

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

Facultad de Química

**ANALISIS DE ALTERNATIVAS PARA  
LA OBTENCION DE OXIGENO**

**T E S I S**

Que para obtener el título de

**INGENIERO QUIMICO**

p r e s e n t a

**FRANCISCO JOSE VILIESID ALONSO**

376

México, D. F. Septiembre 1975



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 esta 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.

Tesis  
1975  
MICH  
MICH 30/3 35/



QUIMICA

Jurado Asignado Originalmente al Tema.

PRESIDENTE PROF. JOSE GIRAL BARNES  
VOCAL PROF. FRANCISCO J. BARNES DE C.  
SECRETARIO PROF. CARLOS H. MENA BRITO F.  
1er.SUPLENTE PROF. JORGE MARTINEZ MONTES  
2° SUPLENTE PROF. ALEJANDRO RAMIREZ GRYCUK

Sitio donde se desarrolló el Tema:

FACULTAD DE QUIMICA Y CENTRO DE SERVICIOS  
DE COMPUTO DE LA U.N.A.M.

SUSTENTANTE FRANCISCO JOSE VILIESID ALONSO

ASESOR PROF. FRANCISCO J. BARNES DE CASTRO

SUPERVISOR TECNICO PROF. ALEJANDRO RAMIREZ  
GRYCUK .

A Gabi con todo mi amor y cariño. A mis abuelitos Arcadia y Santiago. A mis Padres. A mis hermanos. A mis amigos. Con mucho cariño para todos.

Agradezco a José Luis Flores la valiosísima ayuda que me brindó, el haberme permitido el uso de su programa y el haberme iniciado en serio en esto de la programación.

Agradezco la ayuda, consejos y regaños provenientes de todos mis amigos. Y finalmente agradezco la fé que han tenido todos en mí.

"There is a tide in the affairs of men,  
Which, taken at the flood, leads on to fortune;"

Act Four, Scene 3.

Julius Caesar.

William Shakespeare.

ANALISIS DE ALTERNATIVAS

PARA LA

OBTENCION DE OXIGENO.

## C O N T E N I D O

- (I) INTRODUCCION
  - (I.1) Métodos de Obtención de Oxígeno
  - (I.2) Descripción de los Principales Procesos
  
- (II) SELECCION Y ANALISIS DEL PROCESO BASE
  - (II.1) Selección de las Condiciones que se Impondrán al Proceso Base
  - (II.2) Selección del Proceso Base
  - (II.3) Análisis de la Estructura del Sistema
  
- (III) SIMULACION Y OPTIMIZACION
  - (III.1) Simulación del Proceso Base
  - (III.2) Optimización
  - (III.3) Resultados
  
- (IV) CONCLUSIONES
  - (IV.1) Análisis del Trabajo Efectuado y sus Resultados
  
- (V) APENDICES
  - (V.1) Programa Simulador de Procesos
  - (V.2) Subrutinas añadidas al Simulador





1020

(I).- INTRODUCCION

El oxígeno puro, líquido o gaseoso, tiene muchos usos entre los que se encuentran: medicina, tratamiento secundario de aguas negras, industria siderúrgica, transformación de carbón en gas natural, soldadura autógena, etc. El grado de pureza varía según el uso. En medicina se suele usar de 99 a 99.5%, mezclandose con aire o con helio según las necesidades del paciente. En tratamiento de aguas negras varía entre 60 y 99.5%, y la concentración empleada influye sobre el metabolismo de los microorganismos que se encargan de la degradación, alterándose el tiempo de proceso y el tamaño del equipo. En altos hornos y obtención de gas natural se suele usar de 95 a 99.5% de pureza.

En otros procesos, en los que no necesita tan alta concentración se diluye con aire, habiendo pagado innecesariamente el alto costo de enriquecimiento del oxígeno. Ejemplos de estos procesos son: fermentaciones, refinación de metales no ferrosos, tratamiento de aguas y algunos procesos de oxidación parcial.

Todo

(I.1).- Métodos de Obtención de Oxígeno.

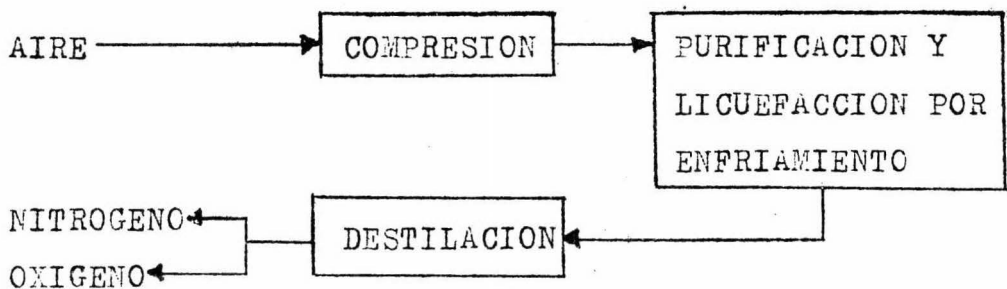
Existen varios métodos de obtención de oxígeno de alta pureza; los principales son(Bliss y Dodge,1949):

- a)Destilación de aire líquido a bajas temperaturas
- b)Electrólisis del agua
- c)Adsorción y desorción cíclica de los componentes del aire. A temperatura ambiente con mallas moleculares o complejos de cobalto. A temperaturas altas con óxidos de bario.

De éstos el que más nos interesa es el primero, ya que para las purezas y cantidades necesarias resulta - hasta ahora el más económico; es el método para el cual se encuentra más información y el que más se presta para el tipo de análisis que se quiere hacer.

El proceso de destilación de aire líquido consta de tres etapas básicas, que son:

- a)Compresión del aire
- b)Purificación y licuefacción por enfriamiento
- c)Rectificación del aire líquido



Basado en estas tres operaciones hay muchos procesos, variando más que nada en la forma y condiciones en que se efectúan éstas. Las diferencias más importantes son: métodos de eliminación de impurezas, métodos

1030

de refrigeración, presiones de operación y tipo de columna utilizada (Bliss y Dodge, 1949).

### (I.1.1) Compresión.

Los sistemas de compresión que se usan en estos procesos son de dos tipos: los compresores del aire de entrada y los compresores del oxígeno de salida. Estos últimos solo se usan en los procesos que operan a presiones bajas.

Según la capacidad de la planta los compresores pueden ser reciprocantes ó rotativos. Los reciprocantes se usan para gastos menores a  $10,000. \text{ m}^3/\text{hr}$  aproximadamente. Los rotativos, turbocompresores axiales ó radiales, se emplean para gastos menores de estas cifras. En un turbocompresor de aire el límite inferior corresponde a una planta con una producción aproximada de 50 tons.O<sub>2</sub>/día. En un turbocompresor de oxígeno, el límite es una planta de 250 tons.O<sub>2</sub>/día aproximadamente. (Bauermeister, 1975).

Los turbocompresores de aire pueden ser solamente axiales, solamente centrífugos, ó una combinación de ambos. Lo más común es el sistema combinado, llamado de Flujo axial-radial. La primera etapa es axial, las dos siguientes son centrífugas. Entre cada etapa hay un interenfriador y la salida hay un postenfriador, ambos con agua de servicios como refrigerante. (Bauermeister, 1975)

El compresor de aire es uno de los equipos más importantes en estos procesos y es generalmente el trabajo de compresión el primer criterio con que se juzga la plausibilidad de los mismos. (Bliss y Dodge, 1949)(Bauermeister, 1975).

La irreversibilidad termodinámica de los compresores es alrededor del 50% del total de irreversibilidades del proceso (Gardner y Smith, 196\_). Este hecho podría anular todo incentivo tendiente a mejorar la eficiencia de los demás elementos del proceso. Sin embargo, si se trata al

\*

compresor como un sistema separado, las ineficiencias - de los demás equipos se acentúan y, suponiendo que la eficiencia del compresor no va a variar mucho por más esfuerzo que se haga, el incentivo para mejorar los demás equipos es mayor.

Al analizar un proceso sin el compresor las principales ineficiencias se localizan en las máquinas de expansión y la columna de destilación (Gardner y Smith). Por la misma razón que con los compresores, las máquinas de expansión son difíciles de mejorar, sobre todo porque su costo aumentaría mucho mas de lo que se podría ganar en consumo de energía. Por esto la búsqueda tendiente a mejorar un proceso queda enfocada principalmente a la columna de destilación y las pérdidas de "frío".

### (I.1.2).- Purificación y Refrigeración:

La purificación del aire se puede hacer por dos métodos: intercambio de calor para condensar las impurezas ó adsorción selectiva de estas en mallas moleculares.

El intercambio de calor se puede hacer con cambiadores reversibles ó con regeneradores. Estos equipos están colocados después del compresor en un sentido y poco antes de la descarga del proceso en el otro. Los flujos se invierten periódicamente por medio de válvulas de inversión, provocando fuertes ruidos por las diferencias de presión antes y después de la inversión.

Actualmente se prefieren las mallas moleculares por ser mucho menos ruidosas en su operación siendo igualmente eficientes. Se suelen colocar antes del compresor de aire, evitando así la complicación de los cambiadores -- dentro del proceso.

Los regeneradores son corazas llenas de piedras. Se usan como mínimo dos de estos equipos; mientras que por uno pasa el aire comprimido depositando las impurezas sobre las piedras frías, por el otro pasa el nitrógeno que las arrastra hacia el exterior. Las funciones se invierten periódicamente entre ambos equipos para evitar la saturación y sobrecalentamiento de las piedras. Se necesita que estas últimas tengan un área bastante grande y -- una elevada capacidad calorífica, para que se deposite -- la mayor cantidad de impurezas y el aumento de temperatura sea lento al mismo tiempo que se mantiene el tamaño de estos equipos lo menor posible.

Los cambiadores reversibles consisten en dos o tres tubos concéntricos. Por el tubo central fluye el oxígeno siempre en el mismo sentido. Por el anillo intermedio --

fluye el aire a contracorriente. Por el anillo externo fluye el nitrógeno. Los flujos del aire y nitrógeno se invierten periódicamente para que el segundo arrastre las impurezas depositadas por el primero. Los cambiadores de tubos solo aprovechan al nitrógeno como refrigerante. Existen algunos de cuatro tubos en los que se usan dos corrientes de nitrógeno; una de estas no se invierte con aire para conservarlo como producto puro.

La refrigeración del aire se hace principalmente a costa del oxígeno y nitrógeno producidos en cambiadores de calor similares a los reversibles, solo que sin inversión periódica de flujos.

Algunos procesos incluyen ciclos cerrados de refrigerantes auxiliares, otros se autorrefrigeran con expansiones en máquinas ó en válvulas.

En plantas grandes se prefieren las máquinas de expansión sobre las válvulas por el trabajo que se puede recuperar. En plantas pequeñas el trabajo recuperable no justifica la inversión en el expansor por lo que se prefieren las válvulas de estrangulamiento.

Es en estas etapas de refrigeración que se licúa ó satura el aire, quedando listo para alimentarse a la columna de destilación.

### (I.1.3) Separación.

La separación en la columna se basa en la mayor volatilidad del nitrógeno respecto al oxígeno. El argón, tercero en abundancia en el aire, tiene volatilidad interme-dia, por lo que se encuentra en una pequeña porción en ambos productos. Su presencia no suele ser problema, ya que su concentración es muy baja, además de ser inerte. Por -esto, y por que la concentración de los demás componentes es aún más baja, es que se considera al aire como mezcla binaria de nitrógeno y oxígeno. La composición y los pun-tos de ebullición normales de los componenetes del aire -se encuentran en la tabla I.1 (Latimer, 1967).

De la columna de destilación se puede obtener el producto líquido ó gaseoso dependiendo del tipo de columna y, más que nada, de las condiciones de operación. Los tipos de columna para estos procesos son básicamente tres (Bliss y Dodge, 1949):

Tabla I.1 .- Composición del Aire

gas	volumen o mol(%)	ppm	T(°F)
N <sub>2</sub>	78.11		-320.4
O <sub>2</sub>	20.95		-297.3
Ar	0.934		-302.6
Ne		18.2	-410.7
He		5.2	-452.1
Kr		1.14	-244.0
Xe		0.86	-162.6
H <sub>2</sub>		0.5	-423.0
N <sub>2</sub> O		0.5	-129.1
CO		0.1	-312.8
SO <sub>2</sub>		0.04	+ 14.0
O <sub>3</sub>		0.02	-169.4





(i).- Columna Simple. Es una columna de agotamiento cuyo único reflujo es la alimentación. Su principal ventaja es que su construcción es sencilla, y su principal desventaja es que el rendimiento de oxígeno producido respecto al alimentado es muy bajo. Esta desventaja se vuelve más importante a medida que aumenta la pureza del oxígeno, ya que aumenta el número de platos.

(ii).- Columna Compuesta. Este tipo de columna tiene secciones de enriquecimiento y agotamiento. Se pueden lograr purezas y rendimientos altos, pero es necesario un sistema de refrigeración externo para lograr el reflujo necesario.

(iii).- Columna Doble. Esta consiste en un par de columnas construidas en forma tal que el condensador de una es el rehervidor de la otra. Con esto se alcanza cualquier pureza con menos refrigeración y con una recuperación alta de oxígeno. Como inconveniente tiene que es muy cara su construcción.

Las irreversibilidades en las columnas de destilación en general, se deben principalmente a que se usa un reflujo mayor que el mínimo y a que la destilación es por naturaleza adiabática. En las columnas dobles también influye la diferencia de temperaturas entre los lados del condensador-rehervidor. Si la caída de presión es considerable, ésta también es un factor que interviene (Gardner y Smith 196\_)

Toda la vida

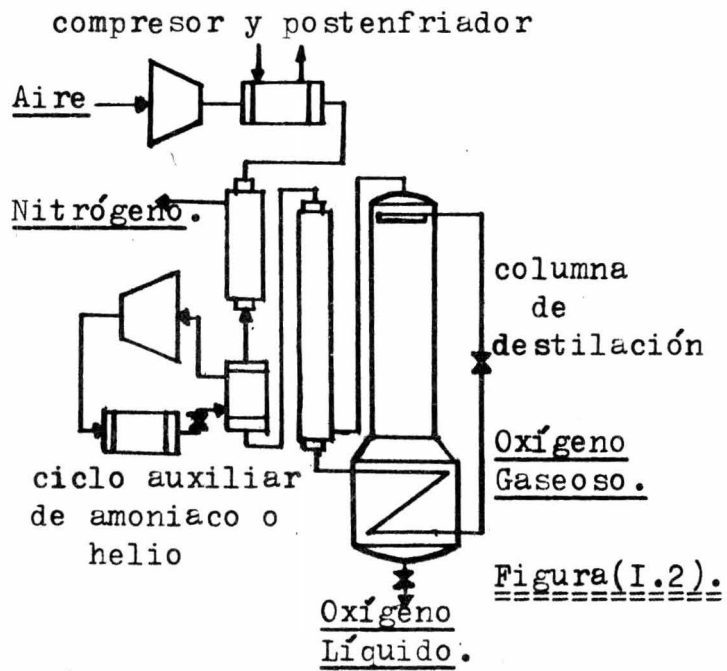
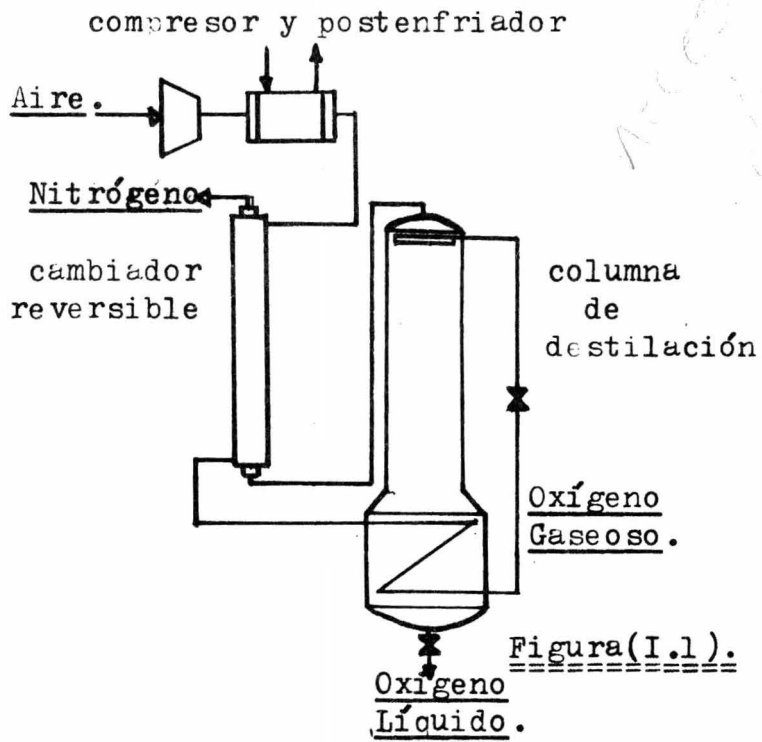
(I.2) Descripción de los Principales Procesos:

(i) Proceso Simple de Oxígeno Gaseoso (fig.I.1): El aire se comprime entre 50 y 60 atm., se purifica en un cambiador reversible y se enfría en el rehervidor de la columna simple a costa del oxígeno condensado, de ahí pasa por una válvula de expansión después de la cual se alimenta en el último plato. Se extrae oxígeno gaseoso del primer plato y aire rico en nitrógeno del último. Ambas corrientes pasan por un cambiador reversible antes de salir.

La pureza del oxígeno depende del número de platos y la del nitrógeno, es, como máximo, 93%. Esta última depende de la calidad del vapor formado en la válvula de expansión. Para oxígeno líquido la salida es en el fondo del rehervidor en vez del primer plato.

(ii) Proceso Simple con Refrigeración Auxiliar (fig.I.2): Con este se puede obtener oxígeno líquido ó gaseoso. Es similar al (i) pero incluye un ciclo externo de refrigeración y dos cambiadores en vez de uno. El ciclo auxiliar reduce las necesidades de compresión. Los dos cambiadores disminuyen la diferencia de temperaturas entre lado frío y lado caliente mejorando un poco la eficiencia del proceso.

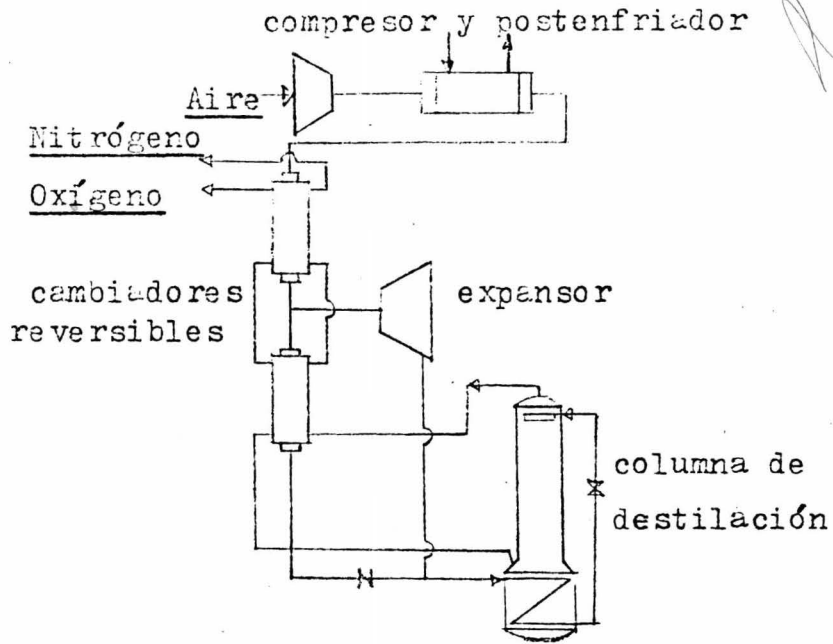
N/O 17  
Acuerdo al  
de cada proceso



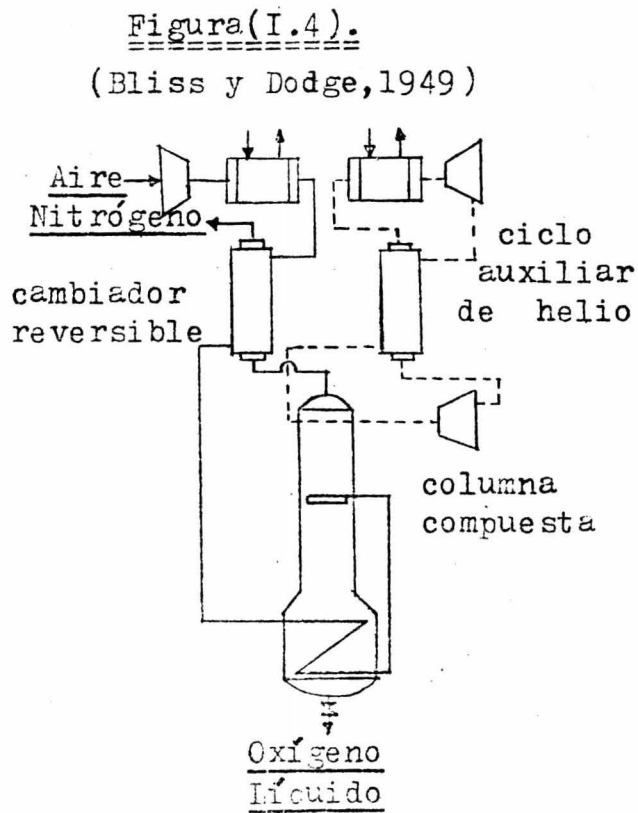
*todo*

(iii) Proceso Claude (fig.I.3): Este proceso es para capa cidades pequeñas, igual que el (i) y el (ii). En principio es igual que estos pero se autorrefrigeran con una máquina de expansión. La posibilidad de obtener oxígeno líquido ó gaseoso es función de la compresión inicial y de la fracción expandida. La expansión puede ser en máquina ó en vál vula y dependerá de la ~~cap~~ capacidad de la planta y de la fracción expandida.(Bliss y Dodge,1949).

(iv) Proceso de Columna Compuesta con Refrigeración (fig. (I.4): Con este proceso el rendimiento de oxígeno es mayor, ya que se enriquece también la corriente de nitrógeno. Para crear suficiente reflujo el condensador de la torre fun ciona con un ciclo auxiliar de helio. El reflujo debe ser lo más cercano al mínimo para no desperdiciar refrigeración. Al ser mayor el rendimiento de oxígeno se reduce el tamaño del compresor, lo que puede hacerlo más económico.(Bliss y Dodge,1949).



Figura(I.3).  
 (Bliss y Dodge, 1949)



Figura(I.4).  
 (Bliss y Dodge, 1949)

(v) Proceso Linde-Fränkl (fig.I.5): Este es solo para plantas de gran capacidad, del orden de varias toneladas por día, por la complicación de los equipos. El sistema de limpieza es con regeneradores de nitrógeno y oxígeno. Estos últimos limitan la pureza del oxígeno a 98.5% máximo porque se rediluye con aire (Bliss y Dodge, 1949). La refrigeración es con un ciclo auxiliar de amoníaco, una expansión en máquina de parte del nitrógeno producido y algunas expansiones en válvulas. Estos sistemas de refrigeración reducen el costo de compresión que sería muy grande cuando se tratase de gastos de aire de varias toneladas por día. También reducen la ineficiencia termodinámica del proceso, ya que buena parte de esta se localiza en el sistema de compresión.

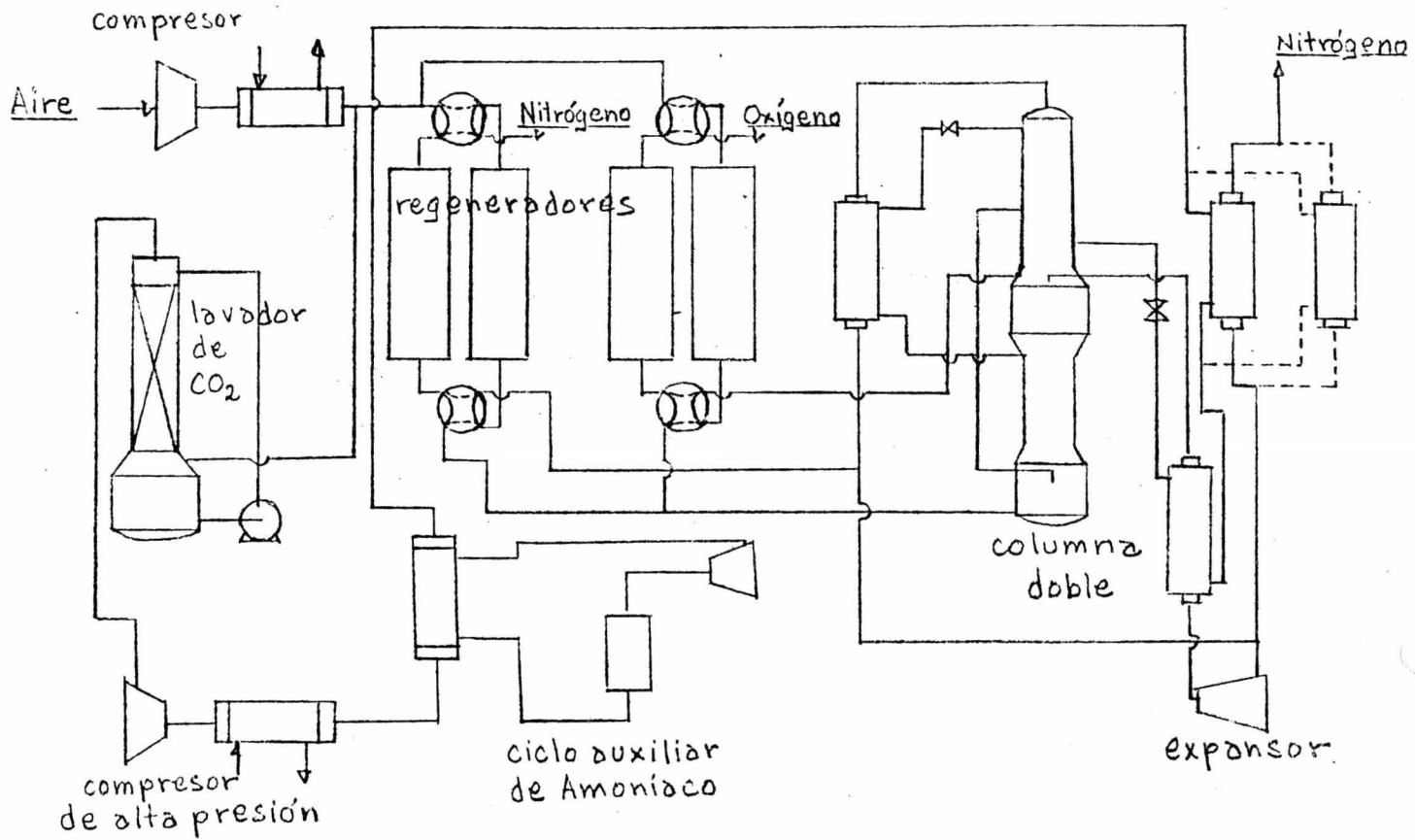


Figura (I.5)

3000  
Al final

(vi) Procesos con Refrigeración en Cascada (fig.I.6.a y I.6.b): Estos procesos también se usan para capacidades grandes y sus ventajas son similares a las del proceso Linde-Fränk1. La eficiencia del proceso aumenta según el número de ciclos en cascada que se pongan. El costo inicial es elevado, pero puede compensarse con la disminución de los compresores de aire.(Bliss y Dodge,1949).

(vii) Proceso Heylandt (fig.I.7) : Este proceso es para grandes capacidades y oxígeno líquido. Utiliza columna doble y ciclos auxiliares de freón.Con expansores recupera energía y proporciona refrigeración.El oxígeno se obtiene bastante subenfriado por debajo del punto de ebullición y a una pureza de 99.5%. Tambien el nitrógeno se obtiene líquido. (Latimer,1967).

de los  
proceso  
de los  
de los



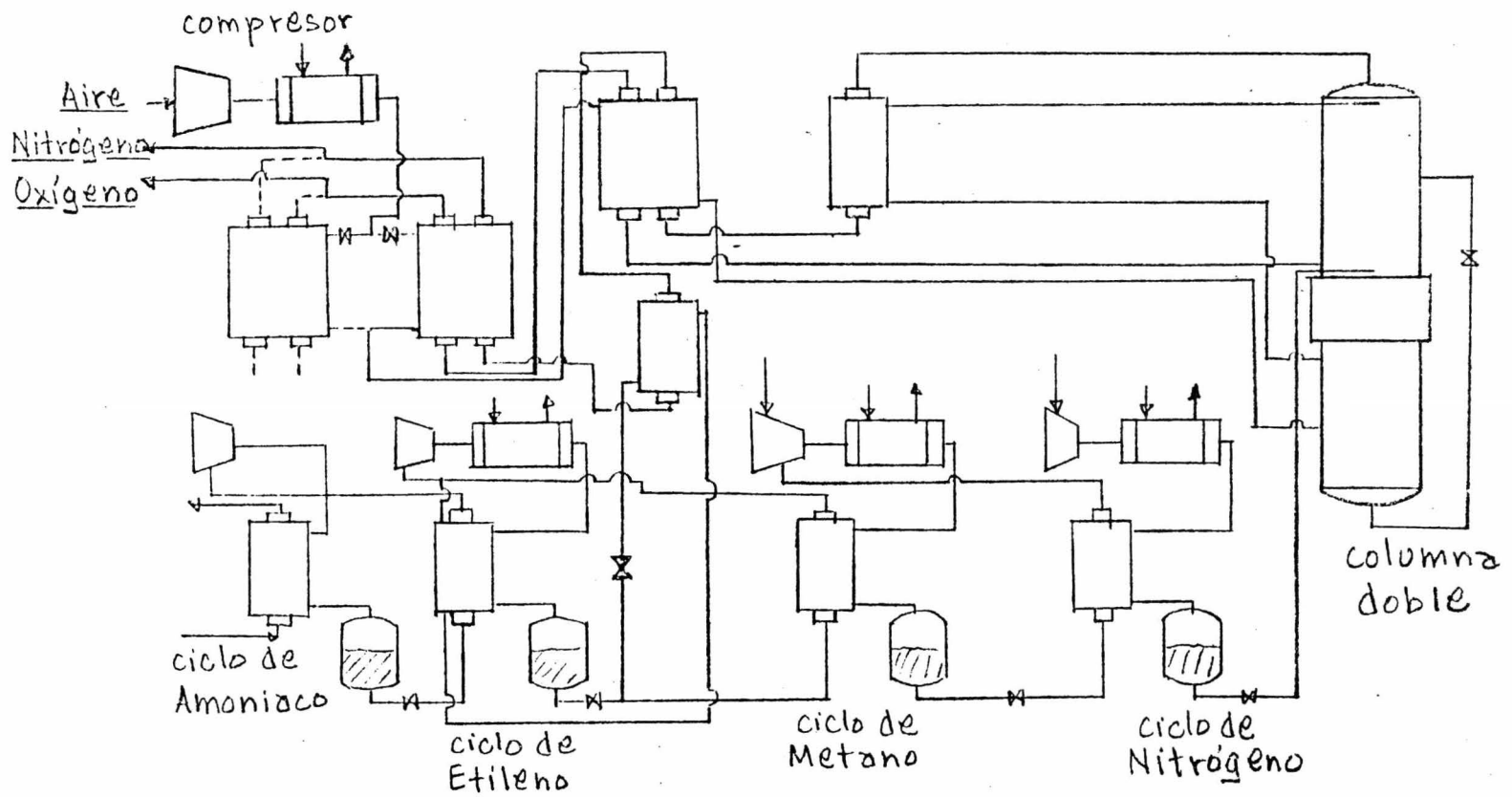
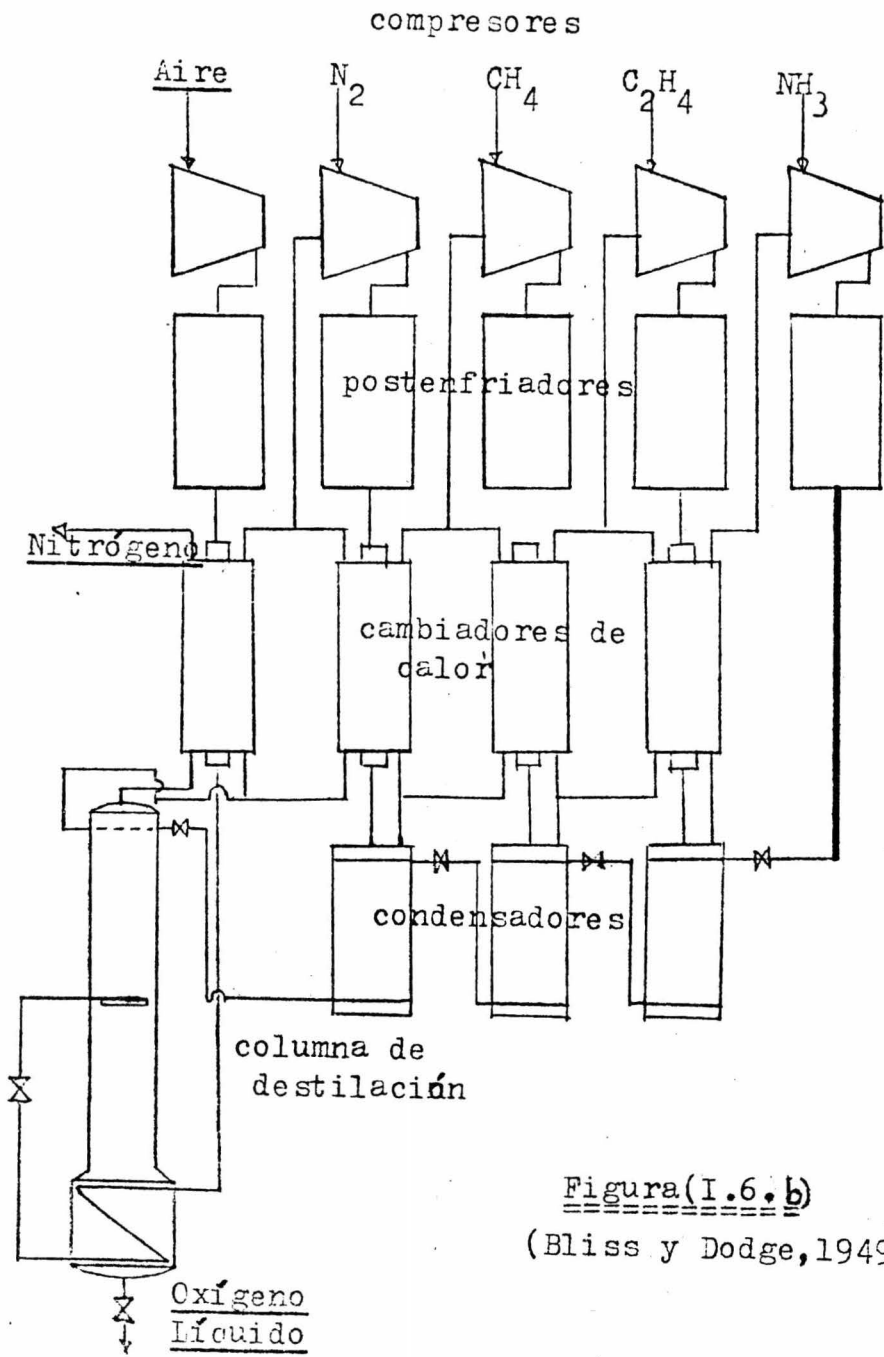


Figura (I.6.a)



Figura(1.6.b)  
(Bliss y Dodge, 1949)

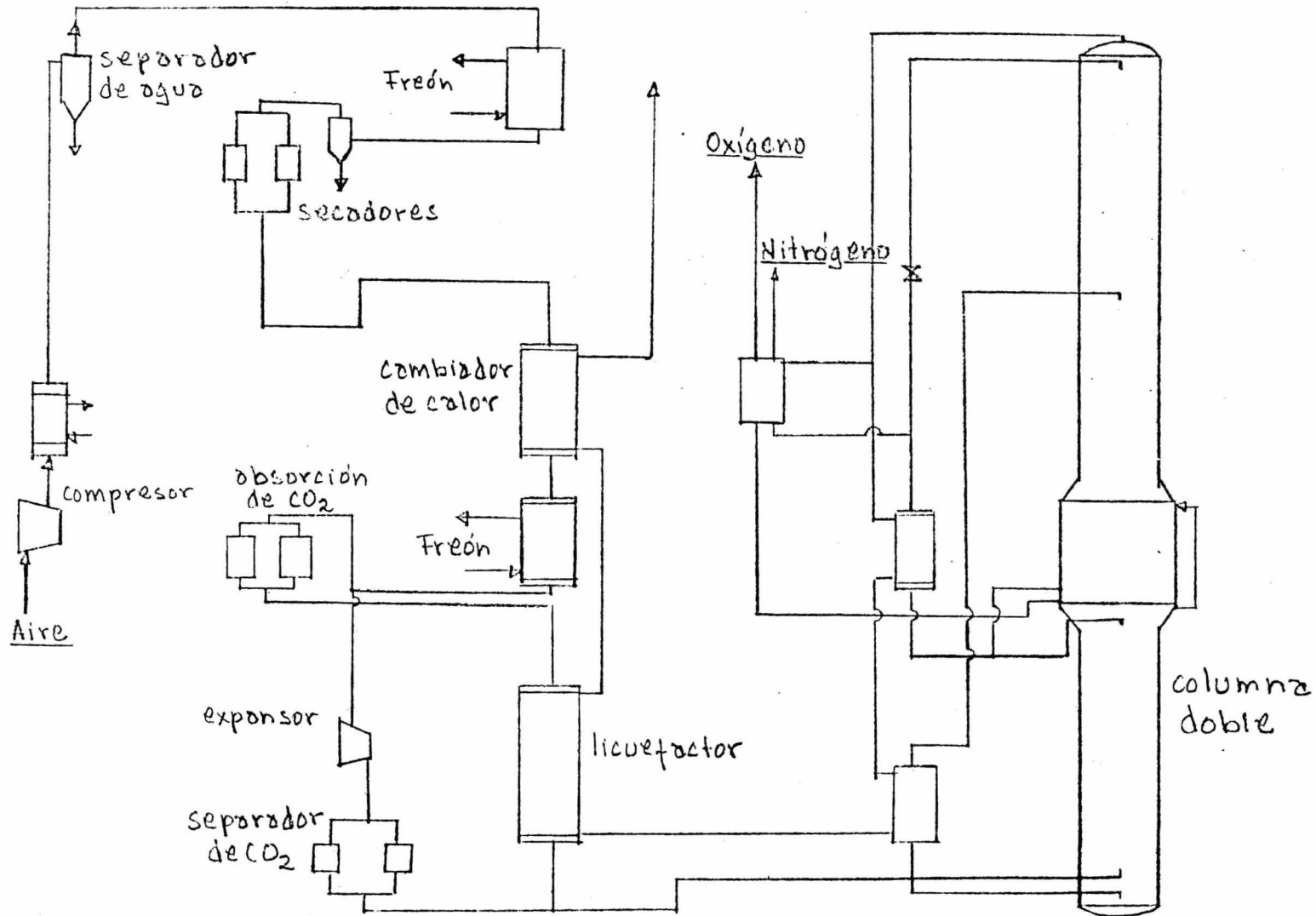


Figura (I.7)

10

70 de

(viii) Proceso Moderno de Obtención de Oxígeno Gaseoso.

(fig. I.8.a , I.8.b y I.8.c): Para este proceso no es necesario comprimir a muy altas presiones. Utiliza cambiadores reversibles de tres ó cuatro tubos, expansores para recuperar energía y columna doble. Es autosuficiente en refrigeración. Se obtiene oxígeno gaseoso de 99.5% a baja presión, por lo que es necesario comprimir al final del proceso. Se obtiene también nitrógeno de alta pureza pero en menor proporción.

(ix) Proceso de Ciclo Dividido (fig.I.9): Este es una combinación de los procesos de alta y baja presión. Se obtiene oxígeno de alta pureza, gaseoso ó líquido, con un consumo de energía reducida. El aire se purifica con regeneradores de nitrógeno y se refrigera en cambiadores a costa de los productos y de un ciclo externo de freón. La corriente de aire comprimido se divide en dos. Una se comprime aún más, se enfría y se expande en una válvula. Después se une con la corriente de baja presión y se alimenta en el plato inferior de la torre de presión alta. De la torre de baja presión se extrae el oxígeno líquido y se bombea como tal a los cambiadores reversibles, en estos se evapora y sale como oxígeno a presión (450 psig). (Katell y Faber, 1959).

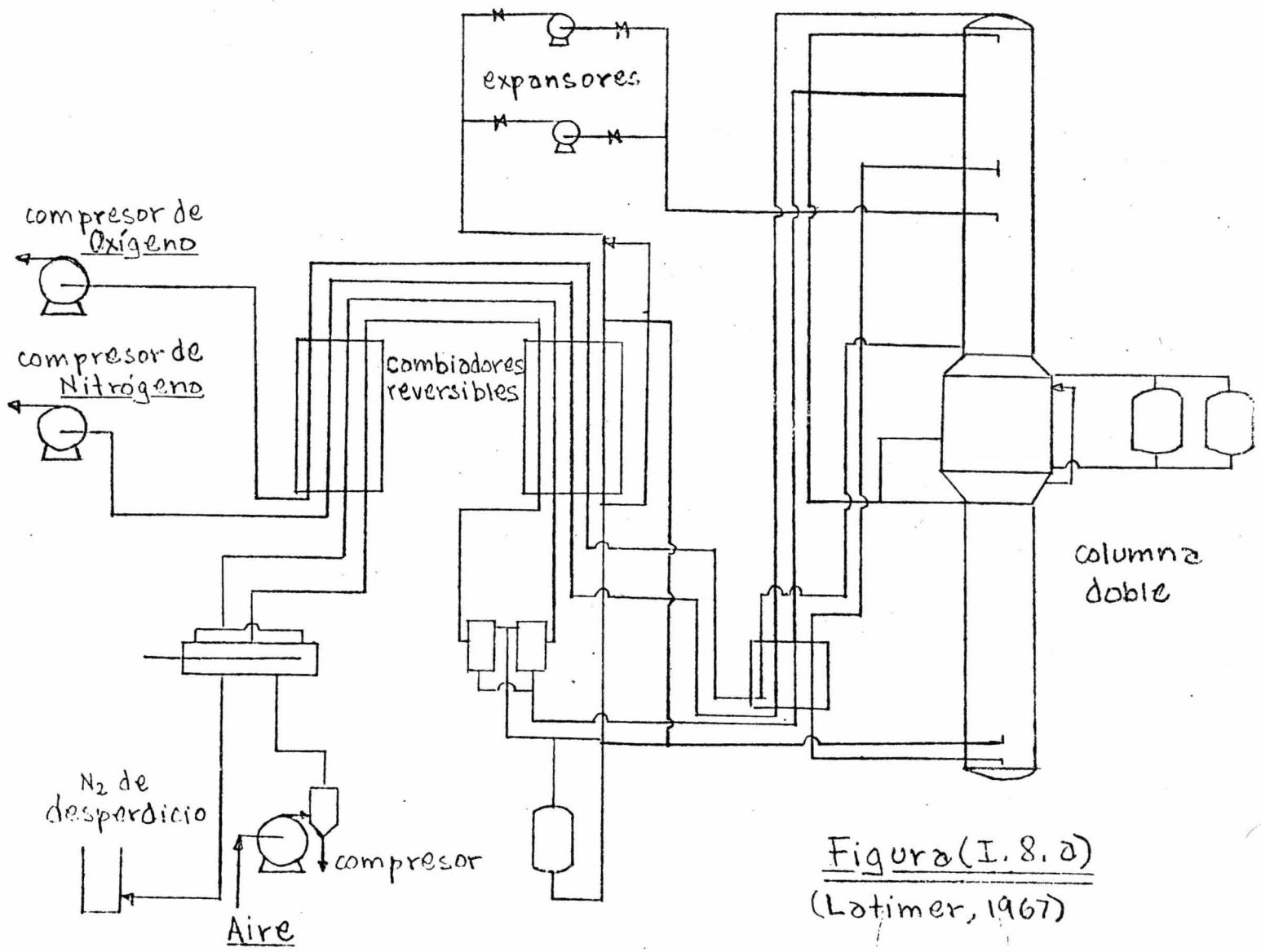


Figura (I. 8. a)  
 (Lotimer, 1967)

[Handwritten signature or mark]

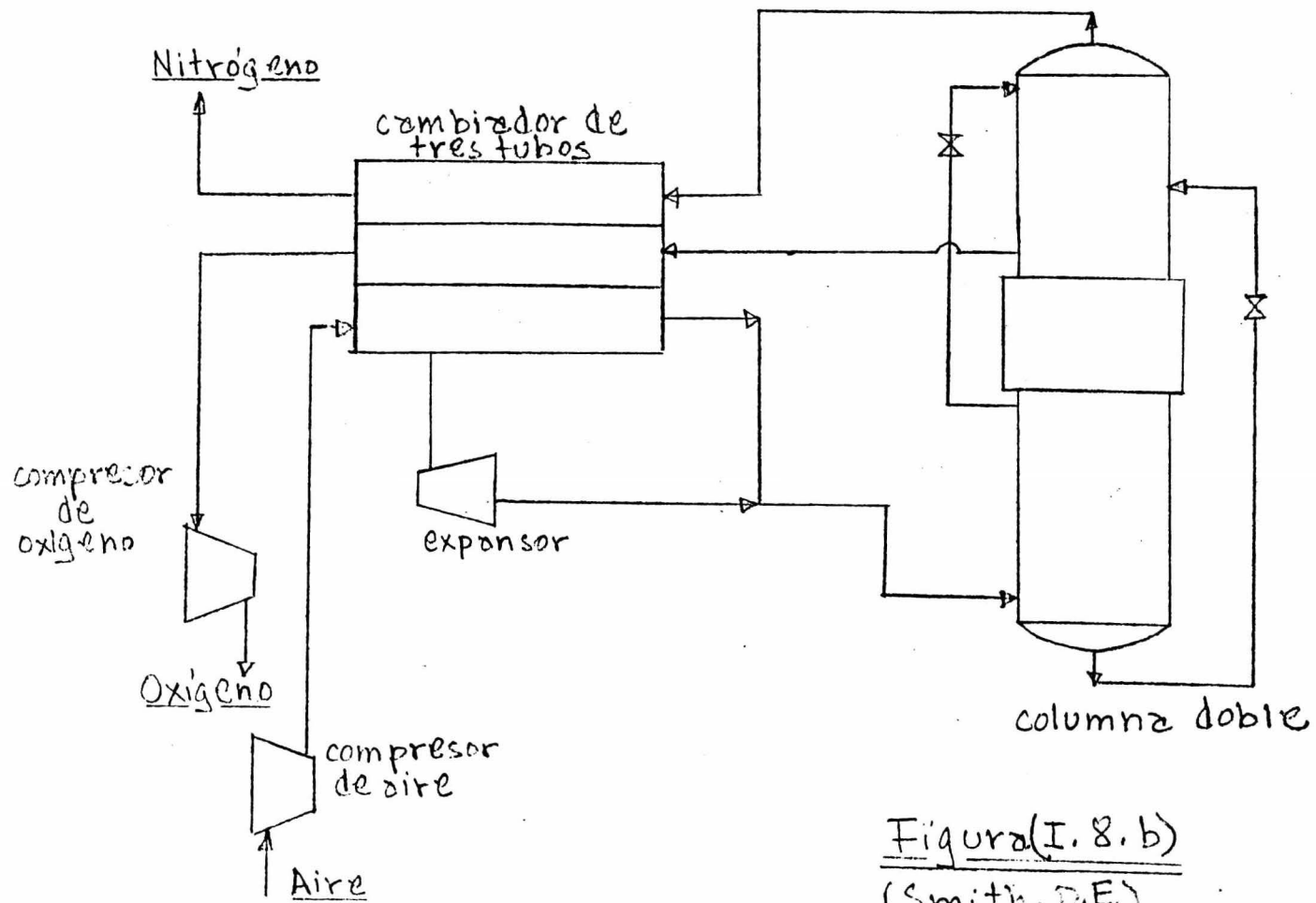


Figura (I. 8. b)  
 (Smith, D.E.)

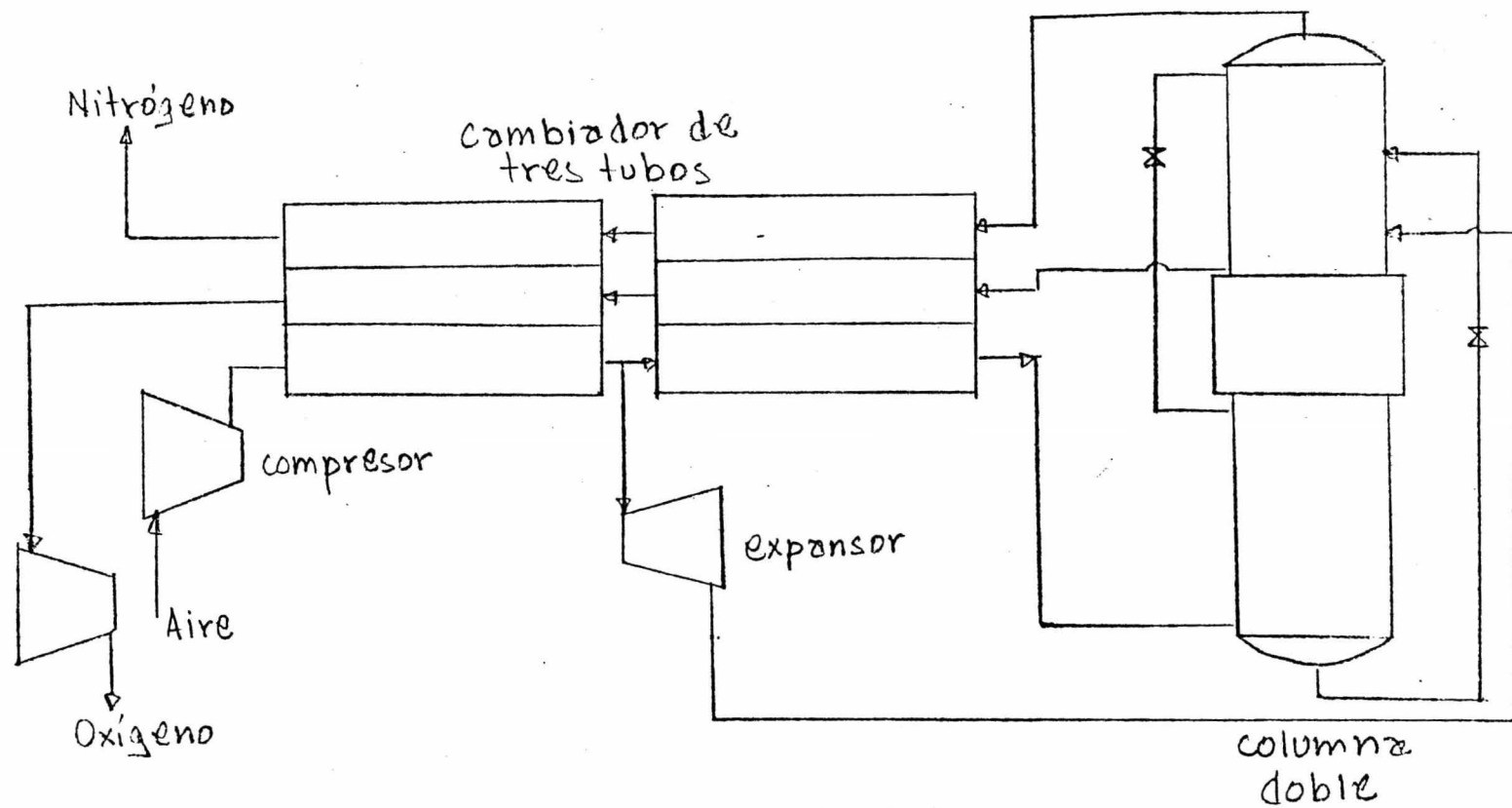


Figura (I.8.c)

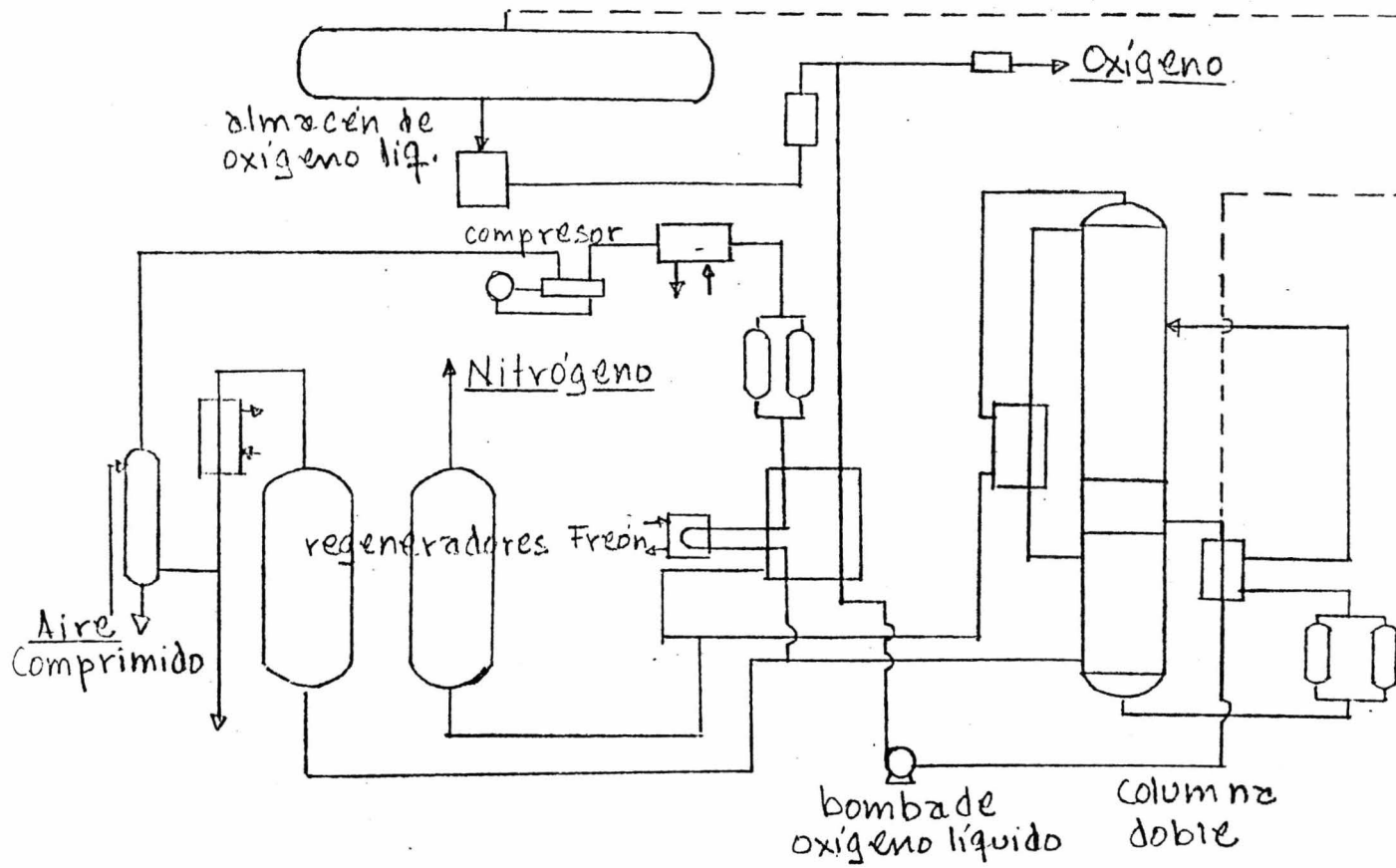


Figura (I.9)  
 (Katell y Faber, 1959)

*[Handwritten signature]*



1000

(x) Proceso de Baja Presión (fig.I.10): Con este se obtiene oxígeno gaseoso de 95% como máximo porque usa regeneradores de oxígeno. Tiene un expansor de nitrógeno después de la torre para recuperar energía y enfriarlo antes de entrar al regenerador. El proceso opera a baja presión y es necesario un compresor al final para darle al oxígeno gaseoso la presión deseada. Este arreglo puede resultar económico ya que el compresor al final solo manejaría la quinta parte ó menos de lo que manejaría al principio del proceso si se quisiera lograr la misma presión de salida.

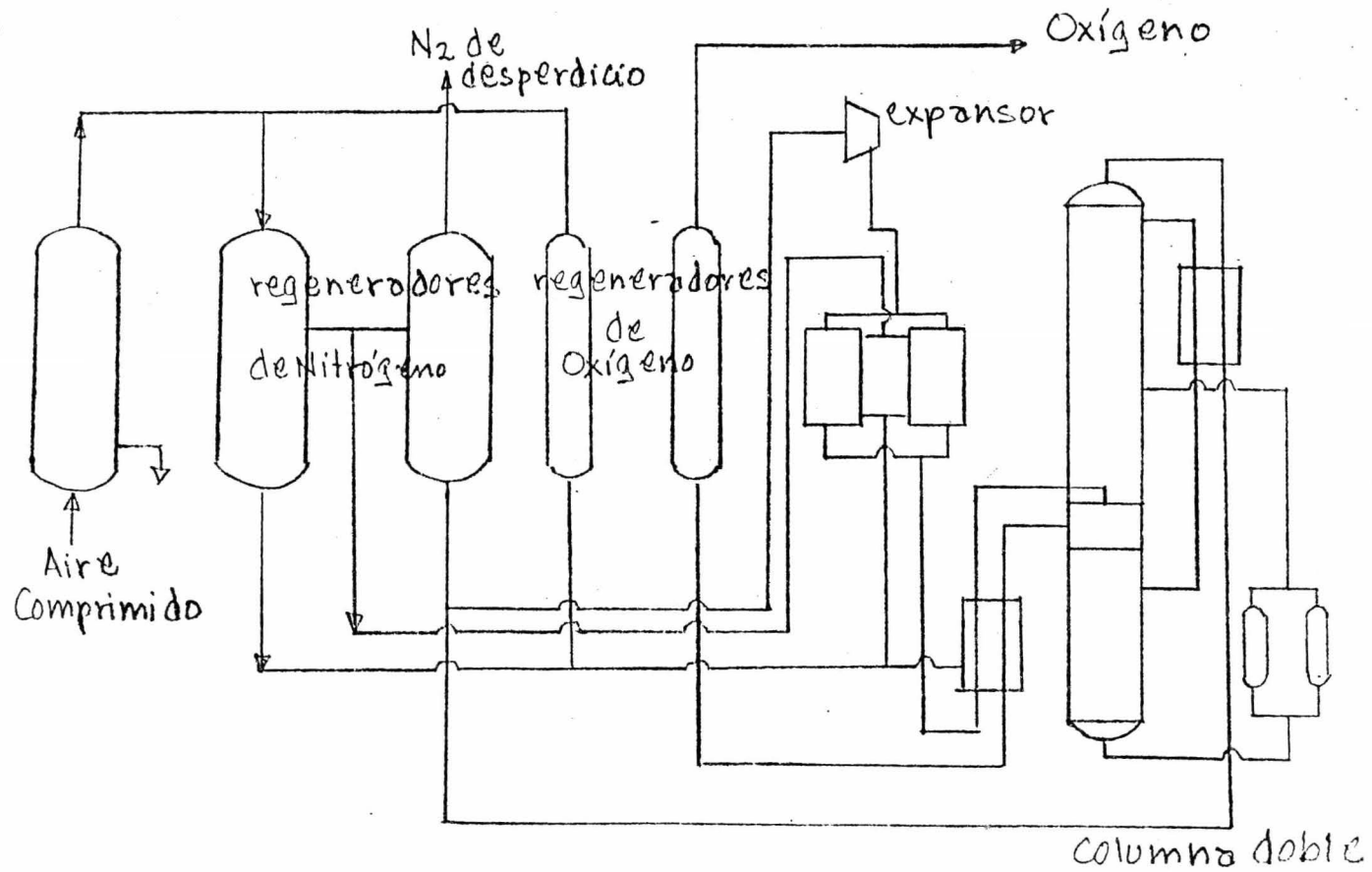


Figura (I.10)  
 (Katell y Faber, 1959)

## (II) SELECCION Y ANALISIS DEL PROCESO BASE:

La selección del proceso base es uno de los problemas más importantes y más difíciles con que se topa el ingeniero de procesos. No existe para ello un método riguroso sino que se basa en la intuición y experiencia del ingeniero.

El ingeniero que quiere un proceso se encuentra generalmente con un buen número de posibilidades, cada una con sus ventajas y desventajas. Para decidirse por un proceso en especial necesita hacer un análisis de que es lo que quiere de este y que tan bien cumplen todas las posibilidades con las condiciones que se van a imponer. De este análisis surgen como síntesis las condiciones que se impondrán y el proceso base mismo.

Para la selección de las condiciones y necesidades del proceso no siempre se tiene completa libertad ya que muchas de estas quedan fijas por el medio ambiente y por el consumidor del producto.

En la selección del proceso base se tiene mucha más libertad, y es aquí donde juegan un mayor papel la experiencia y criterio del ingeniero de procesos. En base a esta experiencia y criterio es a veces posible crear un conjunto de reglas de selección. Estas reglas se construyen en base a experiencias anteriores en las que se ha llegado a los procesos base más apropiados, y es por esto que se les llama reglas heurísticas. Es necesario tener a estas reglas en continua reevaluación, ya que como son puramente empíricas son susceptibles de fallas, pudiendo llevar a síntesis erróneas de procesos base.

10 de

(II.1).- Selección de las Condiciones que se Impondrán al Proceso Base.

(i) Capacidad:

El rango de capacidades en procesos de obtención de oxígeno por separación de aire es muy amplio. A nivel industrial hay plantas de 10 a 1000 toneladas de oxígeno al día. Las de menor capacidad no suele tener interés industrial y sólo satisfacen necesidades pequeñas y bien localizadas. Para producciones de más de 1000 ton  $O_2$ /día se usan múltiplos de unidades menores (Katell y Faber, 1959, y Smith, D.E.).

El nivel de producción no afecta la simulación, por lo que es lo mismo 10 que 100 ton/día. Si se planea observar el cambio evolutivo sería bueno escoger varios niveles de producción, como: 50, 100, 500 y 1000 toneladas por ejemplo, y así se pueden cubrir a grosso modo todas las posibilidades de producción.

(ii) Pureza de Productos:

La pureza del oxígeno depende del uso y varía entre 60 y 99.5%. Solo en tratamiento de aguas negras se usa en concentraciones tan bajas como 60% e, incluso en la mayoría de estos, se usa en concentraciones mayores de 80%. En los demás usos, industriales y médicos, se usa oxígeno de más de 90%, principalmente 95 y 99.5%.

Si también se desea observar el cambio evolutivo con respecto a la pureza se pueden analizar varias concentraciones. Las más frecuentes reportadas son 80, 90, 95 y 99.5% por lo que son las que se recomiendan para este tipo de estudio.

A. D. G.

(iii) Fase del Producto:

Casi para cualquier proceso se tiene la alternativa de producir oxígeno gaseoso ó líquido. El que se obtenga en una u otra fase depende principalmente de las condiciones de operación (Bliss y Dodge, 1949). Como en última instancia se consume gaseoso a primera vista parece inútil gastar en energía de licuefacción sin recuperarla en la vaporización. La conveniencia del oxígeno líquido es que se almacena ocupando menor volumen; pero se puede almacenar el gaseoso a presión sin ningún peligro también.

Se va a analizar sólo el caso de oxígeno gaseoso por que, como ya se dijo, la fase depende principalmente de las condiciones de operación y no del equipo ó proceso. Aunque se cree que las conclusiones a que se puede llegar serán muy parecidas a las que se llegaría analizando la posibilidad de oxígeno líquido, esto último habría que demostrarlo; quedando esto como una proposición más para el diseño evolutivo.

M

## (II.2) Selección del Proceso Base:

Como ya se dijo, es difícil establecer un método para la selección del proceso base. Pero basándose en las condiciones del inciso anterior, en nuestra intuición y experiencia hicimos la selección más ó menos como sigue:

(i).- De los procesos para oxígeno gaseoso se eliminaron todos los que no utilizan columna doble. Esto se hizo por que los que sí tienen este tipo de columnas se autorrefrigeran más eficientemente, reduciéndose notablemente los compresores de aire.

(ii).- Como siguiente etapa se escogieron los procesos que operan a presión baja porque se reducen los compresores de aire. En estos procesos se elevan la presión del oxígeno ó con bombas de oxígeno líquido a la salida de la segunda columna.

(iii).- De los procesos de compresión de gas y de bombeo de líquido se escogieron los de compresión de gas basándose en los análisis hechos por Smith D.E.(196\_) y Katell y Faber (1959). El primero concluye de un análisis termodinámico que es más eficiente la compresión de gas que el bombeo de líquido.

Los segundos, en un análisis económico, también concluyen que es más plausible la compresión del oxígeno gaseoso que el bombeo de este líquido.

(iv) Se prefirieron los procesos en los que se purifica el aire antes del compresor, por ser lo más recomendado, además de que se simplifican los cambiadores de calor.

(v) Como última etapa de la selección se escogió el proceso en el que la corriente del expansor se alimenta a la columna de presión baja ya que la expansión es más eficiente cuando la diferencia de presiones es mayor.

En proceso que resultó elegido como proceso base corresponde a la figura (I.8.c). Esta misma figura se repite a continuación como figura (II.2.2). En la figura (II.2.1) se ve en forma resumida las etapas de la selección.

210

PROCESOS	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	PROCESO BASE
(I.2.i)	x					
(I.2.ii)	x					
(I.2.iii)	x					
(I.2.iv)	x					
(I.2.v)	=	=	=	x		
(I.2.vi) (b)	x					
(I.2.vii)	=	x				
(I.2.viii) (a)	=	=	=	x		
(I.2.viii) (b)	=	=	=	=	x	
(I.2.viii) (c)	=	=	=	=	=	=
(I.2.ix)	=	=	x			
(I.2.x)	=	=	=	x		
(I.2.vi) (a)	=	=	=	x		

Figura(II.2.1).



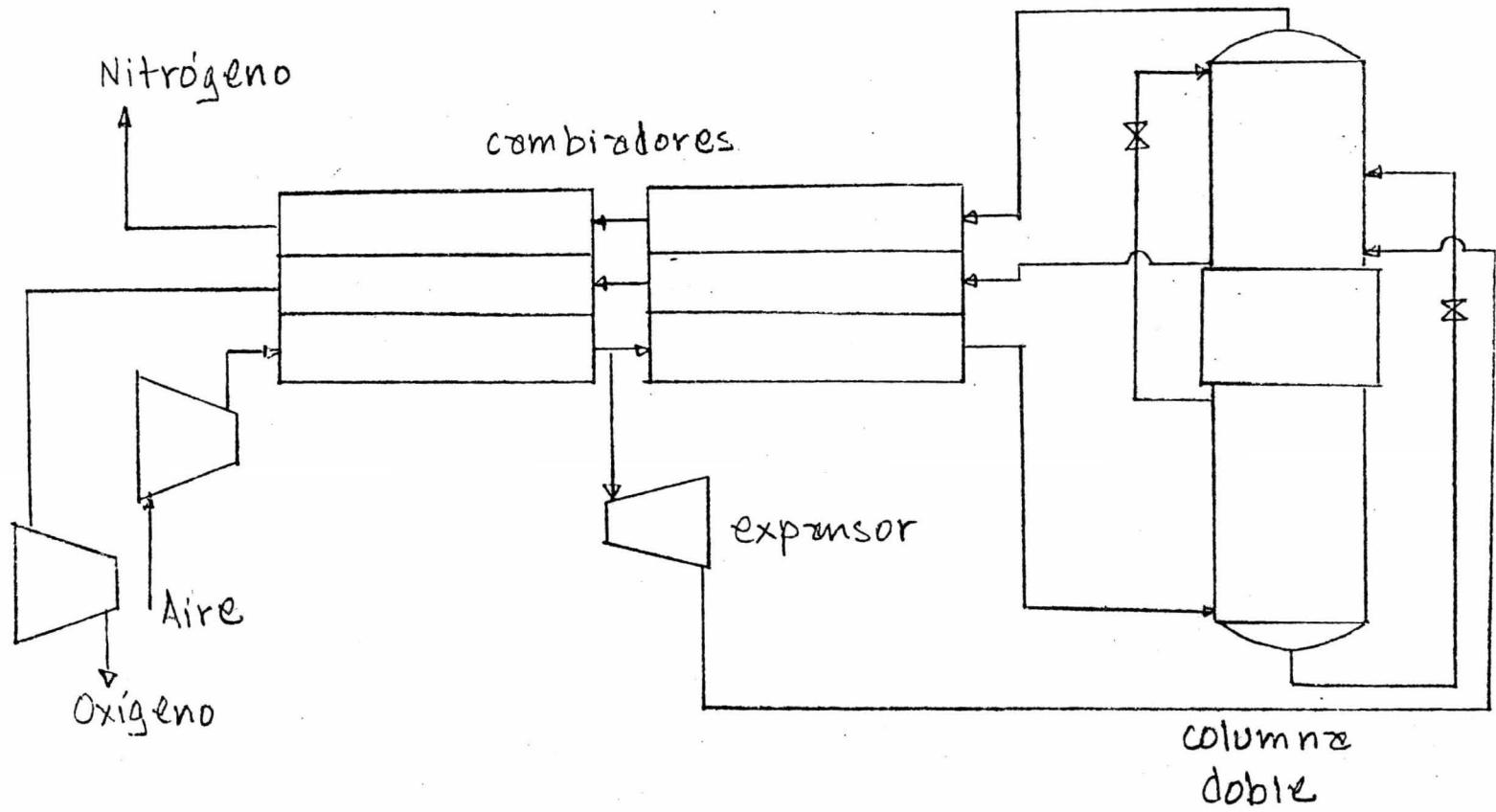


Figura (II.2.2)

20

0.0

(II.3) ANALISIS DE LA ESTRUCTURA DEL SISTEMA:

El proceso base consta de siete equipos básicos: dos compresores, un expansor, dos cambiadores de calor y dos columnas de destilación. Para poderlo simular en computadora digital se requiere en subprogramas que representen a cada uno de estos equipos. Además se necesitan subprogramas de calculo de propiedades termodinámicas, de entrada y salida y otros auxiliares. Todos estos subprogramas se manejan con un programa principal que les alimenta los datos necesarios y recibe de ellos los resultados.

20

### (II. 3.1) - Análisis de Flujo de Información:

Para la elaboración de los programas y subprogramas es muy útil hacer un análisis de flujo de información entre los equipos o componentes del proceso.

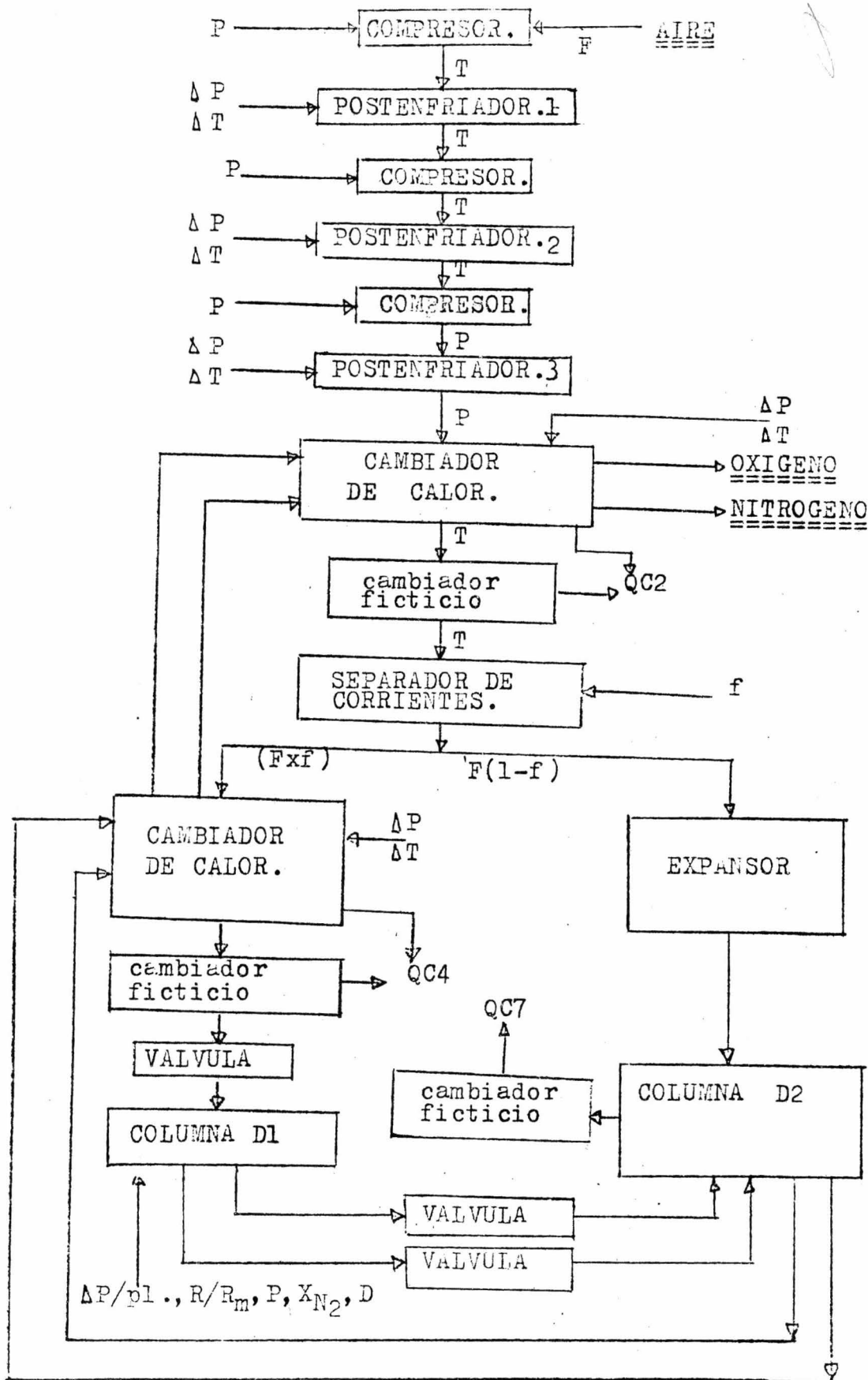
Con este análisis se puede encontrar la secuencia de cálculo en la que el número de iteraciones y ecuaciones simultáneas por resolver son mínimas.

Algunas variables son comunes para dos o más equipos, otras son salida de uno y entrada de otro. La transferencia de información de un equipo a otro es la que fija como debe fluir la información en todo sistema. Para un proceso puede haber más de un flujo de información, pero de todos los posibles hay uno para el cual la secuencia de cálculo es óptima.

Esta última es la que se desea encontrar al hacer el análisis.

El mejor flujo de información suele ser el del sentido entrada → salida del proceso. Con este casi siempre son menos las ecuaciones simultáneas a resolver. Además se interpretan mejor los resultados si se encuentran problemas de divergencia o violación de restricciones.

El flujo de información que se ha elegido para el proceso base es el del flujo del aire a través de los equipos. En la figura (II.3.1)) se muestra el diagrama de flujo de información para el proceso base.



Figura(II.3.1)

### (II.3.2).- Grados de Libertad del Proceso:

Del conjunto de ecuaciones y variables de diseño de los componentes de un proceso existe generalmente un pequeño número de variables no especificadas que pueden tomar diferentes valores. Estas variables son los grados de libertad del proceso, y sus valores para los cuales resulte más económico o más eficiente el proceso son los que se buscan mediante una estrategia de optimización.

Los grados de libertad de un sistema se pueden encontrar en forma sistemática haciendo un análisis de las ecuaciones y variables para cada uno de los equipos. Para esto existen métodos como el Algoritmo de Selección de Variables de Diseño (Rudd y Watson, 1968). De los grados de libertad de los equipos individuales se eliminan muchos por la interacción entre estos. Los restantes constituyen los grados de libertad del proceso.

Otra forma, menos sistemática pero más sencilla, de localizar los grados de libertad del proceso es analizando el diagrama de flujo componente por componente y preguntándose que variables no están fijas por la interacción de los demás equipos, por el medio ambiente o por el proceso en sí. Para el proceso base se encontraron los grados de libertad de esta última forma y en la figura (II.3.2) se muestra como están localizados.

Del total de grados de libertad detectados (27), una parte se va a fijar como variables de diseño, otra para mover en diseño evolutivo y otra se va a dejar libre para mover en la optimización. Se fijan algunas como variables de diseño porque son más que nada problema del fabricante del equipo, no del ingeniero de procesos,

NO

y porque estan fijadas en la mayoría de los procesos de este tipo. Las variables que se fijan en la optimización para mover en diseño evolutivo son las que se sospecha que más van a influir en la selección del proceso. Los grados de libertad distribuidos en las tres clasificaciones son los siguientes:

(i) Variables de Diseño:

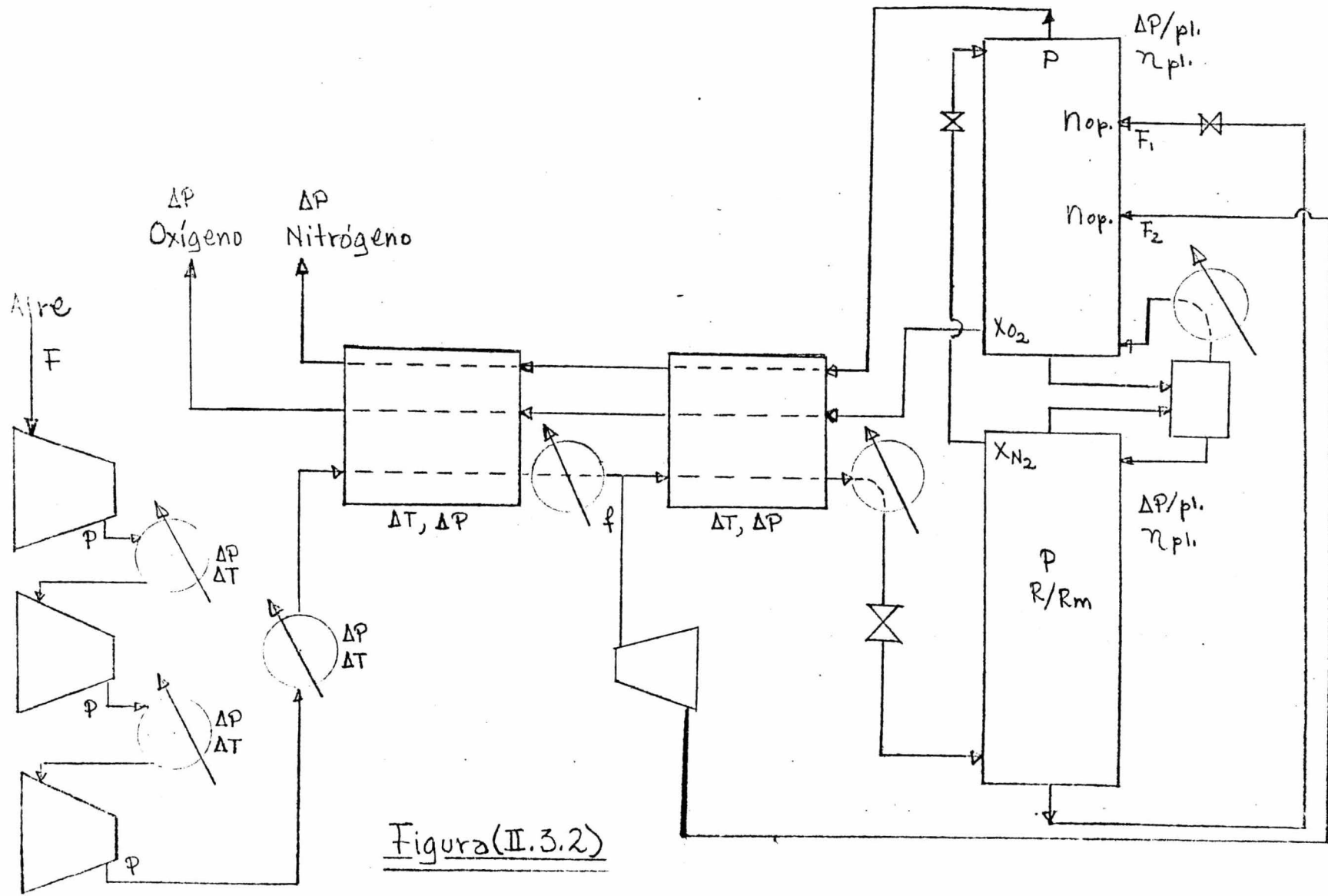
- Caidas de presión en postenfriadores .....(3)
  - Caida de Presión por plato .....(2)
  - Caidas de presión en cambiadores .....(2)
  - Eficiencia por plato .....(2)
- Suma = 9

(ii) Variables de Diseño Evolutivo:

- Composición del oxígeno producto .....(1)
  - Flujo de Aire ó producción de oxígeno .....(1)
- Suma = 2

(iii) Variables de Optimización:

- Presiones de salida de compresores .....(3)
  - Presión en columna de enriquecimiento .....(1)
  - Acercamientos de temperaturas en cambiadores de calor .....(2)
  - Acercamiento de temperaturas en inter y postenfriadores .....(3)
  - Fracción expandida .....(1)
  - Composición de nitrógeno en la columna de enriquecimiento .....(1)
  - Relación del reflujo .....(1)
  - Plato óptimo de alimentación de  $F_1$  .....(1)
  - Plato óptimo de alimentación de  $F_2$  .....(1)
  - Presión de columna combinada .....(1)
  - Presión de descarga del oxígeno .....(1)
- Suma = 16



Figura(II.3.2)

20

20

De estas 16 variables de optimización es posible eliminar la última si no se considera el compresor de oxígeno en proceso. Se puede fijar arbitrariamente un poco mayor que la presión atmosférica ó igual. Como afecta esta variable a la economía del proceso sería necesario observar lo en otro estudio más completo, en el que se sepan - las necesidades de presión de un consumidor en especial.

Las quince variables restantes son las que se van a mover hasta llegar al óptimo económico del proceso.



150

### (III) .- SIMULACION Y OPTIMIZACION.

Por medio de la simulación se tratan de lograr las mismas condiciones a las que se lleva a cabo un proceso. Se trata de imitar todo lo que pueda suceder en el proceso real, pero de una manera más económica. Esto se puede lograr con plantas piloto, con computadoras analógicas ó con computadoras digitales.

Para la simulación en computadora es necesario contar con un modelo matemático que represente al proceso. Este modelo es un conjunto de ecuaciones, diferenciales o algebraicas, de muchas variables. Las variables representan las propiedades físicas y las ecuaciones los cambios que están sufriendo a lo largo del proceso.

(i).- La simulación en planta piloto es una repetición del proceso pero en cantidades relativamente más pequeñas y con equipos a menor escala. Este tipo de simulación puede resultar cara, ya que hay que instalar una planta completa aunque pequeña. Es necesaria cuando no se conoce bien el proceso y se necesita recopilar más información antes de hacer una inversión mayor que resulte un fracaso. Pero si se cuenta con suficiente información es preferible sustituirla por una simulación en computadora analógica ó digital (Lozada y Barnés, 1972).

(ii)- La simulación en computadora analógica necesita de bloques de circuitos específicos que representen a cada unidad del proceso ó ecuación del sistema de ecuaciones. Los voltajes representan las variables, como temperatura, presión, composición, etc. El principal problema de este tipo de simulación es que toma mucho tiempo construir e interconectar los circuitos, estabilizarlos, encontrar las escalas de conversión entre las variables físicas y los

130

voltajes, etc. Es por esto que está limitada a procesos para los que el modelo matemático es relativamente sencillo (Luyben 1973).

(iii) Las computadoras digitales se prestan mucho más para la simulación con modelos matemáticos más complicados. No es necesario conectar circuitos ni escalar voltajes ó tiempos. Lo único teóricamente necesario es ser capaz de escribir un programa en alguno de los lenguajes disponibles e interpretar los resultados obtenidos al procesarlo. Esto tiene la ventaja de que un mismo programa se puede ejecutar una infinidad de veces con diferentes datos y se puede guardar para siempre en cinta ó tarjetas, ó temporalmente en memoria. Además del lenguaje, es necesario conocer métodos numéricos de integración ya que es la única forma de integrar en estas computadoras. Con los métodos numéricos las ecuaciones diferenciales se convierten en ecuaciones de diferencias finitas, y la forma de resolverlas puede influir en la veracidad de los resultados.

Para simular en estas computadoras es necesario construir subprogramas para cada equipo o parte importante del proceso y coordinarlos por medio de un programa central. Este programa central controla el orden en que se llama a los subprogramas y que información se alimenta a cada uno (Barnés y King, 1970). La información se maneja en forma de vectores. Unos representan las corrientes y en sus componentes llevan la información de propiedades físicas e identificación. Otros representan los equipos y en sus componentes llevan la información del tipo de transformación que provocan y su identificación. A los conjuntos de estos vectores se llama matriz de corrientes y matriz de unidades respectivamente (Barnés y King, 1970).

100

La matriz de corrientes se alimenta de subrutina a subrutina, o de equipo a equipo, por medio de una expresión COMMON. De este COMMON se extraen las variables necesarias para realizar cada cálculo y al generarse nuevas componentes de vectores se colocan automáticamente en este. En la matriz de unidades algunos vectores tienen componentes implícitas, que no se incluyen en éstos pero que sí efectúan la transformación correspondiente. La forma en que se manejan los vectores de unidades es principalmente por medio de argumentos de subrutinas.

Para llevar a cabo la optimización es necesario construir una función objetivo. Esta dependerá de las variables de optimización seleccionadas y de los costos de los equipos.

$$\text{Función Objetivo} = f(X, C)$$

X = vector de variables

C = costos

Para encontrar el óptimo, en este caso un mínimo, se recorre la función por incrementos hasta detectarlo. Se inicia la búsqueda con un vector de variables dado y se fija el incremento para cada una de las variables. La rapidez y precisión dependerán del vector de variables inicial, el incremento que se fije y del método empleado.

Cuando se sabe mas o menos por donde está el óptimo de la función el cálculo puede ser muy rápido, quizá con una sola vuelta se llegue. Pero cuando no se tiene ni idea puede ser necesario repetir los cálculos

ND

muchas veces, dando en cada uno como vector inicial el vector final del cálculo anterior y fijando nuevos incrementos para cada variable.

Para la optimización las computadoras digitales son lo mejor. En ellas es posible repetir los cálculos cuantas veces se desee cambiando el vector de variables y los incrementos de estas cada vez, pudiendo observar inmediatamente los resultados.

10

(III.1) Simulación del Proceso Base:

En la simulación del proceso base se emplearon varias subrutinas del simulador de procesos desarrollado por Flores y **Barnés** (1975). Para el cálculo de propiedades termodinámicas se usaron las subrutinas FLASH, PKNOWN, y EQST. Para el cálculo de compresiones y expansiones se usaron las subrutinas COMPRE, EXPAN, y VALVU. También se usaron las subrutinas de lectura de datos, transformación de unidades y escritura de resultados. (Ver Apéndice (V.1)).

Para poder simular el proceso fué necesario construir unas subrutinas para el cálculo de columnas de destilación. Estas calculan: número de platos, diámetro de columnas y densidades. (Ver Apéndice (V.2)).

Se construyó además una subrutina en la que se simula paso a paso el proceso base. En esta se llama a las demás subrutinas alimentándoles los datos necesarios, además de que se calculan algunos equipos para los que no fué necesario hacer subrutinas independientes (i.e.: los cambiadores de calor). A esta subrutina se le llamó SIMUOX; y se hizo en base al diagrama de flujo de información desarrollado en el capítulo anterior, identificando las corrientes como se muestra en la figura (III.3.1).

En la simulación se incluyen tres cambiadores ficticios. Se hizo esto para simplificar, pero estos ten  
derán a desaparecer en la optimización pues se penalizarán fuertemente en la función objetivo.

En la figura (III.3.2) se muestra un diagrama del funcionamiento de la subrutina SIMUOX.

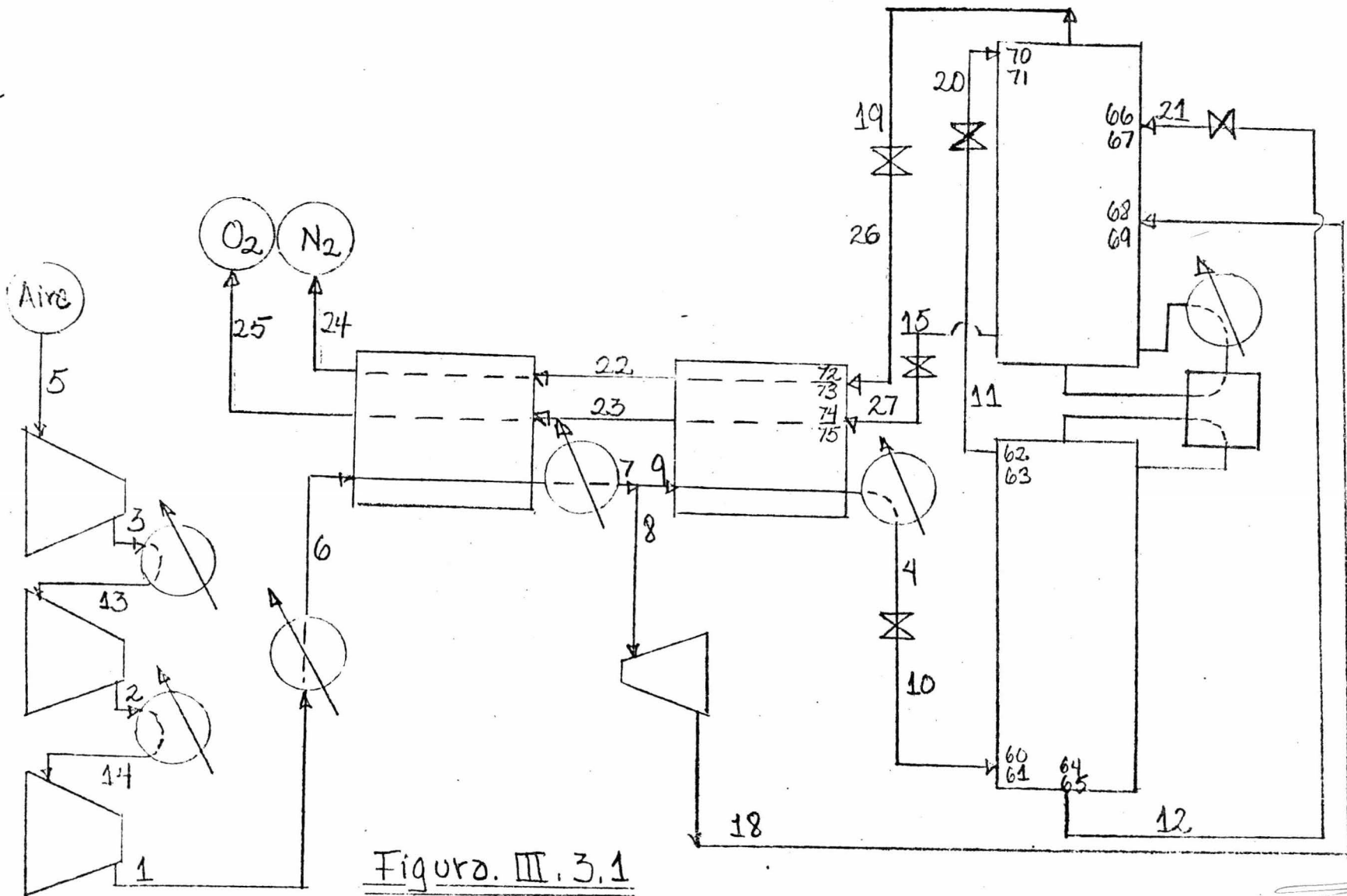
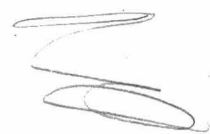
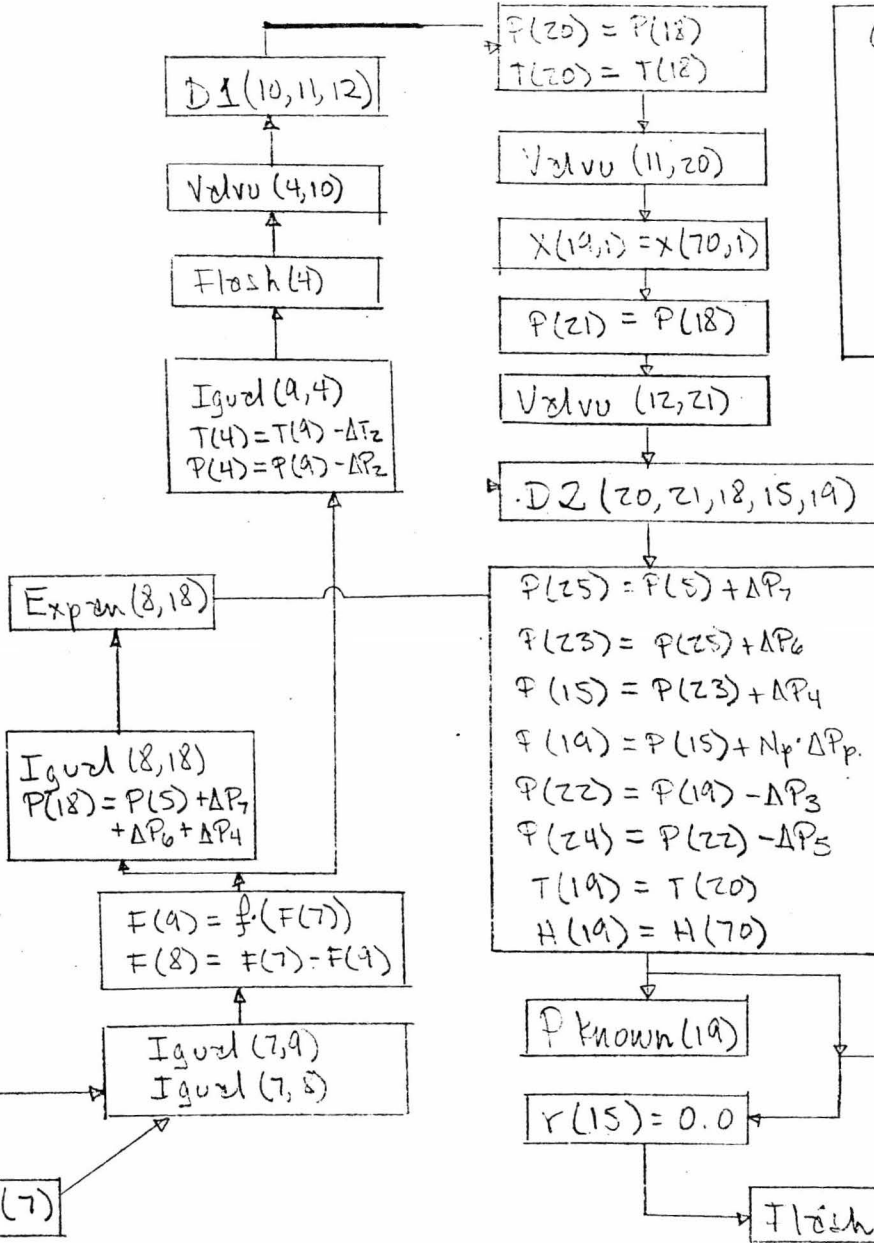
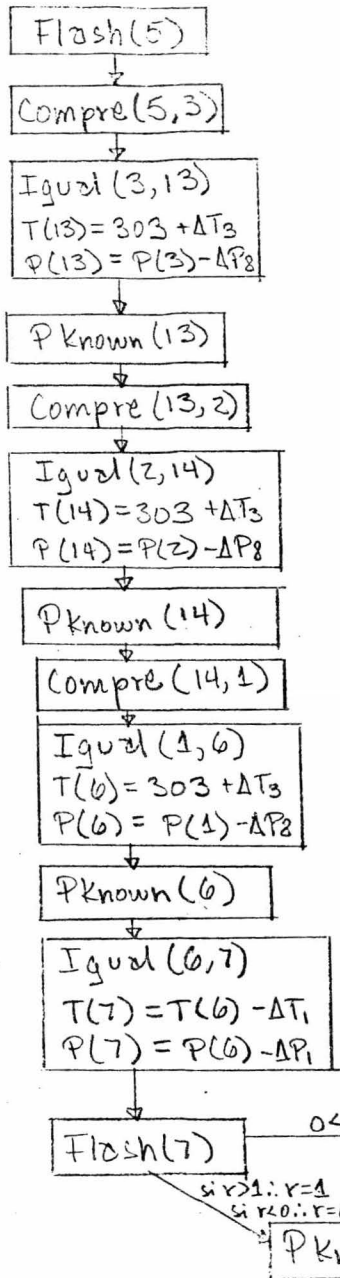


Figura. III. 3.1





$$\begin{aligned}
 QC2 &= F(6)[H(7) - H(6)] - F(22)[H(24) - H(22)] - F(23)[H(25) - H(23)] \\
 QC4 &= F(9)[H(4) - H(9)] - F(19)[H(22) - H(19)] - F(15)[H(23) - H(15)] \\
 QC5 &= F(10) \cdot H(10) - F(11) \cdot H(11) - F(12) \cdot H(12) \\
 QC6 &= F(19) \cdot H(19) + F(15) \cdot H(15) - F(20) \cdot H(20) - F(21) \cdot H(21) - F(18) \cdot H(18) \\
 QC7 &= \text{ABS}(QC6 - QC5)
 \end{aligned}$$

Figura III.3.2

(III.2).- Optimización:

La optimización no se ha podido realizar por haber encontrado problemas continuamente con la simulación. Aún así se va a terminar el trabajo, anexando posteriormente los resultados en un folleto aparte.

Para la optimización se va a emplear un programa desarrollado por Alejandro Ramírez Grycuk en base al método de Fletcher.

La función se construirá en base a la información proporcionada por una compañía que construye plantas del tipo. Las restricciones de la función serán probablemente lo mas complicado pero se cree que se podrán determinar junto con la función objetivo y corregirse a medida que se presenten los problemas en la optimización.

Se deja esto para después por falta de tiempo, pero se espera poder terminar e insertar los resultados a este trabajo lo antes posible.



20

(III.3).- Resultados:

Se incluyen a continuación los resultados de la simulación para dos conjuntos de datos como ejemplo.

Cada conjunto de datos está al principio de los resultados correspondientes. De la línea 900 a la 2600 se leen los vectores de corrientes de la siguiente forma: en la primera de tres líneas se lee la identificación de la corriente, en la segunda se leen la presión, la temperatura, el flujo molar y la relación de vaporización, en la tercera se leen las fracciones de flujo correspondientes a cada componente. En las líneas 2700 y 2800 se leen las caídas de presión de los cambiadores, las caídas de presión por plato, la fracción expandida y las diferencias de presión a la descarga. En la línea 2900 se leen las diferencias de temperaturas de los cambiadores. En la 3000 las composiciones XS(11,1) y XS(15,1). En la 3100 se lee la relación de reflujo de la columna de enriquecimiento.

En los resultados, los números de las corrientes corresponden a los de la figura (III.3.1). Los valores de QC2, QC4 y QC7 son del primer cambiador, del segundo cambiador y del tercer cambiador ficticio respectivamente. Los valores de NPR y DD1 son el número de platos y el diámetro para la columna de enriquecimiento. Los valores de NP1, NP2, NP3, NPT, y DD2 son el número de platos de enriquecimiento, intermedios, de agotamiento, totales y el diámetro de la columna de tres secciones.

WORKFILE: WIS (05/20/72)

	PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO			
	20/8/75			
	F. J. V. A.			
100				
200				
300				
400	2	2	2	
500	0.0005			
600	2			
700	19	25		
800	6			
900	5			
1000	1.	498.	20:325	1.
1100	16.158	4.106		
1200	2			
1300	30.			1.
1400				
1500	10			
1600	8.			
1700				
1800	15			
1900	4.			
2000				
2100	22			
2200		123.		1.
2300				
2400	24			
2500		113.		1.
2600				
2700	.7	.7	.7	.7
2800	.7	.0	.7	.01
2900	180.	35.	20.	.66
3000	0.995	0.005		.1
3100	1.2	1		

PLANTA DE SEPERACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CONSTANTES FISICAS DE LOS COMPUESTOS

	NOMBRE	P 1	P 2	T 0	W C	B 1	B 2	B 3	B 4	B 5
1	N2	26.02	33.49	128.20	0.0209	35791E+01	-46931E-01	9.329E-02	-28291E-03	-30700E-05
2	O2	32.00	49.60	154.50	0.0299	36656E+01	-16706E+02	6.117E-01	-64076E-02	-23792E-03

PARAMETRO DE INTERACCION BINARIO

	1	2
1	0.00	0.00
2	0.00	0.00

CORRIENTE

5

PRESION (ATM ) 1.00  
 TEMPERATURA ( GK ) 298.02

NOMBRE FICCIÓN MOL Y FLUJO (KG/H)

N2	0.794982	452.72
O2	0.204969	133.31

TOTAL 1.0000 586.00

PESO MOLECULAR 28.934

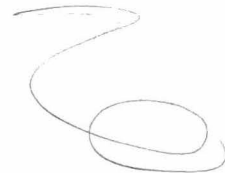
ENTALPIA MOLAR 2075659.3720  
 (CAL/KG MJL)

CAPACIDAD CALORIFICA 6952.6238  
 (CAL/KG MJL GK)

ENTROPIA MOLAR 41222.4120  
 (CAL/KG MJL GK)

COEF COMPRESIBILIDAD 0.9998

VAPORIZACION 1.0000



PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE

2

PRESION (ATM )	30.00
TEMPERATURA ( GK )	875.20
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)
N2	0.794982 452.75
O2	0.204969 133.31
TOTAL	1.0000 586.06
PESO MOLECULAR	28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	6294599.4295
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7145.1048
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	42252.5437
F. DE COMPRESIBILIDAD	1.0105
VAPORIZACION	1.0000

CORRIENTE

6

PRESION (ATM )	29.30	28.60
TEMPERATURA ( GK )	323.00	143.00
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.794982 452.75	0.794982 452.75
O2	0.204969 133.31	0.204969 133.31
TOTAL	1.0000 586.06	1.0000 586.06
PESO MOLECULAR	28.834	28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	2213185.3131	783297.7506
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7261.6627	11090.6202
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	34975.8236	28399.3802
F. DE COMPRESIBILIDAD	1.0015	0.7502
VAPORIZACION	1.0000	1.0000

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE

8

PRESION (ATM )	28.60	28.60
TEMPERATURA ( GK )	143.00	143.00
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.794982	123.93
O2	0.204969	45.33
TOTAL	1.0000	179.26
PESO MOLECULAR	28.834	28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	783297.7506	783297.7506
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	11090.6262	11090.6262
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	28399.3882	28399.3882
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.7582	0.7582
VAPORIZACION	1.0000	1.0000

CORRIENTE

18

PRESION (ATM )	4.00	4.00
TEMPERATURA ( GK )	94.95	94.95
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.794982	123.93
O2	0.204969	45.33
TOTAL	1.0000	179.26
PESO MOLECULAR	28.834	28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	514672.1228	514672.1228
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	8376.5006	8376.5006
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	29109.0607	29109.0607
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.7582	0.7582
VAPORIZACION	0.9207	0.9207

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

NO

CORRIENTE

4

PRESION (ATM ) 27.90  
 TEMPERATURA ( GK ) 126.00

NOMBRE	FRACCION MOL	FLUJO (KG/H)
N2	0.794982	298.81
O2	0.204969	87.99

TOTAL	1.0000	386.80
PESO MOLECULAR		28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		516497.5008
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		25753.2305
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		26420.0348
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD		0.1598
VAPORIZACION		0.9513

CORRIENTE

10

PRESION (ATM ) 8.00  
 TEMPERATURA ( GK ) 104.03

NOMBRE	FRACCION MOL	FLUJO (KG/H)
N2	0.794982	298.81
O2	0.204969	87.99

TOTAL	1.0000	386.80
PESO MOLECULAR		28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		51624.2350
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		9516.1735
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		28039.1822
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD		0.0000
VAPORIZACION		0.8960

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

110

CORRIENTE	11	12
PRESION (ATM )	7.78	8.00
TEMPERATURA ( GK )	99.81	104.11
NUMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.995000	101.50
O2	0.005000	0.93
	0.642966	137.31
	0.357034	87.03
TOTAL	1.0000	192.43
PESO MOLECULAR	28.040	29.441
ENTALPIA MOLAR	-461225.9710	-544169.2995
(CAL/KG MOL)		
CAPACIDAD CALORIFICA	16292.7047	15954.7651
(CAL/KG MOL GK)		
ENTROPIA MOLAR	17192.4223	18367.9988
(CAL/KG MOL GK)		
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.0000	0.0000
VAPORIZACION	0.0000	0.0000

CORRIENTE	20	21
PRESION (ATM )	4.00	4.00
TEMPERATURA ( GK )	91.02	94.68
NUMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.995000	101.50
O2	0.005000	0.93
	0.642966	137.31
	0.357034	87.03
TOTAL	1.0000	192.43
PESO MOLECULAR	28.040	29.441
ENTALPIA MOLAR	-461225.9717	-544170.7438
(CAL/KG MOL)		
CAPACIDAD CALORIFICA	14063.7068	13715.2670
(CAL/KG MOL GK)		
ENTROPIA MOLAR	17300.5013	18477.5786
(CAL/KG MOL GK)		
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.0000	0.0000
VAPORIZACION	0.1159	0.1159

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	10	
PRESION (ATM )	4.11	
TEMPERATURA ( GK )	281.34	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.997953	452.17
O2	0.002017	1.04
TOTAL	1.0000	453.21
PESO MOLECULAR	28.026	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	58842.5201	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	6924.9301	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	21712.6456	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.0000	
VAPORIZACION	0.0000	

CORRIENTE	15	
PRESION (ATM )	4.00	
TEMPERATURA ( GK )	105.93	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.005000	0.58
O2	0.995000	132.30
TOTAL	1.0000	132.88
PESO MOLECULAR	31.980	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	819946.5975	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	14461.4213	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	16146.7106	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.0000	
VAPORIZACION	0.0000	



PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	25		26	
PRESION (ATM )	2.40		2.40	
TEMPERATURA ( GK )	88:07		99:62	
NOMBRE	PRODUCCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997983	422.17	0.002000	0.58
O2	0.002017	1.04	0.995000	132.30
TOTAL	1.0000	423.21	1.0000	132.88
PESO MOLECULAR	28.028		31.980	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	588442.5191		819946.5955	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7538.6642		13593.6603	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	29718.0992		16185.7111	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.9309		0.0000	
VAPORIZACION	1.0000		0.0509	
CORRIENTE	22		23	
PRESION (ATM )	1.70		1.70	
TEMPERATURA ( GK )	123:00		123:00	
NOMBRE	PRODUCCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997983	422.17	0.002000	0.53
O2	0.002017	1.04	0.995000	132.30
TOTAL	1.0000	423.21	1.0000	132.83
PESO MOLECULAR	28.028		31.980	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	850158.5338		854846.9731	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7125.1335		7113.0325	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	32884.0574		33466.5075	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.9811		0.9776	
VAPORIZACION	1.0000		1.0000	

NO

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	24		27	
PRESION (ATM )	1.00		1.00	
TEMPERATURA ( GK )	313.00		313.00	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997983	422.17	0.002000	0.53
O2	0.002017	1.04	0.995000	132.30
TOTAL	1.0000	423.21	1.0000	132.83
PESO MOLECULAR	28.025		31.980	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MJL)	2178998.9365		2184419.1408	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MJL GK)	6944.2982		7019.1549	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MJL GK)	40478.1272		41057.0310	
F. DE COMPRESIBILIDAD	1.0000		0.9996	
VAPORIZACION	1.0000		1.0000	
CORRIENTE	62		61	
PRESION (ATM )	8.00		8.00	
TEMPERATURA ( GK )	104.03		104.03	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.811951	273.42	0.649100	25.37
O2	0.188049	72.33	0.350800	15.66
TOTAL	1.0000	345.75	1.0000	41.03
PESO MOLECULAR	28.768		29.416	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MJL)	639445.6898		542613.7487	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MJL GK)	8767.7693		45964.7090	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MJL GK)	29162.3259		18361.7484	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.8341		0.0329	
VAPORIZACION	1.0000		0.0000	

FECHA 20/3/75

PROGRAMA SIMULADOR DE PROCESOS CRIOGENICOS

\*SIPROC\* HOJA 9  
USUARIO F.J.V.A.

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	62		63	
PRESION (ATM )	7.78		7.78	
TEMPERATURA ( GK )	99.81		99.81	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997702	0.00	0.995000	161.50
O2	0.002298	0.00	0.005000	0.93
TOTAL	1.0000	0.00	1.0000	162.43
PESO MOLECULAR	28.02		28.04	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	606239.2080		461225.9710	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	8948.5317		16592.7047	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	2757.0768		17192.4223	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.8228		0.0399	
VAPORIZACION	1.0000		0.0000	
CORRIENTE	64		65	
PRESION (ATM )	8.00		8.00	
TEMPERATURA ( GK )	104.11		104.11	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.807994	0.00	0.642966	137.31
O2	0.192006	0.00	0.357034	87.08
TOTAL	1.0000	0.00	1.0000	224.39
PESO MOLECULAR	28.784		29.441	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	640037.7176		544169.2995	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	8763.4607		15954.7651	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	29182.0432		18367.9988	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.8343		0.0358	
VAPORIZACION	1.0000		0.0000	

FECHA 20/3/75

PROGRAMA SIMULADOR DE PROCESOS CRIOGENICOS

\*SIPROC\* HOJA 10  
USUARIO E.U.V.A.

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE		66		67
PRESION (ATM )		4.00		4.00
TEMPERATURA ( GK )		94.68		94.68
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.515636 20.64	0.515636		116.67
O2	0.484364 4.94	0.381354		82.14
TOTAL	1.0000 25.58	1.0000		198.81
PESO MOLECULAR	28.709			29.538
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	617208.5949			677951.1923
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7858.0270			14490.6320
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	30081.8572			16941.4308
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.8996			0.0180
VAPORIZACION	1.0000			0.0000
CORRIENTE		68		69
PRESION (ATM )		4.00		4.00
TEMPERATURA ( GK )		94.96		94.96
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.593963 14.82	0.593963		9.12
O2	0.406037 38.20	0.406037		7.12
TOTAL	1.0000 53.02	1.0000		16.25
PESO MOLECULAR	28.767			29.636
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	61926.9374			704380.6807
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7851.0975			14473.2619
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	30155.9924			16960.4977
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.9002			0.0178
VAPORIZACION	1.0000			0.0000

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	71		71	
PRESION (ATM )	4.00		4.00	
TEMPERATURA ( GK )	91.02		91.02	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997953	18.77	0.994609	142.73
O2	0.002017	0.04	0.005391	0.83
TOTAL	1.0000	18.81	1.0000	143.61
PESO MOLECULAR	28.028		28.041	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	588442.5173		598792.5149	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7458.3115		14363.8624	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	28794.8182		15794.0891	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.9905		0.0206	
VAPORIZACION	1.0000		0.0000	
CORRIENTE	72		72	
PRESION (ATM )	2.40		2.40	
TEMPERATURA ( GK )	88.07		88.07	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997953	422.17	0.993741	0.00
O2	0.002017	1.04	0.005259	0.00
TOTAL	1.0000	423.21	1.0000	0.00
PESO MOLECULAR	28.028		28.045	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	588442.5191		0.0000	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7535.6642		0.0000	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	29718.0992		0.0000	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.9244		0.0126	
VAPORIZACION	1.0000		0.0000	

NO

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	74	75
PRESION (ATM )	2.40	2.40
TEMPERATURA ( GK )	99.62	99.62
NUMBRE		
V2	0.015987	0.11
J2	0.984013	7.44
		J.004337 0.48
		J.995663 124.86
TOTAL	1.0000	7.55 1.0000 125.34
PESO MOLECULAR	31.930	31.983
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	678329.2000	-910296.4541
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7399.9470	13967.1570
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	31309.0184	15273.7371
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.9434	0.0057
VAPORIZACION	1.0000	0.0000

NO

W02 = -5.6074156E+07

W04 = -1.4769935E+07

W07 = 4.3775345E+06

VP1= 2.1858684E+01

UU1= 3.6076453E-02

VP1= 7.7913291E+00

VP2= 4.4592966E-01

VP3= 2.5090123E+00

VP1= 1.0745271E+01

UU2= 4.8439802E-02

10



	PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO				
100					
200	20/3/75				
300	F.J.V.A.				
400	2 2 2				
500	.00005				
600	2				
700	19 25				
800	6				
900	5				
1000	1.	2931	20:325		1.
1100	16.158	4:1:6			
1200	2				
1300	40.				1.
1400					
1500	10				
1600	10.				
1700					
1800	15				
1900	5.				
2000					
2100	22				
2200		123.			1.
2300					
2400	24				
2500		313.			1.
2600					
2700	.7	.7	.7	.7	
2800	.7	.0	.7	.01	.66 .1
2900	180.	35.	20.		
3000	0.995	0.015			
3100	1.2	1			

NO

10

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE

2

PRESION (ATM ) 40.00  
 TEMPERATURA ( GK ) 948.00

NOMBRE	FRACCION MOL	Y FLUJO (KG/H)
N2	0.794982	452.75
O2	0.204969	133.31
TOTAL	1.0000	586.06
PESO MOLECULAR		28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		68822.5556
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		757.0942
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		42305.2493
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD		1.0131
VAPORIZACION		1.0000

CORRIENTE

6

PRESION (ATM ) 39.30 38.60  
 TEMPERATURA ( GK ) 323.00 143.00

NOMBRE	FRACCION MOL	Y FLUJO (KG/H)		
N2	0.794982	452.75	0.794982	452.75
O2	0.204969	133.31	0.204969	133.31
TOTAL	1.0000	586.06	1.0000	586.06
PESO MOLECULAR		28.834		28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		2201076.1134		68822.5753
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		7363.5152		16070.2985
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		34355.2807		27185.2755
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD		1.0027		0.6487
VAPORIZACION		1.0000		1.0000

NO

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE

PRESION (ATM )	38.60	38.60
TEMPERATURA ( GK )	143.00	143.00
NOMBRE	PRODUCCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.794982	153.93
O2	0.204969	45.33
TOTAL	1.0000	199.26
PESO MOLECULAR	28.834	28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	66922.5783	609822.5783
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	16070.2985	16070.2985
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	27185.2755	27185.2755
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.6487	0.6487
VAPORIZACION	1.0000	1.0000

CORRIENTE

PRESION (ATM )	5.00	
TEMPERATURA ( GK )	97.48	
NOMBRE	PRODUCCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.794982	153.93
O2	0.204969	45.33
TOTAL	1.0000	199.26
PESO MOLECULAR	28.834	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	424034.5992	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	9142.2846	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	27818.0309	
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.5487	
VAPORIZACION	0.5420	

NO

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE

PRESION (ATM )		37.90
TEMPERATURA ( GK )		133.00
NOMBRE	FROCCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.794962	298.81
O2	0.204969	87.99
TOTAL	1.0000	386.80
PESO MOLECULAR		28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		397847.8493
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		*****
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		25214.7329
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.4128
VAPORIZACION		1.0000

CORRIENTE

PRESION (ATM )		10.00
TEMPERATURA ( GK )		107.10
NOMBRE	FROCCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.794962	298.81
O2	0.204969	87.99
TOTAL	1.0000	386.80
PESO MOLECULAR		28.834
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		397867.7040
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		10960.2832
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		26607.2571
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.0000
VAPORIZACION		0.7838

FECHA 20/8/75

PROGRAMA SIMULACION DE PROCESOS CRIOGENICOS

\*SIPROC\* HOJA  
USUARIO F.O.V.A.

5

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	11	12
PRESION (ATM )	9.72	10.00
TEMPERATURA ( GK )	103.13	107.08
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.995000	129.91
O2	0.005000	0.75
	0.688519	168.90
	0.311481	87.26
TOTAL	1.0000	130.66
PESO MOLECULAR	28.040	29.260
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	-405126.2386	-475109.6374
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	17603.4980	16851.7612
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	17725.5107	18843.6417
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.0000	0.0000
VAPORIZACION	0.0000	0.0000
CORRIENTE	20	21
PRESION (ATM )	5.00	5.00
TEMPERATURA ( GK )	93.79	97.09
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.995000	129.91
O2	0.005000	0.75
	0.688519	168.90
	0.311481	87.26
TOTAL	1.0000	130.66
PESO MOLECULAR	28.040	29.260
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	-405126.2393	-475111.1958
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	14366.2034	13980.6405
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	17850.5737	18970.7034
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.0000	0.0000
VAPORIZACION	0.1316	0.1325

10

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE 19

PRESION (ATM ) 5.00  
TEMPERATURA ( GK ) 282.40

NOMBRE	FRACCION MOL	Y FLUJO (KG/H)
N2	0.997828	422.17
O2	0.002172	1.12

TOTAL	1.0000	423.29
PESO MOLECULAR		28.029
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		596244.0579
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		6925.1437
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		21942.3401
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.0000
VAPORIZACION		0.0000

CORRIENTE 19

PRESION (ATM ) 5.00  
TEMPERATURA ( GK ) 108.97

NOMBRE	FRACCION MOL	Y FLUJO (KG/H)
N2	0.005000	0.22
O2	0.995000	132.22

TOTAL	1.0000	132.80
PESO MOLECULAR		31.980
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		-775393.1472
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		14759.3457
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		16554.4020
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.0000
VAPORIZACION		0.0000

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE		25		26
PRESION (ATM )		2.40		2.40
TEMPERATURA ( GK )		89.11		99.63
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997828	422.17	0.005000	0.58
O2	0.002172	1.12	0.995000	132.22
TOTAL	1.0000	423.29	1.0000	132.80
PESO MOLECULAR		28.029		31.980
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		59644.0548		-775393.1489
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		7220.4436		13409.7183
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		29808.1412		16632.9035
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.9331		0.0000
VAPORIZACION		1.0000		0.0849
CORRIENTE		22		23
PRESION (ATM )		1.70		1.70
TEMPERATURA ( GK )		123.00		123.00
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997828	422.17	0.005000	0.58
O2	0.002172	1.12	0.995000	132.22
TOTAL	1.0000	423.29	1.0000	132.80
PESO MOLECULAR		28.029		31.980
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)		850159.2466		824846.9731
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)		7125.1318		7113.0325
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)		32886.0408		33466.5075
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.9811		0.9776
VAPORIZACION		1.0000		1.0000

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	24	27
PRESION (ATM )	1.00	1.00
TEMPERATURA ( GK )	313.00	313.00
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.997828	422.17
O2	0.002172	1.12
TOTAL	1.0000	423.29
PESO MOLECULAR	28.029	31.780
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	217899.7813	216419.1408
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	6944.3100	7019.1549
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	40480.1102	41057.0310
F. DE COMPRESIBILIDAD	1.0000	0.9996
VAPORIZACION	1.0000	1.0000
CORRIENTE	60	61
PRESION (ATM )	10.00	10.00
TEMPERATURA ( GK )	107.10	107.10
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.824819	243.01
O2	0.175181	58.94
TOTAL	1.0000	301.95
PESO MOLECULAR	28.717	29.266
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	63840.8606	475494.0501
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	9336.3879	16848.2289
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	2847.9028	18845.6696
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.8034	0.0427
VAPORIZACION	1.0000	0.0000



NO

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	62		63	
PRESION (ATM )	9.72		9.72	
TEMPERATURA ( GK )	103.13		103.13	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.997527	0.00	0.995000	129.91
O2	0.002473	0.00	0.005000	0.73
TOTAL	1.0000	0.00	1.0000	130.63
PESO MOLECULAR	28.030		28.040	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	607718.3467		-405126.2356	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	9564.4016		17603.4900	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	27514.7962		17725.5107	
FADE COMPRESIBILIDAD	0.7918		0.0502	
VAPORIZACION	1.0000		0.0000	
CORRIENTE	64		65	
PRESION (ATM )	10.00		10.00	
TEMPERATURA ( GK )	107.03		107.08	
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.825808	0.00	0.688519	168.90
O2	0.174192	0.00	0.311481	87.26
TOTAL	1.0000	0.00	1.0000	256.16
PESO MOLECULAR	28.713		29.260	
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	638572.3281		-475109.6374	
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	9337.9578		16851.7612	
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	28742.7272		18843.6417	
FADE COMPRESIBILIDAD	0.8033		0.0427	
VAPORIZACION	1.0000		0.0000	

NO

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE		66		67
PRESION (ATM )		5.00		5.00
TEMPERATURA ( GK )		97.09		97.09
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.843241	27.41	0.664684	141.49
O2	0.156759	5.82	0.335116	81.44
TOTAL	1.0000	33.23	1.0000	222.93
PESO MOLECULAR		28.644		29.354
ENTALPIA MOLAR		622273.3692		642836.6643
(CAL/KG MOL)				
CAPACIDAD CALORIFICA		8082.3614		14881.6474
(CAL/KG MOL GK)				
ENTROPIA MOLAR		29682.4562		17334.4020
(CAL/KG MJL GK)				
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.8808		0.0247
VAPORIZACION		1.0000		0.0000
CORRIENTE		68		69
PRESION (ATM )		5.00		5.00
TEMPERATURA ( GK )		97.44		97.44
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)			
N2	0.825295	134.50	0.633666	19.33
O2	0.174705	32.53	0.360334	12.80
TOTAL	1.0000	167.03	1.0000	32.13
PESO MOLECULAR		28.715		29.478
ENTALPIA MOLAR		62521.3089		650902.6537
(CAL/KG MOL)				
CAPACIDAD CALORIFICA		8071.0222		14851.8319
(CAL/KG MOL GK)				
ENTROPIA MOLAR		29778.7285		17368.0273
(CAL/KG MOL GK)				
F. DE COMPRESIBILIDAD		0.8818		0.0245
VAPORIZACION		1.0000		0.0000

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	70	71
PRESION (ATM )	5.00	5.00
TEMPERATURA ( GK )	93.79	93.79
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.997828	17.15
O2	0.002172	0.04
TOTAL	1.0000	17.19
PESO MOLECULAR	28.029	28.042
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	596244.0545	556923.0254
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	8199.1405	15301.0627
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	28491.6450	16237.5036
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.8713	0.0226
VAPORIZACION	1.0000	0.0000
CORRIENTE	72	73
PRESION (ATM )	2.40	2.40
TEMPERATURA ( GK )	89.11	89.11
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.997828	452.17
O2	0.002172	1.12
TOTAL	1.0000	453.29
PESO MOLECULAR	28.029	28.047
ENTALPIA MOLAR (CAL/KG MOL)	596244.0548	0.0000
CAPACIDAD CALORIFICA (CAL/KG MOL GK)	7220.4436	0.0000
ENTROPIA MOLAR (CAL/KG MOL GK)	29808.1412	0.0000
F. DE COMPRESIBILIDAD	0.9244	0.0126
VAPORIZACION	1.0000	0.0000

NO

PLANTA DE SEPARACION DE AIRE PARA PRODUCIR OXIGENO

CORRIENTE	74	73
PRESION (ATM )	2.40	2.40
TEMPERATURA ( GK )	99.63	99.63
NOMBRE	FRACCION MOL Y FLUJO (KG/H)	
N2	0.015014	0.004071
O2	0.984986	0.995929
TOTAL	1.0000	1.0000
PESO MOLECULAR	31.940	31.984
ENTALPIA MOLAR	678399.2119	-910305.2201
(CAL/KG MOL)		
CAPACIDAD CALORIFICA	7399.8526	13967.4345
(CAL/KG MOL GK)		
ENTROPIA MOLAR	31302.2105	15271.5903
(CAL/KG MOL GK)		
COEF. COMPRESIBILIDAD	0.9434	0.0087
VAPORIZACION	1.0000	0.0000

110

W02 = -5.8134400E+07

W04 = -1.4524602E+07

W07 = 1.9447117E+06

NO

VPR = 2.8222855E+01

JJ1 = 3.3277043E-02

NP1 = 5.4999944E+00

NP2 = 3.7902208E-01

NP3 = 2.6180869E+00

NP4 = 8.4961034E+00

JJ2 = 4.6692658E-02

NO

#### (IV).- CONCLUSIONES

##### (IV.1).- Análisis del Trabajo Efectuado y sus Resultados:

A lo largo del trabajo me encontré con bastantes problemas, como es de esperarse cuando nunca se ha hecho otro trabajo parecido.

Mis problemas empezaron en el capítulo II; en la selección del proceso base. Después de bastante tiempo de buscar entre todos los procesos, de consultar, de releer los artículos-fuente, pude elegir un proceso base. Esto fué problema, pero fué mas problema justificar porque había elegido ese proceso. Algunos eran fáciles de descartar, pero otros no tanto. Creo que es una de las razones por las que es difícil establecer un método riguroso de selección.

El siguiente problema fué el inciso siguiente; el análisis de la estructura del sistema. Al principio quise hacerlo por algún método riguroso, pero no encontraba como calcular algunos de los equipos y esto me preocupó mucho. Después ya me dijeron como: siguiendo el diagrama de flujo del proceso y haciendo un análisis somero de instrumentación y determinando a ojo que variables es obvio que quedan libres. La solución de este problema se la debo a Paco. Habiendo determinado así los grados de libertad se volvió al diagrama de flujo y se vió, paso a paso, si se podía calcular el proceso fijando solo esas variables. Como se vió que si se podía se concluyó que esos eran los grados de libertad del proceso.

110

El siguiente problema fué el mas difícil, la simulación. Digo que fué el mas difícil porque para simular en computadora hay que saber computación, y yo no tenía ni idea. Gracias a la ayuda de José Luis Flores, que pacientemente gastó mucho de su tiempo en mí, pude iniciar me en esto de la programación. Una vez construido el programa, con la plena seguridad de que correría a la primera, me encontré con que no fué así. Día tras día se corrían errores solo para que salieran otros nuevos, avanzando casi a tarjeta por día. Pero después de interminables días de lucha con la computadora por fin jaló la simulación como se esperaba.

Y fueron interminables días de lucha porque después de tantos fracasos uno llega a la conclusión de que la computadora no lo quiere. Muchos errores si son del programa, esos tarde o temprano se solucionan analizando concienzudamente el programa y los resultados. Pero cuando un programa que no tarda mas de 30 segs. se apropia del procesador por mas de 22 mins. y no hace nada mas que lograr que manden llamar al usuario y lo regañen por que su programa hizo que tronara la máquina. O cuando no funciona la computadora días enteros por "fallas del sistema" o "falta de espacio en disco". O, para colmar el vaso, le remueven los archivos de un día para otro sin decir "agua va".

Bueno, una vez resuelto esto el siguiente problema también fué el siguiente inciso; la optimización. El problema aquí es que aún no se resuelve porque como se re



NO

trasó la simulación no se ha podido echar a andar la optimización. Ahora se está trabajando en la construcción de la función objetivo y de las restricciones de las variables de optimización. Como subrutina de optimización se va a usar la desarrollada por Alejandro Ramírez en base al método de Fletcher.

Un problema muy importante, el mas importante de todos, es uno del que no se dá una cuenta hasta que ya es demasiado tarde. No me dí cuenta de la magnitud del problema y no trabajé duro desde el principio. Lo tomé muy a la ligera y solo me asusté cuando el lobo ya se comía a las ovejas. Y aunque no las he podido recuperar todas, de una cosa estoy seguro: no me vuelve a suceder esto en la vida.

110

(V).- APENDICES:

(V.1) Programa simulador de Procesos:

Este programa es un conjunto de subrutinas modulares para cálculo de equipos, de propiedades termodinámicas, lectura y escritura de datos y resultados.

Una explicación breve de estas subrutinas se dá a continuación:

- a) BLOCK DATA: Este es un banco de datos en el que se almacenan las constantes físicas que se van a usar en el cálculo de propiedades termodinámico. Tiene capacidad para 25 compuestos, de los cuales el 19 es  $N_2$  y el 25 es  $O_2$ .
- b) RETIT: Esta subrutina lee títulos y fecha que se imprimen en el encabezado de resultados.
- c) INDATA: Esta lee los componentes de los vectores de corrientes que se dan como datos iniciales.
- d) REPROP: Esta subrutina lee en Block Data las constantes físicas y establece las unidades para los cálculos internos.
- e) FLASH: Esta subrutina calcula flashes y propiedades termodinámicas con siete alternativas: (P,T), (P,R), (P,H), (P,S), (T,S), (T,H), ó (T,S) conocidos.
- f) EQST: Con esta subrutina se calculan las propiedades termodinámicas. Se tienen cuatro alternativas para el cálculo que son: ec. de estado de Barnes, ec. de edo. de Soave-Barnés, ec. de Soave original, y ec. de Soave con regla de mezclado modificada.
- g) PKNOWN: Esta calcula las propiedades termodinámicas para una sola fase conocida la presión y al -

110  
guna de estas tres variables intensivas: T,  
H, o S.

- h) TITULO: Esta subrutina escribe los encabezados de los resultados.
- i) CORRS: Esta imprime los resultados de cada una de -- las corrientes.
- j) COMPRE: Con esta subrutina se calcula una compresión isoentrópica y se modifica por eficiencia.
- k) VALVU: Con esta se calcula una expansión isoentálpica de Joule-Thomson.
- l) EXPAN: Calcula una expansión isoentrópica y modifica por eficiencia.

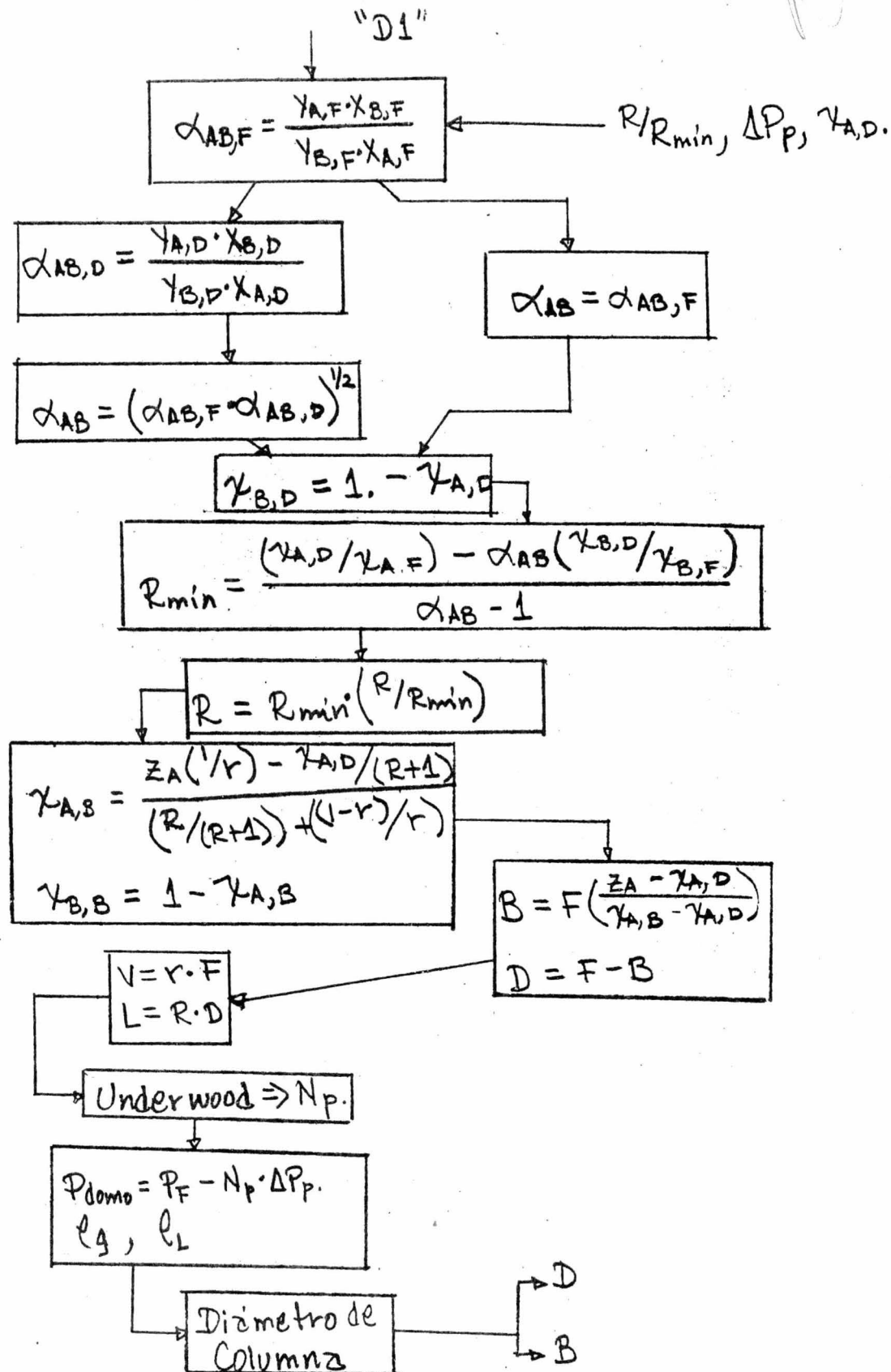
Este programa fué desarrollado por José Luis Flores, a quién debo agradecer el haberme permitido usarlo y la valiosísima ayuda que me prestó para poder realizar mi trabajo.

NO

(V.2).- Subrutinas Añadidas al Simulador:

Las subrutinas que fue necesario añadir al simulador para poder simular el proceso base son, en resumen las siguientes:

- a) D1: Esta columna es solo de enriquecimiento. (fig. V.2.1).
- b) D2: Esta es una columna con tres secciones y tres alimentaciones. La alimentación en el último plato se considera, en su fracción líquida, como el reflujo y por tanto se puede considerar como si fuera una torre compuesta con condensador y solo dos alimentaciones. Las tres secciones son de: enriquecimiento, agotamiento e intermedia. (fig.V.2.2).
- c) R0: Con esta se calculan las densidades de gases y líquidos. (fig. V.2.3.)
- d) DIAM: Con esta subrutina se calculan los diámetros de columnas por medio de la ecuación de Souders-Brown y un polinomio ajustado a la curva de  $K_v$  vs  $L/V(\text{dens.liq./dens.vap.})^{1/2}$  para un espaciamiento entre platos de 9 pulgadas que es el más común en las columnas de destilación de aire. (f.V.2.4).
- e) UNDER: Esta calcula el número de platos para cualquier tipo de sección de columna por medio de las ecuaciones de Underwood para mezclas binarias (fig.V.2.5)
- f) IGUAL: Esta iguala los vectores de dos corrientes (f.V.2.6).



Figura(V.2.1)

100

"D2"

$$\alpha_{AB,12} = \frac{Y_{A,12} \cdot X_{B,12}}{Y_{B,12} \cdot X_{A,12}}$$

$$\alpha_{AB,18} = \frac{Y_{A,18} \cdot X_{B,18}}{Y_{B,18} \cdot X_{A,18}}$$

$$\alpha_{AB} = (\alpha_{AB,12} \cdot \alpha_{AB,18})$$

$$B = \frac{F_0 Z_{F_0} + F_1 Z_{F_1} + F_2 Z_{F_2} - (F_0 + F_1 + F_2) \alpha_{A,D}}{\alpha_{A,B} - \alpha_{A,D}}$$

$$D = F_0 + F_1 + F_2 - B$$

$L_0 = (1 - r_0) F_0$ $V_0 = D + L_0$
$L_1 = L_0 + F_1 (1 - r_1)$ $V_1 = L_1 + D - F_1$
$L_2 = L_1 + F_2 (1 - r_2)$ $V_2 = L_2 - B$

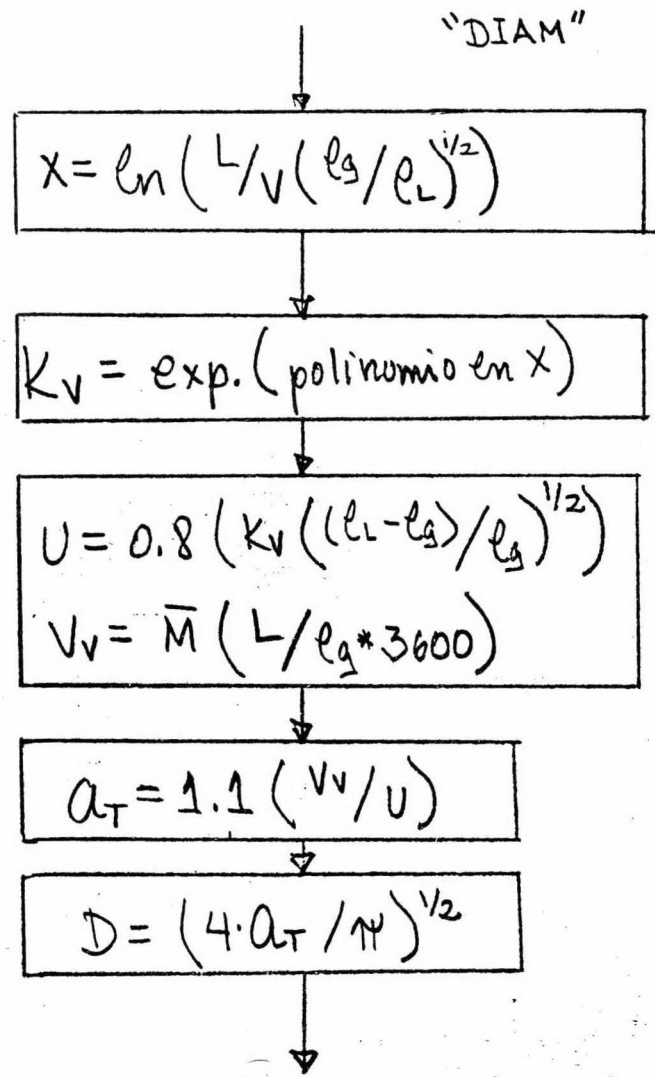
Underwood

Diámetro de Columnas

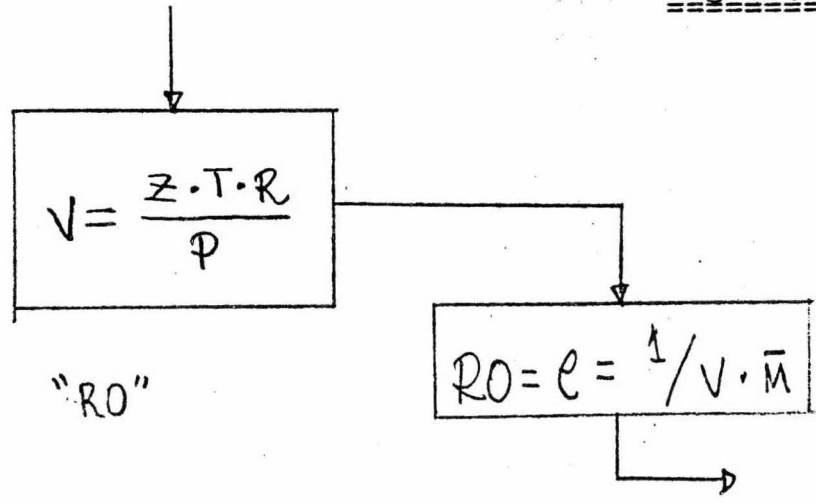
NP1, NP2, NP3  
DD2  
D y B

Figura(V.2.2)

NO

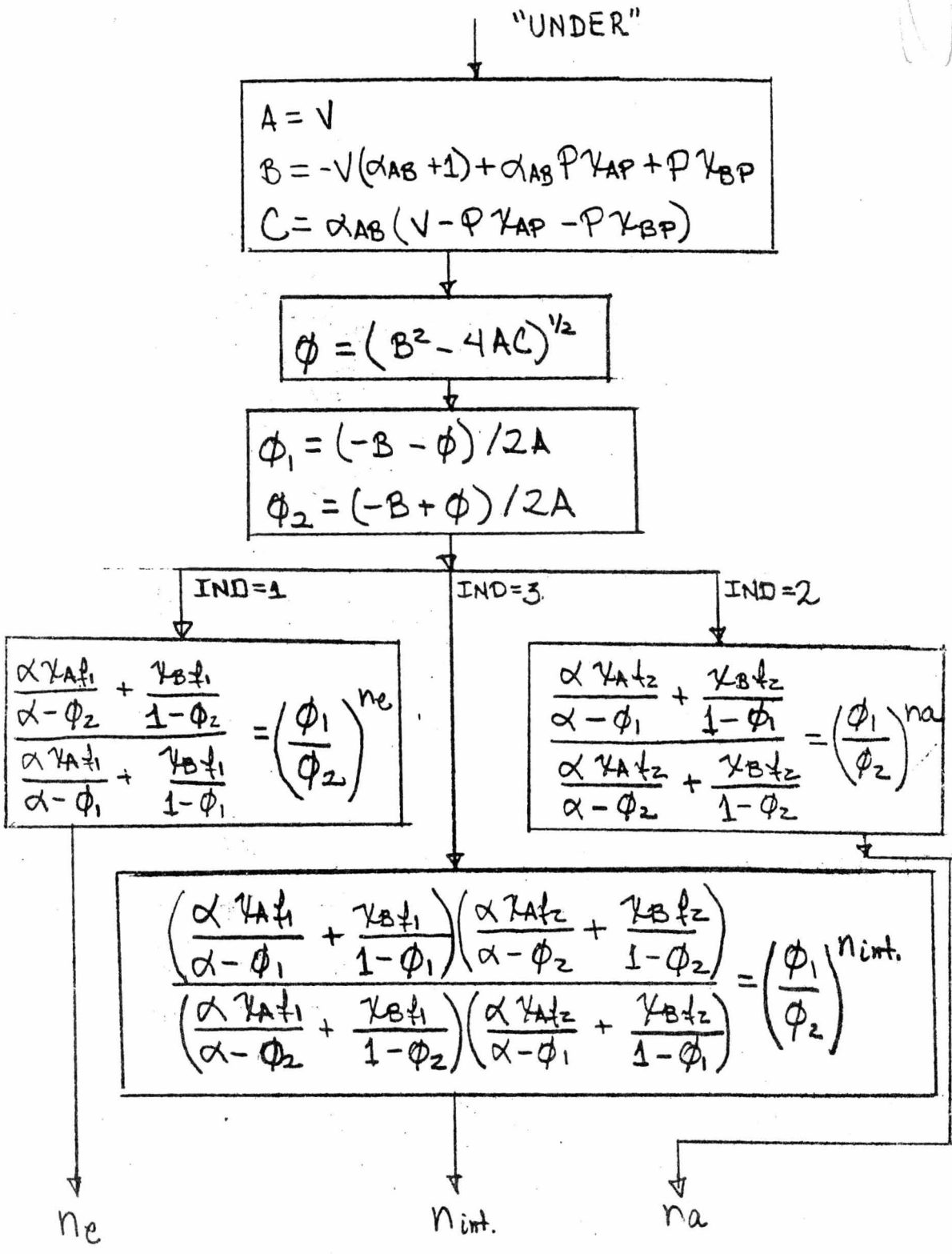


Figura(V.2.4)



Figura(V.2.3)

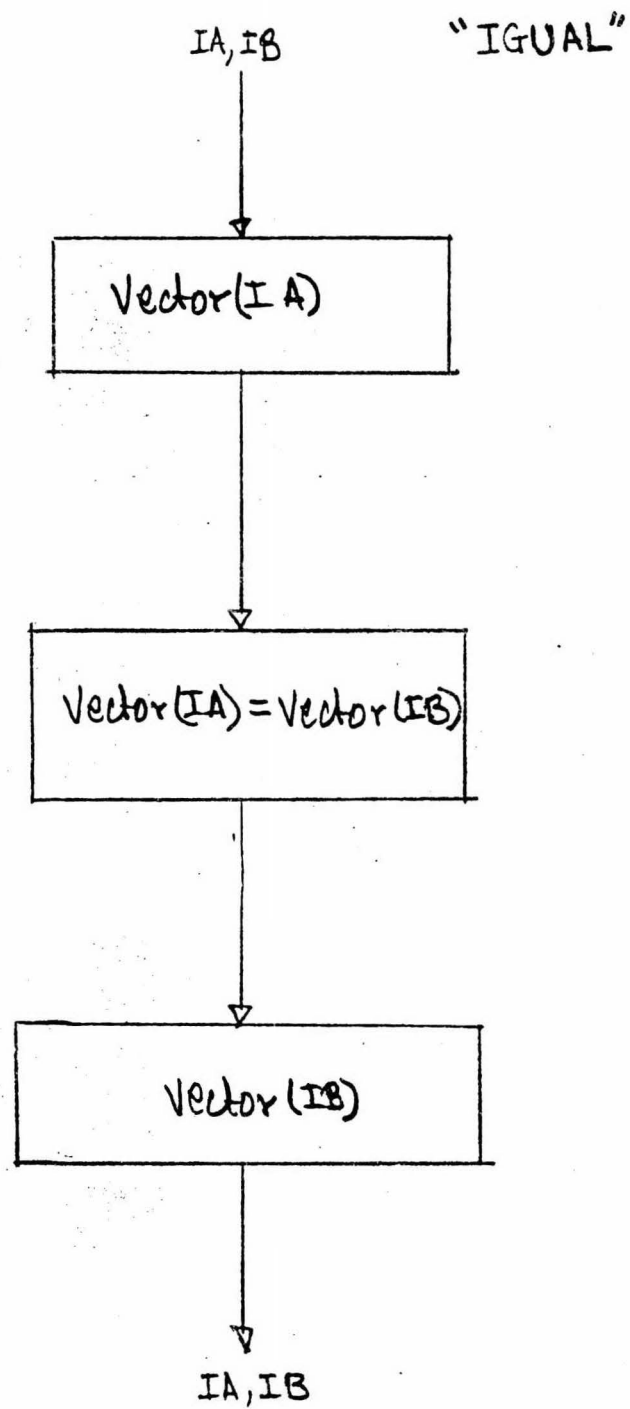
110



Figura(V.2.5)



NO



Figura(V.2.6)

ST

BIBLIOGRAFIA.

- 1).- Bauermeister, Kurt J., "Turbocompressors for Air and Oxygen Service", Hydrocarbon Processing, Junio, 1975, pp. 63-66.
- 2).- Bliss, Harding y Barnett F. Dodge, "Oxygen Manufacture", Chemical Engineering Progress, Vol. 45, núms. 1 y 2, 1949.
- 3).- Calva Cruz, "Expansores de Gases", Tesis, Facultad de Química, 1971.
- 4).- Collins, S.C., "Reversing Exchangers", Chemical Engineering Progress, Vol. 53, núm. 6.
- 5).- Crane, Flow of Fluids, Technical Paper No. 410, 1972.
- 6).- Flores José Luis, Programa Simulador de Procesos Criogénicos SIPROC, s/p.
- 7).- Gardner, J.B. y K.C. Smith, "Power Consumption and Thermodynamic Reversibility in Low Temperature Refrigeration and Separation Processes", Advanced Cryogenics, vol. (?), A-4, p. 32, 196\_.
- 8).- Guccione, Eugene, "Liquefying Oxygen at Low ~~Pressure~~ Pressure", Chemical Engineering, Feb. 15, 1965, pp. 144-146.
- 9).- Katell, Sidney y John H. Faber, "What Does Tonnage Oxygen Cost?", Chemical Engineering, Junio 29, 1959, pp. 107-110.
- 10).- King, C.J., 'Separation Processes', McGraw-Hill, 1971, USA.
- 11).- Hvizdos, L.J., "Optimizing Oxygen Recovery", Chemical Engineering Progress, Vol. 60, núm. 11.
- 12).- Molecular Sieves Offer Low-Cost Oxygen Source, Chemical Engineering, Octubre 15, 1970.

SI 101

- 13).- New Oxygen Routes Vies for Onsite Honors, Chemical Engineering, Junio 16, 1958.
- 14).- Luyben, Williams L., Process Modeling, Simulation and Control , McGraw-Hill Book Co., 1973, USA.
- 15).- Perry, John H., Manual del Ingeniero Químico, UTEHA, 1966, México.
- 16).- Rudd, Dale F. y Charles C. Watson, Strategy of Process Engineering, John Wiley and Sons, 1968, USA.
- 17).- Smith, B.D., Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill, 1963, USA.
- 18).- Smith, D.E., "Comparison of Liquid Pumping and Gas Compression in Gas Producing Oxygen Plants", Advanced Cryogenics, Vol.(?), D-4, p.204.
- 19).- Updegraf, Norman C., "Gas Prepurification for Low Temperature Processing", Chemical Engineering Progress, Vol.53, núm.6.
- 20).- Van Dyke, Bingham H. y W.J. Dougherty, "Cost of Low Temperature Processing", Chemical Engineering Progress, Vol.51, núm.4.
- 21).- Wenzel, Leonard A., "Low Temperature Distillation", Chemical Engineering Progress, Vol.53, núm.6.