

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA DE ENRIQUECIMIENTO DE URANIO

T E S I S

Que para obtener el título de:

I N G E N I E R O Q U I M I C O

P r e s e n t a

Luis Felipe Rivera Zarzosa

México, D. F. *305* 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.

CLAS. Tedij

ADQ. 1975

FECHA

PROC. MT 290 291



QUIMICA

JURADO

PRESIDENTE: PROF. MANUEL NAVARRETE TEJERO

VOCAL: PROF. LUIS GALVEZ CRUZ

SECRETARIO: PROF. JUAN LARTIGUE GORDILLO

1er. SUPLENTE: PROF. ROBERTO ANDRADE CRUZ

2o. SUPLENTE: PROF. JORGE MARTINEZ MONTES

Sitio donde se desarrolló el tema:

CENTRO DE ESTUDIOS NUCLEARES

Nombre completo y firma del sustentante:

LUIS FELIPE RIVERA ZARZOSA



Nombre completo y firma del asesor del tema:

PROF. JUAN LARTIGUE GORDILLO



A MI MADRE:

SRA. MA. DE JESUS Z. DE RIVERA

A MI PADRE:

SR. FELIPE RIVERA CARDIEL.

A MI ESPOSA:

M. V. Z. MA. CRISTINA M. DE RIVERA

A MIS HIJAS:

VERONICA Y MA. CRISTINA

A MIS HERMANOS:

SILVIA

MARTIN

FRANCISCO

MARTHA ALICIA

GERARDO

MA. DE JESUS

CON AGRADECIMIENTO A MI
MAESTRO, M. EN C. JUAN LARTIGUE GORDILLO

CONTENIDO	PAG.
1. INTRODUCCION.	1
1.1 Antecedentes.	3
1.2 Generalidades.	7
2. TEORIA Y METODOS	7
2.1 Métodos de enriquecimiento de uranio.	7
2.2 Difusión gaseosa.	7
2.3 Centrifugación gaseosa (ultracentrifugación).	14
2.4 Difusión térmica.	20
2.5 Separación electromagnética.	21
2.6 Separación por toberas.	23
2.7 Teoría de la separación de isótopos.	24
3. COMPARACION DE LOS METODOS.	29
4. DISEÑO DE LA PLANTA . (calculos en los procesos de enriquecimiento)	31
4.1 Cálculos generales.	31
4.2 Cálculos en el proceso de difusión gaseosa.	39
4.3 Cálculos en el proceso de ultracentrifugación.	46

5. ANALISIS ECONOMICO	
(criterios económicos de selección)	50
5.1 Difusión gaseosa.	50
5.2 Centrifugación gaseosa.	52
5.3 Características del proceso de difusión gaseosa.	53
5.4 Características del proceso de centrifugación gaseosa.	54
6. CONCLUSIONES.	57
7. BIBLIOGRAFIA.	60

CAPITULO 1 INTRODUCCION.

1.1. Antecedentes,

Ante la necesidad de satisfacer la demanda de energía eléctrica para el desarrollo de México, se ha iniciado el uso de las técnicas nucleares para que junto con las térmicas, hidráulicas y geotérmicas, se llenen los requerimientos de electricidad, indispensable para la actividad económica del país. Estos trabajos han empezado con la construcción de dos plantas nucleoelectricas con una capacidad de 1300 MWe en Laguna Verde, Ver.

El tipo de reactor nuclear para la producción de la energía eléctrica que se instalará en estas plantas será el llamado BWR (reactor de agua hirviente) que tiene las siguientes características:

a. Eficiencia de conversión de calor generado a energía eléctrica - 31%

b. Poder calorífico del combustible -

27 000 $\frac{\text{MWh}}{\text{d}}$
ton Uenr.

c. Enriquecimiento del uranio: 2.7 % en U 235

Considerando un factor de operación del 80 %, y las características anteriores, es posible determinar la cantidad de uranio enriquecido que consumirá la instalación nucleoelectrica en Laguna Verde, Ver.

Con una potencia de 1300 MWe y una eficiencia de conversión del 31 %, tenemos que la potencia --- térmica será de:

$$P_t = \frac{P_e}{E_c} = \frac{1300 \text{ MWe}}{0.31 \text{ MWe/MWt}} = 4200 \text{ MWt.}$$

en donde: P_t = potencia térmica.

P_e = potencia eléctrica.

E_c = eficiencia de conversión de calor -- generado a energía eléctrica.

Con el factor de operación y la potencia térmica se calcula la potencia térmica equivalente del - reactor:

$$P_{tr} = P_t \times F.O. = 4200 \times 0.8 = 3360 \text{ MWt.}$$

en donde: P_{tr} = potencia térmica equivalente.

P_t = potencia térmica.

F.O. = factor de operación.

Con la potencia térmica equivalente y el poder calorífica del combustible, es posible obtener la - cantidad de uranio enriquecido que consumirán los - reactores para producir los 1300 MWe:

$$M_{Ue} = \frac{3360 \text{ MWt}}{27\,000 \frac{\text{MWt día}}{\text{ton Ue}}} \times 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} =$$

$$= 45.5 \text{ ton Ue/año.}$$

M_{Ue} = masa de uranio enriquecido necesaria pa ra producir 1300 MWe durante un año.

La masa de Ue calculada hace pensar en la posibilidad de instalar una planta en el país para enriquecer esta cantidad a fin de procurar la autosuficiencia en abastecimiento.

Los pronósticos mundiales, tanto de demanda como de producción de uranio enriquecido son factores que influyen en la necesidad de iniciar el enriquecimiento de uranio en el país. Según estos, para 1983 (ver gráfica 1.1) se va a llegar al punto en el que la demanda mundial de uranio enriquecido igualará a la producción de este; de 1983 en adelante habrá un déficit en la producción.

La decisión de iniciar en el país el enriquecimiento de uranio, dependerá de los resultados de un estudio acerca de la economía del proceso, proceso que ha de seleccionarse de los existentes, tomando en cuenta las condiciones económicas del país y las características propias del proceso.

1.2 GENERALIDADES.

La producción de energía nuclear mediante el proceso de fisión se basa, fundamentalmente, en la fisión del uranio. En la naturaleza se encuentra una mezcla de tres isótopos de este elemento --

con números de masa 234, 235 y 238. Los contenidos relativos de estos isótopos en el uranio natural, y sus masas atómicas se dan en la tabla 1.1.

El isótopo más interesante desde el punto de vista de su aplicación directa a la producción de energía, mediante el proceso de fisión es el U-235, ya que es fisionable mediante neutrones térmicos.

El hecho señalado de que el U-235 sea fisionable con neutrones térmicos, y también con rápidos, hizo que desde el primer momento se plantease la conveniencia de incrementar el contenido de U-235, es decir, enriquecer el uranio en este isótopo, ya que daba una mayor flexibilidad a su empleo.

La identidad de las propiedades químicas de los isótopos de un mismo elemento hace que su única característica distintiva sea su diferencia de masa, o a la variación de propiedades físicas a que la misma conduce, habrá que recurrir en los distintos procesos. Tres fueron los que se desarrollaron inicialmente: separación electromagnética, difusión térmica y difusión gaseosa. Posteriormente se han ido desarrollando otros procesos de separación de isótopos, entre los que destaca el de ultracentrifugación, en pleno desarrollo, como veremos y -

que es el que presenta mayor interés industrial para el futuro; y el proceso de separación por toberas, que no parece presentar unas perspectivas económicas que puedan mejorar las de los otros procesos.

El compuesto de uranio que se utiliza, prácticamente en todos los procesos señalados, por su bajo punto de ebullición, es el hexafluoruro de uranio (UF_6) que, por otra parte, presenta unas características que dificultan su manejo. El UF_6 es sólido a la temperatura ordinaria (se volatiliza a $56.5^{\circ}C$ a la presión atmosférica), lo que hace que sea necesario trabajar a presiones y temperaturas que lo mantengan en forma de gas. Por otra parte, aunque el UF_6 es un compuesto estable, también es excepcionalmente corrosivo y en presencia de material hidrogenado, especialmente vapor de agua, se hidroliza y forma ácido fluorhídrico que ataca prácticamente a todos los materiales. Este hecho impone una serie de medidas, a tener en cuenta en las instalaciones de enriquecimiento, en cuanto a las características de los materiales, limpieza y secado de las superficies que han de estar en contacto con el gas, completa hermeticidad de -

los circuitos que lo contengan, etc, que representan la necesidad de resolver una serie de problemas tecnológicos en los distintos componentes que se emplean en los procesos de enriquecimiento. --- También hay que tener en cuenta, especialmente --- cuando se empleen equipos rotativos que sea necesario lubricar, que el UF_6 es incompatible con los productos orgánicos y aceites lubricantes, por lo que habrá de evitarse, a toda costa, que entren en contacto con él.

Sin embargo el UF_6 tiene la ventaja de que el fluor natural es monoisotópico, por lo cual las --- diferencias de masa entre las diferentes moléculas se deben, únicamente, a los isótopos del uranio.

CAPITULO 2.

SEPARACION DE ISOTOPOS.

2.1 METODOS DE ENRIQUECIMIENTO DE URANIO.

La separación de los diferentes isótopos de un elemento puede decirse que se planteó por primera vez en un trabajo de Aston y Lindemann en 1919.

Para elementos ligeros, la diferencia en masa de los isótopos provoca diferencias termodinámicas que pueden ser aprovechadas para su separación. Para isótopos más pesados, como el que nos ocupa, — las características termodinámicas no dan lugar a una discriminación suficiente entre los isótopos, por lo que fué necesario desarrollar los métodos de separación que se exponen a continuación:

- a. Difusión gaseosa.
- b. Centrifugación gaseosa.
- c. Difusión térmica.
- d. Separación electromagnética.
- e. Separación por toberas.

2.2 . DIFUSION GASEOSA.

Este método está basado en la diferente velocidad de difusión, a través de una barrera porosa, de las moléculas de dos isótopos de un mismo ele—

mento, como consecuencia de su diferente masa. Como la energía cinética media de las moléculas ha de ser la misma:

$$\frac{m_1 v_1^2}{2} = \frac{m_2 v_2^2}{2}$$

en donde 1 y 2 representan a los dos isótopos. Por tanto,

$$v_1 = \sqrt{\frac{m_2}{m_1}} \quad v_2 = \sqrt{\frac{M_2}{M_1}} \quad v_2 \quad (2.1)$$

siendo M_2 y M_1 las masas moleculares de los dos isótopos y como $M_2 / M_1 > 1$ por lo tanto $v_1 > v_2$.

Es decir, la velocidad media de las moléculas del isótopo más ligero será mayor que la de las del isótopo más pesado, de forma que la frecuencia de choques con la barrera será mayor y, al cabo de un cierto tiempo, la mezcla del otro lado de la barrera porosa se habrá enriquecido en el isótopo más ligero.

Una medida del grado de separación de los dos isótopos nos la da el factor de separación, que para el proceso de difusión está dado por:

$$\alpha_0 = \sqrt{\frac{M_2}{M_1}} \quad (2.2)$$

que aplicado a los isótopos de uranio en forma de hexafluoruro, dará:

$$\alpha_0 = \sqrt{\frac{M_{U238F6}}{M_{U235F6}}} = \sqrt{\frac{352}{349}} = 1.00429 \quad (2.3)$$

que corresponde al valor máximo teórico del factor de separación que se puede alcanzar.

El proceso de difusión gaseosa está basado en el fenómeno de efusión molecular que se presenta cuando la barrera porosa tiene orificios que permitan el paso de las moléculas individuales, sin permitir el paso del gas en régimen laminar. Esto requiere que el diámetro del poro de la barrera de difusión, sea menor que la trayectoria libre media de las moléculas del gas (lo que lleva a valores del diámetro del poro del orden de 0.01 micras) y que el gas tenga una presión baja, de forma que no choquen las moléculas con otras dentro del poro. Cuando se logran estas condiciones, el caudal por unidad de superficie está dado por:

$$G = \frac{4}{3} \cdot \frac{d}{l} \cdot \sqrt{\frac{1}{2\pi MRT}} (p_1 - p_2) \quad (2.4)$$

en donde: d= diámetro del poro de la barrera.

l= longitud del poro.

M= peso molecular del isótopo considerado.

R= constante de los gases.

T= temperatura absoluta.

P_1 y P_2 = presiones del gas antes y después de la barrera.

Cuando aumenta la presión del gas y se producen dentro de los poros, colisiones entre moléculas, en cantidad suficiente para producir un flujo laminar a través de los poros, el caudal de gas está dado por:

$$G = \frac{d^2(p_1^2 - p_2^2)}{16 l \mu RT} \quad (2.5)$$

en donde μ es la viscosidad del gas considerado.

En un proceso real de difusión, las presiones que se utilizan hacen que concurren ambos tipos de flujo, de modo que la permeabilidad de la barrera de difusión (caudal que la atraviesa por unidad de superficie) se puede expresar por la suma de las dos ecuaciones:

$$G = \frac{4}{3} \frac{d}{l} \sqrt{\frac{l}{2nMRT}} (p_1 - p_2) + \frac{d^2(p_1^2 - p_2^2)}{16 l RT} \quad (2.6)$$

Una simplificación de la anterior es:

$$G = \frac{a(p_1 - p_2)}{M} + \frac{b(p_1^2 - p_2^2)}{\mu} \quad (2.7)$$

en donde a y b son propiedades del medio (gas y barrera) y se pueden determinar experimentalmente midiendo G en función de p_1 y p_2 y trazando la gráfica de $G/(p_1 - p_2)$ en función de $p_1 + p_2$.

La permeabilidad nos fijará la capacidad de la instalación de acuerdo a las condiciones de trabajo.

El máximo coeficiente de enriquecimiento teórico está dado por:

$$\Psi_0 = \alpha_0 - 1 = 0.00429 \quad (2.8)$$

y se ve afectado por varios factores, a saber:

a. Rendimiento de la separación, que depende de las propiedades y condiciones de trabajo de la barrera y está dado por:

$$Z_1 = \left(1 - \frac{p_2}{p_1}\right) \exp - \frac{d (p_1 - p_2)}{133.6 T^{1.433}} \quad (2.9)$$

y que es el resultado de un flujo en sentido contrario al principal.

b. El segundo factor se debe a la variación en composición de la entrada a la salida de la unidad ya que el empobrecimiento no es constante a todo lo largo de esta. Está dado por:

$$Z_2 = \frac{1 - \theta}{\theta} \ln \frac{1}{1 - \theta} \quad (2.10)$$

en donde θ es la fracción de la alimentación que atraviesa la barrera y se denomina corte.

c. Finalmente, el hecho de que el gas que se encuentra en la inmediata vecindad de la barrera se empobrecerá, más que el resto de la masa del gas, da lugar al tercer factor, llamado de efecto de la capa límite y depende fundamentalmente de la permeabilidad de la barrera:

$$z_3 = e^{-0.055} T^{-0.16} G^{0.17} \quad (2.11)$$

Estos tres factores hacen que el coeficiente de enriquecimiento quede como:

$$\Psi = \Psi_0 z_1 z_2 z_3 \quad (2-12)$$

y sea del orden de 0.002 o menor, valor inferior al teórico.

Las presiones p_1 y p_2 son dos parámetros fundamentales para fijar el tamaño de los equipos y las condiciones de energía del proceso ya que tanto el caudal volumétrico como el valor del coeficiente de enriquecimiento dependen de ellas. La optimización depende en gran parte de las propiedades de la barrera difusora. En general, es conveniente reducir el diámetro del poro (d) y el espesor de la barrera (l) tanto como sea posible.

El desarrollo de las barreras difusoras presenta problemas técnicos especialmente difíciles entre los que hay que tener en cuenta:

a. Resistencia mecánica para soportar una diferencia de presiones ($p_1 - p_2$) con el menor espesor posible y con el máximo de porosidad.

b. La producción de barreras en serie (de especial calidad) de miles de m^2 y del orden de 10^9 poros por cm^2 (para una planta).

c. El material empleado debe soportar el efecto corrosivo del UF_6 , ya que en caso contrario pueden bloquearse o ensancharse los pequeñísimos poros acortándose la vida de la barrera.

El otro aspecto fundamental en una planta de difusión gaseosa es contar con compresores de gran tamaño y gran rendimiento, trabajando con UF_6 con el objeto de reducir al mínimo el consumo de energía. También es importante que el compresor cuente con un efectivo sistema de sellado para evitar la descomposición del UF_6 con el aire.

2.3 CENTRIFUGACION GASEOSA.

El principio de la centrífuga de gas se muestra en la figura 2.2.

Una mezcla de dos gases contenida en un cilindro que rota alrededor de su eje con alta velocidad angular, tenderá a separarse con el componente de mayor peso molecular concentrándose hacia la m red del cilindro y el componente de menor peso molecular hacia el eje; esto puede provocar un gradiente de composición longitudinal, el cual, si la máquina es lo suficientemente grande, nos proveerá de una diferencia deseada en composición del gas entre la entrada y la salida de la máquina.

Cuando un gas de peso molecular M y densidad molar ρ esta sometido a una aceleración centrífuga $\omega^2 r$, experimentará una fuerza:

$$F = \rho M \omega^2 r \quad (2.13)$$

siendo ω la velocidad angular y r el radio. El gradiente de presión establecido en el gas será por tanto:

$$\frac{dp}{dr} = \rho M \omega^2 r = \frac{Mp}{RT} \omega^2 r \quad (2.14)$$

de donde:

$$\frac{dp}{p} = \frac{M\omega^2}{RT} r dr \quad (2.15)$$

que integrada entre los radios r' y r'' , a los que corresponderían las presiones p' y p'' , nos dará:

$$\frac{p''}{p'} = \exp \frac{M \omega^2 (r''^2 - r'^2)}{2RT} \quad (2.16)$$

Supongamos ahora que en el cilindro tenemos una mezcla de dos isótopos de masas M_1 y M_2 (el más pesado). En el equilibrio podemos aplicar la expresión (2.16) a ambos componentes introduciendo sus presiones parciales. Si x' y x'' son las fracciones molares del componente más ligero en los radios r' y r'' respectivamente, tendremos:
componente ligero:

$$\frac{p'' x''}{p' x'} = \exp \frac{M_1 \omega^2 (r''^2 - r'^2)}{2RT} \quad (2.17)$$

componente pesado:

$$\frac{p'' (1 - x'')}{p' (1 - x')} = \exp \frac{M_2 \omega^2 (r''^2 - r'^2)}{2RT} \quad (2.18)$$

y dividiendo la segunda por la primera tendremos:

$$\alpha = \frac{x' (1 - x'')}{x'' (1 - x')} = \exp \frac{(M_2 - M_1) \omega^2 (r''^2 - r'^2)}{2RT} \quad (2.19)$$

Es importante notar que α es función de la diferencia en pesos moleculares y no del cociente como en el caso de los métodos de difusión. Esto a la centrífuga una ventaja importante para separar isótopos de elementos pesados.

Una circulación en contracorriente del gas -

como se indica en la figura 2.2 da mayor eficiencia al proceso por la creación de un gradiente de temperatura entre la parte superior e inferior del cilindro, que da lugar a un movimiento térmico continuo. Además, el factor de separación aumenta por establecerse un gradiente de concentración en la dirección del flujo, gradiente que dependerá de la longitud L de la centrífuga y de su radio r . En estas condiciones:

$$\alpha = \exp k_1 \frac{L}{r} \frac{(M_2 - M_1) v^2}{2RT} \quad (2.20)$$

en donde k_1 depende del caudal de gas a través de la centrífuga. Su valor será máximo cuando el caudal sea cero, es decir cuando la centrífuga funcione a reflujo total.

El valor máximo de trabajo de separación que puede obtenerse en una unidad es:

$$\Delta_{\text{máx}} = e^D \left[\frac{(M_2 - M_1) v^2}{2RT} \right]^2 \frac{\pi L}{2} \quad (2.21)$$

en donde D es el coeficiente de difusión del gas y el resto son parámetros ya definidos. La ecuación indica que $\Delta_{\text{máx}}$ depende de las propiedades del gas de que se trate (e , D , $M_2 - M_1$); del proyecto de la centrífuga (L, v) y de las condiciones de funcionamiento (T). También puede apreciarse que depende de la cuarta potencia de la velocidad

periférica, de donde se deduce la conveniencia de aumentar ésta (también conveniente para aumentar α) y es proporcional a la longitud. El trabajo de separación real es menor que el máximo y está dado por:

$$\Delta_{\text{real}} = k_2 \cdot \Delta_{\text{máx.}} \quad (2.22)$$

en donde k_2 también depende de la velocidad periférica.

Aumentando la velocidad periférica y la longitud de la centrífuga, aumentan Δ_{real} y α . Pero la velocidad está limitada por el valor:

$$v = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_m}} \quad (2.23)$$

en donde σ = resistencia mecánica a la tracción del material del rotor.

ρ_m = densidad del material.

De los materiales que se han utilizado o se están estudiando para emplearlos en la construcción de centrífugas tenemos:

a. Los primeros empleados fueron las aleaciones ligeras a base de aluminio, con buenas características en cuanto a corrosión. Permiten alcanzar unos 350 m/seg de velocidad periférica con unas 30 000 rpm para rotores de 10 a 12 cm de radio.

b. Los aceros de alta resistencia permiten trabajar a 300-400 m/seg y 35 000-45 000 rpm.

c. Las aleaciones de titanio recubiertas con níquel para evitar la corrosión dan resultados del mismo orden que los aceros de alta resistencia.

d. El material más prometedor para fabricar rotores de centrífuga parece ser una resina reforzada con fibra de carbono, posiblemente montada sobre un cilindro muy fino de aluminio. Desde el punto de vista práctico, podrían alcanzarse velocidades periféricas del orden de 600 o más m/seg con rotores girando a unas 55 000 rpm.

Aumentando la longitud de la centrífuga también se puede aumentar α y Δ_{real} ; pero a ciertas longitudes aparecen vibraciones resonantes en el rotor. Estas velocidades críticas dependen de la relación longitud-diámetro de la centrífuga y aumentando el diámetro del rotor se puede mantener la velocidad abajo de la crítica, pero esto lleva consigo un aumento en el costo de la centrífuga y en el consumo de energía.

El problema de la optimización del tamaño de las centrífugas es bastante complicado y no se conoce en detalle a causa del secreto en que se mantienen los desarrollos en este campo. Sin embargo parece razonable que la longitud óptima de una centrífuga es del orden de un metro. En estas condiciones el trabajo de separación que puede efectuar una máquina de este tipo estará comprendido entre

2 y 4 Kg. T.S. (dependiendo de la velocidad periférica), por año.

Además, el desarrollo de nuevas técnicas y materiales, aplicados a las centrifugas hacen pensar que durante esta década (setentas) se logrará la -comercialización del proceso de enriquecimiento de uranio mediante centrifugación.

2.4 DIFUSION TERMICA.

Cuando en una mezcla de composición uniforme se establece un gradiente de temperatura, se producen unas pequeñas corrientes de difusión, de forma que uno de los componentes se desplaza en el sentido del gradiente y el otro en el sentido contrario. El efecto se conoce como difusión térmica y aplicada a una mezcla de isótopos, da lugar a una corriente de difusión que aumenta la concentración del isótopo más ligero en la zona más caliente y la del más pesado en la más fría.

La figura 2.5 muestra una columna de difusión térmica en la que la mezcla isotópica se encuentra en el espacio anular. La pared interior se calienta con vapor y la exterior se enfría con agua, dando lugar al gradiente de temperatura y a fuerzas de convección en contracorriente en el sentido señalado por las flechas, que aumentan considerablemente el efecto de la separación.

El valor del factor de separación está dado por:

$$\alpha = 1 + \bar{\gamma} \ln \frac{T'}{T''} \quad (2.24)$$

en donde T' y T'' son las temperaturas absolutas de la pared caliente y fría respectivamente y $\bar{\gamma}$ el valor medio de la constante de difusión térmica.

En la aplicación del proceso de difusión —

térmica a la producción de uranio enriquecido se empleó UF_6 , en fase líquida y a una presión elevada, con objeto de mantenerlo en esta fase a pesar de la temperatura de la pared caliente. Hay que hacer notar que el valor del factor de separación para el proceso de difusión térmica es menor que el del factor de separación del de difusión gaseosa.

2.5 SEPARACION ELECTROMAGNETICA.

El método electromagnético de separación de isótopos se basa en la diferente desviación de los iones de un haz, que tengan diferentes valores de e/m y que se muevan a gran velocidad, cuando se someten a un campo magnético perpendicular a la dirección del haz.

En la figura 2.6 se representa el principio básico de la separación electromagnética en el equipo denominado calutrón (desarrollado en el California University Cyclotron Laboratory).

Un compuesto volátil del elemento que se va a separar se vaporiza y se introduce en la cámara de ionización, donde sus moléculas son bombardeadas por un haz de electrones, procedentes de un filamento cargado eléctricamente. Como consecuencia de este bombardeo, el elemento se ioniza y los iones,

cargados positivamente son acelerados en un campo eléctrico (una diferencia de potencial V aplicada entre las placas con ranuras S_1 y S_2) y adquieren una velocidad v .

Una partícula de masa m y carga Ze alcanzará una velocidad tal, que:

$$\frac{mv^2}{2} = VZe \quad (2.25)$$

y

$$v = \sqrt{2VZ \frac{e}{m}} \quad (2.26)$$

A continuación el chorro de iones atraviesa un campo magnético uniforme cuya densidad de flujo magnético es de B . Como consecuencia sobre cada ión actúa una fuerza $BZev$ en el plano del papel y perpendicular a su movimiento que le hace recorrer una circunferencia de radio r ; de esta forma el ión estará sometido a una fuerza centrífuga mv^2/r que equilibra la fuerza magnética de forma que:

$$\frac{mv^2}{r} = BZev \quad (2.27)$$

de donde

$$r = \frac{mv}{BZe} = \frac{1}{B} \sqrt{\frac{2mV}{Ze}} \quad (2.28)$$

pero como $m = M/N$ y $e = F/N$ siendo M el peso molecular, F la constante de Faraday y N el número de Avogadro, entonces:

$$r = \frac{1}{B} \sqrt{\frac{2MV}{ZF}} \quad (2.29)$$

A 180° se obtendrá la máxima separación y la distancia entre colectores de dos isótopos de masas M_1 y M_2 será:

$$2(r_2 - r_1) = \frac{1}{B} \sqrt{\frac{8V}{ZF}} [\sqrt{M_2} - \sqrt{M_1}] \quad (2.30)$$

Desde el punto de vista teórico este método permite obtener muy altos enriquecimientos. Sin embargo en la práctica no es así ya que se producirán siempre pequeñas desviaciones de los iones del chorro a la salida de la ranura S_2 y además aunque no hubiera desviación a la salida de la ranura, los iones del chorro tienden a repelerse, favoreciendo la dispersión que impide una separación total.

2.6 SEPARACION POR TOBERAS.

El proceso se basa en la separación espacial parcial de los componentes de una mezcla gaseosa, en un chorro supersónico en expansión. El efecto de separación se puede explicar por el hecho de que las líneas de corriente de un chorro de este tipo son curvadas, y, lo mismo que sucede en una centrífuga, la mezcla isótopica está sujeta a la acción de una aceleración centrífuga, es decir, al gradiente de presiones a que dan lugar estas fuerzas centrífugas.

La figura 2.7 es un esquema de un dispositi-

vo usado en esta separación. La mezcla de isótopos que se desean separar se hace pasar a través de una tobera convergente, de sección circular o rectangular alargada, donde se expansiona, dando lugar a un chorro, cuyas líneas de corriente están representadas en la figura 2.7. Un diafragma cónico, o en sección V alargado, de acuerdo con la tobera utilizada, se coloca enfrente de ésta de manera que divide el chorro producido en dos fracciones: una central y otra periférica. La fracción periférica está enriquecida en el elemento ligero de la mezcla.

Este proceso es el único con posibilidades de utilización industrial que no se ha mantenido en secreto; sin embargo, se encuentra en una fase inicial de desarrollo, por lo que se continúa trabajando en investigación básica y en desarrollo tecnológica para poder mejorar el proceso.

2.7 TEORIA DE LA SEPARACION DE ISOTOPOS.

Independientemente del tipo de proceso que se seleccione para el enriquecimiento del uranio, en la separación de los dos isótopos (U-235 y U-238) vamos a necesitar un cierto número de etapas n — constituidas de una o más unidades de separación. A dicha unidad de separación se le alimenta con una mezcla de isótopos de caudal L y una composi-

ción x en el isótopo deseado y se le extrae una f_a se enriquecida de caudal L' y composición x' en el isótopo deseado y otra empobrecida de caudal L'' — con una composición x'' (figura 2.8).

El factor de separación se define como:

$$\alpha = \frac{\frac{x'}{1-x'}}{\frac{x''}{1-x''}} \quad (2.31)$$

y nos da el grado de separación por etapa.

El factor de separación de cabezas está dado por:

$$\beta = \frac{\frac{x'}{1-x'}}{\frac{x}{1-x}} \quad (2.32)$$

Cuando las colas parcialmente empobrecidas — (L'') tienen valor suficiente para garantizar el re procesamiento, se usan cascadas con recirculación en contracorriente, siendo una cascada una serie de etapas conectadas (figura 2.9).

El número de etapas mínimo para una separación particular está dado por:

$$n = \frac{1}{\ln \alpha} \ln \frac{x_p(1-x_w)}{x_w(1-x_p)} \quad (2.33)$$

para la relación de reflujo mínimo tenemos:

$$\frac{L''_{i+1}}{P} = \frac{x_p(\alpha x''_{i+1} + 1 - x''_{i+1}) - \alpha x''_{i+1}}{(\alpha - 1)x''_{i+1}(1 - x''_{i+1})} \quad (2.34)$$

En los casos en los que:

a) El factor de separación de cabezas β es constante.

b) La composición de las cabezas y colas alimentadas a cada etapa son iguales:

$$x_{i+1}^n = x_{i-1}^i = x_1 \quad (i = 1, 2, \dots, n-1)$$

se dice que estamos trabajando con una cascada ideal.

El número de etapas (n) en una cascada ideal está dado por:

$$n = \frac{2}{\ln \alpha} \ln \frac{x_p(1-x_w)}{x_w(1-x_p)} - 1 \quad (2.35)$$

El número de etapas (n_w) en la sección de agotamiento está dado por:

$$n_w = \frac{1}{\ln \beta} \ln \frac{x_p(1-x_w)}{x_w(1-x_p)} - 1 \quad (2.36)$$

y en la sección de enriquecimiento:

$$n - n_w = \frac{1}{\ln \beta} \ln \frac{x_p(1-x_p)}{x_p(1-x_p)} \quad (2.37)$$

La relación de reflujo en una cascada ideal esta dada por:

$$\frac{L^n}{F} = \frac{1}{\beta - 1} \left[\frac{x_p}{x_{i+1}^n} - \frac{\beta(1-x_p)}{1-x_{i+1}^n} \right] \quad (2.38)$$

en función del número de etapas esta relación queda como:

$$\frac{L_{i+1}^n}{P} = \frac{1}{\beta - 1} [x_p(1 - \beta^{i-n}) + (1 - x_p)\beta(\beta^{n-i} - 1)] \quad (2.39)$$

y en la sección de agotamiento tenemos:

$$\frac{L_j^i}{W} = \frac{1}{\beta - 1} [x_w\beta(\beta^j - 1) + (1 - x_w)(1 - \beta^j)] \quad (2.40)$$

El flujo total en la cascada es, en términos de β :

$$J = \frac{\beta + 1}{(\beta - 1) \ln \beta} \left[W(2x_w - 1) \ln \frac{x_w}{1 - x_w} + P(2x_p - 1) \ln \frac{x_p}{1 - x_p} - P(2x_f - 1) \ln \frac{x_f}{1 - x_f} \right] \quad (2.41)$$

para valores de α próximos a la unidad $\frac{\alpha - 1}{2} \doteq \beta - 1$ y J en términos de alfa se transforma en:

$$J = \frac{8}{(\alpha - 1)^2} \left[W(2x_w - 1) \ln \frac{x_w}{1 - x_w} + P(2x_p - 1) \ln \frac{x_p}{1 - x_p} - P(2x_f - 1) \ln \frac{x_f}{1 - x_f} \right] \quad (2.42)$$

Este último resultado es de gran importancia para plantas de separación de isótopos. Establece que el flujo total en la planta es el producto de dos factores: el primero que es función únicamente del factor de separación y es una medida de la facilidad o dificultad relativa de la separación; es

grande cuando el factor de separación es cercano a la unidad y pequeño cuando este difiere moderadamente de la unidad. El segundo es función únicamente de las velocidades de flujo y composición de la alimentación, producto y residuos; es grande cuando el producto y el residuo difieren sustancialmente de la alimentación en la composición y pequeño cuando estas composiciones son casi iguales. El segundo termino ha sido llamado trabajo de separación.

El trabajo de separación está dado por:

$$\Delta = W(2x_w - 1) \ln \frac{x_w}{1-x_w} + P(2x_p - 1) \ln \frac{x_p}{1-x_p} - F(2x_f - 1) \ln \frac{x_f}{1-x_f} \quad (2.43)$$

CAPITULO 3. COMPARACION DE LOS METODOS.

En el capítulo anterior se hizo una breve descripción de los métodos de enriquecimiento de uranio

Dos de ellos ya fuera de uso; uno de ellos a causa de su baja capacidad de producción y de su complicado sistema, es decir el CALUTRON que solo se usa para separar cantidades pequeñas de distintos isótopos en el laboratorio.

El otro método fuera de uso es el de difusión-térmica; se abandonó casi al inicio de los primeros trabajos para enriquecer uranio pues su factor de separación es muy pequeño (menor que el de difusión gaseosa).

El proceso de separación por toberas está en desarrollo y aunque parece que habrá de hacerle competencia al proceso de difusión gaseosa y al de centrifugación (ya más avanzado que el de toberas) no hay todavía suficiente experiencia y se han llegado a ciertos resultados en lo que se refiere al consumo de energía eléctrica que lo ponen aún más en ventaja con respecto a los procesos de difusión gaseosa y centrifugación.

En el proceso de separación por difusión gaseosa es en el que más experiencia se tiene, en donde se han hecho las mejores modificaciones y desarro

llos. Sin embargo, presenta la desventaja de que para ser costeable es necesario que el tamaño de la planta sea del orden de varios millones de Kg de trabajo de separación.

El método de la centrífuga de gas se puede decir que es el más adecuado a nuestro medio, pues en el umbral de las grandes plantas compete con el proceso de difusión gaseosa en cuanto a costos, con la ventaja que para plantas pequeñas, también es aprovechable. Tiene la desventaja de un menor desarrollo en comparación con el proceso de difusión gaseosa y de que las centrífugas como elementos girando a grandes velocidades, tienen una vida sensiblemente corta.

Dado que estos dos últimos procesos es probable se puedan adaptar a nuestras necesidades y que ninguno de los dos está realmente definido para nuestro medio y además, de que son los que están más desarrollados, se tratará de determinar uno o varios criterios con los que se pueda hacer una discriminación de cualquiera de los dos (difusión gaseosa y centrifugación).

CAPITULO 4. DISEÑO DE LA PLANTA.

4.1 CALCULOS GENERALES.

En los procesos de separación de isótopos, la metodología de los cálculos del balance de materiales y del trabajo de separación es común a todos. Para llevarlos a cabo, es necesario calcular la composición de los residuos, dato que completa el sistema.

Dado que la decisión para la selección de uno de los dos procesos dependerá más que nada del factor económico, es obvio que se tratará de conseguir el óptimo número de etapas por proceso para un enriquecimiento dado. A este óptimo se llega de la siguiente manera:

Si F es el caudal de alimentación a un costo C_F y una composición x_F ; P el producto a un costo C_P y una composición x_P y W los residuos que de momento no van a ser útiles y por lo tanto tienen un valor cero y una composición x_W ; además, si Δ es el trabajo de separación necesario para conseguir el producto de composición x_P con residuos de contenido x_W y este trabajo de separación tiene un costo C_Δ , tenemos:

$$C_P = \frac{F}{P} C_F + \frac{\Delta}{P} C_\Delta \quad (4.1)$$

El valor mínimo de C_P para determinados valores de C_F y C_Δ depende de x_W .

Si el costo de alimentación C_P fuese cero como en el caso del proceso de obtención de agua pesada en el que se emplea agua, no sería necesaria la sección de agotamiento y se desecharían las colas procedentes de la etapa de alimentación. Sin embargo, a medida que va aumentando el valor de C_P , será conveniente, desde el punto de vista económico, extraer más cantidad del isótopo que nos interesa, siempre que el valor del trabajo utilizado para ello no sea mayor que el valor del isótopo recuperado. Por lo tanto, para cada valor de C_P y C_A se establece un valor óptimo de x_w .

Del balance de materia:

$$\frac{P}{P} = \frac{x_P - x_W}{x_P - x_W} \quad (4.2)$$

$$\frac{W}{P} = \frac{x_P - x_P}{x_P - x_W} \quad (4.3)$$

y de las ecuaciones 2.43, 4.1 y 4.2:

$$\frac{\Delta}{P} = \bar{\Phi}(x_P) - \bar{\Phi}(x_P) - (x_P - x_P) \frac{\bar{\Phi}(x_P) - \bar{\Phi}(x_W)}{x_P - x_W} \quad (4.4)$$

en donde: $\bar{\Phi}(x) = (2x - 1) \ln \frac{x}{1-x}$

de 4.2 y 4.4:

$$C_P = \frac{x_P - x_W}{x_F - x_W} C_F + \left[\Phi(x_P) - \Phi(x_F) - (x_P - x_F) \frac{\Phi(x_F) - \Phi(x_W)}{x_F - x_W} \right] C_A \quad (4.5)$$

en la ecuación 4.5 el costo unitario del producto de composición x_P , para valores determinados de x_F , C_F y C_A está dado en función de x_W . Por tanto, para determinar el valor de x_W con el que se obtiene un valor mínimo del costo C_P bastará hacer:

$$\frac{dC_P}{dx_W} = 0 \quad (4.6)$$

es decir:

$$C_F \frac{x_P - x_F}{(x_F - x_W)^2} + C_A \frac{x_P - x_F}{x_F - x_W} \left[\frac{d\Phi(x_W)}{dx_W} - \frac{\Phi(x_F) - \Phi(x_W)}{x_F - x_W} \right] = 0 \quad (4.7)$$

Simplificando:

$$C_F + C_A \left\{ (x_F - x_W) \frac{d\Phi(x_W)}{dx_W} - [\Phi(x_F) - \Phi(x_W)] \right\} = 0 \quad (4.8)$$

si x_0 es el valor de x_W que hace mínimo C_P , como:

$$\frac{d\Phi(x_0)}{dx_0} = \frac{1 - 2x_0}{x_0(1 - x_0)} + 2 \ln \frac{x_0}{1 - x_0} \quad (4.9)$$

substituyendo en la ecuación 4.8 la ecuación 4.9 - y simplificando:

$$\frac{C_F}{C_{\Delta}} = (2xF-1) \ln \frac{x_F(1-x_0)}{x_0(1-x_F)} + \frac{(x_F-x_0)(1-2x_0)}{x_0(1-x_0)} \quad (4.10)$$

que da la relación entre C_F/C_{Δ} y la composición óptima de las colas.

Una planta de enriquecimiento que trabaje siempre en condiciones óptimas, obteniendo un valor correspondiente al x_0 óptimo en función de C_F/C_{Δ} , dará siempre un costo mínimo del producto obtenido.

Sustituyendo en la ecuación 4.5 el valor de C_F dado en la ecuación 4.10 y los valores de $\Phi(x_F)$, $\Phi(x_P)$ y $\Phi(x_W)$ y simplificando:

$$C_P = C_{\Delta} \left[(2x-1) \ln \frac{x_P(1-x_0)}{x_0(1-x_P)} + \frac{(x_P-x_0)(1-2x_0)}{x_0(1-x_0)} \right] \quad (4.11)$$

Es decir:

Con el costo de alimentación C_F y el del trabajo de separación C_{Δ} conocidos, se calcula x_0 con la ecuación 4.10; con x_0 y la ecuación 4.11 se calcula C_P y con la ecuación 4.2 y x_0 se obtiene F .

En el desarrollo que se hizo para la obtención del costo del producto, interviene una variable (costo del trabajo de separación C_{Δ}) que está sujeta a modificaciones en su magnitud, tanto por razones técnicas (de desarrollo de los procesos de enriquecimiento), como socioeconómicas (inflación, decisiones políticas, etc) que la hacen cambiar con el tiempo.

La figura 4.1 nos da una idea de los precios proyectados del trabajo de separación para enriquecer uranio; de aquí se va a tomar un valor, necesario para calcular la composición de los residuos de la cascada. Como dato necesario para seleccionar este valor se supone el año 1983 que es el año en el que la producción de uranio estará en equilibrio con la demanda y en el que sería muy adecuado tener en operación una cascada para enriquecer el uranio a consumir en el país. Por supuesto que el valor a seleccionar será el más alto (el correspondiente a empresas privadas) con el objeto de dar un margen de seguridad, aunque probablemente no será el valor correcto.

Para 1983 el costo del Kg de trabajo de separación será de:

\$ 960.00 M.N. (7)

el precio actual del UF_6 es de \$ 293.00 M.N. por Kg; considerando un aumento del 5 % anual, para 1983 el precio del UF_6 será \$ 455.00 M.N./Kg de UF_6 .

Con los datos del costo del trabajo de separación (\$ 960.00 M.N./Kg.T.S.) y de la alimentación - (\$ 455.00 M.N./Kg. UF₆):

$$\frac{C_P}{C_A} = \frac{455}{960} = 0.475 \quad (4.12)$$

Usando la ecuación (4.10) se obtiene la composición óptima de los residuos:

$$0.475 = (2 \times 0.00711) \ln \frac{0.00711(1 - x_0)}{x_0(1 - 0.00711)} + \frac{(0.00711 - x_0)(1 - 2x_0)}{x_0(1 - x_0)} \quad (4.13)$$

$$x_0 = 0.00305$$

La ecuación (4.11) da el costo del producto -- con una composición $x_p = 0.027$.

$$C_p = 960 (2 \times 0.027 - 1) \ln \frac{0.027(1 - 0.00305)}{0.00305(1 - 0.027)} + \frac{(0.027 - 0.00305)(1 - 2 \times 0.00305)}{0.00305(1 - 0.00305)} \quad (4.14)$$

$$C_p = 7010 \text{ \$ M.N./Kg Ue.}$$

Con la ecuación (4.2) se calcula el valor de la alimentación en Kg de Unat./Kg de Ue:

$$\frac{F}{P} = \frac{0.027 - 0.00305}{0.00711 - 0.00305} = 5.9 \quad (4.15)$$

Contribución de la alimentación: \$2680 M.N./Kg 38%

Contribución del enriquecimien.: \$4330 M.N./Kg 62%

Con los datos de composición de alimentación x_P , composición del producto x_P y de residuos x_W , se pueden obtener los caudales de alimentación y residuo F y W respectivamente, conocido el del producto P, que se va a tomar como la cantidad de ura nio necesario en Laguna Verde, Ver. es decir:

$$P = 45.5 \frac{\text{ton Ue}_6}{\text{año}}$$

que equivalen a:

$$P = 62 \frac{\text{ton Ue F}_6}{\text{año}}$$

$$x_P = 0.00711$$

$$x_P = 0.027$$

$$x_W = 0.00305$$

$$F = ?$$

$$W = ?$$

$$F = P + W$$

$$Fx_P = Px_P + Wx_W \quad (4.16)$$

de donde: $F = 365 \frac{\text{ton UF}_6}{\text{año}}$

$$W = 302 \frac{\text{ton UF}_6}{\text{año}}$$

Con la ecuación (2.43) se calcula el trabajo de separación:

	x	2x	2x - 1	1 - x
W	0.00305	0.00610	-0.99390	0.99695
P	0.02700	0.05400	-0.94600	0.97300
F	0.00711	0.01422	-0.98578	0.99289

$\frac{x}{1-x}$	$\ln \frac{x}{1-x}$	$\Phi(x)$
0.00306	-5.7500	5.71000
0.02770	-3.5800	3.38000
0.00716	-4.9500	4.92000

$$= W\Phi(x_W) + P\Phi(x_P) - F\Phi(x_F)$$

$$\Phi(x) = (2x - 1) \ln \frac{x}{1-x}$$

$$\Delta = 302(5.71) + 62(3.38) - 365(4.92)$$

$$\Delta = 155\ 000 \frac{\text{Kg T.S.}}{\text{año}} \quad (4.17)$$

Con los datos aquí obtenidos, comínes a cualquier tipo de cascada (ya que no dependen del factor de separación, que es distinto en los diferentes métodos de separación) y los datos particulares a cada cascada, datos difíciles de obtener dado el carácter secreto de estos procesos, se va a tratar de obtener un criterio para la selección del método de enriquecimiento adecuado a las características impuestas, por razones económicas de nuestro país.

4.2 CALCULOS EN EL PROCESO DE DIFUSION GASEOSA.

Los calculos para la obtención de las características del proceso de difusión gaseosa, implican el conocimiento del factor de separación α . Este como se vió en el capítulo II, depende de los valores que tomen las presiones de entrada y de salida del sistema, la temperatura de entrada del gas, el diámetro de los poros y el espesor de la barrera de difusión, de la viscosidad y del caudal por unidad de superficie de la barrera.

Refiriendonos a la figura 2.1 y con las siguientes condiciones:

$$p_1 = 30 \text{ cm de Hg} = 408 \text{ g}_p/\text{cm}^2$$

$$p_2 = 3.75 \text{ cm de Hg} = 49.5 \text{ g}_p/\text{cm}^2$$

$$d = 0.01 \times 10^{-4} \text{ cm.}$$

$$l = 0.053 \text{ cm.}$$

$$M = 238 \text{ g/mol.}$$

$$R = 84\,780 \text{ cm}^3 \text{ g}_p/\text{cm}^2 \text{ } ^\circ\text{K mol.}$$

$$T = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373 \text{ } ^\circ\text{K.}$$

$$\mu = 1.67 + 0.0044 T = 1.788 \text{ g/cm seg.}$$

$$g_c = 980 \text{ g cm/g}_p\text{seg}^2.$$

Usando la ecuación 2.6, obtenemos la permeabilidad de la membrana difusora ($G \text{ gmol/cm}^2\text{seg}$):

$$G = \frac{4(0.01 \times 10^{-4})}{3(0.053)} \frac{980}{2(238)(84780)(373)}(408-49.5)$$

$$+ \frac{(0.01 \times 10^{-4})^2 (980) [(408)^2 - (49.5)^2]}{(16)(0.053)(1.788)(84780)(373)} \quad (4.18)$$

$$G = 1305 \times 10^{-9} \frac{\text{g mol}}{\text{cm}^2 \text{seg}} = 11.2 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{h.}}$$

$$G = 11200 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \text{h.}}$$

La corrección del máximo coeficiente de enriquecimiento (ec. 2.8) se hace utilizando la ecuación (2.12).

El valor de los factores se obtiene de la forma siguiente. De la ecuación (2.9):

$$Z_1 = \left(1 - \frac{49.5}{408}\right) \exp\left[-\frac{0.01 \times 10^{-4} (408 - 49.5)}{133.6 (373)^{1.433}}\right] \quad (4.19)$$

$$Z_1 = 0.879.$$

De la ecuación (2.10):

$$Z_2 = \frac{1 - 0.5}{0.5} \ln \frac{1}{1 - 0.5} \quad (4.20)$$

dado que $\theta = 0.5$.

$$Z_2 = 0.693$$

De la ecuación (2.11)

$$Z_3 = e^{-0.055} T^{-0.16} G^{0.17} \quad (4.21)$$

$$Z_3 = 1.15$$

Con la ecuación (2.12) se obtiene:

$$\alpha - 1 = (0.00429)(0.879)(0.693)(1.15) \quad (4.22)$$

$$\alpha = 1.003$$

Calculado el factor de separación, se procede a obtener el número de etapas en el proceso (ecuación 2.35)

$$n = \frac{2}{\ln(1.003)} \ln \frac{0.027(1-0.00305)}{0.00305(1-0.027)} - 1 \quad (4.23)$$

$$n = 1460 \text{ etapas.}$$

Como el proceso contará con secciones de enriquecimiento y agotamiento, el número de etapas en la sección de agotamiento está dada por la ecuación (2.36), en donde $\beta \approx \frac{\alpha + 1}{2}$

$$n_w = \frac{1}{\ln 1.0015} \ln \frac{0.00711(1-0.00305)}{0.00305(1-0.00711)} - 1 \quad (4.24)$$

$$n_w = 565 \text{ etapas.}$$

y el número de etapas en la sección de enriquecimiento será:

$$1460 - 565 = 895 \text{ etapas} \quad (4.25)$$

Estos valores, corresponden a una cascada ideal, en la que la última etapa (#1460) va a ser la más chica y tendrá una capacidad de 124 ton/año, de las que 62 estarán enriquecidas al valor requerido y 62 se recircularán a la etapa anterior.

Se toma esta etapa como tipo, para dimensionar las otras, quiere decir que la primera etapa será de aproximadamente cinco veces la última, ya que su capacidad es de 604 ton/año.

Para encontrar la capacidad de las etapas intermedias, se usa la ecuación (2.39) y en el caso

de la etapa de alimentación tenemos que:

$$\frac{L_{565}^n}{62} = \frac{1}{0.0015} \left[0.027(1-1.0015^{-895}) + (1-0.027)(1.0015)(1.0015^{895}-1) \right] \quad (4.26)$$

$$L_{565}^n = 113\ 000 \text{ ton/año}$$

$$L_{565} = 113\ 062 \text{ ton/año}$$

El número de unidades de 62 ton/año en la etapa de alimentación será:

$$\frac{113\ 062}{62} = 1824$$

El flujo total dentro de todo el equipo será (ec. 2.42):

$$J = \frac{8}{(0.003)^2} (155\ 000) = 13.7 \times 10^7 \text{ ton/año} \quad (4.27)$$

Este valor nos da una idea de la magnitud de la cascada y puede ser considerado como uno de los factores determinantes en la selección del proceso de enriquecimiento, dado que es proporcional a la potencia total de bombeo del UF_6 a través de las unidades que efectúan dicho enriquecimiento.

El área de membrana difusora necesaria para la cascada será de:

$$A = \frac{J}{G} = \frac{13.7 \times 10^7 \text{ ton/año}}{98 \text{ ton/m}^2\text{año}} = 1\ 400\ 000 \text{ m}^2$$

Tomando como tipo la última etapa (que es la de menor capacidad), el número de unidades de ésta magnitud será de:

$$N_{\text{unidades}} = \frac{13.7 \times 10^7 \text{ ton/año}}{124 \text{ ton/unidad año}} = 1\,100\,000$$

el área por unidad de 124 ton/año será de:

$$A_{\text{unitaria}} = \frac{1\,400\,000 \text{ m}^2}{1\,100\,000 \text{ unidades}} = 1.27 \text{ m}^2/\text{unidad.}$$

Dado que la barrera difusora va a provocar -- una caída de presión al gas que pasa através de -- ella, es necesario contar en cada etapa con un sistema de compresoras que repongan está pérdida de presión.

Como la temperatura y la presión están definidas antes de la barrera y considerando una compresión adiabática de etapa a etapa se tiene (ver figura 4.2):

$$\begin{aligned} p_1 &= 0.395 \text{ atm} & T_1 &= 373 \text{ }^\circ\text{K} \\ p_2 &= 0.048 \text{ atm} & T_2 &= ? \end{aligned}$$

El volúmen ocupado por una mol de UF_6 antes de pasar la memorana es:

$$V_1 = \frac{nRT_1}{p_1} = \frac{0.082 \times 373}{0.395} = 77.5 \frac{\text{litros}}{\text{mol}}$$

Dado que se trata de un proceso adiabático:

$$P_1 V_1^k = P_2 V_2^k \quad y \quad T_2 V_2^{k-1} = T_1 V_1^{k-1}$$

$$\text{en donde } k = \frac{C_p}{C_v}$$

el valor del C_p promedio es:

$$C_p = 22 \text{ cal/mol } ^\circ\text{K}$$

a esta presión se puede considerar que el UF_6 se comporta como un gas ideal y

$$C_p - C_v = R$$

en donde $R = 1.98725 \text{ cal/mol } ^\circ\text{K}$ y por lo tanto

$$C_v = 22 - 1.98725 = 20.0127 \text{ cal/mol } ^\circ\text{K}$$

$$k = \frac{22}{20.01275} = 1.1$$

con estos datos se puede calcular tanto la temperatura como el volumen del otro lado de la membrana.

Cálculo del volumen:

$$V_2 = \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^{\frac{1}{k}} V_1 = \left(\frac{0.395}{0.048}\right)^{\frac{1}{1.1}} \times 77.5 = 600 \frac{\text{litros}}{\text{mol}}$$

Cálculo de la temperatura:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{k-1} = 373(0.816) = 305 \text{ } ^\circ\text{K}$$

La potencia de compresión necesaria para la -

cascaida etá dada por:

$$P = \frac{k}{k-1} wRT_2 \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

en donde w está dado en lb mol/seg.

$$R = 1545 \text{ ft-lb}_f/\text{lb mol } ^\circ\text{R}$$

$$J = w = 1370 \times 10^5 \frac{\text{ton}}{\text{año}} = 9600 \frac{\text{lb}}{\text{seg}} = 41 \frac{\text{lb mol}}{\text{seg}}$$

$$T_2 = 638 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$P = \frac{1.1}{(1.1 - 1)} \frac{41 \times 1545 \times 638}{550} \left[\left(\frac{0.395}{0.048} \right)^{\frac{1.1 - 1}{1.1}} - 1 \right]$$

$$p = 15 \text{ 100 H.P.}$$

4.3 CALCULOS EN EL PROCESO DE ULTRACENTRIFUGACION.

Como en el caso del proceso de difusión gaseosa, en el de centrifugación también es necesario conocer el factor de separación.

Una cetrífuga con rotor de un metro de largo y 12 cm de radio, girando a 400 m/seg con un caudal de alimentación de 400 Kg de U/año (figura 2.3) y con un valor de $K_L = 0.35$ tiene un factor de separación α (ecuación 2.20) de:

$$\alpha = \exp \left\{ (0.35) \left(\frac{100}{2} \right) \left[\frac{(238 - 235)(40000)^2}{2(84780)(373)(980)} \right] \right\}$$

$$\alpha = 1.25$$

en donde: $L = 100$ cm

$$r = 12$$
 cm

$$K_L = 0.35$$

$$M_{238} = 238$$
 g/mol

$$M_{235} = 235$$
 g/mol

$$v = 40000$$
 cm/seg

$$R = 84780 \frac{\text{cm}^3 g_f / \text{cm}^2}{\text{gmol } ^\circ K}$$

$$T = 373$$
 $^{\circ}K$

$$g_c = 980 \frac{g \text{ cm}}{g_f \text{ seg}^2} .$$

De la figura 2.4 se obtiene el trabajo de separación para la centrifuga:

$$= 2.5 \text{ Kg T.S./año}$$

El número de etapas necesarias para llegar al enriquecimiento deseado es (ec.2.35):

$$n = \frac{2}{\ln 1.25} \ln \frac{0.027(1 - 0.00305)}{0.00305(1 - 0.027)}$$

$$n = 20$$

En la sección de agotamiento el número de etapas es (ec. 2.36)

$$n_w = \frac{1}{\ln 1.12} \ln \frac{0.00711(1 - 0.00305)}{0.00305(1 - 0.00711)} - 1$$

$$n_w = 7.5 \approx 8$$

El número de etapas en la sección de enriquecimiento será:

$$20 - 8 = 12$$

Como ya está calculado cuantos Kg de T.S. se necesitan para este enriquecimiento y además, sabiendo cuanto trabajo de separación da una centrífuga, se calcula el número de centrífugas:

$$\# \text{ de centrífugas} = \frac{155 \text{ 000 Kg T.S./año}}{2.5 \text{ Kg T.S./año-centrífuga}}$$

$$\# \text{ de centrífugas} = 62 \text{ 000}$$

El flujo total dentro de todo el equipo será - (ec. 2.42)

$$J = \frac{8}{(0.25)^2} (155 \text{ 000}) = 1.96 \times 10^7 \text{ Kg/año.}$$

El balance de materiales de la cascada indi-

ca que se alimentan a ella 365 ton UF_6 /año con una composición $x_f = 0.00711$, se obtienen -----
303 ton UF_6 /año de residuos a una composición ---
 $x_w = 0.00305$ y 62 ton UF_6 /año de producto de la --
composición deseada $x_p = 0.027$.

En la figura 2.3 se relacionan la alimenta---
ción (Kg. U/año) a una centrífuga, con el factor -
de separación α . Que para el caso de $\alpha = 1.25$
alimentación por centrífuga es aproximadamente de
400 Kg U/año que equivalen a 590 Kg UF_6 /año.

Con este dato se puede calcular el número de -
centrífugas en la etapa final y es:

$$\frac{124\ 000\ Kg.\ UF_6\ (alimentados\ a\ esta\ etapa)/año}{590\ Kg\ UF_6/centrífuga\ año}$$

$$= 210\ centrífugas.$$

en la etapa número 1 se tendrán

$$\frac{604\ 000\ Kg\ UF_6\ (alimentados\ a\ esta\ etapa)/año}{590\ Kg\ UF_6/centrífuga\ año}$$

$$= 1025\ centrífugas.$$

en la etapa de alimentación, usando la ecuación --
2.39 se calcula el caudal de entrada:

$$\frac{L_8^u}{62} = \frac{1}{0.12} \left[0.027(1-1.12^{-12}) + \right. \\ \left. + (1-0.027)(1.12)(1.12^{12}-1) \right]$$
$$\frac{L_8^u}{62} = 26.3$$

$$L_8 = 1630 \text{ ton UF}_6/\text{año}$$

$$L_8 = 1630 + 62 = 1692 \text{ ton UF}_6/\text{año}$$

En esta etapa se tendrán:

$$\frac{1\ 692\ 000 \text{ Kg UF}_6 \text{ (alimentados a esta etapa)}/\text{año}}{590 \text{ Kg UF}_6/\text{centrífuga año}}$$

$$= 2870 \text{ centrífugas año}$$

$$= 2870 \text{ centrífugas.}$$

No existen en la literatura, datos acerca de la caída de presión en cada centrífuga, pero suponiendo que fuera del orden de la del proceso de -- difusión, el número de compresoras a usarse (en -- caso de ser necesarias) sería mucho menor, del orden de 20 y además, de menor capacidad, dado que -- J es mucho más pequeño.

CAPITULO 5.

ANALISIS ECONOMICO.

En el desarrollo que se hizo para la obtención del costo del producto (sección 4.1), interviene -- una variable (C_{Δ}) que depende de varios factores - cuya influencia variará, de acuerdo con el proceso de enriquecimiento empleado. Sin embargo, se puede afirmar que los factores básicos en la determina--- ción de C_{Δ} son la inversión específica (cantidad - necesaria para producir un Kg.T.S.), la vida de la planta o de sus componentes y el consumo de energía eléctrica (KWh/Kg.T.S.). Por tanto, C_{Δ} dependerá -- considerablemente de las condiciones de financia--- miento (interés y tiempo de depreciación) y del costo de la energía eléctrica. También hay que considerar los gastos de personal y mantenimiento.

5.1 DIFUSION GASEOSA.

La estructura del costo anual del trabajo de -- separación en el caso del proceso de difusión gaseosa está dada en la siguiente tabla:

TABLA 5.1 (10)

CONCEPTOS	%	COSTO (M.N.)
Consumo de		
energía eléctrica.	51.0	490.00
Depreciación		
e interés.	39.7	381.00

CONCEPTOS	%	COSTO (M.N.)
Operación		
y mantenimiento	9.1	89.00
TOTAL	100.0	960.00

Estos costos corresponden a una inversión específica de 3500.00 \$ M.N./Kg T.S. , con una tasa de interés sobre el capital del 10% y un período de amortización de 25 años.

Dado que una planta de difusión gaseosa requiere hacer circular y recircular enormes cantidades de gas, a través de las membranas porosas, mediante miles de compresoras, el consumo de energía que requiere una compresoras para su funcionamiento (de acuerdo a la tecnología actual) es de 2400 KWh/KgT.S., por lo que para mantener 490.00 \$ M.N. en el consumo de energía eléctrica, es necesario tener un costo de 0.205 \$M.N./KWh.

El proceso de difusión gaseosa está lo suficientemente desarrollado para considerar como muy realistas, y sin lugar a incertidumbres, los valores de la inversión y consumo específicos, así como la valoración de los gastos de operación y mantenimiento y la vida de la planta. En estas condiciones, financiamiento y costo de la energía eléctrica, serán los factores determinantes del valor de C_A .

5.2 CENTRIFUGACION GASEOSA.

La estructura de costos anuales para el proceso de centrifugación es (10);

CONCEPTOS	%	COSTO (M.N.)
Consumo de energía eléctrica	9.8	94.00
Depreciación e interés	46.9	450.00
Operación y mantenimiento	16.4	157.00
Reposición de centrifugas	26.9	259.00
TOTAL	100.0	960.00

La inversión específica será en este caso de 4100.00 \$M.N./Kg T.S., con una tasa de interés sobre el capital del 10% y un período de amortización de 25 años.

El consumo de energía eléctrica en el proceso de centrifugación es mucho menor al del proceso de difusión gaseosa (del orden de 460 kWh/Kg T.S.) — por lo que, para mantener \$94.00 en el consumo de energía eléctrica, es necesario que su costo sea de 0.205 \$M.N./kWh.

En el cálculo de C_{Δ} aparece un factor de incertidumbre de gran importancia económica: la vida de trabajo de las centrifugas sin tener que ser —

substituidas para su reparación. Por otra parte, se considera que los gastos de mantenimiento y operación, excluyendo la reposición de las centrífugas, serán mayores que en una planta de difusión gaseosa.

En la tabla anterior puede apreciarse que las cargas financieras y reposición de centrífugas representan las partidas más importantes, mientras que el consumo de energía eléctrica representa solamente del orden de un 10% del costo total.

5.3 CARACTERISTICAS DEL PROCESO DE DIFUSION GASEOSA.

Si se proyectan cascadas de difusión para diferentes capacidades de producción, pero partiendo de la misma alimentación, llegando al mismo producto y a la misma composición de colas, todas ellas tendrán teóricamente, el mismo número de etapas, pero el tamaño de las etapas será mayor para mayores producciones. Como etapas mayores dan costos específicos menores, también serán más económicas las plantas con mayor producción sin tener en cuenta, además, que su consumo de energía eléctrica y los gastos de personal y mantenimiento por Kg. T.S., serán menores.

En la situación actual, el umbral económico corresponde a una producción del orden de 5 millones de Kg. T.S./año.

Además, el gran consumo de energía eléctrica hace que su costo sea un factor predominante en el costo total C_A del Kg.T.S.

Por otra parte, la optimización de una planta de difusión gaseosa es muy compleja y él hacerlo implica:

- a) Llegar a un tamaño óptimo de etapas
- b) Optimizar la presión de operación.

El tener un tamaño óptimo de etapa dificulta los planes de crecimiento de la planta conforme aumenta la demanda de servicios de enriquecimiento, además de elevar los costos del trabajo de separación en el inicio de la construcción de la planta de enriquecimiento, que dura aproximadamente 10 años.

5.4 CARACTERISTICAS DEL PROCESO DE CENTRIFUGACION GASEOSA.

Se ha visto que la capacidad de las centrifugas es pequeña (sección 4.3).

Las cascadas de centrifugas al precisar, aunque sean de pequeña producción, un gran número de unidades, idénticas, dan lugar a una variación de la inversión específica con la producción total muy inferior al caso de la difusión gaseosa. Como consecuencia, las estimaciones realizadas señalan que pueden encontrarse situaciones de competencia económica con la -

difusión gaseosa con capacidades de producción inferiores: del orden de cientos de miles de KG.T.S.

Un aspecto importante en la estructura del costo del trabajo de separación en una planta de centrifugas se refiere al consumo de energía eléctrica. En este caso el consumo es relativamente pequeño y varía entre 450 y 500 KWh/Ag.T.S., es decir, unas 5 veces menor que en el caso de la difusión gaseosa.

El problema de optimización del proceso de centrifugación es diferente al de difusión y en general se requiere:

a) Selección de materiales que soporten altas velocidades (dado que el factor de separación es proporcional a la cuarta potencia de su velocidad circunferencial).

b) Optimización del diámetro de los rotores, para bajar los costos de material requerido.

Debido a que la capacidad de la planta depende de la longitud total de todos los rotores y además, como la relación longitud a diámetro determina la presencia de resonancias flexurales reduciendo la longitud del rotor (aumentando el número de máquinas) se evitan estas. Por otro lado, la complejidad de conexiones, instalación, servicio y potencia, aumenta si -- aumenta el número de máquinas.

Respecto a la incertidumbre en el tiempo de tr
bajo de una centrífuga, existen reportes (11) en -
los que se considera que el proceso puede trabajar
con un mínimo de atención y tolerar fallas ocasiona
les sin interrupción de la operación de la planta. -
Se han reportado fallas en una planta del orden del
0.03 % en tres meses. Existen nuevos informes (11)
en los que se reporta un aumento en la capacidad de
las centrífugas de manera que el número de ellas, -
presentes en una planta, se reduciría de centenares
de miles a decenas de miles.

CAPITULO 6

CONCLUSIONES.

La siguiente tabla muestra algunas características de los procesos de difusión gaseosa y ultracentrifugación.

TABLA 6.1

CARACTERISTICAS	DIFUSION GASEOSA	CENTRIFUGACION
Factor de separación	1.003	1.25
Capacidad (ton Ue/año)	45.5	45.5
Número de etapas	1460	20
Flujo total dentro de la cascada (ton/año)	13.7×10^7	0.00197×10^7
Consumo de energía eléctrica $\frac{Kwh}{Kg.T.S.}$	2400	460
Umbral económico (millones de Kg.T.S.)	5.0	0.5
Desarrollo tecnológico	Avanzado	Iniciándose

a) Para el caso particular que se está tratando aquí (155 000 Kg.T.S.) y comparando las características de los procesos, se deduce que el más adecuado a estas condiciones será el de centrifugación gaseosa; dado que aunque el umbral económica es del orden de 500 000 Kg.T.S. se está más cerca de el que de 5 000 000 Kg.T.S.

Aunque el desarrollo tecnológico del proceso de centrifugación gaseosa está en sus principios, es de esperarse que conforme avance el tiempo aumente su ventaja sobre el de difusión gaseosa, que aparentemente ha llegado a su óptimo.

b) En informes recientes se ha considerado la posibilidad de instalar otros 25 reactores nucleares en el país. Suponiendo que solo cuatro de ellos tuvieran las características de los de Laguna Verde, Ver., los servicios de enriquecimiento necesarios ascenderían a 480 000 Kg.T.S. lo que nos permite, por comparación con los datos de la tabla 6.1 pensar en la selección del proceso de centrifugación gaseosa para enriquecer el uranio necesario en dichos reactores.

c) Es conveniente hacer estudios más detallados de estos procesos para obtener criterios, tanto técnicos como económicos, más firmes para, en el momento en el que se requiera, tomar una decisión -

apropiada respecto a la instalación de alguno de estos procesos en México o a depender del exterior en este aspecto.

CAPITULO 7

BIBLIOGRAFIA.

1. Avery, D.G.; Parry, J.V.L.; Bogaardt, M.; Jelinek-Fink, P. Centrifuge plants in Europe. Cuarta conferencia internacional sobre usos pacíficos de la energía atómica. Documento 6-16, pag. 493, Septiembre, 1971.

2. Becker, E.W.: The separation nozzle process for enrichment of U-235. Cuarta conferencia internacional sobre usos pacíficos de la energía atómica. Documento 6-16, pag. 383, Septiembre, 1971.

3. Benedict, M.; Pigford, T.H.: Nuclear Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Company, Inc. U.S.A 1957.

4. El Barouchi, M.Y.: A canadian initiative in the uranium enrichment field. Nuclear Engineering. Vol. 19, No. 217, pag. 508-510. Junio, 1974.

5. Geoghegan, G.R.H.; Kehoe, R.B.; Uranium enrichment in the U.K. Atom 109, pag 224. Noviembre 1970.

6. Kuri Adriana: Procesos usados para el enriquecimiento del uranio. Monografía presentada en el curso de: Economía de los combustibles nucleares. Centro de Estudios Nucleares, U.N.A.M. 1972.

7. Lartigue Gordillo, J.: Comparación de ciclos de combustible nuclear. Instituto de investigaciones de la industria eléctrica. 1974.

8. Lartigue Gordillo, J.: Comunicación personal. Centro de estudios nucleares. U.N.A.M. 1975.

9. Lartigue Gordillo, J.: El problema energético de México. VIII congreso mexicano de química pura y aplicada. Marzo 1973.

10. López y Rodríguez, M.: Materiales Nucleares. - Publicaciones científicas de la junta de energía nuclear. Madrid, 1971.

11. Smith, D.: What price commercial enrichment?. Nuclear engineering. Vol. 19, No.218, pag 572-584. -- Julio 1974.

GRÁFICA 1.1 (c)

PRONÓSTICOS DEL TRABAJO SEPARATIVO.

DEMANDA A COLAS DE 0.275 %

KPa (t.a.)

400

DEMANDA TOTAL

PRODUCCION TOTAL

PRODUCCION MAXIMA DE USA

200

DEMANDA DE USA

DEMANDA DE

OTROS PAISES

100

PRODUCCION MAXIMA
DE OTROS PAISES.

73

75

77

79

81

83

85

AÑOS CALENDARIO.

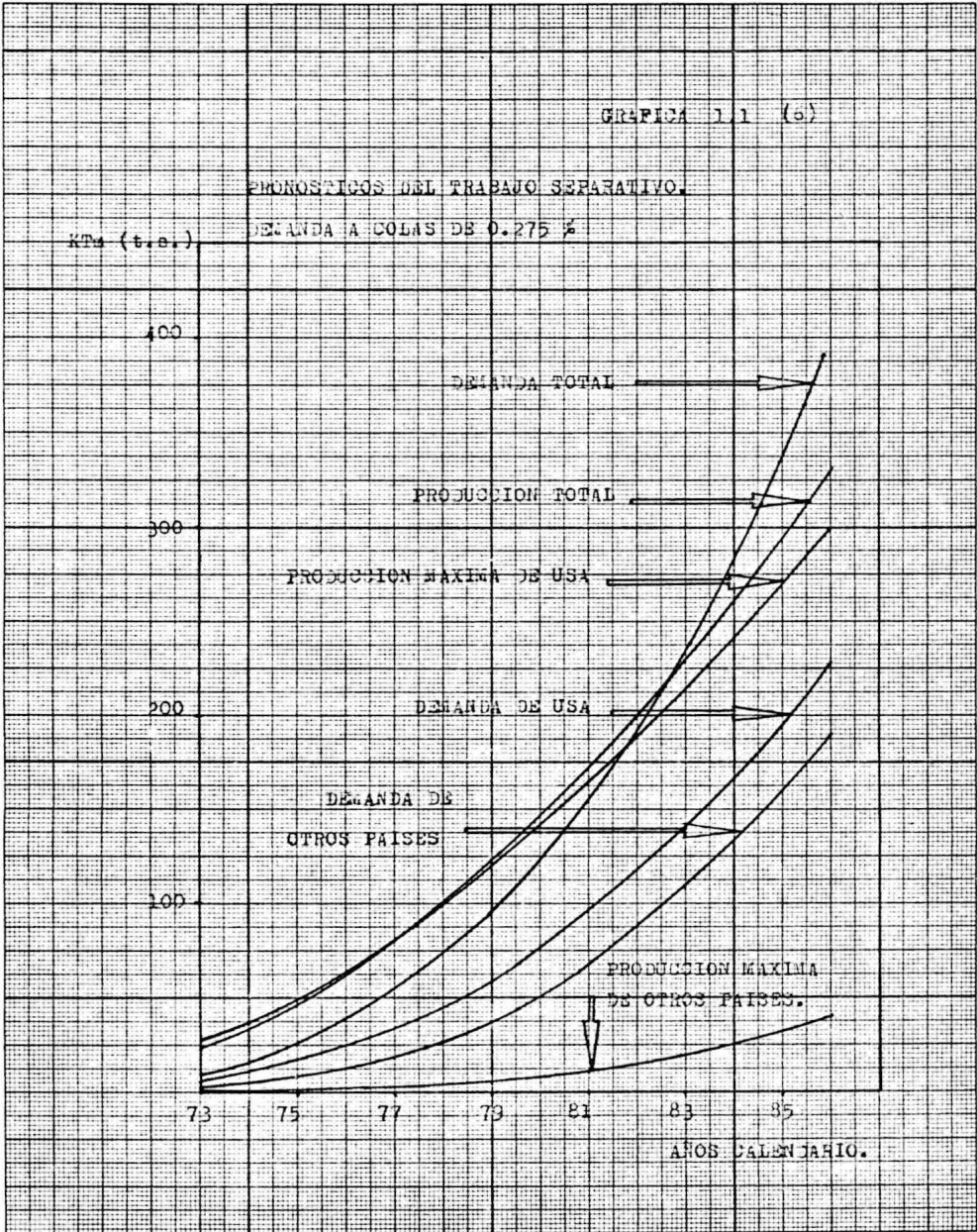


TABLA 2.1.

ISOTOPO	A EN PESO	MASA ATOMICA AMU
URANIO-234	0.0058	234.1147
URANIO-235	0.7110	235.1175
URANIO-238	99.2830	238.1252

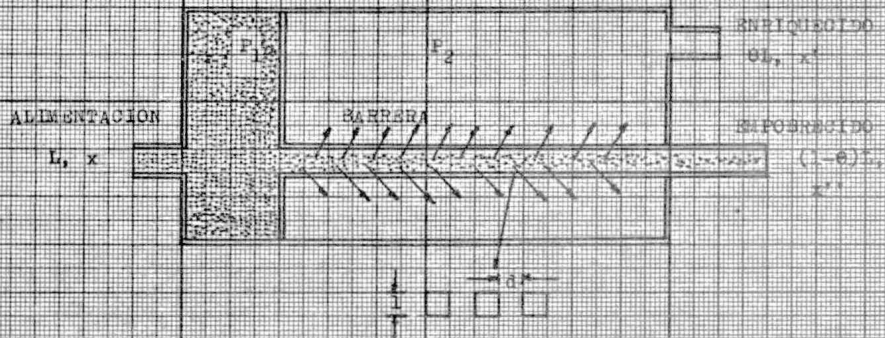
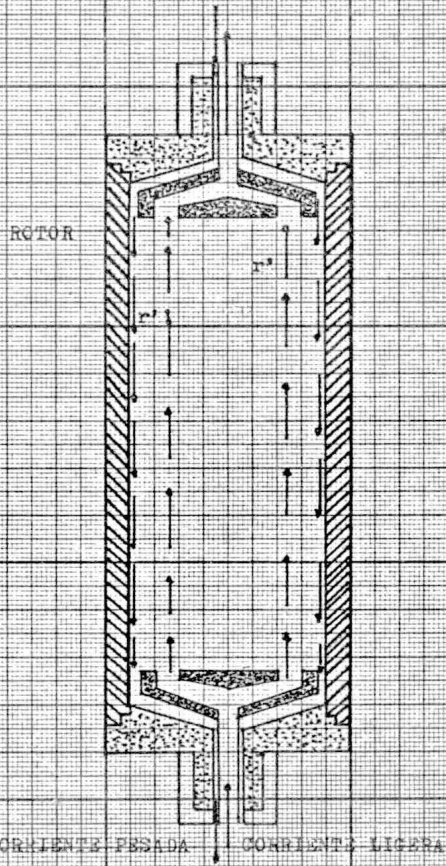


FIGURA 2.1 UNIDAD DE DIVISION.

FIGURA 2.2 CENTRIFUGA DE GAS.



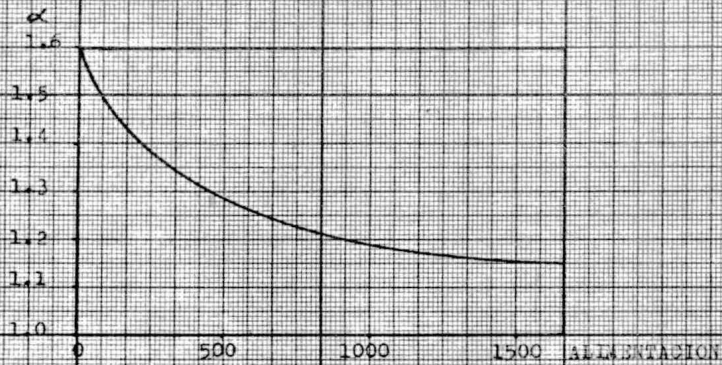


FIGURA 2.3 VALORES DE α FUNCION DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION.



FIGURA 2.4 VARIACION DE Δ_{max} Y Δ_{real} CON LA VELOCIDAD PERIFERICA.

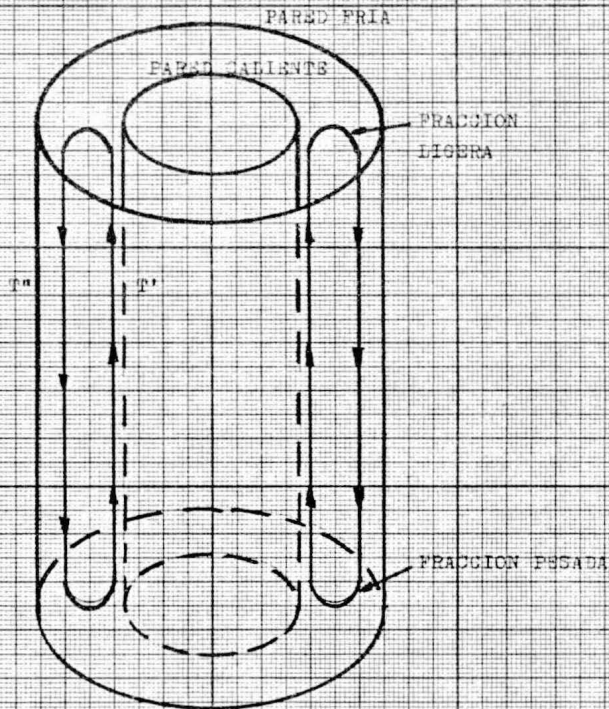
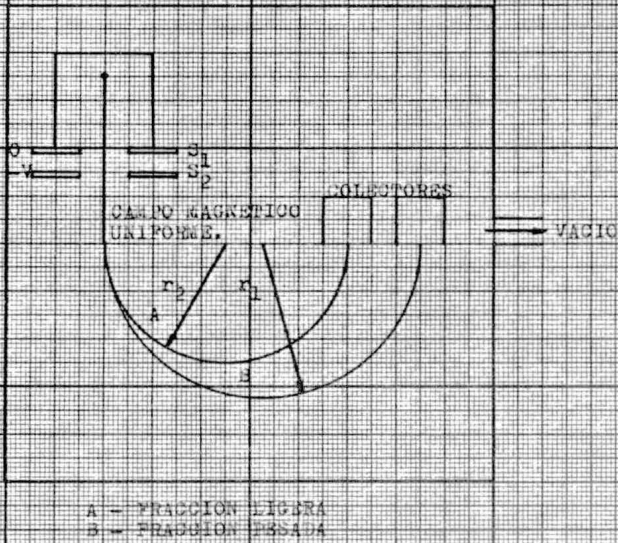


FIGURA 2.5. ESQUEMA DE UNA COLUMNA DE DIFUSION TERMOICA.

FIGURA 2.6 PRINCIPIO BASICO
DEL CALUTRON.



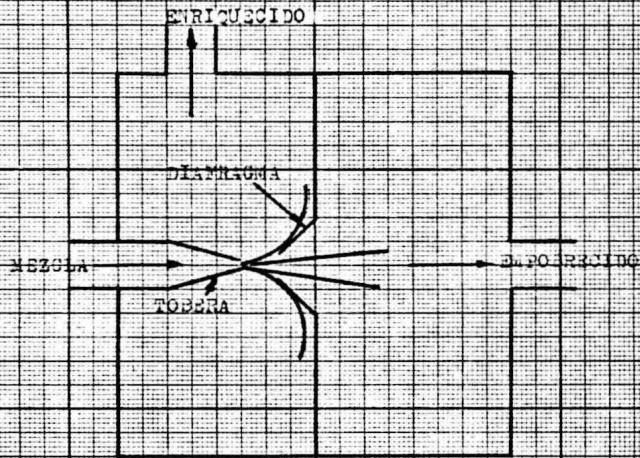


FIGURA 2.7 FUNDAMENTO DE LA SEPARACION POR TOBERAS.

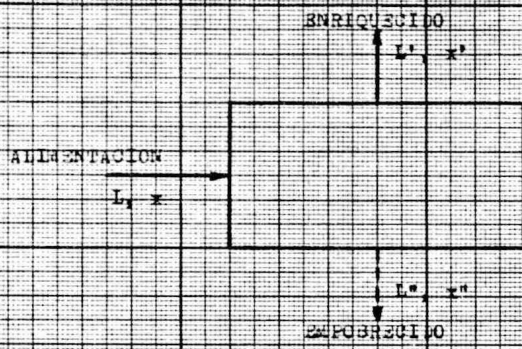
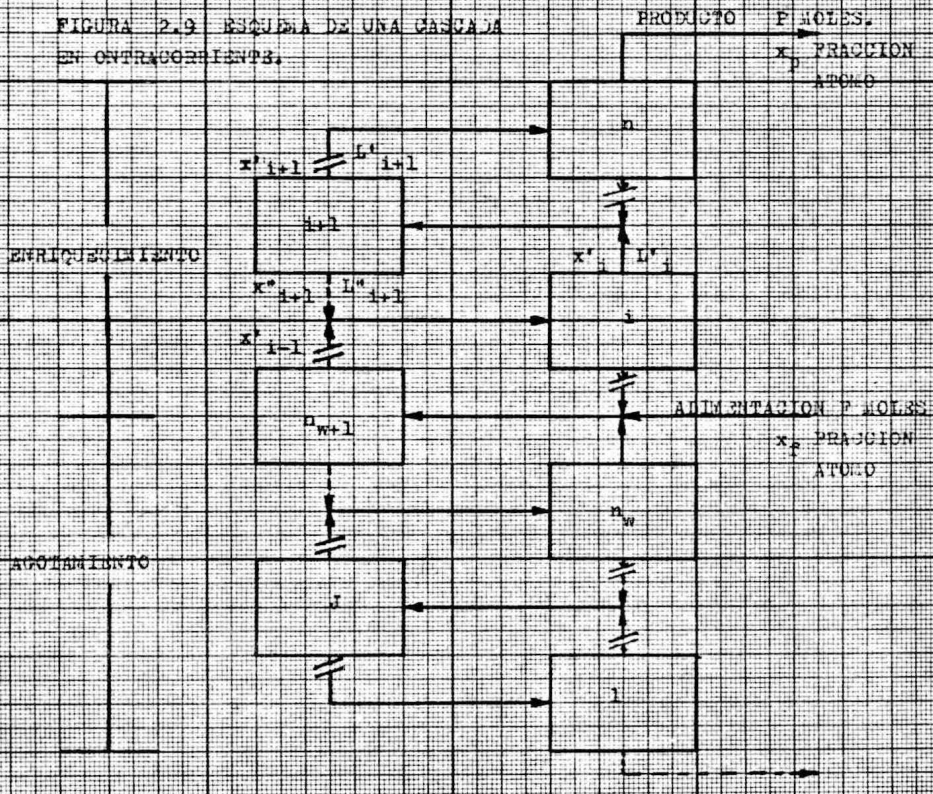


FIGURA 2.8 ESQUEMA DE UNA UNIDAD DE SEPARACION.

FIGURA 2.9 ESQUEMA DE UNA CASCADA EN CONTRACORRIENTES.



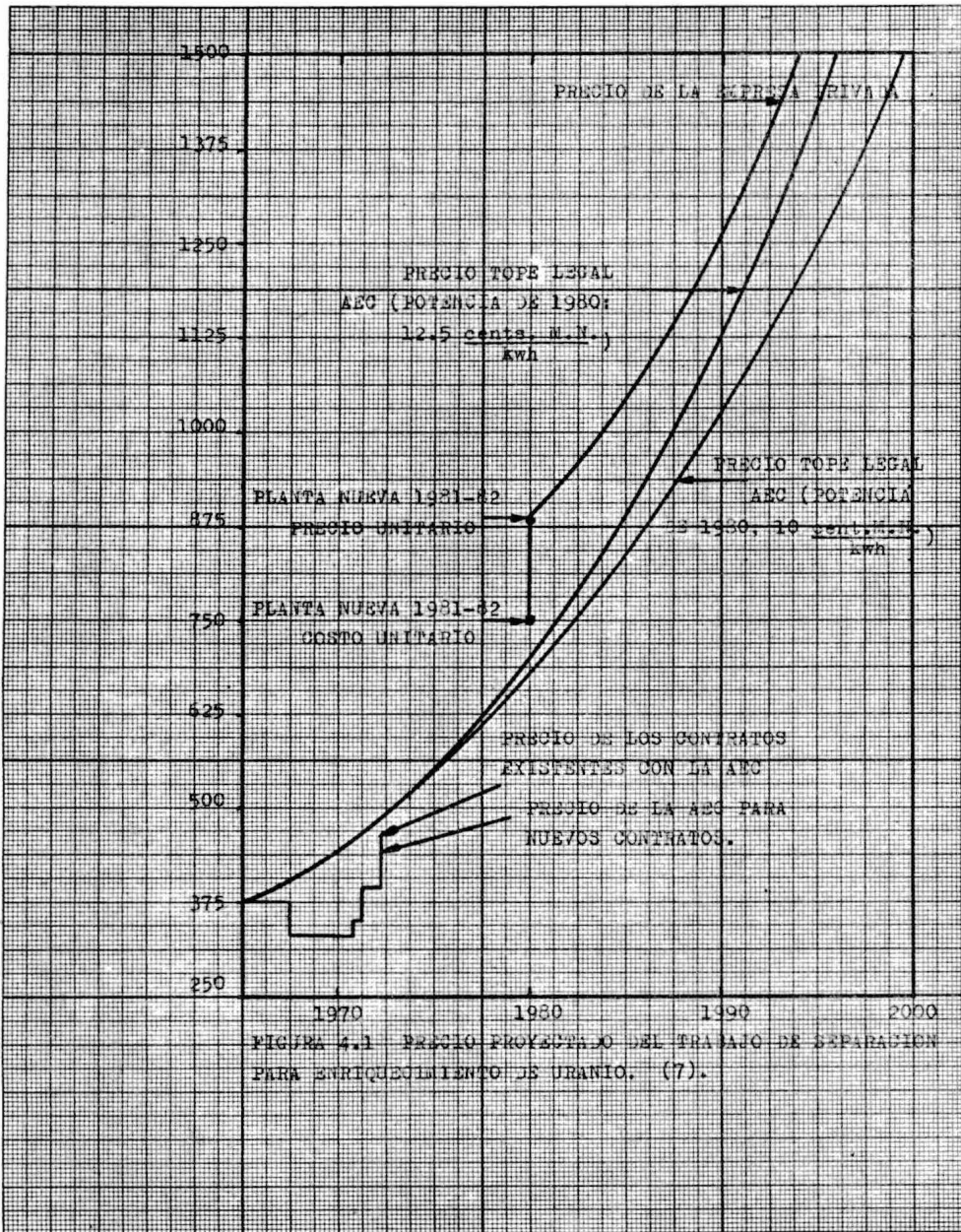


FIGURA 4.1 PRECIO PROYECTADO DEL TRABAJO DE SEPARACION PARA ENRIQUECIMIENTO DE URANIO. (7).

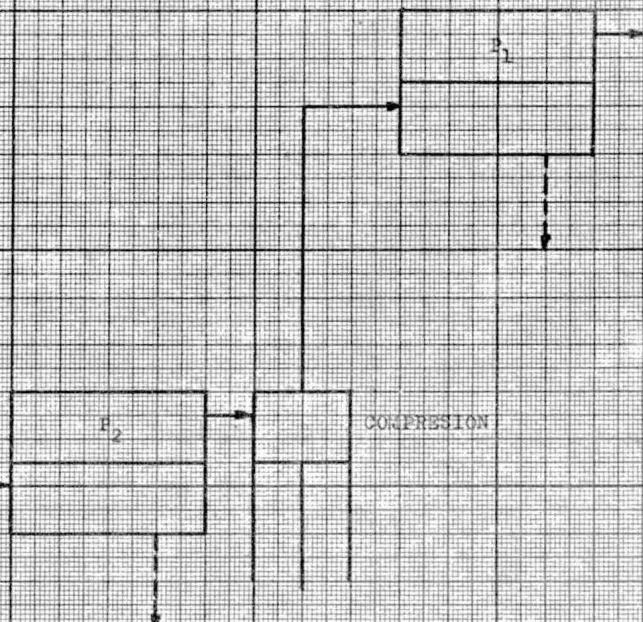


FIGURA 4.2 ESQUEMA DE COMPRESION ENTRE ETAPAS DE DIFUSION VISCOSA.