

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 18-11-86

Corrida: G-1.1

Calderas:

H inicial: 17.7 cm.
 H final: 15.3 cm
 Volumen: 3.89 gal.

Calderín:

Presión: 20 psig
 W(tara+liq.): 15.1
 Tiempo: 15 min.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 85.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 21.0
 Tsal.: 26.0

Alimentación:

° Gay Lussac: 20; 24; 25
 Lec. Bomba: 4
 Plato#: 5
 Flujo: 38.35 lb/hr

Reflujo:

lect. rot.: 2.3
 Flujo: 49.3 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 91; 70; 72; 74
 W(tara+liq.): 13.5 + 15.0 + 2.89
 Tiempo: 1 hr., 58 min., 50 seg.
 W(tara): 0.8 + 0.8 + 1.74

Colas:

° Gay Lussac: 5; 4; 1; 2
 W(tara+liq.): 13.4 + 19.3 + 7.9 + 2.50
 Tiempo: 1 hr., 58 min., 50 seg.
 W(tara+liq.): 0.8 + 0.8 + 0.8 + 1.50

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 21-11-86

Corrida: G-2.1

Caldera:

H inicial: 15.3 cm.
 H final: 12.7 cm
 Volumen: 3.91 gal.

Calderín:

Presión: 25 psig
 W(tara+liq.): 11.7
 Tiempo: 19 min, 32 seg.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 85.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 22.0
 Tsal.: 26.5

Alimentación:

° Gay Lussac: 20; 23; 20
 Lec. Bomba: 4
 Plato#: 5
 Flujo: 38.35 lb/hr

Reflujo:

lect. rot.: 2.0
 Flujo: 36.405 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 81; 20; 48; 87
 W(tara+liq.): 21.6 + 12.9 + 1.86
 Tiempo: 1 hr., 57 min., 8.2 seg.
 W(tara): 0.8 + 0.8 + 1.15

Colas:

° Gay Lussac: 2; 0; 0; 0
 W(tara+liq.): 19.0 + 14.2 + 1.88
 Tiempo: 1 hr., 57 min., 8.2 seg.
 W(tara+liq.): 0.8 + 0.8 + 1.11

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 24-11-86

Corrida: 6-3.1

Caldera:

H inicial: 12.7 cm.
 H final: 9.3 cm
 Volumen: 4.64 gal.

Calderín:

Presión: 22 psig
 W(tara+liq.): 12.6
 Tiempo: 20 min,
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 84.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 19.5
 Tsal.: 23.0

Alimentación:

° Gay Lussac: 20; 25
 Lec. Bomba: 4
 Plato#: 5
 Flujo: 38.35 lb/hr

Reflujo:

lect. rot.: 2.0
 Flujo: 36.405 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 63; 64; 79; 91
 W(tara+liq.): 13.65 + 4.6 + 1.84
 Tiempo: 1 hr., 56 min., 12.0 seg.
 W(tara): 0.8 + 0.8 + 1.15

Colasi:

° Gay Lussac: 2; 1; 0; 0
 W(tara+liq.): 16.5 + 20.4 + 16.8 + 1.91
 Tiempo: 1 hr., 56 min., 12.0 seg.
 W(tara+liq.): 0.8 + 0.8 + 0.8 + 1.12

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 1-12-86

Corrida: G-4.1

Caldera:

H inicial: 21.8 cm.
 H final: 19.4 cm
 Volumen: 4.21 gal.

Calderín:

Presión: 20 psig
 W(tara+liq.): 14.75
 Tiempo: 26 min,
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 86.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 22.0
 Tsal.: 29.0

Alimentación:

° Gay Lussac: 20; 20; 24
 Lec. Bomba: 4
 Plato#: 5
 Flujo: 38.35 lb/hr

Reflujo:

lect. rot.: 2.0
 Flujo: 36.405 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 65; 65; 74; 83
 W(tara+liq.): 13.5 + 14.45
 Tiempo: 1 hr., 57 min., 28.4 seg.
 W(tara): 0.8 + 0.8

Colas:

° Gay Lussac: 0
 W(tara+liq.): 15.5 + 16.3 + 23.2 + 9.9
 Tiempo: 1 hr., 57 min., 28.4 seg.
 W(tara+liq.): 0.8 + 0.8 + 0.8 + 0.8

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

Destilado corrida: 66° Gay Lussac; Volumen: 13.7 litros
 Destilado purga: 50° Gay Lussac; Volumen: 8.5 litros

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 15-12-86

Corrida: G-5.1

Caldera:

H inicial: 19.5 cm.
 H final: 16.8 cm
 Volumen: 4.53 gal.

Calderín:

Presión: 20 psig
 W(tara+liq.): 18.0
 Tiempo: 20 min, 1.8 seg.
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 88.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 18.5
 Tsal.: 22.0

Alimentación:

° Gay Lussac: 25; 25; 24
 Lec. Bomba: 4
 Plato#: 5
 Flujo: 38.35 lb/hr

Reflujo:

lect. rot.: 2.0
 Flujo: 36.405 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 91; 76; 74; 40
 W(tara+liq.): 16.8 + 12.0
 Tiempo: 2 hr., 1 min., 34.8 seg.
 W(tara): 0.8 + 0.8

Colas:

° Gay Lussac: 2
 W(tara+liq.): 17.4 + 17.2 + 19.8
 Tiempo: 2 hr., 1 min., 34.8 seg.
 W(tara+liq.): 0.8 + 0.8 + 0.8

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

Destilado corrida: 74° Gay Lussac; Volumen: 14.3 litros
 Destilado purga: 48° Gay Lussac; Volumen: 9.0 litros

UNIVERSIDAD DEL VALLE
 Facultad de Ciencias y Humanidades
 Departamento de Química
 Sección de Ingeniería Química

Fecha: 16-12-86

Corrida: 6-6.1

Calderas:

H inicial: 17.0 cm.
 H final: 14.8 cm
 Volumen: 3.50 gal.

Calderín:

Presión: 20 psig
 W(tara+liq.): 18.7
 Tiempo: 27 min,
 W(tara): 0.8
 Temp. Condensado: 85.0

Condensador:

Lec. Rot.: 30
 Tent.: 19.0
 Tsal.: 24.0

Alimentación:

° Gay Lussac: 25; 20; 23
 Lec. Bomba: 4
 Plato#: 5
 Flujo: 38.35 lb/hr

Reflujo:

lect. rot.: 2.0
 Flujo: 36.405 lb/hr

Cabezas:

° Gay Lussac: 91; 93; 92; 90
 W(tara+liq.): 13.0
 Tiempo: 2 hr., 1 min., 7.8 seg.
 W(tara): 0.8

Colasi:

° Gay Lussac: 2; 3
 W(tara+liq.): 19.7 + 11.5 + 15.9 + 12.5 + 11.7
 Tiempo: 2 hr., 1 min., 7.8 seg.
 W(tara+liq.): 0.8 + 0.8 + 0.8 + 0.8 + 0.8

OBSERVACIONES:

NOTA: Todos los pesos están dados en libras, y las temperaturas en grados centígrados.

Destilado corrida: 91° Gay Lussac; Volumen: 7.0 litros
 Destilado purga: 63° Gay Lussac; Volumen: 11.7 litros

A.2 DATOS CALCULADOS

A.2.1 Balance de Masa

A.2.1.1 Variación del Plato de Alimentación

CUADRO No. 1

Corrida	D (lb/hr)	B (lb/hr)	A _C (%)	F=81.52 lb/hr
F-1	5.89	81.64	7.38	
F-2	3.55	102.86	30.5	
C-1	3.76	81.83	5.0	
D-1	5.15	86.45	12.4	
D-2	1.24	91.7	14.0	
E-1	7.76	72.7	-1.4	
E-2	5.62	76.24	0.4	

CUADRO No. 2

Corrida	X _D (frac. molar)	M _D (lb/lbmol)	\bar{D} (lbmol/hr)	X _F (frac. molar)	M _F (lb/lbmol)	\bar{F} (lbmol/hr)	E ₁ (%)	X _B (frac. molar)
F-1	0.64	44.88	0.131	0.142	23.98	3.4	17.3	0.025
F-2	0.635	44.67	0.079	0.138	23.78	3.43	10.6	0.03
C-1	0.64	44.88	0.084	0.142	23.98	3.4	11.0	0.04
D-1	0.61	43.62	0.118	0.15	24.3	3.35	14.3	0.025
D-2	0.61	43.62	0.028	0.148	24.20	3.37	3.4	0.025
E-1	0.66	45.72	0.170	0.158	24.62	3.31	21.5	0.04
E-2	0.66	45.72	0.123	0.135	23.67	3.44	17.8	0.04

A.2.1.2 Operación con Plato de Alimentación 5

CUADRO No. 3

Corrida	D (lb/hr)	B (lb/hr)	A _C (%)	F=38.35 lb/hr
G-1	14.16	19.79	-11.5	
G-2	17.22	16.58	-11.8	
G-3	10.08	30.28	5.2	
G-4	13.3	31.51	16.8	
G-5	13.42	25.66	1.9	
G-6	6.04	33.34	2.7	

CUADRO No. 4

Corrida	X _D (frac. molar)	M _D (lb/lbmol)	\bar{D} (lbmol/hr)	X _F (frac. molar)	M _F (lb/lbmol)	\bar{F} (lbmol/hr)	E _T (%)	X _B (frac. molar)
G-1	0.389	34.34	0.412	0.067	20.84	1.84	130.6	0.005
G-2	0.292	30.26	0.569	0.063	20.66	1.86	141.0	0.0
G-3	0.375	33.75	0.299	0.067	20.84	1.84	90.3	0.0
G-4	0.26	28.92	0.46	0.063	20.66	1.86	102.3	0.0
G-5	0.335	32.07	0.418	0.073	21.08	1.82	105.0	0.005
G-6	0.615	43.83	0.138	0.067	20.84	1.84	68.5	0.005

CUADRO No. 5

Corrida	Tiempo Total (seg)	\bar{F}_{alc} (lbmol/hr)	E_2 (%)
G-1	8,930.0	0.0580	83.3
G-2	8,828.2	0.0587	91.2
G-3	7,992.2	0.0649	38.0
G-4	8,848.4	0.0586	52.2
G-5	8,974.8	0.0587	61.6
G-6	9,441.8	0.0549	24.2

CUADRO No. 6

Corrida	Alcohol que entró (lbmol)	Alcohol que salió			Pérdidas (\bar{F}_{al})	
		Corrida (lbmol)	Est. y Purga (lbmol)	Total (lbmol)	(lbmol)	(%)
G-4	0.431	0.243	0.115	0.358	0.073	16.9
G-5	0.476	0.288	0.117	0.405	0.071	14.9
G-6	0.468	0.178	0.199	0.377	0.091	19.4

CUADRO No. 7

Corrida	$\bar{F}_{perd.}$ (lbmol/hr)	E_3 (%)
G-4	0.0297	78.3
G-5	0.0285	83.0
G-6	0.0347	52.5

A.2.2 Del Balance de Energía

A.2.2.1 Variación del Plato de Alimentación

CUADRO No. 8

Corrida	\dot{m}_c (lb/hr)	Pv (psia)	$-\Delta H_c$ (Btu/lb)	Tsat (F)	- Tc (F)	(C)	-Q (Btu/hr)
F-1	34.9	29.4	945.31	250.13	75.0	41.7	35,609.9
F-2	21.4	28.4	947.35	247.04	76.4	42.5	21,909.1
C-1	30.6	27.4	948.7	244.96	81.6	45.3	31,525.9
D-1	35.0	29.4	945.31	250.13	77.7	43.2	35,805.4
D-2	28.4	28.4	947.35	247.04	76.4	42.5	29,055.2
E-1	30.4	29.4	945.31	250.13	77.7	43.2	31,099.2
E-2	40.9	27.4	948.7	244.96	74.36	41.3	41,843.2

CUADRO No. 9

Corrida	ΔT_e (F)	(C)	Ql (Btu/hr)	Pq (Btu/hr)	(%)
F-1	7.2	4.0	14,746.3	20,863.6	58.6
F-2	3.6	2.0	7,373.2	14,535.94	66.3
C-1	5.4	3.0	10,240.5	21,285.4	67.5
D-1	6.3	3.5	12,903.0	22,902.1	64.0
D-2	3.6	2.0	7,373.2	21,682.0	74.6
E-1	4.5	2.5	9,216.5	21,882.7	70.4
E-2	3.6	2.0	7,373.2	34,470.0	82.4

Para todos las corridas $\dot{m}_h = 2,048.1$ lb/hr.

A.2.2.2 Operación con Plato de Alimentación 5

CUADRO No. 10

Corrida	\dot{m}_c (lb/hr)	Pv (psia)	$-\Delta H_c$ (Btu/lb)	Tsat (F)	$-\Delta T_c$ (F)	(C)	$-Q$ (Btu/hr)
G-1	57.2	32.4	942.25	254.6	69.6	38.7	57,877.8
G-2	33.5	37.4	936.50	263.1	78.1	43.4	33,989.1
G-3	59.0	34.4	939.81	258.2	75.0	41.7	59,548.7
G-4	32.2	32.4	942.25	254.6	67.8	37.7	32,523.61
G-5	51.5	32.4	942.25	254.6	64.2	35.7	51,832.2
G-6	39.8	52.4	942.25	254.6	64.2	35.7	40,036.6

CUADRO No. 11

Corrida	ΔT_c (F)	(C)	Q1 (Btu/hr)	Pq (Btu/hr)	(%)
G-1	9.0	5.0	18,432.9	39,445.0	68.2
G-2	8.1	4.5	16,589.6	17,399.5	51.2
G-3	6.3	3.5	12,903.0	46,645.7	78.3
G-4	12.6	7.0	25,806.1	6,717.51	20.6
G-5	6.3	3.5	12,903.0	38,929.2	75.1
G-6	9.0	5.0	18,432.9	21,603.7	53.96

Para todas las corrientes $m_h = .2,048.1$ lb/hr.

A.2.3 De la Eficiencia de Platos

CUADRO No. 12

Corrida	L (lb/hr)	R	$X_D/R+L$ (fracción molar)
F-1	12.67	2.15	0.203
F-2	12.67	3.57	0.139
C-1	14.56	3.87	0.131
D-1	12.67	2.46	0.176
D-2	12.67	10.25	0.054
E-1	12.67	1.63	0.251
E-2	12.67	2.25	0.203

CUADRO No. 13

FRACCION MOLAR DE ISOPROPANOL EN EL LIQUIDO

Corridas

Plato #	F-1	F-2	C-1	D-1	D-2	E-1	E-2
1	0.467	0.556	0.640	0.307	0.182	0.640	0.618
2	0.216	0.258	0.596	0.318	0.209	0.307	0.451
3	0.240	0.249	0.216	0.307	0.216	0.396	0.467
4	0.307	0.329	0.353	0.307	0.202	0.396	0.435
5	0.353	0.366	0.366	0.307	0.216	0.175	0.202
6	0.365	0.378	0.378	0.286	0.224	0.209	0.216
7	0.392	0.378	0.329	0.286	0.216	0.202	0.216
8	0.378	0.353	0.329	0.267	0.240	0.216	0.24
9	0.216	0.202	0.216	0.240	0.224	0.182	0.224
10	0.152	0.169	0.175	0.175	0.202	0.124	0.195
11 (Calderín)	0.038	0.040	0.045	0.036	0.038	0.045	0.045

CUADRO No. 14

FRACCION MOLAR DE ISOPROPANOL EN EL LIQUIDO EN
EQUILIBRIO CON EL VAPOR QUE SALE DEL PLATO n

Corridas

Plato #	F-1	F-2	C-1	D-1	D-2	E-1	E-2
1	0.082	0.271	0.535	0.026	0.013	0.560	0.505
2	0.022	0.020	0.415	0.027	0.014	0.032	0.072
3	0.023	0.019	0.016	0.026	0.014	0.055	0.087
4	0.028	0.025	0.028	0.026	0.014	0.055	0.062
5	0.033	0.030	0.029	0.026	0.014	0.022	0.021
6	0.034	0.031	0.031	0.025	0.015	0.025	0.022
7	0.042	0.031	0.026	0.025	0.014	0.024	0.022
8	0.037	0.028	0.026	0.023	0.015	0.025	0.024
9	0.022	0.016	0.030	0.021	0.015	0.023	0.022
10	0.015	0.015	0.015	0.016	0.014	0.013	0.020
11 (Cond.)	0.535	0.519	0.535	0.432	0.432	0.596	0.596

CUADRO No. 15

EFICIENCIA DE PLATOS (%)

Corrida

Plato #	F-1	F-2	C-1	D-1	D-2	E-1	E-2
1	164.8	68.1	0.0	170.2	240.4	31.2	65.6
2	65.2	104.6	41.9	- 3.9	-16.0	416.2	177.8
3	-12.4	3.8	209.9	3.8	- 3.6	-32.4	- 4.2
4	-30.9	-34.8	-68.5	0.0	6.9	0.0	8.4
5	-16.5	-12.2	- 4.0	0.0	- 7.4	64.8	62.5
6	- 3.8	- 3.6	- 3.6	7.5	- 4.0	-22.2	- 7.7
7	- 8.2	0.0	14.1	0.0	3.8	3.8	0.0
8	4.0	7.2	0.0	7.3	-11.9	- 7.9	-12.4
9	47.5	46.5	37.3	11.1	7.1	17.8	7.4
10	33.0	17.7	22.0	29.7	10.5	36.5	14.4
Calderín	83.2	83.7	81.2	87.4	87.2	71.2	85.7

CUADRO No. 16

DATOS PARA EL ANOVA (EFICIENCIA DE MURPHREE)

Plato #	Alimentación en el plato # 9 (1)		Alimentación en el plato # 1 (2)		Alimentación en el Plato # 5 (3)	
(1)	164.8	68.1	170.2	240.4	31.2	65.6
(2)	65.2	104.6	- 3.9	-16.0	416.2	147.8
(3)	-12.4	3.8	3.8	- 3.6	-32.4	- 4.2
(4)	-30.9	-34.8	0.0	6.9	0.0	8.4
(5)	-16.5	-12.2	0.0	- 7.4	64.8	62.5
(6)	- 3.8	- 3.6	7.5	- 4.0	-22.2	- 7.7
(7)	- 8.2	0.0	0.0	3.8	3.8	0.0
(8)	4.0	7.2	7.3	-11.9	- 7.9	-12.4
(9)	47.5	46.5	11.1	7.1	17.8	7.4
(10)	33.0	17.7	29.7	10.5	36.5	14.4
(11)	83.2	83.7	87.4	87.2	71.2	85.7
Calderín						

A.2.4 De la Eficiencia Global

CUADRO No. 17

Corrida	Platos Ideales	Platos Reales	Eficiencia Global (%)
F-1	2.917	11	26.5
F-2	2.564	10	25.6
C-1	2.72	10	27.2
D-1	2.375	9	26.4
D-2	2.0	11	18.2
E-1	3.93	10	39.3
E-2	3.36	10	33.6

A.2.5 Del Análisis de Costo

CUADRO No. 18

Prueba Experimental	Diesel Consumido (gal)	Costo del Diesel (Q)	Costo Total (Q)
G-1	3.89	6.61	52.19
G-2	3.91	6.65	52.23
G-3	4.64	7.89	53.47
G-4	4.21	7.16	52.74
G-5	4.53	7.70	53.28
G-6	3.5	5.95	51.53

A.3 CALCULO DE MUESTRA

A.3.1 Cálculo de Ac

Para todos los cálculos de muestra se usarán los datos de la corrida G-5 como ejemplo:

-Destilado (D):

Peso (tara + liq.) : 16.8 + 12.0 lbs.

Peso (tara): 0.8 + 0.8 lbs.

Tiempo: 2 hrs. 1 mn. 38.4 segs. = 7,294.8 segs.

$$D = \frac{16.8 + 12 (0.8 \times 2) \text{ lbs}}{7,294.8 \text{ seg}} \times 3,600 \frac{\text{segs}}{\text{hr}} = 25.66 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}}$$

-Colas (B)

Peso (tara + liq) = 17.4 + 17.2 + 19.8 lbs.

Peso (tara) = 0.8 + 0.8 + 0.8 lbs.

$$B = \frac{17.4 + 17.2 + 19.8 \text{ lbs}}{7,294.8 \text{ segs}} \times 3,600 \frac{\text{segs}}{\text{hr}} = 13.42 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}}$$

-Acumulación (Ac)

$$Ac = \frac{D + B - F}{F} \times 100 \quad (1)$$

F = lectura de la bomba = 4

de la calibración = 38.35 lbs/hr (Ver Gráfica # 1)

$$Ac = \frac{25.66 + 13.42 - 38.35}{38.35} \times 100 = 1.9\%$$

A.3.2 Cálculo de E_1

-Flujo molar de Destilado (\bar{D})

$^{\circ}\text{GL} = 74$ usando gráfica #3 = 0.335 = X_D

entonces usando gráfica #4 = el peso molecular promedio es 32.07

$$\bar{D} = \frac{D}{\text{peso molec.}} = 13.42 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{lbmol}}{32.07 \text{ lb}} = 0.418 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

-Flujo Molar de Alimentación (\bar{F})

Usando la gráfica #3 para pasar de °GL a fracción molar de isopropanol:

°GL	X_F	
25	0.075	
25	$0.075 = X_F = \frac{0.075 + 0.075 + 0.07}{3} = 0.0733$	

24 0.07 Usando gráfica #4: el PM es $21.08 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$

$$\bar{F} = \frac{F}{\text{peso molec.}} = 38.35 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{21.08 \text{ lb}} = 1.82 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

- E_1 :

$$(2) E_1 = \frac{X_D \bar{D}}{X_F \bar{F}} = \frac{0.335(0.418)}{0.0733(1.82)} \times 100 = 105.0\%$$

A.3.3 Cálculo de E_2

-Flujo de isopropanol cargado al inicio de la corrida (Falc):

Volumen isopropanol: 5 lt.

Tiempo corrida: 7,294.8 seg.

Tiempo estabilización: 28 min. = 1680 seg.

$$5 \text{ lt} \times 1,000 \frac{\text{ml}}{\text{lt}} \times 0.7854 \frac{\text{gr}}{\text{ml}} \times \frac{1 \text{ lb}}{454 \text{ gr}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{60 \text{ lb}} = 0.144 \text{ lbmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Tiempo total de corrida} &= 7,294.8 \text{ seg} \\ &+ 1,680.0 \text{ seg} \\ &= 8,974.8 \text{ seg} \end{aligned}$$

$$\text{Falc} = \frac{0.144 \text{ lbmol}}{8,974.8 \text{ seg}} \times 3,600 \frac{\text{seg}}{\text{hr}} = 0.0578 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

$$(3) E_2 = \frac{X_D \bar{D} - \bar{F}_{\text{alc}}}{X_F \bar{F}} = \frac{0.335(0.418) - 0.0578}{0.0733(1.82)} = 61.6\%$$

A.3.4 Cálculo del Balance de Alcohol

-Alcohol que entra (Alent.):

$$F = 38.35 \text{ lb/hr}$$

Tiempo Total: 8,974.8 seg.

$$X_F = 0.0733 \Rightarrow PM = 21.08 \text{ lb/lbmol}$$

$$38.35 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3,600 \text{ seg}} \times 8,974.8 \text{ seg} = 95.6 \text{ lb}$$

$$95.6 \text{ lb} \times \frac{\text{lbmol}}{21.08 \text{ lb}} \times 0.0733 \frac{\text{lbmol isopropanol}}{\text{lbmol solución}} = 0.332 \text{ lbmol}$$

Más los 5 lt. de carga inicial = 0.144 lbmol (Ver A.3.3)

$$\text{Alent.} = 0.332 + 0.144 = 0.476 \text{ lbmol}$$

-Alcohol que sale (Alsal):

a) Durante la corrida:

$$\text{Vol.} = 14.3 \text{ lt}$$

$$^{\circ}\text{GL} = 74 \text{ usando gráfica \#3} = 0.335 X$$

$$\text{y usando gráfica \#4} = 32.07 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

De referencia 1 su densidad = $0.876 \frac{\text{gr}}{\text{ml}}$

$$14.3 \text{ lt} \times 1,000 \frac{\text{ml}}{\text{lt}} \times 0.876 \frac{\text{gr}}{\text{ml}} \times \frac{1 \text{ lb}}{454 \text{ gr}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{32.07 \text{ lb}} \times 0.335$$

$$= 0.288 \text{ lbmol}$$

b) Durante la estabilización y purga:

$$\text{Vol.} = 9 \text{ lt.}$$

$$^{\circ}\text{GL} = 48 \text{ usando gráfica \#3} = 0.155 = X$$

$$\text{y usando gráfica \#4} = 24.51 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

de Ref. 1 su densidad : $0.935 \frac{\text{gr}}{\text{ml}}$

$$9 \text{ lt} \times 1,000 \frac{\text{ml}}{\text{lt}} \times 0.935 \frac{\text{gr}}{\text{ml}} \times \frac{1 \text{ lb}}{454 \text{ gr}} \times \frac{\text{lbmol}}{24.51 \text{ lb}} \times 0.155 = 0.117$$

$$\text{Alsal} = 0.288 + 0.117 = 0.405$$

-Pérdidas de alcohol (Pal):

$$\text{Alent} - \text{Aalsal} = \text{Pal}$$

$$0.476 - 0.405 = 0.071 \text{ lbmol} = \text{Pal}$$

En Porcentaje:

$$(5) \text{ Pal} = \frac{\text{Alent} - \text{Aalsal}}{\text{Alent}} \times 100 = \frac{0.476 - 0.405}{0.476} = 14.9\%$$

A.3.5 Cálculo de E_3

-Flujo de isopropanol que se pierde (\bar{F}_{perd}):

Pérdida de isopropanol: 0.071 lbmol

Tiempo total de operación: 8,974.8 seg.

$$\bar{F}_{\text{perd}} = \frac{0.071 \text{ lbmol}}{8,974.8 \text{ seg}} \times \frac{3,600 \text{ seg}}{\text{hr}} = 0.0285 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

$$(4) E_3 = \frac{X_D \bar{D} - (\bar{F}_{\text{alc}} - \bar{F}_{\text{perd}})}{X_F \bar{F}} \times 100$$

$$E_3 = \frac{(0.335)(0.418) - (0.0578 - 0.0285)}{0.0733(1.82)} \times 100$$

$$E_3 = 83\%$$

A.3.6 Cálculo de \dot{m}_c (flujo másico de condensado)

Peso (condensado + tara) : 18.0 lbs.

Peso (tara) ; 0.8 lbs.

Tiempo: 20 mn. 1.8 seg.

$$\dot{m}_c = \frac{(18.0 - 0.8) \text{ lbs}}{(20 + 1.8) \text{ min}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 51.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

A.3.7 Cálculo de ΔH_c y ΔT_c

Presión del vapor: 20 psig.

Temperatura del condensado: $88^\circ \text{C} = 190.4^\circ \text{F} = T_c$

$$20 \text{ psig} + (640 \text{ mmHg} \frac{14.504 \text{ psi}}{750.06 \text{ mmHg}}) = 32.4 \text{ psia} = P_v$$

Nota: 640 mmHg es la presión en el laboratorio de operaciones unitarias.

De la Ref. 2:

ΔH_c P
(Btu/lb) (psia)

-945.17	30	Por interpolación lineal:
-939.08	35	5 - (-6.09)
		(-2.4) - X \Rightarrow X = 2.92

$$\Delta H_c \text{ a } 32.4 \text{ psia} = -945.17 + 2.92 = -942.25 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

Para determinar la T_{sat} ; siempre de 2:

P	T_{sat}
(psia)	(°F)
30	250.34
35	259.28

Por interpolación lineal:

$$5 - (-8.94)$$

$$(-2.4) - X \quad X = 4.29$$

$$T_{\text{sat}} \text{ a } 32.4 \text{ psia} = 250.34 + 4.29 = 254.6^\circ\text{F} = 123.7^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_c = T_c - T_{\text{sat}} \quad (6)$$

$$= 190.4^\circ\text{F} - 254.6^\circ\text{F} = -64.2^\circ\text{F} = \Delta T_c$$

$$88^\circ\text{C} - 123.7 = -35.7^\circ\text{C} = \Delta T_c$$

A.3.8 Cálculo de la Energía que entra (Q)

$$Q = \dot{m}c (\Delta H_c + \bar{C}_p \Delta T_c) \quad (7)$$

$\bar{C}_p \Rightarrow$ se tomará igual a $\frac{1 \text{ Btu}}{\text{lb} \cdot \text{F}}$

$$Q = 51.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} (-942.25 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} + (1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} \cdot \text{F}})(-64.2 \text{ F}))$$

$$Q = -51,832.2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

A.3.9 Cálculo del flujo másico de agua de enfriamiento (\dot{m}) y del ΔT_e

Lectura rotámetro agua enfriamiento: 30

Temperatura entrada al condensador: $18.5^\circ\text{C} = T_{en.} = 65.3^\circ\text{F}$

Temperatura salida del condensador: $22.0^\circ\text{C} = T_{sal} = 71.6^\circ\text{F}$

De la gráfica #5 para una lectura de rotámetro de 30, el flujo másico es $2,048.1 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$

$$\Delta T_e = T_{sal} - T_{en.} \quad (8)$$

$$= 71.6 - 65.3 = 6.3^\circ\text{F} = \Delta T_e$$

$$22.0 - 18.5 = 3.5^\circ\text{C} = \Delta T_e$$

A.3.10 Cálculo de la energía que se remueve (Q_1)

$$Q_1 = \dot{m} \bar{C}_p \Delta T_e \quad (9)$$

$$= 2,048.1 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \left(1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb F}} \right) (6.3 \text{ F})$$

$$Q_1 = 12,903.03 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

A.3.11 Cálculo de la pérdida de energía (P_q) Del balance total de energía

$$|Q| = Q_1 + P_q \quad (10)$$

Despejando P_q :

$$P_q = |Q| - Q_1 \quad (11)$$

$$P_q = 51,832.22 - 12,903.03 = 38,929.2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

y en porcentaje de la energía que entra:

$$\frac{38,929.2}{51,832.2} \times 100 = 75.1\%$$

A.3.12 Comparación de Medias

Corridas (F.C.D y E)

$$\bar{X}_2 = 32,406.8$$

$$I_2 = 7$$

$$J_2 = 6,255.3$$

Corridas (G)

$$\bar{X}_1 = 45,968.0$$

$$I_1 = 6$$

$$J_1 = 12,000.8$$

La varianza común es:

$$J_T^2 = \frac{5(I_1 - 1) J_1^2 + (I_2 - 1) J_2^2}{(I_1 - 1) + (I_2 - 1)} \quad (13)$$

$$J_T^2 = \frac{(6-1)(12,000.8)^2 + (7-1)(6,255.3)^2}{(6-1) + (7-1)} = 86,806,242.9$$

$$T = \frac{X_1 - X_2}{\sqrt{J_T^2 \left(\frac{1}{I_1} + \frac{1}{I_2} \right)}} \quad (14)$$

$$\sqrt{J_T^2 \left(\frac{1}{I_1} + \frac{1}{I_2} \right)}$$

$$T = \frac{45,968.0 - 32,406.8}{\sqrt{86,806,242.9 \left(\frac{1}{6} + \frac{1}{7} \right)}} = 2.616$$

$$\sqrt{86,806,242.9 \left(\frac{1}{6} + \frac{1}{7} \right)}$$

$$\text{Grados de libertad} = I_1 + I_2 - 2 \quad (15)$$

$$6 + 7 - 2 = 11$$

A.3.13 Cálculo de Eficiencia de Plato

Como ejemplo se usará el plato #5 de la corrida E-1.

El primer paso es construir las líneas de operación correspondientes a la corrida sobre el diagrama X-Y del sistema isopropanol-agua.

Usando McCabe - Thiele (ref. 6).

-La línea de operación de rectificación está determinada por el punto X_D sobre la recta $X = Y$. Ver gráfica #6, y el punto $X_D/R+1$ en el eje Y .

$$R = \frac{L}{D} \quad (16)$$

L : que es el flujo del reflejo corresponde a una lectura del rotámetro de 1.6.

Entonces, para 1.6 en el rotámetro del reflejo:

Tara: 102.28 gr

Tara x liq : 211.64 gr

Tiempo: 1 mn, 8.4 seg. = 68.4 seg.

$$L = \frac{(211.64 - 102.28)\text{gr}}{68.4\text{seg}} \times \frac{1 \text{ lb}}{454\text{gr}} \times \frac{3,600\text{seg}}{1 \text{ hr}} = \frac{12.67\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$R = \frac{12.67\text{lb/hr}}{5.15\text{lb/hr}} = 2.46$$

$$\frac{X_D}{R+1} = \frac{0.61}{2.46 + 1} = 0.176 = 17.6\%$$

-La línea de alimentación, tiene como punto inicial el valor 0.158 en la recta $X=Y$ y una pendiente igual a $\frac{q}{q-1}$ donde

$$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} \quad (17)$$

De ⑦ $H_L = 3,593.0 \text{ Btu/lbmol}$ a 0.158 fracción molar de

$H_G = 21,258.01 \text{ Btu/lbmol}$ isopropanol

$$H_F = C_{pl} (T_F - T_O) \quad \text{May} \quad (18)$$

C_{pl} de ① es: 1.8187 Btu/lb C

El peso molecular promedio (M_{av}) se calculó así:

M_{av} : 1 mol. solución con 0.15 mol de isopropanol:

$$0.15 \times 60 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} = 9.0 \quad \Rightarrow \quad M_{av} = 24.3 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol s/n}}$$

$$0.85 \times 18 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} = \frac{15.3}{24.3}$$

Aplicando E_c (18):

$$\Rightarrow H_F = 1.8187 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{C}} (20^\circ\text{C} - 0^\circ\text{C}) 24.3 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

$$H_F = 883.88 \text{ Btu/lbmol}$$

$$q = \frac{21,258.01 - 8805.88}{21,258.01 - 3,593.0} = 1.1534$$

$$\text{pendiente} = \frac{1.1534}{1.1534 + 1} = 7.5$$

-La línea de agotamiento va del punto en que se intersecan las líneas de alimentación con la de rectificación, hasta el punto donde X_D toca la línea $Y=X$; ver Gráfica #6.

La eficiencia del platón viene dada por:

$$E_n = \frac{X_{n-1} - X_n}{X_{n-1} - X_c} \times 100 \quad (19)$$

donde:

E_n = es la eficiencia del platón en %

X_n = fracción molar de isopropanol en el plato n , fase líquida.

X_c = es la composición en equilibrio con el vapor que sale del plato n , Y_n .

X_{n-1} = fracción molar de isopropanol en el plato $n-1$, fase líquida.

Nota: se han numerado los platos de arriba hacia abajo.

Entonces, con los datos para el plato #5 de la corrida E-1

$$E_5 = \frac{X_4 - X_5}{X_4 - X_C}$$

Grados Gay-Lussac de los platos de interés:

$$X_4 = 77^\circ\text{GL}$$

$$X_5 = 54^\circ\text{GL}$$

Usando la curva de regresión presentada en la gráfica #3.

$$\text{Fracción molar} = 2.6548 \cdot e^{(\text{°GL})(0.03497)} \quad (20)$$

$$\Rightarrow X_4 = 2.6548 \times e^{(77)(0.03497)} = 0.396$$

$$E_5 = \frac{0.396 - 0.175}{0.396 - 0.055} = 64.8\% \text{ De gráfica \#6} = X_C = 0.055$$

A.3.14 Cálculo del ANOVA

Para realizar el análisis de varianza se usarán los resultados del cuadro No. 14; el modelo propuesto es:

$$X_{ijh} = M + d_i + B_j + Y_{ij} + e_{ijh} \quad (21)$$

$$i = 1, 2, 3$$

$$j = 1, 2, 3 \dots 10, 11$$

$$h = 1, 2$$

$$k = 3$$

$$n = 11$$

$$r = 2$$

X_{ijh} = cualquier valor del cuadro No. 16

M = gran media

d_i = efecto del tratamiento i (alimentación en el plato #1)

B_j = efecto de la localización del plato (plato #5)

Y_{ij} = efecto de interacción al alimentar en el plato #5,
sobre la eficiencia del plato J .

e_{ijh} = errores al azar.

Fórmulas usadas:

-Suma de Cuadrados

$$SST = \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^{11} \sum_{h=1}^2 x^2_{ijh} - \frac{T_{...}^2}{(2)(11)(3)} \quad (22)$$

= suma de cuadrados total

$$SS (Tr) = \frac{1}{(11)(2)} \sum_{i=1}^3 T_{i...}^2 - \frac{T_{...}^2}{(2)(11)(3)} \quad (23)$$

= suma de cuadrados de los tratamientos

$$SS(B) = \frac{1}{(3)(2)} \sum_{j=1}^{11} T_{.j.}^2 - \frac{T_{...}^2}{(2)(11)(3)} \quad (24)$$

= suma de cuadrados de los bloques (localización del plato)

$$SSI = \frac{1}{2} \sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^{11} T^2_{ij.} - \frac{T_{...}^2}{(2)(11)(3)} - SS(T_i) - SSB \quad (25)$$

= suma de cuadrados de la interacción

$$SSE = SST - SS(T_r) - SSB - SSI$$

donde:

$T_{...}$ = es el gran total de todas las observaciones

$T_{i..}$ = es el total de todas las observaciones del tratamiento

$T_{.j.}$ = es el total de todas las observaciones del bloque j

$T_{ij.}$ = es el total de las dos observaciones donde el tratamiento i se usó en el bloque J Total de las observaciones en que se alimentó por el plato i, y se estudió el plato J.

Sustituyendo valores: (Ver Cuadro No. 14)

$$T_{...} = 164.8 + 68.1 + \dots + 71.2 + 85.7 = 2,179.5$$

$$T_{i..} = 164.8 + 68.1 + \dots + 83.2 + 83.7 = 606.9$$

$$T_{2..} = 170.2 + 240.4 + \dots + 87.4 + 87.2 = 626.1$$

$$T_{3..} = 946.5$$

$$T.1. = 164.8 + 68.1 + \dots + 31.2 + 65.6 = 740.3$$

$$T.2. = 65.2 + 104.6 + \dots + 416.2 + 147.8 = 713.9$$

etc., hasta

$$T.11. = 83.2 + 83.7 + \dots + 71.2 + 85.7 = 498.4$$

$$\sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^{11} \sum_{h=1}^2 x^2_{ijh} = (164.8)^2 + (68.1)^2 + \dots + (85.7)^2 =$$

$$= 398,201.73$$

$$\sum_{i=1}^3 T_i^2 = (606.9)^2 + (626.1)^2 + (946.5)^2 = 1,656,191.1$$

$$\sum_{j=1}^{11} T.j^2 = (740.3)^2 + (713.9)^2 + \dots + (498.4)^2 = 1,359,298.95$$

$$\sum_{i=1}^3 \sum_{j=1}^{11} T_{ij}^2 = (164.8 + 68.1)^2 + (170.2 + 240.4)^2 + \dots$$

$$+ (71.2 + 85.7)^2 = 703,614.85$$

Entonces:

$$SST = 398,201.73 - \frac{(2,179.5)^2}{3(11)(2)} = 326,228.7$$

$$SS(\text{Tr}) = \frac{1,656,191.1}{11(2)} - \frac{(2,179.5)^2}{3(11)(2)} = 3,308.4$$

$$SSB = \frac{1,359,298.95}{3(2)} - \frac{(2,179.5)^2}{3(11)(2)} = 154,576.8$$

$$SSI = \frac{703,614.85}{2} - \frac{(2,179.5)^2}{3(11)(2)} - 3,308.4 - 154,576.8 = 121,949.2$$

$$SSE = 326,228.7 - 3,308.4 - 154,576.8 - 121,949.2 = 46,394.3$$

-Grados de Libertad:

$$a) \text{ Tratamiento} = K-1 = 3 - 1 = 2 \quad (26)$$

$$b) \text{ Bloques} = n-1 = 11 - 1 = 10 \quad (27)$$

$$c) \text{ Interacción} = (h-j)(n-j) = (2)(10) = 20 \quad (28)$$

$$d) \text{ Error} = hn(r-j) = 3(11)(2-1) = 33 \quad (29)$$

$$e) \text{ Total} = rkn-1 = 2(3)(11) - 1 = 65 \quad (30)$$

-Medias Cuadradas

$$a) \text{ Tratamientos: } MS(\text{Tr}) = \frac{SS(\text{Tr})}{k-1} = \frac{3,308.4}{3-1} = 1,654.2 \quad (31)$$

$$b) \text{ Bloques: } MSB = \frac{SSB}{n-1} = \frac{154,576.8}{11-1} = 14,457.7 \quad (32)$$

$$c) \text{ Interacción: } MSI = \frac{SSI}{(n-1)(k-1)} = \frac{121,949.2}{(3-1)(11-1)} = 6,097.5 \quad (33)$$

$$d) \text{ Error: } MSE = \frac{SSE}{kn(j-1)} = \frac{46,394.3}{2(3)(11)-1} = 1,405.9 \quad (34)$$

-Razones F

$$a) \text{ Tratamiento: } F_{\text{Tr}} = \frac{MS(\text{Tr})}{MSE} = \frac{1,654.2}{1,405.9} = 1.176 \quad (35)$$

$$b) \text{ Bloques: } F_B = \frac{MSB}{MSE} = \frac{14,457.7}{1,405.9} = 10.28 \quad (36)$$

$$c) \text{ Interacción: } F_I = \frac{MSI}{MSE} = \frac{6,097.5}{1,405.9} = 4.34 \quad (37)$$

A.3.15 Cálculo de Eficiencia Global

Se usará la corrida E-1 como ejemplo. Ver Gráfica #7.

Como primer paso se trazaron las líneas de operación sobre el diagrama X-Y del sistema isorpopanol-agua. La forma para trazar las líneas de operación está descrita en la sección A.3.12.

Los valores usados son:

$$X_D = 0.66$$

$$X_F = 0.158$$

$$X_D = 0.251$$

$$X_B = 0.045$$

$$K+1$$

Pendiente línea de alimentación = 7.5

Luego se construyen los platos ideales de acuerdo al método McCabe-Thiele, descrito en la ref. 2.

Aunque no tiene significado físico, aquí se determinaron fracciones de platos ideales para comparar eficiencias globales. Para determinar la fracción de un plato ideal necesario para realizar la exacta separación que corresponde a cada corrida, se dividió el segmento Bc dentro del segmento Ac (Ver Gráfica 7), con esto se tiene la fracción del último plato que se necesita para obtener la concentración de isopropanol que realmente se registró en la corrida.

La eficiencia global (EG) se definió como:

$$EG = \frac{\text{Platos Ideales}}{\text{Platos Reales}} \times 100 \quad (38)$$

La torre de destilación usada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias, tiene 11 platos "reales" (contando el calderín), pero en la fórmula para EG, sólo se contarán aquellos en que exista diferencia en concentración. Así, para la corrida E-1 los platos 3 y 4 presentan la misma concentración de isopropanol, 0.396 fracción molar (Ver Cuadro No. 13); por lo tanto, se consideran ambos como un solo plato, y esta corrida queda con 10 platos reales.

Los platos ideales resultantes fueron: 3.93

Nota: Las gráficas números 6 y 7 se presentan solamente para ilustrar los cálculos. En realidad se usaron gráficas cinco veces más grandes para obtener los resultados aquí presentados.

$$\Rightarrow EG = \frac{3.93}{10} \times 100 = 39.3\%$$

A.3.16 Cálculo del Isopropanol usado en cada Prueba Experimental

Operación en Continuo: 15 galones con una concentración de 0.075 fracción molar en isopropanol.

Isopropanol:

$$0.075 \text{ mol} \times 60 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} = 4.5 \text{ gr.} \times \frac{\text{ml}}{0.7854 \text{ gr}} = 5.729 \text{ ml}$$

Agua:

$$0.925 \text{ mol} \times 18 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} = 16.65 \text{ gr} \times \frac{\text{ml}}{0.9982} = \frac{16.68 \text{ ml}}{22.41 \text{ ml}}$$

$$\frac{5.729}{22.41} \times 100 = 25.56\% \text{ V/V}$$

$$15 \text{ gal.} \times 0.2556 = 3.834 \text{ gal. de isopropanol.}$$

Carga inicial del calderín:

$$5 \text{ lt} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.785 \text{ lt}} = 1.321 \text{ gal.}$$

Total isopropanol usado:

$$3.834 + 1.321 = 5.155 \text{ gal.}$$

A.3.17 Cálculo del Diesel usado en cada Prueba Experimental

Usando los datos de la Corrida G-1:

Volumen Total del Tanque:

$$\text{Diámetro: } 91 \text{ cm.} \times \frac{1 \text{ pulg.}}{2.54 \text{ cm.}} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}} = 2.98 \text{ ft} = D$$

$$\text{Largo: } 87.5 \text{ cm} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2.54 \text{ cm}} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}} = 2.87 \text{ ft} = L$$

$$\text{Vol} = A \times L = \pi \frac{D^2}{4} L = \pi \frac{(2.98)^2}{4} \times 2.87 = 20.02 \text{ ft}^3$$

$$20.02 \text{ ft}^3 \times \frac{7.481 \text{ gal}}{\text{ft}^3} = 149.77 \text{ gal}$$

Volumen inicial: $h_1 = 17.7 \text{ cm}$

Altura total del tanque: 91 cm.

$\Rightarrow \frac{17.7 \text{ cm}}{91 \text{ cm}} = 0.1945$ Usando table G-52 de la Ref. 3, a esta razón -- (0.1945) le corresponde una fracción del volumen de 0.13681.

$$149.77 \text{ gal} \times 0.13681 = 20.49 \text{ gal.}$$

$$\text{Volumen Final: } h_2 = 15.3 \text{ cm.}$$

$\frac{15.3 \text{ cm}}{91 \text{ cm}} = 0.168$ Usando tabla G-52 de la Ref. 3, fracción del volumen igual a 0.11084.

$$149.77 \text{ gal} \times 0.11084 = 16.6 \text{ gal.}$$

Diesel consumido:

$$20.49 \text{ gal} - 16.6 \text{ gal} = 3.89 \text{ gal.}$$

A.3.18 Cálculo del Costo Total

Isopropanol:

$$5.155 \text{ gal} \times \frac{Q.288.9^*}{54 \text{ gal}} = Q.27.58$$

Diesel:

$$3.89 \text{ gal} \times \frac{Q.1.70 \text{ (feb. 1987)}}{\text{gal}} = Q.6.61$$

* Cotización de ESSOCHEM DE CENTROAMERICA, S.A. FEB. 1987.

Total:

$$27.58 + 6.61 = Q.34.19$$

A.4 METODOLOGIA

La forma de operar la torre de destilación y el muestreo se llevaron a cabo de la siguiente forma:

a. Preparación Previa:

- a.1 Se levantó presión de vapor en la caldera.
- a.2 Se purgó el calderín de la torre de destilación.
- a.3 Se cargó el calderín con 20 galones de agua destilada y 5 litros de alcohol isopropílico, 6% V/v de isopropanol.
- a.4 Se prepararon 15 galones de una solución isopropanol-agua; con 0.075 fracción molar en isopropanol.
- a.5 También se instaló la bomba peristáltica para la alimentación y se colocaron los tambos conteniendo la solución a alimentar, en la parte superior de la torre.

b. Destilación a Reflujo Total:

- b.1 Se revisó que las siguientes llaves estuvieran cerradas:
 - llaves del destilado.
 - llaves de colas.
 - llave de alimentación.
- b.2 Se abrió totalmente la llave de reflujo.
- b.3 Se conectó la torre de enfriamiento (ventilador y bomba).
- b.4 Se drenaron las líneas de vapor.
- b.5 Se abrió la llave de entrada de vapor a la torre de destilación.
- b.6 Pasados 5 minutos se purgó el aire de la torre de destilación.

- b.7 Regulando la cantidad de vapor que pasaba al calderín se mantuvo la presión interna de la torre a 2.3 psig. (1 atm absoluto).
- b.8 Se mantuvo operando de esta forma por media hora.
- c. Destilación en Continuo:
- c.1 Lo primero que se hizo en esta parte de la práctica fue marcar los niveles del condensador y del calderín. Estos deben permanecer constantes a lo largo de toda la destilación en continuo; con estos niveles el volumen de operación es 20 gal.
- c.2 Se abrió la llave para que el agua pasara por los condensadores que enfrían los productos de colas.
- c.3 Se abrió la llave de vapor hasta que el rotámetro de reflujo marcó 2.5.
- c.4 Luego se abrió la válvula de alimentación, se fijó el plato donde se iba a alimentar y se conectó la bomba peristáltica.
- c.5 Se abrió la llave del destilado (producto de cabezas) hasta que el rotámetro de reflujo marcó 2.0.
- c.6 Se abrió la llave del producto de colas.
- Forma de controlar la destilación en continuo:
- Para mantener constante el nivel del condensador, abrir o cerrar la llave de admisión de vapor a la torre.
 - Para mantener constante la lectura del rotámetro de reflujo abrir o cerrar la llave del destilado.
 - Para mantener constante el nivel del calderín se abre o cierra la llave de los productos de colas.
- c.7 Se mantuvo por media hora (tiempo de estabilización).

- c.8 Luego la torre se operó en continuo durante dos horas, intervalo en que se midieron flujos y se tomaron las muestras necesarias.
- d. Purga de la Torre:
- d.1 Luego se cerró la llave de las colas, así como la llave del reflujo y se abrió la llave de entrada del vapor.
- d.2 Se vigiló que en esta parte de la práctica el nivel del calderín fuese tal que siempre cubriera la solución los tubos por donde entra el vapor.
- d.3 Con la válvula de productos de cabeza (destilado) totalmente abierta, se recolectó el destilado hasta que el plato No. 1 tuviera una temperatura de aproximadamente 97 grados centígrados.
- e. Toma de Datos y Muestras:
- e.1 Para el balance de masa:
- Se determinó el flujo de destilado.
 - Se determinó el flujo de colas.
 - Se tomaron muestras de destilado y colas cada media hora, durante las dos horas de corrido, para determinarles la concentración de isopropanol.
 - Se registró la lectura del rotámetro de reflujo y la de la bomba de alimentación.
 - A todo lo recolectado durante la purga de la torre, se le midió su volumen y se le determinó su contenido de isopropanol (para el balance de alcohol).
- e.2 Para el balance de energía:
- Se determinó el flujo y temperatura del condensador.
 - Se registró la presión de vapor que entraba al calderín.

- Se tomaron las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento para el condensador.
- Se determinó el flujo de agua de enfriamiento.

e.3 Para la Eficiencia de Platos:

- Se tomaron muestras de cada uno de los platos de la torre de destilación al final de la destilación en continuo, en la fase líquida.
- Las muestras fueron enfriadas en un baño térmico a 15 grados centígrados, luego usando un alcoholímetro, se determinó los grados Gay Lussac. Con la ayuda de la Gráfica #3, se determinó la fracción molar en isopropanol de cada una de las muestras.

Nota: los flujos se calcularon tomando el peso de destilado, producto de colas o condensado en un tiempo determinado.

Equipo Usado:

1. Torre de Destilación marca Armfield Technical Education Co., modelo CEH-RG de platos burbujeadores.
2. Torre de Enfriamiento marca Baltimore Air Coil (BAC) FXT-15; equipada con bomba centrífuga, rotámetro y operada en conjunto con el condensador de la torre de destilación.
3. Bomba peristáltica de velocidad variable, marca Cole-Parmer Instrument Co., modelo WZ1RO31.
4. Caldera marca Cleaver Brooks, modelo 200X-30, serie - L70692, con tratamiento de agua.

A.5 NOMENCLATURA

A.5.1 Símbolos

Ac:	acumulación, ver Ec. (1); (%).
Alent.:	alcohol que entra; (lbmol).
Alsal.:	Alcohol que sale; (lbmol).
B:	flujo másico de colas; (lb/hr).
D:	flujo másico de destilado; (lb/hr).
\bar{D} :	flujo molar de destilado; (lbmol/hr).
E:	eficiencia de destilación; (%).
F:	flujo másico de alimentación; (lb/hr).
\bar{F} :	flujo molar de alimentación (lbmol/hr).
\bar{F}_{alc} :	flujo del isopropanol que se cargó al inicio de la corrida; (lbmol/hr).
\bar{F}_{perd} :	flujo de isopropanol que se pierde; (lbmol/hr).
L:	reflujo; (lb/hr).
Pal:	pérdidas de alcohol; (lbmol).
PM_D :	peso molecular del destilado; (lb/lbmol).
PM_F :	peso molecular de la alimentación; (lb/lbmol).
X_D :	fracción molar del destilado en isopropanol; (fracción molar).
X_F :	fracción molar del isopropanol en la alimentación; (fracción molar).
\dot{m}_C :	flujo másico de condensado; (lb/hr).
ΔH_C :	calor de condensación; (Btu/lb).
ΔT_C :	subenfriamiento del condensado; (F ó C).
Tsat:	temperatura de saturación; (F o C)

p :	presión; (psia).
T_c :	temperatura de salida del condensado; (F o C).
Q :	energía que entra al sistema; (Btu/hr).
\bar{C}_p :	capacidad calorífica; (Btu/lb F).
\dot{m}_H :	flujo másico de agua de enfriamiento; (lb/hr).
ΔT_e :	cambio de temperatura del agua de enfriamiento en el condensador; (F o C).
T_{sal} :	temperatura de agua de salida del condensador; (F o C).
T_{en} :	temperatura del agua de entrada al condensador; (F o C).
Q_1 :	energía que sale o es removida; (Btu/hr).
P_q :	pérdidas de energía; (Btu/hr o %).
I :	número de observaciones.
\bar{X} :	media aritmética.
J :	desviación estándar.
P_v :	presión absoluta del vapor que entra; (psia).
P_c :	pérdidas por convección natural; (Btu/hr o %).
R :	radio de reflujo; (adimensional).
L :	reflujo; (lb/hr).
C_{pl} :	capacidad calorífica de la solución agua-isoprop <u>a</u> nol; (Btu/lb C).
T_f :	temperatura de la alimentación; (C).
T_o :	temperatura de referencia; (O C).
M_{av} :	peso molecular promedio; (lb/lbmol).
q :	parámetro de la ecuación; (17).

H_G :	entalpía del vapor saturado de la solución; (Btu/hr).
H_F :	entalpía de la alimentación; (Btu/lb).
H_L :	entalpía del líquido saturado de la solución; (Btu/lb).
En:	eficiencia de Murphree del plato n; (%).
Xn:	fracción molar de isopropanol del plato n.
Xn-1:	fracción molar de isopropanol en el plato n-1.
X_e^* :	composición en equilibrio con el vapor que sale del plato n.
X _{ijh} :	cualquier valor del cuadro No. 16.
M:	gran media.
d _i :	efecto del tratamiento 1' (alimentación en el plato #1).
B _j :	efecto de la localización del plato (plato # j).
Y _{ij} :	efecto de interacción al alimentar en el plato #1 en combinación con el efecto de posición del plato j.
e_{ijh} :	errores al azar.
k:	tratamientos (3).
n:	bloques (11).
r:	réplicas (2).
SST:	suma de cuadrados total.
SS(Tr):	suma de cuadrados de los tratamientos.
SSB:	suma de cuadrados de los bloques (localización del plato).
SSI:	suma de cuadrados de la interacción.
SSE:	suma de cuadrados del error.

- T...: es el gran total de todas las observaciones.
- Ti...: el total de todas las observaciones del tratamiento i.
- T.j.: el total de las 2 observaciones donde el tratamiento i se usó en el bloque j.
- MS(Tr): media cuadrada del tratamiento.
- MSB: media cuadrada de los bloques.
- MSI: media cuadrada de la interacción.
- MSE: media cuadrada del error.
- Ftr: razón F del tratamiento.
- Fb: razón F de los bloques.
- F_I: razón F de la interacción.
- X: fracción molar de isopropanol en el líquido.
- Y: fracción molar de isopropanol en el vapor.
- X_B: fracción molar de isopropanol en las colas.
- EG: eficiencia global, definida por la ecuación (38).

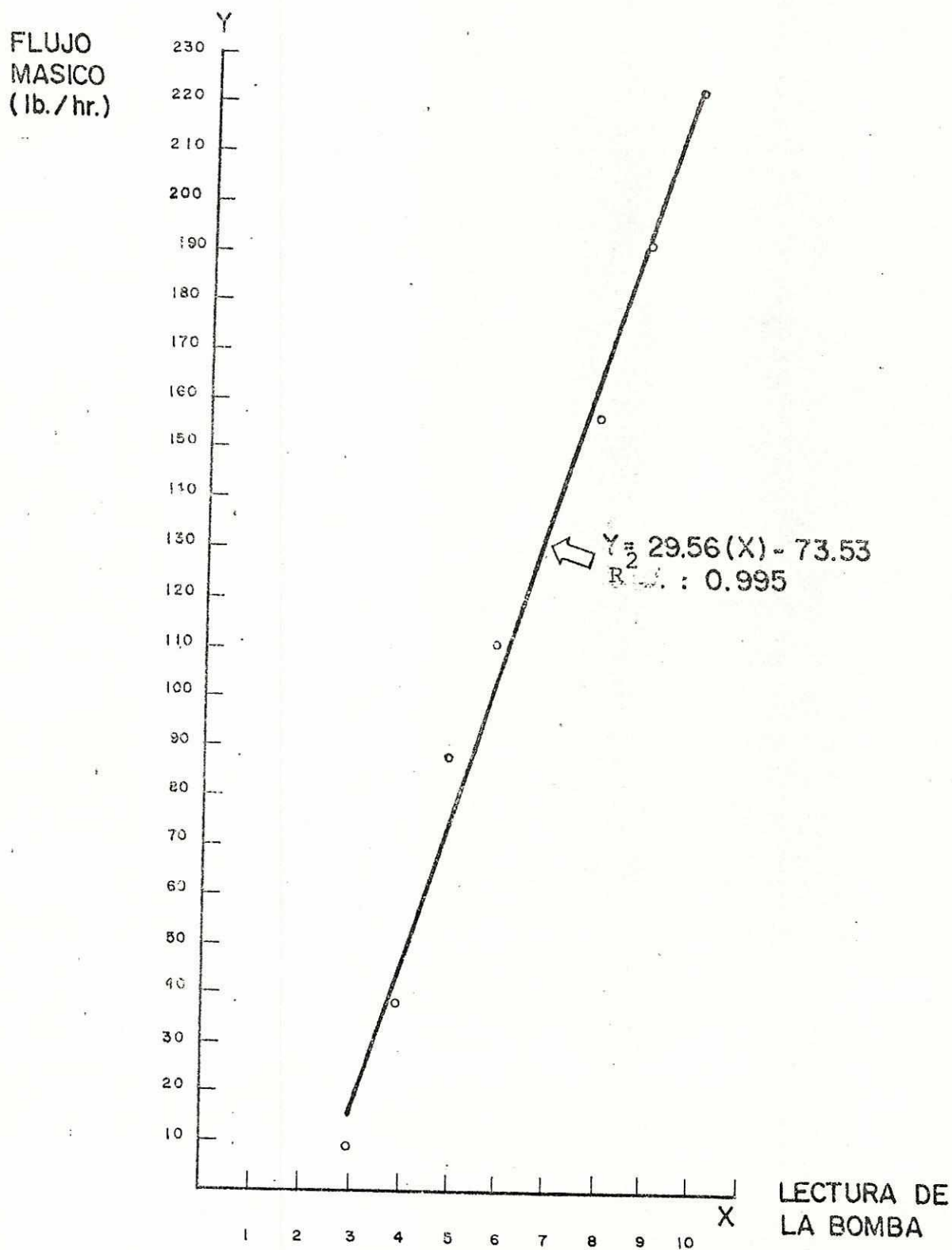
A.5.2 Directorio de Corridas

Corrida	Flujo de Alimentación (lb/hr)	Lectura bomba	Fracción molar de la alimentación	Plato en que se alimentó
F-1	81.52	5	0.15	9
F-2	81.52	5	0.15	9
C-1	81.52	5	0.15	3
D-1	81.52	5	0.15	1
D-2	81.52	5	0.15	1
E-1	81.52	5	0.15	5
E-2	81.52	5	0.15	5
G-1	38.35	4	0.075	5
G-2	38.35	4	0.075	5
G-3	38.35	4	0.075	5
G-4	38.35	4	0.075	5
G-5	38.35	4	0.075	5
G-6	38.35	4	0.075	5

A.6 GRAFICAS

GRAFICA No. I

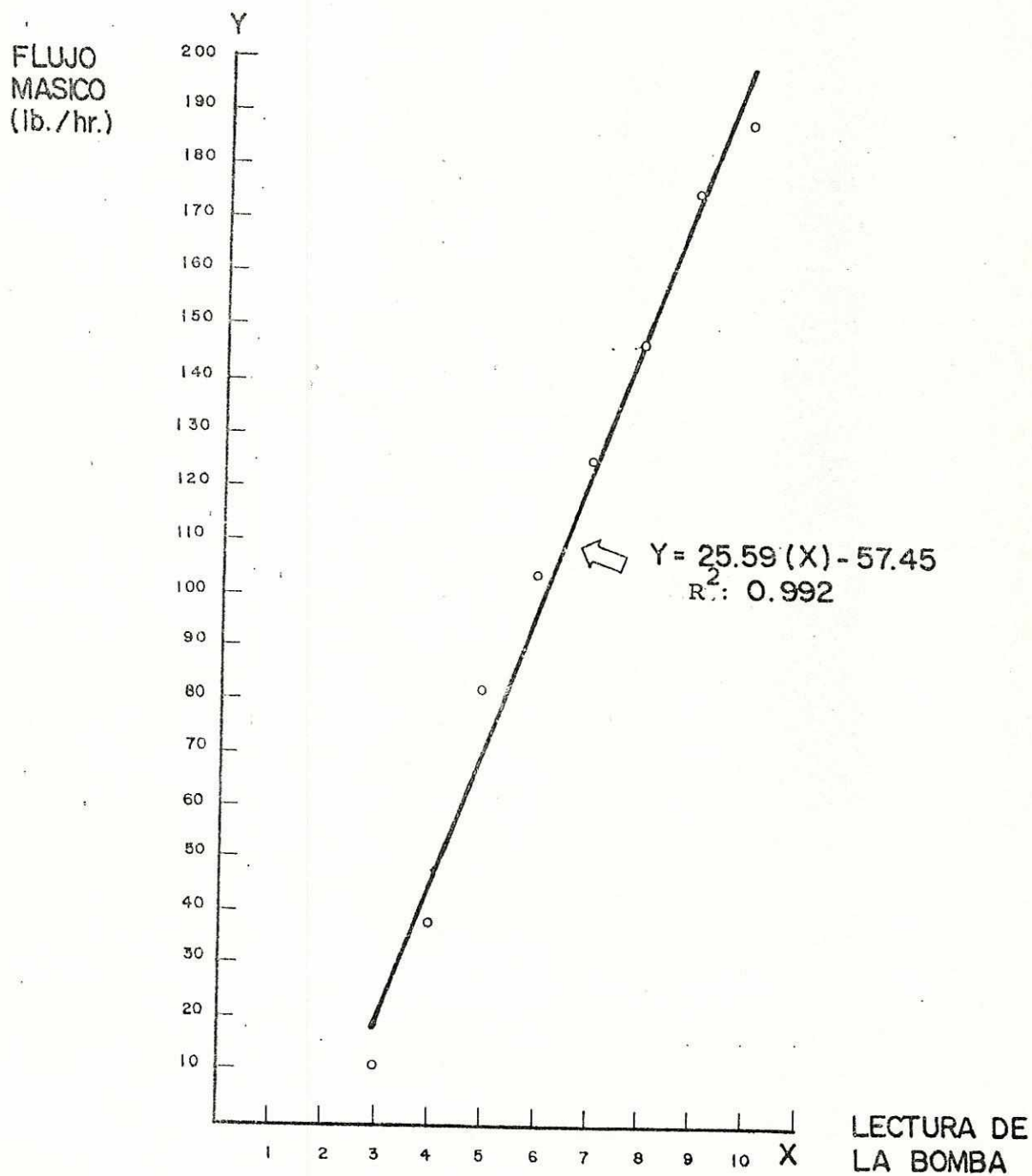
FLUJO MASICO Vrs. LECTURA DE BOMBA



NOTA: PARA SOLUCION AL 0.075 FRACCION MOLAR DE ISOPROPANOL.

GRAFICA No. 2

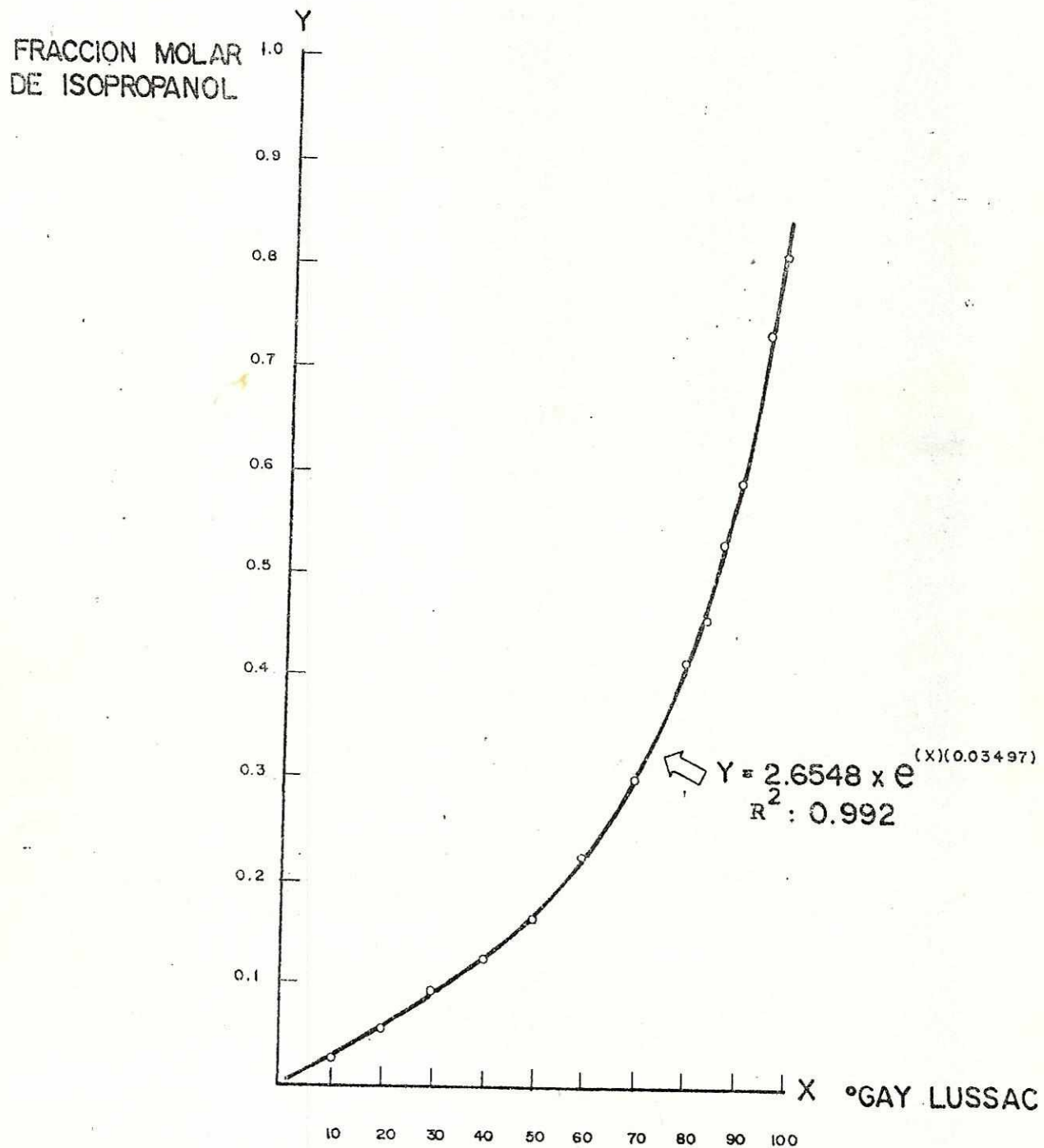
FLUJO MASICO Vrs. LECTURA DE LA BOMBA



NOTA : PARA SOLUCION AL 0.15 FRACCION MOLAR DE ISOPROPANOL.

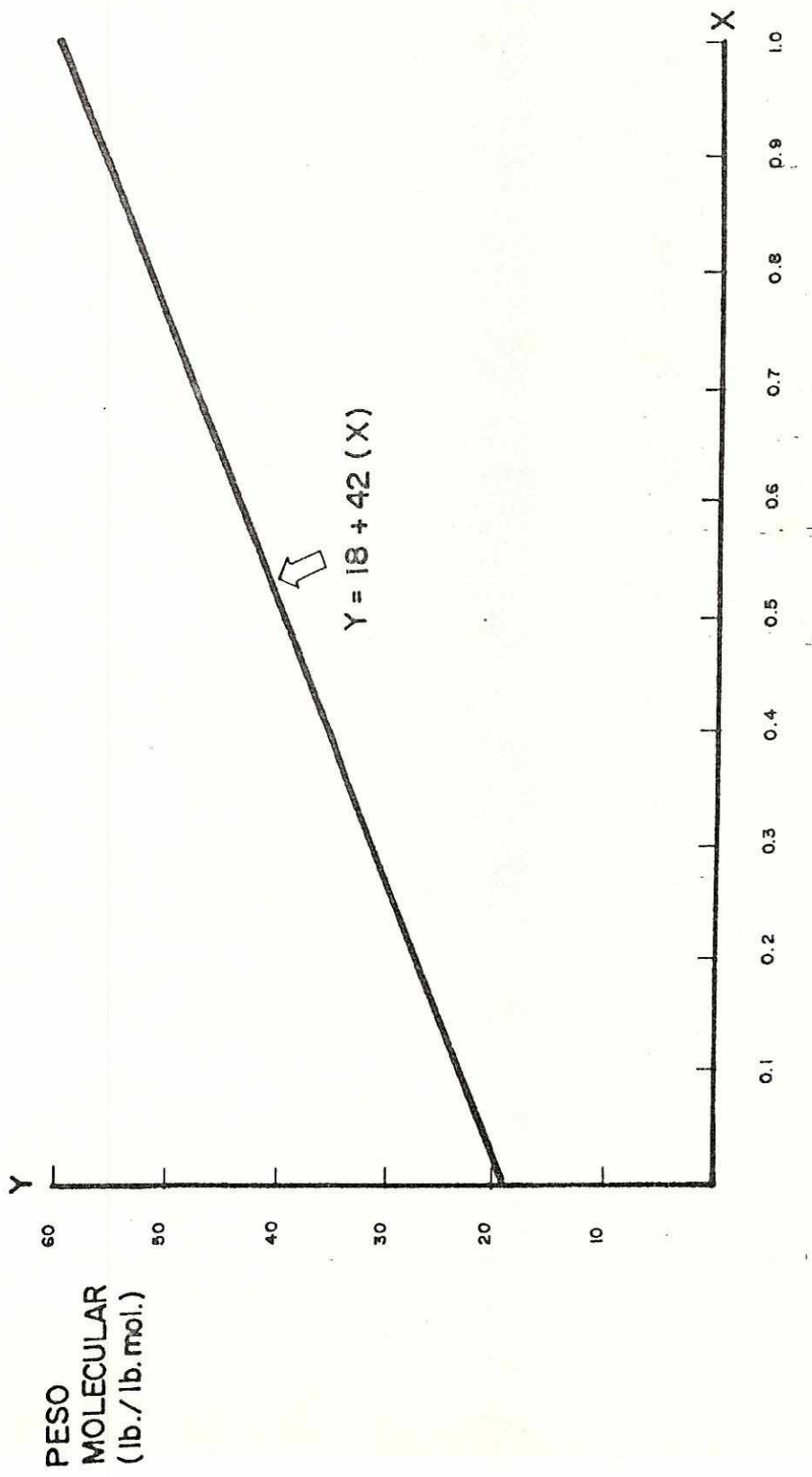
GRAFICA No. 3

° GAY LUSSAC Vrs. FRACCION MOLAR DE ISOPROPANOL.



GRAFICA No. 4

PESO MOLECULAR VS. FRACCION MOLAR DE ISOPROPANOL.

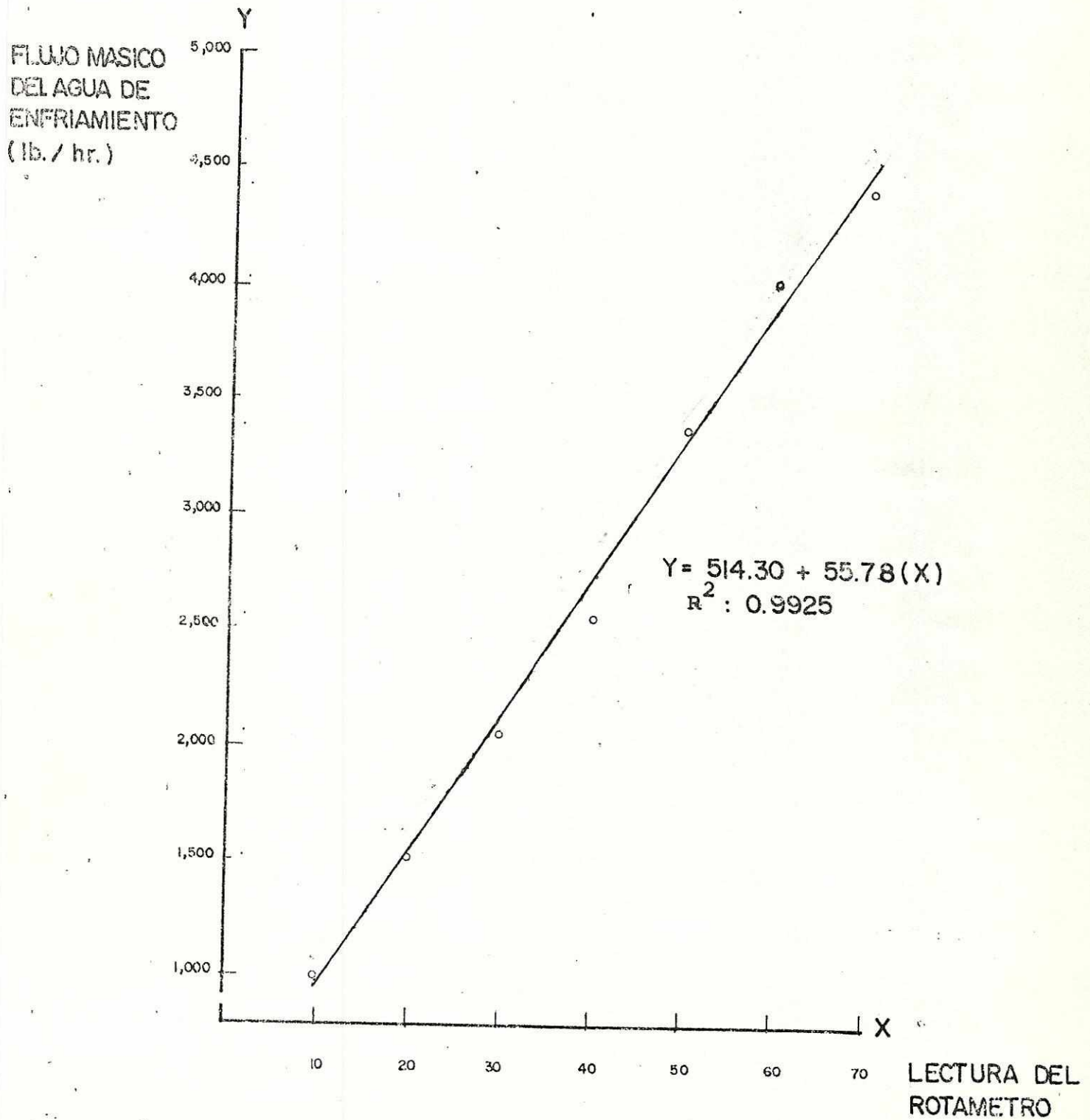


FRACCION MOLAR DE ISOPROPANOL

PESO MOLECULAR (lb./lb. mol.)

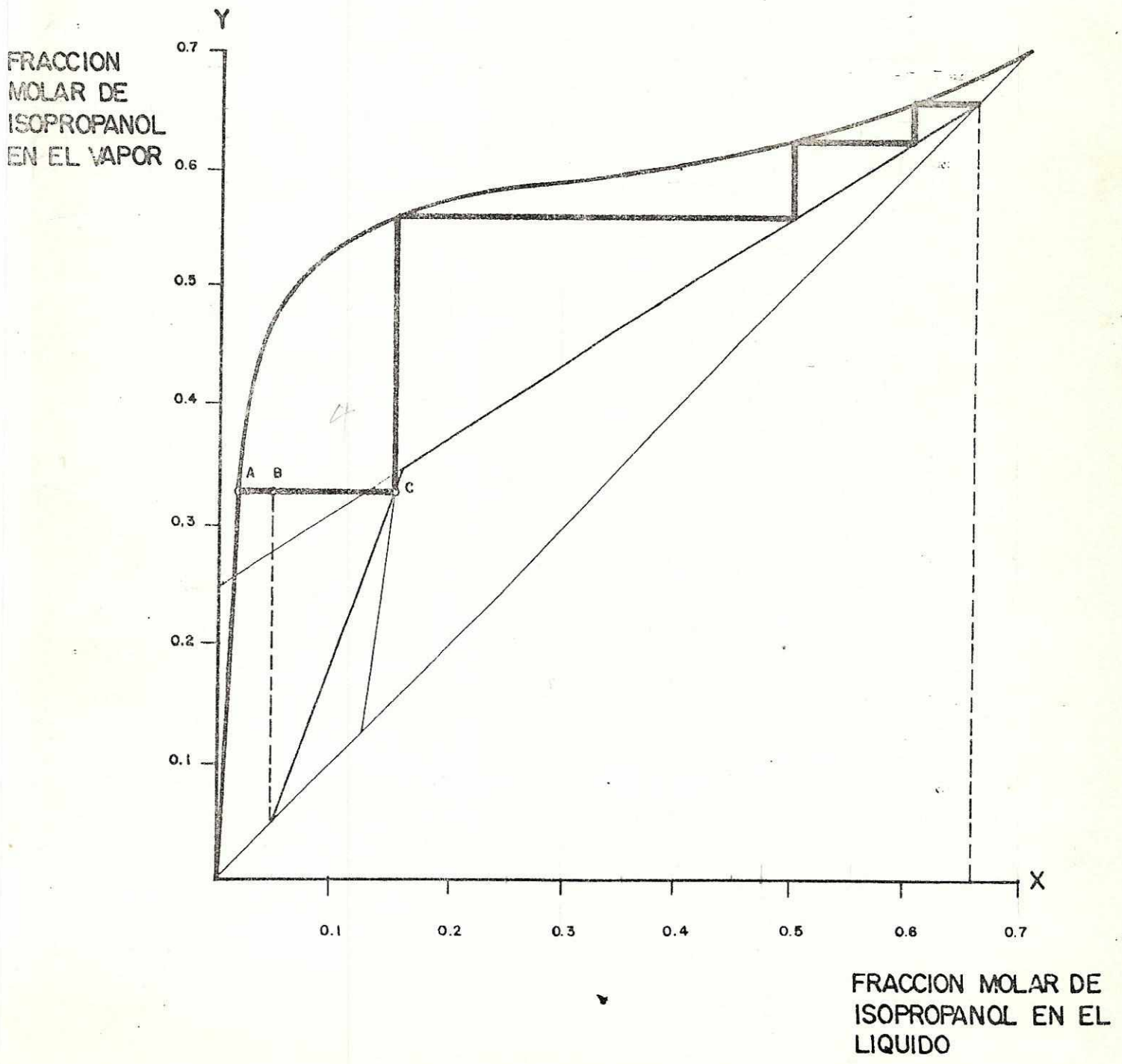
GRAFICA No. 5

FLUJO MASICO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO Vrs. LECTURA DEL ROTAMETRO



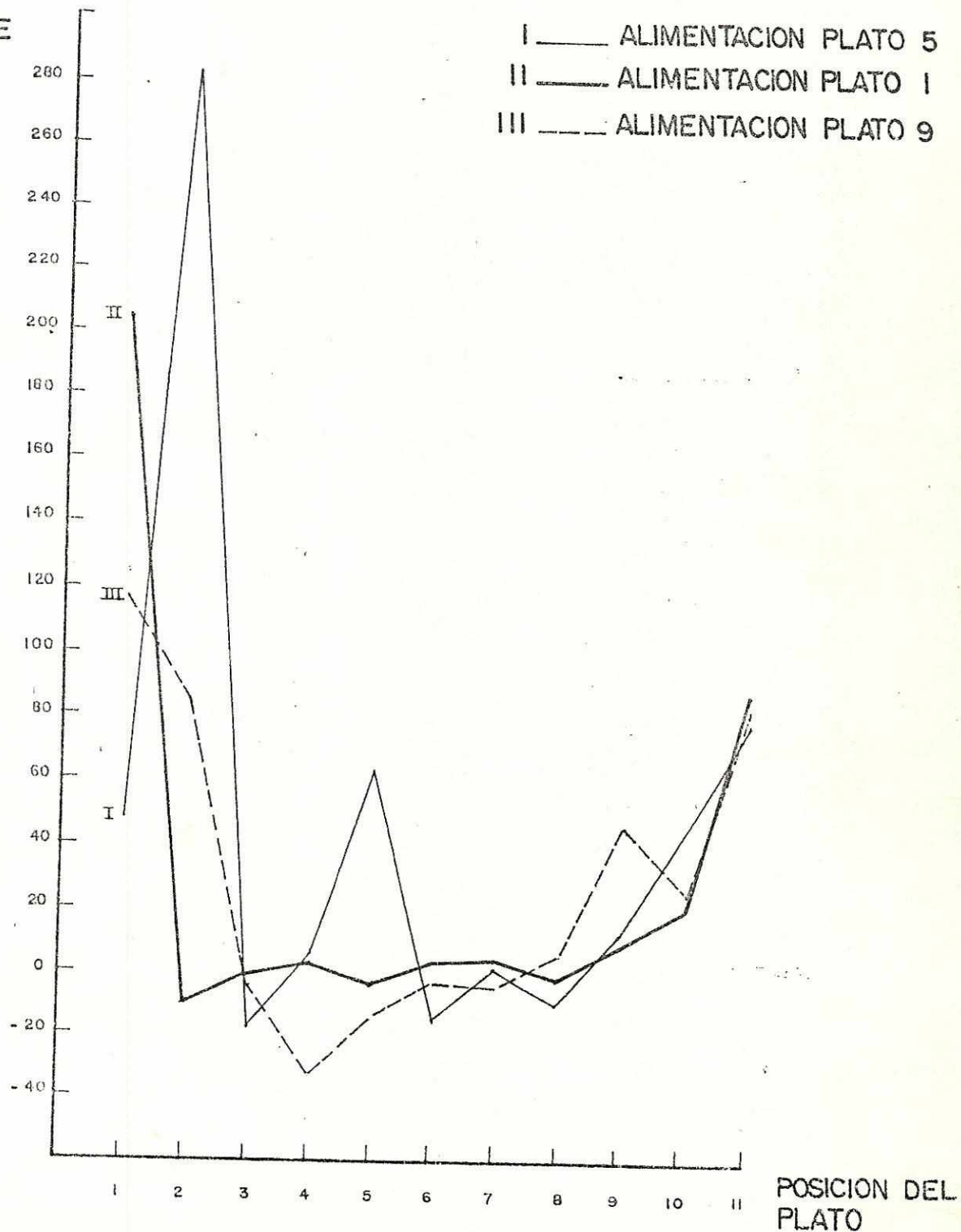
GRAFICA No 7

CALCULO DE LA EFICIENCIA GLOBAL



GRAFICA No. 8

EFICIENCIA DE
MURPHREE
(%)



A.7 BIBLIOGRAFIA

1. Hatch, L. Isopropyl Alcohol. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1961
2. Smith, J.M & Van Ness, H.C. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. McGraw-Hill, México, 1980 ✓
3. Perry, R. & Chilton, C. Chemical Engineer's Handbook. 5a. Edition. McGraw-Hill International Book Company, London, 1973
4. Skoog, D. & West, D. Fundamental of Analytical Chemistry. 4a. Edition. Saunders College Publishing, Philadelphia, 1982
5. Lee, W. Experimental Design and Analysis. W.E. Freeman and Company, San Francisco, 1975
6. Treybal, R.E. Mass Transfer Operations. 2a. Edition. McGraw-Hill Kogakusha Ltd., Tokio, 1968
7. Paz, H. Caraterización para operar en continuo un sistema de destilación isopropanol-agua. Tesis. Unviersidad del Valle de Guatemala, 1987
8. Coulson, J.M. & Richardson, J.F. Ingeniería Química. 3a. Edición. Editorial Reverté, S.A., Madrid, 1981
9. Lindman, H. Analysis of Variance in Complex Experimental Designs. W.H. Freeman and Company, San Francisco, 1974
10. Winer, B.J. Statistical Principles in Experimental Design. 2a. Edition McGraw-Hill Book Company, New York, 1971

