

21
250



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Escuela Nacional de Estudios Profesionales
ZARAGOZA

ANALISIS DEL AHORRO DE ENERGIA EN COLUMNAS DE DESTILACION UTILIZANDO BOMBAS DE CALOR

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N
Peralta Villa Carlos
Vega García José Luis



MEXICO, D. F.

1993

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

I N D I C E

INTRODUCCION	1
ANALISIS TERMODINAMICO DE PROCESOS	5
INTRODUCCION	6
1.1 BASES TERMODINAMICAS	6
1.1.1 CALCULO DEL TRABAJO IDEAL Y EFICIENCIA TERMODINAMICA	10
1.2 ANALISIS TERMODINAMICOS DE PROCESOS	13
EQUILIBRIO ENTRE FASES	15
INTRODUCCION	16
2.1 EQUILIBRIO	16
2.2 CRITERIOS DE EQUILIBRIO	18
2.2.1 FUGACIDAD UNA BASE PARA EL EQUILIBRIO ENTRE FASES	22
2.2.2 DEFINICION DE OTRAS MAGNITUDES TERMODINAMICAS	23
2.3 RELACIONES DE EQUILIBRIO ENTRE FASES	25
2.4 PROPIEDADES DE EQUILIBRIO A PARTIR DE ECUACIONES DE ESTADO	27
2.4.1 ECUACION DE REDLICH-KWONG	30
2.4.2 ECUACION DE SOAVE-REDLICH-KWONG	31
2.4.3 ECUACION DE PENO-ROBINSON	34
2.4.4 ECUACION DE MATHIAS	36
2.4.5 ECUACION DE ESTADO PRSV	39
FUNDAMENTOS DE DESTILACION	41
INTRODUCCION	42
3.1 TIPOS DE DESTILACION	42
3.2 PRINCIPIOS FUNDAMENTALES QUE INTERVIENEN EN LA DESTILACION	45

I N D I C E

3.3	BALANCES DE MASA	48
3.3.1	CONTACTO DE ETAPA MULTIPLE EN CONTRACORRIENTE	48
3.4	METODOS RIGUROSOS PARA SEPARACIONES MULTICOMPONENTES EN ETAPA MULTIPLE	52
3.5	ESTRATEGIA GENERAL DE RESOLUCION METEMATICA	56
3.5.1	METODOS DE DESCOMPOSICION DE ECUACIONES	57
3.5.1.1	PROCEDIMIENTO ETAPA A ETAPA	58
3.5.1.2	DESCOMPOSICION DE ECUACIONES	59
3.5.2	METODOS DE RELAJACION	60
3.5.3	METODOS DE SIMULACION SIMULTANEA	62
3.6	METODOS DE SIMULACION RIGUROSOS PARA COLUMNAS DE DESTILACION	63
3.6.1	METODO DEL PUNTO DE BURBUJA (BP) PARA DESTILACION (METODO DE WANG & HENKE)	63
NECESIDADES ENERGETICAS EN DESTILACION		71
	INTRODUCCION	72
4.1	IRREVERSIBILIDADES DEL PROCESO DE DESTILACION	72
4.1.2	IRREVERSIBILIDADES INHERENTES A UN PROCESO DE DESTILACION	73
4.2	ESQUEMAS DE CONSERVACION DE ENERGIA EN PROCESOS DE DESTILACION	78
4.2.1	TECNICAS DE CONSERVACION DE ENERGIA	80
4.2.2	TECNICAS PARA LOGRAR UNA SEPARACION MAS EFICIENTE	81
4.2.3	TECNICAS PARA EL USO MAS EFICIENTE DEL CALOR	88
BOMBAS DE CALOR		96
	INTRODUCCION	97
5.1	HISTORIA DE LAS BOMBAS DE CALOR	97
5.2	TEORIA SOBRE BOMBAS DE CALOR	99
5.2.1	EL CICLO DE CARNOT	101
5.2.1.1	LA MAQUINA DE CARNOT	102
5.2.1.2	CICLO DE CARNOT INVERSO	104

I N D I C E

5.2.2. EL CICLO Y LA MAQUINA DE RANKINE	106
5.2.2.1 CICLO DE RANKINE INVERSO	108
5.2.3 EL CICLO PRACTICO	111
5.2.4 LA BOMBA DE CALOR RANKINE-RANKINE	115
5.2.5 SISTEMAS MENOS COMUNES DE BOMBAS DE CALOR	119
5.3 LAS BOMBAS DE CALOR EN LA OPERACION DE DESTILACION	120

RESULTADOS Y CONCLUSIONES 123

DESCRIPCION DE LOS PROBLEMAS DE SEPARACION PLANTEADOS	124
SISTEMA DE SEPARACION PROPILENO-PROPANO	124
SISTEMA DE SEPARACION PROPANO, N-BUTANO Y N-PENTANO	128
SISTEMA DE SEPARACION N-PENTANO, N-HEXANO, N-HEPTANO Y N-OCTANO	134
CONCLUSIONES	140

APENDICE 1 (MEMORIA DE CALCULO)

APENDICE 2 (DESCRIPCION Y LISTADO DEL PROGRAMA)

BIBLIOGRAFIA

INTRODUCCION

INTRODUCCION.

La separación de mezclas en componentes esencialmente puros es de capital importancia en la fabricación de productos químicos. La mayor parte del equipo de una planta química típica tiene como fin la purificación de materias primas, productos intermedios y productos finales, mediante las operaciones de transferencia de masa en múltiple fase.

Estas operaciones de separación son procesos de transferencia de masa entre fases debido a que implica la creación, mediante la adición de calor, como ocurre en la destilación, o de un agente material de separación, como en la absorción o extracción, de una segunda fase, y la subsiguiente separación selectiva de los componentes químicos de la mezcla monofásica original por transferencia hacia la nueva fase creada.

Una de las operaciones de separación de mezclas líquidas más utilizadas en la industria es la destilación. Esta consta básicamente de múltiples contactos entre las fases de líquido y vapor. Cada contacto consiste en la mezcla de dos fases para producir la distribución de las especies, seguida de la separación de las fases. Los contactos se realizan frecuentemente sobre platos horizontales (generalmente llamados Etapas) dispuestos en una columna vertical. A medida que el vapor avanza hacia el domo de la columna se enriquece progresivamente en las especies más volátiles. La alimentación de la columna de destilación entra en un plato intermedio entre el plato superior y el plato inferior; la parte superior de la columna situada por encima de la alimentación es la sección de enriquecimiento y la situada por debajo es la sección de agotamiento. El vapor de la alimentación pasa hacia arriba de la columna mientras que la líquida lo hace hacia abajo. Generalmente el vapor procedente de la parte superior de la columna se condensa para generar el líquido de contacto llamado reflujo. Análogamente, el líquido procedente del fondo de la columna pasa a un reboiler para generar el vapor de contacto llamado vaporización. Todo el proceso descrito anteriormente es posible gracias a la adición de un agente energético de separación (AES) que en este caso se alimenta al reboiler para poder realizar el proceso de vaporización.

Dada la naturaleza de la destilación se puede establecer que para que esta se lleve acabo se requiere de la utilización de grandes cantidades de energía, que si bien es cierto que en años anteriores no representaba costos muy elevados, en la actualidad se han hecho relativamente más significativos estos gastos, debido a que cada día es más difícil adquirir energéticos para producir la energía requerida. Por lo cual, es de interes en la actualidad determinar las necesidades teóricas mínimas de energía para realizar una separación y tratar de encontrar el proceso práctico que se acerque a este límite o que minimice el empleo de formas de energía costosas.

Para poder alcanzar el primer objetivo mencionado en el parrafo anterior se emplea el análisis termodinámico, cuya meta es la de determinar con cuanta eficiencia se emplea o produce la energía y mostrar cuantitativamente el efecto de las ineficiencias en cada etapa del proceso. El conseguir el segundo objetivo representa un reto importante, ya que si bien se han desarrollado varios esquemas de interés, estos no han sido del todo satisfactorios ya que generalmente resultan caros en su proceso de instalación.

En la actualidad dado al alto costo de la energía y a la tendencia aumentar más, se hace necesario la implementación de estos esquemas ya que si bien implican un gasto inicial bastante fuerte, a mediano plaso traen grandes beneficios al proceso de ahorro de energía.

Evocando a este segundo objetivo se tiene que existen muchas formas para reducir u optimizar el consumo de la energía en las columnas de destilación, estas van desde las más simples y económicas como la de :

1. Ubicar correctamente la entrada de la alimentación a la columna,
2. Fijar la cantidad adecuada del producto del domo que se refluja a la columna,
3. Contar con un sistema adecuado para alimentar la mezcla a separar a la columna (condición térmica adecuada de la alimentación).

4. Tener internos adecuados para el tipo de separación que se desea, así como la de
5. Colocar un sistema de aislante adecuado en todas las partes del sistema de destilación:

hasta las más complicadas y de alto costo de implementación como son las técnicas de :

1. Destilación con intercambio de calor,
2. Destilación múltiefecto, así como también la
3. Destilación SRV.

Existen otras técnicas que se pueden ubicar entre estos dos extremos, una de ellas es la de Bombas de Calor la cual permite "Bombear" el calor que se retira del condensador al reboiler de la columna.

La forma esencial de trabajar de este sistema es la de retirar el calor que llevan las corrientes del domo de la columna mediante la utilización de un fluido de trabajo, este fluido debe de absorber el calor en el condensador y posteriormente pasar a un sistema de acondicionamiento formado por un compresor, el cual le proporciona la temperatura y presión necesarias para que puedan ceder este calor en el reboiler de la columna y así calentar la corriente del fondo, este fluido una vez que cede su calor es expandido mediante una válvula hasta la presión y temperatura inicial en la que se realizó el intercambio de calor con el condensador, para poder así renovar el ciclo.

La instalación de las Bombas de Calor puede realizarse de tres formas en las columnas de destilación. La primera de ellas maneja un fluido de trabajo externo, el cual puede o no ser alguno de los que se encuentra en el proceso de destilación. La segunda forma de instalación interactúa con la columna ya que en esta se retira una cantidad determinada del producto de domos de la columna ya que éste posee las características adecuadas para ser el fluido de trabajo de la bomba de calor. La tercera y última forma de instalación consiste en retirar una cantidad determinada del producto de fondos de la columna, para ser el fluido de trabajo de la bomba.

En base a lo descrito anteriormente, el presente trabajo pretende establecer los parámetros esenciales que se deben tomar en cuenta para poder utilizar las Bombas de Calor como medio de ahorro de energía en las Columnas de Destilación. Para lograr tal fin se plantean los siguientes objetivos :

1. ANALIZAR LOS FUNDAMENTOS TEORICOS DE LA DESTILACION.
2. ANALIZAR LOS FUNDAMENTOS TEORICOS DE LOS SISTEMAS DE COMPRESION.
3. ANALIZAR LAS DIFERENTES FORMAS DE AHORRO DE ENERGIA EN COLUMNAS DE DESTILACION.
4. ANALIZAR ENERGETICAMENTE UNA COLUMNA DE DESTILACION CONVENCIONAL.
5. ANALIZAR ENERGETICAMENTE UNA COLUMNA DE DESTILACION CON BOMBAS DE CALOR.

Para lograr los objetivos anteriores el trabajo se dividirá en Cinco capítulos de información teórica que permitirán establecer las bases para instalar las bombas de calor en cualquier sistema de destilación continuo. También se conformará de un apartado de conclusiones y de un apéndice en el cual se mostrará la memoria de cálculo de los ejemplos propuestos en este trabajo.

C A P I T U L O I

ANALISIS TERMODINAMICO DE PROCESOS

INTRODUCCION

En este capítulo se pretende dar a conocer las bases teóricas que fundamentan el análisis termodinámico en el estudio del ahorro de energía.

El análisis termodinámico se fundamenta tanto en base a la segunda Ley de la Termodinámica como en la primera Ley, de manera que pertenece a la categoría de análisis conocidos como Análisis de Segunda Ley ó Análisis de Disponibilidad.

Este tipo de análisis proporciona información numérica de la energía mínima necesaria que requiere el proceso para llevarse a cabo y cuantifica el excedente que se está suministrando (Trabajo Perdido).

También se analizan las causas "Típicas" que provocan la necesidad de energía adicional y se plantea una metodología para estudiar procesos industriales, tales como la Destilación y los ciclos de Bombas de Calor.

1.1 BASES TERMODINAMICAS

La termodinámica proporciona los conceptos básicos para el ahorro y uso eficiente de la energía. En este punto se enunciarán estos principios y los conceptos más importantes que debe conocer el Ingeniero para efectuar el análisis energético de un proceso y proponer modificaciones que ahorren energía. Si se considera un sistema definido por fronteras reales que lo separen del exterior, el sistema puede ser un equipo, una sección de una planta, toda la planta o un complejo industrial. Este sistema intercambia materia con el exterior a través de las corrientes de proceso que cruzan la frontera. Además, puede existir intercambio de energía en forma de calor o trabajo. El trabajo puede adoptar cualquiera de las siguientes formas: (a).- Trabajo de Flecha, o (b).- Trabajo eléctrico. En el primer caso deberá existir una flecha o eje que cruce la frontera del sistema, y en el segundo caso cables eléctricos con una diferencia de potencial cruzarán la frontera del sistema. El calor siempre está asociado a una diferencia de temperaturas, en este caso entre el sistema $T_{SIST.}$ y el exterior $T_{EXT.}$

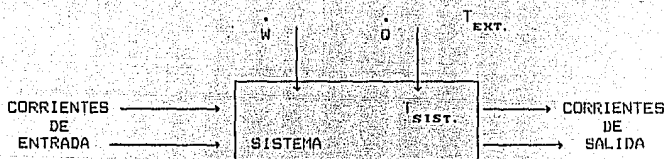


FIGURA 1.1 Sistema Definido Por Fronteras Reales

Si se considera que el sistema se encuentra a régimen permanente. El balance de energía estará dado por:

$$\sum_{ENT.} \dot{m}_E H_E + \dot{Q} = \sum_{SAL.} \dot{m}_S H_S + \dot{W} \quad (1-1)$$

donde :

H = Entalpia

m = Flujo Másico

El calor y el trabajo no son energía de la misma calidad, ya que el calor solo puede ser parcialmente convertido a trabajo de acuerdo con la eficiencia de Carnot. Para comparar la eficiencia con que dos procesos diferentes utilizan la energía, se define el trabajo mecánico equivalente que se proporciona a un proceso por medio de la siguiente relación

$$\dot{W}_E = \dot{W} + \dot{Q} \left(1 - T_O / T_{EXT.} \right) \quad (1-2)$$

El trabajo mecánico equivalente mínimo que se debe proporcionar a un sistema para llevar a cabo un proceso dado se rige por la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} (-\dot{W}_{MIN.}) = & \sum_{SAL.} \dot{m}_S H_S - \sum_{ENT.} \dot{m}_E H_E - T_O \left\{ \sum_{SAL.} \dot{m}_S S_S - \right. \\ & \left. \sum_{ENT.} \dot{m}_E S_E \right\} \end{aligned} \quad (1-3)$$

donde :

T_0 = Temperatura de los Alrededores (530 °R)

S = Entropía

Si esta cantidad es positiva indicará que el proceso requiere como mínimo el valor encontrado, y si es negativo indicará que el proceso proporciona trabajo y el valor encontrado será el máximo disponible.

Para el cálculo de esta cantidad solo se requiere la información de las corrientes que entran y salen del proceso y no de la estructura que tenga el sistema en su interior.

Un proceso real consumirá una cantidad mayor de energía que la proporcionada por la ecuación (1-3). A este excedente se le llama trabajo perdido y está asociado a la generación total de entropía por medio de la siguiente relación

$$\dot{W}_P = T_0 \dot{\Delta S}_{GEN.} \quad (1-4)$$

La generación total de entropía se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$\dot{\Delta S}_{GEN.} = \sum \dot{S}_S m_S - \sum \dot{S}_E m_E - \dot{Q} / T_{EXT.} \quad (1-5)$$

La generación de entropía es debida a las irreversibilidades termodinámicas que se presentan. Para hacer un uso más eficiente de la energía, lo cual conlleve a un ahorro de energía, es necesario disminuir el trabajo perdido \dot{W}_P y por consiguiente la generación total de entropía. Para conseguir lo anterior será necesario disminuir las irreversibilidades que ocurren en el proceso real que se este analizando, mediante modificaciones al proceso. La termodinámica no indica qué modificaciones deben hacerse, sólo proporciona las magnitudes del trabajo perdido. Para poder sugerir modificaciones es conveniente identificar el origen de las irreversibilidades termodinámicas más frecuentes en los procesos industriales [Cuadro 1].

C U A D R O 1

CAUSAS DE IRREVERSIBILIDADES

-
- A).- Mezclado de corrientes que tengan alguna propiedad diferente, ya sea temperatura, presión o potencial químico.
- B).- Expansión súbita de una corriente sin recuperación de trabajo, por ejemplo una válvula.
- C).- Transferencia de calor a través de un gradiente de temperatura en cualquier equipo.
- D).- Transformación de trabajo en calor por fricción
- i) rozamiento de partes móviles en bombas, compresores, turbinas, etc.
 - ii) flujo de gases y líquidos (pérdidas por fricción en tuberías).
- E).- Transformación de energía eléctrica en calor.
- F).- Reacciones químicas alejadas del equilibrio termodinámico.
-

A continuación se presentan algunos ejemplos que ilustran cómo al reducir las irreversibilidades se aumenta la eficiencia con que se utiliza la energía [Cuadro 2].

C U A D R O 2

MODIFICACIONES A LOS PROCESOS PARA USAR EFICIENTEMENTE LA ENERGIA

-
- A).- El agua de retorno al domo de una caldera debe tener la mayor temperatura posible para acercarla a la temperatura del agua del domo.
- B).- Aumentar la presión a la cual se genera vapor para disminuir el gradiente de temperatura entre el agua y los gases de combustión.
- C).- Eliminar válvulas de expansión y poner en su lugar turbinas que recuperen trabajo.

- D).- Operación del equipo motriz (bombas, compresores, etc.).
 - E).- Instalar bombas no sobrediseñadas para evitar que la válvula se tenga que cerrar y aumenten las pérdidas por fricción.
 - F).- Aumentar el factor de potencia evitando la transformación de energía eléctrica en calor.
 - G).- Diseñar los procesos de separación a contracorriente para acercar en composición las corrientes que se deben mezclar.
 - H).- Diseño de los reactores químicos para que la curva de operación esté cerca de la curva de equilibrio.
 - I).- Integración térmica de procesos para reducir los gradientes de transferencia de calor.
-

La transferencia de calor, en general, es la fuente más importante de generación de entropía.

1.1.1 CÁLCULO DEL TRABAJO IDEAL Y EFICIENCIA TERMODINÁMICA

Para cualquier proceso en flujo estable que requiera trabajo, existe una cantidad mínima absoluta que debe proporcionarse para que el cambio deseado en el fluido que pasa por un volumen de control tenga lugar. Para un proceso que produce trabajo, existe una cantidad máxima absoluta que se obtiene como resultado del cambio de estado en el fluido que pasa por el volumen de control. En ambos casos, este valor límite recibe el nombre de *Trabajo Ideal*, (W_{IDEAL}) y es el trabajo que resulta cuando el cambio de estado del fluido se realiza en forma *totalmente reversible*. Los requerimientos de reversibilidad completa para el proceso implica lo siguiente :

1. *Todos los cambios dentro del volumen de control son reversibles.*
2. *La transferencia de calor de o a los alrededores también es reversible.*

Un proceso totalmente reversible es hipotético diseñado sólo para determinar el trabajo ideal asociado con el cambio de estado dado, y su única relación con el proceso real es que realiza el mismo cambio de estado. Sin embargo, la meta es comparar el trabajo real del proceso con el hipotético del proceso reversible.

Nunca es necesario describir los procesos hipotéticos para calcular el trabajo ideal; todo lo que se requiere es tener presente que la realización de tal proceso siempre es imaginaria. La ecuación para el trabajo ideal se desarrolla en los párrafos siguientes y es completamente general y parte de la primera y segunda Ley de la Termodinámica y los requerimientos de reversibilidad mencionados.

Si se considera que el proceso es totalmente reversible y que el sistema se halla en condiciones tales que los alrededores constituyen un depósito de calor a temperatura constante T_0 , para cualquier proceso totalmente reversible la generación de entropía es cero y la ecuación (1-5) queda

$$\dot{Q} = T_0 \left(\sum_{\text{SAL.}} S_S m_S - \sum_{\text{ENT.}} S_E m_E \right) \quad (1-6)$$

Sustituyendo esta expresión para \dot{Q} en el balance de energía de la ecuación (1-1), se obtiene

$$T_0 \left(\sum_{\text{SAL.}} S_S m_S - \sum_{\text{ENT.}} S_E m_E \right) = \left(\sum_{\text{SAL.}} H_S m_S - \sum_{\text{ENT.}} H_E m_E \right) + \dot{W}_{(\text{REV.})} \quad (1-7)$$

donde $\dot{W}_{(\text{REV.})}$ indica que el trabajo es para el proceso reversible y recibe el nombre de *Trabajo Ideal*, (\dot{W}_{IDEAL}). Entonces,

$$\dot{W}_{\text{IDEAL}} = T_0 \left(\sum_{\text{SAL.}} S_S m_S - \sum_{\text{ENT.}} S_E m_E \right) - \left(\sum_{\text{SAL.}} H_S m_S - \sum_{\text{ENT.}} H_E m_E \right) \quad (1-8)$$

Si se define la *función de disponibilidad* (ΔB) como $\Delta B = -\dot{W}_{\text{IDEAL}}$ y se suma con el trabajo perdido se puede obtener el *Trabajo Neto*, esto es

$$\dot{W}_{\text{NETO}} = \Delta B + \dot{W}_P \quad (1-9)$$

Para un proceso reversible de separación se tiene que, $\dot{W}_P = 0$ y $(-\dot{W}_{\text{NETO}}) = \Delta B$. Para un proceso real de separación se tiene, $\dot{W}_P > 0$, $(-\dot{W}_{\text{NETO}}) > \Delta B$, y se puede definir una eficiencia termodinámica como la relación entre la variación de la función de disponibilidad y el consumo del trabajo neto para el proceso real, con tal de que ΔB sea positivo

$$\eta = \Delta B / (-\dot{W}_{\text{NETO}}) \quad \text{si } \Delta B = (+) \quad (1-10)$$

Si todas las corrientes entran y salen del proceso como gases a la misma temperatura y presión, forman disoluciones gaseosas ideales y siguen la Ley del Gas Ideal, $(-\dot{W}_{\text{MIN}})$ es igual a ΔB la cual estará dada por la siguiente ecuación:

$$(-\dot{W}_{\text{MIN}}) = RT_0 \left\{ \sum_{\text{SAL.}} n_k \left[\sum_I y_{I,k} \ln(y_{I,k}) \right] - \sum_{\text{ENT.}} n_j \left[\sum_I y_{I,j} \ln(y_{I,j}) \right] \right\} \quad (1-11)$$

Si todas las corrientes entran y salen del proceso como líquidos en la misma temperatura y la misma baja presión, $(-\dot{W}_{\text{MIN}})$ es igual ΔB y se calcula por la siguiente ecuación:

$$(-\dot{W}_{\text{MIN}}) = RT_0 \left\{ \sum_{\text{SAL.}} n_k \left[\sum_I x_{I,k} \ln(\gamma_{I,k} x_{I,k}) \right] - \sum_{\text{ENT.}} n_j \left[\sum_I x_{I,j} \ln(\gamma_{I,j} x_{I,j}) \right] \right\} \quad (1-12)$$

Si no se dan estas condiciones ΔB ha de calcularse a partir de las entalpías y entropías de las corrientes de entrada y salida.

Para procesos en los que intervienen operaciones distintas de etapas de separación ΔB puede ser negativo, lo cual indica que sería posible obtener trabajo útil en un proceso reversible. En este caso, para el proceso real todavía se cumplirá que $\dot{W}_P > 0$ y

$(-W_{\text{NET.}}) > \Delta B$. Sin embargo, la eficiencia termodinámica habría de definirse ahora como la relación entre el consumo de trabajo neto para el proceso real y el cambio de la función de disponibilidad.

$$\eta = (-W_{\text{NETO}}) / \Delta B \quad \text{si } \Delta B = (-) \quad (1-13)$$

La aplicación de la ecuación anterior puede conducir a eficiencias negativas cuando $W_p > -|\Delta B|$.

12 ANALISIS TERMODINAMICO DE PROCESOS

El análisis termodinámico de procesos es la aplicación de las bases termodinámicas, dadas en la sección anterior, para determinar la eficiencia con que se utiliza la energía en un proceso, y por ende, las oportunidades de ahorro de energía en el proceso. La metodología que se propone es la siguiente.

C U A D R O 3

METODOLOGIA PARA EL ANALISIS TERMODINAMICO DE PROCESOS

-
- A).- Establecer las condiciones de operación del proceso que se desea estudiar.
 - B).- Efectuar todas las mediciones de temperaturas, presión, flujo y composición, en lo posible simultáneamente, para determinar las condiciones del mayor número de corrientes de proceso y servicios (vapor, agua, gas combustible, electricidad, etc.).
 - C).- Dividir el proceso en secciones de modo que se conozcan las condiciones de las corrientes de entrada y salida involucradas, de preferencia que incluyan el menor número de equipos posible.
 - D).- Efectuar los balances de energía en cada sección aplicando la ecuación (1-1). En caso de que esta ecuación no se cumpla, se deberán revisar las condiciones de las corrientes de proceso, regresando al punto (B). En todo

caso será necesario revisar los medidores para que sus lecturas reflejen correctamente los valores de las propiedades que se miden.

Para efectuar los balances de energía, de acuerdo con la ecuación (1-1) se deberá calcular el cambio de entalpía entre las corrientes de salida y de entrada.

$$\Delta H_{TOT.} = \sum H_S m_S - \sum H_E m_E \quad (1-14)$$

E).- Calcular el cambio de entropía entre las corrientes de salida y de entrada

$$\Delta S_{TOT.} = \sum S_S m_S - \sum S_E m_E \quad (1-15)$$

Ahora se puede conocer la función de disponibilidad en cada sección del proceso ya sea multiplicando la ecuación

(1-8) por -1 para tener la siguiente ecuación

$$\Delta B = \Delta H_{TOT.} - T_0 \Delta S_{TOT.} \quad (1-16)$$

ó bien utilizando las ecuaciones (1-11) o (1-12) si las condiciones de entrada y salida se ajustan a las indicadas anteriormente para estas ecuaciones.

F).- Calcular la generación de entropía en cada sección del proceso y el trabajo perdido

$$\Delta S_{GEN.} = \Delta S_{TOT.} - Q / T_{EXT.} \quad (1-5)$$

$$\dot{W}_P = T_0 \Delta S_{GEN.} \quad (1-4)$$

H).- Calcular la eficiencia del sistema ya sea utilizando la ecuación (1-10) o (1-13) según corresponda.

I).- Enlistar las causas de las irreversibilidades en cada una de las secciones del proceso.

J).- Proponer modificaciones al proceso que tiendan a reducir las irreversibilidades, sobre todo aquellas que generan la mayor cantidad de la entropía.

CAPITULO II

EQUILIBRIO ENTRE FASES

INTRODUCCION

Una serie de procesos industriales importantes, como destilación, absorción y extracción, implica la participación de dos fases que no están en equilibrio. La rapidez con que una especie se transfiere de una fase a la otra depende del alejamiento de las condiciones de equilibrio y el tratamiento cuantitativo de estos procesos requiere del conocimiento de los estados de equilibrio del sistema.

El criterio termodinámico del equilibrio entre fases se expresa en términos de propiedades especiales; la Termodinámica proporciona también las ecuaciones que relacionan estas propiedades con las composiciones de las fases, la temperatura y la presión. La conexión entre el criterio de equilibrio y la realidad física se establece primero a través del coeficiente de fugacidad ϕ_i para la fase vapor (gaseosa) y por el coeficiente de actividad γ_i para la fase líquida.

El mayor número de actividades industriales implica sólo las fases líquida y vapor, aunque algunas veces se encuentran sistemas vapor-líquido-sólido, sólido-vapor, líquido-sólido, sólido-sólido. En este capítulo únicamente se estudiarán los sistemas vapor-líquido. En la primera parte se presenta un análisis general del concepto de equilibrio; posteriormente se tratarán en forma más detallada los criterios de equilibrio, relaciones de equilibrio y se presentaran las ecuaciones de estado para el cálculo de propiedades de sistemas multicomponentes. Este capítulo servirá como base para la solución de las ecuaciones MESH generadas en el diseño termodinámico de columnas de destilación (El diseño termodinámico será tratado posteriormente en el siguiente capítulo).

2.1 EQUILIBRIO

Equilibrio es un vocablo que denota una condición estática o ausencia de cambio. En Termodinámica se considera que significa la ausencia no sólo de cambio, sino también de cualquier tendencia hacia el cambio en una escala macroscópica. Por tanto, un sistema en equilibrio es aquel que existe en condiciones en que no hay tendencias a que se produzca un cambio en el estado. Como

cualquier tendencia al cambio está provocada por una fuerza impulsora de uno o otro tipo, la ausencia de dicha tendencia indica también la ausencia de cualquier fuerza impulsora. Por consiguiente, un sistema en equilibrio puede describirse como aquel en que todas las fuerzas están en equilibrio exacto. el hecho de que se produzca o no un cambio real en un sistema que no está en equilibrio depende no sólo de la fuerza impulsora, sino también de la resistencia. Hay muchos sistemas que no sufren cambios mensurables incluso bajo la influencia de fuerzas impulsoras de gran magnitud, debido a que la resistencia al cambio es enorme.

Se tiene varias clases de fuerzas o potenciales impulsores que tienden a provocar cambios: fuerzas mecánicas, diferencias de temperatura, potenciales químicos, etc. Estando en equilibrio, todas estas fuerzas se hallan balanceadas entre sí.

El equilibrio implica una situación en la cual no se producen cambios macroscópicos respecto al tiempo. En la realidad, un verdadero estado de equilibrio probablemente nunca se alcanza debido a las continuas variaciones en los alrededores y a resistencias retardantes. El equilibrio requiere de un balance de todos los potenciales que pueden causar un cambio; sin embargo, la rapidez de cambio, y por tanto la rapidez de aproximación al equilibrio, es proporcional a la diferencia de potencial entre el estado real y el estado de equilibrio. En consecuencia, la rapidez de cambio se hace muy lenta cuando el sistema se aproxima al equilibrio. Realmente se considera el equilibrio en estudios científicos cuando los cambios no pueden ser detectados con los aparatos de medición disponibles. En problemas de ingeniería, la hipótesis de equilibrio se justifica cuando los resultados calculados de acuerdo con los métodos de equilibrio tienen una exactitud satisfactoria; por ejemplo, en la columna de un sistema de destilación se considera el equilibrio entre las fases líquida y gaseosa. Esta es una aproximación que resulta adecuada ya que si se analiza lo que sucede en una etapa de la columna se observará que la operación se lleva a cabo de manera tal que el líquido y el vapor estén íntimamente mezclados todo el tiempo. Si se retira el suministro de calor y el plato se encuentra completamente aislado, no hay tendencia a que se presenten cambios. La temperatura, la presión, el volumen, etc., de cada fase no varía con el tiempo. El

sistema está en equilibrio; sin embargo, a nivel microscópico, las condiciones no son estáticas. Las moléculas que se encuentran en una fase en un instante dado no son las mismas en esa fase para un intervalo de tiempo ulterior; no obstante, la rapidez promedio de paso de las moléculas de una fase a la otra es la misma en ambas direcciones, no hay transferencia neta de materia entre las fases.

2.2 CRITERIOS DE EQUILIBRIO

En el ejemplo anterior se observa que la temperatura y la presión son uniformes en ambas fases: líquida y de vapor. Por tanto, los criterios de equilibrio térmico y mecánico internos son simplemente que la temperatura y la presión resultan uniformes en todo el sistema. Estos criterios se aceptan sin mayor discusión. Las restricciones impuestas por la Termodinámica para estados de equilibrio interno de sistemas de multifases y multicomponentes fueron deducidas por Gibbs.

Si se considera un sistema cerrado, de multicomponentes, constituido por un número arbitrario de fases en las cuales la temperatura y la presión son uniformes (pero no necesariamente constantes). Se considera que el sistema está inicialmente en un estado de desequilibrio respecto a la transferencia de masa entre las fases y a la reacción química. Cualquier cambio que se presente en el sistema debe ser necesariamente irreversible y aproximar en forma constante al sistema a un estado de equilibrio. Se puede imaginar que el sistema esté colocado en alrededores tales que el sistema y sus alrededores se hallen siempre en equilibrio térmico y mecánico. El trabajo de expansión y el intercambio de calor se consideran reversibles. En estas condiciones, el cambio de entropía de los alrededores se calcula por:

$$dS_{\text{atr}} = \frac{dQ_{\text{atr}}}{T_{\text{atr}}} = \frac{-dQ}{T}$$

La transferencia de calor dQ respecto al sistema tiene signo opuesto al dQ_{atr} y la temperatura del sistema T reemplaza a T_{atr} porque ambas deben tener el mismo valor para que la transferencia de calor sea reversible. La segunda ley implica que

$$dS^t + dS_{\text{atr}} \geq 0$$

donde S^t es la entropía total del sistema. La combinación de estas expresiones produce

$$dQ \leq T dS^t \quad (2-1)$$

La aplicación de la primera ley proporciona

$$dU^t = dQ - dW = dQ - P dV^t$$

o

$$dQ = dU^t + P dV^t$$

Combinando esta ecuación con la ecuación (2-1) se obtiene

$$dU^t + P dV^t - T dS^t \leq 0^t \quad (2-2)$$

Como esta relación implica sólo propiedades, debe satisfacerse para cambios de estado de cualquier sistema cerrado a temperatura y presión uniformes, sin restricción en las condiciones de reversibilidad mecánica y térmica consideradas en su derivación. La desigualdad se aplica a cualquier cambio que conduce hacia el equilibrio. La igualdad se mantiene para cambios entre estados de equilibrio (procesos reversibles).

La ecuación (2-2) es tan general que su aplicación a problemas prácticos resulta difícil; las versiones limitadas son mucho más útiles; por ejemplo, de un análisis se puede ver que

$$(dU^t)_{s^t, v^t} \leq 0 \quad (2-3)$$

donde los subíndices especifican que las propiedades permanecen constantes. Asimismo, para procesos que se realizan a U^t y V^t constantes

$$(dS^t)_{U^t, V^t} \geq 0 \quad (2-4)$$

Un sistema aislado está necesariamente limitado a condiciones de energía interna y volumen constantes; para este sistema, se entiende directamente de la segunda ley que la ecuación (2-4) es aplicable.

Si un proceso está limitado para que se realice a T y P constantes, la ecuación puede escribirse como:

$$dU_{T,P}^l + d(PV^l)_{T,P} - d(TS^l)_{T,P} \leq 0$$

$$d(U^l + PV^l - TS^l)_{T,P} \leq 0$$

De la definición de la energía de Gibbs

$$G^l = H^l - TS^l = U^l + PV^l - TS^l$$

Por tanto

$$(dG^l)_{T,P} \leq 0 \quad (2-5)$$

De las posibles expresiones que representan una especialización de la ecuación (2-2), la ecuación (2-5) es la más útil porque T y P se tratan de manera más conveniente como constantes que otros pares de variables de estado, como U^l y V^l que aparecen en la ecuación (2-4).

La ecuación (2-5) indica que todos los procesos irreversibles que se llevan a cabo a T y P constantes se producen en la dirección que causa una disminución en la energía libre de Gibbs del sistema.

Así, el estado de equilibrio de un sistema cerrado es aquel en el cual la energía libre de Gibbs total es - un mínimo respecto a todos los cambios posibles a las T y P dadas.

Este criterio de equilibrio proporciona un método general para determinar los estados de equilibrio. Se escribe una expresión para G^l como función del número de moles de los componentes en las diversas fases y se encuentra entonces el conjunto de valores de los números de moles que minimizan G^l , sujeto a las restricciones de la conservación de la masa. Este procedimiento puede aplicarse a problemas de equilibrio de fases, de reacciones químicas o de fases y reacciones químicas combinadas.

En un estado de equilibrio pueden presentarse variaciones diferenciales en el sistema a T y P constantes sin producir ningún cambio en G^L . Este es el significado de la igualdad en la ecuación (2-5); por tanto, otro criterio general para que un sistema esté en equilibrio es

$$(dG^L)_{T,P} = 0 \quad (2-6)$$

Para aplicar este criterio se desarrolla una expresión para dG^L como función de los números de moles de los componentes en las diversas fases y se hace igual a cero. La ecuación resultante, junto con la que representa la conservación de la masa, permite resolver los números de moles. Este procedimiento es muy útil para problemas de equilibrio más simples.

Si se considera sólo el equilibrio de fases, se puede aplicar la ecuación (2-6) para el desarrollo más especializado y de uso más directo del criterio de equilibrio. Si se consideran dos fases en equilibrio en un sistema cerrado; y cada fase tomada por separado es un sistema abierto, eficaz para transferir material al otro, se tiene:

$$d(nG)^\alpha = -(nS)^\alpha dT + (nV)^\alpha dP + \sum (\mu_i^\alpha dn_i^\alpha)$$

$$d(nG)^\beta = -(nS)^\beta dT + (nV)^\beta dP + \sum (\mu_i^\beta dn_i^\beta)$$

donde los superíndices α y β denotan ambas fases. Nótese que T y P se han considerado como uniformes en ambas fases. La suma de estas ecuaciones proporciona dG^L y se impone la condición de equilibrio de la ecuación (2-6), el resultado será

$$(dG^L)_{T,P} = \sum (\mu_i^\alpha dn_i^\alpha) + \sum (\mu_i^\beta dn_i^\beta) = 0$$

Sin embargo, si el sistema es cerrado y sin reacción química; los balances de materia requerirán que

$$dn_i^\beta = -dn_i^\alpha$$

Como resultado se tiene

$$\sum (\mu_i^\alpha - \mu_i^\beta) dn_i^\alpha = 0$$

Como las cantidades dn_i^α son independientes y arbitrarias, la única forma general en que puede satisfacerse esta ecuación es que cada término sea separadamente cero; esto es,

$$\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta$$

Fácilmente se puede generalizar este resultado para más de dos fases considerando en forma sucesiva las fases por pares. El resultado general se expresa por π fase y N especies químicas por

$$\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta = \dots = \mu_i^\pi \quad (2-7)$$

donde $i = 1, 2, \dots, N$

La ecuación (2-7) es un criterio general para el equilibrio de fases. Establece que para un sistema de múltiples fases a la misma T y P se satisface la condición de equilibrio cuando el potencial químico de cada especie química es el mismo en todas las fases.

2.2.1 FUGACIDAD UNA BASE PARA EL EQUILIBRIO ENTRE FASES

El potencial químico no se puede expresar como una magnitud absoluta y, por otra parte, los valores numéricos del potencial químico son difíciles de relacionar con otras magnitudes más fácilmente cognoscibles. Además, el potencial químico tiende a un valor infinito negativo cuando la presión se aproxima a cero. Por estas razones, el potencial químico no resulta útil de forma directa para los cálculos del equilibrio entre fases, y se emplea la fugacidad como una magnitud derivada.

Si se expresa la ecuación

$$\left(\frac{\partial G}{\partial P} \right)_T = V \quad (2-8)$$

En función del potencial químico se tiene que

$$\left(\frac{\partial \mu_i}{\partial P} \right)_T = v_i \quad (2-9)$$

donde \bar{v}_i = volumen parcial molar. Para una substancia pura que se comporta como un gas ideal, $\bar{v}_i = RT/P$, y la Ec. (2-9) se puede integrar para obtener:

$$\mu_i = RT \ln P + C_1(T) \quad (2-10)$$

en la que C_1 depende de T .

Desafortunadamente, la Ec. (2-10) no describe el comportamiento de mezclas multicomponentes de líquidos y gases reales. Sin embargo, la ec. (2-10) fue recuperada por G. N. Lewis, quien en 1901 propuso la fugacidad f , una pseudo-presión, que, cuando se utiliza en vez de la presión en la Ec. (2-10), preserva la forma funcional de la ecuación. Así, para un componente en una mezcla

$$f_i = C_2(T) \exp(\mu_i/RT) \quad (2-11)$$

donde C_2 está relacionada con C_1 .

Prausnitz demostró que, con independencia del valor de C_1 , para un equilibrio físico la Ec. (2-7) se puede substituir por

$$f_i^\alpha = f_i^\beta = \dots \quad (2-12)$$

Para un gas ideal puro la fugacidad es igual a la presión y, para un componente de una mezcla gaseosa ideal, es igual a su presión parcial, $p_i = y_i P$.

Este último criterio para el equilibrio de fases requiere que para que un sistema de múltiples fases, a la misma T y P , se encuentre en equilibrio, la fugacidad de cada componente debe ser la misma en todas las fases. La Ec. (2-12) es de la mayor utilidad práctica para resolver problemas de equilibrio de fases.

2.2.2 DEFINICION DE OTRAS MAGNITUDES TERMODINAMICAS

Debido a la estrecha relación entre fugacidad y presión, es conveniente definir su cociente para una substancia pura como

$$f_i^0 = f_i^0 / P \quad (2-13)$$

donde v_i^0 es el coeficiente de fugacidad de la especie pura y f_i^0 es la fugacidad de la especie pura. El concepto de fugacidad fue ampliado para mezclas por Lewis y Randall y utilizado para formular la definición de solución ideal

$$f_{iV} = y_i f_{iV}^0 \quad (2-14)$$

$$f_{iL} = x_i f_{iL}^0 \quad (2-15)$$

donde los subíndices V y L se refieren a las fases de vapor y de líquido, respectivamente. Las soluciones líquidas ideales se presentan cuando los diámetros moleculares son iguales, no existen interacciones químicas y las fuerzas intermoleculares entre moléculas semejantes y distintas son iguales. Estos mismos requerimientos se aplican a la fase gaseosa, donde a bajas presiones las moléculas no están próximas entre sí y el comportamiento es muy próximo al de una solución gaseosa ideal.

Para representar la desviación de ambos tipos de idealidad (ley de los gases ideales y la ley de las soluciones gaseosas ideales) es conveniente definir los siguientes coeficientes de fugacidad de una mezcla

$$\phi_{iV} \equiv \frac{f_{iV}}{y_i P} \quad (2-16)$$

$$\phi_{iL} \equiv \frac{f_{iL}}{x_i P} \quad (2-17)$$

En el límite, cuando se tiende al comportamiento del gas ideal, $f_{iV}^0 \rightarrow P$; y en la fase de vapor $v_i^0 = 1.0$. Análogamente, $f_{iV} \rightarrow P_i$ y $\phi_{iV} = 1.0$. Sin embargo, cuando se tiende al comportamiento ideal del líquido, $f_{iV}^0 \rightarrow P_i^s$ y, tal como se demuestra después, $v_i^0 = P_i^s / P$. Análogamente, $f_{iL} \rightarrow x_i P_i^s$ y $\phi_{iL} = P_i^s / P$, siendo $P_i^s =$ presión de vapor.

Para una determinada temperatura, la relación entre la fugacidad de un componente de una mezcla y la fugacidad en un estado de referencia se denomina actividad. Si como estado de referencia se elige la especie pura a la misma presión y condición de fase de mezcla,

$$a_i \equiv f_i / f_i^0 \quad (2-18)$$

Para una solución ideal, substituyendo (2-14) y (2-15) en (2-18) se obtiene que $a_{iv} = \gamma_i$ y $a_{il} = \kappa_i$.

Para representar la desviación de la actividad con respecto a la fracción molar cuando las soluciones no son ideales, generalmente se utilizan coeficientes de actividad basados en las concentraciones expresadas en fracciones molares,

$$\gamma_{iv} \equiv a_{iv} / \gamma_i \quad (2-19)$$

$$\gamma_{il} \equiv a_{il} / \kappa_i \quad (2-20)$$

Para soluciones ideales, $\gamma_{iv} = 1,0$ y $\gamma_{il} = 1,0$.

En la Tabla 2.1 se presenta un resumen de las magnitudes termodinámicas que relacionan el equilibrio entre fases así como sus valores límites para condiciones de gas ideal.

2.3 RELACIONES DE EQUILIBRIO ENTRE FASES

Las relaciones de equilibrio líquido-vapor (ELV) son necesarias para resolver muchos problemas de ingeniería. Los datos requeridos pueden ser medidos en forma directa mediante la experimentación. Estas medidas suelen ser difíciles, incluso para sistemas binarios, y llegan a resultar progresivamente tediosas cuando aumenta el número de componentes. Este es el incentivo para aplicar la Termodinámica al cálculo de las relaciones de equilibrio de fases. La relación de equilibrio se define como la relación entre las fracciones molares de una especie que se en cuenta en equilibrio. Para el caso del equilibrio líquido-vapor, la constante se denomina valor (K) o relación de equilibrio vapor-líquido, tal como se define por la ecuación $K_{vl} \equiv x_i^I / x_i^{II}$.

Para los cálculos de etapas de equilibrio que intervienen en la separación de dos o más componentes, se definen factores de separación formando cocientes de relaciones de equilibrio. Para el caso de vapor-líquido se define la volatilidad relativa por la Ec. $\alpha_{ij} \equiv K_i / K_j$. Para el caso de líquido-líquido se define la selectividad relativa por la Ec. $\beta_{ij} = k_{Di} / k_{Dj}$.

Tabla 2.1 Magnitudes termodinámicas para el equilibrio entre fases

Magnitud termodinámica	Definición	Significado	Valor límite para condiciones de gases ideales y disoluciones ideales
Potencial químico	$\mu_i = \left(\frac{\delta G}{\delta n_i}\right)_{T, P, n_j}$	Energía libre parcial molar	$\mu_i = \bar{g}_i$
Fugacidad	$f_i \equiv C_i \{T\} \exp(\mu_i/RT)$	Presión termodinámica	$f_{iV} = y_i P$ $f_{iL} = x_i P^*$
Coefficiente de fugacidad para especies puras	$\gamma_i^* \equiv f_i^*/P$	Desviación de la fugacidad debida a la presión	$\gamma_{iV}^* = 1.0$
Coefficiente de fugacidad para especies en una mezcla	$\phi_{iV} \equiv f_{iV}/x_i P$	Desviaciones de la fugacidad debidas a la presión y la composición	$\phi_{iL} = p_i^*/P$
Actividad	$a_i \equiv f_i/f_i^*$	Presión termodinámica relativa	$a_{iV} = \gamma_i$ $a_{iL} = x_i$
Coefficiente de actividad	$\gamma_{iV} \equiv a_{iV}/\gamma_i^*$ $\gamma_{iL} \equiv a_{iL}/x_i$	Desviación de la fugacidad debida a la composición	$\gamma_{iV} = 1.0$ $\gamma_{iL} = 1.0$

Partiendo de la Ec. (2-12), las relaciones de equilibrio se pueden expresar según una variedad de formulaciones.

Para el equilibrio vapor-líquido, la Ec. (2-12) se transforma en

$$f_{iv} = f_{il} \quad (2-21)$$

Para formar una relación de equilibrio se substituyen las fugacidades por las expresiones equivalentes en función de fracciones molares. La substituciones pueden ser muy diversas. Dos parejas comunes derivadas de las Ecs. (2-16) a (2-20) son

Pareja 1:

$$f_{iv} = \gamma_{iv} y_i f_{iv}^0 \quad (2-22)$$

$$f_{il} = \gamma_{il} K_i f_{il}^0 \quad (2-23)$$

Pareja 2:

$$f_{iv} = \phi_{iv} y_i P \quad (2-24)$$

$$f_{il} = \phi_{il} K_i P \quad (2-25)$$

Estas ecuaciones representan dos formulaciones simétricas y otras dos no simétricas para valores $\neq K$. Las simétricas son:

$$K_i = (\gamma_{il} / \gamma_{iv}) (f_{il}^0 / f_{iv}^0) \quad (2-26)$$

$$K_i = (\phi_{il} / \phi_{iv}) \quad (2-27)$$

Las formulaciones no simétricas son

$$K_i = \phi_{il} P / \gamma_{iv} f_{iv}^0 = \phi_{il} / \gamma_{iv} v_{iv}^0 \quad (2-28)$$

$$K_i = \gamma_{il} f_{il}^0 / \phi_{iv} P = \gamma_{il} v_{il}^0 / \phi_{iv} \quad (2-29)$$

2.4 PROPIEDADES DE EQUILIBRIO A PARTIR DE ECUACIONES DE ESTADO

Los procedimientos de diseño del equipo para las operaciones de separación requieren el conocimiento de entalpías y densidades además de relaciones de equilibrio entre fases. La Termodinámica

clásica proporciona un medio de obtener todas estas magnitudes a partir de relaciones P-V-T, que se conocen generalmente como ecuaciones de estado.

Cabe mencionar que la Termodinámica no genera datos; proporciona sólo el cuadro matemático que permite el máximo aprovechamiento de cualquier dato disponible; Por tanto, forma la base para la correlación sistemática, la extensión, la generalización, la evaluación y la interpretación de datos. Más aún, proporciona los medios por los cuales pueden aplicarse para propósitos prácticos las predicciones de varias teorías de física molecular y de la mecánica estadística.

Se ha intentado constantemente representar datos de PVT utilizando una sola ecuación. El objeto ha sido encontrar una ecuación que tenga una forma tal que permita aplicarse para satisfacer datos de cualquier material mediante la situación de valores apropiados a las constantes que forman parte de la ecuación. Hasta ahora no se ha descubierto ninguna ecuación que satisfaga por completo este objetivo. A pesar de todo, se han desarrollado expresiones adecuadas para muchos fines de ingeniería.

Algunas de ellas se relacionan en la Tabla 2.2 . En todas las ecuaciones de la Tabla 2.2 interviene la constante universal de los gases R, y en todos los casos excepto en dos, intervienen otras constantes que son únicas para una especie particular. Todas las ecuaciones de estado se pueden aplicar a mezclas utilizando reglas de mezcla para combinar constantes de las especies puras.

La primera ecuación de estado práctica la propuso J. D. Van der Waals en 1873, y se escribe como sigue:

$$\left(P + \frac{a}{V^2} \right) (V - b) = R T \quad (2-30)$$

donde a y b son constantes positivas, características del gas en particular. El término a/V^2 tiene como fin explicar las fuerzas de atracción entre las moléculas, que hacen que la presión sea menor que la que ejercería un gas ideal. De la misma manera, la constante b tiene como fin dar margen para el tamaño finito de las moléculas , lo cual hace que el volumen sea mayor que el de un gas ideal. Si se considera que las constantes a y b son iguales con cero, la ecuación se reduce a la ley de un gas ideal.

Tabla 2.2 Ecuaciones de estado

Nombre	Ecuación y número de la ecuación	Evaluación de funciones o constantes de especies
Ley del gas ideal	$P = \frac{RT}{v}$	Ninguna
Generalizada	$P = \frac{ZRT}{v}$	$Z = \{P, T, Z_c \text{ ó } \omega\}$ tal como se obtiene a partir de datos experimentales
Virial (Onnes)	$P = \frac{RT}{v} \left(1 + \frac{B}{v} + \frac{C}{v^2} + \dots \right)$	A partir de datos volumétricos, correlaciones generalizadas o mecánica estadística, donde B, C, \dots dependen de la temperatura
van der Waals	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2}$	$a = \frac{27 R^2 T_c^2}{64 P_c}, b = \frac{RT_c}{8 P_c}$
Beattie-Bridgeman	$P = \frac{RT}{v^2} \left(1 - \frac{c}{vT^3} \right) \left[v + B_0 \left(1 - \frac{b}{v} \right) \right] - \frac{A_0}{v^2} \left(1 - \frac{a}{v} \right)$	Constantes, a, A_0, b, B_0 y c a partir de datos experimentales
Benedict-Webb-Rubin (B-W-R)	$P = \frac{RT}{v} + \left[B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right] \frac{1}{v^2} + (bRT - a) \frac{1}{v^3} + \frac{c \left(1 + \frac{\gamma}{v^2} \right) \exp \left(-\frac{\gamma}{v^2} \right)}{v^5 + \frac{v^3 T^2}{v^3 T^2}}$	Constantes, $a, A_0, b, B_0, c, C_0, \alpha, \gamma$ a partir de datos experimentales o correlaciones
Redlich-Kwong (R-K)	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{T^{0.5} v(v+b)}$	$a = 0.4278 \frac{R^2 T_c^{1.5}}{P_c}, b = 0.0867 \frac{RT_c}{P_c}$

La ecuación propuesta por Van der Waals es un ejemplo importante, aunque sencillo, de una ecuación de estado cuyo volumen es cúbico. Esta clase de ecuaciones ha disfrutado de gran popularidad debido a que la expresión cúbica es el orden de ecuación más bajo capaz de representar el comportamiento tanto de líquidos como de vapores. Se han propuesto muchas otras ecuaciones cúbicas, pero nuestro estudio se limitará a la ecuación de dos constantes de Soave-Redlich-Kwong y a la ecuación de Peng-Robinson (debido a que las mezclas que serán tratadas en el diseño de las columnas no presentan interacciones de tipo polar) tanto para el cálculo de las relaciones P-V-T como para el cálculo de Entalpía, Entropía y Coeficientes de Fugacidad que son las propiedades requeridas para la solución de las Ecuaciones MESH y para establecer las relaciones de equilibrio necesarias en el diseño termodinámico de columnas de destilación.

2.4.1 ECUACION DE REDLICH-KWONG

Desgraciadamente, la ecuación de Van der Waals no representa particularmente bien los datos P-V-T experimentales, excepto a presiones muy bajas. Se suscita naturalmente, por su puesto, la cuestión de si alguna ecuación de estado con dos constantes puede representar mejor los datos experimentales. Han sido propuestas muchas formas de ecuaciones de estado con dos constantes, pero la que ha recibido más amplia aceptación es la debida a Redlich y Kwong:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{T^{1.2}V(V + b)} \quad (2-31)$$

donde a y b son las constantes de "Redlich-Kwong". Al imponer la condición de que la isoterma posea una inflexión horizontal en el punto crítico, es posible expresar a y b en función de solamente la presión y temperatura críticas del fluido:

$$a = 0.42748 R^2 T_c^{2.5} / P_c \quad (2-32)$$

$$b = 0.08664 RT_c / P_c$$

Aunque la ecuación de Redlich-Kwong es considerada por muchos como la "mejor" ecuación de estado con dos constantes, es sólo una ecuación con dos constantes y no se puede esperar, por tanto, que describa exactamente los datos P-V-T en grandes intervalos de presión y temperatura. Para mayor exactitud, particularmente a altas presiones y bajas temperaturas, se debe de utilizar ecuaciones más complejas y con mayor número de constantes.

2.4.2 ECUACION DE ESTADO DE SOAVE-REDLICH-KWONG

La principal dificultad de la ecuación de R-K original es su incapacidad para predecir con exactitud la presión de vapor. Tomando como base el éxito de un trabajo anterior de Wilson, Soave adicionó un tercer parámetro, el factor acéntrico de Pitzer, a la ecuación de R-K y obtuvo una concordancia casi exacta con los datos de presión de vapor de hidrocarburos puros.

La modificación de Soave de la ecuación R-K, que se refiere aquí como la ecuación S-R-K, es

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a\alpha}{V(V + b)} \quad (2-33)$$

donde α , dado por la Ec. (2-34), depende de la temperatura. Soave calculó valores de α en la Ec. (2-33) para diferentes especies de hidrocarburos en un intervalo de temperaturas reducidas utilizando datos de presión de vapor y la condición de saturación $V_{iL} = V_{iV}$ con el fin de obtener la siguiente correlación para α

$$\alpha = \left[1 + m \left(1 - T_r^{0.5} \right) \right]^2 \quad (2-34)$$

siendo $m = 0.480 + 1.574w + 0.176w^2$.

A partir de (2-33) y (2-34) se pueden deducir ecuaciones para el cálculo de propiedades termodinámicas, de una forma análoga a la ecuación original R-K. Las expresiones que resultan son aplicables tanto a fases líquidas como vapor con tal de que se utilicen la composición de la fase y el factor de compresibilidad adecuados.

A continuación se establecen las ecuaciones generadas a partir de la ecuación de S-R-K para el cálculo de el factor de compresibilidad, el coeficiente de fugacidad y para el cálculo de la Entalpía y Entropía de mezclas multicomponentes (cabe señalar que estas ecuaciones también aplican para los componentes puros).

Ecuación de Soave

$$P = \frac{R T}{V - b} - \frac{a\alpha}{V(V + b)} \quad (2-33)$$

Factor de compresibilidad

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad (2-35)$$

donde

$$b = \sum_i^N y_i b_i \quad (2-36)$$

$$b_i = 0.08664 R T_{ci} P_{ci} \quad (2-37)$$

$$a = \sum_i^N \sum_j^N y_i y_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (2-38)$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i \quad (2-39)$$

$$a_{ci} = 0.42748 (R T_{ci})^2 / P_{ci} \quad (2-40)$$

$$\alpha^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5}) \quad (2-41)$$

$$m_i = 0.48 + 1.574w_i - 0.176w_i^2 \quad (2-42)$$

$$A = a P / (R T)^2 \quad (2-43)$$

$$B = b P / (R T) \quad (2-44)$$

Entalpía

$$\frac{H - H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{bRT} \left[a - T \frac{da}{dT} \right] \ln \left(1 + \frac{b}{V} \right) \quad (2-45)$$

$$\frac{H - H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{A}{B} \left[1 - \frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \ln \left[1 + \frac{B}{Z} \right] \quad (2-46)$$

$$\text{donde } T \frac{da}{dT} = - \sum_i^N \sum_j^N y_i y_j m_j (a_i a_{c_j} T_{r_j})^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (2-47)$$

Entropía

$$\frac{S - S^*}{R} - \ln \frac{P}{P_0} = \ln Z - \frac{Pb}{RT} + \frac{1}{bRT} T \frac{da}{dT} \ln \left(1 + \frac{b}{V} \right) \quad (2-48)$$

$$\frac{S - S^*}{R} - \ln \frac{P}{P_0} = \ln (Z - B) + \frac{A}{B} \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \ln \left[1 + \frac{B}{Z} \right] \quad (2-49)$$

donde $T(da / dT)$ esta dada por la ecuación (4-47)

Coeficiente de Fugacidad

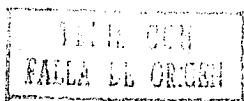
$$\ln \phi_i = - \ln Z - \frac{Pb}{RT} + (Z - 1)B'_i - \frac{a}{bRT} (A'_i - B'_i) \ln \left(1 + \frac{b}{V} \right) \quad (2-50)$$

$$\ln \phi_i = - \ln (z - B) + (Z - 1)B'_i - \frac{A}{B} (A'_i - B'_i) \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right) \quad (2-51)$$

donde

$$B'_i = b_i / b \quad (2-52)$$

$$A'_i = \frac{1}{a} \left[2 a_i \sum_j^N y_j a_j^{0.5} (1 - k_{ij}) \right] \quad (2-53)$$



2.4.3 ECUACION DE ESTADO DE PENG-ROBINSON

Peng y Robinson señalaron que la ecuación de estado de Redlich-Kwong y la modificación a ella propuesta por Soave, tienen el defecto común de no predecir las densidades de los líquidos de manera precisa, aunque las densidades para el vapor calculadas por dichas ecuaciones resultan satisfactorias. A fin de llevar a cabo esta mejora, Peng y Robinson propusieron la siguiente forma modificada de la ecuación de estado de Redlich-Kwong:

$$P = \frac{R T}{V - b} - \frac{\alpha a}{V(V+b) + b(V-b)} \quad (2-54)$$

El comportamiento de esta ecuación es tan bueno o incluso mejor que la ecuación de Soave-Redlich-Kwong para todos los casos que se han probado aparte de que ha demostrado su mayor ventaja en la predicción de las densidades de la fase líquida. Las constantes, reglas para mezclas y las expresiones para las fugacidades y entalpías para esta ecuación de estado, se presentan a continuación:

Ecuación de Peng-Robinson

$$P = \frac{R T}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)} \quad (2-55)$$

Factor de Compresibilidad

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (2-56)$$

donde

$$b = \sum_i^N y_i b_i \quad (2-57)$$

$$b_i = 0.077796 R T_{ci} / P_{ci} \quad (2-58)$$

$$a = \sum_i^N \sum_j^N y_i y_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (2-59)$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i \quad (2-60)$$

$$a_{cl} = 0.457235 (RT_{cl})^2 / P_{cl} \quad (2-61)$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5}) \quad (2-62)$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 w_i - 0.26992 w_i^2 \quad (2-63)$$

$$A = a P / (RT)^2 \quad (2-64)$$

$$B = b P / (RT) \quad (2-65)$$

Entalpia

$$\frac{H - H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{2^{1.5} bRT} \left[a - T \frac{da}{dT} \right] \ln \left[\frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V - (2^{0.5} - 1)b} \right] \quad (2-66)$$

$$\frac{H - H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{A}{2^{1.5} B} \left[1 - \frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \ln \left[\frac{Z + (2^{0.5} + 1)B}{Z - (2^{0.5} - 1)B} \right] \quad (2-67)$$

donde $T \frac{da}{dT} = - \sum_i^N \sum_j^N y_i y_j m_j (a_i a_{cj} T_{rj})^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (2-68)$

Entropía

$$\frac{S - S^*}{R} + \ln \frac{P}{P_0} = \ln Z - \frac{Pb}{RT} + \frac{1}{2^{1.5} bRT} T \frac{da}{dT} \ln \left[\frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V - (2^{0.5} - 1)b} \right] \quad (2-69)$$

$$\frac{S - S^*}{R} + \ln \frac{P}{P_0} = \ln(Z - B) + \frac{A}{2^{1.5} B} \frac{T}{a} \frac{da}{dT} \ln \left[\frac{Z + (2^{0.5} + 1)b}{Z - (2^{0.5} - 1)b} \right] \quad (2-70)$$

donde $T (da / dT)$ está dado por la ecuación (2-77)

Coefficiente de Fugacidad

$$\ln \phi_i = - \ln Z - \frac{Pb}{RT} + (z - 1)B'_i - \frac{a}{2^{1.5} bRT} (A'_i - B'_i) \ln \left[\frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V - (2^{0.5} - 1)b} \right] \quad (2-71)$$

$$\ln \phi_i = - \ln(Z - B) + (Z - 1)B'_i - \frac{A}{2^{1.5} B} (A'_i - B'_i) \ln \left[\frac{Z + (2^{0.5} + 1)B}{Z - (2^{0.5} - 1)B} \right] \quad (2-72)$$

donde

$$B'_i = b_i / b \quad (2-73)$$

$$A'_i = \frac{1}{a} \left[2 a_i \sum_j^N \kappa_j a_j^{0.5} (1 - K_{ij}) \right] \quad (2-74)$$

2.4.4. ECUACION DE ESTADO DE MATHIAS

La modificación de Soave a la ecuación de Redlich-Kwong es muy utilizada para correlacionar los datos de equilibrio de sistemas que contienen compuestos no polares y medianamente polares. La modificación hecha por Mathias extiende la aplicación de esta ecuación a compuestos polares como el agua.

La descripción de la ecuación de Mathias es :

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v(v + b)} \quad (2-75)$$

(Ecuación de Soave)

donde a y b están dadas por

$$a = a_{cl} \alpha \quad (2-76)$$

$$a_{cl} = 0.42747R^2 T_{cl}^2 / P_{cl} \quad (2-77)$$

$$b_l = 0.8664R T_{cl} / P_{cl} \quad (2-78)$$

En la ecuación de Soave b es una constante que relaciona el tamaño finito de las moléculas, lo cual hace que el volumen sea mayor que el de un gas ideal y la relación $a/(v^2 + vb)$ es una constante que depende de la temperatura y relaciona las fuerzas de atracción entre las moléculas, las cuales provocan que la presión sea menor que la que ejercería un gas ideal.

Para la ecuación (2-85) α está dada por la ecuación

$$\alpha^{0.5} = 1 + m_l (1 - T_{Rl}^{0.5}) - P_l (1 - T_{Rl}) (0.7 - T_{Rl}) \quad (2-79)$$

donde

$$T_{Rl} = T/T_c \quad \text{Temperatura reducida}$$

$$P_l = \text{Parámetro polar}$$

$$m = 0.48508 + 1.55191w_l + 0.15613w_l^2 \quad (2-80)$$

En la ecuación (2-80) se observa que m está dada en función del factor acéntrico (w) y fué obtenida por Graboski y Daubert en 1978 y es muy similar a la ecuación utilizada por Soave.

P_l es un factor que depende del tipo de compuesto y se denomina como el parámetro polar, el cual es de carácter empírico pero que puede correlacionarse en términos del momento dipolar (en el artículo original de Mathias se especifican algunos valores para este parámetro).

La ecuación (2-79) se utiliza cuando la temperatura de trabajo se encuentra por debajo de la temperatura crítica, pero cuando se utiliza por arriba de esta presenta problemas para representar correctamente los valores de P-V-T, por lo cual Mathias propone la siguiente ecuación para el cálculo de (α) a $T > T_{cl}$.

$$\alpha_i^{c, \delta} = \exp \left[c_i (1 - T_{Ri}^d) \right] \quad (2-81)$$

donde

$$c_i = 1 + m_i/2 + 0.3 P_i \quad (2-82)$$

$$d_i = (c_i - 1) / c_i \quad (2-83)$$

La aplicación de la ecuación de Mathias para mezclas multicomponentes se puede realizar mediante las siguientes reglas de mezclado :

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N y_i y_j a_{ij} \quad (2-84)$$

$$b = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N y_i y_j b_{ij} \quad (2-85)$$

donde

$$a_{ij} = (a_i a_j)^{\alpha, \delta} \left[1 - K_{a_{ij}}^o - K_{a_{ij}}^t \frac{T}{1000} \right] \quad (2-86)$$

En donde los parámetros K_a^o y K_a^t se obtiene de igual manera que en la ecuación de Soave. Y los valores de K_b^o y K_b^t se calculan de la siguiente manera :

$$K_b^o = 1.061 - 0.836\delta \quad (2-87)$$

$$K_b^t = -2.79 + 0.236\delta \quad (2-88)$$

donde

δ = parámetro de solubilidad

Estas ecuaciones [(2-87) y (2-88)] fueron obtenidas por Chao. K.C. en 1980.

De igual manera que en las ecuaciones de estado anteriores se pueden obtener fórmulas para el cálculo de otras propiedades termodinámicas como la entalpía, entropía y coeficiente de fugacidad.

2.4.5. ECUACION DE ESTADO PRSV.

Esta ecuación de estado surge de la modificación propuesta por R. Stryjek y J. H. Vera en 1986, de la ecuación de estado de Peng-Robinson propuesta en 1976. La modificación se efectúa sobre el término de fuerzas de atracción (a) y mantiene la estructura general de las demás fórmulas sin ningún cambio.

La ecuación cúbica de estado de Peng-Robinson (como se vió anteriormente) tiene la forma

$$P = \frac{R T}{v - b} - \frac{a}{v(v + b) + b(v - b)} \quad (2-89)$$

con

$$a = (0.457235 R^2 T_c^2 / P_c) \alpha \quad (2-90)$$

y

$$b = 0.077796 R T_c / P_c \quad (2-91)$$

Donde (A) se calcula con la fórmula propuesta por Soave en 1972

$$\alpha = \left[1 + K(1 - T_R^{0.5}) \right]^2 \quad (2-92)$$

Donde K (es igual a m en las ecuaciones de estado de Soave y de Peng-Robinson) es una función del factor acéntrico (w) de la forma

$$m = 0.480 + 1.574w + 0.176w^2 \quad \text{Para la ec. de Soave.}$$

$$m = 0.37646 + 1.54226w - 0.26942w^2 \quad \text{Para la ec. de Peng-Robinson}$$

La conexión hecha por Vera Y Stryjek se encuentra en la forma de calcular el parámetro K. Para la ecuación PRSV $K \neq m$ y se calcula por la ecuación.

$$K = K_o + K_i (1 + T_R^{0.5}) (0.7 - T_R) \quad (2-93)$$

donde

$$K_o = 0.378893 + 1.4897153w - 0.17131848w^2 + 0.0196554w^3$$

$$T_R = T / T_c \quad \text{Temperatura Reducida}$$

$$K_i = \text{parámetro característico de cada componente}$$

El parámetro K_i se encuentra reportado para 90 compuestos importantes que se utilizan en la industria química en el artículo de Vera y Stryjek (ver bibliografía de este capítulo). Este parámetro tiene un rango característico para diferentes familias

de compuestos, por ejemplo, los hidrocarburos tienen valores menores a 0.1 y todos ellos son positivos, las cetonas tienen valores menores a 0.04 y mayores a 0.005 y la mayoría de ellos son positivos. este parámetro es función de la temperatura, para que la ecuación PRSV presente correlaciones aceptables se debe de emplear en los rangos de temperatura indicados en la tabla 1 del artículo de Vera y Stryjek.

Cuando la ecuación de estado propuesta por Vera y Stryjek se trabaja dentro de los rangos indicados, predice los valores de P-V-T con una desviación máxima de 1 % y con una desviación absoluta del orden de 0.2 a 0.3 %.

CAPITULO III

FUNDAMENTOS DE DESTILACION

INTRODUCCION

Para hacer énfasis en la aplicación de los principios fundamentales a este proceso de separación, se consideran diversos casos especiales que incluyen la separación de mezclas binarias en etapas múltiples y la separación de mezclas de componentes múltiples en etapas múltiples.

El objetivo general de la destilación consiste en separar los compuestos que tienen diferentes presiones de vapor a una temperatura determinada. La palabra *destilación* tal y como se usa, se refiere a la separación física de una mezcla en dos o más fracciones que tienen distintos puntos de ebullición.

Si se calienta una mezcla líquida de dos materiales volátiles, el vapor que se separa tendrá una mayor concentración del material del menor punto de ebullición que el líquido del cual se desprendió. A la inversa, si se enfría un vapor caliente, el material de mayor punto de ebullición tiende a condensarse en mayor proporción que el material de menor punto de ebullición. En los primeros destiladores del alcohol para bebidas se aplicaron estos principios fundamentales. Si bien se conocía la destilación y se le aplicaba en la antigüedad, no fué sino hasta los trabajos de Sorel en 1893 cuando se estudiaron formalmente los principios que hicieron posible el desarrollo de esta operación. Gracias a estos estudios es posible actualmente realizar separaciones de compuestos que poseen una diferencia de temperatura de ebullición de hasta 3.9 °C.

3.1 TIPOS DE DESTILACION

Los diferentes tipos de destilación existentes son función del tipo de mezclas a separar y de las condiciones a las cuales coexisten éstas.

Si la mezcla que se ha de separar en una disolución homogénea de una sola fase (gaseosa, líquida o sólida), generalmente es preciso generar una segunda fase antes de que pueda llevarse a cabo económicamente la separación de una especie

química. Esta segunda fase se puede generar por medio de un agente energético de separación (AES) o por medio de un agente de

separación masa (ASM), tal como un disolvente o un absorbente. En algunas separaciones pueden utilizarse ambos tipos de agentes.

La aplicación de un AES implica la transferencia de calor y/o trabajo hacia o desde la mezcla objeto de separación. Alternativamente, se pueden generar una segunda fase por reducción de presión.

Un ASM puede ser parcialmente inmisible con una o más de las especies de la mezcla. En este caso, el ASM es generalmente el componente de mayor concentración en la segunda fase. Alternativamente, el ASM puede ser totalmente miscible con la mezcla pero alterar selectivamente las volatilidades de las especies con el fin de facilitar una más completa separación de ciertas especies cuando se utiliza conjuntamente con un AES, tal como ocurre en la destilación extractiva.

Con el fin de lograr una separación de especies químicas es preciso que exista un potencial de las diferentes especies para su distribución en diferentes proporciones entre las dos fases. Este potencial está controlado por la termodinámica del equilibrio, y la velocidad de acercamiento a la composición de equilibrio está regida por la transferencia de materia en la interfase. Al mezclar íntimamente las dos fases se consigue aumentar las velocidades de transferencia de materia y alcanzar más rápidamente el máximo grado de distribución.

Cuando la mezcla a separar comprende especies que difieren ampliamente en su tendencia a vaporizar y condensar, las operaciones de *vaporización de flash* o de *condensación parcial* pueden resultar adecuadas para alcanzar la separación deseada. En la primera de estas operaciones la alimentación líquida se vaporiza parcialmente por reducción de la presión, mientras que en la segunda la alimentación de vapor se condensa parcialmente retirando calor. En ambas operaciones, después de producirse la distribución de las especies a causa de la transferencia de materia de interfase, la fase vapor se enriquece con respecto a las especies que son más volátiles, mientras que la fase líquida se enriquece con las especies menos volátiles. Después de este contacto simple, las dos fases, que tienen diferente densidad, se separan generalmente por gravedad.

Con frecuencia el grado de separación de las especies que se alcanza con la vaporización de flash o con la condensación parcial

TELIC CON
FALLA TE CRON

resulta insuficiente debido a que las diferencias de volatilidad no son suficientemente grandes. También aquí puede, en muchos casos, alcanzarse la separación deseada de las especies sin introducir un ASM, sino utilizando la *destilación*, que es el método industrial de separación más utilizado. La destilación consta de múltiples contactos entre las fases de líquido y vapor. Cada contacto consiste en la mezcla de dos fases para producir la distribución de las especies, seguida de la separación de las fases. Los contactos se realizan frecuentemente sobre platos horizontales (generalmente llamados *etapas*) dispuestos en una columna vertical. A medida que el vapor avanza hacia la cabeza de la columna se enriquece progresivamente en las especies más volátiles. La alimentación de la columna de destilación entra en un plato intermedio entre el plato superior y el plato inferior; la parte de la columna situada por encima de la alimentación es la sección de *enriquecimiento* y la situada por debajo es la sección de *agotamiento*. El vapor de la alimentación pasa hacia arriba en la columna mientras que el líquido lo hace hacia abajo. Generalmente el vapor procedente de la parte superior de la columna se condensa para generar el líquido de contacto llamado *reflujo*. Análogamente, el líquido procedente del fondo de la columna pasa a un reboiler para generar el vapor de contacto llamado *vaporización*.

Cuando las diferencias de volatilidades de las especies a separar son tan pequeñas que requerirían un número muy elevado de platos en una operación de destilación, puede recurrirse a la *destilación extractiva*. En este caso se utiliza un ASM para aumentar las diferencias de volatilidad entre las especies seleccionadas de la alimentación y, en consecuencia, reducir a un valor razonable el número de platos necesarios. Generalmente el ASM es menos volátil que cualquiera de las especies contenidas en la mezcla de alimentación y se introduce cerca de la parte superior de la columna. También se utiliza reflujo en el plato superior con el fin de minimizar el contenido de ASM en el producto de cabeza.

La formación de mezclas con temperatura de ebullición mínima da lugar a que la *destilación azeotrópica* resulte una técnica útil en aquellos casos en los que la separación no es realizable por destilación fraccionada. Como ejemplo se puede citar la operación

de separación donde el acetato de n-butilo, que forma un heteroazeótropo de temperatura de ebullición mínima con agua, se utiliza para facilitar la separación de ácido acético y agua. El azeótropo se retira por la cabeza, se decantan las capas de acetato y agua, y el ASM se recircula.

3.2 PRINCIPIOS FUNDAMENTALES QUE INTERVIENEN EN LA DESTILACION.

Una columna de destilación consiste en un espacio para que hagan contacto las corrientes de vapor y de líquido con el propósito de que se efectúe una transeferencia de masa entre las dos fases. Si bien el contacto de las dos fases en general se lleva a cabo mediante una serie de platos (o charolas), las columnas empacadas se utilizan cada vez más. Sin embargo, al desarrollar las bases fundamentales de los diversos procedimientos de cálculo en este capítulo, se supone que la columna está equipada con platos.

En condiciones normales de operación, existe una cierta cantidad de líquido en cada plato y hay algún sistema para que los vapores ascendentes pasen a través del líquido y hagan contacto con él. El líquido descendente fluye del plato superior a través de un ducto de bajada, pasando al siguiente plato y después por un vertedero a otro conducto de bajada hasta el siguiente plato inferior como se muestra en la figura 3.1. Por muchos años, para hacer contacto entre el vapor y el líquido se usaron *tapas de burbujeo*. Estos dispositivos de contacto favorecen la producción de pequeñas burbujas de vapor con áreas superficiales relativamente grandes.

En los pasados 20 años, la mayoría de las charolas de burbujeo se han sustituido con otros tipos de dispositivos de contacto. Las nuevas columnas casi siempre están equipadas con *charolas de válvulas*, la válvula se abre a medida que la velocidad del vapor aumenta y se cierra cuando la velocidad de vapor disminuye. Esta propiedad de abrirse o cerrarse permite que la válvula permanezca sumergida en el líquido y por consiguiente, permite que exista un sello líquido aunque las velocidades de flujo del líquido y vapor varíen considerablemente.

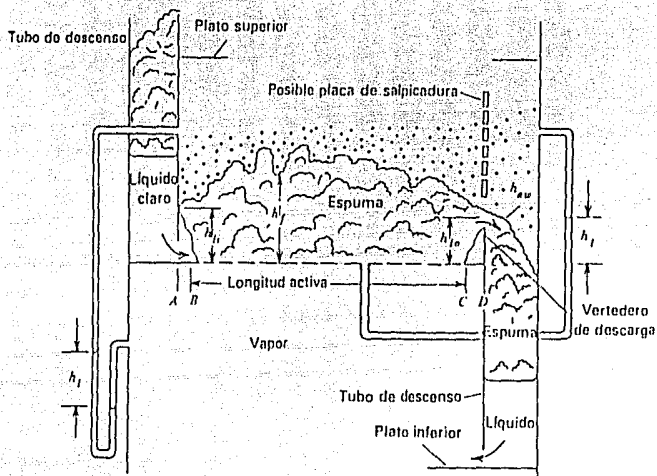


Fig. 3.1 Interior de Una Columna de Destilación Equipada con Platos Perforados

Tal como se indica en la Figura 3.2, el vapor que sale de la parte superior (V_2) entra al condensador, donde se le condensa total o parcialmente. El líquido que se forma se recoge en un acumulador, del cual se extrae la corriente líquida, L_1 , (denominada *reflujo*) y la corriente del producto superior, D (llamado *destilado*). Cuando el vapor superior V_2 se condensa totalmente al estado líquido, y se extrae el destilado como líquido, el condensador será un *condensador total*. Si V_2 se condensa parcialmente el estado líquido para proporcionar el reflujo L_1 y el destilado D se extrae como vapor, el condensador será un *condensador parcial*. La cantidad de reflujo interno se expresa comúnmente en términos de la relación de reflujo, L_1/D . Aunque algunas veces la relación interna líquido a vapor L/V se conoce como la relación de reflujo interna. El término relación de reflujo se reserva aquí al significado L_1/D .

El líquido que sale del plato inferior de la columna entra al reboiler, en donde se vaporiza parcialmente. El vapor

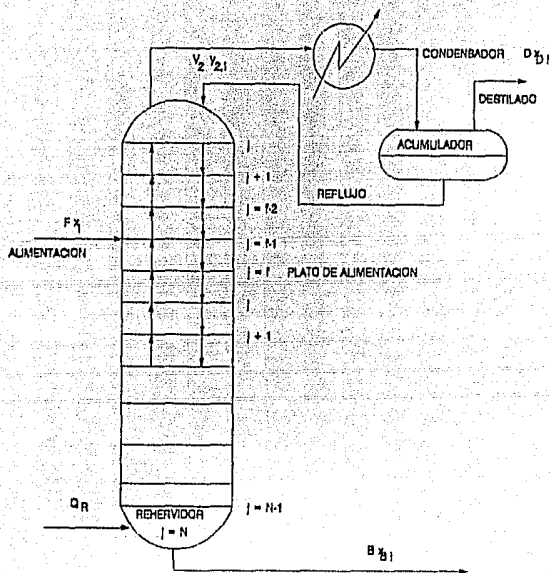


Fig. 3.2 Esquema de una columna convencional, en donde las velocidades de flujo son constantes dentro de las secciones de rectificación y de agotamiento.

producido fluye otra vez hacia arriba por la columna y el líquido que se extrae del reboiler se llama fondo o producto inferior B . En la práctica, el reboiler en general está ubicado en el exterior de la columna.

Para calcular la composición del producto superior D y del producto inferior B que se puede esperar obtener al utilizar una columna de destilación, que funciona en un conjunto de condiciones fijas, es necesario resolver ecuaciones de los siguientes tipos:

1. Relaciones de equilibrio.
2. Balances de materiales de los componentes.
3. Balances de materiales totales.
4. Balances de energía.

Los incisos 1) y 4) ya se trataron en los capítulos anteriores, y en lo que resta de este capítulo se realiza el estudio de las ecuaciones generadas por los balances de masa y energía, así como de las ecuaciones relacionadas con la condición de equilibrio experimentadas en una columna de destilación.

Inicialmente se presenta el estudio de sistemas binarios para relacionar los conceptos básicos empleados en la destilación y posteriormente se hará una extrapolación de estos conceptos hasta la destilación multicomponente.

3.3 BALANCES DE MASA.

3.3.1 CONTACTO DE ETAPA MULTIPLE EN CONTRACORRIENTE.

En una sección de etapa múltiple en contracorriente las fases que se han de poner en contacto entran por los extremos opuestos de una serie de etapas ideales o de equilibrio. Un contactor de este tipo se representa esquemáticamente en la Figura 3.3 que podría ser una serie de etapas de una columna de absorción, destilación o extracción, L y V son los flujos molares (o de masa) de las fases más pesada y más ligera, y x_i e y_i , las correspondientes fracciones molares (o de masa) del componente i .

El desarrollo comienza con un balance de materia alrededor de la etapa $n+1$, la etapa superior de la cascada de la fig. 3.3, tal como se representa por la envoltura de la etapa $n+1$. Las corrientes L_{n+2} y V_n entran en la etapa mientras que L_{n+1} y V_{n+1} salen de la misma.

$$L_{n+2} x_{n+2} + V_n y_n = V_{n+1} y_{n+1} + L_{n+1} x_{n+1} \quad (3-1)$$

o bien

$$y_n = \frac{L_{n+1}}{V_n} x_{n+1} + \frac{V_{n+1} y_{n+1} - L_{n+2} x_{n+2}}{V_n} \quad (3-2)$$

si por Δ se representa $V_{n+1} y_{n+1} - L_{n+2} x_{n+2}$, el flujo neto de componente ligero que sale por la parte superior de la sección, se obtiene

$$y_n = \frac{L_{n+1}}{V_n} x_{n+1} + \frac{\Delta}{V_n} \quad (3-3)$$

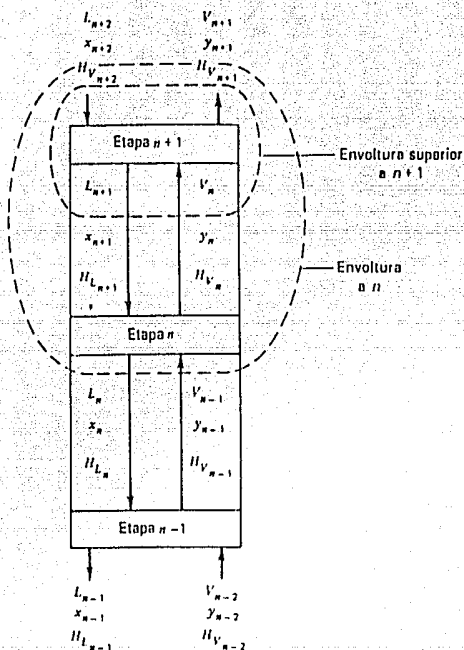


Fig. 3.3 Equipo de contacto de múltiple etapa en contracorriente

Un balance similar de materia se aplica a la cabeza de la columna y a la etapa n, la segunda etapa desde la parte superior, tal como se representa por la envoltura de la etapa n en la figura 3.3. Las corrientes L_{n+2} y V_{n-1} entran en el recinto de control y las corrientes L_n y V_{n+1} salen del mismo.

$$L_{n+2} x_{n+2} + V_{n-1} y_{n-1} = V_{n+1} y_{n+1} + L_n x_n$$

Despejando y_{n-1} se obtiene

$$y_{n-1} = \frac{L_n}{V_{n-1}} x_n + \frac{\Delta}{V_{n-1}} \quad (3-4)$$

Las ecuaciones (3-3) y (3-4) se pueden utilizar para localizar los puntos (y_n, x_{n+1}) y (y_{n-1}, x_n) , así como otros puntos, en el diagrama $x-y$. La línea que pasa por estos puntos recibe el nombre de línea de operación. Todas las corrientes que circulan en contracorriente a través de la columna (L_{n+2}, V_{n+1}) , (L_{n+1}, V_n) , (L_n, V_{n-1}) , etc., están situadas sobre esta línea de operación que puede ser una recta o una curva. Si la relación de flujo de las fases es constante en toda la sección de las etapas, $L/V = L_{n+1}/V_n = L_n/V_{n-1} = \dots = L_{n-1}/V_{n-2}$, y las pendientes de las líneas definidas (3-3) y (3-4) son idénticas. Además si V y L son constantes, todas las corrientes que circulan a través de la columna están situadas sobre la misma línea recta de operación con una pendiente L/V , que puede trazarse si se conocen cualquiera de los siguientes grupos de variables:

1. Las concentraciones de solamente dos corrientes que se cruzan por ejemplo, (y_{n-1}, x_n) o (y_n, x_{n+1}) , y L/V , la relación de flujo de las fases en el contactor.
2. Las concentraciones de dos pares cualesquiera de corrientes que se cruzan. Las dos corrientes más convenientes para el análisis son las que entran y salen de la cascada $(L_{n+2}, V_{n+1}$ y $L_{n-1}, V_{n-2})$. Estos puntos están situados en los extremos de la línea de operación.

Una relación entre las relaciones de los flujos y las composiciones de las corrientes que se cruzan se pueden obtener si se admite que los flujos de líquido y vapor son constantes. Así restando (3-4) de (3-3) se obtiene para cualquier etapa de la sección

$$\frac{y_n - y_{n-1}}{x_{n+1} - x_n} = \frac{L}{V} \quad (3-5)$$

El número de etapas teóricas que se requieren para efectuar la transferencia de una cantidad especificada de componente ligero desde la fase L hasta la fase V se puede determinar utilizando la línea de operación del balance de materia juntamente con una curva de equilibrio en un diagrama $x-y$. En la figura 3.4 se muestra un ejemplo de una construcción gráfica para una sección de etapa múltiple en contracorriente. Las composiciones de las corrientes de entrada y salida vienen dadas por los puntos A y B que están

localizados en (y_0, x_1) e (y_n, x_{n+1}) de la figura 3.4(a), que muestra también la curva de las fases en equilibrio del sistema. Si L/V es constante en toda la sección de las etapas, la recta que une los puntos A y B es la línea de operación (el lugar geométrico de las corrientes que se cruzan). Para determinar el número de etapas que se requiere para alcanzar el cambio de composición desde A hasta B se realiza la construcción en escalera que se muestra en la figura. Partiendo de A (la composición de las corrientes que se cruzan por debajo de la etapa 1) se sigue verticalmente sobre x_1 hasta alcanzar la curva de equilibrio con el fin de obtener y_1 (la composición del vapor que sale de la etapa 1). Después se camina horizontalmente sobre y_1 hasta el

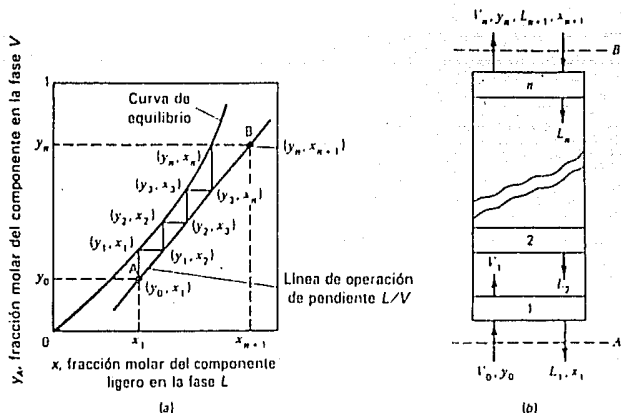


Fig. 3.4 Construcción gráfica de un separador de múltiple etapa con dos fases en contracorriente. (a) Construcción del diagrama de McCabe Thiele. (b) Columna.

punto de la línea de operación (y_1, x_2) , la composición de las corrientes que se cruzan entre las etapas 1 y 2. Se continúa vertical y horizontalmente en la forma indicada apoyándose alternativamente en las líneas de equilibrio y operación hasta que se alcanza o sobrepasa el punto B. Para la separación se requiere cuatro etapas de equilibrio, que vienen dadas por los puntos situados sobre la línea de equilibrio. Se debe observar que la

exactitud depende del trazado gráfico y que es poco frecuente que resulte un número entero de etapas.

3.4 METODOS RIGUROSOS PARA SEPARACIONES MULTICOMPONENTES EN ETAPA MULTIPLE.

En la sección anterior se esbozó un método gráfico, aproximado para la solución de separaciones binarias en etapa múltiple. Este tipo de métodos son aplicables sólo como casos de estudio y no como diseños finales de columnas.

El diseño Termodinámico de equipos de etapa múltiple para la realización de separaciones multicomponentes requiere una determinación rigurosa de temperaturas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de calor para cada etapa. Esta determinación se realiza resolviendo los balances de materia y energía (entalpía), y relaciones de equilibrio para cada etapa. Desafortunadamente, estas relaciones son ecuaciones algebraicas no lineales que interaccionan entre sí fuertemente. En consecuencia, los métodos de resolución se vuelven complejos y tediosos. Sin embargo, una vez que estos métodos de resolución han sido programados para un ordenador digital de alta velocidad las soluciones se alcanzan de forma rápida y casi rutinaria.

3.4.1 MODELO TEÓRICO PARA UNA ETAPA EN EQUILIBRIO.

Considérese un separador líquido-vapor o líquido-líquido general, continuo y en estado estacionario, con un cierto número de etapas dispuestas en cascada en contracorriente. Admítase que en cada etapa se alcanza el equilibrio entre fases y que no tiene lugar ninguna reacción química. En la figura 3.5 se muestra el esquema en forma general de una etapa en equilibrio j para un separador líquido-vapor, donde las etapas están numeradas de arriba a abajo. La misma representación puede aplicarse al caso de un separador líquido-líquido si las corrientes líquidas de mayor densidad están representadas por las corrientes líquidas y las fases líquidas de menor densidad por las corrientes de vapor.

La entrada de la etapa j puede ser una corriente de alimentación de una o dos fases de flujo molar F_j , con una composición global de fracción molar z_j en el componente i

TRABAJOS CON
FALTA DE ORIGEN

temperatura T_{rj} , presión P_{rj} y entalpia molar global H_{rj} . Admitase que la presión de alimentación es igual o mayor que la presión de la etapa P_j . Cualquier sobrepresión en la alimentación ($P_r > P_j$) se reduce a cero adiabáticamente mediante la válvula F .

La entrada a la etapa j también puede ser un líquido interetapas procedente de la etapa superior $j-1$, de flujo molar L_{j-1} , con una composición de fracción molar $x_{i,j-1}$, entalpia $H_{L,j-1}$,

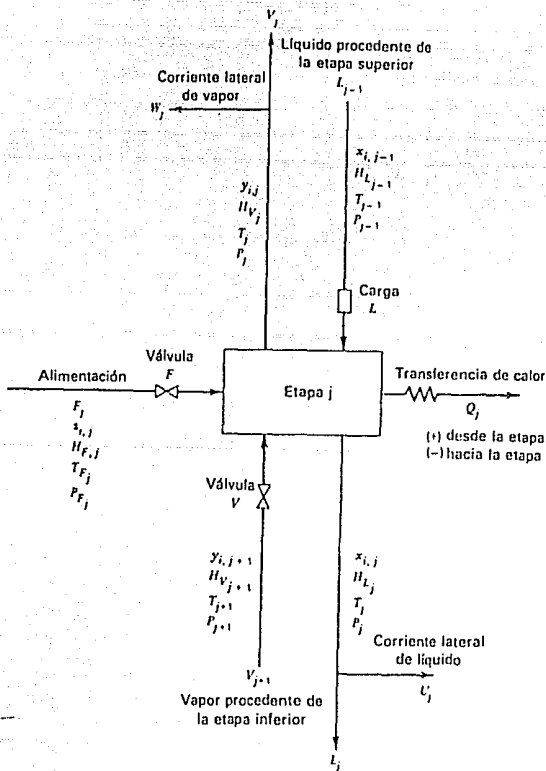


Fig. 3.5 Etapa general de equilibrio

temperatura T_{j-1} y presión P_{j-1} , que ha de ser menor o igual que la de la etapa j . La presión de la corriente líquida procedente de la etapa $j-1$ aumenta de forma adiabática por variación de la carga hidrostática en L .

De la misma forma, de la etapa $j+1$ puede entrar a la etapa j una corriente de vapor interetapas de flujo molar V_{j+1} , con una composición de fracción molar y_{j+1} , entalpia $H_{v,j+1}$, temperatura T_{j+1} y presión P_{j+1} . Cualquier sobrepresión ($P_{j+1} - P_j$) se elimina adiabáticamente mediante la válvula V .

La corriente en fase vapor que abandona la etapa j posee unas propiedades intensivas y_j , H_{vj} , T_j y P_j . Esta corriente puede dividirse en una corriente lateral de vapor de flujo molar W_j y una corriente interetapas de flujo molar V_j que va a la etapa $j-1$ ó si $j=1$, abandona el separador como un producto. El líquido que sale de la etapa j tiene unas propiedades intensivas x_j , H_{lj} , T_j y P_j y está en equilibrio con el vapor ($V_j + W_j$). Este líquido puede también dividirse en una corriente líquida lateral de flujo molar U_j y una corriente interetapas o de producto de flujo molar L_j , que pasa a la etapa $j+1$ o, si $j=N$, abandona el separador como un producto.

Se puede transmitir calor con un flujo Q_j desde (+) o hacia (-) la etapa j para simular enfriadores, calentadores, condensadores y ebulliciones interetapas. El modelo de la Fig 3.5 no admite bombas interetapas. Estas bombas interetapas se utilizan con frecuencia en columnas con corrientes laterales con el fin de conservar la energía y equilibrar las cargas de vapor de la columna.

Asociadas a cada etapa teórica general existen las siguientes ecuaciones expresadas en función del conjunto de variables que se muestran en la figura 3.5. Sin embargo, pueden utilizarse un conjunto de variables distinto de este. Por ejemplo, se pueden reemplazar las fracciones molares por los flujos de cada uno de los componentes, y los flujos de las corrientes laterales pueden expresarse como fracciones de flujos interetapas. Estas ecuaciones de acuerdo con Wang & Henke, se denominan ecuaciones MESH.

1. Ecuaciones M. Balances de materia para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

$$M_j = L_{j-1} x_{j-1} + V_{j+1} y_{j+1} + F_j z_j - (L_j + U_j) x_j - (V_j + W_j) y_j = 0 \quad (3-20)$$

2. Ecuaciones E. Relaciones de equilibrio entre fases para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

$$E_j = y_j - K_{ij} x_j = 0 \quad (3-21)$$

3. Ecuaciones S. Sumatorias de las fracciones molares (1 para cada etapa).

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^C y_{ij} - 1.0 = 0 \quad (3-22)$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^C x_{ij} - 1.0 = 0 \quad (3-23)$$

4. Ecuaciones H. Balance de energía (1 para cada etapa).

$$H_j = L_{j-1} H_{j-1} + V_{j+1} H_{v,j+1} + F_j H_f - (L_j + U_j) H_L - (V_j + W_j) H_v - Q_j = 0 \quad (3-24)$$

donde se ignoran las variaciones de energía cinética y potencial.

En lugar de (3-22) o (3-23) se puede utilizar una ecuación para el balance de materia total. Se obtiene combinando estas dos ecuaciones y $\sum z_i = 1.0$ con (3-20) sumado para los C componentes y a lo largo de las etapas 1 a j para dar:

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 \quad (3-25)$$

En general, $K_{ij} = K_{ij}(T_j, P_j, x_j, y_j)$, $H_{vj} = H_{vj}(T_j, P_j, y_j)$, y $H_{Lj} = H_{Lj}(T_j, P_j, x_j)$. Si estas relaciones no se cuentan como ecuaciones y las tres propiedades no se cuentan como variables, cada etapa de equilibrio viene definida solamente por las $2C + 3$ ecuaciones MESH. Una cascada en contracorriente de N etapas de este tipo tal como se muestra en la Fig. 3.6 está representada por $N(2C + 3)$ ecuaciones algebraicas simultáneas con $N(2C + 3)$ variables desconocidas (de salida), compuestas por todas las x_{ij} , y_{ij} , L_j , V_j y T_j , donde M, E y H son ecuaciones no lineales. Si se especifican otras variables como suele ser frecuente, se hacen las correspondientes sustituciones en la lista de variables de salida. Con independencia de las especificaciones, el resultado es un conjunto de ecuaciones no lineales que debe ser resuelto por métodos iterativos.

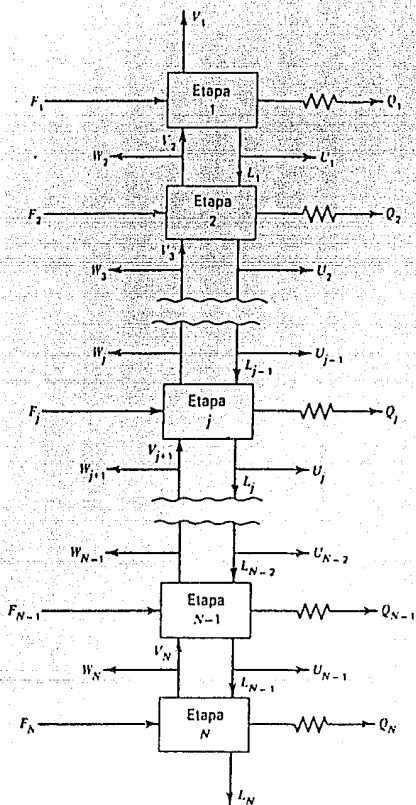


Fig. 3.6 Cascada general en contra corriente de N etapas

3.5 ESTRATEGIA GENERAL DE RESOLUCION MATEMATICA.

Debido a la no linealidad de las ecuaciones MESH [ecuaciones (3-20) a (3-25)] y a la complejidad de los procesos, la simulación rigurosa para mezclas multicomponentes, siempre ha resultado difícil desde tres puntos de vista principales.

1. La simulación para este caso involucra la solución por medio de métodos numéricos en los cuales los errores de redondeo pueden ser significativos y la convergencia no siempre puede ser alcanzada.
2. Diferentes tipos de problemas muestran diferentes características de convergencia. Los casos clásicos lo constituyen la separación de mezclas de amplio rango de punto de ebullición y las mezclas de punto de ebullición cercano. Además las características de convergencia son también directamente afectadas por la estabilidad del proceso de separación.
3. Otro caso será relacionado con la habilidad de obtener en forma eficiente la información requerida.

Debido a las dificultades inherentes de la simulación de procesos de separación de mezclas multicomponentes han aparecido en la literatura numerosos algoritmos, los cuales pueden ser clasificado en tres categorías: Métodos de descomposición de ecuaciones, Métodos de relajación y Métodos de solución simultánea. Encada caso los algoritmos son diferentes unos de otros en los siguientes aspectos

- El modelo matemático utilizado y variables de iteración elegidas.
- Agrupamiento de las ecuaciones y algoritmos para resolver las ecuaciones
- Técnicas de convergencia utilizadas.

3.5.1 METODOS DE DESCOMPOSICION DE ECUACIONES.

En estos métodos, las ecuaciones MESH son agrupadas ya sea por etapa o por tipo. Se requieren de estimados iniciales de las variables de iteración y así este grupo de ecuaciones es resuelto, en un orden preescrito, manteniendo las restantes fijas. El procedimiento es repetido hasta que todas las ecuaciones sean satisfechas, dependiendo de que manera las ecuaciones sean agrupadas.

3.5.1.1 Procedimientos Etapa A Etapa.

Los cálculos plato por plato representan, en un sentido, la última herramienta a usar en el diseño y/o evaluación de la ejecución de un proceso por etapas. Un análisis detallado de los cálculos de platos puede indicar el diseño potencial o problemas de operación y sugerir su solución.

Los cálculos de plato por plato se basan por lo regular en la suposición de que una columna que contiene platos teóricos se puede usar para modelar o simular el funcionamiento de una columna que contiene platos reales. Las eficiencias de los platos se pueden introducir en el cálculo de plato por plato.

Desde el punto de vista computacional, los cálculos plato por plato simplemente representan la incorporación simultánea de balances de materia, balances de energía y relaciones de equilibrio para cada plato de la columna. Algunos de los primeros procedimientos de plato por plato no incorporaban balances de calor. Esto se debió a que los cálculos se realizaban en forma manual y la incorporación de los balances de calor estendían enormemente el procedimiento de cálculo. Los procedimientos de plato por plato son altamente repetitivos y requieren una cantidad considerable de tiempo para efectuarlos de forma manual. Por esta razón, son idealmente apropiados para resolverlos mediante computadoras digitales. La dificultad real de la solución por computadora de este tipo de cálculos es conseguir un balance de materia conveniente para todos los componentes del conjunto particular de variables de la columna. Cuando se hacen cálculos manuales, el criterio del ingeniero reduce la complejidad y la dificultad del cierre del problema. Programar este criterio para una solución por computadora es difícil ya que surge un grupo especial de problemas. Esos problemas aún no se han resuelto completamente, aunque se han realizado progresos tremendos dirigidos hacia la realización de un programa computacional que proporcionará una resolución cerrada a todos los problemas por etapas.

3.5.1.2 Descomposición De Ecuaciones.

Muchos de los algoritmos de destilación usados hoy en día están basados en los métodos de descomposición de ecuaciones, en los que las ecuaciones MESH son agrupadas por tipos, también la temperatura de las etapas y los flujos son supuestos. Las ecuaciones M son combinadas con las ecuaciones E para formar el primer subconjunto de ecuaciones. Estas ecuaciones son linealizadas manteniendo los valores de los flujos y los valores de K invariantes y son resueltas para composiciones de la etapa o flujos de los componentes. Si los valores de K dependen de las composiciones; cálculos iterativos deben llevarse a cabo hasta que una consistencia sea obtenida entre estos dos conjuntos de variables. Usando las composiciones calculadas, las ecuaciones S y H son entonces resueltas ya sea separadamente o simultáneamente para los nuevos valores de las temperaturas de platos y flujos. El procedimiento total es repetido hasta que todas las ecuaciones son satisfechas. Ejemplos de estos métodos son los de:

Amundson y Pontinen (1958) proponen el primer procedimiento de descomposición por tipo para procesos de destilación. Estos autores seleccionan resolver las ecuaciones S para temperatura y las ecuaciones H para flujos de vapor, siendo los primeros en introducir los métodos de manejo de matrices generales para la solución de las ecuaciones.

Sujata (1961) y Friday (1963), proponen resolver las ecuaciones H para temperaturas y las ecuaciones S para flujos aplicando sus procedimientos a las operaciones de absorción. Posteriormente Friday y Smith (1964) demostraron que cuando las especies tienen volatilidades distribuidas en un amplio rango, la determinación de la temperatura de punto de burbuja es muy sensible a pequeños cambios en la composición y en los flujos, de aquí que para calcular el punto de burbuja se requiera un buen estimado del cual no siempre se dispone. A los métodos referidos a Friday y Smith se les conoce también como métodos de "suma de flujos".

Wang y Henke (1966) fueron los primeros en proponer resolver las ecuaciones M en una matriz tridiagonal de coeficientes por el algoritmo de Thomas y además usan el método de Muller (1956) para resolver las ecuaciones S para temperaturas. Este procedimiento

fue aplicado a problemas de destilación, los cuales involucran especies que cubren rangos relativamente cortos de volatilidades y frecuentemente es referido como "método de punto de burbuja", debido a que un nuevo conjunto de temperaturas de etapa es calculado durante cada iteración de las ecuaciones para punto de burbuja. Este método se tocará con detalle en la siguiente sección (Sección 3.6.1).

Tomich (1970) propuso resolver las ecuaciones S y las ecuaciones H simultáneamente, su algoritmo puede ser aplicado tanto a problemas de absorción como para destilación. Tomich también recomienda el procedimiento de Broyden (1969) para la obtención del inverso de la matriz jacobiana, el cual es más eficiente desde el punto de vista computacional que el procedimiento de Newton-Raphson convencional.

Boston y Sullivan (1974) propusieron un esquema en el cual la dependencia de los valores de K y entalpías con la composición es eliminada de las ecuaciones MESH y calculadas en un ciclo externo. Por esta razón su algoritmo ha sido referido como el "procedimiento de ciclos interno-externo". Ellos definieron dos conjuntos de parámetros denominados de volatilidad y energía. Con estos parámetros, aproximaron los valores de K y entalpías con términos, los cuales fueran ya sea dependientes de la composición o dependientes de la temperatura. Para la solución de las ecuaciones MESH, los términos dependientes de la composición fueron mantenidos invariantes, mediante que los términos dependientes de la temperatura se hicieron funciones simples de la temperatura. Después las ecuaciones MESH son resueltas volviéndose a evaluar los parámetros de volatilidad y energía y los cálculos son repetidos.

Dentro de los métodos llamados de descomposición de ecuaciones existen un sinnúmero de algoritmos más publicados en la literatura pero se considera que los mencionados aquí son las aportaciones más importantes a los procesos de separación.

3.5.2. METODOS DE RELAJACION

Esta clase de métodos es diferente a las otras dos clases en que la simulación es realizada resolviendo las ecuaciones MESH a estado transiente.

Rose (1958) fue el primero en usar este método para cálculos de destilación. En este método las ecuaciones M son escritas en estado estacionario de la siguiente forma

$$U \left(\frac{dx_{ij}}{dt} \right) = L_{j-1} x_{i,j-1} - \left[(L_j + S L_j) + (V_j + S V_j) K_{ij} \right] x_{ij} \\ + V_{j+1} K_{i,j+1} x_{i,j+1} + F_j z_{ij} \quad (3-26)$$

Donde t es el tiempo y U es el líquido retenido en la etapa. El valor de x_{ij} después de un intervalo de tiempo Δt es obtenido por el método de Euler.

$$x_{ij}^{t+\Delta t} = x_{ij}^t + \Delta t \left(\frac{dx_{ij}}{dt} \right) \quad (3-27)$$

Iniciandose a partir de un conjunto supuesto de valores de (x_{ij} , T , L , V) a un tiempo t , el valor de $x_{ij}^{t+\Delta t}$ para cada componente son calculadas a partir de la ecuación 3-27. Nuevas temperaturas T 's y nuevos flujos V 's y L 's son entonces calculados a partir de las ecuaciones S y H. Este proceso es repetido hasta que los cambios de x no excedan una cierta tolerancia previamente especificada.

Ball (1961) mejoró el método mediante el uso de un algoritmo de diferencias finitas y formula las ecuaciones M al régimen no estacionario en una matriz tridiagonal, la cual, puede ser resuelta mediante una eliminación de Gauss.

Economopoulos (1978) formula tanto el balance de materia total como el de energía en forma transiente y lo resuelve junto con las ecuaciones M a estado estacionario para los componentes.

Ketchum (1979) propone un algoritmo en el cual combina los métodos de relajación y el método de Newton-Raphson. Él formuló todas las ecuaciones MESH en forma transiente en términos del conjunto de variables (x , L , V , T) al tiempo $(t+\Delta t)$ y el factor de relajación θ ($= \Delta t/U$). El sistema de ecuaciones no lineales MESH a estado no estable es resuelto por el uso de la técnica de Newton-Raphson. Este algoritmo funciona como un método de relajación cuando pequeños valores de θ son usados y como un método de Newton-Raphson cuando se usan grandes valores de θ . La velocidad de convergencia de este algoritmo por lo tanto, puede ser regulada ajustando el valor de θ dentro del procedimiento de

iteración.

Debido a las características de los métodos de relajación, son extremadamente estables y podrán siempre converger hacia la solución, independientemente de la naturaleza del problema.

3.5.3 METODOS DE SIMULACION SIMULTANEA.

En estos métodos las ecuaciones MESH son linealizadas y resueltas simultáneamente usando las técnicas de Newton-Raphson.

Las ecuaciones MESH pueden ser escritas en forma de matriz de la siguiente forma:

$$G(W) = 0 \quad (3-28)$$

donde W es el vector columna de variables y G es el operador funcional, el cual incluye tanto las ecuaciones MESH como las ecuaciones de especificaciones.

Una expansión en series de Taylor de primer orden produce

$$\left[\frac{\partial G}{\partial W} \right] \Delta W = -G(W) \quad (3-29)$$

La ecuación 3-29 es lineal y puede ser resuelta para ΔW a partir de cualquier conjunto de valores estimados para W . Los valores calculados de W son entonces obtenidos de la siguiente forma:

$$W^{k+1} = W^k + \lambda \Delta W^k \quad (3-30)$$

donde k es el número de iteraciones y λ es un escalar llamado factor de amortiguamiento que usualmente oscila entre 0 y 1. Este procedimiento es repetido hasta que ya sea la ecuación 3-28 es satisfecha o ΔW es despreciable.

La generación de la matriz Jacobiana de la ecuación 3-29 puede ser tediosa ya que, contiene un gran número de derivadas parciales, algunas de las cuales pueden ser evaluadas analíticamente, mientras que otras deben ser evaluadas en forma numérica y debido al gran número de ecuaciones del Jacobiano el paso que más consume tiempo es la inversión de la matriz. Para simplificar la inversión, las ecuaciones y variables en la matriz Jacobiana son agrupadas en forma de submatrices; la forma de estas submatrices, es lo que caracteriza a cada uno de los siguientes

métodos.

Wang y Oleson (1964) y Naphtali (1965) propusieron los primeros métodos de solución simultánea. Wang y Oleson dividieron la matriz Jacobiana en ecuaciones por tipo, mientras que Naphtali agrupó las ecuaciones por etapa.

En los 70's aparecieron un gran número de artículos sobre métodos de solución simultánea, pero los siguientes son los trabajos más significativos en esta década.

Goldstein y Stanfield (1970) hicieron una extensión al trabajo de Wang y Oleson, incluyendo especificaciones de diseño, proponiendo además una técnica llamada de "Secciones", por medio de la cual problemas con un gran número de etapas podrían ser resueltos eficientemente. En este trabajo las ecuaciones MESH son escritas por secciones en lugar de por etapas, cada sección puede contener una o más etapas. Mientras que valores promedios de flujos, pueden ser usados. Este concepto de secciones provee una buena aproximación de las etapas en las secciones.

Naphtali y Sandholm (1971); en este método las ecuaciones del balance de masa y energía y las de equilibrio son agrupadas por etapa y linealizadas tomando en cuenta que las corrientes que entran y dejan un plato son funciones de los platos adyacentes. El conjunto resultante de ecuaciones tiene una estructura de bloque tridiagonal lo cual permite que la solución se lleve a cabo por alguna técnica simple, apropiada para este tipo de problema. Debido a las características de este método se tocará con detalle en la siguiente sección.

3.6. METODOS DE SIMULACION RIGUROSOS PARA COLUMNAS DE DESTILACION.

3.6.1 METODO DEL PUNTO DE BURBUJA (BP) PARA DESTILACION (METODO DE WANG & HENKE)

Con frecuencia, en el proceso de destilación intervienen especies que cubren un estrecho margen de relaciones de equilibrio liquido-vapor (valores K). Un procedimiento de resolución particularmente efectivo para este caso fue sugerido por Friday y Smith y desarrollado con detalle por Wang & Henke. Se denomina como método de punto de burbuja (BP) dado que en cada iteración se

calcula un nuevo conjunto de temperaturas de las etapas a partir de las ecuaciones de punto de burbuja. En este método todas las ecuaciones son separadas y resueltas de forma secuencial, excepto las ecuaciones M modificadas, que se resuelven de forma separada para cada componente por el método de la matriz tridiagonal.

En la fig.3.7 se muestra el algoritmo para el método BF de Wang & Henke.

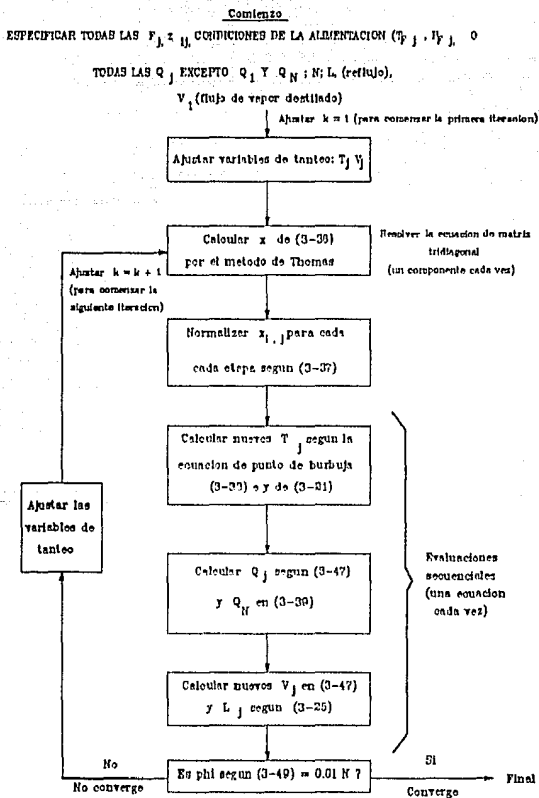


Fig. 3.7 Algoritmo del metodo BF de Wang-Henke para destilacion.

Las especificaciones del problema consisten en las condiciones y etapas de la localización de todas las corrientes de alimentación, presión de cada etapa, flujos totales de todas las corrientes laterales, flujos de transferencia de calor hacia o desde todas las etapas salvo la etapa 1 (condensador) y la etapa N (ebullidor), número total de etapas, flujo externo de reflujo en el punto de burbuja, y flujo de vapor destilado.

Para iniciar los cálculos se asignan valores a las variables de tanteo. En la mayoría de los problemas es suficiente con establecer un conjunto inicial de valores V_j , basados en la suposición de flujos molares constantes e interetapas, utilizando los flujos de destilado, alimentación, reflujo y corrientes laterales especificados. Por lo general, se puede obtener un conjunto inicial adecuado de valores T_j calculando o suponiendo tanto la temperatura del punto de burbuja de un producto de colas estimado, como la temperatura de rocío de un producto de vapor destilado; o bien calculando o suponiendo la temperatura del punto de burbuja, si el destilado es líquido, o una temperatura comprendida entre las de burbuja y rocío en el caso de que el destilado sea una mezcla (vapor y líquido); y procediendo después a determinar la temperatura del resto de las etapas admitiendo una variación lineal de la temperatura con la localización de las etapas.

Para obtener x_i se utiliza el algoritmo de la matriz tridiagonal (método de Thomas) que resulta de una forma modificada de las ecuaciones M (3-20), en las cuales se procede a tantear a partir de las otras ecuaciones, seleccionando T_j y V_j como las variables de tanteo. De esta forma las ecuaciones M quedan como ecuaciones lineales en las fracciones molares desconocidas en la fase líquida. Este conjunto de ecuaciones para cada componente se resuelve mediante un algoritmo de elevada eficacia y seguridad debido a Thomas y aplicado por Wang & Henke. Las ecuaciones M modificadas se obtienen mediante la substitución de (3-21) en (3-20) para eliminar y y substituyendo (3-25) en (3-20) para eliminar L . De esta forma las ecuaciones para el cálculo de y y L se separan de las otras ecuaciones. Se obtiene así la siguiente ecuación para cada componente y etapa, donde se ha omitido el subíndice i para los terminos B, C y D.

$$A_j K_{j-1} + B_j K_j + C_j K_{j+1} = D_j \quad (3-31)$$

donde

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m - SV_m - SL_m) - V_1 \quad 2 \leq j \leq N \quad (3-32)$$

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - SV_m - SL_m) - V_1 + SL_j + (V_j + SV_j) K_{(j)} \right] \quad (3-33)$$

$1 \leq j \leq N$

$$C_j = V_{j+1} K_{j+1} \quad 1 \leq j \leq N-1 \quad (3-34)$$

$$D_j = -F_j z_{(j)} \quad 1 \leq j \leq N \quad (3-35)$$

con $x_{10} = 0$, $V_{N+1} = 0$, $SV_N = 0$ y $SL_N = 0$.

Si las ecuaciones modificadas se agrupan por componentes, pueden separarse escribiéndolas como una serie de C ecuaciones separadas en la matriz tridiagonal, donde la variable de salida para cada ecuación matricial es la composición x_i para toda la cascada en contracorriente de N etapas.

$$\begin{bmatrix} B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots & & & & & & \\ \dots & & & & & & & \\ \dots & & & & & & & \\ 0 & \dots & & \dots & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} & 0 \\ 0 & \dots & & \dots & 0 & A_{N-1} & B_{N-1} & C_{N-1} \\ 0 & \dots & & \dots & 0 & 0 & A_N & B_N \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ \dots \\ \dots \\ x_{N-2} \\ x_{N-1} \\ x_N \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} D_1 \\ D_2 \\ D_3 \\ \dots \\ \dots \\ D_{N-2} \\ D_{N-1} \\ D_N \end{bmatrix} \quad (3-36)$$

Las constantes B_j y C_j para cada componente dependen exclusivamente de las variables de tanteo T y V con tal de que los valores K sean independientes de la composición. De no ser así, las composiciones obtenidas en la iteración previa pueden utilizarse para estimar los valores K.

Para cada iteración, el conjunto de valores calculados K_{ij} de cada etapa por lo general no satisficará la restricción impuesta por (3-23). Aunque no ha sido mencionado por Wang & Henke, es aconsejable normalizar el conjunto de valores calculados K_{ij} mediante la relación

$$(K_{ij})_{\text{normalizado}} = \frac{K_{ij}}{\sum_{i=1}^C K_{ij}} \quad (3-37)$$

Estos valores normalizados se utilizan para todos los cálculos posteriores en cuya iteración intervengan las K_{ij} .

Se calcula un nuevo conjunto de temperaturas T_j etapa a etapa mediante el cálculo de las temperaturas de burbuja a partir de los valores normalizados K_{ij} . Friday y Smith señalaron que los cálculos del punto de burbuja para la temperatura de las etapas son particularmente efectivos para mezclas con un estrecho intervalo de valores K dado que entonces las temperaturas no son sensibles a la composición. Así pues, el método BP es mejor cuando los componentes tienen un intervalo relativamente estrecho de valores K .

La ecuación necesaria del punto de burbuja se obtiene en la forma descrita en el capítulo 2 mediante la combinación de (3-21) y (3-22) para eliminar y_j dando

$$\sum_{i=1}^C K_{ij} x_j - 1.0 = 0 \quad (3-38)$$

que es no lineal en l_j y debe resolverse por iteración.

Los valores de y_j se determinan juntamente con el cálculo de temperatura de las etapas utilizando las ecuaciones E, (3-21). Las entalpías molares para cada corriente de líquido y vapor que abandonan una etapa se calculan a partir de un conjunto consistente de valores de K_{ij} , T_j e y_j . Puesto que F_1 , V_1 , SL_1 , SV_1 y L_1 están especificadas, V_2 se obtiene de forma inmediata de (3-24). El servicio del ebullidor, que es una cantidad (-), se determina sumando (3-24) en todas las etapas para dar

$$Q_N = \sum_{j=1}^N (F_j H_{Fj} - SL_j H_{Lj} - SV_j H_{Vj}) - \sum_{j=1}^{N-1} Q_j - V_1 H_{V1} - L_N H_{LN} \quad (3-39)$$

TECIS CON
FALLA DE ORIGEN

Se calcula un nuevo conjunto de variables de tanteo V_j mediante la aplicación del siguiente balance de energía modificado, obtenido por combinación de (3-24) y (3-25) dos veces para eliminar L_{j-1} y L_j . Una vez reordenado:

$$\alpha_j V_j + \beta_j V_{j+1} = \gamma_j \quad (3-40)$$

donde

$$\alpha_j = HL_{j-1} - H_{Vj} \quad (3-41)$$

$$\beta_j = H_{Vj+1} - HL_j \quad (3-42)$$

$$\gamma_j = \left[\sum_{m=1}^{j-1} (F_m - SV_m - SL_m) - V_1 \right] (HL_j - HL_{j-1}) + F_j (HL_j - H_{Fj}) + SV_j (H_{Vj} - HL_j) + Q_j \quad (3-43)$$

y las entalpías se evalúan para las últimas temperaturas calculadas de las etapas, en vez de las utilizadas al iniciar la iteración. La ecuación (3-40) escrita en forma de matriz didiagonal, aplicada a las etapas comprendidas entre 2 y N-1 es

$$\begin{bmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \alpha_{N-3} & \beta_{N-3} & 0 & 0 & V_{N-2} \\ 0 & \dots & \dots & 0 & \alpha_{N-2} & \beta_{N-2} & 0 & V_{N-1} \\ 0 & \dots & \dots & 0 & 0 & \alpha_{N-1} & \beta_{N-1} & V_N \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ \dots \\ \dots \\ V_{N-2} \\ V_{N-1} \\ V_N \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \dots \\ \dots \\ \gamma_{N-3} \\ \gamma_{N-2} \\ \gamma_{N-1} \end{bmatrix}$$

(3-44)

La ecuación matricial (3-44) se resuelve de forma inmediata, comenzando a resolver por la ecuación superior donde V_2 es conocida, y operando hacia abajo en la misma forma, apoyándose en los resultados anteriores. Esto es

$$V_3 = \frac{\gamma_2 - \alpha_2 V_2}{\beta_2} \quad (3-45)$$

$$V_4 = \frac{\gamma_3 - \alpha_3 V_3}{\beta_3} \quad (3-46)$$

o en general

$$V_j = \frac{\gamma_{j-1} - \alpha_{j-1} V_{j-1}}{\beta_{j-1}} \quad (3-47)$$

y así hasta el final. Los correspondientes flujos de líquido se obtienen de (3-25).

Se considera que el método de resolución ha convergido cuando los conjuntos de valores $T_j^{(k)}$ y $V_j^{(k)}$ se encuentran dentro de un margen preestablecido de tolerancia con respecto de los conjuntos de valores $T_j^{(k-1)}$ y $V_j^{(k-1)}$, donde k es el índice de iteración. Un posible criterio de convergencia es

$$\sum_{j=1}^N \left[\frac{T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)}}{T_j^{(k)}} \right]^2 + \sum_{j=1}^N \left[\frac{V_j^{(k)} - V_j^{(k-1)}}{V_j^{(k)}} \right]^2 \leq \epsilon \quad (3-48)$$

donde T es la temperatura y ϵ es la tolerancia preestablecida. Sin embargo, Wang & Henke sugieren el siguiente criterio sencillo, basado exclusivamente en los sucesivos conjuntos de valores T_j , y que resulta adecuado

$$\tau = \sum_{j=1}^N \left[T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)} \right]^2 \leq 0.01 N \quad (3-49)$$

Se utilizan a menudo sustituciones sucesivas para iterar las variables de tanteo, esto es, los valores T_j y V_j generados por (3-38) y (3-47), respectivamente, durante una iteración, se utilizan directamente para iniciar la siguiente. Sin embargo, la experiencia indica que con frecuencia es deseable ajustar los valores de las variables de tanteo generadas antes de comenzar la siguiente iteración. Por ejemplo, deberían colocarse los límites superior e inferior de temperatura de las etapas, y los valores negativos de los flujos interetapas deberían ajustarse a un valor positivo próximo a cero. De la misma forma, para prevenir oscilaciones en las iteraciones, pueden amortiguarse los límites de cambio en los valores de V_j y T_j absoluta de una iteración a la siguiente -podría decirse un 10%.

En el presente trabajo se emplea el método de Wang & Henke para llevar a cabo la simulación de la columna de destilación que

se propone. La elección de este método se basa en el hecho de que, si bien es un método riguroso para simulación de columnas de destilación, la implementación del algoritmo en un programa de cómputo resulta relativamente sencillo.

El problema que se plantea es la simulación de una columna de destilación ordinaria para separar una mezcla de propano, n-butano y n-pentano con fracciones molares de 0.3, 0.3 y 0.4 respectivamente. La alimentación es líquido saturado. De un diseño preliminar por un método corto (FUG) se encontró que la columna debe tener 16 platos reales; manejar una relación de reflujo de 4.804 y se debe utilizar un condensador total para llevar a cabo la operación de separación. Se debe alimentar en el plato número 6. El programa y los resultados de la ejecución del mismo se presentan hacia el final del trabajo.

La idea básica es implementar un procedimiento de cálculo de propiedades utilizando una ecuación de estado. La ecuación de estado que se utiliza es la de Soave-Redlich Kwong la cual se describió en el capítulo 2. El programa debe evaluar las cargas térmicas tanto en el condensador como en el reboiler. Una vez que se tienen los valores de las cargas térmicas se procede a implementar una bomba de calor en la columna planteada para verificar que realmente existe una disminución en el consumo de servicios.

CAPITULO IV

NECESIDADES ENERGETICAS EN DESTILACION

INTRODUCCION

Todos los procesos de separación, con excepción de aquellos que requieren de un agente material de separación consumible, requieren de energía en forma de calor y/o trabajo. Históricamente los costos de los energéticos que se utilizan para producir la energía necesaria para realizar la separación de mezclas habian sido poco importantes en comparación con los costos de depreciación del equipo. Sin embargo, en los últimos años los costos de la energía se han hecho más significativos. Por tanto, es interesante determinar las necesidades teóricas mínimas de energía para realizar una separación y tratar de encontrar un proceso práctico que se acerque a este límite o que minimice el empleo de formas de energía costosas. Para alcanzar el primer objetivo se emplea el análisis termodinámico (ver Capítulo 1). El conseguir el segundo objetivo representa un reto importante, ya que si bien se han desarrollado varios esquemas de interés, estos no han sido del todo satisfactorios ya que generalmente resultan caros en su proceso de instalación.

En la actualidad dado al alto costo de la energía y a la tendencia aumentar más, se hace necesario la implementación de estos esquemas ya que si bien implican un gasto inicial bastante fuerte, a mediano plazo traen grandes beneficios al proceso de ahorro de energía.

En este capítulo, se pretende dar una breve discusión de las principales causas que provocan un consumo excesivo de energía (irreversibilidades) en el proceso de destilación, así como las diferentes técnicas de conservación de energía aplicables a la destilación.

4.1 IRREVERSIBILIDADES DEL PROCESO DE DESTILACION

Benedict (1947) clasificó los procesos de separación en etapas múltiples en tres categorías, como sigue, basándose en el consumo relativo de energía para realizar una separación, esta clasificación consiste en:

1) *Procesos Potencialmente Reversibles*: el consumo neto de trabajo puede, en principio, reducirse al trabajo mínimo isotérmico de separación $\left(W_{\min,T} \right)$. Esta categoría incluye generalmente los

procesos de separación basados en el equilibrio entre fases inmiscibles, que emplean sólo la energía como agente de separación. Algunos ejemplos son la destilación, la cristalización y la condensación parcial.

2) *Procesos Parcialmente Reversibles* : la mayor parte de pasos son potencialmente reversibles, excepto uno o dos, como la adición de un disolvente, que es en sí misma irreversible. Estos procesos engloban generalmente aquellos procedimientos de separaciones en equilibrio, que emplean una corriente de materia como agente separador. Algunos ejemplos son la absorción, la destilación extractiva y la cromatografía.

3) *Procesos Irreversibles* : todos los pasos requieren entrada irreversible de energía para la operación. Estos procesos de separación son generalmente controlados por la cinética. Son ejemplos los procesos de separación con membranas, la difusión gaseosa y la electroforesis.

El consumo de energía para una separación dada con un factor específico de separación tiende a aumentar en el orden creciente que sigue: proceso potencialmente reversible < proceso parcialmente reversible < proceso controlado por la cinética, con tal que el factor de separación esté en el rango 0.1 a 10.

4.1.2 IRREVERSIBILIDADES INHERENTES A UN PROCESO DE DESTILACION.

Como puede verse la destilación es una de las operaciones clasificadas como potencialmente reversibles, que pueden aproximarse bajo ciertas circunstancias a condiciones muy cercanas al equilibrio.

Para poder encontrar estas condiciones que nos permitan hacercar la operación de destilación hacia las condiciones de equilibrio, primeramente se analiza en este capítulo las irreversibilidades inherentes que se presentan en la destilación binaria y posteriormente se realiza una extrapolación de estos conocimientos hacia la destilación multicomponente.

a) DESTILACION BINARIA

Para una destilación binaria, una de las irreversibilidades termodinámicas que se presenta muy frecuentemente es la pérdida de

presión del vapor que fluye a través de la torre. Si el número de platos es elevado, esta pérdida de presión puede ser notable y en sí misma será la causa de que la diferencia entre las temperaturas de cabeza y fondo aumente. Ello a su vez hará que la energía calorífica que atraviese la torre se degrade en mayor extensión y como consecuencia aumente el consumo neto de trabajo por unidad de tiempo, W_{NETO} (definido como $W_{NETO} = W_{NETO} F$, donde F es el flujo de alimentación y W_{NETO} el consumo de trabajo neto). En principio, el camino para reducir este incremento de presión es aumentar el diámetro de la torre y reducir el nivel de líquido en cada plato; sin embargo, una columna cuyo diámetro aumenta lleva consigo un aumento en el costo del equipo, por lo que en la práctica se busca una relación óptima entre el diámetro de la torre y el nivel de líquido en el plato que permita tener una alta eficiencia en la operación, y bajos costos de producción y de equipo.

Otra causa, y normalmente más importante, de irreversibilidad en destilación es la no existencia de equilibrio entre el vapor y el líquido que entran en un plato dado, tanto desde el punto de vista de la temperatura como desde el punto de vista de la composición. El vapor llega al plato, procedente del plato inferior se encuentra a mayor temperatura que el líquido que proviene del plato superior. Del mismo modo, el vapor de entrada contendrá menor proporción del componente más volátil que la correspondiente al equilibrio con el líquido que entra al plato. En una etapa hay una transmisión de calor sensible del vapor al líquido y una transferencia de materia entre las fases.

Para reducir el consumo neto de trabajo en una destilación binaria es necesario reducir los potenciales que permiten la transferencia de calor y materia en cada una de las etapas. Esto implica resolver el problema de hacer que las curvas de operación y de equilibrio se aproximen entre sí al máximo. Este punto se ilustra en la Fig. 4.1; como puede observarse en las Figs. 4.1a y 4.1b, para una destilación ordinaria con una razón de reflujo mayor al reflujo mínimo (Fig. 4.1a), los potenciales de transferencia de calor y materia pueden reducirse llevando las líneas de operación más cerca de la curva de equilibrio; para la condición de reflujo mínimo mostrada en la Fig. 4.1b, las líneas de operación han sido llevadas lo más cerca posible de la curva de

equilibrio, en estas condiciones de reflujo mínimo, el W'_{NETO} es menor que W'_{NETO} para una razón de reflujo mayor.

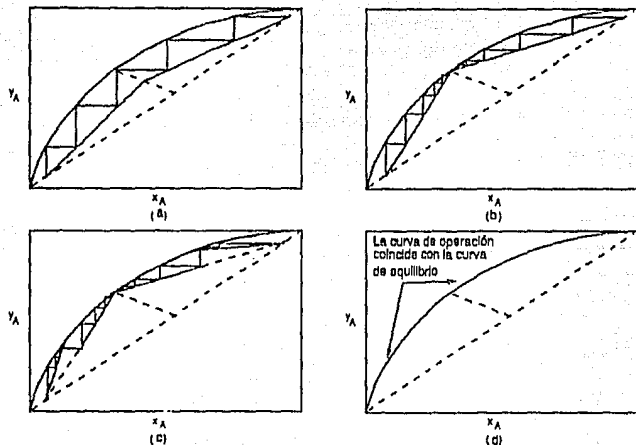


Fig. 4.1 Aumento de la reversibilidad de un proceso de destilación binaria. (a) Destilación ordinaria: número infinito de etapas. (b) Destilación ordinaria: reflujo mínimo. (c) Reflujo intermedio y extracción lateral. (d) Destilación totalmente reversible.

Incluso a reflujo mínimo existen notables potenciales que permiten la transferencia de calor y de materia en las composiciones de los productos obtenidos a partir de la etapa de alimentación en una destilación binaria. Estas irreversibilidades pueden reducirse empleando diferentes líneas de operación en las porciones de la columna donde las irreversibilidades respecto a las líneas de operación originales sean más severas; esta situación se muestra en la Fig. 4.1c, donde se supone que hay dos líneas de operación empleadas en la zona de agotamiento y dos empleadas en la zona de rectificación o enriquecimiento. Las líneas de operación empleadas más cerca de la alimentación tienen pendientes más próximas a la unidad. Por ello los flujos de líquido y de vapor cercanos a los de la alimentación son mayores

que los correspondientes a los extremos de la columna. La situación descrita en esta figura corresponde al empleo de un reboiler intermedio en la zona de agotamiento y de un condensador intermedio en la zona de enriquecimiento. Las condiciones mostradas en la Fig. 4.1c son las correspondientes a reflujo mínimo en el punto de alimentación; por ello los caudales entre etapas en el piso de alimentación son los mismos en las Figs. 4.1c y 4.1b. La ganancia total de reversibilidad no se manifiesta en la forma de reducir la refrigeración total necesaria (la cual es la misma para ambas figuras), sino en la forma de una menor degradación de la energía calorífica que circula por la columna. La energía calorífica suministrada por el reboiler intermedio se suministra a menor temperatura que la del reboiler del fondo de la columna, y el calor eliminado del condensador intermedio se elimina a mayor temperatura que el de la cabeza de la columna.

El caso extremo en la reducción de irreversibilidades termodinámicas en una columna de destilación sería disponer un reflujo en cada uno de los pisos de la zona de enriquecimiento, y de un reboiler para suministrar vapor en los platos de la zona de agotamiento, de modo que la línea de operación en cada etapa fuera coincidente con la curva de equilibrio, como se muestra en la Fig. 4.1d. En este caso el reflujo será mayor a medida que se desciende en la columna desde el domo. Como resultado de ello deberá haber un condensador que elimine calor en cada etapa por arriba la de alimentación de modo que la línea de operación coincida con la curva de equilibrio para la composición correspondiente a esta etapa. De modo similar, cada etapa por debajo de la de alimentación deberá disponer de un reboiler para aumentar el flujo de vapor ascendente hasta la cantidad deseada. Cada reboiler y condensador deberán emplear un medio calefactor o refrigerante a la temperatura del plato correspondiente.

Esta situación hipotética de destilación "reversible" se establece cuandolas curvas de operación y equilibrio son las mismas, esto implica que se requiera un número infinito de pisos para cada valor finito de separación. Como las curvas de equilibrio y operación están cada vez más próximas, es menor el progreso por etapa a lo largo del diagrama x-y. Por tanto, habría un gasto considerable si se modificara una destilación ordinaria con el objeto de aumentar su reversibilidad. El número de etapas

requerido para una separación dada se hace mayor y el calor necesario debe repartirse entre el reboiler terminal y los reboilers y condensadores necesarios para suministrar los vapores y reflujos intermedios. Como una compensación a esta necesidad de aumenta capital inmovilizado hay dos factores:

1) La energía calorífica empleada en la destilación se degrada en menor extensión. La mayor parte del calor de los reboilers puede adicionarse a temperaturas menores que la temperatura del fondo, y la mayor parte del calor eliminado puede serlo a temperaturas mayores que la de cabeza.

2) Los reducidos flujos vapor y líquido en los extremos de la columna hacen posible reducir el diámetro de la torre en estos puntos o emplear torres de distinto diámetro cuando la separación requiera tantos pisos que con una sola torre no baste.

En la práctica, la posibilidad de emplear vapor a baja presión o cualquier otro medio calefactor a menor temperatura en los reboilers intermedios no parece que sea suficiente incentivo como para garantizar la instalación de reboilers intermedios en la mayor parte de los casos, excepto en algunos poco usuales. El incentivo de generar reflujo intermedio en los procesos de destilación a baja temperatura sería más fuerte, pues el reflujo intermedio requeriría un menor nivel de refrigeración que el requerido en la cabeza.

Del estudio de la forma de la curva de eficiencia termodinámica para una destilación ordinaria, se observa que la eficiencia termodinámica es alta para bajas fracciones molares del componente más volátil en la alimentación y es baja para altas fracciones molares de dicho componente en la alimentación.

b) DESTILACION MULTICOMPONENTE

Para un grado de separación dado entre las mismas cantidades de una pareja de componentes clave, el consumo neto de trabajo de una destilación multicomponente es mayor que el de una destilación binaria por dos razones:

1) Los componentes no claves deben circular por la columna, ocupando una parte de las corrientes de líquido y vapor. Por ello parte de la energía calorífica que circula por la columna se empleará para evaporar, condensar y suministrar calor sensible a estos componentes no clave sin ningún provecho en la relación de

reflujo efectiva para la separación de los componentes clave.

2) La presencia de componentes ligeros no clave baja la temperatura del domo de la columna y asimismo los componentes no clave pesados elevan la temperatura del fondo de la columna. Como resultado, la gama de temperaturas entre las que la energía calorífica se degrada, se vuelve más amplia.

En general, las irreversibilidades presentadas para el caso de la destilación binaria, se encuentran también para el caso de la destilación multicomponente.

4.2 ESQUEMAS DE CONSERVACION DE ENERGIA EN PROCESOS DE DESTILACION

Existen muchas ineficiencias ligadas al proceso de destilación, frecuentemente, alrededor del 95% de la energía suministrada en el reboiler de la columna es removida por agua y/o aire de enfriamiento en el condensador, utilizando únicamente el 5% para efectuar la separación en sí. Esta ineficiencia y otras debidas basicamente al equipo utilizado en el intercambio de calor y al proceso de mantenimiento que generalmente es pobre, colocan a la destilación y a muchas otras operaciones con un alto consumo de energía como blancos principales para diseñar nuevas tecnologías que permitan utilizar más eficientemente la energía.

La tecnología para conservar energía en destilación no es nueva, no obstante, no se ha utilizado extensamente, debido a que los bajos costos de energía de años atrás, hacían que el punto de diseño dependiera más del costo inicial del equipo que del costo de operación. El drástico incremento del costo de la energía ha desplazado el punto de diseño de sistemas de destilación hacia reflujos de operación más cercanos al mínimo y ha incitado el interés en nuevos diseños y equipo superior para hacer de la destilación un proceso mucho más eficiente.

Para obtener el mínimo consumo de energía, una columna de destilación debe operar a la relación de reflujo calculada con las concentraciones de los productos de domo y fondos al mínimo requerimiento de calidad. A menudo, sin embargo, el interés de facilitar una segura operación puede acarrear excesivas relaciones de reflujo a una velocidad de alimentación dada.

Para alcanzar la relación de reflujo mínimo, la supervisión

de la planta debe proveer a los operadores con las herramientas e incentivos para minimizar el consumo de energía. Por herramientas se entiende buena instrumentación, buenas mediciones analíticas y buenas instrucciones de operación. Los supervisores de la planta deben conocer la relación de reflujo mínimo para variadas condiciones de operación. Esto puede lograrse por medio de cálculos, o mejor aún, por experimentación en planta.

Las especificaciones de pureza de los productos de domo y fondos serán siempre cambiantes. Pequeños cambios en las concentraciones de los productos de domo y fondos pueden resultar en grandes incrementos de energía. Por ejemplo, una columna de destilación de 70 platos con una volatilidad relativa de 1.4 es diseñada para obtener un producto de domos con una concentración del 98% de materiales ligeros y un producto de fondos con una concentración de 99.6% de materiales pesados. La operación a 99% de concentración para los productos de domos y de 99.7% para los de fondos resulta en un aumento del 8% en el consumo de energía. Contrariamente, una disminución en la concentración de ambos productos puede resultar en un significativo ahorro de energía.

Otro aspecto importante es la velocidad de operación de la columna. Las columnas deben operarse a velocidades con las cuales se obtenga la máxima eficiencia de operación. A velocidades de alimentación reducidas, las destilaciones a vacío pueden llevarse a la eficiencia óptima por la reducción de la presión normal superior de operación. Esto reduce el ΔT para la condensación de los productos de domos. La operación de columnas a la máxima eficiencia requiere de buena instrumentación y atención del operador.

Los medios de suministro y eliminación de calor más empleados, no obstante la mayor degradación de la energía, son el vapor y el agua fría, a causa de que son más baratos y abundantes en plantas. Por otra parte, en la mayor parte de las destilaciones a baja temperatura es mucho más importante conservar el nivel de temperatura de la energía calorífica y aumentar la eficacia termodinámica del suministro y eliminación de calor de modo que el consumo neto de trabajo se mantenga lo más bajo posible.

Los mayores costos de energía están generalmente relacionados con compresores, reboilers y condensadores que operan con

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

refrigerantes. Muchos esquemas para obtener economías en estas partes del sistema han sido desarrollados, pero desafortunadamente, estos esquemas conducen con frecuencia a inversiones adicionales en el equipo superiores a la disminución que se consigue de los costos de operación. Sin embargo, dado el rápido aumento en los costos de operación, en esta sección se tratarán diversos esquemas que aparecen en la bibliografía reciente y que prometen ser económicamente viables para algunos procesos a gran escala.

4.2.1 TECNICAS DE CONSERVACION DE ENERGIA

Las técnicas de conservación de energía se pueden dividir en dos categorías principales: aquellas que mejoran la eficiencia de separación y aquellas que mejoran la eficiencia del uso del calor.

Las técnicas específicas dentro de estas divisiones se listan a continuación :

A. Separación más eficiente

- 1) Reevaluación de sistemas de control
 - a. Balance de masa
 - b. Presión flotante.
- 2) Reevaluación de internos (platos y/o empaques)
 - a. Internos más eficientes o aumento del número de platos.
 - b. Internos con menor caída de presión
- 3) Relocalización del punto de alimentación.
- 4) Empleo de varias salidas para eliminación de columnas
 - a. Producto intermedio
 - b. Impureza intermedia
- 5) Empleo de una nueva secuencia de separación.
- 6) Utilización de técnicas alternativas de separación.
 - a. Destilación extractiva
 - b. Destilación azeotrópica
 - c. Adsorción
 - d. Extracción líquido-líquido
 - e. Cristalización

B. Uso más eficiente del calor

- 1) Intercambio de calor entre producto de fondos y alimentación (integración de calor)

- 2) Reevaluación de intercambiadores de calor
 - a. Uso de tuberías de alto flujo de calor y/o superficies extendidas
 - b. Aumento de la superficie de transferencia de calor
- 3) Generación de vapor o recuperación de calor en el condensador
- 4) Uso de bombas de calor
 - a. Ciclo de refrigeración externo
 - b. Recompresión de vapor
 - c. Flasheo en el reboiler
- 5) Calentamiento en cascada
 - a. División de columnas
 - b. Acoplamiento térmico
 - c. Acoplamiento reboiler/condensador
- 6) Uso de intercambiadores de calor intermedios
 - a. Condensadores
 - b. Reboilers
- 7) Aislamiento

A continuación se dará una discusión más detallada de las principales técnicas antes mencionadas incluyendo descripción, ventajas y desventajas de cada una de ellas.

4.2.2 TECNICAS PARA LOGRAR UNA SEPARACION MAS EFICIENTE

1) REEVALUACION DE INTERNOS

Frecuentemente, los internos en las columnas de destilación se encuentran en muy mal estado. Esto es particularmente cierto para columnas de destilación operadas a velocidades significativamente menores a la velocidad de alimentación de diseño o columna con grandes factores de seguridad debido a la falta de buenos datos de volatilidad relativa durante los cálculos originales de diseño. Internos de metal severamente corroidos, o empaques de cerámica rotos debido a lo "agitado" de la columna frecuentemente no son detectados si la relación de reflujo es aumentada por los operadores para compensar la pérdida de eficiencia. Graficar los datos de la columna sobre un periodo de meses o años, es a menudo necesario para detectar esta tendencia.

La solución por supuesto, es reparar los internos de las

columnas, o mejor aún, cambiar los internos de las mismas por unos más nuevos y eficientes platos o empaques. Con platos diseñados para operación corriente y con empaques modernos, es posible a menudo no sólo reducir el consumo de energía sino también disminuir la caída de presión y/o incrementar la capacidad de producción.

2) AUMENTO EN EL NUMERO ETAPAS DE QUILIBRIO PARA AUMENTAR LA EFICIENCIA DE SEPARACION

En la Fig. 4.2 se muestra una gráfica del porcentaje de reducción en la carga del condensador vs porcentaje de incremento en el número de platos para varias columnas representativas, los componentes clave correspondientes a los números de columna en esta figura se pueden encontrar en la Tabla 4.1. En esta figura, el nivel de las curvas baja a grandes incrementos en el número de

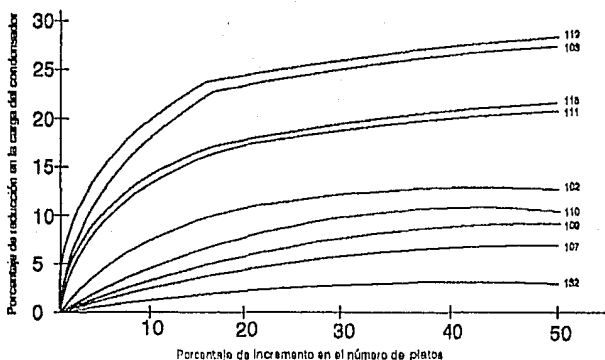


Fig. 4.2 Porcentaje de incremento en el número de platos Vs a porcentaje de reducción de carga en el condensador.

platos debido a que la relación de reflujo se aproxima a la mínima. En este punto, no es ventajoso un ajuste adicional, debido al decremento relativamente pequeño en la carga del condensador que se obtiene. En las primeras porciones de las curvas, sin embargo, descensos grandes en la carga del condensador pueden ser obtenidos con sólo incrementos modestos en el número de

platos. Esto sugiere que aumentos en un 10-20% en el número de platos puede economizar suficiente energía para garantizar un corto tiempo de retorno de la inversión en platos adicionales. Un estudio realizado por Mix y colaboradores (CEF Abril 1978) para 32 columnas representativas de la industria química y petroquímica, en el cual se calcula el tiempo de retorno de la inversión para una incremento del 20% en el número de platos teóricos, mostró que la mitad de las columnas estudiadas tenían tiempos de retorno de inversión menores de un año, lo cual hace que la reevaluación de platos tenga grandes potenciales de conservación de energía.

La Tabla 4.1 puede utilizarse como una guía para encontrar las características de las columnas con corto tiempo de retorno.

TABLA 4.1

TIEMPO DE RETORNO POR REEVALUACION DE PLATOS DE COLUMNAS EN LA INDUSTRIA QUIMICA
(20% de aumento del número de platos actual)

COLUMNA No.	COMPONENTES "CLAVE"	No. DE PLATOS	VOLATILIDAD RELATIVA	RELACION DE REFLUJO	TIEMPO DE RETORNO (AÑOS)
115	ETANOL/AGUA	17	2.4	1.44	0.0586
111	BENCENO/ TOLUENO	53	9.14	1.44	0.25
109	DICLOROETA- NO/TRICLORO ETANO	30	2.43	1.21	0.459
103	ETILBENCENO/ ESTIRENO	34	1.98	1.71	1.12
119	1,3 BUTADIE- NO/ACETATO DE VINILO	130	1.16	1.70	1.25
102	PROPILENO/ PROPANO	130	1.40	1.06	9.01
107	ETILENO/E- TANO	73	1.87	1.07	9.98
148	FENOL/ACETO- FENONA	54	1.73	1.11	9.42
216	AC. CIANHI- DRICO/AGUA	15	11.2	1.36	0.0992
121	ETANOL/AGUA	60	2.21	1.85	0.117
122	OXIDO DE ETI- LENO/AGUA	50	12.68	1.19	0.225
190	PROPILENO/BU- TADIENO	40	2.18	1.13	0.832
221	BENCENO/TO- LUENO	34	9.09	1.15	1.81
112	o-XILENO/ m-XILENO	130	1.17	1.12	4.42

La relación de reflujo real/reflujo mínimo (K) tiene un efecto pronunciado en el tiempo de retorno. Las columnas con altas relaciones (K) tendrán por lo general cortos tiempos de retorno de inversión. La Tabla 4.2 muestra como se modificaría el tiempo de retorno con diferentes valores de K reales en varios sistemas de destilación.

TABLA 4.2

EFFECTO DE LA RELACION DE REFLUJO REAL (K) EN EL TIEMPO DE RETORNO
(20% de incremento al número de platos actuales)

COLUMNA No.	RELACION DE REFLUJO	VOLATILIDAD RELATIVA	PLATOS TEORICOS	DISMINUCION DE LA CARGA DEL CONDENSADOR AL AUMENTAR EN 20% EL No. DE PLATOS	TIEMPO DE RETORNO (AÑOS)
210	1.36	11.2	12	8.66	0.0992
210	1.49	11.2	10.8	10.8	0.0715
210	1.62	11.2	10.1	12.9	0.0560
120	1.14	6.79	16	4.79	1.02
120	1.26	6.79	18.6	7.29	0.893
120	1.37	6.79	12.2	9.50	0.273
112	1.12	1.17	104	5.62	4.42
112	1.24	1.17	88.9	8.92	2.36
112	1.35	1.17	80.5	11.9	1.61

Es quizá más práctico observar la posibilidad de un reajuste de platos en términos económicos. Por esta razón se calcula el tiempo de retorno de la inversión para el reajuste del número de platos para una columna de destilación.

Las características bajo las cuales se favorece una reevaluación de platos son:

- Pequeño número de platos actuales
- Alta relación de reflujo : reflujo real/reflujo mínimo
- Altos costos de vaporización

Si la reducción de reflujo generada por la reevaluación de platos fuera utilizada para incrementar la producción, en lugar de conservar energía, esto daría como resultado un menor tiempo de retorno de la inversión.

Consideraciones de diseño mecánico tales como la altura del empaque, número de platos, eficiencias, diámetro de la columna y caída de presión son muy importantes desde el punto de vista de la conservación de energía.

Los platos de campanas de burbujeo han sido reemplazados en muchos casos por platos perforados y/o algún otro tipo de plato para reducir la caída de presión de la columna. Este factor es especialmente importante cuando diseñamos una columna que operará a vacío o cuando ésta requiere de refrigeración, puesto que en estas condiciones el consumo de energía dependerá fuertemente de la caída de presión a través de la columna.

Una alternativa a la reevaluación del número de platos, es como ya se mencionó, reemplazar los internos de la columna por platos que permitan menor espaciado o por un empaque con mayor eficiencia. Por ejemplo el plato tipo múltiple Downcomer de Union Carbide, el cual permite espaciados entre platos de 10''-16'' comparado con el más común 18''-24'' de otros platos, lo cual permite utilizar un mayor número de platos en la columna y consecuentemente operar a una menor relación de reflujo. El reemplazo de platos ineficientes por un empaque puede de manera similar, permitir la operación a menor relación de reflujo y por lo tanto, reducir el consumo de energía.

3) REEVALUACION DE LOS SISTEMAS DE CONTROL

Las fluctuaciones en la operación de una columna de destilación requieren que la pureza promedio del producto sea más alta que la especificación para asegurar que no será producido ningún material fuera de la especificación. Estas fluctuaciones pueden ser minimizadas por el mejoramiento de los sistemas de control de la columna. La minimización de las fluctuaciones permite la relajación de las especificaciones de la pureza promedio del producto, las cuales, a su vez, permiten la reducción de los requerimientos en el reflujo de la columna, minimizando así el consumo de energía.

La mejora del sistema de control es potencialmente muy importante desde el punto de vista de la conservación de la energía. Una gráfica de porcentaje de decremento en la carga del condensador vs porcentaje de decremento en el logaritmo del factor de separación (S_p), donde S_p se define como

$$S_p = \left(\frac{\text{conc. clava ligero dest.}}{\text{conc. clava ligero fondos}} \right) \left(\frac{\text{conc. clava pesado dest.}}{\text{conc. clava pesado fondos}} \right)$$

muestra una tendencia muy similar a aquella presentada en la Fig. 4.2, para el efecto del incremento en el número de platos. La similitud indica un incremento en el porcentaje del número de platos es tan efectivo como el decremento en el mismo porcentaje del log (S_p) para la mayoría de los casos.

La reevaluación del control se favorece por factores que incrementan la carga de calor en el reboiler. El mejoramiento en los sistemas de control será justificado solamente sobre las bases de la energía ahorrada.

Asimismo, los altos costos de la energía han justificado la instalación de instrumentación más sofisticada:

- a) Pequeñas computadoras son usadas extensivamente para controlar porciones de un proceso incluyendo una sola destilación o, en algunos casos, grandes sistemas de destilación. Las computadoras operan los equipos en la proximidad de las condiciones óptimas reduciendo los requerimientos de energía, minimizando las pérdidas, poca calidad del producto y labor de operación al mismo tiempo.
- b) La alimentación a ciclos de control hacia adelante son extensivamente usadas con procesos controlados por computadora y sin computadora.
- c) En algunos casos, el reemplazo de instrumentos obsoletos, con mal funcionamiento, e incluir una planta de instrumentos en cuartos con aire acondicionado donde pueden ser apropiadamente mantenidos se han pagado con escasas operaciones de control y considerables ahorros de vapor.
- d) Los registradores de flujo deben colocarse en todas las corrientes de la destilación que consuman grandes cantidades de vapor, de manera que el uso real de vapor por unidad de terminación pueda compararse con el consumo de diseño. Esta relación debe graficarse diaria o semanalmente de forma que la detección de consumo excesivo de vapor es aparentemente fácil.

4) ADECUADA LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION

EL suministro de la alimentación en el plato adecuado es un

punto muy importante para la conservación de energía. La incorrecta localización del plato de alimentación en columnas de destilación continua puede resultar en una reducción de la eficiencia y un aumento del consumo de vapor de la columna. Si las condiciones (temperatura o composición) de la alimentación del diseño original o las especificaciones de los productos cambian, es deseable recalcular el punto óptimo de alimentación. Muchas columnas continuas tienen múltiples puntos de alimentación que pueden ser fácilmente cambiados.

5) OPTIMIZACION DE LA ALIMENTACION

La condición térmica de la alimentación es un parámetro importante en el diseño de una columna de destilación, ya que la condición de ésta, puede afectar en forma significativa la inversión y los costos de operación. La alimentación puede variar desde un líquido subenfriado a un vapor sobrecalentado, y puede provenir de muchos tipos de equipo de proceso tales como otra columna, un reactor o de un intercambiador de calor.

Un ejemplo de como la condición de la alimentación puede ser modificada, ocurre cuando esta proviene del condensador de una columna precedente. La alimentación puede ser llevada a cabo completamente en forma de vapor o completamente como líquido. La condición de esta puede modificarse, utilizando ya sea agua de enfriamiento, vapor u otra fuente de calor, disponible en la planta, si es usado vapor para este fin, deberá ser de una menor calidad que el vapor utilizado en el reboiler. La fuente ideal de calentamiento sería el intercambio de calor con otra corriente de proceso ya que estas son generalmente gratuitas. Cambia desde vapor saturado a líquido saturado.

Cuando la alimentación está disponible como un líquido, deberá hacerse un análisis económico para justificar la inversión adicional necesaria para precalentar y/o vaporizar la alimentación. Cuando existe alguna corriente de proceso que debe ser enfriada generalmente es justificable precalentar y/o vaporizar al menos parcialmente la alimentación en los sistemas que tienen las condiciones consideradas anteriormente.

4.2.3 TECNICAS PARA EL USO MAS EFICIENTE DEL CALOR

1) INTEGRACION DE CALOR

Un punto obvio es el uso del calor sensible de los fondos para precalentar las corrientes de alimentación e intercambiar calor con otras corrientes del proceso.

Cuando la alimentación que entra en una columna de destilación es un líquido subenfriado y/o existe una gran diferencia de temperatura entre las partes superior e inferior de la columna, con frecuencia se utilizan los productos para precalentar la alimentación y reducir así el servicio del reboiler. En la Fig. 4.3 se muestra un ejemplo de dos columnas de destilación, donde se utilizan tres productos para precalentar la alimentación de la primera columna.

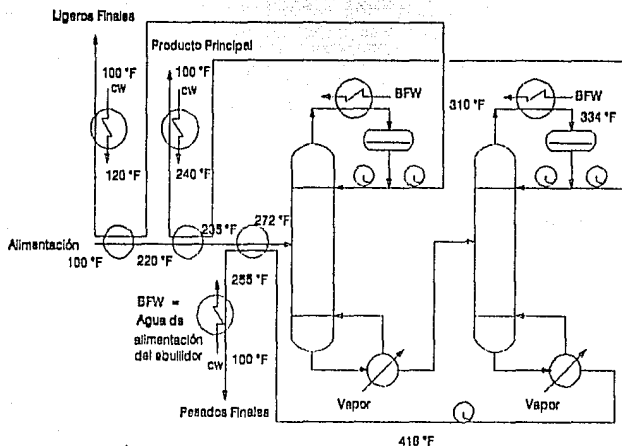


Fig. 4.3 Destilación con integración de calor.

Tales secuencias de columnas de destilación pueden proporcionar oportunidades adicionales de conservar la energía

mediante intercambio de calor entre el condensador de una columna y el reboiler de otra columna. Ejemplos de estos esquemas y métodos para determinar las secuencias óptimas de integración energética de columnas de destilación con dos productos puede encontrarse en los trabajos de Rathore, Van Wormer y Powers (1974) y en Umeda, Niida y Shiroko (1978). Secuencias conteniendo columnas diferentes de las convencionales de dos productos han sido evaluadas por Tedder y Rudd (1978).

2) RECUPERACION DE CALOR

Existen muchos caminos para recuperar calor en destilación, uno de estos es la condensación por etapas, la cual consiste en:

Un sistema de condensación en dos etapas, la primera etapa de condensación proporciona únicamente el líquido necesario para el reflujo de la columna. En la segunda etapa de condensación, es obtenido el producto de la columna.

Para que esta forma de recuperación de calor sea de valor se requiere reunir las siguientes condiciones:

- a) El producto del domo debe ser una mezcla multicomponente, con una apreciable diferencia entre el punto de rocío y el punto de burbuja del producto.
- b) La segunda condición es que la temperatura del domo de la columna sea lo suficientemente alta para que el vapor pueda ser utilizado para producir vapor o intercambiar calor con alguna corriente de proceso. El nivel de temperatura necesario dependerá de la aplicación específica.

Un proceso comercial en el cual la condensación por etapas puede ser útil, es la obtención de gasolinas a partir de una alimentación conteniendo hidrocarburos pesados.

3) GENERACION DE VAPOR

Cuando las columnas de destilación tienen un producto de domos de alta temperatura de condensación (aproximadamente 280°F) es a menudo posible generar vapor de relativamente baja presión (20 psig) para emplearlo en otras partes del proceso. El condensador de los productos de domos es reemplazado con un generador de vapor, usando vapor de proceso condensado como

TELIS CON
FALLA DE ORIGEN

alimentación. La mejor opción para emplear el vapor de baja presión generado es usarlo en equipos de proceso cercanos debido a que la transmisión de vapor de baja presión sin pérdidas de vapor significativas requiere de líneas de grandes diámetros.

4) BOMBAS DE CALOR

Los sistemas de destilación que utilizan el principio de "Bombas de Calor" (o HEAT PUMPS) han sido conocidos desde hace tiempo en la industria química, su reciente resurgimiento en popularidad es atribuible a el ahorro potencial en los costos de operación de estos sistemas.

En un sistema convencional, la energía es utilizada una sola vez, siendo suministrada de una fuente de calor de alta temperatura, y siendo esta energía degradada al salir de la columna en el sumidero o receptor de calor a baja temperatura (condensador). El costo de esta operación es muy alto debido a que la energía es totalmente degradada.

En un sistema de "Bomba de Calor", el vapor del domo de la columna es comprimido a una presión suficiente tal que su temperatura de condensación es mayor que el punto de ebullición en el fondo de la columna, de ésta manera el calor de condensación del vapor se utiliza como fuente de calor del reboiler. La energía requerida por el compresor será en la mayoría de los casos, una fracción pequeña de la requerida para operar el reboiler en el sistema convencional, pero en su lugar sacrifica simplicidad e inversión de capital.

Las condiciones bajo las cuales las bombas de calor pueden ser económicas para sustituir un sistema convencional de destilación son:

- a) Pequeñas diferencias de temperatura entre domo/fondo de la columna
- b) Separación difícil que requiere alta relación de reflujo
- c) Caída de presión pequeña comparada con el valor absoluto de la presión de operación
- d) Necesidad o deseo de disminuir el consumo de vapor
- e) Hay incentivos económicos o de operación para reducir el consumo de agua de enfriamiento

La decisión de usar o no Bombas de Calor usualmente no es difícil, puesto que es muy económico para separar compuestos con puntos de ebullición próximos, que son los que requieren operar a altas relaciones de reflujo. Los sistemas con altas volatilidades relativas tienen una gran diferencia de temperaturas entre domos y fondos y por lo tanto requieren más energía para operar el compresor, haciendo el ciclo de Bomba de Calor menos atractivo.

Los distintos tipos de arreglos de columnas de destilación empleando bombas de calor, se tratarán con amplitud en el capítulo siguiente.

5) COLUMNAS EN CASCADA

Otra modificación a un sistema convencional de destilación que permite economizar energía, es el sistema de columnas en cascada o de múltiple efecto, el cual emplea el mismo principio que la evaporación de múltiple efecto.

La evaporación en múltiple efecto emplea el calor latente del vapor generado una y otra vez, y reduce el consumo de energía de un proceso de evaporación en proporción inversa al número de efectos empleado. El empleo de este principio es posible cuando la diferencia de temperatura entre la fuente de calor y el sumidero o receptor de calor es sustancialmente menor que la diferencia real de temperaturas entre la fuente disponible de calor y el sumidero o receptor de calor. En el caso de la evaporación, la diferencia necesaria de temperaturas entre la fuente y el sumidero de calor es el incremento del punto de ebullición debido al soluto no volátil de la solución, pero la diferencia de temperaturas disponible es normalmente la existente entre el vapor y el agua de refrigeración, que es mucho mayor.

En la Fig. 4.4 se muestra un esquema general de la destilación de múltiple efecto. La alimentación se divide, de una forma más o menos igual, entre las N columnas que operan en paralelo pero a diferentes presiones. Reduciendo sucesivamente las presiones de operación de las columnas de izquierda a derecha, el vapor de cabeza procedente de una columna de presión más alta puede condensar en el reboiler de una columna que opera a presión más baja. Si se equilibran los servicios del condensador y el reboiler de columnas adyacentes, solamente se requerirán servicios

en el reboiler de la columna de presión más alta y en el condensador de la columna de presión más baja. El número de efectos y las presiones de las columnas han de ser tales que proporcionen unas razonables fuerzas impulsoras de temperatura en los reboilers de la segunda y demás columnas hasta la N ; que se evite el acercamiento a la temperatura crítica o de

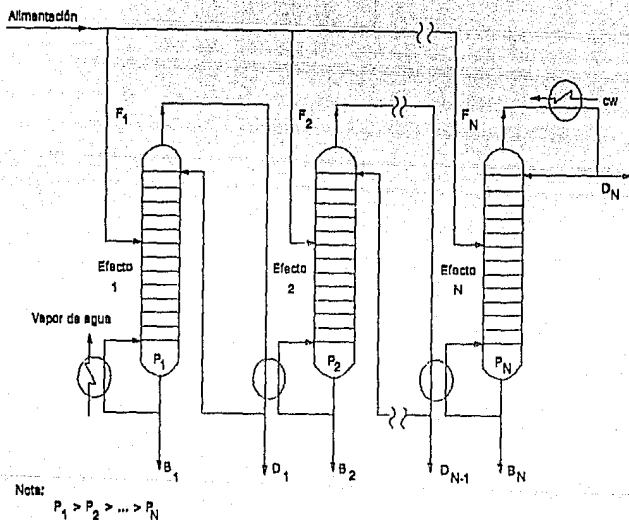


Fig. 4.4 Destilación múltiple efecto

descomposición; y permitir, si es posible, el empleo de vapor de agua en el reboiler de la primera columna y agua de enfriamiento en el condensador del efecto N . Cuando la volatilidad relativa permanece esencialmente constante para el intervalo de presiones de operación, los requerimientos de calor para un sistema de N efectos se reduce a un valor $1/N$ del que se precisa para un sistema de un solo efecto.

El esquema multiefecto tendrá siempre una mayor inversión, comparado con una unidad convencional y proporciona en el mejor de

los casos una reducción del 50% en el consumo de servicios. Una unidad con recompresión de vapor, generalmente es una mejor alternativa en inversión y consumo de servicios, sin embargo el sistema multiefecto podría ser más atractivo para expansión en una unidad existente, puesto que la mitad del equipo estaría ya instalado, y probablemente amortizado.

6) USO DE CONDENSADORES Y EBULLIDORES INTERMEDIOS

El uso de condensadores y reboilers intermedios puede producir una significativa reducción en los costos de operación de un sistema de destilación. En la mayoría de las columnas existentes el suministro y remoción de calor se llevan a cabo únicamente en el fondo y en el domo de la columna; una alternativa con mayor eficiencia termodinámica es el suministro y remoción de calor en varios puntos de la columna (Fig. 4.5), especialmente cuando existen grandes diferencias de temperatura entre ambos extremos de la columna. Tal como demostraron Petterson y Wells (1977), el ahorro en los costos de calefacción y refrigeración tiende a compensarse algo con los costos del inmovilizado adicional.

En una columna con un sólo reboiler el suministro de calor se hace en la base de la columna y por lo tanto la fuente será de alta temperatura, por otra parte, el uso de varios reboilers basa su economía en la capacidad de utilizar varios niveles de suministro de calor. Cuando el suministro de calor se da en varios puntos de la columna entre la base y el plato de alimentación, los niveles de energía son progresivamente más bajos conforme nos acercamos al plato de alimentación. La temperatura de la fuente de energía en cada punto particular, deberá ser sólo lo suficientemente más alta que la temperatura del líquido en ese punto y que además resulte en una área de transferencia de calor económica del reboiler.

El mismo concepto se aplica a la sección de rectificación de la columna, en donde en lugar de utilizar un sólo sumidero o receptor de calor, el calor es removido en varios puntos que utilizan sumideros de calor cuya temperatura es mayor conforme se aproximen al plato de alimentación.

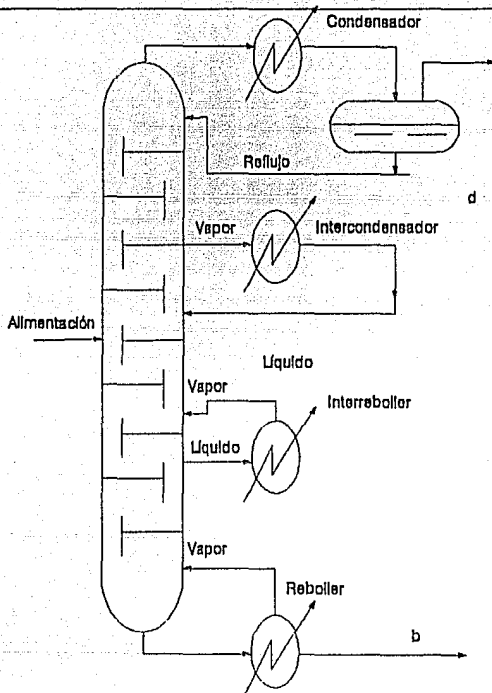


Fig 4.5 Uso de intercondensador e interreboiler

7) REBOILER A FUEGO DIRECTO

En las columnas en que la seguridad lo permita, los reboilers de la columna de destilación que emplean vapor pueden reemplazarse por hornos o calentadores a fuego directo empleando una corriente de desechos como combustible. Esto es especialmente ventajoso en columnas que usan vapor de alta presión. Los calentadores a fuego directo son capaces de operar a altas temperaturas. El vapor de alta presión es caro y puede emplearse mejor para turbinas de proceso, mientras que el vapor agotado de baja presión puede usarse en otros servicios de proceso de relativamente baja temperatura.

B) AISLAMIENTO

Otra área que no puede ser pasada por alto es la posibilidad de aislar la columna y el reboiler. En columnas antiguas, no sólo el aislamiento se encuentra muy deteriorado, sino que éste fue especificado cuando los costos de energía se encontraban en un nivel mucho más bajo. Así, el aislamiento adicional o un nuevo aislamiento (con los altos costos de energía actuales) puede reducir significativamente las pérdidas de calor. Además, para la detección de aislamiento defectuoso o inadecuado, se han empleado modernas técnicas como son los exploradores y cámaras infrarrojos.

CAPITULO V

BOMBAS DE CALOR

INTRODUCCION

La pretensión de este capítulo es dar al lector un contexto teórico suficientemente amplio para permitirle analizar y hacer una comparación entre los diferentes ciclos de bombas de calor que se pueden utilizar usando cualquier fluido de operación. Un buen entendimiento de la teoría ayudará al lector a determinar las limitaciones de las bombas de calor, ya que estas limitaciones son impuestas no sólo por problemas de tipo mecánico y de ingeniería sino también por las leyes de la naturaleza.

Será supuesto que el lector comprende el significado de "estado" termodinámico y que está familiarizado con las propiedades que definen a dicho estado, como son la temperatura, presión, entalpía y entropía (en el capítulo 2 del presente trabajo se dan algunas de las ecuaciones de estado que se utilizan para el cálculo de estos parámetros).

La mayor parte este capítulo tratará con la bomba de calor como un ciclo de compresión mecánico de vapor, ya que este es por mucho el tipo más común de ciclo de bomba de calor que se presenta. Esto será seguido por la discusión de dos ciclos termodinámicos que son el ciclo de Carnot y el ciclo de Rankine, el cual es considerado por varios autores como el de mayor potencialidad de uso. También se presenta una descripción breve de otros ciclos comúnmente usados en los ciclos de bombas de calor.

5.1 HISTORIA DE LAS BOMBAS DE CALOR

El principio básico de la bomba de calor deriva del ciclo de Carnot que fue desarrollado a principios del siglo XIX. Fue William Thompson (más tarde Lord Kelvin) quien primero propuso un sistema práctico de bomba de Calor o " multiplicador de calor " como fue después conocida, indicando que una máquina de refrigeración también se podía usar para calentar. Exponiendo los argumentos para un sistema tal, Thompson anticipó el hecho de que las reservas de energía convencional no permitían la combustión directa y continua de combustible en un horno convencional. La bomba de calor propuesta por Thompson se

muestra en la Figura 5.1, esta utiliza aire como fluido de trabajo. En donde el aire que se encuentra en el medio ambiente se dirige hacia un cilindro donde es expandido, y así se reduce tanto su presión como su temperatura. El aire pasa después a través de un intercambiador de calor Aire-Aire, localizado del lado exterior, donde el enfriador de aire es capaz de remover calor del aire que se encuentra en el medio ambiente. Antes de ser expandido dentro del edificio, el aire se comprime de regreso a la presión atmosférica, lo cual resulta en un incremento de la temperatura por sobre la del nivel ambiental. Una versión exitosa de esta máquina fue construida en Suiza, Thompson afirmó que su bomba de calor era capaz de producir calor usando solo el 3 % de la energía que se requiere por medio de un calentamiento directo.

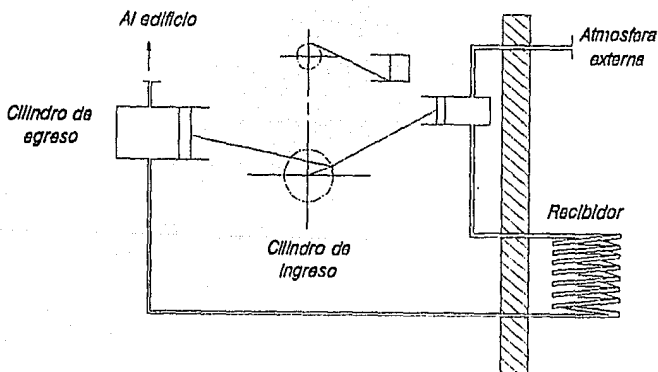


Fig. 5.1 Máquina de Thompson (multiplicador de calor)

La segunda instalación de bomba de calor que se cita frecuentemente en los documentos históricos indican que fué desarrollada en el Reino Unido en las instalaciones del Royal Festival Hall, en la ribera del Thames en Londres. Esta unidad

experimental, fue diseñada para calentar el Hall en el invierno y enfriarlo en el verano, la carga de calefacción del diseño fue del orden de 2.7 MW. La fuente de calor para el evaporador de la bomba fue el agua proveniente del río Thames, y la temperatura de salida del agua del condensador fue de 71°C . Con el enfriamiento se produjo agua fría a la temperatura de 4°C . La bomba de calor en sí misma fue única ya que se construyó usando máquinas de la Rolls-Royce Merlin. El refrigerante de trabajo fue el freón-12, el coeficiente de operación fué de 5.1, y el PER efectivo de la unidad fue aproximadamente de 1.5. El sistema demostró ser antieconómico, en parte debido a los costos de mantenimiento, y al sobrediseño que presentaba.

Estudios posteriores permitieron la reducción del tamaño de las unidades construidas reduciendo el costo de estas, permitiendo así su aplicación en otras áreas.

5.2 TEORIA SOBRE BOMBAS DE CALOR

La bomba de calor puede considerarse simplemente como una máquina térmica invertida.

La máquina térmica elimina calor de una fuente de alta temperatura y descarga el calor a una de baja temperatura; proceso que permite ganar trabajo. La bomba de calor requiere de una aplicación de trabajo para remover calor de una fuente de alta temperatura y distribuirla a una baja temperatura, esto se ilustra en la Figura 5.2.

Los elementos esenciales del sistema termodinámico (o máquina termodinámica) con un fluido como sustancia de trabajo son: (a) primero, un operante, o sea, una sustancia que reciba calor, ceda calor y realice trabajo; (b) una fente de calor, de la cual recibe calor la sustancia de trabajo; (c) un sumidero de calor (también denominado sumidero o receptor frío), al cual cede calor la sustancia operante, y (d) una máquina, en la que el operante puede efectuar o admitir trabajo.

Como se dijo anteriormente la bomba de calor es un ciclo termodinámico inverso, el cual es un término general que incluye a todo aquel sistema en el cual el trabajo neto corresponde a una

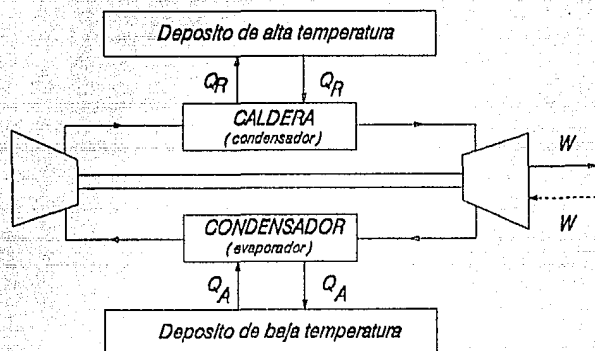


Fig. 5.2 Modelo termodinámico de una bomba de calor y una máquina térmica.

entrada; y el calor neto es cedido, donde el valor absoluto de Q_R (calor del depósito de alta temperatura) es numéricamente mayor que Q_A o Q_C (calor del depósito de temperatura fría).

Los ciclos inversos se utilizan básicamente para dos objetivos:

- (1).- Producir un efecto frigorífico (en un sistema de refrigeración), y
- (2).- Llevar a cabo un efecto calorífico (en un sistema de calefacción).

Si el sistema recibe trabajo desde el exterior, puede hacer que pase calor hacia el sistema desde el depósito frío, y que fluya calor desde el sistema hacia el depósito caliente, Figura 5.3. Por consiguiente, un nombre general para los sistemas de ciclo inverso es el de sistemas de bombeo de calor (suministro y

extracción), pero en el uso común suele llamarse bomba de calor o bomba térmica, al sistema destinado a producir calentamiento de un ambiente.

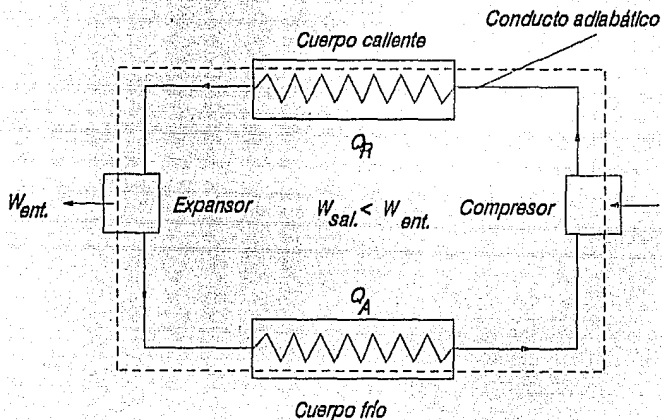


Fig. 5.3 Ciclo inverso-bomba térmica

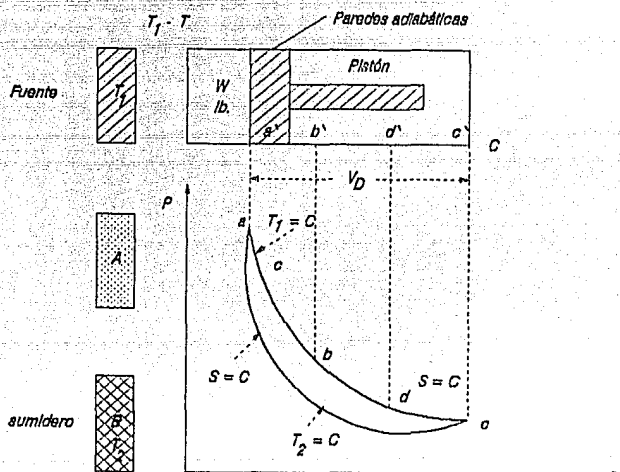
En los puntos siguientes se tratarán los principales ciclos termodinámicos existentes y la generación de bombas de calor (ciclos inversos) que se pueden hacer de éstos.

5.2.1 EL CICLO DE CARNOT

Fue en 1824 cuando Carnot usó por primera vez un ciclo termodinámico para describir un proceso, y el ciclo que concibió en ese entonces permanece como la medida fundamental contra la cual se puede juzgar la eficiencia de una bomba de calor o de cualquier otra máquina termodinámica, ya que es la máquina termodinámica más eficiente que se conoce hasta ahora.

5.2.1.1 La Máquina De Carnot

El funcionamiento de la máquina de Carnot se describe en la Figura 5.4 (Operación de la máquina de Carnot). El diagrama $P-V$ corresponde a una sustancia de trabajo no condensable. Un cilindro C contiene una masa W a una temperatura $T_1 - \Delta T$ tiende a cero. La cabeza del cilindro, el único lugar por donde el calor

Fig. 5.4 Operación de la máquina de Carnot V

puede entrar o salir del sistema, se supone en contacto con la fuente que tiene una temperatura constante T_1 . La energía fluye desde la fuente hacia la sustancia en el cilindro, la cual por tanto experimenta un proceso isotérmico ab , y el pistón se mueve desde a' hasta b' . Si la diferencia de temperaturas ΔT es infinitesimal, la transmisión de calor es reversible. En seguida se retira del cilindro la fuente de calor, y el aislante térmico A se coloca en la cabeza del cilindro, de modo que no existe ya flujo de calor; cualquier proceso adicional será adiabático. El cambio isoentrópico ocurre ahora, en el que la temperatura

desciende de $T_1 - \Delta T$ a $T_2 + \Delta T$, debido a que se está realizando trabajo en detrimento de la energía interna, y el pistón se mueve desde b' hasta c' . Cuando el pistón llega al extremo de la carrera c' , el aislante A se retira y la cabeza del cilindro se pone en contacto con el cuerpo frío, que permanece a la temperatura constante T_2 . El calor fluye entonces reversiblemente hacia el receptor frío y ocurre la isoterma \overline{cd} moviéndose el pistón desde c' hasta d' . Finalmente, el aislante A se coloca de nuevo en la cabeza del cilindro y la presión isoentrópica dc regresa la sustancia a su condición inicial; la temperatura se incrementa desde $T_2 + \Delta T$ hasta $T_1 - \Delta T$ debido a que el trabajo de compresión aumenta el almacenamiento de energía interna.

En la práctica el calor fluiría muy lentamente en el caso de una pequeña diferencia de temperatura ΔT , y por lo tanto, el movimiento del pistón y la rapidez de ejecución del trabajo serían infinitesimales. Una diferencia finita de temperatura excluye la reversibilidad externa. La fricción mecánica de las partes móviles de la máquina, la fricción interna debida a la turbulencia dentro de la sustancia, y el calor transmitido a través de las paredes del cilindro también excluyen la reversibilidad de la máquina.

La máquina de Carnot puede ser descrita en un diagrama T-S (Figura 5.5) por los siguientes procesos.

- (a).- Un proceso isotérmico reversible en el cual el calor es transmitido a, o de, un depósito de temperatura alta (a-b)
- (b).- Un proceso adiabático reversible en el cual el fluido de trabajo decrece de la temperatura alta a la baja (b-c)
- (c).- Un proceso isotérmico reversible en el cual se transmite calor a, o de, un depósito de temperatura baja (c-d)
- (d).- Un proceso adiabático reversible en el cual la temperatura del fluido de trabajo aumenta de la temperatura baja a la alta (d-a).

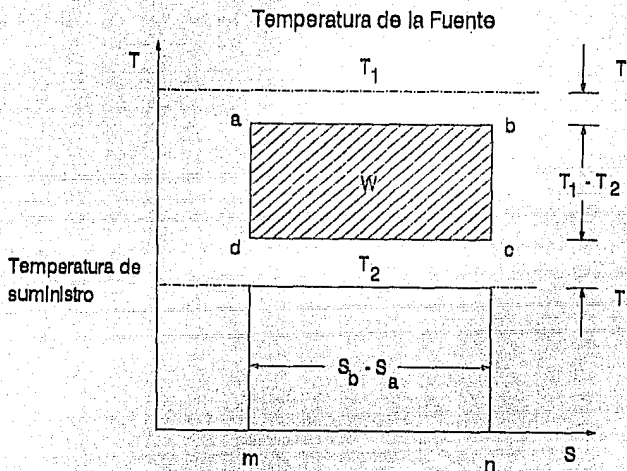
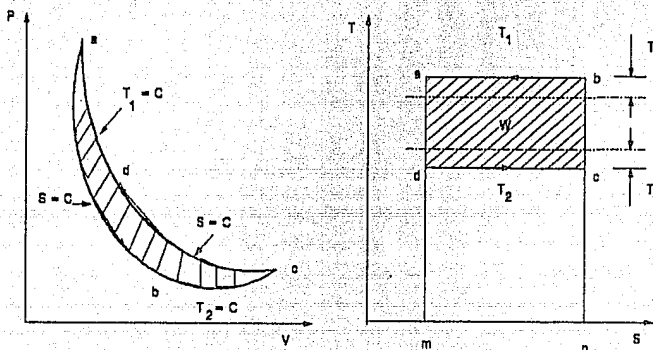


Fig. 5.5 Ciclo de Carnot para cualquier sustancia.

5.2.1.2 Ciclo De Carnot Inverso

Puesto que cada proceso del ciclo de Carnot es interior y exteriormente reversible, el propio ciclo se puede hacer operar como una bomba de calor. Un examen de la figura 5.6 muestra que en un intervalo dado de temperatura y una curva isotérmica particular a-d, el trabajo debe ser necesariamente el mismo que en el ciclo de potencia; el calor cedido en el ciclo inverso a la temperatura alta debe ser igual al calor suministrado en el citado ciclo de potencia.

En la figura 5.6 (Ciclo de Carnot inverso) una expansión isoentrópica abate la temperatura hasta el punto en que el calor pueda ser entregado al sistema reversiblemente desde un receptor frío a $T_2 + \Delta T$, a lo largo de una isoterma \overline{bc} . La compresión isoentrópica \overline{cd} produce una temperatura ligeramente más alta que la de la fuente de calor (por ejemplo, $T_1 - \Delta T$), de



a). Para un gas.

b). Para cualquier sustancia.

Fig. 5.6 Ciclo de Carnot Inverso

modo que el calor puede ser cedido a lo largo de $\overline{d'a}$. El efecto frigorífico está representado por el área mbcn. Si el ciclo se utiliza para la calefacción en vez de para refrigeración, la energía representada por el área madn - siendo calor cedido - será el efecto calorífico.

El parámetro empleado para indicar la eficiencia de un ciclo inverso recibe el nombre de coeficiente de operación que se abrevia COP y se simboliza por la letra griega γ . De acuerdo con el objetivo del ciclo inverso, el COP (evaluado como salida/entrada), que se expresa siempre como un número positivo, es:

$$\gamma_c \equiv \frac{\text{(refrigeración)}}{\text{Trabajo neto}} = \frac{Q_A}{|W|} \quad \text{o bien,} \quad (5-1)$$

UTILIZADO FRIGORIFICAMENTE

$$\gamma_c \equiv \frac{\text{(Calor de Salida)}}{\text{Trabajo neto}} = \frac{|Q_R|}{|W|} \quad (5-2)$$

UTILIZADO CALORIFICAMENTE

En el caso de una máquina termodinámica esta relación se expresa como W/Q_R y recibe el nombre de eficiencia termodinámica, cabe mencionar que el COP utilizado en refrigeración ($\text{COP}_{\text{refrigeración}}$) es diferente al COP utilizado caloríficamente (que es el COP utilizado en este trabajo para la bomba de calor); la diferencia de estos coeficientes se muestra a continuación:

$$Q_R = W + Q_A \quad \text{entonces} \quad \text{COP} = \text{COP}_{\text{(refrigeración)}} + 1$$

$$\text{o bien} \quad \gamma_N = \gamma_c + 1 \quad (5-3)$$

5.2.2 EL CICLO Y LA MAQUINA DE RANKINE

El ciclo de Rankine se ilustra en la figura 5-7.

Los volúmenes de líquido en (a) y la elevación de temperatura 3-B en (b) se han exagerado; el estado 1, o e, es el estado de las sustancia de trabajo cuando deja la fuente de calor. Los ciclos de Carnot equivalentes para los estados 1 y e son 3-q-1-2 y 2-q-e-f, respectivamente. Por lo común, el líquido que sale del condensador es subenfriado unos cuantos grados hasta algún estado 3; el efecto del subenfriamiento es despreciable, pero la entalpia a la entrada de la bomba correspondiente es real. (b) planta de vapor simple que opera con este ciclo.

Los procesos comprendidos en este ciclo son:

- 3-B Proceso reversible y adiabático de bombeo en la bomba
- B-1 Transmisión de calor a presión constante en la caldera

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

- 1-2 Expansión reversible y adiabática en la turbina (o en otra máquina motriz, tal como una máquina de vapor);
 2-3 Transmisión de calor a presión constante en el condensador

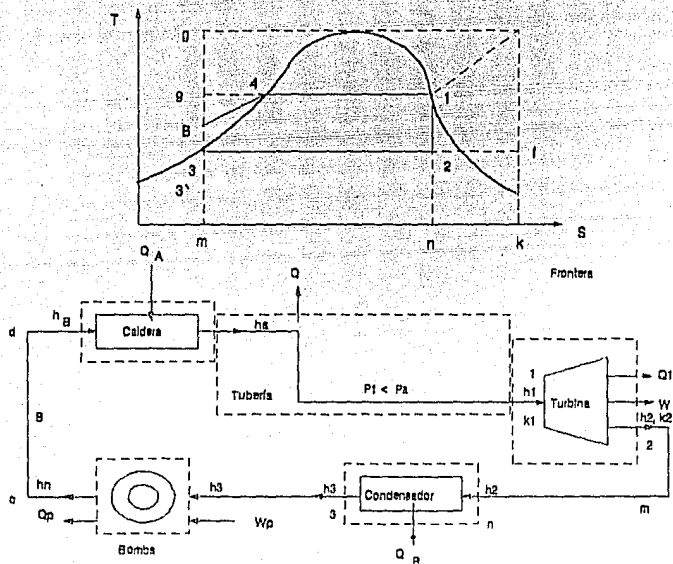


Fig. 5.7 Ciclo de Rankine

Si el vapor se sobrecalienta antes de que salga del generador, el ciclo de Rankine correspondiente sería ef-3-B-4-e. Como el generador de vapor, la turbina, el condensador y la bomba de alimentación se consideran todos como máquinas de flujo continuo, la ecuación aplicable es $Q = \Delta h + \Delta K + W$. En el ciclo ideal, ΔK se toma siempre igual a cero para cada proceso. El trabajo neto $W_{NETO} = \oint dQ = \oint dW$; tomando en cuenta $\oint dQ$ se tiene

$$W_{\text{NETO}} = h_1 - h_2 - (h_2 - h_3) = h_1 - h_2 + h_3 - h_2 \quad (5-4)$$

que está representado por la región cerrada 1-2-3-B-4, Figura 5.7(a) donde $Q_A = h_1 - h_2$ y $Q_R = h_3 - h_2$. Del diagrama de energía de la bomba, Figura 5.7(b), con $Q_P = 0$, $\Delta K = 0$, $\Delta P = 0$, el trabajo de bombeo es $W_P = -\Delta h = h_3 - h_2$. Utilizando el valor anterior de h_3 - que es la entalpía del agua que entra a la caldera - en la ecuación (5-4), se obtiene

$$\text{CICLO DE RANKINE} \quad W_{\text{NETO}} = h_1 - h_2 + W_P \quad (5-5)$$

$$(h_1 = \text{ENTALPIA EN EL GENERADOR})$$

donde W_P es un número negativo. En una máquina ideal durante una expansión isoentrópica 1-2, figura 5.7(b) el trabajo total de salida es

$$\text{MAQUINA RANKINE} \quad W_T = W_{\text{SAL}} = h_1 - h_2 \quad (5-6)$$

$$(h_1 = \text{ENTALPIA A LA ENTRADA DE LA TURBINA})$$

La eficiencia del ciclo de Rankine esta definida por $W_{\text{NETO}}/Q_A = e$. De la figura 5.7(b) y de la ecuación (5-4) se tiene

$$e = \frac{W_{\text{NETO}}}{Q_A} = \frac{h_1 - h_2 + W_P}{h_1 - h_2} \quad (\text{CICLO RANKINE}) \quad (5-7)$$

5.2.2.1 CICLO DE RANKINE INVERSO

El ciclo ideal de refrigeración por compresión de vapor se muestra en la Figura 5.8 .

En el ciclo 1-2-3-4. Entra vapor saturado a baja presión al compresor y sufre una compresión reversible y adiabática, en 3-4. El calor es cedido a presión constante en el proceso 4-1, y la substancia de trabajo sale del condensador como líquido saturado.

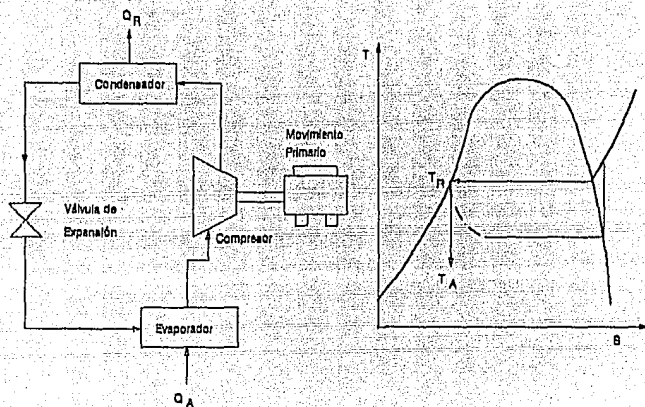


Fig. 5.8 Ciclo de refrigeración por compresión de vapor

Sigue un proceso adiabático de estrangulamiento durante 1-2, luego, la substancia de trabajo se evapora a presión constante durante 2-3, lo cual completa el ciclo.

El ciclo explicado anteriormente, establece los fundamentos para la formación de la bomba de calor Rankine.

Una mejor manera para representar los ciclos de bombas de calor es la de utilizar un diagrama de Presión-Entalpia ya que este diagrama es capaz de proporcionar todos los datos requeridos en el diseño de una bomba de calor. Este diagrama es mostrado en la figura 5-9 y es el que se utilizará para representar los ciclos de compresión durante el resto del capítulo.

El análisis de este tipo de diagramas es similar al que se realizó en el diagrama presentado en la figura 5.8. Para este caso se tiene que el refrigerante se encuentra como vapor sobrecalentado a una alta presión cuando deja al compresor en el punto (4). Para ubicar el refrigerante en el punto (b) es necesario enfriar parcialmente el refrigerante hasta su temperatura de rocío, proceso que se realiza a presión constante.



Fig. 5.9 Ciclo ideal de compresión de vapor en un diagrama Presión-Entalpía.

El proceso que debe seguir el refrigerante para situarse en el punto (1) es una condensación total del vapor saturado a líquido saturado, proceso que se lleva a cabo a presión constante. Cabe mencionar que el paso del punto (2) al (3) se puede realizar en una sola etapa.

La expansión adiabática se muestra en el diagrama P-H como la línea que parte del punto (1) al (2), proceso que se lleva a cabo isocálpticamente. En la línea situada por los puntos (2) y (3) se realiza la evaporación del refrigerante (es decir, es la etapa en donde se lleva a cabo la refrigeración), proceso que se realiza a presión constante.

Para poder trazar este tipo de diagramas basta con conocer las características del refrigerante antes de entrar y después de salir del compresor, los demás procesos serán obtenidos mediante el trazado de las líneas correspondientes.

La ventaja inmediata que presenta este tipo de diagramas es que se puede obtener una medida directa de Q_R , Q_C y W . La relación entre $Q_R = Q_C + W$ puede verse más claramente, lo que permite

establecer más fácilmente el valor del COP. Para obtener un valor alto del COP es necesario que el Q_r deba ser grande y W (trabajo de compresión) deba ser pequeño. Por tanto es posible establecer rápidamente el estado de trabajo del fluido a partir de un punto en el diagrama Presión-Entalpia.

El ciclo de compresión mecánico de vapor descrito es idéntico tanto para bombas de calor como para servicios de refrigeración.

5.2.3 EL CICLO PRACTICO

El ciclo de trabajo descrito en la sección anterior es un ciclo de compresión ideal. Aunque toma en cuenta limitaciones prácticas en el proceso de compresión de vapor, y la ausencia de una máquina de expansión, supone que los compuestos utilizados en el ciclo presentan una eficiencia de operación del 100 % , cosa que en la realidad no existe. Por esta razón se considerarán algunas divergencias entre los ciclos reales y los ciclos ideales, ya que estas nos permitirán realizar un mejor diseño de las bombas de calor.

Las más importantes que se considerarán son:

Pérdidas en las Tuberías. El descenso de presión, debido a la fricción y a la transmisión de calor al medio exterior, es la pérdida más importante en las tuberías.

El descenso de presión y la transmisión de calor originan una disminución en la utilización del vapor que entra en la turbina.

Hay una pérdida similar en el descenso de presión en la caldera y debido a este descenso el agua que entra a la caldera debe bombearse a una presión más alta que la deseada (Fig. 5.7(b)).

Pérdidas en la Turbina. Las pérdidas en la turbina, son principalmente, aquellas que están asociadas con el flujo de la substancia de trabajo a través de la turbina. La transmisión de calor al medio circundante también representa una pérdida, pero ésta es generalmente de una importancia secundaria. Los efectos de estas pérdidas, son los mismos que los indicados antes para las pérdidas en las tuberías.

Perdidas en la bomba. Las pérdidas en la bomba son similares a las de la turbina y se deben principalmente a las irreversibilidades, asociadas con el flujo del fluido. La pérdida de calor generalmente es una pérdida menor.

Perdidas en el condensador. Las pérdidas en el condensador son relativamente pequeñas, una de estas es debida al enfriamiento del líquido que sale del condensador abajo de la temperatura de saturación. Esto representa una pérdida, por que se necesita una transmisión de calor adicional, para calentar el agua a su temperatura de saturación.

Perdidas en el Compresor. El componente que domina el diseño y las pérdidas en el ciclo de bomba de calor es el compresor. Ya se ha mencionado que este equipo es esencial, como su nombre lo indica, para comprimir el vapor generado en el intercambiador de calor que se suocita en el evaporador y para esto proceso, se requiere de una cierta cantidad de sobrecalentamiento el cual se aplica al refrigerante antes de que entre al compresor. Esto se muestra en la Figura 5.10, donde el refrigerante entra al compresor en el punto 5' en vez del estado 5. Este sobrecalentamiento da un margen de seguridad para reducir el riesgo de goteo líquido en el compresor. Una desventaja de este sobrecalentamiento es que el compresor tiene que aumentar su tamaño ya que el proceso de compresión se torna más difícil. Un problema de mayor importancia que se origina con este sobre calentamiento es que la temperatura de salida del compresor aumenta y para muchos compresores es una limitación ya que a altas temperaturas se puede dañar la válvula de descarga.

Debido a la transferencia de calor entre el fluido de trabajo y el compresor, y a las irreversibilidades en el flujo a través del compresor, el compresor aumentará la entalpía mucho más de lo necesario, por lo cual se incrementará la temperatura de descarga. Este proceso se muestra en el punto 1' de la fig. 5.10. Generalmente este incremento se evalúa a través de la "eficiencia isoentrópica" del compresor. La entalpía adicionada por un compresor real esta dada por W' y la entalpía requerida para la compresión esta dada por la relación W/W' . Un compresor

reciprocante práctico puede tener una eficiencia isoentrópica del 70 % .

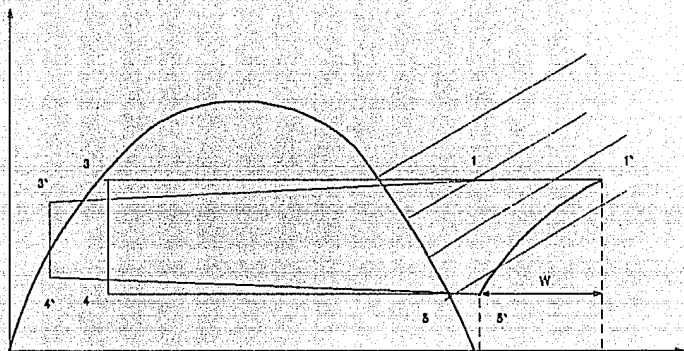


Fig. 5.10 Ciclo práctico de compresión de vapor.

Otras dos medidas comunes para la medición de la eficiencia de compresión son: La "eficiencia mecánica" la cual es una medida de que tanto del trabajo aplicado al compresor es distribuido al fluido de refrigeración.

$$\text{Eficiencia mecánica} = \frac{\text{Potencia de entrada al compresor}}{\text{Aumento de entalpía} \times \text{flujo másico}}$$

(5-8)

Un valor típico de esta eficiencia oscila alrededor del 95 %.

La otra eficiencia que se utiliza es la que se denomina como "eficiencia volumétrica" cuya característica principal es que no influye en el valor del COP del ciclo, pero repercute en el costo del equipo, ya que es usada para seleccionar el tamaño del compresor.

$$\text{Eficiencia Volumétrica} = \frac{\text{Masa de salida} \times \text{Volumen espec. de succión}}{\text{Volumen manejado por el compresor por unidad de tiempo}}$$

(5-9)

Tanto la eficiencia isoentrópica como la eficiencia mecánica deben de ser tomadas en cuenta para obtener el COP de un sistema real.

Además del compresor, existen ineficiencias prácticas en otros componentes del ciclo de operación. Cuando el fluido del proceso pasa a través de los intercambiadores de calor, hay una pequeña pérdida de presión. El efecto de estas caídas de presión es una divergencia del funcionamiento isotérmico de los intercambiadores de calor, como se muestra en la figura 5-10.

La última desviación del ciclo ideal que se tratará aquí es la cuestión del "subenfriamiento". En la figura 5.10 se puede mostrar el proceso de expansión isoentálpica (que se lleva a cabo mediante una válvula de expansión) a partir de la línea conformada por el punto (3) que se encuentra situado en la línea de líquido saturado y el punto (4) que se encuentra a la temperatura T_A . Cualquier pérdida de presión en la tubería que conecta al condensador con la válvula provoca la formación de algo de vapor, que disminuiría el funcionamiento de la válvula, lo cual propiciaría que el ciclo disminuya su eficiencia. Por lo tanto es deseable un subenfriamiento que elimine la posibilidad de formación de vapor antes de la expansión, punto 3'. Este subenfriamiento reducirá la proporción de vapor que entra al evaporador. Para alcanzar este subenfriamiento, sin embargo, se necesita una fuente a una temperatura menor y el agua de enfriamiento del condensador (o aire) no puede lograr este servicio.

Si el fluido de proceso se requiere sobrecalentar (para cubrir las necesidades que se explicaron anteriormente) cuando salga del evaporador se puede proveer una solución conveniente tanto para este requerimiento como para el de subenfriamiento si se utiliza un interenfriador, ya que el calor removido del

condensador durante el subenfriamiento a T_R puede usarse para sobrecalentar el vapor de succión a T_C .

Este intercambiador de calor no afecta de forma directa al COP pero modifica algunos de los parámetros que mejoran este término, ya que la entalpía extra distribuida por el flujo que se encuentra a alta temperatura, entre 3 y 3' no es distribuida hacia los alrededores, sino que es consumida entre 5 y 5' esto permite la recuperación de calor a la temperatura T_C que propicia la tendencia hacia la condición isotérmica de la etapa.

5.2.4 LA BOMBA DE CALOR RANKINE/RANKINE

A) Razón Principal de Energía (PER)

El COP proporciona una medida de la utilidad de la bomba de calor, para producir grandes cantidades de calor a partir de pequeñas cantidades de trabajo. Esto nos expresa el hecho de que la energía disponible como trabajo es normalmente más valiosa que la energía disponible como calor. Aunque en algunas ocasiones este hecho llega a ser aparente cuando se trata de decidir la mejor forma de operar el compresor. Si se utiliza un motor eléctrico para cubrir este fin, generalmente la producción de calor resulta ser cara debido al alto costo de la electricidad. Si para accionar el compresor se utiliza una especie de máquina térmica y el rendimiento del combustible es alto es posible que la generación de trabajo por parte de la bomba de calor resulte rentable. Si el compresor utilizado en la bomba de calor es accionado mediante un motor de combustión interna que puede utilizar diferentes combustibles entonces el PER o Razón Principal de Energía es aplicada. Esta razón toma en cuenta no solo el COP de la bomba de calor sino también la eficiencia de conversión del combustible principal, que es el que proporciona el trabajo necesario para hacer funcionar la bomba de calor, y esta definido por:

$$\text{PER} = \frac{\text{Calor útil distribuido por la bomba de calor}}{\text{Energía principal Consumida}} \quad (5-10)$$

A menudo es posible utilizar una definición alternativa del PER, cuando se tiene una máquina calórica con una eficiencia termodinámica η para operar el compresor de la bomba de calor, esta se define como

$$\text{PER} = \eta \times \text{COP} \quad (5-11)$$

Quando se utiliza una bomba de calor para calentamiento doméstico o de proceso o cualquier aplicación, el PER proporciona una medida del rendimiento de calefacción aportado por la bomba, esto se hace en base a la comparación del servicio que puede aportar un reboiler convencional, un calentamiento a fuego directo o bien cualquier otro medio de calentamiento.

B) La bomba de calor Rankine/Rankine

Anteriormente se describió en la sección 5.2.3 el "ciclo de Rankine" tanto para el ciclo de potencia, como para el ciclo de compresión mecánico de vapor (ciclo inverso). Cuando una máquina térmica con ciclo de Rankine (ciclo de potencia) es usado para operar una bomba de calor, se tiene que familiarizar con el término Rankine/Rankine. Esta combinación es particularmente interesante cuando se usa un fluido de proceso común para los dos ciclos, ya que se permite un mejoramiento de tipo económico.

La Figura 5.11 presenta un arreglo básico de un ciclo Rankine/Rankine junto con la ilustración de su operación en un diagrama Presión-Entalpia.

El ciclo mostrado utiliza como refrigerante el R-11 que se encuentra a baja presión y utiliza una máquina del tipo rotatorio. Este ciclo también puede utilizar una máquina de expansión y un compresor recíprocante pero esta combinación resulta más adecuada para un servicio de tipo doméstico.

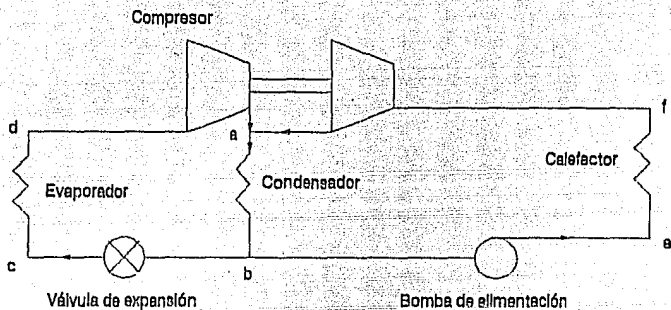


Fig. 5.11 Esquema Rankine-Rankine (diagrama P-H)

Los puntos *abcd* siguen el patrón de un ciclo de compresión mecánico de vapor (ciclo inverso) y los puntos *a-b-e-f* el de un ciclo de potencia. El refrigerante es comprimido adiabáticamente en la línea situada por los puntos *b-e* por medio de la bomba de alimentación la cual pasa al refrigerante del estado de líquido saturado a líquido subenfriado y el trabajo adicionado es despreciable. Este tipo de bomba es también usada en las máquinas con ciclo de absorción. Entre el estado *e* y *f* el calor es suministrado por un calentamiento externo en el reboiler, este calentamiento es proporcionado por medio de una combustión directa

del combustible. La temperatura máxima que se puede alcanzar en esta operación está determinada por la estabilidad del refrigerante (punto f) más que por los límites termodinámicos. Esta restricción impuesta por los refrigerantes impiden el mejoramiento del COP por parte de este ciclo.

Entre el punto (f) el refrigerante se encuentra como vapor sobrecalentado se expande en una máquina de expansión, y el trabajo liberado por este proceso es utilizado para operar el compresor en el ciclo de bomba de calor. Las etapas de compresión y expansión han sido establecidas aquí con una eficiencia isoentrópica de 0.75.

Esta bomba de calor en realidad opera con dos ciclos separados, pero por simplicidad es que se hace esta combinación. Existe sólo un condensador, el cual es común para ambos ciclos y las máquinas rotatorias (compresor y máquina de expansión) pueden ser virtualmente idénticas y su combinación se realiza a través de la implantación de un eje interconector.

A continuación se presentará un breve análisis de este sistema con el fin de proporcionar una idea de los valores de PER que se pueden alcanzar. Para simplificar el análisis se considera que los ciclos están combinados.

Existen 3 flujos másicos que corresponden a los tres niveles de presión del sistema M_a , M_c y M_b que corresponden al evaporador, el condensador y el reboiler respectivamente.

El PER estará definido por:

$$\text{PER} = (h_a - h_b) * M_c / (h_f - h_e) * M_b \quad (5-12)$$

Debido a que la máquina de expansión es usada para operar el compresor, se puede igualar el trabajo del eje para las dos máquinas

$$\text{Trabajo} = (h_f - h_a) * M_b = (h_a - h_d) * M_c \quad (5-13)$$

la relación de reflujo másico existente es

$$M_c = M_a + M_b \quad (5-14)$$

Resolviendo estas tres ecuaciones simultáneamente se tiene que

$$\text{PER} = \frac{h_f - h_a}{h_a - h_d} * \frac{h_a - h_b}{h_f - h_e} + 1 \quad (5-17)$$

Esta ecuación proporciona los valores mostrados en la Figura 5.12. Estos valores corresponden a un servicio de calefacción doméstico.

Pérdidas

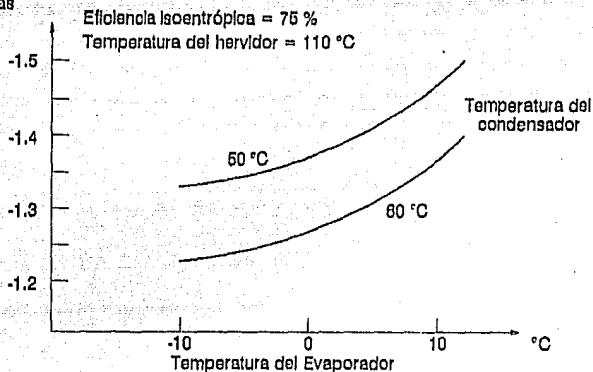


Fig. 5.12 Pérdidas para las bombas de calor Rankine-Rankine

Los valores de la Figura 5.12 fueron calculados usando el refrigerante R-11, con una eficiencia isoentrópica de 0.75 y una temperatura máxima del ciclo de 110 °C.

5.2.5 SISTEMAS MENOS COMUNES DE BOMBAS DE CALOR

Existen muchos otros tipos de bombas de calor como son la de célula de combustión, la bomba con calor de fusión, la de efecto mecánico-químico y la de efecto magneto-calórico. La falta de familiaridad con estas bombas limita su estudio en este trabajo.

Dentro de la gama de los ciclos estudiados en este capítulo, existen muchas combinaciones que pueden usarse para mejorar la eficiencia de las bombas de calor, uno de los ya mencionados fue el de Rankine/Rankine, pero también se puede utilizar el de Otto/Rankine, Brayton/Rankine y el de Stirling/Rankine obteniéndose una alta eficiencia. Para aplicaciones más especializadas se pueden utilizar las combinaciones de los ciclos de Rankine/Brayton o Stirling/Brayton. No existe en sí un límite para adaptar estos ciclos a un uso determinado.

5.3 LAS BOMBAS DE CALOR EN LA OPERACION DE DESTILACION

Las Bombas de Calor permite "Bombear" el calor que se encuentra en el condensador de la columna de destilación hacia la parte del reboiler.

La forma esencial de trabajar de este sistema es la de retirar el calor que llevan las corrientes del domo de la columna mediante la utilización de un fluido de trabajo, este fluido debe de absorber el calor en el condensador que se encuentra a una temperatura T_C (línea conformada por los puntos 2 a 3 de la Figura 5-9) y posteriormente pasa a un sistema de acondicionamiento formado por un compresor (línea establecida entre los puntos 3 a 4 de la Figura 5-9), el cual le proporciona la temperatura (T_R) y presión (P_R) necesarias para que puedan ceder este calor en el reboiler de la columna (línea que se encuentra entre los puntos 4 y 1 de la Figura 5.9) y así calentar la corriente del fondo, este fluido una vez que cede su calor es expandido mediante una válvula hasta la presión (P_C) y temperatura (T_C) inicial en la que se realizó el intercambio de calor con el condensador (línea ubicada entre los puntos 1 a 2 de la Figura 5.9), para poder así renovar el ciclo.

La instalación de las Bombas de Calor puede realizarse de tres formas en las columnas de destilación. La primera de ellas se muestra en la Figura 5-13, en este esquema se maneja un fluido de trabajo externo, el cual puede o no ser alguno de los que se encuentra en el proceso de destilación. La segunda forma de instalación (Figura 5-14) interactúa con la columna ya que en

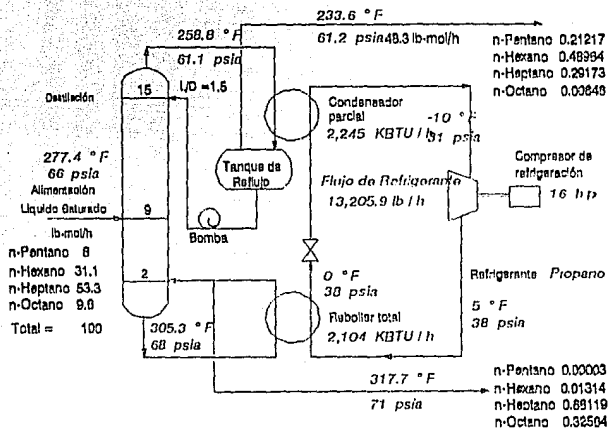


Fig. 5.13 Bomba de calor con refrigerante externo

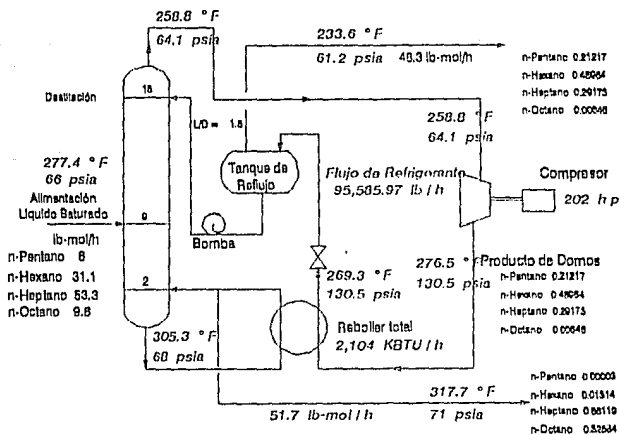


Fig. 5.14 Bomba de calor con compresión de vapor del domo

esta se retira una cantidad de terminada del producto de domos de la columna ya que éste posee las características adecuadas para ser el fluido de trabajo de la bomba de calor. La tercera y última forma de instalación (Figura 5-15) consiste en retirar una cantidad determinada del producto de fondos de la columna, para ser el fluido de trabajo de la bomba.

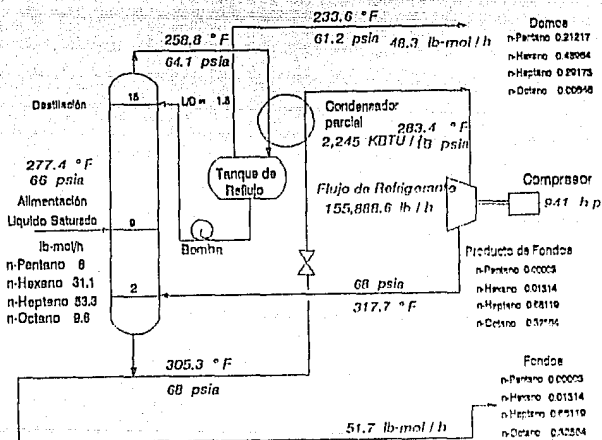


Fig. 5.15 Bomba de calor con hervidor por flash del líquido de fondo.

Estos tres esquemas básicos fueron propuestos por Null. En todos ellos se utiliza una válvula de expansión y un compresor para modificar las temperaturas de condensación y/o ebullición, de forma que el calor liberado en el condensador pueda utilizarse para suministrar el calor que se requiere en el hervidor. Aunque no se muestre en las últimas tres Figuras, cuando los servicios del condensador y el hervidor no se igualan puede necesitarse condensadores o hervidores auxiliares.

CAPITULO VI

RESULTADOS Y CONCLUSIONES

DESCRIPCION DE LOS PROBLEMAS DE SEPARACION PLANTEADOS

COLUMNA DE DOS COMPONENTES.(PROPANO-PROPILENO).

En este problema se hace el diseño termodinámico de la columna que separa una mezcla del 60 % mol de propileno en propano, en condiciones de líquido saturado a una presión de 114 psia y una temperatura de 52 °F, en dos productos que contienen 99 % en mol de propileno y 95 % mol de propano, que son los productos de domos y fondos respectivamente. Los productos se deben de encontrar a temperatura y presión ambiente.

La cantidad que se alimenta a la columna es de 600 lb mol/h, lo que implica que la cantidad alimentada de propano a la torre es de 240 lb mol/h y la de propileno de 360 lb mol/h. Para lograr la condición de líquido saturado se debió de contar con un sistema como el que se muestra en la figura 6.1 en la cual la mezcla de alimentación se comprime en dos etapas con un interenfriador. Un condensador que opera con un fluido de refrigeración, y que está precedido de un postenfriador que opera con agua, genera una alimentación de líquido saturado para la operación de destilación.

Las características de la columna son las siguientes :

Número de etapas en equilibrio necesarias para realizar la separación : 116 (sin incluir condensador)

Etapas de alimentación : 37

Reflujo de operación : 8.76

Tipo de condensador : Parcial (etapas en equilibrio)

Presión de operación de la columna :

Domos : 112 psia

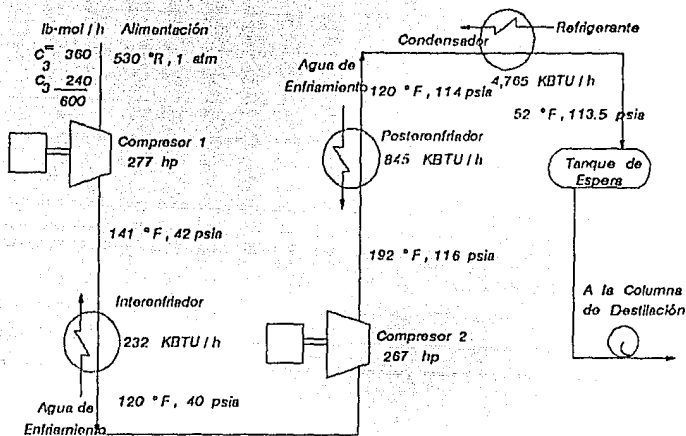
Alimentación : 114 psia

Fondos : 116 psia

Flujo de Destilado (D) : 351 lb mol/h

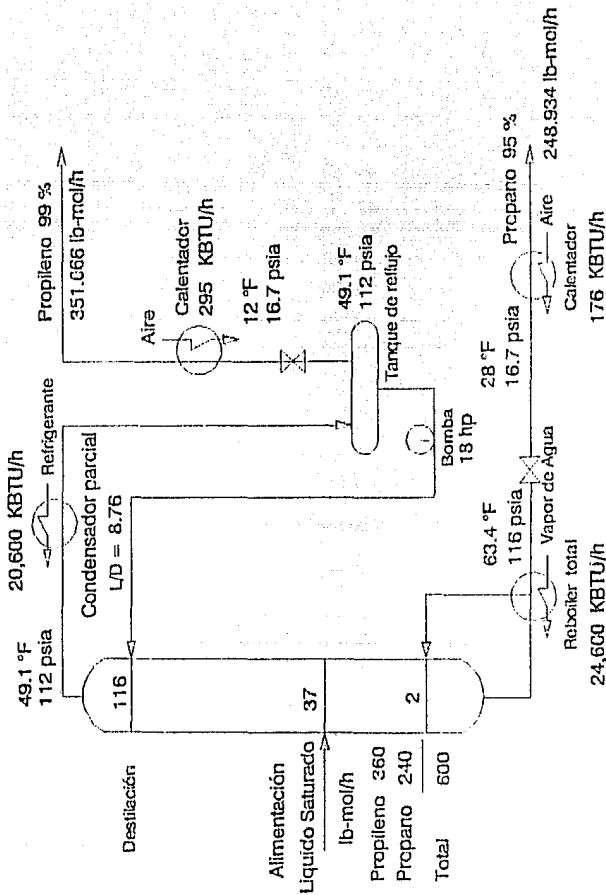
Flujo de Fondos (B) : 249 lb mol/h

El diseño de la columna se realizó mediante el método de Wang & Henke (método de punto de burbuja) y se realizó la comparación de los resultados con el diseño mostrado en la figura 17.8 del libro de Henley y Seader (Operaciones de Separación de Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química, Ed. Ediciones Repla S.A.) y con



Sistema de alimentación para separación de Propano-Propileno por destilación a 100 psia

los resultados arrojados por el simulador de procesos MICROCHESS, con el fin de verificar y cotejar los resultados obtenidos por el programa de cómputo implementado en el presente trabajo.



Destilación convencional a baja temperatura para la separación del sistema propano-propileno.

EFICIENCIA TERMODINAMICA Y COSTOS DIARIOS DE OPERACION PARA
LA SEPARACION DE PROPILENO-PROPANO A BAJA TEMPERATURA

	CONVENCIONAL	BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE EXTERNO	BOMBA DE CALOR CON COMPRESION DE VAPOR DE DOMOS	BOMBA DE CALOR CON FLUIDO DE TRABAJO PROVENIENTE DE FONDOS
EFICIENCIA TERMODINAMICA	5.14	6.49	7.94	12.89
COSTO , \$ / Dfa				
Vapor de Agua (17.2 psia)	9,441,231.05	.00	.00	.00
Agua de Enfriamiento	288,527.03	288,527.03	288,527.03	288,527.03
Electricidad	2,259,159.39	10,819,599.74	9,248,283.45	6,566,633.99
T O T A L	11,988,917.47	11,108,120.78	9,536,810.48	6,955,161.02

NOTAS.-

1. Los Costos de Producción de los Servicios son los costos que se tienen en la Refinería de Tula Hidalgo (Julio de 1992)

		Costo Equivalente \$ / 10 ^ 6 BTU
Vapor de Agua	\$ 45,314.9 / TON	\$ 20,551/1000 lb
Agua de Enfriamiento	\$ 2.837 / ft ^ 3	\$ 457.3/1000 gal
Electricidad	\$ 298.6 /k W-hr	\$ 298.6 /k W-hr
		21,321.66
		2,743.80
		87,501.52

2. La Jornada de Trabajo se fijó en 18 hrs.

DESCRIPCION DE LOS PROCESOS DE SEPARACION PLANTEADOS

COLUMNA DE TRES COMPONENTES (PROPANO, N-BUTANO Y N-PENTANO).

En este sistema de destilación se procedió a realizar la separación de una mezcla de tres componentes constituidos por : Propano, n-Butano y n-Pentano. La alimentación de ésta mezcla se encuentra a una temperatura de 239.9°F y una presión de 143 psia la condición térmica de la alimentación es la de líquido saturado y el flujo que se maneja es de 100 lb mol/h. las composiciones son de 30 % mol de propano, 30 % mol de n-butano y 40 % mol de n-pentano.

El porcentaje de recuperación del clave ligero (n-butano) que se desea es del 99.8 % mol.

El diseño preliminar se realizó mediante el método FUG el cual proporciona los datos necesarios para aplicar posteriormente el método de Wang & Henke, con el cual se obtuvo el diseño de la columna.

Las características de la columna son :

Número de etapas en equilibrio necesarias para realizar la separación : 15 (sin incluir el condensador)

Etapas de alimentación : 6

Reflujo de operación : 4.8

Tipo de condensador : Total (no es etapa en equilibrio)

Presión de operación de la columna :

Domos : 140 psia

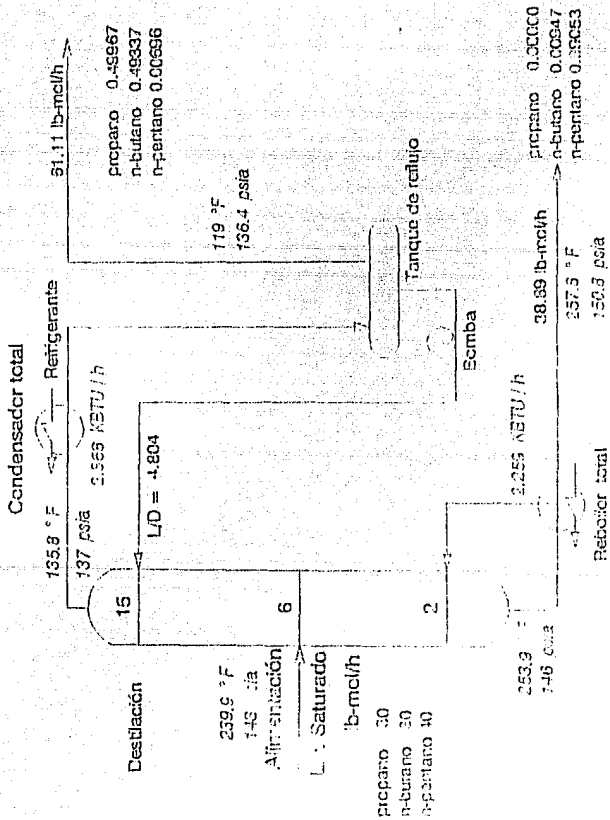
Alimentación : 143 psia

Fondos : 146 psia

Flujos de Destilado (D) : 61.11 lb mol/h

Flujo de los Fondos (B) : 38.89 lb mol/h

De igual manera que el ejemplo anterior los resultados de diseño obtenidos por el programa de cómputo realizado se cotejaron con los resultados que arrojó el simulador de procesos MICROCHESS.



Columna de destilación para el sistema propano, n-butano y n-pentano.

Respuestas de la simulación para la columna de destilación.
Método de Wang & Henke.

Número de componentes de la mezcla : 3

propano
n-butano
n-pentano

Número de platos : 16

Las presiones especificadas para cada plato son :

Plato 1	P =	9.40
Plato 2	P =	9.45
Plato 3	P =	9.49
Plato 4	P =	9.54
Plato 5	P =	9.59
Plato 6	P =	9.64
Plato 7	P =	9.69
Plato 8	P =	9.73
Plato 9	P =	9.78
Plato 10	P =	9.83
Plato 11	P =	9.88
Plato 12	P =	9.93
Plato 13	P =	9.97
Plato 14	P =	10.02
Plato 15	P =	10.07
Plato 16	P =	10.41

Las temperaturas, flujos de líquido y vapor para cada plato son :

Plato 1	T =	317.55	L =	293.572	V =	0.000
Plato 2	T =	330.80	L =	298.077	V =	354.682
Plato 3	T =	340.20	L =	306.312	V =	359.187
Plato 4	T =	346.70	L =	304.598	V =	367.422
Plato 5	T =	352.50	L =	294.162	V =	365.708
Plato 6	T =	358.80	L =	316.132	V =	355.272
Plato 7	T =	365.85	L =	325.848	V =	277.242
Plato 8	T =	372.40	L =	334.752	V =	286.958
Plato 9	T =	378.70	L =	347.012	V =	295.862
Plato 10	T =	384.25	L =	363.108	V =	308.122
Plato 11	T =	388.65	L =	381.553	V =	324.218
Plato 12	T =	391.80	L =	398.061	V =	342.663
Plato 13	T =	394.00	L =	410.287	V =	359.171
Plato 14	T =	395.50	L =	420.229	V =	371.397
Plato 15	T =	396.45	L =	411.699	V =	381.339
Plato 16	T =	398.60	L =	38.890	V =	372.809

Las composiciones de líquido y de vapor, y Kij por plato son :

x1, 1 =	0.49967	y1, 1 =	0.73641	k1, 1 =	1.47297
x2, 1 =	0.49337	y2, 1 =	0.26221	k2, 1 =	0.53116
x3, 1 =	0.00696	y3, 1 =	0.00138	k3, 1 =	0.19831

x1, 2 = 0.27435	y1, 2 = 0.49962	k1, 2 = 1.82199
x2, 2 = 0.70093	y2, 2 = 0.49342	k2, 2 = 0.70430
x3, 2 = 0.02472	y3, 2 = 0.00696	k3, 2 = 0.28172
x1, 3 = 0.15009	y1, 3 = 0.31257	k1, 3 = 2.08208
x2, 3 = 0.78856	y2, 3 = 0.66571	k2, 3 = 0.84404
x3, 3 = 0.06135	y3, 3 = 0.02171	k3, 3 = 0.35384
x1, 4 = 0.09177	y1, 4 = 0.20802	k1, 4 = 2.26590
x2, 4 = 0.78041	y2, 4 = 0.73962	k2, 4 = 0.94735
x3, 4 = 0.12782	y3, 4 = 0.05236	k3, 4 = 0.40944
x1, 5 = 0.06550	y1, 5 = 0.15950	k1, 5 = 2.43441
x2, 5 = 0.70156	y2, 5 = 0.73268	k2, 5 = 1.04400
x3, 5 = 0.23294	y3, 5 = 0.10782	k3, 5 = 0.46271
x1, 6 = 0.05316	y1, 6 = 0.13947	k1, 6 = 2.62259
x2, 6 = 0.57654	y2, 6 = 0.66597	k2, 6 = 1.15455
x3, 6 = 0.37030	y3, 6 = 0.19456	k3, 6 = 0.52515
x1, 7 = 0.02147	y1, 7 = 0.06076	k1, 7 = 2.82844
x2, 7 = 0.51286	y2, 7 = 0.65882	k2, 7 = 1.28402
x3, 7 = 0.46566	y3, 7 = 0.28042	k3, 7 = 0.60191
x1, 8 = 0.00808	y1, 8 = 0.02442	k1, 8 = 3.01999
x2, 8 = 0.41348	y2, 8 = 0.58298	k2, 8 = 1.40860
x3, 8 = 0.57844	y3, 8 = 0.39260	k3, 8 = 0.67808
x1, 9 = 0.00285	y1, 9 = 0.00914	k1, 9 = 3.20167
x2, 9 = 0.30512	y2, 9 = 0.46757	k2, 9 = 1.53157
x3, 9 = 0.69203	y3, 9 = 0.52329	k3, 9 = 0.75575
x1,10 = 0.00096	y1,10 = 0.00321	k1,10 = 3.35598
x2,10 = 0.20882	y2,10 = 0.34281	k2,10 = 1.64103
x3,10 = 0.79022	y3,10 = 0.65398	k3,10 = 0.82731
x1,11 = 0.00031	y1,11 = 0.00107	k1,11 = 3.47112
x2,11 = 0.13479	y2,11 = 0.23285	k2,11 = 1.72699
x3,11 = 0.86490	y3,11 = 0.76608	k3,11 = 0.88547
x1,12 = 0.00010	y1,12 = 0.00034	k1,12 = 3.54622
x2,12 = 0.08336	y2,12 = 0.14906	k2,12 = 1.78646
x3,12 = 0.91655	y3,12 = 0.85060	k3,12 = 0.92714
x1,13 = 0.00003	y1,13 = 0.00011	k1,13 = 3.59216
x2,13 = 0.05000	y2,13 = 0.09136	k2,13 = 1.82561
x3,13 = 0.94997	y3,13 = 0.90853	k3,13 = 0.95559
x1,14 = 0.00001	y1,14 = 0.00003	k1,14 = 3.61748
x2,14 = 0.02932	y2,14 = 0.05425	k2,14 = 1.84978
x3,14 = 0.97067	y3,14 = 0.94572	k3,14 = 0.97402
x1,15 = 0.00000	y1,15 = 0.00001	k1,15 = 3.62710
x2,15 = 0.01682	y2,15 = 0.03134	k2,15 = 1.86223
x3,15 = 0.98318	y3,15 = 0.96865	k3,15 = 0.98444
x1,16 = 0.00000	y1,16 = 0.00000	k1,16 = 3.57310
x2,16 = 0.00947	y2,16 = 0.01758	k2,16 = 1.85552
x3,16 = 0.99053	y3,16 = 0.98242	k3,16 = 0.99172

Las entalpias y entropías por cada plato son :

Plato 1	Hvap = 3219.53	hliq = 2231.61
	Svap = -7.46	Sliq = -5.13
Plato 2	Hvap = 3849.73	hliq = 2873.74
	Svap = -1.35	Sliq = 0.51
Plato 3	Hvap = 4361.39	hliq = 3327.80
	Svap = 3.24	Sliq = 2.92
Plato 4	Hvap = 4706.81	hliq = 3639.86
	Svap = 5.20	Sliq = 2.72

Plato 5	Hvap = 4974.96	hliq = 3918.19
	Svap = 4.95	Sliq = 0.59
Plato 6	Hvap = 5243.39	hliq = 4225.23
	Svap = 3.05	Sliq = -2.63
Plato 7	Hvap = 5641.60	hliq = 4578.58
	Svap = 2.75	Sliq = -4.62
Plato 8	Hvap = 5991.10	hliq = 4912.83
	Svap = 0.55	Sliq = -7.42
Plato 9	Hvap = 6326.69	hliq = 5239.91
	Svap = -2.78	Sliq = -10.50
Plato 10	Hvap = 6634.70	hliq = 5533.52
	Svap = -6.39	Sliq = -13.27
Plato 11	Hvap = 6890.39	hliq = 5769.67
	Svap = -9.59	Sliq = -15.42
Plato 12	Hvap = 7080.56	hliq = 5940.67
	Svap = -12.03	Sliq = -16.92
Plato 13	Hvap = 7214.11	hliq = 6059.62
	Svap = -13.73	Sliq = -17.91
Plato 14	Hvap = 7303.67	hliq = 6139.78
	Svap = -14.83	Sliq = -18.52
Plato 15	Hvap = 7359.78	hliq = 6190.39
	Svap = -15.51	Sliq = -18.90
Plato 16	Hvap = 7445.88	hliq = 6288.22
	Svap = -16.02	Sliq = -19.17

Las exergias por corriente y por plato son :

Plato 1	Ex vap = 5441.40	Ex liq = 3759.82
Plato 2	Ex vap = 4252.06	Ex liq = 2720.50
Plato 3	Ex vap = 3395.25	Ex liq = 2458.92
Plato 4	Ex vap = 3157.50	Ex liq = 2829.98
Plato 5	Ex vap = 3498.97	Ex liq = 3742.74
Plato 6	Ex vap = 4334.45	Ex liq = 5067.89
Plato 7	Ex vap = 4820.76	Ex liq = 5956.61
Plato 8	Ex vap = 5827.82	Ex liq = 7125.35
Plato 9	Ex vap = 7155.79	Ex liq = 8370.25
Plato 10	Ex vap = 8539.35	Ex liq = 9488.07
Plato 11	Ex vap = 9747.29	Ex liq = 10364.32
Plato 12	Ex vap = 10666.58	Ex liq = 10983.56
Plato 13	Ex vap = 11305.18	Ex liq = 11395.92
Plato 14	Ex vap = 11722.12	Ex liq = 11659.91
Plato 15	Ex vap = 11981.96	Ex liq = 11822.26
Plato 16	Ex vap = 12220.86	Ex liq = 12002.01

Carga en el condensador : 2,868,000 BTU / Hora

Carga en el rehervidor : -2,259,000 BTU / Hora

EFICIENCIA TERMODINAMICA Y COSTOS DIARIOS DE OPERACION PARA
LA SEPARACION PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO

	CONVENCIONAL	BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE EXTERNO	BOMBA DE CALOR CON COMPRESION DE VAPOR DE ODMOS	BOMBA DE CALOR CON FLUIDO DE TRABAJO PROVENIENTE DE FONDOS
EFICIENCIA TERMODINAMICA	18.70	36.98	77.89	11.16
COSTO , \$ / Día				
Vapor de Agua (17.2 psia)	866,981.34	.00	.00	.00
Agua de Enfriamiento	141,645.93	.00	.00	.00
Electricidad	.00	396,836.02	188,396.90	1,314,769.84
T O T A L	1,008,627.27	396,836.02	188,396.90	1,314,769.84

NOTAS.-

- Los Costos de Producción de los Servicios son los costos que se tienen en la Refinería de Tula Hidalgo (Julio de 1932)

			Costo Equivalente \$ / 10 ^ 6 BTU
Vapor de Agua	\$ 45,314.9 / TON	\$ 20,551/1000 lb	21,321.66
Agua de Enfriamiento	\$ 2.837 / ft ^ 3	\$ 457.3/1000 gal	2,743.80
Electricidad	\$ 298.6 /k W-hr	\$ 298.6 /k W-hr	87,501.52

- La Jornada de Trabajo se fijó en 18 hrs.

DESCRIPCION DE LOS PROCESOS DE SEPARACION PLANTEADOS

COLUMNA DE CUATRO COMPONENTES (N-PENTANO, N-HEXANO, N-HEPTANO Y N-OCTANO).

En este ejemplo se diseño una columna para separar una mezcla de cuatro componentes constituida por n-pentano, n-hexano, n-heptano y n-octano con un flujo de alimentación de 6 lb mol/h de n-pentano, 31.1 lb mol/h de n-hexano, 53.3 lb mol/h de n-heptano y 9.6 lb mol/h de n-octano, con un flujo de alimentación total de 100 lb mol/h cuya condición térmica es la de líquido saturado a una temperatura de 277.4 °F y una presión de 66 psia.

El porcentaje de recuperación del clave ligero (n-hexano) que se desea para el sistema es del 76 % mol.

Al igual que el ejemplo anterior se realizó un diseño preliminar mediante el método FUG para obtener los datos necesarios para realizar el diseño de la columna mediante el método de Wang & Henke (punto de burbuja)

Las características principales de la columna son :

Número de Etapas : 15

Etapa de Alimentación : 9

Reflujo de Operación : 1.5

Tipo de Condensador : Total (no es etapa de equilibrio)

Presión de Operación :

Domos : 64.1 psia

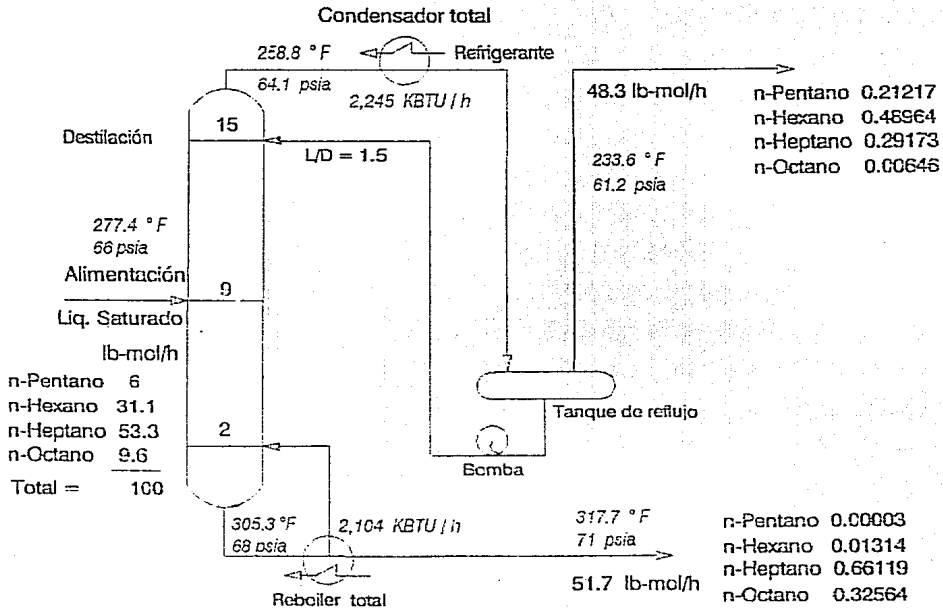
Alimentación : 66 psia

Fondos : 68 psia

Flujo de Destilado (D) : 48.3 lb mol/h

Flujo de Fondos (F) : 51.7 lb mol/h

De igual forma que en los ejemplos anteriores se procedió a comparar resultados entre el programa de cómputo realizado y el simulador de procesos MICROCHESS.



Respuestas de la simulación para la columna de destilación.
Método de Wang & Henke.

Número de componentes de la mezcla : 4

- n-PENTANO
- n-HEXANO
- n-HEPTANO
- n-OCTANO

Número de platos : 16

Las presiones especificadas para cada plato son :

Plato 1	P =	4.22
Plato 2	P =	4.42
Plato 3	P =	4.44
Plato 4	P =	4.46
Plato 5	P =	4.48
Plato 6	P =	4.50
Plato 7	P =	4.52
Plato 8	P =	4.55
Plato 9	P =	4.57
Plato 10	P =	4.59
Plato 11	P =	4.61
Plato 12	P =	4.63
Plato 13	P =	4.65
Plato 14	P =	4.67
Plato 15	P =	4.69
Plato 16	P =	4.90

Las temperaturas, flujos de líquido y vapor para cada plato son :

Plato 1	T =	385.15	L =	24.150	V =	0.000
Plato 2	T =	399.15	L =	24.293	V =	72.450
Plato 3	T =	403.35	L =	23.298	V =	72.593
Plato 4	T =	404.85	L =	23.576	V =	71.593
Plato 5	T =	405.60	L =	25.170	V =	71.876
Plato 6	T =	406.50	L =	27.968	V =	73.470
Plato 7	T =	407.65	L =	32.216	V =	76.268
Plato 8	T =	409.50	L =	129.234	V =	80.516
Plato 9	T =	411.60	L =	132.976	V =	77.534
Plato 10	T =	413.40	L =	137.615	V =	81.276
Plato 11	T =	415.05	L =	141.771	V =	85.915
Plato 12	T =	416.80	L =	145.362	V =	90.071
Plato 13	T =	418.30	L =	148.662	V =	93.662
Plato 14	T =	421.40	L =	151.399	V =	96.962
Plato 15	T =	425.00	L =	149.438	V =	99.699
Plato 16	T =	431.90	L =	51.700	V =	97.733

Las composiciones de líquido y de vapor, y Kii por plato son :

x1, 1 =	0.31310	y1, 1 =	0.52411	k1, 1 =	1.67320
x2, 1 =	0.50799	y2, 1 =	0.40659	k2, 1 =	0.80004
x3, 1 =	0.17341	y3, 1 =	0.06827	k3, 1 =	0.39323

**TESIS CON
FALLA LE ORIGEN**

x4, 1 =	0.00551	y4, 1 =	0.00108	k4, 1 =	0.19576
x1, 2 =	0.15516	y1, 2 =	0.31472	k1, 2 =	2.02641
x2, 2 =	0.49812	y2, 2 =	0.50760	k2, 2 =	1.01804
x3, 2 =	0.32595	y3, 2 =	0.17224	k3, 2 =	0.52629
x4, 2 =	0.01977	y4, 2 =	0.00544	k4, 2 =	0.27475
x1, 3 =	0.12222	y1, 3 =	0.26353	k1, 3 =	2.15436
x2, 3 =	0.45961	y2, 3 =	0.50470	k2, 3 =	1.09710
x3, 3 =	0.38529	y3, 3 =	0.22176	k3, 3 =	0.57506
x4, 3 =	0.03288	y4, 3 =	0.01001	k4, 3 =	0.30414
x1, 4 =	0.11659	y1, 4 =	0.25601	k1, 4 =	2.19534
x2, 4 =	0.43870	y2, 4 =	0.49294	k2, 4 =	1.12338
x3, 4 =	0.40086	y3, 4 =	0.23726	k3, 4 =	0.59172
x4, 4 =	0.04385	y4, 4 =	0.01379	k4, 4 =	0.31441
x1, 5 =	0.11505	y1, 5 =	0.25469	k1, 5 =	2.21149
x2, 5 =	0.42848	y2, 5 =	0.48658	k2, 5 =	1.13445
x3, 5 =	0.40298	y3, 5 =	0.24165	k3, 5 =	0.59905
x4, 5 =	0.05348	y4, 5 =	0.01708	k4, 5 =	0.31907
x1, 6 =	0.11250	y1, 6 =	0.25118	k1, 6 =	2.23259
x2, 6 =	0.41999	y2, 6 =	0.48244	k2, 6 =	1.14866
x3, 6 =	0.40383	y3, 6 =	0.24569	k3, 6 =	0.60838
x4, 6 =	0.06368	y4, 6 =	0.02069	k4, 6 =	0.32495
x1, 7 =	0.10787	y1, 7 =	0.24416	k1, 7 =	2.26212
x2, 7 =	0.40844	y2, 7 =	0.47742	k2, 7 =	1.16816
x3, 7 =	0.40685	y3, 7 =	0.25282	k3, 7 =	0.62103
x4, 7 =	0.07685	y4, 7 =	0.02560	k4, 7 =	0.33289
x1, 8 =	0.10060	y1, 8 =	0.23258	k1, 8 =	2.31071
x2, 8 =	0.39068	y2, 8 =	0.46921	k2, 8 =	1.20032
x3, 8 =	0.41227	y3, 8 =	0.26481	k3, 8 =	0.64196
x4, 8 =	0.09645	y4, 8 =	0.03340	k4, 8 =	0.34607
x1, 9 =	0.07113	y1, 9 =	0.16877	k1, 9 =	2.37101
x2, 9 =	0.41780	y2, 9 =	0.51856	k2, 9 =	1.24032
x3, 9 =	0.41619	y3, 9 =	0.27825	k3, 9 =	0.66812
x4, 9 =	0.09488	y4, 9 =	0.03443	k4, 9 =	0.36259
x1,10 =	0.04808	y1,10 =	0.11651	k1,10 =	2.42161
x2,10 =	0.43638	y2,10 =	0.55646	k2,10 =	1.27437
x3,10 =	0.42234	y3,10 =	0.29188	k3,10 =	0.69066
x4,10 =	0.09319	y4,10 =	0.03515	k4,10 =	0.37696
x1,11 =	0.03104	y1,11 =	0.07666	k1,11 =	2.46757
x2,11 =	0.44235	y2,11 =	0.57802	k2,11 =	1.30556
x3,11 =	0.43435	y3,11 =	0.30928	k3,11 =	0.71144
x4,11 =	0.09226	y4,11 =	0.03604	k4,11 =	0.39030
x1,12 =	0.01917	y1,12 =	0.04827	k1,12 =	2.51748
x2,12 =	0.43314	y2,12 =	0.58019	k2,12 =	1.33934
x3,12 =	0.45508	y3,12 =	0.33405	k3,12 =	0.73395
x4,12 =	0.09260	y4,12 =	0.03749	k4,12 =	0.40479
x1,13 =	0.01129	y1,13 =	0.02908	k1,13 =	2.57665
x2,13 =	0.40605	y2,13 =	0.56010	k2,13 =	1.37921
x3,13 =	0.48716	y3,13 =	0.37052	k3,13 =	0.76048
x4,13 =	0.09551	y4,13 =	0.04030	k4,13 =	0.42188
x1,14 =	0.00624	y1,14 =	0.01660	k1,14 =	2.65756
x2,14 =	0.35833	y2,14 =	0.51385	k2,14 =	1.43348
x3,14 =	0.53071	y3,14 =	0.42291	k3,14 =	0.79657
x4,14 =	0.10472	y4,14 =	0.04664	k4,14 =	0.44517
x1,15 =	0.00316	y1,15 =	0.00877	k1,15 =	2.77512
x2,15 =	0.28937	y2,15 =	0.43794	k2,15 =	1.51243
x3,15 =	0.57796	y3,15 =	0.49117	k3,15 =	0.84926
x4,15 =	0.12951	y4,15 =	0.06212	k4,15 =	0.47935
x1,16 =	0.00140	y1,16 =	0.00408	k1,16 =	2.90639

x2,16 = 0.20606	y2,16 = 0.33348	k2,16 = 1.61770
x3,16 = 0.60644	y3,16 = 0.56295	k3,16 = 0.92787
x4,16 = 0.18609	y4,16 = 0.09949	k4,16 = 0.53438

Las entalpías y entropías por cada plato son :

Plato 1	Hvap = 7784.68	hliq = 6627.02
	Svap = -15.62	Sliq = -20.07
Plato 2	Hvap = 8718.15	hliq = 7621.42
	Svap = -16.87	Sliq = -21.07
Plato 3	Hvap = 9014.77	hliq = 7939.56
	Svap = -17.25	Sliq = -21.37
Plato 4	Hvap = 9109.53	hliq = 8056.87
	Svap = -17.37	Sliq = -21.46
Plato 5	Hvap = 9154.25	hliq = 8119.70
	Svap = -17.42	Sliq = -21.49
Plato 6	Hvap = 9209.47	hliq = 8192.43
	Svap = -17.47	Sliq = -21.52
Plato 7	Hvap = 9286.24	hliq = 8289.20
	Svap = -17.56	Sliq = -21.57
Plato 8	Hvap = 9411.19	hliq = 8442.65
	Svap = -17.69	Sliq = -21.66
Plato 9	Hvap = 9612.80	hliq = 8593.97
	Svap = -17.97	Sliq = -21.81
Plato 10	Hvap = 9784.84	hliq = 8722.51
	Svap = -18.20	Sliq = -21.94
Plato 11	Hvap = 9935.58	hliq = 8840.65
	Svap = -18.41	Sliq = -22.07
Plato 12	Hvap = 10081.09	hliq = 8965.89
	Svap = -18.61	Sliq = -22.20
Plato 13	Hvap = 10236.79	hliq = 9112.94
	Svap = -18.83	Sliq = -22.35
Plato 14	Hvap = 10431.97	hliq = 9312.08
	Svap = -19.10	Sliq = -22.54
Plato 15	Hvap = 10704.68	hliq = 9605.52
	Svap = -19.44	Sliq = -22.77
Plato 16	Hvap = 11193.15	hliq = 10153.81
	Svap = -20.00	Sliq = -23.12

Las exergías por corriente y por plato son :

Plato 1	Ex vap = 12439.47	Ex liq = 12607.06
Plato 2	Ex vap = 13744.98	Ex liq = 13900.88
Plato 3	Ex vap = 14156.09	Ex liq = 14303.45
Plato 4	Ex vap = 14284.80	Ex liq = 14451.34
Plato 5	Ex vap = 14344.09	Ex liq = 14522.88
Plato 6	Ex vap = 14416.74	Ex liq = 14606.24
Plato 7	Ex vap = 14518.53	Ex liq = 14718.05
Plato 8	Ex vap = 14684.19	Ex liq = 14896.71
Plato 9	Ex vap = 14966.88	Ex liq = 15093.32
Plato 10	Ex vap = 15208.86	Ex liq = 15261.15
Plato 11	Ex vap = 15421.78	Ex liq = 15416.06
Plato 12	Ex vap = 15627.46	Ex liq = 15580.60
Plato 13	Ex vap = 15848.09	Ex liq = 15773.05
Plato 14	Ex vap = 16122.39	Ex liq = 16028.67
Plato 15	Ex vap = 16496.50	Ex liq = 16390.88
Plato 16	Ex vap = 17154.45	Ex liq = 17042.93

Carga en el condensador : 2,245,000 BTU / Hora
 Carga en el reservidor : -2,104,000 BTU / Hora

EFICIENCIA TERMODINAMICA Y COSTOS DIARIOS DE OPERACION PARA
LA SEPARACION n-PENTANO, n-HEXANO, n-HEPTANO Y n-OCTANO

EFICIENCIA TERMODINAMICA	5.37	61.25	4.65	1.04
COSTO , \$ / Día				
Vapor de Agua (17.2 psia)	861,608.28	.00	.00	.00
Agua de Enfriamiento	103,913.19	.00	.00	.00
Electricidad	.00	64,135.11	809,705.82	3,771,946.40
T O T A L	965,521.47	64,135.11	809,705.82	3,771,946.40

CONVENCIONAL REFRIGERANTE EXTERNO
BOMBA DE CALOR CON BOMBA DE CALOR
DE VAPOR DE COMPRENSION CON FLUIDO DE
DOMOS TRABAJO PROVENIENTE DE
FONDOS

NOTAS.-

1. Los Costos de Producción de los Servicios son los costos que se tienen en la Refinería de Tula Hidalgo (Julio de 1992)

Costo Equivalente
\$ / 10 ^ 6 BTU

Vapor de Agua	\$ 45,314.9 / TON	\$ 20,551/1000 lb	21,321.66
Agua de Enfriamiento	\$ 2.837 / ft ^ 3	\$ 457.3/1000 gal	2,743.80
Electricidad	\$ 298.6 /k W-hr	\$ 298.6 /k W-hr	87,501.52

2. La Jornada de Trabajo se fijó en 18 hrs.

CONCLUSIONES

En paginas anteriores se determinó que uno de los objetivos primordiales para la industria es el ahorrar lo más posible la energía, ya que el costo de producción de esta se eleva cada día más, y en gran parte se debe a que los combustibles utilizados para la producción de la energía son cada vez más escasos. También se determinó que la destilación es una de las operaciones que mayor consumo de energía tiene y dado que es una de las técnicas de separación de mezclas más utilizada, resulta por lo tanto de interés determinar las necesidades teóricas mínimas de energía que requiere una columna para realizar una separación y tratar así de encontrar un proceso práctico que se acerque a este limite o que minimice el empleo de formas de energía costosas. Para alcanzar el primer objetivo se emplea el análisis termodinámico, cuya meta es la de determinar con cuanta eficiencia se emplea o se produce la energía y mostrar cuantitativamente el efecto de las ineficiencias en cada etapa del proceso.

El conseguir el segundo objetivo representa un reto importante, si bien se han desarrollado varios esquemas de interés estos es un inicio no gozaban de gran éxito ya que su instalación representaba un costo relativamente alto que muchos industriales no deseaban realizar. Pero debido a los costos de energía, estos esquemas cada día tienen mas aceptación debido a que se ha demostrado que reducen considerablemente los costos de operación lo que implica que a un periodo a mediano plazo estos sistemas se vuelven rentables.

Así mismo, tenemos que existen muchas formas para reducir u optimizar el consumo de la energía en las columnas, estas van desde la implementación de un buen sistema aislante, localización correcta la alimentación, hasta esquemas complejos como la destilación multiefecto, la destilación con integración de calor o la destilación SRV (vistas en el capítulo IV), también existen otros esquemas no tan complejos, pero que tienen altos rendimientos como son las bombas de calor.

En base a lo descrito en los capítulos anteriores se pudo establecer que las bombas de calor son una de las alternativas más

TESIS CON
FALSA DE ORIGEN

completas para ahorrar energía. Entre las ventajas que presenta este sistema se tiene que su instalación no necesita inversiones demasiado elevadas. Pueden utilizarse en 3 diferentes arreglos, los cuales presentarán determinadas ventajas dependiendo la naturaleza del fluido de trabajo y tal vez la mayor ventaja es que ahorra considerables cantidades de energía.

De acuerdo con esto y los datos obtenidos por los tres ejemplos realizados se tiene que, para que un sistema de bombas de calor funcione satisfactoriamente, esto es, que presenten un alto grado de ahorro energético deben de cuidarse los siguientes aspectos.

1.- Elección del fluido de Trabajo.

Este parametro es de vital importancia ya que si no es elegido correctamente provoca que la potencia del compresor (de la bomba de calor) se incremente considerablemente lo cual repercute en un mayor suministro de trabajo externo al sistema provocando que la eficiencia termodinámica del sistema se vea reducida y que los costos de operación y de equipo serán mayores que los que se obtendrían si se eligiera correctamente. Otra de las razones por las cuales se debe de contemplar este parametro, es que si se selecciona un fluido de trabajo (refrigerante) con alto grado de peligrosidad tanto toxicológico como corrosivo el tipo de material que se utilice para construir la bomba de calor tendrá que ser de características especiales, provocando así que los costos se incrementen.

2.- Elección del esquema de bomba de calor a utilizar.

Este estará determinado por las características del flujo de trabajo, ya que si observamos la potencia de los compresores de los ejemplos anteriores, tenemos que las potencias más bajas se mostraron cuando se utilizó el propano como fluido de trabajo, ya que este es un buen refrigerante que no necesita de grandes cantidades de trabajo para poder comprimirlo como sucede con el propileno en la columna de dos componentes, si bien, el propileno tiene un valor de efecto refrigerante alto, tiene que suministrarse una cantidad de trabajo

TESIS CON
FALLA LE CR.GEN

considerablemente alta, es por esta razón que en esta columna cuando se utiliza la bomba de calor con refrigerante interno proveniente de domos, se tiene la potencia de compresor más elevada lo cual provoca como se dijo ya anteriormente que disminuye la eficiencia termodinámica del ciclo. En las otras columnas ocurre lo contrario, es decir, aunque los productos de domos son fáciles de comprimir implicaría una potencia baja del compresor pero como estos presentan una mayor cantidad del fluido de trabajo provocando que la potencia del compresor se vea elevada.

En resumen tenemos que cuando el fluido tiene un alto valor de efecto refrigerante y tiene un alto valor de compresibilidad propiciará que la potencia del compresor sea baja y las dimensiones del demás equipo también disminuyan, así que se tendrá un bajo costo de operación y de instalación del sistema.

Si el fluido que posee estas características es un fluido ajeno al sistema entonces convendrá utilizar el esquema 1 de la bomba de calor con refrigerante externo. Si el fluido es el que se encuentra en los domos entonces convendrá utilizar el esquema 2 de la bomba de calor con refrigerante proveniente del producto de domos. Por el contrario, si este fluido se encuentra en los fondos entonces convendrá utilizar el esquema 3.

Cabe señalar que si bien las bombas de calor aportan ahorros considerables de energía por sí solas, conviene hacer una combinación con otras técnicas para aprovechar aun más la energía. Entre las alternativas que se pueden implementar junto con las bombas de calor para las columnas de destilación se tienen:

- 1.- Ubicación correcta de la alimentación a la columna.
- 2.- Introducción de la alimentación en una condición térmica adecuada.
- 3.- Elección correcta de la presión de operación de la columna, ya que esta influye en el tipo y condición del fluido que se utilizara para aportar los requerimientos al condensador y al reboiler de la columna.
- 4.- Selección adecuada de la cantidad de producto de

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

demos reflujada a la columna. Ya que este parámetro aumenta o reduce el número de etapas necesarias para realizar la separación, provocando así cambios en la energía necesaria para la separación.

5. - Elección correcta de internos de la columna.

6. - Implementación de un buen sistema de aislamiento.

Estas son algunas de las medidas que se puedan adoptar para mejorar el ahorro de la energía, pero solamente son posibles cuando apenas se está realizando el diseño de la columna. Existen otras medidas que se pueden adoptar cuando ya se tiene construida la columna de destilación, una de ellas puede ser :

1. - La implementación de un doble ciclo en la bomba de calor como el Rankine-Ranking en la cual uno de ellos tiene un funcionamiento como bomba de calor y el otro aporta trabajo necesario para que el compresor de la bomba de calor funcione.

Finalmente a manera de conclusión se tiene que las bombas de calor forman un sistema sencillo que permite ahorrar cantidades considerables de energía, pero que no deben de trabajarse de una manera aislada sino que deben de complementarse con algunas de las medidas mencionadas anteriormente ya que esto permitirá acercar más el sistema a las condiciones ideales mostradas por el análisis termodinámico.

En los ejemplos realizados tan solo se contemplaron algunas de las opciones para mejorar el ahorro de la energía como es la ubicación de la alimentación, la condición térmica de la alimentación, el nivel de presión y de temperatura de operación con lo cual recomendamos analizarlos.

TEJIS CON
FALLA DE ORIGEN

A P E N D I C E 1

MEMORIA DE CALCULO

MEMORIA DE CALCULO PARA LA DETERMINACION DEL FLUJO DE VAPOR Y AGUA DE ENFRIAMIENTO EN EL REBOILER Y CONDENSADOR DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION

I. - AGUA DE ENFRIAMIENTO

FLUJO de A. EF. $Q_c / (C_p \cdot \text{DIF } T)$

Donde:

FLUJO de A. EF. = FLUJO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO REQUERIDA
 [=] ft^3 / h

Q_c = CARGA DEL CONDENSADOR
 [=] BTU / h

C_p = CALOR ESPECIFICO DEL AGUA (Liquida)
 [=] $624.149 \text{ BTU} / (\text{ft}^3 \cdot ^\circ \text{F})$

$\text{DIF } T$ = DIFERENCIA DE TEMPERATURA ENTRE LA ENTRADA Y LA SALIDA DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO
 [=] $^\circ \text{F}$

FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO EN EL SISTEMA DE			
DIF T	DOS COMPONENTES	TRES COMPONENTES	CUATRO COMPONENTES
4	8,250.64	1,148.68	699.16
8	4,125.32	574.34	449.58
12	2,750.21	382.89	299.72
16	2,062.66	287.17	224.79
20	1,650.13	229.74	179.83
24	1,375.11	191.45	149.86
28	1,178.66	164.10	128.45
32	1,031.33	143.59	112.39

11. - VAPOR DE AGUA A BAJA PRESION (12.7 Psia)

FLUJO de VAP. C = $Q_r / \text{INTEGRAL } (C_p \cdot \text{DIF } T)$

Donde:

FLUJO de VAPOR = FLUJO DE VAPOR DE CALENTAMIENTO
 [=] TON / h

Q_r = CARGA DEL REBOILER
 [=] BTU / h

C_p = CALOR ESPECIFICO DEL VAPOR DE AGUA
 [=] $122.267(a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4)$
 [=] BTU / (TON * °F)

a = 7.985742
 b = 0.4633191e-3
 c = 0.1402841e-5
 d = -0.6578387e-9
 e = 0.9795288e-13

DIF T = DIFERENCIA DE TEMPERATURA ENTRE LA ENTRADA Y LA SALIDA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO
 [=] ° F

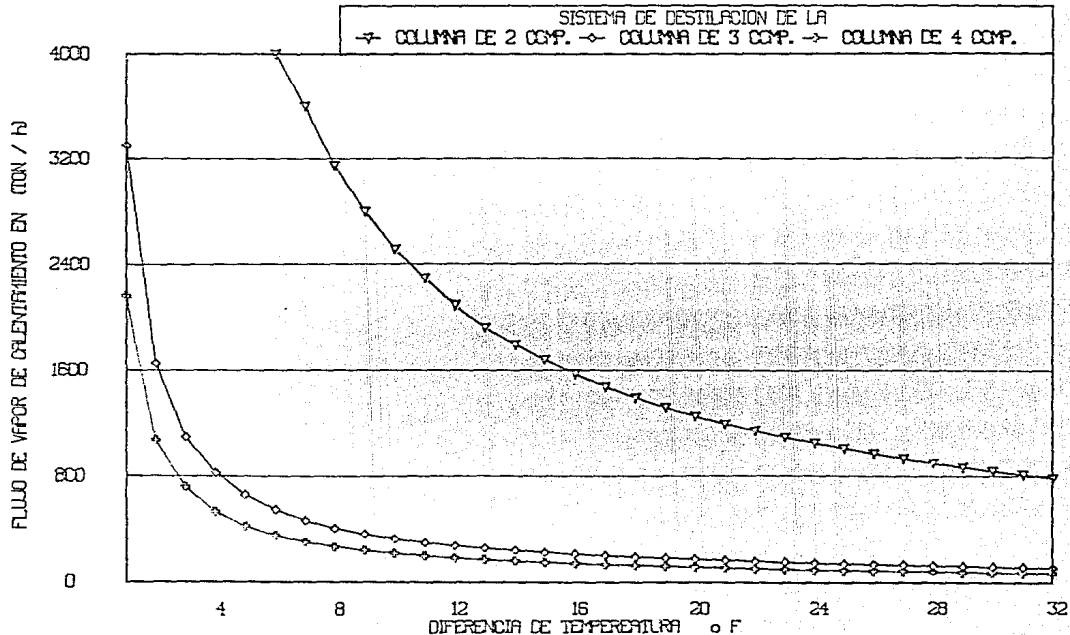
FLUJO DE VAPOR DE CALENTAMIENTO EN EL SISTEMA DE			
DIF T	DOS COMPONENTES	TRES COMPONENTES	CUATRO COMPONENTES
4	6,297.96	825.65	538.65
8	3,148.61	412.77	269.30
12	2,098.82	275.15	179.51
16	1,573.92	206.34	134.61
20	1,256.98	165.05	107.68
24	1,049.02	137.52	89.72
28	899.04	117.86	76.89
32	786.56	103.12	67.27

Donde:

- SIST. DE 2 COMP. = SIST. PROPANO-PROPILENO
- SIST. DE 3 COMP. = SIST. PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO
- SIST. DE 4 COMP. = SIST. n-PENTANO, n-HEXANO, n-HEPTANO n-OCTANO

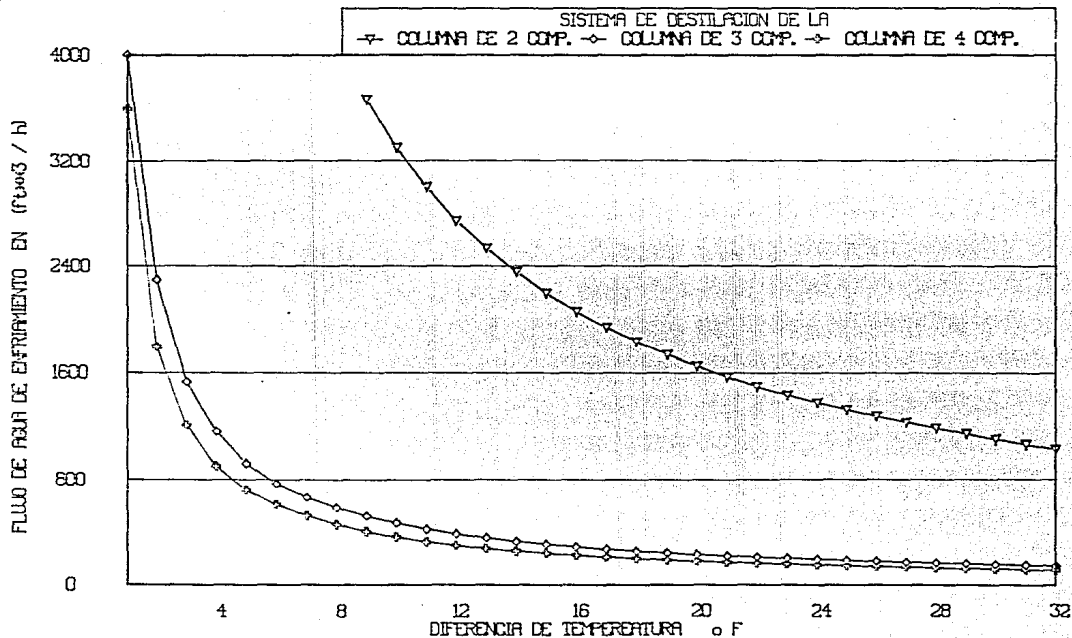
TESIS CON FALLA DE ORIGEN

FLUJO DE VAPOR DE CALENTAMIENTO CONTRA DIFERENCIA DE TEMPERATURA ENTRE LA ENTRADA Y LA SALIDA DEL REBOILER



EL 3 CCMP. = BUNA, TERCIANO, n-PENTANO Y n-HEXANO
 EL 4 CCMP. = BUNA, TERCIANO, n-HEXANO, n-HEPTANO Y n-OCTANO

FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO CONTRA DIFERENCIA DE TEMPERATURA ENTRE LA ENTRADA Y LA SALIDA DEL CONDENSADOR



COL. 2 COMP. - SIST. ACETANO-PROPIANO
 COL. 3 COMP. - SIST. ACETANO, PROPIANO Y n-PENTANO
 COL. 4 COMP. - SIST. n-PENTANO, n-HEXANO, n-HEPTANO Y n-OCTANO

MEMORIA DE CALCULO PARA EL SISTEMA DE DESTILACION

PROPILENO - PROPANO

MEMORIA DE CALCULO PARA EL ANALISIS
TERMODINAMICO

DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO - PROPILENO
COLUMNA CONVENCIONAL

ANALISIS TERMODINAMICO

1. - TRABAJO MINIMO DE SEPARACION (-W min)

Como la Temperatura y Presion de los productos son iguales a los de la alimentación. Puesto que los componentes tienen analoga estructura molecular y la presión es de 1 atm, pueden admitirse que todas las corrientes que entran y salen del proceso son disoluciones de gases ideales que siguen la Ley del gas ideal. Por tanto el Trabajo Minimo para la separación puede ser calculado por la ecuación :

$$(-W \text{ min}) = RT_0 \left(\sum_{E} m_i \left[\sum_{i,E} y_i \ln(y_i) \right] - \sum_{i,E} m_i \left[\sum_{i,E} y_i \ln(y_i) \right] \right)$$

DONDE :

T₀ : Es la temperatura de los alrededores (Temp. del Ambiente la cual se toma como 530 °R

Sustituyendo valores en la ecuación anterior se tiene:

$$\begin{aligned} (-W \text{ min}) &= (1.987) * (530) \left\{ 351 * \left[0.99 \ln(0.99) + 0.01 \ln(0.01) \right] \right. \\ &+ 249 * \left[0.05 \ln(0.05) + 0.95 \ln(0.95) \right] - 600 \left[0.60 \ln(0.60) \right. \\ &\left. \left. + 0.40 \ln(0.40) \right] \right\} \\ &= 352.500 \text{ BTU / h} \end{aligned}$$

2. - FUNCION DE DISPONIBILIDAD (Φ B)

En este caso la función de disponibilidad esta dada por la ecuación:

ya que las entradas y salidas del sistema se encuentran a la misma temperatura y forman disoluciones de gases ideales que siguen la Ley del gas ideal

3. - CONSUMO DE TRABAJO NETO (-W net)

El consumo de Trabajo Neto, se calcula a partir de la suma del Trabajo de Arbol y el Trabajo Equivalente

$$(-W_{net}) = I (1 - T_o/T_i) \cdot Q_i + \Sigma (-W_s)$$

DONDE :

A) - Trabajo de Arbol

El Trabajo de Arbol (Trabajo Externo suministrado al sistema) para el siguiente equipo es:

Compresor 1

$$(-W_s) = 277 \text{ hp } (2545 \text{ BTU / hp h }) = 704965$$

Compresor 2

$$(-W_s) = 267 \text{ hp } (2545 \text{ BTU / hp h }) = 679515$$

Bomba de Alimentación a la Columna

$$(-W_s) = 1.6 \text{ hp } (2545 \text{ BTU / hp h }) = 4072$$

Bomba de Reflujo

$$(-W_s) = 18 \text{ hp } (2545 \text{ BTU / hp h }) = 45810$$

B) - Trabajo Equivalente

El Trabajo Equivalente del Reboiler total se calcula a partir de la ecuación :

$$(-W_{eq}) = Q_r (1 - T_o/T_r)$$

Utilizando un valor de $T_r = 680 \text{ }^\circ\text{R}$ ($220 \text{ }^\circ\text{F}$ a 17.2 psia), que es la temperatura del vapor saturado. Por tanto :

$$\begin{aligned} (-W_{eq}) &= 24,600,00 \text{ BTU/h} \cdot (1 - 530/680) \\ &= 5,426,470.6 \text{ BTU / h} \end{aligned}$$

Es decir, el 22.06 % del servicio del Reboiler podria teóricamente convertirse en trabajo, mediante una máquina térmica reversible.

Los Trabajos Equivalentes de los demás cambiadores de calor son cero, debido a que T_e o T_i son iguales a T_o

Con los datos anteriores se calcula el Consumo de Trabajo Neto El cual se muestra en la siguiente Tabla

CONSUMO DE TRABAJO NETO				
Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Compresor I	277	---	---	704965
Compresor II	267	---	---	679515
Bomba de Alimentación	1.6	---	---	4072
Bomba de Reflujo	18	---	---	45810
Reboiler Total	---	24600000	22.06	5426470.6
Condensador Parcial	---	-20600000	---	0
Interenfriador	---	-232000	---	0
Posterenfriador	---	-848000	---	0
Calen. de Propano	---	176000	---	0
Calen. de Propilen	---	295000	---	0
Válvulas	0	---	---	0
Consumo de Trabajo Neto				6860832.6

NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado Por los Alrededores (hp)

NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)

NOTA III = Porcentaje de Transmision de Calor Disponible Para Trabajo

NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso BTU / h

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (ϵ)

De acuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 6,860,832.6 BTU / h y por medio de la ecuación

$$\epsilon = \phi B / (-W_{net}) \quad \text{Si } \phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinámica para este sistema es:

$$\begin{aligned} \epsilon &= (352,500) / (6,860,832.6) \cdot 100 \\ &= 5.14 \% \end{aligned}$$

5. - TRABAJO PERDIDO (W_p)

El Trabajo Pérdido se calcula mediante la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} W_p &= (- W_{net}) - \phi B \\ &= 6,860,832.6 - 352,500 \\ &= 6,508,332.6 \text{ BTU / h} \\ &= 2,557.3 \text{ hp} \end{aligned}$$

MEMORIA DE CALCULO PARA EL ANALISIS
 TERMODINAMICO Y EXERGETICO

DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO - PROPILENO
 CON BOMBA DE CALOR CON SISTEMA DE REFRIGERACION
 EXTERNO (PROPANO)

ANALISIS TERMODINAMICO

Dado a que las condiciones de la alimentación y de los productos son las mismas que en la columna convencional, se tiene que la Función de Disponibilidad (ΦB) es igual al Trabajo Mínimo de Separación (- W min); esto es:

$$(\Phi B) = (-W_{min}) = 352,500 \text{ BTU / h}$$

Para este caso los cálculos para determinar el Trabajo de Arbol (Trabajo Externo sobre el Sistema) son los mismos que se realizarán en la columna convencional, salvo que ahora hay un tercer Compresor que proporciona el trabajo necesario a la Bomba de Calor para que ésta pueda remover el calor del Condensador y lo ceda al Reboiler. Para éste Compresor el Trabajo de Arbol se calcula de la misma forma que en los otros compresores, esto es:

$$(-W_a) = 1572 \text{ hp (2545 BTU / hp h)} = 4000740$$

y dado que la Bomba de Calor esta Recirculando el Calor necesario para que se lleve acabo la separación, no existe alguna otra fuente que suministre calor al sistema. Por lo tanto no es necesario calcular el Trabajo Equivalente del Reboiler, ya que para este sistema el reboiler no consume vapor de agua del exterior.

Finalmente el Trabajo Neto se Calcula de la misma forma, y los resultados se muestran en la siguiente Tabla:

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (ϵ)

Deacuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 5,435,100.0 BTU/h y por medio de la ecuación

CONSUMO DE TRABAJO NETO

Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Compresor I	277.00	---	---	704965
Compresor II	267.00	---	---	679515
Compresor III	1,572.00	---	---	4000740
Bomba de Alimentacion	1.60	---	---	4070
Bomba de Reflujo	18.00	---	---	45810
Reboiler Total	---	24600000	---	---
Condensador Parcial	---	-20600000	---	.00
Interenfriador	---	-232000	---	.00
Posterenfriador	---	-848000	---	.00
Calen. de Propano	---	176000	---	.00
Calen. de Propilen	---	295000	---	.00
Valvulas	.00	---	---	.00
Consumo de Trabajo Neto				5435100

NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado Por los Alrededores (hp)

NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)

NOTA III = Porcentaje de Transmision de Calor Disponible Para Trabajo

NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso
BTU / h

$$\epsilon = \Phi B / (-W_{net}) \quad \text{Si } \Phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinamica para este sistema es:

$$\epsilon = (352,500) / (5,435,100.0) * 100 = 6.49 \%$$

5. - TRABAJO PERDIDO (Wp)

El Trabajo Pérdido se calcula mediante la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} W_p &= (-W_{net}) - \Phi B \\ &= 5435100 - 353,500 \\ &= 5081600 \text{ BTU / h} \\ &= 1,489.25 \text{ KW} \end{aligned}$$

MEMORIA DE CALCULO PARA EL CICLO DE BOMBA DE CALOR
 PARA EL SISTEMA PROPANO- PROPILENO

SISTEMA DE BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE
 EXTERNO (PROPANO)

DATOS PROPORCIONADOS POR EL DIAGRAMA PRESION-ENTALPIA

CARGA EN EL CONDENSADOR	$Q_c =$	20600000	BTU / h
CARGA EN EL REBOILER	$Q_r =$	24600000	BTU / h
TEMP. EN EL CONDENSADOR	$T_c =$	295.4	° K
TEMP. EN EL REBOILER	$T_r =$	316.5	° K
ENTALPIA EN EL PUNTO	$a =$	-44.00	BTU / lb
ENTALPIA EN EL PUNTO	$b =$	133.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$4 =$	141.30	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$3 =$	118.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$2 =$	-2.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$1 =$	-2.00	"

a). CALCULO DEL FLUJO DE REFRIGERANTE (m)

$$m = Q_c / (H_3 - H_2)$$

$$= \boxed{171666.7} \text{ lb/h}$$

b). DETERMINACION DE LA FRACCION DE LIQUIDO EN EL PUNTO (3)

$$x (3) = (H_3 - H_2) / (H_3 - H_a)$$

$$= \frac{120}{120} = 162$$

$$= \boxed{.7407407}$$

c). EFECTO REFRIGERANTE (E.R)

$$E.R. = H_3 - H_2$$

$$= 120 \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO REAL (W_r)

$$W_r = H_4 - H_3$$

$$= \boxed{23.3} \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO ADIABATICO (W_{ad})

$$W_{ad} = W_r \cdot \text{EFI ad}$$

DONDE LA EFICIENCIA ADIABATICA SE DETERMINA POR LA ECUACION :

$$\text{EFI ad} = (0.77 + 0.16X) / (1 + 0.375X) + 1.33(\text{EFI.p} - 0.77)X = 0.16$$

Y LA EFECIENCIA POLITROPICA (EFI_p) SE OBTIENE DE TABLAS Y ES UN VALOR QUE DEPENDE DEL FLUJO DE REFRIGERANTE EN EL SISTEMA.

PARA ESTE CASO LA EFI_p = .76

$$\text{EFI ad} = .6826859$$

$$\text{Wad} = 15.90658 \text{ BTU/lb}$$

e.). POTENCIA DEL COMPRESOR (GHP)

$$\text{GHP} = \text{Wr} \cdot \text{m}/2545$$

$$\text{DONDE } 2545 \text{ BTU/h} = 1 \text{ Hp}$$

$$\text{GHP} = \boxed{1571.644} \text{ Hp}$$

f). COEFICIENTE DE OPERACION O FUNCIONALIDAD (COP_c)

$$\text{COP c} = \text{COP r} + 1$$

DONDE EL COEFIENTE DE OPERACION FRIGORIFICO SE DETERMINA POR:

$$\text{COP r} = \text{E.R.} / \text{Wr}$$

$$\text{COP r} = 5.150215$$

$$\text{COP c} = \boxed{6.150215}$$

CALOR QUE PUEDE SER REMOVIDO POR LA BOMBA DE CALOR

EN EL CONDENSADOR

$$\text{Qc} = \text{m}(\text{H3} - \text{H2})$$

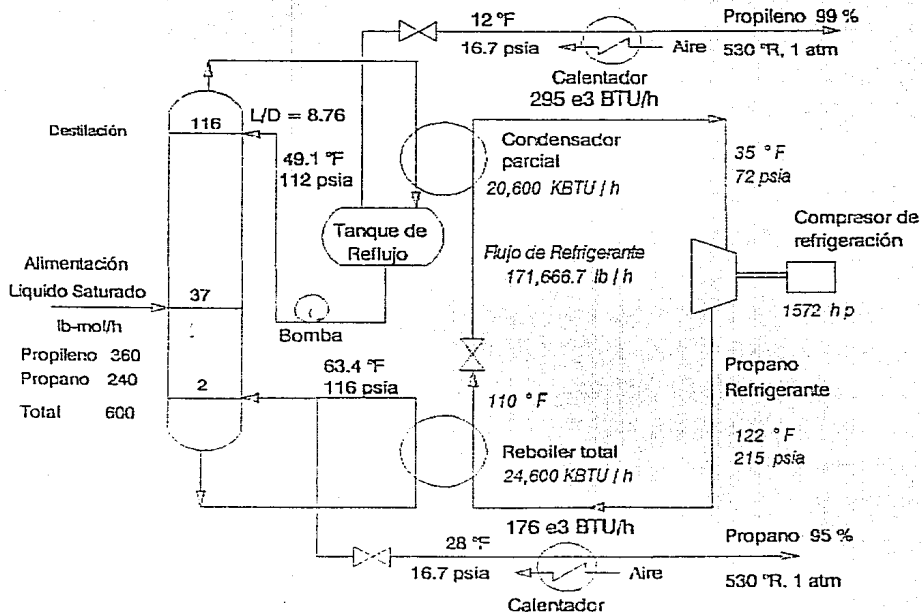
$$= \boxed{20600000} \text{ BTU/h}$$

CALOR QUE PUEDE CEDER LA BOMBA DE CALOR

EN EL REBOILER

$$\text{Qr} = \text{m}(\text{H4} - \text{H1})$$

$$= \boxed{24599833} \text{ BTU/h}$$



Destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con refrigerante externo al propano para la separación del sistema propano-propileno.

MEMORIA DE CALCULO PARA EL ANALISIS
TERMODINAMICO Y EXERGETICO

DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO - PROPILENO

CON BOMBA DE CALOR CON SISTEMA DE REFRIGERACION
PROVENIENTE DE DOMOS.

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

Dado a que las condiciones de la alimentación y de los productos son las mismas que en la columna convencional, se tiene que la Función de Disponibilidad (ΦB) es igual al Trabajo Mínimo de Separación ($-W_{min}$); esto es:

$$(\Phi B) = (-W_{min}) = 352,500 \text{ BTU / h}$$

Para este caso los cálculos para determinar el Trabajo de Arbol (Trabajo Externo sobre el Sistema) son los mismos que se realizaron en la columna convencional, salvo que ahora hay un tercer Compresor que proporciona el trabajo necesario a la Bomba de Calor para que ésta pueda remover el calor del Condensador y lo ceda al Reboiler. Para este Compresor el Trabajo de Arbol se calcula de la misma forma que en los otros compresores, esto es:

$$(-W_a) = 1180 \text{ hp (} 2545 \text{ BTU / hp h)} = 3003100$$

y dado que la Bomba de Calor esta Recirculando el Calor necesario para que se lleve acabo la separación, no existe alguna otra fuente que suministre calor al sistema. Por lo tanto no es necesario calcular el Trabajo Equivalente del Reboiler, ya que para este sistema el reboiler no consume vapor de agua del exterior.

Finalmente el Trabajo Neto se Calcula de la misma forma, y los resultados se muestran en la siguiente Tabla:

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (ϵ)

Deacuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 4,437,460.0 BTU/h y por medio de la ecuación

CONSUMO DE TRABAJO NETO

Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Compresor I	277.00	---	---	704965
Compresor II	267.00	---	---	679515
Compresor III	1,572.00	---	---	3003100
Bomba de Alimentacion	1.60	---	---	4070
Bomba de Reflujo	18.00	---	---	45810
Reboiler total	---	24600000	---	---
Condensador Parcial	---	-20600000	---	.00
Interenfriador	---	-232000	---	.00
Posterenfriador	---	-848000	---	.00
Calen. de Propano	---	176000	---	.00
Calen. de Propilen	---	295000	---	.00
Valvulas	.00	---	---	.00
Consumo de Trabajo Neto				4437460

NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado Por los Alrededores (hp)

NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)

NOTA III = Porcentaje de Transmision de Calor Disponible Para Trabajo

NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso
BTU / h

$$\epsilon = \phi B / (-W_{net}) \quad \text{Si } \phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinamica para este sistema es:

$$\epsilon = (352.500) / (4,437,460.0) \cdot 100 = 7.94 \%$$

5. - TRABAJO PERDIDO (W p)

El Trabajo Pérdido se calcula mediante la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} W_p &= (-W_{net}) - \phi B \\ &= 4437460 - 353.500 \\ &= 4083960 \text{ BTU / h} \\ &= 1,196.67 \text{ h. W} \end{aligned}$$

MEMORIA DE CALCULO PARA EL CICLO DE BOMBA DE CALOR
PARA EL SISTEMA PROPANO - PROPILENO

SISTEMA DE BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE
PROVENIENTE DEL PRODUCTO DE DOMOS

DATOS PROPORCIONADOS POR EL DIAGRAMA PRESION-ENTALPIA

CARGA EN EL CONDENSADOR	$Q_c =$	20600000	BTU / h
CARGA EN EL REBOILER	$Q_r =$	24600000	BTU / h
TEMP. EN EL CONDENSADOR	$T_c =$	282.6	° K
TEMP. EN EL REBOILER	$T_r =$	308.7	° K
ENTALPIA EN EL PUNTO	$a =$	-42.00	BTU / lb
ENTALPIA EN EL PUNTO	$b =$	124.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$4 =$	129.78	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$3 =$	112.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$2 =$	-10.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	$1 =$	-10.00	"

a). CALCULO DEL FLUJO DE REFRIGERANTE (m)

$$m = Q_c / (H_3 - H_2)$$

$$= \boxed{168852.5} \text{ lb/h}$$

b). DETERMINACION DE LA FRACCION DE LIQUIDO EN EL PUNTO (3)

$$x (3) = (H_3 - H_2) / (H_3 - H_a)$$

$$= \frac{122}{154}$$

$$= \boxed{.7922078}$$

c). EFECTO REFRIGERANTE (E.R)

$$E.R. = H_3 - H_2$$

$$= 122 \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO REAL (W_r)

$$W_r = H_4 - H_3$$

$$= \boxed{17.78} \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO ADIABATICO (W_{ad})

$$W_{ad} = W_r \cdot \text{EFI ad}$$

DONDE LA EFICIENCIA ADIABATICA SE DETERMINA POR LA ECUACION :

$$\text{EFI ad} = (0.77 + 0.16X) / (1 + 0.375X) + 1.32(\text{FFI.p} - 0.77)X + 0.16$$

Y LA EFECIENCIA POLITROPICA (EFI.p) SE OBTIENE DE TABLAS Y ES UN VALOR QUE DEPENDE DEL FLUJO DE REFRIGERANTE EN EL SISTEMA.

PARA ESTE CASO LA EFI.p = .76

$$EFI_{ad} = .6785508$$

$$W_{ad} = 12.06463 \text{ BTU/lb}$$

e). POTENCIA DEL COMPRESOR (GHP)

$$GHP = W_r \cdot m / 2545$$

DONDE 2545 BTU/h = 1 Hp

$$GHP = \boxed{1179.645} \text{ Hp}$$

f). COEFICIENTE DE OPERACION O FUNCIONALIDAD (COP c)

$$COP_c = COP_r + 1$$

DONDE EL COEFIENTE DE OPERACION FRIGORIFICO SE DETERMINA POR:

$$COP_r = E.R. / W_r$$

$$COP_r = 6.861642$$

$$COP_c = \boxed{7.861642}$$

CALOR QUE PUEDE SER REMOVIDO POR LA BOMBA DE CALOR

EN EL CONDENSADOR

$$Q_c = m(H_3 - H_2)$$

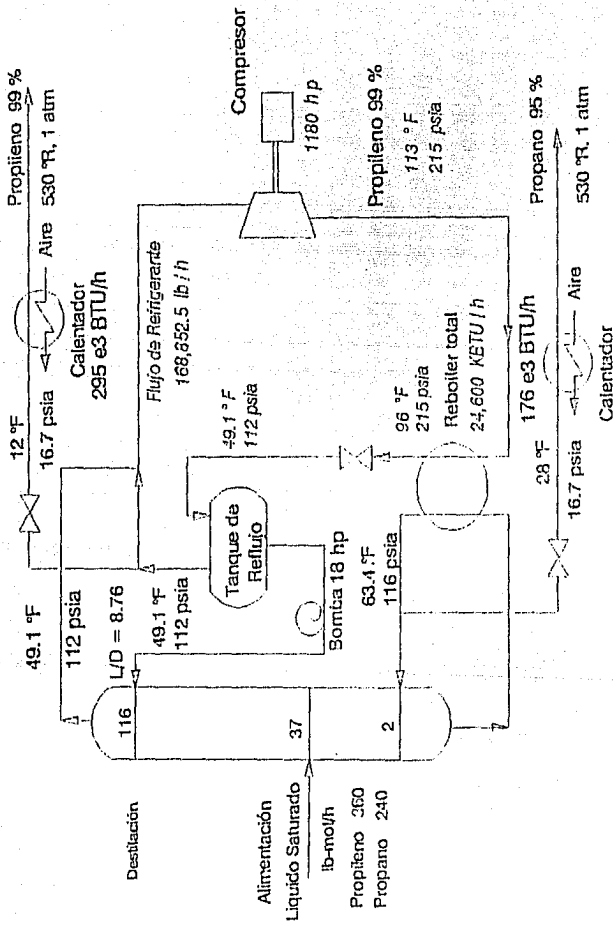
$$= \boxed{20600000} \text{ BTU/h}$$

CALOR QUE PUEDE CEDER LA BOMBA DE CALOR

EN EL REBOILER

$$Q_r = m(H_4 - H_1)$$

$$= \boxed{23602197} \text{ BTU/h}$$



Destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con compresión del vapor de domos para la separación del sistema propano-propileno.

MEMORIA DE CALCULO PARA EL DISEÑO
TERMODINAMICO

DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO - PROFILENO
CON BOMBA DE CALOR CON SISTEMA DE REFRIGERACION
INTERNO PROVENIENTE DE FONDOS

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

Dado a que las condiciones de la alimentación y de los productos son las mismas que en la columna convencional, se tiene que la Función de Disponibilidad (ΦB) es igual al Trabajo Mínimo de Separación ($-W_{min}$); esto es:

$$(\Phi B) = (-W_{min}) = 352,500 \text{ BTU / h}$$

Para este caso los calculos para determinar el Trabajo de Arbol (Trabajo Externo sobre el Sistema) son los mismos que se realizaron en la columna convencional, salvo que ahora hay un tercer Compresor que proporciona el trabajo necesario a la Bomba de Calor para que ésta pueda remover el calor del Condensador y lo ceda al Reboiler. Para éste Compresor el Trabajo de Arbol se calcula de la misma forma que en los otros compresores, esto es:

$$(-W_e) = 511 \text{ hp (2545 BTU / hp h)} = 1300495$$

y dado que la Bomba de Calor ésta Recirculando el Calor necesario para que se lleve acabo la separación, no existe alguna otra fuente que suministre calor al sistema. Por lo tanto no es necesario calcular el Trabajo Equivalente del Reboiler, ya que para este sistema el reboiler no consume vapor de agua del exterior.

Finalmente el Trabajo Neto se Calcula de la misma forma, y los resultados se muestran en la siguiente Tabla:

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (e)

Deacuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 2,734,855.0 BTU/h y por medio de la ecuación

CONSUMO DE TRABAJO NETO				
Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Compresor I	277.00	---	---	704965
Compresor II	267.00	---	---	679515
Compresor III	1,572.00	---	---	1300495
Bomba de Alimentacion	1.60	---	---	4070
Bomba de Reflujo	18.00	---	---	45810
Reboiler Total	---	24600000	---	---
Condensador Parcia	---	-20600000	---	.00
Interenfriador	---	-232000	---	.00
Posterenfriador	---	-848000	---	.00
Calen. de Propano	---	176000	---	.00
Calen. de Propilen	---	295000	---	.00
Válvulas	.00	---	---	.00
Consumo de Trabajo Neto				2734855

NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado Por los Alrededores (hp)

NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)

NOTA III = Porcentaje de Transmisión de Calor Disponible Para Trabajo

NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso
BTU / h

$$\epsilon = \Phi B / (-W_{net}) \quad \text{Si } \Phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinámica para este sistema es:

$$\epsilon = (352,500) / (2,734,855.0) * 100$$

$$= 12.89 \%$$

5. - TRABAJO PERDIDO (Wp)

El Trabajo Perdido se calcula mediante la siguiente ecuación

$$W_p = (-W_{net}) - \Phi B$$

$$= 2734855 - 353,500$$

$$= 2381355 \text{ BTU / h}$$

$$= 697.90 \text{ K W}$$

MEMORIA DE CALCULO PARA EL CICLO DE BOMBA DE CALOR
 PARA EL SISTEMA PROPANO - PROPILENO

SISTEMA DE BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE
 PROVENIENTE DEL PRODUCTO DE FONDOS

DATOS PROPORCIONADOS POR EL DIAGRAMA PRESION-ENTALPIA

CARGA EN EL CONDENSADOR	Qc =	20600000	BTU / h
CARGA EN EL REBOILER	Qr =	24600000	BTU / h
TEMP. EN EL CONDENSADOR	Tc =	274.6	° K
TEMP. EN EL REBOILER	Tr =	290.6	° K
ENTALPIA EN EL PUNTO	a =	-42.00	BTU / lb
ENTALPIA EN EL PUNTO	b =	123.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	4 =	127.08	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	3 =	118.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	2 =	-26.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	1 =	-26.00	"

a). CALCULO DEL FLUJO DE REFRIGERANTE (m)

$$m = Qc / (H3 - H2)$$

$$= \boxed{143055.6} \text{ lb/h}$$

b). DETERMINACION DE LA FRACCION DE LIQUIDO EN EL PUNTO (3)

$$x (3) = (H3 - H2) / (H3 - Ha)$$

$$= \frac{144}{160}$$

$$= \boxed{.9}$$

c). EFECTO REFRIGERANTE (E.R)

$$E.R. = H3 - H2$$

$$= 144 \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO REAL (Wr)

$$Wr = H4 - H3$$

$$= \boxed{9.08} \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO ADIABATICO (Wad)

$$Wad = Wr * \text{EFI ad}$$

DONDE LA EFICIENCIA ADIABATICA SE DETERMINA POR LA ECUACION :

$$EFI_{ad} = (0.77 + 0.16X) / (1 + 0.375X) + 1.33(EFI_p - 0.77)X^{0.16}$$

Y LA EFECIENCIA POLITROPICA (EFI_p) SE OBTIENE DE TABLAS Y UN VALOR QUE DEPENDE DEL FLUJO DE REFRIGERANTE EN EL SISTEMA

PARA ESTE CASO LA $EFI_p = 0.76$

$$EFI_{ad} = 0.6702868$$

$$W_{ad} = 6.086204 \text{ BTU/lb}$$

e) : POTENCIA DEL COMPRESOR (GHP)

$$GHP = W_r \cdot m / 2545$$

DONDE $2545 \text{ BTU/h} = 1 \text{ Hp}$

$$GHP = 510.3907 \text{ Hp}$$

f) . COEFICIENTE DE OPERACION O FUNCIONALIDAD (COP_c)

$$COP_c = COP_r + 1$$

DONDE EL COEFIENTE DE OPERACION FRIGORIFICO SE DETERMINA POR:

$$COP_r = E.R. / W_r$$

$$COP_r = 15.85903$$

$$COP_c = 16.85903$$

CALOR QUE PUEDE SER REMOVIDO POR LA BOMBA DE CALOR

EN EL CONDENSADOR

$$Q_c = m(H_3 - H_2)$$

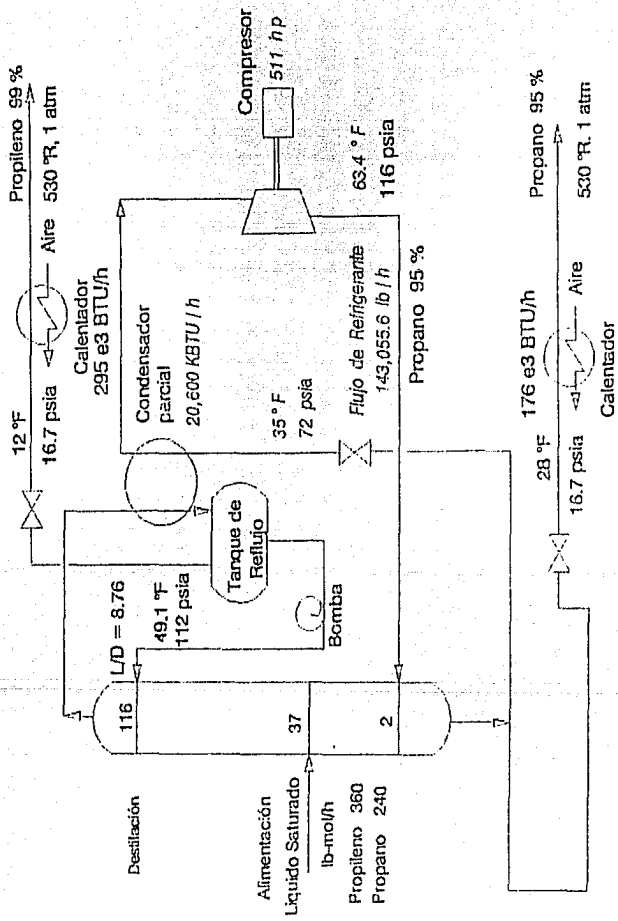
$$= 20600000 \text{ BTU/h}$$

CALOR QUE PUEDE CEDER LA BOMBA DE CALOR

EN EL REBOILER

$$Q_r = m(H_4 - H_1)$$

$$= 21898944 \text{ BTU/h}$$



destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con reboiler de flash del líquido para la separación del sistema propano-propileno.

MEMORIA DE CALCULO PARA EL SISTEMA DE DESTILACION

PROPANO , N-BUTANO Y N-PENTANO

ANALISIS TERMODINAMICO
DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO
COLUMNA CONVENCIONAL

	FLUJO lb-mol/h	ENTALPIA BTU/lb-mol	ENTROPIA BTU/lb-mol	TEMPERATURA ° F
ALIMENTACION	100	3,424.55	58.708	239.90
DOMOS	61.11	-449.82	41.065	114.00
FONDOS	38.89	4,325.69	72.125	257.80

1. - FUNCION DE DISPONIBILIDAD (ΦB)

En este ejemplo las condiciones de salida de los productos no son las mismas que existen en la entrada a la columna, por lo cual la funcion de disponibilidad (ΦB) no será calculada Como en el ejemplo anterior, sino que se utilizará la siguiente ecuación:

$$(\Phi B) = \sum_e \dot{m}_e H_e - \sum_E \dot{M}_E H_E - T_0 (\sum_e \dot{m}_e S_e - \sum_E \dot{M}_E S_E)$$

DONDE :

T_0 : Es la temperatura de los alrededores (Temp. del Ambiente la cual se toma como 530 °R

Sustituyendo valores en la ecuación anterior se tiene:

$$(\Phi B) = [-(100 \cdot 3,424.55) + [(61.11 \cdot -449.82) + (38.89 \cdot 4,325.69)]] + (530) \cdot [(100 \cdot 58.708) - [(61.11 \cdot 41.065) + (38.89 \cdot 72.125)]]$$

$$\text{DIF } H = -201717.4 \text{ BTU / h}$$

$$\text{DIF } S = -556.3766 \text{ BTU / h } ^\circ R \text{ POR LO TANTO}$$

$$(\Phi B) = 93162.182 \text{ BTU / h}$$

2. - CONSUMO DE TRABAJO NETO (- W net)

El consumo de Trabajo Neto , se calcula a partir de la suma del Trabajo de Arbol y el Trabajo Equivalente

$$(-W_{net}) = \sum (1 - T_0/T_1) \cdot Q_1 + \sum (-W_E)$$

DONDE :

A) - Trabajo de Arbol

En este ejemplo NO se especifican equipos adicionales, solamente se contemplo una columna de destilación convencional, es decir, tan solo el Reboiler, el Condensador y la Columna. Por lo tanto no es necesario determinar trabajo de arbol, ya que este no existe para este ejemplo.

B) - Trabajo Equivalente

El Trabajo Equivalente del Reboiler total se calcula a partir de la ecuación :

$$(-W_{eq}) = Q_r (1 - T_o/T_r)$$

Utilizando un valor de $T_r = 680 \text{ }^\circ\text{R}$ ($220 \text{ }^\circ\text{F}$ a 17.2 psia), que es la temperatura del vapor saturado. Por tanto :

$$\begin{aligned} (-W_{eq}) &= 2,868,000 \text{ BTU/h} \cdot (1 - 530/680) \\ &= 498308.82 \text{ BTU / h} \end{aligned}$$

Es decir, el 22.06 % del servicio del Reboiler podría teóricamente convertirse en trabajo, mediante una máquina térmica reversible y como el Agua de Enfriamiento que se suministra al Condensador se encuentra a T_o , el Trabajo Equivalente de este equipo es Cero.

Con los datos anteriores se calcula el Consumo de Trabajo Neto El cual se muestra en la siguiente Tabla

CONSUMO DE TRABAJO NETO				
Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Reboiler Total	---	2259000	22.06	498308.824
Condensador Parcial	---	2868000	---	0
Consumo de Trabajo Neto				498308.824

NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado Por los Alrededores (ho)

NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)

NOTA III = Porcentaje de Transmision de Calor Disponible Para Trabajo

NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso BTU / h

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (ϵ)

De acuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 496308.824 BTU / h y por medio de la ecuación

$$\epsilon = \frac{\phi B}{(-W_{net})} \quad \text{Si } \phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinámica para este sistema es:

$$\begin{aligned} \epsilon &= \frac{(93162.182) \cdot 100}{(496308.824)} \\ &= 18.70 \% \end{aligned}$$

5. - TRABAJO PERDIDO (W_p)

El Trabajo Pérdido se calcula mediante la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} W_p &= (-W_{net}) - \phi B \\ &= 405146.64 \text{ BTU / h} \\ &= 118.73515 \text{ kW} \\ &= 159.19318 \text{ hp} \end{aligned}$$

ANALISIS TERMODINAMICO
DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO

CON BOMBA DE CALOR CON SISTEMA DE REFRIGERACION
EXTERNO (PROPANO)

Dado a que las condiciones de la alimentación y de los productos son las mismas que en la columna convencional, se tiene que la Funcion de Disponibilidad (ΦB) es igual a:

$$(\Phi B) = 93162.182 \text{ BTU / h}$$

Para este caso si se determinará el Trabajo de Arbol (Trabajo Externo que actua sobre el Sistema) ya que en el sistema existe un compresor, el cual proporciona el trabajo necesario a la Bomba de Calor para que esta pueda remover el calor del Condensador y lo ceda al Reboiler. Para este Compresor el Trabajo de Arbol se calcula de la siguiente forma:

$$(-W_s) = 99 \text{ hp} (2545 \text{ BTU / hp h}) = 251,955.00$$

y dado que la Bomba de Calor esta Recirculando el Calor necesario para que se lleve acabo la separación, no existe alguna otra fuente que suministre calor al sistema. Por lo tanto no es necesario calcular el Trabajo Equivalente del Reboiler, ya que para este sistema el reboiler no consume vapor de agua del exterior.

Finalmente el Trabajo Neto se Calcula de la misma forma, y los resultados se muestran en la siguiente Tabla:

CONSUMO DE TRABAJO NETO				
Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Compresor I	99.00	---	---	251,955.00
Reboiler Total	---	2259000	22.06	0
Condensador Parcial	---	2868000	---	0
Valvulas				
				Consumo de Trabajo Neto 251,955.00

NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado Por los Alrededores (hp)

NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)

NOTA III = Porcentaje de Transmision de Calor Disponible Para Trabajo

NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso
BTU / h

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (ϵ)

De acuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 251,955.00 BTU / h y por medio de la ecuación

$$\epsilon = \Phi B / (-W_{net}) \quad \text{Si } \Phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinámica para este sistema es:

$$\begin{aligned} \epsilon &= (93162.182) \cdot 100 / (251,955.00) \\ &= 36.98 \% \end{aligned}$$

5. - TRABAJO PERDIDO (W_p)

El Trabajo Perdido se calcula mediante la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} W_p &= (-W_{net}) - \Phi B \\ &= 158792.82 \text{ BTU / h} \\ &= 46.536949 \text{ kW} \\ &= 62.394035 \text{ hp} \end{aligned}$$

MEMORIA DE CALCULO PARA EL CICLO DE BOMBA DE CALOR
PARA EL SISTEMA PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO

SISTEMA DE BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE
EXTERNO (PROPANO)

DATOS PROPORCIONADOS POR EL DIAGRAMA PRESION-ENTALPIA

CARGA EN EL CONDENSADOR	Qc =	2868000	BTU / h
CARGA EN EL REBOILER	Qr =	2259000	BTU / h
TEMP. EN EL CONDENSADOR	Tc =	293.32	° K
TEMP. EN EL REBOILER	Tr =	311.48	° K
ENTALPIA EN EL PUNTO	a =	-21.00	BTU /lb
ENTALPIA EN EL PUNTO	b =	132.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	4 =	137.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	3 =	126.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	2 =	.00	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	1 =	.00	"

a). CALCULO DEL FLUJO DE REFRIGERANTE (m)

$$m = Qc / (H3 - H2)$$

$$= \boxed{22761.90} \text{ lb/h}$$

b). DETERMINACION DE LA FRACCION DE LIQUIDO EN EL PUNTO (3)

$$x (3) = (H3 - H2) / (H3 - Ha)$$

$$= \frac{126}{147}$$

$$= \boxed{.8571429}$$

c). EFECTO REFRIGERANTE (E.R)

$$E.R. = H3 - H2$$

$$= 126 \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO REAL (Wr)

$$Wr = H4 - H3$$

$$= \boxed{11} \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO ADIABATICO (Wad)

$$Wad = Wr * \text{EFI ad}$$

DONDE LA EFICIENCIA ADIABATICA SE DETERMINA POR LA ECUACION :

$$EFI_{ad} = (0.77 + 0.16X) / (1 + 0.375X) + 1.33(EFI_p - 0.77)X + 0.16$$

Y LA EFICIENCIA POLITROPICA (EFI_p) SE OBTIENE DE TABLAS Y ES UN VALOR QUE DEPENDE DEL FLUJO DE REFRIGERANTE EN EL SISTEMA.

PARA ESTE CASO LA EFI_p = .76

$$EFI_{ad} = .6735105$$

$$W_{ad} = 7.408616 \text{ BTU/lb}$$

e). POTENCIA DEL COMPRESOR (GHP)

$$GHP = W_r \cdot m / 2545$$

DONDE 2545 BTU/h = 1 Hp

$$GHP = \boxed{98.38151} \text{ Hp}$$

f). COEFICIENTE DE OPERACION O FUNCIONALIDAD (COP_c)

$$COP_c = COP_r + 1$$

DONDE EL COEFICIENTE DE OPERACION FRIGORIFICO SE DETERMINA POR:

$$COP_r = E.R. / W_r$$

$$COP_r = 11.45455$$

$$COP_c = \boxed{12.45455}$$

CALOR QUE PUEDE SER REMOVIDO POR LA BOMBA DE CALOR

EN EL CONDENSADOR

$$Q_c = m(H_3 - H_2)$$

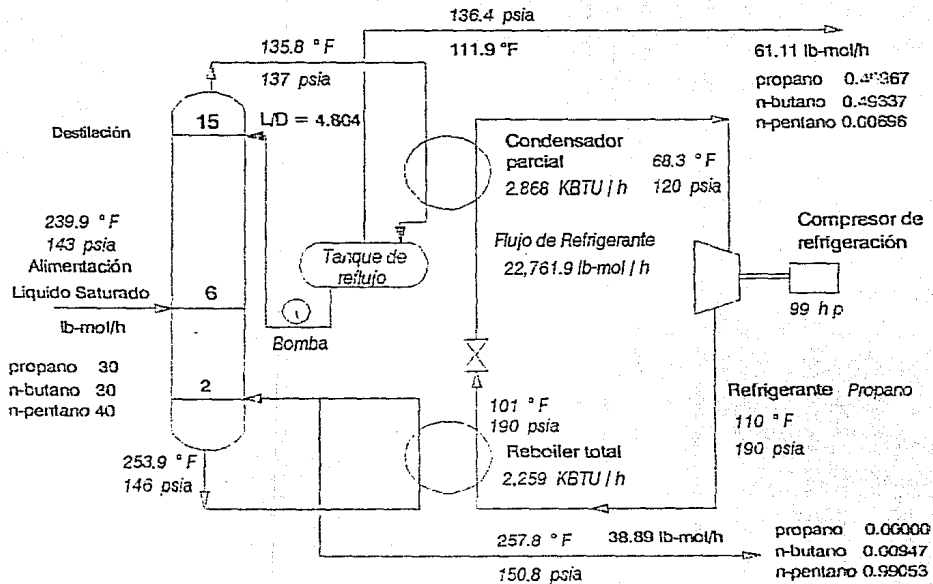
$$= \boxed{2868000} \text{ BTU/h}$$

CALOR QUE PUEDE CEDER LA BOMBA DE CALOR

EN EL REBOILER

$$Q_r = m(H_4 - H_1)$$

$$= \boxed{3118381.} \text{ BTU/h}$$



Destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con refrigerante externo al propano para la separación del sistema propano.. n-butano.

ANALISIS TERMODINAMICO
DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO

CON BOMBA DE CALOR CON SISTEMA DE REFRIGERACION
PROVENIENTE DE DUMOS

Dado a que las condiciones de la alimentación y de los productos son las mismas que en la columna convencional, y que solamente el compresor de la Bomba de calor es el que aporta trabajo al sistema, y dado que no es necesario determinar trabajo equivalente debido a las mismas razones que en el sistema de bomba de calor con refrigerante externo, se tiene que:

El Trabajo de Arbol para el compresor es el siguiente

$$(-W_s) = 47 \text{ hp} (2545 \text{ BTU} / \text{hp} \cdot \text{h}) = 119,615.00$$

Finalmente el Trabajo Neto se Calcula de la misma forma, y los resultados se muestran en la siguiente Tabla:

CONSUMO DE TRABAJO NETO				
Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Compresor I	47.00	---	---	119,615.00
Reboiler Total	---	2259000	---	0
Condensador Parcial	---	2868000	---	0
Valvulas				
	Consumo de Trabajo Neto			119,615.00

- NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado Por los Alrededores (hp)
 NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)
 NOTA III = Porcentaje de Transmisión de Calor Disponible Para Trabajo
 NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso
 BTU / h

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (ϵ)

De acuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 119.615.00 BTU / h y por medio de la ecuación

$$\epsilon = \Phi B / (-W_{net}) \quad \text{Si } \Phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinámica para este sistema es:

$$\begin{aligned} \epsilon &= (93162.182) * 100 / (119.615.00) \\ &= 77.89 \% \end{aligned}$$

5. - TRABAJO PERDIDO (W_p)

El Trabajo Pérdido se calcula mediante la siguiente ecuación

$$\begin{aligned} W_p &= (- W_{net}) - \Phi B \\ &= 26452.818 \text{ BTU / h} \\ &= 7.7524504 \text{ kW} \\ &= 10.394035 \text{ hp} \end{aligned}$$

MEMORIA DE CALCULO PARA EL CICLO DE HOMBRA DE CALOR
 PARA EL SISTEMA PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO

SISTEMA DE BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE
 PROVENIENTE DEL PRODUCTO DE DOMOS

DATOS PROPORCIONADOS POR EL DIAGRAMA PRESION-ENTALPIA

CARGA EN EL CONDENSADOR	Qc =	2868000	BTU / h
CARGA EN EL REBOILER	Qr =	2259000	BTU / h
TEMP. EN EL CONDENSADOR	Tc =	330.8	° K
TEMP. EN EL REBOILER	Tr =	336.8	° K
ENTALPIA EN EL PUNTO	a =	4.21	BTU / lb
ENTALPIA EN EL PUNTO	b =	46.43	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	4 =	49.71	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	3 =	48.16	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	2 =	10.68	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	1 =	10.68	"

a). CALCULO DEL FLUJO DE REFRIGERANTE (m)

$$m = Qc / (H3 - H2)$$

$$= 76522.14 \text{ lb/h}$$

b). DETERMINACION DE LA FRACCION DE LIQUIDO EN EL PUNTO (3)

$$x (3) = (H3 - H2) / (H3 - Ha)$$

$$= 37.47935 / 43.95212$$

$$= .8527313$$

c). EFECTO REFRIGERANTE (E.R)

$$E.R. = H3 - H2$$

$$= 37.47935 \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO REAL (Wr)

$$Wr = H4 - H3$$

$$= 1.551169 \text{ BTU/lb}$$

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

d). TRABAJO ADIABATICO (Wad)

$$Wad = Wr * \text{EF1 ad}$$

DONDE LA EFICIENCIA ADIABATICA SE DETERMINA POR LA ECUACION :

$$EFI_{ad} = (0.77 + 0.16X) / (1 + 0.375X) + 1.33(EFI_p - 0.77)X + 0.16$$

Y LA EFECIENCIA POLITROPICA (EFI_p) SE OBTIENE DE TABLAS Y ES UN VALOR QUE DEPENDE DEL FLUJO DE REFRIGERANTE EN EL SISTEMA.

PARA ESTE CASO LA $EFI_p = 0.76$

$$EFI_{ad} = 0.6738469$$

$$W_{ad} = 1.045250 \text{ BTU/lb}$$

e). POTENCIA DEL COMPRESOR (GHP)

$$GHP = W_r \cdot m / 2545$$

DONDE 2545 BTU/h = 1 Hp

$$GHP = \boxed{46.63998} \text{ Hp}$$

f). COEFICIENTE DE OPERACION O FUNCIONALIDAD (COP_c)

$$COP_c = COP_r + 1$$

DONDE EL COEFICIENTE DE OPERACION FRIGORIFICO SE DETERMINA POR:

$$COP_r = E.R. / W_r$$

$$COP_r = 24.16201$$

$$COP_c = \boxed{25.16201}$$

CALOR QUE PUEDE SER REMOVIDO POR LA BOMBA DE CALOR

EN EL CONDENSADOR

$$Q_c = m(H_3 - H_2)$$

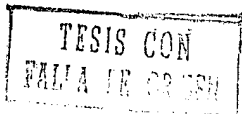
$$= \boxed{2868000} \text{ BTU/h}$$

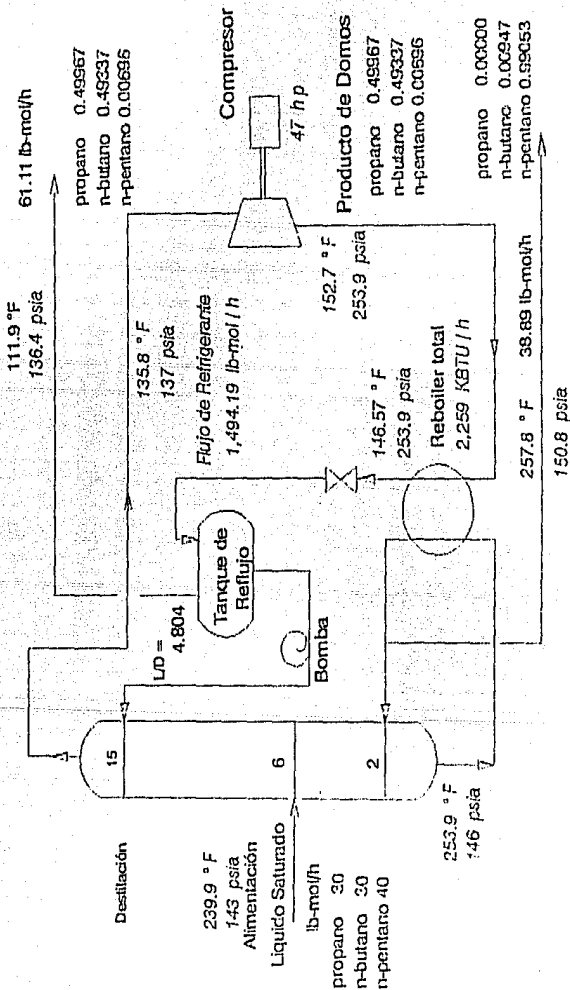
CALOR QUE PUEDE CEDER LA BOMBA DE CALOR

EN EL REBOILER

$$Q_r = m(H_4 - H_1)$$

$$= \boxed{2986699} \text{ BTU/h}$$





Destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con compresión del vapor de domos para la separación del sistema propano.. n-butano.

TESIS CON
FACIA DE CUBEL

ANALISIS TERMODINAMICO
DEL SISTEMA DE SEPARACION PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO

CON BOMBA DE CALOR CON SISTEMA DE REFRIGERACION
PROVENIENTE DE FONDOS

Dado a que las condiciones de la alimentacion y de los productos son las mismas que en la columna convencional, y que solamente el compresor de la Bomba de calor es el que aporta trabajo al sistema, y dado que no es necesario determinar trabajo equivalente debido a las mismas razones que en el sistema de bomba de calor con refrigerante externo, se tiene que:

El Trabajo de Arbol para el compresor es el siguiente

$$(-W_b) = 328 \text{ hp } (2545 \text{ BTU} / \text{hp} \cdot \text{h}) = 834,760.00$$

Finalmente el Trabajo Neto se Calcula de la misma forma, y los resultados se muestran en la siguiente Tabla:

CONSUMO DE TRABAJO NETO				
Parte del Equipo	Nota I	Nota II	Nota III	Nota IV
Compresor I	328.00	---	---	834,760.00
Reboiler Total	---	2259000	---	0
Condensador Parcial	---	2668000	---	0
Valvulas				
	Consumo de Trabajo Neto			834,760.00

NOTA I = Flujo de Trabajo Comunicado For los Alrededores (hp)

NOTA II = Flujo de Calor Hacia el Proceso (BTU / h)

NOTA III = Porcentaje de Transmision de Calor Disponible Para Trabajo

NOTA IV = Flujo Equivalente de Trabajo Comunicado al Proceso
BTU / h

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

4. - EFICIENCIA TERMODINAMICA DEL SISTEMA (ϵ)

De acuerdo con los valores mostrados en la tabla anterior se tiene que el Trabajo Neto es de 834,760.00 BTU / h y por medio de la ecuacion

$$\epsilon = \Phi B / (-W_{net}) \quad \text{Si } \Phi B = (+)$$

Se tiene que la Eficiencia Termodinamica para este sistema es:

$$\begin{aligned} \epsilon &= (93162.182) \cdot 100 / (834,760.00) \\ &= 11.16 \% \end{aligned}$$

5. - TRABAJO PERDIDO (W_p)

El Trabajo Perdido se calcula mediante la siguiente ecuacion

$$\begin{aligned} W_p &= (-W_{net}) - \Phi B \\ &= 741597.82 \text{ BTU / h} \\ &= 217.33791 \text{ kW} \\ &= 291.39403 \text{ hp} \end{aligned}$$

MEMORIA DE CALCULO PARA EL CICLO DE BOMBA DE CALOR
PARA EL SISTEMA PROPANO, n-BUTANO Y n-PENTANO

SISTEMA DE BOMBA DE CALOR CON REFRIGERANTE
PROVENIENTE DEL PRODUCTO DE FONDOS

DATOS PROPORCIONADOS POR EL DIAGRAMA PRESION-ENTALPIA

CARGA EN EL CONDENSADOR	Q_c	=	2868000	BTU / h
CARGA EN EL REBOILER	Q_r	=	2259000	BTU / h
TEMP. EN EL CONDENSADOR	T_c	=	384.5	° K
TEMP. EN EL REBOILER	T_r	=	396.43	° K
ENTALPIA EN EL PUNTO	a	=	47.91	BTU / lb
ENTALPIA EN EL PUNTO	b	=	87.76	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	4	=	89.37	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	3	=	82.35	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	2	=	58.22	"
ENTALPIA EN EL PUNTO	1	=	58.22	"

a). CALCULO DEL FLUJO DE REFRIGERANTE (m)

$$m = Q_c / (H_3 - H_2)$$

$$= \boxed{118842.8} \text{ lb/h}$$

b). DETERMINACION DE LA FRACCION DE LIQUIDO EN EL PUNTO (3)

$$x (3) = (H_3 - H_2) / (H_3 - H_a)$$

$$= 24.13272 / 34.43764$$

$$= \boxed{.7007657}$$

c). EFECTO REFRIGERANTE (E.R)

$$E.R. = H_3 - H_2$$

$$= 24.13272 \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO REAL (W_r)

$$W_r = H_4 - H_3$$

$$= \boxed{7.020606} \text{ BTU/lb}$$

d). TRABAJO ADIABATICO (W_{ad})

$$W_{ad} = W_r * \text{EFI ad}$$

DONDE LA EFICIENCIA ADIABATICA SE DETERMINA POR LA ECUACION :

$$EFI_{ad} = (0.77 + 0.16X) / (1 + 0.375X) + 1.33(EFI_p - 0.77)X + 0.16$$

Y LA EFICIENCIA POLITROPICA (EFI_p) SE OBTIENE DE TABLAS Y ES UN VALOR QUE DEPENDE DEL FLUJO DE REFRIGERANTE EN EL SISTEMA.

PARA ESTE CASO LA $EFI_p = 0.76$

$$EFI_{ad} = 0.6859876$$

$$W_{ad} = 4.816049 \text{ BTU/lb}$$

e). POTENCIA DEL COMPRESOR (GHP)

$$GHP = W_r \cdot m / 2545$$

DONDE $2545 \text{ BTU/h} = 1 \text{ Hp}$

$$GHP = \boxed{327.8383} \text{ Hp}$$

f). COEFICIENTE DE OPERACION O FUNCIONALIDAD (COP_c)

$$COP_c = COP_r + 1$$

DONDE EL COEFICIENTE DE OPERACION FRIGORIFICO SE DETERMINA POR:

$$COP_r = E.R. / W_r$$

$$COP_r = 3.437412$$

$$COP_c = \boxed{4.437412}$$

CALOR QUE PUEDE SER REMOVIDO POR LA BOMBA DE CALOR

EN EL CONDENSADOR

$$Q_c = m(H_3 - H_2)$$

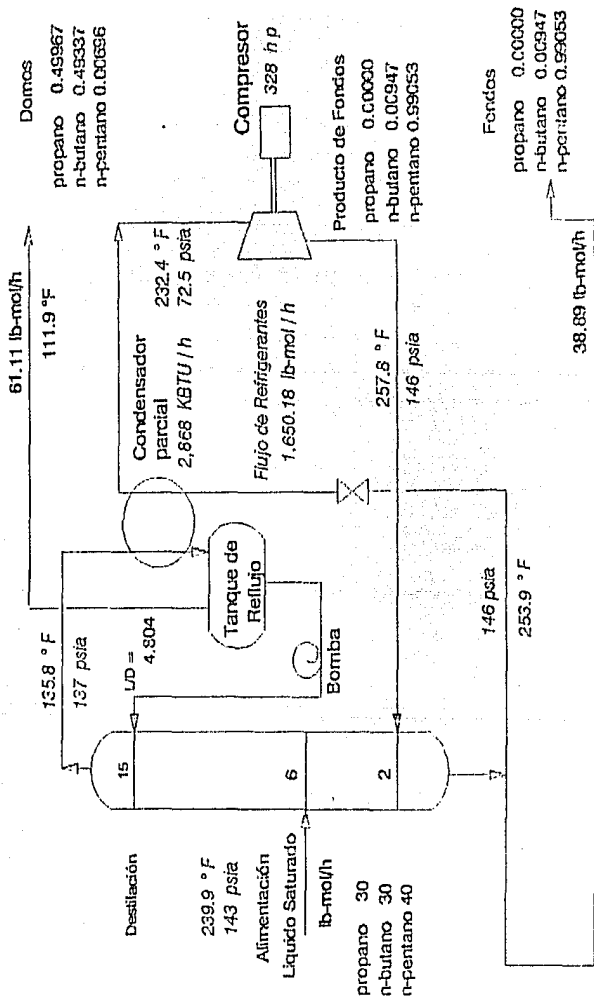
$$= \boxed{2868000} \text{ BTU/h}$$

CALOR QUE PUEDE CEDER LA BOMBA DE CALOR

EN EL REBOILER

$$Q_r = m(H_4 - H_1)$$

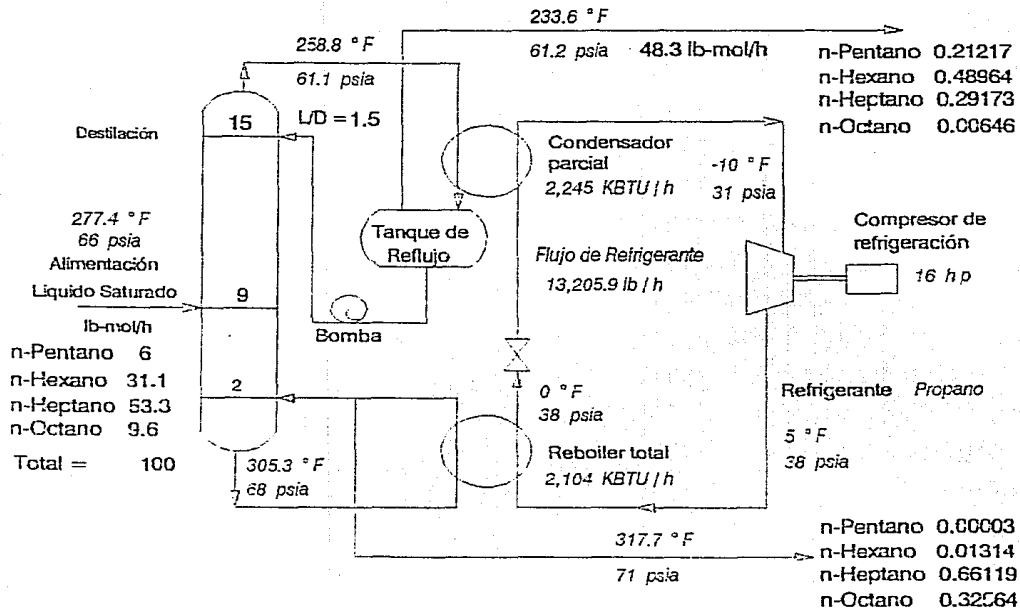
$$= \boxed{3702349.} \text{ BTU/h}$$



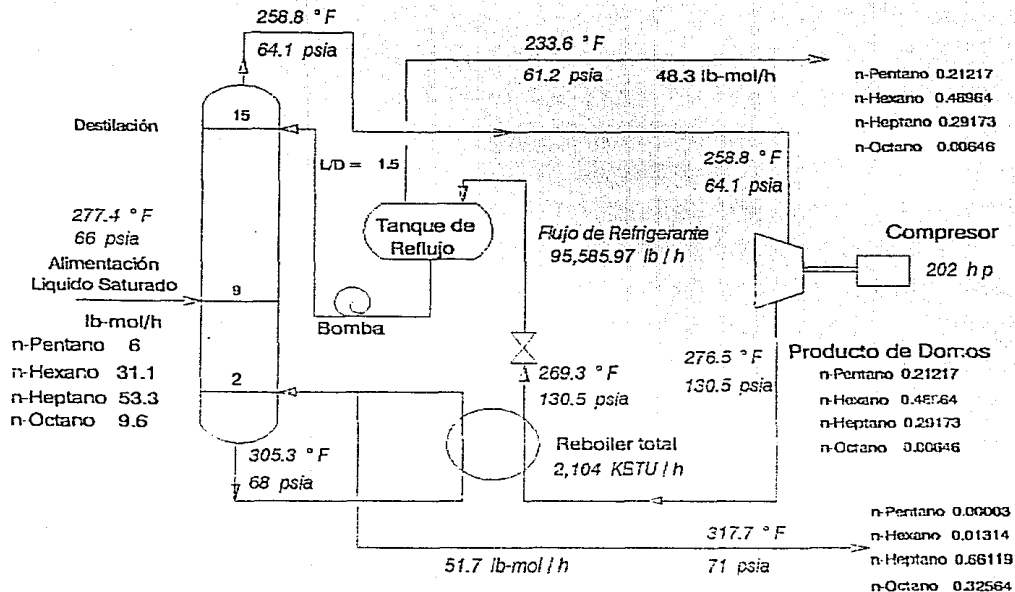
destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con reboiler de flash del líquido para la separación del sistema propano.. n-butano.

MEMORIA DE CALCULO PARA EL SISTEMA DE DESTILACION

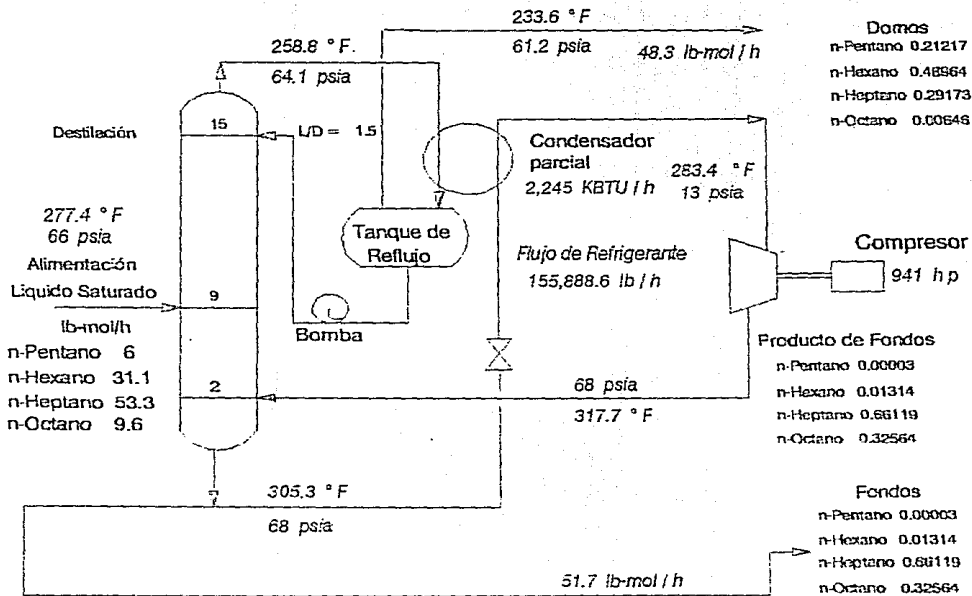
N-PENTANO , N-HEXANO , N-HEPTANO Y N-OCTANO



Destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con refrigerante externo al propano para la separación del sistema n-Hexano..n-Heptano.



Destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con compresión del vapor de domos para la separación del sistema n-Hexano.. n-Heptano.



destilación a baja temperatura utilizando bomba de calor con reboiler de flash del líquido para la separación del sistema n-Hexano.. n-Heptano.

APENDICE 2

DESCRIPCION Y LISTADO DEL PROGRAMA

DESCRIPCION DEL PROGRAMA COLUMNA.PAS

En esta sección se plantea la descripción del programa para la simulación de una columna de destilación desarrollada en lenguaje Pascal, denominada COLUMNA.PAS. Se plantean los alcances y limitaciones de tal programa.

La decisión de elegir el lenguaje Pascal para el desarrollo del programa se basa en el hecho de que es un lenguaje altamente estructurado y de rápida compilación. Su enfoque modular permite el manejo de diversos procedimientos o subrutinas capaces de desarrollar tareas bien específicas dentro del programa. Permite además un manejo adecuado de las variables que intervienen en el programa.

El programa es una implementación del algoritmo de Wang & Henke para la simulación de columnas de destilación en lenguaje Pascal; dicho algoritmo se discutió en el capítulo 3. El cálculo de propiedades se lleva a cabo con una ecuación de estado, específicamente la ecuación de estado de Soave-Redlich Kwong.

El programa cuenta con un procedimiento para manejar un archivo que contiene los datos de propiedades de los compuestos involucrados en la mezcla. Con este procedimiento se pueden visualizar o cambiar los datos contenidos en el archivo. El programa siempre desplegará la información contenida en este archivo al ejecutar el programa. La información que contiene son los datos de temperatura y presión críticas y factor acéntrico de cada componente así como el nombre del mismo.

El programa cuenta con un procedimiento donde se hacen las especificaciones para la simulación de la columna tales como los datos completos de la alimentación y las salidas, presiones de cada plato. Se especifica un perfil de temperaturas y uno de flujos de vapor como aproximación inicial. Como se especificó un condensador total, entonces el destilado será tomado por el programa como la salida lateral 1 (SL11), el flujo de fondos será el líquido que abandona la etapa N (LN1), esto es el rebuller parcial. El flujo de vapor de la etapa 2 (V2) es fijo y V11 es igual a cero (esto por la condición de condensador total). Todas las especificaciones anteriores están fijas dentro del programa; esto viene a ser una limitación que presenta el programa ya en este caso el programa resuelve el problema de simulación.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

particular. El hecho de que el programa no tenga la característica de ser un poco más general en su aplicación no significa que no pueda ser modificado para adquirir tal cualidad. Precisamente esta modificación se puede llevar a cabo de una forma sencilla gracias al enfoque modular del programa. La idea básica sería implementar un procedimiento que maneje un archivo de datos de especificaciones similar al archivo de datos de propiedades de los componentes de la mezcla.

El programa empieza por calcular los coeficientes de reparto para la alimentación, y los considera uniformes en toda la columna como primera aproximación, esto con el objeto de generar los elementos de la matriz tridiagonal para obtener los perfiles de concentraciones de vapor y líquido en todas las etapas. Continúa con el seguimiento del algoritmo de Wang & Henke y una vez que resuelve la matriz tridiagonal para los x_{ij} 's calcula las temperaturas de burbuja para cada plato (en el cálculo de estas temperaturas de burbuja va implícito el cálculo de coeficientes de reparto y de las y_{ij} 's). Posteriormente calcula entalpías para las corrientes de líquido y de vapor en cada etapa. Una vez hecho lo anterior calcula los flujos de vapor y posteriormente evalúa el criterio de convergencia. Este procedimiento se repite hasta que la convergencia ha sido alcanzada.

El programa cuenta con un procedimiento capaz de manejar la convergencia en el cálculo de la temperatura de burbuja. Esto es, de acuerdo con el valor de E_{bub} ($E_{bub} = 1.0$; ecuación de punto de burbuja). Si la sumatoria está por debajo de 0.950 el programa pide se le dé otra temperatura más alta con referencia a aquella con la cual fue calculado E_{bub} ; si por el contrario la sumatoria es mayor a 1.0 entonces pedirá una temperatura más baja. Este procedimiento de prueba de convergencia actúa sólo en la primeras iteraciones.

Una vez que se ha alcanzado la convergencia global (del algoritmo de Wang & Henke), el programa crea un archivo con los resultados de la simulación. Dicho archivo se denomina FECCOL.TXT y se puede visualizar su contenido con el mandato type del sistema operativo DOS.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROGRAM columnas:

(* Programa en lenguaje Pascal para simular una columna de destilación. Se utiliza el método de Wang & Henke (método de punto de burbujas). Los cálculos de propiedades se llevan a cabo con la ecuación de estado de Soave-Redlich Kwong *)

CONST n = 16;

comp = 3;

Tamb = 298.0; (* temperatura ambiente para cálculo de energías *)

TYPE fases = (liq,var);

indice1 = ARRAY [1..20] OF real;

indice2 = ARRAY [fases] OF real;

indice3 = ARRAY [1..20,1..40] OF real;

VAR

A, Q, L, V, Vcalc, F, SV, SL, Hvtot, hltot, Svap, Slig, Fsvpr, Exliq, T, P, rc, pc, fac, tcalc, alfa, beta, gama, hf, sumaxs, xproc, yproc, kproc : indice1;
 B, C, D, k, z, y, X : indice3;
 acp : ARRAY [1..4,1..20] OF real;
 nombre : ARRAY [1..10] OF string[40];
 suma, Hvproc, hlpoc, Svproc, Slproc : real;
 cont : integer;
 i, j, m, w : 1..40;
 selec : char;
 convergencia, lecdat : boolean;
 datos, asig, resp : text;

PROCEDURE cont;

BEGIN

gotoxy(45,25);

write('<return para continuar>');

read;

clrscr

END;

PROCEDURE pantalla;

BEGIN

clrscr; gotoxy(10,8);

write('-----'));

gotoxy(10,9); write('))';

write('))';

gotoxy(10,10); write(' SIMULACION DE COLUMNAS DE))';

write('))';

gotoxy(10,11); write('))';

write('))';

gotoxy(10,12); write(' DESTILACION))';

write('))';

gotoxy(10,13); write('))';

write('))';

gotoxy(10,14); write(' METODO DE WANG & HENKE))';

write('))';

gotoxy(10,15);

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

```

write('||
colony(10,16);
write('||
cont
END;

PROCEDURE asignac;
BEGIN
  asign(acig,'asignac,det');
  FOR j := 1 TO n DO
    BEGIN
      F[j] := C;
      Hf[j] := 0;
      FOR i := 1 TO comp DO z[i,j] := 0;
      SL[j] := 0;
      SV[j] := 0;
      Q[j] := 0;
      V[j] := 354.68244;
      teale[j] := 354.68244 (* V2 fija, V3 e Vn como primera
aproximación *)
    END;
  SL[1] := 61.11; V[1] := 0; F[6] := 100; Hf[6] := 4819.25 (*cal/gmol*);
  teale[1] := 308.; p[1] := 10.406;
  teale[2] := 314.; p[2] := 10.070;
  teale[3] := 323.; p[3] := 10.022;
  teale[4] := 332.; p[4] := 9.974;
  teale[5] := 339.; p[5] := 9.926;
  teale[6] := 348.; p[6] := 9.878;
  teale[7] := 354.; p[7] := 9.830;
  teale[8] := 358.; p[8] := 9.782;
  teale[9] := 360.; p[9] := 9.734;
  teale[10] := 360.; p[10] := 9.686;
  teale[11] := 360.; p[11] := 9.638;
  teale[12] := 360.; p[12] := 9.590;
  teale[13] := 360.; p[13] := 9.542;
  teale[14] := 361.; p[14] := 9.495;
  teale[15] := 366.; p[15] := 9.447;
  teale[16] := 372.; p[16] := 9.399;
  t[1] := 308.;
  t[2] := 314.;
  t[3] := 323.;
  t[4] := 332.;
  t[5] := 339.;
  t[6] := 348.;
  t[7] := 354.;
  t[8] := 358.;
  t[9] := 360.;
  t[10] := 360.;
  t[11] := 360.;
  t[12] := 360.;
  t[13] := 360.;
  t[14] := 361.;
  t[15] := 366.;
  t[16] := 372.;
  z[1,6] := 0.3; z[2,6] := 0.3; z[3,6] := 0.4; (* adimensional *)

```

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

END;

PROCEDURE archivo;

(* Procedimiento para manejar el archivo de datos de propiedades de los componentes de la mezcla. *)

VAR resp : char;

PROCEDURE ver;

BEGIN

locdat := true;

reset(datos);

FOR i := 1 TO comp DO BEGIN

read(datos,nombre[i]);

readln(datos);

read(datos,tc[i],pc[i],fac[i]);readln(datos);

read(datos,acp[1,i],acp[2,i],acp[3,i],acp[4,i]);

readln(datos);

END;

clrscr;

writeln('Datos del archivo : ');

writeln('Número de componentes : ',comp);

writeln;

FOR i:= 1 TO comp DO

BEGIN

writeln('Componente 'i:2.' : ',nombre[i]);

writeln('Temperatura crítica : ',tc[i]:5:2);

writeln('Presión crítica : ',pc[i]:6:2);

writeln('Factor acéntrico : ',fac[i]:7:3);

writeln('Constantes para el cálculo del cp (en J/mol *K) :');

FOR j := 1 TO 4 DO writeln('a',j,' : ',acp[j,i]:10);

cont

END

END: (* procedure ver *)

PROCEDURE modificar;

BEGIN

rewrite(datos);

clrscr;writeln;

FOR i := 1 TO comp DO

BEGIN

write('Nombre del Componente 'i:2.' : '); readln(nombre[i]);

write('Temperatura crítica : '); readln(tc[i]);

write('Presión crítica : '); readln(pc[i]);

write('Factor acéntrico : '); readln(fac[i]);

write(datos,nombre[i]);writeln(datos);

writeln(datos,tc[i],pc[i],fac[i]);

writeln('Constantes para el cálculo del cp (en J/mol *K) :');

FOR j := 1 TO 4 DO BEGIN

write('a',j,' : ');

readln(acp[j,i]);

END;

writeln(datos,acp[1,i],acp[2,i],acp[3,i],acp[4,i]);

writeln

END;

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

```

close(datos)
END; (* procedure modificar *)

BEGIN (* procedure archivo *)
assign(datos,'columna.dat');
REPEAT
  clrscr; gotoxy(10,5);
  writeln('Seleccione una de las siguientes opciones : ');
gotoxy(20,10);
  writeln('1 : Visualizar el contenido del archivo de
datos');gotoxy(20,12);
  writeln('2 : Modificar el contenido del archivo de
datos');gotoxy(20,14);
  writeln('3 : Ejecutar el programa');gotoxy(20,16);
  writeln('4 : Salir del programa. ');gotoxy(35,22);
  write('Selección -----> ');
  REPEAT
    read(kbd,selec)
  UNTIL (selec='1') OR (selec='2') OR (selec='3') OR (selec='4');
  clrscr;
  CASE selec OF
    '1' : ver;
    '2' : BEGIN
      write('¿Está seguro? [s/n] ');
      REPEAT
        read(kbd,resp)
      UNTIL (resp='S') OR (resp='s') OR (resp='N') OR (resp='n');
      IF (resp='S') OR (resp='s') THEN modificar
    END;
    '3' : IF NOT lecdat THEN ver
  END (* case *)
UNTIL (selec='3') OR (selec='4')
END; (*procedure archivo *)

```

PROCEDURE tburbuja(VAR x,y : indice1; VAR t : real; p : real; punto : char);
 (* Programa para calcular temperaturas de burbuja y de rocío. Se utiliza la ecuación de estado de Soave-Redlich Kwong. Aplica a mezclas de hidrocarburos y de componentes de polaridad muy baja. *)

```

CONST R = 1.987; (* cal/mol *K *)
      Kij = 0; (* parámetro de interacción binaria *)

VAR alfa,m, tr, pr, Bi, xsup, ysup, k, Hidi, Sidi : indice1;
    A, B, z, Hr, Hid, Htot, Sid, Sr, Stot : indice2;
    Ai : indice3;
    phi : ARRAY [1..10, fases] OF real;
    fase : fases;
    r1, r2, r3, bb, cc, t1, t2, t3, t4, suma, sumatoria, total : real;
    i, j : 1..10;

```

TEMS CON
 FALLA DE ORIGEN

```
numraices : 1..3;
converg1,converg2 : boolean;
```

```
PROCEDURE cubica(a,b,c : real);
CONST pi = 3.141592654;
VAR rm,q,d,alfa,beta,gama,phi,r,s : real;
```

```
FUNCTION raizcub(x : real) : real;
VAR xx : real;
BEGIN
  IF x=0 THEN raizcub := 0 ELSE
  BEGIN
    xx := x;
    IF x<0 THEN xx := -abs(x);
    IF x<0 THEN raizcub := -exp((1/3)*ln(xx))
      ELSE raizcub := exp((1/3)*ln(xx))
  END
END; (* función raíz cúbica *)
```

```
BEGIN (* Procedure cubica *)
  r1 := 0;
  r2 := 0;
  r3 := 0;
  rm := b-sqr(a)/3;
  q := 2*a*sqr(a)/27-a*b/3+c;
  d := sqr(q)/4+rm*sqr(rm)/27;
  IF d>1E-10 THEN BEGIN
    numraices := 1;
    alfa := raizcub(-q/2+sqr(d));
    beta := raizcub(-q/2-sqr(d));
    r1 := alfa+beta-a/3
  END
  ELSE IF (d>-1E-10) AND (d<1E-10) THEN
  BEGIN
    numraices :=2;
    alfa := raizcub(-q/2);
    r1 := 2*alfa-a/3;
    r2 := -alfa-a/3
  END
  ELSE BEGIN
    numraices := 3;
    s := -q/2;
    r := -rm/3;
    gama := s/(r*sqr(r));
    phi := pi/2-arctan(gama/sqr(1-sqr(gama)));
    r1 := 2*sqr(r)*cos(phi/3)-a/3;
    r2 := 2*sqr(r)*cos((phi+2*pi)/3)-a/3;
    r3 := 2*sqr(r)*cos((phi+4*pi)/3)-a/3
  END
END; (* procedure cubica *)
```

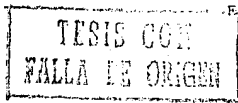
```
PROCEDURE coefug(t : real);
VAR term1,term2,term3 : real;
```

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

```

BEGIN (* procedure coefug *)
B[liq] := 0; B[vap] := 0;
FOR i := 1 TO comp DO
  BEGIN
    tr[i] := t/tc[i];
    pr[i] := p/pc[i];
    m[i] := 0.480-1.574*fac[i]-0.176*sqr(fac[i]);
    alfa[i] := sqr(1+m[i]*(1-sqrt(tr[i])));
    Ai[1,i] := 0.42747*alfa[i]*pr[i]/sqr(tr[i]);
    Bi[i] := 0.08664*pr[i]/tr[i];
    B[liq] := B[liq]+x[i]*Bi[i];
    B[vap] := B[vap]+y[i]*Bi[i]
  END;
FOR i := 1 TO comp-1 DO
  FOR j := i+1 TO comp DO BEGIN
    Ai[i,j] := (1-Ki[j])*sqr(Ai[1,i]*Ai[1,j]);
    Ai[j,i] := Ai[i,j]
  END;
A[liq] := 0; A[vap] := 0;
FOR i := 1 TO comp DO
  FOR j := 1 TO comp DO
    BEGIN
      A[liq] := A[liq]+x[i]*x[j]*Ai[1,j];
      A[vap] := A[vap]+y[i]*y[j]*Ai[1,j]
    END;
FOR fase := liq TO vap DO
  BEGIN
    bb := A[fase]-B[fase]-sqr(B[fase]);
    cc := -A[fase]*B[fase];
    cubica(-1,bb,cc);
    IF fase=liq THEN
      CASE numraices OF
        1 : z[liq] := r1;
        2 : IF r1<r2 THEN z[liq] := r1 ELSE z[liq] := r2;
        3 : BEGIN
            IF r1<r2 THEN BEGIN
              z[liq] := r1;
              IF z[liq]>r3 THEN z[liq] := r3
            END
            ELSE IF r2<r3 THEN z[liq] := r2
              ELSE z[liq] := r3;
          END
        END; (* case *)
    IF fase=vap THEN
      CASE numraices OF
        1 : z[vap] := r1;
        2 : IF r1>r2 THEN z[vap] := r1 ELSE z[vap] := r2;
        3 : BEGIN
            IF r1>r2 THEN BEGIN
              z[vap] := r1;
              IF z[vap]<r3 THEN z[vap] := r3
            END
            ELSE IF r2>r3 THEN z[vap] := r2
              ELSE z[vap] := r3;
          END
      END
  END

```

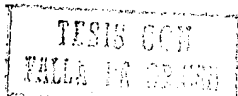


```

                END
            END; (* case *)
        END;
    FOR i := 1 TO comp DO
        FOR fase := liq TO vap DO
            BEGIN
                term1 := Bi[i]*(z[fase]-1)/B[fase];
                term2 := ln(z[fase]-B[fase]);
                term3 := (A[fase]/B[fase])*(2*sqrt(Ai[i,1]/A[fase])-
                Bi[i]/B[fase])
                    *ln(1+B[fase]/z[fase]);
                phi[i,fase] := exp(term1-term2-term3);
            END;
        FOR i := 1 TO comp DO BEGIN
                k[i] := phi[i,liq]/phi[i,vap];
                kproc[i] := k[i]
            END;
    CASE punto OF
        'b','B' : BEGIN (* normalización de las y[i]'s *)
                suma := 0;
                FOR i := 1 TO comp DO BEGIN
                        y[i] := k[i]*x[i];
                        suma := suma+y[i]
                    END;
                FOR i := 1 TO comp DO y[i] := y[i]/suma;
            END;
        'r','R' : BEGIN (* normalización de las x[i]'s *)
                suma := 0;
                FOR i := 1 TO comp DO BEGIN
                        x[i] := y[i]/k[i];
                        suma := suma+x[i]
                    END;
                FOR i := 1 TO comp DO x[i] := x[i]/suma;
            END
        END
    END (* case *)
END; (* procedure coefug *)

PROCEDURE entalpia;
CONST tref = 0.0; (* temperatura de referencia en °K *)
VAR sumah1,sumahv : real;
BEGIN
    sumah1 := 0; sumahv := 0;
    FOR i := 1 TO comp DO
        FOR j := 1 TO comp DO
            BEGIN
                sumah1 := sumah1+x[i]*x[j]*Ai[i,j]*(1-
                m[i]*sqrt(tr[i])/(2*sqrt(alfa[i])))
                    -
                m[j]*sqrt(tr[j])/(2*sqrt(alfa[j])));
                sumahv := sumahv+y[i]*y[j]*Ai[i,j]*(1-
                m[i]*sqrt(tr[i])/(2*sqrt(alfa[i])))
                    -
                m[j]*sqrt(tr[j])/(2*sqrt(alfa[j])));
            END;
        END;
    Hr[liq] := R*t*(z[liq]-1-sumah1*(ln((z[liq]+B[liq])/z[liq]))/B[liq]);

```



```

Hr[vap] := R*t*(z[vap]-1-sumahv*(ln((z[vap]*B[vap])/z[ref]))/B[vap]);
Hid[liq] := 0; Hid[vap] := 0;
FOR i := 1 TO comp DO
  BEGIN
    t1 := acp[1,i]*(t-tref);
    t2 := (acp[2,i]/2)*((t*t)-(tref*tref));
    t3 := (acp[3,i]/3)*(t*sqr(t)-tref*sqr(tref));
    t4 := (acp[4,i]/4)*(sqr(t)*sqr(t)-sqr(tref)*sqr(tref));
    Hid[i] := (t1+t2+t3+t4)*0.23898; (* 0.23898 cal/J --> ya que el Cp
                                     dado en Joules y R se utiliza
                                     en calorías *)
    Hid[liq] := Hid[liq]+x[i]*Hid[i];
    Hid[vap] := Hid[vap]+y[i]*Hid[i];
  END;
FOR fase := liq TO vap DO Htot[fase] := Hid[fase]-Hr[fase];
Hvproc := Htot[vap]; hlproc := Htot[liq];
END;

PROCEDURE entropia;
CONST po = 1.0; (* presión de referencia para el cálculo de S *)
  tref = 0.1;
VAR sumaliq,sumavap : real;
  ai,ac : indice1;
  atos : indice2;
BEGIN
  FOR i := 1 TO comp DO BEGIN
    ac[i] := 0.42748*sqr(R*tc[i])/pc[i];
    ai[i] := ac[i]*alfa[i];
  END;
  atos[liq] := 0.0; atos[vap] := 0.0;
  FOR i := 1 TO comp DO
    FOR j := 1 TO comp DO BEGIN
      atos[liq] :=
atos[liq]+x[i]*x[j]*sqr(ai[i]*ai[j]);
      atos[vap] :=
atos[vap]+y[i]*y[j]*sqr(ai[i]*ai[j]);
    END;
  sumaliq := 0; sumavap := 0;
  FOR i := 1 TO comp DO
    FOR j := 1 TO comp DO
      BEGIN
        sumaliq := sumaliq+x[i]*x[j]*m[j]*sqr(ai[i]*ac[j]*tr[j]);
        sumavap := sumavap+y[i]*y[j]*m[j]*sqr(ai[i]*ac[j]*tr[j]);
      END;
  Sr[liq] := R*(ln(z[liq]-B[liq])+(A[liq]/B[liq])*(sumaliq/atos[liq])*
ln(1+B[liq]/z[liq]));
  Sr[vap] := R*(ln(z[vap]-B[vap])+(A[vap]/B[vap])*(sumavap/atos[vap])*
ln(1+B[vap]/z[vap]));
  Sid[liq] := 0; Sid[vap] := 0;
  FOR i := 1 TO comp DO
    BEGIN
      t1 := acp[1,i]*ln(t/tref);
      t2 := acp[2,i];
      t3 := (acp[3,i]/2)*(sqr(t)-sqr(tref));

```

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN


```

t4 := (acp[4,1]/3)*(t*sqr(t)-tref*sqr(tref));
Sidi[1] := (t1+t2+t3+t4)*0.23898; (* 0.23898 cal/J --> ya que el Cp
está dado en Joules y R se utiliza
en calorías *)

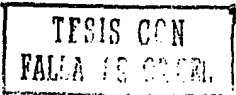
Sid[liq] := Sid[liq]+x[1]*Sidi[1];
Sid[vap] := Sid[vap]+y[1]*Sidi[1];
END;
FOR fase := liq TO vap DO Stot[fase] := Sid[fase]+Sr[fase]-R*ln(p/p0);
Svproc := Stot[vap]; Slproc := Stot[liq];
END;

```

```

PROCEDURE chequear (sumat : real);
BEGIN
CASE punto OF
'B', 'b' : IF (numraices<3) AND (ABS(1-sumat)<0.01)
THEN BEGIN
converg2 := false;
write('Suponga otra temperatura : ');
readln(t);
END
ELSE
BEGIN
converg2 := true;
IF sumat>1.001 THEN BEGIN
write('Suponga una temperatura más baja :
');
readln(t);
END;
IF sumat<0.95 THEN BEGIN
write('Suponga una temperatura más alta
: ');
readln(t);
END
END;
'R', 'r' : IF (numraices<3) AND (ABS(1-sumat)<0.01)
THEN BEGIN
converg2 := false;
write('Suponga otra temperatura : ');
readln(t);
END
ELSE
BEGIN
converg2 := true;
IF sumat>1.001 THEN BEGIN
write('Suponga una temperatura más alta :
');
readln(t);
END;
IF sumat<0.95 THEN BEGIN
write('Suponga una temperatura más baja
: ');
readln(t);
END
END
END

```



```

END
END;

PROCEDURE burbuja;
BEGIN
  REPEAT
    t := t+0.05;
    REPEAT
      FOR i := 1 TO comp DO ysup[i] := y[i];
      coefug(t);
      sumatoria := 0;
      FOR i := 1 TO comp DO sumatoria := sumatoria+k[i]*x[i];
      writeln('Σkixi = ',sumatoria:7:5);
      checar(sumatoria);
      writeln(numraices);
      converg1 := true;
      FOR i := 1 TO comp DO IF ABS(ysup[i]-y[i])>0.0001 THEN converg1 :=
false
      UNTIL converg1;
      writeln('T = ',t:4:2);
      suma := 0;
      FOR i := 1 TO comp DO suma := suma+k[i]*x[i];
      UNTIL (ABS(suma-1)<0.001) AND (converg2);
      entalpia;
      entropia;
      writeln('Para una composición de la fase líquida');
      FOR i := 1 TO comp DO writeln('x('i,') = ',x[i]:5:3);
      writeln('El programa ha encontrado la temperatura de burbuja',
        ' como Tb = ',t:4:2,' K ');
      writeln('Se encontró una composición del vapor como:');
      FOR i := 1 TO comp DO writeln('y('i,') = ',y[i]:8:4);
      writeln('Los coeficientes de reparto son :');
      FOR i := 1 TO comp DO writeln('k('i,') = ',k[i]:6:4);
      writeln('La entalpía del liquido es h = '
        ',Htot[liq]:6:2,' cal/gmol');
      writeln('La entalpía del vapor es H = '
        ',Htot[var]:6:2,' cal/gmol');
    END;
  END;

PROCEDURE rocio;
BEGIN
  suma := 0;
  FOR i := 1 TO comp-1 DO
    BEGIN
      write('Valor de y('i,') : ');
      readln(y[i]);
      suma := suma+y[i]
    END;
  y[comp] := 1-suma;
  suma := 0;
  FOR i := 1 TO comp-1 DO
    BEGIN
      write('Valor supuesto de x('i,') : ');
      readln(x[i]);
      suma := suma+x[i]
    END;
  END;

```

TESIS CON
 FALLA DE CR.GEN

```

END;
x[comp] := 1-suma;
write('Valor supuesto de la temperatura Tr (en °K) : ');
readln(t);
REPEAT
  t := t-0.05;
  REPEAT
    FOR i := 1 TO comp DO xsup[i] := x[i];
    coefug(t);
    sumatoria := 0;
    FOR i := 1 TO comp DO sumatoria := sumatoria+y[i]/k[i];
    writeln(sumatoria:7:5);
    checar(sumatoria);
    writeln(numraices);
    convergi := true;
    FOR i := 1 TO comp DO IF ABS(xsup[i]-x[i])>0.0001 THEN convergi :=
false
  UNTIL convergi;
  writeln(t:4:2);
  suma := 0;
  FOR i := 1 TO comp DO suma := suma+y[i]/k[i]
  UNTIL (ABS(suma-1)<0.001) AND (converg2);
  entalpia;
  entropia;
  writeln('Para una composición de la fase vapor');
  FOR i := 1 TO comp DO writeln('y(' ,i ,') = ',y[i]:5:3);
  writeln('El programa ha encontrado la temperatura de rocío',
  ' como Tr = ',t:4:2,' °K ');
  writeln('Se encontró una composición del líquido como:');
  FOR i := 1 TO comp DO writeln('x(' ,i ,') = ',x[i]:8:4);
  writeln('Los coeficientes de reparto son :');
  FOR i := 1 TO comp DO writeln('k(' ,i ,') = ',k[i]:6:4);
  writeln('La entalpia del liquido es h = '
  ,Htot[liq]:6:2,' cal/gmol');
  writeln('La entalpia del vapor es H = '
  ,Htot[vap]:6:2,' cal/gmol');
END;

BEGIN (* Bloque ejecutable principal del PROCEDURE tburbuja *)
  BEGIN
    clrscr;
    writeln('Temperatura en el plato : ',t:7:2);
    CASE punto OF
      'b' : burbuja;
      'c' : coefug(t)
    END; (* case *)
    writeln;writeln;
  END;
END; (* Fin del PROCEDURE tburbuja *)

PROCEDURE matriz; (* Genera los elementos de la matriz tridiagonal *)
VAR t1,t2 : real;
BEGIN
  FOR j := 2 TO n DO
    BEGIN

```

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

```

suma := 0;
FOR m := 1 TO j-1 DO suma := suma+F[m]-SV[m]-SL[m];
A[j] := V[j]+suma-V[1]
END;
FOR i := 1 TO comp DO
FOR j := 1 TO n DO
BEGIN
suma := 0;
FOR m := 1 TO j DO suma := suma+F[m]-SV[m]-SL[m];
t1 := V[j+1]+suma-V[1]+SL[j];
t2 := V[j]+SV[j];
B[i,j] := -1.000*(t1+t2*k[i,j]);
D[i,j] := -F[j]*z[i,j];
END;
FOR i := 1 TO comp DO
FOR j := 1 TO n-1 DO C[i,j] := V[j-1]*k[i,j-1]
END; (* procedure matriz *)

PROCEDURE seltrid; (* Resuelve la matriz tridiagonal *)
VAR l,u,am : ARRAY [1..40,1..40] OF real;
zm : ARRAY [1..40] OF real;
BEGIN
writeln('Elementos de la matriz tridiagonal para el componente ',i:2,
:');
FOR j := 1 TO n DO BEGIN
IF j>1 THEN write('A[':j:2,'] = ',A[j]:8:3)
ELSE write(' ':16);
write('B[':10:1,',':j:2,'] = ',B[i,j]:11:3);
IF j<n THEN writeln('C[':10:1,',':j:2,'] =
',C[i,j]:8:3)
END;
FOR w := 1 TO n DO FOR w := 1 TO n DO am[w,w] := 0;
FOR w := 1 TO n DO am[w,w] := B[i,w];
FOR w := 1 TO n-1 DO am[w,w+1] := C[i,w];
FOR w := 2 TO n DO am[w,w-1] := A[w];
FOR w := 1 TO n DO am[w,n+1] := D[i,w];
l[1,1] := am[1,1];
u[1,2] := am[1,2]/l[1,1];
FOR m := 2 TO n-1 DO BEGIN
l[m,m-1] := am[m,m-1];
l[m,m] := am[m,m]-l[m,m-1]*u[m-1,m];
u[m,m+1] := am[m,m+1]/l[m,m]
END;
l[n,n-1] := am[n,n-1];
l[n,n] := am[n,n]-l[n,n-1]*u[n-1,n];
zm[1] := am[1,n+1]/l[1,1];
FOR m := 2 TO n DO zm[m] := (1/l[m,m])*(am[m,n+1]-l[m,m-1]*zm[m-1]);
x[i,n] := zm[n];
FOR m := n-1 DOWNTO 1 DO x[i,m] := zm[m]-u[m,m+1]*x[i,m+1];
writeln;
writeln('Resultados para el componente : ',i:2);writeln;
FOR m := 1 TO n DO writeln('x',i,m,' = ',x[i,m]:8:6);
END;

PROCEDURE normaliz;

```

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

```

BEGIN
  clrscr;
  writeln('xij normalizadas :');writeln;
  FOR j := 1 TO n DO
    BEGIN
      sumaxs[j] := 0;
      FOR i := 1 TO comp DO sumaxs[j] := sumaxs[j]+x[i,j];
      FOR i := 1 TO comp DO
        BEGIN
          x[i,j] := x[i,j]/sumaxs[j];
          write('x':10,i,',',j:2,' = ',x[i,j]:7:5)
        END;
      writeln;
    END;
  END;

PROCEDURE fluvap;
VAR t1,t2,t3 : real;
BEGIN
  clrscr;
  FOR j := 2 TO n-1 DO
    BEGIN
      alfa[j] := hltot[j-1]-Hvtot[j];
      beta[j] := Hvtot[j+1]-hltot[j];
      suma := 0;
      FOR m := 1 TO j-1 DO suma := suma+F[m]-SL[m]-SV[m];
      t1 := (hltot[j]-hltot[j-1]);
      t2 := (hltot[j]-Hf[j]);
      t3 := (Hvtot[j]-hltot[j]);
      gama[j] := (suma-V[1])*t1+F[j]*t2+SV[j]*t3;
      write('alfa',j,' = ',alfa[j]:9:2);
      write('beta':10,j,' = ',beta[j]:9:2);
      writeln('gama':10,j,' = ',gama[j]:9:2)
    END;
  writeln;
  FOR j := 2 TO n-1 DO
    BEGIN
      IF j = 2 THEN Vcalc[j+1] := (gama[j]-alfa[j]*V[j])/beta[j]
      ELSE Vcalc[j+1] := (gama[j]-alfa[j]*Vcalc[j])/beta[j];
      writeln('v',j-1,' = ',Vcalc[j+1]:7:3)
    END;
  END;

PROCEDURE converg;
BEGIN
  clrscr;
  suma := 0;
  FOR j := 1 TO n DO suma := suma+sqr((t[j]-tcalc[j])/t[j]);
  writeln('Σ((Tjk-Tjk+1)/Tjk)² = ',suma:12:8);
  writeln;
  IF suma <= 1e-5 THEN BEGIN
    convergencia := true;
    writeln('La convergencia ha sido alcanzada.')
  END
  ELSE BEGIN

```

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

```

FOR j := 1 TO n DO t[j] := tcalc[j];
FOR j := 3 TO n DO V[j] := Vcalc[j];
convergencia := false;
conta := succ(conta);
writeln('Se empieza la siguiente iteración con :
');
writeln;
FOR j := 1 TO n DO
  BEGIN
    write('T',j,' = ',t[j]:6:3);
    writeln('V':10,j,' = ',V[j]:7:4)
  END;
END;
END;

PROCEDURE fluiq;
BEGIN
  writeln;writeln;
  writeln('Los flujos de liquido son:');
  FOR j := 1 TO n DO
    BEGIN
      suma := 0;
      FOR m := 1 TO j DO suma := suma-F[m]-SL[m]-SV[m];
      L[j] := V[j+1]+suma-V[1];
      writeln('L',j,' = ',L[j]:8:3)
    END
  END;
END;

PROCEDURE cargter;
VAR suma1,suma2 : real;
BEGIN
  Q[1] := V[2]*Hvtot[2]+F[1]*Hf[1]-(L[1]+SL[1])*hltot[1]-V[1]*Hvtot[1];
  suma1 := 0;
  FOR j := 1 TO n DO suma1 := suma1+F[j]*Hf[j]-SL[j]*hltot[j]-
  SV[j]*Hvtot[j];
  suma2 := 0;
  FOR j := 2 TO n-1 DO suma2 := suma2-Q[j];
  Q[n] := suma1-suma2-V[1]*Hvtot[1]-L[n]*hltot[n];
  writeln('Las cargas térmicas son :');
  writeln('Carga en el condensador : ',Q[1]:9:4,' cal');
  writeln('Carga en el rehevridor : ',Q[n]:9:4,' cal')
END;

PROCEDURE respuestas;
BEGIN
  assign(resp,'rescol.txt');
  rewrite(resp);
  writeln(resp,'Respuestas de la simulación para la columna de
destilación. ');
  writeln(resp,'Método de Wang & Henke. ');
  writeln(resp);
  writeln(resp,'Número de componentes de la mezcla : ',comp:2);
  FOR i := 1 TO comp DO writeln(resp,nombre[i]);
  writeln(resp,'Número de platos : ',n:3);
  writeln(resp);

```

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

```

writeln(resp, 'Las presiones especificadas para cada plato son :');
FOR j := 1 TO n DO writeln(resp, 'Plato ', j:2, 'P = ':8, p[j]:7:2);
writeln(resp);
writeln(resp, 'Las temperaturas, flujos de liquido y vapor para cada
plato son :');
FOR j := 1 TO n DO writeln(resp, 'Plato ', j:2, 'T = ':8, tcalc[j]:7:2, 'L =
':8,
                                L[j]:8:3, 'V = ':8, v[j]:8:3);
writeln(resp);
writeln(resp, 'Las composiciones de liquido y de vapor, y Kij por plato
son :');
FOR j := 1 TO n DO
  FOR i := 1 TO comp DO writeln(resp, 'x', i, ', ', j:2, ' = ', x[i, j]:8:5,
                                'y', i, ', ', j:2, ' = ', y[i, j]:8:5,
                                'k', i, ', ', j:2, ' = ', k[i, j]:8:5);
writeln(resp);
writeln(resp, 'Las entalpías y entropías por cada plato son :');
FOR j := 1 TO n DO
  BEGIN
    writeln(resp, 'Plato ', j:2, 'Hvap = ':8, Hvtot[j]:7:2, 'hliq =
':8, hltot[j]:7:2);
    writeln(resp, 'Svap = ':16, Svap[j]:7:2, 'Sliq = ':8, Sliq[j]:7:2)
  END;
  writeln(resp);
  writeln(resp, 'Las exergías por corriente y por plato son :');
  FOR j := 1 TO n DO writeln(resp, 'Plato ', j:2, 'Ex var =
':15, Exvap[j]:7:2,
                                'Ex liq = ':18, Exliq[j]:7:2);
  writeln(resp);
  writeln(resp, 'Carga en el condensador : ', Q[1]:9:4, ' cal/unidad de
tiempo');
  writeln(resp, 'Carga en el rehevridor : ', Q[n]:9:4, ' cal/unidad de
tiempo');
  writeln(resp);
  writeln(resp, 'Número de iteraciones necesarias : ', conta:2);
  close(resp)
END;

BEGIN (* Bloque ejecutable principal *)
  pantalla;
  asignac;
  lecdat := false;
  archivo;
  IF selec<>'4' THEN
  BEGIN
    conta := 1;
    clrscr;
    FOR i := 1 TO comp DO BEGIN
      xproc[i] := z[1,6];
      yproc[i] := z[1,6]
    END;
    tburbuja(xproc, yproc, tcalc[6], p[6], 'b');
    FOR j := 1 TO n DO
      FOR i := 1 TO comp DO k[i, j] := kproc[i];
    writeln('Cálculo preliminar para generar coeficientes de reparto.');
```

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

```

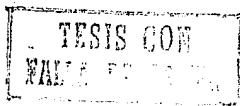
cont;
REPEAT
  writeln('ITERACION No. ',conta:3);
  writeln;
  matriz;
  FOR i := 1 TO comp DO seltrid;
  normaliz;
  FOR j := 1 TO n DO
    BEGIN
      write('Cálculo de temperatura de burbuja en el ');
      writeln('Plato ----> ',j:2);
      FOR i := 1 TO comp DO BEGIN
        xproc[i] := x[i,j];
        writeln('x',i,' = ',xproc[i]:8:3)
        END;
      tburbuja(xproc,yproc,tcalc[j],p[j], 'b');
      FOR i := 1 TO comp DO BEGIN
        y[i,j] := yproc[i];
        k[i,j] := kproc[i]
        END;
      Hvtot[j] := Hvproc; hltot[j] := hlproc;
      Svap[j] := Svproc; Sliq[j] := Slproc
    END;
    FOR j := 1 TO n DO writeln('Plato : ',j:2,'H vap =
':10,Hvtot[j]:8:2,
                                ' h liq = ':20,hlproc[j]:8:2);
    fluvap;
    converg
UNTIL convergencia;
fluliq;
cargter;
FOR j := 1 TO n DO BEGIN
  Exvap[j] := Hvtot[j]-Svap[j]*Tamb;
  Exliq[j] := Hltot[j]-Sliq[j]*Tamb
END;
  respuestas
END
END. (* Termina el programa *)->

```


BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

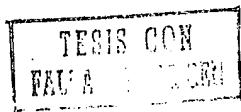
- (1) Anaya D. A. y Rivera R. Ricardo; "Aplicación del análisis exergético para la optimización del uso de la energía en plantas industriales"; Revista IMIQ; Vol. II, sep-oct, pp.11-18, 1989.
- (2) Angulo B. F., Mala C. y Olivera Z. F.; "¿Es posible modificar la ecuación de Clausius-Clapeyron?"; VII Coloquio de Termodinámica (Memorias); 2 de Agosto de 1991.
- (3) Bazúa R., E.; "Análisis Termodinámico de Procesos e Integración Térmica de Procesos"; U.N.A.M., F.Q., pp. 15-25, 1989.
- (4) Borel, L.; Théorie générale de l'exergie et applications pratiques (bilan exergétique, coénergie et coenthalpie); Entropie; ene-feb, No. 85, pp.3-14, 1979.
- (5) Borel, L.; Théorie générale de l'exergie et applications pratiques (cotraitement de la chaleur, cotraitement - transformation et pertes exergétiques) Entropie; mar-abr, No. 86, pp.3-12, 1979.
- (6) Borel, L.; Théorie générale de l'exergie et applications pratiques (rendement exergétique); Entropie; ene-feb, No. 87, pp.4-16, 1979.
- (7) Boston, J. C. and Sullivan, S. L. Jr; "An Improved Algorithm for Solving the Mass Balance Equations in Multistage Separation Processes"; J. Chem. Eng.; Vol 50, 663 (1972).
- (8) Brousse, E., Claudel B. y Jallut C., "Modeling and Optimization of the Steady State Operation of a Vapour Recompression Distillation Column"; Chemical Engineering Science; Vol. 40, No. 11, pp. 2073-2078; 1985.



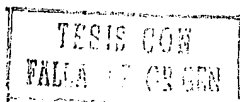
- (9) Curzon, F. L. y Ahlborn, B.; "Optimization in work cycles: a new concept"; J. Am. Phys.; Vol. 43 No. 22, 1975.
- (10) De Groot, S. P.; "Termodinámica de los Procesos Irreversibles"; Ed. Alhambra S.A.; Barcelona España, pp.263; 1968.
- (11) Dode, M.; "De la definition de l'entropie en thermodynamique classique"; Entropie; No. 132; pp. 17-31; 1986.
- (12) Doolittle, Jesse S. & Hale, Francis J.; "Thermodynamics for Engineers"; Ed. John Wiley; U.S.A. 1984.
- (13) García-Colín, L.; "De la máquina de vapor al cero absoluto (calor y entropía)"; Ed. Fondo de Cultura Económica; México D.F.; pp. 147; 1986.
- (14) Geyer, G. R. y Kline, P. E.; "Energy Conservation Schemes for Distillation Processes"; Chemical Engineering Progress; pp. 49-51; Mayo 1976.
- (15) Hadambi, V. & Prasad, M.; "Conversión de Energía (Ciclos de Conversión de Energía)" Volumen II; Ed. Limusa; México 1984.
- (16) Heebon, G. y Mathieu, P.; "Etude comparée de diverses théories de thermodynamique du non-équilibre"; Entropie; No. 100; pp. 75-86; 1981.
- (17) Henley, E.J. & Seader, J.D.; "Equilibrium Stage Separation Operations in Chemical Engineering"; John Wiley; U.S.A. 1981.
- (18) Holland, Charles D.; "Fundamentals of Multicomponent Distillation"; McGraw Hill; U.S.A. 1981.
- (19) Kaiser, V. y Gourtia, J.P.; "The ideal Column Concept: applying exergy to distillation"; Chemical Engineering; Aug. 19; pp. 45-53; 1985.

TESIS CON
FALSA DE ORIGEN

- (20) King, C. J.; "Separation Processes"; 2a. Ed.; McGraw Hill, U.S.A. 1981.
- (21) Kuiken, G. D.; "Note sur la définition de l'entropie"; Entropie; No. 85; ene-feb; pp.15-19; 1979.
- (22) Lesoud, U.B y Hallegatte, R.; "Le concept de Fonction de production de procede: bases fondamentales et application au calcul des rendements de cycles thermodynamiques irréversibles"; Entropie; No. 128; pp.25-33; 1986.
- (23) Madox, J.D. y Hines, R.; "Transferencia de Masa"; Prentice Hall; México 1989.
- (24) Mathias, Paul M.; "A versatile phase equilibrium Equation of State"; Ind. Eng. Chem. Process Res. Dev.; Vol. 22, No. 3, pp. 385-391; 1983.
- (25) Meili, Albert; Meili, Albert; "Heat Pumps for Distillation Columns"; Sulzer Brothers; Chemical Engineering Progress; pp. 60-65.
- (26) Mehla, P. y Thumann, A.; "Handbook of Energy Engineering"; The Fairmont Press/Prentice Hall; USA; 1989.
- (27) Mix, T. J., Dweck, J. S. y Weinberg, M.; "Energy Conservation in Distillation"; Chemical Engineering Progress; pp.49-55; Abril, 1978.
- (28) Moring Faires, Virgil; "Termodinámica"; 2a. ed.; Unión Tipográfica Editorial Hispano-Americana (UTEHA); México 1980.
- (29) M. Diaz, P. y Muntaner A. R.; "Química física"; Vol. I y II; Ed. Alhambra; Barcelona España; pp. 1407; 1984.
- (30) Null, H. R.; "Heat Pumps in Distillation"; Chemical Engineering Progress; pp.58-64; Julio, 1976.



- (31) Perry, R. y Chilton C.; "Manual del Ingeniero Químico"; 5a.; McGraw Hill, México, 1988.
- (32) Prausnitz, J.M.; "Calculation of phase equilibria for separation operation"; Trans. Inst. Chem. Eng., Vol. 59; 1981.
- (33) Reid, Robert C. et al.; "The properties of gases and liquids"; 4a. ed.; Mc-Graw Hill; U.S.A.; 1988.
- (34) Salamon, P. y Nitzan, A.; "The time optimizations of a Newton's law Carnot cycle"; J. Chem. Phys.; Vol. 74, No. 6; march 15; pp. 3546-3560; 1981.
- (35) Schoosmith, John N.; "Numerical Analysis"; Encyclopedia of Physical Science and Technology; Vol. 9; N.A.S.A.; Langler Research Center; 1987.
- (36) Shinskey, F. G.; "Energy-Conserving Control Systems for Distillation Units; Chemical Engineering Progress; pp. 73-78; Mayo, 1976.
- (37) Shinskey, F. G.; "Distillation Control for Productivity and Energy Conservation"; 2a.; McGraw Hill Book Company; New York, USA; 1984
- (38) Smith & Van Ness; " Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química"; Mc. Graw Hill; México D.F.; 1989.
- (39) Soave, G.; "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State"; Chem. Eng. Sci.; Vol. 27, p. 1197; 1972.
- (40) Soulas, M. y Hlajik, J.; "Bilan exogétique d'une pompe à chaleur à condensation directe"; Entropie; No. 118, pp.24-28; 1984.



- (41) Sterlini, G.D.; "Note sur la définition de l'entropie; les pompes à chaleur polytropiques"; Entropie; No. 84; nov-dic; pp. 10-24; 1978.
- (42) Stryjek, R. & Vera, J.H.; "An improved Peng-Robinson equation of state for pure compounds and mixtures"; The Canadian Journal of Chemical Engineering; Vol. 64; April. pp. 323-33; 1986.
- (43) Tandeur, D. y Kuaalen, E.; "Equipartition of entropy production an-optimality criterion for transfer and separation processes"; Ind. and Eng. Chem. Res.; Vol 26; No. 1, pp. 50-56; 1987.
- (44) Van Wylen, J. & Sonntag, Richard E.; "Fundamentos de Termodinámica"; Ed. Limusa; México 1982.
- (45) Wallas; "Phase Equilibria in Chemical Engineering"; Ed. Butterwort; Boston; 1986.
- (46) Wang, J.C. & Henke, E.; "Tridiagonal Matrix for Distillation"; Hydrocarbon Processing, Vol 45(8), 155 (1966).

