

300618



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA
INCORPORADA A LA U. N. A. M.

10
20

SIMULACION DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES PARA LA OBTENCION DE OXIGENO Y NITROGENO LIQUIDOS

TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
JORGE RUBEN RAMIREZ ROJAS

DIRECTOR DE TESIS:
ING. JORGE GARCIA ACEVEDO

MEXICO, D. F.

1994

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.

**Gracias SEÑOR por permitirme
alcanzar esta meta.**

**A mis Padres, Julio y Alma , con toda
mi admiración y respeto por ser unos
Papás tan maravillosos. Gracias por
todo su amor y comprensión.**

**A mis Hermanos, Julio y Ricardo.
Gracias por estar siempre conmigo.**

**A mis Abuelitos, Ricardo y Ma. de los
Angeles. A quienes quiero con todo mi
corazón.**

**A mis Tíos:
Ricardo y Lolita
Francisco e Irene
Eduardo y Olga
por su inapreciable apoyo y cariño.**

**A todos mis Primos, por los momentos
tan fantásticos que hemos pasado juntos.**

**A la memoria de Carlitos. Gracias por
los hermosos recuerdos que dejaste
con nosotros.**

**A Mariane, por toda la alegría que
nos has traído.**

A todos mis compañeros. Por los momentos inolvidables que vivimos.

A todos mis Maestros.

Al Ing. Armando Quintanilla Pérez Lete y al Ing. Jorge García Acevedo, por su valiosa ayuda para la realización de esta TESIS.

A la Escuela de Química de la Universidad La Salle.

I N D I C E G E N E R A L

OBJETIVOS.

CAPITULO UNO: INTRODUCCION A LOS PROCESOS DE SEPARACION DE AIRE.

1.1	Introducción	1
	Composición del Aire	2
	Destilación del Aire	3
1.2	Descripción de la Operación de los Componentes de una Planta para la Destilación de Aire	4
	Compresor y Post - Enfriador.	4
	Intercambiador Reversible.	7
	Adsorbedores.	7
	Columnas de Destilación Superior e Inferior	9
	Condensador Principal	11
	Aislamiento y Pérdidas de Refrigeración	11
	Turbinas. Fuentes de Refrigeración	13
1.3	Proceso Criogénico del Aire	15
	Definición de las Condiciones NTP	15
	Remoción de Contaminantes	15
	Rango de Limpieza	21
	Calentamiento del Nitrógeno	21
	Pre calentamiento de Oxígeno	23
	Parámetros Operacionales de la Doble Columna	23
	Definición de Atmósfera	25
	Reflujos	25

CAPITULO DOS: CICLOS DE SEPARACION DE AIRE.

2.1	Ciclos de Separación de Aire	29
2.2	Prepurificadores vs. Intercambiadores Reversibles	29
2.3	Ciclos de Gas	30
	Ciclos para Oxígeno	31
	Ciclos para Oxígeno y Nitrógeno	32
	Ciclos para Nitrógeno	33
2.4	Ciclos para Gas y Líquido	33
2.5	Producción de Líquido	37
	Ciclos de Licuefacción de Presión Media	40
2.6	Producción de Argón	40

CAPITULO TRES : ELECCION DEL CICLO Y PLANTA ADECUADA.

3.1 Selección del Ciclo y Planta Adecuada	48
Características del Cliente	48
Características de la Planta	49
Plantas de Gas	49
Plantas de Líquido	49
Producción de Argón	50
3.2 Selección del Ciclo	50

CAPITULO CUATRO : EQUILIBRIO DE FASES.

4.1 Equilibrio de Fases	56
4.2 Naturaleza del Equilibrio	56
4.3 Criterios de Equilibrio	57
Regla de las Fases. Teorema de Duhem	57
4.4 Equilibrio Líquido - Vapor. Idealizaciones	58
4.5 Cálculos del Equilibrio Líquido - Vapor	61
Presión de Vapor	64
Coeficiente de Fugacidad de i Puro	65
Coeficiente de Fugacidad de i en Fase Vapor	65
Coeficiente de Actividad	65
4.6 Rutinas de Cálculo	67
Cálculo de Temperatura de Burbuja	68
Cálculo de Temperatura de Rocío	69
Cálculo del Flasheo de una Mezcla	71

CAPITULO CINCO : SISTEMAS DE DESTILACION MULTICOMPONENTES

5.1 Sistemas de Destilación Multicomponentes	76
Limitaciones de las Especificaciones	78
Condición de la Alimentación	79
Componentes Clave	81
5.2 Relación Mínima de Reflujo	83
5.3 Reflujo Total	85
Composiciones de los Productos	85
5.4 Localización del Plato de alimentación	86
5.5 Método de Cálculo de Lewis y Matheson	87
Correcciones a la Composición	88

5.6	Relaciones Líquido - Vapor	89
5.7	Método de Thiele y Geddes	91
5.8	Alimentaciones Múltiples	94
CAPITULO SEIS : SIMULADOR.		
6.1	Simulador	98
	Temperaturas de Saturación	98
	Curvas de Equilibrio para Sistemas Binarios	99
	Equilibrio Líquido - Vapor	99
	Entalpias	99
	Datos Termodinámicos	99
	Torres de Destilación	100
	Compresor	101
6.2	Ejemplos	102
	Menú Principal	103
	Temperaturas de Saturación	103
	Temperaturas de Burbuja y Rocío	105
	Curvas de Equilibrio para Sistemas Binarios	106
	Equilibrio Líquido - Vapor	108
	Entalpias	111
	Datos Termodinámicos	115
	Torre Inferior o de Alta Presión	118
	Torre Superior o de Baja Presión	136
	Compresor	157
APENDICES.		
A.	Datos Termodinámicos	160
B.	Capacidad del Ciclo de Pre-Expansión para Producción de Líquido	161
C.	Diagramas de Flujo	162
	C1 Estructura General del Simulador	162
	C2 Temperaturas de Saturación	163
	C3 Curvas de Equilibrio para Sistemas Binarios	164
	C4 Equilibrio Líquido - Vapor	165
	C5 Entalpias	166
	C6 Datos Termodinámicos	167
	C7 Torres de Destilación	168
	C8 Compresor	169
D.	Manejo del Simulador	170
CONCLUSIONES.		171
BIBLIOGRAFIA.		172

INDICE DE FIGURAS Y TABLAS

CAPITULO UNO: INTRODUCCION A LOS PROCESOS DE SEPARACION DE AIRE.

F I G U R A S

1.-	Secuencia en Puntos de Ebullición a Diversas Presiones	5
2.-	Diagrama de equipos para la Destilación del Aire	6
3.-	Sistema de Doble Columna	10
4.-	Condensador Principal	12
5.-	Acoplamiento de la Turbina a la Torre de Destilación y al Generador ó Soplador	14
6.-	Efecto de Joule - Thomson	16
7.-	Calor Específico del Aire vs. Temperatura	18
8.-	Perfil de Temperaturas en el intercambiador Reversible	18
9.-	Curvas de Equilibrio CO ₂ - Aire	20
10.-	Perfil de Temperaturas y Curva Límite de CO ₂	20
11.-	Precalentamiento del Nitrógeno	22
12.-	Enfriamiento del Reflujo de la Torre Superior	22
13.-	Diagrama Mc Cabe Thiele de la Torre Inferior	24
14.-	Diagrama Mc Cabe Thiele de la Torre Superior	26
15.-	Atmósfera vs. Reflujo	27

T A B L A S

1.-	Composición del Aire Seco al Nivel del Mar y Temperatura Ambiente	2
2.-	Puntos de Ebullición de los Principales Componentes del Aire a diferentes Presiones	3
3.-	Espectro de Adsorción sobre Silica Gel de algunos compuestos comunes en el aire	8

CAPITULO DOS: CICLOS DE SEPARACION DE AIRE.

F I G U R A S

16.-	Diagrama de Bloques para la Obtención de Nitrógeno gaseoso	34
17.-	Flujo de Aire a través de la Turbina vs Recuperación de Oxígeno	36
18.-	Ciclo de Licuefacción	39
19.-	Ciclo de Licuefacción de Presión Media	41
20.-	Diagrama de bloques para la Recuperación de Argón	42
21.-	Perfil de Concentraciones dentro de una torre Superior	44

CAPITULO TRES : ELECCION DEL CICLO Y PLANTA ADECUADA.

F I G U R A S

22.-	Gráfica para Determinar ciclo más adecuado en Plantas con productos Líquidos y Gaseosos.	51
------	--	----

CAPITULO CUATRO : EQUILIBRIO DE FASES.

F I G U R A S

23.- Diagrama de Flujo para el Cálculo de Temperatura de Burbuja	70
24.- Diagrama de Flujo para el Cálculo de Temperatura de Rocío	72
25.- Diagrama de Flujo para Flash	74

T A B L A S

4.- Dependencia funcional de las variables Termodinámicas	67
---	----

CAPITULO CINCO : SISTEMAS DE DESTILACION MULTICOMPONENTES

F I G U R A S

26.- Separación de un Sistema Ternario	77
27.- Plato de Alimentación	80
28.- Torre de Destilación con dos Alimentaciones	95

T A B L A S

5.- Valores de q	82
--------------------	----

OBJETIVOS

El presente trabajo de TESIS, tiene como objetivos principales los siguientes:

1.- Elaboración de un sistema de programas de computación que permita la simulación de los modelos matemáticos de los equipos principales empleados en una planta criogénica, dedicada a la obtención de Oxígeno y Nitrógeno a partir de la licuefacción y destilación del Aire.

2.- Demostrar de una forma sencilla cómo los principios básicos de muchas de las materias estudiadas durante la carrera de Ingeniería Química, se aplican en el desarrollo de una las más complejas e importantes tecnologías como lo es la Industria Criogénica.

3.- Proporcionar a los estudiantes de Ingeniería Química un paquete de programas con los cuales pueda analizar el efecto de las diferentes variables durante el diseño riguroso de un equipo complejo de destilación, ó el poder realizar cálculos termodinámicos de diferente índole, como son: evaluación de entalpías, temperaturas de burbuja y rocío, sistemas de flasheo, coeficientes de fugacidad y actividad de mezclas multicomponentes.

C A P I T U L O

U N O

INTRODUCCION A LOS PROCESOS

DE SEPARACION DE AIRE

CAPITULO UNO

1.1 INTRODUCCION

Los gases condensados se utilizan ampliamente con diversos fines, por ejemplo, el gas natural en forma líquida se usa como fuente de combustible doméstico, el oxígeno líquido se utiliza en la operación de los altos hornos, en la industria electrónica, en medicina, para corte y soldadura, etc. El nitrógeno líquido asimismo, ha encontrado un sin número de aplicaciones, dentro de las cuales cabe destacar su uso en síntesis química como inertizador, también se ocupa para el congelamiento de tejidos ó de aceros, para evitar la oxidación; en fin, son muchísimas las áreas dentro de las cuales los gases licuados encuentran su aplicación y día con día aumenta su demanda.

La producción comercial de oxígeno y nitrógeno a partir del aire por proceso criogénico ha sido llevada a cabo durante muchos años. La industria ha madurado mediante investigaciones y la práctica de mucho tiempo. El Dr. von Linde licuó aire en 1895 por primera vez, y subsecuentemente produjo oxígeno líquido mediante la destilación del mismo. En 1902, Georges Claude mejoró el ciclo de Linde mediante la introducción del concepto de trabajo de expansión para la producción de refrigeración. Unos años después Paul Heylandt combinó ambos ciclos para crear un proceso criogénico mucho más eficiente para la licuefacción y destilación del aire.

Los conceptos empleados por estos pioneros en el campo de la criogenia aún son esenciales en muchos de los procesos en uso hoy día. El primer proceso de separación de aire utilizado por Linde, empleaba una sola columna de destilación, dentro de esta columna sólo el 70 % del oxígeno del aire alimentado a la torre podía ser removido. Unos años después Linde desarrolló y mejoró el sistema de destilación a una columna doble, mediante las cuales se podía obtener una mayor recuperación de oxígeno (más del 95 %). Este sistema aún se emplea actualmente.

Las plantas han sido diseñadas para producir oxígeno y nitrógeno gaseosos ó líquidos. La producción y almacenamiento se realiza en centros desde los cuales los productos son distribuidos, mediante redes de tubería, al punto de consumo, ó bien, las compañías productoras realizan la entrega del producto contenido en tanques criogénicos.

Desde los años 40 hasta la fecha, una gran cantidad de plantas para la producción de oxígeno y nitrógeno han sido puestas en operación, para cubrir la gran demanda de estos productos. Actualmente en México existen diversas compañías que se dedican a la obtención de gases licuados y que poseen plantas muy eficientes que intentan cubrir un amplio rango de necesidades, sirviendo principalmente a la industria metalúrgica, química, petrolera, petroquímica, farmacéutica, electrónica y médica.

Sin embargo, debido a la gran demanda existente de estos productos, y a que cada día aparecen nuevas industrias que los requieren, el abasto de los gases industriales es insuficiente y aunque las compañías nacionales tienen programas para la instalación de nuevas plantas criogénicas, aún es necesaria la importación de dichos productos para cubrir el consumo interno del país.

COMPOSICION DEL AIRE.

La composición de la atmósfera se muestra en la Tabla No. 1. De los gases listados, solamente nitrógeno, oxígeno, argón y neón son recobrados comercialmente.

TABLA No. 1			
COMPOSICION DEL AIRE SECO AL NIVEL DEL MAR Y TEMPERATURA AMBIENTE			
GAS	SIMBOLO	PORCIENTO EN VOLUMEN	$Ft^3/Ft^3 \times 10^6$ (ppm)
Nitrógeno	N ₂	78.0840	780840.0
Oxígeno	O ₂	20.9476	209476.0
Argón	Ar	0.9340	9340.0
Dióxido de Carbono	CO ₂	0.0314	314.0 *
Neón	Ne		18.18
Helio	He		5.24
Metano	CH ₄		2.0 *
Kriptón	Kr		1.14
Hidrógeno	H ₂		0.5
Oxido de Nitrógeno	N ₂ O		0.5
Xenón	Xe		0.087

NOTA: LAS PARTES POR MILLON ESTAN REFERIDAS A VOLUMENES DE AIRE SECO.

- * ESTAS COMPOSICIONES VARIAN APRECIABLEMENTE DEPENDIENDO DE LAS CONDICIONES ATMOSFERICAS.

El contenido de algunos de los constituyentes es variable; por ejemplo, el contenido de agua varía de acuerdo a las condiciones climáticas; hay más dióxido de carbono en áreas industriales que en las rurales; el contenido de ozono cambia con la estación. La concentración de hidrocarburos varía en cada lugar pudiendo encontrarse grandes industrias de hidrocarburos cerca de las plantas de separación de aire. Los hidrocarburos, especialmente el acetileno, representan un factor muy importante, ya que presentan riesgos muy grandes al estar en contacto con el oxígeno. Además de los gases mencionados, hay trazas de dióxido de azufre, dióxido de nitrógeno, amoníaco, monóxido de carbono y yodo.

DESTILACION DEL AIRE.

Los puntos de ebullición del oxígeno, nitrógeno y argón se muestran en la Tabla No. 2.

Los puntos de ebullición están dados a presión atmosférica y también a dos presiones que normalmente existen en un proceso de separación. Se puede hacer notar que el punto de ebullición del nitrógeno a 75 psig es mayor que el del oxígeno a 8 psig. En estas condiciones el oxígeno puede ser vaporizado mediante la condensación del nitrógeno.

A presión atmosférica, el punto de rocío del aire es de -191.5°C y el punto de burbuja es de -194.4°C . A 75 psig, las temperaturas de rocío y burbuja son -172.7°C y -174.4°C respectivamente.

TABLA No. 2			
PUNTOS DE EBULLICION DE LOS PRINCIPALES COMPONENTES DEL AIRE A DIFERENTES PRESIONES.			
($^{\circ}\text{C}$)			
GAS	0 PSIG	8 PSIG	75 PSIG
Oxígeno	-183.0	-178.6	-162.3
Argón	-185.9	-181.6	-164.4
Nitrógeno	-195.8	-191.9	-176.4

Debido a que el aire es una mezcla, la primera gota de líquido que condensa en el punto de rocío tendrá una composición diferente a la del aire. La composición del líquido de esta primera gota será aquella que se encuentre en equilibrio con la

composición del aire. A 75 psig, la primera gota de líquido que condensa en el punto de rocío tiene una composición del 39.1 % de oxígeno.

Como se puede ver en la Tabla No. 2, hay una gran diferencia en los puntos de ebullición entre el oxígeno y nitrógeno lo que hace que estos componentes se puedan separar fácilmente. El nitrógeno, al tener un punto de ebullición más bajo, es más volátil y se vaporizará antes que el oxígeno. Si un recipiente abierto se llena con una mezcla líquida de oxígeno y nitrógeno, la parte vaporizada contendrá más nitrógeno que oxígeno y el líquido remanente en el recipiente se hará más rico en oxígeno. Si la presión se aumenta arriba de una atmósfera, el punto de ebullición se incrementará, pero la secuencia de los puntos de ebullición no variará. Esto se muestra gráficamente en la Figura No. 1.

En un proceso de separación de aire, el fenómeno descrito arriba se emplea para separar aire en sus componentes dentro de una columna de destilación de platos.

El líquido pasa transversalmente sobre los platos, mientras que el gas sube a través de las perforaciones y burbujea a través del líquido. El vapor ascendente se va enriqueciendo progresivamente de nitrógeno, mientras que el líquido que desciende del plato se enriquece en oxígeno.

Como se muestra en la Tabla No. 2, los puntos de ebullición del oxígeno y argón están solamente 3 °C aparte, por lo que éstos componentes son más difíciles de separar.

Aunque el argón representa menos del 1 % del aire, la mitad de las trazas de argón deben ser retiradas en la columna principal durante la separación del oxígeno - argón para producir oxígeno al 99.5 % de pureza.

1.2 DESCRIPCION DE LA OPERACION DE LOS COMPONENTES DE UNA PLANTA PARA LA DESTILACION DE AIRE.

En la Figura No. 2 , se encuentra un diagrama de equipos que muestra de manera sencilla los pasos principales del proceso de licuefacción y fraccionamiento del aire.

COMPRESOR Y POST - ENFRIADOR.

Primeramente, el aire es filtrado mecánicamente para remover polvo y partículas. Posteriormente es comprimido hasta una presión de 6 atmósferas, y el calor de la compresión se remueve con agua de enfriamiento en el llamado "post enfriador" para regresar el aire a presión a la temperatura ambiente. Generalmente se ocupa un compresor de tipo centrífugo para esta operación.

FIGURA No. 1

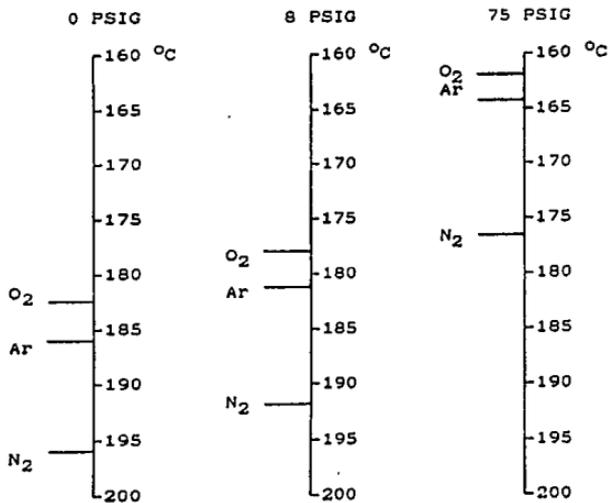
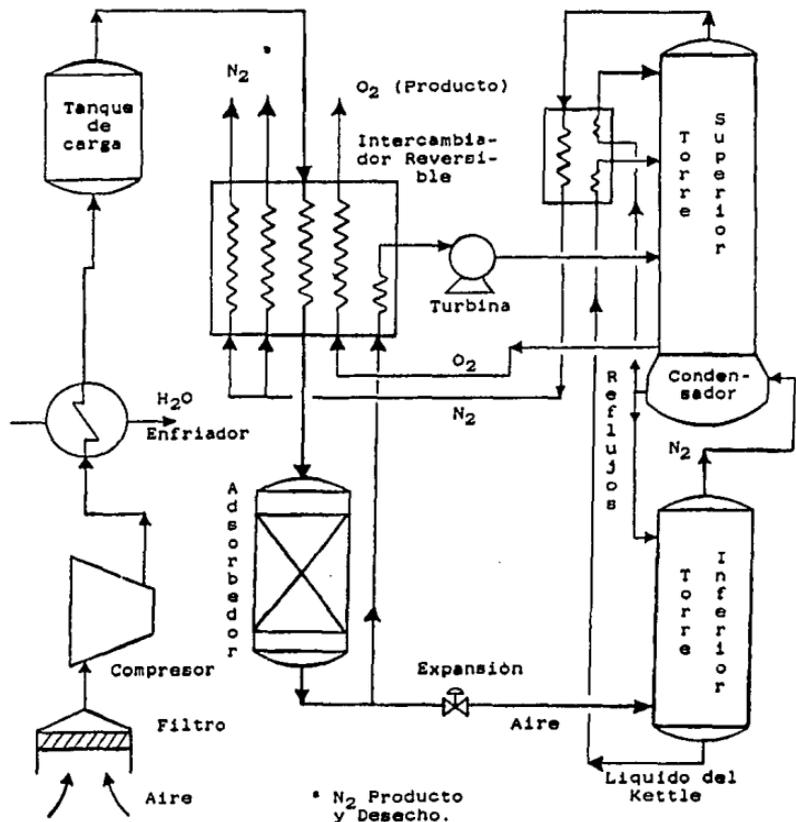
SECUENCIA EN LOS PUNTOS DE EBULLICION
A DIVERSAS PRESIONES.

FIGURA No. 2

DIAGRAMA DE EQUIPOS PARA LA DESTILACION DEL AIRE



INTERCAMBIADOR REVERSIBLE.

El aire entra a un tanque de carga y luego al "intercambiador reversible", en donde los productos, que son oxígeno y nitrógeno, así como el nitrógeno de desecho provenientes de las columnas de destilación son calentados a la temperatura ambiente, mientras que enfrían el aire hasta cerca de su punto de licuefacción (punto de rocío a 75 psig = -172.7°C). El nitrógeno de desecho, varía desde el 10 al 50 % del flujo total, dependiendo del ciclo que se esté usando, es decir, si uno de los productos deseados es nitrógeno, el flujo de esta corriente se disminuye, si es oxígeno el único producto deseado, la mayor parte del nitrógeno obtenido es empleado en esta corriente de desecho.

El dióxido de carbono y el agua que contiene el aire, se congelan dentro del intercambiador conforme el aire se enfría. Para evitar que los ductos de aire se tapen después de un período de operación, los flujos de nitrógeno de desecho y de aire se intercambian cada pocos minutos, de manera que el aire cirula por un ducto limpio, mientras que el nitrógeno de desecho conforme se va calentando vuelve a evaporar el agua y el dióxido de carbono siendo venteados a la atmósfera. Es por esto que el intercambiador reversible cumple con una doble función: enfriar el aire de proceso y purificarlo quitándole el agua y el dióxido de carbono. El propósito del tanque de carga es proveer un volumen extra de aire cuando se lleva a cabo el intercambio de flujos de un ducto a otro. El ciclo es controlado por un timer que produce inversiones aproximadamente cada 10 minutos.

ADSORBEDORES.

El aire que deja la parte fría del intercambiador reversible contiene menos de 1 ppm de dióxido de carbono gaseoso (en equilibrio), algunas partículas sólidas de dióxido de carbono, partículas de agua y algunos hidrocarburos. Se deben remover estos materiales antes de que la corriente entre a las columnas de destilación. Un método para eliminar estos contaminantes es hacer pasar al aire por una columna de adsorción. La primera sección de la columna está llena por anillos Rashing, los cuales sirven para retener las partículas sólidas. La segunda parte se llena con sílica gel la cual adsorba el dióxido de carbono y la mayoría de los hidrocarburos.

En la Tabla No. 3, se presenta el espectro de adsorción sobre sílica gel de algunas substancias comunes en el aire.

TABLA No. 3
ESPECTRO DE ADSORCION SOBRE SILICA GEL DE ALGUNOS COMPUESTOS
COMUNES EN EL AIRE
(-250 °C a 40 °C)

Menos Fuertemente Adsorbido	Helio
	Hidrógeno
	Neón
	Nitrógeno
	Argón
	Oxígeno
	Monóxido de Carbono
	Metano
	Kriptón
	Xenón
	Etano
	Oxido de Nitrógeno
	Sulfuro de Carbono
	Dióxido de Carbono
	Etileno
	Propano
	Acetileno
	Iso-Butano
	n-Butano
	Propileno
Más fuertemente adsorbido	Agua



Los hidrocarburos que se consideran riesgosos en una planta de separación de aire son el acetileno, propileno, butano, propano y etileno, ya que tienen muy baja solubilidad en el oxígeno o nitrógeno líquidos, lo cual significa que se encontrarían en forma gaseosa durante el proceso, pudiendo ocasionar una explosión. Como se puede apreciar en la Tabla No. 3, todos estos hidrocarburos se encuentran por debajo del dióxido de carbono, por lo que son más fuertemente adsorbidos que el mismo CO₂, siendo removidos en forma muy aceptable.

El período de regeneración de la sílica gel varía de acuerdo al tamaño de la planta, y va desde cada 5 meses a un año. La manera de regenerar las camas de sílica gel es hacer pasar una corriente de aire caliente y seco a través del adsorbedor y calentando la columna a 100 °C. Posteriormente se vuelve a enfriar a la temperatura de operación. Este proceso de regeneración se lleva aproximadamente un tiempo de 24 horas.

COLUMNAS DE DESTILACION SUPERIOR E INFERIOR.

El diseño básico de estas columnas sigue los mismos criterios usados para torres que trabajan en condiciones normales, sin importar que operan con temperaturas criogénicas. Las columnas consisten de corazas cilíndricas con platos en su interior, los cuales sirven para poner en contacto las dos fases. El acomodo de las dos columnas consiste en colocarlas una sobre la otra para evitar el bombeo de grandes cantidades de fluidos criogénicos. Las dos columnas se encuentran separadas por una unidad llamada el " Condensador principal ", el cual produce vapor para la columna superior, oxígeno gaseoso como el principal producto y líquido de reflujo para ambas columnas. Esta combinación de rectificación recibe el nombre de " Sistema de doble columna " y se muestra en la Figura No. 3.

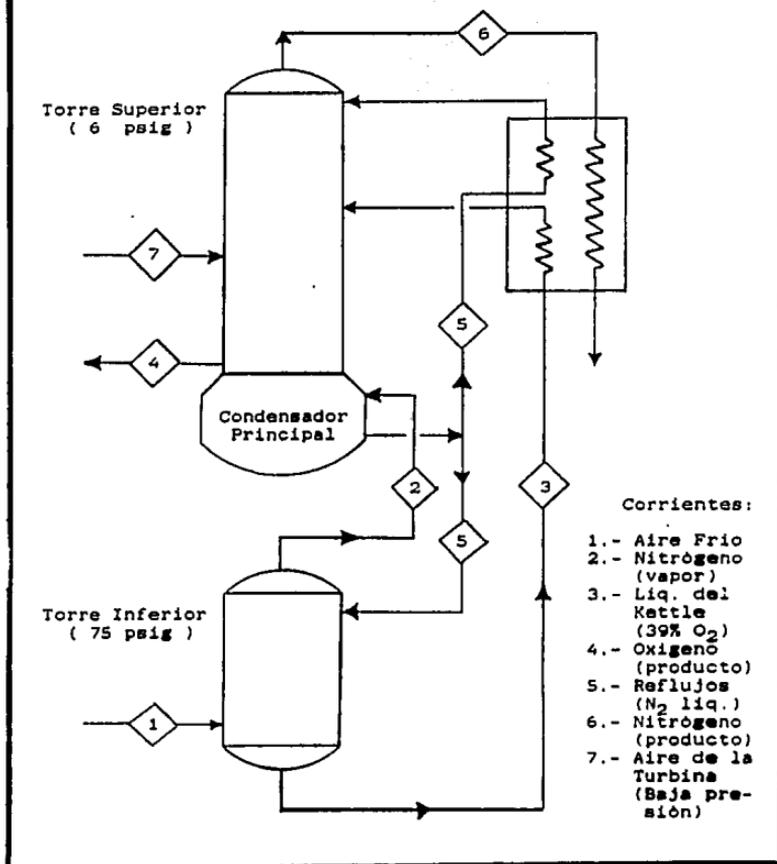
El aire frío entra a la primer torre, la cual recibe el nombre de torre inferior o torre de alta presión; aquí se separa el aire en nitrógeno gaseoso que se obtiene por el domo y por el fondo se obtiene un líquido que contiene aproximadamente 39 % de oxígeno. Este líquido recibe el nombre de " líquido del Kettle ".

El nitrógeno que abandona el domo de esta columna es condensado en el condensador principal. Aproximadamente la mitad del nitrógeno condensado regresa a la columna inferior y sirve como reflujo para remover el oxígeno del vapor ascendente. El resto del nitrógeno líquido se alimenta como reflujo en el domo de la segunda columna, llamada columna superior o columna de baja presión. El líquido del Kettle es alimentado en la columna superior en un punto intermedio.

El líquido que baja del domo de la columna superior se va enriqueciendo en oxígeno y finalmente alcanza la pureza deseada, oxígeno al 99.5 %, en el fondo de la torre. Este líquido entra al condensador principal donde se vaporiza por medio del calor cedido por el nitrógeno que condensa y que proviene del domo de la columna de alta presión. Parte del oxígeno vaporizado se extrae como producto y el resto sube por la columna en contra del líquido que desciende, formado por el líquido del Kettle y el reflujo de

FIGURA No. 3

SISTEMA DE DOBLE COLUMNA



nitrógeno. El nitrógeno que deja el domo de la columna de alta contiene menos de 1 % de oxígeno.

La presión en el fondo de la columna superior es determinada por la caída de presión del vapor a través de la columna superior y del intercambiador reversible hacia la atmósfera.

CONDENSADOR PRINCIPAL.

La operación básica del condensador principal se puede ver en la Figura No 4.

Tiene la función de poner en contacto el líquido del fondo de la columna superior con el vapor de nitrógeno del domo de la columna inferior. Con una apropiada diferencia de temperatura entre las dos corrientes, el oxígeno líquido hierve, produciendo vapor para la columna superior, y el nitrógeno gaseoso se condensa, para formar el reflujo de ambas columnas.

Como el punto de ebullición del nitrógeno es menor que el del oxígeno, no sería posible vaporizar oxígeno con nitrógeno condensante si los dos estuvieran a la misma presión, ya que para vaporizar oxígeno, el nitrógeno tiene que estar a mayor temperatura que el oxígeno. El problema se resuelve elevando la presión del nitrógeno. A 75 psigs, el nitrógeno condensa (o hierve) a una temperatura mayor que el oxígeno que se encuentra a una presión cerca de la atmosférica.

La presión en la columna inferior está determinada por los siguientes factores:

- 1.- La presión del oxígeno en ebullición que depende únicamente de la caída de presión debida al flujo de vapor en la columna superior hacia el exterior a través de la tubería y el intercambiador reversible hasta la atmósfera.
- 2.- La diferencia de temperaturas entre el oxígeno en ebullición y el nitrógeno que está condensando. Los factores que influyen en esta diferencia de temperatura incluyen el área de transferencia del intercambiador principal, el nivel de oxígeno líquido, coeficientes de transferencia y purezas.

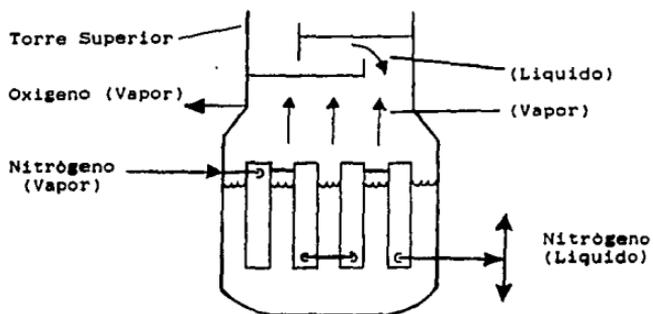
AISLAMIENTO Y PERDIDAS DE REFRIGERACION.

Existen diversas formas de calor que aparecen durante el proceso de separación del aire, las cuales, deben ser removidas para asegurar el buen funcionamiento de la planta. La remoción de este calor se completa mediante un sistema de refrigeración. Los tipos de calor que entran al sistema, y que hacen necesaria la refrigeración, reciben el nombre de " pérdidas de refrigeración ".

Como la planta opera a muy bajas temperaturas, el equipo se encuentra aislado, mediante una camisa llena con polvo aislante. Sin embargo, una determinada cantidad

FIGURA No. 4

CONDENSADOR PRINCIPAL



de calor penetra a través del aislamiento produciendo las pérdidas de refrigeración. Otra pérdida apreciable se produce en el intercambiador reversible. Debido a que los productos y el nitrógeno de desecho no pueden calentarse a la misma temperatura que el aire de entrada, estas corrientes al dejar el intercambiador reversible a una temperatura menor, se llevan " refrigeración " con ellas, la cual se pierde.

Otra pérdida de refrigeración es debida al agua: cuando los ductos del aire y nitrógeno de desecho del intercambiador reversible, se cambian, el nitrógeno, proveniente de la torre de baja presión, no puede entrar hasta que todo el aire, de alta presión, deje totalmente libre el ducto. Esto sucede en algunas fracciones de segundo, sin embargo parte del agua contenida en el aire y que ha condensado es succionada con el aire. Como se requiere refrigeración para condensar agua, la refrigeración empleada para esta condensación se pierde. Esta pérdida es considerablemente mayor durante el verano que durante el invierno, debido a la temperatura del aire. El aire del compresor está siempre saturado con agua, mientras mayor sea su temperatura, más agua contendrá y mayor será succionada. El contenido de agua en el aire es una función exponencial de la temperatura.

TURBINAS. FUENTES DE REFRIGERACION.

Para balancear las pérdidas de refrigeración, se han implementado algunos métodos para remover el calor del sistema, esto se hace permitiendo al sistema realizar trabajo mediante una turbina , que expande parte del aire comprimido dentro de la columna de baja presión (superior).

El trabajo hecho por la turbina puede ser convertido en electricidad acoplando la turbina a un generador. En plantas pequeñas , donde el trabajo hecho por la turbina es de menos de 30 KW , no es rentable la instalación eléctrica, por lo que el trabajo es disipado mediante un soplador ó un dinamómetro. En la Figura No. 5, se muestran esquemas del acoplamiento de las turbinas a la torre de destilación y al generador o soplador.

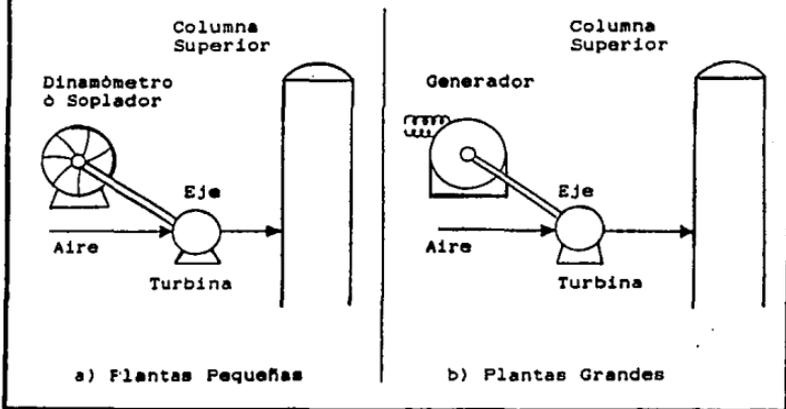
Bajo condiciones normales de operación, todos los requerimientos de refrigeración pueden ser cubiertos expandiendo aproximadamente el 15 % del volumen total del aire de proceso a través de la turbina.

Si los requerimientos de refrigeración son muy grandes, en verano y en lugares extremos , o cuando el oxígeno se requiere líquido, es necesario expandir un porcentaje más alto de aire en la turbina, sin embargo no más del 20 % del aire expandido debe entrar a la columna superior. El aire que no entra a la torre, fluye a través de un bypass sobre la columna superior, hacia la corriente de desecho. Esta porción de aire recibe el nombre de aire en exceso.

La razón para usar el bypass es que la mayor parte de este aire no sería rectificado, debido a las limitaciones del reflujo, y aparecería en el nitrógeno de desecho. Al mismo

FIGURA No. 5

ACOPLAMIENTO DE LA TURBINA A LA TORRE DE DESTILACIÓN Y AL
GENERADOR O SOPLADOR.



tiempo, la caída de presión en la torre superior aumentaría, produciendo una cabeza de presión mayor, lo que aumentaría los costos de energía, además, la presión a la salida de la turbina también aumentaría, reduciendo la relación de expansión y en consecuencia se obtendría menor refrigeración producida por la turbina.

Una pequeña fracción de la refrigeración requerida, se produce por medio del efecto del Joule-Thomson. Esto ocurre cuando el aire de alta presión a temperatura ambiente entra al sistema, mientras que los productos dejan el sistema a baja presión y a temperatura ambiente.

En la Figura No. 6, se muestra que la entalpía total, o la carga térmica, de los productos a baja presión es mucho mayor que la del aire que entra al proceso. Esto es, hay un flujo de calor mayor hacia afuera del sistema que el que entra al sistema.

1.3 PROCESO CRIOGENICO DEL AIRE.

Dentro de este tema se desarrollarán los aspectos y las consideraciones más importantes que se tienen que tomar en cuenta para que el proceso descrito anteriormente se lleve a cabo correctamente; así como para alcanzar los máximos rendimientos de cada uno de los equipos utilizados, y poder obtener los productos deseados con las especificaciones de pureza requeridas.

DEFINICION DE LAS CONDICIONES NTP.

NTP se refiere a las Condiciones Normales de Presión y Temperatura, las cuales corresponden a la presión de 1 atmósfera y a la temperatura de 70 °F.

Todos los flujos son generalmente especificados bajo las condiciones NTP a pesar de las presiones y temperaturas reales dentro de los equipos. La ventaja del uso de las condiciones NTP es que los balances de materia dentro del ciclo de proceso no son afectados por cambios en la temperatura y presión.

Las condiciones reales son utilizadas únicamente para el diseño y especificación de tuberías y equipo.

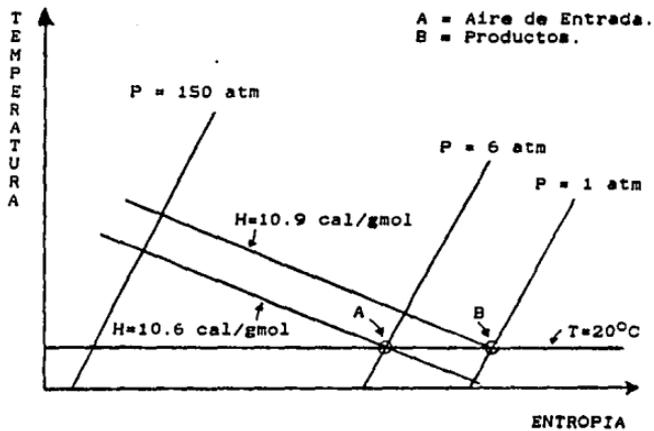
Un pie cúbico NTP de cualquier componente es igual a 1/387 de libra-mol. Por lo tanto, el trabajar con pies cúbicos NTP es equivalente a trabajar con moles.

REMOCION DE CONTAMINANTES.

Como se mencionó anteriormente, el agua y el dióxido de carbono depositados por el aire dentro de los ductos del intercambiador reversible deben ser retirados por el nitrógeno de desecho conforme éste alcanza la temperatura ambiente y enfría el aire de entrada.

FIGURA No. 6

EFECTO DE JOULE-THOMSON



Para que se pueda llevar a cabo esta operación es necesario mantener la diferencia de temperatura entre las corrientes de aire de entrada y el nitrógeno de desecho lo más pequeña posible a lo largo del intercambiador.

Existe un factor muy importante que evita que la remoción de los depósitos sea efectuado adecuadamente, esto es que debido a que el aire de entrada se encuentra aproximadamente a 6 atm. mientras que las corrientes de salida (O_2 , N_2 y N_2 de desecho) se encuentran casi a 1 atm. , el calor específico del aire se incrementa más rápidamente cerca del lado frío del intercambiador que el de las corrientes de baja presión. Esto significa que conforme la temperatura del aire disminuye, se hace más y más difícil para las corrientes de salida enfriar el aire a la misma velocidad, ocasionando que las diferencias de temperatura entre las dos corrientes se haga más grande conforme se alcanza la salida del intercambiador, disminuyendo así la remoción de los contaminantes sólidos incrustados en las paredes de los ductos.

En la Figura No. 7 se muestra una gráfica de Calor Específico del aire contra Temperatura a 6 y 1 atm.

Una solución a este problema es tomar una fracción de la corriente de aire al final del adsorbedor y regresarla al intercambiador reversible, haciéndola pasar en el mismo sentido que las corrientes de salida y sacarla en un punto intermedio del intercambiador. De esta manera, se incrementan las corrientes frías del intercambiador y se cuenta con un exceso de " frío " para bajar la temperatura del aire de entrada y reducir la diferencia de temperatura a la salida del intercambiador.

Esta corriente de aire limpio, una vez que es extraída del intercambiador sirve como alimentación a la turbina.

En la Figura No. 8 se muestra un perfil de temperaturas dentro del intercambiador con y sin la corriente de aire frío extra.

La "Auto-limpieza" es la habilidad del intercambiador reversible de remover todos los depósitos de dióxido de carbono y agua de los ductos que lo forman . Para que esto ocurra, la corriente de nitrógeno de desecho debe ser lo suficientemente grande y poseer la capacidad de solubilizar el CO_2 y el agua para llevarse los consigo y ser venteados a la atmósfera.

El flujo necesario de nitrógeno de desecho depende del tipo de planta que se esté operando, es decir, si uno de los productos es nitrógeno , la corriente de nitrógeno de desecho se disminuye notoriamente.

Considerando que la corriente de desecho es siempre más pequeña que la corriente de aire de entrada, parecerá muy difícil que se puedan eliminar todos los residuos sólidos de los ductos. Sin embargo, como la corriente de desecho se encuentra a una presión menor, el dióxido de carbono y el agua pueden ser vaporizados más fácilmente cuando se encuentran rodeados por una corriente de menor presión. Además,

FIGURA No. 7

CALOR ESPECIFICO DEL AIRE VS. TEMPERATURA

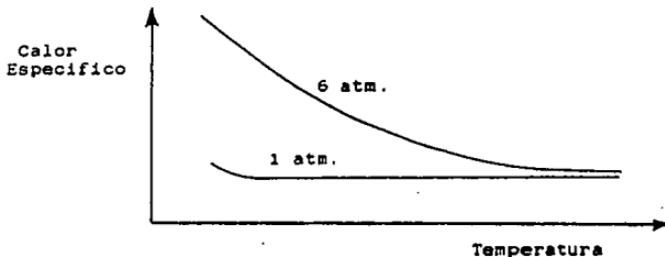
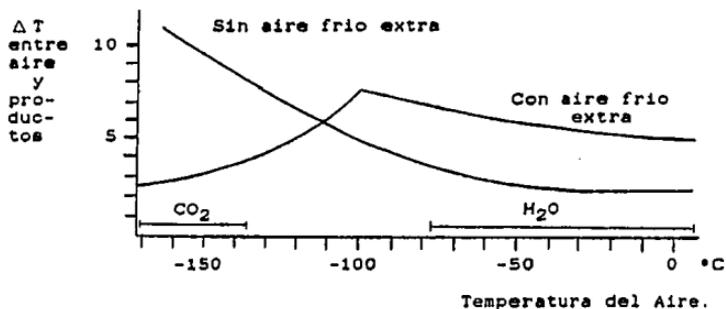


FIGURA No. 8

PERFIL DE TEMPERATURAS EN EL INTERCAMBIADOR REVERSIBLE



tomando en cuenta que el volumen de un pié cúbico NTP es mucho mayor a bajas presiones, éste puede contener en equilibrio una cantidad mayor de dióxido de carbono y agua que el que puede contener a altas presiones.

La diferencia de temperatura límite entre el aire de entrada y la corriente de desecho, es aquella que permita que todas las impurezas depositadas por el aire, sean retradas por la corriente de desecho.

Una buena indicación de que tan bien pueden ser eliminados los residuos dentro del intercambiador reversible, consiste en graficar la "Curva Límite de CO₂". Esta curva se obtiene a partir de los datos de equilibrio para el sistema dióxido de carbono - aire.

En la Figura No. 9 se presenta una gráfica de partes por millón de CO₂ en equilibrio con el aire vs. Temperatura.

Así, por ejemplo; a -170 °C el aire a 6 atm, puede contener .14 ppm de dióxido de carbono. El nitrógeno de desecho podrá contener .14 ppm de CO₂ a una temperatura de -174.3 °C (Se ocupan los datos de equilibrio CO₂ - Aire, ya que aunque sea nitrógeno casi puro, los datos de equilibrio se ajustan perfectamente bien para el sistema nitrógeno - dióxido de carbono, al tomar en cuenta que el aire es en su mayoría nitrógeno). Si se considera que únicamente se va a obtener oxígeno como producto, entonces el nitrógeno obtenido pasa en su totalidad a ser corriente de desecho. En este caso el flujo de nitrógeno de desecho es 80 % el flujo de aire de entrada, por lo que éste nitrógeno deberá recoger $.14/8 = .175$ ppm de dióxido de carbono. Es costumbre agregar un factor de seguridad asumiendo que la corriente de desecho quedará saturada únicamente al 90 % de su capacidad. Por lo que el nuevo valor queda como $.175/9 = .194$ ppm de dióxido de carbono. De acuerdo al diagrama de equilibrio, a 1 atm , el nitrógeno podrá solubilizar esta cantidad de CO₂ a una temperatura de -173.4 °C .

Como la temperatura del aire fué de -170 °C , la diferencia máxima de temperatura permitida entre el aire y la corriente de desecho es de 3.4 °C.

De manera semejante se calculan las demás diferencias de temperatura permitidas hasta una temperatura de -134 °C, arriba de la cual el aire puede mantener más de las 314 ppm de dióxido de carbono presentes en el aire.

En la Figura No. 10 , se presenta el perfil de temperaturas típico dentro de un intercambiador reversible junto con la curva límite de dióxido de carbono. La adecuada eliminación de los contaminantes depende de que la curva del perfil de temperaturas se encuentre debajo de la curva límite del CO₂ y de que la masa velocidad del aire sea la adecuada.

La eliminación de los depósitos de agua no representa tantos problemas, ya que las diferencias de temperatura en la región donde se deposita el agua son siempre adecuadas para llevar a cabo su completa eliminación.

FIGURA No. 9

CURVAS DE EQUILIBRIO CO₂ - AIRE

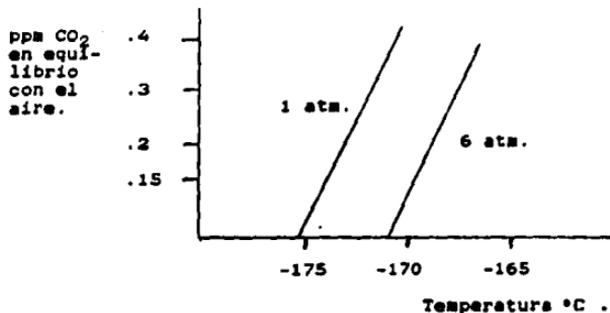
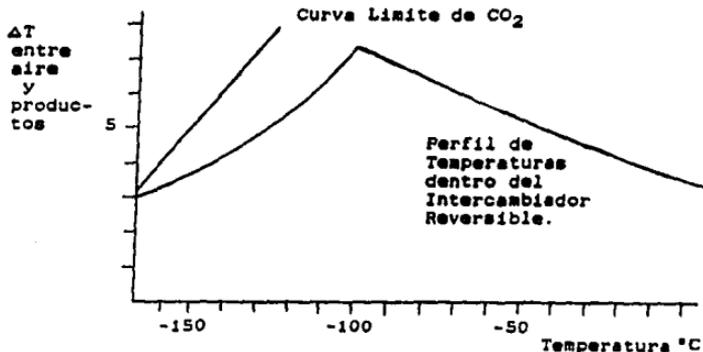


FIGURA No. 10

PERFIL DE TEMPERATURAS Y CURVA LIMITE DE CO₂



RANGO DE LIMPIEZA.

Para determinar los efectos que pueden causar los cambios en la presión ó en el volumen de las corrientes durante el proceso de limpieza, se utiliza el concepto de "Rango de Limpieza". Este término se define como sigue:

$$Rc = \frac{(\text{Presión abs. de aire}) * (\text{Volumen NTP de desecho})}{(\text{Presión abs. de desecho}) * (\text{Volumen NTP de aire})}$$

Observando la ecuación anterior, se puede hacer notar que si se incrementa la presión del aire ó si se disminuye la presión de la corriente de desecho, el rango de limpieza aumenta, facilitando la remoción de los residuos incrustados. De igual manera, el rango aumenta si se incrementa el volumen de la corriente de desecho o si se disminuye el volumen de aire de entrada.

En general, el rango de limpieza nos permite determinar cómo se deben compensar los cambios en alguna de las variables para que el intercambiador reversible siga funcionando correctamente y se siga llevando a cabo la eliminación de los desechos depositados.

CALENTAMIENTO DEL NITROGENO.

Para recobrar la refrigeración que sale con la corriente de nitrógeno del domo de la columna superior, se emplea un intercambiador, en donde se ponen en contacto el nitrógeno, el líquido del Kettle y el reflujo de la columna superior. Dentro de este intercambiador, el nitrógeno se calentará desde -193 °C hasta los -178 °C, mientras que el reflujo y el líquido del Kettle se enfriarán de -179 °C y -175 °C hasta -190 °C y -179 °C respectivamente.

Las tres corrientes se arreglan de manera que se obtengan los mejores perfiles de temperatura dentro del intercambiador, colocándose del lado frío el reflujo y del lado caliente el líquido del kettle. En la Figura No. 11 se puede ver el acomodo de estas corrientes.

El objeto de enfriar el reflujo y el líquido del Kettle es disminuir lo más posible el flasheo de estas corrientes al momento de entrar a la columna superior, que se encuentra a una presión menor. Mientras más líquido entre como reflujo, mejor será la separación dentro de la torre, incrementándose la recuperación de oxígeno.

En la Figura No. 12 se muestra el efecto de enfriar el reflujo (Nitrógeno líquido), antes de expandirlo hasta 1.5 atm. Siempre se presentará el flasheo de pequeñas cantidades de líquido, ya que dentro del intercambiador no es posible enfriarlo hasta la temperatura de saturación. La distancia a la línea de líquido saturado, dividida entre la distancia total entre las líneas de saturación de líquido y vapor es igual al porcentaje de flasheo.

FIGURA NO. 11

PRECALENTAMIENTO DEL NITROGENO

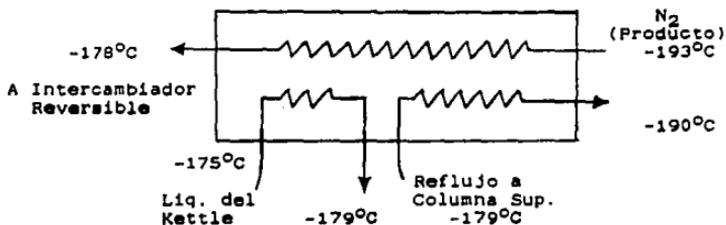
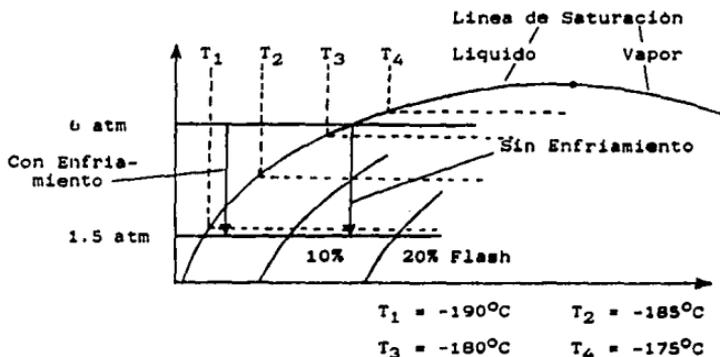


FIGURA No. 12

ENFRIAMIENTO DEL REFLUJO DE LA TORRE SUPERIOR



PRECALENTAMIENTO DEL OXIGENO.

El oxígeno obtenido como producto sale de la columna superior como vapor saturado y es necesario calentarlo un poco antes de que entre al intercambiador reversible, ya que podría producir la licuefacción del aire de proceso. El calor necesario para calentarlo se obtiene de la condensación de una pequeña cantidad de aire.

PARAMETROS OPERACIONALES DE LA DOBLE COLUMNA.

Un factor que refleja la eficiencia del arreglo de doble columna es su capacidad de recuperación de oxígeno. Un incremento del 1 % de oxígeno en la corriente de nitrógeno incrementa los requerimientos de aire en aproximadamente 4 %. Esto es debido al hecho de que la corriente de nitrógeno es aproximadamente 4 veces mayor que la corriente de oxígeno.

Otros factores que afectan la eficiencia de la separación son: El número de platos en cada columna, las eficiencias de los platos, localización de puntos de alimentación, las presiones dentro de las columnas, el porcentaje de flasheo en los reflujo, la fracción de aire expandido a través de la turbina dentro de la columna superior y, la pureza de los productos.

Una forma muy conveniente de analizar los factores que intervienen en la rectificación es mediante el análisis de los diagramas de McCabe-Thiele de cada una de las columnas.

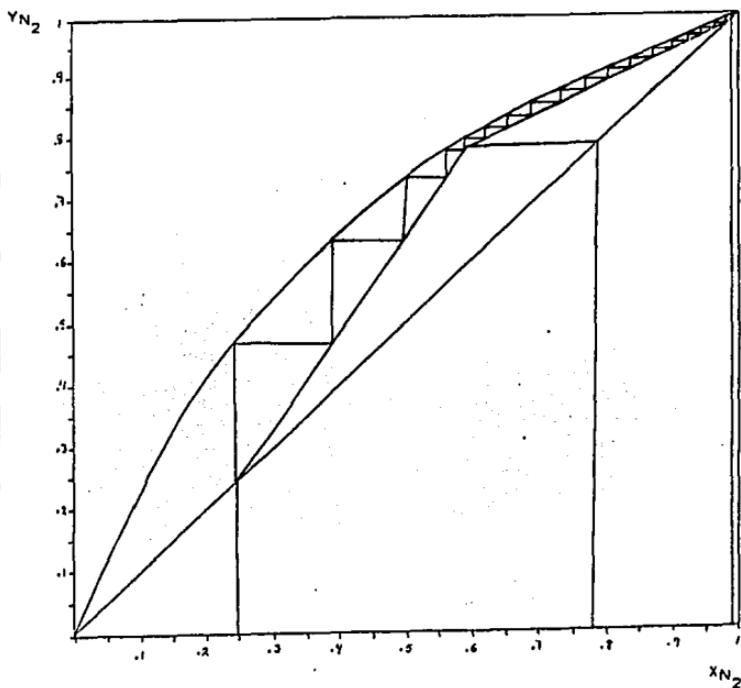
En estos diagramas se grafican la curva de equilibrio líquido-vapor de los componentes que se van a separar y la línea de operación, la cual representa las composiciones del líquido y vapor a través de toda la columna. La curva de equilibrio está construida a una determinada presión (Generalmente la presión de operación de la torre), mientras que las líneas de operación se obtienen fijando una pareja de puntos (x,y) y una pendiente. La pendiente es igual al flujo molar de líquido descendiendo dentro de la columna dividido entre el flujo molar de vapor. A esta cantidad se le denomina "Relación L/V".

La distancia que existe entre la línea de equilibrio y la línea de operación, representa el gradiente existente para realizar la separación. Cuanto más cerca se encuentre una línea de la otra, más etapas se requerirán para llevar a cabo dicha separación.

La Figura No. 13 representa el diagrama de McCabe-Thiele para la torre inferior. Analizando esta figura es fácil deducir que si se reduce el reflujo, la relación L/V disminuirá, por lo que la separación será menor; y si el número de platos de la torre ya se encuentra definiendo, se obtendrá nitrógeno de menor pureza en el domo de la torre. Del mismo modo, si se incrementa el reflujo, la relación L/V aumentará, produciendo una mayor pureza del nitrógeno obtenido en el domo.

FIGURA No. 13

DIAGRAMA MCCABE-THIELE DE LA TORRE INFERIOR



No. de Platos: 18
 Plato de Alimentación: 14
 $R = 1.1 R_m$

En la Figura No. 14 se encuentra el diagrama de McCabe-Thiele para la torre superior. El mayor acercamiento entre la línea de equilibrio y la línea de operación, se presenta en la mitad de la torre, coincidiendo justo con la entrada de aire de la turbina. Las condiciones y el flujo del aire procedente de la turbina tienen un efecto determinante en la operación de esta columna.

La presencia del aire de la turbina surge de la necesidad de un sistema de refrigeración. Cuanto mayores sean las pérdidas de "refrigeración", mayor será el flujo de aire expandido en la turbina. Conforme se aumenta más la cantidad de aire que se expande a través de la turbina, se cuenta con una cantidad menor de aire a presión para ser alimentado en la columna inferior.

Al ser esta columna la que se encarga de la producción de la alimentación y del reflujo para la columna superior, cualquier disminución en la alimentación, traerá como consecuencia una disminución en sus productos de fondo y domo, afectando directamente el funcionamiento de la torre superior.

Durante la operación, las torres dependen una de la otra, de tal manera que para incrementar el reflujo en la columna superior, habrá que disminuir el reflujo de la torre inferior. Conforme aumenta el reflujo en la columna superior, la eficiencia en la separación también aumenta, hasta alcanzar un máximo, en el cual la variable controlante es la relación L/V. Posteriormente habrá una disminución en la eficiencia de la torre controlada por la disminución del reflujo.

DEFINICION DE ATMOSFERA.

La cantidad de oxígeno que aparece en la corriente de nitrógeno nos proporciona una indicación de que tan bien están operando las columnas. Una " atmósfera " de 99 % , significa que la corriente de nitrógeno contiene 1 % de oxígeno y 99 % de nitrógeno. Si la " atmósfera " es grande, el contenido de oxígeno es bajo. Por consiguiente podemos definir la atmósfera como:

$$\text{Atmósfera} = (1 - \text{Fracción de } O_2 \text{ en el } N_2) * 100$$

REFLUJOS.

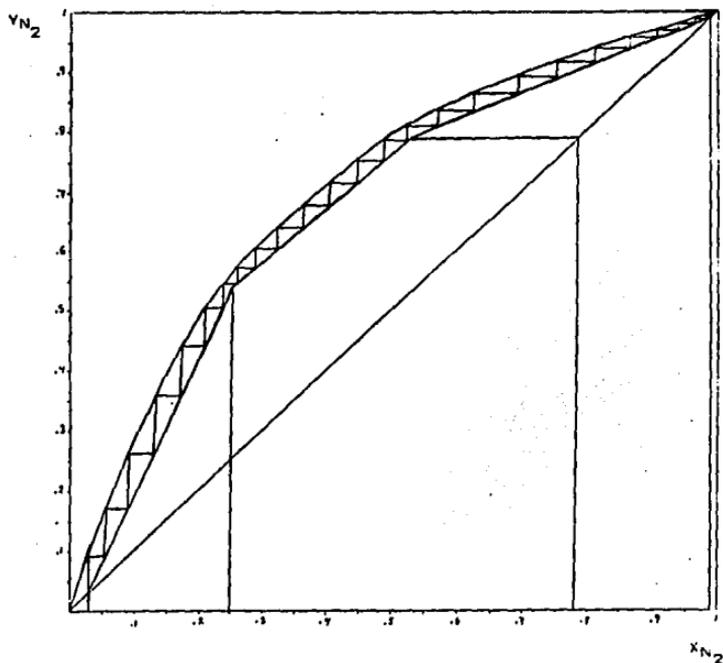
La atmósfera de la columna se aproximará a un máximo si el contenido de oxígeno del reflujo de la columna superior se asemeja al contenido de oxígeno en el nitrógeno del domo de la torre superior.

Una forma de controlar la pureza es ajustando la cantidad de reflujo que se expande dentro de la columna de baja presión (superior).

Si se transfiere una pequeña cantidad del reflujo disponible a la columna superior, y por consiguiente la mayor parte de éste reflujo regresa a la columna inferior, se

FIGURA No. 14

DIAGRAMA MCCABE-THIELE DE LA TORRE SUPERIOR



No. de Platos: 25
 Platos de Alimentación: 11 y 19
 $R = 1.1 R_m$

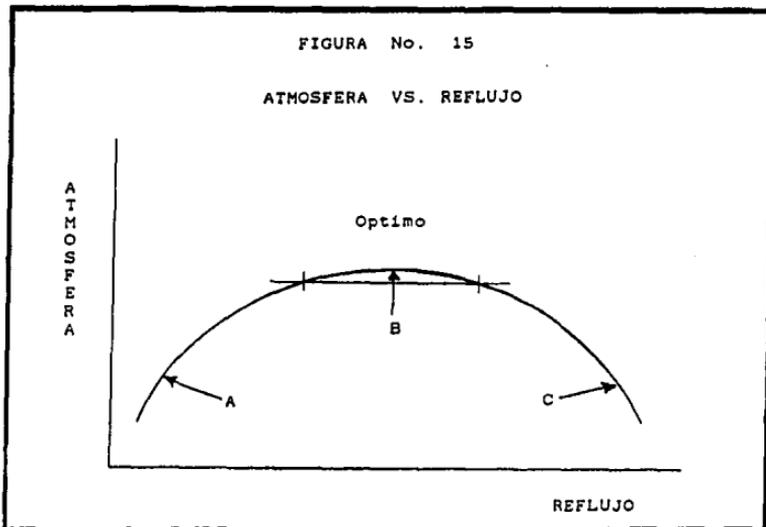
aumentará la pureza del nitrógeno obtenido en el domo de la torre inferior (debido al aumento de reflujo), sin embargo el nitrógeno en el domo de la columna superior disminuirá su pureza ya que el reflujo disminuye.

Por el contrario, si se suministra una gran cantidad de reflujo a la columna superior, la relación de reflujo de la columna inferior disminuirá considerablemente, pudiendo ocasionar que la pureza del vapor de nitrógeno producido en esta columna sea tan pobre que no se obtenga un reflujo capaz de efectuar la separación.

Lo anterior nos lleva a la necesidad de efectuar un análisis para determinar la cantidad de reflujo adecuada para cada una de las torres. Esta cantidad se determina teniendo como base la " atmósfera " deseada y de acuerdo a los productos obtenidos y a su cantidad.

En la Figura No. 15 se muestra una gráfica de atmósfera vs. cantidad de reflujo en la columna superior y los efectos que se producen.

En el punto A se muestra un reflujo de muy alta pureza, sin embargo la cantidad es insuficiente. En el punto C se cuenta con una gran cantidad de reflujo, pero la pureza de éste es muy baja. El óptimo se encuentra en el punto B, donde obtenemos el valor más grande posible de la atmósfera.



C A P I T U L O
D O S

CICLOS DE SEPARACION DE AIRE

CAPITULO DOS

2.1 CICLOS DE SEPARACION DE AIRE.

En el capítulo anterior, se describieron los componentes de un sistema de separación de aire, así como el funcionamiento de cada uno de los equipos. El propósito de este capítulo es describir las variaciones posibles que se pueden llevar a cabo dentro del proceso para obtener productos en los diferentes estados físicos, líquidos ó gaseosos , así como las combinaciones que se pueden realizar.

En general, los productos principales de una planta criogénica de aire son los siguientes: Oxígeno gaseoso, Oxígeno líquido, Nitrógeno gaseoso, Nitrógeno líquido y Argón gaseoso. Los requerimientos del mercado es el factor que determina el tamaño de la planta así como el estado físico de los productos.

Históricamente es el Oxígeno, tanto líquido como gaseoso, el que ha controlado la producción de las plantas. Sin embargo, el incremento en el uso del Nitrógeno como un gas inerte, ha creado nuevos mercados, dando como resultado que las compañías tuvieran que hacer diversos ajustes a sus sistemas para aumentar la calidad y la cantidad del Nitrógeno obtenido.

Durante el proceso, las funciones necesarias para completar la separación del aire son: La destilación, producción de refrigeración, remoción de contaminantes e intercambio de calor a diversos niveles. Mediante un análisis de la Figura No. 2 , se puede determinar fácilmente qué componentes, cumplen con cuál función.

El intercambiador reversible reduce la cantidad de refrigeración que fluye al exterior, también contribuye a la eliminación de algunos contaminantes (agua y dióxido de carbono). El adsorbedor limpia totalmente el aire de proceso, liberándolo de diversos gases contaminantes que éste pueda contener; la refrigeración se obtiene mediante la expansión de aire a través de una turbina y, los precalentadores se encargan de conservar la refrigeración al nivel de las columnas de destilación.

El estado físico de los productos es un punto determinante en el arreglo de los equipos dentro del ciclo de operación de una planta, siendo la capacidad de refrigeración, la que determina la cantidad de productos destilados que pueden ser extraídos en forma líquida.

2.2 PREPURIFICADORES vs. INTERCAMBIADORES REVERSIBLES.

La destilación es por naturaleza un proceso continuo. La remoción de contaminantes dentro del intercambiador reversible necesita cambios periódicos dentro del ciclo de operación, los cuales alteran la destilación. Además, aproximadamente entre el 40 y 45

% de la corriente de aire inicial tiene que ser utilizada como corriente de desecho para eliminar las incrustaciones dentro de los ductos del intercambiador reversible, limitándose de esta manera a que sólo se pueda disponer de un 55 a 60 % del aire de entrada como producto.

Recientemente se ha utilizado un método alternativo de eliminar los contaminantes. Este método consiste en hacer pasar la corriente de entrada a través de un Prepurificador.

El Prepurificador está constituido por celdas de adsorción molecular, el cual elimina los contaminantes (Dióxido de carbono y agua). La principal ventaja de este sistema es que sólo requiere del 10 al 15 % del aire de proceso para eliminar los contaminantes, ya que la reactivación se lleva a cabo mediante temperatura.

El aire se enfría hasta 40 °F para reducir la cantidad de agua contenida, esto implica una reducción en el tamaño de las camas del Prepurificador. Las camas de adsorción del Prepurificador están diseñadas para reducir el contenido de Dióxido de carbono de 350 ppm hasta .1 ppm y reducir la cantidad de agua a menos de 1 ppm. Las camas se regeneran con nitrógeno de desecho, calentado a 290 °C. Un flujo del 10 al 15 % del aire de entrada es, generalmente, suficiente para llevar a cabo la regeneración.

La secuencia de regeneración consiste de 5 pasos: Despresurización, Calentamiento, Enfriamiento, Presurización y Mezclado. Cada uno de los pasos se puede ajustar independientemente. Los Prepurificadores existentes se han diseñado para ciclos de 4 a 8 horas. Los equipos en los que la regeneración se realiza cada 4 horas, se instalan controles automáticos que llevan a cabo el ciclo de regeneración. Cuando la regeneración se lleva a cabo cada 8 horas, es más conveniente llevarla a cabo de forma manual.

Los prepurificadores también eliminan la mayor parte del hidrógeno y los hidrocarburos del aire, por lo que las columnas de adsorción de sílica no se requieren.

Los cambios en el ciclo son mucho menos frecuentes que cuando se ocupa un intercambiador reversible. Sin embargo es necesario mantener el sistema a una presión mucho mayor para poder proveer al sistema con la refrigeración necesaria.

Actualmente ninguno de los dos sistemas es superior al otro. El criterio principal en la selección del equipo, lo constituye la cantidad de corriente de desecho que se tenga disponible. Cuando la cantidad de productos requeridos es mayor que el 50 % conviene instalar un prepurificador.

2.3 CICLOS DE GAS.

En todo sistema criogénico se requiere de un sistema de refrigeración que ayude a mantener las temperaturas necesarias dentro del sistema. Esta cantidad de refrigeración es determinada de acuerdo a las pérdidas obtenidas a través de los equipos, por la refrigeración que sale con los productos y corrientes de desecho, por la

energía requerida para la separación, etc. La fuente de refrigeración se puede encontrar dentro o fuera del ciclo.

Para una planta en la que se están obteniendo únicamente productos gaseosos, el sistema de refrigeración lo constituye una turbina, a través de la cual se expande una determinada cantidad de aire que entra posteriormente al sistema de rectificación. Si los requerimientos de refrigeración son muy grandes, se expande una cantidad mayor de aire a través de la turbina, pero no todo este aire se rectifica. Una parte entra a la columna superior y otra se dirige directamente a la corriente de desecho. Si se hiciera pasar por las columnas de rectificación todo el aire de la turbina, el oxígeno contenido en este aire, no se separaría, debido a que se alteran los equilibrios de fases dentro del sistema. Las consecuencias serían la disminución en la eficiencia de la separación, aumento en la caída de presión y por lo tanto, un incremento en los costos de energía.

Como una fuente de refrigeración alterna, se puede recurrir a lo que se denomina como una "Post - Expansión". Durante este proceso, las corrientes de desecho o de productos se expanden después de haber salido del sistema de separación (Columnas). Esta operación incrementa la presión de operación de las columnas, dando como resultado que la separación se haga más difícil. Sin embargo, es un sistema práctico cuando los productos de la torre de alta presión (columna inferior), pueden ser expandidos, o bien, en el caso en el que la columna superior no se requiera, lo que ocurre cuando el único producto es nitrógeno.

También puede utilizarse una "Pre - Expansión", en donde la corriente de alimentación se expande antes de entrar al sistema de separación. Esta operación requiere que el compresor y el intercambiador reversible operen a una mayor presión.

CICLOS PARA OXIGENO.

En el ciclo utilizado para obtener Oxígeno gaseoso como único producto, los equipos principales son compresor, intercambiador reversible, sistema de rectificación de doble columna y turbina para la obtención de refrigeración. El producto es extraído del fondo de la columna superior. El vapor del domo de esta columna constituye en su totalidad el nitrógeno de desecho.

Durante el diseño de la planta, cualquier mejora en la eficiencia de la separación se compara con la caída de presión y el costo de platos adicionales para cada aumento de pureza.

Durante la operación, la pureza del oxígeno es controlada ajustando la velocidad de salida del producto de acuerdo a la entrada de aire fresco. Un incremento en la cantidad de aire alimentado ó una reducción en la cantidad de oxígeno retirado, aumentan la pureza del producto. La eficiencia en la separación puede ser medida fácilmente midiendo la concentración de oxígeno en la corriente de desecho. La pureza del oxígeno obtenido es de 99.5 %.

Para una planta de oxígeno, la eliminación de los contaminantes dentro del intercambiador reversible no presenta dificultades, debido a que sólo el 21 % del aire alimentado es utilizado como producto, por lo que se cuenta con el 79 % de este aire como corriente de desecho, el cual puede remover fácilmente todas las incrustaciones de los ductos del intercambiador reversible.

CICLOS PARA OXIGENO Y NITROGENO.

Para la obtención de Oxígeno y Nitrógeno gaseosos se recurre al ciclo descrito con detalle en el capítulo anterior. Dentro de este ciclo es común tener como corriente de desecho flujos que varían entre el 20 y el 50 % del flujo de aire de entrada. El porcentaje se fija de acuerdo a la cantidad de Nitrógeno que se desee obtener, así como de los requerimientos de limpieza del intercambiador reversible.

La pureza del Nitrógeno obtenido depende generalmente de los requerimientos del cliente. Sin embargo, ya es costumbre la obtención de nitrógeno con menos de 10 partes por millón de oxígeno. El control de la pureza del nitrógeno está enfocado únicamente al contenido de oxígeno en el producto, los demás gases como argón, neón ó hidrógeno no requieren de un control, debido a que se presentan en concentraciones tan pequeñas que resultan despreciables.

Durante la operación se encuentran dos puntos dentro del sistema de rectificación en donde se puede llevar a cabo el control de la pureza del nitrógeno obtenido. Uno de ellos lo constituyen el número de platos y la velocidad de extracción del nitrógeno en el domo de la torre inferior. Como este nitrógeno constituye el reflujo para ambas columnas, teniendo control sobre la pureza de éste, es posible controlar la pureza del nitrógeno obtenido en el domo de la torre superior, el cual constituye el producto. La pureza del nitrógeno obtenido es de por lo menos 99.9 %.

Otra forma de control se encuentra en la torre superior. En esta torre, es posible colocar un número de platos adicionales en el domo cuando se requiere de la obtención de nitrógeno con un grado de pureza mayor. Este conjunto de platos adicionales se colocan sobre la salida de la corriente de desecho y, ésta sección recibe el nombre de "Sombrero Superior". La pureza del vapor en la parte superior de esta sección es controlada por la cantidad de vapor que se saca, el número de platos adicionales y por la pureza del reflujo.

Esta sección superior es usada únicamente cuando se requiere Nitrógeno de muy alta pureza (99.995 %), debido a que los costos de operación se incrementan de forma considerable porque la caída de presión es mayor, aumentando los requerimientos de energía.

Cuando los requerimientos de Nitrógeno exceden el 30 % de la alimentación a las columnas, la remoción de contaminantes se debe llevar a cabo a través de un Prepurificador.

CICLOS PARA NITROGENO.

El crecimiento en la demanda de gases inertes, ha creado la necesidad de unidades de separación de aire en las que el único producto obtenido es el Nitrógeno. Dentro de estas plantas el ciclo más sencillo consiste en una sola columna de destilación.

El funcionamiento de esta columna es idéntico al de la columna de alta presión en un sistema de doble columna. El producto es factible obtenerlo como líquido o como gas. Si se requiere gaseoso, la extracción del producto se hace antes de que el vapor entre al condensador. Por el contrario si el producto se requiere líquido, éste se obtiene a la salida del condensador. En ambos casos una parte del producto se regresa a la torre como reflujo.

La refrigeración requerida para mantener la temperatura se produce mediante una turbina en donde se expande la corriente de desecho. Es decir, se lleva a cabo una Post-Expansión, según se mencionó en párrafos anteriores. Aunque esto implica un aumento en la caída de presión, es la mejor alternativa ya que al no contar con la torre superior, se dispone de un rango bastante grande para cubrir el aumento en la caída de presión.

Una Pre-expansión para el arreglo de una sola columna es impráctico, debido a los cambios que se producen por el funcionamiento del intercambiador reversible y a que los flujos son más pequeños.

En la Figura No. 16 se muestra un diagrama de flujo con las variaciones requeridas para este ciclo.

2.4 CICLOS PARA GAS Y LIQUIDO.

Generalmente, las columnas de destilación requieren del 1 al 2 % de su alimentación en fase líquida de tal manera que se mantenga una cantidad constante de líquido. Si una porción de los productos de las columnas tienen que ser extraídos como líquidos, y no como vapores saturados; los requerimientos de líquido en la alimentación aumentan con el fin de mantener el balance, tanto en el nivel de líquido dentro del sistema como de refrigeración.

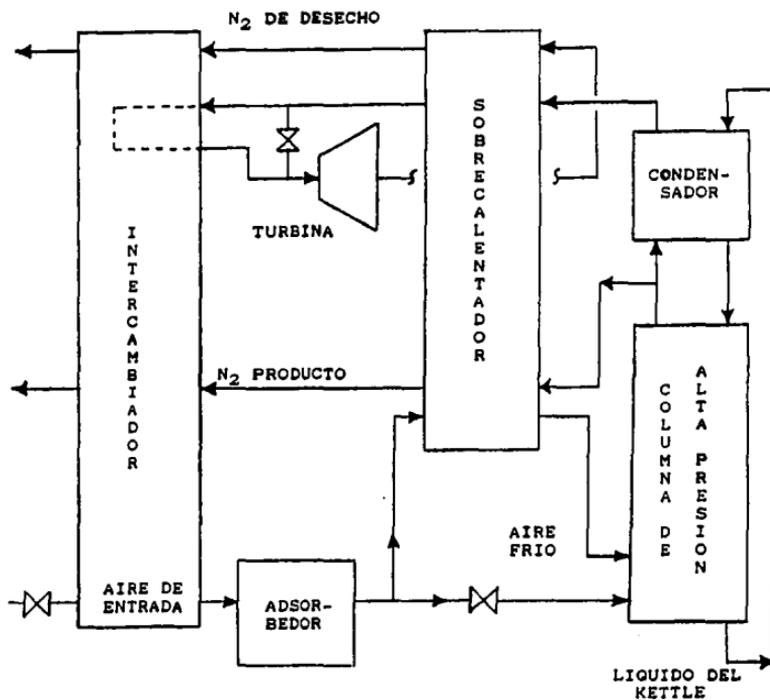
Dentro de este tema se tratarán las fuentes de refrigeración para la producción de líquidos criogénicos.

Por cada unidad de producto líquido extraído, es necesario incrementar una unidad la alimentación líquida a la torre.

Dentro de una planta para productos gaseosos se expande dentro de la columna superior parte del aire de alimentación a través de una turbina. Esto produce la

FIGURA No. 16

DIAGRAMA DE BLOQUES PARA LA OBTENCION DE NITROGENO GASEOSO



refrigeración necesaria para mantener el sistema. Una medida de la refrigeración obtenida y de la velocidad de producción es el nivel de líquido en el condensador principal. Un aumento de este nivel de líquido, es un indicador de que se está produciendo refrigeración en exceso y es necesario regular el flujo de aire a través de la turbina.

Cuando se desean productos líquidos, el nivel del condensador principal puede ser mantenido mediante la extracción ya sea de oxígeno ó nitrógeno líquido de las columnas. Sin embargo existen muchísimas limitaciones para la producción de líquido obtenido a partir de la refrigeración producida por la turbina, y es que para aumentar la refrigeración producida por ésta, es necesario aumentar el flujo de aire a través de ella. Al aumentar la cantidad de aire se reduce la alimentación a la columna inferior teniendo como consecuencia una reducción en la producción de reflujo para la torre superior; además, no todo el oxígeno del aire de la turbina se rectificaría en la columna superior, reduciendo la eficiencia de la separación.

En la Figura No. 17 se presenta una gráfica que muestra la fracción de oxígeno recuperado contra la fracción del aire de alimentación que se expande a través de la turbina. Arriba del 17 % del aire de alimentación expandido en la turbina, la recuperación de oxígeno ya es muy poca y no es costeable. Aunque este valor varía de acuerdo al número de platos y a las condiciones de salida de la turbina, no cambia mucho, ya que la turbina depende de la caída de presión dentro de la torre. Se ha observado que se requieren 15 unidades de flujo a través de la turbina para la producción de una unidad de líquido.

En conclusión podemos decir que al tener como única fuente de refrigeración a la turbina, no es posible obtener más del 2 ó 3 % de la alimentación como producto líquido. Para incrementar este porcentaje se requiere de otras fuentes de refrigeración.

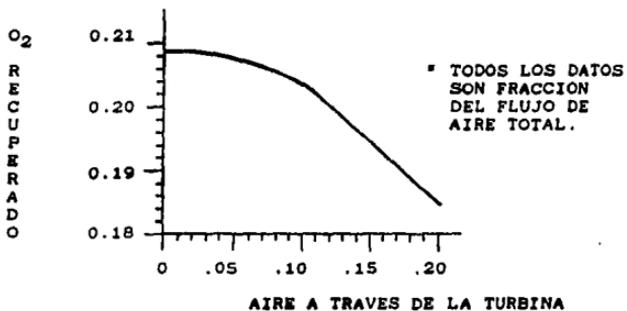
Las fuentes alternas de refrigeración consisten en sistemas de refrigeración con freón, los ciclos de Pre y Post Expansiones y los ciclos de intercambio de líquidos criogénicos. Sin embargo cada uno de estos ciclos tienen determinadas limitaciones que determinan su aplicación.

Conforme aumentan las necesidades de productos líquidos, los requerimientos de refrigeración también aumentan. Al aumentar la cantidad de productos líquidos extraídos, las corrientes de salida que se emplean en el intercambiador primario para enfriar el aire de entrada se reducen, produciendo diferencias de temperaturas muy grandes dentro de éste, por lo que el aire puede no llegar a enfriarse lo suficiente. Una manera de resolver esto es mediante la instalación de un sistema de refrigeración con freón. Este sistema mejora los niveles de temperatura aun antes de la expansión en la turbina.

Los ciclos con Pre-Expansión, requieren de una producción de por lo menos 70 toneladas por día de oxígeno y no menos del 3 o más del 16 % del aire de alimentación como producto líquido. Además, es necesario un Prepurificador en vez de un

FIGURA No. 17

FLUJO DE AIRE A TRAVES DE LA TURBINA VS. RECUPERACION DE OXIGENO



intercambiador reversible ya que las turbinas no soportan el shock mecánico en los cambios de ciclo del intercambiador, y máxime cuando se encuentran inmediatamente después de éste.

Los ciclos con Post-Expansión se utilizan solamente en las plantas donde el único producto es el nitrógeno. Debido al aumento de presión, se requieren compresores más grandes, intercambiadores más grandes, el gasto de energía aumenta. Sin embargo en este tipo de ciclo sí es rentable llevarlo a cabo.

En los ciclos de intercambio de líquidos criogénicos, a partir de una fuente externa de estos líquidos, es posible introducirlos al sistema de destilación en un punto donde la composición y la temperatura mejor se ajusten a las del proceso. Posteriormente al sacar del sistema esta corriente como vapor se producirá una alteración en el balance de refrigeración, requiriéndose de una posterior extracción de líquido para evitar la inundación de las columnas. Esta corriente de líquido puede ser tomada de cualquier punto del sistema.

Hay dos efectos significativos que tienen que tomarse en consideración. El primero es la calidad o valor de la refrigeración del líquido agregado en comparación con la de los productos. Si existe una gran diferencia en temperatura o calor latente, se producirá un flujo de masa entre las dos corrientes. Este flujo ocasionará pérdidas mayores de refrigeración dentro de la unidad de separación.

El segundo efecto importante se encuentra en la eficiencia de la separación. Cuando aire u oxígeno líquidos son intercambiados por nitrógeno líquido, éstos no son destilados en la columna inferior, pero sí entran en la columna superior en la sección del fondo. Al mismo tiempo el nitrógeno líquido que sería utilizado en la columna superior como reflujo para la remoción de oxígeno y argón es extraído antes de que llegue al domo.

El efecto neto es una disminución en la separación de oxígeno y argón con la conjunta pérdida de nitrógeno.

Estos efectos, particularmente la eficiencia en la separación, causan problemas de control para mantener las purezas de los productos. Es por eso que su uso no es muy difundido; aunque sí se tiene cuidado en el manejo de este método y se tiene la fuente de líquidos criogénicos, se obtienen buenos resultados.

2.5 PRODUCCION DE LIQUIDO.

Se han discutido anteriormente las necesidades de los sistemas para la producción de líquido mediante sistemas de turbinas o por intercambio de líquidos. Los ciclos de licuefacción, independientemente del sistema de separación, son muy necesarios para una máxima flexibilidad en la obtención de gases licuados.

Originalmente, la refrigeración criogénica para la separación del aire, se producía mediante la expansión de vapor a muy alta presión a través de una válvula de expansión. Esta es la característica de Joule-Thompson para un gas no ideal. Posteriormente se generalizó el uso de turbinas para una más eficiente generación de refrigeración.

La Figura No. 18 ilustra el ciclo para la licuefacción de un producto gaseoso. Las condiciones de proceso del ciclo se establecen asumiendo que la mínima presión del sistema es la atmosférica a la entrada del compresor. De acuerdo a las necesidades de refrigeración se fijan las condiciones en los demás equipos.

La turbina tiene ciertas limitaciones que se deben tomar en cuenta:

La eficiencia de la expansión disminuye cuando decrece el flujo volumétrico y aumenta la relación de presión. La experiencia demuestra que un volumen de descarga de 400 pies cúbicos por minuto es un mínimo práctico, que reduce la fricción de la turbina. La máxima relación de expansión debe ser 7 entre la presión de entrada y salida. Dentro de estas condiciones se espera que la eficiencia adiabática sea del 80 al 85 %.

Otra limitante que tiene efectos tanto termodinámicos como mecánicos es la formación de líquido dentro de la turbina. Termodinámicamente se obtiene una pérdida de refrigeración cuando se obtiene condensación durante la expansión y, mecánicamente se dañan las aspas de la turbina. Para evitar la formación de líquido, se tiene que diseñar la turbina para que la temperatura de salida se encuentre de 3 a 5 grados sobre la temperatura de licuefacción.

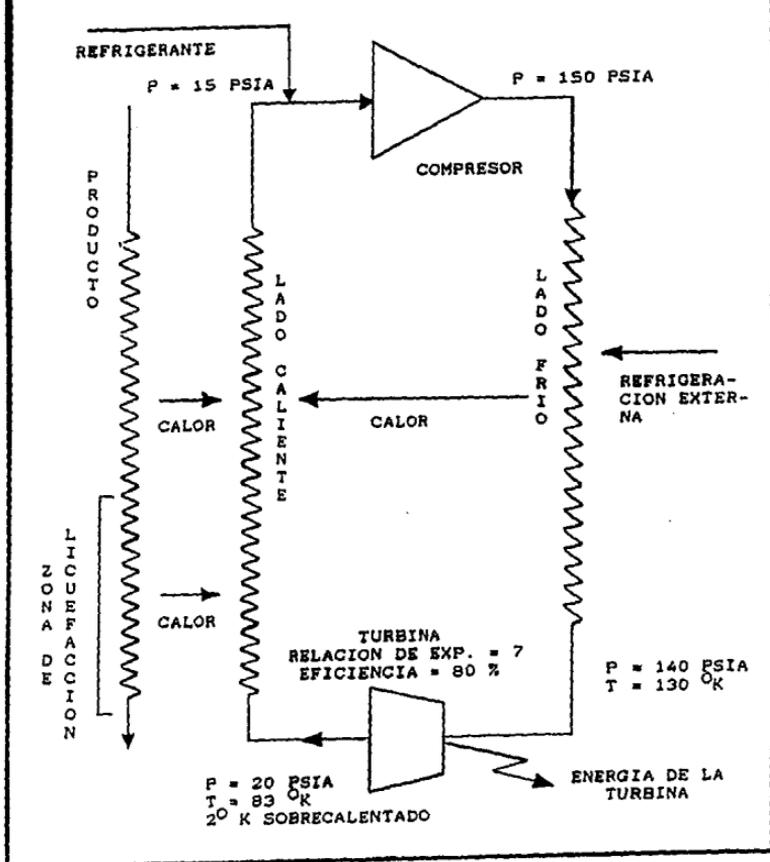
Durante la década de los cincuentas se buscaron mejoras para obtener mayor flexibilidad dentro de los ciclos de licuefacción, la primera modificación realizada consistió en acoplar un sistema externo de refrigeración con freón al nivel de los -90°F . Este sistema externo reduce la cantidad de refrigeración que necesita producir la turbina. Además, se reduce el tamaño del compresor por lo que se reducen los gastos de energía y como aumenta el nivel de temperatura, se reducen los costos de refrigeración.

Otra variable durante el diseño del licuefactor es la presión del producto. El calor latente decrece y la temperatura de licuefacción aumenta conforme se aumenta la presión. Esto reduce las cargas térmicas requeridas en niveles criogénicos e incrementa la eficiencia, es por eso que los intercambiadores se han diseñado para trabajar a una presión máxima de 300 psig.

Finalmente la energía generada por la expansión en la turbina se conecta a una de las etapas finales de la compresión. La energía se regresa así directamente al ciclo, reduciendo aún más los costos y requerimientos de la misma.

FIGURA No. 18

CICLO DE LICUEFACCION



CICLOS DE LICUEFACCION DE PRESION MEDIA.

Los avances en la tecnología dentro de los compresores e intercambiadores de calor han permitido incrementos en las presiones de operación en las unidades criogénicas. Con ésto, se ha desarrollado un nuevo sistema de licuefacción utilizando dos turbinas de presión media.

En la Figura No. 19 se presentan las condiciones de proceso para un ciclo de licuefacción que tiene una alimentación a 80 psia. Una segunda turbina se utiliza a un nivel de temperatura mayor para producir la refrigeración necesaria para el lado caliente del intercambiador. El nivel más alto de temperatura en la turbina produce una mejora del 60 % en la producción de refrigeración en comparación con el sistema de una turbina. Esto demuestra como el valor de la refrigeración se incrementa conforme el nivel de temperatura decrece.

La temperatura del producto es controlada por la temperatura de salida de la turbina. Por lo tanto, en el ciclo de doble turbina se obtiene una temperatura de 98 °K en comparación con el ciclo de una sola turbina, cuya temperatura de salida es de 83 °K. Esto implicaría una pérdida del 18 % de refrigeración si ambos ciclos descargaran el producto directamente a la sección de almacenamiento. Por esto el sistema de doble columna está diseñado para operar a una presión que le permitiría utilizar como alimentación productos de la columna de alta presión y al mismo tiempo utilizar la columna para flashear la corriente de productos a un nivel de temperatura menor. Mediante el flasheo del producto y la recuperación del vapor, las pérdidas del 18 % se eliminan.

En conclusión, la flexibilidad de utilizar las columnas de destilación como un separador flash y de contar con mayores presiones hacen que el sistema de doble turbina se presente como el proceso más atractivo.

2.6 PRODUCCION DE ARGON.

Con un diseño apropiado, un adecuado número de platos tanto en la columna inferior como en la columna superior y un buen sistema de refrigeración, la producción de argón puede ser optimizada perfectamente.

En la Figura No. 20 se encuentra el diagrama de bloques que describen los procesos requeridos para la recuperación de Argón. Estos procesos son: El sistema de Argón crudo, la refinación del Argón y el tanque de almacenamiento.

La alimentación a este proceso se toma de la sección del sistema de doble columna en donde se encuentra el flujo más rico de Argón. El proceso de argón crudo separa esta corriente en dos, una obtenida del domo de una tercera torre de destilación, y que contiene aproximadamente 97.5 % de Argón. La segunda corriente está constituida por

FIGURA No. 19

CICLO DE LICUEFACCION DE PRESION MEDIA

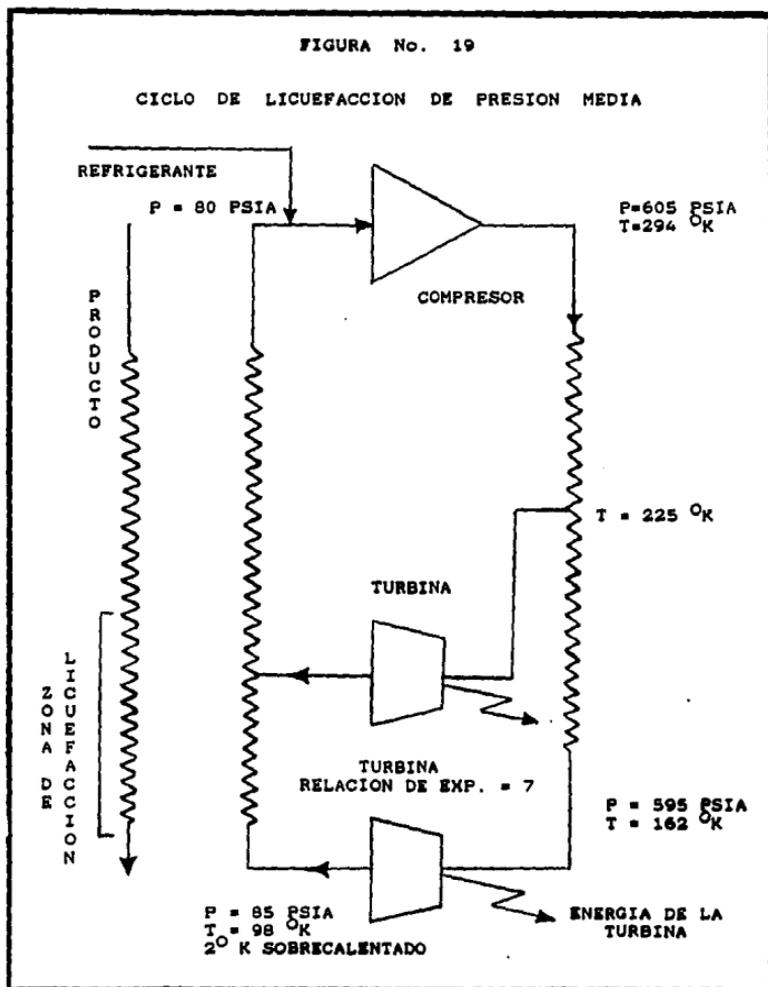
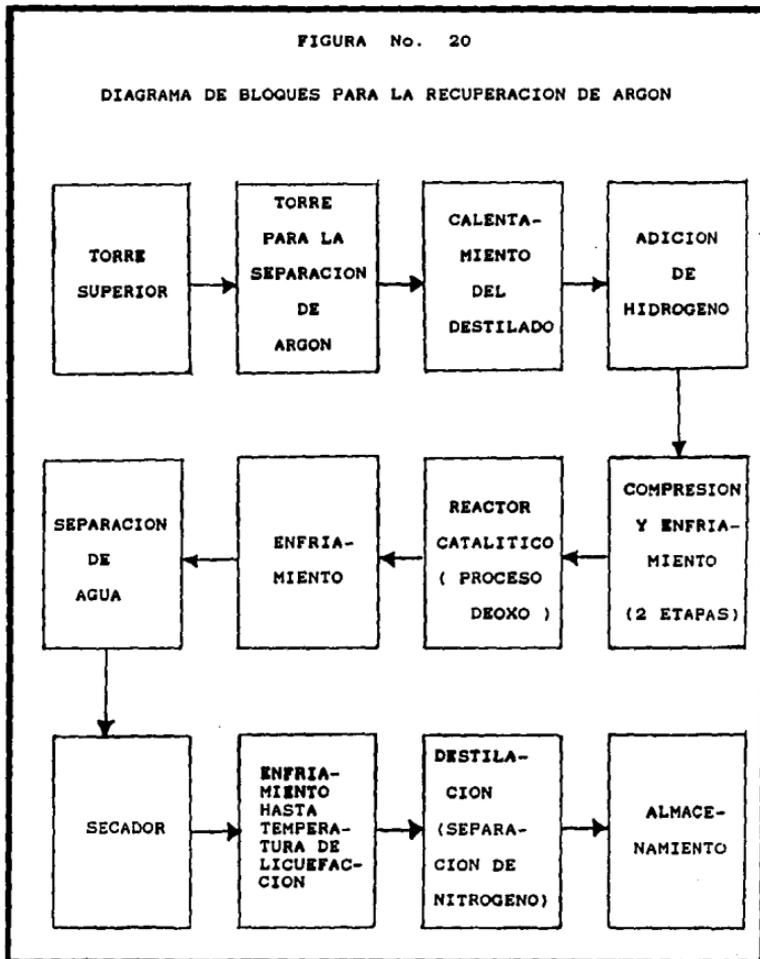


FIGURA No. 20

DIAGRAMA DE BLOQUES PARA LA RECUPERACION DE ARGON



los fondos cuya composición es oxígeno y nitrógeno, la cual se regresa a la columna superior.

El argón crudo se refina posteriormente para la completa eliminación del oxígeno. Esto se realiza mediante una combustión catalítica. El nitrógeno que aún contiene, se separa por destilación en una cuarta torre. Una vez obtenido el Argón de alta pureza se transfiere a los tanques de almacenamiento.

Debido a que el argón se obtiene como producto líquido, es necesario contar con suficiente refrigeración para balancear esta pérdida. Este exceso de refrigeración se compensa haciendo pasar más aire a través de la turbina que descarga a la columna superior, o bien, agregando nitrógeno líquido al sistema. Esta refrigeración no se produce mediante turbinas acopladas al sistema de argón, debido a que como el precio del argón es alto, económicamente resulta más factible diseñar y operar el sistema junto con los equipos de almacenamiento y distribución y no con sistemas de refrigeración. La recuperación de argón dentro de una planta bien diseñada y operada apropiadamente debe ser mayor del 70 % del argón que entra al sistema en el aire de alimentación.

El ciclo para el Argón crudo en realidad comienza en la torre superior, la cual está dividida en varias secciones. La sección sobre el condensador principal realiza fundamentalmente la separación Oxígeno - Argón. Las impurezas del oxígeno obtenido están constituidas básicamente por argón. La concentración de argón aumenta en cada plato de manera ascendente hasta que se alcanza un máximo. Un poco antes de llegar a este máximo se purga lo que constituye la alimentación a la columna para argón crudo. En este punto la concentración de argón varía entre 6 y 8 %.

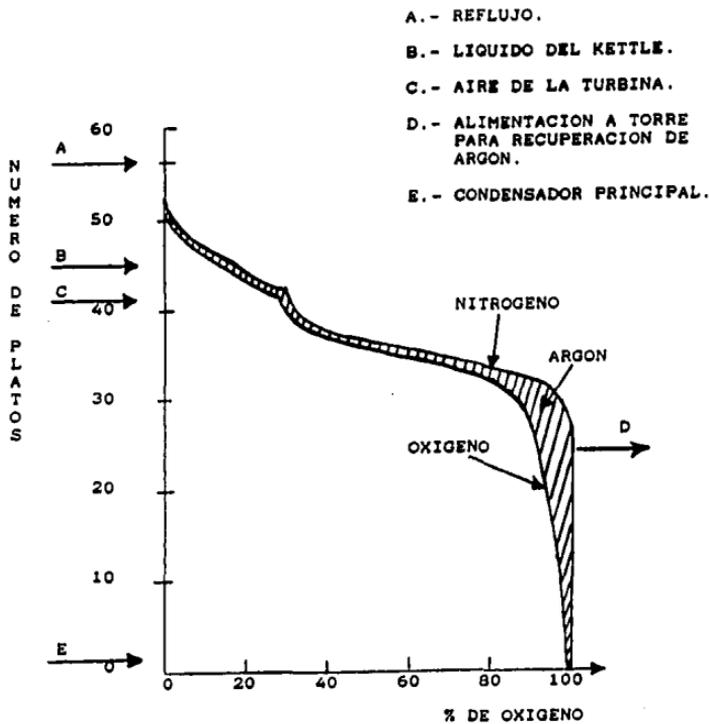
Conforme subimos en la columna superior y antes de llegar al punto en donde el argón encuentra su máximo, empieza a aparecer nitrógeno. El nitrógeno sigue aumentando y el argón empieza a decrecer hasta llegar a partes por millón. En el domo se encuentra el nitrógeno de más alta pureza.

En la sección que se encuentra sobre la salida de la corriente de argón se presenta la separación ternaria. En este punto entra el aire de la turbina (en caso de existir) y el vapor del Kettle. El líquido del Kettle es admitido un poco más arriba. La siguiente descarga la constituye el nitrógeno de desecho. Algunos platos más llevan al nitrógeno dentro de especificaciones y finalmente el reflujo entra en el domo de la torre. El número de platos puede variar de acuerdo a las condiciones de operación. En la Figura No. 21 se encuentra una gráfica con el perfil de concentraciones a través de una torre superior.

La columna para la refinación del argón opera con un reflujo muy alto capaz de hacer que la concentración de oxígeno en el producto quede dentro de un rango de 1 a 1.5 por ciento. El líquido del plato No. 1 de esta columna es recirculado a la columna superior, ya que contiene aún una gran cantidad de oxígeno. La condensación de

FIGURA No. 21

PERFIL DE CONCENTRACIONES DENTRO DE UNA TORRE SUPERIOR



argón se lleva a cabo con el líquido del Kettle, proveniente de la columna inferior. Parte de este líquido se utiliza como reflujo de la torre.

El condensador de la torre de argón tiene dos diseños principales:

- a) Parte del líquido del Kettle se transfiere al condensador de la torre de argón y el resto se manda directamente a la columna superior. Dentro del condensador de argón parte del líquido del Kettle vaporiza (aproximadamente un 10 %). Posteriormente es regresado a la torre superior.
- b) La segunda forma de diseñar el condensador de argón es utilizar la totalidad del líquido del Kettle como refrigerante. En este caso, una pequeña fracción del líquido del Kettle vaporiza para llevar a cabo la condensación del argón. Este arreglo reduce el tamaño del condensador, sin embargo la recuperación de argón y oxígeno se ven afectadas ligeramente.

Para determinar cual de los dos arreglos conviene más, es necesario llevar a cabo un balance económico para obtener el sistema más atractivo.

Las condiciones alrededor de la alimentación a la columna de argón tienen un efecto muy marcado en el comportamiento del sistema. Los factores que influyen en la recuperación de argón son: 1) La pureza del oxígeno, 2) El aire de la turbina, 3) La composición del reflujo a la columna superior y 4) La concentración de argón en la alimentación.

La recuperación de argón aumentará conforme disminuya la pureza del oxígeno obtenido. La razón es que se reduce la cantidad de argón en la alimentación, conforme aumenta la pureza del oxígeno.

La concentración de argón en la alimentación a la torre No. 3 disminuye conforme el aire de la turbina aumenta. Esto se debe a que cuando se incrementa la cantidad de aire que entra a la torre superior, también aumenta el flujo de vapor, lo que reduce la relación de reflujo. Esto provoca que se remueva menos argón del vapor ascendente, disminuyendo así la cantidad de argón en la corriente extraída como alimentación.

La concentración de oxígeno en el argón crudo se debe dejar llegar al límite más alto posible, teniendo como única limitante la capacidad del proceso Deoxo para la combustión catalítica del oxígeno. Esta limitante lleva a que la máxima concentración de oxígeno en el argón crudo sea de cuanto más 1.5 %.

El argón crudo obtenido del domo de la torre No. 3 se calienta en un intercambiador de calor hasta casi la temperatura ambiente, el refrigerante es argón refinado. Posteriormente se adiciona Hidrógeno el cual puede ser obtenido mediante la disociación del amoniaco o por alguna otra fuente. La mezcla se comprime dentro de un compresor de dos etapas con un enfriador después de cada etapa de compresión.

La mezcla se hace pasar entonces por el reactor catalítico en donde se quema todo el oxígeno que tiene el argón como impureza. Una vez que la combustión se lleva a cabo, la corriente de proceso se hace pasar a través de un enfriador en donde condensa toda el agua formada, ésta se retira en un separador de agua y el argón se hace pasar a través de secadores para eliminar cualquier traza de humedad, después, se regresa al intercambiador en donde se enfría de nuevo hasta casi su temperatura de licuefacción.

Este argón entra a una cuarta columna de destilación en donde se separa el nitrógeno restante mediante condensación parcial de la mezcla. Finalmente el argón refinado se extrae del fondo de esta columna y se lleva a los tanques de almacenamiento.

Con este proceso se llega a obtener argón con una pureza de 99.99 %.

C A P I T U L O

T R E S

ELECCION DEL CICLO Y PLANTA ADECUADA

CAPITULO TRES

3.1 SELECCION DEL CICLO Y PLANTA ADECUADA.

Cuando se ve como un proceso clásico de Ingeniería Química, la separación de aire consiste fundamentalmente en tres operaciones básicas:

- a) Remoción de Contaminantes
- b) Destilación
- c) Producción de Refrigeración

Todas estas operaciones son tan conocidas y se encuentran tan perfectamente bien definidas que toda la Industria utiliza esencialmente la misma tecnología. Por lo tanto, la principal contribución de la Ingeniería hacia la realización de un proyecto exitoso es precisamente la correcta aplicación de la Tecnología existente.

En este capítulo se desarrollarán las diferentes situaciones que se pueden presentar a las industrias dedicadas a la separación de aire y las opciones disponibles para responder a cada uno de los casos.

CARACTERISTICAS DEL CLIENTE.

La industria del aire, tiene dos tipos de clientes principales. Uno, aquellos que compran equipo, ya sea componentes o plantas completas, y Dos, los que consumen el producto, en forma líquida o gaseosa.

Los clientes que compran plantas son generalmente, industrias que consumen grandes cantidades de oxígeno y/o nitrógeno. Dentro de este tipo de consumidores, se pueden presentar varios casos:

- a) Que el cliente construya una planta por sus propios medios, encargándose él mismo de la Ingeniería básica, de detalle y construcción.
- b) Encargue el proyecto a alguna de las compañías dedicadas a la obtención de gases industriales.
- c) Se forme un convenio en donde una compañía especializada en la obtención de gases industriales coloque una planta cerca del lugar donde se encuentra el consumidor.

De las situaciones presentadas, la mejor es la última, ya que ésta presenta ciertas ventajas para el cliente. Algunas de estas ventajas son que la planta se opera por

personal con amplia experiencia en el proceso, los gastos por parte del cliente son mucho menores, el cliente puede, en un momento dado, contar con los servicios de mantenimiento que ofrece la compañía productora, etc.

Para cubrir con los requerimientos del segundo grupo de consumidores, un sector mayor de las industrias de separación de aire está involucrada con la obtención y distribución de sus productos a diversos clientes.

Este trabajo requiere la instalación de redes de distribución desde la planta hacia los consumidores, o bien la utilización de trenes y carreteras para hacer llegar, de manera rápida y eficiente, los productos a los clientes.

CARACTERISTICAS DE LA PLANTA.

Las características técnicas de los diversos ciclos utilizados fueron descritas en el capítulo anterior. Esta sección relaciona los ciclos con la aplicación final de los productos.

PLANTAS DE GAS.- Debido a la gran cantidad de consumidores de oxígeno y nitrógeno gaseoso, el tipo de planta más común es aquella en donde los productos obtenidos se encuentran en fase gaseosa. La planta adecuada para este propósito, debe cumplir necesariamente con las características descritas en el Capítulo Primero. Sin embargo, se presentan tres opciones dentro de esta aplicación:

- 1.- Número de Unidades de Proceso: Dependiendo de la cantidad de productos requeridos, se deben colocar 1 o más unidades para poder cubrir la demanda de cada planta. Además se debe contar con las facilidades necesarias para que la planta pueda operar a toda su capacidad o bien, a la mitad e incluso a un tercera parte de la capacidad instalada. Todo dependiendo de la demanda existente.
- 2.- Expansión de Aire o Nitrógeno: Las necesidades de refrigeración pueden cubrirse por la expansión de aire o de nitrógeno. Cualquiera de las dos opciones es muy buena y la elección se deja al diseñador o a la experiencia.
- 3.- Utilización de Intercambiadores Reversibles ó Prepurificadores.- La opción para la remoción de contaminantes es controlada por la cantidad de nitrógeno que se desee obtener. Si la cantidad de nitrógeno requerida es igual o menor que la cantidad de oxígeno, entonces un intercambiador reversible es lo más conveniente. Si la relación entre la cantidad de nitrógeno y oxígeno es mayor que uno, entonces, sólo el prepurificador es efectivo.

PLANTAS DE LIQUIDO.- Las plantas cuya producción es líquida son una adaptación de las plantas de gas, en donde se provee refrigeración adicional para la licuefacción de los productos. Esta refrigeración adicional requiere de la expansión de grandes cantidades de gas de alta a baja presión y puede completarse de dos maneras:

- 1.- El aire se comprime a una presión muy alta (más de 600 psi), se limpia en un prepurificador y se expande a la presión de la columna antes de la destilación. Este ciclo de "Pre-Expansión" es económicamente atractivo cuando el producto principal es el oxígeno líquido.
- 2.- La remoción de contaminantes se lleva a cabo de manera convencional (en un intercambiador reversible ó un prepurificador), se sigue a la destilación tal como se realiza en una planta para gas. Sin embargo, los productos líquidos se obtienen por la compresión y expansión de nitrógeno gaseoso en un ciclo cerrado que, esencialmente, trabaja de forma paralela con el condensador principal de la planta. Este ciclo de licuefacción puede proveer un alto porcentaje de productos líquidos y tiene su mejor aplicación en donde el producto líquido controlante es el nitrógeno.

Cualquiera de los dos ciclos anteriores puede ser adaptado para la producción de gas y líquido en un rango muy grande de combinaciones y mezclas; y es la correcta selección del ciclo lo que ejerce el primer impacto en el alcance de los objetivos.

PRODUCCION DE ARGON.- El argón puede ser obtenido de cualquiera de las plantas descritas anteriormente con pequeñas variaciones al ciclo principal. Actualmente la demanda de argón se ha incrementado tanto, que ya no se construye ninguna planta sin las facilidades necesarias para la instalación de los equipos requeridos para la implementación del ciclo de argón.

3.2 SELECCION DEL CICLO.

Como se puede observar, el Ingeniero de Procesos tiene una gran cantidad de alternativas frente a sí, por lo que el primer paso en la preparación de un proyecto es la cuidadosa selección de uno de los muchos ciclos existentes.

En la Figura No. 22 se presenta una gráfica en donde a partir de dos relaciones importantes, que son la relación de (Productos Totales)/(Aire de Entrada) y la relación de (Productos líquidos)/(Aire de Entrada), es posible determinar cuál ciclo es el más conveniente cuando en una planta se requiere la obtención de productos líquidos y gaseosos.

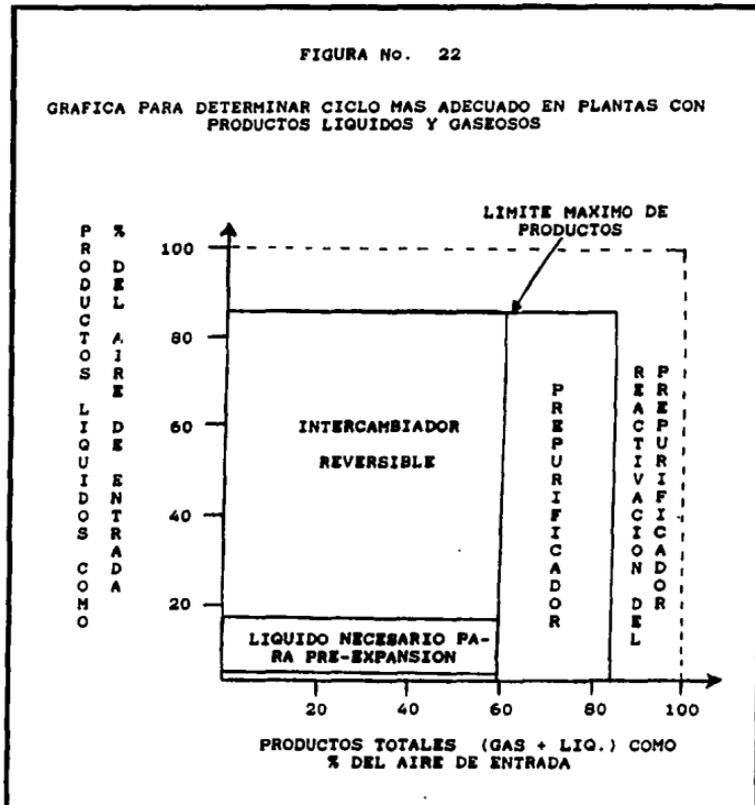
En las fases preliminares de un Proyecto, los primeros datos necesarios son la cantidad de productos requeridos y su estado físico, así como un minucioso estudio de mercado para detectar consumidores potenciales y poder establecer la capacidad más adecuada para la nueva planta.

Estos datos pueden ser suficientes para la correcta elección del ciclo, elegido a través de un proceso de eliminación.

El proceso de eliminación se ilustra de una manera muy clara con el siguiente ejemplo:

FIGURA No. 22

GRAFICA PARA DETERMINAR CICLO MAS ADECUADO EN PLANTAS CON PRODUCTOS LIQUIDOS Y GASEOSOS



PROBLEMA No. 1: Una nueva Planta de Oxido de Etileno requiere 380,000 cfh(NTP) de Oxígeno gaseoso y 140,000 cfh(NTP) de Nitrógeno gaseoso. Dentro del área donde se encuentra la nueva planta existen clientes potenciales para 140,000 cfh(NTP) de Nitrógeno gaseoso. El mercado para productos líquidos se estima en 145,000 cfh(NTP), de los cuales, el 70 % es oxígeno y el 30 % nitrógeno. Además, se prevee la necesidad de tener la máxima producción de Argón.

- PRODUCTOS:

	Oxígeno	Nitrógeno	Argón
Gaseoso	380000	280000	Se recupera el 70% del argón contenido en el aire inicial
Líquido	101500	43500	
TOTAL	481500	323500	

* todos los datos estan en ft³/hr , (cfh (ntp)).

- AIRE DE ENTRADA:

Para calcular la cantidad de aire requerida, recurrimos a la gráfica de la Figura No. 17. Aquí se grafica el Flujo de aire a través de la turbina vs. Recuperación de oxígeno.

Generalmente la cantidad de aire expandido en la turbina varía entre el 14 y 17 % del aire de entrada.

Considerando el 14 % de este aire como flujo a través de la turbina (valor comunmente utilizado), el oxígeno recuperado equivale al 19.6 % del aire de entrada:

$$\text{Aire de Entrada} = 481,500 \text{ cfh O}_2 \cdot 0.196 = 2\,456,632 \text{ cfh(NTP)}$$

- ARGON RECUPERADO:

El aire contiene .193 % de Argón, en una planta se espera siempre la recuperación del 70 % (como mínimo) de este argón:

$$\text{Argón} = (2\,456,632 \text{ cfh de aire})(0.00193)(0.7) = 15,992 \text{ cfh}$$

Con esto obtenemos:

Aire de Entrada	2456	cfh(NTP)
	632	
Productos Totales	8210	cfh(NTP)
	18	

Productos Líquidos	1610	cfh(NTP)
	18	
Productos Gaseosos	6600	cfh(NTP)
	00	
Aire a través de la Turbina	3439	cfh(NTP)
	28	

- RELACION (PRODUCTOS TOTALES)/(AIRE DE ENTRADA):

$$(821,018) / (2\,456,632) = .3342 = 33.4 \%$$

Esta relación nos permite instalar un intercambiador reversible, ya que los productos constituyen el 33.4 % del aire de entrada, contándose con el 66.6 % de este aire, como corriente de desecho. Esta corriente de desecho está disponible para llevar a cabo la limpieza del intercambiador reversible.

- RELACION (PRODUCTOS LIQUIDOS) / (AIRE DE ENTRADA):

$$(161,018) / (2\,456,632) = .065 = 6.5 \%$$

En la Figura No. 22 vemos que a partir de las relaciones anteriores, también es factible instalar un ciclo de Pre - Expansión.

Para obtener la presión a la que se debe comprimir el aire de entrada utilizamos la gráfica del Apéndice B. De aquí, obtenemos que la presión a la que debe operar el ciclo de Pre - Expansión es de 300 psig.

En conclusión, la nueva planta puede tener dos Diseños diferentes:

- 1.- Intercambiador Reversible con ciclo de Licuefacción Integrado.
- 2.- Ciclo de Pre - Expansión.

Cualquiera de las dos opciones cumple con los requerimientos de la planta. Sin embargo, estos diseños se pueden ver afectados por diferentes aspectos relacionados con la construcción de la planta o el crecimiento de la misma. Esto se ejemplifica con las situaciones presentadas en el siguiente Problema.

PROBLEMA No 2: La misma planta de óxido de Etileno, será construida por etapas a la largo de un período de 8 años. La demanda de oxígeno gaseoso será de 120,000 cfh(NTP) al arranque y no alcanzará los 380,000 cfh(NTP) hasta el octavo año del proyecto. El mercado de productos líquidos ya existe, y se debe contar con ellos desde el arranque de la planta.

Como desde el principio se requieren los productos líquidos, la refrigeración necesaria se tiene que suministrar desde el arranque. Si la planta se construye con el ciclo de Pre - Expansión, el aire se tiene que comprimir hasta la presión de 300 psig para poder producir la refrigeración requerida. Sin embargo, trabajando en estas condiciones, se tendrá también una sobreproducción de oxígeno, el cual no se vende. Esto ocasiona que la planta trabaje a su máxima capacidad, consumiendo energía cuyo costo no se puede recuperar después.

Comparando, en una planta con intercambiador reversible y ciclo de licuefacción integrado, el ciclo de licuefacción trabaja de manera independiente al compresor de aire. Con esto, podemos ajustar el ciclo de licuefacción y obtener la cantidad de líquidos requeridos. También, se puede reducir el trabajo del compresor de tal manera que obtengamos únicamente los productos gaseosos deseados.

Por lo tanto, para cumplir con los aspectos planteados en el Problema 2, la planta más adecuada es la que contiene el Intercambiador Reversible y el ciclo de licuefacción integrado. En la planta con el ciclo de Pre - Expansión se tendrían gastos de operación muy altos, que no podrían recuperarse.

Los ejemplos anteriores, son una versión muy sencilla del procedimiento utilizado para la correcta elección de un ciclo de operación. En general siempre es necesario realizar estudios más profundos para poder proponer la mejor opción.

C A P I T U L O

C U A T R O

EQUILIBRIO DE FASES

CAPITULO CUATRO

4.1 EQUILIBRIO DE FASES.

Una serie de procesos industrialmente 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 para la fase vapor y por el coeficiente de actividad para la fase líquida.

4.2 NATURALEZA DEL EQUILIBRIO.

El equilibrio implica una situación en la cual no se producen cambios macroscópicos respecto al tiempo. En Termodinámica, donde la atención se enfoca sobre cierta cantidad de materia, esto significa que no hay cambio en las propiedades del material con el 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 lo 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. 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 para la rapidez de vaporización finita, pero resulta adecuada para la mayoría de los cálculos de Ingeniería.

Como ejemplo de equilibrio de fases, considérese la ebullición de agua líquida a la presión atmosférica. Supóngase 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 recipiente 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.

4.3 CRITERIOS DE EQUILIBRIO.

Quando el agua líquida, por ejemplo, se evapora en condiciones próximas al equilibrio, se observa que la temperatura y la presión son uniformes en ambas fases, líquida y 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 primero por Gibbs.

Para que un sistema de múltiples fases, a la misma Temperatura y Presión, se encuentre en equilibrio, la fugacidad de cada componente debe ser la misma en todas las fases. La Ecuación No. 4-1 es de la mayor utilidad práctica para resolver problemas de equilibrio de fases:

$$f_i^\alpha = f_i^\beta = f_i^\pi \quad (4-1)$$

Donde:

f = fugacidad

i = componente

$\alpha, \beta, \dots, \pi$ = Fases

REGLA DE LAS FASES. TEOREMA DE DUHEM.

Considérese un sistema de Π fases, que contiene N especies químicas no reactivas. El número de grados de libertad F en el equilibrio corresponde a la diferencia entre el número de variables necesarias para caracterizar el estado intensivo del sistema y el número de ecuaciones independientes que pueden escribirse relacionando estas variables.

Las variables de la regla de las fases son: Temperatura, Presión y $N-1$ fracciones molares para cada fase. El Número total de estas variables es $2 + (n-1)(\Pi)$.

Las ecuaciones que pueden escribirse para relacionar las variables de la regla de las fases están dadas por la Ecuación 4-1. El número de ecuaciones independientes para el equilibrio de fases es $(\Pi - 1)(N)$. Estas ecuaciones relacionan los potenciales químicos que son funciones de la temperatura, la presión y la composición; por tanto, las ecuaciones representan relaciones entre las variables de la regla de las fases.

Como F se obtiene de la diferencia entre el número de variables y el número de ecuaciones, se tiene para los grados de libertad F :

$$F = 2 - \Pi + N \quad (4-2)$$

El teorema de Duhem es otra regla similar a la de las fases, aunque menos conocida. Establece que para cualquier sistema cerrado inicialmente por ciertas masas de especies químicas particulares, el estado de equilibrio queda completamente determinado cuando se fijan dos variables independientes cualesquiera. El término completamente determinando quiere decir no sólo que el estado intensivo del sistema está establecido, sino también que las cantidades de las fases, y por tanto, las propiedades de todo el sistema quedan determinadas. En otras palabras, tanto las propiedades intensivas como las extensivas del sistema quedan establecidas.

El estado de un sistema está completamente determinado cuando se conoce además de las variables de la regla de las fases, el número total de moles en cada fase, por tanto el número de variables consideradas es $2 + (N - 1)(\Pi) + \Pi$. Las ecuaciones independientes que pueden escribirse para relacionar estas variables son las del equilibrio de fases, de las cuales se tiene un número de $(\Pi - 1)(N)$ y el balance de material para cada especie química, que son N ecuaciones. Por tanto, el número total de ecuaciones es $(\Pi - 1)(N) + N$ y la diferencia entre el número de variables y el de ecuaciones es:

$$2 + (N-1)(\Pi) + \Pi - ((\Pi - 1)(N) + N) = 2$$

4.4 EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR. IDEALIZACIONES.

Las relaciones de equilibrio Líquido-Vapor 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 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.

El problema fundamental del Equilibrio Líquido-Vapor aparece en un sistema de multicomponentes, formado por N especies químicas no reactivas, para el cual las variables de la regla de las fases son Temperatura, Presión, $N-1$ fracciones molares en el líquido y $N-1$ fracciones molares en el vapor. Por ende, se tienen $2N$ variables. La aplicación de la regla de las fases establece que $F = N$, lo cual significa que para un estado de equilibrio sólo N variables de las $2N$ son independientes. Una vez que las variables de la regla de las fases se han especificado, las N variables que quedan

pueden determinarse, en principio, por la solución simultánea de las N relaciones de equilibrio de la forma de la ecuación:

$$f_i^V = f_i^L \quad (4-3)$$

donde los superíndices v y l denotan las fases vapor y líquido.

En la práctica comúnmente se especifica ya sea la Temperatura ó la Presión y cualquier composición de la fase líquida o de la fase vapor, fijando $1 + (N-1) = N$ variables de la regla de las fases. Las N variables restantes constituyen entonces el objetivo de los cálculos, dado que se tienen suficientes datos disponibles para determinar todas las propiedades termodinámicas necesarias.

La expresión que define el coeficiente de fugacidad se escribe para cada fase:

Vapor:

$$f_i^V = \Phi_i^V Y_i P \quad (4-4)$$

Líquido:

$$f_i^L = \Phi_i^L X_i P \quad (4-5)$$

La ecuación resulta:

$$\Phi_i^V Y_i = \Phi_i^L X_i \quad (4-6)$$

Las fracciones molares del vapor y del líquido Y_i y X_i , cantidades físicas reales, aparecen ahora en la relación de equilibrio, pero ninguna es explícita porque las Φ_i son funciones de la composición. Además, las Φ_i son funciones de la Temperatura y la Presión; por lo tanto, la ecuación anterior representa N relaciones complejas vinculando Temperatura, Presión, X_i y Y_i .

Para resolver estas ecuaciones, es necesario que las Φ_i se expresen analíticamente como funciones de la Temperatura, la Presión y la composición. Esto requiere una ecuación de estado que represente con exactitud las propiedades volumétricas de ambas fases, líquida y de vapor, para intervalos de temperaturas, presiones y composiciones de interés. Sin embargo, la principal dificultad se presenta en el cálculo de los coeficientes de fugacidad de la fase líquida; no se conoce una ecuación de estado que describa adecuadamente el comportamiento general de la fase líquida. Como resultado, esta solución general para el problema fundamental del equilibrio Líquido-Vapor ha tenido un uso limitado.

Para el caso en que las consideraciones para simplificar el cálculo puedan aplicarse, la ecuación (4-4) puede reducirse a formas más sencillas. El resultado más simple se

obtiene cuando las consideraciones más importantes son las que suponen que la fase vapor es un gas ideal y la fase líquida es una solución ideal. El desarrollo para este caso se presenta en seguida y conduce a la expresión de la Ley de Raoult.

1.- Cuando la fase de vapor es un gas ideal, se tiene:

$$\Phi_i^v = 1 \quad (4-7)$$

2.- Cuando la fase líquida es una solución ideal (el volumen molar parcial de cada componente en solución es igual a su volumen como componente puro a la misma Presión y Temperatura):

$$\Phi_i^l = \frac{f_i^l}{X_i P} = \frac{X_i f_i^l}{X_i P} = \frac{f_i^l}{P} \quad (4-8)$$

donde f_i^l es la fugacidad del líquido puro i a la temperatura y presión del sistema.

3.- Es necesario considerar además que la fugacidad del líquido puro i es insensible a la presión.

Entonces se puede escribir:

$$f_i^l = f_i^{\text{sat}} \quad (4-9)$$

donde f_i^{sat} está evaluada a la Temperatura del sistema, pero a la Presión de Saturación. La base para esta consideración la proporciona la ecuación:

$$\ln \frac{f_i}{f_i^{\text{sat}}} = \frac{1}{RT} \int_{P_i^{\text{sat}}}^P V_i dP \quad (4-10)$$

Para líquidos, V_i es muy pequeño comparado con RT y para el equilibrio líquido - vapor la diferencia entre Presión y Presión de saturación, es también pequeña; por tanto, es un número muy pequeño y la ecuación constituye una buena aproximación para presiones bajas. Como la fase vapor es un gas ideal, $\Phi_i^{\text{sat}} = 1$ y la Ecuación 4-10 se convierte en :

$$f_i^{\text{sat}} = P_i^{\text{sat}} \quad (4-11)$$

Por tanto, la ecuación (4-9) puede escribirse:

$$f_i^l = P_i^{\text{sat}} \quad (4-12)$$

donde P_i^{sat} es la presión de vapor de i puro a la Temperatura del sistema. Combinando este resultado con la Ecuación (4-8) se obtiene:

$$\Phi_i^l = \frac{P_i^{\text{sat}}}{P} \quad (4-13)$$

La sustitución de las ecuaciones (4-7) y (4-13) en la ecuación (4-6) proporciona:

$$Y_i = \frac{X_i P_i^{\text{sat}}}{P} \quad (4-14)$$

que es la ecuación de la Ley de Raoult.

Como resultado de la definición de la presión parcial, la ecuación (4-7) puede escribirse en la forma

$$P_i = Y_i P = X_i P_i^{\text{sat}} \quad (4-15)$$

En consecuencia, para el equilibrio de fases entre una fase líquida que forma una solución ideal y un vapor que se comporta como un gas ideal, la presión parcial de un componente en la fase vapor es igual al producto de la fracción mol del componente en la fase líquida por su presión de vapor.

La ecuación, tiene un uso limitado debido a que las consideraciones hechas para su derivación no corresponden normalmente a la realidad. La consideración más crítica es la de que la fase líquida sea una solución ideal; no es probable que esto sea ni siquiera aproximadamente válido, a menos que el sistema esté formado por especies de tamaño molecular y de naturaleza química similares.

El tratamiento del Equilibrio Líquido-Vapor sería simple si todos los sistemas siguieran la ley de Raoult, ya que para este caso no se necesita información acerca de las mezclas que forman las fases. El hecho de que la ley de Raoult no pueda aplicarse se debe fundamentalmente a las diferencias en el tamaño de las moléculas y de los campos de fuerza molecular de los componentes. Estas diferencias desaparecen sólo cuando los componentes llegan a ser idénticos: las hipótesis de idealidad de la ley de Raoult no son válidas para cuando estas diferencias son apreciables. Estas consideraciones no son generalmente importantes respecto a la fase vapor a baja presión, donde frecuentemente se encuentra un comportamiento próximo al del gas ideal. Sin embargo, en la fase líquida, las distancias intermoleculares son pequeñas y las interacciones moleculares determinan el alejamiento de la fase respecto al comportamiento de la solución ideal. Estas no idealidades de la fase líquida son de importancia primaria y deben tenerse comúnmente en cuenta. A presiones elevadas, también deben considerarse las desviaciones del comportamiento del gas ideal de la fase vapor.

4.5 CALCULOS DEL EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR.

El problema más simple de equilibrio líquido-vapor, el caso de una solución líquida ideal en equilibrio con un gas ideal, fué resuelto en la sección anterior. En esta parte se considera el caso general.

El criterio que debe satisfacerse para alcanzar el equilibrio entre un líquido y un vapor a la misma Temperatura y Presión lo proporciona la ecuación:

$$f_i^v = f_i^l \quad (4-16)$$

Para un componente en una mezcla en fase vapor, la ecuación (4-8) puede escribirse como:

$$f_i^v = Y_i \Phi_i P \quad (4-17)$$

y para un componente en una solución líquida:

$$f_i^l = X_i \gamma_i f_i^0 \quad (4-18)$$

De acuerdo con la ecuación (4-16), estas dos expresiones deben ser iguales; es decir:

$$Y_i \Phi_i P = X_i \gamma_i f_i^0 \quad (4-19)$$

No se necesita emplear los subíndices v y l si queda sobreentendido que Φ_i , se refiere a la fase vapor y que γ_i y f_i^0 son propiedades de la fase líquida.

El contenido de información de esta ecuación no es mayor ni menor que el de la ecuación (4-3). Sin embargo, fija la dirección a tomar en el desarrollo de soluciones de problemas de equilibrio líquido-vapor. Más importante es el hecho de que esto está estructurado para combinar funciones termodinámicas que tienen una dependencia limitada respecto a la composición. Φ_i depende de la composición de la fase vapor, pero no de la del líquido; inversamente, γ_i es una función sólo de la composición de la fase líquida. El estado estándar de fugacidad, f_i^0 , es una propiedad de i puro. En el caso más general se tienen las siguientes relaciones funcionales.

$$\Phi_i = (T, P, Y_1, Y_2, \dots, Y_n)$$

$$\gamma_i = (T, P, X_1, X_2, \dots, X_n)$$

$$f_i^0 = f(T, P)$$

La ecuación (4-19) representa por tanto, N relaciones complejas que correlacionan las 2N variables de la regla de las fases. Como un primer paso para la solución se deben especificar N de estas 2N variables, entonces, las N ecuaciones se pueden resolver para las N variables restantes.

Aunque es posible encontrar problemas con otras combinaciones de variables las de interés en Ingeniería generalmente se hallan dentro de cinco casos principales:

- Cálculo de Temperatura y Composición en el punto de Burbuja: Encontrar T, Y1, ... Yn dadas P, X1, ... , Xn
- Cálculo de la Presión y Composición en el punto de Burbuja: Encontrar P, Y1, ... Yn dadas T, X1, ... , Xn
- Cálculo de la Temperatura y Composición en el punto de Rocío: Encontrar T, X1, ... Xn dadas P, Y1, ... , Yn
- Cálculo de la Presión y Composición en el punto de Rocío: Encontrar P, X1, ... Xn dadas T, X1, ... , Xn
- Calcular las composiciones de las fases y de la fracción de líquido y/o vapor en un sistema de composición total conocida a una temperatura y presión específica. Este problema depende para su solución del Teorema de Duhem.

Para condiciones que no permiten consideraciones para la simplificación drástica del problema, todos estos cálculos requieren esquemas iterativos a causa de la compleja funcionalidad de la composición, por lo que resultan prácticos sólo con una computadora.

Para presiones elevadas, particularmente para la región crítica, los cálculos de equilibrio líquido-vapor llegan a ser especialmente difíciles y se manejan de manera diferente que los de presiones más moderadas.

Cuando no se encuentra cerca la región crítica, puede hacerse una consideración general para la simplificación, de manera que no afecte la exactitud. Esta consideración consiste en que las propiedades de la fase líquida y_i y f_i^L son independientes de la presión.

Si la fugacidad del estado estándar se toma en el sentido de la regla de Lewis y Randall, entonces f_i^0 se convertirá en f_i , la fugacidad del líquido puro i a la Temperatura y Presión del sistema. Entonces se puede escribir la identidad :

$$f_i^L = f_i = P_i^{\text{sat}} \frac{f_i^{\text{sat}} f_i}{P_i^{\text{sat}} f_i^{\text{sat}}} \quad (4-20)$$

donde todas las cantidades se evalúan a la temperatura T, debido a consideración hecha, f_i / f_i es igual a la unidad. Más aún $f_i^{\text{sat}} / P_i^{\text{sat}}$ está definida como ϕ_i^{sat} . Por tanto,

$$f_i^0 = f_i = P_i^{\text{sat}} \phi_i^{\text{sat}} \quad (4-21)$$

y la ecuación (4-19) se convierte en :

$$Y_i \phi_i P = X_i \gamma_i P_i^{\text{sat}} \phi_i^{\text{sat}} \quad (4-22)$$

En la ecuación ϕ_i^{sat} corresponde al coeficiente de fugacidad de i puro a su presión de saturación y a la temperatura T . Dado que esta cantidad es la misma para el vapor saturado como para el líquido saturado, puede evaluarse por medio de una ecuación de estado para la fase vapor. Por tanto, en la ecuación (4-22), γ_i , es la única función termodinámica para la cual se necesitan datos de la fase líquida.

Ahora se considera separadamente cada función termodinámica de la ecuación 4-22 que debe evaluarse en la solución de este sistema de ecuaciones.

Como punto de partida de la serie de cálculos es necesario definir la Ecuación de Estado con la que se va trabajar, conocer el valor de sus constantes o bien, contar con las ecuaciones necesarias para encontrarlas. También es necesario tener la expresión para el cálculo de los coeficientes de fugacidad derivados de la Ecuación de Estado ocupada.

Para el desarrollo de la presente **TESIS**, la Ecuación de Estado seleccionada es la **ECUACION VIRIAL** expandida hasta el segundo coeficiente virial:

$$\frac{P V}{R T} = 1 + B \quad \text{O} \quad \frac{P V}{R T} = 1 + \frac{B}{V} \quad (4-23)$$

Donde:

$$B = \frac{B}{R T}$$

$$B = \frac{R T_c}{P_c} (B^0 + w B1)$$

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}}$$

$$b1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

$$w = \text{Factor Acéntrico}$$

La **PRESION DE VAPOR** de i puro, P_i^{sat} , es una función sólo de la temperatura y debe calcularse de una expresión como la Ecuación de Antoine.

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T} \quad (4-24)$$

Donde:

$$P = \text{mmHg}$$

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

EL COEFICIENTE DE FUGACIDAD DE I PURO COMO VAPOR SATURADO, ϕ_i^{sat} , se calcula a partir de la Ecuación de Estado. Cuando se emplea la ecuación virial, la expresión requerida es:

$$\phi_i^{\text{sat}} = \exp \frac{B_{ii} P_i^{\text{sat}}}{R T} \quad (4-25)$$

EL COEFICIENTE DE FUGACIDAD DEL COMPONENTE I EN FASE VAPOR, ϕ_i , es una función de la Temperatura, la Presión y la Composición del vapor. A partir de la Ecuación Virial se obtiene :

$$\phi_i = \exp \frac{P}{R T} \left(B_{ii} + \frac{1}{2} \sum_j \sum_k (Y_j Y_k (2 \delta_{ji} - \delta_{jk})) \right) \quad (4-26)$$

Para emplear esta ecuación, se deben tener los valores de los coeficientes viriales cruzados, para obtenerlos se utiliza la correlación generalizada de Pitzer aumentada a multicomponentes por Prausnitz representada como:

$$\begin{aligned} B_{ij} &= \frac{R T C_{ij}}{P C_{ij}} (B^0 + w_{ij} B^1) \\ w_{ij} &= \frac{w_i + w_j}{2} \\ T C_{ij} &= (T_{ci} T_{cj})^{\frac{1}{2}} \\ P C_{ij} &= \frac{Z_{cij} R T_{cij}}{V_{cij}} \\ Z_{cij} &= \frac{Z_{ci} + Z_{cj}}{2} \\ V_{cij} &= \left[\frac{V_{ci}^{\frac{1}{3}} + V_{cj}^{\frac{1}{3}}}{2} \right]^3 \end{aligned}$$

COEFICIENTE DE ACTIVIDAD, γ_i - Como se han considerado que los Coeficientes de Actividad son independientes de la presión, se toma como función de la temperatura y de la composición del líquido. No hay hasta ahora un método general confiable para predecir los coeficientes de actividad para los componentes de una fase líquida. Se requiere generalmente de datos experimentales. Para emplear la forma sistemática de datos disponibles y reducir al mínimo la cantidad de datos necesarios, se aprovecha la relación entre el coeficiente de actividad y el exceso de Energía libre de Gibbs. Esta relación se expresa por dos ecuaciones: La primera permite calcular los valores de G^E a partir de los coeficientes de actividad determinados experimentalmente:

$$\frac{G^E}{R T} = \sum (X_i \ln \gamma_i)$$

La segunda permite calcular los coeficientes de actividad una vez que G^E ha sido expresada como función de la composición:

$$\ln \gamma_i = \left(\frac{\partial (n \frac{G^E}{RT})}{\partial n_i} \right)_{T, P, n_j} \quad (4-28)$$

Las dos ecuaciones dependen de que el $\ln \gamma_i$ esté relacionado con G^E/RT como una propiedad molar parcial. El problema restante consiste en encontrar una ecuación simple y de forma apropiada para representar G^E/RT como una función de la temperatura y la composición para una gran variedad de soluciones líquidas. La ecuación perfecta para este propósito no se ha encontrado aún, sin embargo, una ecuación ideada por G.M. WILSON está muy cerca de satisfacer los requisitos y merece una atención especial.

$$\frac{G^E}{RT} = - \sum_i (X_i \ln (\sum_j X_j G_{ij})) \quad (4-29)$$

Donde: $G_{ij} = 1$ para $i = j$

Las sumas de estas ecuaciones están sobre todas las especies químicas presentes. Para cada par ij de especies hay sólo dos parámetros, G_{ij} , dependientes de la temperatura. Por ejemplo, en un sistema ternario existen tres pares ij posibles y los parámetros son G_{12} , G_{21} , G_{13} , G_{31} , G_{23} , G_{32} .

Cuando la ecuación (4-29) se combina con la ecuación (4-28), resulta la siguiente expresión para $\ln \gamma_i$:

$$\ln \gamma_i = 1 - \ln (\sum_j X_j G_{ij}) - \sum_k \left[\frac{X_k G_{ki}}{\sum_j X_j G_{kj}} \right] \quad (4-30)$$

Todos los índices se refieren a las mismas especies y las sumas están sobre todas las especies. Los mismos parámetros G_{ij} aparecen en la ecuación (4-29) como en la ecuación (4-30). La dependencia respecto a la temperatura de los G_{ij} está dada por:

$$G_{ij} = \frac{V_j}{V_i} \exp \left(\frac{-\Delta_{ij}}{RT} \right) \quad i \neq j \quad (4-31)$$

donde V_j y V_i son los volúmenes molares a la temperatura T de los líquidos puros j e i . a_{ij} se toma como una cantidad constante. Debe notarse que $a_{ij} = a_{ji}$ y $G_{ij} = G_{ji}$.

La utilidad de la ecuación de Wilson se deriva de la aproximada independencia respecto a la temperatura y a la composición de las a_{ij} . Cuando se considera esta independencia, se tratan las a_{ij} como verdaderas constantes, independientes de la temperatura y aplicables a un par ij de especies químicas, sin considerar cualquier otra especie que pudiese estar presente. Esto significa que los experimentos llevados a cabo con una mezcla binaria de i y j a una sola temperatura proporcionan los valores de a_{ij} y a_{ji} , los cuales son aplicables para este par ij a otras temperaturas y para cualquier

mezcla de multicomponentes. Esto hace que la determinación de los coeficientes de actividad sea una tarea de proporciones manejables.

4.6 RUTINAS DE CALCULO.

Rutinas de cálculo para resolver simultáneamente las N ecuaciones necesarias puede desarrollarse ahora para cada clase de problema señalado anteriormente. Las funciones termodinámicas que deben evaluarse en cada caso aparecen en la Tabla No. 4, junto con su dependencia funcional respecto a los parámetros de entrada requeridos.

TABLA No. 4

DEPENDENCIA FUNCIONAL DE LAS VARIABLES TERMODINAMICAS

Función termodinámica	Dependencia Funcional	Parámetros requeridos para la evaluación
p_i^{sat}	T solamente	Para cada componente: las constantes de la ecuación para $P_i^{sat} = P(T)$
Φ_i	T, P, Y_1, Y_2, \dots, Y_{N-1}	Para cada componente $T_{ci}, V_{ci}, Z_{ci}, w_i$
Φ_i^{sat}	T solamente	Para cada componente: P_i^{sat}, T_{ci}, w_i
γ_i	T, X_1, X_2, \dots, X_{N-1}	Para cada componente: V_i [o $V_i = V(T)$]. Para cada par binario: dos valores para a_{ij}

CALCULO DE TEMPERATURA DE BURBUJA.

Para obtener la Temperatura de Burbuja de una mezcla cuando se conocen las composiciones del líquido (X_1, \dots, X_n), y la Presión Total del sistema; y se cuenta con todos los parámetros necesarios para el cálculo de los coeficientes de fugacidad y actividad utilizando las ecuaciones respectivas, los pasos a seguir son los siguientes:

Como ninguna de las funciones termodinámicas es independiente de la Temperatura, es necesario utilizar una Temperatura inicial, estimada con alguna base razonable.

La única función termodinámica que depende de la composición del vapor, que es desconocida, es Φ_i , por tanto, es igual a la unidad para el cálculo inicial.

El segundo paso consiste en calcular todas las cantidades que dependen sólo de la temperatura y de la información proporcionada, a saber: Todos los B_{ij} , por medio de la ecuación virial, las presiones de vapor a partir de la ecuación de Antoine, los coeficientes de fugacidad en saturación (ec. 4-25), y los coeficientes de actividad de la fase líquida por medio de la ecuación de Wilson.

Toda la información necesaria se encuentra ahora disponible para calcular los valores iniciales de las Y_i , por medio de la ecuación:

$$Y_i = \frac{X_i \gamma_i P_i^{\text{sat}} \Phi_i^{\text{sat}}}{\Phi_i P} \quad (4-32)$$

Cada Y_i se encuentra por medio de un cálculo independiente; la condición $\sum Y_i = 1$, no ha sido impuesta. Al final los resultados deben satisfacer esta condición, pero ello es diferente para el caso del primer cálculo aproximado de las Y_i . En cualquier punto $\sum Y_i$ es una cantidad clave en este esquema y el tercer paso consiste en sumar las Y_i calculadas y normalizarlas dividiendo cada Y_i entre la suma, lo cual asegura que la serie de Y_i , sumen la unidad.

Se dispone ahora de una serie de Y_i a partir de las cuales se pueden calcular las Φ_i por medio de la ecuación 4-26. Con los valores de Φ_i se recalculan las Y_i . Como la temperatura no ha variado, todos los demás parámetros tienen el mismo valor. Se calcula nuevamente la $\sum Y_i$; ya que ésta es una segunda iteración, y el resultado se compara con el resultado de la suma anterior, si la variación es mayor que una tolerancia determinada previamente, se recalculan las Φ_i y se comienza una nueva iteración. Este proceso se repite hasta que la variación entre las sumas de Y_i de dos iteraciones sea menor que la tolerancia determinada. Cuando se satisface esta condición, el siguiente paso consiste en determinar si la suma de las Y_i es uno. Si es así, los cálculos están completos; los valores de Y_i son los del equilibrio en la fase vapor y la temperatura supuesta inicialmente es la de equilibrio.

Si $\sum Y_i$ es diferente de uno, el valor supuesto de Temperatura debe ajustarse de acuerdo con algún esquema razonable. La mejor forma de llevar a cabo el ajuste de Temperaturas es a través del método de Newton, por medio de la ecuación de presión de vapor, de la cual se despeja la Temperatura y se puede obtener fácilmente la derivada de la expresión resultante.

El procedimiento completo de iteración se reinicia con la nueva temperatura, calculando presiones de vapor, coeficientes de fugacidad en saturación, coeficientes de actividad y utilizando los coeficientes de fugacidad calculados en la última iteración. Todo el proceso se repite hasta que la suma de Y_i difiera de la unidad por alguna pequeña tolerancia establecida inicialmente.

En la Figura No. 23 se encuentra un diagrama de flujo que representa la secuencia de los cálculos para obtener la temperatura de burbuja.

CALCULO DE TEMPERATURA DE ROCIO.

Para obtener la Temperatura de Rocío cuando se conocen la composiciones del vapor (Y_1, \dots, Y_n) y la presión total del sistema, se sigue un procedimiento iterativo muy parecido al ocupado en la temperatura de burbuja. Esta vez, a partir de la temperatura inicial supuesta, se pueden obtener los valores de presiones de vapor, coeficientes de fugacidad en saturación y los coeficientes de fugacidad de la fase vapor, puesto que conocemos las composiciones. Los datos con los que no contamos son los coeficientes de actividad de la fase líquida, que dependen de la composición del líquido, por eso, los cálculos se comienzan asignándoles el valor de 1.

Con los datos anteriores se puede hacer la primera estimación de las composiciones en el líquido por medio de la ecuación:

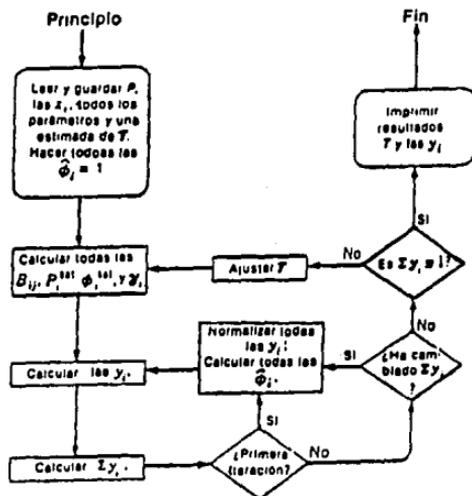
$$X_i = \frac{Y_i \Phi_i P}{\gamma_i P_i^{\text{sat}} \phi_i^{\text{sat}}} \quad (4-33)$$

Al igual que en los cálculos de Temperatura de Burbuja, las X_i se normalizan dividiendo cada una entre el valor de su suma. Con los valores de X_i normalizados y la ecuación de Wilson se procede al cálculo de los coeficientes de actividad. Se recalculan las X_i y la suma de las X_i se compara con la suma anterior, si la variación es mayor que una tolerancia determinada, se normalizan las X_i y se recalculan los coeficientes de actividad. El proceso se repite hasta que la diferencia de las sumas de las X_i de dos iteraciones sea menor que la tolerancia. Cuando esta condición se cumple, se determina si la suma de las X_i es uno. Si es así, los cálculos están completos.

Si la suma de X_i es diferente de uno, el valor supuesto de Temperatura se ajusta por medio del método de Newton, y se reinicia todo el ciclo, hasta que la suma de X_i difiera de la unidad por una pequeña tolerancia.

FIGURA No. 23

DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CALCULO DE LA
TEMPERATURA DE BURBUJA



En la Figura No. 24 se muestra un diagrama de flujo con la secuencia de cálculos para obtener la Temperatura de Rocío.

CALCULO DEL FLASHEO DE UNA MEZCLA.

El flasheo de una mezcla consiste en determinar las composiciones de las fases así como las fracciones de líquido y vapor obtenidas a partir de un sistema de composición total conocida a una Temperatura y Presión especificada. Composición Total conocida se refiere a que

se conocen los moles totales de cada uno de los componentes de la mezcla.

Para realizar este cálculo es necesario recurrir a lo que se conoce como "Coeficientes de Distribución, K_i ". Los Coeficientes de Distribución no son más que la relación existente entre la fracción mol del componente i en el vapor y la fracción mol del componente i en el líquido.

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (4-34)$$

Para iniciar los cálculos se le asignan a X_i los valores de Z_i , que corresponden a los moles totales de i en la mezcla. A los coeficientes de fugacidad de i en la fase vapor se les da el valor de uno, y se supone la fracción de líquido, L , como uno. Con la Temperatura y la Presión del sistema se pueden obtener valores de presiones de vapor, coeficientes de fugacidad en saturación y coeficientes de actividad. Se procede a hacer las iteraciones con el cálculo de Y_i y Φ_i hasta que no haya variación en las sumas de Y_i , tal como se realiza en la rutina para la Temperatura de Burbuja.

Los últimos valores de Y_i , se vuelven a normalizar y con ellos se recalculan las Φ_i . La ecuación (4-22) se modifica de tal manera que obtengamos la relación de las fracciones mol de i en el vapor entre la fracción mol de i en el líquido, es decir:

$$K_i = \frac{Y_i P_i^{\text{sat}} \Phi_i^{\text{sat}}}{\Phi_i P} \quad (4-35)$$

Se calcula entonces la sumatoria de las K_i , esto es con la finalidad de llevar un control en la variación de las mismas. Con los valores de K_i , los moles totales Z_i y la fracción de líquido L , se procede a la estimación de las X_i y Y_i utilizando las siguientes ecuaciones:

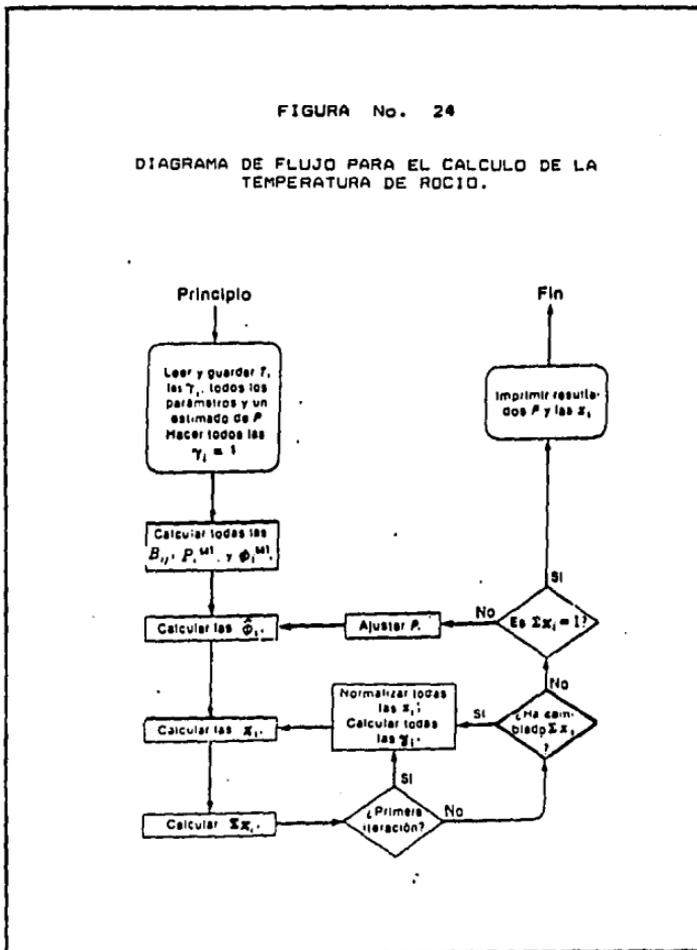
$$X_i = \frac{Z_i}{L + K_i (1 - L)} \quad (4-36)$$

$$Y_i = K_i X_i \quad (4-37)$$

Se obtienen la sumatoria de Y_i , si es igual a uno ó menor que una tolerancia determinada, se han encontrado los valores de las composiciones en ambas fases y se

FIGURA No. 24

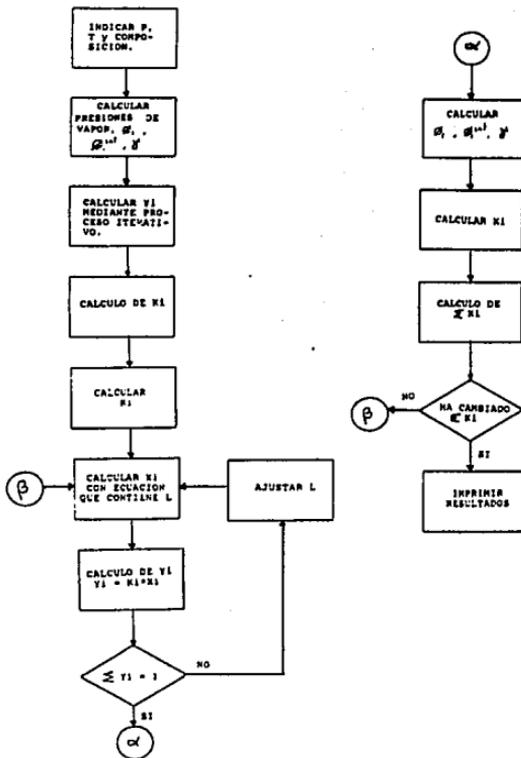
DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CALCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO.



puede determinar la fracción de vapor como $1 - L$. Si la suma es diferente de uno ó mayor que la tolerancia especificada, se ajusta el valor de L , utilizando el método de Newton sobre la ecuación (4-36). Con el nuevo valor de L se recalculan las X_i (Ec. 4-36) y Y_i hasta obtener la sumatoria de Y_i iguales a uno ó menores a la tolerancia.

Con las composiciones de las fases establecidas, se vuelven a estimar coeficientes de fugacidad y actividad para realizar otro cálculo de K_i (Ec. 4-35). Con estos nuevos valores de K_i se obtiene su suma y si la diferencia de esta suma con la suma de las K_i anteriores es menor que la tolerancia establecida, el sistema se encuentra en equilibrio, si la diferencia es mayor, se tiene que ajustar nuevamente el valor de L . Estos ciclos se continúan hasta la convergencia del sistema. En la Figura No. 25, se encuentra un diagrama que esquematiza el proceso de cálculo.

FIGURA No. 25
SEPARACION FLASH



C A P I T U L O
C I N C O

SISTEMAS DE DESTILACION MULTICOMPONENTES

CAPITULO CINCO

5.1 SISTEMAS DE DESTILACION MULTICOMPONENTES.

Muchas de las destilaciones en la industria emplean más de dos componentes. No obstante que los principios establecidos para soluciones binarias se aplican generalmente a estas destilaciones, se introducen nuevos problemas de diseño que requieren atención especial.

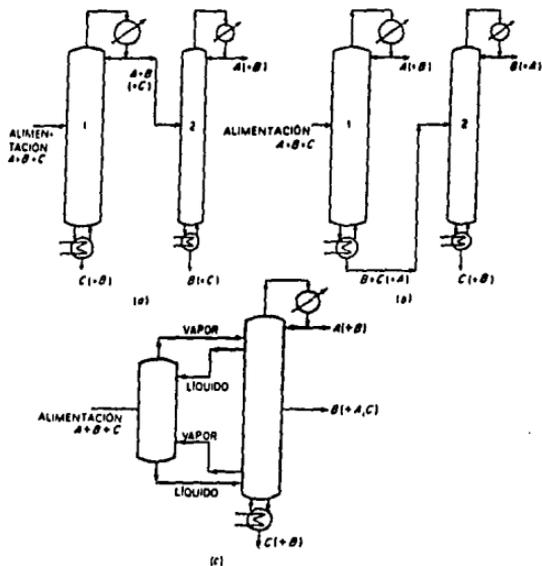
Considerando la separación continua de una solución ternaria que consta de los componentes A, B y C, cuyas volatilidades relativas van en ese mismo orden (A es el más volátil). Con el fin de obtener básicamente puras a las tres sustancias, se puede utilizar cualquiera de los esquemas de la Figura No. 26. De acuerdo con el esquema (a), la primera columna se utiliza para separar C como un residuo del resto de la solución. El residuo necesariamente está contaminado con una pequeña cantidad de B y con una cantidad aún más pequeña de A, aunque si las volatilidades relativas son razonablemente grandes, la cantidad de este último será extremadamente pequeña. El destilado, que estará contaminado al menos con una pequeña cantidad de C, se fracciona en una segunda columna para dar A y B casi puros. De acuerdo con el esquema (b), la primera torre produce directamente a A casi puro y el residuo se separa en la segunda. Se muestra un tercer esquema en (c).Cuál de estos esquemas se utilice, depende del costo, que puede depender de las dificultades relativas de la separación. Generalmente, el esquema (b) será más económico que el esquema (a), puesto que sólo requiere una evaporación de la substancia A. En general, el esquema (c) será más económico que cualquiera de los otros dos.

Un principio importante que debe acentuarse es que un único fraccionador no puede separar más de un componente en forma razonablemente pura a partir de una solución de varios componentes, sino que se requerirá un total de $N - 1$ fraccionadores para lograr la separación completa de un sistema de N componentes. Por ejemplo, al principio puede pensarse que el componente de volatilidad intermedia B tenderá a concentrarse en forma relativamente pura en la parte central de la primera torre, de donde, al separarse como una corriente lateral, permitirá que se separaran A puro y C puro como destilado y residuo, respectivamente. Pero esto no puede suceder. Por ejemplo, el plato de alimentación de la columna 1, esquema (a), necesariamente contendrá los tres componentes en proporciones no lejanas de las predominantes en la misma alimentación. Por lo tanto, los platos que están inmediatamente encima del plato de alimentación también contendrá cantidades apreciables de las tres sustancias; por su parte, la proporción C irá disminuyendo gradualmente conforme se ascienda en la sección de enriquecimiento.

En forma similar, los platos que están inmediatamente debajo del plato de alimentación necesariamente contienen proporciones elevadas de todas las

FIGURA No. 26

SEPARACION DE UN SISTEMA TERNARIO.



substancias, pero las cantidades A y B decrecen uniformemente conforme se desciende en la sección de agotamiento. Aun cuando algunas veces se separan corrientes laterales en las torres de fraccionamiento, estas corrientes deben sufrir un procesamiento posterior si se quieren obtener productos puros.

Los principios generales de diseño de los fraccionadores de multicomponentes son los mismos en muchos aspectos que aquellos para sistemas binarios, pero la escasez de adecuados datos en el equilibrio vapor - líquido impone severas restricciones a su aplicación. Estos datos se necesitan especialmente para líquidos no ideales; debe acentuarse el peligro de tratar nuevos diseños sin los datos adecuados de equilibrio o sin los estudios en planta piloto para estas soluciones. Otro serio problema que aún no se resuelve son los métodos inadecuados de manejar la eficiencia de los platos en los sistemas de multicomponentes.

El procedimiento de diseño más seguro es el Thiele y Geddes. Este método supone que, para una alimentación dada, se conocen desde el principio el número de platos, la posición del plato de alimentación, la relación Líquido/Vapor y la temperatura en cada plato; en consecuencia, procede a calcular el producto destilado y el residuo resultante. Por supuesto, en la mayoría de los casos, al principio de los cálculos se desconocen las cantidades necesarias. El esquema que se señala aquí empieza por obtener la información necesaria para utilizar el método de Thiele-Geddes, que entonces proporciona el diseño final. Se han elaborado técnicas mediante la agrupación de ecuaciones en etapas de equilibrio y resolviendo iterativamente por etapa, con base en el método de Lewis y Matheson y el de Thiele-Geddes.

LIMITACIONES DE LAS ESPECIFICACIONES.

Inicialmente se va a suponer que ya se establecieron al menos las siguientes especificaciones:

- 1.- Temperatura, Presión, composición y flujo de la alimentación.
- 2.- Presión de la destilación.
- 3.- La alimentación se va a introducir en el plato que tenga como resultado el número total menor de platos.

En estas condiciones, sólo quedan al diseñador tres puntos adicionales que puede especificar. Escogidos los tres, todas las demás características del fraccionador quedan fijas. El diseñador sólo puede calcular cuáles serán; arbitrariamente puede asignarles valores provisionales, con el fin de realizar los cálculos por prueba y error y verificarlos posteriormente. De la siguiente lista pueden escogerse los tres puntos.

- 1.- Número total de platos.
- 2.- Relación de reflujo.

- 3.- Relación del rehedridor, o sea, relación entre el vapor producido por el rehedridor y el residuo separado.
- 4.- Concentración de un componente en un producto (puede escogerse un máximo de dos).
- 5.- Relación entre el flujo de un componente en el destilado y el flujo del mismo componente en el residuo, o separación del componente (puede escogerse un máximo de dos).
- 6.- Relación entre el destilado total y el residuo total.

CONDICION DE LA ALIMENTACION.

Debido a que la condición de la alimentación, como un sistema de una fase ó una mezcla de dos, es un factor sumamente importante para el diseño de una torre de destilación, es indispensable obtener los límites de la región de dos fases para la alimentación con respecto a la temperatura y a la presión, así como su entalpía.

La región de dos fases está limitada por las temperaturas de burbuja y rocío a la presión de operación de trabajo en la torre. Y la entalpía se calcula a partir de datos termodinámicos del sistema. Considerando la sección de la torre en donde se introduce la alimentación, Figura No. 27, las cantidades de las corrientes de líquido y vapor cambian abruptamente en este plato, puesto que la alimentación puede ser líquida, vapor o mezcla de ambos.

Por ejemplo, si la mezcla de alimentación es un líquido saturado, L será mayor que L por la cantidad de líquido alimentado. Para establecer la relación general, un balance de materia global en esta sección es:

$$F + L + G = G + L \quad (5-1)$$

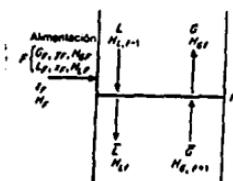
y un balance de entalpía:

$$F H_f + L H_L - 1 + G h_{gr} + 1 = G H_G + L H_L \quad (5-2)$$

Todos los vapores y los líquidos dentro de la torre están saturados; además, las entalpías molales de todos los vapores saturados en esta sección son básicamente idénticas, ya que los cambios de temperatura y de composición sobre un plato son pequeños. Lo mismo es cierto de las entalpías molales de los líquidos saturados. De acuerdo a lo anterior, la ecuación 5-2 se vuelve:

$$(L - L) H_L = (G - G) H_G + F H_f \quad (5-3)$$

FIGURA No. 27
PLATO DE ALIMENTACION



Al combinarla con la ecuación 5-1 :

$$\frac{L - L}{F} = \frac{HG - HF}{HG - HL} \quad (5-4)$$

Entonces se ve que la cantidad q es el calor necesario para convertir 1 mol de la mezcla de alimentación de su condición H_f hasta un vapor saturado, dividido entre el calor latente molal $HG - HL$. La mezcla de alimentación puede introducirse en cualquiera de las diferentes condiciones térmicas, desde un líquido por debajo de su punto de burbuja hasta un vapor sobrecalentado; para cada una de esas condiciones, el valor de q será diferente. Las circunstancias típicas están listadas en la tabla No. 5, con el rango correspondiente de valores de q .

COMPONENTES CLAVE.

Conviene, al principio, listar los componentes de la alimentación siguiendo el orden de su volatilidad relativa. A los componentes más volátiles se les llama "ligeros" y a los menos volátiles "pesados". Con frecuencia habrá un componente, el componente clave ligero, que está presente en el residuo en cantidades importantes, mientras que los componentes más ligeros que el clave ligero se encuentran en pequeñas cantidades. Si todos los componentes tienen concentraciones importantes en el residuo, entonces el más volátil es el clave ligero. En forma similar, en el destilado habrá de ordinario una cantidad importante de un componente, el componente clave pesado; por el contrario, los componentes más pesados que el clave pesado están presentes sólo en pequeñas cantidades. Si en el destilado hay concentraciones importantes de todos los componentes, entonces el menos volátil es el clave pesado.

La dificultad de la separación, medida por el número de platos que se requieren para una relación de reflujo dada, está determinada por las concentraciones de los componentes clave en los productos. Por lo tanto es importante establecer cuáles son los componentes clave; estos pueden ser o no aquellos cuyas separaciones se han especificado.

Las volatilidades relativas siempre pueden especificarse con respecto al clave pesado:

$$\alpha_j = \frac{K_j}{K_{hk}} \quad (5-5)$$

en donde j representa cualquier componente y hk el clave pesado. Entonces, $\alpha_{hk} = 1$, las α para los componentes más ligeros que el clave pesado son mayores que 1, y para los componentes más pesados son menores que 1.

Condición de la mezcla de alimentación	G_F mol/(lrcal)(tiempo)	L_F mol/(lrcal)(tiempo)	H_{CF} energía/mol	H_{LF} energía/mol	H_F energía/mol	$q = \frac{H_C - H_F}{H_C - H_L}$	$\frac{q}{q-1}$
Líquido debajo del punto de burbuja	0	F		H_F	$H_F < H_L$	>1.0	>1.0
Líquido saturado	0	F		H_F	H_L	1.0	∞
Mezcla de líquido y vapor	G_F $F = G_F + L_F$	L_F	H_C	H_L	$H_C > H_F > H_L$	$\frac{L_F}{F}$ $1.0 > q > 0$	$\frac{L_F}{L_F - F}$
vapor saturado	F	0	H_F		H_C	0	0
vapor sobrecalentado	F	0	H_F		$H_F > H_C$	<0	$1.0 > \frac{q}{q-1} > 0$

TABLA No. 5
VALORES DE "q"

5.2 RELACION MINIMA DE REFLUJO.

Esta es la relación de reflujo máxima que requiere un número infinito de platos para separar los componentes clave.

Con un número infinito de platos, es posible excluir el destilado de todos los componentes más pesados que el clave pesado. Puesto que todos los componentes están presentes en el plato de alimentación y como se necesitan varios platos de enriquecimiento para que se vuelva insignificante la concentración de estos componentes pesados, el "adelgazamiento" para estos componentes, arriba del cual su concentración es cero, cae en algún lugar encima del plato de alimentación. En forma similar, un número infinito de platos permite excluir del residuo todos los componentes más ligeros que el clave ligero, y hay un "adelgazamiento" para estos platos debajo del plato de alimentación. Por lo tanto, la situación es diferente que en la destilación binaria, en donde sólo hay un adelgazamiento en la relación del reflujo mínimo, generalmente en el plato de alimentación.

Debido a la posibilidad de excluir componentes de los productos, los cálculos en la relación de reflujo mínimo ayudan a decidir cuáles son los componentes clave. Los componentes que se consideran clave con respecto a la volatilidad, se encuentran en cantidad importante en los dos productos y se dice que se distribuyen. En la relación de reflujo mínima, se cumple:

$$\frac{X_{jD} D}{Z_{jF} F} = \frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{jk} - 1} \frac{X_{jk} D}{Z_{jkF} F} + \frac{\alpha_{jk} - \alpha_j}{\alpha_{jk} - 1} \frac{X_{hkD} D}{Z_{hkF} F} \quad (5-6)$$

Para $X_{jD} D / Z_{jF} F$ menor de .01 o mayor de 1.01, probablemente el componente J no se distribuirá. Para valores entre .01 y .99, sin duda alguna el componente J se distribuirá. Los cálculos se realizan con las primeras estimaciones sobre cuáles son los componentes clave; después se corrige, si es necesario. Se han propuesto muchos métodos para calcular la relación de reflujo mínimo, R_m , la mayoría de los cuales son tediosos y no necesariamente muy exactos. No se requiere un valor exacto de R_m , puesto que el único propósito al obtenerla es calcular las composiciones de los productos en R_m y asegurar que la relación de reflujo, R , especificada sea razonable.

El método de Underwood que utiliza α promedio constantes y supone L/G constante, proporciona valores razonables; se recomienda este método.

Se pueden resolver dos ecuaciones:

$$\sum \frac{\alpha_j Z_{jF} F}{\alpha_j - \Phi} = F (1 - q) \quad (5-7A)$$

$$\sum \frac{\alpha_j X_{jD} D}{\alpha_j - \Phi} = D (R_m + 1) \quad (5-7B)$$

La primera de estas ecuaciones es para todos los componentes J y se resuelve para los valores necesarios de Φ . Estos son los valores que caen entre las α de los componentes distribuidos. Por lo tanto, se requiere un valor más de Φ que el número de componentes entre los clave; estos valores caerán entre α_{jk} y $\alpha_{hk} = 1$. Entonces la ecuación (5-7B) se escribe una vez para cada valor de Φ obtenido, incluyendo el clave pesado y todos los componentes más ligeros en las sumas. Estas se resuelven simultáneamente para R_m y las incógnitas X_{jD} . Si resulta que X_{jD} es negativo o mayor que Z_{jF} , el componente J no se distribuirá y los componentes clave se habrán escogido en forma incorrecta.

Todas las α se calculan en el promedio del punto de rocío del destilado y el punto de burbuja del residuo, lo cual puede requerir algunas estimaciones al tanteo. Este método se ha ampliado a columnas con alimentación múltiple, en donde se consideran los moles totales de cada uno de los componentes que entran al sistema por cada alimentación, así como el flujo de ambas alimentaciones.

El método descrito anteriormente para determinar la distribución de los componentes que quedan entre los componentes clave puede llegar a ser muy laborioso y requerir de muchos cálculos bastante complicados debido a los sistemas de ecuaciones que se tienen que plantear y cuya resolución no es fácil.

Geddes y Hengstebeck desarrollaron un método que, al igual que el anterior, se basa en las volatilidades relativas evaluadas a la temperatura promedio de la torre; y que simplifica los cálculos necesarios para determinar la distribución de los componentes en el destilado y en el fondo.

La correlación desarrollada es:

$$\log \frac{i_D}{i_B} = C \log \alpha_j \quad (5-8)$$

i_D = moles de i en destilado

i_B = moles de i en fondo

El método consiste en evaluar α_j (para todos los componentes) a la temperatura promedio del sistema. Estos valores corresponden a las abscisas de una gráfica. Se calculan las ordenadas para los componentes clave a partir de la ecuación 5-8. Con las ordenadas y abscisas correspondientes, se puede obtener fácilmente la ecuación de la recta. Con la ecuación de la recta se pueden evaluar las ordenadas para los demás componentes (que no son clave). A través de Balances de materia, y las ordenadas obtenidas es fácil obtener los valores de fracción mol, tanto en el destilado como en el fondo, de los componentes distribuidos.

El método de Geddes-Hengstebeck es el que se utiliza en el simulador desarrollado para encontrar la distribución de argón en las torres de destilación. Debido a que el aire se considera como un sistema ternario, compuesto por nitrógeno, oxígeno y argón,

para efectos de destilación, el componente clave ligero corresponde al nitrógeno y el clave pesado al oxígeno, por lo que es necesario determinar la distribución del argón dentro de las torres.

5.3 REFLUJO TOTAL.

Las composiciones del producto cambian con la relación de reflujo; los cálculos en el reflujo total ayudarán a decidir las composiciones finales. La ecuación de Fenske no está limitada a mezclas binarias y puede aplicarse a los componentes clave para determinar el número mínimo de platos.

$$Nm + 1 = \frac{\log \left(\left(\frac{X_{lkD}}{X_{hkD}} \right) \left(\frac{X_{hkW}}{X_{lkW}} \right) \right)}{\log \alpha_{lk, av}} \quad (5-9)$$

en donde $Nm + 1$ es el número total de etapas ideales incluyendo el rehovidor (y un condensador parcial si se toma en cuenta su capacidad de fraccionamiento). Entonces, la ecuación puede aplicarse para determinar la distribución de otros componentes en el reflujo total:

$$\frac{X_{jD}}{X_{jW}} = \alpha_j^{Nm+1} \frac{X_{hkD}}{X_{hkW}} \quad (5-10)$$

La α_{av} (alfa promedio) es la media geométrica de los valores en el punto de rocío del destilado y el punto de burbuja de residuo, que puede requerir varias pruebas antes de que pueda calcularse.

$$\alpha_{j, av} = (\alpha_{Tb} \alpha_{Tr})^{0.5} \quad (5-11)$$

COMPOSICIONES DE LOS PRODUCTOS.

Para los componentes entre los componentes clave, se puede obtener una estimación razonable de sus distribuciones en la relación de reflujo R , mediante una interpolación lineal de X_{jD} , entre R_m y el reflujo total, de acuerdo con $R/(R + 1)$. Para los componentes más ligeros que el clave ligero y más pesados que el clave pesado, es mejor en este momento suponer que no se distribuyen, a menos que exista una clara indicación de distribución importante en el reflujo total y a menos que R sea muy grande. Aún cantidades muy pequeñas de los componentes ligeros en el residuo o de los componentes pesados en el destilado modifican enormemente los cálculos que siguen.

5.4 LOCALIZACION DEL PLATO DE ALIMENTACION

Al igual que con mezclas binarias, el cambio de la sección enriquecedora a la sección de agotamiento debe hacerse tan pronto como se haya obtenido el mayor enriquecimiento. Esto, finalmente, sólo puede determinarse mediante pruebas en los cálculos de Thiele-Geddes; mientras tanto se requiere algún tipo de guía. A continuación se supone L/G constante, se desprecia la interferencia de componentes diferentes a los clave y se supone que el plato de alimentación óptimo ocurre en la intersección de las líneas de operación de los componentes clave.

Omitiendo la designación del número del plato, de la ecuación:

$$G Y_{n+1} = L X_n + D X_D \quad (5-12)$$

Donde n = número de plato

la línea de operación para la sección de enriquecimiento, puede escribirse para cada uno de los componentes clave:

$$X_{lk} = Y_{lk} \frac{G}{L} - \frac{D}{L} X_{lkD} \quad (5-13)$$

$$X_{hk} = Y_{hk} \frac{G}{L} - \frac{D}{L} X_{lkD} \quad (5-14)$$

Eliminando L se tiene

$$Y_{lk} = \frac{X_{lk}}{X_{hk}} Y_{hk} - \frac{D}{G} X_{hkD} + \frac{D}{G} X_{lkD} \quad (5-15)$$

En forma similar, para la sección de agotamiento da:

$$Y_{lk} = \frac{X_{lk}}{X_{hk}} Y_{hk} - \frac{W}{G} X_{hkW} + \frac{W}{G} X_{lkW} \quad (5-16)$$

En la intersección con la línea de operación, Y_{lk} de la ecuación 5-15 y de la 5-16 son iguales, como lo son Y_{hk} y X_{lk}/X_{hk} . Entonces igualando los datos derechos de las dos expresiones da:

$$\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \text{ intersección} = \frac{\frac{W X_{lkW}}{G} + \frac{D X_{lkD}}{G}}{\frac{W X_{hkW}}{G} + \frac{D X_{hkD}}{G}} \quad (5-17)$$

Para el clave ligero se tiene :

$$\frac{W}{G} X_{ikw} + \frac{D}{G} X_{ikD} = \frac{GFZ_{ikF} - DF(1-q)X_{ikD}}{(G-F(1-q))G} \quad (5-18)$$

y se obtiene un resultado similar para el clave pesado. Sustituyendo estas ecuaciones en la ecuación 5-17 con el valor de $G/D = R + 1$:

$$\frac{X_{ik}}{X_{hk}} \text{ interseccion\%} = \frac{Z_{ikF} - X_{ikD}(1-q)/(R+1)}{Z_{hkF} - X_{hkD}(1-q)/(R+1)} \quad (5-19)$$

De acuerdo con el tratamiento de las mezclas binarias, el plato de alimentación F es el paso más alto sobre la línea de operación de la sección de agotamiento. El paso de alimentación raramente coincide exactamente con la intersección de la línea de operación. Entonces, la localización del plato de alimentación, y según la condición térmica de la misma, está dada por alguna de las ecuaciones siguientes:

Cuando la alimentación se encuentra en forma de líquido subenfriado o saturado, se utiliza la ecuación:

$$\frac{X_{ik}}{X_{hk}} f-1 \geq \frac{X_{ik}}{X_{hk}} \text{ interseccion\%} \geq \frac{X_{ik}}{X_{hk}} f \quad (5-20)$$

Cuando la alimentación es una mezcla de líquido y vapor, el criterio de elección corresponde a la ecuación:

$$\frac{X_{ik}}{X_{hk}} f-1 \geq \frac{X_{ik}}{X_{hk}} \text{ Intersección\%} \geq \frac{X_{ik}}{X_{hk}} f \quad (5-21)$$

y cuando la alimentación es un vapor saturado o sobrecalentado, se utiliza:

$$\frac{X_{ik}}{X_{hk}} f-2 \geq \frac{X_{ik}^*}{X_{hk}^*} \text{ Intersección\%} \geq \frac{X_{ik}}{X_{hk}} f-1 \quad (5-22)$$

* Composiciones en equilibrio con el vapor

5.5 METODO DE CALCULO DE LEWIS Y MATHESON.

Este método establece la primer (y generalmente la última) estimación del número requerido de platos. Aunque es posible considerar, mediante balances simultáneos de entalpía plato a plato, las variaciones en la relación L/G con el número de platos, es mejor omitir este refinamiento puesto que todavía no se establecen los productos firmemente.

Con L/G constantes, se pueden aplicar a cada componentes las líneas de operación de McCabe-Thiele, que son simplemente balances de materia. Por lo tanto, para la sección de enriquecimiento, la ecuación 5-12 es:

$$Y_{j, n+1} = \frac{L}{G} X_{j, n} + \frac{D}{G} Z_j \cdot D \quad (5-23)$$

Esta ecuación se utiliza en forma alternativa con los cálculos del punto de rocío a fin de calcular plato por plato para cada componente, desde la parte superior hacia abajo hasta el plato de alimentación. Para componentes más pesados que el calve pesado, no se cuenta con $Z_j D$ y estos componentes no pueden incluirse.

Para la sección de agotamiento, es conveniente resolver para X la ecuación:

$$X_{j, m} = \frac{G}{L} Y_{j, m+1} + \frac{W}{L} X_{j, w} \quad (5-24)$$

Esta se utiliza en forma alternativa con los cálculos del punto de burbuja a fin de calcular plato por plato para cada componente, desde el fondo hacia arriba hasta el plato de alimentación. No hay valores de X_{jw} para componentes más ligeros que el clavo ligero; por ello, no pueden incluirse.

Si en la primera estimación de las composiciones de los productos se encuentra que un producto contienen todos los componentes ($l_k =$ más volátil ó $h_k =$ menos volátil), los cálculos pueden iniciarse con este producto y continuarse después del plato de alimentación hasta el otro lado de la columna. Por supuesto, deben utilizarse las ecuaciones de la línea de operación adecuadas para cada sección. Esto evitará las correcciones a la composición, que se expondrán posteriormente.

CORRECCIONES A LA COMPOSICION.

Los cálculos previos proporcionaron que la alimentación debe ser en dos platos calculados a partir de direcciones opuestas, que no coinciden. No obstante, en la mayoría de los casos el número de platos será satisfactorio; por ende para calcular los subsecuentes sólo se necesita estimar aproximadamente las temperaturas y las relaciones L/G .

Empezando con el líquido del plato de alimentación, tal como se calculó respecto de la sección de enriquecimiento, que no presenta componentes pesados, todas las fracciones mol se reducen proporcionalmente, de forma que su suma, más las fracciones mol de los componentes que faltan sea 1, según se muestra en la composición del plato de alimentación calculada en la sección de agotamiento. Entonces, se vuelve a calcular el punto de burbuja. La justificación de este procedimiento, un tanto arbitrario, es que las concentraciones relativas de los componentes ligeros en el vapor permanecerán aproximadamente iguales mientras no cambien sus concentraciones relativas en el líquido.

A continuación se calculan las concentraciones de los componentes pesados faltantes sobre los platos arriba del plato de alimentación. Para estos, $Z_j D$ debe ser muy pequeño y la ecuación 5-23 muestra:

$$\frac{Y_{j, n+1}}{Y_{hk, n+1}} = \frac{L X_{j, n/G} + D Z_{j, D/G}}{L X_{hk, n/G} + D Z_{hk, D/G}} = \frac{X_{j, n}}{X_{hk, n}} \quad (5-25)$$

puesto que:

$$\frac{Y_{j,n+1}}{Y_{hk,n+1}} = \frac{m_{j,n+1} X_{j,n+1}}{m_{hk,n+1} X_{hk,n+1}} = \frac{\alpha_{j,n+1} X_{j,n+1}}{X_{hk,n+1}} \quad (5-26)$$

entonces:

$$X_{j,n} = \frac{\alpha_{j,n+1} X_{j,n+1} X_{hkn}}{X_{hk,n+1}} \quad (5-27)$$

Por tanto, las fracciones mol de líquido sobre el plato n determinadas con anterioridad se reducen proporcionalmente para ajustar las fracciones de los componentes pesados, se calcula entonces un nuevo punto de burbuja. Así se continúa en forma ascendente hasta que ya no cambian en forma importante las concentraciones antes calculadas en los platos superiores.

Los componentes ligeros faltantes se suman a los platos debajo del plato de alimentación en la misma forma. Entonces, la ecuación 5-24 para éstos, da:

$$\frac{Y_{j,m+1}}{Y_{ik,m+1}} = \frac{X_{j,m} - W X_{j,w}/L}{X_{ik,m} - W X_{ik,w}/L} = \frac{X_{j,m}}{X_{ik,m}} \quad (5-28)$$

en donde se aprovecha el hecho de que X_{jw} debe ser pequeña para estos componentes. Como antes,

$$\frac{Y_{j,m+1}}{Y_{ik,m+1}} = \frac{m_{j,m+1} X_{j,m+1}}{m_{ik,m+1} X_{ik,m+1}} = \frac{\alpha_{j,m} X_{j,m+1}}{\alpha_{ik,m} X_{ik,m+1}} \quad (5-29)$$

la última aproximación resulta de suponer que la relación de las α permanece razonablemente constante con cambios pequeños de temperatura. Entonces:

$$X_{j,m+1} = \frac{X_{j,m} \alpha_{ikm} X_{ik,m+1}}{\alpha_{j,m} X_{ikm}} \quad (5-30)$$

las fracciones mol de los componentes sobre el plato inferior se reducen proporcionalmente para acomodar los componentes ligeros; se vuelve a calcular el punto de burbuja.

5.6 RELACIONES LIQUIDO - VAPOR.

Con las temperaturas y composiciones corregidas, ahora es posible calcular razonablemente bien las relaciones L/G sobre los platos.

Para la sección de enriquecimiento, se pueden resolver las ecuaciones 5-31 y 5-32:

$$G_{n+1} H_{Gn+1} = L_n H_{Ln} + Q_c + D H_D \quad (5-31)$$

$$G_{n+1} = L_n + D \quad (5-32)$$

para obtener:

$$G_{n+1} = \frac{Q_c + D (H_D - H_{Ln})}{H_{G_{n+1}} - H_{Ln}} \quad (5-33)$$

donde Q_c = Calor removido en el condensador.

$$Q_c = D ((R + 1) H_{G1} - R H_{Lo} - H_D) \quad (5-34)$$

G_1 = Vapor del plato No. 1

Lo = Líquido de Reflujo

D = Destilado

Con la ecuación 5-32 se obtiene L_n ; G_n se calcula mediante otra aplicación de la ecuación 5-33; así se obtiene L_n/G_n . En forma similar, para la sección de agotamiento, las ecuaciones 5-35 y 5-36:

$$L_m = G_{m+1} + W \quad (5-35)$$

$$L_m H_{Lm} + Q_b = G_{m+1} H_{G_{m+1}} + W H_w \quad (5-36)$$

se resuelven simultáneamente para obtener:

$$G_{m+1} = \frac{Q_b + W (H_{Lm} - H_w)}{H_{G_{m+1}} - H_{Lm}} \quad (5-37)$$

donde Q_b = Calor proporcionado en el reboiler.

$$Q_b = D H_D + W H_w + Q_c + Q_L - F H_F \quad (5-38)$$

Q_L = Suma de todas las pérdidas de calor

F = Alimentación

W = Productos de Fondo

D = Destilado

La ecuación 5-35 da el flujo del líquido. Generalmente es necesario calcular sólo unas cuantas de estas relaciones en cada sección e interpolar el resto de una gráfica de L/G vs. número de platos.

Si las entalpías se calculan a partir de las temperaturas y concentraciones tomadas de los datos de Lewis y Matheson, aún cuando se corrigieron en la forma indicada, las

relaciones L/G no dejarán de ser simples estimaciones, puesto que los datos en que se basan suponen que L/G es constante en cada sección.

5.7 METODO DE THIELE Y GEDES.

Con el número de platos, posición del plato de alimentación, temperaturas y relaciones L/G, el método de Thiele-Geddes procede a calcular los productos que resultarán; permite así una verificación final de todos los cálculos previos. A continuación se expone el método.

Todas las ecuaciones que siguen se aplican por separado a cada componente, por lo que se omiten las designaciones de los mismos.

Para la sección de enriquecimiento, considérese inicialmente el condensador.

$$G_1 Y_1 = L_0 X_0 + D Z_D \quad (5-39)$$

$$\frac{G_1 Y_1}{D Z_D} = \frac{L_0 X_0}{D Z_D} + 1 \quad (5-40)$$

Para un condensador total, $X_0 = Z_D = X_D$ y $L_0/D = R$, por lo tanto:

$$\frac{G_1 Y_1}{D Z_D} = R + 1 = A_0 + 1 \quad (5-41)$$

Para un condensador parcial, que se comporta como una etapa ideal, $Z_D = Y_D$, $Z_D/X_0 = Y_D/X_0 = m_0$ y

$$\frac{G_1 Y_1}{D Z_D} = \frac{R}{m_0} + 1 = A_0 + 1 \quad (5-42)$$

Por lo tanto A_0 es R o R/m_0 según el tipo de condensador. Para el plato 1:

$$\frac{L_1 X_1}{G_1 Y_1} = \frac{L_1}{G_1 m_1} = A_1 \quad (5-43)$$

en donde A_1 es el factor de absorción para el plato 1. Entonces:

$$L_1 X_1 = A_1 G_1 Y_1 \quad (5-44)$$

Para el plato 2:

$$G_2 Y_2 = L_1 X_1 + D Z_D \quad (5-45)$$

$$\frac{G_2 Y_2}{D Z_D} = \frac{L_1 X_1}{D Z_D} + 1 = \frac{A_1 G_1 Y_1}{D Z_D} + 1 = A_1 (A_0 + 1) + 1$$

$$A_1 (A_0 + 1) + 1 = A_0 A_1 + A_1 + 1 \quad (5-46)$$

Generalmente para cualquier plato:

$$\frac{G_n Y_n}{D Z_D} = A_0 A_1 A_2 \dots A_{n-1} + A_1 A_2 \dots A_{n-1} + \dots + A_{n-1} + 1 \quad (5-47)$$

Y para el plato de alimentación:

$$\frac{G_f Y_f}{D Z_D} = A_0 A_1 A_2 \dots A_{f-1} + A_1 A_2 \dots A_{f-1} + \dots + A_{f-1} + 1 \quad (5-48)$$

Ahora considérese la sección de agotamiento. Para el reboiler:

$$\frac{G_{Np+1} Y_{Np+1}}{W X_W} = \frac{G_{Np+1} m_W}{W} = S_w \quad (5-49)$$

en donde S_w es el factor de desorción del reboiler. Puesto que:

$$L_{Np} X_{Np} = G_{Np+1} Y_{Np+1} + W X_W \quad (5-50)$$

entonces:

$$\frac{L_{Np} X_{Np}}{W X_W} = \frac{G_{Np+1} Y_{Np+1}}{W X_W} + 1 = S_w + 1 \quad (5-51)$$

Para el plato inferior:

$$\frac{G_{Np} Y_{Np}}{L_{Np} X_{Np}} = \frac{G_{Np} m_{Np}}{L_{Np}} = S_{Np} \quad (5-52)$$

$$G_{Np} Y_{Np} = S_{Np} L_{Np} X_{Np} \quad (5-53)$$

entonces:

$$L_{Np-1} X_{Np-1} = G_{Np} Y_{Np} + W X_W \quad (5-54)$$

$$\frac{L_{Np-1} X_{Np-1}}{W X_W} = \frac{G_{Np} Y_{Np}}{W X_W} + 1 = \frac{S_{Np} L_{Np} X_{Np}}{W X_W} + 1 \quad (5-55)$$

$$\frac{S_{Np} L_{Np} X_{Np}}{W X_W} + 1 = S_{Np} (S_w + 1) + 1 = S_{Np} S_w + S_{Np} + 1$$

En general para cualquier plato:

$$\frac{L_m X_m}{W X_w} = S_{m+1} \dots S_{Np-1} S_{Np} S_w + S_m + 1 \dots S_{Np-1} S_{Np} + \dots + S_{m+1} + 1 \quad (5-56)$$

y para el plato de alimentación:

$$\frac{L_f X_f}{W X_w} = S_{i+1} \dots S_{Np-1} S_{Np} S_w + S_{i+1} \dots S_{Np-1} S_{Np} + \dots + S_{i+1} + (5-57)$$

Ahora se proporcionan las A y las S efectivas que han de usarse tanto en las ecuaciones 5-48 y 5-57:

$$A_i = \frac{L_f}{G_f} \frac{X_f}{m_f} = \frac{L_f X_f}{G_f Y_f} \quad (5-58)$$

$$\frac{W X_w}{D Z_D} = \frac{L_f X_f}{G_f Y_f} \frac{G_f Y_f / b_{Z_D}}{L_f X_f / W X_w} = A_i \frac{G_f Y_f / b_{Z_D}}{L_f X_f / W X_w} \quad (5-59)$$

puesto que:

$$F Z_D = W X_w + D Z_D \quad (5-60)$$

$$D Z_D = \frac{F Z_D}{W X_w / D Z_D + 1} \quad (5-61)$$

Entonces, para cada componente se utilizan las ecuaciones 5-48 y 5-57 para calcular el numerador y el denominador respectivamente, del término de la ecuación 5-59, de donde se obtiene $W X_w / D Z_D$, o la separación del componente. Así, con la ecuación 5-61 se obtiene $D Z_D$ y la con la ecuación 5-60, $W X_w$.

Por tanto, los productos que se acaban de calcular concuerdan por completo con el número de platos, posición del plato de alimentación y la relación de reflujo utilizada, siempre y cuando las A y las S sean correctas. Para verificarlo es necesario utilizar las ecuaciones generales 5-47 y 5-56 para cada plato en la sección apropiada de la torre. Con el fin de verificar el plato n de la sección de enriquecimiento, se ocupa la ecuación:

$$\frac{G_N Y_n}{D Z_D} \frac{D Z_D}{G_n} = Y_n \quad (5-62)$$

que se puede obtener a partir de los datos acumulados. Si la sumatoria de las $Y_{j,m}$ es uno, la temperatura es satisfactoria. Si no, se obtiene una nueva temperatura ajustando proporcionalmente las Y hasta que su suma sea uno y calculando el punto de rocío correspondiente. Para verificar un plato en la sección de agotamiento:

$$\frac{L_M X_m}{W X_w} \frac{W X_w}{L_m} = X_m \quad (5-63)$$

que se puede obtener a partir de los datos. Si la suma de las $X_{j,m}$ es uno, la temperatura es correcta. Si no, las X se ajustan para que su suma sea uno y se calcula el punto de burbuja. Las nuevas temperaturas y composiciones permiten nuevos balances de entalpía para obtener L/G corregidas para cada plato, y puede volverse a realizar el cálculo de Thiele y Geddes.

5.8 ALIMENTACIONES MULTIPLES.

Hay ocasiones en que dos o más mezclas de alimentación, compuestas de las mismas sustancias pero con diferentes concentraciones, requieren destilación para dar los mismos productos destilados y residuales. Entonces una sola torre de destilación es suficiente para todos. La forma de hacerlo es introduciendo cada corriente en la etapa que tenga la composición más cercana. En la Figura No. 28 se encuentra un diagrama que ilustra la forma de hacerlo.

Considerando la Figura anterior, el balance de materia alrededor de toda la columna sería.

$$F_1 + F_2 = D + W \quad (5-64)$$

$$F_1 Z_{11} + F_2 Z_{21} = D Y_1 + W X_1 \quad (5-65)$$

En esta torre se tienen 3 secciones, la sección A, que corresponde a la parte que se encuentra sobre la primera alimentación y que corresponde a la zona de recuperación. La sección C, que se encuentra por debajo de la segunda alimentación y que corresponde a la zona de agotamiento. La sección B, es la zona de la torre entre las dos alimentaciones. Esta parte no se puede considerar totalmente como de recuperación o agotamiento, sin embargo para llevar a cabo los cálculos aplicando los métodos de Lewis-Matheson y de Thiele Geddes, se puede considerar como de agotamiento o como de recuperación. La convergencia del sistema se lleva a cabo de igual manera. El único requisito es efectuar los balances de líquido y vapor correspondientes a cada sección, de acuerdo a la cantidad de los mismos que entran con cada alimentación.

La diferencia esencial se encuentra en la forma de considerar las alimentaciones. Es necesario suponer que se alimenta una sola corriente mezclada. lo cual daría para cada componente la siguiente ecuación:

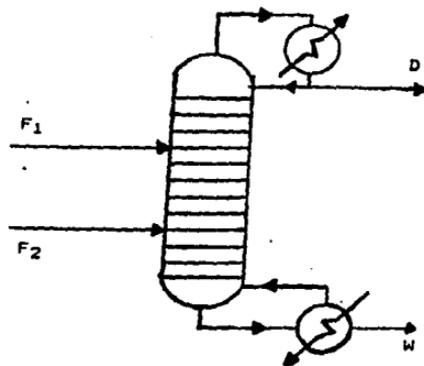
$$Z_{M1} = \frac{F_1 Z_{11} + F_2 Z_{21}}{F_1 + F_2} \quad (5-66)$$

y para la condición térmica se tiene que q vale:

$$q_m = \frac{q_1 F_1 + q_2 F_2}{F_1 + F_2} \quad (5-67)$$

Es necesario determinar la condición térmica de cada alimentación por separado para poder ocupar la ecuación 5-67 y obtener q_m .

FIGURA No. 28
TORRE DE DESTILACION CON DOS ALIMENTACIONES



El valor de q_m se requiere para la obtención del reflujó mínimo que ocuparía la alimentación combinada. Todo el demás procedimiento se lleva a cabo como si se contara con una sola alimentación.

C A P I T U L O
S E I S

S I M U L A D O R

CAPITULO SEIS

6.1 SIMULADOR

En este capítulo se presenta el contenido general del simulador desarrollado y la impresión de ejemplos con las diferentes opciones de cálculo manejadas.

El Simulador consta de 11 programas diferentes, encadenados entre sí. El primero de los programas lo constituye el MENU PRINCIPAL. A partir de este Menú es posible desplazarse a los demás programas, simplemente escogiendo el número del cálculo que se quiere realizar.

En este Menú se van a encontrar las siguientes opciones:

- 1.- Temperaturas de Saturación.
- 2.- Curvas de Equilibrio para Sistemas Binarios.
- 3.- Equilibrio Líquido - Vapor.
- 4.- Entalpías.
- 5.- Datos Termodinámicos.
- 6.- Torres de Destilación.
- 7.- Compresor.
- 8.- Salir.

TEMPERATURAS DE SATURACION.

Con este programa se determinan las temperaturas de ebullición del nitrógeno, oxígeno y argón a una presión determinada. También es posible obtener puntos de Burbuja y Rocío de mezclas formadas con cualquiera de los componentes mencionados. Además de las temperaturas de burbuja y rocío, aparecen las composiciones de equilibrio en cada una de las fases.

Para llevar a cabo los cálculos se basa en la Ecuación de Antoine para cada uno de los componentes y en los ciclos para Temperaturas de burbuja y rocío descritas en el capítulo cuatro.

CURVAS DE EQUILIBRIO PARA SISTEMAS BINARIOS.

Con esta opción es posible obtener Curvas de Equilibrio de cualquier sistema binario formado entre oxígeno, nitrógeno y argón a la presión deseada.

Una vez determinada la presión de trabajo, se calculan los equilibrios líquido - vapor entre las temperaturas de ebullición de ambos componentes. Los resultados incluyen las temperaturas, fracciones mol en líquido y vapor, así como los coeficientes de distribución, K , para cada componente y la volatilidad relativa con respecto al componente más pesado.

EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR.

Los cálculos en el equilibrio líquido-vapor corresponden a los perfiles de composición y temperaturas a presión constante, que sigue cualquier mezcla, ya sea binaria o ternaria, al pasar de su temperatura de burbuja a la de rocío. Se indican también las relaciones entre la cantidad de líquido y vapor formados con cada incremento de temperatura, así como los coeficientes de distribución K , para cada uno de los componentes.

ENTALPIAS.

Con este programa se obtienen los valores de las entalpías de componentes puros o de mezclas. Se pueden determinar a una presión y temperatura deseados, o bien, obtener perfiles a una presión establecida.

El método de cálculo se basa en ecuaciones de entalpia en función de la temperatura para cada componente a diversas presiones, por lo que el programa lleva a cabo interpolaciones y ajustes necesarios para obtener los datos en las condiciones requeridas.

DATOS TERMODINAMICOS.

Los datos obtenidos aquí, corresponden a los valores de presiones de vapor, coeficientes de actividad según la ecuación de Wilson, coeficientes de fugacidad de acuerdo a la ecuación virial, temperaturas de saturación, coeficientes de distribución y composiciones en líquido y vapor a la temperatura y presión solicitadas.

TORRES DE DESTILACION.

Al escoger el inciso para Torres de Destilación, el control del programa se transfiere a un nuevo menú, en donde se presentan 2 diferentes alternativas de cálculo, una para cada una de las torres.

La separación del oxígeno y el nitrógeno se lleva a cabo en un sistema de doble columna, las cuales corresponden a las dos primeras opciones.

Los métodos de cálculo utilizados son los de Lewis-Matheson y Thiele-Geddes.

Los datos de entrada para la Torre No. 1 son la presión de operación, la temperatura de la alimentación, las fracciones mol de oxígeno y nitrógeno deseadas en los productos o bien, el porcentaje de recuperación de cada uno de ellos y las veces que se va a ocupar el reflujo mínimo como reflujo de operación.

A la Torre No. 2, entran dos alimentaciones, los fondos de la Torre No. 1 y el aire procedente de la turbina. Los datos requeridos para esta torre son: presión, temperatura y flujo a la salida de la turbina, composiciones deseadas de los productos o los porcentajes de recuperación de cada componente. Todos los datos acerca de la alimentación proveniente de la Torre No. 1, se transfieren automáticamente.

Las Torres, despliegan al final del cálculo un menú en donde se puede seleccionar los resultados de interés. El menú de resultados incluye:

- 1.- Condiciones de la alimentación.
- 2.- Componentes Clave, Reflujo Mínimo y Temperaturas Promedio.
- 3.- Composiciones y Temperaturas en Domo y Fondo.
- 4.- Condiciones a Reflujo Total.
- 5.- Composiciones de los Productos con el Reflujo de Operación.
- 6.- Perfil de Temperaturas y Composiciones en la Torre.
- 7.- Constantes de Equilibrio en cada plato.
- 8.- Perfiles de Entalpia.
- 9.- Líquido, Vapor y relaciones L/G en cada plato.
- 10.- Parámetros A y S de Thiele-Geddes.
- 11.- Parámetros $G_n Y_n / D Y_d$ y $L_n X_n / W X_w$ de Thiele-Geddes.

12.- Parámetros Thiele-Geddes específicos del plato de alimentación.

COMPRESOR.

Dentro de esta opción del simulador, se puede obtener la potencia requerida para la compresión del aire desde la presión atmosférica hasta la presión de proceso. También se determina la cantidad de agua de enfriamiento requerida, en cada una de las etapas de compresión.

A continuación se presenta un breve resumen de las bases necesarias para el cálculo de un compresor.

En cualquier proceso continuo de compresión, la relación de la presión absoluta al volumen se expresa por medio de la fórmula:

$$PV^n = K \quad (6-1)$$

La gráfica de la presión en función del volumen para cada valor del exponente n se conoce como curva politrópica. Puesto que el trabajo que se realiza al pasar de la Presión 1 a la Presión 2, a lo largo de cualquier curva politrópica es:

$$W = \int_1^2 P dV \quad (6-2)$$

de ello se desprende que la cantidad de trabajo necesario depende de la curva politrópica de que se trate y aumenta al incrementarse los valores de n . La trayectoria que requiere la cantidad menor de trabajo consumido es $n = 1$, que es equivalente a la compresión isotérmica. Para la compresión adiabática, o sea, sin que se agregue no se retire calor durante el proceso, $n = k = Cp/Cv$.

Puesto que por lo común no resulta práctico incluir una cantidad suficiente de equipo de transferencia de calor en el diseño de la mayoría de los compresores para eliminar la mayor parte del calor de compresión, la mayoría de las máquinas tienden a funcionar a lo largo de una trayectoria politrópica que se acerca a la adiabática. Por ende, la mayoría de los cálculos de compresores se basan en la curva adiabática.

Las Ecuaciones para un sistema adiabático son :

$$\left[\frac{P_2}{P_1} \right] = \left[\frac{V_1}{V_2} \right]^k \quad (6-3)$$

$$\left[\frac{T_2}{T_1} \right] = \left[\frac{V_1}{V_2} \right]^{k-1} \quad (6-4)$$

$$\left[\frac{P_2}{P_1} \right] = \left[\frac{T_2}{T_1} \right]^{k/(k-1)} \quad (6-5)$$

La potencia que se requiere para un compresor se calcula fácilmente de la siguiente relación:

$$P = \left[\frac{2.3022 T_a K Q_o}{288 (k - 1) n} \right] \left[\left[\frac{P_b}{P_a} \right]^{1 - 1/k} - 1 \right] \quad (6-6)$$

donde:

$P = CV$

$T_a =$ Temperatura de Entrada ($^{\circ}K$)

$K = C_p/C_v$

$P_b =$ Presión de Salida

$P_a =$ Presión de Entrada

$Q_o = m^3/min$

$n =$ Eficiencia

6.2 EJEMPLOS

A continuación se presentan ejemplos de cada una de las opciones contenidas en la simulación. No se incluye listado del programa por ser demasiado extenso. En el Apéndice C, se encuentran Diagramas de Flujo simplificados de cada una de las opciones de cálculo.

OPCIONES DE CALCULO

- 1.- TEMPERATURAS DE SATURACION.
- 2.- CURVAS DE EQUILIBRIO PARA SISTEMAS BINARIOS.
- 3.- EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR
- 4.- ENTALPIAS.
- 5.- DATOS TERMODINAMICOS.
- 6.- TORRES DE DESTILACION.
- 7.- COMPRESOR.
- 8.- S A L I R .

OPCION ?

TEMPERATURAS DE SATURACION PARA SISTEMAS DE
NITROGENO - ARGON - OXIGENO

- 1.- TEMPERATURAS DE EBULLICION DE COMPONENTES PUROS.
- 2.- CALCULO DE TEMPERATURAS DE BURBUJA Y ROCIO DE MEZCLAS.
- 3.- REGRESAR A MENU PRINCIPAL.
- 4.- S A L I R .

OPCION ?

¿ DE QUE COMPONENTE QUIERES LOS DATOS ?

- 1.- NITROGENO
- 2.- ARGON
- 3.- OXIGENO

OPCION ? 2

INDICA LA PRESION A LA QUE DESEAS LOS DATOS.

NOTA : LA PRESION DADA NO DEBE SER MAYOR A LA PRESION CRITICA DEL COMPONENTE.

(PRESION CRITICA DEL ARGON = 48.3 atm)

PRESION (atm) ? 3

TEMPERATURA DE EBULLICION = 96.8063 K

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

CALCULO DE TEMPERATURAS DE BURBUJA Y ROCIO

A CONTINUACION SE PIDEN LOS DATOS DE PRESION Y
FRACCIONES MOL DEL SISTEMA, SI ALGUNO DE LOS
COMPONENTES NO EXISTE, MARCA CERO.

PRESION TOTAL (atm) ? 4

Z NITROGENO ? .3

Z ARGON ? .2

Z OXIGENO ? .5

SISTEMA : NITROGENO - ARGON - OXIGENO

PRESION TOTAL : 4 atm

L I Q U I D O S A T U R A D O

TEMPERATURA DE BURBUJA: 98.02421 K

	NITROGENO	ARGON	OXIGENO
X	0.3	0.2	0.5
Y	0.5242261	0.1862787	0.2897804

V A P O R S A T U R A D O

TEMPERATURA DE ROCIO: 100.9397 K

	NITROGENO	ARGON	OXIGENO
X	0.136936	0.164191	0.6997671
Y	0.3	0.2	0.5

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

CURVAS DE EQUILIBRIO PARA SISTEMAS BINARIOS

- 1.- NITROGENO - OXIGENO
- 2.- NITROGENO - ARGON
- 3.- ARGON - OXIGENO
- 4.- REGRESAR A MENU PRINCIPAL
- 5.- S A L I R .

OPCION 7

S I S T E M A :

N I T R O G E N O - O X I G E N O

PRESION TOTAL (atm) 7 2

SISTEMA : NITROGENO - OXIGENO

PRESION TOTAL : 2 atm

T (K)	X Nitrógeno	Y Nitrógeno	X Oxígeno	Y Oxígeno
83.64892	1	1	0	0
84.62492	0.8590384	0.9524812	0.1409616	4.75E-02
85.60093	0.7500538	0.9102377	0.2499462	8.97E-02
86.57693	0.6516908	0.8659403	0.3483092	0.1340597
87.55294	0.5626225	0.8187118	0.4373775	0.1812882
88.52895	0.4817082	0.7677341	0.5182918	0.2322659
89.50495	0.407964	0.7121961	0.592036	0.2878039
90.48096	0.3405392	0.6512533	0.6594608	0.3487467
91.45696	0.2786962	0.5839935	0.7213038	0.4160065
92.43297	0.2217942	0.5094022	0.7782058	0.4905978
93.40897	0.1692745	0.4263254	0.8307255	0.5736747
94.38498	0.1206495	0.3334255	0.8793505	0.6665745
95.36098	7.55E-02	0.2291284	0.9245079	0.7708716
96.33699	3.34E-02	0.1115533	0.966572	0.8884467
97.31298	0	0	1	1

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

SISTEMA : NITROGENO - OXIGENO

PRESION TOTAL : 2 atm

T (K)	K Nitrógeno	K Oxígeno	alfa (KN2 / K O2)
83.64892	1		
84.62492	1.108776	0.3371047	3.289115
85.60093	1.213563	0.3591267	3.379207
86.57693	1.32876	0.384867	3.452337
87.55294	1.455171	0.4144691	3.510758
88.52895	1.593774	0.4481373	3.556441
89.50495	1.745733	0.4861257	3.591113
90.48096	1.912418	0.5288362	3.616277
91.45696	2.095448	0.5767425	3.633247
92.43297	2.296734	0.6304216	3.643171
93.40897	2.518544	0.6905707	3.647048
94.38498	2.763588	0.7580305	3.645747
95.36098	3.035128	0.8338184	3.640035
96.33699	3.337126	0.9191728	3.630575
97.31298		1	

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR. 1 PARA DESPLEGAR PANTALLA ANTERIOR

EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR EN SISTEMAS DE
NITROGENO - ARGON - OXIGENO

- 1.- CALCULO DE EQUILIBRIOS LIQUIDO - VAPOR.
- 2.- REGRESAR A MENU PRINCIPAL.
- 3.- S A L I R

OPCION ? 1

EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR EN SISTEMAS DE
NITROGENO - ARGON - OXIGENO

A CONTINUACION SE PIDEN LOS DATOS DE PRESION Y
FRACCIONES MOL DEL SISTEMA, SI ALGUNO DE LOS
COMPONENTES NO EXISTE, MARCA CERO.

PRESION TOTAL (atm) ? 4

Z NITROGENO ? .3

Z ARGON ? .3

Z OXIGENO ? .4

SISTEMA : NITROGENO - ARGON - OXIGENO

COMPOSICIONES EN EL LIQUIDO

PRESION TOTAL : 4 atm

T (K)	LIQUIDO	X Nitrogeno	X Argon	X Oxigeno
97.62375	1	0.3	0.3	0.4
97.80756	0.9361777	0.2869008	0.3020122	0.4110865
97.99138	0.87365	0.2744859	0.3034361	0.4220652
98.17519	0.8010476	0.2601143	0.304525	0.4353565
98.35901	0.734767	0.2476797	0.3047924	0.4475203
98.54282	0.6677422	0.2356148	0.3044024	0.4599715
98.72664	0.5999205	0.2239545	0.3033319	0.4727019
98.91045	0.53089	0.2126729	0.3015563	0.4857606
99.09427	0.4604884	0.2017825	0.2990578	0.4991534
99.27808	0.3883163	0.1912606	0.295816	0.5129212
99.4619	0.3152678	0.1812497	0.2918715	0.5268746
99.64571	0.2399608	0.1715857	0.2871754	0.541195
99.82953	0.1605568	0.1620984	0.281645	0.55615
100.0133	8.02E-02	0.1531818	0.2755121	0.5712169
100.1971	0	0.1447786	0.2687258	0.5866403

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

SISTEMA : NITROGENO - ARGON - OXIGENO

COMPOSICIONES EN EL VAPOR

PRESION TOTAL : 4 atm

T (K)	VAPOR	Y Nitrogeno	Y Argon	Y Oxigeno
97.62375	0	0.508576	0.2643029	0.2271211
97.80756	0.0638223	0.4921459	0.2704838	0.2373703
97.99138	0.12635	0.4764178	0.2762411	0.2473411
98.17519	0.1989524	0.460593	0.2817811	0.2576259
98.35901	0.265233	0.4449414	0.2867238	0.2683348
98.54282	0.3322578	0.4293957	0.2911525	0.2794518
98.72664	0.4000795	0.4140304	0.2950037	0.2909659
98.91045	0.46911	0.3988278	0.2982388	0.3029334
99.09427	0.5395116	0.3838314	0.3008042	0.3153644
99.27808	0.6116837	0.3690313	0.3026561	0.3283126
99.4619	0.6847322	0.3546756	0.3037426	0.3415818
99.64571	0.7600392	0.3405432	0.304049	0.3554078
99.82953	0.8394432	0.3263759	0.3035107	0.3701134
100.0133	0.91982052	0.3127979	0.3021346	0.3850675
100.1971	1	0.3	0.3	0.4

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

SISTEMA : NITROGENO - ARGON - OXIGENO

COMPOSICIONES EN EL VAPOR

PRESION TOTAL : 4 atm

T (K)	L / G	K Nitrogeno	K Argon	K Oxigeno
97.62375		1.695253333	0.881009667	0.56780275
97.80756	14.66850458	1.715386991	0.895605542	0.577421783
97.99138	6.91452315	1.735673126	0.910376517	0.586025808
98.17519	4.026327906	1.770733097	0.925313521	0.591758478
98.35901	2.770269914	1.796438707	0.940718338	0.599603638
98.54282	2.009711134	1.822447911	0.956472419	0.607541554
98.72664	1.499503224	1.848724697	0.972544266	0.615537826
98.91045	1.131696191	1.875310865	0.988998738	0.623626947
98.09427	0.853528265	1.90220361	1.005839674	0.631798561
99.27808	0.634831858	1.929468484	1.02312282	0.640083896
99.4619	0.460424966	1.956834135	1.040672351	0.648317076
99.64571	0.31572161	1.984682873	1.058757122	0.656709319
99.82953	0.19126583	2.013443069	1.077635676	0.665492044
100.0133	0.087168614	2.042004337	1.09662915	0.674117835
100.1971		2.072129445	1.116379596	0.681848826

PRESIONE ENTER PARA DESPLEGAR PANTALLAS ANTERIORES, 1 PARA CONTINUAR.

ENTALPIAS PARA NITROGENO, ARGON, OXIGENO Y AIRE.

- 1.- ENTALPIAS EN SATURACION.
- 2.- PERFIL DE ENTALPIAS A PRESION CONSTANTE.
- 3.- ENTALPIA A PRESION Y TEMPERATURA DESEADA.
- 4.- REGRESAR A MENU PRINCIPAL.
- 5.- S A L I R .

O P C I O N ?

¿ DE QUE COMPONENTE QUIERES LOS DATOS ?

- 1.- NITROGENO
- 2.- ARGON
- 3.- OXIGENO
- 4.- AIRE

COMPONENTE ?

ENTALPIAS EN SATURACION DE NITROGENO.

PRESION (atm)	TEMPERATURA (K)	LIQUIDO SATURADO (KJ / Kmol)	VAPOR SATURADO (KJ / Kmol)
0.1	61.8055	16914.74	23399.86
0.5	71.89238	17482.04	23561.29
1	77.32663	17795.52	23636.47
1.5	80.90363	18004.92	23679.93
2	83.64892	18167.3	23709.38
4	91.09631	18615.22	23767.54
7	98.15076	19049.69	23782.25
10	103.2463	19369.81	23756.53
13	107.3455	19631.23	23703.44
16	110.8277	19856.08	23625.97
19	113.8853	20055.62	23522.95
22	116.6301	20236.47	23389.72
25	119.1338	20402.85	23216.75
28	121.445	20557.65	22984.55
31	123.5984	20702.95	22645.23

PARA REALIZAR OTRO CALCULO APRIETE ENTER, PARA SALIR 1

INDICA LA PRESION A LA QUE DESEAS LOS DATOS

NOTA: EL RANGO DE PRESIONES MANEJADO ES DE
.1 A 15 ATM.

PRESION (atm) ? 3

PERFIL DE ENTALPIAS PARA NITROGENO A 3 atm

T (K)	H (KJ / Kmol)	
87.85021	18418.64	LIQUIDO SATURADO
87.85021	23746.58	VAPOR SATURADO
88	23751.36	
91	23847.98	
94	23944.6	
97	24041.2	
100	24137.8	
103	24234.39	
106	24330.97	
109	24427.55	
112	24524.12	
115	24620.68	
118	24717.23	
121	24813.77	
124	24910.31	

PARA REALIZAR OTRO CALCULO APRIETE ENTER, PARA SALIR 1

INDICA LA PRESION Y TEMPERATURA A LA QUE DESEAS LOS DATOS.

NOTAS: EL INTERVALO DE PRESIONES MANEJADO ES DE .1 A 15 atm.

LA TEMPERATURA NO DEBE SER MENOR QUE LA TEMPERATURA DE SATURACION NI MAYOR QUE LA TEMPERATURA CRITICA.

(TEMPERATURA CRITICA DEL NITROGENO = 126.3)
 (TEMPERATURA DE SATURACION = 96.10086)

PRESION (atm) ? 6

TEMPERATURA (K) ? 100

ENTALPIA DE NITROGENO

PRESION (atm)	TEMPERATURA (K)	ENTALPIA (KJ / Kmol)
6	100	23933.59

(VAPOR SOBRECALENTADO)

PARA REALIZAR OTRO CALCULO APRIETE ENTER, PARA SALIR 1

**DATOS TERMODINAMICOS PARA SISTEMAS DE
NITROGENO - ARGON - OXIGENO**

- 1.- **CALCULO DE VARIABLES TERMODINAMICAS.**
- 2.- **REGRESAR A MENU PRINCIPAL.**
- 3.- **S A L I R**

OPCION ? 1

DATOS TERMODINAMICOS PARA SISTEMAS DE
NITROGENO - ARGON - OXIGENO

A CONTINUACION SE PIDEN LOS DATOS DE PRESION ,
TEMPERATURA Y FRACCIONES MOL DEL SISTEMA, SI
ALGUNO DE LOS COMPONENTES NO EXISTE, MARCA CERO.

PRESION TOTAL (atm) ? 5

TEMPERATURA (K) ? 100

Z NITROGENO ? .78

Z ARGON ? .01

Z OXIGENO ? .21

SISTEMA : NITROGENO - ARGON - OXIGENO

TEMPERATURA : 100 K
PRESION TOTAL : 5 atm

CONDICION:
VAPOR SOBREALENTADO.

	NITROGENO	ARGON	OXIGENO
X	0.5708106	1.21E-02	0.4171152
Y	0.78	0.01	0.21
P. de Vapor (atm)	8.000883	4.09047	2.531046
Fl sat	0.8490621	0.9106833	0.9404321
Fl i	0.9028624	0.8909023	0.8853784
Gamma (Wilson)	1.031897	1.125551	1.06426
K (y / x)	1.552823	0.9412516	0.5722373
T. DE BURBUJA = 95.79381 K		T. DE ROCIO = 98.16879 K	

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

T O R R E S D E D E S T I L A C I O N

- 1.- TORRE INFERIOR O DE LA ALTA PRESION.
- 2.- TORRE SUPERIOR O DE BAJA PRESION.
- 3.- CONSULTA DE ARCHIVOS.
- 4.- REGRESAR A MENU PRINCIPAL.
- 5.- S A L I R .

O P C I O N ?

TORRE INFERIOR O DE ALTA PRESION

1.- FLUJO DE AIRE DE ALIMENTACION (Kmol / hr) ? 10000

2.- PRESION TOTAL EN LA TORRE (atm) ? 5

A 5 atm :

T. de BURBUJA = 95.79381 K

T. de ROCIO = 98.16879 K

3.- TEMPERATURA DEL AIRE DE ALIMENTACION (K) ? 99

TORRE INFERIOR O DE ALTA PRESION

ESPECIFICACIONES PARA LOS PRODUCTOS:

1.- RECUPERAR UN DETERMINADO PORCENTAJE DE NITROGENO Y OXIGENO DE LA ALIMENTACION EN DOMO Y FONDO.

2.- ESPECIFICAR FRACCIONES MOL EN PRODUCTOS DE DOMO Y FONDO.

ESPECIFICACIONES ? 2

TORRE INFERIOR O DE ALTA PRESION

- 1.- FLUJO DE AIRE DE ALIMENTACION (Kmol / hr) ? 10000
- 2.- PRESION TOTAL EN LA TORRE (atm) ? 5

A 5 atm :

T. de BURBUJA = 95.79381 K
T. de ROCIO = 98.16879 K

- 3.- TEMPERATURA DEL AIRE DE ALIMENTACION (K) ? 99
- 4.- FRACCION MOL DE NITROGENO EN EL DESTILADO ? .99
- 5.- FRACCION MOL DE OXIGENO EN EL FONDO ? .75

R E F L U J O D E O P E R A C I O N

EL REFLUJO MINIMO ES = .944469 MOL REFLUJO / MOL DESTILADO

(DATOS EN BASE A 1 Kmol / hr DE ALIMENTACION)

CUANTAS VECES SE VA A OCUPAR EL REFLUJO MINIMO COMO REFLUJO DE OPERACION ? 1.05

CALCULOS REALIZADOS :

- 1.- CONDICION DE LA ALIMENTACION.
- 2.- TEMPERATURAS PROMEDIO, REFLUJO MINIMO.
- 3.- CONDICIONES A REFLUJO TOTAL.
- 4.- CONDICIONES CON REFLUJO DE OPERACION.
- 5.- CALCULO DE PLATOS EN RECUPERACION Y AGOTAMIENTO.
- 6.- CORRECCION DE COMPOSICIONES EN CADA PLATO.
- 7.- COMIENZA ITERACIONES CON EL METODO DE THIELE - GEDES.
 - a) ENTALPIAS EN RECUPERACION Y AGOTAMIENTO.
 - b) CARGAS TERMICAS EN CONDENSADOR Y REBOILER.
 - c) LIQUIDO, VAPOR Y RELACIONES L/G EN CADA PLATO.
 - d) PARAMETROS A Y S DE THIELE - GEDES.
 - e) PARAMETROS $G_n Y_n / D Y_d$ Y $L_n X_n / W X_w$.
 - f) AJUSTE DE COMPOSICIONES SEGUN METODO DE THELE - GEDES.
- 8.- FIN DEL CALCULO.

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

T O R R E D E A L T A P R E S I O N

R E S U L T A D O S

- 1.- CONDICIONES DE LA ALIMENTACION.
- 2.- COMPONENTES CLAVE, REFLUJO MINIMO Y TEMPERATURAS PROMEDIO
- 3.- COMPOSICIONES Y TEMPERATURAS EN DOMO Y FONDO.
- 4.- CONDICIONES A REFLUJO TOTAL.
- 5.- COMPOSICIONES DE LOS PRODUCTOS CON EL REFLUJO TOTAL.
- 6.- PERFIL DE TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES EN LA TORRE.
- 7.- CONSTANTES DE EQUILIBRIO EN CADA PLATO.
- 8.- PERFILES DE ENTALPIA.
- 9.- LIQUIDO, VAPOR Y RELACIONES L/G EN CADA PLATO.
- 10.- PARAMETROS A Y S DE THIELE - GHEDES.
- 11.- PARAMETROS $G_n Y_n / D Y_d$ Y $L_n X_n / W X_w$ DE THIELE - GEDES.
- 12.- PARAMETROS THIELE-GEDES ESPECIFICOS DEL PLATO DE ALIMENTACION
- 13.- TODOS LOS RESULTADOS.
- 14.- SALIR A SIGUIENTE MENU.

* PARA IMPRIMIR RESULTADOS PASE AL SIGUIENTE MENU

OPCION ?

PRESION TOTAL DE LA TORRE : 5 atm

A L I M E N T A C I O N

TEMPERATURA : 99 K
 CONDICION : Vapor Sobrecalentado
 F (Kmol/hr) : 10000
 L (Kmol/hr) : 0
 G (Kmol/hr) : 10000
 q : -6.01E-03

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

COMPONENTES CLAVE LIGERO Y CLAVE PESADO

Nitrogeno (CLAVE LIGERO)
 Argon
 Oxigeno (CLAVE PESADO)

REFLUJO MINIMO

FI : 1.362417
 D (Rm + 1) : 1.411061
 Reflujo Minimo : .9444736 Mol Reflujo/Mol Destilado

TEMPERATURAS PROMEDIO

Temperatura Promedio entre T. de Burbuja
 (fondo) y T. de Rocio (domo): 98.55717 K
 Temperatura Promedio del Sistema: 98.55717 K

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

COMPOSICIONES Y TEMPERATURAS EN DOMO Y FONDO

DESTILADO

DESTILADO : 7256.752 Kmol/hr
 T. DE ROCIO : 93.95993 K

Nitrogeno Y = .99
 Argon Y = 4.131961E-03
 Oxigeno Y = 5.868029E-03

FONDO

FONDO : 2743.248 Kmol/hr
 T. DE BURBUJA : 103.1544 K

Nitrogeno X = .224477
 Argon X = 2.552303E-02
 Oxigeno X = .75

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

CONDICIONES A REFLUJO TOTAL

Nm + 1 = 6.267256 Nm = 6 Platos

DESTILADO

T. de Rocio = 93.95838 K Destilado = 7255.698 Kmol/h

Componente	Yj D	Yj
Nitrogeno	7184.209	0.9901472
Argon	28.90645	3.98E-03
Oxigeno	42.58298	5.87E-03

FONDO

T. de Burbuja = 103.153 K Fondos = 2744.301 Kmol/hr

Componente	Xj W	Xj
Nitrogeno	615.7904	0.2243888
Argon	71.09355	2.59E-02
Oxigeno	2057.417	0.7497053

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

COMPOSICION DE LOS PRODUCTOS CON EL REFLUJO DE OPERACION

Reflujo de Operacion = $1.05 \cdot R_m = .9916972$ Mol Reflujo/Mol Destilado
 Reflujo = 7196.5 Kmol/hr

DESTILADO

T. de Rocio = 93.95993 K Productos = 7256.752 Kmol/hr

Componente	Yj D	Yj	X reflujo
Nitrogeno	7184.21	0.99	0.9777398
Argon	29.98472	4.13E-03	7.24E-03
Oxigeno	42.58298	5.87E-03	1.50E-02

FONDOS

T. de Burbuja = 103.1544 K Fondos = 2743.248 Kmol/hr

Componente	Xj W	Xj	Y rehervidor
Nitrogeno	615.7903	0.224477	0.451216
Argon	70.01536	2.55E-02	3.12E-02
Oxigeno	2057.417	0.75	0.517562

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PERFIL DE TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES

EN EL LIQUIDO

PLATO	T (K)	X Nitrógeno	X Argón	X Oxígeno
1	93.95993	0.9777398	7.24E-03	1.50E-02
2	94.08298	0.963592	9.87E-03	2.65E-02
3	94.22317	0.9471188	1.20E-02	4.09E-02
4	94.39063	0.9278793	1.37E-02	5.84E-02
5	94.58941	0.9055312	1.49E-02	7.96E-02
6	94.82262	0.8798774	1.56E-02	0.1045446
7	95.09145	0.8509784	1.58E-02	0.1332182
8	95.39396	0.8192468	1.56E-02	0.1651576
9	95.72437	0.7854979	1.50E-02	0.1994828
10	96.0727	0.7509137	0.0141646	0.2349216
11	96.4367	0.7168949	1.31E-02	0.2689668
12	96.77811	0.6848052	1.20E-02	0.3031454
13	97.09598	0.655781	1.10E-02	0.3332289
14	97.3788	0.6306375	1.00E-02	0.3593402
15	97.62138	0.6095721	9.19E-03	0.3812399
16	97.82251	0.5924529	8.50E-03	0.3990484
17	97.98453	0.5788872	7.95E-03	0.413165
18	98.11198	0.5683538	7.52E-03	0.4241275
19 ALIM	98.2104	0.5603045	7.19E-03	0.4325046
20	98.63075	0.5202662	2.49E-02	0.4548029
21	99.34621	0.464886	2.77E-02	0.5074118
22	100.7586	0.3640558	2.90E-02	0.6069093
REB.	103.1544	0.224477	2.55E-02	0.75

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PERFIL DE TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES
EN EL VAPOR

PLATO	T (K)	Y Nitrógeno	Y Argón	Y Oxígeno
1	93.95993	0.9900035	4.13E-03	5.87E-03
2	94.08298	0.9838956	5.68E-03	1.04E-02
3	94.22317	0.9768506	6.99E-03	1.62E-02
4	94.39063	0.9686414	8.06E-03	2.33E-02
5	94.58941	0.9590607	8.90E-03	0.0320431
6	94.82262	0.9479323	9.49E-03	4.26E-02
7	95.09145	0.9351588	9.83E-03	5.50E-02
8	95.39396	0.9207699	9.94E-03	6.93E-02
9	95.72437	0.9049712	9.84E-03	8.52E-02
10	96.0727	0.8881686	9.55E-03	0.1022792
11	96.4367	0.870928	9.13E-03	0.1199434
12	96.77811	0.8539782	8.62E-03	0.1374038
13	97.09598	0.8379863	8.08E-03	0.1539373
14	97.3788	0.8235739	7.55E-03	0.1688802
15	97.62138	0.8110632	7.06E-03	0.1818734
16	97.82251	0.8005812	6.65E-03	0.1927711
17	97.98453	0.7920821	6.30E-03	0.2016337
18	98.11198	0.785311	6.03E-03	0.2086591
19 ALIM	98.2104	0.7800688	5.82E-03	0.2141152
20	98.63075	0.7477108	2.08E-02	0.2314746
21	99.34621	0.7049712	2.46E-02	0.2704735
22	100.7586	0.6150091	2.91E-02	0.3559336
REB.	103.1544	0.451216	3.12E-02	0.517562

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

CONSTANTES DE EQUILIBRIO DE CADA COMPONENTE
EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	K nitrogeno	K argon	K oxígeno
1	93.95993	1.012793	0.5704509	0.3908104
2	94.08298	1.021315	0.5753269	0.3929973
3	94.22317	1.031631	0.5813541	0.3956284
4	94.39063	1.04416	0.5887975	0.3988205
5	94.58941	1.059335	0.5979289	0.4026996
6	94.82262	1.077555	0.6090086	0.4073909
7	95.09145	1.099117	0.6222376	0.4130009
8	95.39396	1.124103	0.6376866	0.4195848
9	95.72437	1.152264	0.6552243	0.4271116
10	96.0727	1.182932	0.6744547	0.4354307
11	96.4367	1.215919	0.6954089	0.4446763
12	96.77811	1.247972	0.7157543	0.4535996
13	97.09598	1.278669	0.7353528	0.4622547
14	97.3788	1.306668	0.7533253	0.4702354
15	97.62138	1.331194	0.7691415	0.4772903
16	97.82251	1.351884	0.7825356	0.4832861
17	97.98453	1.368783	0.7935105	0.4882125
18	98.11198	1.382223	0.8022604	0.4921482
19 ALIM	98.2104	1.392686	0.8090864	0.4952232
20	98.63075	1.437511	0.8350933	0.5090767
21	99.34621	1.517648	0.8871061	0.5334706
22	100.7586	1.688193	1.000106	0.5860757
REB.	103.1544	2.009845	1.222698	0.690003

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PERFIL DE ENTALPIAS DE CADA COMPONENTE EN LA

FASE LIQUIDA (H = KJ/Kmol)

PLATO	T (K)	H Nitrogeno	H Argon	H Oxigeno
1	93.95993	18790.38	19312.59	17150.32
2	94.08298	18797.94	19320.96	17156.69
3	94.22317	18806.56	19330.5	17163.95
4	94.39063	18816.87	19341.89	17172.62
5	94.58941	18829.1	19355.43	17182.92
6	94.82262	18843.47	19371.33	17195.02
7	95.09145	18860.04	19389.67	17208.97
8	95.39396	18878.71	19410.32	17224.68
9	95.72437	18899.12	19432.91	17241.86
10	96.0727	18920.66	19456.75	17259.99
11	96.4367	18943.2	19481.7	17278.96
12	96.77811	18964.38	19505.13	17296.77
13	97.09598	18984.09	19526.96	17313.37
14	97.3788	19001.66	19546.41	17328.14
15	97.62138	19016.74	19563.11	17340.83
16	97.82251	19029.25	19576.96	17351.36
17	97.98453	19039.34	19588.13	17359.84
18	98.11198	19047.27	19596.92	17366.52
19 ALIM	98.2104	19053.41	19603.71	17371.68
20	98.63075	19079.62	19632.74	17393.72
21	99.34821	19124.31	19682.25	17431.31
22	100.7586	19212.86	19780.34	17505.75
REB.	103.1544	19363.99	19947.86	17632.75

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PERFIL DE ENTALPIAS DE CADA COMPONENTE EN

EL VAPOR (H = KJ/Kmol)

PLATO	T (K)	H Nitrogeno	H Argon	H Oxigeno
1	93.95993	23779.23	25714.73	24026.19
2	94.08298	23779.57	25717.84	24027.27
3	94.22317	23779.94	25721.37	24028.5
4	94.39063	23780.36	25725.59	24029.95
5	94.58941	23780.83	25730.58	24031.67
6	94.82262	23781.32	25736.43	24033.68
7	95.09145	23781.83	25743.16	24035.96
8	95.39396	23782.31	25750.71	24038.52
9	95.72437	23782.74	25758.93	24041.27
10	96.0727	23783.06	25767.56	24044.14
11	96.4367	23783.27	25776.55	24047.09
12	96.77811	23783.33	25784.96	24049.83
13	97.09598	23783.27	25792.75	24052.34
14	97.3788	23783.12	25799.67	24054.55
15	97.62138	23782.92	25805.58	24056.43
16	97.82251	23782.71	25810.47	24057.97
17	97.98453	23782.5	25814.4	24059.2
18	98.11198	23782.31	25817.49	24060.16
19 ALIM	98.2104	23782.15	25819.87	24060.9
20	98.63075	23781.35	25830	24064.02
21	99.34621	23779.47	25847.14	24069.2
22	100.7586	23773.77	25880.5	24078.88
REB.	103.1544	23757.35	25935.57	24093.59

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PRODUCTO DE LA ENTALPIA POR LA FRACCION MOL DE CADA

COMPONENTE EN EL LIQUIDO

PLATO	T (K)	X*H Nitrogeno	X*H Argon	X*H Oxigeno
1	93.95993	18372.1	139.8229	257.6009
2	94.08298	18113.54	190.7437	455.2633
3	94.22317	17812.05	232.4537	701.2507
4	94.39063	17459.78	264.9431	1003.272
5	94.58941	17050.34	288.0386	1367.542
6	94.82262	16579.94	301.7679	1797.646
7	95.09145	16049.49	306.424	2292.548
8	95.39396	15466.32	302.7166	2844.787
9	95.72437	14845.22	291.8685	3439.455
10	96.0727	14207.79	275.5971	4054.746
11	96.4367	13580.29	255.9556	4664.746
12	96.77811	12986.89	235.0249	5243.436
13	97.09598	12449.41	214.6025	5769.313
14	97.3788	11983.16	195.9014	6226.699
15	97.62138	11592.07	179.747	6611.017
16	97.82251	11273.93	166.3796	6924.032
17	97.98453	11021.63	155.6841	7172.48
18	98.11198	10825.59	147.3448	7365.618
19 ALIM	98.2104	10675.71	140.9685	7513.331
20	98.63075	9926.479	489.4592	7910.716
21	99.34621	8890.625	545.2426	8844.854
22	100.7586	6994.552	574.3187	10624.4
REB.	103.1544	4346.729	509.311	13224.44

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PRODUCTO DE LA ENTALPIA POR LA FRACCION MOL DE CADA
COMPONENTE EN EL VAPOR

PLATO	T (K)	Y*H Nitrogeno	Y*H Argon	Y*H Oxigeno
1	93.95993	23541.52	106.162	140.9869
2	94.08298	23396.62	146.0383	250.5066
3	94.22317	23229.45	179.7744	388.302
4	94.39063	23034.64	207.4384	559.7792
5	94.58941	22807.26	228.9057	770.0493
6	94.82262	22543.08	244.1189	1023.408
7	95.09145	22239.79	253.1008	1322.205
8	95.39396	21898.04	256.0533	1665.545
9	95.72437	21522.69	253.4574	2048.057
10	96.0727	21123.37	246.1365	2459.215
11	96.4367	20713.51	235.3017	2884.29
12	96.77811	20310.44	222.2136	3304.538
13	97.09598	19930.05	208.3116	3702.553
14	97.3788	19587.16	194.6814	4062.338
15	97.62138	19289.45	182.2769	4375.224
16	97.82251	19039.99	171.58	4637.681
17	97.98453	18837.21	162.7408	4851.146
18	98.11198	18676.51	155.6758	5020.371
19 ALIM	98.2104	18551.72	150.1718	5151.805
20	98.63075	17781.57	537.6402	5570.209
21	98.34621	16763.84	634.6829	6510.08
22	100.7586	14621.08	752.0198	8570.481
REB.	103.1544	10719.7	809.7598	12469.92

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PERFIL DE TEMPERATURAS Y ENTALPIAS EN CADA PLATO

(H y CARGA TERMICA = KJ/Kmol)

PLATO	T (K)	H Liq.	H Vap.	CARGA TERMICA
1 COND.	93.95993	18769.53	23788.67	3618.519
2	94.08298	18759.55	23793.16	
3	94.22317	18745.75	23797.53	
4	94.39063	18727.99	23801.86	
5	94.58941	18705.92	23806.21	
6	94.82262	18679.35	23810.61	
7	95.09145	18648.46	23815.09	
8	95.39396	18613.83	23819.64	
9	95.72437	18576.54	23824.21	
10	96.0727	18538.13	23828.72	
11	96.4367	18500.99	23833.11	
12	96.77811	18465.36	23837.19	
13	97.09598	18433.32	23840.92	
14	97.3788	18405.76	23844.18	
15	97.62138	18382.84	23846.96	
16	97.82251	18364.35	23849.25	
17	97.98453	18349.79	23851.1	
18	98.11198	18338.55	23852.56	
19 ALIM	98.2104	18330.01	23853.69	
20	98.63075	18326.65	23889.42	
21	99.34621	18280.72	23908.61	
22	100.7586	18193.27	23943.59	
REB.	103.1544	18080.48	23999.38	2015.48

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

LIQUIDO, VAPOR Y RELACIONES L/G EN CADA PLATO

(BASE 1 Kmol/hr DE ALIMENTACION)

PLATO	T (K)	L	G	L / G
1	93.95993	0.71965	0.7256752	0.9916971
2	94.08298	0.7169721	1.445325	0.4960628
3	94.22317	0.7137791	1.442647	0.4947703
4	94.39063	0.7100501	1.439454	0.4932773
5	94.58941	0.7057424	1.435725	0.4915581
6	94.82262	0.700842	1.431418	0.489614
7	95.09145	0.6954019	1.426517	0.4874823
8	95.39396	0.6895337	1.421077	0.4852191
9	95.72437	0.6834215	1.415209	0.4829121
10	96.0727	0.6772968	1.409097	0.4806602
11	96.4367	0.6715082	1.402972	0.4786327
12	96.77811	0.6660883	1.397183	0.4767365
13	97.09598	0.6613069	1.391764	0.4751575
14	97.3788	0.657249	1.386982	0.4738698
15	97.62138	0.6539127	1.382924	0.4728478
16	97.82251	0.6512432	1.379588	0.4720563
17	97.98453	0.6491566	1.376918	0.4714561
18	98.11198	0.6475505	1.374832	0.4710034
19 ALIM	98.2104	0.6491723	1.373226	0.4727353
20	98.63075	0.6474938	0.3748475	1.727352
21	99.34621	0.6399367	0.373169	1.714871
22	100.7586	0.6267851	0.3656119	1.714346
REB.	103.1544	0.2743248	0.3524603	0.7783141

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PARAMETROS A DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE RECUPERACION PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	A nitrogeno	A argon	A oxigeno
1	93.95993	0.9791707	1.738444	2.53754
2	94.08298	0.4857099	0.8622277	1.262255
3	94.22317	0.4796001	0.8510653	1.250594
4	94.39063	0.4724154	0.8377706	1.23684
5	94.58941	0.4640251	0.8221012	1.220657
6	94.82262	0.4543749	0.8039525	1.201828
7	95.09145	0.4435217	0.7834343	1.180342
8	95.39396	0.43185	0.7609052	1.156427
9	95.72437	0.4190985	0.7370179	1.130646
10	96.0727	0.4063295	0.712665	1.103873
11	96.4367	0.3936386	0.6882752	1.076362
12	96.77811	0.382009	0.6660617	1.051007
13	97.09598	0.3716032	0.6461626	1.027913
14	97.3788	0.3626551	0.6290375	1.007729
15	97.62138	0.3552057	0.6147735	0.9906922
16	97.82251	0.349184	0.6032394	0.9767637
17	97.98453	0.3444345	0.5941397	0.965678
18	98.11198	0.3407579	0.5870954	0.9570358
19 ALIM	98.2104	0.3394414	0.5842829	0.9545905

PARAMETROS S DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE AGOTAMIENTO PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	S nitrogeno	S argon	S oxigeno
20	98.63075	0.8322048	0.4834527	0.294715
21	99.34821	0.8849926	0.517302	0.311085
22	100.7586	0.9847448	0.5833747	0.3418655
REB.	103.1544	2.582306	1.570957	0.8865354

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PARAMETROS G_NY_N/DY_d DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE RECUPERACION PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	Nitrogeno	Argon	Oxigeno
1	93.95993	-----	-----	-----
2	94.08298	1.979171	2.738444	3.53754
3	94.22317	1.961303	3.361163	5.465278
4	94.39063	1.940641	3.860569	7.834841
5	94.58941	1.916789	4.234271	10.69045
6	94.82262	1.889438	4.481	14.04937
7	95.09145	1.858514	4.602511	17.88493
8	95.39396	1.824291	4.605765	22.11033
9	95.72437	1.787455	4.50455	28.56898
10	96.0727	1.74912	4.319934	31.04011
11	96.4367	1.710719	4.078666	35.26434
12	96.77811	1.673405	3.807244	38.9572
13	97.09598	1.639256	3.53586	41.94429
14	97.3788	1.609153	3.28474	44.11508
15	97.62138	1.583567	3.066225	45.45604
16	97.82251	1.562492	2.885033	46.03294
17	97.98453	1.545597	2.740366	45.9633
18	98.11198	1.532357	2.62816	45.38576
19 ALIM	98.2104	1.522163	2.542981	44.43579

PARAMETROS L_NX_N/W_{Xw} DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE AGOTAMIENTO PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	Nitrogeno	Argon	Oxigeno
20	98.63075	5.006943	2.293168	1.511717
21	99.34621	4.527657	2.499831	1.644941
22	100.7586	3.582306	2.570957	1.886535
REB.	103.1544	-----	-----	-----

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

PARAMETROS THIELE-GHEDES ESPECIFICOS DEL PLATO DE ALIMENTACION

PARA CADA COMPONENTE

TEMPERATURA = 98.2104

PARAMETRO	NITROGENO	ARGON	OXIGENO
WXw/DYd	0.100001	0.704635	29.34433
DYd	0.718421	5.87E-03	4.26E-03
WXw	6.16E-02	4.13E-03	0.2057417

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR

TORRE SUPERIOR O DE BAJA PRESION

¿ QUE DATOS DE ALIMENTACION Y REFLUJO SE VAN A UTILIZAR ?

- 1.- VALORES PROCEDENTES DE LA TORRE No. 1
- 2.- VALORES NUEVOS.

OPCION ? 2

TORRE SUPERIOR O DE BAJA PRESION

- 1.- FLUJO DE AIRE DE ALIMENTACION (Kmol / hr) ? 50
- 2.- PRESION TOTAL EN LA TORRE (atm) ? 1.5

FRACCION MOL DE NITROGENO ? .32
 FRACCION MOL DE ARGON ? .03
 FRACCION MOL DE OXIGENO ? .65

A 1.5 atm :

T. de BURBUJA = 87.31409 K
 T. de ROCIO = 91.15719 K

- 3.- TEMPERATURA DEL AIRE DE ALIMENTACION (K) ? 88
- 4.- FRACCION MOL DE NITROGENO EN EL DESTILADO ? .99
- 5.- FRACCION MOL DE OXIGENO EN EL FONDO ? .75

TORRE SUPERIOR O DE BAJA PRESION

- 5.- FRACCION MOL DE NITROGENO EN EL DESTILADO ? .9999
- 6.- FRACCION MOL DE OXIGENO EN EL FONDO ? .9999

TORRE SUPERIOR O DE BAJA PRESION

7.- T U R B I N A :

EL AIRE DE DESCARGA DE LA TURBINA SE DEBE ENCONTRAR A LA PRESION DE LA TORRE Y ENTRE 1 Y 2 K POR ARRIBA DE SU TEMPERATURA DE ROCIO.

- PRESION DEL AIRE DE ENTRADA (atm) ? 5

A 5 atm:
T. de Rocio del Aire = 98.16879 K

- TEMPERATURA DEL AIRE DE ENTRADA A LA TURBINA (K) ? 115
- PRESION DEL AIRE DE SALIDA (atm): 1.5

A 1.5 atm:
T. de Rocio del Aire = 85.24264 K

- TEMPERATURA DEL AIRE DE DESCARGA (K) ? 86
- FLUJO DE AIRE A TRAVEWS DE LA TURBINA (Kmol / hr) ? 50

R E F L U J O D E O P E R A C I O N

EL REFLUJO MINIMO ES = 1.010262 MOL REFLUJO / MOL DESTILADO

(DATOS EN BASE A 1 Kmol / hr DE ALIMENTACION)

CUANTAS VECES SE VA A OCUPAR EL REFLUJO MINIMO COMO REFLUJO DE OPERACION ? 1.5

CALCULOS REALIZADOS :

- 1.- CONDICION DE LA ALIMENTACION.
- 2.- TEMPERATURAS PROMEDIO, REFLUJO MINIMO.
- 3.- CONDICIONES A REFLUJO TOTAL.
- 4.- CONDICIONES CON REFLUJO DE OPERACION.
- 5.- CALCULO DE PLATOS EN RECUPERACION Y AGOTAMIENTO.
- 6.- CALCULO DE PLATOS EN AGOTAMIENTO.
- 7.- CORRECCION DE COMPOSICIONES EN CADA PLATO.
- 8.- COMIENZA ITERACIONES CON EL METODO DE THIELE - GEDES.
 - a) ENTALPIAS EN RECUPERACION Y AGOTAMIENTO.
 - b) CARGAS TERMICAS EN CONDENSADOR Y REBOILER.
 - c) LIQUIDO, VAPOR Y RELACIONES L/G EN CADA PLATO.
 - d) PARAMETROS A Y S DE THIELE - GEDES.
 - e) PARAMETROS $GnYn / DYd$ Y $LnXn / WXw$.
 - f) AJUSTE DE COMPOSICIONES SEGUN METODO DE THELE - GEDES.
- 9.- FIN DEL CALCULO.

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

T O R R E D E B A J A P R E S I O N
R E S U L T A D O S

- 1.- CONDICIONES DE LA ALIMENTACION.
- 2.- COMPONENTES CLAVE, REFLUJO MINIMO Y TEMPERATURAS PROMEDIO.
- 3.- COMPOSICIONES Y TEMPERATURAS EN DOMO Y FONDO.
- 4.- CONDICIONES A REFLUJO TOTAL.
- 5.- COMPOSICIONES DE LOS PRODUCTOS CON EL REFLUJO DE OPERACION.
- 6.- PERFIL DE TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES EN LA TORRE.
- 7.- CONSTANTES DE EQUILIBRIO EN CADA PLATO.
- 8.- PERFILES DE ENTALPIA.
- 9.- LIQUIDO, VAPOR Y RELACIONES L/G EN CADA PLATO.
- 10.- PARAMETROS A Y S DE THIELE - GEDES.
- 11.- PARAMETROS $GnYn/DYd$ Y $LnXn/ WXw$ DE THIELE - GEDES.
- 12.- PARAMETROS THIELE - GEDES ESPECIFICOS DEL PLATO DE ALIMENTACION.
- 13.- TODOS LOS RESULTADOS.
- 14.- SALIR A SIGUIENTE MENU.

* PARA IMPRIMIR RESULTADOS PASE AL SIGUIENTE MENU *

OPCION ?

PRESION TOTAL DE LA TORRE: 1.5 atm

A L I M E N T A C I O N

TEMPERATURA :	88 K
CONDICION :	Liquido + Vapor
F (Kmol/hr) :	50
L (Kmol/hr) :	42.80301
G (Kmol/hr) :	7.19699
q :	0.8560602
L/G :	5.947349

DESTILACION INSTANTANEA DE LA ALIMENTACION

Nitrogeno	X = 0.2745211	Y = 0.5904787
Argon	X = 0.03052477	Y = 0.02687902
Oxigeno	X = 0.6949456	Y = 0.3826928

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

AIRE DE LA TURBINA

TEMPERATURA :	86 K
CONDICION :	Vapor Sobrecalentado
F (Kmol/hr) :	50
L (Kmol/hr) :	0
G (Kmol/hr) :	50
q :	-4.81E-03

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

COMPONENTES CLAVE LIGERO Y CLAVE PESADO

Nitrogeno	(CLAVE LIGERO)
Argon	
Oxigeno	(CLAVE PESADO)

REFLUJO MINIMO

Fl :	1.96097
D (Rm + 1) :	2.211491
Reflujo Minimo :	1.010262

TEMPERATURAS PROMEDIO

Temperatura Promedio entre T. de Burbuja (fondo) y T. de Rocio (domo)	87.56195 K
Temperatura Promedio del Sistema	87.56195 K

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

COMPOSICIONES Y TEMPERATURAS EN DOMO Y FONDO

DESTILADO

DESTILADO : 44.90928 Kmol / hr
 T. DE ROCIO : 80.90131 K

Nitrogeno Y = 0.9999
 Argon Y = 0.00009296985
 Oxígeno Y = 0.000007046738

FONDO

FONDO : 38.81384 Kmol/hr
 T. DE BURBUJA : 94.15428 K

Nitrogeno X = 0.00001099238
 Argon X = 0.00008902421
 Oxígeno X = 0.9999

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

CONDICIONES A REFLUJO TOTAL

Nm +1 = 18.21321 Nm = 18 PLATOS.

DESTILADO

T. de Rocio = 80.9076 K Destilado = 55.0319 Kmol/hr

Componente	Yj D	Yj
Nitrogeno	44.90479	0.9994115
Argon	4.18E-03	5.81E-04
Oxígeno	3.16E-04	7.04E-06

FONDOS

T. de Burbuja = 93.86861 K Fondos = 44.96809 Kmol/ hr

Componente	Xj W	Xj
Nitrogeno	4.27E-04	1.05E-05
Argon	3.46E-03	4.38E-02
Oxígeno	38.80996	0.9562251

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

COMPOSICION DE LOS PRODUCTOS CON EL REFLUJO DE OPERACION

Reflujo de Operacion = $1.5 \cdot R_m = 1.193329$ Mol Reflujo/mol Destilado
 Reflujo = 65.64491 Kmol / hr

DESTILADO

T. de Rocío =	80.90131 K	Productos =	44.90928 Kmol/h
Componente	Yj D	Yj	X reflujo
Nitrogeno	44.90479	0.9999	0.9994993
Argon	4.18E-03	9.30E-05	4.77E-04
Oxigeno	3.16E-04	7.05E-06	2.36E-05

FONDOS

T. de Burbuja =	94.15428 K	Fondos =	38.81384 Kmol/hr
Componente	Xj W	Xj	Y rehervidor
Nitrogeno	4.27E-04	1.10E-05	4.17E-05
Argon	3.46E-03	8.90E-05	1.47E-02
Oxigeno	38.80996	0.9999	0.9852392

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

COMPOSICION DE LOS PRODUCTOS CON EL REFLUJO DE OPERACION

EXTRACCION LATERAL HACIA TORRE DE ARGON

EXTRACCION HECHA EN EL PLATO No. 17

TEMPERATURA = 83.75488 K FLUJO = 16.27687 Kmol/hr

Componente	Xj E	Xj	Yj
Nitrogeno	10.09478	0.6201914	0.8411884
Argon	1.992375	0.1224053	6.27E-02
Oxigeno	4.189719	0.2574032	9.61E-02

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

PERFIL DE TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES

EN EL LIQUIDO

PLATO	T (K)	X Nitrogeno	X Argon	X Oxigeno
1	80.90131	0.9994993	4.77E-04	2.36E-05
2	80.91143	0.9990467	9.00E-04	5.36E-05
3	80.91547	0.9983886	1.50E-03	1.08E-04
4	80.92138	0.9974281	2.36E-03	2.07E-04
5	80.93006	0.9960201	3.59E-03	3.87E-04
6	80.94292	0.9939461	5.34E-03	7.13E-04
7	80.96208	0.9908755	7.82E-03	1.30E-03
8	80.99077	0.9863057	1.13E-02	2.36E-03
9	81.03404	0.9794738	1.63E-02	4.27E-03
10	81.09959	0.9692318	2.31E-02	7.66E-03
11	81.1991	0.9539026	3.25E-02	1.36E-02
12	81.34979	0.9311065	4.49E-02	2.40E-02
13	81.57665	0.8977748	6.07E-02	4.15E-02
14	81.90673	0.8505651	7.95E-02	7.00E-02
15	82.37381	0.7871274	9.90E-02	0.1139199
16	82.99477	0.7083175	0.1150445	0.176638
17 EXTRAC.	83.75488	0.6201914	0.1224053	0.2574032
18	84.59304	0.5333048	0.117511	0.3491842
19 ALIM 1	85.42443	0.4580039	0.1016072	0.4403889
20	85.54892	0.4475132	9.77E-02	0.4547371
21	85.67558	0.4370226	9.39E-02	0.4690857
22	85.80447	0.426532	9.00E-02	0.4834342
23	85.93569	0.4160415	0.0861758	0.4977827
24	86.06937	0.4055509	8.23E-02	0.5121313
25	86.20555	0.3950603	7.85E-02	0.5264798
26	86.34437	0.3845698	7.46E-02	0.5408284
27	86.48591	0.3740792	7.07E-02	0.555177
28	86.63031	0.3635886	6.69E-02	0.5695255
29	86.77768	0.3530981	6.30E-02	0.5838741
30	86.92811	0.3426075	5.92E-02	0.5982227
31	87.08176	0.3321169	5.53E-02	0.6125712
32	87.23876	0.3216264	5.15E-02	0.6269198
33	87.39925	0.3111358	4.76E-02	0.6412684
34	87.56339	0.3006452	4.37E-02	0.6556169
35	87.73129	0.2901547	3.99E-02	0.6699655
36	87.90316	0.2796641	3.60E-02	0.6843141
37	88.07916	0.2691735	3.22E-02	0.6986626
38 ALIM 2	88.25947	0.258683	2.83E-02	0.7130112
39	89.88607	0.1659888	0.0379262	0.790685
40	91.44505	9.20E-02	4.41E-02	0.8639693
41	92.56927	4.60E-02	4.59E-02	0.9081145
42	93.24205	2.17E-02	4.45E-02	0.9337335
43	93.59683	9.94E-03	4.15E-02	0.9485461
44	93.78461	4.47E-03	3.77E-02	0.9578661
45	93.89045	1.99E-03	3.34E-02	0.9645644
46	93.95794	8.81E-04	0.0290886	0.9700302
47	94.00775	3.87E-04	2.47E-02	0.9748924
48	94.04928	1.68E-04	2.04E-02	0.9794176
49	94.08656	7.17E-05	1.62E-02	0.9837065
50	94.12128	2.94E-05	1.22E-02	0.9877869
REB.	94.15428	1.10E-05	8.90E-05	0.9999

PERFIL DE TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES
EN EL VAPOR

PLATO	T (K)	Y Nitrogeno	Y Argon	Y Oxigeno
1	80.90131	0.9999	9.30E-05	7.05E-06
2	80.91143	0.9996414	3.43E-04	1.60E-05
3	80.91547	0.9993952	5.72E-04	3.24E-05
4	80.92138	0.999037	9.01E-04	6.21E-05
5	80.93006	0.9985144	1.37E-03	1.16E-04
6	80.94292	0.9977481	2.04E-03	2.14E-04
7	80.96208	0.9966194	2.99E-03	3.91E-04
8	80.99077	0.9949483	4.34E-03	7.12E-04
9	81.03404	0.9924611	6.25E-03	1.29E-03
10	81.09959	0.9887428	8.93E-03	2.33E-03
11	81.1991	0.9831731	1.27E-02	4.17E-03
12	81.34979	0.9748323	1.77E-02	7.42E-03
13	81.57565	0.9624288	2.45E-02	1.31E-02
14	81.90673	0.9442924	3.31E-02	0.0225722
15	82.37381	0.9186036	4.33E-02	3.81E-02
16	82.99477	0.8840818	0.0539285	6.20E-02
17 EXTRAC.	83.75488	0.8411884	6.27E-02	9.61E-02
18	84.59304	0.7932644	6.67E-02	0.1400528
19 ALIM 1	85.42443	0.7459505	6.40E-02	0.1900154
20	85.54892	0.7389712	6.26E-02	0.1984137
21	85.67558	0.7318158	6.11E-02	0.2070352
22	85.80447	0.7244753	0.0596334	0.2158913
23	85.93569	0.71694	5.81E-02	0.2249941
24	86.06937	0.7091998	5.64E-02	0.2343568
25	86.20555	0.701244	5.48E-02	0.2439932
26	86.34437	0.6930612	5.30E-02	0.2539179
27	86.48591	0.6846393	0.0512139	0.2641467
28	86.63031	0.6759654	4.93E-02	0.2746965
29	86.77768	0.6670257	4.74E-02	0.2855848
30	86.92811	0.6578056	0.0453638	0.2968306
31	87.08176	0.6482895	4.33E-02	0.3084545
32	87.23876	0.6384608	4.11E-02	0.3204781
33	87.39925	0.6283015	3.88E-02	0.3329247
34	87.56339	0.6177927	3.64E-02	0.3458191
35	87.73129	0.6066914	3.39E-02	0.3591882
36	87.90316	0.5956435	3.13E-02	0.3730608
37	88.07916	0.5839575	2.86E-02	0.3874675
38 ALIM 2	88.25947	0.5718311	2.57E-02	0.4024417
40	91.44505	0.2765598	5.77E-02	0.66578
41	92.56927	0.1532191	0.0678936	0.7788873
42	93.24205	7.67E-02	7.09E-02	0.8524412
43	93.59683	3.62E-02	6.87E-02	0.895127
44	93.78461	1.66E-02	6.36E-02	0.9198075
45	93.89045	7.45E-03	5.72E-02	0.9353364
46	93.95794	3.31E-03	5.02E-02	0.9464968
47	94.00775	1.46E-03	4.29E-02	0.9556038
48	94.04928	6.37E-04	3.57E-02	0.9637051
49	94.08656	2.73E-04	0.0284822	0.9712449
50	94.12128	1.12E-04	2.15E-02	0.9783909
REB.	94.15428	4.17E-05	1.47E-02	0.9852382

CONSTANTES DE EQUILIBRIO DE CADA COMPONENTE

EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	K nitrogeno	K argon	K oxigeno
1	80.90131	1.000427	0.3806743	0.299147
2	80.91143	1.000712	0.3807502	0.2992176
3	80.91547	1.001124	0.3808621	0.299319
4	80.92138	1.00173	0.3810273	0.2994673
5	80.93006	1.002619	0.3812737	0.2996818
6	80.94292	1.003941	0.3816455	0.299977
7	80.96208	1.005913	0.3822112	0.3004616
8	80.99077	1.008879	0.383079	0.3011473
9	81.03404	1.013376	0.3844273	0.3021682
10	81.09959	1.020245	0.3865407	0.3036956
11	81.1991	1.0308	0.3898883	0.3059935
12	81.34979	1.047077	0.3952006	0.3094654
13	81.57565	1.072133	0.4036675	0.3147141
14	81.90673	1.110309	0.4170549	0.3226053
15	82.37381	1.167145	0.4378161	0.3342798
16	82.99477	1.248252	0.468803	0.3509724
17 EXTRAC.	83.75488	1.356441	0.5121931	0.3734556
18	84.59304	1.487548	0.5674976	0.4011121
19 ALIM 1	85.42443	1.630078	0.630746	0.4318372
20	85.54892	1.652638	0.6410906	0.4366839
21	85.67558	1.675878	0.6517879	0.4417093
22	85.80447	1.69983	0.6628537	0.4469215
23	85.93569	1.724519	0.6743067	0.4523277
24	86.06937	1.749984	0.6861677	0.4579385
25	86.20555	1.776255	0.6984543	0.4637622
26	86.34437	1.803369	0.7111896	0.4698096
27	86.48591	1.831365	0.7243956	0.4760914
28	86.63031	1.860288	0.7380994	0.4826207
29	86.77768	1.890178	0.7523264	0.4894083
30	86.92811	1.921076	0.7671016	0.4964662
31	87.08176	1.95304	0.7824591	0.5038109
32	87.23876	1.98612	0.7984287	0.5114571
33	87.39925	2.020369	0.8150465	0.51942
34	87.56339	2.055845	0.8323488	0.5277167
35	87.73129	2.092613	0.8503725	0.5363656
36	87.90316	2.130742	0.8691645	0.5453877
37	88.07916	2.170301	0.8887684	0.5548031
38 ALIM 2	88.25947	2.211366	0.909233	0.5646344
39	89.88607	2.597128	1.097913	0.6625843
40	91.44505	3.007615	1.308569	0.7706857
41	92.56927	3.329234	1.48052	0.8577464
42	93.24205	3.532145	1.592587	0.9136475
43	93.59683	3.643185	1.655483	0.944281
44	93.78461	3.703447	1.690683	0.960808
45	93.89045	3.738247	1.711832	0.9702083
46	93.95794	3.761015	1.726297	0.9762316
47	94.00775	3.778203	1.737649	0.9806907
48	94.04928	3.792771	1.747518	0.9844226
49	94.08656	3.805983	1.7566	0.9877854
50	94.12128	3.818363	1.765173	0.9909301
REB.	94.15428	3.830179	1.773383	0.9939322

PERFIL DE ENTALPIAS DE CADA COMPONENTE EN LA

FASE LIQUIDA (H = KJ/Kmol)

PLATO	T (K)	H Nitrogeno	H Argon	H Oxigeno
1	80.90131	18004.78	18444.96	16487.73
2	80.91143	18005.38	18445.61	16488.23
3	80.91547	18005.62	18445.87	16488.43
4	80.92138	18005.96	18446.26	16488.73
5	80.93006	18006.48	18446.82	16489.16
6	80.94292	18007.23	18447.66	16489.8
7	80.96208	18008.36	18448.9	16490.75
8	80.99077	18010.05	18450.76	16492.18
9	81.03404	18012.6	18453.57	16494.33
10	81.09959	18016.46	18457.83	16497.6
11	81.1991	18022.33	18464.3	16502.55
12	81.34979	18031.21	18474.1	16510.05
13	81.57565	18044.54	18488.79	16521.31
14	81.90673	18064.08	18510.35	16537.82
15	82.37381	18091.7	18540.81	16561.14
16	82.99477	18128.48	18581.38	16592.2
17 EXTRAC.	83.75488	18173.6	18631.16	16630.3
18	84.59304	18223.48	18686.21	16672.41
19 ALIM 1	85.42443	18273.1	18740.87	16714.28
20	85.54892	18280.54	18749.19	16720.66
21	85.67558	18288.12	18757.55	16726.95
22	85.80447	18295.83	18766.06	16733.46
23	85.93569	18303.68	18774.73	16740.08
24	86.06937	18311.68	18783.57	16746.84
25	86.20555	18319.84	18792.57	16753.72
26	86.34437	18328.16	18801.76	16760.74
27	86.48591	18336.65	18811.13	16767.9
28	86.63031	18345.31	18820.69	16775.21
29	86.77768	18354.15	18830.46	16782.66
30	86.92811	18363.18	18840.43	16790.28
31	87.08176	18372.41	18850.63	16798.07
32	87.23876	18381.85	18861.05	16806.03
33	87.39925	18391.5	18871.7	16814.17
34	87.56339	18401.38	18882.61	16822.5
35	87.73129	18411.48	18893.77	16831.02
36	87.90316	18421.83	18905.21	16839.75
37	88.07916	18432.44	18916.92	16848.7
38 ALIM 2	88.25947	18443.31	18928.93	16857.87
40	91.44505	18636.46	19142.38	17020.68
41	92.56927	18705.11	19218.29	17078.51
42	93.24205	18746.31	19263.85	17113.21
43	93.59683	18768.08	19287.92	17131.54
44	93.78461	18779.61	19300.68	17141.25
45	93.89045	18786.11	19307.87	17146.72
46	93.95794	18790.26	19312.46	17150.21
47	94.00775	18793.32	19315.84	17152.79
48	94.04928	18795.87	19318.67	17154.94
49	94.08656	18798.16	19321.2	17156.87
50	94.12128	18800.3	19323.56	17158.67
REB.	94.15428	18802.33	19325.81	17160.38

PERFIL DE ENTALPIAS DE CADA COMPONENTE EN

EL VAPOR (H = KJ/Kmol)

PLATO	T (K)	H Nitrogeno	H Argon	H Oxigeno
1	80.90131	23679.91	25369.65	23890.9
2	80.91143	23680.02	25369.92	23891.02
3	80.91547	23680.07	25370.03	23891.06
4	80.92138	23680.13	25370.2	23891.13
5	80.93006	23680.23	25370.43	23891.23
6	80.94292	23680.38	25370.79	23891.38
7	80.96208	23680.6	25371.31	23891.61
8	80.99077	23680.92	25372.09	23891.94
9	81.03404	23681.41	25373.27	23892.45
10	81.09959	23682.15	25375.06	23893.21
11	81.1991	23683.28	25377.78	23894.37
12	81.34979	23684.96	25381.89	23896.12
13	81.57565	23687.48	25388.05	23898.73
14	81.90673	23691.12	25397.07	23902.55
15	82.37381	23696.16	25409.78	23907.91
16	82.99477	23702.7	25426.63	23914.96
17 EXTRAC.	83.75488	23710.44	25447.2	23923.51
18	84.59304	23718.61	25469.79	23932.8
19 ALIM 1	85.42443	23726.35	25492.1	23941.88
20	85.54892	23727.47	25495.44	23943.23
21	85.67558	23728.61	25498.83	23944.6
22	85.80447	23729.75	25502.28	23945.99
23	85.93569	23730.91	25505.78	23947.4
24	86.06937	23732.07	25509.35	23948.83
25	86.20555	23733.25	25512.98	23950.29
26	86.34437	23734.44	25516.69	23951.77
27	86.48591	23735.64	25520.46	23953.28
28	86.63031	23736.85	25524.3	23954.81
29	86.77768	23738.08	25528.22	23956.37
30	86.92811	23739.31	25532.22	23957.95
31	87.08176	23740.56	25536.3	23959.57
32	87.23876	23741.82	25540.47	23961.21
33	87.39925	23743.09	25544.72	23962.89
34	87.56339	23744.37	25549.07	23964.6
35	87.73129	23745.67	25553.51	23966.34
36	87.90316	23746.97	25558.05	23968.12
37	88.07916	23748.29	25562.7	23969.93
38 ALIM 2	88.25947	23749.62	25567.46	23971.78
40	91.44505	23769.32	25650.54	24003.2
41	92.56927	23774.42	25679.4	24013.69
42	93.24205	23776.96	25696.54	24019.8
43	93.59683	23778.14	25705.55	24022.98
44	93.78461	23778.72	25710.3	24024.64
45	93.89045	23779.03	25712.98	24025.59
46	93.95794	23779.22	25714.68	24026.17
47	94.00775	23779.36	25715.94	24026.61
48	94.04928	23779.48	25716.99	24026.97
49	94.08656	23779.58	25717.93	24027.3
50	94.12128	23779.67	25718.8	24027.61
REB.	94.15428	23779.76	25719.64	24027.89

PRODUCTO DE LA ENTALPIA POR LA FRACCION MOL DE CADA

COMPONENTE EN EL LIQUIDO

PLATO	T (K)	X*H Nitrogeno	X*H Argon	X*H Oxigeno
1	80.90131	17995.77	8.801853	0.3884486
2	80.91143	17988.21	16.59504	0.883608
3	80.91547	17976.6	27.72704	1.783603
4	80.92138	17959.66	43.61712	3.418327
5	80.93006	17934.81	66.27352	6.384642
6	80.94292	17898.22	98.52301	11.75941
7	80.96208	17844.04	144.308	21.47741
8	80.99077	17763.42	209.0468	38.99295
9	81.03404	17642.87	300.0042	70.4147
10	81.08959	17462.13	426.5085	126.3875
11	81.1991	17191.54	599.4127	224.9971
12	81.34979	16786.98	829.6608	395.9778
13	81.57565	16199.93	1123.114	685.2971
14	81.90673	15364.68	1470.818	1157.245
15	82.37381	14240.47	1834.663	1886.644
16	82.89477	12840.72	2137.685	2930.813
17 EXTRAC.	83.75488	11271.11	2280.553	4280.691
18	84.59304	9718.671	2195.835	5821.741
19 ALIM 1	85.42443	8369.152	1904.218	7360.784
20	85.54892	8180.783	1832.728	7603.459
21	85.67558	7992.32	1761.179	7846.374
22	85.80447	7803.755	1689.579	8089.525
23	85.93569	7615.09	1617.928	8332.925
24	86.06937	7426.32	1546.223	8576.578
25	86.20555	7237.442	1474.462	8820.494
26	86.34437	7048.457	1402.646	9064.684
27	86.48591	6859.358	1330.771	9309.15
28	86.63031	6670.145	1258.838	9553.906
29	86.77768	6480.816	1186.843	9798.963
30	86.92811	6291.364	1114.785	10044.33
31	87.08176	6101.789	1042.663	10290.01
32	87.23876	5912.088	970.4731	10536.03
33	87.39925	5722.254	898.2144	10782.39
34	87.56339	5532.285	825.8844	11029.11
35	87.73129	5342.178	753.4805	11276.2
36	87.90316	5151.926	681.0001	11523.68
37	88.07916	4961.525	608.4407	11771.55
38 ALIM 2	88.25947	4770.972	535.8009	12019.85
39	89.88607	3077.712	722.0248	13486.32
40	91.44505	1713.86	843.5679	14705.34
41	92.56927	860.9018	881.3615	15509.24
42	93.24205	407.2757	858.0297	15979.18
43	93.59683	186.5609	800.7102	16250.05
44	93.78461	83.99567	726.8869	16419.02
45	93.89045	37.43397	645.7123	16539.12
46	93.95794	16.55946	561.7723	16636.23
47	94.00775	7.271279	477.5022	16722.13
48	94.04928	3.160236	394.3772	16801.85
49	94.08656	1.348401	313.4255	16877.32
50	94.12128	0.5529419	235.4331	16949.11
REB.	94.15428	0.2049845	160.4739	17017.7

PRODUCTO DE LA ENTALPIA POR LA FRACCION MOL DE CADA

COMPONENTE EN EL VAPOR

PLATO	T (K)	Y*H Nitrogeno	Y*H Argon	Y*H Oxigeno
1	80.90131	23675.44	4.607075	0.168338
2	80.91143	23671.53	8.689486	0.3830511
3	80.91547	23665.75	14.52256	0.7734615
4	80.92138	23657.33	22.85482	1.483072
5	80.93006	23645.05	34.74831	2.771963
6	80.94292	23627.05	51.70591	5.110682
7	80.96208	23600.54	75.84304	9.348143
8	80.99077	23561.29	110.1093	17.00939
9	81.03404	23502.88	158.5577	30.81684
10	81.09959	23415.56	226.6211	55.58371
11	81.1891	23284.76	321.1683	99.67475
12	81.34979	23088.87	450.4337	177.3429
13	81.57585	22797.51	622.474	311.9452
14	81.90873	22371.34	841.5437	539.5332
15	82.37381	21767.38	1100.724	910.3527
16	82.89477	20955.12	1371.22	1482.481
17 EXTRAC.	83.75488	19944.94	1595.293	2299.558
18	84.59304	18815.13	1698.397	3351.856
19 ALIM 1	85.42443	17698.68	1632.364	4549.327
20	85.54892	17533.92	1596.399	4750.655
21	85.67558	17364.97	1559.227	4957.375
22	85.80447	17191.62	1520.787	5169.73
23	85.93569	17013.63	1481.015	5388.023
24	86.06937	16830.78	1439.835	5612.572
25	86.20555	16642.8	1397.163	5843.708
26	86.34437	16449.42	1352.917	6081.783
27	86.48591	16250.35	1307.002	6327.178
28	86.63031	16045.29	1259.322	6580.302
29	86.77768	15833.91	1209.773	6841.574
30	86.92811	15615.85	1158.239	7111.453
31	87.08176	15390.76	1104.599	7390.437
32	87.23876	15158.22	1048.721	7679.044
33	87.39925	14917.82	990.4667	7977.837
34	87.56339	14669.1	929.8843	8287.415
35	87.73129	14411.58	866.2073	8608.427
36	87.90316	14144.73	799.8604	8941.564
37	88.07916	13868	730.4526	9287.568
38 ALIM 2	88.25947	13580.77	657.7777	9647.243
39	89.88607	10240.84	1066.175	12650.48
40	91.44505	8573.64	1479.014	15980.85
41	92.56927	3642.695	1743.467	18703.85
42	93.24205	1823.183	1821.377	20475.47
43	93.59683	860.5673	1765.494	21503.62
44	93.78461	393.6593	1636.135	22098.05
45	93.89045	177.0365	1471.261	22472
46	93.95794	78.77662	1290.627	22740.7
47	94.00775	34.74417	1104.117	22959.92
48	94.04928	15.15691	917.0037	23154.92
49	94.08656	6.488963	732.5032	23336.39
50	94.12128	2.669342	552.8717	23508.39
REB.	94.15428	0.9925371	378.5691	23673.22

PERFIL DE TEMPERATURAS Y ENTALPIAS EN CADA PLATO

(H y CARGA TERMICA = KJ/Kmol)

PLATO	T (K)	H Liq.	H Vap.	CARGA TERMICA
COND.	80.90131	18004.96	23680.22	7451.961
2	80.91143	18005.69	23680.6	
3	80.91547	18006.11	23681.04	
4	80.92138	18006.69	23681.67	
5	80.93006	18007.47	23682.57	
6	80.94292	18008.5	23683.87	
7	80.96208	18009.83	23685.73	
8	80.98077	18011.46	23688.41	
9	81.03404	18013.29	23692.26	
10	81.09959	18015.02	23697.77	
11	81.1991	18015.95	23705.6	
12	81.34979	18014.62	23716.65	
13	81.57565	18008.34	23731.93	
14	81.90673	17992.74	23752.42	
15	82.37381	17961.78	23778.46	
16	82.99477	17909.21	23808.82	
17 EXTRAC.	83.75488	17832.35	23839.79	
18	84.59304	17736.25	23865.38	
19 ALIM 1	85.42443	17634.15	23880.37	
20	85.54892	17616.97	23880.98	
21	85.67558	17599.87	23881.57	
22	85.80447	17582.86	23882.14	
23	85.93569	17565.94	23882.67	
24	86.06937	17549.12	23883.19	
25	86.20555	17532.4	23883.67	
26	86.34437	17515.79	23884.12	
27	86.48591	17499.28	23884.53	
28	86.63031	17482.89	23884.92	
29	86.77768	17466.62	23885.26	
30	86.92811	17450.48	23885.54	
31	87.08176	17434.46	23885.79	
32	87.23876	17418.59	23885.99	
33	87.39925	17402.86	23886.13	
34	87.56339	17387.28	23886.2	
35	87.73129	17371.86	23886.21	
36	87.90316	17356.61	23886.16	
37	88.07916	17341.52	23886.02	
38 ALIM 2	88.25947	17326.62	23885.79	
39	89.88607	17286.06	23957.59	
40	91.44505	17262.77	24033.5	
41	92.56927	17251.5	24090.12	
42	93.24205	17244.48	24120.03	
43	93.59683	17237.33	24129.68	
44	93.78461	17229.9	24127.84	
45	93.89045	17222.26	24120.29	
46	93.95794	17214.56	24110.1	
47	94.00775	17206.9	24098.78	
48	94.04928	17199.39	24087.08	
49	94.08656	17192.1	24075.39	
50	94.12128	17185.09	24063.93	
REB.	94.15428	17178.38	24052.79	6401.682

LIQUIDO, VAPOR Y RELACIONES L/G EN CADA PLATO

(BASE 1 Kcal/hr DE ALIMENTACION)

PLATO	T (K)	L	G	L / G
1	80.90131	1.312898	1.100198	1.193329
2	80.91143	1.31288	2.413096	0.5440644
3	80.91547	1.312711	2.413078	0.5439984
4	80.92138	1.31246	2.412909	0.5439326
5	80.93006	1.312089	2.412658	0.5438357
6	80.94292	1.311535	2.412287	0.5436895
7	80.96208	1.310704	2.411733	0.5434699
8	80.98077	1.309448	2.410903	0.5431359
9	81.03404	1.307535	2.409846	0.5426255
10	81.09959	1.304619	2.407733	0.5418454
11	81.1991	1.300172	2.404817	0.5406653
12	81.34979	1.293452	2.40037	0.5388561
13	81.67565	1.283501	2.39365	0.536211
14	81.90673	1.269313	2.383699	0.532487
15	82.37381	1.250284	2.369511	0.527655
16	82.99477	1.226928	2.350482	0.5219898
17 EXTRAC.	83.75488	0.8758893	2.327126	0.3763824
18	84.59304	0.851481	2.301625	0.3698478
19 ALIM 1	85.42443	1.773667	2.277216	0.7788749
20	85.54892	1.768201	1.232002	1.435226
21	85.67558	1.762797	1.226535	1.437217
22	85.80447	1.757454	1.221132	1.439201
23	85.93569	1.752174	1.215789	1.441183
24	86.06937	1.746958	1.210509	1.44316
25	86.20555	1.741805	1.205292	1.445131
26	86.34437	1.73672	1.20014	1.447097
27	86.48591	1.731698	1.195055	1.449053
28	86.63031	1.726744	1.190033	1.451006
29	86.77768	1.721861	1.185079	1.45295
30	86.92811	1.717046	1.180196	1.454882
31	87.08176	1.712303	1.175381	1.456807
32	87.23876	1.707633	1.170637	1.458721
33	87.39925	1.703038	1.165958	1.460621
34	87.56339	1.698517	1.161372	1.462509
35	87.73129	1.694076	1.156852	1.464384
36	87.90316	1.689714	1.152411	1.466244
37	88.07916	1.685435	1.148049	1.468086
38 ALIM 2	88.25947	2.382535	1.14377	2.083055
39	89.88607	2.360321	0.984809	2.39673
40	91.44505	2.346098	0.9625958	2.437262
41	92.56927	2.33899	0.9483726	2.46632
42	93.24205	2.335827	0.9412649	2.481583
43	93.59683	2.334201	0.9381018	2.488217
44	93.78481	2.333284	0.9364761	2.491557
45	93.89045	2.332669	0.9355584	2.493344
46	93.95794	2.33219	0.934944	2.49447
47	94.00775	2.331774	0.9344641	2.495306
48	94.04928	2.331394	0.9340482	2.49601
49	94.08656	2.331104	0.9336686	2.496646
50	94.12128	2.330718	0.9333143	2.497249
REB.	94.16428	1.397725	0.9329926	1.49811

PARAMETROS A DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE RECUPERACION PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	A nitrogeno	A argon	A oxigeno
1	80.90131	1.19282	3.134777	3.989105
2	80.91143	0.5438773	1.428927	1.81829
3	80.91547	0.5433877	1.428334	1.817454
4	80.92138	0.5429932	1.427542	1.816334
5	80.93006	0.5424151	1.426366	1.81471
6	80.94292	0.5416552	1.424593	1.812312
7	80.96208	0.5402753	1.42191	1.808783
8	80.99077	0.5383559	1.417817	1.803556
9	81.03404	0.5354632	1.411517	1.795773
10	81.09959	0.5310934	1.401781	1.784173
11	81.1991	0.5244985	1.386706	1.766878
12	81.34979	0.514628	1.363498	1.741245
13	81.57565	0.5001348	1.328348	1.703803
14	81.90673	0.4795935	1.276803	1.650615
15	82.37381	0.4520904	1.205198	1.578483
16	82.99477	0.4181766	1.113452	1.487267
17 EXTRAC.	83.75468	0.2774779	0.7348448	1.007837
18	84.59304	0.2488964	0.6518931	0.9223052
19 ALIM 1	85.42443	0.4778145	1.234847	1.803631

PARAMETROS S DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE AGOTAMIENTO PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	S nitrogeno	S argon	S oxigeno
20	85.54892	1.151483	0.4466827	0.3042614
21	85.87558	1.166058	0.453507	0.3073368
22	85.80447	1.181093	0.4605707	0.3105345
23	85.93569	1.1986	0.4678842	0.3138587
24	86.06937	1.212606	0.475462	0.3173166
25	86.20555	1.228131	0.4833156	0.3208136
26	86.34437	1.246197	0.4914594	0.3246555
27	86.48591	1.263836	0.4999095	0.3285534
28	86.63031	1.282068	0.5086813	0.3326112
29	86.77768	1.300924	0.5177922	0.3368376
30	86.92811	1.320434	0.5272803	0.3412415
31	87.08176	1.340631	0.5371055	0.3458323
32	87.23876	1.361549	0.5473486	0.3508203
33	87.39925	1.383226	0.5580136	0.3561158
34	87.56339	1.405698	0.569124	0.3608298
35	87.73129	1.429006	0.5807032	0.3662739
36	87.90316	1.453198	0.5927832	0.3719625
37	88.07916	1.47832	0.6053926	0.3779092
38 ALIM 2	88.25947	1.061598	0.4364902	0.2710608
39	89.88607	1.083613	0.458088	0.2764535
40	91.44505	1.234014	0.5369012	0.3162098
41	92.56927	1.349879	0.6002952	0.347784
42	93.24205	1.423343	0.6417625	0.3681712
43	93.59683	1.464175	0.6653289	0.379501
44	93.78461	1.486398	0.6785647	0.3856255
45	93.89045	1.49929	0.6865606	0.3891193
46	93.95794	1.507741	0.6920497	0.3913583
47	94.00775	1.514124	0.6963672	0.3930143
48	94.04928	1.519533	0.7001245	0.3943985
49	94.08656	1.524439	0.703584	0.395645
50	94.12128	1.529028	0.706847	0.3968087
REB.	94.15428	2.556674	1.183747	0.6634575

PARAMETROS G_NYn/DYd DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE RECUPERACION PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	Nitrogeno	Argon	Oxigeno
1	80.90131	-----	-----	-----
2	80.91143	2.19282	4.134777	4.989105
3	80.91547	2.192186	6.908296	10.07164
4	80.92138	2.191207	10.86736	19.30474
5	80.93006	2.18981	16.51361	36.06388
6	80.94292	2.187786	24.55445	66.44547
7	80.96208	2.184807	35.9801	121.4199
8	80.99077	2.180397	52.16046	220.6223
9	81.03404	2.17383	74.95399	398.9046
10	81.09959	2.164006	106.7988	717.3422
11	81.1991	2.149289	150.7085	1280.882
12	81.34979	2.127299	209.9883	2264.127
13	81.57565	2.094768	287.3187	3943.4
14	81.90673	2.047665	382.6591	6719.778
15	82.37381	1.982047	489.5804	11092.76
16	82.99477	1.896064	591.0413	17510.74
17 EXTRAC.	83.75488	1.792889	659.0964	26044.14
18	84.59304	1.497487	485.3335	28249.26
19 ALIM 1	85.42443	1.372419	317.3856	24210.83

PARAMETROS LnXn/WXw DE THIELE-GHEDES EN ZONA DE AGOTAMIENTO PARA CADA

COMPONENTE EN CADA PLATO

PLATO	T (K)	Nitrogeno	Argon	Oxigeno
20	85.54892	36955.17	1.851541	1.446764
21	85.67558	31691.53	1.877879	1.453664
22	85.80447	26831.52	1.905833	1.460913
23	85.93569	22422.31	1.935592	1.468537
24	86.06937	18490.18	1.967753	1.47656
25	86.20555	15042.49	2.002322	1.485011
26	86.34437	12089.91	2.03948	1.493921
27	86.48591	9549.427	2.079337	1.50332
28	86.63031	7447.676	2.121834	1.51324
29	86.77768	5724.146	2.166572	1.523701
30	86.92811	4334.291	2.212517	1.534694
31	87.08176	3232.278	2.257502	1.546108
32	87.23876	2373.236	2.297441	1.55755
33	87.39925	1715.003	2.325108	1.567842
34	87.56339	1219.325	2.328329	1.573712
35	87.73129	852.5687	2.287448	1.566346
36	87.90316	585.9963	2.17187	1.52259
37	88.07916	395.7169	1.93572	1.382846
38 ALIM 2	85.42443	371.8141	2.143736	1.412401
39	89.88607	342.2015	2.49676	1.491756
40	91.44505	276.4973	2.787776	1.555159
41	92.56927	204.0903	2.97816	1.596276
42	93.24205	142.6854	3.082386	1.61956
43	93.59683	96.7681	3.129861	1.632566
44	93.78461	64.42963	3.138774	1.640363
45	93.89045	42.30643	3.1152	1.645873
46	93.95794	27.39624	3.056428	1.649825
47	94.00775	17.43333	2.95308	1.653439
48	94.04928	10.81472	2.789619	1.6568
49	94.08656	6.438254	2.543575	1.660074
50	94.12128	3.556874	2.183747	1.663458
REB.	94.15428

PARAMETROS THIELE-GHEDES PROMEDIO DE LOS PLATOS DE ALIMENTACION
PARA CADA COMPONENTE

TEMPERATURA DEL PLATO DE ALIMENTACION No. 1 = 85.42443

TEMPERATURA DEL PLATO DE ALIMENTACION No. 2 = 88.25947

PARAMETRO	NITROGENO	ARGON	OXIGENO
WXw/DYd	1.76E-03	182.8223	30917.14
DYd	1.09999	2.18E-04	7.75E-06
WXw	9.95E-08	0.0397824	0.8599922

T U R B I N A

	ENTRADA	SALIDA
PRESION (atm):	5	1.5
TEMPERATURA (K):	115	86
T. DE SATURACION (K):	98.16879	85.24264

FLUJO DE AIRE A TRAVES DE LA TURBINA: 50 Kmol / h

TRABAJO PROPORCIONADO POR LA TURBINA: 18.33959 H

C O M P R E S O R

- 1.- CALCULO DEL COMPRESOR.
- 2.- REGRESAR A MENU PRINCIPAL.
- 3.- S A L I R .

OPCION ? 1

C O M P R E S O R

PRESION DE ENTRADA (atm) ? 1
 PRESION DE SALIDA (atm) ? 5
 TEMPERATURA DE ENTRADA (C) ? 25
 FLUJO DE AIRE (Kmol / hr) ? 50
 No. DE ETAPAS DE COMPRESION ? 4
 EFICIENCIA ? .85
 AUMENTO DE TEMPERATURA PERMITIDO PARA
 EL AGUA DE REFRIGERACION (C) ? 12

R E S U L T A D O S

	ENTRADA	SALIDA
PRESION (atm)	1	5
TEMPERATURA (C)	25	61.32315 EN CADA ETAPA
FLUJO (FT3 / min)	719.8821	161.4935
(m3 / min)	20.3849	4.573012
FLUJO MOLAR (Kmol / min)	0.833333	0.8333333
ETAPAS DE COMPRESION:	4	
RELACION DE COMPRESION TOTAL:	5	
RELACION DE COMPRESION EN CADA ETAPA:	1.495349	
EFICIENCIA:	85%	
POTENCIA REQUERIDA PARA CADA ETAPA:	24.03869	
POTENCIA TOTAL :	96.15476	HP
CALOR CEDIDO EN CADA ETAPA:	12623.02	Kcal/hr
CALOR TOTAL:	50492.09	Kcal/hr
AGUA REQUERIDA:	4207.674	lt/hr
AUMENTO DE TEMPERATURA DEL REFRIGERANTE:	12	C

PRESIONE ENTER PARA CONTINUAR.

A P E N D I C E S

A P E N D I C E A

VALORES DE LAS CONSTANTES TERMODINAMICAS.

CONSTANTE	Nitrógeno	Argón	Oxígeno
Peso Molecular	28.013	39.948	32
Temperatura Crítica (K)	126.2	150.8	154.6
Presión Crítica (atm)	33.5	48.1	49.8
Volúmen Crítico (cm ³ / gmol)	89.5	74.9	73.4
Factor Acéntrico	0.04	0	0.021
Zc	0.29	0.291	0.288
Temperatura Normal de Ebullición. (K)	77.4	87.3	90.2
Temperatura de Fusión (K)	63.2	83.8	54.4
C _p / C _v (NTP)	1.41	1.67	1.4
Densidades :			
Gas (NTP) (lb / ft ³)	0.07245	0.1034	0.08281
Gas (STP) (lb / ft ³)	0.07805	0.1114	0.08921
Vapor (nbp) (lb / ft ³)	0.287	0.363	0.279
Líquido (nbp) (lb / ft ³)	50.46	86.98	71.27
Constantes de Antoine			
A	6.86606	-52.23	6.98983
B	308.365	7.8145	370.757
C	273.2	7.5741	273.2

La Ecuación de Antoine para el Argón es:

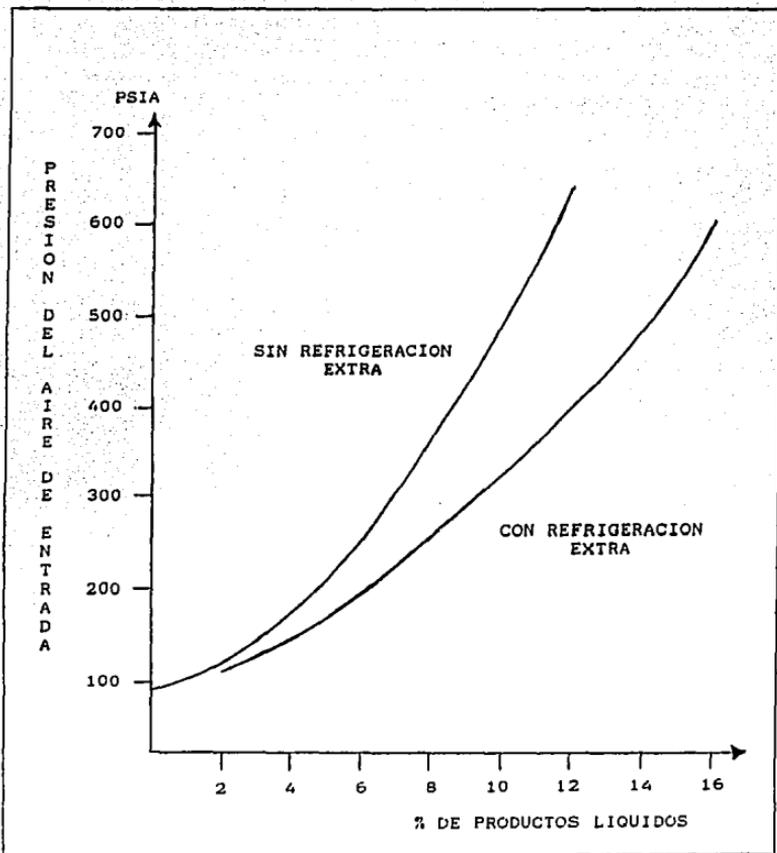
$$\log P = (AB) / T + C \quad P = \text{mmHg} \quad T = K$$

Parámetros a_{ij} para la Ecuación de Wilson:

a Nitrógeno - Oxígeno	-30.98
a Oxígeno - Nitrógeno	68.66
a Nitrógeno - Argón	-25.51
a Argón - Nitrógeno	59.37
a Oxígeno - Argón	17.57
a Argón - Oxígeno	16.03

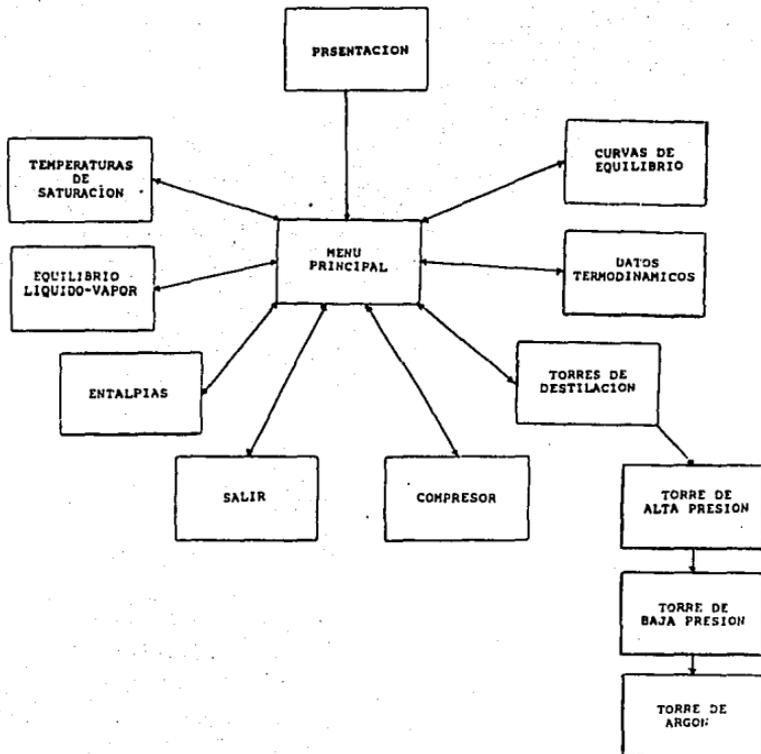
A P E N D I C E B

CAPACIDAD DEL CICLO DE PRE-EXPANSION PARA PRODUCCION DE LIQUIDOS



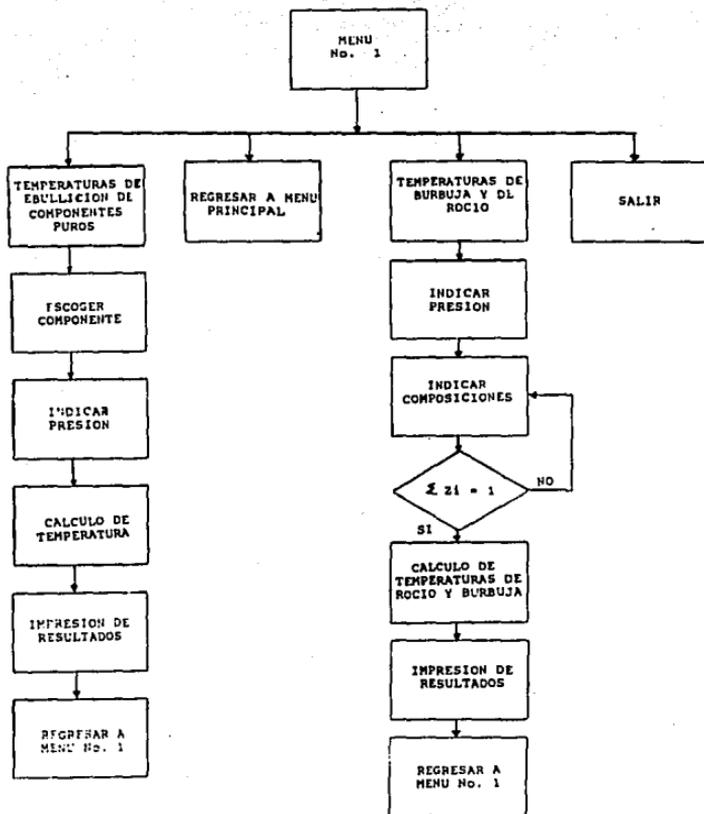
APENDICE C1

ESTRUCTURA GENERAL DEL SIMULADOR.



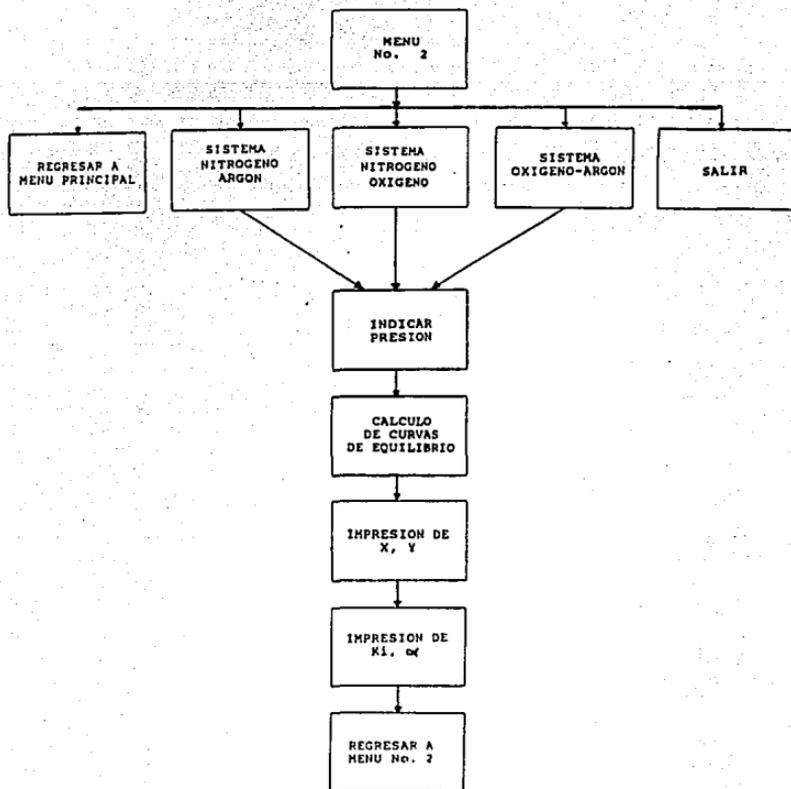
APENDICE C2

TEMPERATURAS DE SATURACION.



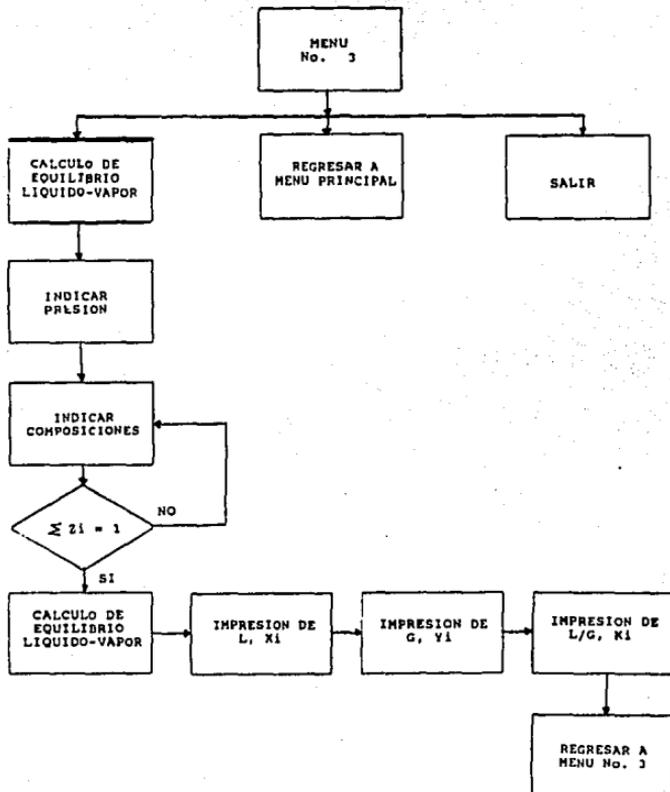
APENDICE C3

CURVAS DE EQUILIBRIO PARA SISTEMAS BINARIOS.



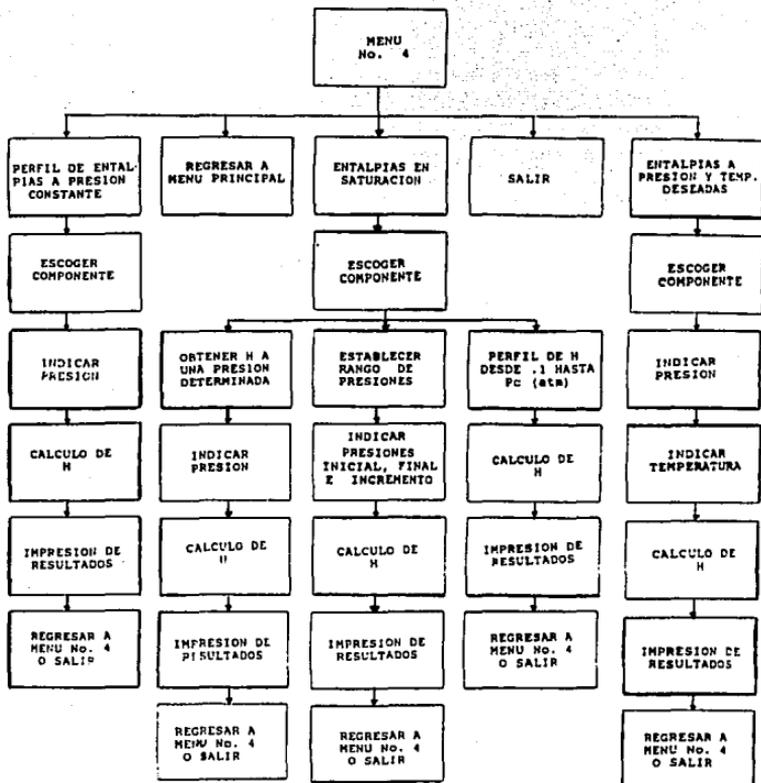
APENDICE C4

EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR.



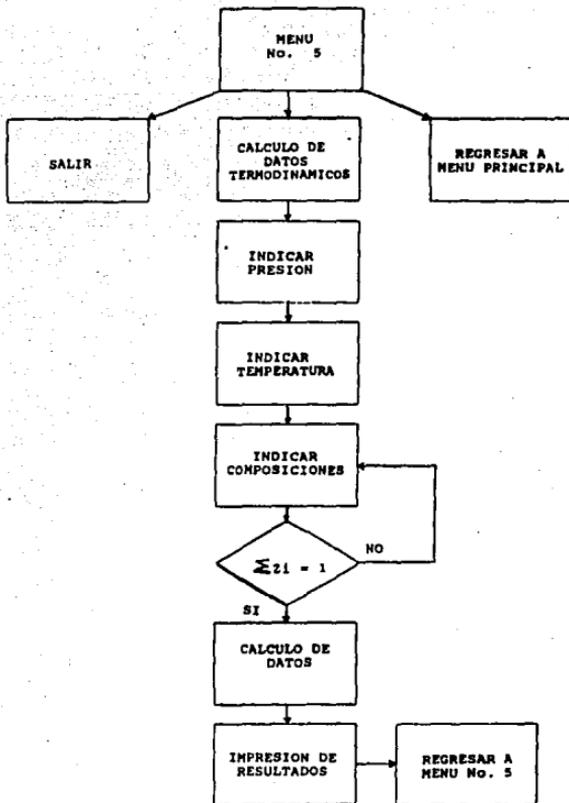
APENDICE C5

ENTALPIAS



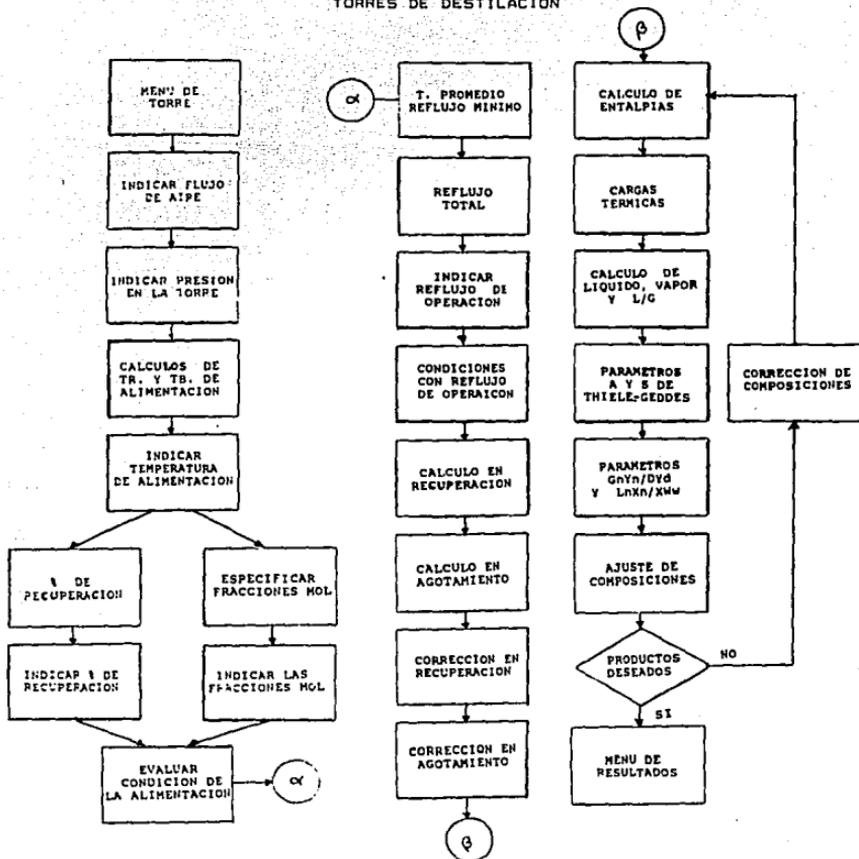
APENDICE C6

DATOS TERMODINAMICOS



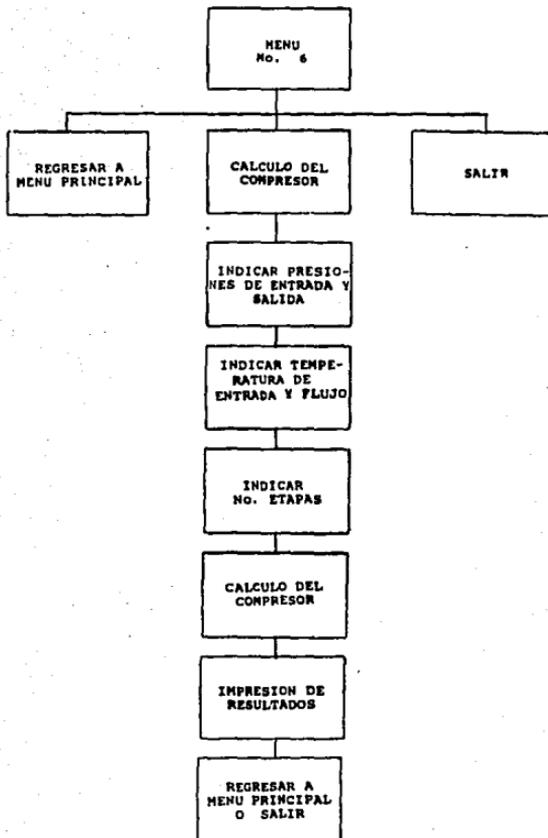
APENDICE C7

TORRES DE DESTILACION



APENDICE CB

COMPRESOR



A P E N D I C E D

MANEJO DEL SIMULADOR

El Simulador se programó en Quick Basic 4.5 . Debido a la extensión de los programas no se pudieron hacer ejecutables, por lo que es necesario accederlos directamente desde Quick Basic.

Para realizarlo se requieren realizar los siguientes pasos:

- 1.- Prender la computadora y esperar a que se cargue el sistema operativo MS-DOS.
- 2.- Cargar el disco en el drive correspondiente y pasar el control de la máquina a ésta unidad.
- 3.- Accesar el Quick Basic escribiendo : qb y dando entrada.
- 4.- Una vez que se ha cargado el Quick Basic, oprimir una vez la tecla Alt. Con esto se despliega en pantalla el menu de file. (Archivos).
- 5.- Hacer descender el cursor hasta la instrucción OPEN. y dar entrada.
- 6.- Apretar la tecla del tabulador, el cursor se colocará en donde aparecen los nombres de los programas. Bajar el cursor hasta el programa llamo AIRE. Dar entrada.
- 7.- Una vez cargado este programa, teclear F5. En la pantalla aparecerá la carátula del programa. Tecleando Enter, se despliega el menú de las opciones de cálculo que contiene el Simulador. Para ejecutar la opción deseada basta con escoger el número indicado.

Para poder utilizar el sistema, es necesario que la computadora tenga una velocidad mayor a 15 MHz, ya que con velocidades menores que ésta, los cálculos en las Torres de Destilación se vuelven demasiado lentos.

CONCLUSIONES

Con la realización de esta TESIS PROFESIONAL, se ha obtenido un sistema de cómputo que permite fácilmente la evaluación de diversos sistemas termodinámicos, así como el diseño básico de procesos para la obtención de Oxígeno y Nitrógeno a partir de la destilación del Aire.

Con la utilización del simulador es muy fácil darse cuenta de cómo se afectan los sistemas de destilación por efecto de cada una de las variables que entran en juego, como son la temperatura, la presión, la composición y la relación de flujo utilizada.

Así mismo, provee una herramienta útil para la ejemplificación de los métodos rigurosos de cálculo en sistemas multicomponentes, los cuales, debido a lo laborioso que son, es muy difícil poderlos estudiar a fondo durante un curso normal de destilación, y que por cuestiones de tiempo generalmente se limita al estudio de destilaciones binarias y por los métodos más sencillo como son los métodos de McCabe-Thiele y Ponchon Savarit.

Durante los cursos de Fisicoquímica y Termodinámica se aprenden los fundamentos en los cuales se basan la mayoría de los conceptos para el diseño de un equipo, así por ejemplo, se estudian ecuaciones de estado, coeficientes de actividad, de fugacidad, presiones de vapor, equilibrios líquido-vapor, etc. Pero al requerir cálculos demasiado complejos no se aplican de manera usual, sino que, generalmente, se llevan a cabo las idealizaciones de los sistemas estudiados para facilitar el manejo de datos. Con el apoyo de este conjunto de programas, se pueden hacer prácticas en las que el alumno compare entre métodos cortos de cálculo con métodos rigurosos.

La validación del simulador se llevó a cabo con ejemplos encontrados en los libros de Texto de donde se obtuvo el método de cálculo. Así mismo, los resultados de las torres de destilación varían alrededor de un 5 % con respecto a torres de destilación que se encuentran operando actualmente en plantas dedicadas a la obtención de Oxígeno y Nitrógeno.

B I B L I O G R A F I A

- 1.- **Engineering Fundamentals, Analytical Design Data and Cryogenic Equipment Applications.**
U.C.C.
New York.
- 2.- **Introduction to Air Separation Plants.**
Wertheim A. H.
U.C.C.
New York
- 3.- **Process Design and Development.**
Diener , D.A.
Mc Graw Hill
New York
- 4.- **Design of Equilibrium Stage Processes.**
B.B. Smith
Mc Graw Hill
New York, 1986
- 5.- **Cryogenic Design Manual**
U.C.C.
- 6.- **Heat Transmission**
Mc. Adams, W.H.
Mc Graw Hill
New York, 1980
- 7.- **Análisis de Factibilidad Económica para la Instalación de una Planta productora de Oxígeno y Nitrógeno Líquidos en el Estado de Baja California Norte.**
Tesis Profesional UNAM.
María Gabriela Gonzalez Aguirre.
Diciembre, 1990.
- 8.- **Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.**
Smith y Van Ness
Mc Graw Hill
México, 1985
- 9.- **Termodinámica Química para Ingenieros.**
Richard E. Balzhiser
Michael R. Samuels
Prentice Hall
México, 1986

- 10.- Termodinámica en la Ingeniería Química.
Stanley I. Sandler.
Nueva Editorial Interamericana
México, 1981
- 11.- Operaciones Básicas de Ingeniería Química.
Tomos I y II
Mc Cabe - Smith
Editorial Reverté
España, 1981
- 12.- Computer Calculations for Multicomponent Vapor - Liquid
Equilibria.
J. M. Prausnitz
Prentice Hall
U.S.A. 1967
- 13.- Problemas de Balances de Materia.
Antonio Valiente
Rudi Primo Stivalet
Alhambra Universidad
México, 1982
- 14.- Problemas de Balances de Energía.
Antonio Valiente
Rudi Primo Stivalet
Alhambra Universidad
México, 1982
- 15.- Principios de los Procesos Químicos.
Tomo II
Hougen, Watson y Ragatz
Editorial Reverté
España, 1980
- 16.- Optimization of Chemical Processes
T.F. Edgar
D.M. Himmelblau
Mc Graw Hill
U.S.A. 1988
- 17.- Operaciones de Transferencia de Masa
Robert E. Treybal
Mc. Graw Hill
México, 1988
- 18.- Separation Processes
King C. Judson
Mc Graw Hill

- 19.- Distillation
Van Winkle
Mc Graw Hill
- 20.- Manual del Ingeniero Químico
Perry y Chilton
Tomos I y II
Mc Graw Hill
México, 1987