

J. L. Alegria
1963

REPUBLICA ARGENTINA
COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA

INFORME N° 90

Posibilidades Argentinas para la
Producción de Agua Pesada

por

Enrique Silberman y Ruben F. Cretella

==

BUENOS AIRES

1963

POSIBILIDADES ARGENTINAS PARA LA
PRODUCCION DE AGUA PESADA

Enrique Silberman y Rubén F. Cretella

1.- Antecedentes de la producción industrial de agua pesada.

Como introducción a los problemas que plantea la producción industrial de agua pesada, pasaremos breve revista a lo ya realizado, describiendo y comentando las causas determinantes de su evolución.

Noruega, fué el primer país que obtuvo agua pesada en escala industrial (1), aprovechando las disponibilidades de energía hidroeléctrica a bajo costo y de hidrógeno electrolítico utilizado como materia prima en la planta de síntesis amoniacal de la firma privada "Norks Hydro" en Rjukan, a la que se acopló, hacia 1940, una planta electrolítica para la concentración de deuterio. La producción inicial fué de 1,54 ton/año (2) de agua pesada al 99,8% pero, posteriormente, a costa de una reducción del 25% de su fabricación de amoníaco y por el agregado de torres de intercambio catalítico vapor-hidrógeno, se aumentó la producción de agua pesada a unas 4 ton/año (3), (4). La capacidad actual de esta instalación es del orden de 18 ton/año (5) a un costo de 111 U\$S/Kg. y ello permite a Noruega seguir siendo el mayor productor europeo de agua pesada. Señalemos que, previendo un importante incremento en la demanda de agua pesada, se proyectó una inversión de 7,6 millones de dólares para aumentar la producción a 150-200 ton/año (6), pero la decisión de la U.S.A.E.C. de vender su agua pesada a un precio dos veces inferior al noruego descartó estos planes.

Canadá fue, cronológicamente, el segundo productor (1942-1943). Aprovechando condiciones similares a las noruegas, la Comisión de Energía Atómica de Estados Unidos construyó, a su exclusivo cargo, una planta electrolítica acoplada a la de amoníaco sintético, propiedad de la Consolidated Mining and Smelting Co. (Cominco), ubicada en Trail, Columbia Británica (1). La instalación fué provista de torres de intercambio catalítico vapor-hidrógeno, que duplicaban la recuperación de deuterio, consiguiendo así una producción de 6,6 ton/año (7), (8), a un costo de 133 U\$S/Kg., incluyendo beneficios.

Esta planta, cuyo costo fué del orden de los tres millones de dólares, operó desde 1943 hasta 1955, año en el cual fué cerrada por considerarse demasiado costosa su producción. Poco después la planta fué adquirida por la Consolidated Mining and Smelting Co. a precio desconocido (9). Simultáneamente con el proyecto de Trail, los Estados Unidos estudiaron la posibilidad de utilizar los métodos de destilación de agua y de hidrógeno. El primero presentaba como inconveniente la gran energía requerida y el enorme tamaño de las instalaciones, pero no hacía esperar, en cambio, las dificultades de orden técnico que seguramente ofrecería el segundo. Su elección aseguraba, por lo tanto, la producción prevista, y fué esto, en definitiva, lo que decidió a las autoridades a adoptarlo, pues sobre las consideraciones de orden económico primaron entonces las urgentes necesidades bélicas.

En 1951 la Hydrocarbon Research Inc., (3, 11) presentó al gobierno americano un proyecto para producir agua pesada por destilación de hidrógeno líquido en el que se preveía un consumo de energía bajísimo (4,8 kWh/gr D₂O contra 150 del método electrolítico) (26), utilizando hidrógeno proveniente de una fábrica de amoníaco sintético situada en Etter, Texas, perteneciente a la Phillips Chemical Co. Esta fábrica había sido elegida debido al bajo costo del gas natural obtenido en el lugar y al gran volumen de amoníaco producido. La producción fué estimada en 34,2 ton/año (1). A pesar de que el costo de operación se calculó en 40 U\$S/Kg., la construcción nunca se comenzó por temor a las dificultades inherentes a la manipulación de tan grandes cantidades de hidrógeno líquido (- 252 ° C). Estos temores fueron posteriormente confirmados al ponerse en marcha plantas piloto similares en Francia y Alemania. Destaquemos que el National Bureau of Standards de Washington tiene en funcionamiento una planta piloto en Boulder, Colorado, de una capacidad de 60 lb/año; los resultados de los trabajos de instalación han sido publicados no hace mucho tiempo. (12).

El costo de las tres plantas de destilación de agua que se construyeron por cuenta de la Dupont de Nemours fué de 14.500.000 U\$S y en los 17 meses que operaron, a partir de junio de 1943, produjeron 23 toneladas de agua pesada (1, 2, 7), aproximadamente la mitad de la cantidad calculada. Su costo resultó de 350 U\$S el Kg. La producción de estas plantas fué detenida en octubre de 1945 debido a una disminución en la demanda y a su elevado costo.

En los Estados Unidos se emplea actualmente para fabricar agua pesada la combinación de tres procesos (10, 13) :

- 1°) Intercambio químico a dos temperaturas del sistema gas sulfhídrico-agua (proceso GS) hasta alcanzar una concentración en deuterio del 15%.

- 2° Destilación de agua a presión reducida (proceso DW) hasta el 90%
 3° Electrólisis (proceso E) hasta obtener una concentración final del 99,8%.

Dos plantas que utilizan tal combinación fueron construídas; la primera, que constaba de 5 etapas de intercambio, se levantó en Dana, Indiana, en el año 1950, y la segunda, que se erigió en 1952 en Savannah River, Carolina del Sur, cuenta con dos etapas de intercambio en las que se utilizaron materiales más resistentes a la corrosión. Ambas plantas, cuyos costos de construcción fueron, respectivamente, 100 y 164 millones de dólares(14), fueron operadas por la USAEC bajo contrato con la E.I. Dupont de Nemours, con una capacidad anual conjunta de 900 toneladas(15), obteniéndose agua pesada a un costo de 62 U\$S el Kg. Este precio fué anunciado por los EE.UU. en la Segunda Conferencia Internacional de Ginebra, en 1955, declarando que el mismo cubría los costos de producción efectivos (sin impuestos), prescindiéndose únicamente de los gastos de desarrollo y de la ganancia. Recientemente la USAEC ha rebajado el precio del agua pesada a 53 U\$S el kg, FOB en Savannah River. Esta reducción se debe a que la vida útil de la planta resultó mayor que la prevista y la carga por depreciación, incluida en el precio establecido en 1955, fué disminuída por considerarse la misma innecesariamente grande a la luz de los resultados(97). Se determinó que la causa de este bajo precio residía en el uso del método de intercambio a dos temperaturas utilizado y en la gran capacidad de producción de las plantas. Este último argumento es exacto mientras que el primero está condicionado, ya que, con los métodos dependientes (destilación de hidrógeno, por ejemplo), no es posible construir plantas de capacidad discrecional. Es interesante destacar que en un reciente informe (95) de L. Isakoff, de la División Técnica de la Dupont, presentado ante el parlamento canadiense, se estima que el precio de agua pesada puede ser reducido a 17 U\$S/lb(38 U\$S/Kg.), con una nueva planta de gran capacidad, aprovechando la experiencia adquirida durante la construcción de las anteriores (16). A raíz de ello se ha emprendido un estudio económico sobre la producción en gran escala de agua pesada en Canadá, a cargo de la División de Investigación y Desarrollo de Eldorado Mining and Refining Co.(17). Además, la AECL ha invitado a las firmas locales interesadas a presentar un proyecto detallado para la construcción en Canadá de una planta productora de agua pesada. El gobierno se ha comprometido a suscribir una venta de 1.000 toneladas de agua pesada a un ritmo de 200 toneladas anuales durante 5 años a partir de 1965-1966. Se señala que no serán tomadas en cuenta aquellas propuestas que prevean un precio superior a los 22 dólares canadienses la libra de agua pesada, FOB en la planta (98).

En 1957 (9) fué cerrada y puesta en reserva la planta de Dana, pues las necesidades del programa de reactores se cubrían con la producción de Savannah River. La decisión de cerrar la planta de Dana estaba motivada, además, por el hecho de que el precio del agua pesada era superior al de la fábrica de Savannah River y porque sus instalaciones habían sido construídas con materiales menos anti-corrosivos (10).

Actualmente la planta de Savannah River funciona aproximadamente al tercio de su capacidad (180ton/año), después de haber alcanzado, en el segundo semestre de 1956, la producción máxima de 450ton/año (18). El enriquecimiento final por electrólisis ha sido reemplazado por destilación de agua, destinándose una parte de su capacidad para regenerar el agua pesada degradada, proveniente de reactores nucleares (19), incluyendo los extranjeros, a condición de que el agua pesada haya sido adquirido originariamente en EE.UU. Los gravámenes de este nuevo servicio se basan en el porcentaje de óxido de deuterio presente en el material tratado y varían de 30 U\$S el kgr. de material conteniendo el 10% de D₂O hasta 1,4 U\$S/kgr para aquél que contiene más de 99% de D₂O (20). La fábrica de Dana, para la cual el Ejército acaba de firmar un contrato de 13.500.000 U\$S con la Food Machinery and Chemical Corp. para efectuar transformaciones, será puesta de nuevo en funcionamiento por el Cuerpo Químico del Ejército para fabricar una nueva sustancia química (21). De lo anteriormente expuesto se deduce que Noruega, Canadá y EE.UU. son los únicos países del bloque occidental que han alcanzado la etapa de fabricación en escala realmente industrial. Alemania y Francia parecen haber surgido como dos nuevos productores, aunque los datos que sobre ellos se tienen no permiten afirmar que hayan conseguido una fabricación estable y económica. En efecto, los delegados alemanes ante la Segunda Conferencia Internacional para Pacíficos de la Energía Atómica, celebrada en Ginebra en 1958, anunciaron que se encontraba en funcionamiento una planta de destilación de hidrógeno líquido de 6 ton/año de capacidad máxima, construída por la Faberwerker Hoechst con participación de la Gesellschaft für Lindes Eismaschinen, con un costo de producción de 100 U\$S/Kg(22). El costo de esta instalación, ubicada en Frankfurt am Main, fué de 1,7 millones de dólares (23) y se proyecta un aumento de producción de 10 ton/año (24, 25). También Francia anunció, en la misma Conferencia, la puesta en marcha de su planta de destilación de hidrógeno líquido, construída en Tolosa por Compagnie Francais de L'Eau Lourde, subsidiaria de la Societe de L'Air Liquide, en colaboración con la Comisión de Energía Atómica Francesa. La producción calculada de la instalación es de 1,5-2 ton/año (27). Dificultades técnicas, provocadas posiblemente por las impurezas del hidrógeno, atrasaron la puesta en marcha en casi dos años ya que recién a comienzos de 1960 se anunció su inauguración (28, 29).

2.- Métodos industriales en desarrollo.

Pasaremos una revista a los métodos estudiados en diversos países con el objeto de encaran la producción de agua pesada.

Inglaterra.

A pesar de que los reactores de potencia ingleses parecen tener referencia hacia la moderación con grafito, no se han dejado de lado los estudios referentes al agua pesada. En un primer proyecto se pretendió utilizar el vapor natural existente en

Warakai, Nueva Zelandia, para obtener agua pesada por destilación, como subproducto en la generación de energía eléctrica, utilizando el calor perdido en las turbinas. A pesar del escaso costo del vapor y de haber desarrollado un nuevo tipo de relleno de columnas (spray-pak), que aumentaba la eficiencia de las torres de destilación 3,6 veces con respecto a las convencionales, el costo estimado para la instalación resultó demasiado alto: el doble del inicialmente asignado de 17 millones de dólares (30, 31, 32), debido a la circunstancia de haberse encontrado que el agua utilizable poseía un tenor inferior en deuterio; como consecuencia del bajo precio de venta del agua pesada, fijado por los Estados Unidos, el proyecto, cuya producción estimada era no inferior a 20 - 30 toneladas anuales, fue abandonado por antieconómico (33). El elevado costo de inversión es un argumento de mucha fuerza en contra de la posibilidad de utilizar industrialmente la destilación del agua para la concentración primaria.

El método de intercambio químico a dos temperaturas del sistema gas sulfhídrico aquí ha sido también desarrollado por los ingleses. El Dr. Pratt, de Harwell, señala (34) que en un país de combustibles baratos, como es el caso de los EE.UU., el costo de operación podría resultar de sólo 41 U\$S el Kg., pero no lo considera un método apropiado para Gran Bretaña, que carece de fuentes baratas de energía.

Otro método estudiado en el Reino Unido fue el de destilación de hidrógeno. Los gastos de energía computados para el mismo fueron de 3,8 y 3,5 KWh/gr., según que la alimentación de hidrógeno proviniera de gas de síntesis o fuese de origen electrolítico, respectivamente. La solución energética más económica, según W.H. Denton, es preenriquecer el hidrógeno por intercambio químico con vapor de agua a 500°C hasta no más allá del doble de su concentración natural y luego proceder a su destilación; aparece así, además, la ventaja de resultar independiente de la producción de hidrógeno.

La firma británica John Brown Constructors Ltd. presentó recientemente (35)(36) un proyecto de planta para 28 toneladas anuales con la cual se aseguraba poder obtener agua pesada a un precio de 48 U\$S/Kg. La solución técnica es atractiva, pues ninguno de los tres métodos utilizados tiene dificultades prácticas; la principal objeción al mismo se refiere al catalizador usado en el primer proceso, pues no se conoce un método industrial para producir la amida potásica requerida. El esquema del método propuesto (37) consta de un primer intercambio químico entre el hidrógeno y el amoníaco, enriqueciéndose éste hasta el 0,35%; en la segunda parte se destila el amoníaco hasta enriquecerlo al 75% y en la tercera etapa se destila en una instalación de Kuhn el agua obtenida por conversión del amoníaco hasta conseguir una concentración final del 99%.

Los gastos de operación estarían entre los 12 y 14 U\$S y la inversión necesaria sería de alrededor de 220 U\$S por Kg/año de agua pesada producida. Considerando una tasa de interés del 15% anual en concepto de amortización e interés del capital, el costo total resultaría de 48 U\$S el Kg. Sin embargo, se estima que la inversión necesaria sería muy superior a los 220 U\$S considerados, y, por otro lado, su producción estaría limitada por la disponibilidad de hidrógeno. De cualquier modo, ésta fué la primera proposición de un proceso con el que parecía factible obtener agua pesada a un precio sensiblemente inferior a 62 U\$S el Kg.

Francia.

En Francia no ha sido la destilación de hidrógeno ya citada, el único procedimiento encarado; otros están siendo desarrollados allí (38). Como consecuencia de la colaboración existente entre la Sociedad de Petróleo de Aquitania (S.N.P.A.) y la Comisión de Energía Atómica Francesa, fue creada la "Sociedad para la obtención del Deuterio" (S.P.O.D.) con el objeto de estudiar nuevos métodos. Esta posee en Lacq (39) una planta piloto que emplea el proceso de intercambio químico a dos temperaturas gas sulfhídrico-agua, usando como combustible gas natural con un contenido del 15% de gas sulfhídrico de concentración en deuterio superior a la normal. Las experiencias preliminares han dado resultados satisfactorios. Se estudia la posibilidad de utilizar el sulfhídrico de los gases de Lacq para preenriquecer agua por intercambio térmico simple. Se ha calculado que una pequeña extracción permitiría obtener, a partir del gas de Lacq, 17 ton/año (40).

El intercambio químico hidrógeno-agua es estudiado tanto en fase líquida como en fase gaseosa y se lo utilizaría para enriquecer el hidrógeno agotado proveniente de una planta de destilación. La cuarta vía en estudio es el intercambio químico amoníaco-hidrógeno, sobre el cual se efectuaban recientemente las siguientes investigaciones: determinación de los factores de separación; producción de potasio amida y estudio de la cinética en las reacciones de contacto gas-líquido. Todos estos estudios son realizados por la Hullera del Norte del Paso de Calais. Recientemente se anunció que se estudia una instalación basada en este método (101). En el Africa Ecuatorial, Francia (5) proyectaba producir agua pesada por destilación del hidrógeno, que estaría disponible en grandes cantidades si se realizaba el proyectado programa de producción de fertilizantes. De esta forma hubiera aumentado su disponibilidad en 30 toneladas anuales.

Francia es un caso similar al de Inglaterra, pues emplea en la mayoría de sus reactores grafito como moderador, no obstante lo cual está realizando esfuerzos importantes para obtener agua pesada en condiciones económicas.

La Comisión de Energía Atómica Francesa anunció el comienzo de la construcción del EL-4 (41), reactor de 80 MW eléctricos de potencia, de uranio natural y agua pesada, que estará situado cerca de Qimper, en la provincia de Bretaña. El agua pesada requerida por el EL-4 sería suministrada por la fábrica que la Compagnie de L'Eau Lourde posee cerca de Toulouse. Sin embargo, respecto de esta planta debemos informar que en el curso del segundo trimestre de 1961 y después de un año de funcionamiento, durante el cual produjo alrededor de 1,5 toneladas, la instalación fué cerrada (42); no obstante, la experiencia demostró que era posible producir agua pesada en escala industrial siguiendo el procedimiento indicado. Los datos obtenidos se han utilizado para el proyecto de una planta de 40 ton/año, en la cual se ha calculado una inversión específica de 425 U\$S/Kg año y un consumo energético de 4 a 6 KWh/gramo de D_2O (96).

La causa principal de la paralización residió en que una producción tan reducida no es lo suficientemente competitiva con la producción americana, de varios cientos de toneladas anuales. Por otro lado el agua pesada americana puede ser actualmente vendida sin restricciones para cubrir las necesidades de los reactores de investigación, circunstancia que no mediaba en el momento de iniciarse la construcción de la planta. De esa forma, las 100 toneladas necesarias para la pila EL-4 serían vendidas por los Estados Unidos a un precio muy inferior al costo de producción de la fábrica de Toulouse, cuyos gastos de operación fueron lo bastante altos como para justificar - junto con el cambio de la política americana - la detención de la planta piloto (43). El conocimiento adquirido con el EL-4, que deberá comenzar a funcionar en 1965, decidirá si debe ser emprendida una fabricación industrial de agua pesada para hacer frente a las necesidades locales.

Alemania.

En Alemania se presta especial atención a los procesos de destilación de hidrógeno y de intercambio químico. Del primero ya nos hemos ocupado; en cuanto al otro, la firma Pintsch Bamag A. C. tenía proyectada (44, 45, 46) una planta piloto de intercambio a dos temperaturas sulfhídrico-agua de 0,5 t/año de capacidad, que debió entrar en funcionamiento a principios de 1960. Con los datos y experiencia en ella obtenidas se posibilitaría el cálculo y proyecto de una planta realmente industrial, de 40 toneladas anuales (47). También había sido proyectada una fábrica que produjera 36 ton/año, mediante un intercambio a dos temperaturas entre agua y ditioil (45). Sin embargo, los cálculos demostraron que los capitales invertidos y los gastos de operación serían dos veces más grandes que en el caso de la utilización del sistema gas sulfhídrico-agua.

Por otro lado, las firmas Degussa y Uhde tenían en proyecto una instalación piloto de 0,5 ton/año, por el método de intercambio a dos temperaturas entre el agua y el hidrógeno en fase líquida y a alta presión, utilizando Pt dispersado como catalizador (48, 49, 50, 51). Según las estimaciones de su inventor (Becker) los gastos de operación serían más pequeños que aquellos que resultan de utilizar el método de intercambio a dos temperaturas entre el sulfhídrico y el agua. Un esquema tal, permite disminuir un poco la cantidad de substancia tratada por unidad de producto, con lo que se reduciría el tamaño de la instalación, pero la cantidad de agua pesada obtenida está limitada por el nivel de producción del hidrógeno destinada a otros fines (40).

Suecia.

El problema de investigar las posibilidades de una producción local de agua pesada en gran escala no fué decidido hasta 1955, en que un estudio preliminar indicó que el agua pesada podía ser producida a precio más bajo que el establecido por el mercado mundial en ese entonces, es decir; 186 dólares el Kg. La compañía electro-técnica sueca A.S.E.A. inició un programa de desarrollo basado en el método de intercambio a dos temperaturas entre el gas sulfhídrico y el agua. La primera planta piloto (52) fue puesta en funcionamiento en 1955 en el Royal Institute of Technology de Estocolmo, por cuenta de la A.S.E.A. El precio americano anunciado en la Segunda Conferencia Internacional de Ginebra de 1955 fué del mismo orden que el calculado por la A.S.E.A. como costo de fabricación, pero, con el objeto de obtener una experiencia mayor, se decidió erigir una segunda planta piloto (53) en cooperación y financiada por la Compañía estatal A. B. Atomenergy en la fábrica de la Swedish Shale Oil Co., en Knarntorp. Esta planta fue inaugurada en mayo de 1959. Simultáneamente se hizo un estudio del diseño y el correspondiente cálculo de costos de una planta con una capacidad de producción de 25 ton/año, que constaría de dos etapas que llevarían la concentración natural (0,015% D₂O) hasta el 30,0% D₂O. Se supone que el enriquecimiento final (100% D₂O) se haría mediante destilación a presión reducida o por el proceso de intercambio con sulfhídrico. La destilación al vacío parece ser preferible debido a que es más fácil operar, mientras que para plantas con una producción de 100 ton/año o más, el proceso del sulfhídrico parece ser tan barato que compensa las dificultades que acompañan a un proceso a alta presión. En el citado proyecto, las torres de intercambio -rellenas de Spraypak - tienen 4 m. de diámetro y una altura que supera los 50 m. La torre fría trabaja a 30°C y la caliente a 115°C siendo la presión máxima de 20 atms. Las necesidades se estiman en; 22 ton.vapor/hora, 140 ton.agua de proceso/hora, 350 ton.agua de refrigeración/hora y una potencia de 3.000 KW. El costo total primario de esta planta se calculó en 4,76 millones de dólares, incluyendo gastos auxiliares tales como ; planta

de tratamiento de agua, de purificación del sulfhídrico y recursos de almacenaje, taller, inventario de parte de los repuestos, etc., pero excluyendo estaciones generadoras de vapor o energía. El costo de las unidades del proceso central importa, aproximadamente, la mitad de ese total. La carga de inversión resulta ser del orden de 190 dólares/Kg. Los costos de operación, excluidas todas las cargas fijas, han sido estimados en 44 dólares/Kg. de agua pesada, producida con vapor generado en una caldera que quema petróleo. Recientes investigaciones de los suecos sobre combustión de aceites de esquistos han sido promisorias, indicando la posibilidad de reducir considerablemente el costo del vapor, disminuyendo en consecuencia, el costo total de operación a 31 - 37 dólares/Kg. Si bien el costo total de fabricación depende enormemente del tipo de interés y amortización, los cálculos indican una cifra cercana al precio americano, aún con una tasa de amortización industrialmente práctica.

Suiza.

Primero se planeó la construcción de dos plantas que utilizaban la destilación de hidrógeno líquido con una producción de 3,5 ton/año cada una (8); sin embargo, más tarde, los contratos para su construcción fueron cancelados debido a que los EE. UU. propusieron vender a Suiza la cantidad necesaria de agua pesada. Posteriormente la Sulzer Bros. Ltd., de Wintesthur, proyectó y construyó una pequeña planta con una producción tope de 2 toneladas anuales (54) operada por la Emser Werke A.G. en Domat-Ems, Suiza, la cual - según una información de procedencia francesa - ya ha sido puesta en marcha (55). El proceso consta de tres pasos: electrólisis de agua natural; rectificación a baja temperatura del hidrógeno enriquecido en deuterio resultante; oxidación del mismo y posterior rectificación del agua formada hasta obtener un producto final al 99,8%. Ambas rectificaciones son llevadas a cabo en columnas desarrolladas por el profesor W. Kuhn, de la Universidad de Basilea, en conjunción con la Sulzer (56). Según la Sulzer, las necesidades energéticas del proceso, que constituyen el principal rubro en el costo de operación, son de 2 KWh/gramo de producto.

India.

En la India - y por cuenta del Gobierno - la firma Gesellschaft für Linden Eismachinen está construyendo en Nagal, a orillas del río Suttlej, una instalación para destilar hidrógeno de origen electrolítico, destinada a elaborar abonos y agua pesada, esta última con un régimen de producción de 14 ton/año (57, 58), a un precio que estiman será inferior al de los EE.UU. (60 U\$/Kg.). Sin embargo, una información reciente (59) da un precio aproximado a los 63 U\$/Kg. Señalemos que Nagal fue elegido por la proximidad a importantes recursos de energía hidroeléctrica y a la presencia de abundantes fuentes de agua de refrigeración a temperatura relativamente baja.

El costo esperado de la instalación es de 2,5 millones de dólares (60). Una información reciente, anuncia que la planta ha entrado en funcionamiento (99). La División de Ingeniería Química opera una de 18 - 20 toneladas de agua pesada en Trombay, destinada a la regeneración del agua pesada degradada en los presentes (CIR de 20 ton. y ZERLINA de 15 ton.) y futuros reactores nucleares, usando rectificación y electrólisis (91).

Egipto.

Egipto encarará, por cuenta de la Egyptian Chemical Industries (KIMA) (62), la producción de agua pesada, empleando la destilación del hidrógeno líquido obtenido electrolíticamente de las aguas del Nilo, aprovechando el enriquecimiento de éstas debido a la gran evaporación a que están sometidas. Su capacidad será del orden de las 15 ton/año, a un costo que creen será inferior a 62 U\$S el Kg. Recientemente (63), el Ministro de Industria de la República Arabe Unida ha asignado una partida de tres millones de libras egipcias para la construcción de la fábrica de agua pesada.

Japón.

En la planta de sulfato de amonio que la Showa Denko Co. posee en Kawasaki está funcionando, desde 1943, una instalación que produce 50 Kg. de agua pesada anuales por electrólisis (64, 65). Se proyecta vincular esta planta con una poderosa instalación electrolítica para elevar la producción a 10 ton/año y así satisfacer las necesidades de agua pesada del Japón (66). Para dicho estudio el Gobierno ha otorgado un subsidio de 1,6 millones de yens (4.444 dólares) (69).

Europa.

La Organización de Cooperación Económica Europea (O E C E) ha estudiado la construcción, en la región Handgyll (Islandia), de una fábrica paneuropea, destinada a producir agua pesada por el método de intercambio a dos temperaturas entre agua é hidrógeno sulfurado, con un régimen de producción de 500 tons. de D₂O por año. (45, 51, 67), aprovechando la existencia de vapor geotermal barato. El costo de la instalación sería del orden de los 200 millones de dólares, esperándose que el precio del agua pesada no fuese más elevado que el actual americano.

La producción actual y proyectada de agua pesada puede resumirse en el siguiente cuadro:

País	Produc. actual ton/año	Precio U\$/Kg	Produc. proyectada ton/año	Precio U\$/Kg
EE.UU.	450 (68)	62	- - - -	- - - -
Noruega	20 (68)	111	- - - -	- - - -
Francia	- - - -	- - - -	50	62
Alemania	6,6 (68)	100	36	62
Suecia	- - - -	- - - -	20	- - - -
India	- - - -	- - - -	14	62
Egipto	- - - -	- - - -	15	62
Japón	- - - -	- - - -	10	- - - -
Suiza	2	- - - -	- - - -	- - - -
O.E.C.E.	- - - -	- - - -	500	62
TOTALES	478,6		645	

3.- Mercado

Durante y después de la Segunda Conferencia de Ginebra se evidenció una fuerte tendencia hacia la construcción de reactores del tipo uranio natural-agua pesada (70). En fecha reciente (71), las Comisiones Atómicas de Estados Unidos y Canadá han firmado las bases de un acuerdo relativo a su extenso programa de cooperación para el desarrollo de reactores de potencia moderados con agua pesada. El programa canadiense incluye la construcción de un prototipo de 20 MW eléctricos (NPD II) y una central de 200 MW eléctricos (CANDU), ambos con reactores de agua pesada. En fecha reciente, el Presidente de la Atomic Energy of Canadá Ltd. anunció que la central CANDU (Canadian Deuterium Uranium), producirá electricidad a un costo de 5,99 mills el kWh, con un factor de carga del 80%. Agregó que existe la posibilidad de bajar ulteriormente el costo a 5,16 mills, valor semejante al obtenido con una central térmica convencional que es de 5,13mills el kWh. (72, 78). Además se están llevando a cabo estudios para determinar la posibilidad de construir un prototipo de 40 Mw con un refrigerante orgánico y moderado por agua pesada. En el programa estadounidense figura la construcción de un prototipo de potencia (Carolinias Virginiás) de 17 Mw eléctricos, moderado con agua pesada y cuya construcción ya comenzó (73). Además construiremos un reactor de ensayo con reciclado de plutonio (PRTR), también moderado por agua pesada, y un reactor de prueba de componentes para reactores de agua pesada (HWCTR). También se están llevando a cabo estudios de investigación y desarrollo sobre las posibilidades económicas de un prototipo de potencia de 50Mw

eléctricos (East Central-Florida West Coast) con un reactor refrigerado por gas y moderado por agua pesada. Asimismo se ha firmado un tratado de cooperación entre la India y Canadá en el campo nuclear (74), que comprende la construcción del reactor Canadá-India en Trombay, posterior a un estudio en común, que durará unos 6 meses, para determinar el costo de erección de una central electronuclear tipo CANDU en la India. Al término del mismo la India adoptará una decisión definitiva. El estudio será llevado a cabo por la Atomic Energy of Canada Ltd. y el Departamento para la Energía Atómica de la India.

Todos estos reactores requerirán, aproximadamente, una tonelada de agua pesada por Mw eléctrico de potencia instalada y el rol que desempeñen en los planes energéticos de los distintos países será el factor determinante de las necesidades futuras de agua pesada.

En 1957, según ciertas fuentes de información, el consumo de agua pesada por parte de Inglaterra y la República Federal Alemana fue de 100 ton/año, cada una (76, 77, 75). Para los países de Europa Occidental, que están comprendidos en la Unión Económica Europea, se estiman en 400-500 toneladas sus necesidades para 1965 (44, 75). De ahí que la estimación del stock indispensable de agua pesada para 1972, efectuada por el EURATOM, sea de 1500 toneladas, cifra que seguirá aumentando conforme crezca la necesidad de potencia a instalar. En ese aspecto, una estimación del mercado potencial de agua pesada puede basarse en las apreciaciones efectuadas por las naciones de dicha comunidad las cuales calculan que para 1972 la energía eléctrica de origen nuclear será del orden de los 15×10^6 KW (22). Particularmente, en Francia, la potencia instalada, de origen nuclear será, en 1965 del orden de los 850.000 KW eléctricos, que representa el 5% de la potencia eléctrica instalada en Francia y crecerá, posteriormente, a razón de 200 Mw eléctricos por año (89). Por su parte, el programa de energía nuclear canadiense supone, para 1980, una capacidad instalada de 6.000 Mw eléctricos (78).

Como cifras concretas se pueden citar los futuros consumos de agua pesada de Canadá, Francia y Alemania, anunciados en 300, 200 y 200 toneladas anuales, respectivamente (5). Según la publicación (53) las necesidades de agua pesada en Suecia en los próximos años será de unas 100 toneladas anuales. Por su parte, las necesidades de los Estados Unidos podrían aumentar en un futuro de varios cientos de toneladas a un millar de toneladas anuales (79).

Todo esto induce a pensar que con la capacidad actual de producción de agua pesada, más los proyectos anunciados, todo lo cual importa sólo unas 1.100 toneladas anuales, puede prevverse un estado cercano al déficit en un futuro relativamente próximo.

Ello dependerá del mayor conocimiento, experiencia y desarrollo de los reactores moderados con agua pesada, lo que provocará, sin duda, una demanda creciente de este producto. En ese aspecto, será decisiva la experiencia con el NPD II en Canadá y el EL-4 en Francia.

Las ventas de agua pesada por los Estados Unidos durante 1959 alcanzaron las 100 toneladas por un total de 22.134.956 U\$S, correspondiendo 45% a Canadá, 32% a Alemania, 9% a Japón, 5% a Dinamarca, 5% a Francia y 4% a Suiza; además fueron proporcionadas en arriendo, 23 toneladas a India y Dinamarca, con una tasa del 4% anual del precio de venta (80, 81).

Desde 1955 hasta la fecha han sido vendidas a países extranjeros aproximadamente 500 toneladas de agua pesada, producidas en la planta de Savannah River (82, 85). Particularmente, en 1961, los Estados Unidos vendieron 76,27 toneladas de agua pesada al Canadá, en una sola remesa, la mayor desde la iniciación del programa americano de venta de agua pesada al exterior. Si además sumamos, a tal cifra, los 450 Kgms. vendidos a Noruega y los 56 Kgms. a Australia, hacen un total de 77,28 toneladas, récord absoluto de venta en un período de tres meses (83).

EXPORTACIONES DE AGUA PESADA DE LOS EE.UU.
DESDE 1955 HASTA MARZO DE 1961 (96).

País	Cantidades en toneladas	
	Vendidas	Arrendadas
Canadá	205	
Gran Bretaña	50	
Alemania Occidental	40	0,9
Francia	30	16,5
Suecia	26	
Noruega	22	
India	19,5	13,6
Suiza	16,3	
Japón	12,2	
Australia	11,5	
Italia	9,1	
Dinamarca	5,7	10
Bélgica	0,2	
TOTALES	447,5	41,0

4.- Elección del proceso.

En lo referente a costos, los criterios para la elección del método más económico para obtener agua pesada son: el costo de producción ligado íntimamente al costo de inversión y al consumo de energía y la posibilidad de organizar la producción en gran escala. También es necesario tener en cuenta otros factores que dependen, en parte, de la ubicación (costo de la energía, y de la mano de obra, interés pagado, etc.) y en parte de la técnica (duración de la planta, gastos de mantenimiento y reparación, dependencia de otras plantas de producción, etc.) (18, 40). Por otra parte, debe señalarse que la economía del procedimiento depende principalmente del método elegido para el rango de concentración inicial. En efecto, los mayores gastos de capital y de operación son absorbidos en la concentración inicial del agua pesada hasta mil veces (86). Así, del costo total de fabricación de agua pesada al 99,8% en la planta de Savannah River, se gasta el 93% en llevar la concentración desde la abundancia natural hasta el 15% de D_2O . De igual forma, la inversión en equipos para concentrar hasta el 15% constituye el 96% de la inversión total. Se puede ver, a través de los datos disponibles referentes a los distintos métodos de obtención de agua pesada, que los costos de inversión más pequeños corresponden a dos procesos: destilación de hidrógeno líquido e intercambio a dos temperaturas entre H_2S y H_2O . Comparando la estructura del precio del D_2O obtenida por ambos procedimientos en la fábrica de Nagal y en la planta de Savannah River, respectivamente (10, 13, 58), se observa que los gastos de operación son casi iguales (aproximadamente 29 U\$S/Kg. de D_2O), pero que las inversiones son más pequeñas para la destilación del hidrógeno, por lo que el agua pesada obtenida mediante el intercambio H_2S-H_2O es un poco más cara. Es necesario destacar que en los cálculos para el primer método se admite que el hidrógeno no cuesta nada, ya que se carga su costo a la producción de fertilizantes. Por otra parte los cálculos dados para la instalación de Nagal no han sido calculados más que teóricamente y no se puede sacar de ellos conclusiones definitivas, a tal punto que, según valores publicados en otras fuentes de información (87), la producción de D_2O por destilación de hidrógeno requiere una carga de inversión de 420 U\$S/Kg D_2O por año y gastos de operación de 42 U\$S/Kg. D_2O , con lo que resulta un precio de 84 U\$S/Kg. D_2O , suponiendo una tasa de amortización e interés del 10% anual.

La principal desventaja de este método reside en que el agua pesada producida, está limitada por la producción de hidrógeno para otros fines. Según Weiss (45) la producción mundial de hidrógeno (excluyendo la U.R.S.S.), con una extracción del 100%, permitiría obtener 2.800 toneladas anuales de agua pesada. Teniendo en cuenta que no todas las fuentes de hidrógeno pueden ser utilizadas económicamente para la obtención de deuterio y que la extracción es inferior al 100%, las cifras dadas deben

reducirse a la mitad, con lo que este método no puede satisfacer las necesidades futuras de deuterio; en consecuencia, para hacer frente a una demanda creciente habrá que recurrir a métodos independientes. Por ejemplo, si quisiéramos producir agua pesada en la República Argentina por destilación de hidrógeno nos encontraríamos ante la situación de disponer solamente de 16 millones de metros cúbicos (P.T.N.) anuales de este elemento con lo que se podría lograr una producción de dos toneladas de agua pesada, cifra muy por debajo de la producción económica mínima para este proceso.

Debemos entonces considerar los métodos de objetivo único, desechando el de destilación de agua por haber demostrado no ser económico, aún en los países en donde se dispone de vapor muy barato.

El único método que en la actualidad está suficientemente probado es el intercambio químico a dos temperaturas entre el sulfhídrico y el agua, debiéndose dejar de lado el método de intercambio entre el hidrógeno y el agua hasta tanto se descubra un catalizador eficaz y barato que actúe en fase líquida, sobre lo cual no hay muchas esperanzas por el momento.

5.- Costo del agua pesada producida en una planta de intercambio H_2S-H_2O (Tipo Savannah River), en la República Argentina.

A partir de toda la información extranjera disponible, suficientemente amplia, como se verá, hemos tratado de deducir los costos de inversión y de operación para una planta a instalarse en la Argentina, utilizando las siguientes premisas:

- a) La mano de obra cuesta en el país, incluidas las cargas sociales, el 50% de la americana. Esto no sólo incide en la operación y mantenimiento de la planta, sino también en los gastos generales, cuya mano de obra representa, aproximadamente el 25% de la mano de obra total de la planta.
- b) Las inversiones en divisas se convierten a 120 pesos moneda nacional por dólar.
- c) Es razonable un plazo de amortización de 15 años y el costo de capital del 6% anual. Destaquemos que el actual precio de venta de la USAEC para el agua pesada, está determinado por el costo de producción que se obtiene en Savannah River, costo que resulta de aplicar una tasa del 10% anual. Si se considerara a Savannah River como formando parte de una industria privada de energía atómica basada, en parte, en reactores moderados con agua pesada, las cargas de capital se fundamentarían, presumiblemente, en la tasa típica de esa industria que, en la actualidad, es del 14%

anual (90); con ello el costo del agua pesada sería de unos 75 U\$S/Kg. D₂O. Estas cifras sirven para ilustrar sobre la poderosa influencia de la tasa adoptada sobre el costo de producción. Otras fuentes de información (88) fundamentan la carga de inversión en un 6%. Una tasa total menor del 10% no sería aceptable, principalmente debido a los problemas de corrosión (recordemos que en la planta de Dana, los daños por corrosión fueron tan serios que al cabo de 5 años provocaron su paralización). Por su parte, los ingleses (91) aplican tasas de 8% y 13% fundamentadas en plazos de amortización de 20 y 10 años, respectivamente, con un interés del 5% anual. Nosotros adoptaremos los valores prefijados, con lo que obtendremos una tasa total de 10,3%; pero ello dependerá de los capitales disponibles, de las condiciones en que se lleven a cabo las negociaciones y de la situación económica del país. En otras palabras: dependerá de factores financieros que escapan a nuestro conocimiento.

- d) Se dispone de gas natural cerca de yacimiento a 0,46 m\$_n el m³, es decir, a 0,0038 U\$S el m³, con lo cual los costos de los servicios de la planta se verán reducidos, ya que ese valor resulta inferior al americano, estimado en 0,0046 - 0,0057 U\$S el m³ (92).
- e) Según se desprende de los análisis químicos realizados, el agua disponible es, en el peor de los casos, de una dureza moderada con poco sólido disuelto (ver abastecimiento de agua), mientras la americana es de elevada dureza y sólido disuelto (93), de manera que los gastos que demande el tratamiento del agua del proceso y las correspondientes instalaciones serán inferiores a los americanos. Destaquemos que el costo de esas instalaciones se basa en un tratamiento continuo por intercambio iónico seguido de una desaereación para eliminar el dióxido de carbono.
- f) Estimamos que no se necesita agua de refrigeración debido a la baja temperatura reinante en los lugares elegidos (ver abastecimiento de agua). Por otra parte, en caso de necesitarse, no requeriría tratamiento previo en razón de su pureza.

Según una apreciación realizada para nosotros, por la firma especializada Associated Nucleonics, filial de Stones & Webster, de los Estados Unidos de Norteamérica, las inversiones y gastos de operación para una planta de este tipo en las condiciones argentinas y con una capacidad anual de 20 toneladas, serían las siguientes:

Equipo de Intercambio	2.300.000 U\$\$
Planta Electrolítica	120.000 U\$\$
Construcciones Varias	76.000 U\$\$
Agrimensura y Terrenos	121.000 U\$\$
Planta de Vapor	200.000 U\$\$
Puesta en Régimen (Un mes)	100.000 U\$\$
Materia Prima (Primera carga)	9.000 U\$\$
TOTAL	2.926.000 U\$\$

Carga Unitaria: $2.926.000 \div 20.000 = 146,6$ U\$\$/Kg/año.

Gastos de Proyectos e Instalación.	
Ingeniería y Honorarios	270.000 U\$\$
Supervisión y Beneficios	270.000 U\$\$
Contingencias (7%)	175.000 U\$\$
Varios	92.000 U\$\$
Interés durante la construcción	365.000 U\$\$
TOTAL	1.172.000 U\$\$

Carga Unitaria: $1.172.000 \div 20.000 = 58,5$ U\$\$/Kg/año.
Carga Fija Total Unitaria: 205,1 U\$\$/Kg/año.

Costos de Operación	
Mantenimiento	53.000 U\$\$
Mano de Obra	150.000 U\$\$
Combustibles	60.000 U\$\$
Energía Eléctrica	90.000 U\$\$
Seguro, Impuestos	120.000 U\$\$
TOTAL	473.000 U\$\$

Gastos de operación unitarios: $473.000 \div 20.000 = 24$ U\$\$/Kg.

Consideremos ahora las cifras que nos fueron suministradas por la firma sueca A.S.E.A.

Los expertos de esta Compañía estiman que la carga de inversión de 360 U\$\$/Kg/año, publicada por la USAEC y correspondiente a la planta de Savannah River, es excesiva, teniendo en cuenta las posibilidades actuales, aún considerando la planta en un lugar difícil de erección, pues ella fue construida sin una experiencia previa. La carga de inversión sería en la actualidad de sólo 250 U\$\$/Kg/año.

Los gastos de operación para una planta de 20 toneladas anuales de producción, serían los siguientes:

Salarios y Administración	68.000 U\$S
Vapor	190.000 U\$S
Electricidad	140.000 U\$S
Agua y Tratamiento	38.000 U\$S
Sulfhídrico y Agua	38.000 U\$S
TOTAL	474.000 U\$S

Gastos de operación unitarios: $474.000 / 20.000 = 24 \text{ U$S/Kg}$.

En una comunicación posterior, enviada por A.S.E.A. en respuesta a nuestro requerimiento, los gastos de operación, teniendo en cuenta las cifras de la planta americana de Savannah River, fueron estimados así:

Salarios	2,85 U\$S/Kg
Energía Eléctrica	3,00 U\$S/Kg
Vapor	5,50 U\$S/Kg
Agua de Alimentación	0,88 U\$S/Kg
Agua de Refrigeración	0,27 U\$S/Kg
Materiales de Mantenimiento	1,08 U\$S/Kg
Sulfhídrico	0,97 U\$S/Kg
Suministros Diversos	0,46 U\$S/Kg
Imprevistos y Generales	7,70 U\$S/Kg
TOTAL	22,71 U\$S/Kg

Basándonos en las premisas establecidas, hemos realizado una estimación de los gastos de operación de la siguiente manera:

Costos Directos	
MATERIA PRIMA DEL PROCESO	
Sulfhídrico	16.800 U\$S
Agua del Proceso	16.000 U\$S
Salarios y Sueldos en la Operación	28.200 U\$S
MANTENIMIENTO	
Mano de Obra	28.800 U\$S
Materiales	22.000 U\$S
SERVICIOS	
Vapor	60.000 U\$S
Electricidad (°)	108.800 U\$S
Suministros Varios	9.200 U\$S
	289.800 U\$S
Costos Indirectos	
Gastos Generales y Administrativos	142.600 U\$S
COSTOS TOTALES DE OPERACION	432.400 U\$S

Gastos de operación unitarios: $432.400 \div 20.000 = 22 \text{ U$S/Kg}$

(°) Suponemos que la posibilidad de obtener energía eléctrica como subproducto no se adapta a las necesidades del proceso.

Vemos que los gastos de operación de las cuatro estimaciones coinciden sensiblemente. Por otra parte, el costo de la planta tendría que ser inferior a la de Savannah River pues mucho se ha hecho desde que ésta fuera puesta en operación, y las que se construyan en el futuro recibirán, seguramente el aporte de una experiencia más amplia, como se verá más adelante. El costo de operación dado por la USAEC para aquella planta es de 29,70 U\$S/Kg (94).

Cargas de inversión según distintas fuentes de información:

Autor	Producción anual en toneladas	Cargas de inversión en U\$S/Kg/año
Pintsch Bamag A.G.	20	285-356 (1)
" " " "	20	188-235 (2)
J. Spevack	36	206 (3)
A.S.E.A.	100	223
Walter Kidde	20	205 (4)
Harwell	36	262 (5)
"	36	176 (6)

(1) Incluye montaje, terreno, transportes y seguro.

(2) Excluye " , " , " " " .

(3) Excluye terreno.

(4) Incluye terreno, montaje, seguridad, etc.

(5) " " , " , " , etc.

(6) Excluye " , " , " , etc.

Adoptando un valor promedio, resulta una carga de inversión de 205 U\$S/Kg/año, con lo que el costo de producción estimado en nuestro país sería:

Gastos de operación	22 U\$S/Kg
Carga Fija (10,3%)	22 U\$S/Kg
TOTAL	44 U\$S/Kg

Todo lo expuesto nos induce a afirmar que el precio de 53 U\$S el Kg. de agua pesada es un límite superior para la República Argentina.

Dada la enorme inversión que significaría construir una planta de la capacidad de la de Savannah River, la República Argentina difícilmente podría encarar la construcción de una instalación de esas dimensiones; sin embargo, en caso de decirse la construcción de una planta, ésta podría traducirse a la dimensión mínima económica, estimada en la actualidad en 25 toneladas anuales (53). Con una instalación más grande pueden hacerse ciertas economías, en forma de costos más bajos de mano de obra; no obstante, los costos totales de fabricación parecen ser sólo un 10% más pequeños para una planta muy grande que para una sola unidad.

Nadie duda de que la significación de una sola unidad es prácticamente nula frente a las necesidades futuras calculadas de agua pesada, pero resulta interesante destacar que parece posible operar una planta tal, económicamente, aún como una unidad separada, especialmente si puede combinarse con otra industria química adecuada (53). Una planta de este tipo tiene un costo de operación similar al de las grandes, siempre que se puedan disminuir los gastos de mantenimiento y conservación, lo que podría lograrse ubicándola en las proximidades de una industria afín, como sería el caso de la industria petrolera, a la que se recurriría eventualmente, contratando algunos trabajos, evitándose, de esta forma, la incidencia en las cargas fijas y en los costos de producción de equipos con bajo factor de utilización y en mano de obra con un elevado porcentaje de horas improductivas. En caso contrario, el costo de producción podría llegar a ser superior en un 30% al de una planta de grandes dimensiones.

6.- Costo del agua pesada producida en una nueva planta de intercambio $H_2S - H_2O$, adoptando las modificaciones y mejoras sugeridas por la Du Pont de Nemours, en la República Argentina.

Todos los datos hasta ahora citados son anteriores al anuncio de la Dupont de Nemours (93) sobre la posibilidad de disminuir radicalmente el costo del agua pesada. En efecto; la experiencia adquirida operando las plantas actuales, el diseño de esquemas (flowsheets) alternativos a la luz de esta experiencia y la adopción de mejoras tecnológicas, permiten reducir la inversión de capital y los costos de operación en nuevas instalaciones. Para ilustrar estas posibilidades haremos una comparación entre la planta de Savannah River, una nueva planta americana y una nueva planta que, en nuestro país, fuera capaz de producir agua pesada a unos 17 U\$S la libra; siendo las dos últimas, a los fines comparativos, de igual capacidad.

Un esquema de la inversión en la planta de Savannah River muestra que cerca del 95% de aquélla se halla asociada directa o indirectamente con el proceso GS. Se nota, además que una disminución substancial de esta inversión puede alcanzarse casi en forma exclusiva mediante la reducción en los costos de cañerías, torres, intercambiadores de calor, etc. En cambio la eliminación o modificación de instalaciones auxiliares (planta de vapor y de energía eléctrica, unidad de fabricación de H_2S , planta de tratamiento de agua e instalaciones para el almace - naje y distribución del H_2S), aunque beneficiosa, sólo representa una modesta contribución a la reducción total en la inversión de la planta. Un análisis similar de los costos de operación para la instalación de Savannah River indica que pueden obtenerse costos de operación substancialmente más bajos a través de una reducción del costo de la energía térmica y eléctrica y de la mano de obra en las operaciones y en el mantenimiento.

Las principales modificaciones introducidas en el diseño de la planta son:

- 1) El carbón ha sido reemplazado por el gas natural como principal fuente de energía, con una reducción substancial del costo del combustible. En efecto: el costo del combustible para proporcionar 250.000 Cal es de 0,36 U\$S usando carbón (como Savannah River) y de 0,17 a 0,21 U\$S empleando gas natural.
 - 2) Calentadores a gas han sido incorporados directamente al proceso GS, en lugar de una central generadora de vapor, con lo que se obtiene una economía considerable (25%) en el capital invertido en las instalaciones de energía. Además se emplean turbinas impulsadas a gas en lugar de motores eléctricos para la circulación del H₂S.
 - 3) Ha sido diseñado un sistema de recuperación de calor más simple y menos costoso, para reemplazar al actual, mediante el uso adecuado de intercambiadores de calor por contacto directo, habiéndose reemplazado el intercambio de calor gas-líquido por líquido-líquido con una substancial mejora en el coeficiente de transferencia total de calor.
 - 4) El diámetro de las torres para la primera etapa ha sido incrementado a un máximo, según las dimensiones de las instalaciones para el tratamiento térmico durante su fabricación y las dificultades en el transporte. De esa forma las torres resultan más baratas por unidad de sección transversal y requieren, proporcionalmente, menos inversión en cañerías e instrumentación. Una torre de 5,2 mts. de diámetro, por ejemplo, tiene el doble de capacidad que una de 3,7 mts. (Savannah River) y está todavía dentro de las capacidades de los fabricantes, al menos, de los Estados Unidos. Además, el envío de torres de este diámetro por vía marítima no ofrece ningún problema insalvable. No obstante, la elección final quedará supeditada a las condiciones de traslado y a la existencia de hornos adecuados para el tratamiento térmico.
 - 5) Se ha diseñado una sola gran unidad GS para reemplazar el equivalente de casi 10 unidades de Savannah River y el proceso escalonado ha sido reordenado para minimizar la inversión en torres, cañerías e intercambiadores de calor. En efecto: un estudio realizado demostró que una sola unidad conteniendo 4 pares de torres en la primera etapa, operando en paralelo, de una manera semejante a la utilizada en Dana, juntamente con el sistema simplificado de cañerías y transferencia de calor, es menos costoso que un gran número de unidades individuales. (Savannah River tiene 24 unidades).
-

- 6) Los platos de burbujeo han sido substituídos por platos cribados, a lo largo de toda la columna, con una disminución notable en el costo de las torres y un aumento en el rendimiento de las mismas.
- 7) Varias instalaciones auxiliares han sido eliminadas, incluyendo el proceso electrolítico, la unidad de fabricación de H_2S y la central de vapor antes mencionada. Esto es posible porque la planta de destilación al vacío ha sido diseñada para obtener el producto final al 99,75% D_2O , ya que el proceso puede controlarse ahora con la suficiente precisión. Por su parte el H_2S se genera dentro de la unidad GS por agregado de hidrosulfuro de sodio al agua de alimentación del proceso. Señalemos que en una planta no muy grande, las instalaciones auxiliares representan una parte considerable en la inversión total; por ello, las economías que resultan de la eliminación de esas instalaciones, son importantes. Las instalaciones auxiliares de energía, que serán todavía necesarias, aparte de los calentadores y turbinas, incluyen una unidad de energía para casos de emergencia, una sub-estación eléctrica, un equipo para generar gas inerte y un par de calderas que queman gas, proporcionando el vapor necesario para la destilación al vacío y para el trazado de todas las líneas en la unidad GS.

En resumen: la combinación del proceso GS en una sola unidad, con un suministro integral de energía, acoplado con la eliminación de instalaciones auxiliares, resulta en una considerable reducción en los costos de operación y de inversión de la planta, tal como se desprende del siguiente cuadro comparativo.

COSTOS DE INVERSION (EN U\$S)

	Savannah River 500ton/año	Nueva Planta (Argentina) 50 ton/año	Nueva Planta (EE.UU.) 50 ton/año
Planta proceso GS	121.000.000	5.015.000	5.015.000
Planta dest. vacío	2.750.000	760.000	760.000
Planta electrolítica	1.650.000		
Planta de vapor y energía eléctrica	16.500.000	370.000	370.000
Tratamiento de agua y distribución	7.865.000	360.000	400.000
Instalaciones de alma cenaje y distribución de gas	6.677.000	825.000	825.000
Planta de fabricación de H ₂ S	1.777.000		
Existencia de H ₂ S		67.000	67.000
Gastos fijos generales (edificios, terrenos, servicios, control, etc.)	1.281.000	442.000	442.000
	159.500.000	7.840.000	7.880.000
Contingencias (10%)		784.000	788.000
		8.624.000	8.668.000
Intereses durante la construcción (8% para 3 años)		689.920	693.400
		9.313.920	9.361.400
Inversión específica (U\$S/Kg./año)	319	186	187
Tasa (% anual)	10	10,3	10,3
Carga fija (U\$S/Kg .)	31,9	19,15	19,27

COSTOS DE OPERACION (EN U\$S POR Kg. DE D₂O)

	Savannah River(93) 500 ton/año	Nueva Planta (Argentina) 50 ton/año	Nueva Planta (EE.UU.) 50 ton/año
Costos directos :			
Materia prima :			
Agua del proceso	0,88	0,81	1,32
H ₂ S	0,66	0,11	0,11
Salarios y sueldos en la operación	2,86	2,86	5,72
Mantenimiento :			
Mano de obra	2,93	2,70	5,39
Material	1,14	0,66	0,66
Servicio:			
Vapor o gas natural	9,57	3,60	4,40
Energía eléctrica	2,97	2,00	2,20
Agua de refrigeración	0,44		0,33
Varios	0,33	0,33	0,33
Costo directo total	21,78	13,07	20,46
Costos indirectos (Servicio técnico, Médico, de seguridad, contabilidad, adminis- trativo, etc.)	7,92	6,30	7,60
Costo total de operación	29,70	19,37	28,06
Costos de producción			
Carga fija	31,90	19,15	19,27
Costos de operación	29,70	19,37	28,06
	61,60 U\$S/Kg.	38,52 U\$S/Kg.	47,33 U\$S/Kg.
	28,00 U\$S/lb	17,50 U\$S/lb	21,50 U\$S/lb

Destaquemos que una nueva planta, pero de 200 ton/año, capacidad que se estima como óptima, ya que valores mayores tendrán una influencia adicional muy pequeña sobre el costo de la unidad, permitiría obtener costos aún más bajos. En efecto:

	Nueva Planta (Argentina) 200ton/año	Nueva Planta (EE.UU.) 200ton/año
Carga fija (10,3%)	15,15 U\$S/Kg	15,20 U\$S/Kg
Gastos de operación	12,85 U\$S/Kg	17,40 U\$S/Kg
Costo de producción	28,00 U\$S/Kg	32,60 U\$S/Kg
	12,75 U\$S/lb	14,85 U\$S/lb

7.- Ubicación de la Planta.

Las condiciones que debe cumplir el lugar que se elige como emplazamiento son las siguientes:

- a) Fuentes de energía a bajo costo.
- b) Agua de características químicas y físicas apropiadas.
- c) Mano de obra especializada.
- d) Proximidad de industrias afines.
- e) Facilidades de transporte para los equipos de la Planta.

Erigir la Planta en una ubicación remota, pero con condiciones naturales económicamente favorables, es decir, energía disponible barata como gas natural o vapor geotermal, además de abundante agua pura, trae aparejado un aumento de los costos de erección y de mano de obra. Para una Planta suficientemente grande estas desventajas pueden reducirse al mínimo debido a su propio tamaño y al número de personas empleadas; esto, probablemente signifique una capacidad superior a las 100 ton/año. Para una Planta de tamaño pequeño o mediano, los inconvenientes de una ubicación remota parecen ser compensados por las economías en los costos de energía; más aún, la ubicación en una zona industrializada con costos normales de energía sería competitiva.

Al llevar a cabo un proyecto deben tenerse en cuenta las condiciones económicas existentes, siendo una de las más importantes el costo del combustible. Si bien las desventajas de un alto costo de combustible no pueden eliminarse, pueden, en cambio, ser considerablemente reducidas al obtener el equilibrio adecuado entre el precio del combustible y la inversión en los intercambiadores de calor (53).

a) Fuente de energía.

Es éste, un punto de suma importancia ya que los costos de energías abarcan un porcentaje considerable del costo total de producción.

El consumo de energía de este proceso, para la planta de 50 ton/año lo estimamos en 400 KWh de energía eléctrica y 1.000 metros cúbicos de gas natural (de 9.000 calorías el metro cúbico con una eficiencia del 75%), por Kg. de D₂O producida.

De ello se deduce que el consumo de gas será de 3.600 m³/día por tonelada anual de agua pesada. Si bien estamos considerando una planta de 50 ton/año, es necesario tener en cuenta la posible expansión del mercado, por lo que fijamos una capacidad probable de 100 ton/año. Un período razonable de producción es el de 15 años, considerando la probable vida útil de una planta de este tipo. Por consiguiente, las reservas de gas deberán ser de 1,8x10⁹m³ y el régimen de producción de 360.000 m³/día para cubrir tales necesidades.

La energía eléctrica sería, en este caso, secundaria y de no lograrse un suministro conveniente podrá ser generada en la planta, ya que la potencia instalada para la planta de 50 ton/año sería de sólo 2.500 KW.

Existen 4 yacimientos que, por su importancia, reúnen las condiciones requeridas; el de Campo Durán, Salta, con una reserva comprobada de 40 x 10⁹m³ y una disponibilidad en yacimiento superior a los 3.000.000 de m³ por día; el de Plaza Huincul, Neuquén, con reservas comprobadas de 7 x 10⁹m³ y una disponibilidad de 500.000 m³ por día; Comodoro Rivadavia no tiene reserva actualizada, pero el régimen de producción será superior a los 10.000.000 de m³ por día y disponible en el yacimiento se puede asegurar una provisión de por lo menos 1.000.000 de m³/día; Tierra del Fuego es un yacimiento eminentemente gasífero y la capacidad de abastecimiento se estima que no será inferior al 1.000.000 de m³ por día, a pesar de que la disponibilidad de gas está limitada.

b) Abastecimiento de agua.

El consumo de agua será de 45.000 m³ por tonelada anual de agua pesada producida, es decir, se necesitará un caudal mínimo de 0,2m³/segundo que se elevará a 0,5 m³/segundo en caso de necesitarse agua de refrigeración. De los yacimientos de gas mencionados hay por lo menos 3 que cumplen también esta condición, especialmente Sarmiento(Comodoro Rivadavia)y Tierra del Fuego. En la primera zona se encuentran los lagos Musters y Colhué Huapí, servidos por el río Senguer y en Tierra del Fuego se encuentra el río Chico, cuyas aguas son de una pureza excepcional, según se desprende de los análisis químicos realizados, y que figuran a continuación:

ANALISIS DE AGUAS
(Dirección General de Minas, Geología e Hidrología) 30-III-59
Análisis de agua N° 14.988 P.A. N° 58 Exp. STM 19/50-99/51

Río Senguer
Gov. G.M.C. Rivadavia

Aspecto	{	Directo : límpida
	{	Decantada : límpida
	{	Filtrada : límpida
Color	{	incolora
Olor	{	inodora
Reacción al tornasol	{	alcalina
Reacción a la fenolftaleína	{	frío : ácida
	{	caliente : alcalina

Materia en suspensión : no tiene

Resíduo seco a 110° C : 0,316 g/l

Dureza total en CO_3Ca : 0,130 g/l

Alcalinidad (CO_3Ca) de bicarbonatos	g/l 0,195
Bicarbonatos (CO_3H^-)	g/l 0,238
Cloruros (Cl^-)	g/l 0,018
Sulfatos ($\text{SO}_4^{=}$)	g/l 0,042
Calcio (Ca)	g/l 0,022
Magnesio (Mg)	g/l 0,018
Sodio (Na)	g/l 0,032
Fluor (F^-)	mg/l 0,75
Vanadio (V)	Vestigios

CONCLUSIONES

Apta para consumo.

Análisis de agua N° 11.448; pedido de análisis N° 41

Río Chico - Tierra del Fuego

Paraje: Río Chico - Puesto 26

Aspecto	{	Directo : Ligeramente turbia
	{	Decantada : Limpida
	{	Filtrada : Limpida
Color	{	Incolora
Olor	{	Inodora
Reacción a la fenolftaleína	{	frío : ácida
	{	caliente : débil alcalina
Materia en suspensión		escasa
Resíduo seco a 180° C	g/l	0,080
Dureza en CO ₃ Ca total	g/l	0,035
Alcalinidad CO ₃ Ca bicarbonatos	g/l	0,030
Bicarbonatos (CO ₃ H ⁻)	g/l	0,037
Cloruros (Cl ⁻)	g/l	0,012
Sulfatos (SO ₄ ⁻)	g/l	0,004
Nitratos (NO ₃ ⁻)		vestigios
Calcio (Ca)	g/l	0,008
Magnesio (Mg)	g/l	0,003
Sodio (Na)	g/l	0,008
Hierro(Fe)	mg/l	0,14
Aluminio (Al)		vestigios
Arsénico (As)		vestigios
Vanadio (V)		vestigios
Fluor (F ⁻)	mg/l	0,5

CONCLUSIONES

Químicamente apta para todo consumo.

Las aguas del río Senguer son de una dureza moderada con bajo contenido en cloruros y sólidos disueltos, mientras que las aguas del río Chico son de tal pureza que prácticamente no requieren tratamiento alguno. Por otro lado la baja temperatura ambiente en ambos lugares haría innecesario el empleo de aguas de refrigeración, ya que en Colonia Sarmiento (Chubut) la temperatura media anual es de 10,6° C y en Río Grande (Tierra del Fuego), de 5° C. En caso de necesitarse agua de refrigeración, la disponible es lo suficientemente pura como para no requerir tratamiento previo.

c) Mano de obra.

Tanto en Comodoro Rivadavia como en Plaza Huincul, la explotación petrolera ha radicado poblaciones de características similares a las necesarias para nuestra industria. El personal ubicado en Tierra del Fuego es, en cambio, reducido debido a que se trata de una zona de explotación incipiente.

d) Industrias afines.

Comodoro Rivadavia es, sin lugar a dudas, la zona en la que se encuentra radicada la mayor cantidad de industrias que podrían ser útiles para el caso; en menor grado Plaza Huincul; en Tierra del Fuego esta posibilidad está descartada por el momento.

e) Facilidad de transporte para la instalación.

Tierra del Fuego no tiene puerto para operar en forma normal con grandes bultos, y, por lo tanto, el transporte hasta el lugar de erección resultaría más complicado y costoso. Existe, sin embargo, un proyecto para dotar a dicha zona de embarcadero adecuado que suponemos no tardará en concretarse.

Entre Plaza Huincul y Sarmiento existe una ventaja para el segundo, ya que el transporte para Plaza Huincul se haría por ferrocarril desde Bahía Blanca, transporte que se vería dificultado enormemente por el tamaño de las torres. En cambio, para transportar el equipo hasta Sarmiento podría hacerse por carretera desde Comodoro Rivadavia.

En el estado actual de los estudios, Sarmiento (Chubut) ofrece las mejores perspectivas.

8.- Conclusiones.

- 1.- Dentro de unos diez años el mercado de agua pesada posiblemente no podrá ser satisfecho con las instalaciones existentes.
- 2.- En la actualidad, la construcción de nuevas plantas con métodos independientes empleará necesariamente el proceso GS, para el cual son fundamentales la existencia de energía a bajo costos y agua de gran pureza.
- 3.- La República Argentina posee por lo menos dos lugares donde se cumplen tales condiciones y donde podría producirse agua pesada, dentro de la capacidad fijada, a un precio sin competencia en el estado actual de la técnica.-

BIBLIOGRAFIA CONSULTADA

1. M. Benedict, documento P/819 de la Primera Conferencia Internacional para Usos Pacíficos de la Energía Atómica, Ginebra, 1955.
 2. E. Becker, *Angew. Chemi* 68, 1, 6, 1956.
 3. *Nuclear Power* 1, 1, 9, 1956
 4. *Nucleonika* 2, 1, 111, 1957.
 5. M. Benedict, "Heavy Water Production", lecture delivered at Reykjavick, NP-6975, 1956.
 6. *Nuclear Eng.* 1, 2, 85, 1956.
 7. G. Murphy, "Production of heavy water", National Nuclear Energy, Series III, 4F McGraw-Hill, 1955.
 8. E. Kruse, *Schweres Wasser* (Orion-Buchner, Murnau, 1956.)
 9. *Nuclear Power* 2, 10, 40, 1957; *Nucleonics* 14, 12, R12, 1956; *Atomwirtschaft* 1,6, 285, 1956; *idem*, 2, 2, 63, 1957.
 10. W. Bebbington y V. Thayer, documento P/1065, de la Segunda Conferencia Internacional para Usos Pacíficos de la Energía Atómica, Ginebra, 1958.
 11. Hydrocarbon Research, Inc., "Low-temperature heavy water plant", report NYO-889 de la U.S.A.E.C., 15 de marzo de 1951.
 12. K. Timmerhaus, D. Weitzel y T. Flynn, *Chem. Eng. Progr.* 34, 6, 35, 1958.
 13. *Nucleonics* 16, 9, 109, 1958.
 14. *Atomic Energy Newsletter* y R. Kissler, *Chem. Eng. Techn.* 30, 5, 288, 1958.
 16. *Forum Memo*, 20, Julio, 1961.
 17. *Nuclear Power* 6, 62, 59, 1961.
 18. L. KÜchler *Chem. Ing. Techn.* 12, 773, 1960.
 19. *Nuclear Eng.* 6, 64, 363, 1961.
 20. *Notiziario (Comitato Nazionale Energia Nucleare)* 7, 8/9, 747, 1961.
-

21. *En. nucléaire* 2, 2, 116, 1960.
 22. *Chemical Week*, 81, 14, 31, 1957.
 24. *Nuclear Eng.* 2, 18, 402, 1957.
 25. *Atomic Energy Newsletter* 18, 10, 5, 1957.
 26. K. Clusius y K. Starke, *Naturforschung* 4A, 549, 1949.
 27. *Notiziario* 6, 3, 210, 1960; *Industries Atomiques* 4, 3/4, 119, 1960.
 28. E. Stouls, *Bull. d'informations scient. et techn.* 40, 2, 1960.
 29. J. Favre, *En. nucléaire* 2, 2, 108, 1960.
 30. *Chem. Eng. News* 32, 32, 3105, 1954.
 31. *Chemie et Industrie* 73, 1, 168, 1955.
 32. *Discovery* 16, 2, 50, 1955.
 33. *Atomics Eng. and Technology* 7, 3, 76, 1956.
 34. *Nuclear Eng.* 1, 1, 40, 1956.
 35. Costain-John Brown, *Heavy water Project Report, Part II*, Londres, 1956.
 36. *Chem. Eng.* 67, 19, 92, 1960.
 37. *Chem. Eng.* 67, 14, 66, 1960.
 38. E. Roth y col., documento P/1261 de la Segunda Conferencia Internacional para Usos Pacíficos de la Energía Atómica, Ginebra, 1958.
 39. B. Lazard y A. Tillol, *Bull. d'Informations scient. et techn.* 40, 14, 1960.
 40. N. Zhavoronkov y K. Vakodyskii, *Khym. Promyshl, S.S.S.R.*, 3, 35, 1959.
 41. *En. nuclear* 4, 14, 86, 1960.
 42. *En. nucléaire* 3, 2, 158, 1961.
 43. *Bull. d'Informations scient. et techn.* 49, 11, 1961.
-

44. Atomic and Nucl. Energy 8, 11, 428, 1957.
 45. G. Weiss, Chem. Eng. Techn. 30, 7, 433, 1958.
 46. En. nuclear 11, 97, 1959.
 47. En. nucleaire 1, 3, 124, 1959.
 48. K. Bier, Chemie Ing. Techn. 28, 625, 1956.
 49. Nuclear Power 3, 29, 398, 1958.
 50. Nuclear Eng. 3, 29, 352, 1958.
 51. Atomkernenergie 3, 8/9, 362, 1958.
 52. B. J. Eriksson, Chem. and Process Eng. 41, 2, 53, 1960.
 54. Chem. Eng. 118, febrero 20, 1961.
 55. En. nucleaire 2, 4, 277, 1960; idem, 3, 168, 1961.
 56. Chem. Eng. 246, octubre 20, 1956.
 57. Nuclear Eng. 1, 1, 40, 1956.
 58. D. Gami, D. Gupta, N. Prasad y K. Sharma, documento P/1649 de la Segunda Conferencia Internacional para Usos Pacíficos de la Energía Atómica, Ginebra, 1958.
 59. Industrial Indian 14-24, supl. al número de enero de 1961,
 60. Notiziario 2, 192, 1959.
 61. Notiziario 7, 4, 382, 1961.
 62. En. nucleaire 6, 8, 548, 1959.
 63. En. nucleaire 1, 5, 236, 1959.
 64. T. Titani y M. Kubota, Chem and Chem. Ind. (Tokyo) 7, 12, 496, 1954.
 65. Atomkernenergie 1, 3, 119, 1956.
 66. Atomic Energy Newsletter 17, 9, 5, 1957.
 67. Atomwirtschaft 3, 7, 294, 1958.
 68. Forum Meme, junio 1959.
-

69. Atoms in Japan 4, 9, 32, 1960.
 70. En. nucleaire 2, 2, 117, 1960.
 71. Atomo e Industria 4, 16/17, 7, 1960; En. Nuclear 4, 15, 86, 1960.
 72. Atomo e Industria 9,6, 1961.
 73. Atomo e Industria 21, 5, 1960.
 74. Atomo e Industria 16/17, 1961.
 75. R. Baumgartner, A. Biship, W. Budge y col., "L'Industrie devant l'energie nucleaire", 237-247, Paris, 1957.
 76. Atomic Energy Newsletter 18, 4, 4, 1957.
 77. Nuclear Eng. 2, 18, 358, 1957.
 78. Nuclear Eng. 6, 62, 272, 1961.
 79. P. Hartek, Nucleonics 14, 9, 97, 1956.
 80. Notiziario 6, 6, 556, 1960.
 81. Forum Memo 5, 56, 1958.
 82. Notiziario 7, 8/9, 747, 1961.
 83. Atomo e Industria 14/15, 4, 1961.
 84. Europa nucleare, 2, 23, 1961.
 85. En. nucleare 8, 10, 654, 1961.
 86. W P. Bebbington, Nuclear Sci. Eng. 8, 6, 720, 1960; W. P. Bebbington y V. Thayer, Chem. Eng. Progr. 55, 70, 1959.
 87. Chem. Eng. Progr. 54, 9, 130, 132, 134, 1958.
 88. Atomwirtschaft 3, 136, 1958.
 89. Atomo e Industria 24, 6, 1961.
 90. Power Costo Normalization Studies, Civilian Power Reactor Program Sargent and Lundy, Engineers, Chicago 111, AEC Research and Development Report SL-1674, 270pp., Sept.1959.
-

91. Heavy water - Part 6. Flowsheets, design and cost estimates for 22 and 36 tons/year production plants using the H₂S process. P.T. walker, C.J. Iyon, D. Handley, J.D.C. Hensley, H.R.C. Pratt, AERE CE /R 2348, Hawell, Berkshire, 1958.
92. U. S. Department of the Interior, 1958 Minerals Yearbook, Vol. II? Washington, United States Printing Office, p. 237, 1959.
93. The economics of heavy water production, J. F. Pretor and V. R. Thayer, E.I. du Pont de Nemours and Co., AEC Division of Technical Information report TID-13964, 42 p., Oct. 1961.
94. Production of heavy water - Savannah River and Dana Plants - W.P. Bebbington and V.P. Thayer, J. Pretor, comp. Technical Manual - E.I. du Pont de Nemours and Co. Aiken S.C. AEC. Research and Development. Report DP-400, 163 pps., 1959.
95. L. Isakoff, Economic Potential for D₂O Power Reactor, E. I. du Pont de Nemours and Co., Aiken, S.C. AEC, Research and Development Report DP-570, 76 ps. feb. 1961.
96. S. Villani, En. nucleare 9, (4), 212, 1962.
97. Forum Memo, 43, diciembre 1962.
98. Atomo e industria, año VII, N° 8,7, 1963.
99. En nucleaire, 9 (12) 722, 1962.
100. Europa nucleare, año IV, N° 1, 33, 1963.
101. Atomo e industria, año VII, N° 1/2, 8, 1963.-