

***DISEÑO DE UNA PLANTA EXPERIMENTAL A ESCALA
LABORATORIO PARA LA EXTRACCIÓN POR SOLVENTES DE
URANIO Y MOLIBDENO***

***CARRERA: ESPECIALIZACIÓN EN REACTORES NUCLEARES
Y SU CICLO DE COMBUSTIBLE***

Alumno: Ing. Arián Marcelo Avato
Director: Lic. Elena Becquart

Mes y año Marzo 2012



UNSAM
UNIVERSIDAD
NACIONAL DE
SAN MARTÍN

Índice

RESUMEN	- 3 -
OBJETIVO	- 4 -
CAPITULO I	- 5 -
1.1. El Yellow Cake dentro del Ciclo de Combustible Nuclear.....	- 6 -
1.2. Especificaciones técnicas del Yellow Cake.....	- 6 -
1.3. Producción de Yellow Cake.....	- 7 -
1.4. Purificación y concentración de lixiviados de mineral de uranio para la producción de Yellow Cake.....	- 9 -
CAPITULO II	- 11 -
2.1. Generalidades del proceso de extracción por solventes.	- 13 -
2.1.1. <i>Descripción general del proceso</i>	- 14 -
2.1.2. <i>Teoría de la extracción por solventes</i>	- 15 -
2.1.3. <i>La Fase Orgánica: El Solvente</i>	- 16 -
2.2. Solventes aminados para la extracción por solventes de uranio y molibdeno.	- 17 -
2.3. Plantas industriales de extracción por solventes de uranio y molibdeno.....	- 18 -
CAPITULO III	- 19 -
3.1. Estudios Iniciales.....	- 20 -
3.1.1. <i>Lixiviados obtenidos a partir del mineral del Yacimiento Cerro Solo</i>	- 21 -
3.1.2. <i>Elección del extractante a utilizar</i>	- 21 -
3.2. Determinación de parámetros básicos del proceso de extracción: Isotermas de Extracción.....	- 22 -
3.2.1. <i>Obtención de las isotermas de extracción</i>	- 23 -
3.2.2. <i>Isotermas de extracción con soluciones sintéticas de molibdeno</i>	- 23 -
3.2.3. <i>Definición de la composición del solvente</i>	- 26 -
3.2.4. <i>Isotermas de extracción con soluciones sintéticas de uranio y de uranio y molibdeno</i>	- 26 -
3.2.5. <i>Isotermas de extracción a partir de lixiviados</i>	- 27 -
3.2.6. <i>Capacidad de carga del solvente</i>	- 27 -
3.2.7. <i>Parámetros básicos del proceso de extracción</i>	- 28 -
3.3. Estudio de la viabilidad química y operacional del proceso: Ensayos CSCB.....	- 28 -
3.3.1. <i>Metodología de contactos simples consecutivos en batch (CSCB)</i>	- 28 -
3.3.2. <i>Experiencias aplicando la metodología CSCB</i>	- 30 -
3.3.3. <i>Ensayos CSCB con lixiviados ácidos</i>	- 32 -

3.3.4.	<i>Estudio de la continuidad de las fases durante el mezclado</i>	- 33 -
3.3.5.	<i>Ensayos CSCB con lixiviados con fase orgánica continua</i>	- 34 -
3.3.6.	<i>Parámetros básicos del proceso de extracción en multietapas</i>	- 35 -
CAPITULO IV		- 36 -
4.1.	Objetivo de la planta experimental de extracción por solventes a escala laboratorio	- 37 -
4.2.	Consideraciones generales de las plantas experimentales a escala laboratorio	- 38 -
4.3.	Extracción multietapas en contracorriente	- 39 -
4.4.	Bases de diseño	- 40 -
4.4.1.	<i>Descripción del proceso</i>	- 40 -
4.4.2.	<i>Capacidad de la planta</i>	- 40 -
4.4.3.	<i>Especificación de las materias primas</i>	- 41 -
4.4.4.	<i>Especificación de los productos</i>	- 41 -
4.4.5.	<i>Ubicación de la planta experimental</i>	- 42 -
4.5.	Selección de la tecnología	- 42 -
4.6.	Ingeniería de Procesos	- 43 -
4.6.1.	<i>Diagrama de flujo del proceso</i>	- 43 -
4.6.2.	<i>Balance de masa del proceso</i>	- 44 -
4.6.3.	<i>Listado de equipos de proceso</i>	- 45 -
4.6.4.	<i>Cálculo del tamaño de los equipos</i>	- 45 -
4.7.	Equipos de procesos	- 46 -
4.7.1.	<i>Diseño del mezclador</i>	- 46 -
4.7.2.	<i>Diseño del decantador</i>	- 47 -
4.8.	Instrumentación	- 48 -
4.9.	Esquemas de distribución de equipos de la planta experimental	- 49 -
4.10.	Ensayo fluidodinámico con dos etapas en contracorriente	- 49 -
4.10.1.	<i>Construcción y montaje de las dos etapas</i>	- 49 -
4.10.2.	<i>Desarrollo del ensayo fluidodinámico</i>	- 50 -
4.10.3.	<i>Observaciones y mejoras al diseño</i>	- 51 -
CONCLUSIONES		- 52 -
REFERENCIA BIBLIOGRÁFICAS		- 53 -
ANEXO I		- 55 -
ANEXO II		- 59 -
ANEXO III		- 67 -

RESUMEN

En el presente trabajo de tesina se realiza el diseño de una planta experimental a escala laboratorio para la extracción por solventes de uranio y molibdeno. Para llegar a este diseño se partió del papel que juega la extracción por solventes de uranio en el proceso de producción de yellow cake y su fin último, para luego si estudiar en profundidad el proceso para la extracción de uranio y molibdeno. Una vez comprendidos los conceptos fundamentales, se evaluaron los resultados de laboratorio obtenidos previamente, de ensayos de extracción por solventes con aminas terciarias a partir de lixiviados ácidos del mineral, para definir los parámetros de diseño para una planta experimental multietapas contracorriente continua. Ya con dichos parámetros definidos, se pasó al diseño propiamente dicho, seleccionando la tecnología más conveniente para una planta experimental, factible, versátil y de fácil operación. Con el diseño en mano, se construyó, se montó y se realizaron los primeros ensayos fluidodinámicos.

OBJETIVO

El objetivo del presente trabajo de tesina es el diseño de una planta experimental de extracción por solventes de uranio y molibdeno a escala laboratorio.

El diseño de dicha planta experimental forma parte del estudio de desarrollo del proceso de producción de concentrados de uranio o “yellow cake” a partir de minerales argentinos, específicamente los provenientes del Yacimiento Cerro Solo.

Para realizar dicho diseño previamente se deberán profundizar los conocimientos en el tema de extracción por solventes de uranio y molibdeno y, luego, a partir de los ensayos de laboratorio ya realizados definir los parámetros de diseño para la planta experimental.

CAPITULO I

El Yellow Cake

CAPITULO I

El Yellow Cake

El "Yellow Cake" o concentrado de uranio, es un polvo parcialmente refinado que es obtenido en las plantas de procesamiento de mineral de uranio y constituye la materia prima principal para la fabricación de cualquier tipo de combustible nuclear, ya sea a base de uranio natural o enriquecido. Este compuesto presenta un consistente color amarillo en estado sólido, del cual deriva el nombre yellow cake o torta amarilla.

En este concentrado, con contenidos de óxidos uranio (U_3O_8) entre 70% y 80% en peso, el uranio se encuentra generalmente bajo la forma química de diuranato de amonio (ADU) o de uranil tricarbonato de amonio (AUC) dependiendo del proceso utilizado para su obtención.

Sea en cualquiera de las dos formas mencionadas anteriormente el yellow cake representa un producto intermedio en la producción de combustibles nucleares a base de uranio, ya que posteriormente es purificado y calcinado para obtener dióxido de uranio (UO_2) de pureza nuclear.

Debido al uso del U_3O_8 en cualquier tipo de programa de energía nuclear, hoy en día representa un commodity que se comercializa diariamente en el mercado internacional del combustible nuclear. Actualmente, los principales países productores son Australia, Canadá, China, Kazakstán, Namibia, Níger, Rusia, Sudáfrica, Estados Unidos y Uzbekistán.

1.1. El Yellow Cake dentro del Ciclo de Combustible Nuclear

Dentro del ciclo de combustible nuclear la producción de concentrados de uranio o yellow cake se ubica en el comienzo del ciclo, en la etapa de "Minería y Concentración de Uranio". Por lo general estas plantas de tratamiento del mineral se ubican lo más próximas a la mina, debido a que se intenta minimizar el traslado de grandes volúmenes de mineral.

El yellow cake representa el producto que abandona estas instalaciones e ingresa a la siguiente etapa del ciclo, la etapa de "Purificación y/o Conversión", donde mediante nuevos procesamientos se obtiene el dióxido de uranio (UO_2) de pureza nuclear. Este puede ser utilizado directamente para la fabricación de combustibles nucleares para reactores que utilicen uranio natural, o ser convertido a hexafluoruro de uranio (UF_6) y pasar a una posterior etapa de enriquecimiento previa a la fabricación del combustible.

Luego, el ciclo de combustible nuclear continúa con las etapas siguientes (Figura 1) dependiendo de que se esté trabajando en un ciclo abierto o en un ciclo cerrado.

1.2. Especificaciones técnicas del Yellow Cake

Como producto intermedio en el proceso de obtención de combustibles nucleares de alta pureza, el yellow cake debe cumplir con ciertas especificaciones que aseguren un contenido tanto de uranio como de impurezas, consistente con la capacidad de refinación de los procesos siguientes.

Estas especificaciones son bastante rigurosas y son dictadas principalmente por las consideraciones nucleares, como así también, por los requerimientos específicos no relacionados a temas nucleares. Por ejemplo: la presencia de cadmio y boro son indeseables por ser fuertes absorbentes de neutrones, la presencia de halógenos conlleva a problemas de corrosión en los procesos de refinación.

Hay usualmente dos tipos de especificaciones: unas que pueden ser aceptadas directamente y otras, menos estrictas, para concentrados que son aceptados con una cierta penalidad sobre el precio.

En el anexo I se adjunta una tabla donde se presentan las especificaciones típicas para concentrados de uranio según la IAEA y una tabla con especificaciones para concentrado de uranio de distintas plantas productoras del mundo incluidas Sierra Pintada y Los Gigantes de Argentina.



Figura 1: Ciclo de combustible Nuclear

1.3. Producción de Yellow Cake

La producción de yellow cake, como ya se mencionó, es un paso esencial en la fabricación de combustibles a ser utilizados en reactores nucleares de potencia. El proceso parte desde el mineral propiamente dicho, el cual posee un contenido de uranio técnico-económicamente aceptable. Este mineral es tratado para extraer el uranio contenido en él, en sucesivas operaciones en serie hasta obtener el concentrado de uranio o yellow cake bajo especificación.

Los métodos utilizados para el procesamiento de minerales de uranio son esencialmente los mismos que se utilizan con otros minerales. La única diferencia es que el uranio, y por lo tanto, los minerales de uranio, presentan radiactividad en forma natural por lo que requieren algunas consideraciones de seguridad especiales en el diseño y en la operación de minas de uranio. Como por ejemplo, la eficiencia de la ventilación para evitar o minimizar la acumulación de gas radón y productos de las hijas del radón como así también para reducir o suprimir la generación de polvo. Para

el caso de minerales de uranio con alta ley, es también necesario considerar la protección contra la exposición por irradiación externa.

La tecnología para la extracción de uranio ya ha alcanzado un estado de maduración, existiendo procesos continuos con altas eficiencias, gran flexibilidad, bajos costos y reduciendo al mínimo su impacto ambiental.

El proceso de producción de concentrado de uranio a partir del mineral generalmente incluye las siguientes operaciones unitarias [1] (Figura 2):

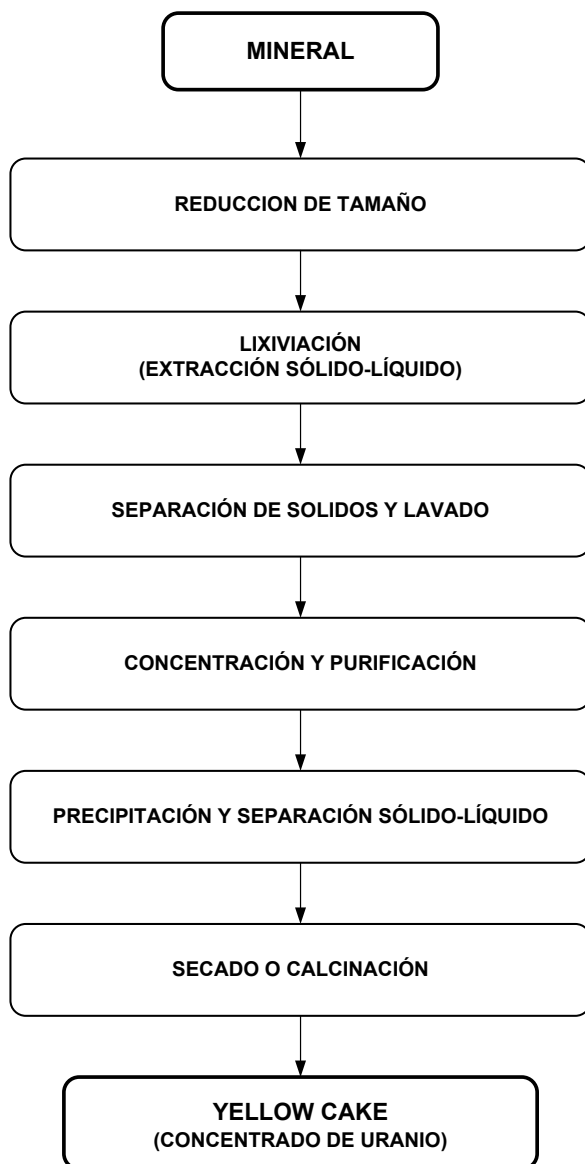


Figura 2: Proceso de producción de yellow cake

- 1) Reducción de tamaño: El mineral es triturado y molido logrando el tamaño de partícula requerido para una lixiviación efectiva y producir una pulpa de mineral que pueda ser bombeada a través del circuito.

- 2) Lixiviación: El uranio es extraído del mineral molido, mediante un proceso de extracción sólido-líquido, usando soluciones ácidas o alcalinas con o sin calentamiento y con o sin el agregado de oxidantes. La lixiviación puede ser realizada en tanque agitado mecánicamente, en “Pachuca” o en autoclaves. Otras técnicas como ser “heap leaching” o “in situ” también son usadas.
- 3) Separación sólido-líquido y lavado: El lixiviado conteniendo el uranio es separado del mineral lixiviado. Muchas técnicas están disponibles como ser ciclones, decantadores en contracorriente o filtración.
- 4) Purificación y Concentración: Dependiendo de la ley del mineral, el lixiviado puede contener una baja o muy baja concentración de uranio y muchas impurezas. Para lograr concentrar y purificar el uranio se utiliza la técnica de intercambio iónico mediante resinas o una extracción líquido-líquido (conocida normalmente como “extracción por solventes”) o una combinación de ambas técnicas.
- 5) Precipitación y separación sólido-líquido: El concentrado de uranio o yellow cake es precipitado de la solución cargada en uranio en una o dos etapas usando reactivos como ser hidróxido de sodio, de amonio, de magnesio o peróxido de hidrógeno. El producto es finalmente filtrado o deshidratado mediante decantación y centrifugación.
- 6) Secado o calcinación: El concentrado es secado o calcinado y empacado en tanques de acero revestido con polietileno. Distintos equipos pueden ser utilizados: secadores de una etapa, secadores multietapas, secadores espray, secadores de tornillo o secadores de calor radiante.
- 7) Diques de estériles o de colas: El proceso debe incluir el tratamiento de las colas o estériles que abandonan el proceso, así como también recuperar y recircular la mayor cantidad de agua posible utilizada en el proceso.

1.4. Purificación y concentración de lixiviados de mineral de uranio para la producción de Yellow Cake

Las soluciones obtenidas de la lixiviación del mineral contienen una compleja mezcla de cationes y aniones. La composición de este tipo de soluciones está influenciada principalmente por dos factores: la mineralogía del mineral y el tipo de lixiviación empleada.

La purificación de estas soluciones puede ser lograda por distintos métodos dependiendo del tipo de solución a tratar, donde las variables a considerar son la concentración de uranio, la cantidad y concentración de impurezas, y también el grado de pureza que se quiera alcanzar en el concentrado final.

En algunos casos el concentrado de uranio puede ser precipitado directamente a partir del lixiviado, pero en la práctica general los lixiviados son concentrados y parcialmente purificados antes de la precipitación. Existen dos técnicas bien establecidas para este propósito: *las resinas de intercambio iónico y la extracción por solventes*.

Tanto la extracción por solventes como la resinas de intercambio iónico involucran un proceso de intercambio iónico entre la solución acuosa conteniendo el uranio y, ya sea la resina sólida o la fase orgánica líquida. Este intercambio es el responsable de la alta selectividad y de una recuperación casi cuantitativa del uranio contenido en los lixiviados.

Las resinas de intercambio iónico y la extracción por solventes son técnicas efectivas y rentables para la purificación de lixiviados ácidos del mineral, por lo que se han convertido en prácticas estándar para este tipo de lixiviados. En cambio, en lixiviados alcalinos, debido a la gran selectividad de la lixiviación, las resinas de intercambio iónico mejoran notablemente la eficiencia de la etapa de precipitación, debido a la obtención de soluciones cargadas en uranio en altas concentraciones y pocas impurezas. También son efectivas en lixiviados con contenido de sólido apreciable. La extracción por solventes en cambio se caracteriza por poder operar en forma continua, a diferencia de los procesos semi-batch de las resinas. Otras ventajas de la extracción por solventes son su mejor selectividad y la versatilidad que presenta el proceso frente a las resinas de intercambio iónico. Como desventaja podemos citar a la formación de emulsiones en los circuitos de solventes, que generalmente ocasiona problemas y pérdidas pequeñas de solvente hacia las colas del mineral, que no solo repercuten económicamente sino también producen contaminación. Como la pérdida de solvente por arrastre está directamente relacionada con el volumen de la solución a tratar, el proceso de extracción por solventes es más sensible al volumen y a la concentración de los lixiviados que las resinas de intercambio iónico.

Como guía general, en el tratamiento de lixiviados con bajo contenido de uranio, (menos de 0,5 g/L) las resinas de intercambio son preferidas. En cambio, para soluciones con altas concentraciones de uranio (mayores a 1g/L) o con alta concentración de impurezas como por ejemplo el hierro, la extracción por solventes es una mejor opción [2].

CAPITULO II

Extracción por solventes para la purificación y concentración de uranio y molibdeno

CAPITULO II

Extracción por solventes para la purificación y concentración de uranio y molibdeno

La elección de la extracción por solventes como la técnica a utilizar para la purificación y concentración de uranio contenido en lixiviados ácidos se basa principalmente en la relativa facilidad con el cual este proceso puede ser operado en forma continua en contracorriente en contraste con la operación semi-continua de la mayoría de las plantas de resinas de intercambio iónico y su complejidad asociada. Se puede agregar la gran selectividad que presenta la extracción por solventes, lo que conlleva a una alta eficiencia del proceso, así como también el bajo costo de capital y la facilidad para el control automático de la instalación. No obstante, presenta algunos problemas que, sin embargo, no han sido completamente resueltos, como ser la necesidad de una solución de alimentación libre de sólidos, la formación de emulsiones, la pérdida de solvente por arrastre hacia las colas o por evaporación y las precauciones de seguridad extras impuestas por el manejo de solventes inflamables [3].

Otro condicionante no menor para la elección de la técnica a utilizar para la etapa de purificación y concentración es el tipo y cantidad de impurezas presentes en el lixiviado, debido a que la presencia de ciertas impurezas en las soluciones de alimentación puede provocar ensuciamiento y/o envenenamiento de las resinas de intercambio iónico disminuyendo la eficiencia del proceso. Por lo que en estos casos se prefiere la extracción por solvente por sobre las resinas de intercambio iónico.

Este es justamente el caso que se presenta en el mineral de uranio en estudio proveniente del Yacimiento Cerro Solo, donde existen concentraciones de molibdeno considerables en relación al contenido de uranio que presenta el mineral [4]. Ambos elementos son co-extraídos en la etapa previa de lixiviación del mineral, por lo que la solución de alimentación a la etapa de purificación y concentración presenta una concentración de molibdeno para la cual no es industrialmente recomendable utilizar resinas de intercambio iónico [5]. No obstante, estas premisas fueron corroboradas en los Laboratorios de Hidrometalurgia de la Gerencia Química del Centro Atómico Constituyentes de la Comisión Nacional de Energía Atómica, donde se ensayaron distintas resinas obteniendo resultados similares. Se pudo observar que el molibdeno no solo ensucia y envenena las resinas, sino que también presenta problemas en el proceso de elución de la resina con tendencia a acumularse en los sucesivos ciclos de operación [6] [7] [8].

La extracción por solventes es una de las técnicas más utilizadas a nivel mundial para la purificación y concentración de uranio. La primera instalación a escala industrial en utilizar la extracción por solventes para el procesamiento de minerales de uranio en circuitos convencionales fue construida en los Estados Unidos en 1956, si bien la extracción por solventes ya había sido utilizada para el refinamiento del uranio y la recuperación de subproductos del uranio de soluciones ácidas fosfóricas [9].

2.1. Generalidades del proceso de extracción por solventes.

La extracción por solventes es un proceso de extracción líquido-líquido entre dos líquidos inmiscibles donde gracias al proceso de transferencia de masa un soluto se distribuye, entre las dos fases líquidas inmiscibles en contacto, dependiendo de la afinidad de dicho soluto con cada una de las fases.

La extracción por solventes es usada en numerosos procesos químicos industriales para producir compuesto químicos puros, ya sea en aplicaciones farmacéuticas o biomédicas, producción de metales, obtención de compuestos orgánicos, análisis químico analítico, purificación de residuos ambientales, entre otras aplicaciones.

El principio de la extracción por solventes se centra en tener dos fases líquidas inmiscibles, una de ellas generalmente es agua (fase acuosa) y la otra un solvente orgánico (fase orgánica), donde un soluto A, el cual inicialmente está disuelto solamente en una de las dos fases líquidas, se distribuye entre ambas fases al ponerlas en contacto. Cuando esta distribución alcanza el equilibrio, el soluto A está a una concentración $[A]_{aq}$ en la fase acuosa y a una concentración $[A]_{org}$ en la fase orgánica. La razón entre $[A]_{org}$ y $[A]_{aq}$ define lo que se conoce con el nombre de "Coeficiente de Distribución" (K_d). Para aplicaciones industriales es más común el uso del "Porcentaje de Extracción o Factor de Extracción" ($E\%$) [10].

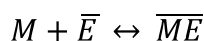
$$K_d = \frac{[A]_{org}}{[A]_{aq}}$$

Ecuación 1

$$E\% = \frac{D}{(1+D)} \times 100$$

Ecuación 2

El proceso de extracción por solventes aplicado a la separación y purificación de metales requiere básicamente que un metal específico sea transferido desde una fase acuosa inicial hacia una fase no acuosa, seguido por el posterior proceso inverso. Por lo que se lo describe como un proceso de equilibrio entre las fases:



Ecuación 3

Esta ecuación representa una situación donde una especie metal M presente en una fase acuosa, es contactada con una fase no acuosa (fase orgánica) conteniendo una especie extractante E, donde ocurre la transferencia del metal M a través de la interface para producir una especie ME soluble en la fase no acuosa. Este fenómeno se describe como "Extracción", y su objetivo es la separación del metal, este caso M, de los demás metales o componentes presentes en el sistema acuoso. El equilibrio se mueve hacia la derecha.

El proceso de extracción entonces produce la transferencia del metal de una fase a la otra. En los procesos hidrometalúrgicos, un segundo proceso es requerido para transferir nuevamente el metal desde la fase orgánica hacia una nueva fase acuosa. Este proceso llamado "Reextracción" o Stripping es el proceso inverso a la extracción y el equilibrio se mueve hacia la izquierda [11]. Puede también existir, si el proceso lo requiere, una etapa intermedia de purificación de la fase no acuosa cargada con el metal de interés anterior a reextracción del metal de dicha fase. Este proceso intermedio es llamado etapa de lavado o scrubbing, y es llevada a cabo como otra operación separada.

2.1.1. Descripción general del proceso.

En un circuito normal de extracción por solventes (Figura 3) la solución de alimentación o lixiviado conteniendo el metal de interés (fase acuosa) y el solvente (fase orgánica) ingresan, generalmente de forma contracorriente, a un mezclador en el cual las ambas fases son mezcladas. En esta primera etapa de extracción el metal es transferido de la fase acuosa a la fase orgánica, de tal modo que el sistema desplace el equilibrio hacia la derecha (ecuación 3). Esta mezcla de fase acuosa y orgánica fluye a una etapa de decantación donde las dos fases se separan simplemente por diferencia de densidad. La fase acuosa (refinado), agotada en el metal de interés, puede ser: removida del circuito y tratada para recuperar otros metales presentes, recirculada a algún otro punto del circuito, o simplemente enviada a tratamiento de efluentes.

La fase orgánica (solvente cargado) que abandona esta primera etapa de extracción, cargada en el o los metales a extraer pasa luego a una etapa de lavado (scrubbing) en otro mezclador. Es esta etapa el solvente cargado es contactado con una fase acuosa apropiada para remover los metales o las impurezas indeseadas que han sido coextraídas en la etapa de extracción. Nuevamente la fase acuosa y la orgánica son separadas en un nuevo decantador. Este refinado de lavado (fase acuosa) puede ser recirculado a una etapa aguas arriba del circuito, por ejemplo a la etapa de lixiviación, o hacia el tanque de alimentación de fase acuosa.

La etapa final es la llamada etapa de reextracción (Stripping) donde el metal de interés, contenido en el solvente cargado que abandonó la etapa de lavado, es llevado nuevamente a solución acuosa separado de las demás impurezas presentes en el lixiviado. Esto requiere que el equilibrio (ecuación 3) se desplace hacia la izquierda, lo que se logra mezclando el solvente cargado con una solución acuosa que permite que el equilibrio se desplace. Nuevamente, las fases mezcladas se separan en decantadores, produciendo una solución acuosa bastante concentrada en el metal de interés y una fase orgánica prácticamente libre del metal. El solvente que abandona la etapa de reextracción es recirculado, con su previo acondicionamiento, a la primera etapa de extracción para completar el ciclo del solvente. La solución acuosa rica en el metal sigue su recorrido hacia procesos posteriores para la obtención final del metal.

Cabe aclarar que cada una de estas etapas (extracción, lavado y reextracción) a su vez puede requerir más de un contacto (mezclado y decantación) de las fases por etapa. A modo de ejemplo, para un proceso de extracción de uranio contenido en medio ácido usando aminas terciarias como extractante puede requerir tres contactos para la extracción, uno para el lavado y dos para la reextracción.

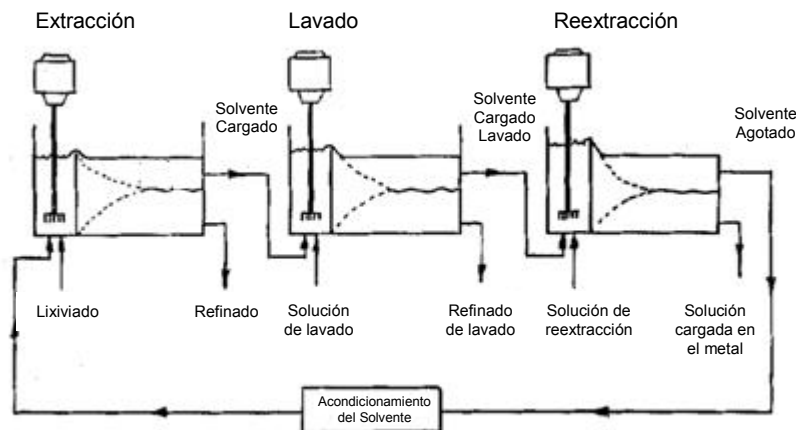


Figura 3: Circuito normal de extracción por solventes

2.1.2. Teoría de la extracción por solventes

Cuando una fase acuosa conteniendo un metal se agita junto a una fase orgánica dicho metal se extrae y distribuye entre dichas fases. Esta distribución puede ser fundamentalmente de naturaleza química o física, dependiendo del sistema.

Los procesos llamados de naturaleza física son aquellos que involucran la extracción de moléculas covalentes sin carga. En estos casos la ley de distribución de Nernst es válida, y el coeficiente de distribución (K_d) es independiente de la concentración total del soluto (metal) y de la relación de fases (relación entre el volumen de la fase acuosa y de la fase orgánica). Entonces K_d es simplemente la relación de concentraciones del soluto en las dos fases:

$$K_d = \frac{[A]_{org}}{[A]_{aq}}$$

Ecuación 4

De este modo, la ley de Nernst depende solamente de la solubilidad del soluto en la fase orgánica. No hay interacción química entre la especie metal y la fase orgánica, lo que representa, que el soluto se encuentra en igual forma química en ambas fases.

Un ejemplo de este tipo sería los procesos de extracción de haluros de arsénico (III) en tetracloruro de carbono.

En cambio los procesos llamados de naturaleza química involucran interacción, reacciones químicas, entre las especies metales presentes en la fase acuosa y uno o más componentes presentes en la fase orgánica. Como resultado, la ley de distribución de Nernst no es necesariamente representativa del sistema, sin embargo se puede observar que la ecuación general utilizada en la práctica, coeficiente de extracción E , se asemeja a la ecuación de distribución de Nernst.

Normalmente un ion metálico existe en solución acuosa como un ion hidratado, con poca o ninguna tendencia a ser transferido a una fase orgánica. Por lo tanto, para lograr transferir dicho ion metálico a la fase orgánica es necesario modificar su especie química. Para convertir un ion metálico en una especie extraíble su carga debe ser neutralizada y algunas o todas las moléculas de agua de hidratación deben ser reemplazadas. Es decir, tenemos que convertir una especie metal hidrofílica en una especie metal hidrofóbica. Esto se puede lograr:

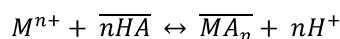
- *Complejando el ion metálico con un contraión formando una especie neutra, reemplazando al mismo tiempo algo de agua de hidratación.*
- *Formando un complejo de ion asociado que promueve la formación de especies neutras con el extractante.*
- *Reemplazando el agua de hidratación alrededor del ion metálico con moléculas del solvente.*

La naturaleza de la especie metal extraíble es por lo tanto de fundamental importancia en los sistemas de extracción de metales, por lo que es lógico clasificar los sistemas de extracción según dichas especies. Se pueden considerar tres casos:

- Sistemas que involucran la formación de compuestos
Estos sistemas incluyen tanto a los extractantes quelantes como a los ácidos. Los sistemas que emplean este tipo de extractantes son sistemas de intercambio catiónicos, inverso a lo que ocurre con las resinas que son de sistemas de intercambio aniónicos. Hay que tener en cuenta que estamos trabajando con un proceso de equilibrio, y es lo principal a considerar en un proceso de extracción por solventes, ya que el tamaño de la planta, como

muchas otras variables, dependen de la posición de dicho equilibrio y de la cinética de la reacción.

Ejemplo: Kelex 100, D2EHPA

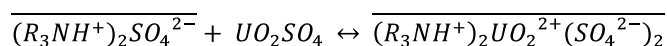


Ecuación 5

- Sistemas que involucran la asociación de iones

Son sistemas difíciles de analizar, se puede entender el fenómeno como el resultado de las fuerzas de atracción físicas entre compuestos con cargas opuestas, donde esta asociación de iones depende de varios parámetros y se ven favorecidas en fase orgánica. Los procesos comerciales emplean largas cadenas alifáticas de aminas primarias, secundarias, terciarias o sales de amonio cuaternario. Estos extractantes se encuentran disueltos en grandes o bajas concentraciones en un diluyente.

Ejemplo: Alamine 336



Ecuación 6

- Sistemas que involucran la solvatación del ion

Se basan en el poder del oxígeno contenido en el extractante orgánico para solvatar moléculas inorgánicas o complejos. Gracias a esta solvatación la solubilidad de la especie inorgánica en la fase orgánica aumenta apreciablemente.

Existen dos grupos importantes de extractantes: aquellos que contienen oxígeno ligados al carbono como ser éteres (C-O-C), ésteres (-COOR), alcoholes (C-OH) y cetonas (C=O); y aquellos que contienen oxígeno ligado al fósforo como ser ésteres alquil fosfato ($\equiv P=O$).

Ejemplo: TBP

Esta clasificación es una de las tantas existentes, y no significa que estos sistemas sean mutuamente excluyentes, pero es útil para simplificar las discusiones sobre varios sistemas. Así mismo, algunas de estas especies pueden pertenecer a más de una clase [12].

2.1.3. La Fase Orgánica: El Solvente

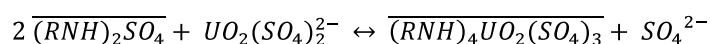
El solvente, nombre utilizado en la industria para llamar a la fase orgánica, está compuesto generalmente por una mezcla del reactivo extractante, un agente modificador y un diluyente. Cada uno de ellos cumpliendo una función específica:

- Extractante: Sustancia activa que interactúa directamente con el ion metálico en el proceso de extracción. Para ser utilizado en aplicaciones industriales de extracciones por solventes debería tener las siguientes características [13]:
 - Ser relativamente económico
 - Tener muy baja solubilidad en la fase acuosa
 - Tener buena estabilidad durante largos períodos de tiempo
 - No tener tendencia a la formación de emulsiones estables
 - Tener buenas características a la coalescencia

- *Tener alta capacidad de carga del metal*
 - *Presentar buena capacidad para la reextracción del metal cargado*
 - *Ser anti inflamable, no volátil y no tóxico*
 - *Ser altamente soluble en diluyentes disponibles*
 - *Presentar una buena cinética de extracción*
- **Diluyente:** Líquido orgánico en el cual el extractante y el modificador son disueltos. Generalmente son fracciones derivadas del petróleo, como ser el kerosene. Conforman más del 90% de la fase orgánica. Para ser utilizado en aplicaciones industriales de extracciones por solventes debería tener las siguientes características:
 - *Ser miscible con el extractante y el modificador*
 - *Ser un buen solvente para la especie metal a ser extraída*
 - *Tener baja volatilidad, baja toxicidad y bajo punto de inflamación*
 - *Tener baja solubilidad en la fase acuosa*
 - *Tener baja tensión superficial*
 - *Ser económico y relativamente accesible*
 - **Modificador:** Sustancia adicional cuya función es mejorar la velocidad de separación de fases, incrementar la solubilidad del extractante en el diluyente evitando la formación de una tercera fase y disminuir la tendencia a la formación de emulsiones y crud. Para ser utilizado en aplicaciones industriales de extracciones por solventes debería tener las siguientes características:
 - *Ser muy soluble en la fase orgánica*
 - *Ser insoluble en la fase acuosa*
 - *Ser económico y relativamente accesible*

2.2. Solventes aminados para la extracción por solventes de uranio y molibdeno.

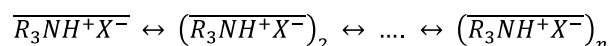
La extracción por aminas es ampliamente utilizada a escala industrial en la extracción de uranio de lixiviados ácidos sulfúricos del mineral.



Ecuación 7

Este proceso puede entenderse como un intercambio aniónico líquido, debido a que el complejo metálico aniónico presente en la fase acuosa reemplaza al ión sulfato presente en el complejo aminado orgánico, logrando pasar al uranio a la fase orgánica. El complejo aminado es un par ión o sal (RNH^+L^-) donde R representa a un grupo carbonado de cadena larga. Dicha sal de amina es altamente soluble en fase orgánica, como ser kerosene, y prácticamente insoluble en fase acuosa. La reacción se presume que ocurre en la interface o en la fase acuosa con una baja concentración de amina disuelta [14].

Debido a los distintos grados de agregación que pueden presentar las aminas el número de equilibrios involucrados en el proceso es prácticamente un factor desconocido y más aún cuando el equilibrio incluye los presentes en la fase acuosa. Uno de las mayores complicaciones en los sistemas de extracción por aminas es la asociación de moléculas que tiene lugar en las sales de aminas, para dar dímeros, trímeros, etc; y uno de los factores más importantes que afecta este grado de agregación es la naturaleza del diluyente usado.



Ecuación 8

Para lograr el intercambio la amina debe primeramente ser convertida a la sal apropiada para producir un anión capaz de ser intercambiado con la especie metal. Esto se logra contactando a la amina contenida en la fase orgánica con una solución acuosa ácida, donde la amina extrae el ácido para formar la sal de amina o el par ion polar, $R_3NH^+L^-$, en la fase orgánica [15].



Ecuación 9

Las aminas terciarias (R_3N), como ser Adogen 363 o Alamine 336, han sido los extractantes aniónicos más utilizados para la purificación del uranio contenido en lixiviados ácidos sulfúricos. Aunque estos extractantes son relativamente selectivos de uranio, existen sin embargo otros metales que se extraen preferentemente. En este tipo de circuitos de extracción de uranio la mayor impureza que se extrae en forma conjunta y preferencial sobre el uranio es el molibdeno (Figura 4). Este puede ser removido del circuito mediante una reextracción con carbonato después de una primera reextracción selectiva de uranio con solución de cloruros. Muchas plantas han sido exitosamente operadas con este tipo de procesos. Otros compuestos como ser óxido de vanadio, de estar presente, se extraen y reextraen conjuntamente con el molibdeno. Otra impureza del uranio como el circonio, que tiende a formar emulsiones, con el agregado de fósforo se logra reducir la extracción del mismo. Así mismo, hierro que no es extraído puede ser absorbido en la fase orgánica. Estas y otras impurezas, como ser arsénico, son removidas en la etapa de lavado previa a la reextracción.

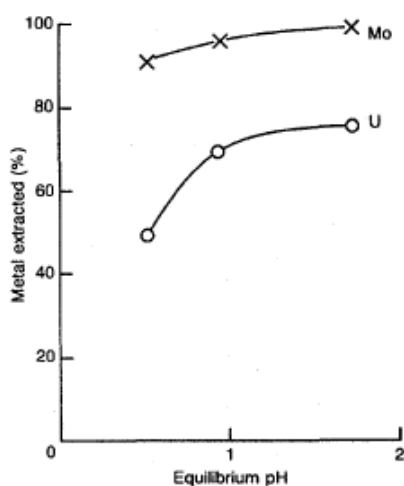


Figura 4: Extracción de uranio y molibdeno con alamine 336

2.3. Plantas industriales de extracción por solventes de uranio y molibdeno.

En el anexo I se presenta un cuadro resumiendo las características de las principales plantas industriales del mundo de extracción por solventes de uranio y molibdeno con aminas.

CAPITULO III

Experiencias de laboratorio necesarias para definir los parámetros de diseño de la planta experimental

CAPITULO III

Experiencias de laboratorio necesarias para definir los parámetros de diseño de la planta experimental.

Las investigaciones en procesos fluido dinámicos en columnas de destilación están bien avanzadas, permitiendo diseño confiables. Verificaciones experimentales de performance son requeridas solo en caso especiales. Las investigaciones en procesos de extracción líquido-líquido, por el contrario, están menos avanzadas y existen notables diferencias en las propiedades interfaciales de los sistemas líquido-líquido en comparación con los sistemas líquido-vapor. Consecuentemente los sistemas líquido-líquido no pueden ser descritos suficientemente por medio de las propiedades físicas usuales. Con la intención de lograr un diseño confiable de los extractores, es todavía necesario llevar a cabo ensayos experimentales a escala laboratorio y/o a escala piloto [16].

Los trabajos experimentales iniciales a escala laboratorio para el desarrollo de un proceso de extracción por solventes son llevados a cabo en pequeños equipos, como ser una ampolla de decantación. Seguidamente, una vez completados satisfactoriamente estos ensayos donde queda definido y establecido el mejor reactivo y las mejores condiciones de trabajo para el sistema, se realizan ensayos experimentales de operación continua a pequeña escala, en una planta experimental con pequeñas unidades de mezcladores decantadores. Toda la información obtenida de estos ensayos es utilizada para determinar los factores de escala para una planta piloto o directamente para el diseño y operación de la planta escala industrial [17].

La información presentada en este capítulo, así como los resultados obtenidos, son el resultado del trabajo que viene realizando dentro de la Gerencia Química nuestro grupo de Procesos químicos e Ingeniería en el área de Hidrometalurgia del uranio desde el año 2007, por lo que gran parte de esta información ya ha sido presentada en trabajos en congresos, conferencias, reuniones tanto internacionales (International Solvent Extraction Conference 2008 y 2011), como nacionales (Asociación Argentina de Tecnología Nuclear 2009 y 2010, Primera Jornada sobre Tecnología Nuclear UTN-FRA 2010). El resultado de todo este trabajo en conjunto realizado por el grupo hasta la fecha fue el que definió las condiciones de diseño para la planta experimental.

3.1. Estudios Iniciales.

El requerimiento inicial en el desarrollo de un proceso de extracción por solventes para la recuperación o separación de metales contenidos en una solución acuosa (lixiviado) es el conocimiento de la solución, es decir su composición, pH, temperatura y caudal en menor medida.

El conocimiento de las propiedades de la solución de alimentación y de la sustancia a ser extraída reduce el tiempo consumido en determinar el mejor extractante a utilizar en el proceso. Por ejemplo: en la extracción de metales, si no se encuentran presentes sustancias aniónicas en la solución de alimentación, no es bueno considerar a los extractantes aniónicos (aminas). Contrariamente, si se encuentran presentes sustancias aniónicas, las aminas son la mejor opción como extractantes. Estos conocimientos, sumados a una búsqueda bibliográfica para determinar cualquier proceso existente que pueda ser aplicado, pueden llevar a buenos resultados. En este punto, el nivel de la búsqueda va a depender del conocimiento y la experiencia de los investigadores que estén llevando a cabo el desarrollo del proceso [18].

3.1.1. Lixiviados obtenidos a partir del mineral del Yacimiento Cerro Solo

La Comisión Nacional de Energía Atómica a llevado a cabo desde 1990 un proyecto de evaluación del yacimiento Cerro Solo, efectuando una selección preliminar de métodos de minería y tratamiento.

En los primeros ensayos realizados con muestras testigo del mineral provenientes de este yacimiento, en los laboratorios de química del departamento regional cuyo, se concluye que dicho mineral puede ser lixiviado por ácidos. Obteniendo como resultado una recuperación promedio del 70% para U_3O_8 y del 60% para Mo en ensayos de lixiviación convencional, y del 70% para U_3O_8 y del 35% para Mo en ensayos en lixiviación en pilas [19]. La composición y características de alguno de ellos son presentadas en la Tabla 3 en el apartado 3.2.5.

Posteriormente en nuestro grupo de trabajo de Hidrometalurgia, en el laboratorio de lixiviación se desarrollaron dos líneas de proceso para realizar la extracción sólido-líquido del uranio y del molibdeno del mineral. La primera, una lixiviación en dos etapas: una etapa alcalina, donde se extrae mayoritariamente el molibdeno, seguida de una etapa ácida donde se extrae el uranio y el molibdeno restante, obteniendo porcentajes de recuperación superiores al 98% para ambos elementos [4]. La segunda, una lixiviación global ácida convencional obteniendo porcentajes de recuperación superiores al 90% para el uranio y al 80% para el molibdeno [20]. Composición y características típicas de los lixiviados obtenidos se detallan en la Tabla 1. Estos dos últimos tipos de lixiviados fueron los utilizados en los ensayos para evaluar la viabilidad química y operacional del proceso mediante la metodología de contactos simples consecutivos en batch a desarrollar en el apartado 3.3.

Tabla 1: Composición y características típicas de los lixiviados obtenidos.

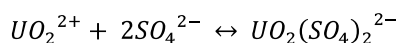
Lixiviado	Uranio	Molibdeno	Mo/U	pH	ORP
	mg/L	mg/L			mV
2 Etapas	1.400	40	0,03	1,6	450
Global	1.500	800	0,50	0,9	580

En el primer informe preliminar presentado por nuestro grupo de trabajo, titulado "Tecnología del procesamiento de minerales de uranio conteniendo molibdeno. Estudio de Antecedentes" [19], con el objetivo de relevar los antecedentes sobre el procesamiento de diferentes minerales conteniendo uranio y molibdeno y con el propósito de estudiar la factibilidad de extracción de esos metales a partir del mineral del yacimiento Cerro Solo, se concluía entre otras cosas que el alto contenido de molibdeno en dicho mineral no permite el uso de resinas de intercambio iónico ya que las mismas se ensucian y se envenenan. Estos fenómenos posteriormente fueron corroborados con ensayos, a escala laboratorio, realizados por nuestro grupo de trabajo, donde finalmente se descartó a las resinas de intercambio iónico y se postuló a la extracción por solventes como el método más viable para purificar y concentrar el uranio y el molibdeno presente en los lixiviados del mineral del yacimiento Cerro Solo.

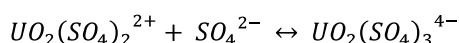
3.1.2. Elección del extractante a utilizar

Para ser utilizado con éxito en sistemas de extracción por solventes, cualquier extractante o reactivo debe ser seleccionado teniendo en cuenta las consideraciones de todo el sistema en su conjunto, incluyendo en él a los lixiviados y las soluciones de reextracción, el diluyente orgánico y cualquier agente modificador agregado para mejorar las características del solvente [21].

El lixiviado obtenido a partir del mineral del yacimiento Cerro Solo, es básicamente una solución acuosa de uranio disuelto en medio ácido sulfúrico, conteniendo molibdeno y demás impurezas. La presencia de agentes oxidantes durante el proceso de lixiviación provee a la solución de un potencial de oxido-reducción entre 400-500 mV relativos a un electrodo de calomel saturado, lo que resulta en que el uranio extraído se encuentra en la solución de lixiviado en su estado de oxidación de seis U(VI). El uranio se disuelve como UO_2^{2+} y luego forma complejos aniónicos de uranil sulfato. Estos complejos aniónicos son las especies a considerar en el proceso de extracción [22].



Ecuación 10



Ecuación 11

Teniendo en cuenta estas características presentes en el lixiviado y la necesidad de separar el uranio del molibdeno co-extraído durante la lixiviación, los compuestos más utilizados a nivel mundial en la industria minera como extractantes son las aminas terciarias.

El Alamine 336® (BASF Company), una mezcla de tri-octil / tri-decil amina, es uno de los extractantes más ampliamente difundidos en la industria, presenta muy buenas condiciones como extractante para purificar este tipo de soluciones, porque aunque en principio tanto el uranio como el molibdeno son co-extraídos y pasan a la fase orgánica, mediante una reextracción selectiva con cloruro de sodio logramos recuperar solamente el uranio y posteriormente con una reextracción con carbonato de sodio descargamos el solvente recuperando el molibdeno [23].

No hay que olvidar, como ya se mencionó en el capítulo II, que este tipo de extractante necesita un preacondicionamiento del solvente, en el cual está disuelto, para poder formar la especie extractante capaz de interactuar con el metal a extraer.

3.2. Determinación de parámetros básicos del proceso de extracción: Isotermas de Extracción.

Una vez seleccionado el extractante adecuado, la etapa siguiente es determinar varios parámetros básicos del sistema de extracción, incluyendo la elección del diluyente y modificador, los cuales junto al extractante conforman el solvente. Entre estos parámetros se puede mencionar, además del tipo de diluyente y modificador, la capacidad de carga del solvente, la dependencia del pH, la concentración del extractante y la relación de fases requerida.

Estos parámetros se estudian a escala laboratorio mediante isotermas de distribución, llamadas para la extracción por solventes "Isotermas de Extracción", donde se evalúa como se distribuye entre ambas fases el/los compuestos a extraer, en nuestro caso el uranio y el molibdeno, en función de la variación de alguno de dichos parámetros.

Durante los ensayos requeridos para obtener las isotermas de extracción deben hacerse observaciones visuales y registrar el tiempo de separación de las fases, la formación de terceras fases, la formación de compuestos insolubles (crud), etc. Toda esta información es útil para llevar a cabo las siguientes etapas del desarrollo.

3.2.1. Obtención de las isotermas de extracción

Una isoterma de extracción es una representación gráfica del sistema, donde se representan mediante gráfico de distribución los distintos puntos de equilibrio entre las fases. Se grafica la concentración del metal (uranio) en la fase orgánica en función de la concentración del mismo elemento (uranio) en la fase acuosa una vez alcanzado el equilibrio. Cada punto de la curva representa un contacto.

Las distintas isotermas de extracción fueron obtenidas siguiendo el esquema de trabajo de la Figura 5: para cada ensayo o condición experimental se realiza una serie de contactos sobre un mismo volumen de fase orgánica (solvente) con sucesivos volúmenes de fase acuosa cargada a la concentración inicial, debido a lo cual el solvente se va cargando con el elemento de interés en el transcurso de los sucesivos contactos, hasta lograr la carga máxima o saturación de solvente.

Cada contacto representa una etapa de agitación mecánica en un mezclador con su posterior separación de fases en una ampolla de decantación.

Las concentraciones de los elementos de interés se determinan por análisis químico en las sucesivas fases acuosas que abandonan el contacto, y por balance, se calcula la concentración en equilibrio de la fase orgánica, con lo cual queda determinada la isoterma de extracción.

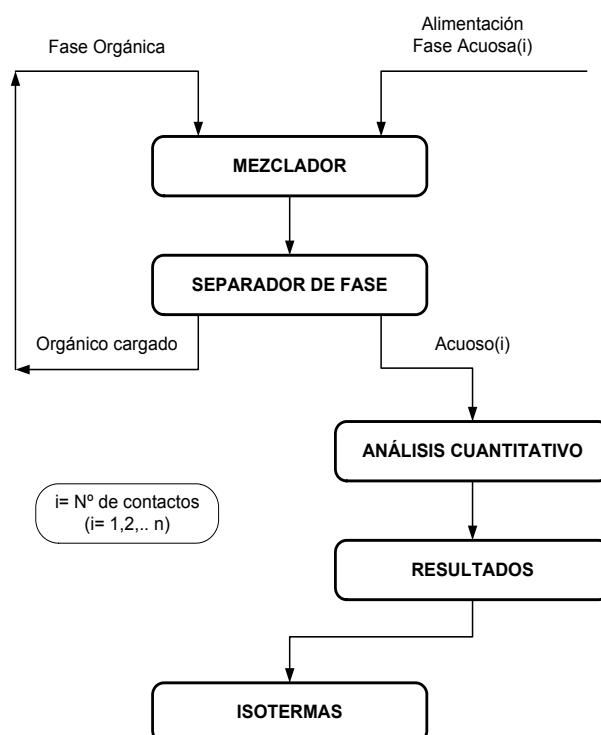


Figura 5: Esquema de trabajo para obtener isotermas

3.2.2. Isotermas de extracción con soluciones sintéticas de molibdeno

Debido a la presencia de molibdeno en los lixiviados y a los posibles problemas que puede aparejar esto en el proceso de extracción, el objetivo de estos ensayos fue obtener un conocimiento de la extracción del molibdeno con aminas terciarias y la determinación de los parámetros básicos de la extracción.

La fase acuosa a utilizar en los distintos ensayos se obtuvo a partir de la disolución de molibdato de sodio de grado analítico en soluciones de ácido sulfúrico a los valores de pH comúnmente resultantes en lixiviados.

La fase orgánica se compone finalmente del extractante Alamine 336® y alcoholes de cadena larga como modificadores ambos disueltos en kerosene como diluyente. Esta fase orgánica o solvente requiere ser precondicionada, tal como lo indica la teoría, previo a los ensayos.

La concentración del extractante, el Alamine 336®, fue seleccionada en 0,1 molar (0,1M) teniendo en cuenta recomendaciones y referencia bibliográficas de aplicaciones a escala industrial [24], donde la concentración del extractante no solo es evaluada químicamente sino también económicamente y medioambientalmente.

Las condiciones experimentales y los resultados de los distintos ensayos son representados en la Tabla 2. Todos los ensayos fueron realizados respetando una relación de fases acuoso sobre orgánico de uno ($R = A/O = 1$).

Tabla 2: Condiciones experimentales y los resultados de los ensayos

Nº	pH	Tiemp. Agita.	Mo	Nº de contac.	Diluyente	Modificador	OBSERVACIONES
		min	mg/L				
1	1.8	2	1000	13	JP1	Isodecanol	Carga [Mo] 8.000 mg/L. Formación Crud
2	1.8	1.5	1000	21	JP1	Isodecanol	Carga [Mo] 16.000 g/L. Formación Crud
3	1.8	1.5	1000	21	SS 2046	Isodecanol	Carga [Mo] 19.900 g/L.
4	1.3	1.5	1000	21	SS 2046	Isodecanol	Carga [Mo] 20.600 g/L.
5	1.3	1.5	1000	20	SS 2046	2-etil-1-hexanol	Carga [Mo] 9.200 g/L.
6	1.3	1.5	200	19	SS 2046	Isodecanol	Carga [Mo] 4.900 g/L.
7	1.3	1.5	500	27	SS 2046	Isodecanol	Carga [Mo] 12.500 g/L.
8	1.3	1.5	2000	11	SS 2046	Isodecanol	Carga [Mo] 18.000 g/L. Formación Crud
9	1.3	1.5	4000	10	SS 2046	Isodecanol	Carga [Mo] 19.000 g/L. Formación Crud

Evaluación de los resultados obtenidos

Tiempo de agitación de las fases

Se realizaron ensayos (ensayos 1 y 2 de Tabla 2) con tiempos de agitación de un minuto y medio y de dos minutos. Se comprobó que con un tiempo de agitación de un minuto y medio se alcanza el equilibrio, estableciéndose entonces ese tiempo como el adecuado. Este tiempo concuerda con los de los procesos de extracción usuales con aminas terciarias que son de entre 30 y 90 segundos [25].

Diluyente

Se observó (ensayos 2 y 3 de Tabla 2) que la capacidad de carga del solvente es mayor en isothermas realizadas con SS 2046 (Sol Shell 2046 - Shell Chemical Co), diluyente con un contenido de aromáticos de 16%, frente al JP1 (Repsol YPF) con 25% de aromáticos. Por otra parte, en los ensayos con JP1 se observó la formación de crud. (Figura 6)

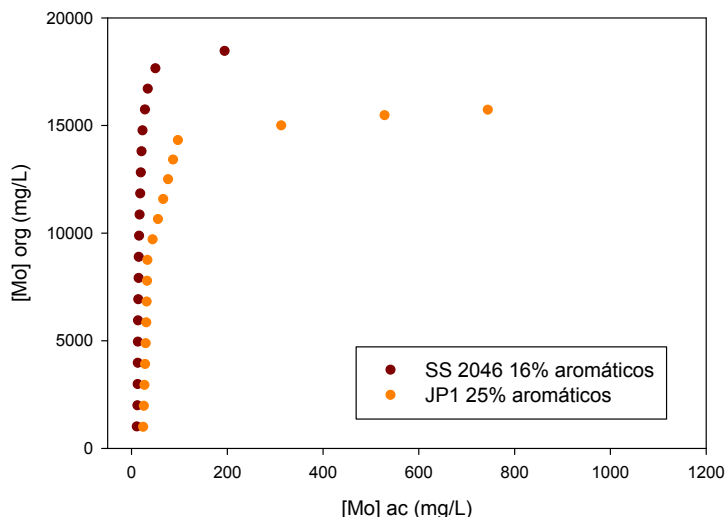


Figura 6: *Isotermas de extracción de molibdeno ($Mo=1000$ mg/L) para diferentes diluyentes*

pH de la solución de alimentación

Teniendo en cuenta el pH, se observó (ensayos 3 y 4 de Tabla 2) que a menor pH, es ligeramente mayor la carga de molibdeno en la fase orgánica.

Modificador

Con una concentración fija de 5% en volumen del modificador en el solvente, se observaron tiempos de separación de fases aceptables menores a 2 minutos ($t < 2$ min). No obstante se pudo observar en los ensayos (ensayos 4 y 5 de Tabla 2) que trabajando con isodecanol, alcohol de cadena lineal, se logra una mejor capacidad de carga del solvente que utilizando 2-etil-1-hexanol, alcohol de cadena ramificada. (Figura 7)

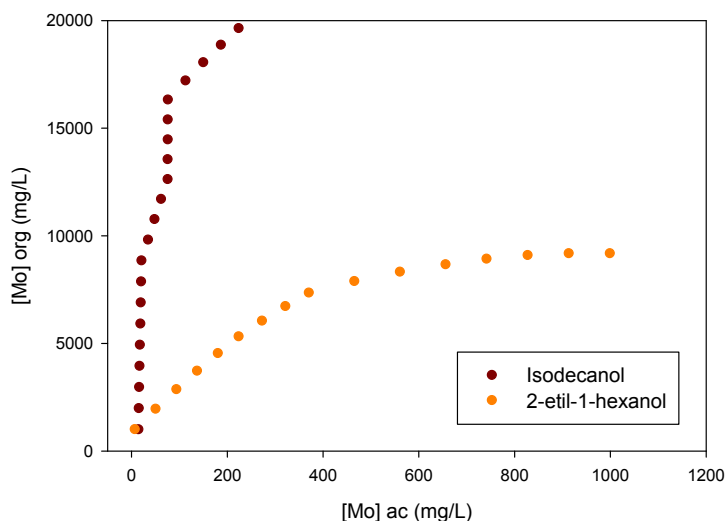


Figura 7: *Isotermas de extracción de molibdeno ($Mo=1000$ mg/L) para diferentes modificadores*

Composición de la solución de alimentación

Teniendo en cuenta los ensayos realizados a distintas concentraciones de molibdeno (ensayos 4, 6, 7, 8 y 9 de Tabla 2), se observó que en los ensayos donde las soluciones acuosas de alimentación tenían una concentración mayor a 1000 mg/L se favorecía a la formación de crud en la fase orgánica luego de que ésta alcanzaba el equilibrio de carga.

3.2.3. Definición de la composición del solvente.

Como resultado de lo expuesto anteriormente en el punto 3.2.2, se estableció la composición de la fase orgánica o solvente para la continuidad de los ensayos posteriores, con 0,1 M de Alamine 336®, 5% vol/vol de isodecanol en kerosene SS 2046 como diluyente. Este solvente una vez preparado se preacondiciona con solución de ácido sulfúrico a pH = 1.

3.2.4. Isotermas de extracción con soluciones sintéticas de uranio y de uranio y molibdeno.

Las isotermas de extracción de uranio fueron obtenidas utilizando como fase acuosa, soluciones de sulfato de uranilo ($U \approx 1000$ mg/L) a pH= 1,3. Como fase orgánica se utilizó el solvente en las condiciones definidas en el punto 3.2.3. El tiempo de agitación de las fases fue 1,5 minutos. La capacidad de carga del solvente para extracción de soluciones conteniendo solamente uranio coincidió con los valores esperados según la bibliografía [26].

La influencia de la presencia de ambos iones en los lixiviados fue estudiada en primera instancia en soluciones sintéticas conteniendo ambos elementos y con diferentes relaciones de concentración molibdeno sobre uranio (Mo/U). Los ensayos fueron realizados a pH= 1, con un tiempo de agitación de 1,5 min y utilizando el solvente en las condiciones definidas. Como resultado de estos ensayos se observó que a medida que aumenta la relación Mo/U en la solución acuosa de alimentación disminuye la capacidad de carga del uranio en la fase orgánica. (Figura 8)

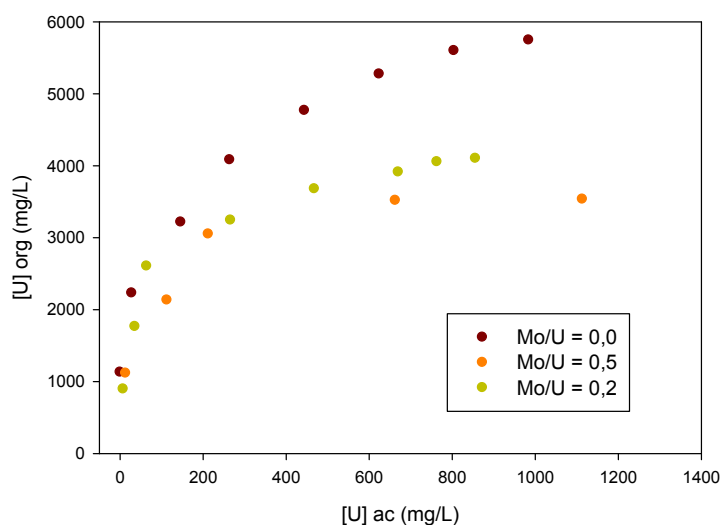


Figura 8: Isotermas de extracción de uranio ($U=1000$ mg/L) para diferentes relaciones Mo/U

3.2.5. Isotermas de extracción a partir de lixiviados

Los lixiviados de mineral del yacimiento Cerro Solo fueron provistos por el laboratorio de química de la Regional Cuyo de la Gerencia de Exploración de Materias Primas de la CNEA. La composición y características de alguno de ellos se presentan en la Tabla 3. La fase orgánica utilizada fue la elegida y el tiempo de agitación fue de 1,5 minutos. En algunos de los casos se formaron emulsiones que fueron destruidas mediante filtrado. En la Tabla 3 también se observa que, al igual que ocurría con soluciones sintéticas, la presencia de molibdeno en el lixiviado disminuye la capacidad de carga del uranio en el solvente, comparando ensayos en condiciones similares (ensayos con lixiviados 2 y 3).

Tabla 3: Composición de los lixiviados. Concentraciones de uranio en el solvente cargado.

Lixiviado	Uranio	Molibdeno	Hierro	Mo/U	pH	Carga U Solvente
	mg/L	mg/L	mg/L			mg/L
1	6.650	100	540	0,015	2,0	5.797
2	1.110	90	40	0,081	1,3	5.006
3	3.190	170	210	0,053	1,2	5.624
4	800	----	-----	-----	1,0	5.570

3.2.6. Capacidad de carga del solvente

La capacidad de carga del solvente se define como la cantidad máxima de una especie que es capaz de retener un solvente hasta llegar a la saturación, a partir de la cual la fase orgánica no puede extraer más dicha especie de la fase acuosa. Depende de muchos de factores, entre los cuales los más importantes son la concentración del extractante y la solubilidad en la fase orgánica de la especie a extraer. La capacidad de carga puede ser determinada trabajando con soluciones sintéticas de uranio.

La capacidad de carga máxima efectiva del solvente para un lixiviado en particular va a depender de su propia composición química, especialmente la concentración de uranio y impurezas coextraíbles como el molibdeno, de la concentración de sulfatos, del pH y de la presencia de aniones en la solución, como ser cloruros o nitratos.

Teniendo en cuenta los resultados de los ensayos se definió lo siguiente [27]:

- La capacidad de carga del solvente para el molibdeno, en ausencia de uranio, es aproximadamente de 20.000 mg/L.
- La capacidad de carga del solvente para el uranio, en ausencia de molibdeno, es de aproximadamente 6.000 mg/L.
- La relación de concentraciones molibdeno a uranio en la solución de alimentación debe ser menos a 0,5 ($Mo/U < 0,5$) para favorecer la extracción de uranio sobre el molibdeno, no disminuyendo considerablemente la capacidad de carga del uranio en el solvente.
- La capacidad de carga se ve disminuida al trabajar con lixiviados reales.

3.2.7. Parámetros básicos del proceso de extracción

En este momento, se pueden definir los parámetros básicos del proceso de extracción para la extracción de uranio y molibdeno con aminas terciarias, en función a los resultados obtenidos de los ensayos.

- **Fase acuosa (Lixiviado):**
 - Composición: U \approx 1.000 mg/L
Mo/U < 0,5
 - pH = 1,3

- **Fase orgánica (Solvente):**
 - Composición: Alamine 336® 0,1M
Isodecanol 5% v/v
Sol Shell 2046
 - Capacidad de carga para el uranio, aproximadamente 6.000 mg/L
 - La fase orgánica debe ser preconditionada con solución sulfúrica a pH= 1 previo a su utilización en el proceso de extracción.

- **Tiempo de agitación de las fases:** 1,5 min (90seg)

- **Tiempo de separación de las fases:** < 2 min (120seg)

3.3. Estudio de la viabilidad química y operacional del proceso: Ensayos CSCB.

Lo que se busca en esta parte del desarrollo es reproducir un proceso continuo multietapas en contracorriente, mediante ensayos que siguen la metodología de contactos simples consecutivos en batch (CSCB) [28], donde se evalúa la viabilidad química y operacional del proceso. Los verdaderos procesos en contracorriente de ordinario son continuos, pero este tipo de ensayos se asemeja bastante y es realmente útil para los primeros estadios del desarrollo, donde no se dispone del suficiente material como para llevar adelante un proceso continuo.

3.3.1. Metodología de contactos simples consecutivos en batch (CSCB)

Es un procedimiento [28] utilizado para simular a escala laboratorio una extracción en multietapas a contracorriente, en el cual se supone que cada contacto entre las fases es una extracción en etapa ideal (extracción en equilibrio). El procedimiento exige la mezcla repetida de la fase acuosa de alimentación (F_a) y de la fase orgánica (F_o) en una serie de contactos en batch siguiendo un esquema preestablecido (Figura 9) Esta serie de contactos, finalmente, producirá el mismo efecto que un proceso continuo en estado estacionario, aunque el acercamiento a dicha condición es asintótica.

Cada contacto representa una agitación seguida de una posterior decantación de las fases. La agitación se realiza mediante agitación mecánica y la separación de las fases en una ampolla de decantación.

Una vez finalizado el ensayo, los contenidos de los contactos uno a cinco inclusive (Figura 9) habrán simulado en todos los aspectos (volúmenes, masas, concentraciones, y demás propiedades físicas) las distintas etapas correspondientes al diagrama de flujo de la operación continua representado en la Figura 10.

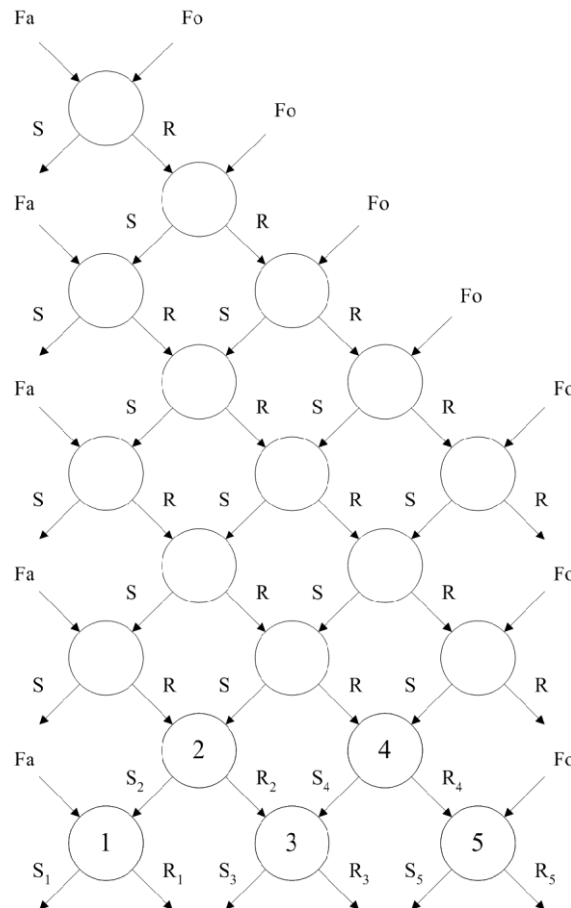


Figura 9: Esquema CSCB utilizado para la simulación de un proceso de cinco etapas en contracorriente

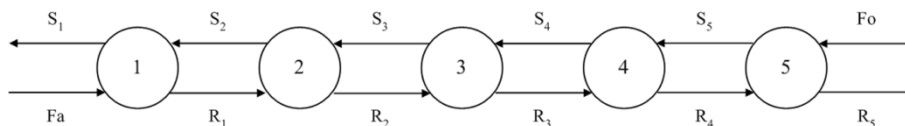


Figura 10: Esquema de cinco etapas en contracorriente resultado del ensayo CSCB.

3.3.2. Experiencias aplicando la metodología CSCB

El objetivo principal de estos ensayos fue evaluar la performance de los lixiviados conteniendo uranio y molibdeno en un proceso de extracción con aminas terciarias contracorriente continuo usando esta metodología.

En todos los casos la fase orgánica a utilizar fue la definida previamente en el apartado 3.2.7, compuesta por Alamine 336® 0,1M como extractante, isodecanol 5% v/v como modificador y SS 2046 como diluyente. La fase orgánica fue preacondicionada tal como se definió previamente.

Para estos ensayos se utilizaron soluciones sintéticas de uranio, molibdeno y mezcla de ambos, todas ellas a pH=1, y los lixiviados ácidos mencionados en el apartado 3.1.1. Tanto las soluciones sintéticas como los lixiviados contenían entre 1.000 – 1.500 mg/L de uranio. Las condiciones experimentales y los resultados de los distintos ensayos son representados en la Tabla 4.

Tabla 4: Experiencias de laboratorio con la metodología CSCB.

Exp. N°	N° de Etapas	R A/O	Fase Acuosa	Mo/U	Fase cont.*	Solvente Cargado (S1)		Refinado (R4)		Extracción de U %	Extracción de Mo %
						U mg/L	Mo mg/L	U mg/L	Mo mg/L		
1	5	1	Sintética	-	A	1.000	-	<0,1	-	100,0	-
2	5	1	Sintética	-	A	-	1.000	-	<0,1	-	100,0
3	5	1	Sintética	0,22	A	970	210	<0,1	0,2	100,0	99,9
4	4	1	Sintética	0,22	A	930	200	0,6	0,9	99,9	99,6
5	4	3	Sintética	0,17	A	3.300	570	0,2	2,5	100,0	98,7
6	4	1	Lixiviado	0,03	A	1.100	24	14	12	98,8	67,5
7	4	2	Lixiviado	0,02	A	2.100	36	11	8,1	99,0	68,9
8	4	3	Lixiviado	0,02	A	3.500	74	<0,1	7,3	100,0	77,3
9	4	1	Sintética	0,19	O	960	180	0,6	1,3	99,9	99,3
10	4	1	Lixiviado	0,03	O	1.100	26	14	12	98,7	68,4
11	4	1	Lixiviado	0,03	O	1.100	19	13	11	98,8	63,8
12	4	0,5	Lixiviado	0,02	O	520	10	5,3	3,4	99,5	85,4
13	4	0,8	Lixiviado	0,02	O	900	20	6,8	4,8	99,4	83,6
14	4	2	Lixiviado	0,03	O	2.100	38	13	17	98,7	53,4
15	4	3	Lixiviado	0,03	O	3.100	49	13	19	98,7	46,0

*Nota: Fase continua: A = fase acuosa; O = fase orgánica.

Definición del número de etapas

Para realizar los ensayos según la metodología CSCB es necesario establecer el número de etapas ideales. Según bibliografía [24] sobre plantas industriales en el mundo de características semejantes el número de etapas mayormente utilizado es de cuatro. Con el fin de corroborar esta elección se realizaron ensayos con soluciones sintéticas en cinco etapas (Ensayos N° 1, 2 y 3 de la Tabla 4), donde se observó que después de la cuarta etapa la concentración de uranio y de molibdeno en el acuoso agotado (refinado) es despreciable (Figura 11, 12 y 13). La extracción fue cercana al 100% para ambos elementos. El ensayo N°4 de la Tabla 4 con cuatro etapas confirma este resultado con un 99% de extracción tanto para uranio como para molibdeno (Figura 14)

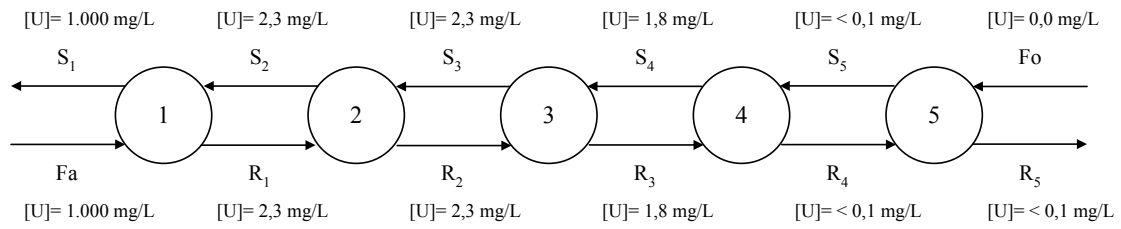


Figura 11: Composición interetapa experiencia N°1.

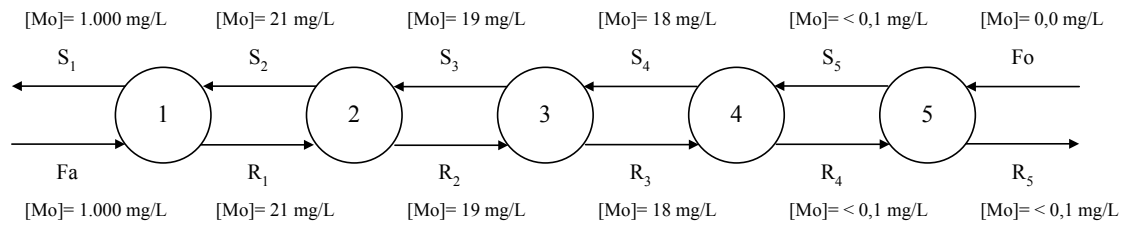


Figura 12: Composición interetapa experiencia N°2.

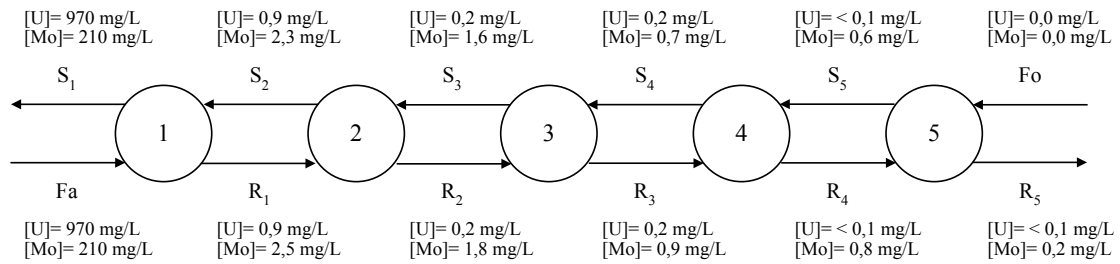


Figura 13: Composición interetapa experiencia N°3.

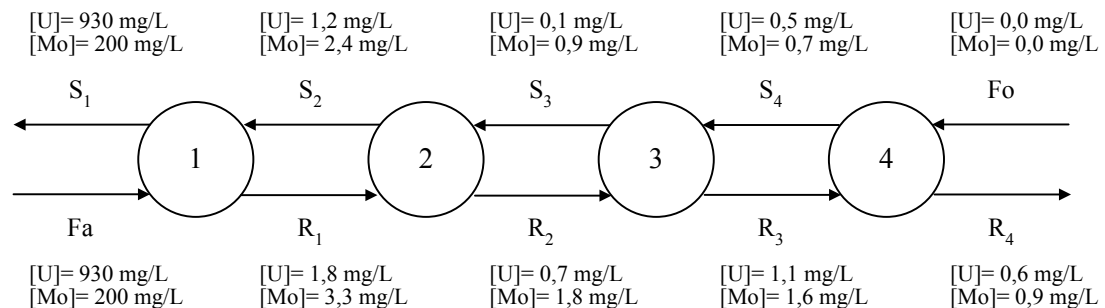


Figura 14: Composición interetapa experiencia N°4.

Influencia de la relación de fases

El objetivo de aplicar la técnica de extracción por solventes no se basa solamente en la purificación de lixiviados ácidos de minerales de uranio, sino en la posibilidad que mediante el mismo proceso se logre también concentrar los elementos deseados. Esto se logra trabajando con diferentes relaciones de volumen entre las fases, lo que se define como la razón entre el volumen de la fase acuosa sobre el volumen de la fase orgánica ($R=A/O$).

El ensayo N°5 (Figura 15) de la Tabla 4 fue realizado manteniendo una relación de fases igual a tres ($R=3$). Comparando este ensayo con el ensayo N°4 (Figura 14) con $R=1$, se observó que es posible concentrar los elementos en fase orgánica ya que la concentración en el solvente cargado tanto de uranio como de molibdeno es aproximadamente tres veces la concentración de dichos elementos en la solución de alimentación cuando $R=3$. También se puede observar que la concentración en la fase orgánica no supera la capacidad de carga del solvente definida en los apartados anteriores.

Para ambas relaciones de fase se observa una extracción superior al 99,9% de uranio y al 98,7% de molibdeno, lo que demuestra que una mayor relación de fases no afecta la extracción. Así mismo a nivel operacional, se observó la formación de emulsiones con tiempos de separación aceptables ($t < 2\text{min}$).

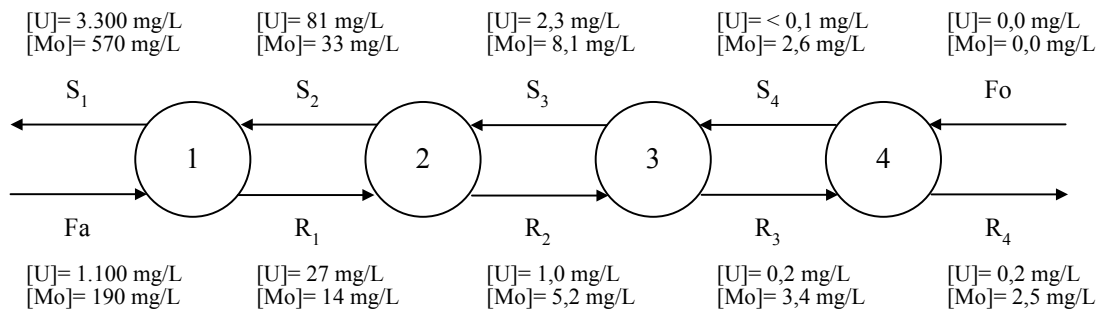


Figura 15: Composición interetapa experiencia N°5.

3.3.3. Ensayos CSCB con lixiviados ácidos

Finalmente para que esta metodología sea representativa del proceso se realizaron ensayos CSCB con lixiviados ácidos conteniendo uranio y molibdeno como fase acuosa (Ensayos N° 6,7 y 8 de la Tabla 4) con distintas relaciones de fase.

De estos ensayos se obtuvieron muy buenas condiciones de extracción, superior al 98,7% para el uranio y un tanto menor para el molibdeno, de alrededor de 70%. Esto se debe a la selectividad bajas del sistema hacia el uranio para las condiciones de extracción, relación Mo/U bajas ($Mo/U \approx 0,03$).

Teniendo en cuenta aspectos fluidodinámicos, en estos ensayos con lixiviados se produjeron cambios en relación a los ensayos con soluciones sintéticas. En todos los casos ($R=1, 2$ y 3) en determinados contactos dentro del esquema CSCB se formaron emulsiones estables en la interface (Figura 16) con tiempos de separación de fases mayores a 15 min, llegando en algunos casos a no poder romperse la emulsión totalmente. Esto puede generar un problema importante al momento de un aumento de escala, por lo que se tuvo que prestar especial atención a este fenómeno.



Figura 16: Formación de emulsiones estables.

3.3.4. Estudio de la continuidad de las fases durante el mezclado

Debido al problema que implica la formación de emulsiones estables a escala industrial, se realizaron diversos estudios para evitar su formación, como filtrar la solución acuosa o agregarle floculante. Finalmente se logró solucionar el problema estudiando la continuidad de las fases durante el mezclado [29].

La agitación de dos fases inmiscibles, para nuestro caso el lixiviado (fase acuosa) y el solvente (fase orgánica), puede resultar en dos tipos de dispersiones, una es temporal, la cual requiere un tiempo mínimo para la coalescencia de la fase dispersa, y la otra forma emulsiones estables, y en ese caso los tiempos de separación son prolongados. Estas emulsiones estables pueden disminuir la eficiencia de la extracción así como también generar problemas en la operación del proceso.

En los procesos de extracción por solventes una fase es dispersa en la otra mediante agitación, dependiendo de cuál sea la fase que se dispersa se pueden identificar dos sistemas, uno en el cual la fase orgánica se dispersa en la fase acuosa (oil in water) y otro en el que el agua se dispersa en la fase orgánica (water in oil), llamados sistema con “acuoso continuo” y “orgánico continuo” respectivamente. En cualquier proceso, cuál de las dos será la fase dispersa va a depender de la relación de fases del sistema y de las condiciones en las cuales se comienza el proceso. La inversión de la fase, el momento en el cual la fase dispersa pasa a ser la fase continua y viceversa, puede ocurrir simplemente cambiando algunas condiciones de operación, como ser un aumento o disminución de los caudales de una o ambas fases que producirá un cambio en la relación de fases dentro del mezclador [30].

Teniendo en cuenta este fenómeno físico se verificó que cuando se trabaja bajo condiciones tales que la fase orgánica sea la continua y la fase acuosa la dispersa (orgánico continuo), no se forman emulsiones estables, tanto con soluciones sintéticas como así también con lixiviados reales del mineral, obteniendo tiempos de separación de fases menores a los 90 segundos ($t < 90\text{seg}$).

La continuidad de la fase orgánica se logró mediante el goteo de la fase acuosa sobre una fase orgánica que ya estaba siendo agitada. La identificación de la fase continua se realizó midiendo la conductividad de la solución durante la operación de agitación. Si el sistema presenta una dispersión de agua en aceite (water in oil), la fase orgánica

es la continua y no se detecta conductividad de la mezcla, por el contrario, si el sistema presenta una dispersión de aceite en agua (oil in water), la fase acuosa es la continua y se detecta conductividad de la mezcla [29].

Esto también puede ser verificado mediante una observación visual durante la separación de las fases en la ampolla. Cuando la fase orgánica es la continua, la emulsión se observa en la fase acuosa disminuyendo hacia una clara interface con la fase orgánica, pero cuando la fase acuosa es la continua ocurre lo contrario. (Figuras 17 y 18).

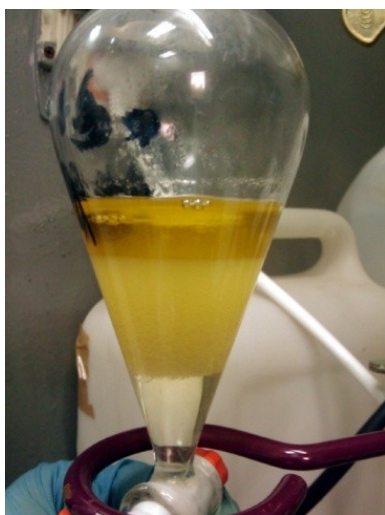


Figura 17: Fase orgánica continua



Figura 18: Fase acuosa continua

3.3.5. Ensayos CSCB con lixiviados con fase orgánica continua.

En primera instancia se realizaron ensayos según la metodología CSCB con lixiviados ácidos del mineral con relación molibdeno a uranio baja ($Mo/U \approx 0,03$) manteniendo la fase orgánica continua, en ninguno de los casos se identificó la formación de emulsiones estables. Se pudo observar mediante estos ensayos que la extracción del uranio no se ve afectada por la continuidad de las fases [29]. (Ensayos N° 6 y 10 de la Tabla 4).

Se trabajó también con diferentes relaciones de fases ($R = A/O$), desde $R = 0,5$ hasta $R = 3$ (Ensayos N° 10, 11, 12, 13 y 14 de la Tabla 4), donde en todos los casos se logró mantener la fase orgánica continua, sin la formación de emulsiones estables y con un porcentaje de extracción de uranio superior al 98%. Por otra parte, la extracción del molibdeno disminuye a medida que aumenta la relación de fases, lo que podría explicarse teniendo en cuenta la selectividad del solvente para con el uranio en las condiciones de trabajo prefijadas, bajas relación Mo/U .

Posteriormente se trabajó con lixiviados ácidos del mineral con relación molibdeno a uranio alta ($Mo/U \approx 0,5$) manteniendo la fase orgánica continua. Se realizaron ensayos con relación de fases de $R=1$ y $R=3$, para ambos casos se obtuvieron porcentajes de extracción superiores al 99% para el uranio y superiores al 90% para el molibdeno sin la formación de emulsiones estables. La Figura 19 muestra el balance para el ensayo CSCB con $R=3$.

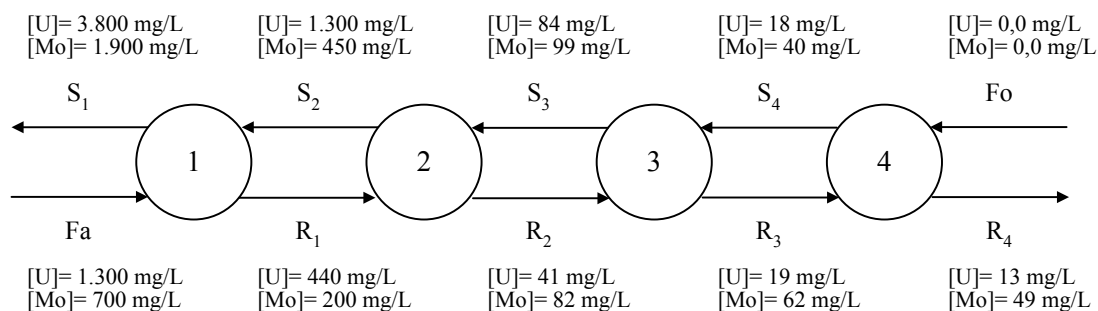


Figura 19: Composición interetapa experiencia con lixivado de Mo/U alta

3.3.6. Parámetros básicos del proceso de extracción en multietapas.

En función de los resultados obtenidos de los ensayos en CSCB se pueden definir nuevos parámetros básicos para el proceso de extracción de uranio y molibdeno en multietapas. Los que se expresan a continuación:

- Numero de etapas ideales en contracorriente = 4 (cuatro)
- Relación de fases = volumen fase acuosa / volumen fase orgánica = 3 (tres)
- Característica de emulsión durante mezclado:
 - Fase dispersa: Fase acuosa = Lixiviado
 - Fase continua: Fase orgánica = Solvente

Estos resultados sumados a los expuestos en el apartado 3.2.7, definen los principales parámetros de diseño para la planta experimental a escala laboratorio de extracción por solventes de uranio y molibdeno a partir de minerales del yacimiento Cerro Solo.

CAPITULO IV

Diseño de la planta experimental de extracción por solventes a escala laboratorio

CAPITULO IV

Diseño de la planta experimental de extracción por solventes a escala laboratorio.

Como ya se mencionó anteriormente una vez completados los ensayos de laboratorio donde se establecieron las mejores condiciones para la extracción por solventes de uranio y molibdeno con aminas terciarias, el siguiente paso del desarrollo del proceso es realizar ensayos continuos a pequeña escala. La información obtenida de estos ensayos es la que se usa posteriormente para determinar los factores de escala para una planta piloto o el diseño y operación de la planta.

El objetivo de este capítulo es realizar el diseño de la planta experimental de extracción por solventes a escala laboratorio, definiendo los materiales y equipos necesarios para la construcción y operación de la misma. El diseño, en principio, se realizará solo para la etapa de extracción, tratando de ser lo más versátil posible como para poder adaptarlo en el futuro a la etapa de reextracción o a la de lavado de ser necesario.

4.1. Objetivo de la planta experimental de extracción por solventes a escala laboratorio.

El objetivo principal de la planta experimental de extracción por solventes es evaluar la viabilidad técnica del proceso de extracción de uranio y molibdeno, con aminas terciarias, a partir de lixiviados ácidos de minerales de uranio conteniendo molibdeno, en forma continua multietapas en contracorriente.

Los ensayos de laboratorio han provisto suficiente información como para poder definir un diagrama de flujo conceptual del proceso, pero a la hora de tomar la decisión de construir una planta continua hay que tener en cuenta otros factores, como ser, los costos y tiempos de diseño y construcción, los materiales, los equipos, el inventario de reactivos y productos, espacio físico, entre otras cosas. Como resultado de la evaluación de todos estos factores, la mejor opción para evaluar el proceso en forma continua es realizarlo a escala laboratorio, donde la operación pueda ser realizada y controlada por nosotros, con un inventario razonable de reactivos y productos, en un espacio reducido y con costos de construcción relativamente bajos.

Podemos citar algunas ventajas de realizar ensayos en forma continua:

- Verificar el diagrama de flujo conceptual, modificarlo y optimizarlo
- Determinar los posibles problemas de separación de fases
- Obtener una medición gruesa sobre la pérdida de solvente, aunque sea a caudales bajos.
- Evaluar los efectos de la continuidad de las fases.
- Entrenar a los operadores en el proceso.

4.2. Consideraciones generales de las plantas experimentales a escala laboratorio.

En el desarrollo de un proceso de extracción por solventes, las consideraciones iniciales de la química del sistema limitan la elección del extractante, diluyente y modificador. Los ensayos de laboratorio y el estudio de las características de extracción finalmente definen esta elección. Estos resultados, representados por las isotermas de extracción, sumados a los ensayos con la metodología CSCB, permiten el diseño de un proceso continuo de extracción en multietapas contracorriente, a pequeña escala, basado principalmente en el número de etapas requeridas.

Los ensayos continuos a pequeña escala están generalmente en el orden de los 100 ml/min de caudal total. Existen varios tipos de contactores que podrían ser ventajosamente evaluados en esta etapa para tener una idea del diseño que podría ser considerado para una futura planta piloto, entre los que se pueden mencionar los mezcladores decantadores, mezcladores en línea, columnas y centrifugas. Todos estos tipos presentan ventajas y desventajas, pero uno u otro puede ser más viable, técnica y económicamente, que otro para una solución en particular.

Los equipos comerciales para procesos continuos de extracción por solventes a pequeña escala son limitados. Lo más común es el uso de mezcladores decantadores dispuestos en serie, con aproximadamente 500ml de volumen por etapa. Si bien hay empresas que se dedican a la venta de este tipo de sistemas, hoy en día todavía se siguen construyendo artesanalmente en los laboratorios.

Diferentes diseños de mezcladores decantadores pueden ser obtenidos comercialmente y ensamblados de tal manera que se logren las etapas necesarias para la extracción, reextracción o lavado. Generalmente se disponen en cascada con la necesidad de bombeo interetapa de uno de los fluidos o diseños más avanzados donde el agitador de turbina hace las veces de agitación y bombeo, con los mezcladores decantadores dispuestos horizontalmente. Los mezcladores decantadores son los equipos continuos contracorriente más pequeños disponibles.

Otros equipos pueden ser conseguidos o construidos, pero requieren grandes volúmenes de solución de operación, como ser las columnas de platos pulsantes. Las más pequeñas disponibles comienzan en una pulgada (2,54 cm) de diámetro y no presentan buenas características para el escalado, debido entre otras cosas a los efectos de pared que se generan. Por lo cual a partir de dos pulgadas (5 cm) de diámetro recién presentan buenas características para el escalado, pero requieren un caudal del orden de 2 L/min, lo cual se discute si ya pasa a considerarse como una planta piloto [31].

Otros equipos de pequeña escala están disponibles, como los contactores centrífugos o contactores RTL. Pero su rango de operación arranca en los 3,5 L/min de caudal, lo que para esta etapa del desarrollo del proceso es inadmisibles [31].

Debido a que los mezcladores decantadores son de fácil construcción, son fáciles de operar, y requieren poco espacio y caudales reducidos, son los contactores, y en muchos casos los únicos, usados para evaluar un proceso continuo de extracción por solventes. No quiere decir que sean los mejores y que para un determinado proceso el uso de otro tipo de contactor pueda ser más eficiente.

La información obtenida en este tipo de plantas experimentales de pequeña escala será suficiente como para realizar un diagrama de flujo conceptual, el cual incluye el número de etapas para la extracción, lavado y reextracción, los caudales, el tamaño y tipo de los equipos entre otros parámetros considerados. Otro aspecto importante a considerar en estos ensayos en forma continua, es el análisis químico de ambas fases que abandonan el proceso para evaluar la eficiencia del proceso de extracción y la distribución de sustancia en cada fase.

4.3. Extracción multietapas en contracorriente.

En este tipo de extracción se emplea una cascada de etapas, con la alimentación (fase acuosa) y el solvente (fase orgánica) introducidos por los extremos opuestos de la cascada, de modo que el solvente y el refinado fluyen en contracorriente entre las etapas. (Figura 20)

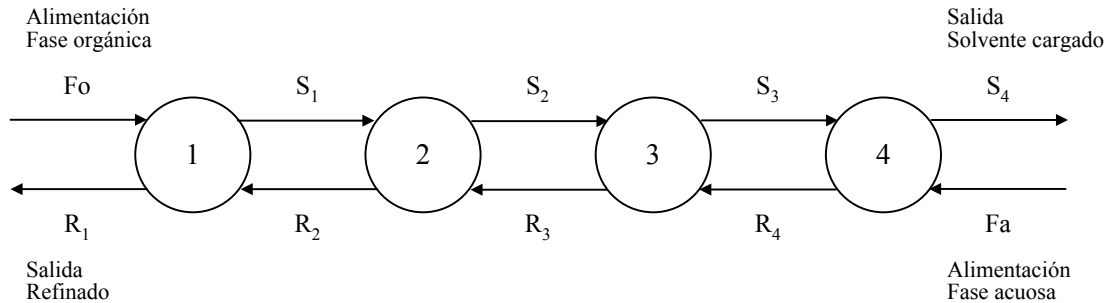


Figura 20: Esquema de extracción multietapas en contracorriente.

Se puede deducir del esquema anterior que para una extracción el solvente se va cargando en el elemento a extraer a medida que va siendo contactado con el refinado a lo largo de las N etapas. Lo contrario ocurre con el lixiviado, que se va descargando a lo largo del proceso.

Las isothermas de extracción pueden ser usadas para preparar un diagrama de McCabe-Thiele para predecir el número de etapas en contracorriente requerido para lograr el grado de extracción deseado.

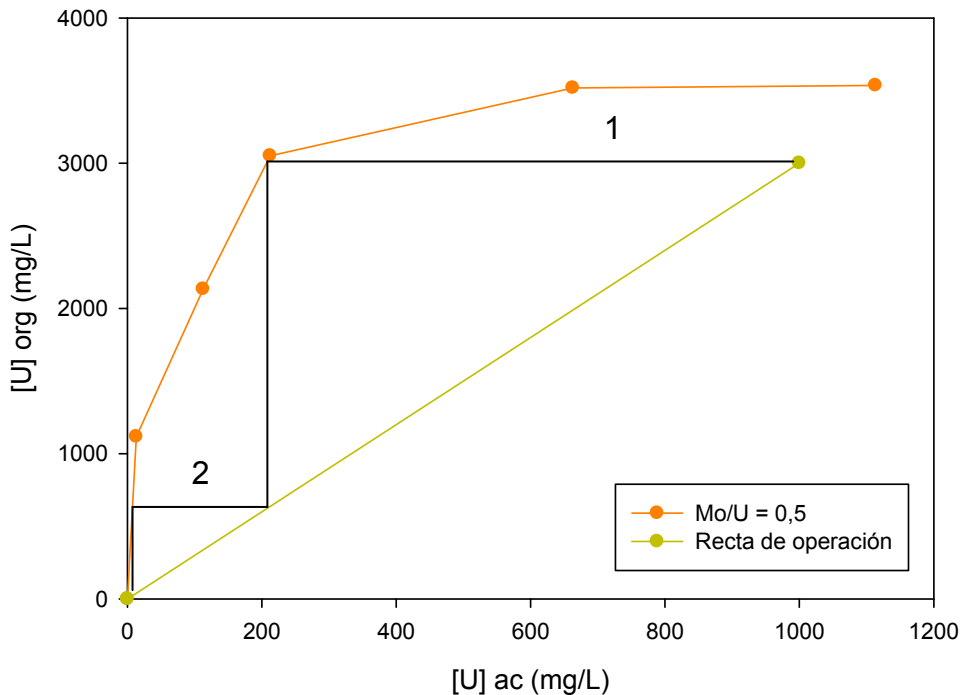


Figura 21: Diagrama McCabe-Thiele para alimentación de $Mo/U=0,5$ y $R=A/O=3$

En la figura 21 podemos observar que para nuestro proceso, extracción de uranio y molibdeno a partir de lixiviados con relación Mo/U = 0,5 con una relación de fases acuoso a orgánico de tres ($R = A/O = 3$) el proceso requeriría dos (2) etapas. Lo que difiere de lo definido en el apartado 3.3 con los ensayos CSCB. Se puede observar que este método gráfico es menos preciso, debido a que durante la extracción en sí se producen distorsiones con respecto al equilibrio, por lo cual las condiciones experimentales tienen más relevancia.

4.4. Bases de diseño

En este apartado se postulan las bases para diseñar la planta experimental de extracción por solventes a escala laboratorio y se realiza una descripción técnica de las diferentes condiciones que debe cumplir el proceso.

4.4.1. Descripción del proceso.

La planta experimental de extracción por solventes a escala laboratorio tiene como finalidad la separación del uranio y el molibdeno, contenido en lixiviados ácidos del mineral, del resto de las impurezas presentes en dicho lixiviado, como ser hierro, sílice, aluminio, etc. Esto se logra mediante una extracción por solventes con aminas terciarias. El producto final que se obtiene de dicho proceso es una fase orgánica cargada en uranio y molibdeno, llevándose más 99% del uranio y más del 90% del molibdeno que ingresan al sistema. Por otro lado se obtiene como residuo una fase acuosa (refinado) conteniendo el restante de uranio y molibdeno que no se extrae y todas las demás impurezas presentes en el lixiviado. Las materias primas principales son el lixiviado ácido del mineral y la fase orgánica (solvente), preacondicionada, conteniendo el extractante.

Para lograr este cometido la planta consta de cuatro (4) etapas en contracorriente, trabajando con una relación de fases global del sistema de tres ($R = A/O = 3$). El tiempo de contacto de las fases de 1,5min (90seg) y el tiempo de separación de fases menor a 2min (120seg) en cada etapa. El sistema debe trabajar durante el mezclado manteniendo la fase orgánica continua, es decir, que se logre la dispersión de la fase acuosa en la fase orgánica, para evitar la formación de emulsiones estables.

La temperatura y la presión definida para el sistema, al igual que la utilizada para realizar todos los ensayos a escala laboratorio, será la temperatura ambiente del laboratorio. Se toma como estándar una temperatura de 25°C y una presión de 1atm.

Cabe destacar que el diseño solo incluirá la primer etapa, de extracción, con de objetivo de cargar el solvente en uranio y molibdeno. La etapa de lavado y reextracción serán evaluadas a un futuro. Por lo que se le exige versatilidad a la planta experimental para que con simples cambios de configuración pueda ser utilizada para las etapas siguientes.

4.4.2. Capacidad de la planta.

La capacidad máxima de procesamiento de lixiviado de la planta está definida en 2,5 L/h (≈ 40 ml/min) lo que requiere un caudal de 0,8 L/h (≈ 14 ml/min) de solvente para mantener una relación de fases de tres ($R = A/O = 3$). Con estos valores es capaz de procesar entre 2000 y 4000 mg/h de uranio dependiendo de la concentración del lixiviado de alimentación (entre 1000 y 1500 mg/L de uranio).

Este valor de caudal de 2,5 L/h para la alimentación del lixiviado ha sido definido compatibilizando distintos requerimientos de diseño, como ser, el tiempo de contacto de las fases, el volumen del agitador y el inventario tanto de lixiviados como de solventes que han de ser requeridos para realizar el ensayo.

4.4.3. Especificación de las materias primas.

Las materias primas que ingresan al proceso son básicamente dos soluciones líquidas, una acuosa (fase acuosa) y otra orgánica (fase orgánica).

Fase acuosa: Lixiviados ácidos sulfúricos del mineral de uranio conteniendo molibdeno. Se utilizarán dos tipos de lixiviados uno con baja relación molibdeno a uranio y otro con alta relación molibdeno a uranio. En la tabla 5 se presentan las características aproximadas de cada uno de los tipos de lixiviados a tratar:

Tabla 5: Característica de los lixiviados a tratar.

Lixiviado	Uranio	Molibdeno	[Mo]/[U]	pH	ORP
	mg/L	mg/L			mV
Tipo 1	1.400	40	0,03	1,6	450
Tipo 2	1.500	800	0,50	0,9	580

Fase orgánica: Solución orgánica, comúnmente llamada solvente, en la cual se encuentran disueltos el extractante y el modificador en el diluyente. Previo a su ingreso al sistema dicho solvente requiere ser precondicionado, lo que se logra realizando tres (3) contactos en batch con soluciones ácuosas sulfúricas a pH = 1. En la tabla 6 se presenta la composición del solvente que se utilizará en el proceso.

Tabla 6: Composición del solvente para el proceso.

Función	Compuesto	Nombre Comercial	Concentración
Extractante	Amina terciaria	Alamine 336	0,1 M
Modificador	Alcohol	Isodecanol	5% v/v
Diluyente	Kerosene	SS 2046	

4.4.4. Especificación de los productos.

El producto de interés que abandona la planta experimental es el solvente cargado en uranio y molibdeno, llevándose más del 99% del uranio y más del 90% del molibdeno que ingresa al sistema. La composición del solvente cargado va depender del tipo de lixiviados que se haya tratado. En la tabla 7 se presenta las características del solvente cargado que abandona el proceso según su tipo.

Tabla 7: Características del solvente cargado que abandona el proceso.

Solvente Cargado	Uranio	Molibdeno	[Mo]/[U]
	mg/L	mg/L	
Tipo 1	3.300	50	0,02
Tipo 2	3.800	1.900	0,50

Así mismo se obtiene un refinado acuoso que abandona el proceso, el cual contiene el resto de uranio y molibdeno, y todas las demás impurezas presentes en el lixiviado. Este refinado dependiendo de sus características se puede reciclar a algún punto del proceso aguas arriba o bien ser tratado como efluente del proceso. La composición del refinado va depender del tipo de lixiviados que se haya tratado. En la tabla 8 se presenta las características del refinado que abandona el proceso según su tipo.

Tabla 8: Características del refinado que abandona el proceso.

Refinado	Uranio	Molibdeno	[Mo]/[U]
	mg/L	mg/L	
Tipo 1	13	19	1,50
Tipo 2	13	49	3,80

4.4.5. Ubicación de la planta experimental.

La planta experimental de extracción por solventes será construida en los laboratorios de la Gerencia Química del Centro Atómico Constituyentes de la Comisión Nacional de Energía Atómica. Los equipos necesarios que conformen la planta se dispondrán sobre un rack de tamaño acorde a las necesidades. Con el fin de eliminar los compuestos volátiles provenientes principalmente del manejo de compuestos orgánicos se colocará sobre dicho rack un dosel con succión de aire continuo. También tendrá a disposición instalaciones eléctricas para los equipos que así lo requieran. En el anexo III se presentan unas fotos del lugar de ubicación de la planta.

4.5. Selección de la tecnología.

El tipo de contactor, en el cual se incluye la etapa de mezclado y decantación, seleccionado es del tipo mezclador-decantador (mixer-settler). Se dispone de cuatro (4) mezcladores-decantadores en cascada para una operación en contracorriente, donde la fase orgánica se desplaza por gravedad ingresando por el contactor N°1 y abandona el proceso por el contactor N°4. La fase acuosa por ende circula, impulsada por bombas inter-etapas, en sentido contrario, ingresando en el contactor N°4 y abandonando el sistema en el contactor N°1.

Las bombas inter-etapas utilizadas son del tipo peristálticas, las cuales tienen más de una función en el proceso:

- Impulsar las soluciones de alimentación, tanto la fase acuosa como la orgánica, para que ingresen al sistema, a caudal constante.

- Impulsar la fase acuosa del decantador de la etapa N+1 al mezclador de la etapa N, para cada una de las N etapas. En el contactor N°1 la fase acuosa que abandona el decantador representa la salida de refinado del proceso.
- Regular el caudal inter-etapa de la fase acuosa, debido a que trabajan a caudal constante.
- Mantener el nivel de la fase acuosa en el decantador, como consecuencia del caudal constante que sale del decantador. Con dicho nivel queda definido el volumen de fase acuosa y por consiguiente, a caudal constante, se conserva el tiempo de separación de las fases.

Con el objetivo de darle más versatilidad a la planta el mezclador y el decantador, de cada etapa o contactor, son dos equipos independientes. Fabricados en material de vidrio de borosilicato (Pyrex) y desplazados verticalmente, con lo cual los niveles de líquido en cada uno no están relacionados. (Figura 22)

Finalmente la agitación se lleva a cabo mediante equipos mecánicos con agitadores a varilla de cuatro (4) paletas también de vidrio de borosilicatos (Pyrex).

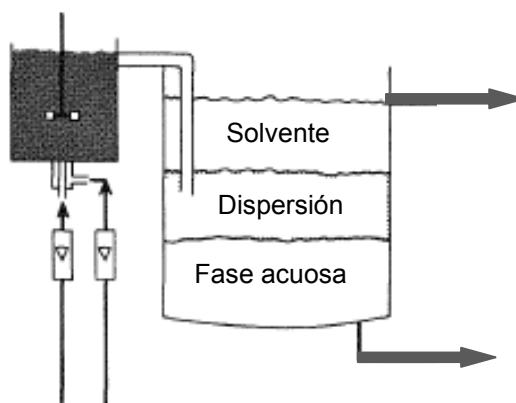


Figura 22: Esquema mezclador decantador

4.6. Ingeniería de Procesos.

En esta sección se definen las principales condiciones del proceso, el listado de equipos, los tamaños de los equipos, entre otras cosas.

4.6.1. Diagrama de flujo del proceso.

En el anexo II se presentan los planos de los diagramas de flujo para cuatro (4) etapas y para dos (2) etapas:

- Diagrama de flujo del procesos – 4 Etapas
 - Plano N°: **GQ_PQI-PEES-DFP-001-0**
- Diagrama de flujo del procesos – 2 Etapas
 - Plano N°: **GQ_PQI-PEES-DFP-002-0**

4.6.2. Balance de masa del proceso.

El balance de masa fue calculo teniendo en cuenta los resultados del ensayo CSCB con relación Mo/U alta, apartado 3.3.5, en el cual se consideraba una relación de fases de tres ($R = A/O = 3$) y el lixiviado que ingresaba al sistema tenía una composición de uranio de 1.300 mg/L (corriente 14 de la tabla 9) y una relación Mo/U = 0,54

El proceso se lleva a cabo a temperatura y presión ambiente, tal como los ensayos de laboratorio. Para las densidades se considero la densidad del agua a temperatura ambiente (1000 Kg/m^3) para las soluciones acuosas, la densidad del kerosene (820 Kg/m^3) para las soluciones orgánicas, y una intermedia (955 Kg/m^3) entre ambas para la emulsión, calcula teniendo en cuenta la relación de fase.

En la tabla 9 se presenta el balance de masa de la planta experimental de extracción por solventes.

Tabla 9: Balance de masa del proceso.

Nº de Corriente		1	2	3	4	5	6	7	
Tipo de Solución		Orgánica	Acuosa	Emulsión	Acuosa	Orgánica	Acuosa	Emulsión	
Temperatura	°C	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	
Presión	atm	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	
Densidad	Kg/m ³	820	1000	955	1000	820	1000	955	
Composición									
	Uranio	mg/L	0	13	14	19	18	41	35
	Molibdeno	mg/L	0	49	47	62	40	82	72
	Relación Mo/U		0,00	3,77	3,26	3,26	2,22	2,00	2,03
Caudal									
	Volumetrico	L/h	0,83	2,50	3,33	2,50	0,83	2,50	3,33
	Másico	mg/h	681	2.500	3.180	2.500	681	2.500	3.180

Nº de Corriente		8	9	10	11	12	13	14	
Tipo de Solución		Acuosa	Orgánica	Emulsión	Orgánica	Emulsión	Orgánica	Acuosa	
Temperatura	°C	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	Tamb	
Presión	atm	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	Pamb	
Densidad	Kg/m ³	1000	820	955	820	955	820	1000	
Composición									
	Uranio	mg/L	440	84	351	1.300	1.300	3.800	1.300
	Molibdeno	mg/L	200	99	175	450	638	1.900	700
	Relación Mo/U		0,45	1,18	0,50	0,35	0,49	0,50	0,54
Caudal									
	Volumetrico	L/h	2,50	0,83	3,33	0,83	3,33	0,83	2,50
	Másico	mg/h	2.500	681	3.180	681	3.180	681	2.500

4.6.3. Listado de equipos de proceso.

En la tabla 10 se listan los equipo de procesos que componen de la planta experimental de extracción por solventes.

Tabla 10: Listado de equipos de proceso.

Equipo	Cantidad	Nombres	Solución	Tipo	Características
Mezcladores	4	M-ME1/2/3/4	Emulsión	Tanque	
Decantadores	4	D-ME1/2/3/4	Emulsión	Tanque	
Impulsores	4	I-ME1/2/3/4	Emulsión	de Paletas	
Agitadores	4	A-ME1/2/3/4	N.A.	de Pie	0 - 1.300 rpm
Bombas	4	B-AE1/2/3/4	Acuosa	Peristáltica	250 - 2.500 ml/h
Bombas	1	B-SA1	Orgánica	Peristáltica	250 - 2.500 ml/h
Bombas	1	B-AA4	Acuosa	Peristáltica	250 - 2.500 ml/h

4.6.4. Cálculo del tamaño de los equipos.

El factor de escala global del proceso fue fijado en tres ($F_P = V_2/V_1 = 3$), definido como la relación entre el volumen del mezclador de la planta experimental y el volumen total utilizado en los ensayos de laboratorio CSCB ($V_1 = 60\text{ml}$)

Teniendo en cuenta el volumen calculado para el mezclador de la planta experimental, la capacidad de planta, definida en el apartado 4.4.2, y los demás parámetros de diseños definido en el capítulo III, se calcula el volumen del decantador y los demás parámetros. En la tabla 11 se detallan los valores.

Tabla 11: Tamaño de los equipos

Factor de Escala		3	
Volumen mezclador laboratorio	V1	60	cm ³
Proceso			
Relación de fases (R= A/O)	R	3	
Caudal fase acuosa	Qa	2,50	L/h
Caudal fase orgánica	Qo	0,83	L/h
Mezclador			
Diametro (Da)	T	5,2	cm
Area transversal	S	21	cm ²
Altura	H	8,5	cm
Volumen total (V2)	Vm	180	cm ³
Volumen de fase acuosa	Vma	135	cm ³
Volumen de fase orgánica	Vmo	45	cm ³
Tiempo de contacto	tm	3,2	min
Decantador			
Tiempo de sepración de fases	ts	9	min
Volumen de fase acuosa	Vda	383	cm ³
Volumen de fase orgánica	Vdo	128	cm ³
Volumen total	Vd	511	cm ³
Diametro	T	8,5	cm
Area transversal	S	57	cm ²
Altura	H	9	cm
Flujo fase acuosa (Vda/Qa)	Fluxsa	0,441	m ³ /m ² *h
Flujo fase orgánica (Vdo/Qo)	Fluxso	0,147	m ³ /m ² *h

4.7. Equipos de procesos.

En esta sección se definen las características constructivas los mezcladores-decantadores. El diseño se realiza teniendo en cuenta los tamaños definidos en la ingeniería de procesos y la tecnología seleccionada en la cual el mezclador y el decantador son equipos independientes.

4.7.1. Diseño del mezclador.

El mezclador es el equipo fundamental para lograr el objetivo buscado, por lo cual su diseño y escalamiento son importantes. Esto se lleva a cabo teniendo en cuenta el tamaño definido en el apartado 4.6.4, relacionado al factor de escala global del proceso ($F_P = V_2/V_1 = 3$) y el tiempo requerido de contacto de las fases, así como también parámetros propios del mezclado. Básicamente es un tanque agitado de sección circular abierto a la atmósfera.

Normalmente cuando escalamos el proceso buscamos lograr la misma calidad de la mezcla, es decir, la misma dispersión de las fases, lo cual se alcanzaría conservando la misma relación potencia a volumen durante el mezclado en ambos casos [32].

En cuanto a factores que puedan influir en la extracción en sí, según trabajos experimentales sobre procesos de extracción por solventes similares [32], los más importantes son la relación potencia volumen, ya mencionada, y la relación diámetro del impulsor (D_a) sobre diámetro del tanque (D_t) ($F_D = D_a/D_t$). En dicho trabajo [32], también se concluye que a medida que disminuye dicha relación mejora la extracción, siempre y cuando las fases logren mezclarse adecuadamente.

Otro parámetro a tener en cuenta es la formación de vórtices, cuyo efecto se torna más importante a mayores volúmenes. Por lo que en el diseño se dispone de cuatro (4) baffles longitudinales, dispuestos sobre las paredes del tanque a 45° cada uno, para evitar la formación de vórtices. Esto en primera instancia va a influir sobre el escalado, debido a que no se va a lograr similitud geométrica y cinemática con respecto a los ensayos de laboratorio, lo que es un factor a tener en cuenta a la hora de comparar los ensayos de la planta experimental con los de laboratorio.

Los demás parámetros geométricos fueron definidos siguiendo las reglas generales para el diseño de tanques agitados [33]. En la tabla 12 se detallan estos parámetros geométricos para el caso de laboratorio, planta experimental y estándares de diseño. En la figura 23 se representan cada uno de estos parámetros.

Tabla 12: Parámetros geométricos mezclador

	Estándar	Laboratorio	Planta Experimental
Da/Dt	1/3	15/23	15/26
H/Dt	1	0,826	1,62
J/Dt	1/12	0	1/10
E/Da	1	1	1
W/Da	1/5	1/5	1/5
L/Da	1/4	1/4	1/4

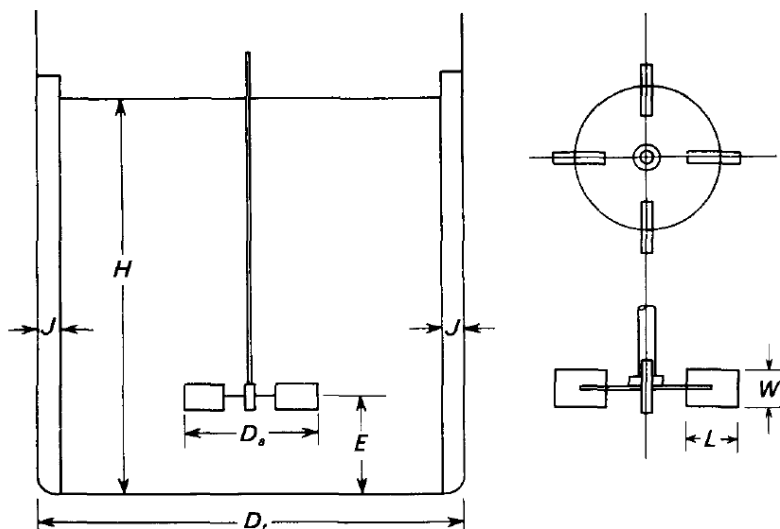


Figura 23: *Parámetros geométricos mezclador*

En cuanto a la circulación, ambas fases ingresan por la parte inferior del mezclador y la emulsión abandona el tanque por la parte superior por rebalse. Con esto se logra independencia de la diferencia de alturas entre mezclador y decantador, además de que se mantiene fijo el volumen de líquido en el mezclador.

El mezclador será construido íntegramente en vidrio de borosilicato (Pyrex) y dispondrá de una válvula (llave robinete) de teflón en la parte inferior para operaciones de descarga.

El impulsor queda definido junto al diseño del mezclador, este también será construido en material de vidrio de borosilicato (Pyrex).

En el anexo II se detallan los planos para la construcción de ambos, mezclador (GQ_PQI-PEES-DCM-001-0) e impulsor (GQ_PQI-PEES-DCI-001-0).

Cabe destacar que debido a la presencia de baffles longitudinales, como se mencionó antes, la similitud geométrica y cinemática no se cumplen, produciendo, en principio, un mayor consumo de potencia por unidad de volumen, como se observa en la memoria de cálculo del mezclador.

4.7.2. Diseño del decantador.

En el diseño del decantador se tomó como punto de partida el volumen especificado en la ingeniería de procesos, para el cual se consideraba el tiempo de separación de fases con un factor de seguridad. Para este diseño se considera un tanque de sección circular donde la emulsión se separa simplemente por efectos de la diferencia de densidades de las fases.

No es sencillo calcular en base a principios físicos el mejor tamaño y forma de un decantador, por lo que la experiencia en la materia o los ensayos que pudieran realizarse son la mejor opción. Para este diseño se tomaron en cuenta las experiencias realizadas en sistemas de extracción por solventes similares con soluciones de uranio y solventes compuestos por alquifosfato y kerosene [34]. En este trabajo se estudió en sistemas continuos la relación del espesor de la banda de

dispersión en función del flujo (caudal / área de sección transversal) de alimentación. Los resultados obtenidos son específicos para el sistema estudiado, pero pueden dar ser buena aproximación para sistemas como el nuestro.

En la práctica, se procede a elegir el diámetro y la profundidad del decantador, y luego que se verifica que el área de sección transversal horizontal para el caudal del sistema sea más del doble del valor que daría un espesor de banda de dispersión igual a la profundidad del tanque.

El patrón de flujo para los fluidos es transversal. La emulsión ingresa en un extremo del tanque, a la altura de la interface, y las fases, luego de la separación, abandonan el decantador por el extremo opuesto (figura 24). La fase orgánica, más liviana, sale por la parte superior del decantador por rebalse, y la fase acuosa, más densa, por la parte inferior del tanque impulsada por una de las bombas peristálticas. El nivel de fase acuosa en el decantador, como ya se mencionó anteriormente, es mantenido gracias a dicha bomba de caudal constante.

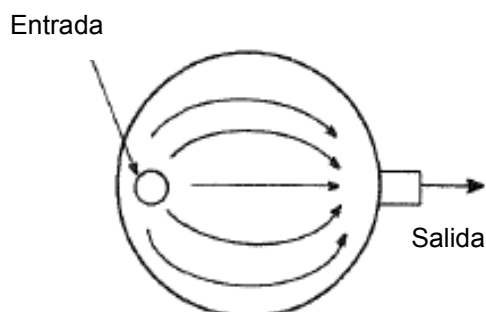


Figura 24: Patrón de flujo decantador

El material de construcción es íntegramente de vidrio de borosilicato (Pyrex) y posee, al igual que el mezclador, una válvula (llave robinete) de teflón para las operaciones de descarga. En el anexo II se encuentra un plano del detalle constructivo del decantador (GQ_PQI-PEES-DCD-001-0).

4.8. Instrumentación.

La planta experimental no posee ningún sistema de instrumentación y control automatizado. Como ya se mencionó anteriormente la regulación del caudal se realiza directamente sobre las bombas peristálticas, previamente calibradas, y su control directamente sobre las salidas de fase acuosa y orgánica con el sistema en estado estacionario. Dichos caudales se miden tomando el tiempo que se tarda en llenar un determinado volumen (10ml normalmente).

Mediante un tester se verifica la continuidad de la fase durante el mezclado en cada una de las etapas. En presencia de fase orgánica continua la resistencia de la emulsión tiene a infinito.

Otra medición a tener en cuenta es la velocidad de agitación. Se controla a cuantas revoluciones por minuto (rpm) están trabajando los impulsores de cada etapa para lograr una emulsión uniforme en todo el mezclador. Esta medición se realiza con un tacómetro laser.

4.9. Esquemas de distribución de equipos de la planta experimental.

En el anexo II se presentan los planos de los esquemas de distribución de equipos para cuatro (4) etapas y para dos (2) etapas:

- Esquemas de distribución de equipos – 4 Etapas
 - Plano N°: **GQ_PQI-PEES-EDE-001-0**

- Esquemas de distribución de equipos – 2 Etapas
 - Plano N°: **GQ_PQI-PEES-EDE-002-0**

4.10. Ensayo fluidodinámico con dos etapas en contracorriente

El objetivo de este ensayo fue el de verificar el funcionamiento fluidodinámico del sistema, principalmente de los mezcladores y de los decantadores, así como también verificar el correcto funcionamiento de las bombas peristálticas para cumplir con todas sus funciones.

Con el objetivo enfocado solo en la parte fluidodinámica, no fue necesario la construcción de cuatro (4) etapas, ya que con dos (2) etapas en contracorriente fueron suficientes para ellos. Tampoco fue necesaria la utilización de soluciones de uranio o solventes preacondicionados, y en su lugar se utilizó como fase acuosa agua desmineralizada y como fase orgánica kerosene (SS 2046), debido a que sus características fluidodinámicas no varían considerablemente.

4.10.1. Construcción y montaje de las dos etapas.

Como se mencionó anteriormente, se armó el sistema en primera instancia con dos (2) etapas en contracorriente. Primeramente en el taller de vidrio de la Gerencia Química de la Comisión Nacional de Energía Atómica se construyeron los mezcladores, decantadores e impulsores según los planos correspondiente, adjuntos en el anexo II. También se compraron los demás materiales, como las bombas, agitadores, mangueras de teflón y todos los demás accesorios necesarios para el montaje.

El montaje se realizó, como se había especificado, en el rack bajo dosel acondicionado especialmente para este fin. Los mezcladores y sus respectivos decantadores situados en cascada y las cuatro (4) bombas necesarias, dos inter-etapas y dos de alimentación de fluidos, ubicadas sobre una tarima por debajo del nivel de los mezcladores decantadores. Los equipos conectados entre sí, con mangueras de teflón, según el diagrama de flujo y el lay-out modificado para dos etapas (se consideraron las dos etapas del medio pero con las alimentaciones ingresando en ellas).

En el anexo III se presentan fotos del montaje para el ensayo fluidodinámico en dos (2) etapas.

4.10.2. Desarrollo del ensayo fluidodinámico.

El ensayo fue realizado teniendo en cuenta las condiciones de diseño en cuanto de mantener una relación de fases acuoso a orgánico de tres ($R = A/O = 3$), mantener la fase orgánica continua, pero como ya se mencionó no se utilizaron las soluciones propias del procesos por motivos de inventario y de disposición de los efluentes. Las condiciones del ensayo se detallan en la tabla 13.

Tabla 13: Condiciones ensayo fluidodinámico.

Nº de etapas	2		
Fase acuosa	Agua		
Fase orgánica	SS 2046		
Relación de fases (R= A/O)	R	3	
Caudal fase acuosa	Qa	2,50	L/h
Caudal fase orgánica	Qo	0,83	L/h
Tiempo de ensayo	t	1	h

Antes de comenzar el ensayo se llenaron todas las mangueras y bombas con sus respectivos fluidos. Los decantadores se llenaron conservando la relación de fases de tres ($R = A/O = 3$) y en el mezclador, se colocó solo la fase orgánica (fase continua).

El proceso de arranque para lograr la fase orgánica continua en ambas etapas fue el siguiente:

1. Se encendió el agitador A-ME3, agitando el orgánico presente en el mezclador M-ME3.
2. Se puso en funcionamiento la bomba B-AA4 hasta llegar al nivel del rebalse del M-ME3.
3. Se apago B-AA4, pero no A-ME3. Se verifico la continuidad de la fase orgánica.
4. Se encendió el agitador A-ME2, agitando el orgánico presente en el mezclador M-ME2.
5. Se puso en funcionamiento la bomba inter-etapa B-AE3 hasta llegar al nivel del rebalse del M-ME2.
6. Se apago B-AE2, pero no A-ME2. Se verifico la continuidad de la fase orgánica.
7. Se repuso externamente la fase acuosa en el decantador D-ME3 hasta el nivel de operación. (Dicho nivel disminuye debido a la succión de la B-AE3)
8. Se pusieron en funcionamiento simultáneamente B-SA1, B-AE2, B-AE3 y B-AA4.

Este procedimiento duró aproximadamente unos 10min y se logró la continuidad de la fase orgánica en ambas etapas. Luego de unos 10min de operación continua se comenzó a observar en el M-MA2 formación de pequeñas islas de fase acuosa, por debajo del agitador, e islas de fase orgánica por encima del agitador, a nivel de la salida. En principio se debería a una mala agitación, por lo que se aumentó la capacidad de los agitadores mecánicos hasta el máximo, unas 200rpm más, pero el problema no fue solucionado. Debido a esto la continuidad de la fase orgánica empezó a fluctuar, finalmente en el mezclador M-ME2 se mantuvo y en el mezclador M-ME3 fue cambiando lentamente a fase acuosa continua. En el anexo III se presentan fotos de del mezclador y del decantador en operación.

Cabe destacar que si bien la agitación no fue la deseada, los baffles longitudinales si cumplieron con su función, eliminando totalmente la formación de vórtices aún a altas velocidades de agitación.

En cuanto a las bombas, la performance fue mucho más positiva, mantuvieron los caudales constantes tanto de alimentación como inter-etapa y el nivel de los decantadores se mantuvo constante durante el tiempo del ensayo.

Otra observación importante es el buen desplazamiento del orgánico por gravedad en la cascada entre etapas, ya que el caudal de orgánico en la salida se mantuvo constante.

El tiempo total del ensayo fue de 1h (60min), debido a que después de ver la mala performance de la agitación se decidió no continuar con el ensayo.

4.10.3. Observaciones y mejoras al diseño.

Después de evaluar los resultados del ensayo fluidodinámico se pueden mencionar algunas observaciones y mejoras al diseño.

Lo principal a rediseñar es el proceso de agitación. En principio, habría que aumentar el diámetro del impulsor de paletas para aumentar la potencia de agitación, no hay otra opción, debido a que el agitador estaba trabajando a la máxima velocidad de agitación. Otra opción podría ser aumentar el número de paletas, lo cual por cuestiones de tamaño es poco viable, o cambiar la forma del impulsor, a un tipo hélice o turbina, con lo que haya que pensar en otros materiales de construcción.

Hay que destacar que este aumento de la potencia requerida para llegar a un grado de dispersión aceptable, se debe en mayor medida a la presencia de los baffles longitudinales, que al aumento de volumen de agitación.

Debido a la importancia que representa para el correcto funcionamiento del proceso, la continuidad de la fase orgánica debe ser evaluada con más detalle. En principio según la teoría y la práctica, se podría lograr una operación en continuo con una fase dispersa que presente el 75% de la mezcla ($R = A/O = 3$), lo cual en parte se logró.

Hay que tener en cuenta en este punto que un mínimo cambio en alguna de las condiciones de operación podría provocar un cambio de continuidad de la fase con todos los problemas que ello acarrea en el caso de estar trabajando con lixiviados del mineral. Parte de esto se pudo observar durante el ensayo fluidodinámico, ya que ante una fluctuación en el sistema, no se mantuvo la continuidad de la fase orgánica.

Una solución aceptable para este problema es la implementación de un reciclo interno o intra-etapa de fase orgánica para cada una de las etapas del proceso [35]. Este reciclo, también impulsado por una bomba peristáltica, toma fase orgánica de la salida del decantador de la etapa N y lo lleva hasta la entrada de fase orgánica al mezclador de la misma etapa N. Con este sistema de reciclo intra-etapa se logra, regulando el caudal del reciclo, tener una relación de fases en el mezclador menor que uno ($R_M = A/O = 0,8$) con la cual el sistema es propenso a mantener una fase orgánica continua durante el mezclado, pero conservando una relación de fases global de la etapa de tres (3) ($R_G = A/O = 3$). Probablemente con este reciclo intra-etapa en cada una de las etapas del proceso el balance de masa global se vea modificado, lo que sería un parámetro más a evaluar.

Una vez garantizada la performance en la agitación, el paso siguiente sería terminar con el montaje de las cuatro (4) etapas en contracorriente de la planta experimental. Para luego, realizar ensayos no solo fluidodinámicos, como por ejemplo con reciclo intra-etapa, sino también con lixiviados del mineral y solventes aminados para evaluar la eficiencia en la extracción del uranio y del molibdeno en multietapas contracorriente continuo, así como también evaluar la formación y coalescencia de la emulsión formada.

CONCLUSIONES

Primeramente, después de un recorrido teórico por el proceso de extracción por solventes de uranio y molibdeno, se evaluaron los resultados de los ensayos de laboratorio para luego definir los parámetros de diseño de la planta experimental de extracción por solventes.

En base a estos parámetros se logró un diseño factible y versátil para la planta experimental a escala laboratorio de extracción por solventes de uranio y molibdeno a partir de lixiviados ácidos del mineral proveniente del Yacimiento Cerro Solo.

El diseño consta de una cascada de mezcladores decantadores, con un total de cuatro (4) etapas operadas en contracorriente continuo. Con una capacidad para tratar 2,5 L/h de lixiviados ácidos conteniendo uranio en concentraciones entre 1000 - 1500 mg/L con relación molibdeno a uranio (Mo/U) entre 0,02 – 0,5. La extracción se logra gracias al contacto con un solvente compuesto por aminas terciarias como extractante disuelto en kerosene como diluyente. En estas condiciones se lograría extraer del lixiviado del mineral más del 99% del uranio que ingresa al proceso, y entre un 80% y 90% del molibdeno.

Si bien el diseño fluidodinámico necesita mejorar su performance, los problemas derivados de los primeros ensayos fueron evaluados y las mejoras propuestas son avaladas teórica y experimentalmente en la bibliografía.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICAS

- [1] - **International Atomic Energy Agency**, (1985) *Development of projects for the production of uranium concentrates*, Proceeding of a technical committee meeting, Vienna, Austria, pp 3-4.
- [2] - **International Atomic Energy Agency**, (1990) *Manual on laboratory testing for uranium ore processing*, Technical Reports Series, no. 313, Vienna, Austria. p. 62.
- [3] - **Merrit, R.C.**, (1971) *The extractive metallurgy of uranium*, Colorado school of mines research institute, United States Atomic Energy Commission, Colorado, EEUU, p. 182.
- [4] - **Becquart E.T, Tomellini G, Arias M.J, de la Fuente J.C, Mischia Y.A, Santa Cruz D.E.**, (2009) *Extracción de uranio y molibdeno de un mineral del yacimiento Cerro Solo*, Reunión anual de la Asociación Argentina de Tecnología Nuclear (AATN 2009), Buenos Aires, Argentina.
- [5] - **Becquart E.T, La Gamma A.M.**, (2006) *Tecnología del procesamiento de minerales de uranio conteniendo molibdeno – Estudio de antecedentes*, Gerencia Química, GASNyA, Comisión Nacional de Energía Atómica, Buenos Aires, Argentina.
- [6] - **La Gamma, A. M., Diaz, V., Marrero, J., Chocrón, M.**, (2009) *Purificación de soluciones de lixiviados de minerales de uranio conteniendo molibdeno.7- Experiencias de laboratorio utilizando resinas y absorbentes*. Informe Técnico, Gerencia Química, GASNyA, Comisión Nacional de Energía Atómica, Buenos Aires, Argentina.
- [7] - **Becquart, E., Avato, A., Diaz, V., Chocrón, M.**, (2011) *Estudios de factibilidad del uso de resina Dowex RPU con soluciones sintéticas de uranio y molibdeno*. Informe Técnico, Gerencia Química, GASNyA, Comisión Nacional de Energía Atómica, Buenos Aires, Argentina.
- [8] - **Becquart, E., Avato, A., Diaz, V., Chocrón, M.**, (2011) *Estudios de factibilidad del uso de resina Dowex RPU con soluciones sintéticas molibdeno de alta concentración*. Informe Técnico, Gerencia Química, GASNyA, Comisión Nacional de Energía Atómica, Buenos Aires, Argentina.
- [9] - **Merrit, R.C.**, (1971) *The extractive metallurgy of uranium*, Colorado school of mines research institute, United States Atomic Energy Commission, Colorado, EEUU, p. 183.
- [10] - **Rydberg. J., Cox, M., Musikas, C., Choppin, G.R.**, (2004) *Solvent extraction principles and practice, Second Edition*, Marcel Dekker, Inc, Ney York, EEUU. p. 1.
- [11] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part II*. Elsevier Scientific Publishing Co., p. 1.
- [12] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part I*. Elsevier Scientific Publishing Co., p. 6.
- [13] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part I*. Elsevier Scientific Publishing Co., pp. 88-89.
- [14] - **Rydberg. J., Cox, M., Musikas, C., Choppin, G.R.**, (2004) *Solvent extraction principles and practice, Second Edition*, Marcel Dekker, Inc, Ney York, EEUU. p. 157.
- [15] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part I*. Elsevier Scientific Publishing Co., pp. 31-32.
- [16] - **Godfrey, J.C. & Slater, M.J.**, (1994) *Liquid-Liquid Extraction Equipment*. University of Bradford, Bradford, UK. John Wiley & Sons, Inc., p. 16.
- [17] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part II*. Elsevier Scientific Publishing Co., pp. 2-3.
- [18] - **Rydberg. J., Cox, M., Musikas, C., Choppin, G.R.**, (2004) *Solvent extraction principles and practice, Second Edition*, Marcel Dekker, Inc, Ney York, EEUU. p. 278.
- [19] - **Becquart E.T, La Gamma A.M.**, (2006) *Tecnología del procesamiento de minerales de uranio conteniendo molibdeno – Estudio de antecedentes*, Gerencia Química, GASNyA, Comisión Nacional de Energía Atómica, Buenos Aires, Argentina.
- [20] - **Arias M.J**, (2011) *Extracción de uranio de minerales argentinos*, Tesina (Especialización en reactores nucleares y su ciclo de combustible) Instituto de tecnología nuclear Dan Beninson, USAM-CNEA.

-
- [21] - **Merrit, R.C.**, (1971) *The extractive metallurgy of uranium*, Colorado school of mines research institute, United States Atomic Energy Commission, Colorado, EEUU, p. 186.
- [22] - **Mackenzie, J.M.W.**, (1997) *Uranium solvent extraction using tertiary amines*, Henkel Australia Pty Ltd, Uranium ore yellow cake seminar, Melbourne, Australia. p. 4.
- [23] - **International Atomic Energy Agency**, (1993) *Uranium Extraction Technology*, Technical Reports Series, no. 359, Vienna, Austria. p. 188.
- [24] - **International Atomic Energy Agency**, (1993) *Uranium Extraction Technology*, Technical Reports Series, no. 359, Vienna, Austria. pp. 287-355.
- [25] - **International Atomic Energy Agency**, (1990) *Manual on laboratory testing for uranium ore processing*, Technical Reports Series, no. 313, Vienna, Austria. p. 86.
- [26] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part II*. Elsevier Scientific Publishing Co., pp. 458-500.
- [27] - **La Gamma, A.M., Becquart, E.T. & Chocrón, M.**, (2008) *Solvent Extraction and Purification of Uranium(VI) and Molybdenum(VI) by Tertiary Amines from Acid Leach Solutions*, Proceedings of the 18th International Solvent Extraction Conference (ISEC 2008), vol. 1, pp. 263–268.
- [28] - **Treybal, R.E.**, (1963) *Liquid Extraction*, 2nd edition, McGraw-Hill, pp. 359–364.
- [29] - **La Gamma, A.M., Becquart, E.T., Chocrón, M., Diaz, V. & Avato, A.**, (2011) *Experimental countercurrent solvent extraction of uranium and molybdenum from acid leach liquors*, Proceedings of the 19th International Solvent Extraction Conference (ISEC 2011), pp. 36.
- [30] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part I*. Elsevier Scientific Publishing Co., pp. 208-209.
- [31] - **Rydberg, J., Cox, M., Musikas, C., Choppin, G.R.**, (2004) *Solvent extraction principles and practice, Second Edition*, Marcel Dekker, Inc, Ney York, EEUU. p. 298.
- [32] - **Ryon, A.D., Daley, F.L. & Lowrie, R.S.** (1960) *Design and Scale up of Mixer-Settlers for the Dapex Solvent Extraction Process*. OAK Ridge National Laboratory, U.S. Atomic Energy Commission, USA, p.23.
- [33] - **McCabe, W.L., Smith, J.C., & Harriott, P.**, (1991) *Operaciones unitarias en ingeniería química, cuarta edición*, McGraw-Hill, p. 251.
- [34] - **Treybal, R.E.**, (1963) *Liquid Extraction*, 2nd edition, McGraw-Hill, p. 518.
- [35] - **Ritcey, G.M. & Ashbrook, A.W.**, (1979) *Solvent Extraction, Principles and Applications to Process Metallurgy—Part II*. Elsevier Scientific Publishing Co., p. 51.

ANEXO I

Tablas y Cuadros

Especificación técnica para los concentrados de uranio

TABLE XI. TYPICAL SPECIFICATIONS FOR URANIUM CONCENTRATES

Minimum U ₃ O ₈ content: 65 wt%	
Maximum impurities permissible (wt% based on U ₃ O ₈ content):	
Na	7.5
H ₂ O	5.0
SO ₄	3.5
K	3.0
Th	2.0
Fe	1.0
Ca	1.0
Si	1.0
CO ₃	0.5
Mg	0.5
Zr	0.5
PO ₄	0.35
Halogens (Cl, Br, I)	0.25
V ₂ O ₅	0.23
Rare earths	0.2
P	0.15
Mo	0.15
As	0.1
B	0.1
Extractable organic matter	0.1
Insoluble uranium	0.1
Ti	0.05
Ra-226	20 000 pCi/g ^a
Particle size	0.25 in (6.35 mm)

Note: Only natural uranium concentrates (non-irradiated material) containing 0.711% of the isotope U-235 are acceptable.

^a 1 Ci = 37 GBq.

Especificación técnica de concentrados de uranio de distintas plantas industriales (Histórico)

ESPECIFICACIONES PARA CONCENTRADOS DE URANIO																								
X	ALLIED CHEMI- CAL (USA)		KERR- MC DEE (U. S. A.)		URIA-RIO AI- PON (UK)		EL DORADO (Canada)		EADA (USA)		ROSSING URANIUM (S. Afr)		HALVEST (Francia)		SIERRA PINTA- DA (Arg.)		LOS GIGAN- TES		CEC IX (URIA)		CEC IX (CEA-Fr.)			
U ₃ O ₈																								
U ₃ O ₈	88,44	76,65	70,75	60,0	76,65	75,0	76,65	70,75	75,0	76,65	70,75	75,0	68,0	70,75	65,00									
H ₂ O	2,00	4,00		10,0 12,0	5,00 10,00	10,00	2,00	10,00	5,0	10,00	5,0	10,00	7,0	10,00	4,00									
P ₂ O ₅	0,075	0,52	0,80	1,5 + 1,31 X Fe X (-4,5 Z)	0,46 1,15	2,00	0,075	0,75	0,70	1,20	2X + 1,31 Fe X(-6 X)	2 X + 1,31 Fe X(-6X)	0,11											
Fe	0,15	1,00			1,00 2,00		1,00				1,00		0,20											
SO ₄	3,00	8,00	10,48	10,0	3,00 10,48	10,00	8,00	10,00	7,0	10,00	10,00	10,00	10,00	4,30										
U ₂ O ₅ Ins. en NO ₂ H			0,10		0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10				0,10										
F	0,01	0,10	0,15	0,10 0,25	0,10 0,15	0,10	0,08	0,15	0,30														0,014	
Mo	0,10	0,30	0,15	0,60	0,10 0,30	0,60	0,10	0,20	0,60	0,15	0,45	0,60	0,60	0,15									0,15	
V ₂ O ₅	0,10	1,80	0,18	2,0	0,18 0,90	2,00	0,10	0,33	0,50	1,00	1,00	1,00	1,00	0,15									0,15	
CO ₂	0,20	0,75	2,00	1,0 4,0	2,00 4,00	4,00	0,75	2,00 3,00	0,50	1,00	2,00	2,00	2,00	2,00	0,30								0,30	
As	0,05	0,15	1,00	0,50 0,80	0,05 0,15	2,00	0,15	1,00 2,50	1,00	2,00	2,00	2,00	2,00	0,07										0,07
Cu	0,05	0,75	1,00	Cu x 804 8,50 12,50	3,00 4,00	1,50	0,05	1,00 3,00						0,07										0,07
K	0,10	3,00					0,10							0,30										0,30
Na	0,50	7,50			Na + X 1,00 2,00		0,50	1,00 15,00	0,50	2,00				0,30										0,30
B	0,005	0,10	0,15	0,05 1,0	0,01 0,15	0,20	0,04	0,20	0,02	0,20	0,20	0,20	0,20	0,007										0,007
Cl/Br/I como Cl	0,05	0,10	0,25	0,10 0,25	0,10 0,20	0,30	0,08	0,25	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,07										0,07
Mol. Org Extraib			0,10		0,10			0,10																
Zr			2,00		0,10 0,50			0,20 2,00						0,20										0,20
Th			2,00	1,75 3,50	0,50 2,00	2,00	1,16		1,75															
SiO ₂				4,00 20,00	1,07 4,20		3,20	5,00	0,50	2,50	4,00	4,00	0,70											0,70
Mg					3,00 4,00				0,50	2,00														
Tl					0,05 0,10																			
T. Raras óxidos				0,20 1,00			0,16		0,30		0,30													
	LSP	LR	LSP	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LR	LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR	LSP LR

(*) Plus 0% Fe con Teat

REFERENCIAS:

LSP : Límite sin penalidades	[4] : Referido a muestra enl como se recibe
LR : Límite de Atchazo	[5] : Pérdida de peso luego de secar 24 h a 110°C
[3] : Referido a muestra seca	[6] : Los elementos Cd, Sn, Eu, y Dy no pueden estar, individualmente, en concentraciones superiores a 0,015 % (150 ppm).

NOTA:
Los porcentajes de impurezas están referidos al U₃O₈ contenido en la muestra seca, con excepción de la especificación de ALLIED CHEMICAL (USA) que las refiere al concentrado seco.

Comisión Nacional de Energía Atómica
 Departamento Desarrollo de Procesos
 Influencia de las impurezas en la purificación de concentrados de uranio por extracción líquido-líquido
 1994

Plantas industriales de extracción por solventes de uranio y molibdeno

Uranium Extraction Technology - International Atomic Energy Agency, Vienna 1993, Technical Reports Serie No 359

	Extracción			Regeneración		Comentarios Generales
	Organico	Etapas	Comentarios	Reextractante	Etapas	
Olympic Dam	3% Alamine 336 2% Isodecanol ShellSol 2046	3 etapas en Krebs Mixer	Orgánico continuo; O/A=1,5-1,7	Sulfato de Amonio con inyección de Amoniaco. Ph= 4-5	3 etapas	La reextracción de Uranio se realiza posteriormente a la extracción de cobre
Key Lake	3% Alamine 3% Isodecanol Kerosene	4 etapas en Mixer Settlers		Sulfato de Amonio 120-150 g/L. Inyección de Amoniaco. Ph= 3,5-4,5	4 etapas	Se realiza una remoción de arsénico con ácido en 3 etapas previo a la reextracción
Rabbit Lake A	3,5% Amina terciaria 3,5% isodecanol Kerosene	4 etapas, 7000 L.	Recirculación de orgánico. 100 m2 de área	Sulfato de Amonio 130 g/L. Inyección de Amoniaco. Ph= 4-4,3	3 etapas	Previo a la precipitación se debía agregar Sulfato férrico para precipitar el arsénico
Rabbit Lake B	3,5% Amina terciaria 3,5% isodecanol Kerosene	4 etapas, 7000 L.	Recirculación de orgánico. 100 m2 de área	H2SO4 a 425 g/L.	5 etapas	A temp mayores que 40°C comenzaba a degradarse la amina. Impurezas como Molibdeno formaba cruds en la reextracción.
Cominak	0,2 M Alamine 336 5% Tridecanol Kerosene	5 etapas de mixer Settlers convencionales	Caudal de orgánico nominal de 100 m3/h	NaCl 1,5 M	5 etapas	El lixiviado se ajustaba a una EMF de 700mV para evitar la formación de cruds
White Mesa	2,5% Amina 2,5% Isodecanol Kerosene	4 etapas	Una etapa de lavado. Reciclo de orgánico O/A=1,1. Mantiene el orgánico continuo	NaCl 1,5 M, por presencia de Molibdeno	4 etapas	El factor de conc. total es aprox. 30:1. Por lo cual, la concentración en la solución de reextracción es e 25 g/L U3O8

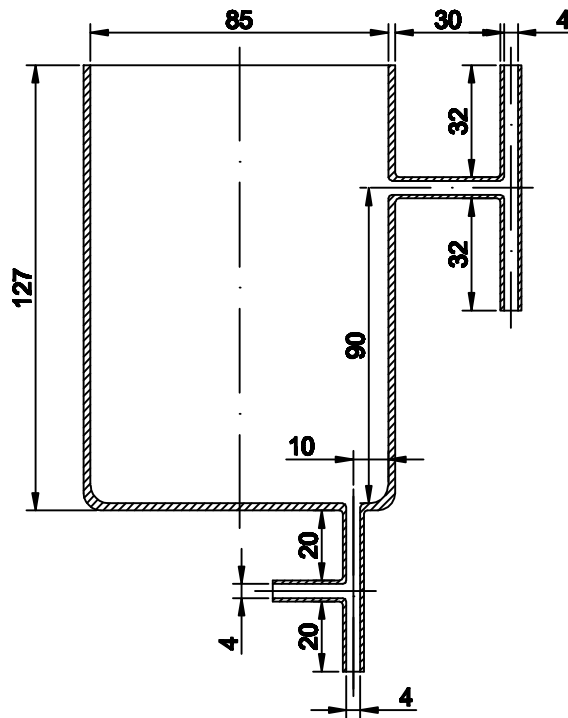
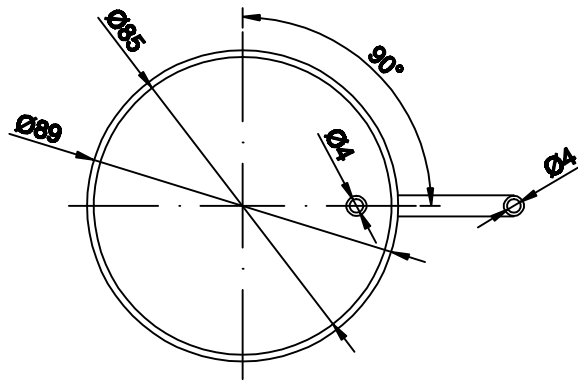
ANEXO II

Planos

Diagrama de flujo del procesos

4 Etapas

Plano N°: **GQ_PQI-PEES-DFP-001-0**

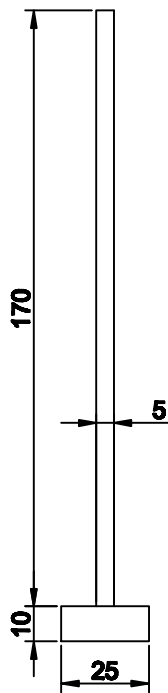
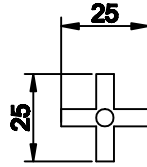


REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN		EJECUTÓ	REVISÓ	APROBÓ	LIBERÓ
		Nombre	Fecha	Firma	COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA Gerencia Química - Procesos Químicos & Ingeniería		
Dibujó	-						
Revisó	-						
Aprobó	-						
Esc. 1:2	TITULO : PLANTA EXPERIMENTAL DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Detalle Constructivo - Decantador D-ME1/2/3/4						
A4		PLANONº: GQ_PQI-PEES-DCD-001-0				Pag: 1 de 1	

Diagrama de flujo del procesos

2 Etapas

Plano N°: **GQ_PQI-PEES-DFP-002-0**

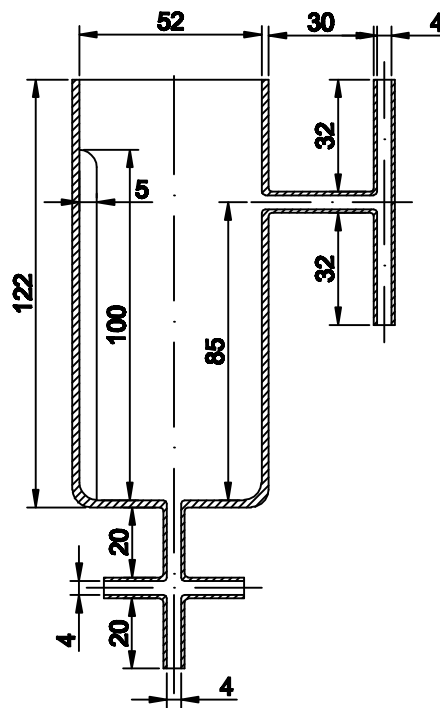
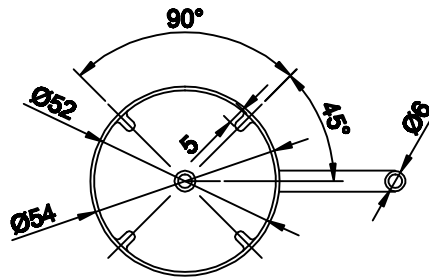


REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN		EJECUTÓ	REVISÓ	APROBÓ	LIBERÓ
		Nombre	Fecha	Firma	COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA Gerencia Química - Procesos Químicos & Ingeniería		
Dibujó	-						
Revisó	-						
Aprobó	-						
Esc. 1:2	TITULO : PLANTA EXPERIMENTAL DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Detalle Constructivo - Impulsor I-ME1/2/3/4						
A4	PLANONº: GQ_PQI-PEES-DCI-001-0				Pag: 1 de 1		

Detalle Constructivo

Mezcladores M-ME1/2/3/4

Plano N°: **GQ_PQI-PEES-DCM-001-0**

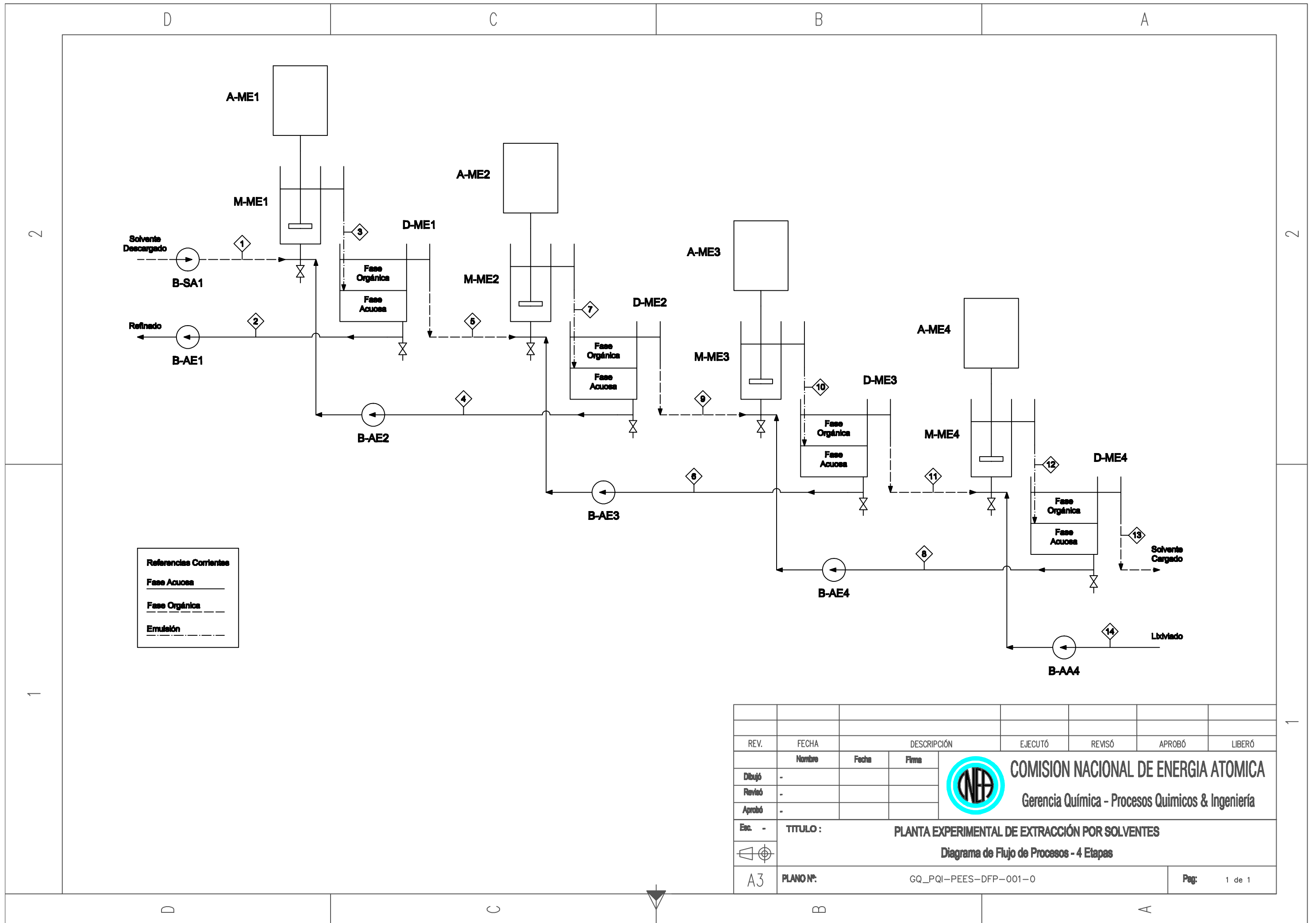


REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN		EJECUTÓ	REVISÓ	APROBÓ	LIBERÓ
	Nombre	Fecha	Firma				
Dibujó	-			 COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA Gerencia Química - Procesos Químicos & Ingeniería			
Revisó	-						
Aprobó	-						
Esc. 1:2	TITULO : PLANTA EXPERIMENTAL DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Detalle Constructivo - Mezclador M-ME1/2/3/4						
	PLANONº:		GQ_PQI-PEES-DCM-001-0			Pag: 1 de 1	

Detalle Constructivo

Decantadores D-ME1/2/3/4

Plano N°: **GQ_PQI-PEES-DCD-001-0**



Referencias Corrientes

Fase Acuosa	—
Fase Orgánica	- - -
Emulsión	· · ·

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN			EJECUTÓ	REVISÓ	APROBÓ	LIBERÓ
		Nombre	Fecha	Firma				
Dibujó	-							
Revisó	-							
Aprobó	-							
Esc.	-	TÍTULO : PLANTA EXPERIMENTAL DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Diagrama de Flujo de Procesos - 4 Etapas						
		PLANO Nº: GQ_PQI-PEES-DFP-001-0					Pag: 1 de 1	

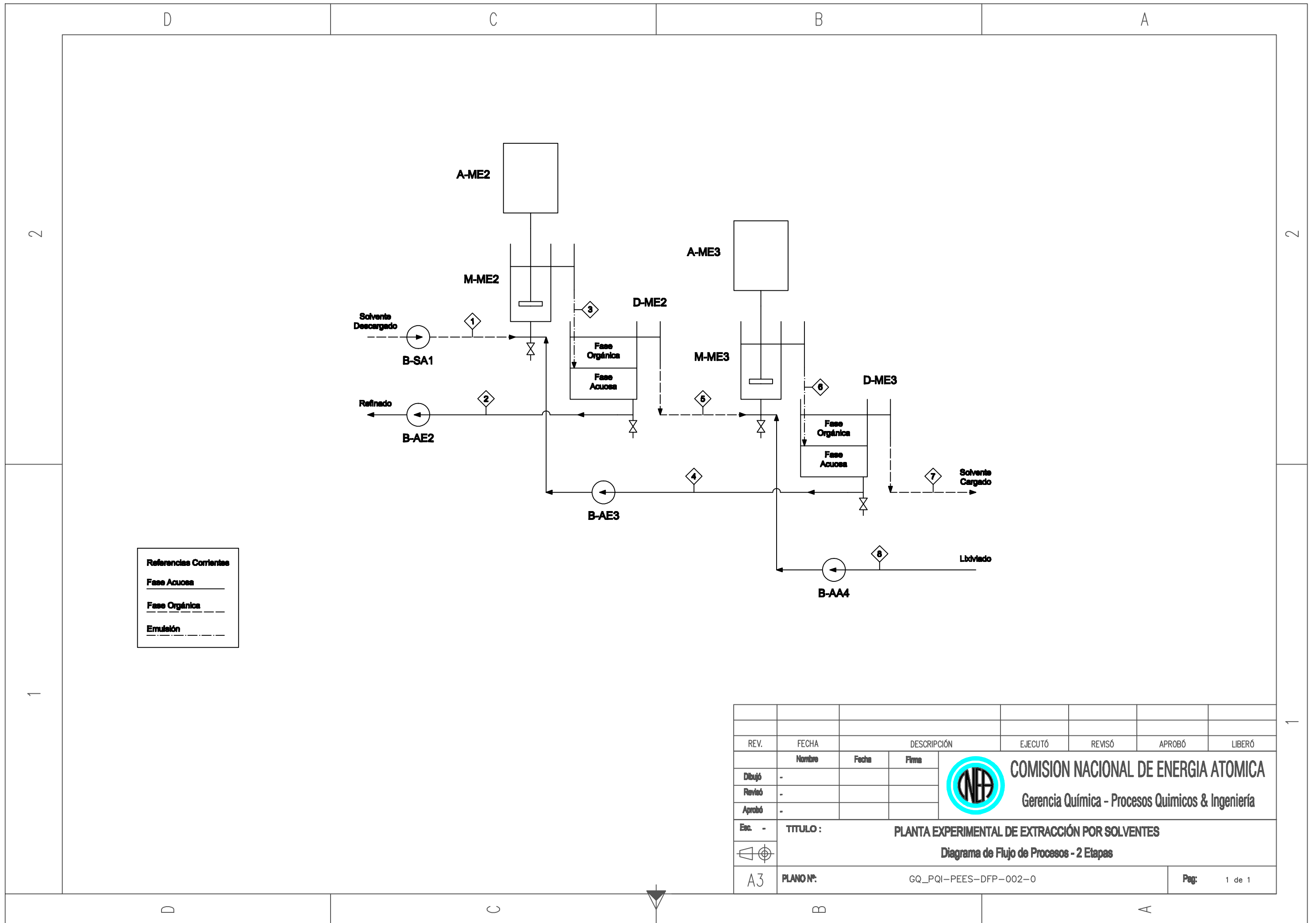


COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA
 Gerencia Química - Procesos Químicos & Ingeniería

Detalle Constructivo

Impulsores I-ME1/2/3/4

Plano N°: **GQ_PQI-PEES-DCI-001-0**



Referencias Corrientes

Fase Acuosa	—
Fase Orgánica	- - -
Emulsión	· · ·

REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN			EJECUTÓ	REVISÓ	APROBÓ	LIBERÓ
		Nombre	Fecha	Firma				
Dibujó	-							
Revisó	-							
Aprobó	-							
Esc.	-	TITULO : PLANTA EXPERIMENTAL DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Diagrama de Flujo de Procesos - 2 Etapas						
A3		PLANO Nº: GQ_PQI-PEES-DFP-002-0					Pag: 1 de 1	

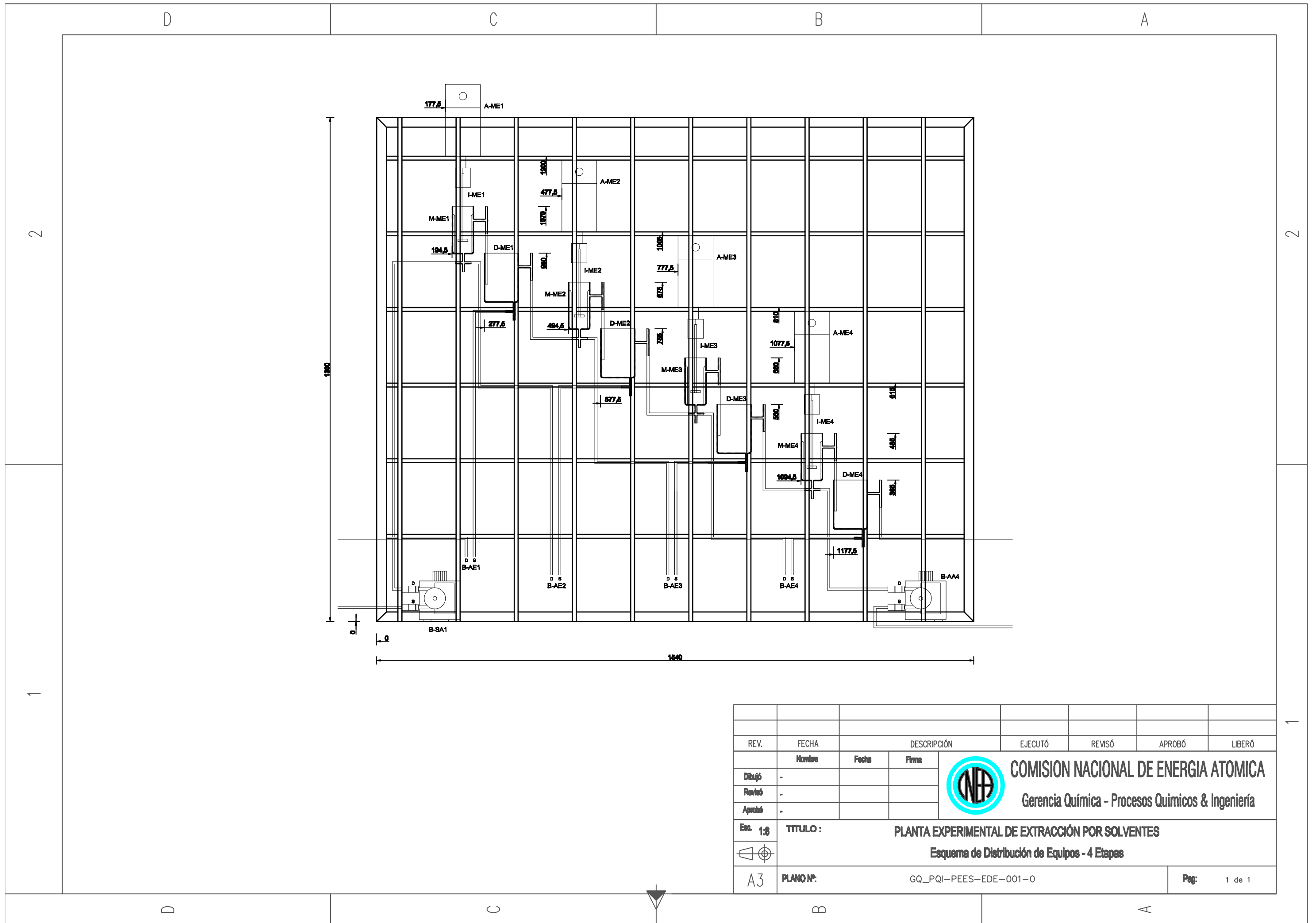


COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA
 Gerencia Química - Procesos Químicos & Ingeniería

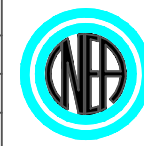
Esquema de Distribución de Equipos

4 Etapas

Plano N°: **GQ_PQI-PEES-EDE-001-0**



REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN			EJECUTÓ	REVISÓ	APROBÓ	LIBERÓ
		Nombre	Fecha	Firma				
Dibujó	-							
Revisó	-							
Aprobó	-							
Esc. 1:8	TITULO : PLANTA EXPERIMENTAL DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES							
	Esquema de Distribución de Equipos - 4 Etapas							
A3	PLANO Nº: GQ_PQI-PEES-EDE-001-0						Pag: 1 de 1	

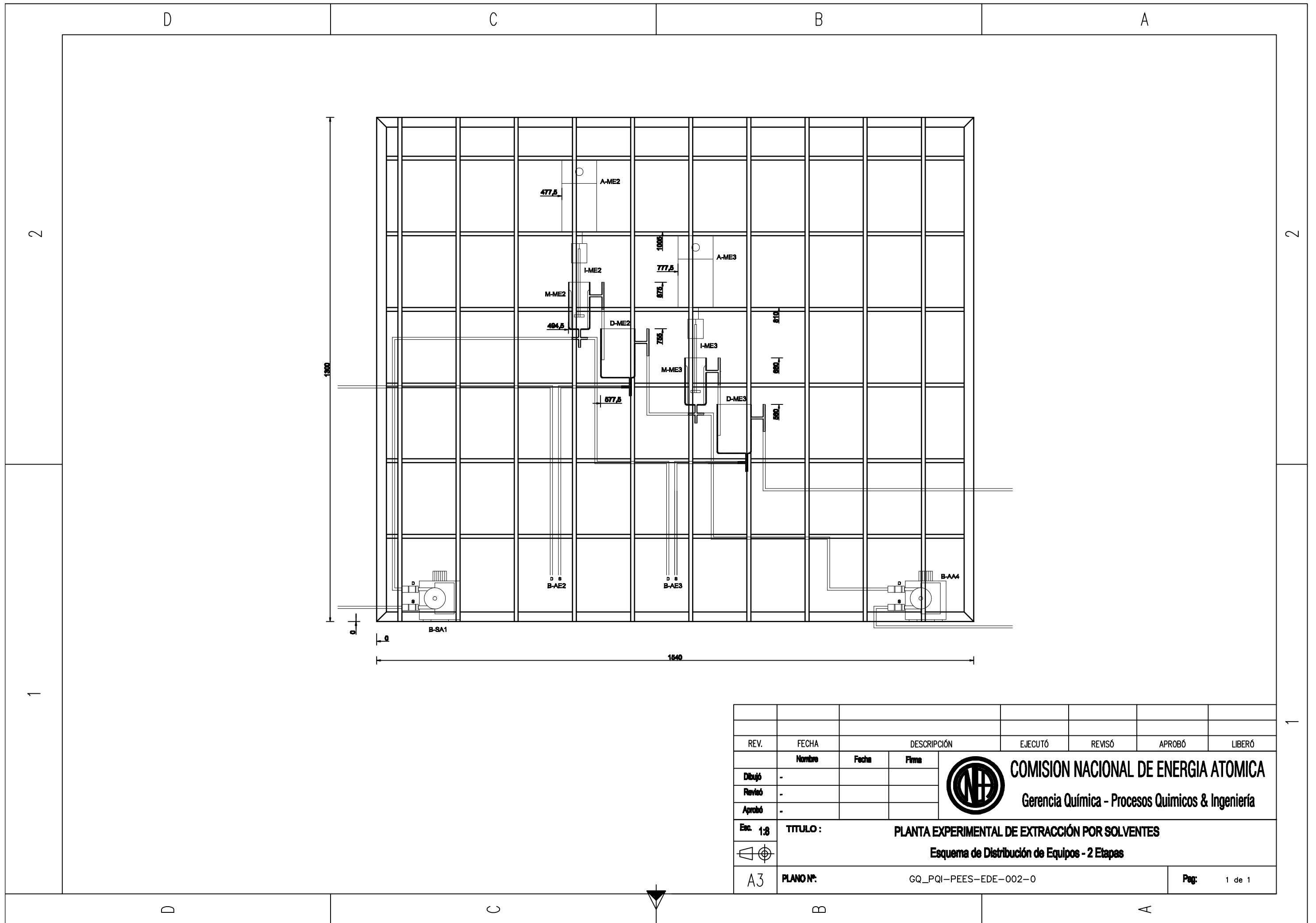


COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA
Gerencia Química - Procesos Químicos & Ingeniería

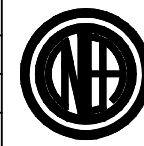
Esquema de Distribución de Equipos

2 Etapas

Plano N°: **GQ_PQI-PEES-EDE-002-0**



REV.	FECHA	DESCRIPCIÓN			EJECUTÓ	REVISÓ	APROBÓ	LIBERÓ
		Nombre	Fecha	Firma				
Dibujó	-							
Revisó	-							
Aprobó	-							
Esc. 1:3	TITULO : PLANTA EXPERIMENTAL DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES							
	Esquema de Distribución de Equipos - 2 Etapas							
A3	PLANO Nº: GQ_PQI-PEES-EDE-002-0						Pag: 1 de 1	



COMISION NACIONAL DE ENERGIA ATOMICA
Gerencia Química - Procesos Químicos & Ingeniería

ANEXO III

Fotos

Planta Experimental



Foto 1: Rack y dosel de succión de aire.



Foto 2: Ensayo fluidodinámico – 2 Etapas



Foto 3: Ensayo fluidodinámico – 2 Etapas

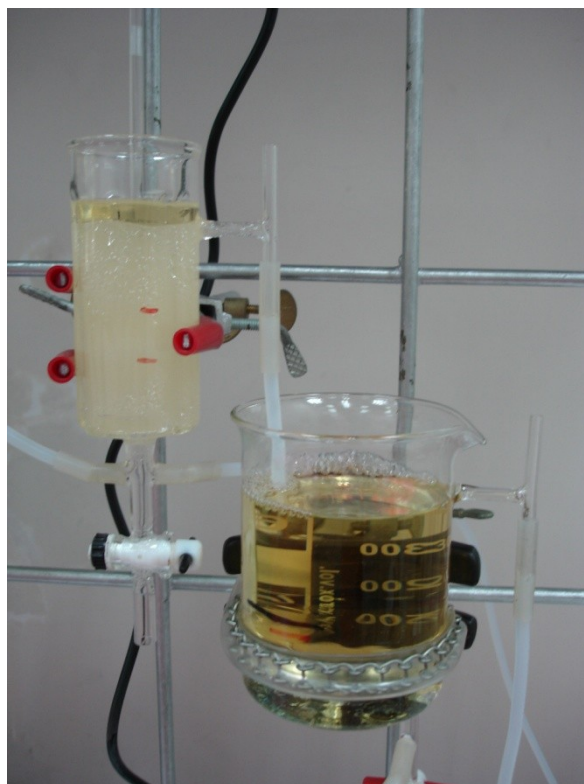


Foto 4: Ensayo fluidodinámico – Mezclador decantador

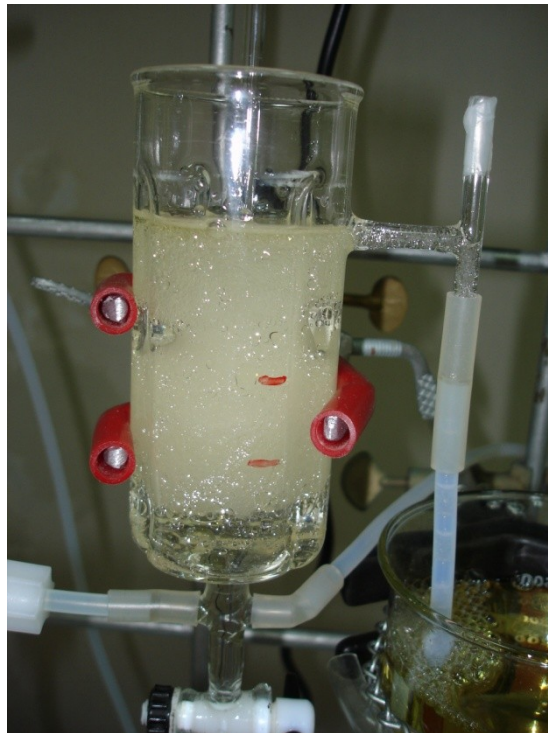


Foto 5: Ensayo fluidodinámico – Agitación



Foto 6: Ensayo fluidodinámico – Decantación