

C.N.E.A. Biblioteca	
ARCHIVO PUBLICACIONES	
Nº 1	AÑO 1966

--

03.66.13

COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA

GERENCIA DE MATERIAS PRIMAS

Elaboración:

MISION DE PERFECCIONAMIENTO TECNICO SOBRE PURIFICACION NUCLEAR, REALIZADA EN LA JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR E S P A Ñ A JOSE ANTONIO VERCELLONE Y BERNARDO HUGO BANDIERI PERIODO: 1 DE SETIEMBRE - 5 DE NOVIEMBRE DEL AÑO 1965

TEXT O

1966

INFORME DE:

JOSE ANTONIO VERCELLONE
Y
BERNARDO HUGO BANDIERI

MISION DE PERFECCIONAMIENTO TECNICO SOBRE PURIFICACION NUCLEAR,
REALIZADA EN LA JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR.

E S P A Ñ A

Período: 1 de Setiembre - 5 de Noviembre del año 1965.



T E X T O

"España es como la imagen de
sus casas en las que las rejas de
hierro recatan al pasajero las
bellezas que le dejan entrever"

Roland Manuel "Manuel de Falla"

I N D I C E

Finalidad de la Misión	pag.	1
Introducción	"	2

PLANTA DE PURIFICACION DE CONCENTRADOS DE URANIO DEL CENTRO NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR " JUAN VIGON "

Descripción	pag.	3
Fluidización	"	17
Transformación Directa	"	36

FABRICA DE URANIO " GENERAL HERNANDEZ VIDAL "

Descripción	pag.	37
-------------------	------	----

I. FINALIDAD DE LA MISIÓN :

La misión encomendada a los suscriptos y que da origen a este informe, ha sido ordenada por la Comisión Nacional de Energía Atómica y tuvo por finalidad principal el conocimiento de las técnicas de Purificación de Sales de Uranio hasta la obtención de Oxidos y Uranio Metálico nuclearmente puros. Así como conocer controles analíticos y de producción de los distintos métodos utilizados.

En síntesis, las tareas se desarrollaron principalmente:

- a. En el grupo de Compuestos de Uranio de la Dirección de Materiales, en el Centro de Juan Vigon, Ciudad Universitaria, Madrid.
- b. Como complemento se visitó durante una semana la planta de Producción de Concentrados de Uranio General Hernandez Vidal de Andujar (Jaén).

- - - - -

I. INTRODUCCION

La Junta de Energía Nuclear estudia paralelamente dos métodos de obtención de $F^{40}U$ pureza nuclear:

a. Fluidización.

b. Fluoruración directa del $U_2O_7(NH_4)_2$

Tanto para uno y otro camino, parte de Concentrados de pureza 80 - 82 % U_3O_8 , producidos por la Planta General Hernández Vidal de Andujar (Jaén) que se describirá más adelante. Este concentrado que es transportado en tanques de aproximadamente 300 Kgs. es purificado por TBP. en la Planta de Purificación del Centro Nacional de Energía Nuclear Juan Vigon en Madrid.

Para una mejor ordenación del informe comenzamos por la descripción de ésta última, para continuar luego con todo lo referente a Fluidización. En la parte final y en forma bastante somera haremos mención al método de Fluoruración Directa. En realidad nuestra estadía se realizó casi totalmente en el Grupo de Plantas Piloto y donde más se trabajó fué en purificación por TBP y fluidización. En cuanto a lo referente de Fluoruración directa, fué solo una visita ya que éste grupo de trabajo depende de la División Metalúrgica.

- - - - -

PLANTA "JUAN VIGON"

PLANTA DE PURIFICACION DE CONCENTRADOS DE URANIO DEL CENTRO NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR " JUAN VIGON "

I. INTRODUCCION

En el ciclo del combustible nuclear el Uranio se recupera de los minerales generalmente por vía química, en plantas de concentración cuyo producto final suele ser un concentrado sólido, de uranato sódico, magnésico ó óxido de uranio. La ley de estos concentrados comerciales suele ser superior al 70 % en U3O8, aunque excepcionalmente existen concentrados con leyes del 10 al 30 % en U3O8.-

El concentrado de Uranio obtenido hay que purificarlo, hasta la calidad de pureza nuclear debido a exigencias de su futura aplicación en el reactor. En la tabla 1 se dan las especificaciones de pureza nuclear para algunos productos de transformación tomados de una revisión de las especificaciones de Estados Unidos, Canada, Gran Bretaña y Japón.-

El proceso de purificación debe llevar a productos que cumplan las especificaciones indicadas en la Tabla 1. Esto hace que a su vez tenga que fijar limitaciones al producto que recibe. A las limitaciones de tipo nuclear hay que sumarle otras de tipo económico o bien de carácter técnico por los materiales del equipo. Debido a esto se fijaron especificaciones y penalizaciones para los concentrados de Uranio producidos en las fábricas de tratamiento de minerales. En la Tabla 2 se dan las especificaciones de la C.E.A. de los Estados Unidos y que a falta de una experiencia directa se han adoptado en la mayoría de los países.-

No obstante interesa resaltar que las especificaciones indicadas están basadas en el proceso de refinado de concentrados empleados en los Estados Unidos de América y que su extensión a otros procesos puede ser inaceptable.-

Así por ejemplo, el proceso empleado en España que se caracteriza por el uso de una acidez baja en ácido nítrico (1 M) mientras que cuando se fijaron las especificaciones en los Estados Unidos se utilizaba una más alta (3 M). Debido a esta diferencia en acidez resulta que las especificaciones americanas sobre precipitados parecen inadecuadas para España, ya que considerando un caso práctico, resulta que mientras un concentrado con un 2 % en P2O5 requiere 0,7 l HNO3/kg. U3O8 si el fosfato aumenta a 5,5 % las necesidades son del orden de 1,1 l/kg. U3O8 ó sea un 57 % más.-

Lo mismo que esto, existen otras facetas que interesaría revisar, estableciendo unas especificaciones propias del proceso español, considerando el conjunto de las fábricas de concentrados y los costes de obtención de los mismos.-

I.1. BASES

En líneas generales diremos que la idea aceptada fue uti-

TABLA Nº 1 - Especificaciones de pureza Nuclear

Elementos	UO ₂	UNH	U	ADU	UO ₃	U ₃ O ₈	UF ₄
Ag	0.2 á 2	0.2 á 2	0.2	1	1	0.2 á 1	1
Al	2 á 100	2 á 100	20 á 100			100	
B	0.2 á 1	0.2 á 1	0.1 á 1	0.2	0.2	0.2 á 1	0.2
Ba	10	10	10			10	
Be	1	1	1				
Bi	1 á 2	2	2			1	
C			25 á 400				
Ca	25 á 50	25	25			50	
Cd	0.2 á 0.5	0.2 á 0.5	0.1 á 0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Co	1	1 á 10	1 á 5			1	
Cr	10 á 100	10 á 25	10 á 150	10	10	10 á 100	15
Cu	10 á 75	10 á 20	75 á 150	10	10	10 á 75	20
Dy	0.1	0.1		0.1	0.1	0.1	
F	150 á 500	0 á 500					
Fe	50 á 200	35 á 150	100 á 150	35	35	35 á 200	
Gd	0.05	0.05		0.05	0.05	0.05	
H			10				
Mg	25 á 75	25	25 á 50			75	
Mn	5 á 20	5 á 20	5 á 25	5	5	5 á 10	5
Mo	1	1		1	1	1	
N			40 á 75				
Ni	15 á 200	15 á 200	30 á 500	15	15	15 á 100	100
O			350 á 380				
P	10 á 30	10 á 50	10		50	10	
Pb	10 á 25	10 á 25	10				
Si	20 á 200	20 á 150	20 á 100	20	20	20 á 200	20
Sm							
Sn	5 á 20	5 á 20	10			5	
T.R.	12					12	
Th	10	50		50	50	50	
V	10 á 30	10 á 30	15	30	30	10 á 30	
Yb	0.2						
Zn	50	50	30				

TABLA Nº 2 - Especificaciones de concentrados de Uranio[†]

Nº	Elemento	Tolerancia, %
1	Mínimo U ₃ O ₈	75
2	Máximo V ₂ O ₅	2
3	" PO ₄	6
4	" Mo	0,6
5	" B	0,030 (max 0,2%)
6	Cl, Br, expresados, máximo como Cl.	0,10
7	Máximo F	0,10
8	" Cu	1,7
9	" As	0,8 (máx 2,0%)
10	" CO ₃	1,0 (máx 4 %)
11	" SO ₄	10
12	" Humedad	10 (a 110°C)
13	Todo el concentrado pasará por un tamiz de 1/4" abertura.	
14	Máximo Ca.	máx. 1,5
15	" U ₃ O ₈ insoluble en NO ₃ H	máx. 0,10

[†].Uranio y humedad sobre muestra seca original, todos los demás se refieren al contenido de U₃O₈.

lizar TBP al 30 % como fase orgánica; disoluciones de alimentación acuosa de más de 300 gr. U308 litro y 1M en ácido libre, desechando de principio la posibilidad de recuperación del ácido de los refinados.-

En cuanto a equipos se utiliza el sistema de mezcladores-sedimentadores.-

La capacidad de tratamiento de dicha instalación es de 46 kg.U308/hora para una concentración de líquidos de entrada de 350 gr. U308/l.-

El volumen de los mezcladores es de 64 litros y el de los sedimentadores 100 litros.-

El criterio adoptado para el cálculo de la planta fue que ésta purificara solamente en 1 turno y el resto de las instalaciones para hacerlo en 2 ó 3. Es por ello que existe desproporción entre la sección de extracción y las restantes instalaciones de la planta de purificación.-

La materia prima a tratar es diuranato de sodio producido en la planta de tratamiento de minerales de Andújar con una composición aproximada:

U308	:	80 - 84 %
P205	:	0,1 - 0,4 %
SO ₄	:	1 - 4 %
Fe	:	0,2 - 0,8 %
Cu	:	0,05 - 0,2 %
H ₂ O	:	1 - 4 %

I.2. DISOLUCION (Ver Tabla 3)

En ella se trata de obtener una gran solubilización del Uranio, concentraciones altas de solución de nitrato de uranilo, acidez final baja e insolubilización de la sílice contenida en los concentrados. Para conseguir esto último es muy importante el control de temperaturas, tiempo de agitación y concentración de ácido nítrico.-

Las condiciones normales de trabajo son:

CONCENTRADO	550 - 650 kg/carga
TEMPERATURA	80 - 90° C
TIEMPO	6 horas
CONCENTRACION FINAL	325 - 375 gr.U308/l.
ACIDEZ LIBRE FINAL	0,9 - 1,2 M.
CONSUMO NO ₃ H Promedio	0,7 l NO ₃ H/kg. Uranato
VOLUMEN FINAL DISOLUCION	1.500 l.

TABLA Nº 3 - Datos de Funcionamiento de la Sala de Disolución.

Concepto	Valor Medio Extremos	
<u>a) Material Tratado.</u>		
Concentrado, Kg.	19.400	
Uranio en Solución, Kg U308	13.400	
Ley de Uranio, % U308 (según llega)	70	
Ley de Uranio, % U308 (base seca)	74	68 - 85
Ley de fosfatos, % P205 (base seca)	3,0	1,0 - 3,7
Concentrados disueltos por operación, Kg	840	780-1200
Uranio resultante por operación, Kg U308	600	550-660
<u>b) Consumo de reactivos</u>		
Acido nítrico, l/operación	700	520-830
Acido nítrico, l/Kg concentrado	0,84	0,65-0,98
Acido nítrico, Kg/Kg U308	1,5	1,2-1,9
<u>c) Energía Eléctrica</u>		
Kw.h consumidos por operación	30	23-46
<u>d) Distribución de tiempos, h.</u>		
Carga del reactor	1	0,5-2,5
Digestión	7	5 - 8
Trasvase de soluciones y homogeneización (solec. sin clarif.)	1	0,5-1,5
Tiempo total por operación	9	6 - 12
<u>e) Mano de obra, hombre.h.</u>		
Carga del reactor	4,5	2 - 8
Ataque	0,5	0,25-1
Trasvase y homogeneización	0,5	0,25-1
Total por operación	5,5	2,5-10

I.2.1. Advertencia

Cuando el contenido en fosfatos es superior al 3 % hay que aumentar la cantidad de NO_3H en la disolución aunque los líquidos resultantes queden con acidez más alta.-

En la figura A se da una curva experimental de consumos de ácido en función del contenido en fosfatos en el diuranato. (Para mayor información consultar F. Pachó Informe R.7.65 Problema 165 de la J.E.N. Ataque nítrico de concentrados de Uranio; Influencia del contenido en hierro y fosfatos). Este trabajo se encuentra en la bibliografía que sobre Purificación Nuclear posee el Departamento Elaboración de la Gerencia de Materias Primas.-

El agregado de NO_3H se hace en un 80 % antes de comenzar la carga de sólidos. El agua de dilución se agrega toda en el ataque cuando las soluciones no van a clasificación; cuando se realiza ésta sólo se agrega en principio el 50 % y el resto se emplea para el lavado en el clarificador después de acidularla con nítrico.-

I.3. CLARIFICACION

En extracción intensa tratar soluciones clarificadas ya que sino la capacidad de la instalación disminuye por formarse emulsiones y necesitar un mayor tiempo de retención en los sedimentadores.-

Estas emulsiones hacen que las pérdidas de disolventes orgánicos aumenten y que el producto final sea impuro.-

El problema de la clarificación es difícil a causa de que la sílice en solución ó suspensión es casi incontrolable y originan complicaciones. Esta operación se realiza en un filtro de hojas a presión, inadecuado por las dificultades de operación de lavado de las sílices y la mano de obra que requiere su limpieza.-

Otra complicación que originan las sílices es que ocluyen U por el líquido concentrado que retienen.-

En la planta, se recupera parcialmente el uranio por lavados y decantación discontinua con reciclado de las aguas de ataque. Luego, éstas sílices se almacenan para tratarlas posteriormente.-

La extracción de disoluciones sin clarificar, (actualmente se trabajaba de esta forma) a pesar de sus inconvenientes, puede compensar si se resolviese la capacidad de la planta y pureza. El mayor costo de reactivo hay que considerarlo frente al costo de recuperación del Uranio de los sílices provenientes de la clarificación.-

La clarificación se realiza en frío, enfriando las disoluciones en el reactor de ataque. Se suele filtrar hasta alcanzar 3 kg/cm² de presión y normalmente se logra filtrar un reactor sin tener que descargar el filtro.-

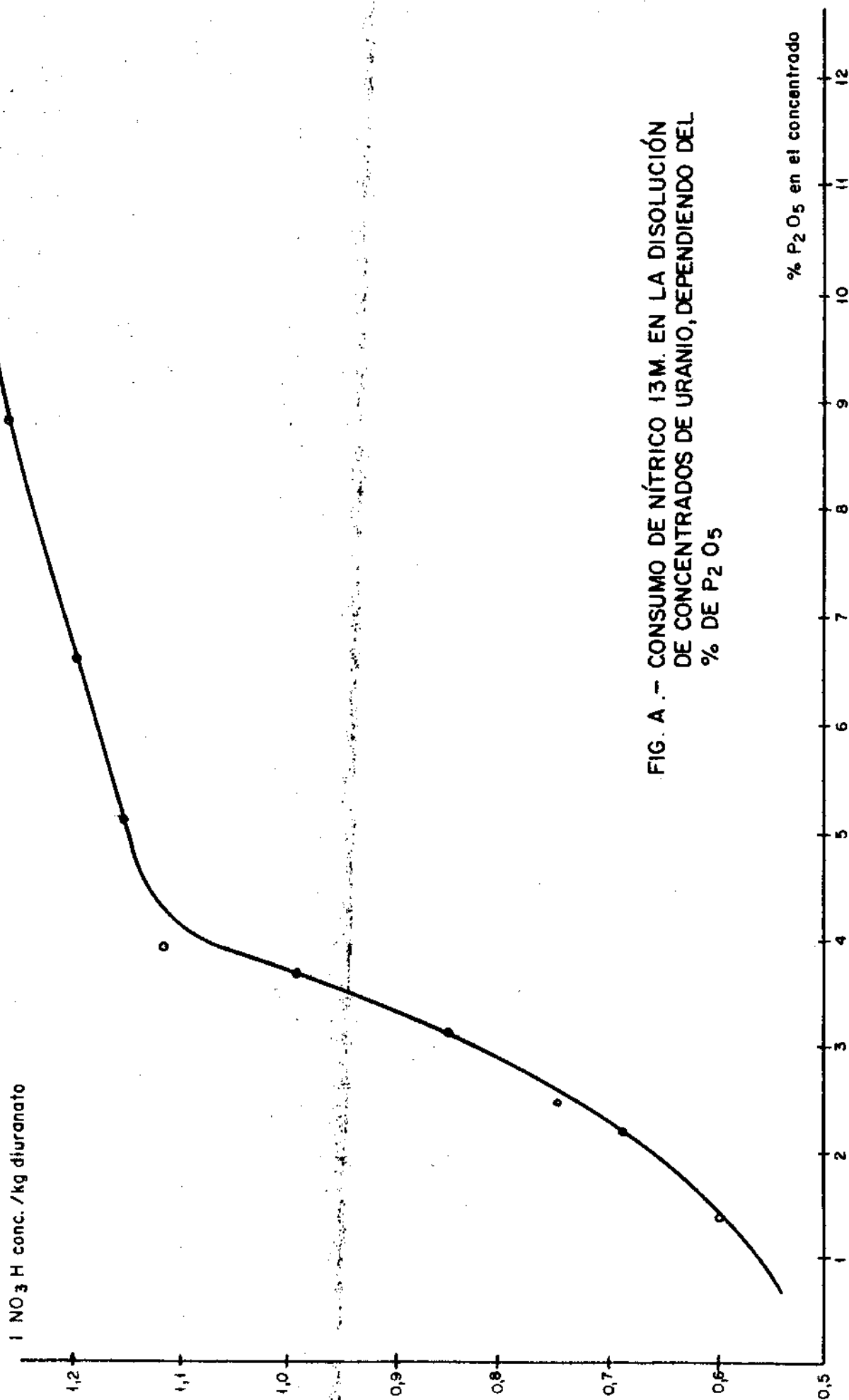


FIG. A. - CONSUMO DE NÍTRICO 13M. EN LA DISOLUCIÓN DE CONCENTRADOS DE URANIO, DEPENDIENDO DEL % DE P₂O₅

Cuando el filtro está lleno se lava con agua ácida. Luego se desaloja parcialmente el líquido con ayuda de aire comprimido y por último se abre el filtro y con ayuda de manguera y espátula, se desprenden las sílices que van a re-tratamiento.

Hasta aquí lo que normalmente se hace en esta primera parte del circuito, durante nuestra estadía y dado lo dificultosa de esta operación, así como el tiempo y la mano de obra que se requería para la descarga, limpieza, etc., de este filtro, se trabajaba con líquidos sin clarificar, lo que ocasionaba enormes problemas también de emulsiones consistentes que hacían imposible la continuidad de la operación de extracción. Se estaba trabajando experimentalmente para lograr un método eficaz para la eliminación de la SiO₂.

I.4. CONTROL, AJUSTE Y ALMACENAMIENTO DE DISOLUCIONES.

Para el buen funcionamiento de la sección extracción interesa, que las disoluciones tengan una composición constante, lo más próxima posible a las establecidas es decir:

CONCENTRACION DE URANIO	325 - 350 g. U3O8/l.
ACIDEZ LIBRE	0,9 - 1,2 N.
TEMPERATURA	Ambiente

La forma de operar es: Homogeneización de la solución inicial por bombeo reciclado durante una hora. Toma de muestra para determinación de U3O8 y acidez libre. Medida de volúmen. Adición de agua, nítrico ó las dos para conseguir las condiciones de alimentación.

I.5. PURIFICACION POR EXTRACCION CON TBP (Ver tabla 4)

Aquí se trata de obtener disoluciones de nitrato de uranio de pureza nuclear a partir de los líquidos impuros obtenidos en la disolución de los concentrados. Como se ha indicado anteriormente la operación, se basa en la extracción selectiva de Uranio por la fase orgánica con TBP.

Esta parte del proceso en términos generales está compuesta de una serie de operaciones fundamentales. EXTRACCION, LAVADO Y REEXTRACCION; y otras secundarias como: preparación de la fase orgánica, obtención del agua desmineralizada y preparación de soluciones de lavado.-

I.5.1. EXTRACCION

En ella se realiza según se ^{ha} dicho la purificación de Uranio por su paso a la fase orgánica dejando las impurezas en la fase acuosa.

Es necesario conseguir buena pureza en Uranio de las soluciones orgánicas cargadas y alta recuperación del Uranio, dejando por lo tanto estériles pobres.-

TABLA Nº 4 - Datos de Funcionamiento de la Sala de Extracción.

Concepto	Valor Medio	Extremos
<u>a) Caudales l/min.</u>		
Alimentación Acuosa	2,2	1,9-2,9
Alimentación Orgánica	7	6,9-7,3
Agua de Reextracción	9,2	8,9-10,0
Solución OK de Lavado	1	0,9-1,1
Solución de Carbonato Sódico (10%)	0,9	0,8-1,0
Solución de Acido Nítrico (1 M)	0,9	0,8-1,0
<u>b) Concentración de Uranio (g.U308/l)</u>		
Alimentación Acuosa	350	310-380
Refinado Acuoso piso 1 E-1	0,08	0,02-0,20
Solución Acuosa piso 8 L-1	50	35-85
Solución OK piso 10 R-1	77	61-95
Alimentación, Orgánica	0,1	0,02-0,4
Solución Orgánica piso 7 E-7	99	87-126
Solución Orgánica piso 15 R-6	0,15	-
Solución Orgánica piso 17 NO3H-1	0,1	0,02-0,4
<u>c) Concentración de Hierro (g Fe/l) en Algunos Puntos.</u>		
Solución Acuosa Salida 8 L-1	0,5	0,1-0,7
Solución OK piso 10 R-1	0,005	
Solución Orgánica piso 7-E7	0,005	
Solución Orgánica piso 9 L-2	0,005	
<u>d) Consumos de Reactivos Kg/1000 Kg U308.</u>		
TBP	11,4	
Queroseno	50	
Acido nítrico Concentrado	70	
Carbonato Sódico	36	
Soda Cáustica	5	
<u>e) Necesidades de Energía y Mano de Obra.</u>		
Uranio Tratado por Operación Kg U308	600	550-660
Operarios, hombres	1,5	1-2
Duración Operación, h	16,5	12-20
H, Hombre por Operación	25	12-40
Kw. por Operación	320	290-390

Este valor equivalente al 2% es algo elevado. Con disoluciones de alimentación clarificadas se reduciría probablemente a la mitad o un tercio.-

Para esto las variables que se deben ajustar son:

- La composición de la fase acuosa (uranio, acidez, contenido en sólidos)
- La composición de la fase orgánica (TBP y diluyentes)
- La temperatura de la operación.
- Las características de la instalación (nº de pisos o etapas)
- Flujo de operación (alimentación acuosa, orgánica, reciclado de fase orgánica y relación de mezcla), proporción de saturación de la fase orgánica etc.

Las condiciones normales de trabajo son:

CONCENTRACION ALIMENTACION ACUOSA	350 grU308/1
ACIDEZ NITRICA	1 M
CONCENTRACION TBP EN KEROSENO	30 %
TEMPERATURA	20° C
RELACION O/A	4 : 6
SATURACION FASE ORGANICA	85 %

Cada cuatro o cinco operaciones conviene hacer un ensayo de saturación de la fase orgánica, que ya debido a la temperatura de trabajo, en la extracción se evapora queroseno y la fase orgánica se enriquece en TBP. Al aumentar la concentración de TBP, la fase orgánica tiene una mayor capacidad de saturación y si se mantienen las condiciones como si fuese del 30 %, la proporción de saturación sería inferior al 85% y por lo tanto se extraerían más impurezas.

A la vista de las características de la fase orgánica hay que adaptar a ella el diagrama de flujo o reponer el queroseno evaporado.

Si no se controla esto, la calidad del producto final será peor.

La fase acuosa agotada que sale del sistema se almacena en unos depósitos de control antes de realizar el vertido a la zona estériles. El uranio contenido en la misma es del orden de 50 ppm.

1.5.2. LAVADO DE LA FASE ORGANICA CARGADA.

La fase orgánica que sale de la batería de extracción lleva junto al uranio algunas impurezas, tantas más cuando menos saturada esté y además las impurezas provenientes del arrastre de fase acuosa.

En la operación de lavado con una solución acuosa se eliminan estas impurezas que tienden a pasar a la fase acuosa.

Esta última purificación se favorece lavando con la misma solución de nitrato de uranio purificada, que las arrastra y al mismo tiempo permite el flujo de uranio no volverse excesivo.

Las condiciones normales de trabajo son:

Alimentación orgánica: la que viene de extracción

Alimentación acuosa, caudal 1/m

Relación O/A

Temperatura

Número de etapas

1
8 : 10
15 - 20 °C
2

La etapa de lavado es necesaria y como se puede ver en

la tabla 4 apartado C, la concentración anormalmente alta de Fe en la disolución acuosa 8L-1 (Ver diagrama de flujo) es debida al arrastre mecánico de solución acuosa por el disolvente. De acuerdo a esto se ha convenido en aumentar a 3 ó 4 el número de etapas de lavado. La corriente acuosa que sale de esta etapa va a unirse con la alimentación principal del sistema y la orgánica sigue el diagrama de flujo pasando a reextracción. Hay que tener cuidado con la dilución que en la alimentación introduce esta fase acuosa.

I.6. REEXTRACCION:

En esta etapa se obtiene una solución acuosa concentrada en Uranio y una orgánica agotada. Para lograr esto se juega con la relación de caudales orgánico/acuosa, con la temperatura que se eleva para favorecer el paso del uranio a la fase acuosa y con el número de celdas. Las condiciones normales de trabajo son:

Alimentación acuosa (agua desmineralizada)	9,9 l/m
a 55° C.	
Concentración final	70 gr.U308/l.
Número de etapas	6

Como se puede observar en la tabla 4 apartado B, la fase orgánica agotada queda con 150 ppm., mientras que la concentración media de la solución de eluyente fué de 77 gr. U308/l con valores extremos de 61 a 95 gr/l. Si se quiere mantener bajas concentraciones en la fase orgánica agotada no interesa pasar de 70 gr/l en la solución acuosa final.

La fase orgánica agotada va a la etapa de acondicionamiento.

I.6.1. ACONDICIONAMIENTO DE LA FASE ORGANICA.

Tiene por fin eliminar de la fase orgánica los productos de degradación del TBP que extraen impurezas y de los cuales es más difícil reextraer el Uranio. Esto se logra con un doble lavado con carbonato de sodio primero y ácido nítrico a continuación. Las operaciones se hacen en mezcladores sedimentadores. Las condiciones normales de trabajo son:

Caudal de alimentación orgánico:	el que viene de reextracción.
Solución de lavado Na_2CO_3	10%
Solución nítrica de lavado (NO_3H)	1 N
Relación O/A	8 - 10
Temperatura	Ambiente
Número de etapas (Carbonato + nítrico)	2

En la actualidad pasa por ésta etapa toda la fase orgánica, con lo que se obtiene un costo de reactivos apreciables.

Las soluciones de carbonato y nítrico una vez utilizadas se reciclan a la disolución de concentrado para recuperar el U contenido.

I.7. OBTENCION DE AGUA DESMINERALIZADA

La desmineralización del agua se realiza en una instalación compuesta de :

1 filtro de arena
1 columna conteniendo resina catiónica DOWEX-50.
1 columna conteniendo resinas aniónicas DOWEX-21 K
Ambas son fuertemente básicas y la capacidad de tratamiento de la instalación es de 1m³/hora.

I.8. PRODUCTO FINAL

El producto final que se obtiene en la planta es:

- Nitrato de uranilo apto para desnitración en reactor de fluidización.
- Peróxido de Uranio con destino a la metalurgia para obtención de UO₂ sinterizado.
- Diuranato de amonio apto para fluoruración directa.

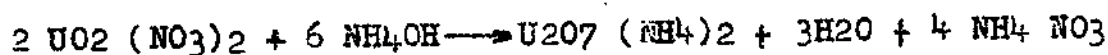
Las operaciones fundamentales en la obtención de los productos sólidos son: la precipitación y la filtración. Los productos sólidos obtenidos interesa que tengan características adecuadas para los procesos siguientes. Los factores más importantes que influyen en estas características son:

La concentración en Uranio de la solución a precipitar, la temperatura de precipitación, la forma de realizar la operación (adición de reactivos), el tiempo de precipitación, la agitación y por último el tiempo de maduración del precipitado.

I.9. DIURANATO DE AMONIO

La precipitación se realiza en discontinuo, por la acción del amoníaco gaseoso, y realizado en operación en caliente. El precipitado se deja en maduración hasta el día siguiente.

La reacción de precipitación es:



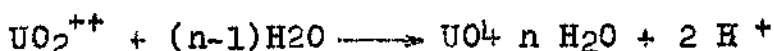
Las condiciones normales son:

Concentración de solución	70 g U ₃ O ₈ /l.
Temperatura	40 °C
Agente de precipitación	NH ₃ gaseoso
pH final	7- 7,5
Tiempo de precipitación	3 h, 30'
Tiempo de Maduración	24hs.

I.10. PEROXIDO DE URANIO

La precipitación se realiza en discontinuo, por la adición simultanea de NH_3 y H_2O_2 manteniendo el pH entre 2,3 y 2,6 con una cantidad de H_2O_2 un 30 % superior a las necesidades teóricas. La operación se realizó en caliente (40 - 50 °C). El producto precipitado se deja madurar durante 24 horas.

La reacción de precipitación es:



Como se ve durante la precipitación quedan libres iones hidrógenos que se neutralizan con el NH_3 .

Las condiciones normales de operación son:

Concentración de la solución a precipitar	70 grU308/l.
Temperatura	50 °C
H_2O_2 , exceso sobre el teórico	30 %
pH	2,3 - 2,6
Forma de adición de reactivos	Simultanea

Segun estudio realizado la fórmula del UO_4 depende de las condiciones de precipitación. Si se hace por debajo de 55°C se precipita el tetrahidrato, mientras que a temperaturas superiores a 80 °C lo hace el dihidrato, teniendo mezclas de los dos productos para temperaturas inmediatas. (Ver trabajo de Lora 004/1/64 14-9-65, publicación de J.E.M.)

I.11. NITRATO DE URANILO

Las soluciones obtenidas se envían a fluidización para su evaporación

I.12. CALIDAD DE LOS PRODUCTOS OBTENIDOS

Realizando un estudio del análisis espectrográfico de ciertas partidas de U_2O_7 (NH_4)₂ y $\text{UO}_4 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ obtenidos se pueden obtener las siguientes conclusiones:

- Bajo contenido de B y Cd ($\text{B}_2\text{O}_3 < 0,05 \text{ ppm}$ - $\text{Cd} < 0,05 \text{ ppm}$.)
- La concentración en metales pesados:

Cr ₂ O ₃	<	1 ppm.
NiO	<	5 "
CuO	<	2 "
MnO	<	2,5 "
Fe	<	55 "

En realidad fué buena a excepción de la concentración del Fe que fué un poco alta.

Donde mayor variación de una a otra operación hubo fué en los elementos Fe, Nd, P y SiO₂.

La calidad de los productos purificados parecería que fué independiente del tipo de uranatos y en ésta etapa

hay que atribuir la baja calidad de parte de las operaciones a un mal funcionamiento de la instalación de extracción - reextracción.

Con el fin de lograr la pureza más alta de los productos interesa vigilar la fase orgánica, los flujos y el lavado. Sintetizando conviene:

- a. Vigilar periódicamente la concentración de la fase orgánica en TBP. ya que debido a la evaporación sobre todo del queroseno, la fase orgánica se enriquece en TBP.
- b. Contrastar periódicamente la capacidad de la fase orgánica especialmente cuando se cambia la acidez de la alimentación acuosa o se sospeche aumento de concentración de TBP en la fase orgánica.
- c. Trabajar con una relación de flujos tal que la fase orgánica se cargue por encima del 85% de su capacidad de saturación.
- d. Ajustar los flujos según c) y, mantener constante los flujos fundamentales, las bombas volumétricas que se instalarán ayudarán en este aspecto.
- e. Dar el máximo tiempo permisible para la sedimentación de la fase orgánica.
- f. Emplear tres pisos de lavado en lugar de los actuales.
- g. Controlar con análisis rápido la concentración de hierro de la solución final, y mantenerla inferior a 2 mg Fe/l.

I.13. DIAGRAMA DE FLUJO (Ver figura 1)

Como ya hemos indicado anteriormente, la principal característica del proceso consiste en la utilización de disoluciones de baja acidez y alta concentración de Uranio. La suspensión obtenida en la disolución se clasifica y ajusta con objeto de obtener una alimentación lo más próxima posible a las condiciones óptimas.

Al piso de entrada de esta alimentación acuosa, 7 E-7, llega también la disolución acuosa procedente del lavado en las dos etapas anteriores 9L-2 y 8L-1, uniéndose ambas corrientes a dicho piso. La disolución agotada (estéril) sale por 1 E-1 y si su análisis demuestra que se recuperó el 99,9 % del Uranio introducido en 7 E-7, la operación ha sido buena y el estéril se puede tirar. En 8 L-1 y 9 L-2 la fase orgánica se lava de impurezas extraídas y fase acuosa arrastrada mecánicamente y que está en suspensión en dicha fase orgánica. El ajuste de lavado es disolución acuosa de NU que sale del piso 10 R-1.

Los seis pisos de reextracción 10 R-1 a 15 R-6 sirven para volver a extraer el U que está en la fase orgánica mediante H₂O desmineralizada, que se alimenta por 15 R-6. La operación se realiza en caliente pues en otro caso el número de etapas necesarias será superior a seis.

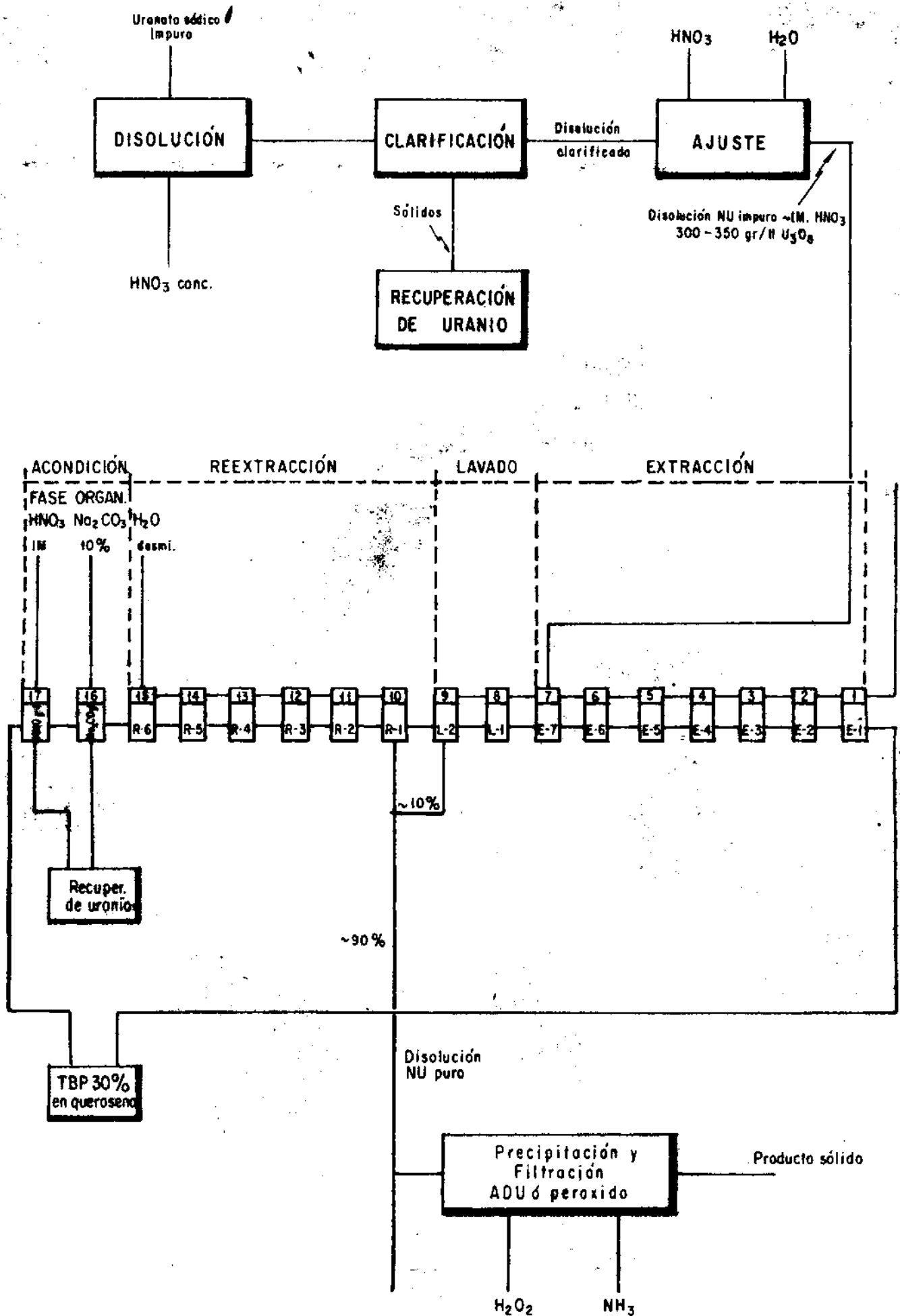


FIG. 1.- DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE PURIFICACIÓN DE CONCENTRADOS

La fase orgánica que sale de 15 R-6 se somete a un acondicionamiento mediante su lavado con $\text{CO}_3 \text{Na}_2$ 10 % y 4NO_3 1M quedando así en condiciones de su reciclado al principio del sistema.

El nitrato de uranilo puro sale al 10 R-1, se envía a precipitación o como dijimos, sin ningún otro tratamiento esta solución pasa a la planta de obtención U^{235} por fluidización.

I) OBTENCION DE UO_2 POR FLUIDIZACION

Como ya se ha expresado precedentemente la mayor parte del tiempo se dedicó a trabajos en la planta piloto de Fluidización, así como al estudio de la teoría del mencionado proceso.

Es por ello que a continuación empezaremos la descripción de las diversas etapas del proceso tratando de ser lo más explícitos posible, dentro del carácter informativo del presente trabajo.

I.1. EVAPORACION:

Tiene por objeto concentrar el nitrato de uranilo proveniente de extracción por TBP. (60 - 70 gr/l), hasta 1153 gr/l. (100%).

En un principio se llegó solo a concentraciones del 70% pero un estudio posterior indicó que con muy poco aumento en el consumo de vapor se podría eliminar el agua contenida en el nitrato de uranilo concentrado hasta aquella concentración y evitar de ésta manera la formación de agua en la operación posterior de calcinación. Evidentemente el nitrato de uranilo (70%) al ser calentado con aire a 300 °C desprendía UO_3 , vapores nitrosos y agua que molestaba e interfería en el proceso de desnitración.

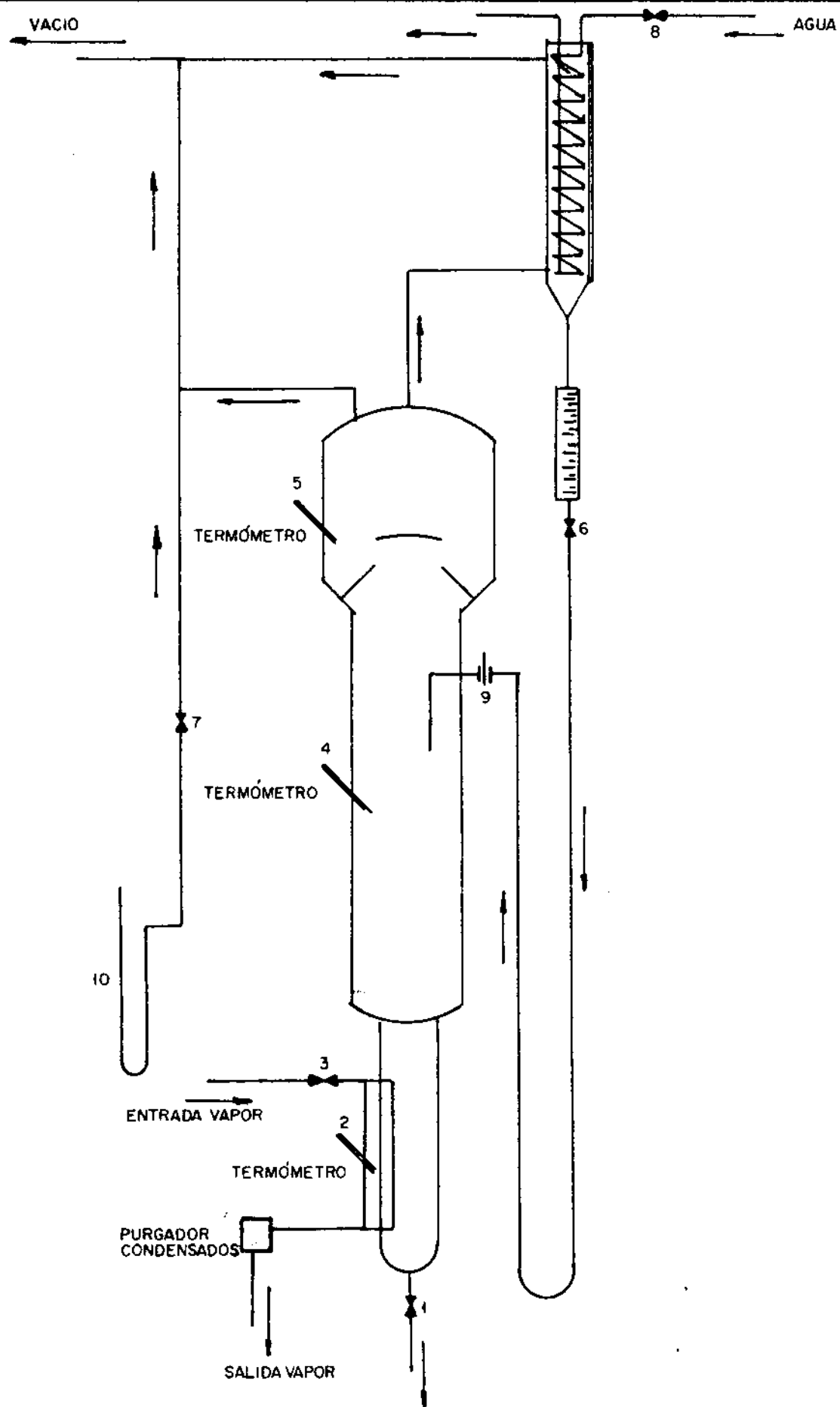
Con el fin de disponer de datos reales de diseño para la construcción de un evaporador de éste tipo, se planificó y construyó un prototipo de un solo tubo vertical y de esta manera se obtuvieron los coeficientes de transmisión del calor para dicho tipo de equipo y solución a evaporar. Para poder tener un real conocimiento del comportamiento de los mencionados coeficientes se estudiaron los mismos a distintas concentraciones y en diferentes condiciones de trabajo, aunque lógicamente la concentración que desde el punto de vista práctico ofrecía mayor interés era la de gr/l (100%). Pero pese a lo enunciado se creyó necesario realizar dicho trabajo con distintos puntos para tener así un panorama completo de la operación.

La solución de nitrato de uranilo (100%) presenta graves inconvenientes para su manipulación, transporte, almacenaje, etc. Podemos citar además un elevado peso específico (2,45 gr/cm³) a 80 °C; alta viscosidad: (20 C. a 80 °C); formación de cristales a temperaturas relativamente bajas: 60 °C.

Creando que es de interés para nuestro futuro se hará la descripción del equipo experimental y se darán algunos resultados obtenidos.

I.2. DESCRIPCION DEL EQUIPO. (Ver figura "A")

Se trata de un cilindro de acero inoxidable 18 Cr - 8 Ni - 2 Mo en cuya parte inferior tiene acoplado dos tubos del mismo material, uno de los cuales está encamisado para vapor y constituye la superficie de calefacción (1,635 x 10-2 m²) cuyo coeficiente de transmisión se desea medir. En la parte superior del cuerpo principal se instaló mediante bridas, otro cilindro de sección mayor que el ante-



ESQUEMA DEL EVAPORADOR EXPERIMENTAL

rior y provisto de un corta corriente en su parte interior para evitar el arrastre de gotas de líquido que junto al vapor escapan de la solución de ebullición.

Fuera en la parte superior se instaló un condensador enfriador por cuya cabeza se efectuaba la entrada y salida del líquido de refrigeración y por donde igualmente se realizaba el vacío bajo el cual trabaja el prototipo.

En la parte inferior y a la salida del vapor condensado se montó un sistema de medida del mismo, consistente en un tubo de vidrio de sección y longitud tales que en la medida del concentrado se introduzca el error más pequeño posible.

La parte inferior del totalizador de condensado se unió a un tubo en U que penetra en el interior del evaporador con el fin de producir el retorno del vapor condensado a la solución hirviente y de esta manera evitar que pueda producirse una variación en la concentración de la solución durante el tiempo que dura la experiencia.

El sistema está provisto además de: un termómetro sumergido en un baño de aceite colocado en el interior de la camisa de calefacción; dos termómetros de las mismas características situadas en la solución y a la salida de los vapores.

Por lo demás se cuenta con los accesorios propios de una operación de éste tipo: válvulas de descarga, sistema de alimentación y aparatos de control de vacío.

1.3. CONDICIONES DE TRABAJO

Dado que la variable más importante para poder determinar el coeficiente global de transmisión de calor es la diferencia de temperatura entre el vapor condensante y el líquido hirviente; se fijó de antemano el valor de la primera trabajándose con temperaturas de calefacción correspondientes a presiones de vapor de agua saturado entre 1 y 4 kgs./cm².

Las temperaturas de ebullición de la solución se obtuvieron fijando las presiones de trabajo en el interior del evaporador entre los 22 y 703 mm/kg.

1.4. METODO OPERACIONAL

- a. Se carga por (9) 25 litros de solución cuyo coeficiente se pretende medir, manteniéndose el nivel del líquido en el interior del evaporador 40 cm por encima del extremo superior del tubo de calefacción.
- b. Se hace vacío abriendo la válvula (7) que quedará abierta hasta finalizar la operación.
- c. Se alimenta por vapor abriendo la válvula (3) hasta alcanzar la temperatura deseada y se abre al mismo tiempo la válvula (8) de entrada de agua de refrigeración.
- d. Se espera hasta que llegue a régimen, cosa que se comprueba cuando por (11) caiga líquido condensado; se esperan unos minutos.

- e. Se leen (2), (4), (10) y (5) anotando los resultados.
- f. Se cierra la válvula (6) al tiempo que se dispara el cronómetro y se deja llenar (11) hasta una de las señales marcadas, cortando el cronómetro al tiempo que el nivel del líquido llega a otra señal, anotando tiempo y volumen del condensado.
- g. Se comienza de nuevo como en (2) pero variando (7) y en algunos casos (3).
- h. Al final de una serie de experiencias se descarga abriendo la válvula (1).
- Para parar el equipo se cierra (3), a continuación (7) y cuando ya está fría la solución, comprobado por la temperatura de (4) se cierra (8).

I.5. CALCULO

Utilizando la ecuación de transmisión de calor se obtiene:

$$Q = U \cdot S \cdot \Delta t = M \cdot L$$

$$U = \frac{M \cdot L}{S \cdot \Delta t}$$

I.5.1. EJEMPLO:

$$\begin{aligned} M &= 6,2 \text{ kg/h.} \\ L &= 560 \text{ k cal/kg.} \\ T_v &= 144 \text{ }^{\circ}\text{C.} \\ T_e &= 570 \text{ }^{\circ}\text{C.} \\ \Delta t &= T_v - T_e = 87 \text{ }^{\circ}\text{C.} \\ S &= 1,635 \times 10^{-2} \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$U = \frac{6,2 \times 560}{1,635 \times 87} \times 100 \frac{\text{KCal}}{\text{hm}^2\text{ }^{\circ}\text{C}} = 2440 \frac{\text{K Cal}}{\text{hm}^2\text{ }^{\circ}\text{C}}$$

I.6. CONCLUSIONES:

Estudiando las representaciones gráficas se observa:

- Las curvas obtenidas son parabólicas, presentándose a cada concentración y temperatura de vapor de calefacción, un máximo de coeficiente de transmisión. Este disminuye a medida que la presión del vapor de calefacción se hace más pequeña.
- El valor del máximo se desplaza, hacia valores de Δt menores a medida que la temperatura de calefacción disminuye. Se han representado estos mismo valores para soluciones de distinta concentración y una misma

presión del vapor de calefacción.

- c. Los mayores valores de U se producen aproximadamente para un mismo incremento de temperaturas.
- d. La disminución tan grande que presenta el coeficiente de transmisión de calor al pasar de soluciones diluidas de UNH a soluciones fuertemente concentradas, puede explicarse por el aumento considerable que experimenta la viscosidad del líquido, de esta manera la película de tránsito permanece en un estado más estacionario junto a la pared transmisora, ofreciendo una resistencia calorífica mucho mayor.
- e. Como se disponía de la temperatura y de la presión de trabajo fué factible la determinación de un diagrama de Dühring (elevación del punto de ebullición), para las distintas soluciones empleadas.

I.7. ESTUDIO DE EVAPORACION:

Se comenzó la experimentación sobre el sistema: Evaporador, Ciclón y Condensador.

A la vez empezaron también con el estudio de la determinación de caudales de alimentación; operación de gran importancia ya que su regulación evita las proyecciones y arrastre de solución. En efecto si la capacidad de evaporación en condiciones dadas es menor que el flujo de alimentación, el nivel de la interfase va aumentando hasta alcanzar una posición de equilibrio pues se produce un aumento simultánea de superficie de calefacción para la evaporación.

De esta forma a cada caudal de alimentación le corresponde un nivel de líquido, hasta que llega a un momento que se produce el rebase por la parte superior con la formación simultánea de proyección.

Con este criterio se ha desarrollado el cálculo matemático correspondiente llegando a obtener la ecuación:

$$h = \frac{F.L}{n\pi d.U\Delta t} + \frac{h_0 - \frac{F.L}{n\pi d.U\Delta t}}{\frac{U\Delta t}{L.r.d.} \phi}$$

h = Altura del líquido al cabo de un tiempo ϕ (minutos)

F = Caudal de alimentación al evaporador (kg/h)

h = Calor latente de evaporación del agua (K Cal/Kg)

n = Número de tubos del evaporador .

π = 3,1416

d = diámetro de los tubos del evaporador (m).

U = Coeficiente global de transmisión de calor. (K Cal/m² °C/H).

Δt = Gradiente efectivo de temperatura que actúa en el proceso.

h_0 = Altura del líquido a evaporar para $\rho = 0$.

r = Densidad del agua kg/m³

ρ = Tiempo, horas

Se determinó el caudal máximo de alimentación sin arrastre de solución en 30 litros menos al de caudal, para el cual comienzan las proyecciones.

Se realizaron ensayos con agua para comprobar:

a. Capacidades de evaporación.

b. Coeficientes globales de transmisión, cuando se trabaja entre 117 y 450 mm de Hg.

Idénticas determinaciones con la solución de nitrato de uranilo a evaporar a la presión atmosférica. Y además utilización de procedimiento para medida continua de densidades por el método del borboteo (ver anexo)

Las conclusiones a las que se arribó fueron las siguientes:

a. A 760 mm. de Hg las capacidades disminuyen con respecto a los valores obtenidos trabajando con depresión. Esta disminución es del orden del 75 % para vapor de calefacción a 0,5 Kg/cm² y del 13% para Kg/cm². Sin embargo trabajando sin depresión se tiene un funcionamiento más estable de todo el equipo y se elimina la bomba de vacío.

Pero como el UNH arrastra TBP y a 130 °C hay peligro de explosión (por nitración del TBP) y para evaporarlo a presión ambiente tendría que calentarse a 123 °C, existe poco margen de seguridad.

Por otra parte las soluciones nítricas son menos corrosivas cuando menor es su temperatura, trabajando bajo depresión en el evaporador la temperatura de ebullición del UNH 100% es menor.

b. El sistema de medición de densidad por borboteo se comprobó con eficacia, pero para obtener medidas más concordantes con la densidad de la masa principal del contenido en el evaporador, se hizo preciso hacer la determinación en otro lugar; por ejemplo, en la zona inferior del mismo evaporador.

c. El aumento de Uranio en el condensado puede ser imputable a los mayores caudales de evaporación empleados, que determinan velocidades lineales superiores en los gases. Realizados los ensayos en laboratorios y planta piloto la meta es la construcción de un equipo con capacidad de 400 ton. por año.

Existen dos posibilidades para llevar a cabo esta operación: Simple efecto y multiple efecto.

En la elección definitiva deberán tenerse en cuenta dos factores fundamentales: calidad del producto y costes. En el simple efecto la corrosión por unidad de peso de producto concentrado es mayor ya que toda la superficie disponible para la evaporación estará en contacto, en marcha continua, con soluciones a la concentración de salida y que en este caso son las más corrosivas. Esto se traduce en contenidos de Fe, Cr y Ni que pueden llegar a ser superiores a las especificaciones. Por el contrario, en un múltiple efecto puede verse esto en gran parte disminuido ya que la superficie necesaria en contacto con las soluciones concentradas es menor que en el evaporador de simple efecto. Por esta razón en las fabricaciones que se exigen contenidos catiónicos bajos, se trabaja como mínimo con un doble efecto, concentrándose en el primero la mayor parte de la solución (por tanto con gran superficie) pasándose a otro efecto menor en el que se tratan volúmenes más pequeños aunque más corrosivos.

El segundo factor a tener en cuenta es el coste. Se han hecho cálculos aproximados de las dos posibilidades y sobre la base comparar un simple efecto, con un cuádruple efecto, pues parece ser éste el número óptimo a utilizar en éstos casos.

La elección del número exacto de efectos deberá decidirse después de un estudio más completo y exacto que el realizado hasta ahora, pues el fin de éste ha sido, como ya se ha expresado, establecer una comparación. Como criterio se ha adoptado el descrito en el CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK, PERRY, en el capítulo correspondiente a evaporación y que parece ser uno de los más aceptados universalmente. Según éste se puede aceptar como buena base comparativa que en un cuádruple efecto los costes frente a los de un simple efecto son:

Cargas Fijas (material, mano de obra en construcción y montaje, etc.	2,8 Veces
Vapor	0,5 "
Agua	0,4 "

En realidad existen otros factores importantes para tener en cuenta pero no lo analizamos detalladamente en éste informe, sin embargo podemos citar como muy importante uno de ellos: concentración de la solución de alimentación. Cada uno de los efectos consistirá en un evaporador de tubos largos verticales en los que la circulación será por convección natural. Para que la economía del vapor sea óptima será preciso aprovecharlo al máximo y para ello la alimentación al primer efecto se precalentará con un condensador. El sistema operará con la solución de nitrato en sentido de avance (forward - feed) por que de ésta forma la solución de nitrato de uranilo de máxima concentración en ácido nítrico libre entrará en el evaporador que estará a menor temperatura, reduciéndose así las velocidades de corrosión. Para los cálculos de la transmisión del calor se utilizará la experiencia del evaporador existente en la actual Planta Piloto. La instalación de evaporación estará completamente instrumentada para su mejor control. La presión en el separador

6 ciclón del cuarto efecto se mantendrá constante mediante una entrada controlada de aire, utilizándose la temperatura en el cuarto efecto como una medida y regulación de la concentración del producto ya que la salida de concentrado será regida por un contralor de temperatura. En los distintos efectos habrá ajustadores de nivel de forma que la alimentación de solución diluida de nitrato de uranilo estará determinada por retroceso.

En el separador actualmente en servicio, la separación de arrastres se consigue muy bien, con un ciclón. Esto se puede aún mejorar con la instalación de "demisters".

El destilado del segundo, tercero y cuarto efectos, con muy bajo contenido en uranio y que contiene una pequeña concentración de ácido nítrico, se enviará a la planta de purificación de concentrados en donde se podrá utilizar en sustitución de gran parte del agua desmineralizada. Este caudal se estima en 600 litros /hora.

I.8. CALCINACION EN LECHO FLUIDIZADO

I.8.1. Introducción

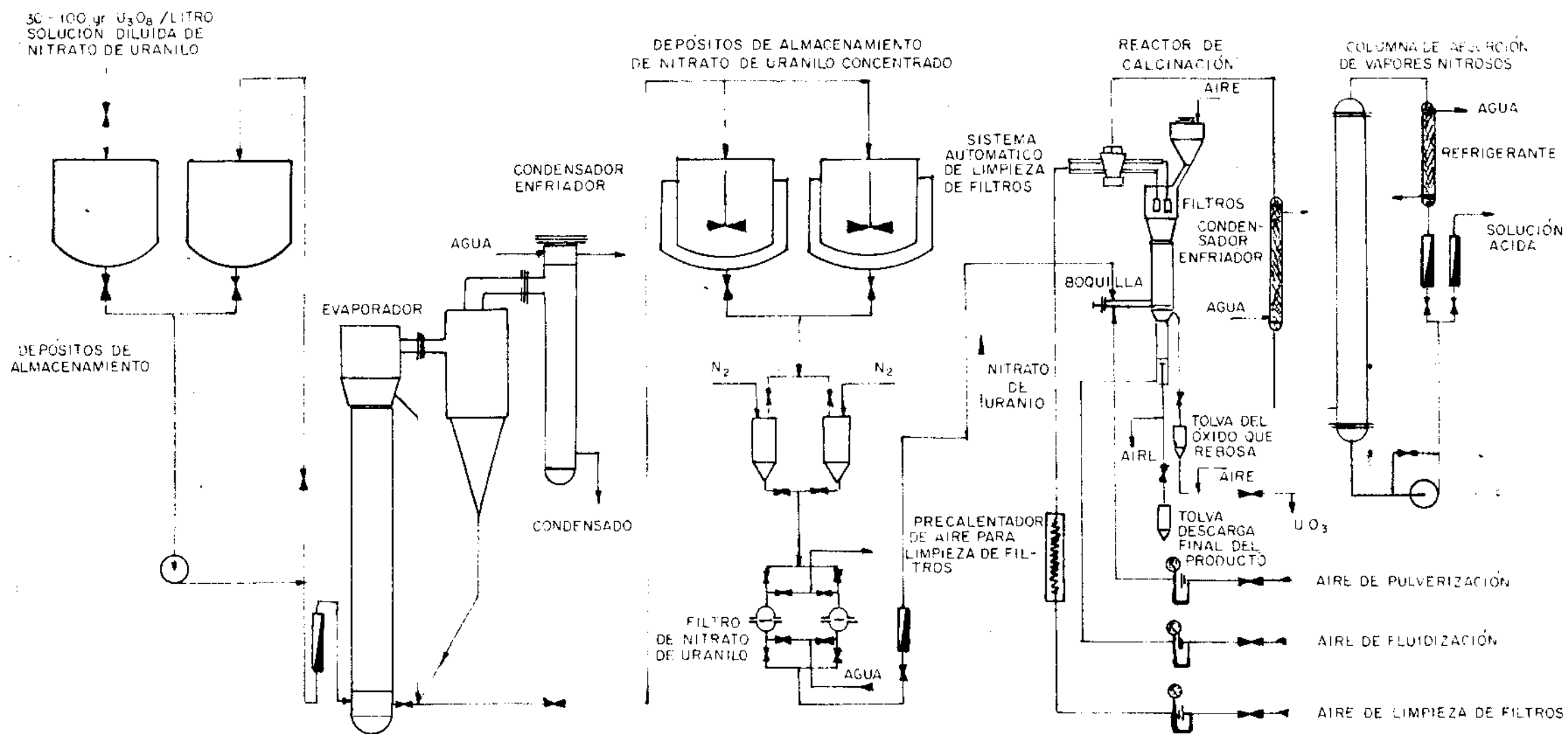
La aplicación de la técnica de la fluidización a las operaciones de secado y calcinación en lecho fluidizado se encuentra descrita ampliamente en la bibliografía moderna. El empleo de alimentaciones líquidas se limitó inicialmente a soluciones que no contenían sólidos disueltos y que se volatilizaban completamente a la temperatura de trabajo, si bien posteriormente se amplió a soluciones salinas e incluso a lodos.

Actualmente este método encuentra utilización en la producción de coke a partir de residuos de petróleo. En el campo de la energía nuclear se aplica como proceso intermedio en la producción de combustibles nucleares (preparación de trióxido de Uranio) y la concentración de efluentes radioactivos al reducir su volumen por conversión a forma sólida (óxido de aluminio).-

El proceso como ya se ha dicho, se funda en que cuando a un lecho vigorosamente fluidizado constituido por partículas de un determinado óxido metálico se pulverizan adecuadamente una solución salina de ese metal, si el sólido se encuentra a temperaturas muy superiores a la de descomposición de la sal, ésta deposita nuevos óxido metálico, generalmente sobre las partículas preexistentes. Para que el proceso se realice satisfactoriamente deben cumplirse ciertas condiciones, que se describen más adelante.

I.9. OBTENCION DE UO_3 POR FLUIDIZACION

La calcinación de soluciones de nitrato de uranilo que se realiza en lechos fluidizados es una reacción líquido-sólido-gas, que ofrece bastantes dificultades de orden experimental y tecnológico y su realización por dicho método se debe al posterior empleo que se destina el UO_3 producido. En efecto éste se utilizará en la reducción y fluoruración en lechos fluidizados, siendo preciso para estas operaciones contar con un producto sólido que tenga buenas



ESQUEMA DEL PROCESO DE CALCINACIÓN, EN PLANTA PILOTO DE SOLUCIONES DILUIDAS DE NITRATO DE URANILO

propiedades fluidodinámicas. Si se emplea un UO_3 obtenido según otros procedimientos será necesario proceder a su preparación mecánica (trituration, molienda, tamizado etc.) que complicaría el proceso.

La descomposición técnica o desnitración del nitrato de uranilo hexahidratado (UNH) transcurre según la siguiente reacción endotérmica:



en la que las proporciones exactas de los gases producidos dependen de las condiciones de la reacción.

El calor absorbido a 230 °C es de 144.100 K.CAL

La solución concentrada de nitrato de uranilo (entre 70 y el 100 por ciento en peso) se pulveriza en el seno de un lecho de trióxido de uranio mantenido a 300-350 °C fluidizado con aire precalentado. El líquido proyectado en el interior del lecho se descompone en trióxido de uranio y gases de la reacción, siendo compleja la forma de acumularse el sólido en el reactor.

Para cada serie de condiciones de trabajo existe en el producto que se obtiene una distribución de tamaño dada. Es probable que en la formación de las partículas pueden suceder algunos o varios de los procesos siguientes:

- a. Secado y descomposición de las gotas individuales para formar partículas nuevas.
- b. Coalescencia de las gotas sobre partículas ya existentes, determinándose así el crecimiento.
- c. Aglomeración de partículas provocada por el líquido que las empapa, adhiriéndose de esta forma dos o más partículas.
- d. Rotura de aglomerados por choques mecánicos.
- e. Desgaste por roce y choque de las partículas individuales.

La evaluación de estos procesos y la influencia de las variables sobre los mismos en un problema difícil y se ha encarado ya su estudio sistemático por el grupo de técnicos de planta piloto. (ver esquema N° 3).

El calcinador constituye la parte esencial de todo el proceso. Su construcción, montaje y manejo requiere sumo cuidado, pues pequeñas alteraciones en estos apartados pueden conducir a un funcionamiento defectuoso. En el mismo los constituyentes esenciales son:

- a. Reactor .
- b. Precalentador del aire de fluidización.
- c. Equipo de filtración de gases.
- d. Boquilla de pulverización.

- e. Sistema de alimentación de la solución de nitrato de uranilo.
- f. Tolva para recoger el trióxido de uranio recogido.
- g. Instalación de alimentación de aire al reactor.

Todas éstas partes se describirán separadamente a continuación.

Está constituido por dos secciones cilíndricas de distinto diámetro unidas entre sí por una zona tronco-cónica. Las dimensiones del equipo actualmente en producción son: Sección Superior: diámetro 200 mm. y longitud 800 mm., mientras que la inferior tiene como medidas 150 y 450 mm. La generatriz del tronco de cono invertido forma un ángulo con la horizontal de 70°, facilitándose de esa forma el deslizamiento del óxido por la pared interior del reactor en esa zona.

El aire de fluidización llega a la cámara de reacción a través de una placa difusora que además de dispersar aire, soporta el lecho sólido.

La placa está taladrada por orificios cónicos con un ángulo interior de 20° y un diámetro de 3mm en su base menor que es por donde entra el aire a dicha placa.

La descarga del producto se realiza mediante un tubo vertical de rebose cuyo borde superior está situado a 460 mm. de la boquilla de pulverización que se encuentra acoplada inmediatamente encima de la zona cónica. El contenido en sólido del reactor se puede variar modificando la longitud de éste tubo.

La temperatura de calcinación se controla por medio de tres termopares sumergidos en el interior del lecho fluidizado, en el que entran formando un ángulo de 45° y que pueden desplazarse a lo largo de su eje, lo que facilita la medida de las temperaturas a distintas alturas y distancias en el interior del lecho.

El termopar inferior se encuentra, cuando alcanza el eje del reactor a 120 mm. de la placa difusora y los dos restantes por encima y por debajo de la boquilla de pulverización, de forma que cuando están sus extremos en el eje del reactor a cada uno los separa de aquella una distancia de 100 mm. Los dos termopares superiores están conectados a dos pirómetros que, a la vez, son aparatos de alarma cuando la temperatura desciende por debajo de un valor prefijado. Igualmente por ellos se controla el aporte calorífico de los elementos interiores.

Al reactor se le suministra calor por resistencia eléctricas colocadas anterior y exteriormente.

Después de innumerables ensayos se consiguió un tipo adecuado de elementos calefactores interiores capaz de suministrar 4,5 Kw/hora cada uno, reforzando con hornos eléctricos exteriores de 17 Kw cuyo rendimiento es muy bajo apenas 30 %. (Ver Figura C).

En los primeros el hilo resistente de KANTHAL está enfundado por un tubo de acero inoxidable refractario en el cual se introduce después magnesia electrofundida extrusionándose a continuación el tubo para que el contacto sea íntimo.

De ésta forma la superficie de disipación real de la resistencia es la del tubo de inoxidable de 8mm/diámetro

ELEMENTOS DE CALEFACCIÓN PARA CALCINADOR DE LECHO FLUIDIZADO

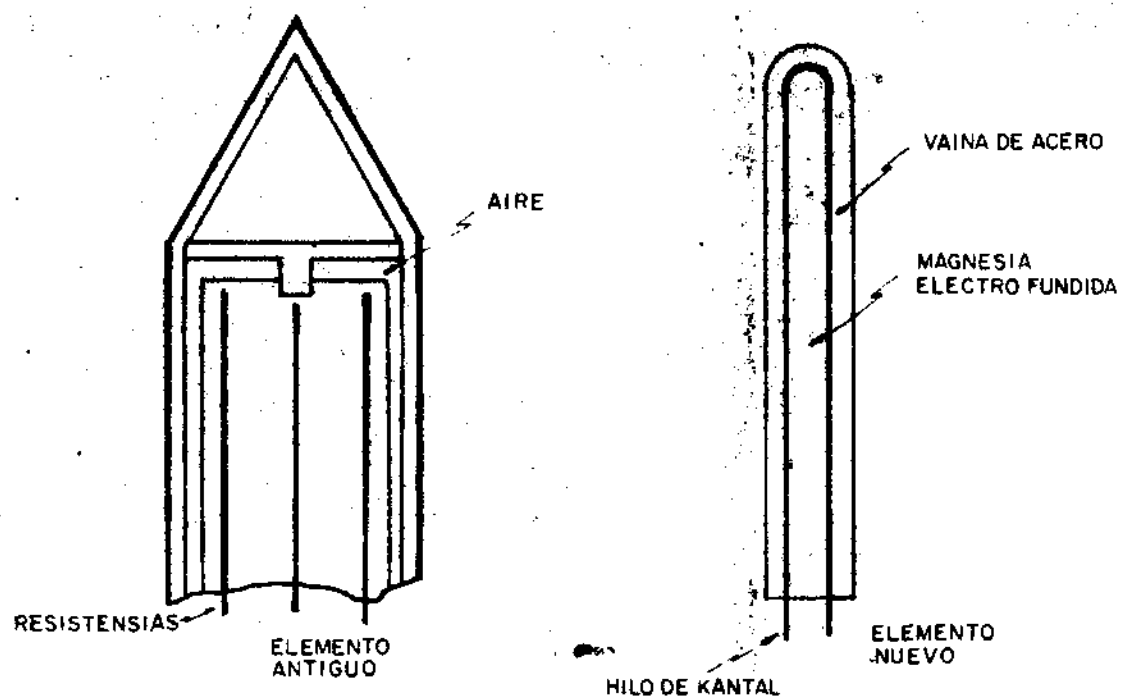
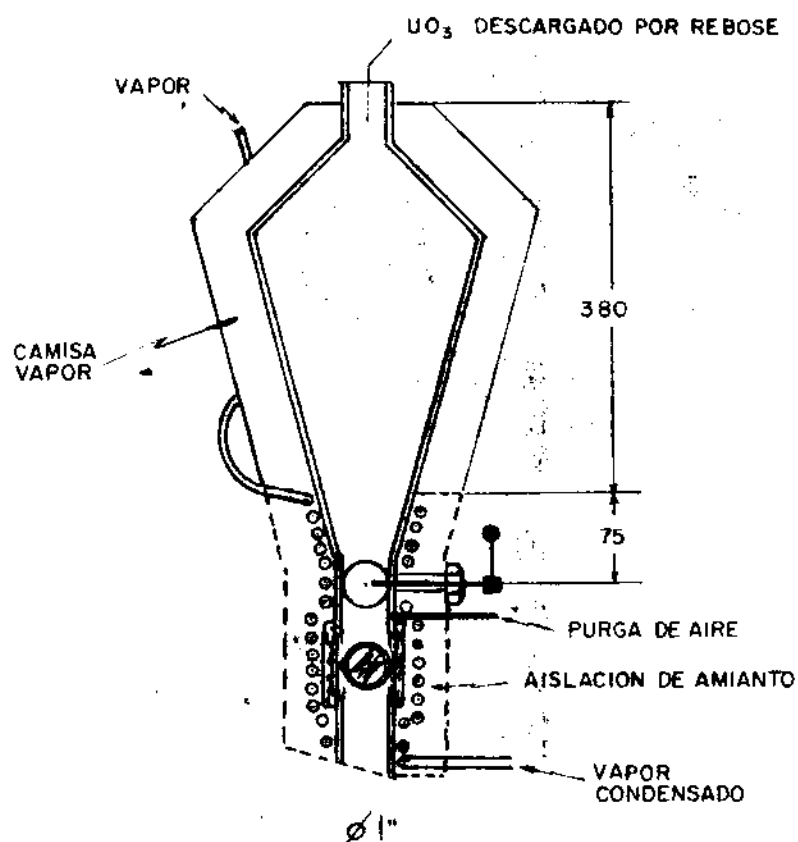


FIG. N° C



SISTEMA DE RECOGIDA DEL UO_3 PRODUCIDO

FIG. N° D

exterior, con lo cual la carga que puede soportar la resistencia se eleva apreciablemente. Es necesario tener cuidado con los poros de las soldaduras, pues puede entrar humedad y vapores ácidos y cortocircuitar los elementos. El reactor actual (14 cm ϕ inferiores) tiene 4 elementos de 4,5 Kw/hora que funcionan en forma permanente y un elemento que entra en funcionamiento automáticamente cuando hay una baja de la temperatura y se corta cuando se ha establecido la temperatura de trabajo. Teniendo en cuenta que la capacidad de producción de un reactor de lecho fluido es función directa del aporte calorífico y que según el balance energético son necesarios 0,6 Kw. para producir un kilogramo de Uranio; la capacidad teórica de éste reactor es de 30 Kg./hora de Uranio para una alimentación con solución de nitrato de uranilo de 100 % de concentración. Pues en la práctica el diámetro tiene mucha influencia en la formación de "tortas" y limita la capacidad. Con anterioridad se precalentaba el aire de fluidización y existían hornos exteriores, pues con los elementos internos antiguos solamente, no se podía alcanzar la temperatura de trabajo por no tener suficiente superficie de disipación, pues existía en el interior del elemento una cámara de aire.

I.9.1. EQUIPO DE FILTRACION DE GASES

En la parte superior del reactor hay una zona de mayor diámetro en la que están alojados los filtros de acero inoxidable poroso sinterizado. La misión de estos filtros es impedir el arrastre por los gases de salida del trióxido de uranio en polvo que, además de contaminar el ambiente y de determinar una pérdida de producto, puede servir, si se devuelven a la masa fluidizada, como nuevo núcleo de crecimiento de partículas. Una vez empezado un ensayo, los filtros se van recubriendo, con el tiempo, de una carga de tamaños finos de trióxidos que provocan un aumento de la pérdida de carga de los gases de la reacción. Cuando la sobre presión en el reactor alcanza un valor asignado previamente, se procede a un ciclo de limpieza de los filtros. Para ello se pasa sucesivamente por cada filtro, y en sentido contrario a los gases filtrados, una corriente de aire que en ensayos anteriores se precalentaba. Esto se efectúa mediante un sistema de válvulas de tres pasos en las que el cierre se efectúa con Vitón, acoplados a levas accionadas por motor eléctrico que se pone en funcionamiento mediante una señal enviada por el manómetro indicador de la pérdida de carga a través de los filtros.

I.9.2. BOQUILLA DE PULVERIZACION

Es en realidad lo esencial en el sistema. Esta se acopla al calcinador en posición horizontal por medio de racord de unión, pudiéndose desplazar de forma que su penetración en aquel sea regulable. El modelo básicamente funciona de la siguiente manera: el líquido sale por el conducto central y el aire de

pulverización por un espacio anular que rodea a dicho conducto realizándose la mezcla líquido-aire a cierta distancia del extremo de la boquilla. A ésta, esquemáticamente se la puede considerar constituida por tres conductos concéntricos:

Por el interior circula la solución de UNH; por el exterior pasa el aire de pulverización y por el central hay un flujo de agua que impide que el calor de los hornos del calcinador descomponga la solución de UNH durante el recorrido del conducto y lo tapone.

Dado que la solución de UNH al 100 % cristaliza a 60°C lo que ocasionaría obstrucciones en la cañería de alimentación como se decía precedentemente; hay que evitar los "puntos fríos" del sistema (sobre todo las válvulas) para los cual se ha instalado un tanque que mantiene el agua a 95 °C (éste está dotado de termostato y se calefaciona con vapor de 4 Kg/cm²).

El agua circula por medio de bomba centrífuga y por conductos de cobre que están íntimamente ligados (adosados o arrollados) sobre las cañerías, válvulas etc., y mantienen la temperatura a más de 65°C. El agua circula en circuito cerrado. Además existe un sistema especialmente diseñado que permite la introducción de agua caliente en la cañería por donde circula en UNH. (Ver Esquema N° E, E1.- y E").

I.9.3. SISTEMA DE ALIMENTACION DE LA SOLUCION DE NITRATO DE URANILO.

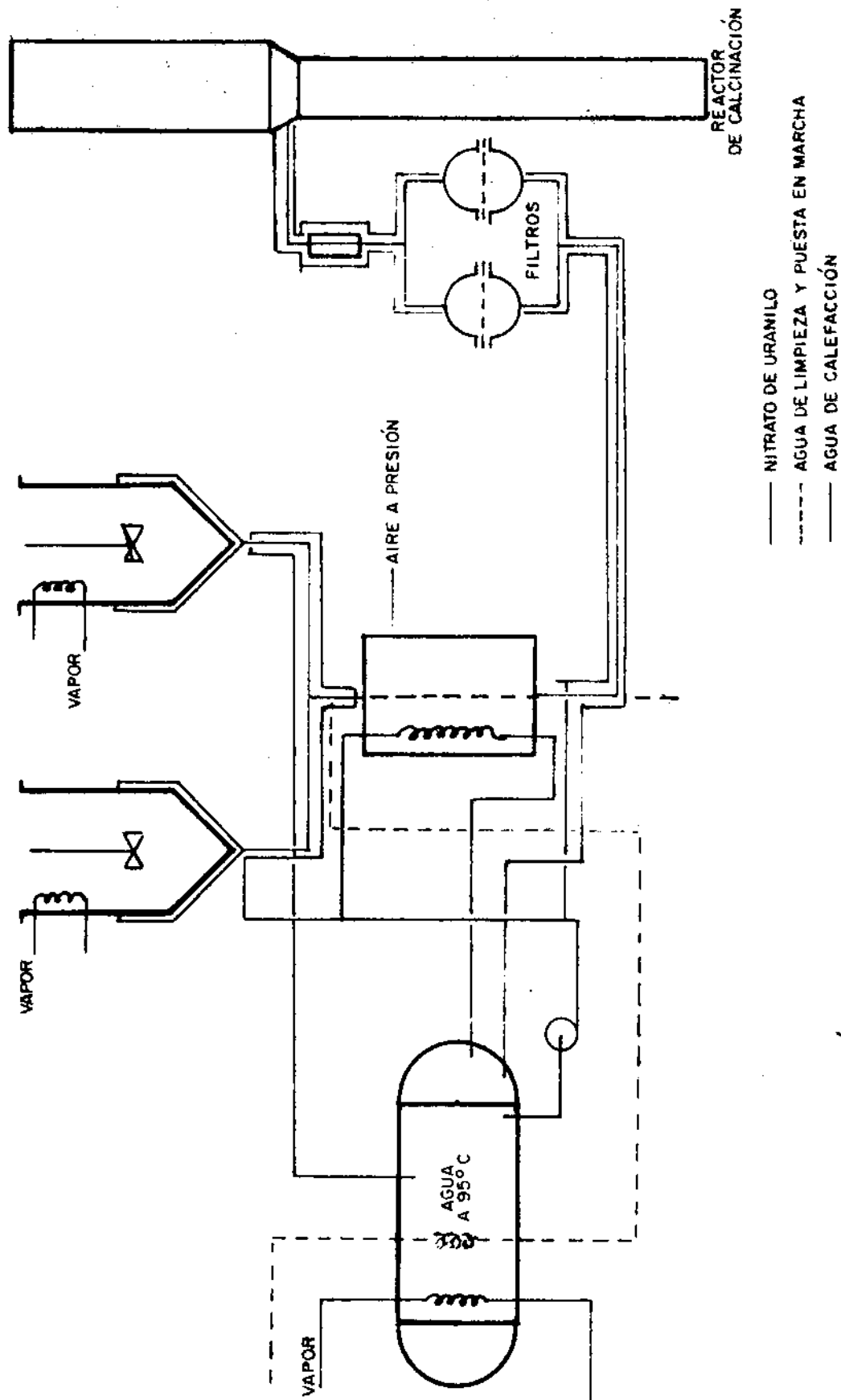
El nitrato de uranilo se alimenta desde dos depósitos gemelos empleando nitrógeno a presión; esto proporciona un flujo constante y uniforme con suficiente presión para vencer la resistencia de la línea de alimentación y de la boquilla de pulverización (6. at aproximadamente). Con el fin de evitar cristalizaciones los dos depósitos están sumergidos en un baño de agua caliente. El nitrato de uranilo se filtra antes de introducirlo en la boquilla. La operación se realiza con dos filtros de malla de acero inoxidable de 0,114 mm., colocados en paralelos y provistos de un sistema de limpieza (independiente para cada uno) pasando agua en contracorriente.

I.9.4. SISTEMA PARA RECOGER EL UO₃ PRODUCIDO. (Ver Esquem. N°p)

Se han instalado dos sistemas de descarga del reactor: por rebose y a través de placa difusora. El primero se emplea para descarga continua del trióxido según se va produciendo. Fundamentalmente consiste en un tubo de bajada vertical del producto y termina en una tolva encamisada con vapor o manta eléctrica provista de una purga de aire para evitar condensaciones de agua y nítrico, ya que se formarían aglomerados con el trióxido. Lógicamente, el producto que continuamente rebosa del reactor tiene englobado en él, gran cantidad de aglomerados y tortas que atascan la válvula de descarga. La descarga de la tolva se realiza a través de dos vál-

FIG. N° 1

TAQUES DEPÓSITO DE NITRATO DE URANILO Y DISOLUTORES



SISTEMA DE AGUA DE CALEFACCIÓN

FILTRACIÓN DEL NITRATO DE URANIO ANTES DE LA ENTRADA AL CALCINADOR

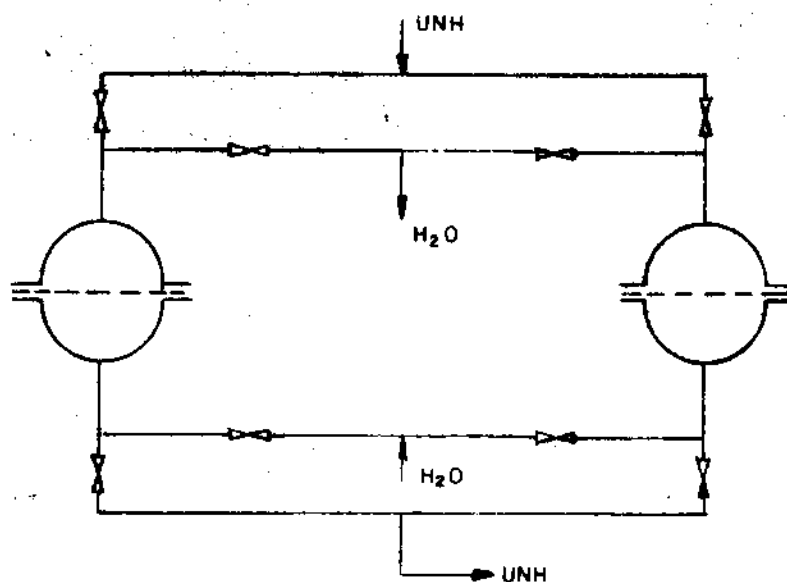


FIG. N° E'

TOLVA INFERIOR DE CARGA INICIAL DE UO_3 AL REACTOR

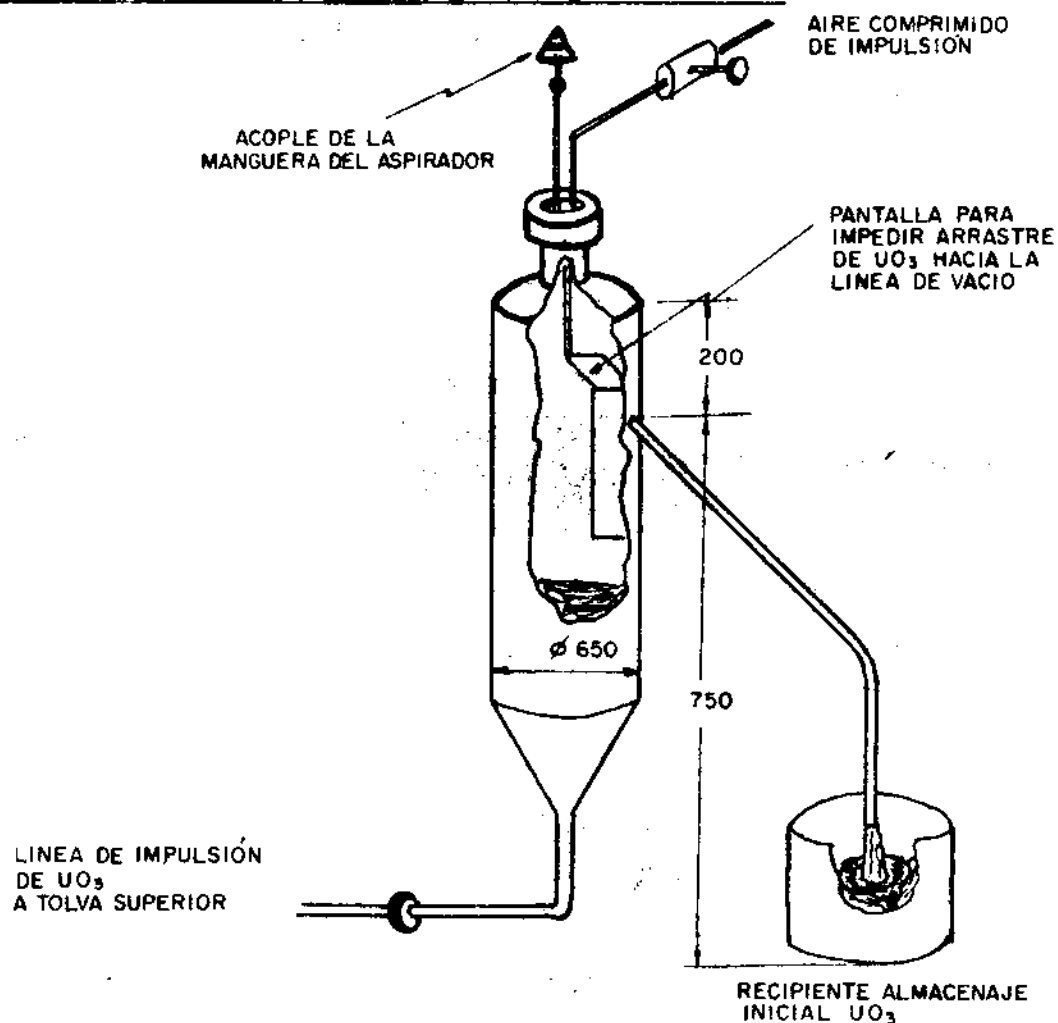
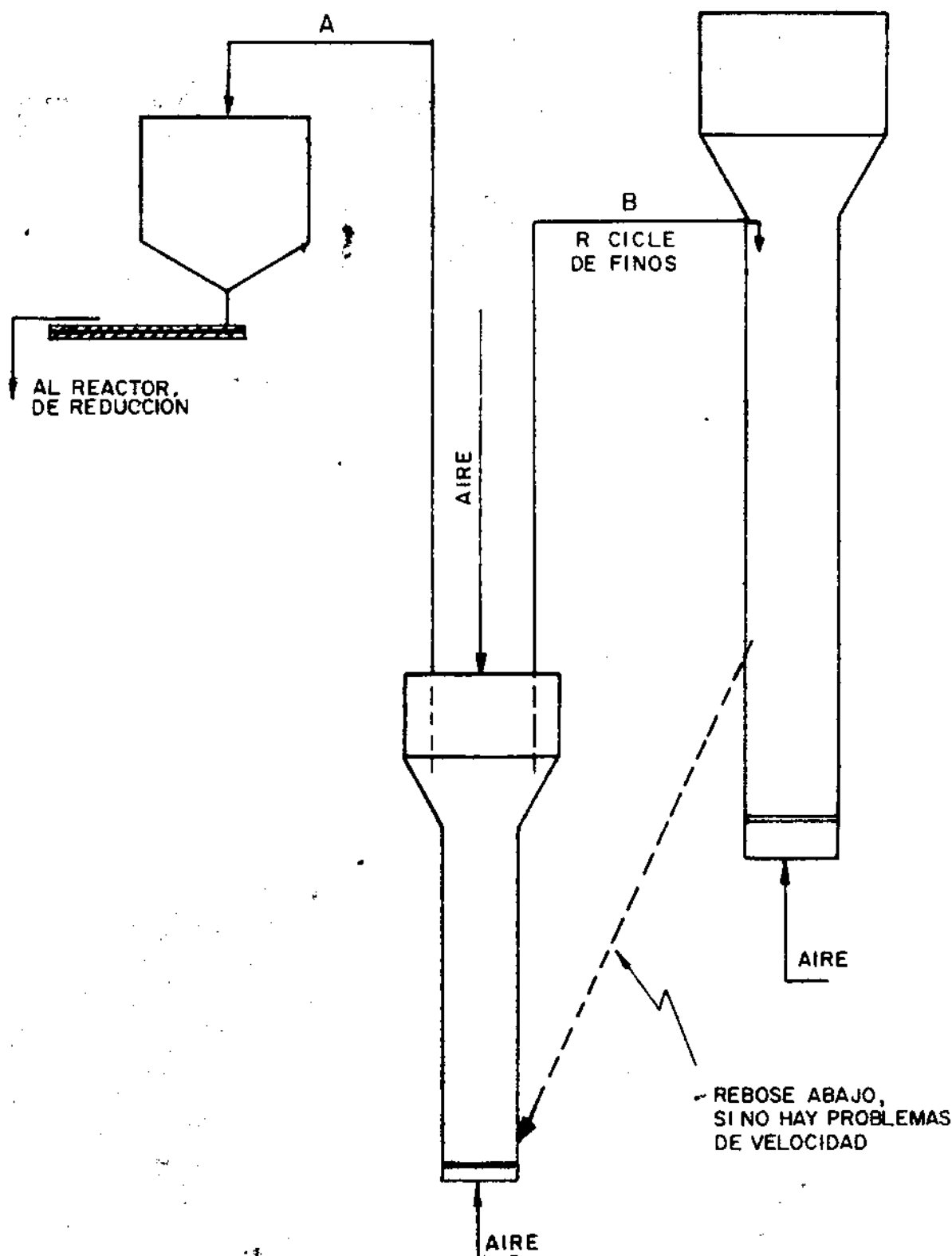


FIG. N° E''

FIGURA F



vulas: la superior es de tipo de mariposa y la inferior es de esfera. La purga de aire se encuentra entre ambas. La descarga a través de la placa difusora se utiliza para vaciar el reactor al final del proceso de calcinación.

Para la futura planta continua se ha ensayado un sistema de transporte de UO_3 hacia el reactor de reducción continuo que consiste en descargar por rebose el UO_3 e introducirlo en la parte inferior de otro reactor en el cual se utilizan velocidades de fluidización suficientemente altas como para transportar el UO_3 hacia la tolva del reactor de reducción ayudado por una entrada superior de aire. Este sistema se puede utilizar también para eliminar finos o reciclarlos al calcinador para su "crecimiento". (Ver Esquema N° F.)

I.9.5. SISTEMA DE ALIMENTACION DE AIRE AL REACTOR

Todo el aire introducido al reactor procede de un compresor. Para su acondicionamiento y limpieza se hace pasar por un ciclón y luego por válvula reductora reguladora que mantiene constante el caudal, con una variación máxima de 2 %.

De todo el aire que ingresa, las tres corrientes fundamentales son las de : Fluidización, Pulverización de UNH y Limpieza de Filtros.

Estas están bien controladas, calculándose en todo momento, mediante monogramas, los caudales que se tienen en el reactor en función de las temperaturas y presiones de trabajo en éste.

I.9.6. SISTEMA DE CARGA INICIAL DEL PRODUCTO AL REACTOR

Antes de introducir el UNH al calcinador deberá tener, éste, trióxido de uranio en cantidad suficiente para que comience a depositar sobre él la corriente de nitrato pulverizada. Por ello es necesario cargar inicialmente el UO_3 al lecho.

El sistema consta de dos tolvas: inferior y superior. La inferior se carga mediante vacío y después por aire comprimido se impulsa el sólido a la superior desde donde en el momento oportuno se carga al reactor. El diseño de todo éste equipo es bastante crítico ya que hay que reducir al máximo las pérdidas de carga.

I.9.7. EQUIPO DE ABSORCION DE GASES

Una vez filtrado los gases del calcinador se envían a una columna de absorción de 400 mm. de diámetro. El material de construcción de esta y del relleno (anillos Rashing de 25 mm) es acero inoxidable 18/81, siendo la altura 1.500 mm.

Antes del ingreso a dicha columna los gases se enfrían a temperatura ambiente en un condensador-enfriador. El relleno está sometido a riego continuo de 10 m³/hora de la solución ácida que contiene la columna, que recibe

cula de la parte inferior a la superior por bomba centrífuga. Para eliminar el calor desprendido en la absorción y el producido por el rozamiento en la bomba, se hace pasar a la corriente ascendente por un cambiador de calor refrigerado por agua.

El contenido de NO_3H de éstos líquidos oscila entre el 5 y 10 % en peso; una vez alcanzada dicha concentración los líquidos son enviados a la planta de purificación para su utilización. Este sistema de recuperación es experimental y de él se obtiene datos que servirán para construir el que utilizará en la planta de 400 t/año.

I.10. METODO OPERATORIO

Se pueden considerar tres fases completamente diferenciadas:

- a. Puesta en marcha.
- b. Funcionamiento propiamente dicho.
- c. Parada de la operación.

I.10.1. Puesta en Marcha

- a. Alcanzar la temperatura de trabajo.
- b. Pasar aire a través de la boquilla de pulverización (por ambos conductos: el del aire y el de solución de alimentación). De ésta forma se evita que los conductos se obturen por partículas de sólidos cuando se carga el reactor.
- c. Simultaneamente se alimenta de aire por todas las líneas que para este fluido hay en el calcinador.
- d. Se carga el UO_3 hasta la cantidad deseada.
- e. Se ajusta a su valor de trabajo el caudal de aire de fluidización (40 a 60 $^\circ\text{C}$ por segundo, que representa de 4 a 6 veces la velocidad mínima de fluidización).
- f. Cuando las temperaturas del lecho recuperan sus valores de régimen, se inyecta por la boquilla de pulverización un pequeño flujo de agua con la doble finalidad de comprobar su funcionamiento y enfriarla para que cuando llegue la solución de nitrato de uranilo no se descomponga éste al encontrar un conducto excesivamente caliente.
- g. Luego se sustituye el flujo de agua por el de solución de alimentación.
- h. Mientras funciona en producción el reactor, se regula el caudal de solución, de forma que la temperatura en el interior del lecho fluidizado se mantenga entre (300-350 $^\circ\text{C}$).

Los termopares colocados por encima y debajo de la boquilla se diferencian en 5 ó 10 °C como máximo, siendo menor la del termopar superior.

- i. La descarga de los sólidos que se van acumulando se hace por rebose, recojiéndose en la tolva ya descrita. Como ya lo hemos expresado precedentemente, cuando debido a la acumulación de finos en los filtros, la presión del reactor alcanza un valor crítico, se somete aquellos a un ciclo de limpieza. Para parar la operación se procede de forma inversa al arranque. Primeramente se sustituye el flujo de solución de nitrato de uranilo por agua. Luego se reemplaza el agua por aire y después de media hora, para permitir una buena desgasificación del sólido, se descarga éste por el conducto situado en la base del reactor. El trióxido de uranio obtenido está constituido por partículas de forma redondeadas, casi esféricas, de color anaranjado rojizo, siendo una mezcla de color tanto más amarillento cuanto mayor sea su contenido en finos. Esto es debido a la hidratación de las pequeñas partículas. Observando al microscopio la sección de una de estas se observa que están constituidas por capas concéntricas de trióxido de uranio perfectamente diferenciadas. El sólido granular presenta unas características muy favorables de flujo descargándose con gran facilidad, a través de orificios desde tolvas, depósitos, etc. Su ángulo de fractura oscila normalmente entre 30° y 40°. Las características fundamentales son:

DENSIDAD DEL SOLIDO RETACADO	4,5gr/cm ³
DENSIDAD DEL SOLIDO DERRAMADO	4,0 " "
DENSIDAD DEL SOLIDO FLUIDIZADO	3,6 " "

I.11. ANALISIS QUIMICO

U3O8	0,05 %
H2O	0,01-0,12 %
NO3	0,23-0,40 %
Fe	100 ppm
Cr	" "
Ni	10-20 "

El contenido en agua y nitratos es función de la temperatura de calcinación. El contenido en impurezas catiónicas es algo alto, esperando en un próximo futuro reducirle significativamente. (en los ensayos finales se obtuvieron excelentes resultados).

Desde el punto de vista fluidodinámico, el producto obtenido es utilizable en los reactores de reducción y fluorura-

ción en lecho fluidizado.

La variedad del óxido obtenido por descomposición del UNH es el γ - UO_3 .

En cuanto a la superficie específica de este producto ha sufrido variaciones desde el comienzo de los ensayos hasta la fecha debido a la inclusión de SO_4^{2-} en el seno del UNH a descomponer.

Ha llegado a valores del 0,85 m²/ para concentraciones en SO_4^{2-} de 1.000 ppm.

Es necesario agregar el SO_4^{2-} para permitir una buena reducción-fluoruración en la operaciones siguientes. El mecanismo es el siguiente:

Debido a la temperatura el SO_4^{2-} encerrado dentro del sólido granular tiende a salir, abriendo de esta forma "los canales" para que luego el H y el HF después lleguen hasta el seno del grano.

I.12. REDUCCION:

El primer proceso que se abordó fué la reducción ya que es la reacción más sencilla de las tres.

En efecto: la calcinación es una reacción líquido-sólido-gas y por lo tanto la más complicada que puede presentarse en la ingeniería química.

La fluoración si bien es una reacción sólido-gas trabaja con gases muy corrosivos, fluoruro de hidrógeno en cuya manipulación no había ninguna experiencia, además necesitaba de metales especiales, cuyo manejo se desconocía. En buen orden es siempre un proceso que va a continuación de la reducción.

Es por ello que se comenzó a estudiar la reducción pensando en que una vez que se hubiese adquirido práctica en el trabajo a altas temperaturas y con sólidos, de lo que se tenía experiencia en planta piloto, serían más asequibles los otros procesos.

Con lo conocimiento obtenidos en los ensayos previos se diseñó y construyó un reactor discontinuo como paso previo al continuo que con el tiempo le sustituirá; en él se vería la probabilidad práctica de diseños mayores, se estudiaría si las reducciones eran posibles por este procedimiento y los gases que se podían utilizar.

Su diámetro era de 70 mm y en la parte superior se instalaron dos cartuchos de mallas de latón para evitar la salida de finos del lecho. También, y ya en el exterior del reactor, después de las primeras experiencias en él se comprobó la ineficacia de los filtros instalados, se acopló un pequeño ciclón aunque también sin resultados aceptables.

Y así experimentando constantemente se llegó al perfeccionamiento del reactor de reducción continuo.

Aquí ya solucionado los problemas que se presentaron en la etapa experimental se comenzó el trabajo de estudio de variables dentro de un margen más estrecho, utilizando ya no UO_3 obtenido por otros procesos, sino UO_3 producido por el reactor de calcinación de lecho fluidizado con tamaño menor a 600 μ y con 1000 ppm. de SO_4^{2-} .

Así sucesivamente se fueron ajustando las variables (velocidad de fluidización, temperaturas, alturas de sólido en los lechos, pasaje de sólido a lechos inferiores, sis-

ESQUEMA INSTALACIÓN DISCONTINUA DE FLUORURACIÓN

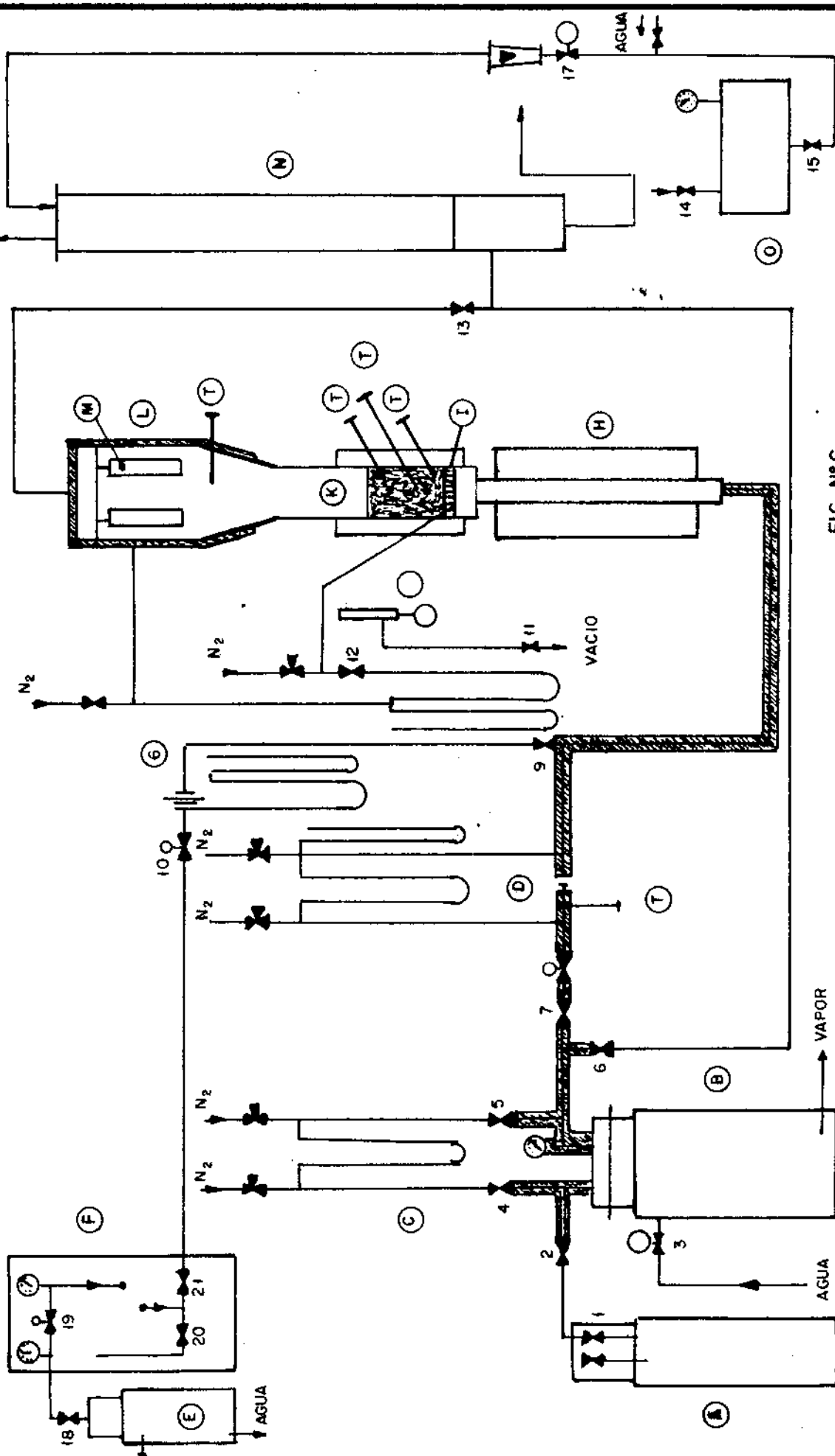


FIG. N° G

tema de descarga, toma de muestra, sistema de filtro de acero inoxidable, porosos, etc.

Si bien al partir de España se seguía experimentando con éste equipo, los resultados obtenidos ya permitían establecer con buena aproximación los parámetros que regularían ésta operación.

Dado la índole de este trabajo no se ha querido profundizar más sobre esta operación, pero en el anexo se ha incorporado el cálculo de un reactor continuo de lecho fluidizado para producción de UO_2 , partiendo de datos reales obtenidos de los últimos ensayos efectuados por el grupo de trabajo de Plantas Pilotos de la J.E.N.-

I.13. FLUORURACION: (Fig. G).

La fluoruración como todo proceso sólido-gas, pasó por las etapas de bandejas fijas, vibratorias, tornillos de alimentación y lecho fluidizado.

La fuerte exotermicidad de la reacción ($H = 45.500 \text{ kcal/mol. de U}$) y la fácil sinterización del producto que se forma (UF_4) que comienza a perder superficie específica a 550°C ; obligan a un estricto control de la temperatura de la reacción para evitar la sinterización de la superficie del sólido, con la consiguiente pérdida de reactividad que haría imposible el logro de una conversión total del sólido.

La fluidización permite la rápida eliminación del calor de reacción y el mantenimiento de todo sólido reaccionante a una temperatura constante. Además el manejo de los sólidos es fácil y dada las características extanca de los equipos no existe contaminación ambiental.

Un inconveniente de este proceso es la escasa conversión del HF a su paso por el lecho, lo que obliga el empleo de reactores en cascada, bastante complicado en su manipuleo. Aprovechando la experiencia adquirida en la reducción de trióxido de uranio en lecho fluidizado, se diseñó, construyó y montó y puso a punto una instalación discontinua de fluoruración que transcribiremos someramente a continuación y que funcionó perfectamente permitiendo familiarizarse con el manejo del HF , encontrar los materiales más adecuados para la misma y acumular experiencia en lechos fluidizados en los que el HF actúa como reactivo y fluidizador. Además se obtendrían los datos cinéticos con los que se llegaría a las condiciones óptimas de transformación y además lo más importante obtener un panorama total de la operación completa para el diseño de una planta continua.

Las partes principales de la instalación son:

- a. Evaporador
- b. Sistema de medida del HF .
- c. Reactor.
- d. Zona de filtros.
- e. Columna de absorción.
- f. Equipo de toma de muestra del sólido reaccionante.

El equipo principal es el reactor cargado de UO_2 al que se le suministra HF gaseoso procedente del evaporador. Los gases tras reaccionar, pasan a través de filtros de

monel poroso, que impiden la salida del sólido, a una columna de absorción, donde son neutralizados.

I.13.1. EVAPORADOR

Capacidad útil 40 Kg. HF, provisto de serpentina y camisa de calefacción.

El nivel de medida de ácido se realiza por tubos de borboteo.

El sistema tiene un manómetro y un termómetro para medir las condiciones en que se suministra el vapor del ácido.

Tiene una válvula en la línea de salida para que en casos de accidente pueda expulsarse el HF directamente a la columna de absorción.

I.13.2. SISTEMA DE MEDIDA DEL HF

Se mide al estado de vapor por medio de un diafragma de Ag. de 2 mm de espesor con orificio de 2,4 mm de diámetro.

Las tomas de presión se hallan conectadas a un tubo en "U" con agua y a un manómetro de Hg.

Por ambas tomas existe durante la medida un barrido de Nitrógeno que impide la condensación del HF en la línea de conexión y su llegada al magistral y manómetro (ambos de vidrio).

El conjunto medidor está encaminado con vapor, con el fin de asegurar la total disociación del vapor del HF y mantener una temperatura constante de medida.

Una vez montado se calibró con Nitrógeno y luego con HF.

Las curvas de calibrado fueron idénticas. Esta identidad permitirá determinar fácilmente, mediante un calibrado con Nitrógeno, si por corrosión química del ácido las características del diafragma han variado después de cierto número de horas de funcionamiento.

I.13.3. REACTOR

Es un tubo de monel de 70 mm de diámetro interior, 2 mm. de espesor y 700 mm. de longitud.

Lateralmente y con inclinación de 45° penetran las fundas de 3 termopares.

En su base, rescada, se halla la placa distribuidora del gas, de 11 mm. de espesor y con 138 agujeros de 0,6 mm. de diámetro.

Los agujeros en su recorrido final son cónicos, para lograr una distribución uniforme del gas de fluidización. A la altura de la placa está soldado el tubo del conjunto de toma de muestra.

Donde se une el reactor con la zona de filtros se utiliza una brida con junta de teflón. A pesar de trabajar a 700 °C sin refrigeración no hubo jamás fuga de gases. En la parte inferior del reactor existe un tubo de monel de menor diámetro, relleno de virutas del mismo material y calentado por electricidad para el caso que

fuera necesario calentar los gases a la temperatura de reacción.

Rodea al reactor un horno eléctrico, utilizado para calentar la masa de UO_2 hasta la temperatura de reacción y aminorar las pérdidas caloríficas al exterior durante la reacción.

El control de fluidización se realiza:

- a. Por las lecturas de los tres termopares introducidos en el lecho. La igualdad de estas lecturas significa ausencia de zonas inmóviles en el lecho.
- b. Por la frecuencia y amplitud de las oscilaciones de la pérdida de carga.
La pérdida del gas a través del lecho se mide con un tubo en U con agua, conectado por un extremo al tubo de toma de muestra (toma inferior de presión) y por el otro, a la zona de filtros.
Como se hacía con el orificio medidor del ácido, un barrido con nitrógeno en las líneas de conexión evita la entrada y condensación del HF en ellos.

I.13.4. ZONA DE FILTROS

De forma troncocónica, lleva en su interior 4 filtros de monel poroso, sinterizado, capaces de separar partículas de diámetro superior a 3 micras.

Se halla encamisada con vapor para evitar que la temperatura de los filtros sea inferior a los $120^{\circ}C$ temperatura a que condensa el azeótropo $HF-H_2O$, que el gran poder corrosivo de éste condensante pondría en peligro los filtros.

I.13.5. COLUMNA DE ABSORCIÓN

Construida de monel en su parte inferior, la superior está formada por un tubo de cloruro de polivinilo rígido, relleno con trozos de fluorita. Sobre el relleno existe un distribuidor para el riego de la columna con agua o solución diluida de soda cáustica. Los gases ingresan por la parte inferior. En su recorrido desde la zona de filtros a la columna, se enfrían hasta temperatura ambiente.

Al cabo de varios ensayos se ha observado corrosión en la parte metálica. El líquido neutralizado sale por un sifón directamente al albonal.

Para los detalles del equipo de toma de muestra de sólidos se puede consultar el informe de Rodrigo Otero-Chapela Lago "Obtención de P_4U en un Reactor de Lecho Fluidizado". Revista de la J.E.N.

La puesta en marcha se puede sintetizar como sigue:

- a. Calefacción a las tuberías y zonas de filtros.
- b. Puesta en funcionamiento de las cañerías de absorción pasando agua por las mismas.
- c. Medida del nivel de ácido en el evaporador y llenado de éste, en caso de no haber suficiente para una

experiencia.

Para la carga del evaporador basta calentar con un chorro de vapor al recipiente de almacenamiento de HF, abrir la válvula de salida de ésta y la de llegada de ácido al evaporador.

Durante esta operación se hace pasar agua fría por serpentines y camisa del evaporador para que actúe de condensador de la mezcla de líquido y vapor de HF que le llega del depósito de almacenamiento.

- d. Barridos de nitrógeno al orificio medidor y las tomas de presión superior e inferior del lecho.
- e. Conexión de los hornos eléctricos del reactor y calentador de gases. Este último se regula a 180°C . La temperatura de regulación del primero depende de la temperatura a la que se quiere realizar la fluoruración.
- f. Suministro de NH_3 disociado con el caudal suficiente para fluidizar el lecho del sólido frío. Aún cuando el sólido fluidizado alcance la temperatura deseada, se continúa la fluidización hasta que la temperatura de los filtros de monel sea superior a 160°C , evitándose así la condensación del azeótropo $\text{H}_2\text{O}-\text{HF}$.
- g. Alcanzada tal temperatura se calienta el evaporador hasta la presión de trabajo (1 kg/cm^2 de sobrepresión) y se da paso al HF hacia el reactor. Al mismo tiempo se reduce el caudal de amoníaco ajustando los caudales de uno y otro gas hasta alcanzar la proporción de $\text{FH}/\text{N}_2, \text{H}_2$ deseada.
- h. Durante la reacción se toman muestra del sólido que se transforma.
- i. Transformado el UO_2 se corta el suministro de HF, la calefacción a los hornos y se deja enfriar la carga por debajo de 300°C . Esto se hace para prevenir la hidrólisis de F_4U . El funcionamiento de este reactor fué satisfactorio habiendo podido apreciar personalmente serie de ensayos con resultados excelentes. También se pudo apreciar los últimos detalles de puesta a punto del fluorurador continuo que debía ponerse en marcha a fines de noviembre del pasado año. Este equipo se construyó con todos los datos obtenidos con el equipo discontinuo y se prevee (así lo creemos nosotros) que deberá funcionar perfectamente bien, pues se diseñó y construyó teniendo presente hasta el más mínimo detalle. No se ha querido detallar cuantitativamente las instalaciones del proceso Nitrato de Uranilo-Tetrafluoruro de Uranio, pues se hubiese hecho demasiado voluminoso el presente informe, pero se pone a disposición de quien lo desee la bibliografía donde se describen desde los detalles constructivos hasta las características esenciales del referido proceso.

I. METODO DE TRANSFORMACION DIRECTA

Otra de las líneas seguidas por la J.E.N. en la producción de F^4U es el método llamado de transformación directa, que se basa en hacer pasar en caliente ($450^{\circ}C-550^{\circ}C$) una corriente de bifluoruro amónico en contracorriente (en horno vertical) con diuranato de amonio previamente pastillado. Aquí solo se realizó una visita de muy poco tiempo, pero conversando con uno de los creadores del método continuo o directo Francisco Aguilar, se nos aseguró de la bondad del F^4U obtenido, cuyo contenido en F^2UO_2 y UO_2 no sobrepasa 0,5% y el contenido en $FNEH_4$ se mantiene próximo a 10 PPM. Desgraciadamente debido a trabajos de remodelación de equipos y ajuste de las variables del proceso (temperaturas, reactivas, puesta a punto de la pastilladora de diuranato etc) no se pudo observar el funcionamiento del equipo. Sumado a ello el escaso tiempo que se pudo conversar con el referido profesional no se pudo tener una idea concreta del mencionado proceso y solamente se nos facilitó bibliografía aparecida en la Revista Energía Nuclear Abril-Junio de 1959 N° 10, para nuestro conocimiento. Es por ello que solo se hace en este informe mención del referido proceso.

F A B R I C A " G E N E R A L H E R N A N D E Z V I D A L "

I. FÁBRICA DE URANIO EN ANDÚJAR (JAÉN) FERNÁNDEZ VIDAL

Esta fábrica de Uranio pertenece y es operada por la División de Materiales, afecta a la Dirección de Plantas Piloto o Industriales de la Junta de Energía Nuclear de España.

Su misión consiste en el beneficio de minerales de Uranio de relativa baja ley, 0,1-0,15 % de U308 para obtener un concentrado de riqueza superior al 75% de U308. Como fin secundario, con minerales mixtos de Uranio-Cobre con leyes de Uranio iguales a las citadas y leyes de cobre variables entre el 1-7%, recupera también Cobre en forma de Concentrados de Flotación y Cáscara de Cobre con riquezas superiores al 15% y 70%, respectivamente.-

I.1. SITUACION

La Fábrica está situada en Andújar (Jaén), sobre la margen izquierda del río Guadalquivir, y muy próxima a la estación de ferrocarril y carretera general Madrid-Cádiz.

Se eligió este emplazamiento para poder alimentar la Fábrica con minerales procedentes de las dos zonas descubiertas de Cardeña y Virgen de la Cabeza, las dos situadas en plena Sierra Morena, a unos 40-50 kilómetros al Norte de Andújar, sin posibilidad de comunicaciones más que a través de esta población.-

Independientemente que ninguno de los yacimientos justificaba la instalación de una fábrica de bocamina, por ser las reservas de minerales descubiertas insuficientes, ninguna de las dos zonas contaba con las facilidades necesarias, para agua, energía eléctrica y personal.-

Finalmente, el emplazamiento junto al ferrocarril y carretera general facilitaba el envío y tratamiento de minerales procedentes de otras regiones españolas.-

I.2. CAPACIDAD

La Fábrica está diseñada para tratar 200 toneladas diarias de mineral en régimen continuo. Esta capacidad fue fijada teniendo en cuenta las reservas existentes de minerales y el mínimo económico de tratamiento.-

La producción de concentrados depende de la ley del mineral de entrada y el rendimiento global de la instalación.

Las leyes medias previstas para los minerales son las ya citadas. La recuperación de Uranio se fijó en principio entre 85-95 %.-

I.3. MINERALES A TRATAR

La Fábrica se construyó principalmente para tratar los minerales de los primeros yacimientos filoníamios descubiertos en España, los de Sierra Morena, situados en las proximidades de Andújar.-

Nos obstante, desde un principio se previó la posibilidad

de tratar minerales de otras procedencias, tanto propios de la JEN como de la minería privada, siempre que por su mayor riqueza pudieran compensar los mayores gastos de transporte y no se establecieran nuevas plantas de tratamiento próximas a los yacimientos.-

Se pretendía con esto dos fines: absorber los minerales ricos que se producían en la investigación de nuevas zonas mineras, que podrían perder su contenido en Uranio por un almacenamiento prolongado al aire libre, y estimular, por otra parte, la minería privada comprándole minerales.-

Respecto a los tipos de minerales, la Fábrica fué diseñada principalmente para tratar minerales de origen secundario, como son los de la zona de Sierra Morena, pero se pensó en la posibilidad de que incluso en esta zona aparecieran minerales de tipo primario, y esa fué una de las razones por las que se eligió el método de tratamiento ácido de mayor aplicación a toda clase de minerales.-

I.4. ESTUDIOS Y PROYECTO

Los estudios previos, incluyendo ensayos de tratamiento en escala de laboratorio y piloto, el proyecto, montaje y puesta en marcha de la Fábrica de Uranio han sido realizados por personal de la División de Materiales de la JEN.-

I.5. DESCRIPCION DE LAS INSTALACIONES

I.5.1. PROCESO DE FABRICACION

Prescindiendo de las etapas previas de trituración y molienda húmeda, comunes a toda la hidrometalurgia, el proceso de fabricación de la Fábrica de Uranio General Hernandez Vidal responde al esquema: Ataque ácido - Lavado por decantación en contracorriente - Cambio Ión en lecho fijo - Precipitación fraccionada del concentrado.-

Al tener que recuperar el cobre contenido en algunas variedades de minerales, el circuito básico de recuperación de uranio se ha visto aumentado con dos nuevas instalaciones; una de cementación para el cobre solubilizado contenido en el estéril de la Sección de Cambio de Ión y otra de Flotación para el cobre insoluble contenido en la pulpa estéril de la etapa de Lavado C.C.D.

En la figura A puede verse, en forma esquemática, el diagrama de flujo del proceso. A continuación se exponen brevemente las diversas etapas del mismo y la marcha general de los distintos materiales -minerales y reactivos- que en él intervienen.-

I.5.2. RECEPCION Y ALMACENAMIENTO DE MINERALES

Los minerales llegan a la planta por camión o ferro-

carril; se pesan en una báscula-puente capaz para 40 toneladas, se demuestran a mano para determinación de humedad y se apilan en lotes de acuerdo con su procedencia, tipo, etc.-

Las eras de almacenamiento, pavimentadas con losas de hormigón, ocupan una extensión aproximada de unos // 12.000 metros cuadrados, estando provistas de un sistema de drenajes que permiten enviar las aguas recogidas a la estación de depuración de aguas residuales para su ulterior vertido al río Guadalquivir o recirculación al proceso, de acuerdo con su contenido de elementos valiosos, uranio y cobre.-

Todo el movimiento de minerales se efectúa con palas cargadoras y autovolquetes.-

I.5.3. TRITURACION PRIMARIA

La tolva de entrada en proceso del mineral todo-uno se encuentra situada en la zona central de las eras de almacenamiento. La capacidad de esta tolva enterrada es de unas 40 toneladas de mineral. En su parte superior lleva una parrilla metálica y se descarga mediante un alimentador Apron, que conduce a una rejilla vibratoria cuyo rechazo alimenta una trituradora de mandíbulas. El producto de esta máquina, unido al cernido de la rejilla, es transportado por una cinta a la estación de desmuestra. En los últimos tramos de esta cinta hay dispuesto un separador magnético y un detector electrónico de metales para protección de los aparatos posteriores contra los efectos de los materiales metálicos arrastrados por el mineral.-

Al final de la cinta, y como alternativa, se ha montado un desmuestador Geary-Jennings para aquellos casos en que no funcione la estación de desmuestra.-

I.5.4. DESMUESTRE

El mineral pasa primeramente por un desmuestador Vezin, que efectúa automáticamente un corte del 10-20 %.-

Esta fracción desmustrada pasa a un secadero rotativo, provisto de quemador de fuel-oil, en donde su humedad se reduce al 1 % aproximadamente. Posteriormente sufre tres cortes sucesivos, de 10-20% cada uno, los dos primeros en desmuestadores Vezin y el tercero en un aparato tipo Snyder, con progresivas reducciones de tamaño entre los cortes efectuados. Los rechazos de cada uno de los cortes son enviados a la cinta transportadora que alimenta los silos.-

I.5.5. ALMACENAMIENTO EN SILOS

Se dispone de cuatro silos gemelos, de hormigón, con capacidad unitaria de 250 toneladas aproximadamente. Desde la boca de descarga de cualquiera de los silos y mediante el adecuado sistema de canales, el mineral puede caer a una cinta que lo transporta a la Sección de trituración

secundaria y molienda, siguiendo el curso normal de fabricación, o puede recogerse en otra banda transportadora que envíe el mineral a una tolva de rechazos, desde donde puede ser devuelto al Parque de Minerales.-

I.5.6. TRITURACION SECUNDARIA Y MOLIENDA

En la cinta transportadora procedente de los silos se ha dispuesto una báscula automática que indica, registra y totaliza la cantidad de mineral que pasa por ella.

Dicha cinta vierte el mineral sobre dos vibrotamices, regados con agua, cuyos rechazos alimentan dos trituradores de conos. De aquí en adelante, todo el proceso se lleva a cabo por vía húmeda. El producto de los trituradores, unido a los finos de los tamices, material todo él inferior a 15 milímetros, constituye la alimentación de un molino de barras, cuya descarga se envía a un clasificador de reestrillos. Este trabaja en circuito cerrado con un molino de bolas, cuya alimentación está naturalmente constituida por el rechazo del clasificador.

La pulpa molida constituida por el reboso del esta máquina se bombea a un espesador Dorr, que produce, con la ayuda de un agente floculante, una pulpa suficientemente espesa para ser lixiviada. El agua de reboso del espesador se recircula a la Sección de Molienda.-

I.5.7. LIXIVIACION

La pulpa procedente del espesador de molienda es bombeada continuamente por los tanques de lixiviación, realizándose un desmuestre automático con aparato Geary-Jennings antes de su entrada a dichos tanques.-

El sistema está formado por seis tanques revestidos de goma, agitados mecánicamente y dispuestos en serie formando cascada, que funciona por gravedad.-

Es de destacar que a partir de esta Sección, como todas las pulpas y soluciones que se manejan son ácidas, todos los aparatos y depósitos son de material antiácido, especialmente de hierro revestido de goma.-

Como alimentación adicional, el sistema de ataque recibe las tortas de la primera etapa de precipitación del concentrado, con el fin de recuperar el uranio contenido en las mismas.-

La adición del ácido sulfúrico se lleva a cabo en las dos primeras unidades de la serie, midiéndose el pH a la salida del primero y último tanque mediante pH-metros registradores automáticos.-

Instalada sobre el segundo tanque de la serie existe una pequeña tolva, provista de un vibrador electromagnético y un alimentador vibratorio. Estos aparatos constituyen el equipo de dosificación de oxidante, generalmente manganesa.-

Finalmente, en el circuito de ataque se dispone de lo necesario para el calentamiento de la pulpa mediante inyección directa de vapor de agua.-

La pulpa de rebose del último tanque, después de ser desmustrada automáticamente por un aparato Geary-Jennings, es bombeada como alimentación al sistema de lavado en contracorriente.-

I.5.8. LAVADO EN CONTRACORRIENTE

Esta instalación tiene como misión la de separar la pulpa atacada en dos partes: una constituida por una disolución acuosa, en la que se encuentra el uranio disuelto, y otra, formada por los sólidos estériles.-

El lavado sistemático de los sólidos se lleva a cabo en dos líneas: una de ciclones para las arenas (sólidos con tamaños superiores a 150 mallas), y otra de espesadores Dorr para las lamas (partículas con tamaños inferiores a 150 mallas).-

Cada una de las líneas consta de cuatro unidades, dispuestas de forma para conseguir la máxima recuperación de uranio y el mínimo de empleo de agua de lavado (agua ácida y reciclados de Cambio de Ión y de concentrados) para obtener la máxima concentración de uranio en la solución madre.-

En este circuito se controla especialmente el pH del último espesador, añadiendo al agua de lavado el ácido sulfúrico necesario para evitar una posible precipitación de uranio.-

El grado de espesamiento alcanzado en los espesadores se favorece con la adición de disolución acuosa de agente flocculante mediante bombas dosificadoras.-

Finalmente, registremos también que al primer espesador del circuito se recirculan los fangos y tortas de sulfato cálcico de la etapa de ajuste de pH y clarificación para recuperar el uranio arrastrado en dicho flujo.

La mezcla de lamas y arenas estériles, después de sufrir un desmuestre automático, son bombeadas a la Sección de Neutralización de Residuos.-

I.5.9. AJUSTE DE pH y CLARIFICACION

La solución madre de uranio se bombea a uno de los tres tanques, agitados mecánicamente, que constituyen el circuito de ajuste de pH. Mediante la adición de lechada de cal se eleva el pH hasta el valor adecuado para la fase de carga de las columnas de cambio de ión, se deja decantar la suspensión después de haberle adicionado una adecuada dosis de flocculante y posteriormente el líquido decantado, directamente o a través de filtros de presión Oliver (con o sin formación de capa previa con Kieselguhr), se envía a los tanques de almacenamiento de disolución clarificada.-Esta disolución constituye la ali-

mentación al sistema de Cambio de Ión.-

1.5.10. CAMBIO DE ION

El sistema consta de cuatro columnas cargadas con resina aniónica fuertemente básica, Zerolitte FF. Tres de las columnas trabajan en serie en fase de carga, en tanto que la restante está siendo regenerada o en reserva para su incorporación a la siguiente fase de carga como tercera columna de ciclo.-

El eluyente utilizado es una disolución acuosa de nitrato sódico y ácido nítrico, cuya composición varía según los casos. Los líquidos procedentes de los lavados previos a las eluciones y de las cabezas de las migas se recirculan, según ya quedó indicado, al circuito de lavado en contracorriente.-

En el lavado ascendente hay posibilidad de arrastre de resina, de manera que este líquido, antes de ser recirculado a la Sección de lavado C.C.D., atraviesa una trampa de resina que retiene las partículas en cuestión.

Las colas de las eluciones se envían al sistema de preparación y almacenamiento de eluyentes para volverlas a utilizar en las siguientes operaciones. Únicamente se mandan al sistema de precipitación de concentrados los volúmenes centrales de eluido.-

Todo el sistema de Cambio de Ión funciona habitualmente de forma automática mediante los diversos aparatos necesarios de tipo eléctrico, hidráulico y neumático. No obstante, la instalación puede actuar también en forma manual.-

Como instalación aneja, la Sección de Cambio de Ión incluye también la de preparación de eluyente y solución de lavado.-

La resina contenida en las columnas fija selectivamente el uranio contenido en la disolución de carga, de manera que cuando el líquido sale de la última columna en fase de adsorción no contiene prácticamente uranio y es enviado a la Sección de Neutralización de Residuos.-

1.5.11. PRECIPITACION DE CONCENTRADOS

La instalación de precipitación de concentrados de uranio consta, en esencia, de cuatro tanques geneles, agitados mecánicamente, provistos de serpentín para calefacción por vapor de agua, totalmente cerrados y provistos de aspiración de gases. Dos de ellos están destinados a la primera etapa, y los otros dos, a la segunda fase de la precipitación fraccionada.-

La fracción de eluido enviada a precipitación se recoge en uno de los tanques destinados a la primera fase de la precipitación. Después de ajustar adecuadamente la relación Fe/P2O5, se eleva el pH hasta un valor de 3,0 aproximadamente mediante la adición de disolución

acuosa de hidróxido sódico al 30%. La suspensión obtenida se filtra de un filtro prensa de madera, recogiendo el filtrado en uno de los tanques destinados a la segunda fase de la precipitación.-

Las tortas de esta primera etapa se vierten en el primer tanque del circuito de lixiviación, como ya se indicó.

La segunda etapa de la precipitación se realiza a pH 7,0-8,0, utilizando también como agente precipitante una disolución de hidróxido sódico al 30%. La suspensión de uranato sódico obtenida se deja decantar y el líquido decantado se hace pasar por un filtro prensa de fundición, enviándose a uno de los dos tanques de almacenamiento dispuestos al efecto para su ulterior utilización en la preparación de eluyente fresco, con lo que se aprovecha parcialmente su contenido de nitrato sódico.-

Antes de filtrar la suspensión espesa de uranato se somete en el mismo tanque a un repulpado con agua para eliminar gran parte de su contenido de sulfatos; el correspondiente filtrado se recircula a la Sección de Lavado para recuperación del uranio contenido.-

La torta de uranato obtenida en el filtro prensa se seca en un secadero de bandejas calentado con vapor de agua y provisto de un filtro de mangas para recoger el polvo de uranato arrastrado.-

El uranato seco, que constituye el producto final del proceso de fabricación, se vierte en una tolva de almacenamiento para después ser envasado en bidones mediante un alimentador de hélices. Los bidones son posteriormente desmuestreados, pesados y almacenados.-

Anexo a la Sección de Precipitación de Concentrados de Uranio se encuentra la instalación de preparación y dosificación de disolución acuosa de hidróxido sódico.-

I.5.12. NEUTRALIZACION DE RESIDUOS

La pulpa estéril, mezcla de lamas y arenas, de la Sección de Lavado C.C.D. y el líquido agotado procedente del sistema de Cambio de Ión, se reciben en el primer tanque de los dos que componen el circuito de neutralización de residuos. Ambos tanques, idénticos, agitados mecánicamente, están conectados en serie y dispuestos a distinto nivel, de manera que el flujo de uno a otro se efectúa por gravedad.-

La neutralización se lleva a cabo mediante lechada de cal, controlándose el adecuado pH mediante los correspondientes aparatos automáticos.-

Los estériles neutralizados se bombean, después de ser desmuestreados, al lique de estériles.-

I.5.13. ELIMINACION DE RESIDUOS

En el dique de estériles, de construcción totalmente

artificial, los sólidos sedimentan en la periferia y quedan almacenados formando los muros, mientras que el líquido que sobrenada vierte mediante absorbedores o chimeneas centrales al sistema de drenaje que lo conduce a la estación de decantación, desde donde, una vez eliminadas las partículas sólidas que pudiera arrastrar y comprobada su inocuidad tanto por lo que se refiere a contaminación radioactiva como a otros elementos nocivos o indeseables, en vertido, finalmente, al río Guadaluquivir.-

I.5.14. SECCIONES DE RECUPERACION DE COBRE

La breve descripción que antecede del proceso de fabricación corresponde al tratamiento de minerales exclusivamente de uranio. Si el mineral en tratamiento contiene también cobre recuperable, algunas de las secciones del proceso básico de fabricación sufren ligeras alteraciones en su modo de operar.-

El mineral de uranio y cobre sigue la marcha normal de tratamiento hasta la Sección de Lavado C.C.D., inclusive.-

En la operación de ataque ácido del mineral se disuelve justamente con el uranio una parte apreciable del contenido del cobre (aproximadamente 50-60% del total), de manera que el líquido procedente del primer espesador de la Sección de Lavado contiene el uranio y cobre disueltos, mientras que en el flujo residual mixto de lamas y arenas (estériles en cuanto a uranio) de la misma Sección se encuentra el cobre no solubilizado en ataque en forma de sulfuros de cobre y sulfuros mixtos de hierro y cobre.-

Este último flujo es enviado al segundo tanque de la Sección de Neutralización de Residuos, que ahora actúa de acondicionador, en donde se neutraliza con lechada de cal, a la vez que con agua se diluye la pulpa hasta alcanzar su densidad el valor adecuado para la flotación. Esta pulpa así obtenida constituye la alimentación a flotación.-

El líquido del primer espesador de lavado sigue su curso normal en las instalaciones de ajuste de pH, clarificación y cambio de ión en donde se recupera su contenido de uranio, quedando el cobre en el estéril correspondiente, que ahora pasa directamente a la Sección de Cementación.-

Los líquidos agotados en cobre de la instalación de cementación son bombeados al primer tanque de la Sección Neutralización de Residuos, que ahora se utiliza exclusivamente para neutralizar con lechada de cal dicho estéril. Este flujo, neutralizándose, se reúne después con el estéril de la Sección de Flotación, y ambos son bombeados conjuntamente al dique de estériles, siguiendo la marcha ya indicada anteriormente.-

A continuación se describen las instalaciones de flotación y cementación.-

I.5.15. FLOTACION

La pulpa procedente del acondicionador (segundo tanque de neutralización de residuos) fluye por gravedad a un pequeño tanque repulpador, en donde se le adicionan las adecuadas dosis de los diferentes reactivos (colector, espumante, etc.), pasando a continuación al circuito de flotación propiamente dicho.-

El circuito de flotación consta de 22 celdas, distribuidas de la siguiente forma: dos uniceldas en la etapa de refino, cuatro biceldas en la de desbaste y seis biceldas en la de agotamiento.-

La alimentación se introduce en la segunda unicelda de refino; el concentrado de desbaste se recircula a la primera unidad de refino, y el concentrado de agotamiento es asimismo recirculado a la primera celda de desbaste. El concentrado de la etapa de refinosa se bombea a un espesador Dorr para su espesamiento, operación que se ayuda con la adecuada dosis de floculante. El líquido claro de rebose de este espesador se recircula al tanque de acondicionamiento, y la pulpa espesa del concentrado es bombeada a un filtro de vacío Dorr, cuya torta cae directamente a través de una pequeña tolva, en un vehículo que lo transporta al lugar de almacenamiento.-

Como parte integrante de la Sección de Flotación hemos de consignar también dos pequeñas instalaciones: una para la adición de colector y otra para la dosificación de cianuro sódico, utilizado en ocasiones para mejorar las recuperaciones de flotación. La primera consta simplemente de dos pequeños tanques, agitados mecánicamente para la preparación de la disolución acuosa, y sendas bombas dosificadoras, capaz cada una para adicionar el reactivo en varios puntos diferentes.-

Los bidones de cianuro sódico se descargan directamente en el tanque de preparación de la disolución acuosa mediante un sencillo dispositivo de volcado. Sobre el mismo tanque va instalada una bomba, que impulsa la disolución a un tanque de nivel constante desde el cual parte la tubería que hace la dosificación en el repulpador a través de un rotámetro. Tanto el tanque de disolución como el repulpador están cerrados, llevando su correspondiente sistema de aspiración. Toda la instalación de preparación de la disolución acuosa de cianuro se encuentra situada en una habitación separada del resto de las instalaciones de flotación y provista de los adecuados extractores de aire.-

I.5.16. CEMENTACION

La instalación de cementación consta, en esencia, de 64 celdas iguales, distribuidas en cuatro grupos de 16 celdas cada uno. Las celdas están divididas horizontalmente, mediante una rejilla de madera, en dos mitades; la mitad superior está destinada a dejar la chatarra de hierro, y la inferior, a recoger el cemento de cobre pro-

ducido. A su vez, la mitad superior está dividida en sentido vertical en dos mitades, mediante un tabique, con objeto de obligar al líquido que circula por las celdas a describir una trayectoria en zig-zag.-

En cada grupo, las celdas se encuentran escalonadas de manera que el flujo de líquido de una unidad a la siguiente se efectúa por gravedad. El líquido estéril de cada grupo de celdas es colectado en una tolva y, mediante una bomba centrífuga, es impulsado a la primera celda del grupo siguiente. El líquido estéril del último grupo se bombea al primer tanque de la Sección Neutralización de Residuos y, posteriormente, al dique de estériles.-

El adecuado sistema de compuertas y canales a lo largo de todo el circuito permite dejar fuera de operación una o varias celdas para la descarga del cemento contenido en la misma. La descarga se hace a mano, arrastrando con agua las últimas porciones de cemento. Todos los líquidos de esta operación se recogen en balsa, en donde sedimentan rápidamente las partículas gruesas de cemento. Los líquidos que sobrenadan y que arrastran las partículas finas de cemento se bombean a un pequeño espesador Dorr, cuyo producto espesado se impulsa con bombas O.D.S. a un filtro rotativo de vacío Dorr, en donde se obtiene la correspondiente torta de cemento de cobre.-

Las operaciones del transporte del cemento de cobre desde las celdas al vehículo destinado a conducirlo a su lugar de almacenamiento y la carga de chatarra nueva en las celdas se facilitan mediante un puente-grúa.-

I.5.17. INSTALACIONES AUXILIARES

A lo largo de la breve descripción de las diversas etapas del proceso de fabricación que venimos realizando, hemos descrito aquellas instalaciones auxiliares que sirven a una determinada sección. No obstante, nos resta aún dar una ligera idea de aquellas de carácter más amplio o que sirven a más de una etapa del proceso. Tales son las instalaciones de almacenamiento y distribución de ácido sulfúrico y nítrico, de preparación y dosificación de lechada de cal, de preparación y dosificación de floculante, y las que corresponden a los servicios de aire comprimido y vacío necesarios para los diversos aparatos del proceso que utilizan tales servicios.

a. Acido sulfúrico: El ácido sulfúrico, que se recibe bien en camiones o bien en vagones-cisternas, se descarga por aire comprimido, almacenándolo en dos tanques de 110 toneladas de capacidad cada uno, y situados en la zona de almacenamiento.-

Desde estos tanques, sendas bombas centrífugas lo transportan al tanque de almacenamiento de jornada de unas 14 toneladas de capacidad, situado en las proximidades de la instalaciones de lixiviación;

aquí el ácido es bombeado a un tanque elevado de nivel constante, desde donde se distribuye a los distintos puntos de utilización.-

- b. Acido Nítrico: En las zonas de almacenamiento existe ~~asimismo~~ un tanque de acero inoxidable, con capacidad de 30 toneladas, destinado al almacenamiento del ácido nítrico. Este reactivo se recibe en la planta en camiones-cisterna, efectuándose también la descarga de éstos por aire comprimido.-

Desde el tanque de almacenamiento, el ácido nítrico se bombea a un depósito elevado situado en las proximidades de la zona de preparación de eluyente, desde donde se distribuye a los puntos de consumo.-

- c. Preparación de Lechada de Cal: La instalación de preparación de lechada de cal lleva anexa una zona destinada al almacenamiento de cal viva capaz para unas 150 toneladas de este producto.-

La cal viva es vertida primeramente a una tolva provista de un alimentador de bandeja que descarga en un molino de martillos que reduce el producto a un tamaño inferior a cinco milímetros. El producto molido es transportado por un elevador de cangilones a una tolva elevada, provista de un vibrador electromagnético y de un alimentador vibratorio para su dosificación al tanque de apagado. En este tanque las lechadas se preparan, mediante inyección de vapor de agua, a una temperatura de 80-90°C y una concentración del 20% aproximadamente. Para lograr un adecuado funcionamiento de las líneas y elementos de dosificación de este reactivo es precisa la separación de las partículas gruesas, lo que se consigue pasando por un ciclón las lechadas obtenidas en el tanque de apagado. Los grupos del ciclón caen por gravedad a uno de los dos tanques de unos 20 metros cúbicos de capacidad, desde donde se distribuye a los diferentes puntos de adición.-

La instalación de preparación de lechada de cal se completa con un sistema de aspiración de polvos.-

- d. Preparación de Floculante: La instalación de preparación de floculante consta de dos tanques cilíndricos iguales, con agitación mecánica y provista de sendos aparatos dispersores para facilitar la disolución del producto floculante, evitando la formación de grumos. Existe también la posibilidad de inyección de vapor de agua para aquellos casos en que las preparaciones se han de efectuar en caliente.-

Las disoluciones se preparan normalmente al 1%. Estas soluciones se bombean a un depósito elevado de nivel constante que alimenta las diversas bombas dosificadoras que suministran el reactivo a los diversos puntos de utilización continua (espesadores de molinada y lavado C.C.D.), si bien en tales puntos la disolución se diluye hasta 0,05% con agua mediante mezcladores centrífugos.-

En los otros puntos de adición en los que las dosificaciones son pequeñas o intermitentes, el reactivo se suministra mediante depósitos de nivel constante, que se cargan de manera discontinua.-

- e. Servicios de Aire Comprimido y Vacío: El aire comprimido se suministra mediante dos compresores de 15 CV cada uno (uno de reserva), a una presión de 5-6 kg/cm². El aire es previamente refrigerado en un cambiador de calor, pasando después a unos filtros de gel de sílice, en donde se le priva del resto de humedad. El aire se distribuye a las distintas secciones del proceso mediante un anillo de tuberías, del que se hacen diversas tomas.-

Los únicos puntos del proceso de fabricación en que se utiliza vacío son los dos filtros rotativos de las Secciones de Flotación y Comentación de Cobre.-

I.5.18. SERVICIOS GENERALES

I.5.18.1. ABASTECIMIENTO DE AGUA

El agua necesaria para la Fábrica se toma del río Guadalquivir mediante una galería de captación y unas bombas verticales que la elevan hasta la caseta de depuración de agua, situada ya en terrenos de la Fábrica. El agua del río, antes de ser distribuida, es sometida a un proceso de floculación y decantación para eliminar las partículas sólidas suspendidas. Como agentes floculantes se emplean cal, alúmina y también floculantes orgánicos. Esta agua, después de ser esterilizada con cloro y almacenada en un depósito semienterrado, se reparte por toda la Fábrica a través de un depósito elevado y un sistema de tuberías, para ser utilizada en la mayor parte de las fases del proceso de fabricación.-

Una parte muy pequeña de esta agua floculada se filtra a través de filtros de arena y se pasa por un permutador de resina catiónica para su ablandamiento, siendo distribuida posteriormente también por medio del mismo depósito elevado, que tiene dos compartimientos concéntricos. Este agua, denominada permutada, se emplea en la central térmica, grupo electrógeno, cambio de ión, precipitación de concentrados y en viviendas.-

I.5.18.2. CASETA DE TRANSFORMACION

Consta de cuatro transformadores de 300 KVA, que reducen la tensión de entrada de 25.000 voltios a 380 voltios.-

Contiene todo el aparellaje necesario para la parte de alta tensión y también el cuadro general de distribución de baja tensión, del que parten los cables subterráneos que alimentan las diversas secciones de la planta.-

Toda la distribución de fuerza se hace a 380 voltios,

mientras el alumbrado está conectado todo a 220 voltios. Existe además, limitado a los puntos más vitales, un alumbrado de socorro por baterías a 24 voltios.-

Finalmente, se ha montado un grupo electrógeno Diesel de 750 KVA, que tiene capacidad para suministrar energía a las secciones principales de la Fábrica en casos de emergencia.-

I.5.18.3. CENTRAL TERMICA

El vapor de calefacción necesario para el proceso de fabricación (ataque, concentrados y lechada de cal), se produce en una caldera de tipo compacto, provista de un quemador de fuel-oil, con una producción de 1.500 kilogramos de vapor a 5-7 kg/cm².-

La caldera de vapor suministra también el calor necesario para la calefacción de varios edificios, como los de Dirección y laboratorios, aseos y vestuarios, etc.-

I.5.18.4. OTRAS DEPENDENCIAS

Los laboratorios de control ocupan una de las alas de la planta baja y disponen de una entrada especial desde el exterior para la entrega de muestras. Constentan de un laboratorio para la preparación final de muestras de materiales sólidos y la determinación de humedad de las primeras muestras, de un laboratorio general de análisis y de un laboratorio radiométrico.

I.5.18.5. TALLERES

La Fábrica dispone de un edificio destinado a talleres, donde se alojan un taller mecánico y otro de carpintería, dotados de la maquinaria precisa para atender las necesidades normales de mantenimiento y reparación del equipo, así como una Sección de Engomado para el revestimiento de tuberías y aparatos. Junto a este edificio se ha dispuesto un equipo de aire comprimido para el arenado de las piezas a recubrir con goma, y un pequeño autoclave para el vulcanizado de las mismas.-

La Fábrica dispone también de un taller de reparaciones eléctricas y rebobinado de motores, que está situado en la caseta de transformación.-

I.6. CONDICIONES Y DATOS DE OPERACION DE LA FABRICA D. URANIO DE ANDUJAR DURANTE SUS TRES PRIMEROS AÑOS DE ENCUENTAMIENTO.-

La puesta en marcha de la Fábrica de Uranio tuvo lugar en el mes de noviembre de 1959, y desde entonces ha trabajado ininterrumpidamente de forma continua, salvo las paradas por reparaciones y revisiones generales de maquinaria e instalaciones y durante las vacaciones reglamentarias del personal.-

I.7. MINERALES TRATADOS

En la Tabla II se indican las procedencias y leyes aproximadas de los minerales tratados en la Fábrica desde la puesta en marcha hasta finales del año 1962.-

Como pueda verse, el mineral de procedencia particular supone solamente un 2% del total.-

Table II

Minerales tratados y leyes de los mismos

Sector Minero	Propiedad	Cantidad Tratada (Base Seca)		Leyes Aproximadas (Sobre Base Seca)	
		kg	% respecto to del total	% de U308	% de Cu
Cardena	J.E.N.	100.493.221	59,19	0,08-0,15	0,20-0,60
Santuario	J.E.N.	17.362.315	10,20	0,06-0,13	2,0-7,5
Albalá	J.E.N.	25.433.439	14,93	0,15-0,25	-
Salamanca	J.E.N.	23.180.441	13,61	0,15-0,25	-
Varios	J.E.N.	29.444	0,02	0,110	-
Varios	Particular	3.484.440	2,05	0,15-0,25	-
Valores totales y Medios		170.283.300	100,00		

I.7.1. TIPOS Y CARACTERISTICAS

Dentro de cada sector minero hay varios pozos en explotación, de modo que el número de tipos de minerales tratados sobrepasa los veinte. En general, salvo algún caso aislado, y especialmente por lo que se refiere a los minerales de las zonas de Cardena y Santuario, todos los minerales tratados lo han sido de tipo secundario, estando el uranio en ellos en forma de fosfatos dobles de calcio o cobre (autunita o torbenita).

Por lo que se refiere a los minerales de cobre, este elemento se encuentra en tales minerales en dos estados: en forma oxidada (suponiendo el 50-60 % del cobre total contenido) y en forma de sulfuros (covelita, calcosina y calcopirita, principalmente).-

Aunque las especies mineralógicas de uranio no difieran mucho de unos minerales a otros, si son completamente diferentes las características de las gangas. Estas diferencias no solamente afectan a minerales de diferente sector o zona, sino que, en muchos casos existen también dentro de los minerales de un mismo sector y abarcan multitud de facetas: molidurabilidad, facilidad de ataque, características de espesamiento y clarificación, etc.-

Posiblemente si hubiéramos de designar un denominador común para los minerales tratados nos atreveríamos a indicar su contenido de fosfatos. Salvo muy raras excepciones, todos los minerales han presentado un contenido tal de fosfatos que obliga, a lo largo del proceso, a fijar adecuadamente los valores del pH si se quiere evitar la precipitación de fosfato de uranio, y, después de luego, a efectuar una precipitación en dos etapas del concentrado final para que éste cumpla las especificaciones internacionales admitidas para tales productos.-

I.7.2. MEZCLAS DE MINERALES

Raras veces se han podido llevar a cabo campañas de tratamiento de cierta duración con un solo tipo de mineral. Casi siempre ha habido que tratar mezclas de diferentes tipos, obligados unas veces por las reservas de minerales y otras por la finalidad de elevar la ley de uranio de un mineral pobre o de suavizar alguna o varias características desfavorables para el tratamiento de ciertas variedades del mineral. Aunque el caso real es que con las mezclas no se consiguen siempre todos los fines apetecidos que en principio pudieran parecer viables.

I.8. PROCESO DE FABRICACION

La diversidad de minerales tratados, junto a las diferencias de comportamiento de los mismos, ha obligado a tener que modificar con cierta frecuencia, a lo largo de los tres años de funcionamiento de la planta, las condiciones de operación de las distintas etapas del proceso de fabricación para acomodarlas a las características y necesidades de los tipos de minerales en tratamiento.-

I.8.1. ALMACENAMIENTO DE MINERALES

La capacidad total de almacenamiento de las eras, habida cuenta de la diversidad de minerales recibidos y, en consecuencia, de los espacios muertos obligados por el establecimiento de lotes homogéneos puede estimarse en unas 40.000 toneladas.-

De esta cantidad corresponden 30.000 toneladas aproximadamente a almacenamiento a la intemperie, y las 10.000 toneladas restantes, a almacenamiento en cobertizos, destinados preferentemente, por una parte, a aquellos minerales que presentan un índice elevado de lixiviación natural por las aguas de lluvia y, por otra parte, a los minerales de procedencia particular, de manera que queden siempre bien salvaguardados los intereses del sector privado por lo que a pérdidas de uranio por lixiviación natural pueda referirse.-

Con raras excepciones los minerales recibidos en la Fábrica de Uranio de Andújar han sido poco susceptibles a la lixiviación natural. Se exceptúa el caso del mineral de Ratonés (Albalá), que en una pila de control mantenida al aire libre cerca de un año se lixivió en una extensión del 20% aproximadamente. Este mineral acidificaba el agua de lluvia dando líquidos de pH muy bajos.-

I.8.2. TRITURACION PRIMARIA Y DESMUESTRE

La instalación en conjunto tiene una capacidad, en condiciones normales para abastecer el ritmo de tratamiento de la planta, funcionando solamente durante dos turnos (16 horas) los días laborables. Su capacidad normal puede estimarse, para minerales de fluencia media y humedad de 4-7 % en unas 20-25 toneladas por hora.-

Aunque todos los desmuestradores permiten trabajar en un intervalo de corte del 10-20 %, la amplitud de corte establecida normalmente es de 10% en los dos primeros aparatos, y 20% en los dos últimos, de manera que la muestra final obtenida representa el 4 por 10.000 del peso de mineral desmuestreado. Este mismo porcentaje aproximado de muestra es el que separa el desmuestrador Geary-Jennings que, como alternativa, se utiliza en algunos casos de emergencia.-

I.8.3. SILOS

La capacidad total de los silos (unas 1.000 toneladas), permite una reserva de mineral para 4-5 días de operación de la Fábrica a su ritmo normal de tratamiento.-

Por otra parte, la existencia de cuatro unidades de almacenamiento ha facilitado, en los frecuentes casos de tratamiento de mezclas de dos o más clases de mineral, la realización de las mismas almacenando cada variedad de mineral en un silo diferente y alimentando la Sección de molienda por ciclos de cortos tiempos de duración, proporcionales a la fracción respectiva de cada mineral en la mezcla.-

I.8.4. TRITURACION SECUNDARIA Y MOLIENDA

El conjunto vibrotamiz-triturador giratorio, máquinas que constituyen la trituración secundaria propiamente dicha, conduce a un producto con granulometría inferior a 15-20 milímetros, dependiendo del estado de desgaste de los conos del triturador.-

Por otra parte, el sistema molino de barras-clasificador-molino de bolas (estas dos últimas máquinas en circuito cerrado), conduce a un producto, como rebose del clasificador, que presenta una granulometría de 1-2 % superior a 35 mallas y 45-55% inferior a 150 mallas. Este es el tamaño de grano normal de trabajo, ya que no se ha observado para ningún tipo de mineral tratado un efecto definitivo de un grado de molienda más fina sobre la extracción de uranio lograda en ataque, y, por otra parte, la granulometría indicada es la que produce una mejor operación del sistema de lavado. La densidad de la pulpa necesaria en el rebose del clasificador para obtener el producto de las características indicadas antes varía, según los diversos tipos de mineral, de 25 % a 32 % de sólidos.-

En el caso de tratamiento de minerales que se lixivian de manera natural, se adiciona lechada de cal al 10 %

en los vibrotamices en cantidad necesaria y variable según el índice de lixiviación de cada mineral, hasta alcanzar en los líquidos un pH de 7, aproximadamente.-

La pulpa de rebose del clasificador se espesa en el espesador de molienda hasta un 50%, aproximadamente. Con algunos tipos de minerales, de muy buenas características de sedimentación, este grado de espesamiento se alcanza sin necesidad de adición de floculante alguno, aunque, en general, las dosificaciones de reactivo suelen ser de 15-30 gramos por tonelada, utilizando Separan, o de 50-100 gramos por tonelada, empleando distintas variedades de goma guar; todo ello, como siempre, íntimamente ligado a la variedad o variedades de minerales en tratamiento.-

La Sección de Trituración secundaria y molienda trabaja veinticuatro horas/día, pero en condiciones normales, salvo escasos de minerales muy duros, o con humedad tan elevada que dificulta extraordinariamente la descarga de silos, tiene capacidad suficiente para dejar de funcionar varias horas al día, aprovechables para revisiones o reparaciones de las máquinas, actuando entonces el espesador de molienda de tanque de reserva de pulpa. Esta reserva, en algunos casos, ha llegado a ser de más de doce horas.-

En un par de ocasiones, en el transcurso de los tres años de funcionamiento, y con ocasión de averías en el molino de barras, se ha dejado fuera de circuito dicha máquina, continuándose la operación sólo con el circuito clasificador-molino de bolas. Naturalmente, en estas condiciones la capacidad de la instalación sufre una disminución de más del 50 %, habiéndose alcanzado un ritmo de 70-90 toneladas/día con minerales semiduros, y de 110-120 toneladas/día con minerales fácilmente molturables, como los de pizarras de las minas Fe, Esperanza y Caridad, del sector de Salamanca.-

Los consumos de barras y bolas en los molinos del mismo nombre oscilan, respectivamente, entre 0,6-0,8 y 0,3-0,6 kgs. por tonelada de mineral tratado.-

Los consumos de forros de acero al manganeso de los molinos de bolas y barras han sido muy variables, lo que no es extraño considerando la diversidad de dureza de los minerales tratados, desde cuarzo y granitos hasta pizarras. La duración media de las placas frontales de los molinos de bolas ha sido de unos tres a cuatro meses, y la duración de las placas del cuerpo cilíndrico, de unos 5-6 meses.-

La duración media de las placas del molino de barras frontales y del cuerpo cilíndrico es semejante y oscila entre 4-6 meses.-

I.8.5. LIXIVIACION

La capacidad útil de cada uno de los seis tanques que

componen el circuito es de unos 30 metros cúbicos, de manera que, en total, se dispone de un tiempo de retención de unas 14-15 horas. Este tiempo de retención ha resultado ser suficiente para una adecuada solubilización del uranio en todos los tipos de minerales tratados. El sistema permite dejar fuera de servicio una o varias de las unidades de la serie y proseguir trabajando con los demás en marcha continua.

La lixiviación se lleva a cabo a temperatura de 45°C - 55°C, mediante inyección directa de vapor de agua en el primer tanque de la serie. El factor temperatura, junto con el mantenimiento del pH adecuado, se considera lo más importante para obtener la máxima recuperación de uranio; por ello, la temperatura se eleva lo más posible, compatible con el revestimiento de goma de los tanques de lixiviación.-

La adición de oxidante, no es norma permanente en la Planta, ya que gran parte de los minerales tratados no han necesitado de este reactivo.

En los casos en que ha sido obligado su empleo, se ha usado como tal manganesa comercial (50%-60% de MnO_2), y en dosis que han oscilado de 2-3 kg por tonelada, según los casos.-

El valor de pH utilizado, en la lixiviación es muy variable, dependiendo en cada caso del tipo de mineral en tratamiento, pudiéndose decir que se ha trabajado en todos los valores comprendidos desde 0,6 a 0,9. Como es natural, el consumo de ácido por tonelada de mineral ha oscilado enormemente, desde 30-40 kg para los minerales de menor consumo, como los de los pozos números 2-3, 1, 9 y 10, del sector de Cardeña, hasta 125-140 kilogramos para el mineral de la Virgen, que es, hasta la fecha, el que ha necesitado una mayor dosis de ácido para la solubilización de su contenido de uranio.-

Las recuperaciones de uranio obtenidas en esta etapa han oscilado en el intervalo 90% - 95%.-

Aunque la pulpa de entrada al circuito de ataque presenta, como ya hemos dicho, una concentración aproximada del 50% de sólidos, la suspensión de salida de esta misma sección, es decir, la alimentación a la etapa de lavado sufre una disminución de densidad debido a tres factores: pérdida de peso del mineral, cantidad de ácido añadido y dilución por el vapor de calefacción. Esta última causa es la de menor influencia, ya que, en especial con minerales de gran consumo de ácido, es baja la cantidad de vapor necesaria para mantener la temperatura de trabajo. La disminución global de la densidad de la pulpa es de poca importancia para minerales con ganga poco atacable y pequeño consumo de ácido, pero supone hasta 6-7 unidades de tanto por ciento en el caso de minerales como el de la Virgen, con fuerte dosificación de ácido y pérdida de peso del 10%, aproximadamente.-

I.8.6. LAVADO EN CONTRACORRIENTE

Ya hemos indicado anteriormente que el tamaño de corte efectuado en esta sección para el lavado de dos líneas corresponde, aproximadamente, a 150 mallas, de manera que, en general, puede admitirse, salvo pequeñas variaciones en uno u otro sentido, que la mitad de los sólidos alimentados pasan a formar parte del flujo de lamas, y, naturalmente, la otra mitad constituye el caudal de arenas. Las concentraciones de los flujos de arenas de los ciclones oscilan en el intervalo 68-72% de sólidos, mientras que las lamas espesadas en los espesadores presentan densidades comprendidas entre 35-40% de sólidos, de manera que el flujo total de estériles de esta sección (lamas y arenas mezcladas) alcanza concentraciones sensiblemente iguales a las del caudal de pulpa de alimentación. La relación mínima de agua de lavado, que se utiliza es de 2,25 metros cúbicos por tonelada de mineral atacado, procurando elevar este valor en la medida que lo permiten las siguientes secciones de ajuste de pH y cambio de ión. En estas condiciones de trabajo, las recuperaciones de uranio alcanzadas son del orden del 98%.-

En esta sección se controlan también de manera especial los pH de los líquidos del primero y último espesadores de la serie. El pH en el primer espesador se mantiene en el intervalo 1,2-1,3, con el fin de favorecer las operaciones de la siguiente sección de ajuste de pH al tener que añadir allí menor cantidad de lechada de cal. Este control de pH se realiza añadiendo la necesaria lechada de cal en la alimentación al segundo espesador en los casos en que al trabajarse en ataque a un pH bajo el sistema de lavado produce una acidez en el primer espesador inferior al intervalo citado.-

El control de pH en el cuarto espesador se efectúa con miras a evitar una posible precipitación de fosfato de uranio; dicha acidez se mantiene en el intervalo 1,8-2,3 según el contenido de fosfatos del mineral, añadiendo, en los casos necesarios, la adecuada dosificación de ácido sulfúrico al agua de lavado. En estas condiciones no se ha advertido nunca una diferencia de leyes entre los estériles sólidos de las secciones del lavado y ataque que pudiera indicar la pérdida de uranio por precipitación como fosfato.-

El espesamiento de las pulpas se favorece con la adición de agente floculante en cada uno de los espesadores. Las dosificaciones se efectúan en los mismos canales de alimentación a los espesadores, para evitar la posible destrucción o degradación de los flóculos en los repulpadores. La dosificación total se reparte, salvo las lógicas alteraciones en casos de emergencia, de la siguiente manera: 60% en el primero, 20% en el segundo y 10% en cada uno de los dos restantes espesadores. Como agentes floculantes, se han utilizado Separan y diversas variedades de goma guar. Las dosificaciones totales con Separan oscilan en el intervalo 80-120 gramos

por tonelada de mineral tratado; con los diversos tipos de goma guar, ese intervalo se amplía al orden 300-500. Hay que tener en cuenta que las disoluciones de goma guar se alteran con la temperatura, de manera que en los meses de verano pierden parte de su poder floculante. No obstante, el elevado precio del Separan, en comparación con el de las variedades de goma guar, permite aún la utilización de las mayores dosis de esta última; además, el Separan es producto de importación, y la goma guar puede encontrarse en el mercado nacional.

Sin ningún género de dudas, el mineral del pozo número 6 ha sido el de características más pobres, en lo que a espesamiento y sedimentación se refiere, de manera que no disponiendo de otra variedad cuya mezcla con aquél presentara ventajas ciertas, se decidió llevar a cabo una campaña de tratamiento de este mineral, trabajando en la sección de lavado con la línea de espesadores solamente, dejando, por tanto, anulada la de ciclones. Naturalmente, al no efectuarse separación de lamas y arenas, se mejoraron las características de espesamiento de las pulpas, salvando el valor de recuperación de uranio; pero las bombas de los espesadores, al tener que trabajar al límite de su capacidad, sufrieron un enorme desgaste.-

La perforación de uno de los tanques espesadores, por fallo del revestimiento de goma del mismo, obligó en cierta ocasión a tener que trabajar en esta sección de lavado solamente con tres aparatos en cada línea durante el período que duró la reparación en cuestión. En estas condiciones, y a pesar de haber aumentado en lo posible la relación de lavado, el valor de la recuperación descendió en casi cinco unidades de tanto por ciento aproximadamente.-

La sección de lavado es una de las que mejor ha funcionado de la Fábrica; creemos, fundamentalmente, por la existencia de dos líneas de lavado.-

I.9. AJUSTE DE pH Y CLARIFICACION

La capacidad de cada uno de los tres tanques que componen el circuito de ajuste de pH es de 80 metros cúbicos, equivalentes a una reserva aproximada de cuatro horas de operación de la planta. El sistema trabaja por ciclo, de manera que un instante determinado, en uno de los tanques, se está recibiendo la disolución precedente del primer espesador de lavado; otro de los tanques está en período de ajuste de pH o de decantación, y, finalmente, del tercer tanque se está extrayendo la disolución ajustada para su clarificación final.-

El intervalo de valores entre los que se ajusta el pH es una solución de compromiso resultante de las dos consideraciones siguientes: al elevar el pH, se disminuye la proporción de bisulfatos presentes y, por tanto, se favorece la capacidad de fijación de uranio por la resina de cambio de ión, pero al mismo tiempo aumenta también la posibilidad de precipitación de uranio como fosfato. En

consecuencia, con aquellos minerales, de elevado contenido de fosfatos, el ajuste de pH se realiza en el intervalo 1,50-1,55, mientras que en los casos de disoluciones de baja concentración de fosfatos el ajuste se lleva a cabo a 1,75-1,80.-

Por lo que a clarificación propiamente dicha se refiere el sistema de trabajo varía según las características propias de las disoluciones, y, en definitiva, según los tipos de mineral. En algunos casos, las disoluciones simplemente decantadas presentan un grado de clarificación tal que permite su envío directo a los tanques de almacenamiento, siendo necesario otras veces clarificar la solución decantada a través de los filtros de presión, con o sin formación de capa previa de Kieselguhr.-

Los tanques de almacenamiento de disolución clarificada, ambos con capacidad unitaria de 80 metros cúbicos representan, en términos aproximados, una reserva para ocho horas de funcionamiento normal.-

Las recuperaciones de uranio, en esta ocasión de ajuste de pH y clarificación, oscilan del 99,1% al 99,5%.-

I.10. CAMBIO DE ION

Hemos indicado ya el pH que normalmente suele tener la disolución de alimentación a esta sección. Su contenido de uranio más probable puede estimarse alrededor de 0,40 gramos por litro, aunque con variaciones en un intervalo tan amplio como 0,15-0,70.-

Asimismo han variado enormemente, de unas ocasiones a otras, las concentraciones de otros iones, tales como hierro, sulfatos, fosfatos, etc. que tienen influencia en la capacidad de carga de la resina, habiendo colaborado a que esta magnitud haya alcanzado valores tan extremos como 30 y 100 gramos de U308 por litro de resina. No obstante, los valores más normales de la capacidad pueden fijarse a 50-60 gramos de U308 por litro de resina, aunque con la natural tendencia a valores menores a medida que aumenta el tiempo de utilización.-

El control de la fase de carga se efectúa por contaje X, de manera que una columna se retira del ciclo de adsorción para ser eluida cuando la diferencia entre el número de cuentas de la solución de carga y del estéril de la columna cae dentro de 10%. Siempre se ha trabajado con tres columnas en ciclo de carga, obteniéndose en el estéril de la última columna del ciclo concentraciones de U308 que han oscilado normalmente de 0,5 a 2,0 miligramos por litro.-

Aproximadamente después de cada año de funcionamiento, ha sido necesario someter la resina a una regeneración con disolución de hidróxido sódico al 5%. En todas las ocasiones, la resina ha vuelto a recuperar su capacidad normal.-

Como eluyente se han utilizado disoluciones acuosas de

nitrate sódico-ácido nítrico en proporciones diferentes, según las características del mineral en tratamiento, especialmente de acuerdo con su contenido de fosfatos.-

Fueron tres las composiciones utilizadas: 0,8N NaNO_3 0,3N HNO_3 0,7N NaNO_3 - 0,4N HNO_3 y 0,6N NaNO_3 - 0,5N HNO_3 .-

Para la preparación del eluyente, y con el fin de aprovechar su contenido de nitrato sódico, se utiliza el filtrado de la segunda etapa de precipitación de concentrados. El aprovechamiento no es total, ya que, por fijarse un límite de 15-20 gramos litros de ión sulfato al eluyente, sólo se emplea un 40%, aproximadamente, de dicho filtrado.-

La amplitud de la elución varía de unos casos a otros, admitiéndose que una columna queda eluida cuando el contenido de U308 del eluido es inferior a 0,1-0,2 gramos por litro. Para la precipitación del concentrado se utilizan solamente aquellos volúmenes de eluido que contienen más de 2 gramos de U308 por litro, oscilando dicho volumen total de 15 a 26 metros cúbicos, de acuerdo con las características del mineral en tratamiento. Los valores más normales de la concentración media de uranio en el eluido suelen estar comprendidos en el intervalo 10-15 gramos de U308 por litro, obteniéndose así una concentración de 24-40 veces respecto de la disolución inicial.-

Por lo que pueda afectar a la pureza del concentrado obtenido, el eluido no contiene, además del uranio, más que sulfatos, fosfatos y hierro. El contenido de sulfatos fijado por la limitación establecida en la preparación del eluyente varía de 30-35 gramos por litro. Los contenidos de hierro y fosfatos dependen del mineral en tratamiento, y, por tanto, varía en gran manera. Digamos que las concentraciones de P205 han oscilado entre 0,20 y 3,00 gramos por litro, y que, asimismo, las de hierro han experimentado variaciones entre 0,10 y 2,50 gramos por litro.-

Los consumos de ácido nítrico y nitrato sódico por tonelada de mineral tratado, al depender fundamentalmente de la ley del mineral, de la capacidad de la resina y de la composición del eluyente utilizado, han variado también enormemente, pudiendo darse como intervalos los de 2,0-6,0 y 1,0-4 respectivamente.-

Las recuperaciones de uranio en la Sección de Cambio de ión han oscilado de 99,1% a 99,6%.-

El cobre disuelto que ha de constituir la alimentación de la Sección de Cementación en el caso de tratamiento de minerales de cobre, naturalmente, forma parte de la disolución de carga del sistema de cambio de ión. El cobre no retenido en extensión apreciable por la resina (el contenido medio de cobre del eluido suele ser del orden 0,01-0,02 gramos de Cu por litro), de manera

que, prácticamente, todo el cobre contenido en la disolución de carga sale en el estéril del sistema de cambio de ión.-

L.11. PRECIPITACION DE CONCENTRADOS

De la composición de eluido destinado a la precipitación del concentrado de uranio indicada en el apartado anterior puede deducirse que las dos impurezas que hay que eliminar para que el concentrado cumpla las especificaciones internacionalmente admitidas para este producto son los fosfatos y sulfatos.-

La precipitación en dos etapas viene obligada por el contenido de fosfatos del eluido, de manera, que puede afirmarse que, salvo raras excepciones (con algunos tipos de mineral de los sectores de Salamanca y Cardena), la precipitación siempre conduce, indefectiblemente, a un concentrado, con un contenido de fosfatos superior al admisible, a veces en tal grado que, de forma indirecta, desciende la ley de uranio por debajo del valor mínimo generalmente aceptado.-

Si en el eluido la relación molar $\frac{Fe}{PO_4}$ es igual o mayor de 2, la elevación de 2, la elevación del pH hasta un valor de 3,0 aproximadamente, produce la precipitación prácticamente completa de los fosfatos. Ahora bien, en general, los eluidos obtenidos son deficitarios de hierro respecto a lo establecido en la relación molar anterior. Este defecto de hierro se añade en forma de sulfato ferroso comercial oxidándose a sal férrica por el propio nítrico del eluido, siempre que se guarden ciertas precauciones en cuanto a tamaño de grano de la sal ferrosa añadida, velocidad de adición de la misma, temperatura, etc. Normalmente, es suficiente una temperatura de 35-40°C aunque a veces, en los casos en que es preciso añadir una fuerte cantidad de sal ferrosa, sea preciso calentar hasta 60°C para conseguir una oxidación adecuada. La concentración de Fe del eluido después de la oxidación suele ser del orden de 2-5 miligramos por litros. La adición de hidróxido sódico al 30% hasta pH-3,0 produce la precipitación de fosfatos y hierro de manera que el filtrado de esta etapa de precipitación muestra unos contenidos de P_2O_5 y Fe del orden de 5-20 miligramos por litro.-

Ya indicamos anteriormente que las ortas de fosfato férrico de esta primera etapa de precipitación se recirculan a la sección de ataque para la recuperación del uranio contenido, valor relativamente pequeño y que suele suponer del 2-3% del uranio total, enviado a precipitación.-

Sobre el filtrado de la anterior etapa, también con hidróxido sódico al 30% y a temperatura de 30-35°C para evitar la formación de sulfato de uranio insoluble, se realiza la segunda fase de la precipitación, que se concluye a pH 7,0-8,0. De la suspensión decantada se separa el líquido que sobrenada, el cual se recircula para su utilización en la preparación de eluyentes. La suspensión

de uranato se somete a un repulpado con agua para eliminación de sulfatos; este líquido de repulpado se separa también (recirculándolo a anteriores secciones del proceso) de la suspensión decantada, la cual se calienta hasta 50-60°C con el fin de favorecer la filtración de la misma.

La torta de uranato sódico, secada a 110°C, constituye el concentrado final de uranio del proceso de fabricación. En la Tabla III se indican los valores de los contenidos de uranio y de las principales impurezas del concentrado obtenido en la doble precipitación y en la precipitación simple.

En la segunda etapa de precipitación todo parece indicar que además de uranato sódico precipitan algunas especies de óxidos hidratados de uranio, que, al perder el agua en el secado, elevan la ley del concentrado.

El consumo de hidróxido sódico en esta sección oscila, según los casos, de 1 a 3 kg de producto por tonelada de mineral tratado.

Indiquemos, finalmente, que en la Sección de Precipitación de Concentrados las recuperaciones de uranio obtenidas oscilan entre 99,2 y 99,7%.

Tabla III

Composición del concentrado de uranio

Elemento	Doble Precipitación (base seca)	Simple Precipitación (base seca)
U3O8	80-84	65-80
P2O5	0,1-0,4	3-18
SO4	1,0-1,0	3-10
Fe	0,2-0,8	
Cu	0,05-0,20	
Agua (base húmeda)	1,0-1,0	

El contenido de Cu se refiere a producción en períodos de tratamiento de minerales con recuperación de cobre.

I.12. NEUTRALIZACIÓN DE RESIDUOS

La capacidad de cada uno de los tanques que componen el circuito de neutralización de residuos es de 30 metros cúbicos. La mezcla de estériles de la sección de lavado y del líquido agotado del sistema de cambio de ión suponen una pulpa con un contenido de sólidos de 18-20%, de manera que el tiempo de retención total en esta etapa oscila de 1,4 a 1,6 horas. Naturalmente, en

el circuito se dispone de las provisiones necesarias para, en el caso de avería o inspección, dejar un tanque fuera de servicio y trabajar solamente con el otro. Durante estos períodos de emergencia, el tiempo de residencia se reduce, como es lógico, a la mitad del valor antes mencionado.-

Hemos de indicar que los líquidos estériles producidos son los procedentes de las Secciones de Lavado y Cambio de Ion. ya que todas las pérdidas que, por derrames, etc. puedan eventualmente producirse son recogidas mediante el correspondiente sistema de canales en sumideros adecuadamente situados en las diversas secciones y bombeados al punto del circuito más propicio para la recuperación de su contenido de uranio.-

Como ya hemos mencionado, la neutralización se lleva a cabo mediante la adición de lechada de cal al 10%, hasta un valor de 8,0 aproximadamente. La operación se controla mediante los adecuados aparatos automáticos. En caso de avería del sistema automático se efectúan medidas discontinuas del pH cada media hora, regulándose el caudal de lechada de cal mediante un depósito de nivel constante.-

I.13. ALMACENAMIENTO DE LOS SÓLIDOS EN EL DIQUE DE ESTÉRILES

Siendo excesivamente llana la configuración del terreno próximo a la planta, no existía posibilidad de utilizar ningún valle para el vertido de los residuos, de manera que fue preciso, circundándolo con una presa artificial de tierra, construir un cuadrilátero que sirviera para retener los sólidos estériles.-

El dique de estériles queda dentro del recinto de la planta, ocupando una extensión aproximada de 24.000 metros cuadrados. Su forma es trapezoidal, con un perímetro de 640 metros.-

La presa inicial o primer escalón se realizó utilizando la tierra, procedente de la explanación del propio terreno, que, por su carácter arcilloso, es impermeable y, por tanto, adecuado para evitar filtraciones.-

Para la recogida de los líquidos se construyeron en la parte central del dique tres chimeneas; equidistantes entre sí, que se elevan 9 metros sobre el nivel inicial del terreno. Uno de los lados de cada absorbedor está abierto, y a lo largo del mismo corren sendas guías metálicas para ir introduciendo en ellas tabillas de madera, con el fin de regular la altura del líquido en el embalse y evitar el desagüe de fangos. De los absorbedores parte el sistema de drenaje y evacuación de los líquidos, constituido por tubos de bromigón centrifugado con pendiente del 2%.-

Los estériles totales neutralizados procedentes del sistema de neutralización de residuos son recibidos en la estación de bombeo del dique de estériles, compuesta por una tolva de alimentación y dos bombas de

arena. Estas bombas impulsan la pulpa a un anillo de tubería que circunda todo el perímetro del dique, del que parten ramales que vierten la pulpa en el lugar del dique que pueda interesar. Estos ramales desembocan en canales de madera de sección en V.-

Al discurrir la pulpa por estos canales, deposita sus partículas gruesas, que caen por las perforaciones, quedando así este material grueso retenido junto a la periferia del dique, mientras las lamas son arrastradas por el líquido hacia el interior del mismo, en donde sedimentan también antes de llegar a los absorbedores. Con estos canales no se obtiene una separación neta de lamas y arenas, pero esto favorece lo que a construcción de paredes del dique se refiere, ya que el pequeño contenido de partículas finas actúa como aglomerante de las gruesas, con lo que aumenta la resistencia mecánica de la pared construida.-

Tanto los canales como sus soportes se van trasladando alrededor de todo el perímetro del dique, y cuando el material grueso acumulado en la periferia es suficiente, se empieza a levantar un nuevo escalón.-

Los primeros sólidos procedentes del proceso de fabricación de la planta se utilizaron para ampliar las dimensiones de la presa inicial. Posteriormente se han ido formando escalones sucesivos con pendiente de $2/3$, hasta agotar la altura disponible de las chimeneas. Los sólidos almacenados representan unas 150.000 toneladas.-

En la actualidad se está utilizando ya un segundo dique contiguo al primero, de dimensiones y construcción análogas.-

I.14. DECANTACIÓN FINAL DEL EFLUENTE DEL DIQUE DE ESTÉRILES

Los líquidos efluentes del dique de estériles sufren, antes de su vertido al río Guadalquivir, una decantación final en la instalación dispuesta al efecto y constituida por un pozo arenoso, un depósito cilíndrico y una balsa de decantación.-

En el pozo arenoso se depositan las partículas sólidas gruesas que, por una u otra causa, puedan ser arrastradas, mientras que el líquido pasa por rebose al depósito circular. El pozo arenoso se limpia periódicamente, y las pequeñas cantidades de sólidos recogidos se devuelven al dique de estériles.-

El depósito cilíndrico tiene una capacidad útil aproximada de 6,5 metros cúbicos y permite la instalación de un mecanismo de agitación. El objeto primordial de este depósito es el de mezclar el líquido efluente con reactivos de floculación, en el caso de que el grado de clarificación y características de sedimentación de las partículas sólidas que acompañen a dicho efluente así lo aconsejaren. Este depósito se ha utilizado a veces como lecho de barita, disponiendo en su interior un relleno de dicho

material. Los resultados obtenidos no han sido suficientemente consistentes, y la operación no se realiza aún con carácter permanente.-

El líquido sale de este depósito y pasa por un conducto circular hasta el canal de alimentación de la balsa de decantación.-

El volumen útil aproximado de esta balsa es de 550 metros cúbicos, de manera que el tiempo de retención del efluente del dique de estériles viene a ser de 10-14 horas. El objeto de la balsa de decantación es reducir al mínimo posible el contenido de partículas sólidas finas. El fondo de la balsa tiene inclinación hacia el comienzo de la misma, en donde sufre un brusco cambio de pendiente para formar una depresión. Todo el sedimento resbala hacia la depresión, en donde se almacena el fango, que, con una bomba centrífuga, es periódicamente impulsado al dique de estériles.-

El líquido de la balsa rebosa por unas ventanas situadas en la pared opuesta a la de alimentación, vertiendo sobre un canal que lo conduce a un pozo de registro comunicado con el emisario general de la Planta.-

No se ha observado que esta etapa de decantación tenga influencia en las actividades del líquido del efluente del dique de estériles, limitándose su acción a la eliminación de las partículas sólidas que puedan ser arrastradas por aquél, sólidos que, naturalmente, de no ser eliminados, elevarían la actividad global del efluente de la balsa de decantación. Dicho efluente, que supone el residuo final del proceso de fabricación y, por lo tanto, el único residuo radioactivo, se une en el emisario con las demás aguas residuales de otros usos, para constituir el residuo total de la Planta, que es vertido al río Guadalquivir.-

La comparación de los caudales de agua del río Guadalquivir a su paso por la Planta con el caudal total de aguas residuales de la misma asegura una dilución mínima de mil veces más aun en los períodos de estiaje, de forma que las concentraciones radioactivas indicadas anteriormente se reducen a valores mucho más pequeños que los especificados para el agua de bebida.-

I.15. SECCIONES DE RECUPERACION DE COBRE

Para concluir la presente descripción de los datos y condiciones de operación en las diversas secciones del proceso de fabricación, nos queda hacer mención de los relativos a las instalaciones de recuperación de cobre: flotación y cementación. Dado que hasta finales del año 1962 sólo se ha realizado una campaña de tratamiento de minerales con cobre recuperable, las condiciones y datos que se indican se refieren exclusivamente a ese corto período de operación.-

I.16. FLOTACION

En el tanque acondicionador, el estéril se la Sección de Lavado se neutraliza con lechada de cal hasta un pH de 7,5-8,5, a la vez que se diluye hasta alcanzar una concentración de sólidos de 20-25%. De acuerdo con estos valores, y dado el volumen útil del tanque de acondicionamiento, el período de retención en esta fase es aproximadamente de una hora. El repulpador donde se adicionan las primeras dosis de colector y espumante supone un tiempo de retención de dos a tres minutos. La pulpa pasa inmediatamente a las baterías de celdas, en donde para su flotación dispone de un tiempo de veinticinco a treinta y cinco minutos.-

La distribución de las 22 celdas en las tres secciones de refino (dos celdas), desbaste (ocho celdas) y agotamiento (12 celdas) ha sido la disposición del circuito más normalmente utilizada, habiéndose modificado en ocasiones para recoger también como concentrado final las espumas de una o varias celdas de desbaste.-

El colector normalmente utilizado es etilxantato sódico en disolución acuosa al 5%. Las dosis han variado, según los casos, entre 80 y 100 gramos por tonelada de mineral. Esta dosis total se reparte en varios puntos en las cuantías aproximadas, que se indican: 50% en el acondicionador o repulpador; 30% en la primera celda de desbaste; 10% en el estéril de la Sección de desbaste, y 10% en la sexta celda de agotamiento. Asimismo, a veces, para amoldarse a las necesidades del momento se ha modificado esta distribución, aumentando o disminuyendo el número de puntos y las dosificaciones parciales. Se ha probado también como colector el amilxantato pero los resultados obtenidos con su empleo han sido sensiblemente iguales a los logrados con etilxantato.-

Como espumante se ha utilizado aceite de pino en dosificaciones que han oscilado de 50 a 80 gramos por tonelada de mineral. Normalmente, la adición de este reactivo se efectúa en el repulpador (75% del total) y en el estéril del circuito de desbaste (el 25% restante).-

En ocasiones ha dado resultado la adición en el acondicionador para dispersar las arcillas, de una dosis de 200-300 gramos por tonelada de solicato sódico en forma de disolución acuosa al 10%. Con esta adición se han logrado mejorar las recuperaciones de cobre en cuantías de 4-5 unidades de tanto por ciento.-

La fracción líquida del estéril de la Sección de Lavado contiene cantidades apreciables de cobre y hierro disueltos. Estas sales solubles, naturalmente, precipitan en la neutralización. Parece ser que estos hidróxidos y sales básicas precipitadas disminuyen la flotabilidad de los sulfuros de cobre. De las experiencias realizadas con el fin de anular o disminuir al mínimo este efecto pernicioso de las sales solubles de cobre y hierro parece deducirse que el método más prometedor de lograrlo es la adición de cianuro sódico en determinadas dosificaciones. Por esta razón, se ha montado una instalación para la dosificación de dicho reactivo. El método

está aún en período de ajuste, no pudiendo dar todavía datos acerca de las ventajas que con el mismo puedan obtenerse.-

El concentrado de cobre obtenido presenta una ley que oscila entre 15-25% de cobre. Las recuperaciones de cobre alcanzadas varían entre 55-75%.-

I.17. CEMENTACION

El líquido agotado del sistema de Cambio de Ión que constituye la alimentación al circuito de cementación ha presentado concentraciones de cobre que han variado normalmente entre 5-8 gramos de cobre por litro. El tiempo de retención que se dispone en las celdas es de 120-150 minutos. Siempre que se asegure un buen contacto líquido-chatarra, el factor fundamental para el buen funcionamiento de esta sección, utilizando el tipo de chatarra adecuada, el contacto disolución-hierro se logra sin más que cumplir estas tres condiciones: descargar diariamente el número de celdas necesarias de acuerdo con la cantidad de cobre cementado, remover con frecuencia la chatarra contenida en las celdas para que se desprenda el cemento adherido a la superficie de la misma y atender debidamente la reposición de la chatarra consumida.-

La chatarra utilizada ha sido chatarra de botes desengrasados y desestañados, dando mejores resultados la suelta que la prensada en forma de paquetes. En tales paquetes, la superficie de contacto es menor y, además, el cemento de cobre depositado en los intersticios termina por cegar éstos, con lo que se producen corrientes superficiales de líquido, con la consiguiente pérdida de eficiencia. La viruta de hierro no ha dado buenos resultados aunque es óptima en cuanto a superficie de contacto, debido a su pequeño tamaño, los trozos de viruta atraviezan la rejilla de madera que sirve de soporte a la chatarra, pasando a la mitad inferior de la celda e impurificando el cemento obtenido.-

La ley en cobre del cemento obtenido oscila del 70-80% si bien esta ley puede descender algo por oxidación del cobre, si el cemento es almacenado durante largo tiempo. Las recuperaciones de cobre varían entre el 92-98%.-

I.18. CONTROL DE FABRICACION

La consecución de un elevado rendimiento en la extracción de uranio de sus minerales exige un control estrecho de todas las secciones de fabricación.-

Para ello se dispone de una serie de desmuestreadores automáticos para la toma de las muestras, que posteriormente son analizadas, y de una serie de aparatos también automáticos para la medida, registro y control de las variables de operación más importantes.-

En la descripción anterior de las distintas etapas del proceso de fabricación ya se ha indicado que flujos, factores y condiciones se controlan de forma más estrecha por ser de importancia fundamental para la operación.-

De todas las Secciones de la Fábrica, sólo dispone de control automático completo la Sección de Cambio. Las otras Secciones, aunque disponen de aparatos automáticos de medida y registro, se controlan generalmente manualmente, aunque algunas de ellas disponen de medios para automatizar la adición de reactivos y vapor de calefacción.-

Mensualmente se confecciona, a base de todos los datos recogidos, un balance de fabricación. Como bases de la recuperación global del proceso de fabricación se toman las cantidades y leyes de uranio y cobre del mineral tratado y las cantidades y leyes de los concentrados de uranio y cobre producidos. En estos balances se tienen en cuenta las variaciones de uno u otro signo que puedan producirse en las cantidades de elementos recuperables (uranio, cobre) retenidos en las diferentes secciones. Además de estas recuperaciones globales, se establecen también las parciales de cada sección del proceso, partiendo de los flujos de entrada y salida correspondientes.-

I.19. MANO DE OBRA

La plantilla de personal fijo de la Fábrica de Uranio de Andújar comprende un total aproximado de 125 personas.

La distribución de este personal por categorías laborales es la siguiente: un Director, cuatro Técnicos Superiores, nueve Técnicos intermedios, Contramaestres y Capataces, 26 Oficiales y laborantes, 66 Especialistas y peones, 10 Administrativos y nueve varios.-

Este personal se completa con personal eventual para trabajos especiales, tales como montaje de nuevas instalaciones, descarga de materiales, operación de las secciones de cobre cuando se tratan minerales conteniendo uranio-cobre, et.-

La distribución de la mano de obra por secciones de trabajo es aproximadamente la siguiente, expresada en forma de porcentajes del número total:-

Tabla VI

Dirección	3,9	%
Administración	6,8	%
Laboratorio	5,2	%
Servicio de Medicina	1,3	%
Mantenimiento	16,2	%
Fábrica de Uranio	52,3	%
Fabricación de cobre	9,1	%
Personal auxiliar	5,2	%

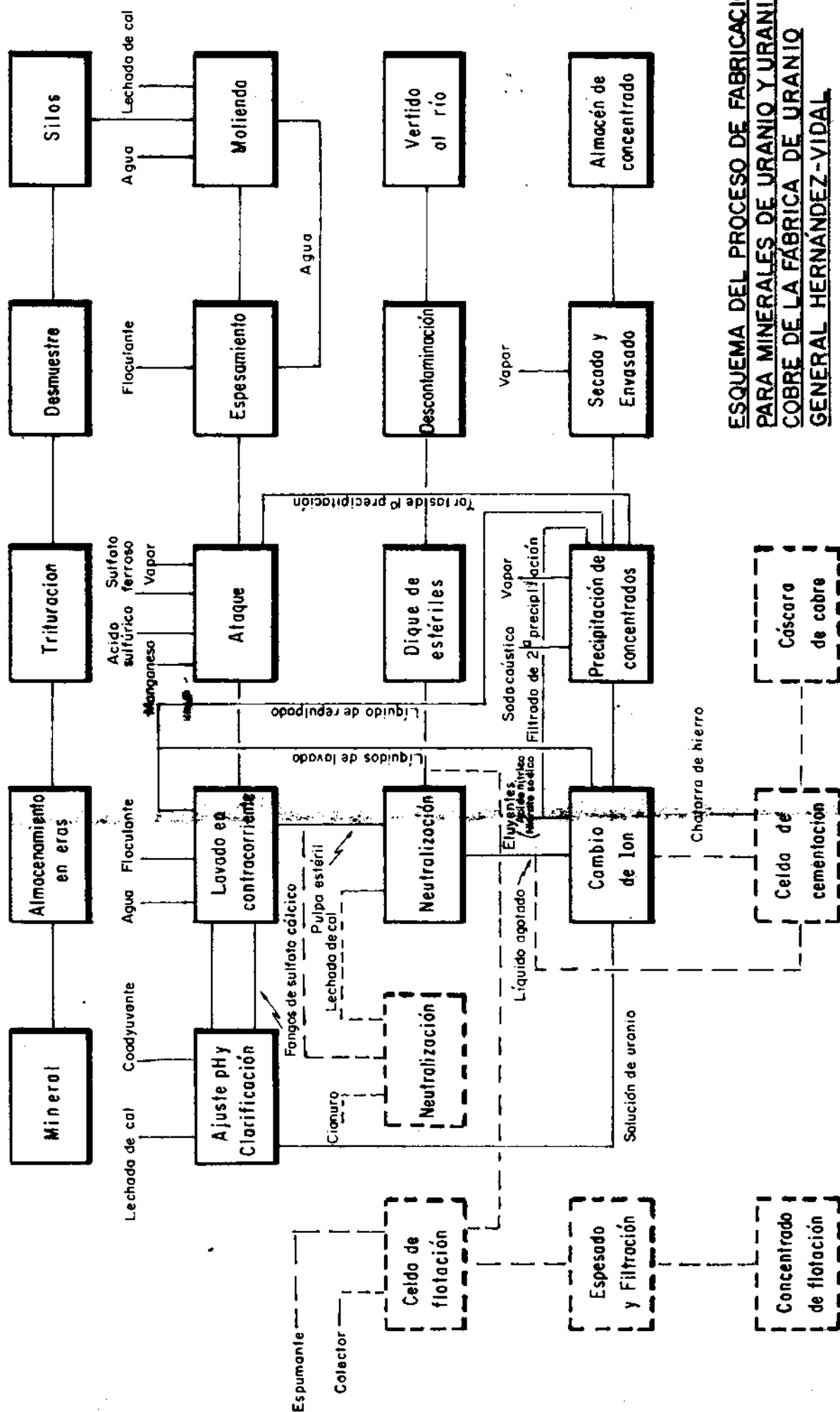
El porcentaje de personal de mantenimiento es superior al término medio de las industrias, pero es normal para la industria minera extractiva, sobre todo en hidrometalurgia, cuando, como en nuestro caso, se manejan materia

les altamente abrasivos y corrosivos en instalaciones de marcha continua.-

Las fábricas de concentrados de uranio son muy complejas y cuentan con gran número de aparatos e instalaciones muy diversas (más de 300 motores instalados tiene la de Andújar), y gran parte de la maquinaria, depósitos y tuberías son antiácidos o están revestidos de goma, etc.

Otro factor que influye en el elevado porcentaje de personal de mantenimiento es la falta de talleres especializados en la región donde está radicada la fábrica.-

FIGURA A

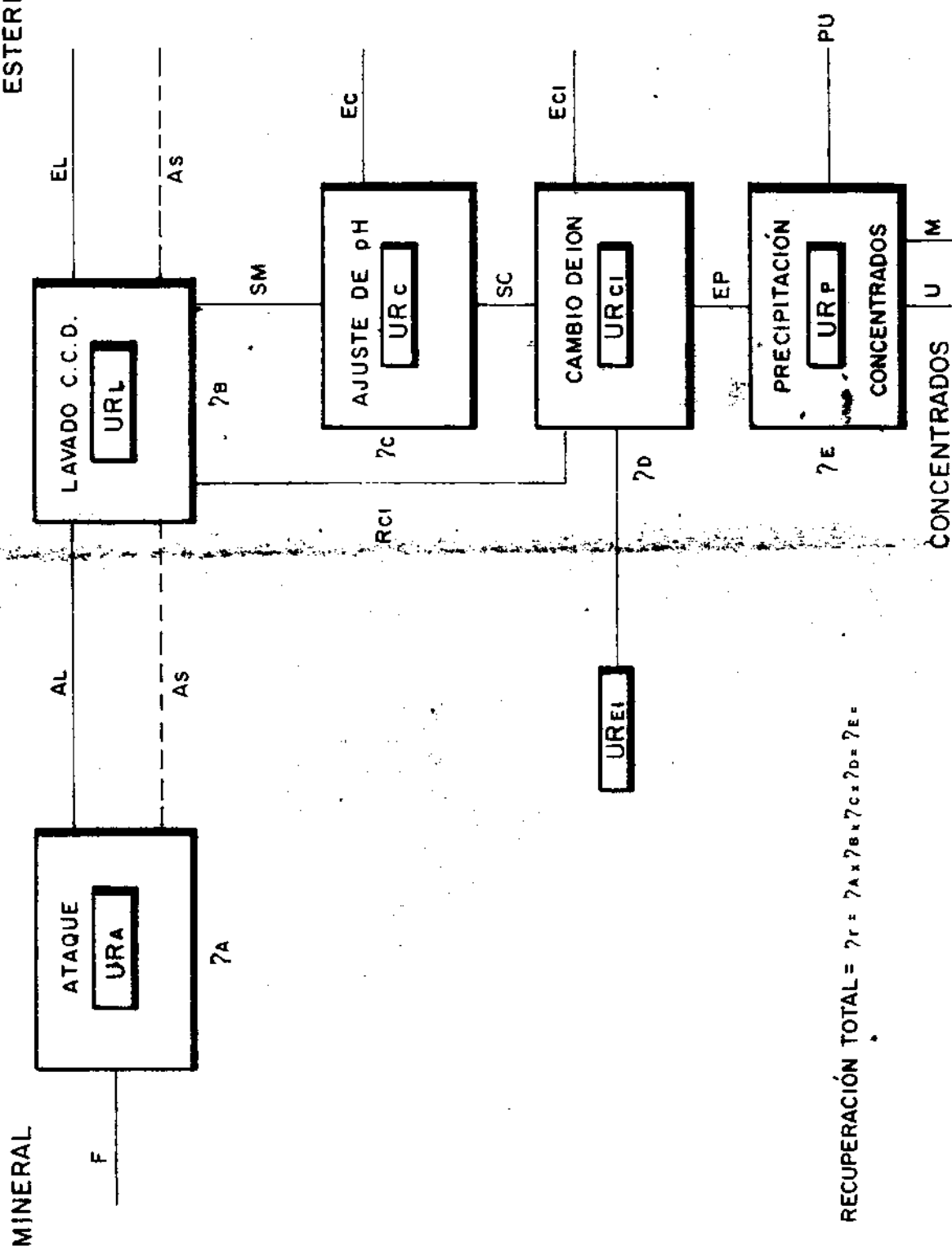


ESQUEMA DEL PROCESO DE FABRICACIÓN PARA MINERALES DE URANIO Y COBRE DE LA FÁBRICA DE URANIO GENERAL HERNÁNDEZ-VIDAL

FIGURA 8

DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE FLUOS PARA BALANCES DE U_3O_8

ESTÉRILES

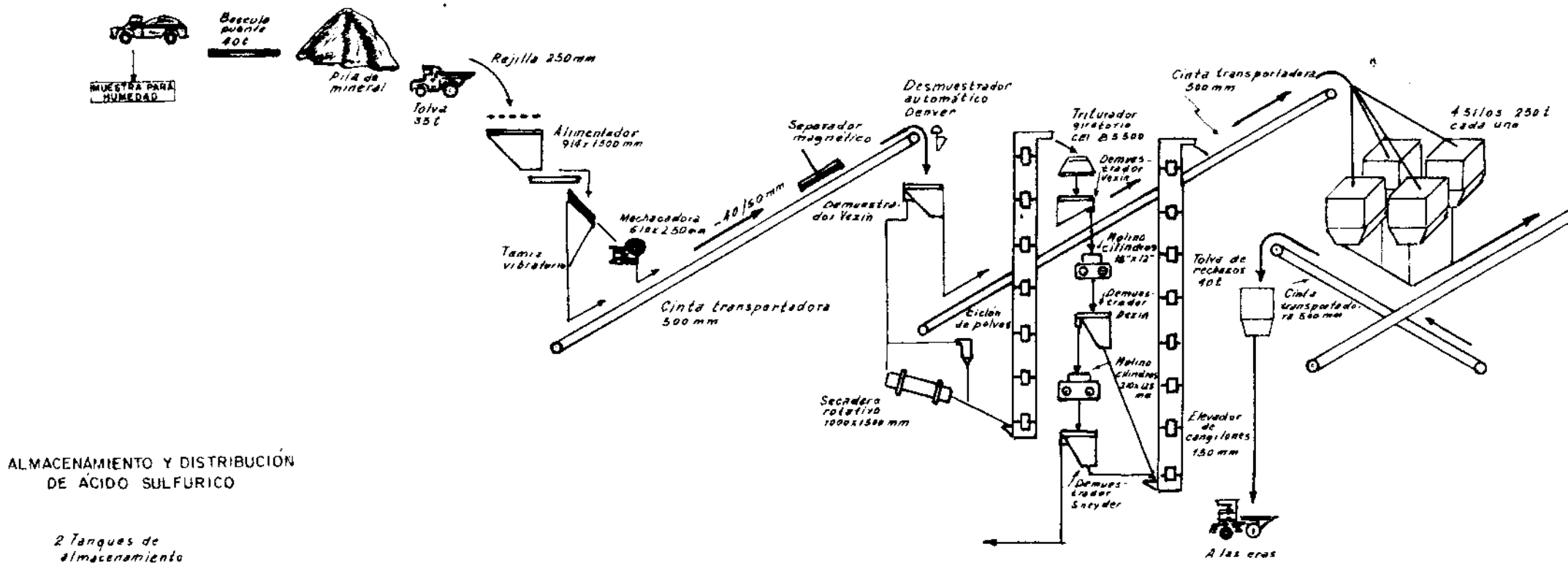


RECEPCIÓN DE MINERALES

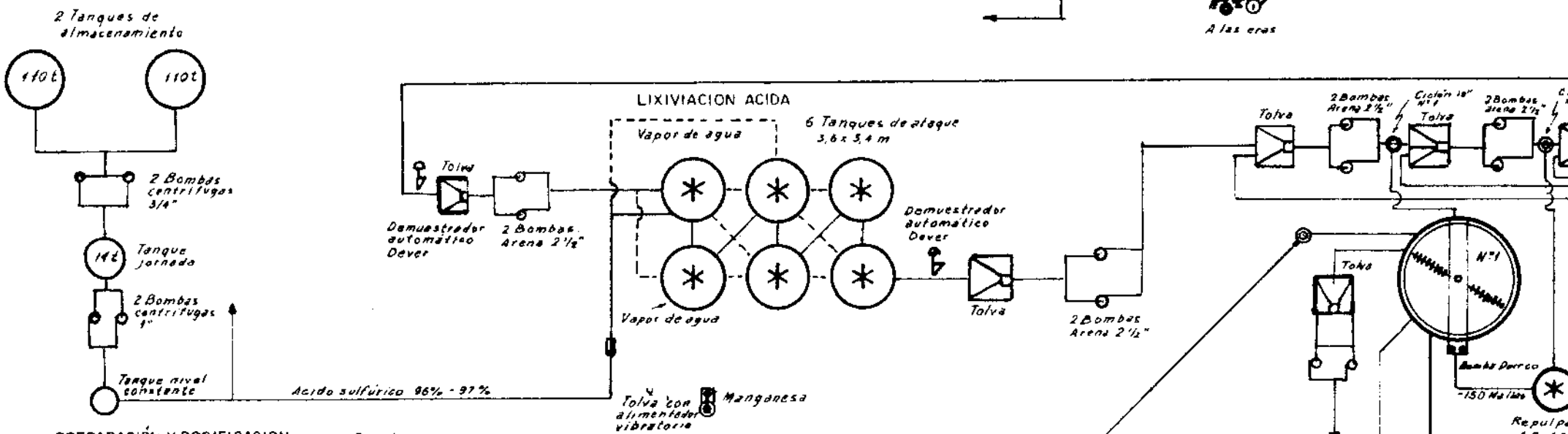
TRITURACION PRIMARIA

DESMUESTRE

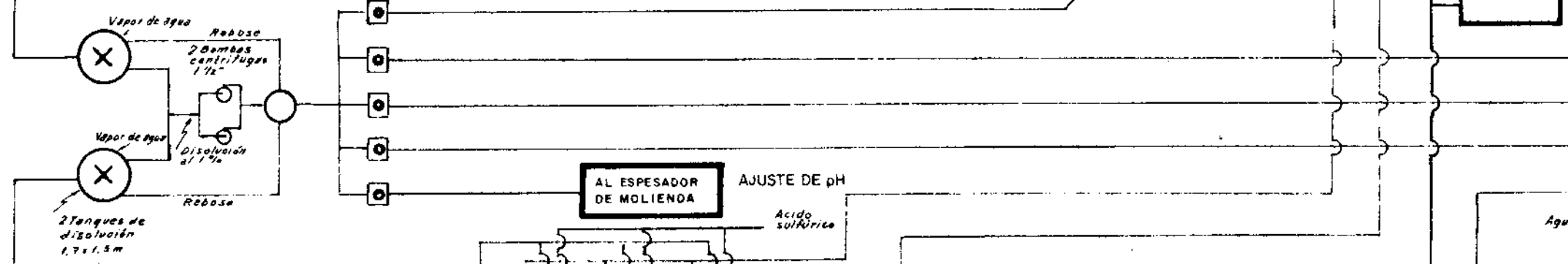
ALMACENAMIENTO DE SILOS



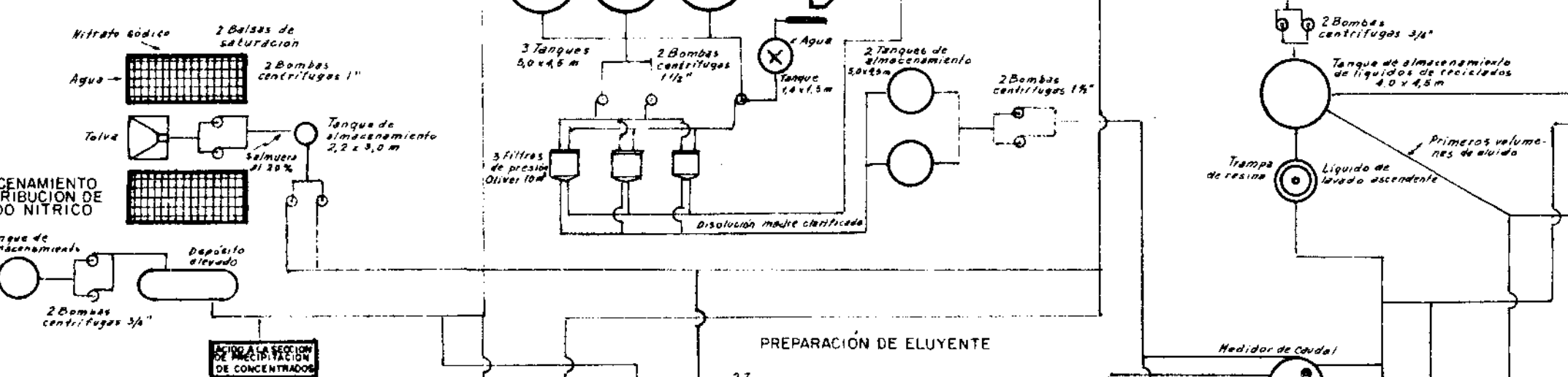
ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE ÁCIDO SULFÚRICO



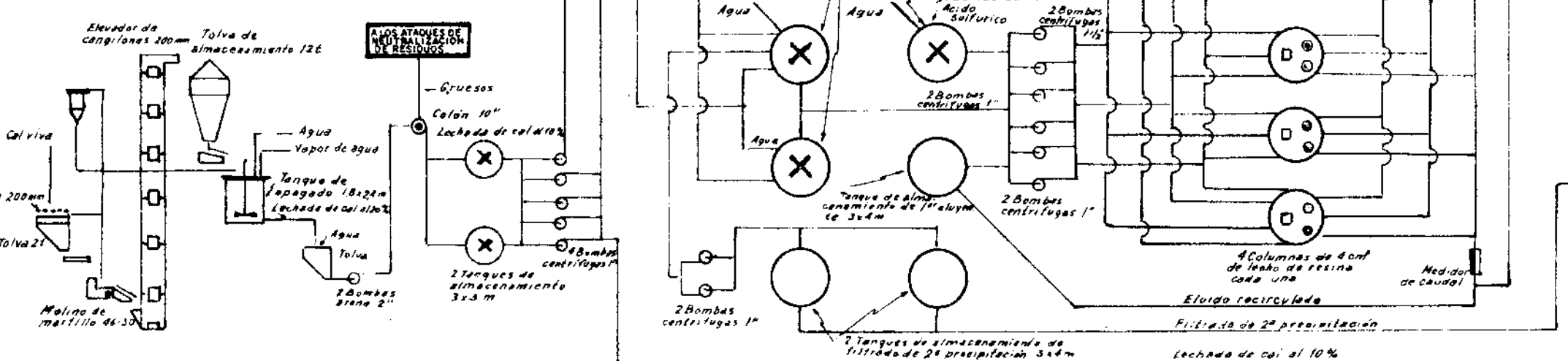
PREPARACIÓN Y DOSIFICACIÓN DE FLOCULANTE



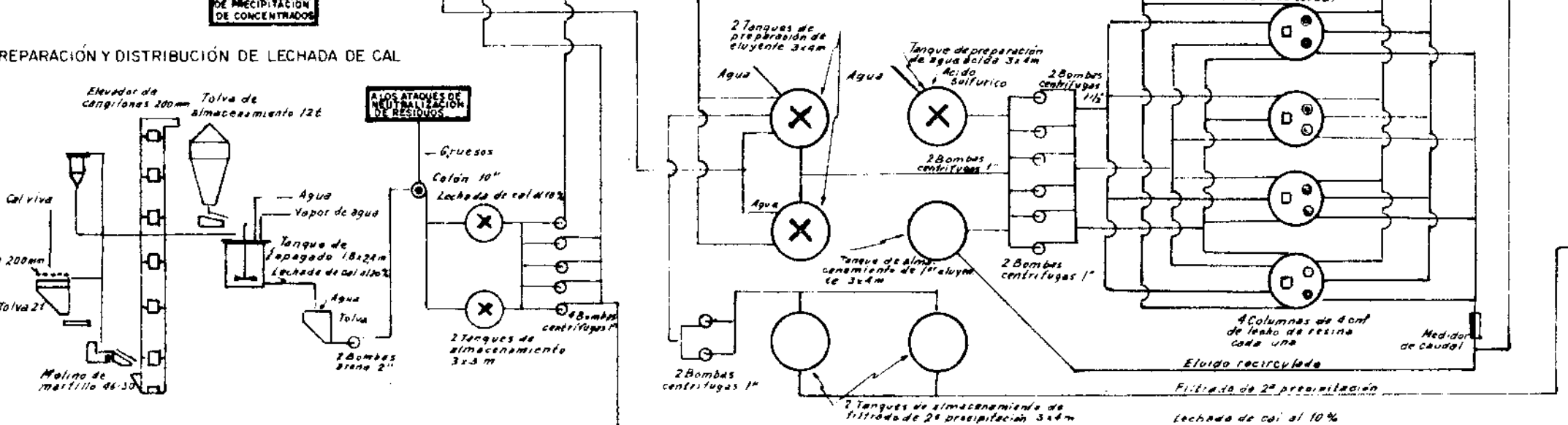
PREPARACIÓN DE SALMUERA DE NITRATO SÓDICO



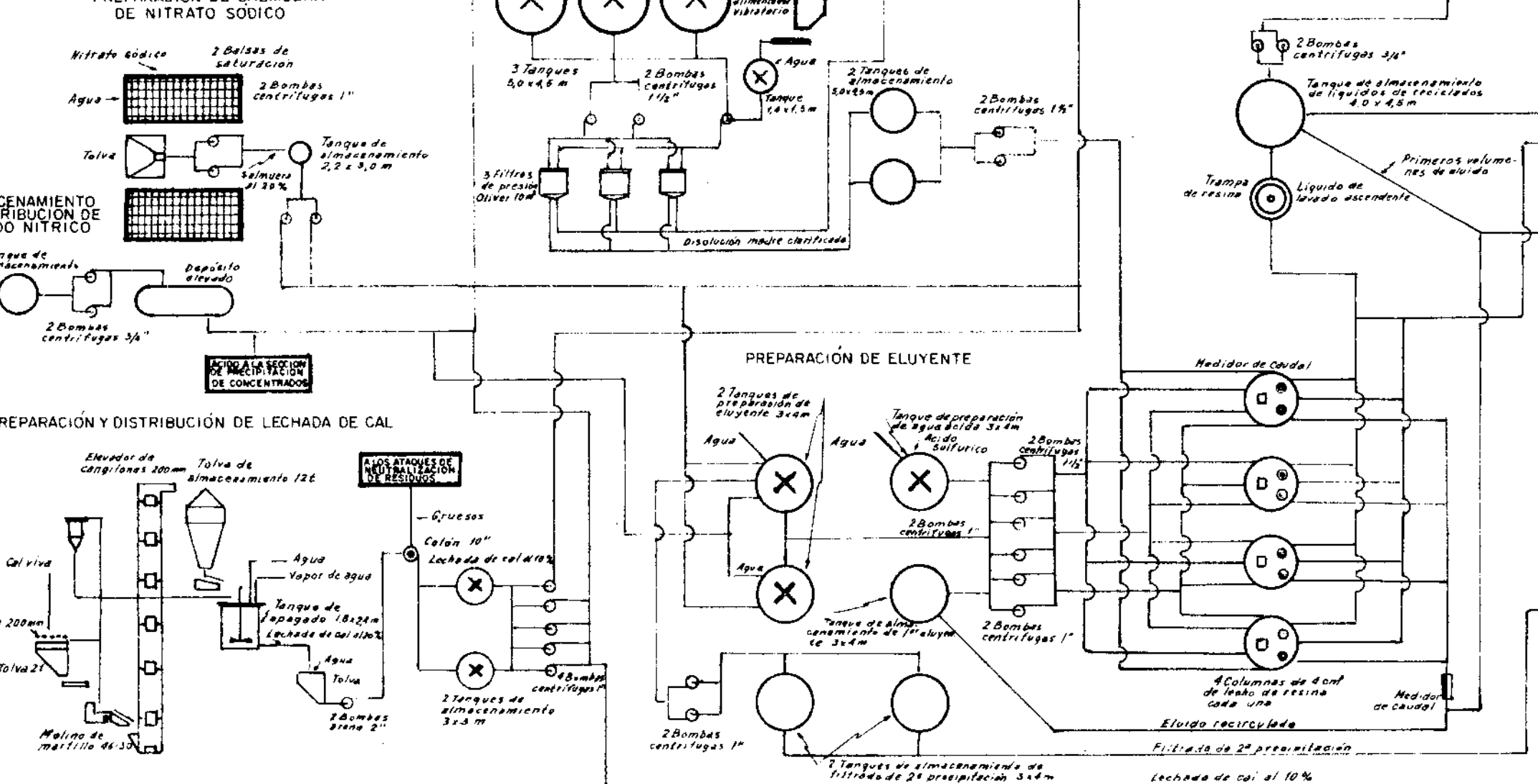
PREPARACIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE LECHADA DE CAL



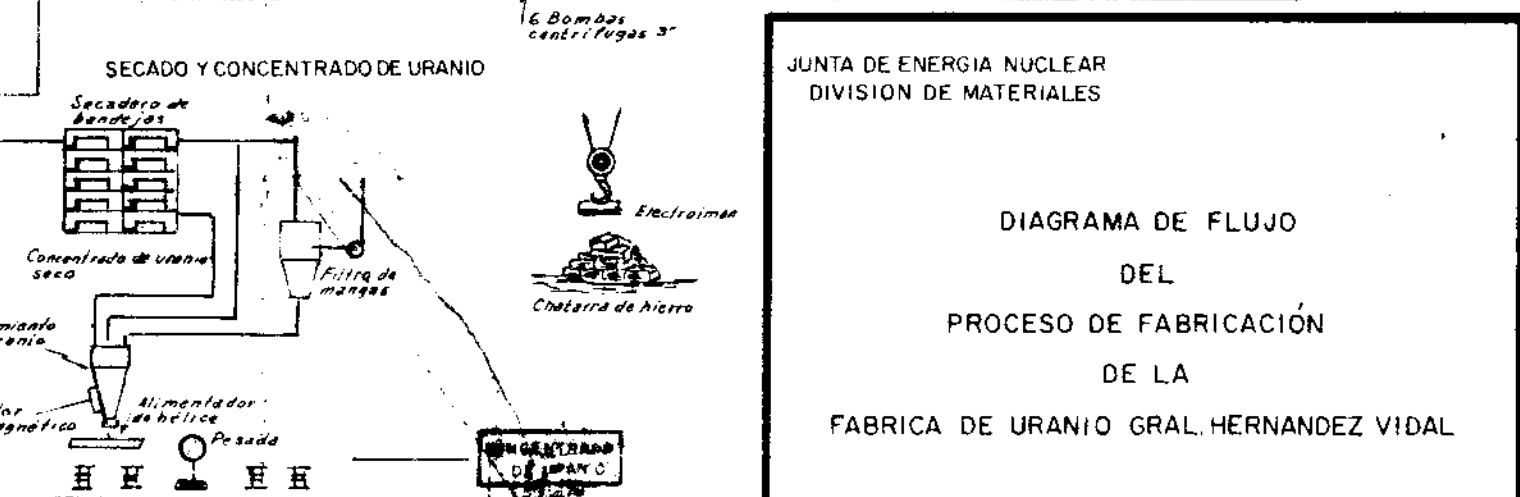
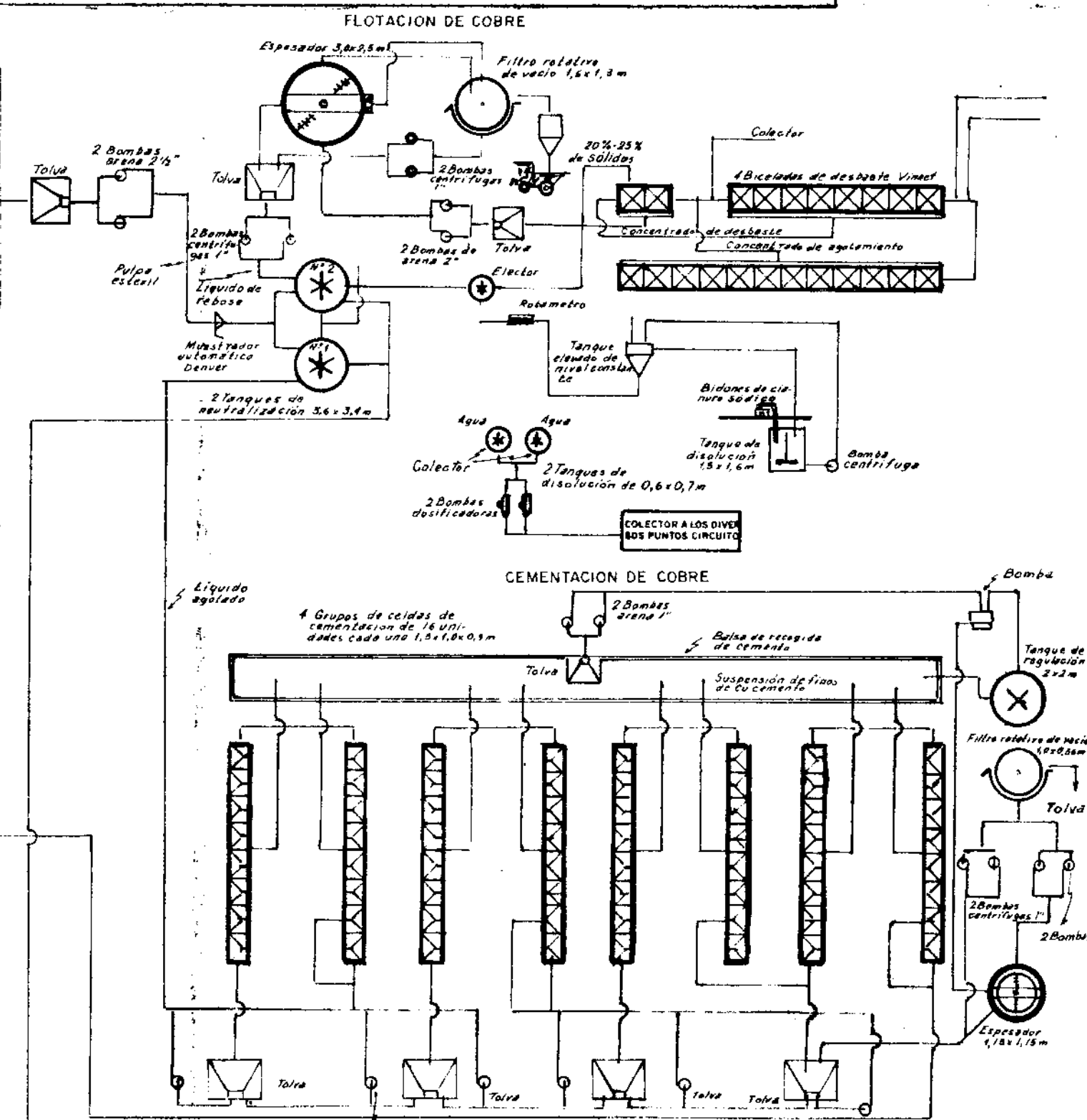
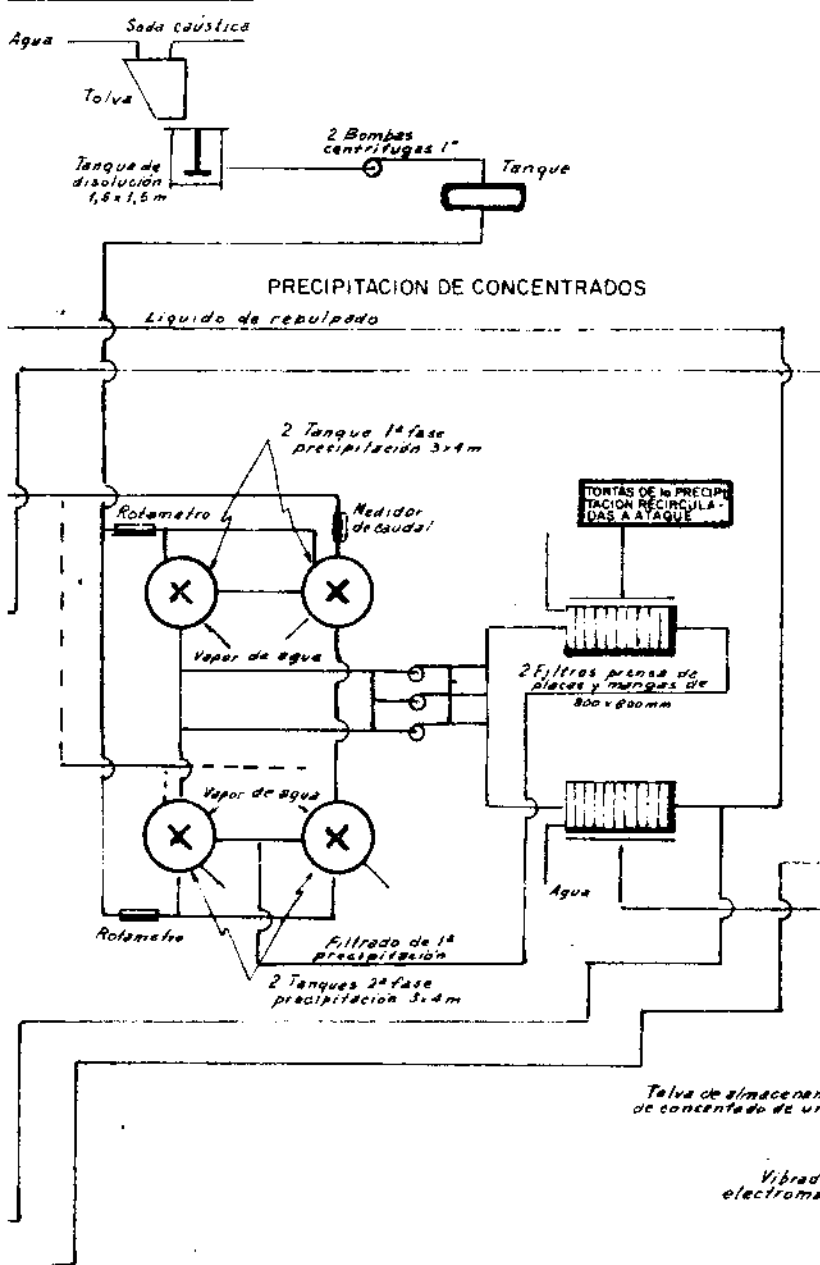
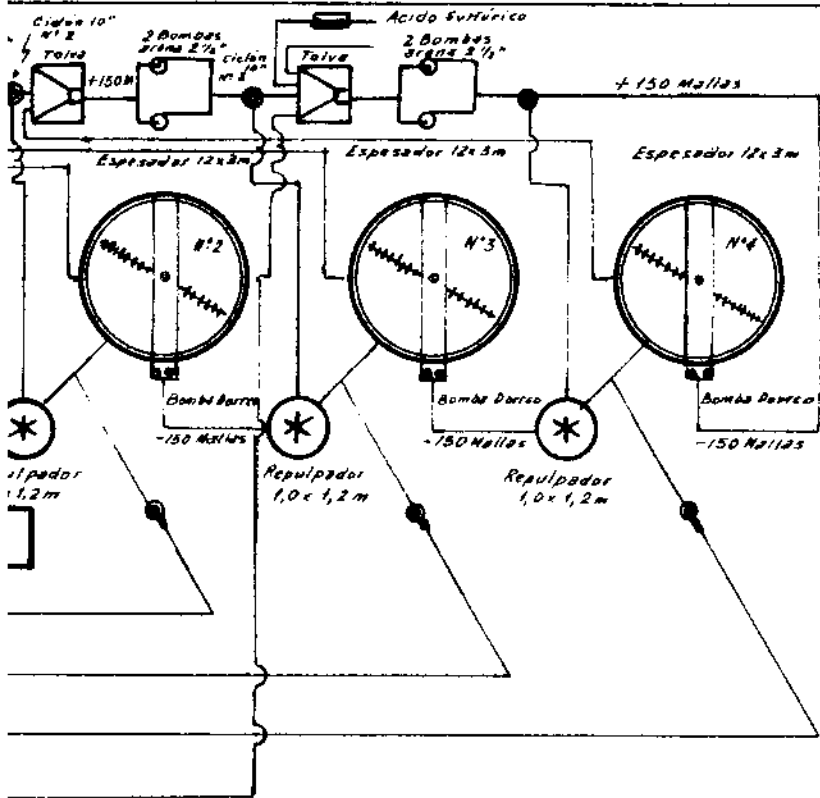
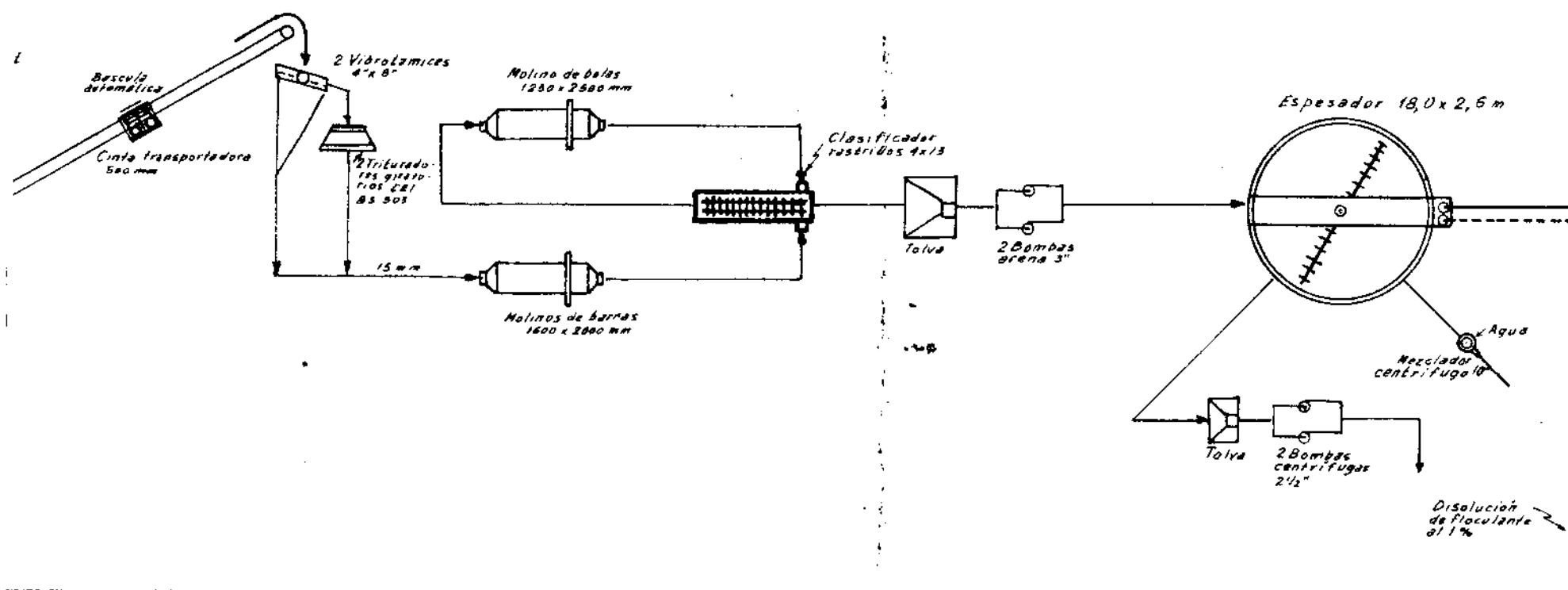
PREPARACIÓN DE ELUYENTE



CAMBIO DE ION



TRITURACIÓN SECUNDARIA Y MOLIENDA



JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR
DIVISION DE MATERIALES

DIAGRAMA DE FLUJO
DEL
PROCESO DE FABRICACIÓN
DE LA
FABRICA DE URANIO GRAL. HERNANDEZ VIDAL

COMENTARIO FINAL

El fin de esta misión era el conocimiento de las técnicas españolas en el dominio de la Purificación Nuclear.

Si bien algo se conocía por la bibliografía aparecida y por la visita de otros becarios, nunca se pensó encontrar un equipo técnico tan ajustado y de tanta capacidad.

Fué sin lugar a dudas una agradable sorpresa y sumado a ello lo acogedor del recibimiento; la disposición de todo ese conjunto de técnicos por transmitirnos su experiencia; podemos asegurar que se ha recogido en apenas dos meses de estadía información casi equivalente a la obtenida en mayor tiempo en Francia.

Cada uno de los componentes del grupo perteneciente a Planta Piloto que tiene a su cargo las operaciones de la línea seguida en purificación nuclear, (Purificación por TBP - Evaporación - Desnitración - Reducción - Fluoruración) se preocupó en que conociéramos a fondo los fundamentos y la evolución del estudio efectuado a lo largo de los años que vienen trabajando. Se nos permitió opinar en sus reuniones técnicas semanales y en algunas oportunidades se aceptaron nuestras ponencias en un plano de igualdad.

Además se nos hizo conocer la sección tratamiento de minerales y su planta piloto, así como se nos invitó a permanecer durante una semana en la planta Gral. VIDAL DE ANDUJAR, donde se procesan 200 t. mineral/día.

Es nuestra opinión que la línea seguida por los españoles, en lo que a purificación de uranio se refiere, ha sido tomada con toda seriedad y después de un trabajo de casi 8 años de sus técnicos, se han obtenido no sólo resultados altamente satisfactorios desde el punto de vista tecnológico en sí (línea continua de fluidización) sino que el equipo técnico ha hecho un aprendizaje tan profundo de esta técnica que está preparado para resolver nuevos problemas (eliminación de residuos radiactivos, tostación de minerales, etc.).

Como lo expresamos anteriormente, se ha hecho una gran experiencia y se han obtenido datos experimentales y detalles técnicos suficientes como para poder comenzar los estudios preliminares de fluidización en nuestro país.

La técnica del manejo de las soluciones concentradas de nitrato de uranilo, su transformación en UO_3 y luego en UO_2 , así como su posterior pasaje a F_4U , es dominada perfectamente por este equipo de hombres, que contando con medios económicos no muy grandes han podido ingeniarse para resolver cada problema que se ha ido presentando.

Las técnicas de mediciones volúmenes, densidades, extracción de muestras, las de transporte de reactivos sobre todo HF, han sido solucionadas por medio de equipos sencillos y seguros y el personal obrero ha adquirido una buena experiencia en el manejo de reactores de lechos fluidizados, así como en las tareas complementarias de construcción de equipos, soldaduras de monel, etc.

Ya, al partir nosotros el proceso continuo de Reducción-Fluoruración, estaba a punto de comenzar a marchar y quedaba como paso final la construcción de una planta continua de producción de 400 t./año de uranio.

Como se puede apreciar, aunque fué difícil el camino recorrido, España ha conseguido ya poner a punto un método en Purificación Nuclear que le permitirá abastecer de combustible a sus futuros reactores de potencia.

Además se han realizado ensayos para producir F_6U , que según tenemos noticias se continúan con todo éxito en estos momentos. Sólo nos resta agradecer a quienes como los Dres. GUTIERREZ JODRA, PEREZ LUÑAS, OTERO DE LA GANDARA, RODRIGO OTERO, CHAPELA LAGO, SANDRO ROF y LAMARO FERNANDEZ, pusieron todo lo hecho, toda su experiencia a nuestra disposición y nos permitieron poder traer a nuestro país una idea clara y un panorama exhaustivamente bien conocido de una de las técnicas más complicadas de Purificación Nuclear.

BIBLIOGRAFIA

- Informe sobre una visita a Harwell y Springfields - R.Otero CH.Lago y Sancho Rof - Junio de 1965.-
- Necesidades energéticas para descomponer soluciones acuosas de $(\text{NO}_3)_2 \text{UO}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ - Lázaro Fernandez - Rodrigo Otero - Junio de 1965.
- Estado actual y posibles perspectivas de la obtención de Oxidos y Sales de Uranio por el procedimiento de Lechos Fluidizados - Rodrigo Otero - Chapela Lago - Sancho Rof - informe 004/2/64, año 1964.-
- Especificaciones que se espera cumplirá el F^4U obtenido por el procedimiento de lechos fluidizados - A.Perez Suñia - A.Rodrigo Otero - E.Chapela Lago y Sancho Rof - Informe 004/5/64.
- Obtención de F^4U en un reactor de lecho fluidizado - Chapela Lago - Rodrigo Otero (Revista Energía Nuclear).-
- Secado $\text{U}_2\text{O}_7 \cdot (\text{NH}_4)_2$ por aire caliente Berbevana Eizmendi - informe 004/1/65.-
- Informe sobre una posible planta de Producción de óxido y Sales de Uranio - Capacidad 400 Ton.U/año.-R.Otero-Ch.Lago-S.Rof.- Informe 004/3/64.-
- Calculo de un depósito Estabilizador de Presiones Para el Sistema de Limpieza de Filtros - Inédito - S.Rof - 1964.-
- Estudio de Limpieza de Filtros Porosos en Reactores de Lechos Fluidizados - R.Otero y S.Rof.- Informe J.E.N. 153 - Dic/1/9/1965.
- Descripción de una instalación de obtención de UO_3 por calcinación en lecho fluidizado de soluciones de nitrato de uranilo - R.Otero - Energía Nuclear, número 26 ,Abril-Junio de 1963.-
- Rodrigo Otero y R.Solano - Energía Nuclear IV, número 13/60.
- Recopilación sobre mezclas de sólidos y fluidos.-Leva, Max y J.Grummer - Chem.Eng.Progr 48-307-316 (1952).
Brötz W - Chem.Eng.Tech 24(2) 60-81 (1952) -
Gilliland, Mason - Ind.Eng.Chem. 41:1181 (1949)
" " " 44: 218 (1952)
Bart.R. Ph.D.Thesis, Mit. Cambridge 1950.
Reboux P. "Phénomènes de fluidisation" Association Française de Fluidization - París 1964.-
- Especificaciones y Control Analítico en la obtención de óxidos y sales de Uranio de calidad Nuclear - Blas R.Fernandez informe 005/002/65 - 31/5/65.-
- Precipitación de Diuranato Amónico con tamaño de grano controlado - San Segundo Domingo - Berberana Eizmendi y Rodrigo Otero - Informe 004/5/65.-

- Ataque nítrico de concentrado de Uranio, Influencia del contenido en Fe y fosfatos - F.Pacho - Informe R.7.65 - 5/3/65.
- Densidades, Concentraciones de Soluciones Acuosas de Nitrato de Uranilo - R.Otero, R.Fernández y L.Fernández Rodríguez informe 004/9/65 - Setiembre de 1965.-
- Hydrogen Reduction of low-surface Area Trioxide - S.A.Morrow S.Graves - L.Tomhnson - Trans.of the faraday Soc.57 part.8 Agosto de 1961.
- Chemical Reactivity of Uranium Trioxide - Part.1 - Trans. Far Soc. No 476,58 - Part.3 Agosto de 1962.-
Part.2 UO₃ Hydrates. Trans. Far. Soc. No 482,59 - Part 2 - 2/63
R.M.Dell y W.J.Wheeler. Chemisty División, Building 220, A.E.R.E. Harwell, Berks.-
- Gas-Solid Reactions: Aplicaciones in Uranium Processing, A.R. Cooper y J.E.Lloyd - ChemEng. Sciene Vol XIV Pag.1-396.
- The Adsorption and Absortion of Gases by Uranium Dioxide A.E.R.E. C/R. 887.-
- The Uranium- Oxide System: U₃O₈ - UO₃ - R.Hoekstrz y S.Siegel Journal Inorg.Chem. Vol 18 - Marzo de 1961.-
- Fabrica de Uranio General Hernández Vidal, Historia de Tres Años de Funcionamiento - M.Perarnau Ferramón y C.Pérez Pe-
rea - JEN. Mayo de 1963 .-
- Planta de Purificación de concentrados de uranio del centro Nacional de Energía Nuclear "Juan Vigon" -L.Ramos, J.M.Re-
gife, J.M.Josa - Año 1964 .-



C.N.E.A. Biblioteca	
ARCHIVO PUBLICACIONES	
Nº 1	AÑO 1966

--

03.66.13

COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA
GERENCIA DE MATERIAS PRIMAS

Elaboración:

MISION DE PERFECCIONAMIENTO TECNICO SOBRE PURIFICACION NUCLEAR, REALIZADA EN LA JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR E S P A Ñ A JOSE ANTONIO VERCELLONE Y BERNARDO HUGO BANDIERI PERIODO: 1 DE SETIEMBRE – 5 DE NOVIEMBRE DEL AÑO 1965

A N E X O

1966

INFORME DE :

JOSE ANTONIO VERCELLONE
Y
BERNARDO HUGO BANDIERI

MISION DE PERFECCIONAMIENTO TECNICO SOBRE PURIFICACION NUCLEAR,
REALIZADA EN LA JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR. -

E S P A Ñ A

Período: 1 de Setiembre - 5 de Noviembre del año 1965.



A N E X O

- I N D I C E -

I.	FLUIDIZACION	 Pag. 1
II.	MEDIDAS DE DENSIDADES POR BORBOTE	 Pag. 19
III.	MONTAJE DE UN SISTEMA MEDIDOR DE DIFERENCIAS DE PRESION EN FORMA DIRECTA	 Pag. 20
IV.	JUSTIFICACION DEL CALIBRADO DE ORIFICIOS MEDIDORES	 Pag. 21
V.	CALCULO DE UN REACTOR CONTINUO DE FLUIDIZACION PARA PRODUCCION DE UO ₂	 Pag. 26

oooooo 0 oooooo

I. FLUIDIZACION

I.1. INTRODUCCION. Definiciones.

Tan solo hace 15 años que se aplica sistemáticamente.

" La FLUIDIZACION es una técnica más, para poner en contacto sólidos granulares con flúidos ".

Supongamos que tenemos cargada una columna con material granular de tamaño uniforme así como de la misma densidad, y siendo su esfericidad igual a 1.

Se dice que el lecho del material (x) está fluidizado cuando el lecho de cada estrato de éste está compensado por el gradiente de presión (o la pérdida de presión) que experimenta el fluido al pasar en sentido ascendente a través de ese estrato, y en suma al pasar por todo el conjunto de estratos que constituyen el lecho. Siempre será así mientras el lecho esté fluidizado.

Por lo tanto $W = P.S$ (en un lecho fluidizado) Fig. No 1

$$\begin{aligned} W &= \text{Peso} - \text{Empuje} = W - E = m - V_s \cdot \rho_f \\ &= V_s \cdot \rho_s - V_s \cdot \rho_f = V_s \cdot (\rho_s - \rho_f) \end{aligned}$$

s = Peso específico aparente de la partícula. Incluye también a los huecos internos. No es la que se puede medir por pignometría.

$$\text{Porosidad} = \frac{\text{Volumen hueco}}{\text{Vol. tot. lecho}} \quad ; \quad V_t = \text{Area} \times \text{Long.}$$

$$E = \frac{V_h}{V_t} \quad ; \quad \frac{V_h + V_s}{V_t} = 1 \quad ; \quad \frac{V_s}{V_t} = 1 - E$$

$$V_s = V_t (1 - E) = A \cdot L (1 - E)$$

$$W = W - E = A \cdot L (1 - E) \cdot (\rho_s - \rho_f)$$

Componente vertical hacia arriba, de las fuerzas en equilibrio:

$$\Delta P \cdot A \quad (P \text{ en la placa} = 0)$$

Por lo tanto:

$$\Delta P \cdot A = A \cdot L (1 - E) \cdot (\rho_s - \rho_f)$$

$$\boxed{\Delta P = L (1 - E) (\rho_s - \rho_f)}$$

es la con-

dicción de fluidización.

Las dos preguntas inmediatas que surgen ahora son:

- (x) Este material está soportado por una placa que además sirve de distribución del gas.

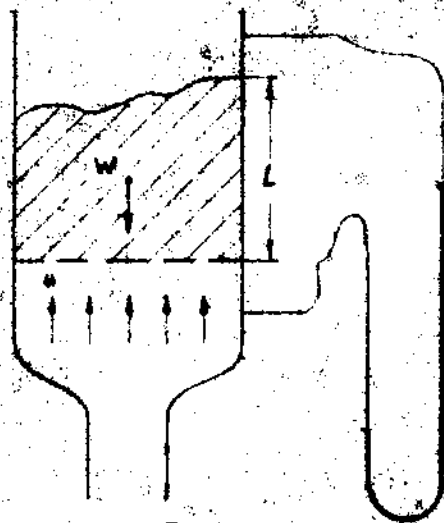


Fig. 1

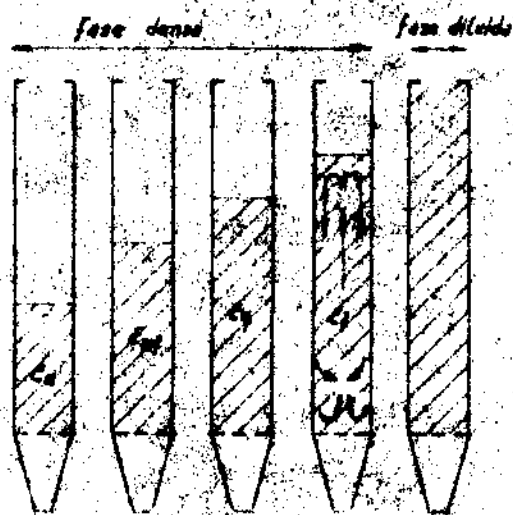


Fig. 2

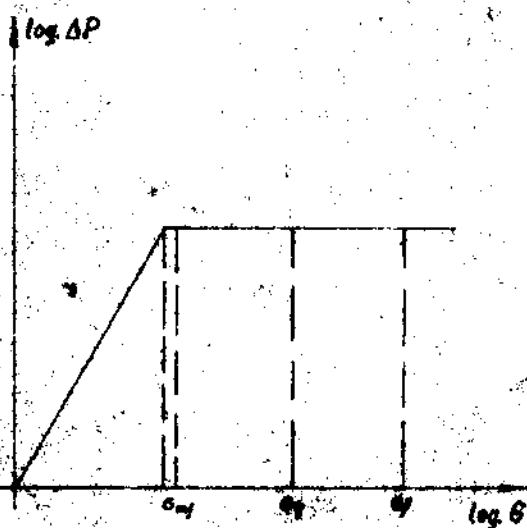


Fig. 3

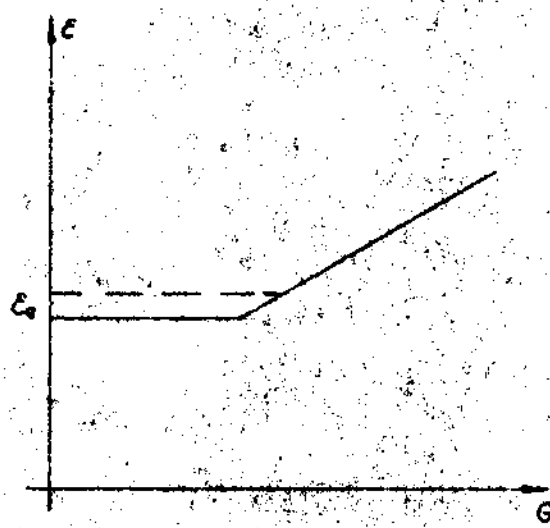


Fig. 4

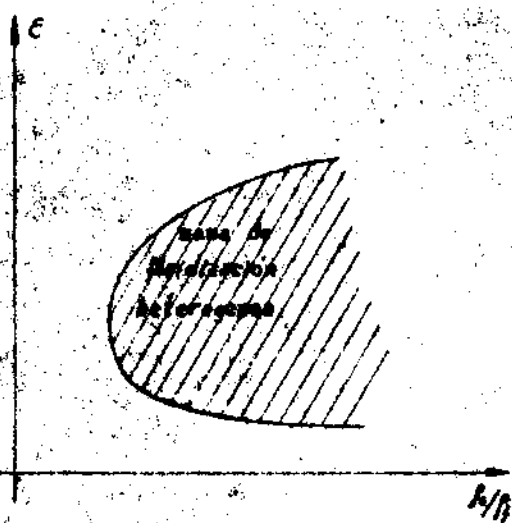


Fig. 5

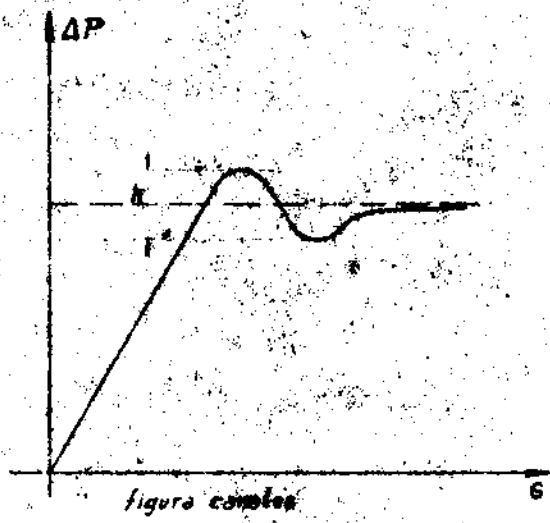


Fig. 6

- 1ª . ¿ Qué es una buena fluidización?
- 2ª . ¿ Como se puede predecir el establecimiento de una buena fluidización y las características de expansión de una carga granular una vez fluidizada?

1.2. FLUIDIZACION IDEAL. FLUIDIZACION EN FASE DENSA Y EN FASE DILUIDA. Fig. 2,3 y 4.-

La condición de equilibrio expuesta anteriormente se verá más adelante que se presenta a una velocidad de fluido determinada, la cual es función de las características de los sólidos y del fluido.

Supongamos que tenemos el lecho fijo descrito anteriormente a través del cual está pasando un fluido cuya velocidad va aumentando paulatinamente. Por tanto la pérdida de carga que experimenta el fluido al atravesar dicho lecho va aumentando correspondientemente pues el espacio de que dispone el fluido para atravesar ese lecho es siempre el mismo.

Ahora bien, llega un momento que a un aumento de velocidad no corresponde un aumento en la pérdida de carga. Esto ocurre cuando el lecho de material empieza a estar fluidizado.

¿ Que ha tenido que ocurrir para ello?. Forzosamente el camino disponible para el paso del gas se ha hecho menos angosto, o lo que es lo mismo, el espacio no ocupado por los sólidos ha aumentado.

Esto es, ha habido una expansión del lecho. Este es el grado de libertad que fundamentalmente distingue un sistema fluidizado de un lecho fijo.

Un aumento adicional en el caudal de fluido se ve respondido por un aumento de la porosidad. Esta es la condición necesaria.

Estudiaremos el fenómeno un poco más íntimamente. Supongamos que tenemos un lecho fijo con una porosidad E_e establecida de acuerdo con la caída del material al ser colocado en la columna. La línea $\Delta P - G$ es la de la figura, mientras el lecho no esté fluidizado y las partículas colocadas una al lado de otra en su posición inicial.

Según lo dicho anteriormente a todo aumento de velocidad del fluido corresponderá un aumento en la pérdida de carga que éste experimenta a su paso por el lecho fijo.

Ahora bien, llega un momento que la pérdida de la carga del fluido es tan grande que el consumo de esta energía es capaz de producir un "aflojamiento" del relleno, aún conservando prácticamente la misma porosidad.

Pero a partir de aquí todo aumento en la velocidad del fluido no se emplea ya en hacer crecer ΔP sino imprimir un pequeño movimiento a las partículas, primero alrededor de la posición que ocupa y después desplazándola de ésta hasta hacerse completamente caótico y turbulento.

Pero volvamos al punto en el cual el lecho fijo aún tenía su porosidad E_e . El aumento de la velocidad a una cantidad tal que determinase una $\Delta P > L(1-E_e) \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f)$ produce un aumento en la porosidad a un valor E_{mf} , valor especial y característico, que se le conoce como porosidad mínima de fluidización y a la velocidad correspondiente

G_{mf} , velocidad mínima de fluidización.

Un aumento del caudal a G_q aumentará E a E_q pero ya con movimiento de los sólidos algo intenso. Un aumento a G_f imprime ya un aumento desordenado a los sólidos, que en un tubo estrecho es descendente por las paredes adyacentes y ascendente por el centro, de manera que el movimiento de los sólidos adopta la forma de U, si bien hay movimiento horizontal en mayor o menor extensión.

En G_f los sólidos han formado un lecho fluidizado en fase densa en el cual hay una interfase definida entre el lecho y el fluido que le abandona.

Cuando la velocidad del fluido se aproxima a la de arrastre del material que constituye el lecho, esa interfase va desapareciendo paulatinamente, hasta que todo el sistema queda homogéneo. A este tipo de sistema se les denomina lechos fluidizados en fase diluida.

1.3. FLUIDIZACION HOMOGENEA O PARTICULAR

Las partículas están distribuidas en el seno del fluido de una manera individual y uniforme. Se presenta generalmente cuando el fluido es un líquido.

1.4. FLUIDIZACION HETEROGENEA O AGREGATIVA

Hay presencia simultánea de sólido fluidizado en fase densa y sólido fluidizado en fase diluida. Generalmente en sistemas fluidizados por gases.

1.5. CRITERIO DE DISTINCION. Fig. Nº 5

No es exacto. Una indicación lo da en número de Froude.

$$\frac{V_g}{D_p \cdot g} < 1,0 \text{ Fluidización homogénea.}$$

(es el caso de fluidización con líquidos y en los que es necesario un caudal grande pues "a poco que se ayude" ya fluidiza) (V_g pequeñas).--

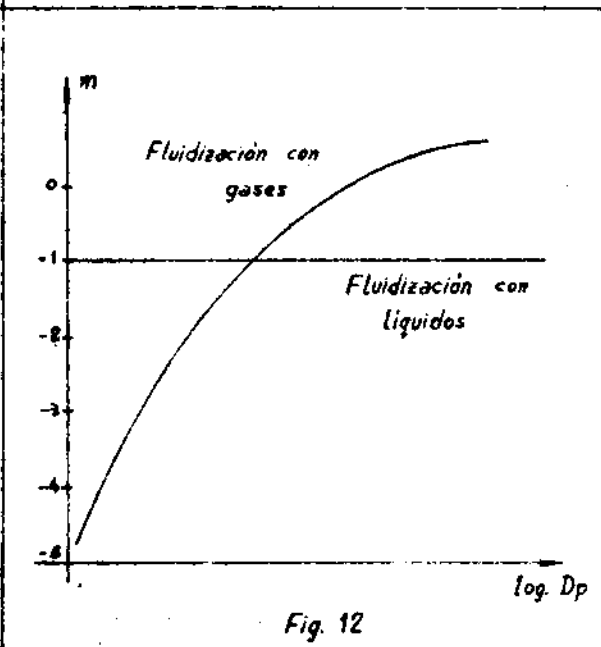
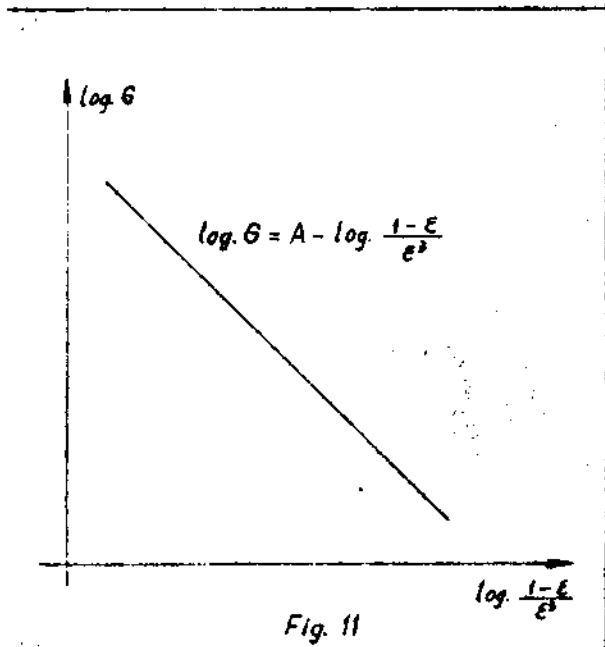
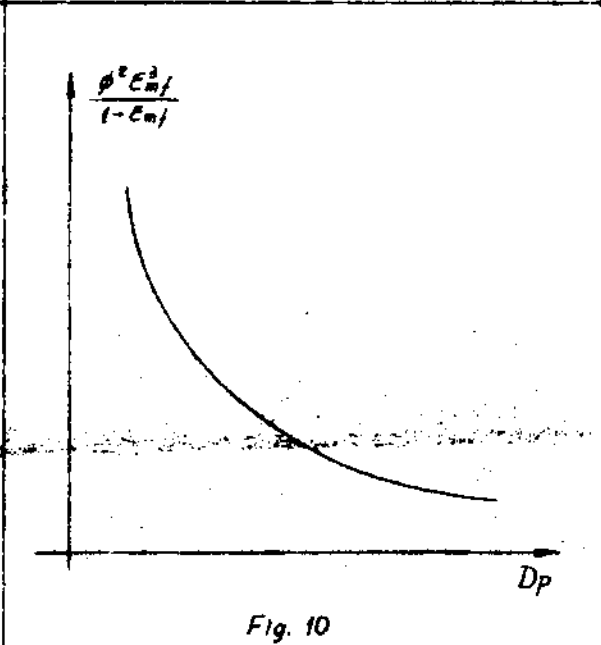
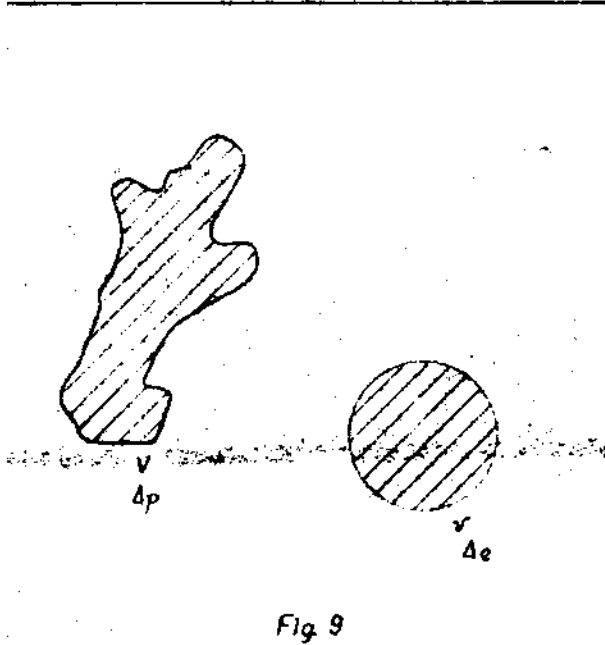
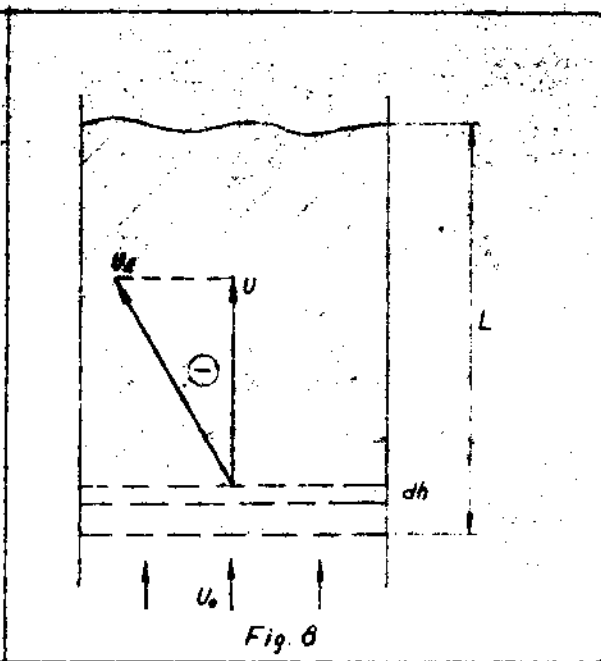
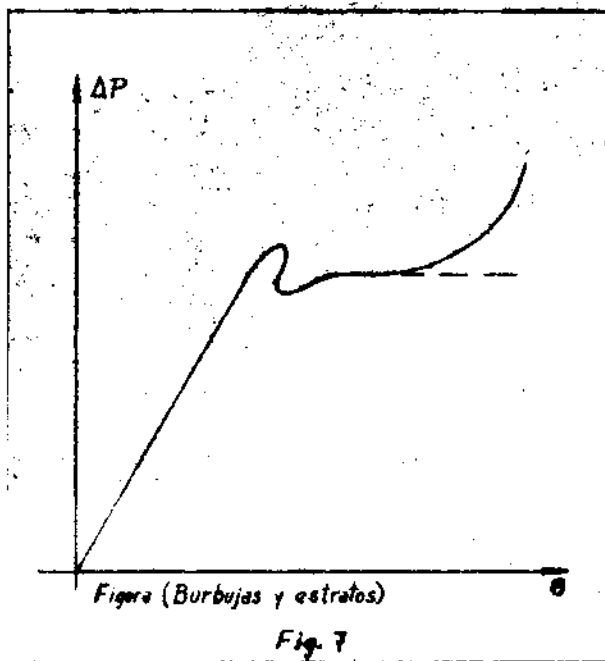
$$\frac{V_g^2}{D_p \cdot g} > 1,0 \text{ Fluidización Heterogénea.}$$

1.6. FLUIDIZACION REAL

En la realidad las cosas no transcurren de una manera tan suave y tan gradual. La porosidad no aumenta paulatinamente y en todo el lecho, desde E a E_{mf} y después a E_q y E_f . Entre las anomalías importantes destacaremos los canales, las burbujas y los estratos.

1.6.1. CANALES

Aún estando el lecho fijo, no tiene una porosidad uni:



forme. Existen zonas del lecho que no funcionan, en lo que al paso del fluido se refiere, y éste escoge pasos preferentes determinando que la pérdida de carga que experimenta el fluido sea mayor que si se dispusiese de todo el lecho hasta que consigue abrir un "orificio" por el cual escapa todo el fluido determinando una disminución brusca en ΔP al encontrar todo el fluido un camino por el que escapa ampliamente.

Al aumentar el valor de $G(x)$ se va poniendo en movimiento más cantidad de material granular, hasta que a caudales suficientemente elevados todo el sólido está suspendido en la corriente del fluido.

También el aumento en el valor ΔP para comenzar la fluidización puede ser debido a un pseudo bloqueo de las partículas que constituyen el lecho correspondiendo ese ΔP a la energía necesaria para desunir los granos de producto.

El valor de h define en cierta manera la tendencia a formar canales de un producto.

I.6.2. BURBUJAS Y ESTRATOS. Fig. 6 y 7

El fluido, la mayor parte de las veces tiende a formar gotas ó burbujas pequeñas que coalescen para formar otras mayores debido a que la ΔP para el fluido en el resto del lecho es mayor que el ir hacia otras burbujas ya formadas.

Si el diámetro de las columnas es pequeño y la altura grande, entonces dá tiempo a las burbujas en su marcha ascensional a crecer hasta llegar a alcanzar en su tamaño, el valor del diámetro del recipiente formándose así estratos sucesivos de fluido y de sólidos en fase densa. Esto ocurre a velocidades de fluido fuertes habiendo podido empezar la fluidización normalmente. El incremento en ΔP sobre el valor estabilizado teórico está determinado por la fricción de los "pistones" de los sólidos contra las paredes del reactor. Un aumento de la velocidad del fluido al valor de arrastre de las partículas, determina el paso de la fluidización estratificada a la fluidización en base diluida. Esta interferencia se puede evitar con la colocación de pantallas de diseño adecuado.

Todos estos fenómenos dependen de las propiedades de los sólidos (muy aglomerados, irregulares, etc.) y el diseño de la placa distribuidora.

I.7. PREDICCIÓN DEL ESTABLECIMIENTO O COMIENZO DE LA FLUIDIZACIÓN PARA UN MATERIAL DETERMINADO.-

Se trata de averiguar a que velocidad mínima de fluido los sólidos granulares comienzan a estar suspendidos. En una palabra G_{mf} .

En principio estamos ante un fenómeno nuevo. Por lo tanto un buen enfoque sería estimar aproximadamente un mecanismo según el cual transcurre el proceso y ver lo que obtenemos al aplicar el análisis dimensional.

Inicialmente las partículas granulares están todas "apelmasadas" reposando unas encajadas en otras y cuando están fluidizadas están suspendidas en la corriente de fluido y las podemos suponer individualizadas.

Por lo tanto hay el equilibrio de fuerzas del que hablamos anteriormente.

Las fuerzas debidas al efecto de gravedad serán de 2 tipos: las debidas a las partículas entre sí, que son proporcionales a su volumen y a su densidad y las fuerzas resultantes del empuje que experimentan por estar sumergidas en el seno de un fluido. En total son función de la diferencia de densidades entre el sólido y el fluido:

$$\text{por tanto: } F_g = f \left[V_p g (\rho_s - \rho_f) \right] = f \left[D_p g (\rho_s - \rho_f) \right]$$

Las partículas al caer son frenadas en su caída por los rozamientos debidos al contacto de esas partículas con el fluido. Estos rozamientos son proporcionales a la viscosidad y velocidad del fluido así como a la superficie de las partículas según sabemos por la ley de Stokes, al referirse a la caída libre de una esfera en el seno de un fluido.

$$\text{luego: } F_r = f' (S_p \cdot \mu_f \cdot V_f) = f'' (D_p \cdot \mu_f \cdot V_f)$$

Además de estos dos efectos habrá otros que en este primer análisis no nos es posible tener en cuenta debido que aún no conocemos intimamente el fenómeno. Pero veamos que podemos obtener de todo esto.

Cuando las partículas empiezan a moverse podemos decir que en su punto mínimo se empieza la expansión.

$$F_g = F_r$$

Tal como lo hemos descrito aquí, correspondiendo como velocidad del fluido la V_{mf} definida ya anteriormente, pues más adelante el proceso se complica debido a que aparecen otros efectos a causa de choques violentos de las partículas entre si y contra las paredes del recipiente que contiene el fluido. Por consiguiente podemos escribir:

$$\alpha D_p^a (\rho_s - \rho_f) g^b = D_p^c \cdot u_f^d \cdot V_{mf} ; \text{ pero } G_{mf} = V_{mf} \cdot \rho_f$$

$$\alpha D_p^a (\rho_s - \rho_f) g^b = D_p^c \cdot u_f^d \cdot \frac{G_{mf}}{\rho_f}$$

$$G_{mf} = \alpha D_p^{a-c} \cdot \rho_f (\rho_s - \rho_f) g^b \cdot u_f^{-d}$$

$$a - c = e$$

$$G_{mf} = \alpha D_p^e \cdot \rho_f (\rho_s - \rho_f) g^b \cdot u_f^{-d}$$

El exponente de $(\rho_s - \rho_f)$ y g ha de ser forzosamente el mismo ya que están ligados de una misma variable. Los exponentes pueden ser escogidos arbitrariamente de forma que el de G_{mf} sea la unidad.

es un coeficiente adimensional en el que van incluidos los efectos desconocidos: porosidad factor de forma, etc. Las dimensiones y el planteo correspondiente es:

$$[G_{mf}] = ML^{-2} T^{-1}$$

$$[D_p] = L$$

$$[\rho] = ML^{-3}$$

$$[g] = LT^{-2}$$

$$[u] = ML^{-1} T^{-1}$$

$$ML^{-2} T^{-1} = L^e \cdot ML^{-3} \cdot MbL^{-3b} \cdot L^b T^{-2b} \cdot M^{-d} \cdot L^d \cdot T^d$$

Para el exponente de M: $1 = 1 + b - d$

" " " " L: $-2 = e - 3 - 3b + b + d$

" " " " T: $-1 = -2b + d$

$$b = d$$

$$1 = e - 2b + d$$

$$d = 2b - 1$$

$$d = 2b - 1 - 2d - 1 ; d = 1$$

$$b = 1$$

$$e = 1 + 2b - d = 1 + 2 - 1 = 2$$

por lo tanto la ecuación será:

$$G_{mf} = \alpha \frac{D_p^2 [\rho_f (\rho_s - \rho_f) \cdot g]}{u}$$

$$G_{mf} = \alpha D_p^2 \rho_f (\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot u^{-1}$$

¿Que valor se adopta para D_p en un lecho de tamaños de partículas mezcladas?

El valor que mejor correlaciona los datos experimentales es el diámetro de partículas referido a la relación volumen/superficie.

Siendo: $W_n = \%$ en peso comprendido entre dos tamices cuyas aberturas son d_{i1} y d_{i2} .

$$d_{pi} = \sqrt{d_{i1} - d_{i2}}$$

$$D_p = \frac{100}{\sum \frac{W_i}{d_{pi}}}$$

La expresión que mayor aplicación ha encontrado es el diámetro medio de partículas referido al volúmen-superficie. En efecto, el diámetro medio referido únicamente a la superficie establece la suposición de que toda la superficie desarrollada, por el total de las partículas de distintos tamaños, si se repartiese en esferas o partículas del mismo tamaño, estas últimas tendrían un diámetro medio D_s . De esta forma se podría escribir:

$$N_T \cdot \pi D_s^2 = N_1 \pi D_1^2 + N_2 \pi D_2^2 + \dots + N_n \pi D_n^2 =$$

$$= \sum N_i \cdot \pi D_i^2 = \sum N_i \cdot B_i \cdot D_i^3 \quad \text{en la que } B \text{ es un factor que}$$

está determinado por la forma de las partículas y que en el caso de ser esferas es $\pi/6$, y

$$N_T = N_1 + N_2 + \dots + N_n$$

De manera análoga para el diámetro medio referido al volúmen se tendría:

$$N_T \cdot \frac{\pi}{6} \cdot D_v^3 = N_1 \cdot \frac{\pi}{6} \cdot D_1^3 + N_2 \cdot \frac{\pi}{6} \cdot D_2^3 + \dots + N_n \cdot \frac{\pi}{6} \cdot D_n^3 =$$

$$= \sum N_i \cdot \frac{\pi}{6} \cdot D_i^3 = \sum N_i \cdot C_i \cdot D_i^3$$

Dividiendo la segunda expresión por la primera:

$$\frac{N_T \cdot \frac{\pi}{6} \cdot D_v^3}{N_T \cdot \pi \cdot D_s^2} = \frac{N_T \cdot C \cdot D_v^3}{N_T \cdot B \cdot D_s^2} = \frac{\sum N_i \cdot C_i \cdot D_{vi}^3}{\sum N_i \cdot B_i \cdot D_{si}^2}$$

$$\text{Haciendo } \frac{D_v^3}{D_s^2} = D_p^3 ; \quad \frac{C}{B} D_p^3 = \frac{\sum N_i \cdot C_i \cdot D_{vi}^3}{\sum N_i \cdot B_i \cdot D_{si}^2}$$

$$\text{pero } \sum N_i \cdot C_i \cdot D_{vi}^3 = \sum \frac{M \cdot x_i}{\rho \cdot C_i \cdot D_i^3} \cdot C_i \cdot D_{vi}^3 = \sum \frac{M \cdot x_i}{\rho} \quad \text{puesto}$$

que M es el peso total de la muestra que se analiza, x_i es la fracción de peso retenida por un intervalo de tamices y cuya apertura geométrica media es D_i y ρ es el peso específico del sólido.

$$\text{y } \sum N_i \cdot B_i \cdot D_{si}^2 = \sum \frac{M x_i}{C_i D_i} \cdot B_i \cdot D_{si}^2 = \sum \frac{M \cdot x_i \cdot B_i}{\rho \cdot C_i \cdot D_i}$$

sustituyendo convenientemente:

$$\frac{C}{B} D_p^3 = \frac{\sum \frac{M x_i}{\rho}}{\sum \frac{M x_i B_i}{\rho C_i D_i}} = \frac{\sum x_i}{\sum \frac{B_i x_i}{C_i D_i}}$$

En el caso que la forma se conserve para todas las partícu-

las y puesto que $\sum x_i = 100$, se tendrá:

$$D_p = \frac{100}{\sum \frac{x_i}{D_i}}$$

Area superficial de la muestra = suma de las areas de todas las partículas y de todos los tamaños.

$$\frac{6W}{\rho_p \cdot D_p} = \sum \frac{6 W_i}{\rho_p \cdot d_{p_i}}$$

Abordemos ahora el problema desde un punto de vista un poco más concreto. De acuerdo a la fórmula de Hagen-Poiseuille para un flujo isotérmico de un fluido no compresible, por un conducto vacío, su pérdida de carga viene expresada por:

$$\Delta P = K \frac{u^{2-n} \cdot V_0^n \cdot D_h^{n-3} \cdot L}{g_c \cdot \rho_f^{1-n}}$$

Según un modelo hipotético podemos suponer al lecho fijo constituido por múltiples canales o tubos varios orientados en todas direcciones y por la cual pasa el fluido, teniendo en ellos la velocidad una resultante definida (U_E) siendo una componente la velocidad U en el espacio vacío del lecho, tal que: (Fig. N°8)

$$U_0 = \frac{Q}{S} ; U \cos \theta = U \cdot S \cdot E. ; U = \frac{U_0}{E} ; \frac{U_0}{U} = E$$

y estando definida la otra componente por un ángulo hipotético θ . En el conjunto del lecho estarán representados todos los ángulos posibles pero siempre estadísticamente habrá un valor medio representativo del conjunto. Por Tanto:

$$U_E = \frac{U}{\cos \theta} = \frac{U_0}{E \cdot \cos \theta}$$

En el valor de θ influyen muchas variables difíciles de controlar, tales como la porosidad del lecho, la forma de las partículas, el modo de efectuar la carga del lecho, etc. Consideremos ahora una sección diferencial de relleno dL . Siguiendo el modelo propuesto es fácil de comprender que el camino real a recorrer por el gas no será dL sino dL_E , mayor que dL , debido al laberinto formado por las partículas. Este laberinto era el causante de que la velocidad del fluido a su paso por el lecho tuviese dos componentes, quedando definidos por el coseno de θ .

Suponiendo globalmente que la influencia sobre el paso libre al fluido es del mismo tipo que la influencia sobre la velocidad ya que ésta, al fin y al cabo es el cociente del paso libre entre un tiempo, podemos escribir:

$$dL_E = \frac{dL}{\cos \theta}$$

Si este ángulo se mantiene a lo largo de todo el lecho, al integrar:

$$L_E = \frac{L}{\cos \theta}$$

El diámetro hidráulico siempre se define por:

$$D_H = \frac{4 \times \text{Superficie por la cual fluye el fluido}}{\text{Perímetro mojado}} =$$

$$= \frac{4S'}{P} = \frac{4E.S}{P}$$

Siendo S' el espacio que realmente queda libre para el flujo.

Supongamos, en primera aproximación, que las partículas son esféricas y llamamos a P perímetro mojado existente en toda la sección del lecho pero para la unidad de altura. En este modelo consideramos perímetro mojado a la superficie de las esferas. Por tanto:

$$m = \frac{\text{Volumen total del lecho ocupado por el sólido}}{\text{Volumen total del lecho. Volumen de la esfera med.}}$$

$$\text{factor de la Sección del lecho} = \frac{V_s}{V_{\text{esf.}}} \cdot \frac{S}{V_T} =$$

$$= \frac{(1-E).S}{\pi D_p^3 / 6} ; m = \text{número de esferas por unidad de altura del lecho que hay en toda sección de la columna.}$$

La superficie de una esfera será : πD_p^2

Perímetro mojado por unidad de altura:

$$P = \pi D_p^2 m = \pi D_p^2 \frac{(1-E).S}{\pi D_p^3 / 6} = \frac{6(1-E).S}{D_p}$$

$$D_H = \frac{4.E.S D_p}{6(1-E).S} = \frac{2}{3} \cdot \frac{E D_p}{(1-E)}$$

Hasta aquí se ha supuesto en todo este desarrollo que las partículas son esferas perfectas y que todas tienen igual diámetro D_p .

En realidad tienen las formas más diversas; por tanto un análisis de tamizado no informa sobre el diámetro real de la partícula (Fig.9)

La dimensión obtenida por análisis de tamizado no se puede aplicar directamente a las fórmulas. Para hacerlo hay que multiplicar por un factor ϕ característico de corte tipo de partículas de tal forma que en lugar de emplear D_p será ϕD_p

Entonces en lugar de D_p se pone : $D_p = \phi d_p$

Viniendo definida D_p por una mezcla de sólidos de distinto tamaño por la fórmula vista anteriormente.... Siendo W_i igual al porcentaje en peso comprendido entre dos

tamaños cuyas aberturas son D_{i1} y D_{i2} .

$$D_{pi} = \sqrt{D_{i1} \cdot D_{i2}}$$

Tenemos en definitiva:

$$V_E = \frac{V_o}{E \cdot \cos \theta} \quad ; \quad L_E = \frac{L}{\cos \theta}$$

$$D_H = \frac{2}{3} \frac{E D_p}{(1-E)} \quad ; \quad D_p = \phi D_p$$

Aplicando la fórmula de HAGEN-POISEUILLE:

$$\Delta P = K \frac{u^{(2-n)} \cdot V_o^n \cdot D_n^{(n-3)}}{g_c \cdot f^{(1-n)}} L$$

Sustituyendo:

$$\Delta P = K \cdot u^{2-n} \left[\frac{V_o}{E \cdot \cos \theta} \right]^n \cdot \left[\frac{2}{3} \cdot \frac{E \phi \cdot d_p}{(1-E)} \right]^{n-3} \cdot \frac{1}{g_c} \cdot \frac{1}{f^{(1-n)}} \cdot \frac{L}{\cos \theta}$$

$$\Delta P = K' u^{2-n} \cdot \frac{V_o^n D_p^{n-3} \cdot \phi^{n-3}}{g_c f^{(1-n)}} \cdot \frac{L}{\cos^{(n+1)} \theta} \cdot \frac{E^{-3}}{(1-E)^{(n-3)}}$$

$$\text{Para } Re = \frac{D_p G}{u} < 10 \quad ; \quad n = 1$$

$$\text{Para } Re = \frac{D_p G}{u} > 100 \quad ; \quad n = 2$$

En la mayoría de los sistemas fluidizados por gas (que son los más numerosos), n es igual a 1. Para esos casos:

$$\Delta P = K' u \frac{V_o \cdot D_p^{-2} \cdot \phi^{-2}}{g_c} \cdot \frac{L}{\cos^2 \theta} \cdot \frac{E^{-3}}{(1-E)^{-2}}$$

Si se sustituye $k = 32$ y $\theta = 45^\circ$ se obtiene un valor experimental de la constante igual a 144. Posteriormente se han propuesto otros valores. El más aceptado es el del Bureau of Mines según el cual $k = 200$.

$$\Delta P = 200 \frac{u \cdot V_o \cdot L}{g_c \cdot d^2 p \cdot \phi^2} \cdot \frac{(1-E)^2}{E^3} = 200 \frac{u \cdot G \cdot L}{g_c \cdot f \cdot d^2 p \cdot \phi^2} \cdot \frac{(1-E)^2}{E^3}$$

En el punto de comienzo de la fluidización este valor anterior se igualaría

$$\Delta P = L (1-E) (f_s - f_f)$$

$$L (1-E) (f_s - f_f) = 200 \frac{u \cdot G_m f \cdot L (1-E)^2}{g_c \cdot f \cdot d^2 p \cdot \phi^2 \cdot 3^2}$$

$$G_m f = 0,005 \frac{d^2 p [f (f_s - f_f)]}{\mu} g_c \frac{\phi^2 \cdot E_m^2}{1 - E_m^2}$$

Fórmula que coincide perfectamente con la deducción por Análisis Dimensional. La dificultad proviene ahora de la evaluación de ϕ y Emf. A simple vista puede admitirse que ϕ , Dp y Emf deben estar relacionadas ya que la porosidad en este punto dependerá de la forma de las partículas y de su tamaño. Efectivamente al representar graficamente todos los valores experimentales que se han podido reunir de $\frac{\phi \text{Emf}^3}{1 - \text{Emf}}$ frente a Dp, se obtiene una cirva según la Fig. No 10 y no con gran dispersión.

Esto llevó a seguir pensando en esa dirección y deducir que como el Reynolds modificando es función del Dp y Gmf y estas a su vez influyen sobre Emf y ϕ podría conseguirse una correación aceptable entre Re y $\frac{\phi^2 \text{Emf}}{1 - \text{Emf}}$ y

efectivamente, llamando $C = 0,005 \frac{\phi^3 \text{Emf}}{1 - \text{Emf}}$ se ha obtenido.

$$C = 0,0007 \cdot \text{Re}^{-0,063}$$

Por tanto:

$$\text{Gmf} = C \frac{\text{Dp}^2 \cdot g_c \left[\frac{\mu}{\rho} \left(\rho_s - \rho_f \right) \right]}{\mu} = 688 \text{ Dp}^{1,82} \left[\frac{\rho_f (\rho_s - \rho_f)}{u} \right]^{0,94} u^{0,88}$$

Dp en pulgadas; ρ en lb/ft³; u en Cp.

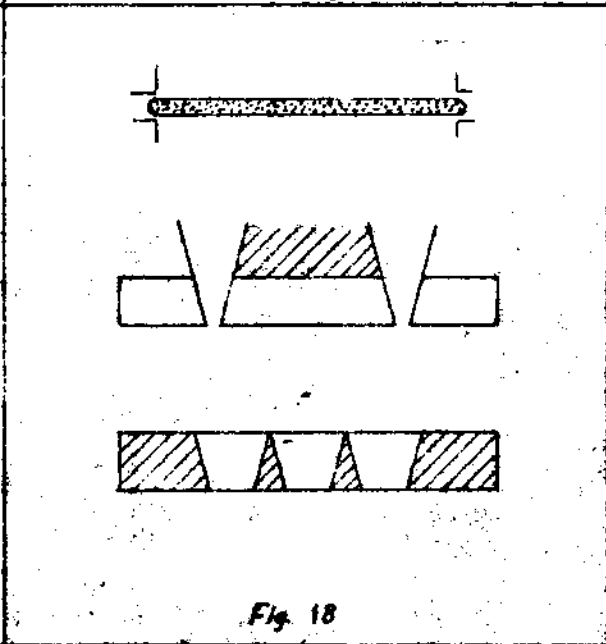
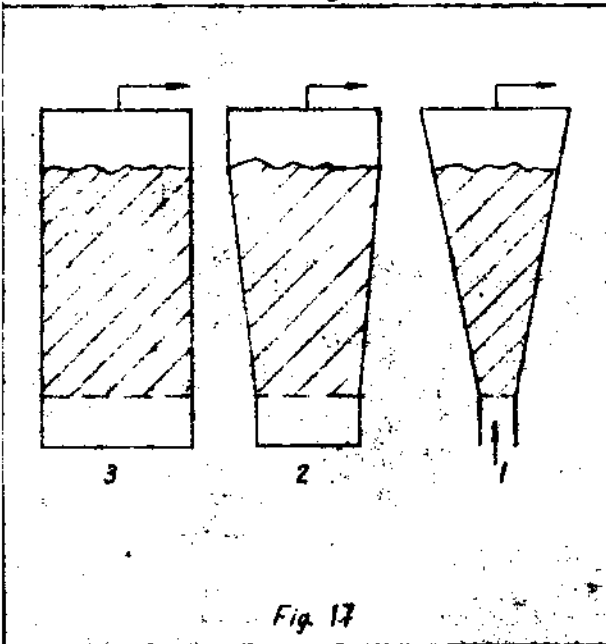
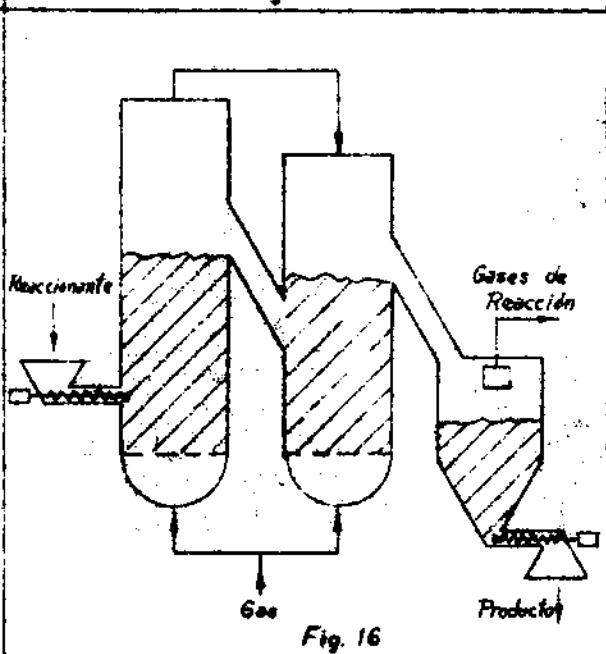
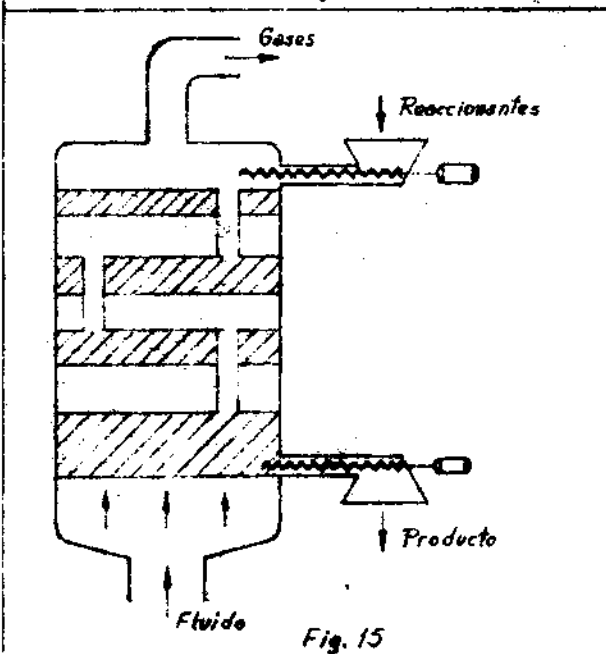
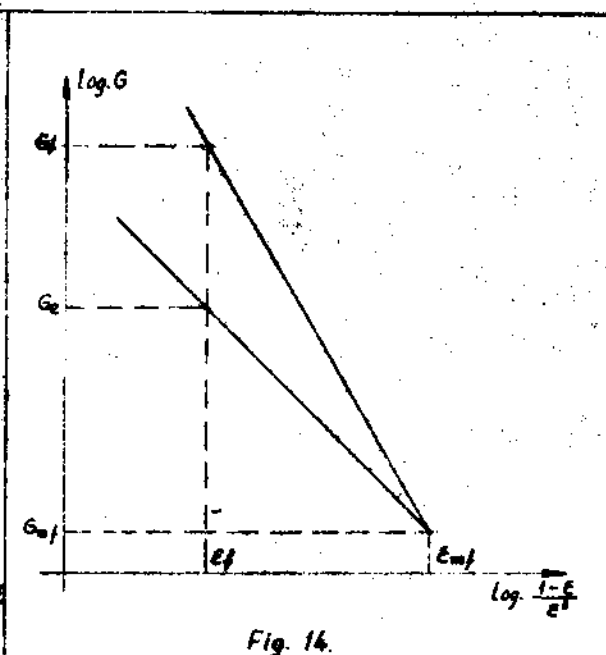
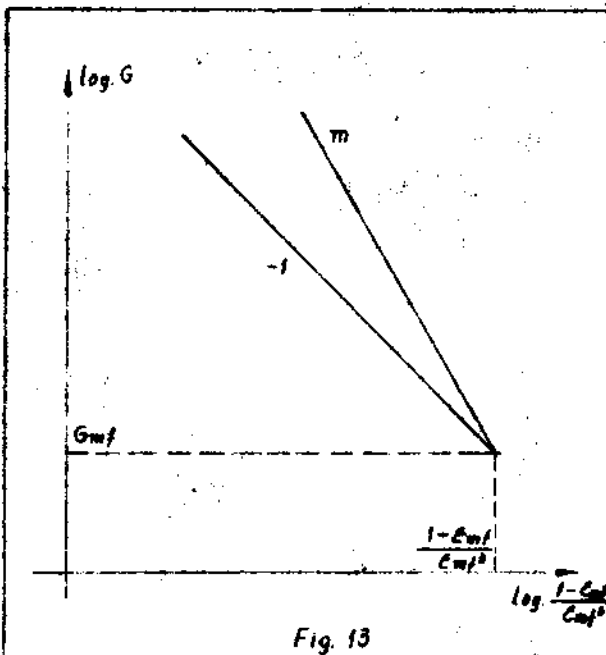
$$\text{Gmf} = \text{lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

Aplicable en principio para toda clase de materiales y de gases. (y a partir de Gmf se puede calcular ϕ y Emf).

L.8. PREDICCIÓN DE LAS CARACTERISTICAS DE EXPANSION DE UNA CARGA FLUIDIZADA. Fig.11

$$\text{Según Gmf} = 0,005 \frac{\text{Dp}^2 \left[\rho_f (\rho_s - \rho_f) \right]}{\mu} \times \phi^2 \left[\frac{\text{Emf}^3}{1 - \text{Emf}} \right]^{1a}$$

representación de Gmf frente a $\left[\frac{\text{Emf}^3}{1 - \text{Emf}} \right]$ en cordenadas logarítmicas determinarían una línea recta de pendiente + 1. Que eso se cumpliese en la realidad significaría que a cada aumento en el caudal de gases del lecho correspondería un aumento de la porosidad y que esto seguiría gradual y suavemente; algo así como si el lecho se comportase como un fuelle que se va expansionando. Por lo tanto la expresión anterior válida para el punto mínimo de fluidización sería aplicable a todos los caudales quedando generalizada en la fórmula:



$$G = 0,005 \frac{g_c dp^2 [f (f_s - f_r)]}{u} \phi^2 \left(\frac{E^3}{1-E} \right)$$

Se han estudiado muchos materiales y se ha realizado esta representación, fácil de obtener pues consiste cada más en ir midiendo caudales y alturas de lechos fluidizados. Entonces se ha obtenido experimentalmente el valor del coeficiente habiéndose observado que es función del tamaño de las partículas en el caso de los gases mientras que cuando el medio fluidizante es líquido es prácticamente -1 (Fig. No 12).

En el caso de sólidos fluidizados con gases la desviación del valor teórico es tanto mayor cuanto menor es el tamaño de las partículas. Todo esto sustenta las ideas expuestas al principio sobre la fluidización homogénea y heterogénea.

La primera dijimos que se presentaba perfectamente en sólidos fluidizados por líquidos, mientras que la segunda en sistemas fluidizados por gases. Los líquidos parecen que además de independizar más a las partículas de sólidos impidiendo la agregación de éstos y por tanto particulizándolos, provocan una expresión más gradual y constante según se van aumentando los caudales tal vez debido a que la diferencia de densidades entre las dos fases es relativamente pequeña.

Pensando así también se explica la gran desviación de la "idealidad" que existe cuando se trataja en sistemas sólido-gas con tamaños de partículas muy pequeñas pues entonces es más fácil la formación de aglomerados de partículas mayores debido a la gran actividad superficial de los sólidos a tamaños tan finos. Sin embargo a medida que se va considerando tamaños mayores la desviación va siendo mayor, existiendo un tamaño de partículas de una 400 u aproximadamente en el cual $m \approx -1$.

Para tamaños superiores la desviación vuelve a crecer debido indudablemente a las burbujas abundantes que se forman en sistemas sólido-gas cuando los tamaños de partículas son grandes.

El problema consiste en predecir la expansión del lecho fluidizado para una velocidad dada. Los datos experimentales de los que se dispone normalmente son: D_p , f , u . Para trazar la línea de expansión hay que conocer G_{uf} y E_{mf} . La primera se calcula a partir de la expresión propuesta al final del párrafo 1.7. En ella todos los datos son conocidos excepto P_s . Para su cálculo se hacen una serie de sustituciones. En efecto: a partir de mediciones de pérdida de carga en lecho estático aflojado y empaquetado es posible para una misma velocidad obtener dos pérdidas de carga distintas sustituyendo las expresiones de l de la pag. 10 y dividiendo una por la otra se obtiene:

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{L_1 (1 - E)^2 E^3}{L_2 (1 - E_2)^2 E_1^3} \quad \text{en la que los subíndices}$$

1 y 2 se refieren a cada uno de los empaquetamientos citados teniendo en cuenta que la porosidad de un lecho está determinada por:

$$E = 1 - \frac{W}{p_s \cdot S_L} \quad \text{y la relación de}$$

porosidades para un mismo producto con distintos empa-

quetamientos es:

$E_2 = 1 - \frac{L_1}{L_2} (1 - E_1)$ es posible deducir el valor de cualquiera de las dos incógnitas E_1 o E_2 .

$$E_1 = \frac{1 - \frac{L_1}{L_2}}{\frac{3 \sqrt{\Delta P_1 L_1}}{\Delta P_2 L_2} - \frac{L_1}{L_2}}$$

y con la ayuda de la antepenúltima ecuación se calcula la densidad del sólido. El factor de forma se deduce según las citadas expresiones de la pag. No 10

De esta forma se tienen todos los datos para el cálculo de G_{mf} y E_{mf} ya que se puede suponer sin gran error que la porosidad del lecho aflojado coincide con la correspondiente al punto mínimo de fluidización.

La pendiente de la línea de expansión se deduce en función del tamaño de partícula según se explicó anteriormente.

Si la expansión fuera la teórica todos los puntos experimentales estarían sobre una línea recta de pendiente -1, pudiendo deducir así teóricamente las expansiones en función de los caudales. Pero la realidad es otra. La pendiente a aplicar en la práctica la podemos obtener en función del tamaño del material granular cuando se fluidiza con gases, a partir de la gráfica $m - D_p$. Con el valor de m obtenido de esta forma se traza a partir del punto original, una recta de esa pendiente que determinará la variación de la porosidad del lecho y por tanto la expansión, en función del caudal. Se define como relación de expansión R :

$$R = \frac{\% \text{ del volumen total ocupado por el sólido en el punto mínimo de fluidización.}}{\% \text{ del volumen total ocupado por el sólido en el punto de fluidización considerado.}}$$

$$R = \frac{1 - E_{mf}}{1 - E} \quad ; \quad R \text{ siempre } > 1, \text{ excepto en el punto mínimo de fluidización que es igual a } 1.$$

$$R = \frac{\text{Volúmen del lecho en estado fluidizado}}{\text{Volumen del lecho en el punto mínimo de fluidización.}}$$

I.9. EFICIENCIA DE LA FLUIDIZACION. VELOCIDAD REDUCIDA Fig.14

Si se observa un lecho fluidizado de material granular, se ve que el movimiento de éste aumenta con la velocidad del gas. También se puede comprobar visualmente en los lechos granulares de partículas pequeñas que éstas tienen un movimiento más rápido y movido que en la partículas grandes.

Indudablemente que la característica más señalada de la fluidización es el movimiento de los sólidos en el lecho y por tanto es muy conveniente el fijar una cantidad que indique de alguna manera el grado de movimiento de los sólidos. Esta se define como "eficiencia" de la fluidización, término que no indica de ninguna manera la intensidad del contacto del fluido y el sólido sino como hemos dicho trata de obtener una idea de la cuantía de la velocidad general de paso de los sólidos en el conjunto del lecho. Llamando G_f a la velocidad real de fluidización a que se esté trabajando $G_f - G_{mf}$ será el exceso de velocidad mínima de fluidización.

La porosidad en el punto mínimo de fluidización sería E_{mf} y en el punto en el cual está transcurriendo la fluidización es E_f . Si la expansión del lecho fluidizado se hubiera hecho de una manera gradual desde E_{mf} a E_f entonces en el gráfico $G.Vs \frac{1 - E}{E}$ no habríamos movido por la

línea de pendiente -1 hasta llegar al valor E_f . Para alcanzar esta porosidad real se hubiera necesitado una velocidad G_e . Pero el caso real es otro; no nos movemos por la línea de pendiente -1, sino por la pendiente m de tal manera que G_f corresponde E_f , habiendo por tanto un exceso de $G_f - G_e$ sobre la velocidad necesaria para expandir el lecho al valor E_f . Este exceso de velocidad del fluido se emplea en imprimir movimiento a las partículas y no en expandir el lecho ya que hemos supuesto la misma E_f . Se entiende como eficiencia de la "fluidización" de cociente:

$$n = \frac{G_f - G_e}{G_f} = 1 - \frac{G_e}{G_f}$$

El término n tiene gran importancia en el cálculo de coeficientes de transmisión de calor a un lecho fluidizado pues estos son función del movimiento de las partículas en el lecho. Uno de los procedimientos más empleados en el estudio del movimiento de los sólidos en un reactor consiste en estudiar los coeficientes generales de transformación de calor en las distintas zonas del lecho fluidizado. Por tanto es lógico pensar en la influencia de n sobre el coeficiente de transmisión del calor.

En la práctica se trabaja con una velocidad reducida de 6 a 10 entendiéndose como tal a la relación G_f/G_{mf} .

EJEMPLOS DE APLICACION DE LOS REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO EN LA TECNICA NUCLEAR.-

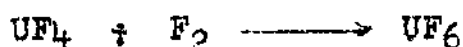
Los reactores de lecho fluidizado encuentran hoy día gran aplicación en la ingeniería química en los procesos en que hay que poner en contacto un sólido y un fluido de la manera más íntima posible y con un control bueno de la temperatura, como por ejemplo en el secado de sólidos por gases, en las reacciones entre gases catalizados por un fluido. Y así se pueden hacer tres grandes grupos de aplicación de los lechos fluidizados:

- Secado de sólidos.

-Reacciones entre gases catalizados por un sólido como son las reacciones orgánicas o el craking catalítico.

-Reacciones sólido- gas:

Por ejemplo la tostación de minerales como la piritita, obtención de compuestos a partir de sólidos reactivos como:



En estos ejemplos los óxidos son sólidos granulares que constituyen el lecho que está siendo fluidizado por el otro reaccionante que es un gas que además de ser el reaccionante es el fluidizante pudiéndose alimentar al sistema solo o bien diluido con un gas inerte.

En las dos primeras reacciones los productos son gases y sólidos; los gases salen del reactor y los sólidos quedan constituyendo el lecho.

En el tercer caso el producto es un gas que sublima a la temperatura de trabajo.

Entonces para mantener la fluidización lo que se hace construir el lecho por una mezcla de compuesto reaccionante y compuesto inerte tal como el Ca F_2 .

El UF_6 se recoge en trampas frías por las que se hace circular la corriente de gases de salida.

Reactores Nucleares:

El combustible nuclear está fluidizado en un fluido que a la vez es moderador y refrigerante.

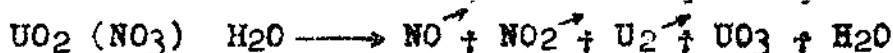
Cambiadores de Calor:

Como veremos cuando estudiemos la transmisión del calor en lechos fluidizados el coeficiente general de transmisión pared-lecho fluidizados es 100 veces mayor que en un tubo vacío. De esto se saca partido para calentar gases en casos en donde se precisa un calentamiento rápido y sin que la pérdida de carga sea alta, pues como es sabido la transmisión de calor es tanto mayor cuanto más grande es la pérdida de carga en el tubo vacío.

Se ha visto experimentalmente que se calientan fácilmente en un lecho fluidizado de 20 cm. de altura con una ΔP igual a $W/S = 30$ cm. de agua, gases que precisaban para llegar a la misma temperatura 900 cm. de tubo de 6 x 8 mm. con una $\Delta P = 500$ cm de agua aproximadamente.

Reacción Líquido-Gas-Sólido y Sólido-Gas

Tales como una evaporación rápida de una corriente líquida alimentada al seno de un lecho fluidizado o bien la descomposición y calcinación de sales o compuestos que lleve en solución o en suspensión esa corriente líquida. Tal es el caso de:



que se alimenta por medio de una boquilla de pulveriza

ción colocada en el seno de un lecho fluidizado de UO_3 a la temperatura adecuada para esa descomposición. En el ejemplo anterior se produce la evaporación del agua, la deshidratación y la descomposición prácticamente de una manera instantánea. Los sistemas sólido-gas pueden ser con respecto a los sólidos, discontinuos o continuos. En los primeros se carga el reactor con el producto sólido y se hace reaccionar con la corriente fluidizante hasta que la reacción ha terminado comprobándose esto por el análisis de los gases que abandonan el reactor ó por el producto sólido. En los continuos la alimentación se hace generalmente por medio de un tornillo sin fin efectuándose la descarga generalmente por rebose. El volumen del reactor y la velocidad de alimentación de sólidos al sistema son tales que estos están el tiempo necesario para que la reacción tenga lugar en la extensión deseada. Desde el punto de vista del comportamiento de los flujos de fluido y sólidos en el reactor, se supone que el primero, al menos en los reactores de L/D. grande, es del tipo pistón. Sin embargo en el sólido la meta es total. Esto presenta el inconveniente de que los sólidos no permanecen todo el tiempo definido por $\theta = V/Q$, en la que V es el volumen del lecho expandido de sólidos y Q es el caudal de alimentación de los mismos. En efecto al ser de mezcla total para los sólidos habrá un cierto número de partículas que encuentren la salida inmediatamente mientras que otras estarán un tiempo mucho mayor que el calculado como tiempo de retención. La distribución será Gaussiana. Para evitar esto lo que se hace es compartimentar los sectores o realizar una misma transformación en varios reactores. Los dos sistemas más utilizados son los esquematizados en las figuras 15 y 16. Estos permiten además un control más cuidadoso de las condiciones de la reacción. El primer sistema presenta la ventaja sobre el segundo de que el flujo de los sólido y fluidos es más en contra corriente que en el segundo pero tiene el inconveniente de los atascos de los tubos de bajada de sólidos siendo su diseño muy crítico. Estos reactores pueden tener el lecho de sólidos agitado con agitador de baja velocidad de giro en el caso de que los sólidos se apelmazacen y fuese difícil su fluidización. El lecho en sí puede ser cónico o cilíndrico. En el primer caso puede ser totalmente cónico ó suavemente cónico no llevando entonces, si fuera totalmente cónico placa de difusión o soportadora de los sólidos. Los lechos cónicos tienen la ventaja de que en la base que es la zona donde se acumulan las posibles partículas de difícil fluidización, ya sea debido a su tamaño, ya sea por su densidad, la velocidad del flujo es muy alta (Fig. 17), pero presenta el inconveniente de que el fluido puede romper fundamentalmente por el centro dejando más ó menos inmóvil el sólido granular de la parte lateral. Las placas difusoras y soportadoras del material pueden ser perforadas o porosas (Fig. 18) En las primeras los orificios pueden ser cónicos o cilíndricos, teniendo aquellos la ventaja de que el material in

móvil junto a la placa es mucho menor. Las placas porosas son más caras, presentan problemas constructivos y determinan ΔP más altos. También se emplea borboteadores tipo columnas de destilación.

En la corriente de salida de los gases del reactor hay que disponer de medios para separar los sólidos arrastrados del fluido. Los métodos más utilizados son los filtros y los ciclones. Los primeros son unos separadores prácticamente absolutos lo cual es importante cuando los sólidos son muy valiosos o tienen peligro para la salud, pero su funcionamiento no es continuo ya que precisan de un limpiado a intervalos regulares realizándose éste pasando una corriente gaseosa en sentido contrario.

El funcionamiento de los ciclones es continuo pues los sólidos retenidos en ellos caen otra vez por gravedad al lecho fluidizado, pero no son separadores absolutos.

I.10. VENTAJAS E INCONVENIENTES DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS.

I.10.1. Ventajas

- a - Operación continua. Los sólidos se comportan como fluidos.
- b - Isotermicidad en el lecho tanto longitudinal como verticalmente
- c - Elevado coeficiente de transmisión del calor.
- d - ΔP bajos a caudales de fluidos altos en comparación a los lechos fijos.
- e - Pueden trabajar con sólidos granulares sin precisar de pastillado como ocurre en la mayoría de los lechos fijos.

I.10.2. Inconvenientes

- a - No existe un flujo en contracorriente de sólidos y gases.
- b - Erosiones en el reactor.
- c - Precisa de equipo de recuperación de sólidos debido a la elutriación.
- d - Desmenuzamiento del sólido por choques entre sí.
- e - La velocidad de los fluidos en el reactor no solo está fijada por las necesidades desde el punto de vista de transmisión de calor o de materia sino que también las condiciones de fluidización fija los límites entre los cuales debe variar el caudal de fluidos.

BIBLIOGRAFIA:

- BROWN : " Unit Operations " (solamente es una introducción)
- VIAN - OCON : " ELEMENTOS DE INGENIERIA QUIMICA " (tiene cierta extensión y detalle)
- KIRK-OTHNER : " ENCICLOPEDIA DE INGENIERIA QUIMICA " (Describe bien la parte de fluido dinámico).

- CRAMER-DANIS : " CHEMICAL ENGINEERING TRACTICE "(Dos capítulos dedicados a fluidización. Es bueno sobre todo desde el punto de vista práctico)
- OTHEMER : " FLUIDIZACION " (muy buenas fotografías. Describe unidades industriales etc.)
- MAX-LEVA : " FLUIDIZACION " (tal vez sea el mejor)
- ZEUZ-OTHERNER : " FLUIDIZATION AND FLUID PARTICLE SYSTEMS" (bueno desde el punto de vista teórico, sobre todo en lo que se refiere a propiedades de los sistemas granulares)
-

II. MEDIDA DE DENSIDADES POR EL METODO DE BORBOTEО

El sistema montado en el Laboratorio para comprobar experimentalmente el procedimiento, es el esquematizado en la figura adjunta. La fuerza impulsora del borboteo de aire es el vacío creado en el Erlenmeyer que contiene al líquido cuya densidad se quiere determinar. Las medidas se han realizado bajo vacío para trabajar en las mismas condiciones que se tendrán en el evaporador. Incluso las determinaciones de las densidades de las soluciones más densas, se han realizado en caliente (60° a 80°), para reproducir lo más fielmente posible las condiciones que se darán posteriormente en el evaporador. Las soluciones empleadas han sido de nitrato de uranilo hexahidratado y se midió previamente la densidad de las mismas con los densímetros de laboratorio procedentes de la instalación de purificación de concentrado. Si la separación de las ramas sumergidas es constante e igual a h , y si las pérdidas de carga del gas de borboteo (aire en este caso), desde los puntos de toma de presión A y B, debidas a las líneas entre sí, son nulas, se puede escribir:

$P_1 \cdot h = \Delta H \cdot P_M$, siendo P_M la densidad del líquido manométrico y P_1 la del líquido problema.-

$\Delta H = \frac{P_1}{P_M} h$; si P_M es agua entonces;

$\Delta H = \gamma_1 h$; γ_1 siendo la densidad del líquido referida a la del agua.-

Como $h = 10$ cm ; tendríamos.

$\Delta H = \gamma_1 \cdot 10$ Luego: $\gamma_1 = \frac{\Delta H}{10}$

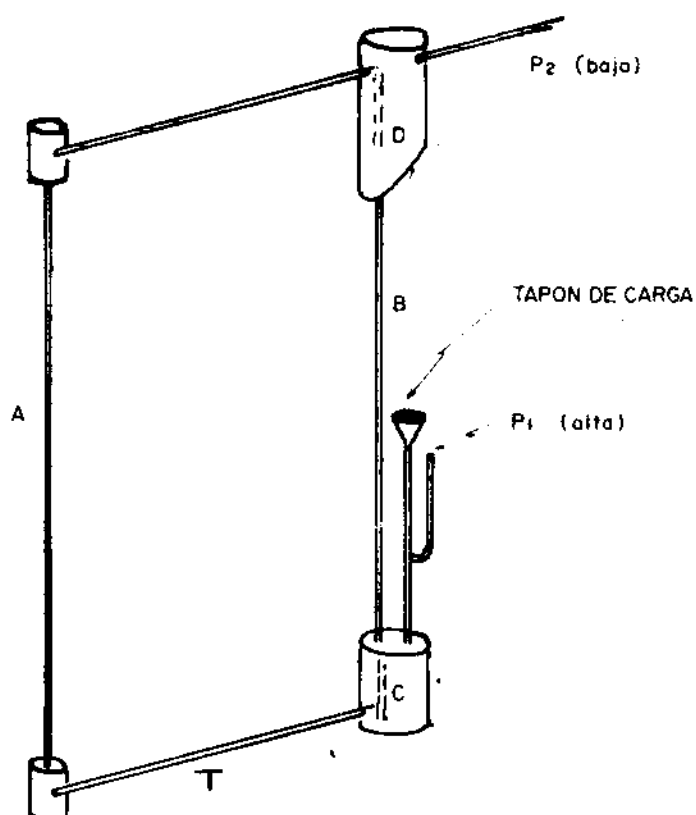
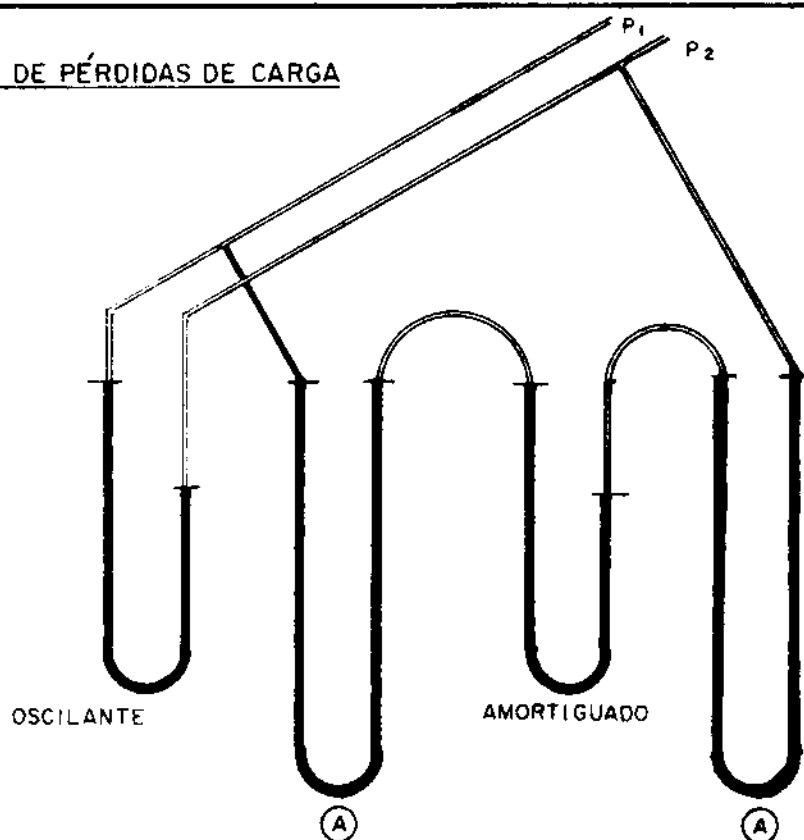
Se hicieron las medidas dando los resultados expuestos en la tabla:

Nº	COMPOSICION	DENSIDADES	
		Densímetro	Borboteo
1	Nitrato de uranilo y agua	1'788	1'78
2	Nitrato de uranilo y agua	1'618	1'59
3	Nitrato de uranilo y agua	1'335	1'32
4	Nitrato de uranilo y agua	1'272	1'25
5	Nitrato de uranilo y agua	1'185	1'18
6	Agua	1'000	1'00

Las diferencias encontradas pueden en parte ser atribuidas a errores en los densímetros.-

La validez de la medida es aceptable para nuestras necesidades.-

MEDIDOR DE PÉRDIDAS DE CARGA



MEDIDOR DE DIFERENCIAS DE PRESIÓN EN FORMA DIRECTA

III. MONTAJE DE UN SISTEMA MEDIDOR DE DIFERENCIAS DE PRESION EN FORMA DIRECTA. (ya sea para pérdidas de carga en el lecho fluidizado ó a través de un orificio)

Estos sistemas proporcionan lecturas directas, lo que representa una gran simplificación, pues para leer una diferencia de presión no hace falta efectuar diferencias de lectura sobre la escala.

Esto se consigue debido a la gran capacidad del recipiente (C) que determina que el nivel en dicho depósito apenas se modifique al ascender el líquido manométrico por el tubo de vidrio (A) y por el retorno (B). El error relativo de la lectura viene expresado por:

$$E = \frac{(d_A^2 + d_B^2)}{d_C^2} \cdot 100$$

d_A = ϕ tubo A

d_B = ϕ tubo B

d_C = ϕ depósito C

En este caso: d_A = 6 mm.

d_B = 6 mm.

d_C = 72 mm.

E = 1,39 %

Además en este sistema se suprimen las válvulas de retención del líquido manométrico que impiden la salida del mismo si se aumenta bruscamente P_1 .

Si esto sucede el líquido manométrico asciende por (A) llega al recipiente (D) y debido a la forma de efectuarse la descarga en éste se impide totalmente la salida del líquido por la línea de baja presión p_2 .

Simultáneamente el líquido del recipiente (C) asciende por la rama de descenso (B).

Esta subida por ambas ramas continuará hasta que el nivel de líquido en el depósito (C) descienda por debajo del tubo de comunicación (T) con el (A). El gas impulsor nunca podrá ascender por la rama (B) ya que encontrará siempre salida libre por (A). Una vez que todo el líquido ha ascendido al depósito (D) y ha desaparecido la causa que lo hizo ascender, todo el líquido retorna por el tubo (B) al depósito (C). Esto permite también el acoplamiento de tubos de vidrio tuberías metálicas que de otra forma es casi imposible.--

IV. JUSTIFICACION DEL CALIBRADO DE ORIFICIOS MEDIDORES

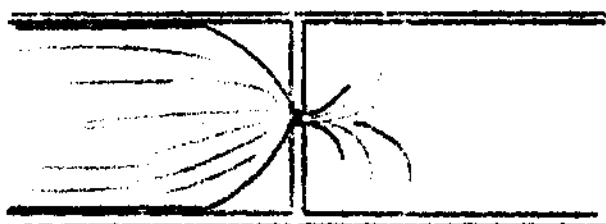


Fig. No 1

Segun el teorema de Bernoulli:

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + \frac{V_1^2}{2gc} + z_1 + W + q = \frac{P_2}{\gamma_2} + \frac{V_2^2}{2gc} + (-lw) + z_2 \quad (1)$$

$-lw$ = término debido al rozamiento.

$$z_1 = z_2$$

$$W = 0$$

$$q = 0$$

v = velocidad lineal (cm/seg)

Pero:

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + \frac{V_1^2}{2gc} = \frac{P_2}{\gamma_2} + \frac{V_2^2}{2gc} + (-lw) \quad (2)$$

$$\frac{1}{2gc} (V_2^2 - V_1^2) = \frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_2} - (-lw) \quad (3)$$

$$V_2^2 - V_1^2 = 2gc \left[\frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_2} - (-lw) \right] \quad (4)$$

$$V = \frac{Q}{A} \quad (5)$$

$$Q = \frac{G}{\gamma} \quad (6)$$

A = Area libre de paso (cm²)

Q = Caudal en cm³/seg. en las condiciones del punto.

G = Caudal masivo grs/seg.

$$\frac{Q_2^2}{A_2^2} - \frac{Q_1^2}{A_1^2} = 2gc \left[\frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_1} - (-lw) \right] \quad (7)$$

$$\frac{G_2^2}{\gamma_2^2 A_2^2} - \frac{G_1^2}{\gamma_1^2 A_1^2} = 2gc \left[\frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_2} - (-1w) \right] \quad (8)$$

Pero:

$$G_1 = G_2 = G$$

$$G^2 \left(\frac{1}{\gamma_2^2 A_2^2} - \frac{1}{\gamma_1^2 A_1^2} \right) = 2gc \left[\frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_2} - (-1w) \right] \quad (9)$$

$$G^2 = \frac{2gc \left[\frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_2} - (-1w) \right]}{\frac{1}{\gamma_2^2 A_2^2} - \frac{1}{\gamma_1^2 A_1^2}} \quad (10)$$

$$Q_1^2 \gamma_1^2 = \frac{2gc \left[\frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_2} - (-1w) \right]}{\frac{1}{\gamma_2^2 A_2^2} - \frac{1}{\gamma_1^2 A_1^2}} \quad (11)$$

$$Q_1^2 = \frac{\frac{2gc}{\gamma_1^2} \left[\frac{P_1}{\gamma_1} - \frac{P_2}{\gamma_2} - (-1w) \right]}{\frac{1}{\gamma_2^2 A_2^2} - \frac{1}{\gamma_1^2 A_1^2}} \quad (12)$$

Pero ahora se puede hacer una simplificación cuya justificación veremos más adelante. Consiste en suponer que $\gamma_1 = \gamma_2$. Esto es rigurosamente cierto en aquellos fluidos incompresibles y que por lo tanto γ no varía con la presión. En el caso del aire u otro gas esto no es verdad ya que $\gamma = \gamma(P)$. Pero de momento nosotros vamos a considerar que $\gamma_1 = \gamma_2 = \gamma$ para toda clase de fluidos. Entonces:

$$Q_1^2 = \frac{2gc \left[\frac{P_1 - P_2}{\gamma} - (-1w) \right]}{\left[\frac{1}{A_2^2} - \frac{1}{A_1^2} \right]} = \frac{A_2^2 2gc \left[\frac{P_1 - P_2}{\gamma} - (-1w) \right]}{\left[1 - \frac{A_2^2}{A_1^2} \right]} \quad (13)$$

; Pero el punto de mínima presión P_2 no corresponde al orificio sino a un punto de la vena contractada cuya área, a la cual hay que referir la velocidad para el cálculo, no se conoce, de tal forma que:

$$A_2 = f(A_0) \quad (14)$$

siendo A_0 el área del orificio, pudiéndose escribir:

$$Q_I = C'' A_0 \sqrt{\frac{2gc \left[\frac{\Delta p - \gamma - (-lw)}{\gamma} \right]}{\left[1 - \frac{D_0^4}{D_1^4} \right]}} \quad (15)$$

$$\text{Pero } \Delta p - \gamma - (-lw) = C^2 \Delta p \quad (16)$$

porque el trabajo irreversible $(-lw)$ incluidas las pérdidas de rozamiento puede expresarse como fracción de la diferencia de presión.

Luego

$$\frac{P}{\gamma} - (-lw) = C^2 \frac{\Delta P}{\gamma} \quad (17)$$

$$Q_I = A_0 C^{IV} \sqrt{\frac{2gc \frac{\Delta P}{\gamma}}{\left[1 - \left(\frac{D_0}{D_1} \right)^4 \right]}} \quad (18)$$

Si estamos en condiciones tales que se pueda aplicar la ecuación de estado,

$$PV = n \cdot RT; \quad PV = \frac{m}{M} RT \quad ; \quad P = \frac{m}{V} \cdot \frac{1}{M} \cdot RT =$$

$$P = \frac{\gamma}{M} \cdot RT \quad ; \quad \gamma = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} \quad (19)$$

Sustituyendo en la ecuación (18) el valor de γ (para lo cual el flujo debe transcurrir a través del orificio en condiciones isotérmicas):

$$Q_I = A_0 \cdot C_0 \sqrt{\frac{2gc \cdot \Delta P \cdot RT}{PM \left[1 - \left(\frac{D_0}{D_1} \right)^4 \right]}} \quad (20)$$

El valor:

$$A_0 \cdot \sqrt{\frac{1}{1 - \left(\frac{D_0}{D_1} \right)^4}} \quad (21)$$

es una constante del orificio.

$$2gE = 2 \times 9,8$$

R = Corriente universal.

C_0 = Coeficiente de descarga. Se ha de trabajar siempre en el orificio a Re superiores a 20.000, para los cuales el valor de C_0 no varía con el Re .

Haciendo:

$$A_0 \cdot C_0 \sqrt{\frac{2gc \cdot R}{1 - \left(\frac{D_0}{D_1}\right)^4}} = K \quad (23)$$

$$Q_1 = k \sqrt{\frac{\Delta P \cdot T}{P \cdot M}} \quad (24)$$

ΔP medido en unidades de fuerza superficie. Transformándolo a cm de agua $\Delta P = a^2 \cdot \Delta H$ en la a^2 es una función del peso específico del agua (25)

$$Q_1 = k' \sqrt{\frac{T}{P \cdot M}} \sqrt{\Delta H} \quad (26)$$

$$Q_1 \cdot \sqrt{\frac{P \cdot M}{T}} = k' \sqrt{\Delta H} \quad (27)$$

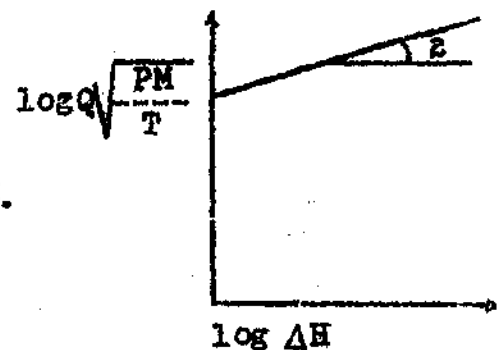
P = presión absoluta de medida en el orificio.

M = peso molecular del gas.

T = temperatura absoluta.

Tomando logaritmos:

$$\log Q_1 \sqrt{\frac{P \cdot M}{T}} = \log k' + 1/2 \log TM.$$



Para que esto sea válido y se cumpla se han de satisfacer las siguientes condiciones:

1. Flujo isotérmico a través del orificio (entre las tomas 1 y 2).
2. Fluido incompresible ó que la variación de la presión sea muy pequeña.
3. Re superiores a 20.000.
4. Aplicación de la ecuación de estado con $Z = 1$

La ecuación (27) es válida para cualquier flujo a cualquier temperatura y a cualquier presión de medida, siempre que se tenga en cuenta el peso molecular del gas.

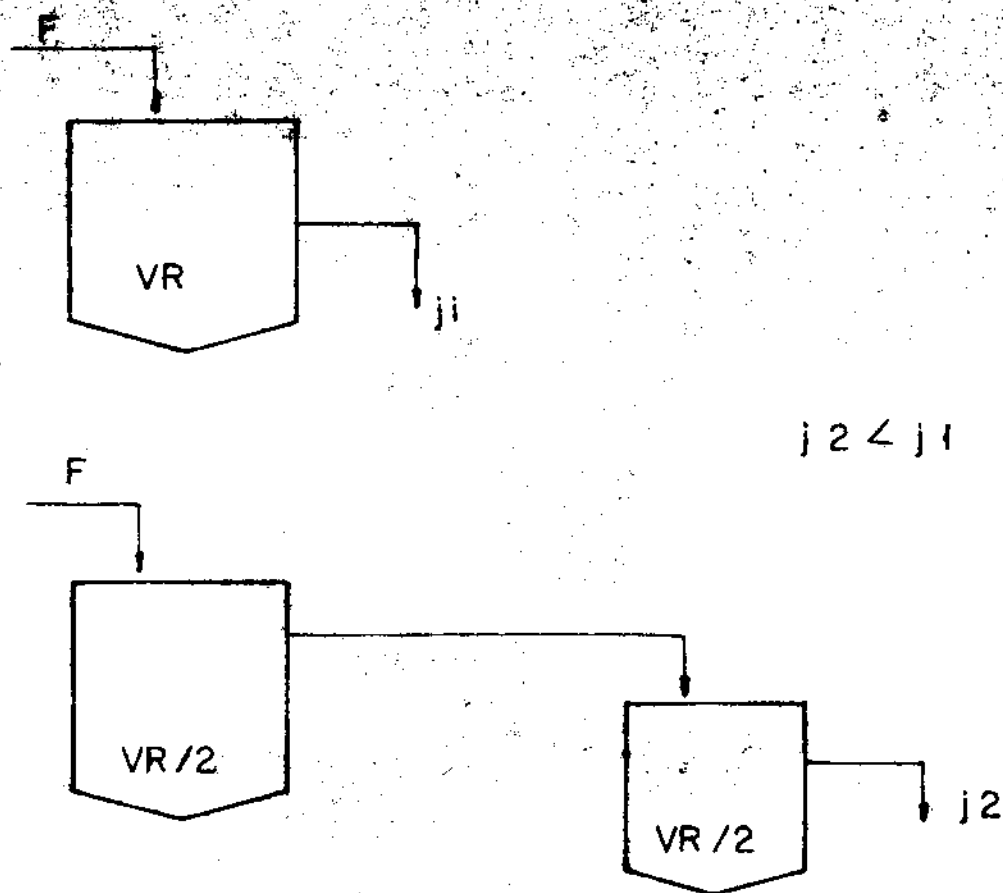


Fig. 1

Fracción no convertida
de la alimentación

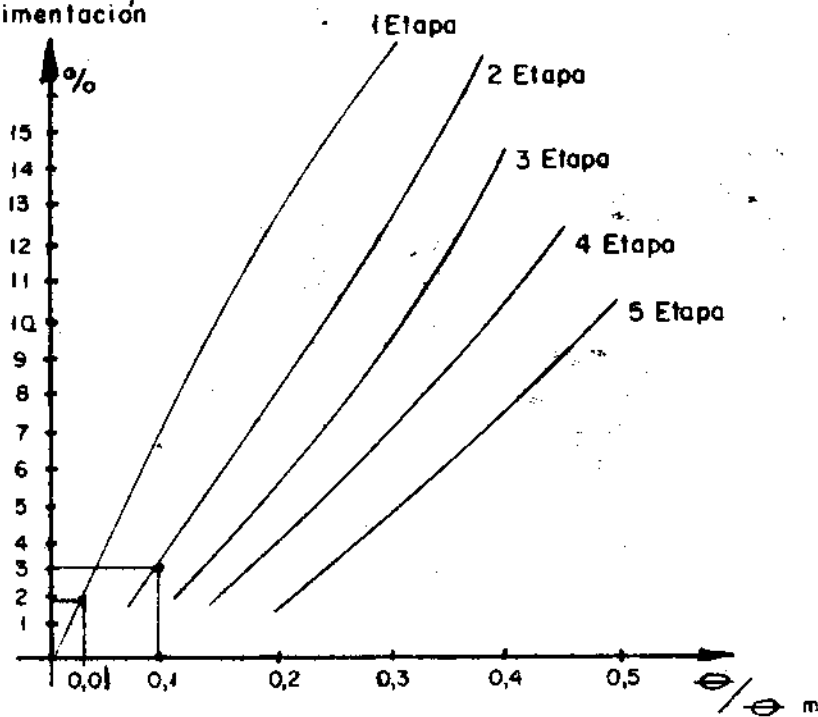


Gráfico I

Se puede calibrar con un fluido y luego trabajar con otro. En las condiciones nuestras de trabajo se cumplen, normalmente los requisitos 1º, 3º y 4º.

Si se establece una relación entre las expresiones de los flujos máscicos (gms/seg) para orificios medidores deducidos en este trabajo, en la forma real en que no se hace la simplificación de la igualdad de peso específico ante y post orificio, y en la forma simplificada se llega a:

$$\frac{G_R^2}{G_R^2} = \frac{2 \left[1 - \left(\frac{D_o}{D_i} \right)^4 \right]}{\left[1 + \frac{P_1}{P_2} \right] \left[1 - \frac{P_2^2}{P_1^2} \left(\frac{D_o}{D_i} \right)^4 \right]} \quad (28)$$

en la que para la forma real (G_R) el peso específico operativo se ha supuesto igual a la media aritmética entre γ_1 y γ_2 . A partir de esta expresión es posible calcular el error que se cometerá

$$\left(\frac{G_S - G_R}{G_R} \cdot 100 \right) \text{ para un valor dado de sobre}$$

presión post-orificio (P_2) y una pérdida de carga establecida ($P_2 - P_1$) y una relación de diámetro conocida (D_o/D_i). Así, por ejemplo, para $P_2 \approx 1$ Atm y $P_2 - P_1 = 1$ metro de columna de agua, el error es superior al 10% cuando la relación de diámetro (D_o/D_i) es más alta de 0,80, situación que es poco frecuente. Para una relación de 0,70 el error descende al 5% admisible en los trabajos de fluidización. Los errores pueden disminuirse de manera importante operando a sobre presiones más altas y con pérdidas de carga inferiores.

$$\frac{Kg}{m^2} = \frac{u}{m} \times \frac{Kg}{m^3}$$

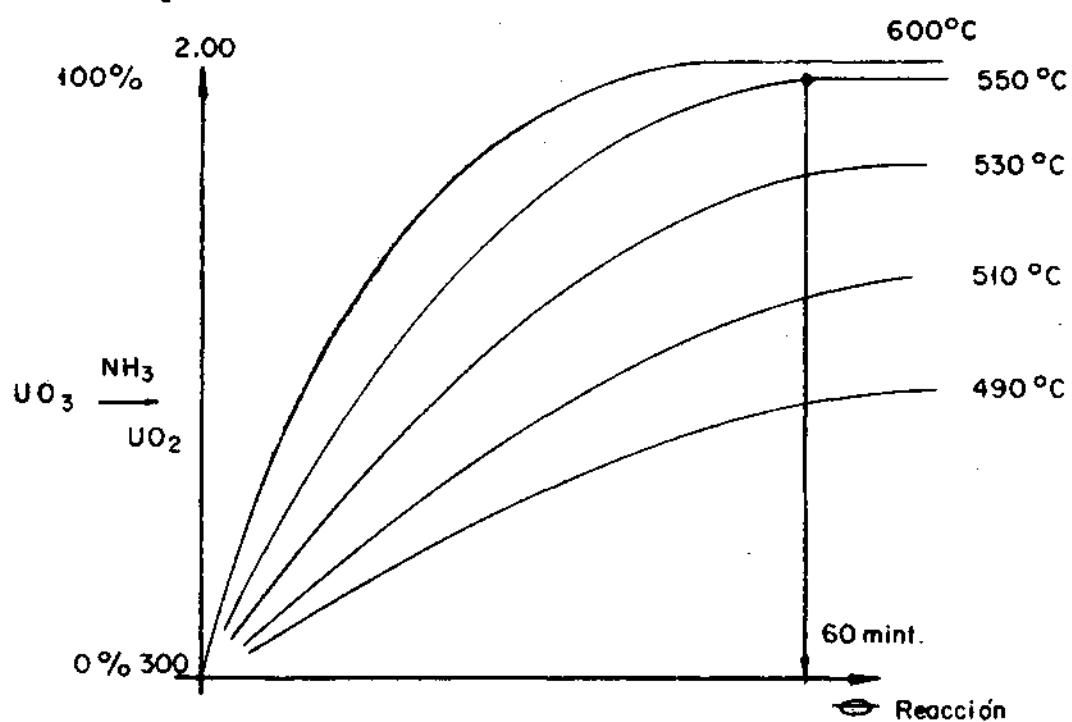


Gráfico II

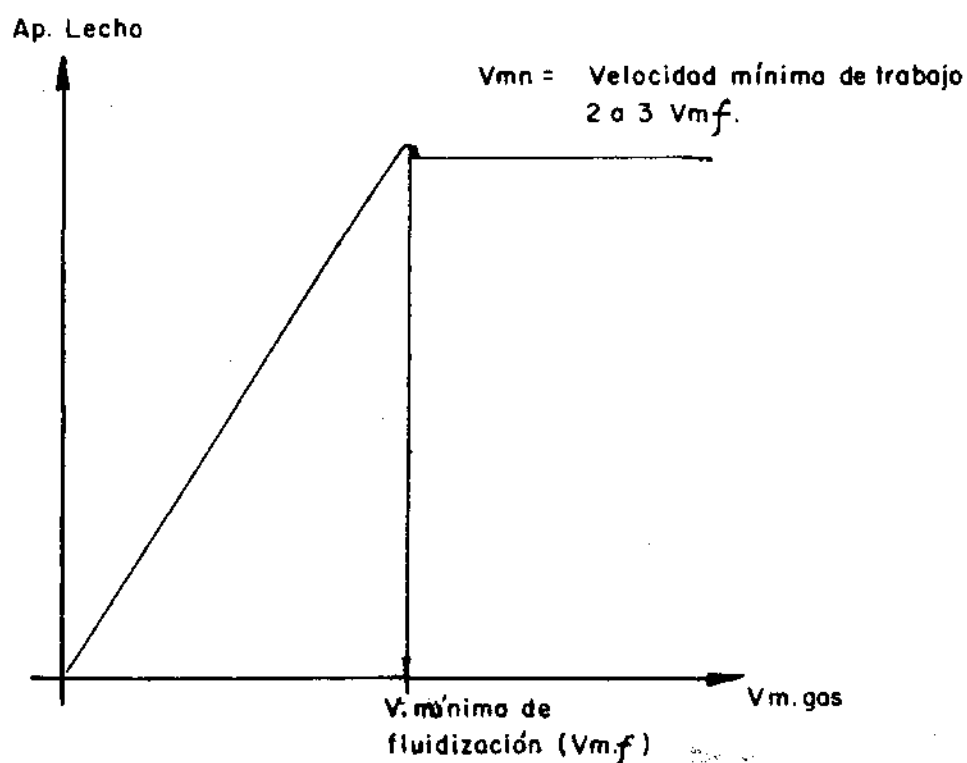


Gráfico III

V. CALCULO DE REACTOR CONTINUO DE LECHO FLUIDIZADO PARA PRODUCCION DE UO2

El cálculo de un reactor continuo de lecho fluidizado no es una aplicación sencilla de fórmulas empíricas, sino que resulta de un estudio de laboratorio, con lo que se logra el conocimiento cinético y fluidodinámico del producto a procesar.-

Los pasos consecutivos que hay que tener en cuenta para el dimensionamiento son los siguientes:

Datos: Producción anual: Kgs/año de donde se deduce la Producción horaria-Kgs/hora (F)
Especificaciones del producto final, por ejemplo UO2, como máximo UO2.02 cuando se va a obtener

De esta manera se nos fija un $j = 2\%$ (figura 1)

[j] es la fracción de producto alimentado que ha permanecido en el reactor un tiempo inferior al prefijado θ , que en nuestro caso coincide con el necesario para su transformación total.-

Es función de, $j = f\left(\frac{\theta}{\theta_m} \cdot n\right)$

θ = tiempo de transformación

θ_m = tiempo medio = $\frac{V_r}{F} = \frac{\text{Volúmen reactor}}{\text{Velocidad de aliment.}}$

n = número de etapas.

$j_2 < j_1$ (Ver figura Nº 1)

$$j = 1 - e^{-y} \left[1 + y + y^2 \frac{1}{2!} + y^3 \frac{1}{3!} + \dots + y^n \frac{1}{(n-1)!} \right]$$

$$y = \frac{F \cdot n \cdot \theta}{V_r} = n \cdot \frac{n\theta}{\theta_m}$$

Por ejemplo si el producto final tiene que ser UO2.02 significa que el máximo $j = 2\%$ y poniéndonos en las peores condiciones, que serían suponiendo que la fracción que no ha permanecido en el reactor un tiempo inferior al necesario θ , para su transformación está totalmente sin convertir, ni siquiera en parte, comenzamos el tanteo utilizando el gráfico Nº 1.

Allí vemos que con un reactor de una sola etapa, para el $j = 2$, el θ/θ_m es de 0,01.

Por otra parte, de ensayos científicos realizados en un reactor discontinuo, con anterioridad, se han obtenido las curvas de transformación de UO3 $\rightarrow$ UO2 en función del tiempo de reacción para diferentes temperaturas y concentraciones del gas reactivo (NH3, en nuestro caso) (Gráfico II).-

Lo mismo se realiza también con anterioridad para la transformación UO2 $\rightarrow$ UF4.-

Esto nos permite optimizar la temperatura de reducción te-

niendo en cuenta las variables de temperatura de transformación y tiempo de transformación en reducción y fluoruración y la relación de precios de ambos reactivos NH_3 y FH .-

Reducción

600°C $\longrightarrow$ 200 minutos.
500°C $\longrightarrow$ 300 minutos.

Fluoruración

450°C $\longrightarrow$ 300 minutos.
450°C $\longrightarrow$ 280 minutos.

De aquí se desprende que hay una temperatura de reducción para la cual el tiempo de transformación en fluoruración es mínimo; por lo tanto el consumo de FH será menor y entonces teniendo en cuenta que:

$$\frac{\text{Precio FH}}{\text{Precio NH}_3} = \frac{1}{2}, \text{ buscamos el tiempo de}$$

transformación que corresponde a la temperatura de reducción que determina un menos consumo de FH .-

Nota sobre el Valor de j

En la realidad la fracción de producto alimentado que no ha permanecido en el reactor el tiempo para permitir su transformación total no sale enteramente sin transformar, siempre hay algo que ha alcanzado en parte el pasaje a un estado entre UO_3 y UO_2 . Por eso podemos poner que si buscamos $\text{UO}_2.02$ y es $j = 2\%$; $(1 - j) = 100\%$ de $\text{UO}_2.02$ y que para un tiempo $\theta = 60'$ el $\text{UO}_2.02$ obtenido será una mezcla de:

$$F(\text{UO}_2.02) = (1 - j) F \cdot 2,005 + jF \cdot 2,14$$

$$\text{UO}_2.02 = (1 - j) \cdot 2,005 + j \cdot 2,14$$

$$2,14 = \text{a la fórmula alcanzada para } \theta/2.$$

- -

Entonces ya tenemos como base para el cálculo del reactor los siguientes datos:

$$F = W \text{ kg/hora}$$

$$j (\text{máxima}) = 2\%$$

$$\frac{\theta}{\theta_m} = 0,01$$

$$\theta = \text{tiempo de transformación} = 60 \text{ minutos}$$

y podemos seguir el dimensionamiento.

$$\theta_m = \frac{1}{0,01} = 1 \times 10^2 = 100 \text{ horas.}$$

Si $F = 10$ kg/hora y $\theta_m = 100$ horas el volúmen del reactor
 $V_r = 100 \times 10 = 1.000$ kg. UO_3 y como la densidad del
 UO_3 fluidizado es de $UO_3 = 3$; el $V_r = \frac{1000}{3} = 333$ l.

$$V_r = \frac{\pi D^2}{4} \cdot L = \frac{\pi D^2}{4} \cdot 3 D$$

porque por razones de construcción se toma como máximo $L/D = 3$. Por lo tanto ya conocemos el D .

Para el cálculo del caudal de NH_3 es necesario conocer primero la velocidad mínima de fluidización del producto a reducir para lo cual es necesario hacer el estudio de las condiciones fluidodinámicas del mismo; en un reactor de vidrio utilizando el mismo tipo de placa difusora que luego se usará en el continuo.-

Este estudio nos permite conocer el comportamiento del lecho en función de la pérdida de carga en el mismo Δp y la velocidad media lineal del gas $V_{m, gas}$. (Gráfico III).

(Aquí es necesario un estudio profundo de las placas)

Una vez obtenida esta V_{mt} y como se conoce el diámetro del reactor podemos determinar el caudal de NH_3 (q) que será necesario introducir para tener dicha velocidad de fluidización.

El consumo de NH_3 estequiométrico lo determina la producción horaria, pero el consumo real lo determina el diámetro del reactor porque se debe conseguir una V_{mt} según las condiciones fluidodinámicas del producto.-

Suponiendo que para $n = 1$ no se logra un $j < 2\%$ entonces pasamos a $n = 2$, y del gráfico Nº 1 sacamos $\theta/\theta_m = 0,1$ entonces:

$$\theta_m = \frac{1}{0,1} = 10 \text{ horas}$$

$$V_r = 10 \times 10 = 100 \text{ kgs. } UO_3$$

$V_r(\text{total}) = \frac{100}{3} = 33$ l. y por consiguiente se reduce notablemente $\frac{1}{3}$ el diámetro, de donde se deduce que al aumentar el número de etapas se reduce el V_r y a su vez este se divide por el nº de etapas, en consecuencia menor diámetro y menor caudal de NH_3 para la misma velocidad mínima de trabajo V_{mt} .-

En todo este planteo hemos aceptado dos suposiciones cinéticas:

1. Que la temperatura es igual en todos los lechos.-
2. Que la concentración del gas reactivo es constante. De los que se deduce que suponemos la velocidad de transformación constante en cada etapa.-

En realidad para que esto fuese valedero tendríamos que ir aumentando la temperatura a medida que la concentración del gas disminuye.-

La otra suposición es que desde el punto de vista de θ de residencia consideramos que la mezcla es total.-

