

C.N.E.A. Biblioteca	
ARCHIVO PUBLICACIONES	
Nº 1	AÑO 1982

# Los proyectos para producción de agua pesada de la Comisión Nacional de Energía Atómica

José M. García Bourg \* y Enrique E. García \*\*

## I. Introducción

El 13 de enero de 1974 fue puesta crítica la Central Nuclear en Atucha (Atucha I); en 1982 se prevé la puesta en marcha de la Central Nuclear Embalse, y el Plan Nuclear Argentino, lanzado a través del Decreto Nº 302 del 29 de enero de 1979, suscripto por el Poder Ejecutivo Nacional, contempla la construcción, puesta en marcha y operación de cuatro centrales de 600 Mw eléctricos de potencia en los años 1987 (Atucha II, en construcción), 1991, 1995 y 1997. Estas seis centrales son del tipo uranio natural-agua pesada de acuerdo con la opción tomada oportunamente por el país en procura de asegurar el dominio del ciclo del combustible.

De estos antecedentes surge inmediatamente la necesidad de contar con una provisión de agua pesada del orden de varios miles de toneladas para cubrir las necesidades básicas de este Plan Nuclear.

La Comisión Nacional de Energía Atómica, ante la necesidad de asegurar el abastecimiento de este insumo crítico para la concreción del Plan Nuclear y con el fin de lograr paralelamente la independencia tecnológica en la materia —tal como se realiza con otros suministros fundamentales para nuestro desarrollo nuclear—, ha resuelto oportunamente la ejecución de los Proyectos Agua Pesada.

\* Director, Proyectos Agua Pesada - C.N.E.A.

\*\* Gerente, Planta Módulo 80 - C.N.E.A.

Actualmente estos proyectos consisten en: 1) la instalación de una Planta Industrial (PIAP) en Arroyito (Provincia del Neuquén), adquirida "llave en mano", 2) la instalación de una Planta Experimental (PEAP) en Atucha —adyacente a la Central Nuclear— con tecnología nacional y 3) el desarrollo de la ingeniería de una planta industrial (MODULO 80) basada en el proceso de la PEAP y que aprovechará las experiencias que resulten de su operación.

**II. El agua pesada: fundamentos de su empleo en un reactor nuclear**

Como es bien sabido, para poder mantener una reacción nuclear autosostenida es necesario que los neutrones que se producen en la fisión del núcleo de un nucleído fisionable (U-235, U-233, Pu-239, entre otros) puedan ser absorbidos por otros núcleos fisionables para producir nuevas fisiones.

Para que esto último pueda ocurrir en un reactor en forma controlada es necesario disminuir la energía que poseen los neutrones al ser emitidos (es decir, "moderarlos"), sin que se pierdan demasiados neutrones por absorción en el moderador; de esta manera siempre se mantiene una relación superior a la unidad entre fisiones sucesivas.

Esta función moderadora la pueden cumplir los núcleos de nucleídos livianos, fundamentalmente el hidrógeno, el deuterio y el carbono bajo la forma de agua, agua pesada y grafito, respectivamente.

Para el funcionamiento normal del reactor es necesario además contar con un fluido que permita transferir el calor generado durante el proceso de fisión, evitando, por una parte, que éste alcance temperaturas excesivamente elevadas que podrían conducir a la fusión de los materiales que componen el núcleo del reactor, y permitiendo, por otra, recuperar este calor para generar energía. El agua natural y el agua pesada ofrecen la ventaja de poder cumplir ambas funciones eficientemente.

Cuando en un reactor se emplea como combustible uranio natural, sólo el agua pesada puede cumplir con la doble función de moderar los neutrones y transferir el calor generado. El agua natural, que tiene igual capacidad de transmisión de calor, produce una absorción de neutrones tan elevada que impediría mantener la reacción en cadena de este tipo de reactores.

*Algunas definiciones*

En este artículo denominaremos hidrógeno natural a la mezcla de isótopos de número atómico 1 y masas atómicas 1 y 2 que se encuentra en la naturaleza, en la que el nucleído de masa 1 tiene una abundancia isotópica superior a 99.98 átomos por cada cien átomos de la mezcla (átomos %) y el de masa 2 entre 0.013 y 0.016 átomos %. Un tercer isótopo de masa 3 (denominado generalmente tritio), radioactivo, con vida media 12.3 años, no existe naturalmente pero se pueden en-

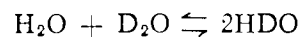
contrar vestigios provenientes de reacciones nucleares.

El nucleído de masa atómica 1 (para el cual se ha propuesto el nombre de protio) será denominado en este artículo simplemente hidrógeno y utilizaremos el símbolo H; para el nucleído de masa 2, usaremos el nombre de deuterio y el símbolo D.

La abundancia isotópica del deuterio se expresará en todos los casos como una relación D/(D+H), ya sea en por ciento o partes por millón.

Llamaremos además agua, agua común o agua natural, a la mezcla de óxidos de hidrógeno y deuterio que se encuentra en la naturaleza; agua liviana, al óxido de hidrógeno, H<sub>2</sub>O, y agua pesada al óxido de deuterio, D<sub>2</sub>O.

En el agua común virtualmente es imposible detectar la especie D<sub>2</sub>O, debido a la existencia de la reacción de dismutación



que hace que prácticamente todo el deuterio se encuentre como la especie HDO en esas condiciones de dilución.

Sólo cuando la concentración total de deuterio es próxima a 100 %, la especie fundamental es D<sub>2</sub>O. Sin embargo, se acostumbra a decir que el agua común contiene 130 a 160 ppm de D<sub>2</sub>O porque esa es la concentración que se obtendría si toda la HDO se convirtiera en D<sub>2</sub>O. Equilibrios similares presentan el hidrógeno gaseoso y otras especies hidrogenadas, tales como amoníaco, metano, sulfuro de hidrógeno, etc., que son de interés para la producción de agua pesada.

*Propiedades y usos del agua pesada*

Desde el punto de vista químico, el agua pesada es virtualmente idéntica al agua común; desde el punto de vista físico existen algunas diferencias, que se muestran en la Tabla I.

	Agua Pesada	Agua común
Densidad a 4°C (g/cm <sup>3</sup> )	1,105	1,000
Punto de fusión (°C)	3,8	0
Punto de ebullición (°C)	121,4	100,0
Viscosidad a 20°C (cp)	1,25	1,000
Capacidad calorífica		
a 15°C (cal/g°C)*	1,0	1,0

\* Nótese que dada la diferencia de masas moleculares, la capacidad calorífica molar, a 15°C, es diferente para el agua pesada y agua liviana, e igual, respectivamente, a 20 y 18 cal/mol °C.

La propiedad más importante, que la hace útil como moderador en reactores de uranio natural, es la menor capacidad de captura de neutrones que el agua natural. El deuterio tiene una capacidad de absorber neutrones 650 veces menor que el hidrógeno; esta propiedad es extensiva a los compuestos correspondientes. En el caso de los óxidos, la presencia del oxígeno baja la "calidad" del deuterio como moderador ya que el agua pesada pasa a tener una capacidad de absorber neutrones sólo 60 veces menor que la del agua común.

La pureza mínima exigida para el agua pesada que se emplea en un reactor nuclear es 99.8 mol % D<sub>2</sub>O siendo el resto agua liviana. Esta impureza aumenta la capacidad de absorción de neutrones, de modo que el agua pesada grado reactor —como se denomina— resulta sólo 30 veces menos absorbente que el agua común, pero aún es capaz de mantener la reacción nuclear autosostenida en reactores de uranio natural-agua pesada (1).

Salvo algunos usos menores en investigación biológica, actualmente el uso principal del agua pesada es, como se ha dicho, el de moderador y enfriador en reactores nucleares de uranio natural. Según el tipo de reactor se requieren entre 0.8 y 1 tonelada de agua pesada por megawatt eléctrico de potencia instalada.

Por otra parte, el deuterio, ya sea mezclado con tritio o en la forma de deuteruro de litio (LiD), se espera que sea un componente esencial en el combustible de los reactores de fusión. Se supone que para su obtención industrial se utilizarán fundamentalmente los mismos procedimientos que hoy se usan para la producción de agua pesada.

### III. Métodos de producción de agua pesada

Como se menciona más arriba, en la naturaleza el hidrógeno contiene siempre una pequeña porción de deuterio, aproximadamente 150 átomos de deuterio por millón de átomos de la mezcla. Por lo tanto, todo compuesto hidrogenado es una fuente potencial de deuterio, y todo método de obtención de agua pesada implica básicamente una separación entre deuterio e hidrógeno. Dado que al ser isótopos de un mismo elemento ambos poseen propiedades fisicoquímicas similares, su separación no es una tarea simple, y si bien teóricamente se podría utilizar un número relativamente grande de métodos, sólo unos pocos han demostrado ser capaces de funcionar eficientemente y de ser llevados a escala industrial. No es el propósito de este trabajo entrar en el análisis de todos los procedimientos disponibles, ya que existen muy buenas recopilaciones en la literatura (véase, por ejemplo, las refs. 2, 3, 4), sólo nos referiremos a los métodos principales, incluyendo los que ha selec-

cionado la CNEA para sus plantas de agua pesada.

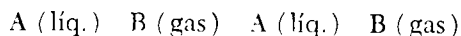
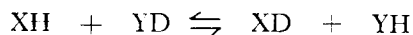
Estos métodos principales son del tipo de *intercambio químico*, *destilación* y *electrólisis*.

En la práctica, las fuentes de alimentación están limitadas a unos pocos compuestos hidrogenados: agua común (única fuente que puede considerarse ilimitada), amoníaco, metano (contenido en gas natural), hidrógeno industrial. Sobre esta base, se acostumbra a clasificar a los métodos de producción en independientes o dependientes, según sea o no agua su fuente de alimentación.

#### Métodos por intercambio químico

En estos métodos, también denominados de intercambio isotópico, se ponen en contacto dos fases, una líquida y otra gaseosa, constituida cada una de ellas por un compuesto hidrogenado diferente (la fase gaseosa puede ser directamente hidrógeno). Según las condiciones de presión y temperatura se obtiene una acumulación preferencial del deuterio en una de las fases (generalmente la fase líquida), debido a que se produce un intercambio entre hidrógeno y deuterio entre compuestos presentes en las respectivas fases.

Cuando se alcanza el equilibrio de la reacción isotópica:



la relación de concentración de deuterio entre los compuestos hidrogenados A y B se puede expresar:

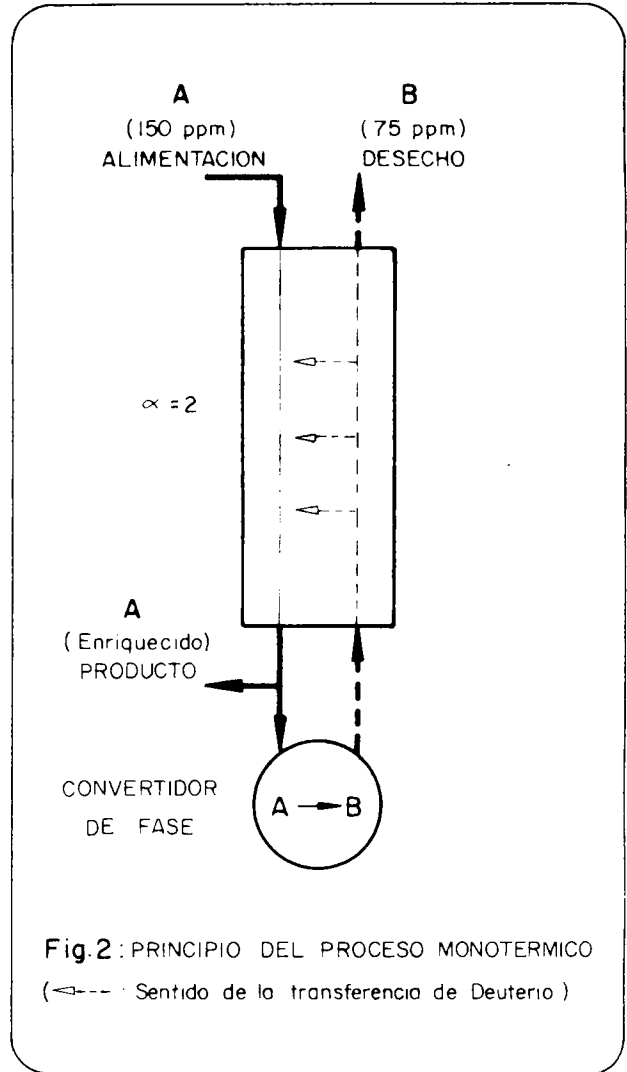
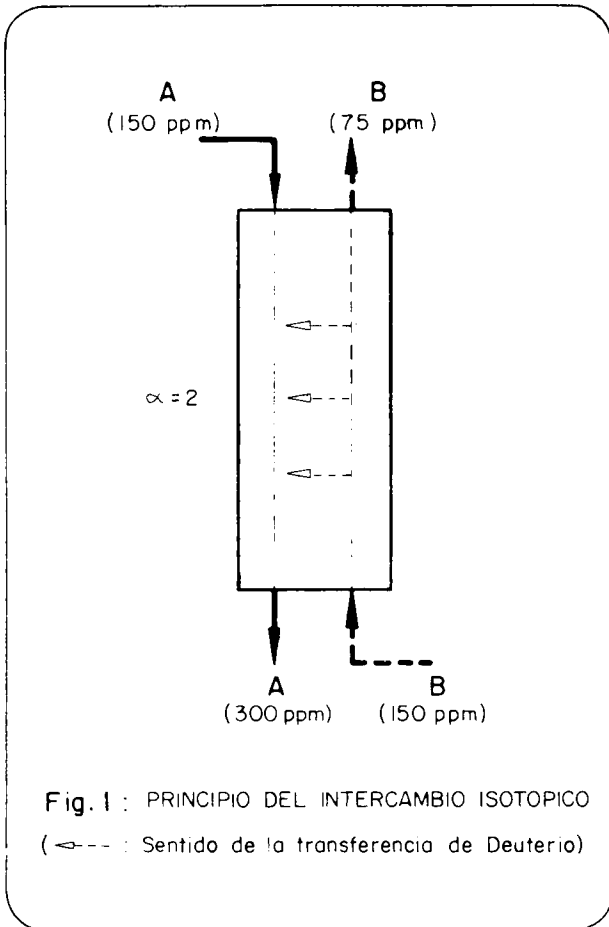
$$\begin{aligned} \text{Relación D/H en el compuesto B (gas)} &= \alpha \\ \text{Relación D/H en el compuesto A (l.íq.)} &= \alpha \end{aligned}$$

Esta relación  $\alpha$  se llama *factor de separación*, y es una medida de la tendencia que tiene el deuterio a pasar de un compuesto a otro. Cuanto más difiriera  $\alpha$  de 1, mayor será esa tendencia a acumularse en uno de los dos compuestos, y, en principio, mayor será la facilidad de la separación.\*

El factor de separación puede considerarse constante a una presión y temperatura determinadas y disminuye con el aumento de esta última.

Para ilustrar este concepto, supongamos dos compuestos A y B que se contactan a contracorriente en un dispositivo conveniente, y en la relación de caudales adecuada, tal como se muestra en la Fig. 1. Supondremos además que para la temperatura y presión de operación  $\alpha = 2$ , y que tanto el líquido A como el gas B ingresan al sistema con la concentración natural de deuterio de 150 ppm. De acuerdo con el valor de  $\alpha$ , el líquido que sale del sistema en equilibrio con el gas que ingresa, deberá tener una relación D/H doble que la del gas que entra, y, a su vez, el gas que sale del sistema tendrá una D/H igual a la mitad de la del líquido que ingresa, con el que está también

\* El hecho que difiera de 1 en estos procesos de tipo reversible es puramente un fenómeno cuántico que proviene de las diferencias en niveles de energía rotacional de las moléculas que contienen las dos especies isotópicas H y D.



en equilibrio. Como resultado de este proceso habrá habido una transferencia efectiva de deuterio desde el compuesto B al compuesto A, que se habrá enriquecido.

Lamentablemente, los valores de  $\alpha$  más altos que se conocen son del orden de 7, y por lo tanto el enriquecimiento que se obtendría con un sistema como el descrito sería demasiado bajo como para tener alguna utilidad. Para que el sistema sea práctico es necesario lograr que el gas B ingrese al sistema de intercambio con una relación D/H superior a la natural. Esto se puede conseguir de dos maneras:

- a) Por conversión de la especie A en B (conversión de fase, o proceso monotérmico).
- b) Operando un segundo dispositivo de intercambio a temperatura mayor que el primero (proceso bitérmico), disminuyendo de esta manera el valor de  $\alpha$ , e invirtiendo así el sentido de la transferencia.

En el *proceso monotérmico* (Fig. 2) el componente A enriquecido es convertido, mediante una reacción química, en el componente B, el cual vuelve al sistema de enriquecimiento con una relación D/H igual a la que tenía A al salir del mismo. Si el sistema se opera en condiciones adecuadas de relaciones de caudal de alimentación, desecho y producto, se puede, al menos teóricamente, alcanzar en el producto la relación D/H

que se desee. Las limitaciones estarán dadas solamente por el tamaño del equipo, los caudales de alimentación y los requerimientos de producción. Por otra parte, un sistema de este tipo sólo puede usarse cuando uno de los componentes puede ser convertido fácilmente en el otro. Es posible, por ejemplo, en los sistemas hidrógeno/agua e hidrógeno/amoniaco, en que el hidrógeno puede ser generado por descomposición electrolítica o térmica, respectivamente, de la fase líquida.

En el *proceso bitérmico* (Fig. 3) se utiliza la variación del factor de separación con la temperatura como medio para invertir el sentido de la transferencia del deuterio. El dispositivo frío, a  $T_1$ , actúa de la misma manera que en el caso del proceso monotérmico. En el dispositivo caliente, en que la temperatura  $T_2$  es mayor que  $T_1$ , y en consecuencia  $\alpha$  es menor que  $\alpha_1$ , la fase líquida cede deuterio a la fase gaseosa para que se mantenga el equilibrio de manera que el gas que entra en el dispositivo frío tiene una relación D/H mayor que la natural. Del mismo modo que en el caso anterior, la relación D/H del producto sólo queda limitada por consideraciones prácticas. En

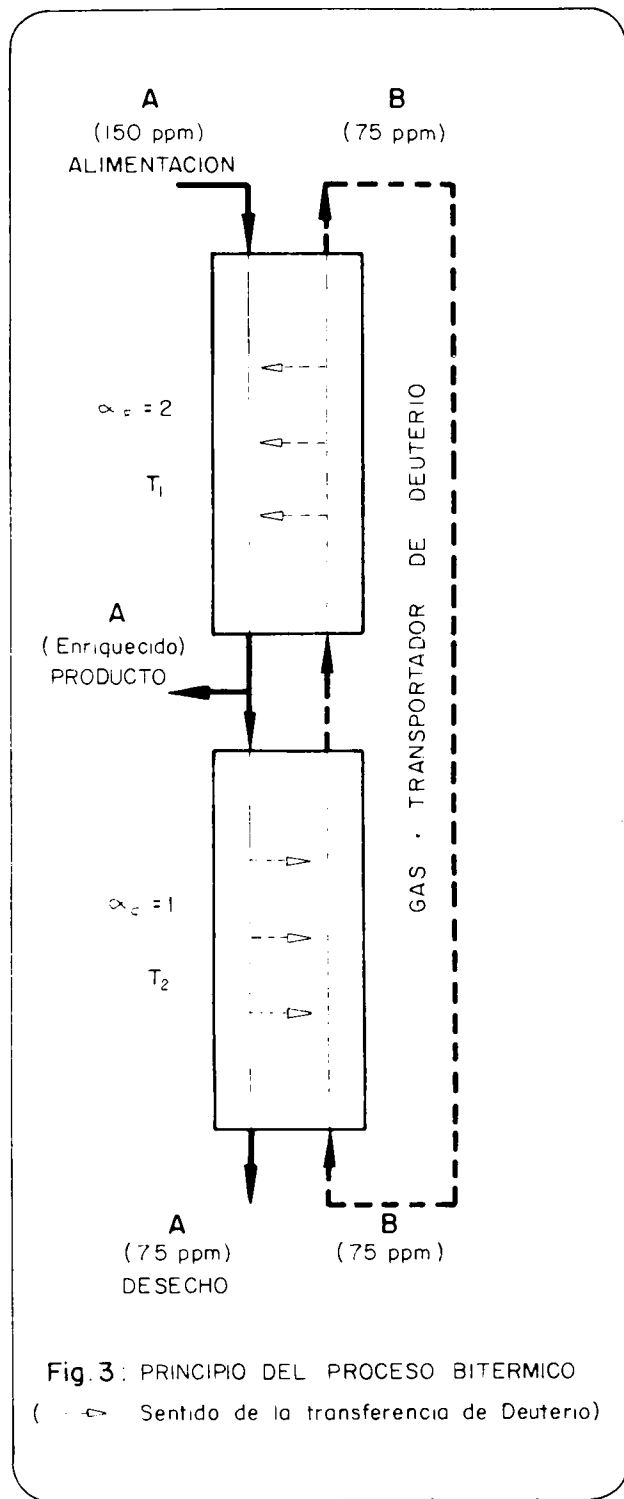


Fig. 3: PRINCIPIO DEL PROCESO BITERMICO  
( - - - Sentido de la transferencia de Deuterio)

los procesos bitérmicos es posible demostrar que el factor de separación efectivo está dado por la relación  $\alpha_c = \frac{\alpha_1}{\alpha_2}$ . A esta relación se la llama *factor total de separación*. Por lo tanto en sistemas de este tipo conviene que la diferencia de temperatura entre ambos dispositivos sea tan grande como resulte práctico. Ejemplos de sistemas bitérmicos son sulfuro de hidrógeno/agua, hidrógeno/agua, hidrógeno/amoníaco, hidrógeno/metilamina. En la Tabla II se dan las principales caracterís-

ticas de los métodos más importantes que utilizan intercambio químico.

El sistema sulfuro de hidrógeno/agua ha sido utilizado en las plantas de agua pesada de mayor capacidad de producción que se han construido hasta la fecha y da origen a cerca del 85 % de la producción mundial de agua pesada.

La CNEA ha seleccionado este proceso para la Planta Experimental que se está instalando en Atucha, Provincia de Buenos Aires, y para la Planta Módulo 80 que está en etapa de diseño.

La Planta Industrial que se instala en Arroyito utilizará el proceso monotérmico hidrógeno/amoníaco, con alimentación por agua común. Volveremos sobre ambos procesos en la sección dedicada a las plantas de CNEA.

### Métodos por destilación

Los métodos de preparación de agua pesada por destilación fraccionada se basan en las pequeñas diferencias en presión de vapor entre las especies deuteradas e hidrogenadas.

De estos métodos sólo se han aplicado industrialmente los que utilizan agua, amoníaco e hidrógeno. Los factores de separación más altos son los que corresponden al hidrógeno, y esto ha permitido desarrollar métodos industriales que se pueden operar en buenas condiciones económicas y con bajo consumo de energía (2500-5000 Kwh/kg D<sub>2</sub>O), aunque presentan dificultades tecnológicas vinculadas con las temperaturas extremadamente bajas que se requieren (20-25°K).

Por otra parte, la planta debe funcionar acoplada a otra que produzca hidrógeno industrial con fines independientes, lo que limita la disponibilidad de materia prima y el tamaño de la instalación. En la actualidad sólo opera una planta de estas características en la India, con una capacidad de producción de 14 toneladas de D<sub>2</sub>O/año.

El método de destilación de agua, si bien fue el primero usado industrialmente para la obtención de agua pesada en los Estados Unidos (varias plantas construidas por Dupont operaron en 1944 y 1945) resulta inconveniente para la producción primaria de agua pesada debido a su alto costo, resultante de los bajos factores de separación, que requieren el procesamiento de 360 mil moles de vapor de alimentación para la producción de un mol de D<sub>2</sub>O. En cambio, es el método preferido por la simplicidad y confiabilidad de su operación para la concentración final de agua pesada, a partir del agua previamente enriquecida hasta valores del orden del 10 % por otros métodos. Debido a los volúmenes relativamente reducidos a procesar aplicando la variante anterior, el consumo de energía se reduce notablemente. Se ha estimado que la etapa de concentración final por destilación contribuye en 3-6 % del costo total de agua pesada (5).

La destilación de amoníaco tampoco es conveniente para la producción primaria de agua pesada.

TABLA II  
CARACTERISTICAS DE LOS PRINCIPALES METODOS DE OBTENCION DE  
AGUA PESADA POR INTERCAMBIO QUIMICO

	Bitérmicos				Monotérmico
	H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> /H <sub>2</sub> O (a)	H <sub>2</sub> /NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> /CH <sub>3</sub> NH <sub>2</sub> (b)	H <sub>2</sub> /NH <sub>3</sub>
Fuente de alimentación	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O	3H <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> (c)	3H <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> (c)	3H <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> (c,d)
Fase líquida	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O	NH <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> NH <sub>2</sub>	NH <sub>3</sub>
Fase gaseosa	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>
% recuperación de deuterio	18	30	85	85	85
Presión, atm	20	69	350	60	250
Temperatura °C, torre fría	32	50	-25	-50	-25
torre caliente	138	170	60	40	-
Factor de separación α, sección fría	2,32	3,3	5,2	7,9	5,0
sección caliente	1,80	2,1	3,0	3,6	-
Factor de separación total, α <sub>F</sub> /α <sub>C</sub>	1,29	1,57	1,73	2,19	-
Catalizador	-	Ni o Pt sobre Silicagel	NH <sub>2</sub> K	CH <sub>3</sub> NHK	NH <sub>2</sub> K
Concentración obtenida, % D <sub>2</sub> O	15	10	15	10	99,8
Método de concentración final	Destilación H <sub>2</sub> O	Destilación H <sub>2</sub> O	Destilación NH <sub>3</sub>	Destilación H <sub>2</sub> O	-
Consumo de energía, kWh/kg D <sub>2</sub> O	7500 (e)	- (g)	6000 (e,f)	7000 (e,f)	3200 (f)

Notas: (Tabla II)

(a) Propuesto

(b) En etapa planta piloto

(c) Gas de síntesis de amoníaco producido por reforming.

(d) En su última versión usa agua como fuente de alimentación

(e) Excluyendo concentración final

(f) Estimado

(g) Sin datos

TABLA III

FACTORES DE SEPARACION EN DESTILACION (3)

Cajaestros	Factor de Separación		Condiciones del punto triple		Punto de Ebullición
	En punto triple	En punto de ebullición	Presión Torr.	Temperatura °C	°C
H <sub>2</sub> , HD	3,61	1,81	54	-259,4	-259,9
H <sub>2</sub> O, D <sub>2</sub> O	1,120	1,026	4,6	0,01	100,0
NH <sub>3</sub> , NH <sub>2</sub> D	1,080	1,036	45,6	-77,4	-33,6

da pero se ha empleado para la concentración final en plantas que usan el proceso H<sub>2</sub>/NH<sub>3</sub> bitérmico.

### Métodos por electrólisis

Los métodos por electrólisis del agua poseen los factores de separación más elevados que se conocen, del orden de 10, tienen altos costos de operación y se requiere que estén asociados a una plan-

ta que produzca hidrógeno para otros usos. Históricamente, la primera planta productora de agua pesada utilizó este método. Propiedad de la Norsk Hydro Company, ubicada en Rjukan, Noruega, producía en 1942 alrededor de 1.500 kg de D<sub>2</sub>O/año. Objeto de ataques por comandos aliados, fue destruida durante la Segunda Guerra Mundial. Estas operaciones bélicas, tratadas reiteradas veces en la literatura y en el cine, otorgaron cierto grado de popularidad al agua pesada. Reconstruida después de la guerra, la planta sigue en operación, con una producción de 6 toneladas de D<sub>2</sub>O/año.

### Métodos de producción: comentarios y conclusiones

Prácticamente todos los métodos de producción de agua pesada hoy en uso, e incluso algunos en desarrollo, presentan sus atractivos y sus desventajas.

Algunos, por ser procedimientos dependientes, tales como los que utilizan para su alimentación gas de síntesis de amoníaco o hidrógeno industrial, se ven limitados por la disponibilidad de esos in-

sumos y la necesidad de ubicación en la proximidad de la fuente. Por otra parte, el tamaño máximo posible de la planta principal es también un factor limitante de la capacidad de la planta de agua pesada asociada.

Se puede calcular fácilmente que una planta de agua pesada integrada con una planta de amoníaco con capacidad de producción de 1.000 toneladas de  $\text{NH}_3$ /día sólo puede tener una producción máxima de 75 toneladas de  $\text{D}_2\text{O}$ /año.

Otros presentan dificultades operativas, como por ejemplo operación a temperaturas extremadamente bajas o presiones muy elevadas, manejo de compuestos altamente tóxicos o explosivos, etc. También existen dificultades tecnológicas, tales como requerimientos de equipos de alta complejidad, problemas de corrosión que demandan materiales especiales, o necesidad de catalizadores de características muy particulares.

Debe considerarse además que las plantas de agua pesada son necesariamente de grandes dimensiones, debido a la baja concentración de deuterio en la alimentación, lo que requiere procesar grandes cantidades de materia prima por unidad de peso de producto obtenido. Por ejemplo, en una planta por intercambio  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2\text{O}$  con capacidad de producción 800 toneladas de  $\text{D}_2\text{O}$ /año, se procesa alrededor de una tonelada de agua común por segundo. La baja concentración de deuterio en la alimentación implica también que para llegar al producto, agua pesada "grado reactor" con 99.8 mol % de pureza, el aumento de la relación D/H es de aproximadamente  $3.5 \times 10^6$ . Esto hace que no sea tecnológica o económicamente viable operar en una sola etapa de enriquecimiento y requiere la combinación en serie de unidades progresivamente más pequeñas, formando un sistema de enriquecimiento en cascada. Esto da lugar a plantas cuya operación, mantenimiento y control son complejos, en las que fallas menores pueden dar lugar a importantes pérdidas en la producción.

En definitiva, la selección de un método de producción de agua pesada resulta de una serie de compromisos para llegar a los cuales intervienen numerosas consideraciones, entre ellas, muy fundamentalmente, los requerimientos de energía, que en definitiva es el insumo de mayor peso en los costos de producción. En general en procesos del tipo de los que hemos considerado el consumo real de energía depende de detalles de diseño de la planta, tales como cantidad y tipo de intercambiadores de calor, sistema de refrigeración, etc. La optimización del consumo de energía se basa en un balance entre los ahorros en el costo de operación y las mayores inversiones resultantes del aumento en dimensiones, cantidad y complejidad de los equipos de la planta.

En la actualidad sólo los métodos que utilizan intercambio químico, con agua común como fuente de alimentación, están en condiciones de producir agua pesada en cantidades suficientes y a un costo razonable como para que un Plan Nu-

clear basado en reactores de uranio natural resulte viable. Si en algún momento, en el futuro, se optara masivamente por el uso de hidrógeno líquido como combustible en reemplazo de los hidrocarburos, y con esto hubiera grandes disponibilidades a bajo costo, los métodos basados en la destilación fraccionada del hidrógeno podrían llegar a ser altamente competitivos.

#### IV. Producción Mundial de Agua Pesada

En la Tabla IV se da un resumen de las plantas de producción de agua pesada (capacidad igual o mayor que 5 toneladas de  $\text{D}_2\text{O}$ /año) del mundo. El listado incluye plantas fuera de operación y las que están en instalación o en avanzado estado de planeamiento. No se dispone de datos acerca de las plantas de producción en el mundo socialista, pero se sabe de su existencia en la URSS, Rumania y China, aunque se cree que son plantas relativamente pequeñas. En este momento, aproximadamente 90 % de la producción mundial proviene de Canadá, cuyas plantas utilizan el método  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2\text{O}$  en la variante conocida como GS.

Cuando todas las plantas actualmente en marcha e instalación estén en producción normal la contribución de Canadá habrá bajado a aproximadamente 80 %, y la Argentina contribuirá en algo más del 8 %, como se muestra en la Tabla V. El método  $\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2\text{O}$  continuará teniendo la preeminencia en la producción mundial, como se muestra en la Tabla VI.

#### V. La producción de agua pesada en la Argentina

El desarrollo del Plan Nuclear Argentino requiere el suministro de aproximadamente 2.500 toneladas de agua pesada entre 1987 y 1997. El agua pesada, el uranio y el zircaloy (que constituye las vainas de los elementos combustibles) son los insumos críticos de este Plan Nuclear. La Comisión Nacional de Energía Atómica ha tomado los recaudos necesarios para asegurar la producción nacional, y en consecuencia, la independencia en estos campos. En el caso que nos ocupa, ha definido dos líneas fundamentales, implementadas a través de la Dirección de Proyectos Agua Pesada.

- a) Por razones de seguridad del suministro, se ha contratado, prácticamente "llave en mano" la construcción de una Planta Industrial, con una capacidad de diseño de 250 toneladas por año, que utilizará el proceso hidrógeno/amoníaco, y que en estos momentos se prevé que entre en operación en 1984;
- b) Con el objeto de desarrollar una tecnología nacional independiente, se ha iniciado la construcción de una Planta Experimental que utilizará el proceso sulfuro de hidrógeno/agua, cuya ingeniería básica y de det lle

**TABLA IV**  
**PLANTAS DE PRODUCCION DE AGUA PESADA EN EL**  
**MUNDO (\*) (\*\*)**

Lugar, País	Diseño Propietario	Fecha Comienzo Operación	Fecha de Cierre	Capacidad original de producción Ton D <sub>2</sub> O/año	Producción actual Ton D <sub>2</sub> O/año	Proceso
Rjukan y Glomfjord, Noruega	Norsk Hydro	1934	-	-	12	Electrólisis H <sub>2</sub> O+interc. H <sub>2</sub> /vapor.
Childersburg, Ala., E.E.U.U.	Dupont U.S.A.E.C.	1943	1945	5	-	Destilación-Electrólisis H <sub>2</sub> O (a)
Dana, Ind. E.E.U.U.	Dupont U.S.A.E.C.	1943	1945	8	-	Destilación H <sub>2</sub> O-Electrólisis H <sub>2</sub> O (a)
Trail, B.C. Canadá	Cominco U.S.A.E.C.	1944	1956	6	-	Electrólisis H <sub>2</sub> O+interc. H <sub>2</sub> /vapor.
Dana, Ind. E.E.U.U.	Girdler, Dupont U.S.A.E.C.	1952	1958	490	-	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O(a)-Electrólisis <sup>(g)</sup>
Savannah River, S.C. E.E.U.U.	Dupont U.S.D.O.E.	1952	-	480	69	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O (a)
Hochst Alemania	Linde Hochst	1958	1960	6	-	Destilación H <sub>2</sub> .
Mangal, India	Linde Dept. Atomic Energy	1962	-	-	14	Destilación H <sub>2</sub> .
Muzimbarbe Francia	Sulzer-Air Liquide S.C. Chim. Charbonnage	1968	1972	26	-	Interc.H <sub>2</sub> /NH <sub>3</sub> -Destilación NH <sub>3</sub> (a)
Port Hawkesbury, Canadá	Lumus A.E.C.L.	1970	-	-	400	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O(a)
Bruce A, Canadá	Lumus Ontario Hydro	1973	-	-	800	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O (a)
Glace Bay, Canadá	Canatom A.E.C.L.	1976	-	-	400	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O (a)
Baroda, India	CELEPA Dept. Atomic Energy	1980	-	-	67 (c)	Interc.H <sub>2</sub> /NH <sub>3</sub> monotérmico
Kota, India	Dept. Atomic Energy Dept. Atomic Energy	1981 (b)	-	100	-	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O (a)
Tuticorin, India	CELEPA Dept. Atomic Energy	1979	-	-	71 (c)	Interc.H <sub>2</sub> /NH <sub>3</sub> monotérmico
Talcher, India	Linde Dept. Atomic Energy	1980	-	63 (d)	-	Interc.H <sub>2</sub> /NH <sub>3</sub> bitérmico-Destilación H <sub>2</sub> O (a)
Bruce B, Canadá	Lumus Ontario Hydro	1980	-	800 (d)	-	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O (a)
Arroyito, Neuquén Rep. Argentina	Sulzer CNEA	1984 (b)	-	250 (e)	-	Interc.H <sub>2</sub> /NH <sub>3</sub> monotérmico
Bruce D, Canadá	Lumus Ontario Hydro	-	-	800 (f)	-	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O (a)
La Prade, Canadá	Canatom A.E.C.L.	-	-	800 (g)	-	Interc.H <sub>2</sub> S/H <sub>2</sub> O-Destilación H <sub>2</sub> O (a)

(\*) Plantas con capacidad de 5 toneladas D<sub>2</sub>O/año o mayores  
 (\*\*) No incluidas la URSS, China y países del Pacto de Varsovia

**TABLA IV**

18:

- (a) Método de concentración final
- (b) Previsto
- (c) Producción de diseño. Sin datos sobre producción real
- (d) En puesta en marcha y comienzo de operación
- (e) En construcción

- (f) Planeada, construcción propuesta
- (g) Planeada, construcción suspendida

**Signlas:**

- U.S.A.E.C. United States Atomic Energy Commission
- U.S.D.O.E. United States Department of Energy
- G.E.L.P.R.A. Groupement Eau Lourde Procédé Ammoniac

TABLA V

PRODUCCION DE AGUA PESADA EN EL MUNDO\*  
CAPACIDAD DE PRODUCCION POR PAISES (PLANTAS  
EXISTENTES Y EN CONSTRUCCION)

País	Capacidad de Producción, ton. D <sub>2</sub> O/año	% del Total
Canadá	2.400	78.8
India	315	10.3
Argentina	250	8.2
E.E.U.U.	69	2.3
Noruega	12	0.4
Total	3.046	100

\* Excepto URSS, China y países del Pacto de Varsovia

TABLA VI

PRODUCCION DE AGUA PESADA EN EL MUNDO\*  
CAPACIDAD DE PRODUCCION POR TIPO DE PROCESO  
(PLANTAS EXISTENTES Y EN CONSTRUCCION)

Tipo de proceso	País	Capacidad ton. D <sub>2</sub> O/año	Total por Proceso, ton. D <sub>2</sub> O/año	% del Total
H <sub>2</sub> S / H <sub>2</sub> O	Canadá	2.400	2.569	84.3
	India	100		
	E.E.U.U.	69		
H <sub>2</sub> / NH <sub>3</sub>	Argentina	250	451	14.8
	India	201		
Destilación H <sub>2</sub>	India	14	14	0.5
Electrólisis	Noruega	12	12	0.4
Total:			3.046	100

\* Excepto URSS, China y países del Pacto de Varsovia

ha sido desarrollada íntegramente en el país.

La experiencia de todo tipo que se genere en la Planta Experimental —en diseño, construcción de equipos, montaje, operación, etc.— permitirá encarar en el futuro la eventual construcción de un módulo industrial —el Módulo 80— cuya ingeniería básica ya ha sido iniciada.

Damos a continuación una rápida descripción de las plantas que forman parte de este programa de trabajo.

### Planta Industrial de Agua Pesada (PIAP)

A principios de 1980 la CNEA firmó con la empresa Sulzer Brothers Limited, de Winterthur, Suiza, un contrato para el diseño, construcción,

montaje y puesta en marcha de una planta con una capacidad nominal de 250 toneladas de agua pesada por año y una producción mínima garantizada de 200 toneladas por año. Se estima que la planta comenzará su producción en 1984.

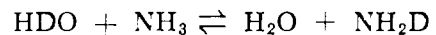
Sulzer es responsable de la dirección general, del diseño del proceso, de la ingeniería básica y de detalle, de la provisión de los equipos de la planta y de la puesta en marcha, y subcontrata con empresas argentinas la obra civil, el montaje, el transporte, seguro, etc.

La planta se está construyendo en la localidad de Arroyito, en la Provincia del Neuquén, a orillas del embalse del río Limay formado por la presa compensadora de Arroyito. La ubicación, que se muestra en la Fig. 4, fue seleccionada oportunamente por la CNEA en mérito a la abundante disponibilidad de energía eléctrica, gas natural y agua de buena calidad y contenido de deuterio razonablemente elevado, 145 ppm (las aguas superficiales de la Argentina tienen un contenido de deuterio entre 137 y 150 ppm). Un factor de similar importancia también tenido en cuenta fue que esa ubicación contribuye al desarrollo de la Patagonia, de prioridad nacional.

El proceso utilizado en la PIAP está basado en el método de intercambio isotópico monotérmico entre hidrógeno y amoníaco. El amoníaco circula en un circuito cerrado, y la fuente de alimentación de deuterio es agua común del río, previamente tratada.

El proceso se muestra esquemáticamente en la Fig. 5 y consta de dos secciones fundamentales, una de extracción y otra de enriquecimiento. El principio básico es el siguiente:

En la torre de extracción ingresan aproximadamente 300.000 kg por hora de agua tratada, con un contenido de 145 ppm de deuterio, que se ponen en contacto en contracorriente, a 150°C y 20 bar de presión, con amoníaco gaseoso empobrecido (contenido de deuterio 30 ppm) proveniente de la sección de enriquecimiento. Esta reacción,



tiene un factor de separación de 0.98, por lo que el amoníaco gaseoso emerge por el tope de la columna con un contenido de deuterio cercano al del agua de alimentación y el agua sale por la base con unas 45 ppm de deuterio. De esta manera se transfieren aproximadamente 6 kg de deuterio por hora del agua de alimentación a la corriente de amoníaco.

El amoníaco, cargado con deuterio, luego de ser condensado y enfriado, se bombea a la cabeza de la torre de enriquecimiento que opera a -30°C y 220 bar, donde se pone en contacto a contracorriente con la mezcla de gases (3D<sub>2</sub> + N<sub>2</sub>) proveniente de la descomposición térmica del amoníaco líquido enriquecido que ha salido de la base de esa misma torre; en estas condiciones la fase gaseosa transfiere su deuterio a la fase líquida. Es decir, que el proceso en esta etapa

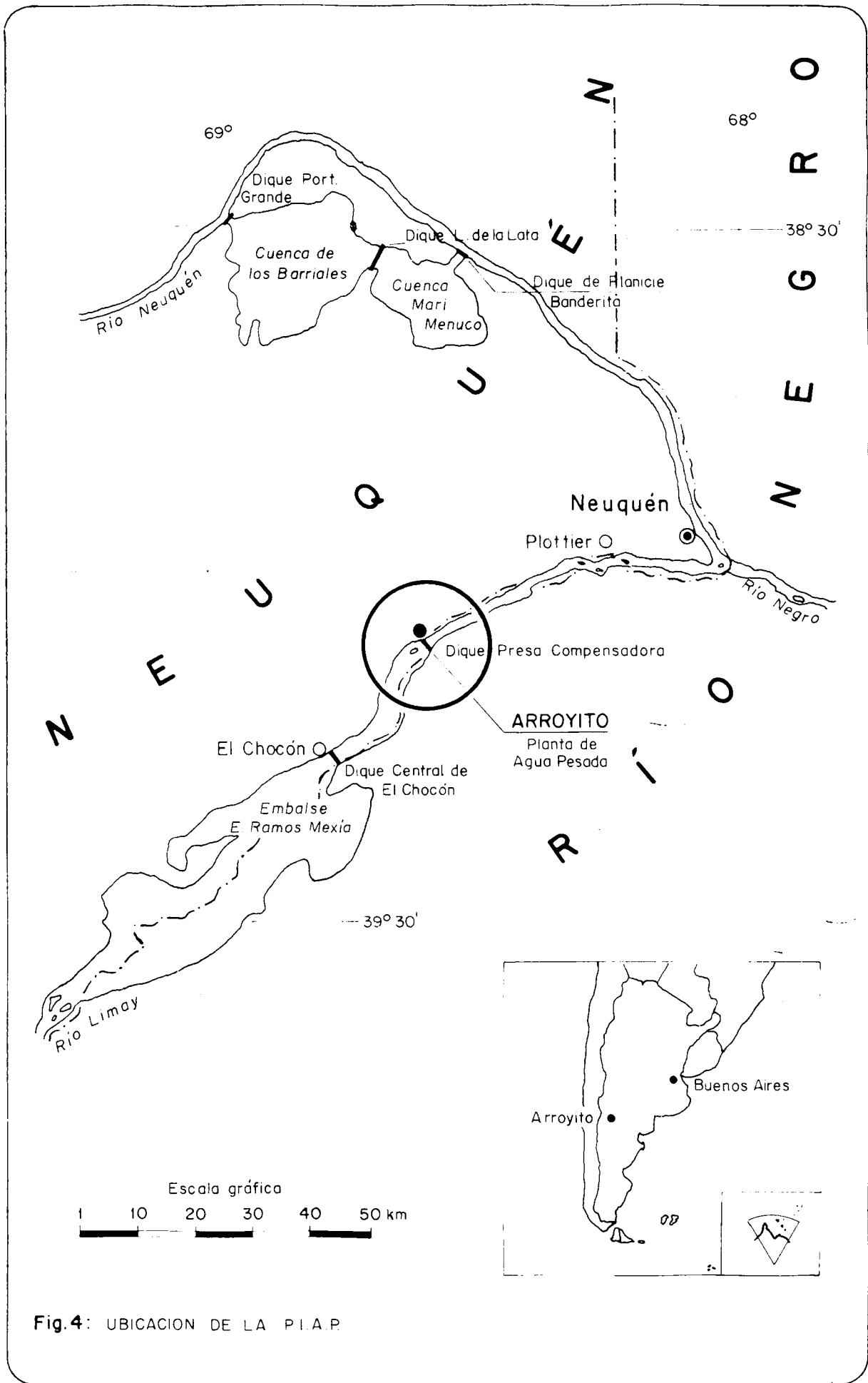
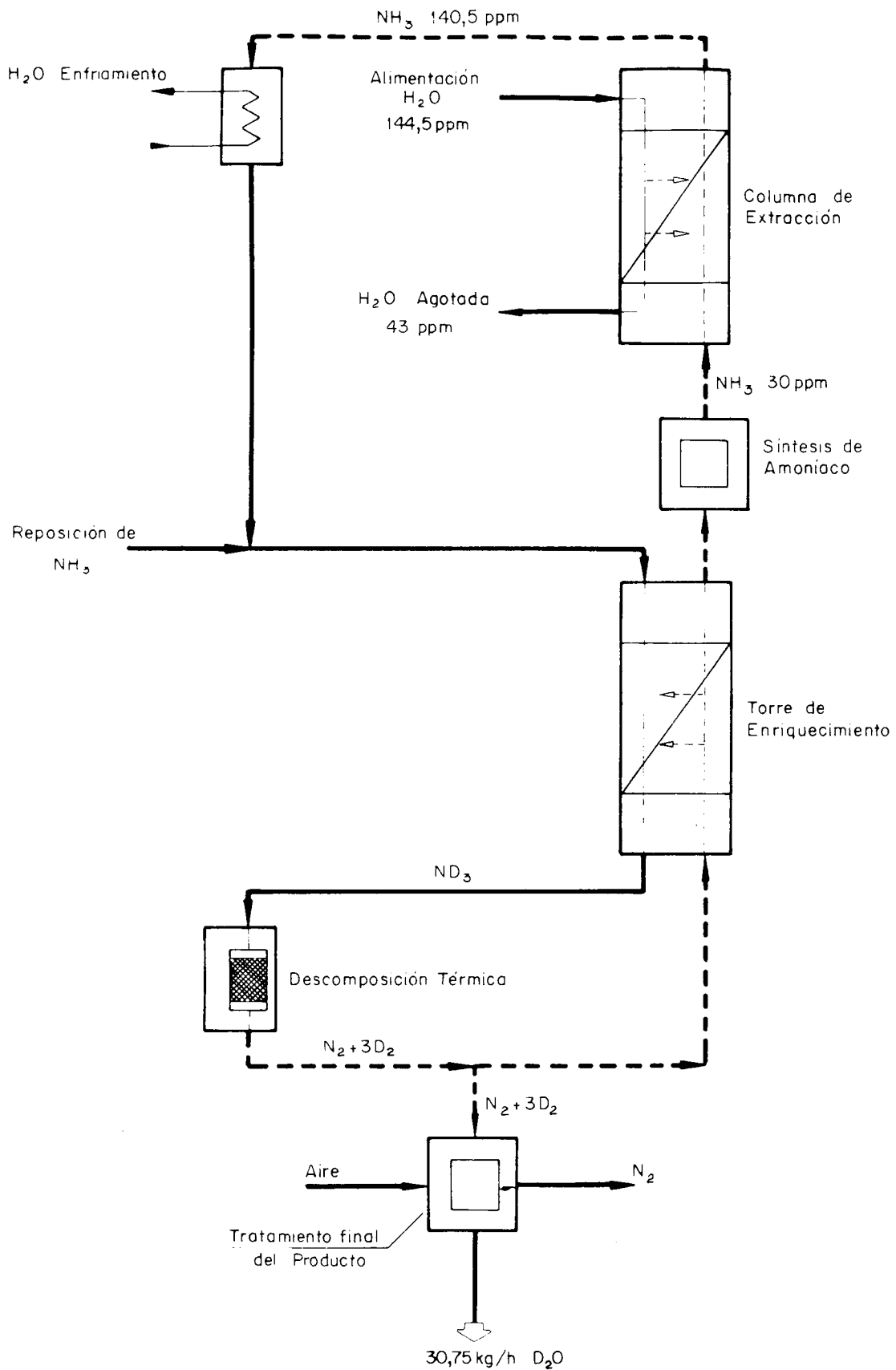
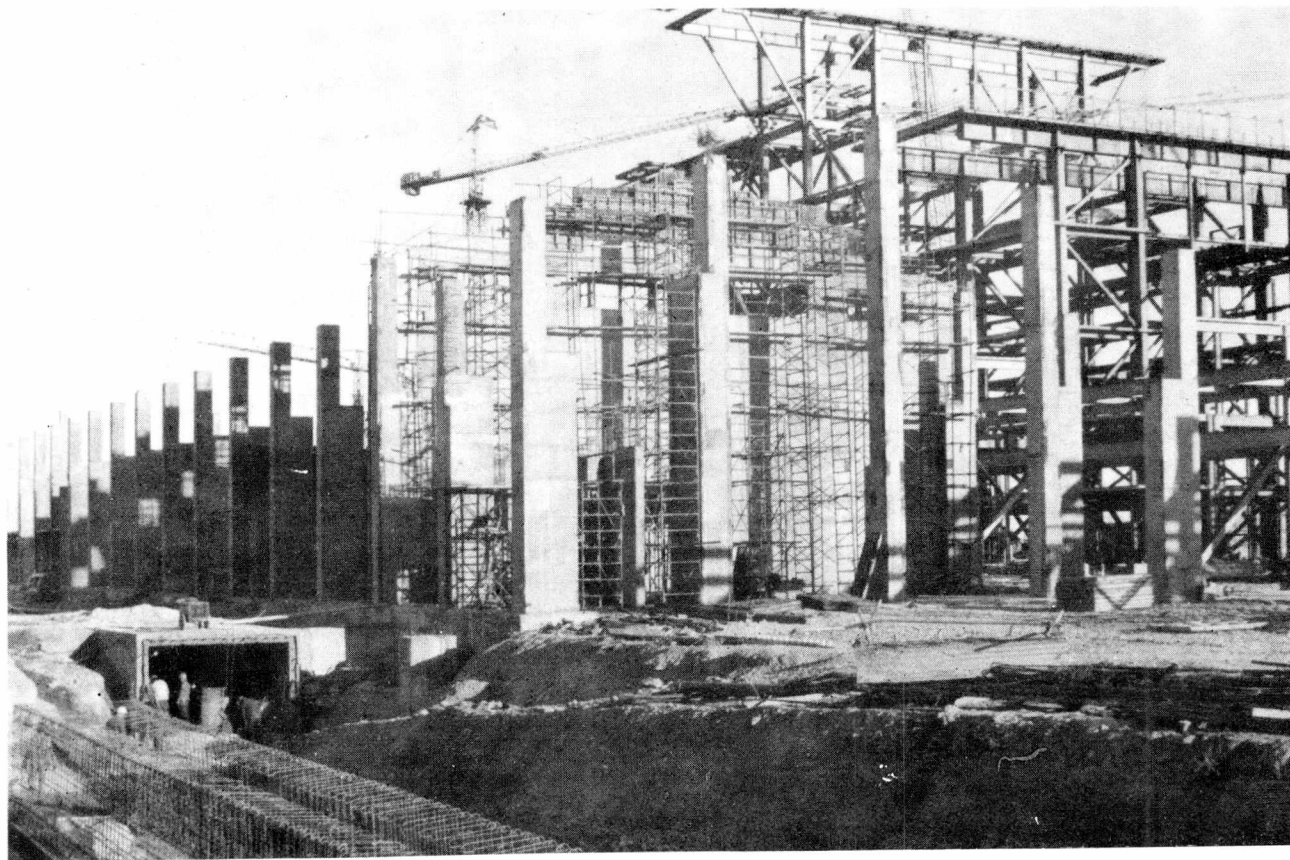


Fig.4: UBICACION DE LA P.I.A.P.



**Fig. 5:** PRINCIPIO BASICO DEL PROCESO P.I.A.P  
 (--- Sentido de la transferencia de Deuterio)



funciona como un típico proceso monotérmico. Las condiciones de operación son tales que de la base de la torre sale amoníaco deuterado con una concentración de deuterio de prácticamente 100 %. Como el factor de separación es prácticamente 5 por el tope de la torre sale una mezcla de gases ( $3\text{H}_2 + \text{N}_2$ ) con una relación D/H de 30 ppm. Este gas se pasa por una unidad de síntesis donde se reconvierte en amoníaco gaseoso empobrecido en deuterio que es el que luego se contacta con el agua de alimentación.

El amoníaco deuterado que sale de la torre de enriquecimiento es sometido a descomposición térmica en un horno a  $600^\circ\text{C}$ , que emplea gas natural como combustible, para generar, como ya se ha dicho, la fase gaseosa,  $3\text{D}_2 + \text{N}_2$ . Una pequeña porción de esta mezcla de gases (aproximadamente 0.01 % del total) es desviada a la unidad de tratamiento final, donde se la somete a combustión con aire seco, para generar unos 30 kg de agua pesada por hora. Para mantener el balance una cantidad equivalente de amoníaco es repuesta en el circuito.

En la práctica, por razones operativas, la sección de enriquecimientos se opera en realidad en tres etapas, en las que se alcanzan enriquecimientos del orden del 1 %, 10 % y 100 %. Esto permite disminuir el inventario total de deuterio y

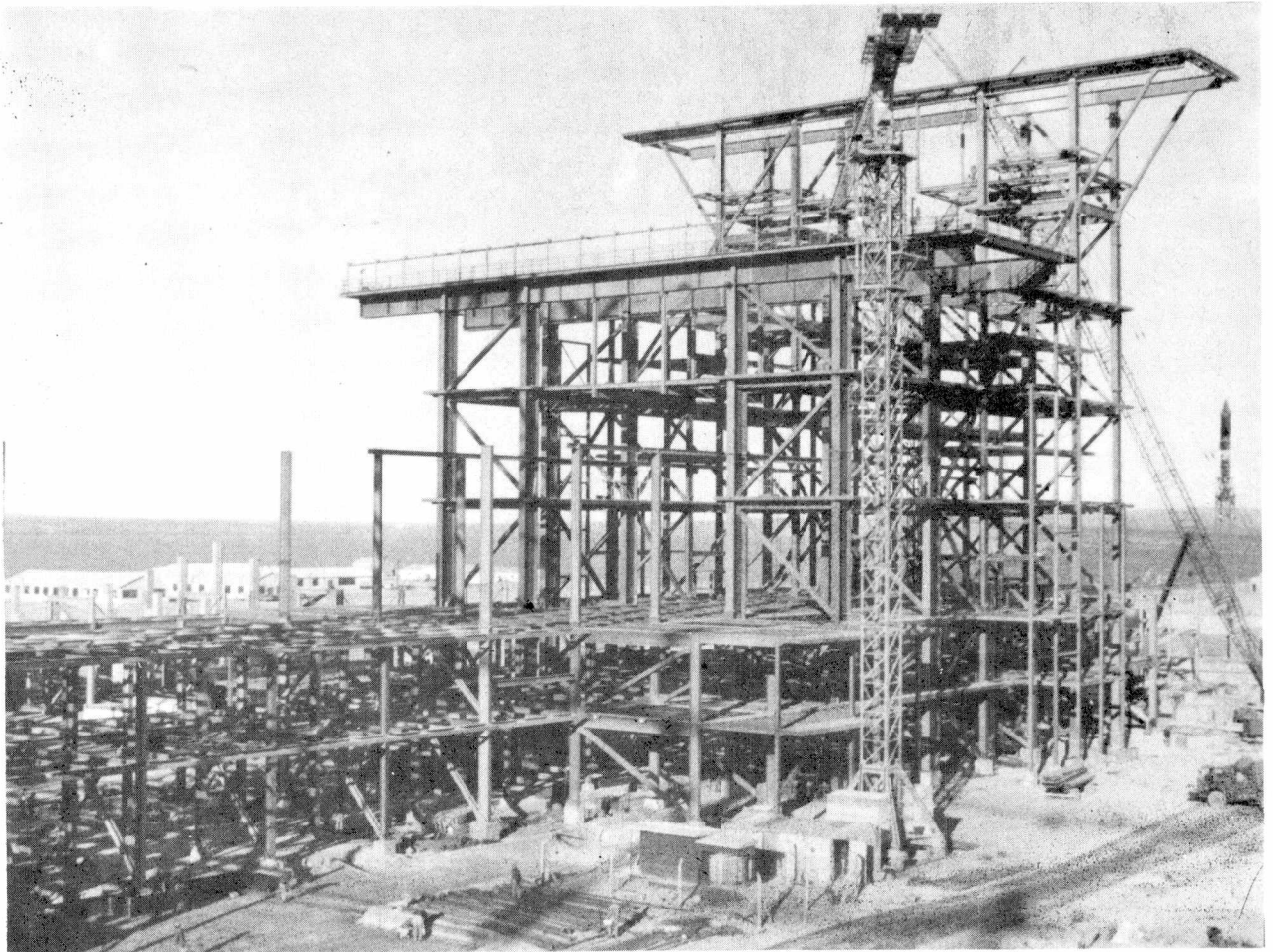
minimiza el efecto de las pérdidas normales de operación. Además, dado que la reacción de intercambio en las condiciones del proceso es muy lenta, es necesario usar un catalizador. Se utiliza amiduro de potasio ( $\text{KNH}_2$ ) disuelto en amoníaco, que se agrega a la corriente líquida que ingresa a la sección de enriquecimiento. Este catalizador debe ser separado antes que el amoníaco que sale de cada torre sea sometido a descomposición térmica, por lo que es necesaria, además, una etapa de recuperación del catalizador.

Fundamentalmente debido a una limitación tecnológica en las dimensiones de la unidad de síntesis de amoníaco, las unidades de síntesis, enriquecimiento y descomposición térmica están diseñadas como dos líneas en paralelo, lo que mejora la confiabilidad operativa de la planta.

La planta, que ocupará una superficie de aproximadamente 14 hectáreas, se completa con unidades auxiliares, tales como las de obtención de potasio metálico, producción de catalizador, generación de vapor, sistemas de tratamiento de agua de alimentación y efluentes, edificios de servicios, administrativos y auxiliares.

El personal de la planta estará constituido por aproximadamente 300 profesionales, técnicos, operarios y administrativos.

Para la alimentación del proceso y reposición



de agua de enfriamiento se tomarán del lago alrededor de  $600 \text{ m}^3$  de agua por hora, de los cuales retornan unos  $250 \text{ m}^3$  como efluente previamente tratado. El consumo eléctrico máximo es de  $52 \text{ Mw}$  y el consumo máximo de gas natural es superior a  $800.000 \text{ m}^3$  por día. El consumo específico de energía previsto es de  $9.4 \text{ Mwh/kg D}_2\text{O}$ , discriminado en  $1.4 \text{ Mwh/kg D}_2\text{O}$  de energía eléctrica y  $8 \text{ Mwh/kg D}_2\text{O}$  de energía térmica.

Para dar una idea de la magnitud de la obra, cabe destacar que el peso de los equipos de proceso totaliza unas  $22.000$  toneladas, las fundaciones y construcción asociadas consumirán más de  $100.000$  toneladas de hormigón, y cada una de las unidades de síntesis de amoníaco tendrá una producción de  $1.900$  toneladas de  $\text{NH}_3$  por día.

Paralelamente, la CNEA ha tomado a su cargo una serie de obras de infraestructura, entre las que se cuentan el suministro permanente de energía eléctrica a la planta, el camino de acceso, la construcción de un gasoducto y una planta reductora de presión, y la construcción de un barrio para el alojamiento de su personal, localizado en Plotier, a unos  $30$  kilómetros de la planta.

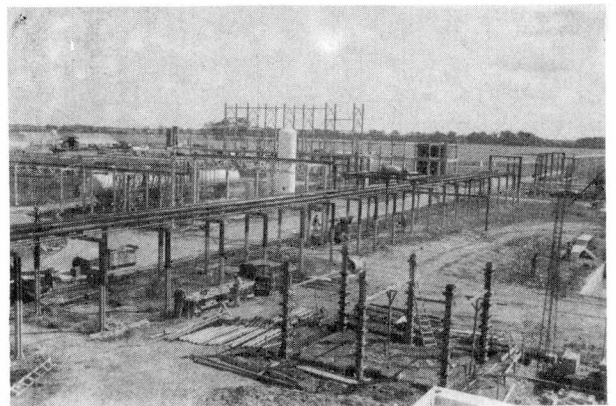
#### *Planta Experimental de Agua Pesada (PEAP)*

Esta planta tiene por objeto desarrollar la tecnología para la producción de agua pesada en fu-

turas instalaciones en escala industrial.

La CNEA es responsable de la coordinación general y la dirección de obra, puesta en marcha y operación; la ingeniería básica fue desarrollada por el INTEC (Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química), y la ingeniería de detalle, construcción y montaje han sido encomendados al Consorcio Astra C.A.P.S.A. —Alfredo Evangelista S.A.

La PEAP está ubicada en Atucha, Provincia de Buenos Aires, lindante con la Central Nuclear, donde ocupa un área de aproximadamente  $11$  hec-



Planta experimental de Agua Pesada.

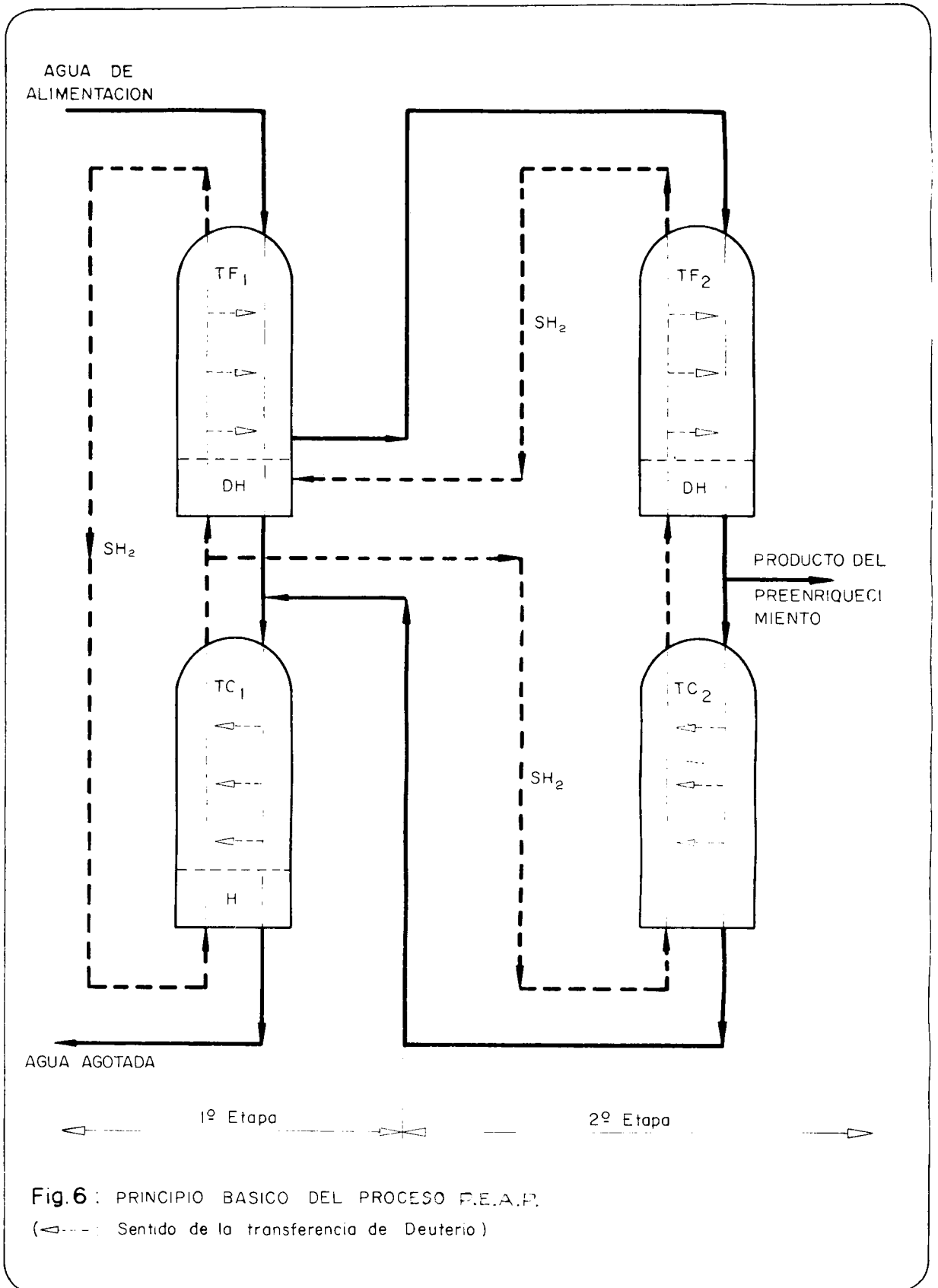


Fig. 6 : PRINCIPIO BASICO DEL PROCESO F.E.A.F.  
 (---> Sentido de la transferencia de Deuterio)

táreas.

La planta consta de dos unidades principales, una unidad de preenriquecimiento, que utiliza el procedimiento bitérmico sulfuro de hidrógeno-

agua, con agua común como fuente de alimentación y cuyo producto es agua enriquecida hasta un 15% en agua pesada, y una unidad de concentración final por destilación a presión reduci-

da que da como producto agua pesada 99.8 mol %.

En la Fig. 6 se da un esquema simplificado del proceso de la unidad de preenriquecimiento, que opera en dos etapas en cascada. Cada una de ellas consiste en una torre que opera a 30°C ("torre fría") y otra que opera a 130°C ("torre caliente") conectadas en serie. La presión en el sistema es de 21 bar.

Aproximadamente 16 m<sup>3</sup> por hora de agua tratada se introducen en el tope de la torre fría de primera etapa, donde se pone en contacto a contracorriente con sulfuro de hidrógeno gaseoso proveniente de la torre caliente. En la torre fría se produce una transferencia de deuterio del gas al agua; una fracción (alrededor de 1/3) del caudal de agua enriquecida que sale por la base de la torre es alimentada a la torre fría de la segunda etapa y el caudal restante ingresa a la torre caliente, donde se contacta a contracorriente con sulfuro de hidrógeno pobre en deuterio que proviene de la cabeza de la torre fría de la segunda etapa. En esta torre el gas se enriquece en deuterio a expensas del agua, la cual sale de la torre con una concentración de deuterio inferior a la de la alimentación y, luego de un tratamiento para eliminar el sulfuro de hidrógeno, se desecha.

En la segunda etapa se repite un esquema similar; el líquido que sale del punto medio entre las torres fría y caliente es el de enriquecimiento máximo, y constituye la alimentación de la unidad de concentración final.

En la primera etapa el agua se enriquece desde 150 ppm hasta alrededor de 900 ppm; el producto de la segunda etapa contiene alrededor de 15 mol % de agua pesada con lo que el enriquecimiento total en esta unidad es de unas 1.000 veces.

La concentración final se realiza por destilación al vacío en tres etapas en serie hasta lograr la concentración requerida de 99.8 mol %. La presión absoluta de condensación es de 0,2 bar.

La planta se completa con unidades auxiliares, tales como las de generación, almacenamiento y recuperación de sulfuro de hidrógeno, tratamiento de agua, generación de vapor, gas inerte y aire, tratamiento de efluentes líquidos, antorcha para descarga de gases de proceso, y edificios para laboratorios, talleres, administración, etc.

A pesar de tratarse de una planta piloto, las características del proceso hacen que la PEAP sea una instalación de dimensiones considerables. Una idea de ello la dan el peso de estructuras metáli-

cas y equipos que llega a casi 2.000 toneladas, el empleo de más de 18.000 toneladas de hormigón, y el tamaño de ciertas unidades de proceso, tales como las seis columnas de intercambio isotópico, de 55 a 60 m de altura y 1.2 a 1.9 m de diámetro, o la antorcha de 105 m de altura.

### Planta Módulo 80

El proyecto de la Planta Módulo 80, actualmente en marcha, tiene por objeto el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle de una planta de producción de agua pesada basada en la tecnología nacional que se ensayará a través de la PEAP. La ingeniería básica ya ha sido comenzada y está a cargo de la Dirección de Proyectos Agua Pesada.

En principio, la capacidad nominal de producción prevista es de 80 toneladas de agua pesada por año; la capacidad definitiva se fijará cuando se completen los estudios técnicos-económicos en curso. Estos estudios tienen en consideración la capacidad de fabricación de los equipos principales por parte de la industria nacional.

El proceso será similar al de la PEAP, con una unidad de enriquecimiento en dos etapas y una unidad de concentración final por destilación a presión reducida. Se prevé que la planta estará ubicada en Arroyito, Provincia del Neuquén, donde ocupará un área de aproximadamente 25 hectáreas en el sector sudoeste de los terrenos que la CNEA ha adquirido para la construcción de la PIAP.

### VI. Referencias

- (1) Funes, A. J.; Boletín del Centro Naval, 43 (Nº 722), 58 (1980).
- (2) Benedict, M., Pigford, T. H., Levi, H. W., "Nuclear Chemical Engineering", McGraw Hill Book Co., 2ª edición, 1981, págs. 710 y siguientes.
- (3) Rae, H. K., Atomic Energy of Canada Ltd. Informe AECL-3866, 1971.
- (4) Cretella, R. F., Ciencia e Investigación 34 (1/2), 3 (1978).
- (5) Bebbington, W. y Thayer, V., Chem. Eng. Prog. 55 (9), 70 (1959).

SERVICIO I.A. 98