

**UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE MINAS**

**EVALUACIÓN DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LAS UNIDADES DE  
AGLOMERACIÓN, LIXIVIACIÓN Y EXTRACCIÓN CON SOLVENTES POR  
EXPANSIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE UNA PLANTA HIDROMETALÚRGICA DE  
URANIO**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL DE MINAS**

**ULISES IVÁN TRONCOSO CORTEZ**

**PROFESOR GUÍA:  
GONZALO MONTES ATENAS**

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN  
LEANDRO VOISIN ARAVENA  
HANS GÖPFERT HIELBIG**

**SANTIAGO DE CHILE  
2014**

## RESUMEN

Como resultado de los trabajos de repotenciación de los equipos de chancado y apilamiento llevados a cabo en el año 2011, la Sociedad Mirasó ha previsto un aumento del flujo anual de mineral desde 1,4 a 1,8 millones de toneladas a partir del año 2012. Los cambios se realizaron principalmente en las correas transportadoras y chutes de traspaso de la planta de chancado, así como en las correas transportadoras del sistema de apilamiento, sin embargo, las capacidades de los equipos e instalaciones de la aglomeración, lixiviación y extracción por solventes no fueron modificadas.

El objetivo del presente trabajo es evaluar el nuevo escenario industrial, identificando las posibles fases de la cadena de producción que puedan ralentizar el proceso de producción global, mediante el estudio de las capacidades de tratamiento de cada uno de los equipos principales integrantes de aquellas áreas que no sufrieron cambios.

La evaluación se realizó en dos etapas estudios. Primero se establecieron las condiciones de la operación presente, mediante la actualización de los criterios de diseño y el balance de masa, y luego se evaluó la situación futura con mayor tonelaje, considerando uno y dos ciclos de lixiviación.

Los cambios más importantes respecto de los criterios utilizados en el diseño inicial, con impacto en la capacidad de los equipos, son la reducción de la utilización del sistema de apilamiento (de 80 a 71%), el aumento de la dosificación de ácido en el tambor aglomerador (de 16 a 30 kg/t) y la reducción de la tasa de riego en la lixiviación (de 4,5 a 3,0 l/h/m<sup>2</sup>).

En la aglomeración, la conclusión final es que los equipos sometidos a este análisis cuentan con la capacidad para soportar el aumento de producción. Sin embargo, existen desviaciones que deben ser corregidas tales como la capacidad y el diseño de las tuberías de inyección de agua y de ácido.

En la lixiviación, el sistema de bombeo de solución de riego se encuentra al límite de la capacidad que requerirá el aumento de la producción (280 m<sup>3</sup>/h), por lo que la lixiviación en dos etapas podría ser una solución. No obstante, esto último se recomienda sólo como una respuesta operacional puntual, en caso de una eventual alza de los sólidos en suspensión y consecuentes arrastres de orgánico. En los casos que se aplique, es fundamental realizar un buen lavado durante el segundo ciclo.

Finalmente, en la extracción por solvente, se recomienda aumentar la concentración de la amina extractante de 8 a 10%, para evitar el aumento del flujo de orgánico, y conservar así la eficiencia de transferencia del proceso.

## ABSTRACT

Starting in 2012 an increase in the annual throughput from 1.4 to 1.8 millions tons has been projected by the Society of Mine Mirasó. This increase is the result of the equipments upgrade works, which have been carried out in 2011 at the crushing plant as well as the heap stacking system. The main changes were associated to the belt conveyors and to the transfer chutes improvements of these two areas. However, the equipments and facilities associated to the agglomeration, leaching and solvent extraction operations were not modified.

The objective of this work is to evaluate this new industrial scenario by identifying possible bottlenecks that may slow down the global production process. A study of the treatment capabilities of each main unit is conducted to accomplish this purpose.

The evaluation was done in two stages. First of all, an update of the design criteria and the mass balance were performed to establish the Base Case. After that, two alternatives were included to evaluate the impact of the ore treatment increase, in one and two leaching cycles.

Aside of the ore throughput increase, the most important changes with impact in the equipments capacities are the utilization reduction of the stacking system (from 80 to 71%), the increase of the acid application into the agglomerator drum (from 16 to 30 kg/t) and the irrigation rate reduction at the leaching area (from 4.5 to 3.0 l/h/m<sup>2</sup>).

At the agglomeration, the final conclusion is the equipments have the capacity to receive the production increase. However, there are some deviations that need to be corrected, such as the capacity and design of the water and acid injection pipes inside the drum.

At the heap leaching area, the irrigation pump system is near the limit of the required capacity (280 m<sup>3</sup>/h), so the leaching in two stages could be a solution. Nevertheless, this alternative is recommended as a punctual operational response, in case of an eventual increase in the suspended solids and consequent organic entrainments.

Finally, it is recommended to increase the amine concentration at the solvent extraction plant, from 8 to 10%, and thus keep the plant efficiency transfer without to increase the organic flow rate.

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco especialmente los esfuerzos de mi abuela Francisca, mi Yaya, y de mi madre Violeta, dos mentoras insuperables en el arte de hacer, y que me entregaron lo mejor de sus vidas. Agradezco igualmente al resto de mi familia, y a los tantos maestros que también promovieron este inolvidable viaje por la vida.

## TABLA DE CONTENIDO

RESUMEN .....	i
ABSTRACT .....	ii
AGRADECIMIENTOS.....	iii
TABLA DE CONTENIDO .....	iv
ÍNDICE DE FIGURAS .....	vii
ÍNDICE DE TABLAS.....	viii
1. INTRODUCCIÓN.....	1
2. OBJETIVOS .....	2
2.1. Objetivo General .....	2
2.2. Objetivos Específicos .....	2
2.3. Alcances .....	2
3. REVISIÓN DE ANTECEDENTES .....	3
3.1. Fundamentos científico-tecnológicos del procesamiento de minerales de Uranio.....	3
3.1.1 Minerales .....	3
3.1.2 Operaciones unitarias .....	4
3.2. Antecedentes del proyecto.....	9
3.2.1 Criterios de diseño de la planta .....	9
3.2.2 Características del mineral.....	12
3.2.3 Chancado .....	14
3.2.4 Aglomeración .....	14
3.2.5 Apilamiento y lixiviación .....	15
3.2.6 Extracción por solventes.....	16
4. METODOLOGÍA.....	18
4.1. Actualización de los criterios de diseño de la planta.....	18
4.2. Trabajo experimental de laboratorio – lixiviación en columnas .....	18
4.3. Evaluación de escenarios de proceso industrial alternativos.....	23
4.4. Evaluación de costos de inversión.....	23
5. DEFINICIÓN DE LOS CASOS DE ESTUDIO .....	24
5.1. Caso Base - CA0 .....	24
5.2. Caso Alternativo N° 1 - CA1.....	24
5.3. Caso Alternativo N° 2 - CA2.....	25
6. RESULTADO DE LAS PRUEBAS DE LABORATORIO .....	26
6.1. Tests en columnas de las Series A y B.....	26
6.2. Tests en columnas de las Series C y D.....	27

7.	REVISIÓN DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO .....	30
7.1.	Aglomeración y apilamiento .....	30
7.2.	Lixiviación.....	32
7.3.	Extracción por solventes.....	34
8.	BALANCES DE MASA .....	36
8.1.	Aglomeración-Lixiviación .....	36
8.2.	Extracción por solventes.....	36
9.	REVISIÓN DE LA CAPACIDAD DE LOS EQUIPOS.....	38
9.1.	Aglomeración y apilamiento .....	38
9.2.	Lixiviación.....	43
9.3.	Extracción por Solventes.....	52
9.4.	Tuberías .....	60
10.	ESTIMACIÓN DE COSTOS Y evaluación ECONÓMICA .....	64
10.1.	Estimación de costos de capital.....	64
10.2.	Evaluación económica.....	67
11.	ANÁLISIS FODA .....	69
12.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	72
13.	BIBLIOGRAFÍA.....	79
14.	ANEXOS.....	81
	ANEXO A. CRITERIOS DE DISEÑO.....	82
	ANEXO B. DIAGRAMAS DE PROCESO Y BALANCES DE MASA .....	89
	ANEXO C. LISTADO DE EQUIPOS .....	96
	ANEXO D. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8427 A/C .....	99
	ANEXO E. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8429 A/C .....	101
	ANEXO F. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8722 A/C.....	104
	ANEXO G. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8712 A/B/C .....	106
	ANEXO H. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8715 A/B/C .....	108
	ANEXO I. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8717 A/C.....	110
	ANEXO J. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8721 A/C .....	112
	ANEXO K. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4111 - 4114 .....	114
	ANEXO L. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4233 A/C .....	116

ANEXO M. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4133 A/C .....	118
ANEXO N. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4211- 4213 2A .....	120
ANEXO O. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4215 y 4127.....	122
ANEXO P. VELOCIDAD DE LAS SOLUCIONES EN LAS TUBERÍAS .....	124

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Alternativas de proceso básicas para el tratamiento de los minerales de Uranio.....	4
Figura 2. Diagrama de bloques del proceso de producción de Mirasó.....	14
Figura 3. Base y sistema de drenaje de las pilas.....	16
Figura 4. Esquema de operación utilizado en la Serie A.....	19
Figura 5. Esquema de operación utilizado en la Serie B.....	20
Figura 6. Esquema de operación utilizado en la Serie C.....	21
Figura 7. Esquema de operación utilizado en la Serie D.....	22
Figura 8. Riego y recolección de soluciones en la etapa de lixiviación - casos CA0 y CA1.....	24
Figura 9. Sistemas de riego y drenaje modificados - CA2.....	25
Figura 10. Efecto de la recirculación de soluciones sobre la recuperación de Uranio.....	26
Figura 11. Cinética de recuperación de Uranio – Efecto de la recirculación.....	28
Figura 12. Cinética de consumo de ácido – efecto de la recirculación.....	29
Figura 13. Curva característica de las bombas de ácido P1 8429 A/C.....	40
Figura 14. Curva característica de las bombas de agua de la aglomeración (P1 8722 A/C).....	41
Figura 15. Sistemas de inyección de agua y ácido del tambor aglomerador.....	41
Figura 16. Curva característica de las bombas de solución de de riego (P1 8712 A/C).....	47
Figura 17. Curva característica de las bombas de solución rica (P1 8715 A/B/C).....	48
Figura 18. Curva característica de las bombas de solución rica (P1 8717 A/C).....	50
Figura 19. Curva característica de las bombas de solución pobre (P1 8721 A/C).....	51
Figura 20. Isoterma de extracción de la Alamine 336.....	60

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Minerales de Uranio económicamente importantes .....	3
Tabla 2. Criterios de diseño - área seca .....	10
Tabla 3. Criterios de diseño - área húmeda .....	11
Tabla 4. Análisis químico del mineral de alimentación a pilas (%).....	12
Tabla 5 Análisis mineralógico del mineral de alimentación a pilas (%).....	13
Tabla 6. Sistema de correas de apilamiento .....	15
Tabla 7. Dimensiones de las pilas de lixiviación (m).....	15
Tabla 8. Mineral utilizado en las pruebas en columnas.....	19
Tabla 9. Impacto del retiro de correas sobre la disponibilidad de la planta .....	31
Tabla 10. Capacidades nominales existentes y requeridas - equipos de aglomeración.....	38
Tabla 11. Cuadro de datos bombas de ácido P1 8429 - alim. Aglomerador .....	39
Tabla 12. Cuadro de datos bombas de agua P1 8722 - alim. Aglomerador .....	40
Tabla 13. Capacidades nominales existentes y requeridas del pad de lixiviación en pilas .....	44
Tabla 14. Capacidades de los equipos e instalaciones de lixiviación.....	45
Tabla 15. Cabeza hidráulica y velocidad requerida de las bombas de riego .....	47
Tabla 16. Capacidades de las bombas de solución rica.....	49
Tabla 17. Capacidades de las bombas de solución pobre hacia piscina .....	51
Tabla 18. Capacidades existentes y requeridas de la planta de extracción por solventes .....	52
Tabla 19. Capacidades de las bombas de orgánico .....	54
Tabla 20. Efecto en los caudales de orgánico por modificación de la razón O/A.....	54
Tabla 21. Capacidades de los mezcladores-decantadores de la SX .....	56
Tabla 22. Caudales y tiempos de mezclado requeridos.....	56
Tabla 23. Dimensiones decantadores .....	56
Tabla 24. Flujos específicos y tiempo de decantación .....	57
Tabla 25. Criterios de diseño de las tuberías.....	61
Tabla 26. Costo del sistema de recirculación (*).....	65
Tabla 27. Estimación del costo del cambio de inventario de orgánico .....	66
Tabla 28. Síntesis de inversiones según alternativa (k€).....	66
Tabla 29. Análisis FODA .....	69
Tabla 30. Cuadro comparativo de ventajas y desventajas de los casos CA1 y CA2.....	71

## 1. INTRODUCCIÓN

En el año 2011 la Sociedad Mirasó materializó el proyecto de expansión “Lixi 1800 kt”, el cual le permitió aumentar la capacidad de tratamiento del chancado y del apilamiento en un 30%, desde 1,4 a 1,8 millones de toneladas por año.

Esta expansión se previó con un mínimo de cambios en los equipos existentes, y mediante la optimización de la práctica operacional adquirida desde su puesta en marcha en junio del año 2009.

Como resultado del aumento del flujo de mineral, y por lo tanto también del flujo de soluciones, se esperaba un impacto negativo en la performance de los procesos de aglomeración y extracción por solventes. En este último, principalmente por disminución de la eficiencia de transferencia del metal e incremento de la cantidad de arrastre de orgánico en la fase acuosa saliente de la extracción.

En este contexto, la Dirección de Operación de Mirasó solicitó al Servicio Técnico de la Empresa Consultora, efectuar una revisión de los criterios de diseño y realizar una evaluación de la capacidad de tratamiento de aquellos equipos no incluidos en el proyecto de ampliación inicial, “Lixi 1800 kt”.

Con el fin de establecer las condiciones actuales de la operación, se llevó a cabo una revisión de los criterios de dimensionamiento originalmente utilizados para la construcción de la planta. En particular de aquellos relacionados con la lixiviación, los cuales mostraron una desviación importante respecto al diseño original, debido a la baja permeabilidad del mineral, la que no fue observada durante el pilotaje. Esto fue seguido por un balance de masas y pruebas de laboratorio que permitieron diagnosticar la capacidad de los equipos y recomendar diferentes alternativas de operación.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1. Objetivo General**

El objetivo general de este trabajo es evaluar las capacidades de tratamiento de los equipos e instalaciones de la aglomeración, lixiviación y extracción por solventes, en una planta hidrometalúrgica de extracción de Uranio, como resultado del proyecto de aumento de la producción.

### **2.2. Objetivos Específicos**

- Revisar y actualizar los criterios originalmente utilizados para el dimensionamiento de los equipos de aglomeración, lixiviación y extracción por solventes.

- Evaluar la lixiviación del mineral a nivel de laboratorio para establecer la viabilidad de realizar el proceso de lixiviación en dos ciclos.

- Proponer alternativas de operación y de optimización del proceso actual, esto es, basado en los equipos e infraestructura existentes y en la experiencia recogida de la industria de la lixiviación de minerales de cobre (válido para todas las opciones de operación).

Realizar estudios de balance de masas para cada una de las alternativas de proceso propuestas, lo que permitirá calcular los flujos de mineral, de soluciones y de Uranio en cada etapa del circuito.

- Revisar la capacidad de los equipos principales actualmente en operación.

- Realizar una estimación de costos, mediante la actualización de los precios de los equipos comprados inicialmente en el proyecto.

- Indicar recomendaciones de carácter práctico, que sean probadas y que puedan llevarse a cabo con el mínimo de inversión y en el corto plazo.

### **2.3. Alcances**

El trabajo de evaluación se centra en los procesos de aglomeración, lixiviación y extracción por solventes involucrados en el proceso hidrometalúrgico. El detalle del trabajo de repotenciación de los equipos e instalaciones de la planta de chancado y apilamiento realizado el año 2011 para el tratamiento de 1,8 millones de toneladas está fuera del alcance del presente trabajo.

### 3. REVISIÓN DE ANTECEDENTES

#### 3.1. Fundamentos científico-tecnológicos del procesamiento de minerales de Uranio

El Uranio es un elemento común en la naturaleza, este ocurre bajo la forma de los tres siguientes isótopos reactivos: U-238 (99,2836%), U-235 (0,7110%) y U-234 (0,0054%) [1]. La mayoría de los yacimientos, los cuales proveen cerca del 85% de la producción mundial de Uranio (46.000 t/año), poseen una ley media que excede los 1.000 g/t (0,1%), sin embargo, en algunas zonas tales como Canadá es posible encontrar yacimientos con leyes de hasta 20% [2].

Los procesos de purificación y concentración, y posterior precipitación del Uranio, permiten aumentar la concentración del metal hasta en un 65 - 75%. A este producto se le conoce en la industria como “Yellow Cake”. A partir de aquí, el proceso de concentración continua en instalaciones separadas, donde se produce primero el hexafluoruro de Uranio (UF<sub>6</sub>), que luego se utiliza en las plantas de difusión gaseosa para separar el U-235, produciendo de este modo el combustible nuclear [3].

##### 3.1.1 Minerales

Los minerales de Uranio pueden ser agrupados en óxidos, sales, silicatos, asociaciones de hidrocarburos con Uranio, y en óxidos complejos de Nb, Ta y Ti. Una lista con los minerales más importantes desde el punto de vista económico se muestran en la Tabla 1.

Los estados de oxidación más importantes en el medioambiente natural son 4+ y 6+. Los compuestos que contienen Uranio tetravalente son insolubles en ambientes moderadamente ácidos y básicos, mientras que en el estado hexavalente se solubilizan fácilmente [4]. El ión uranilo (UO<sub>2</sub><sup>2+</sup>) es altamente soluble tanto en soluciones ácidas como en soluciones básicas de carbonato y bicarbonato de sodio, y forma complejos estables con los iones sulfatos y carbonatos. La alta temperatura y presión favorecen dicha solubilidad.

Tabla 1. Minerales de Uranio económicamente importantes

Mineral	Fórmula	% de Uranio (típico)
Pechblenda	UO <sub>2</sub> a UO <sub>2,25</sub>	86-88
Uraninita	(U <sup>4+</sup> <sub>1-x</sub> ,U <sup>6+</sup> <sub>x</sub> )O <sub>2+x</sub>	46-88
Uranofano	Ca(UO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> Si <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·6H <sub>2</sub> O	55
Carnotita	K <sub>2</sub> (UO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> (VO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> ·3H <sub>2</sub> O	53-55
Sabugalita	HAl(UO <sub>2</sub> ) <sub>4</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>4</sub> ·16H <sub>2</sub> O	54
Tyuyamunita	Ca(UO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> (VO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> ·8H <sub>2</sub> O	49-54
Autunita	Ca(UO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> ·10H <sub>2</sub> O	48-50
Torbernita	Cu(UO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> ·10H <sub>2</sub> O	47
Cofinita	U(SiO <sub>4</sub> ) <sub>1-x</sub> (OH) <sub>4x</sub>	40-60
Brannerita	(U,Ca,Fe,Th,Y)(Ti,Fe) <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	26-44
Uranotorianita	(Th,U)O <sub>2</sub>	<40

### 3.1.2 Operaciones unitarias

Las operaciones unitarias que normalmente se aplican en la extracción, purificación y concentración del Uranio son las que se indican en la Figura 1.

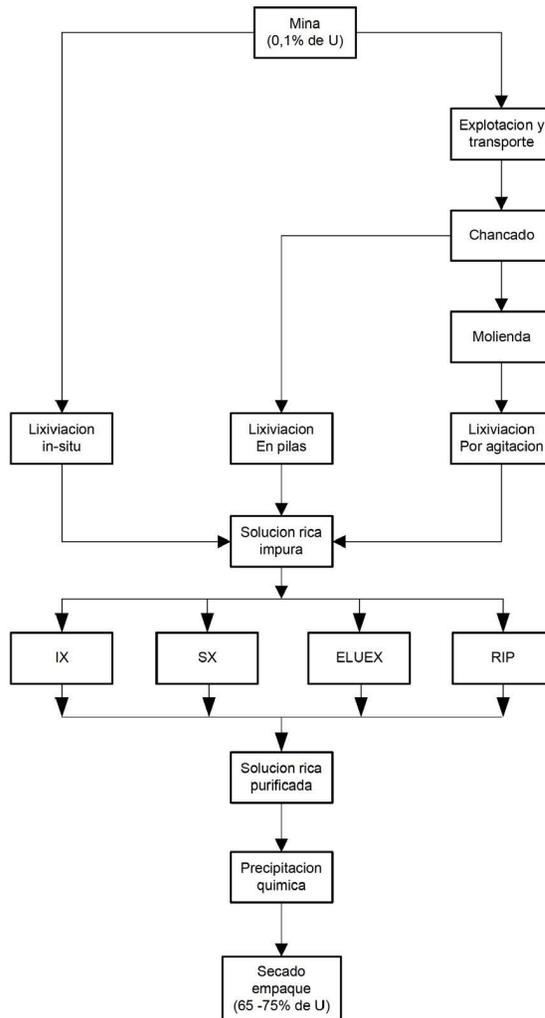


Figura 1. Alternativas de proceso básicas para el tratamiento de los minerales de Uranio

Las etapas principales que se distinguen son las siguientes:

-Manejo y preparación del mineral. Explotación y transporte seguido de un chancado y/o molienda, que aplica cuando la vía de tratamiento es diferente de la lixiviación in-situ.

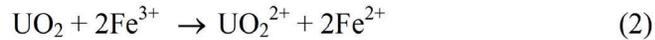
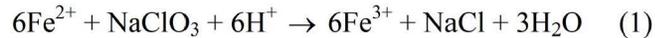
-Extracción del metal. Lixiviación ácida o básica, por agitación (con y sin presión), en pilas o in-situ.

Debido al bajo costo relativo del insumo, la lixiviación con ácido sulfúrico es el proceso predominante para la extracción del Uranio. Otros ácidos tales como el ácido clorhídrico y el ácido nítrico pueden ser también utilizados, pero estos son más caros y también más contaminantes [2].

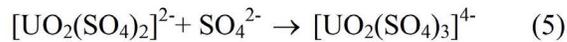
En el caso que los minerales consuman una excesiva cantidad de ácido, se efectúa una lixiviación alcalina con carbonato y bicarbonato de sodio. Como guía general se utiliza el hecho de que si el mineral contiene 7-9% de carbonatos, entonces la lixiviación alcalina es más conveniente desde el punto de vista económico [5].

La lixiviación alcalina tiene la ventaja de ser altamente selectiva en la extracción de Uranio, por lo que la disolución de impurezas indeseables para la eficiencia del proceso, o que interfieren con la calidad del concentrado final, no son disueltas en forma apreciable. La ventaja de la lixiviación ácida es que puede disolver parte de la ganga, con lo que el Uranio que no quedó expuesto durante el proceso de conminución puede ser eventualmente recuperado.

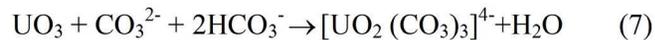
Cualquiera sea la técnica de lixiviación empleada, el Uranio se debe encontrar o debe ser oxidado al estado hexavalente antes que pueda ser disuelto. En medio ácido, la reacción de oxidación del Uranio requiere la presencia del ión férrico, independiente del reactivo que se utilice como oxidante. El mecanismo de oxidación del Uranio consiste primero en la oxidación del ión ferroso en férrico, y sólo entonces este último oxida el  $U^{4+}$  en  $U^{6+}$ . Las reacciones de oxidación del fierro utilizando clorato de sodio como oxidante son las siguientes:



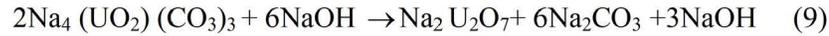
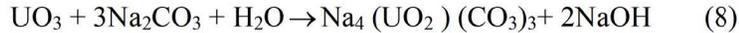
La posterior disolución del Uranio (hexavalente) en un sistema de lixiviación con ácido sulfúrico, es la que se muestra a continuación en las ecuaciones 3, 4 y 5.



Por otro lado, en la lixiviación alcalina, es el oxígeno que se utiliza como oxidante, según se muestra en las ecuaciones 6 y 7 que siguen a continuación:



En este caso, el bicarbonato es requerido para prevenir que la reacción del  $\text{UO}_3$  con el carbonato produzca el ion hidroxilo, el que hace re-precipitar el Uranio disuelto como diuranato de sodio, según se muestra en las reacciones siguientes:



La lixiviación de los minerales de Uranio, convencionalmente se efectúa por agitación (con o sin presión), después de una etapa de molienda; sin embargo, la lixiviación en pilas y la lixiviación in-situ son técnicas de extracción igualmente en uso. La selección de la técnica empleada es principalmente determinada por la mineralogía del Uranio y de la ganga asociada [2].

Para mayores antecedentes sobre la lixiviación y posteriores etapas de concentración y purificación del Uranio, revisar por ejemplo el texto indicado en la bibliografía [6].

-Concentración y purificación. Que puede ser por intercambio iónico (IX), por extracción por solventes (SX), por una combinación de las dos técnicas anteriores (proceso ELUEX) o bien resina en pulpa (RIP).

El propósito de esta etapa del proceso hidrometalúrgico es efectuar una separación selectiva y una concentración del Uranio disuelto en las soluciones de lixiviación. La alimentación a esta etapa se denomina normalmente “solución rica” o simplemente “PLS” (por sus siglas en inglés “Pregnant Leach Solution”), mientras que a la solución concentrada que sale de esta etapa se denomina “solución de extracción cargada” o simplemente “PSS” (por sus siglas en inglés “Pregnant Strip Solution”).

Las concentraciones de impurezas en la solución de extracción cargada, tales como arsénico, fierro, molibdeno, vanadio, níquel y zirconio, deben ser relativamente bajas. Idealmente éstas deben permanecer en la solución pobre que se descarta o que regresa a la lixiviación en pilas. Por razones ambientales, de costo, de eficiencia del proceso, la pérdida de orgánico en la fase acuosa (caso de la extracción por solventes) debe ser minimizada al máximo. Los factores que contribuyen a reducir estas pérdidas se enuncian en la Sección 9.3.

Cualquiera de las técnicas indicadas en la Figura 1, intercambio iónico o extracción por solventes, pueden ser utilizadas para la purificación y concentración del Uranio. En ambos casos está involucrado el desplazamiento del equilibrio indicado en la Ecuación (10) de izquierda a derecha. M denota el metal presente en la fase acuosa a ser extraído (Uranio en este caso) y E denota el medio IX (resina) o SX (orgánico).



En una primera etapa del proceso de extracción, el metal “M” es desplazado desde la fase acuosa (desde la solución rica o PLS) hacia el intercambiador iónico E para formar el complejo ME. Esta primera etapa se denomina “carga” en IX y “extracción” en SX.

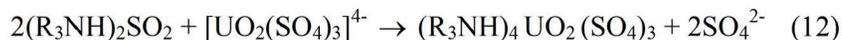
En la siguiente etapa, el metal es transferido desde el intercambiador iónico “E” hacia una fase acuosa más pura y de menor volumen que la primera. A esta segunda etapa se denomina “elusión” en IX y “re-extracción” en SX.

Actualmente los procesos de SX utilizan aminas primarias (RNH<sub>2</sub>), secundarias (R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>NH) o terciarias (R<sub>1</sub>R<sub>2</sub>R<sub>3</sub>N). Donde R representa un radical orgánico alifático.

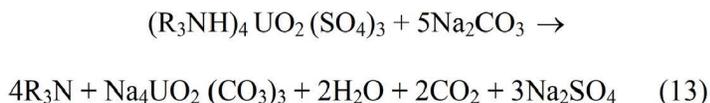
Para conseguir la transferencia desde el acuso a la fase orgánica, la amina debe ser primero convertida en una sal. A esta parte del proceso se le conoce como protonación de la amina, lo que se encuentra representado en la ecuación (11) para el caso de una amina terciaria en contacto con una solución de ácido sulfúrico.



Una vez que la amina se encuentra “acondicionada”, la extracción del Uranio se procede a pH entre 1 y 2, según se indica en la ecuación (12) con el equilibrio de la reacción desplazado hacia la derecha.



La re-extracción puede ser en medio ácido con ácido sulfúrico concentrado a 400 g/l, o bien en medio alcalino con una solución de carbonato de sodio cercana a 170 g/l. Este último caso corresponde a las condiciones que son aplicadas en la planta de Mirasó, donde la reacción de transferencia es la que se muestra a continuación [7]:



La amina es transportada en una fase orgánica conocida como diluyente. El diluyente empleado en la SX del Uranio es una parafina con altos contenidos de alifáticos y con bajos contenidos en aromáticos.

El complejo de Uranio que se muestra al lado derecho de la ecuación (13) es moderadamente soluble en el diluyente, por lo que un agente modificador debe ser agregado para aumentar la solubilidad y prevenir la formación de una tercera fase. El modificador que se utiliza normalmente es un alcohol alifático de cadena larga, tales como el Isodecanol o el 2-etilhexanol. El modificador también debe mejorar las características de re-extracción del solvente cargado.

En el caso de la IX, el medio orgánico de intercambio iónico debe ser insoluble en la solución rica de extracción y en el eluente empleado en la re-extracción. Aquí el medio intercambiador consiste en gránulos de resina orgánica (normalmente polímeros de poliestireno-divinil benceno), los cuales son químicamente tratados para activar los sitios de intercambio iónico.

El complejo trisulfato de uranilo reacciona con la resina (RX) según se indica en la ecuación (14)



La etapa siguiente de elución se lleva a cabo con soluciones de ácido nítrico, la reacción en este caso es la siguiente:



El proceso de IX es más adecuado cuando las concentraciones de Uranio son relativamente bajas ( $< 1 \text{ g/l}$ ), como en el caso de lixiviación in-situ. De lo contrario, la SX es la opción más económica.

-Precipitación y secado. La precipitación puede ser mediante hidróxido de sodio, amoníaco, óxido de magnesio, peróxido de hidrógeno, etc. En esta etapa se produce el yellow cake, lo que hace referencia al color del producto una vez que este es filtrado.

### **3.2. Antecedentes del proyecto**

Desde 1969, la sociedad minera Mirasó explota diferentes yacimientos de Uranio en minas a cielo abierto [8]. Éstos se sitúan a 6 km al Noroeste de Arlit, en Níger, y poseen una ley de Uranio que fluctúa entre 850 y 4.000 g/t [9].

En la actualidad la faena cuenta con una planta de lixiviación por agitación y otra de lixiviación en pilas permanentes, que en conjunto producen cerca de 3.000 toneladas de Uranio bajo la forma de concentrado de di-uranato de sodio, con 73,5% de Uranio contenido.

El concentrado se envía por camión hasta Tahoua y de allí por vía férrea hasta el puerto de Bénin, donde finalmente se envía por barco hasta COMUHREX Malvési, en el sur de Francia.

#### **3.2.1 Criterios de diseño de la planta**

Desde la puesta en marcha, el mineral de alta ley (>1500 g U/t) fue destinado a la planta de lixiviación por agitación, y el mineral marginal run of mine (>300 g U/t) fue apilado y lixiviado en canchas acondicionadas para el riego y la recolección de las soluciones. A partir del año 1987 esta última operación fue pospuesta y el mineral de baja ley fue almacenado en diferentes stocks según su lugar de procedencia [10].

A finales del año 2005 las reservas de mineral marginal alcanzaban a 11 millones de toneladas con una ley promedio de 890 g U/t, repartidas en 18 stocks diferentes. El potencial de uranio recuperable se estimó en unas 5.000 t.

El aumento sostenido del precio del uranio registrado a partir de finales del año 2003, junto con la existencia de estas reservas, motivaron un estudio de factibilidad que concluyó finalmente en la construcción de una planta de la lixiviación en pilas, para el tratamiento de 1,4 millones de toneladas de mineral por año . El proceso concebido consistió en:

- Tres etapas de achancado
- Una etapa de aglomeración
- Un sistema de correas móviles y de apilamiento con stacker
- Una etapa de lixiviación con riego por goteo
- Una planta de extracción por solventes

Una síntesis de los criterios de diseño empleados para el dimensionamiento de los equipos de chancado, aglomeración y apilamiento son los que se muestran a continuación en la Tabla 2. Mayores antecedentes sobre éstas y otras variables se encuentran incluidas en el ANEXO A.

Tabla 2. Criterios de diseño - área seca

VARIABLES	UNIDAD	NOMINAL	MÁXIMO
<b>Cuadro regional</b>			
Clima	Tipo	desértico	-
Altura	m	417-428	-
Relieve	Tipo	Plano	-
Precipitaciones	mm/año	44	114
Evaporación	mm/d	12,3	16
Temperatura	°C	29	47
Actividad sísmica	-	Nula	-
<b>Mineral</b>			
Tratamiento	t/año	1.400.000	1.610.000
Ley de Uranio	%	0,089	0,123
<b>Aglomeración</b>			
Utilización	%	80	-
Flujo de mineral	t/h	200	230
Humedad requerida	%	8	-
Dosificación de ácido	kg/t	16	-
Densidad aparente	t/m <sup>3</sup>	1,6	1,6
<b>Apilamiento</b>			
Pila	Tipo	Permanente	
Altura	m	5	6
Ancho de pilas	m	40	75
Largo de pilas	m	400	460
Densidad específica	t/m <sup>2</sup>	8,0	9,6

A medida que se fueron incorporando reservas de mineral, y a medida que se ha ido mejorando la calidad de la información, la ley promedio de las 15 millones de toneladas con las que cuenta actualmente el proyecto es de 750 g U/t, en lugar de los 890 g U/t indicados en el estudio de factibilidad. El contenido de arcilla y de otros constituyentes de la ganga, no fueron estudiados inicialmente. Es sólo después de la puesta en marcha, y tras evidenciar importantes problemas de permeabilidad en las pilas, que se efectuaron campañas de muestreo y caracterización del mineral tendiente a completar la información existente.

La recuperación y el consumo de ácido fueron establecidas a partir de pruebas de lixiviación en columnas (70 columnas en 7 campañas), las que se llevaron a cabo entre los años 2005 y 2006 [11]. El consumo de ácido obtenidos a partir de estas pruebas fue de 30 kg/t, sin embargo, a partir del ácido disponible en planta (unas 22.400 t/año) se previeron agregar solamente 16 kg/t. La capacidad inicial de generación de ácido en esa época fue de 250 t/día (unas 80.000 t/año), de las cuales entre 55 y 58 mil toneladas estaban destinadas al proceso principal de lixiviación por agitación, y el resto a la lixiviación en pilas.

Una síntesis con los criterios de diseño de la lixiviación y extracción por solvente es el que muestra a continuación en la Tabla 3. Un detalle con éstos y otros datos relacionados se encuentran en la tabla de criterios de diseño incluidas en el ANEXO A.

Tabla 3. Criterios de diseño - área húmeda

Variable	Unidad	Nominal	Máximo
Lixiviación			
Riego	Tipo	Por goteo	-
Ciclos	#	1	-
Tasa de riego	l/h/m <sup>2</sup>	4,5	6
Razón de lixiviación	m <sup>3</sup> /t	1,2	-
Tiempo de riego	d	90	-
Recuperación	%	65	
Flujo de riego	m <sup>3</sup> /h	195	290
Recuperación	%	65	
Producción	t/año	804	-
Extracción			
Tipo de celda	-	mezc.-dec.	-
Tecnología	-	Krebs	-
Número de etapas	#	4	-
Etapas de mezclado	#	1	-
Fase continua	-	Orgánica	-
Solución Rica			
Flujo de solución rica	m <sup>3</sup> /h	166	318
Concentración de uranio	g/l	0,56	-
Solución pobre			
Concentración de uranio	mgU/l	<5	-
Arrastres de orgánico	ppm	100	-
Orgánico			
Flujo de orgánico	m <sup>3</sup> /h	7	-
Recirculación de orgánico	m <sup>3</sup> /h	84	-
Flujo total de orgánico	m <sup>3</sup> /h	92	150
Reextracción			
Tipo de celda	-	mezc.-dec.	-
Tecnología	-	Krebs	-
Número de etapas	#	3	-
Etapas de mezclado	#	1	-
Flujo fresco de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	m <sup>3</sup> /h	0,71	-
Recirculación de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	m <sup>3</sup> /h	0,86	-
Flujo total de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	m <sup>3</sup> /h	1,4	10,7
Concentración de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	g/l	170	-
Concentración de Uranio	g/l	33	-

A continuación en la sección siguiente se muestran las características del mineral de pilas tal como se conoce hoy día. Luego, en las otras secciones, se incluye una breve descripción de las diferentes etapas de la planta, desde el chancado hasta la extracción por solvente.

### 3.2.2 Características del mineral

Un muestreo de los diferentes stocks del mineral se llevó a cabo en el año 2013. El objetivo fue determinar vía análisis químico los contenidos de Uranio, Carbonato y los elementos mayores presentes en las muestras, además de identificar por Difracción de Rayos X (DRX) las principales especies mineralógicas de arcillas y otros componentes de la ganga [12]. Los resultados de los análisis químicos de esta campaña se muestran más abajo en la Tabla 4.

A nivel industrial esta información sirvió como base para efectuar la mezcla de minerales y relacionar estas características (concentración y naturaleza de las arcillas entre otros) a los resultados de recuperación y consumo de ácido.

Tabla 4. Análisis químico del mineral de alimentación a pilas (%)

Stock	U	CO <sub>3</sub> <sup>2+</sup>	Si	Al	Fe	K	Mg	Ti	Ca	Na	P	Mn
1	0,080	0,300	53,0	4,4	1,6	1,2	0,3	0,3	0,2	<0,04	0,02	<0,03
2	0,045	0,480	57,6	2,7	1,0	0,7	0,2	0,1	0,3	<0,04	0,02	<0,03
3	0,050	0,350	56,8	3,2	1,0	0,9	0,2	0,2	0,3	<0,04	0,02	<0,03
4	0,118	0,223	54,0	4,2	1,5	1,2	0,3	0,2	0,3	0,06	0,03	<0,03
5	0,100	0,303	53,3	3,8	1,5	1,0	0,3	0,3	0,3	0,08	0,03	<0,03
6	0,042	0,217	58,2	2,3	1,2	0,7	0,2	0,1	0,3	0,07	0,02	<0,03
7	0,055	0,037	53,0	4,1	1,6	1,0	0,3	0,3	0,1	0,05	0,02	<0,03
8	0,065	0,328	50,3	5,6	2,3	1,5	0,5	0,3	0,4	0,08	0,05	<0,03
9	0,072	0,025	56,7	2,8	1,2	0,7	0,1	0,2	0,1	0,06	0,02	<0,03
10	0,065	0,183	55,9	2,7	1,2	0,8	0,2	0,2	0,3	0,07	0,02	<0,03

La ley de Uranio fluctuó entre 0,042 y 0,118 % (420 y 1.180 g U/t respectivamente), con un promedio de 0,070%. Mientras que la ley de carbonato varió entre 0,025 y 0,480%. En general, se observa que el Uranio está en proporción directa con las leyes de Aluminio, mientras que el Silicio y el Aluminio evolucionan de forma opuesta. En Mirasó, la presencia de Aluminio ha sido históricamente ligada a los minerales arcillosos, y el Silicio a aquellos minerales arenosos con mejor permeabilidad.

El carbonato presente, como se observa más abajo, corresponde a carbonato de calcio. Los minerales de más alta ley en Uranio provienen de los sectores Taza, Arlette y Tamou (stocks 4, 5 y 1 respectivamente), mientras que los más pobres provienen de Ariège, Tamgak y Takriza (stocks 6, 2 y 3).

Por otra parte, según se indica en la Tabla 5 que se muestra más abajo, los principales tipos de arcillas identificados fueron la caolinita, la illita y la asociación illita-esmectita ínter estratificada,.

La caolinita es un silicato de Aluminio hidratado, al que se clasifica como un mineral arcilloso del tipo 1/1. Esto significa que posee una estructura en dos capas, de las cuales una es tetraédrica y la otra octaédrica. Su composición química suele expresarse como  $Al_2O_3 \cdot SiO_2 \cdot 2H_2O$ . El constituyente principal es el caolin (roca arcillosa blanca y friable). No es una arcilla higroscópica.

La illita es otro mineral arcilloso, de estructura y de composición próxima a aquella de las micas. Abundante en los suelos de aquellas regiones templadas. Es una arcilla del tipo 2/1, lo que quiere decir que está formada por dos capas de estructura octaédrica y una tetraédrica. La composición química general es  $(K, H_3O)(Al, Mg, Fe)_2(Si, Al)_4O_{10}[(OH)_2, H_2O]$ . Tampoco es una arcilla higroscópica.

La illita-esmectita ínterestratificada, es una arcilla higroscópica del tipo 2/1. Está compuesta por dos capas tetraédricas y otra octaédrica. La fórmula química general es un intermedio entre la illita:  $(K, H_3O)(Al, Mg, Fe)_2(Si, Al)_4O_{10}[(OH)_2, H_2O]$  y la esmectita:  $(Na, Ca)_{0,3}(Al, Mg)_2Si_4O_{10}(OH)_2 \cdot nH_2O$

Tabla 5 Análisis mineralógico del mineral de alimentación a pilas (%)

Stock	Sílice	Caolinita	Illita	Illita-esmectita	Feldespatos K	Ox. de hierro	Pirita	Yeso	Calcita
1	68,5	13,3	9,4	1,8	2,9	1,7	0,8	0,7	0,1
2	83,5	6,0	3,0	1,0	5,0	1,0	0,5	1,0	1,0
3	82,5	8,5	2,0	1,0	6,5	1,0	0,5	0,5	1,0
4	70,8	12,4	6,3	2,3	4,3	1,6	0,8	0,6	0,1
5	72,1	10,8	5,2	3,4	3,8	1,9	0,6	0,9	0,3
6	82,1	5,3	4,2	3,4	1,9	1,4	0,5	0,7	0,2
7	No analizada								
8	61,4	14,9	12,7	2,8	2,7	2,7	0,0	0,9	0,2
9	80,4	8,4	3,4	2,2	3,0	1,7	0,0	0,4	0,1
10	79,0	8,0	1,3	3,6	4,9	1,7	0,4	0,0	0,2

De todos los stocks muestreados, la arcilla mayoritaria es la caolinita (40 – 70%), le sigue la illita (10 – 40%) y luego el ínter estratificado illita-esmectita (7 – 30%). Los 4 stocks más arcillosos son:

- El stock 8, con 30% de arcillas totales, proveniente del rajo Tamgak,
- El stock 1, con 24% de arcillas totales, proveniente de Tamou
- El stock 4, con 21% de arcillas totales, proveniente de Taza y
- El stock 5, con 19% de arcillas totales, proveniente de Arlette

### 3.2.3 Chancado

El mineral que alimenta a la planta de chancado, como se indica, proviene de diferentes stocks, los cuales poseen leyes variables de Uranio y un alto contenidos de arcilla, la cual se constituye a la fecha en la impureza más importante, que afecta los rendimientos de la lixiviación y de la extracción por solvente.

El chancado se efectúa en tres etapas, con lo cual se reduce el tamaño de las partículas hasta alcanzar que el 100% del mineral alimentado pase por la malla de 12 mm, la que controla el tamaño máximo del producto final del chancado. Un diagrama de bloques del proceso se muestra en la Figura 2.

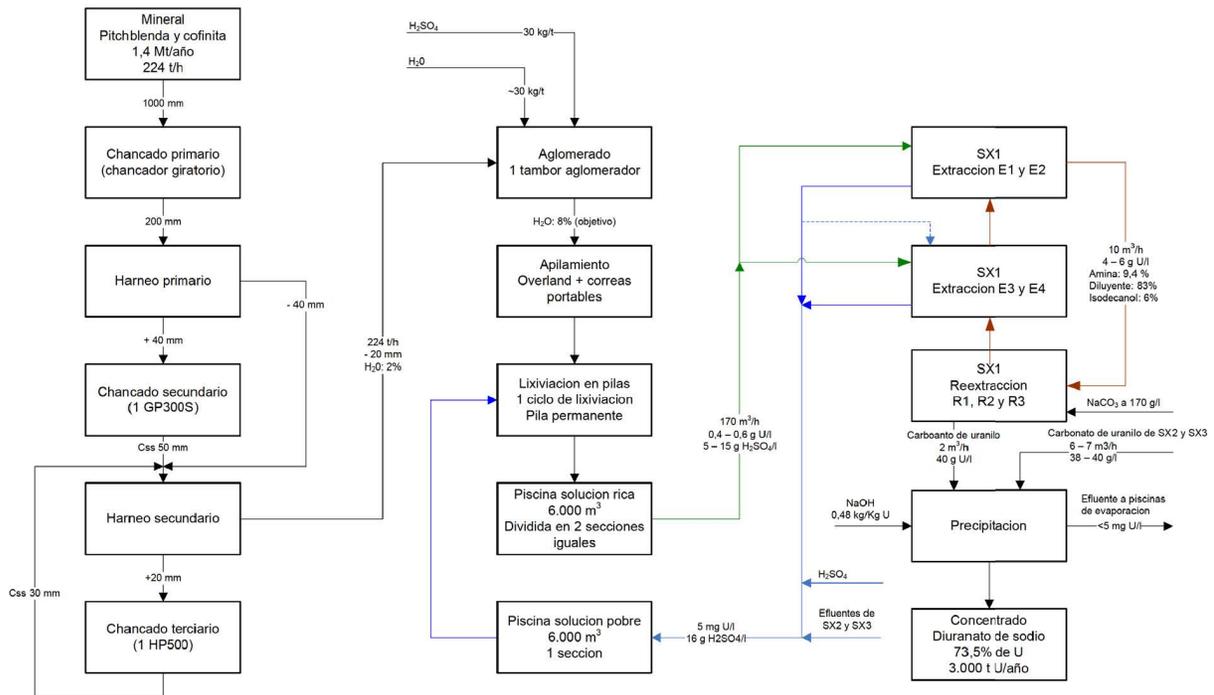


Figura 2. Diagrama de bloques del proceso de producción de Mirasó

### 3.2.4 Aglomeración

El producto del chancado terciario se envía a un silo de finos, a partir del cual se alimenta a un tambor aglomerador. En éste se agregan agua y ácido sulfúrico en forma proporcional al flujo de mineral que entra al equipo. Se agrega una cantidad de agua tal que permita conseguir un 8% de humedad en el mineral aglomerado, y se agrega ácido sulfúrico

en una proporción que varía entre 25 y 30 kg/t. El tiempo de aglomeración puede ser variada entre 1 y 3 min., en función de la inclinación y/o de la velocidad de rotación del equipo.

### 3.2.5 Apilamiento y lixiviación

El traslado del mineral aglomerado hacia el área de apilamiento se efectúa a través de un conjunto de correas fijas y móviles, donde se cargan pilas de 6 m de altura. En la Tabla 6 se presenta un detalle de estas correas junto con algunas características de las mismas [14].

Tabla 6. Sistema de correas de apilamiento

Tipo de correa	Largo (m)	Potencia (kW)
Transportador	1.100	75
Overland	1.140	75
Tripper	-	22
Transferencia	40	11
Móviles (12 un.)	35	11
Transversal	27	11
Horizontal	43	11
Stacker	36 (6)	15

El sector de apilamiento cuenta con una superficie total de 432.000 m<sup>2</sup>, la cual se distribuye en dos canchas adyacentes de 176.000 m<sup>2</sup> y 256.000 m<sup>2</sup>. Cada cancha se divide a su vez en varias pilas cuyas dimensiones se indican en la Tabla 7.

Tabla 7. Dimensiones de las pilas de lixiviación (m)

Cancha	# Pilas	Largo	Ancho	Alto
1	13	313	40	6
2	14	438	40	6

El sistema de apilamiento se concibió bajo el esquema de pila permanente. Esto es, cada nuevo nivel se construye utilizando como base de apoyo el mineral lixiviado del nivel anterior. De acuerdo a la altura de apilamiento del stacker se proyectó construir un total de 5 niveles de 6 m altura cada uno.

La base sobre la cual se sustenta la pila está constituida por una serie de capas que permiten la recolección de soluciones de lixiviación en forma controlada. Según se muestra en la Figura 3, primero se instala una capa de arcilla de 30 cm de espesor, que por su cualidad higroscópica retiene las soluciones de infiltración que pudieran atravesar la lámina de plástico que va instalada sobre ella. Esta lámina es de polietileno del tipo HDPE de 2 mm de espesor, y cumple la función de impermeabilizar la superficie sobre la cual fluyen las soluciones de drenaje. Tuberías de drenaje de 100 mm de diámetro instaladas sobre esta lámina ayudan a evacuar las soluciones. Para proteger tanto la carpeta como las tuberías de HDPE, se instala una capa protectora de alrededor de 50 cm de grava, cuyo tamaño de partícula varía entre 4 y

25 mm. Finalmente, para la evacuación del grueso de las soluciones, se instaló una nueva red de tuberías de drenaje similar a aquella sobrepuesta en la lámina de HDPE.

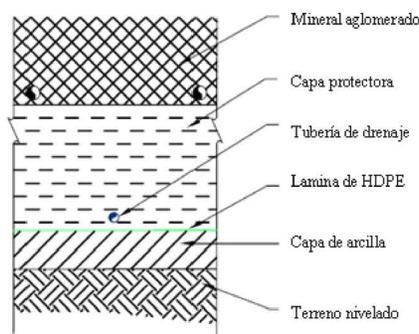


Figura 3. Base y sistema de drenaje de las pilas

El mineral es regado en una sola etapa desde la piscina solución pobre. La tasa de riego nominal es de  $4,5 \text{ l/h/m}^2$  y las concentraciones de Uranio y de ácido sulfúrico son  $5 \text{ mg/l}$  y  $16 \text{ g/l}$ , respectivamente. En estas condiciones el mineral es lixiviado durante 90 días y la recuperación de Uranio alcanza a 65%. La solución enriquecida es recolectada por el sistema de drenaje y es conducida hasta la piscina de solución rica, a partir de esta la solución es bombeada hacia la extracción por solventes. Un esquema de los sistemas de riego y de recolección de soluciones se muestra en la Figura 8 de la Sección 6.1.

### 3.2.6 Extracción por solventes

El Uranio de solución rica proveniente de la lixiviación es purificado y concentrado en la etapa de extracción por solventes. Esto se realiza en dos etapas. La primera es la extracción del Uranio con una fase orgánica, y la segunda es la reextracción que se lleva a cabo con una solución de carbonato de sodio preparada a una concentración de  $170 \text{ g/l}$ .

En la extracción el flujo fresco de orgánico ( $10 \text{ m}^3/\text{h}$ ), requerido para extraer prácticamente la totalidad del Uranio, es bastante inferior al flujo de solución rica que entra al circuito (1:17). Del mismo modo, en la reextracción, el flujo de la solución de carbonato ( $2 \text{ m}^3/\text{h}$ ) es menor que aquel del orgánico (1:5). Es de este modo que se consigue aumentar de  $0,5$  a  $40 \text{ g/l}$  la concentración de Uranio en la solución que va a la precipitación.

El solvente utilizado es una amina terciaria que se mezcla con una parafina y un estabilizador de fase tipo alcohol. Tiene una selectividad bastante más importante por el Uranio que por los otros elementos disueltos. De este modo el Uranio es purificado de elementos tales como el Fe, Al, Mn, Mg, etc., no obstante, el Mo y el Zr son contaminantes que deben ser eliminados antes de la precipitación.

La extracción por solventes de Mirasó esta compuesta por tres plantas similares en relación a tamaño, equipos y cantidad de etapas de requeridas en el proceso. La planta de extracción por solvente 1 (SX-1) procesa las soluciones provenientes de la lixiviación en

pilas, mientras que las plantas de extracción por solvente 2 y 3 (SX-2 y SX-3) procesan aquellas provenientes de la lixiviación por agitación.

La etapa de extracción se efectúa en 4 mezcladores-decantadores Krebs, que pueden ser conectados tanto en serie como en paralelo, mientras que la reextracción se efectúa en tres equipos de la misma tecnología, conectados en serie. En ambos casos, las fases acuosa y orgánica circulan en contracorriente.

A la salida de los decantadores de la extracción, una parte de la fase orgánica es reciclada al mezclador, a fin de mantener una razón O/A en torno a 1,4, lo que asegura la continuidad orgánica en esta etapa.

La fase acuosa descargada es completamente reciclada a la etapa de lixiviación, sin embargo, se aconseja hacer una purga de las soluciones (hacia las piscinas de evaporación) cuando la concentración de sulfatos sobrepasa los 100 g/l. Pruebas de laboratorio han mostrado que niveles altos de esta impureza tiene un impacto negativos sobre la permeabilidad de la pila.

La fase orgánica cargada se bombea hacia la etapa de reextracción. Allí, el Uranio es re-extraído con una solución de carbonato de sodio (a 170 g/l). En esta etapa es la fase acuosa que se recicla a fin de conseguir una relación O/A de 4 – 5 en el mezclador. El orgánico descargado retorna a la extracción y la solución de carbonato de uranilo (40 g U/l) se envía a la etapa siguiente de precipitación.

Los principales equipos de la etapa de extracción son:

- 4 mezcladores-decantadores
- 8 bombas de orgánico (2 por cada mezclador-decantador)
- 1 estanque de orgánico cargado
- 1 estanque de orgánico descargado
- 2 bombas de orgánico descargado
- 1 estanque de solución pobre
- 2 bombas de solución pobre

Los principales equipos de la re-extracción son:

- 3 mezcladores-decantadores
- 2 estanques de carbonato de uranilo
- 4 Bombas centrifugas (2 por cada estanque)

Estos y otros equipos pueden ser apreciados en el diagrama de flujos de la planta, bibliografía N° 9592B-002-PFD-0010-0001, ubicado en el anexo B de este texto.

## **4. METODOLOGÍA**

El trabajo se dividió en 4 etapas de estudio sucesivas:

1° Se actualizaron los criterios de diseño de la planta junto con el respectivo balance de masa, con esto se estableció la situación de la operación actual, o Caso Base, a 1,4 Mt/año.

2° Se efectuaron pruebas de laboratorio, de lixiviación en columnas, con las cuales se evaluó el impacto de regar las pilas en dos ciclos de riego.

3° Se evaluaron dos casos alternativos de la operación futura a 1,8 Mt/año, en uno y dos ciclos de lixiviación.

4° Finalmente se hizo una estimación del costo asociado a las modificaciones de equipos e instalaciones detectadas en el proceso de revisión y evaluación anterior.

### **4.1. Actualización de los criterios de diseño de la planta**

Sobre la base de los resultados de los últimos años de operación y del acuerdo mutuo entre las partes (el cliente o la Dirección de Operaciones y el representante de la Dirección Técnica) se presenta una actualización de criterios de diseño.

Los criterios de diseño actualizados permitieron establecer la situación de la operación actual. Con ellos se confeccionaron los balances de masas, de sólidos y líquidos, de la aglomeración-lixiviación y extracción por solventes. A este resultado se le denominó el Caso Base o CA0.

### **4.2. Trabajo experimental de laboratorio – lixiviación en columnas**

Un conjunto de pruebas de lixiviación en columnas unitarias se realizaron en el Laboratorio Químico-Metalúrgico de la Empresa. Se estudió el impacto de la recirculación de la solución de lixiviación sobre la recuperación de Uranio y el consumo de ácido. Específicamente se evaluó el caso de la lixiviación en 2 ciclos.

- Mineral utilizado en las pruebas:

Un análisis químico de los minerales disponibles en el laboratorio, cuya mezcla se utilizó para realizar los diferentes tipos de tests, es el que se muestra a continuación en la Tabla 8.

Tabla 8. Mineral utilizado en las pruebas en columnas

Lote	U	Zr	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MnO	CaO	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O	TiO <sub>2</sub>	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
M2 Taza	947	267	1,09	0,23	84,44	6,57	1,82	0,03	0,36	0,04	1,22	0,34	0,08
M4 Arlette	883	268	1,12	0,13	84,61	6,08	1,76	0,02	0,30	0,05	1,07	0,38	0,10
Compósito (*)	926	267	1,10	0,20	84,50	6,41	1,80	0,03	0,34	0,04	1,17	0,35	0,09

(\*) 2/3 M2 + 1/3 M4

- Condiciones generales de las pruebas:
  - Las pruebas se realizaron con una mezcla de mineral M4 Arlette (1/3) y M2 Taza (2/3), provenientes de los stocks que se utilizan en planta.
  - Tamaño máximo de la partícula (P100): 20 mm
  - Altura de las columnas: 1 m
  - Diámetro de las columnas: 10 cm
  - Tamaño de las muestras: 8 – 10 kg por test.
  - Ácido en la aglomeración: 25 kg/t
  - Tiempo de aglomeración: 90 s
  - Humedad del aglomerado: 8% (base seca)
  - Tasa de riego: 4 – 6 l/h/m<sup>2</sup>, según el ensayo
  - Concentración de ácido des la solución de riego: en torno a 10 g/l según la prueba
- Serie A. Se trata de 7 columnas que se conectaron una a continuación de la otra. La solución de drenaje proveniente de la primera columna, se utilizó como solución de riego de la segunda, y así sucesivamente hasta completar el riego de la columna 7. En la Figura 4 se muestra un esquema de esta operación. El objetivo de la prueba fue determinar el impacto que tiene la recirculación de soluciones, sobre la recuperación y el consumo de ácido, a medida que la solución de riego se va cargando paulatinamente en Uranio, en sulfatos y en impurezas en general.

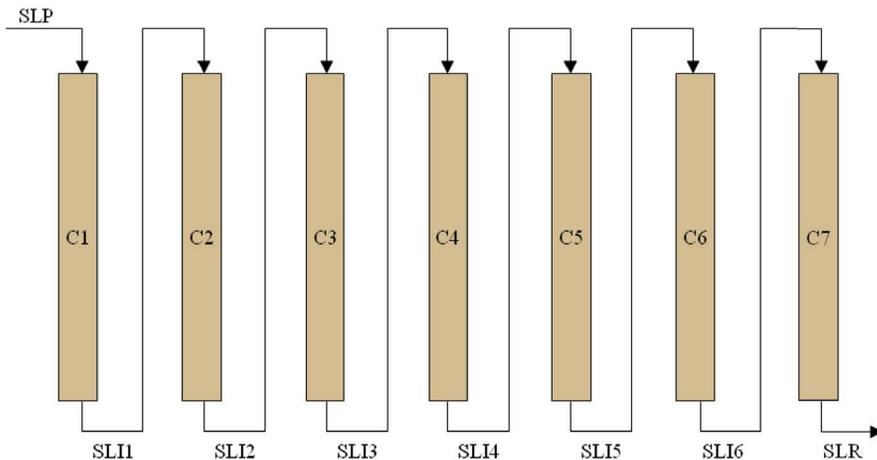


Figura 4. Esquema de operación utilizado en la Serie A

Nomenclatura:

C1: Columna N° 1, en general

Ci: Columna i-ésima

SLP: Solución de Lixiviación Pobre

SLI1: Solución de Lixiviación Intermedia de drenaje de la columna 1, en general

SLI i: Solución de Lixiviación Intermedia de drenaje de la i-ésima columna

SLR: Solución de Lixiviación Rica

El análisis químico del mineral empleado es aquel que se muestra en la Tabla 8, y las condiciones de la aglomeración son aquellas que se indican en el punto anterior, en “condiciones generales de las pruebas”. La lixiviación se realizó por etapas de una columna a la vez, hasta alcanzar una razón de lixiviación de 1 m<sup>3</sup>/t en cada columna.

La solución de lixiviación de la primera columna consistió en una solución sintética de 12,5 g/l de ácido sulfúrico, 82 g/l de sulfatos, 6 g/l de Fe<sup>2+</sup>, 7 g/l de Fe<sup>3+</sup> y sin Uranio. Una vez finalizado el ciclo, se muestreó el compuesto de la solución de drenaje y se analizó por U, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, Fe<sub>T</sub>, Fe<sup>3+</sup>, pH, potencial redox y densidad. Posteriormente, esta misma solución de drenaje se acondicionó, en volumen y en concentración de ácido, para el riego de la columna 2. De igual manera se prosiguió sucesivamente con el resto de las columnas.

Los ripios de cada columna fueron pesados antes y después de secarlos en el horno. Un registro de ambos pesos permitió determinar la humedad residual después del drenaje. Finalmente, se extrajeron dos muestras de ripio para el análisis de U, Fe y SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>.

- Serie B. Al igual que en la serie anterior, se trata de 7 columnas conectadas una a continuación de la otra, pero con una extracción por solventes del Uranio de la solución de drenaje que sirve a continuación como solución de riego de la columna siguiente. En la Figura 5 se muestra un esquema de esta operación. Esta prueba, en la cual se extrae el Uranio en cada nuevo ciclo, sirvió como base de comparación de la serie anterior o Serie A.

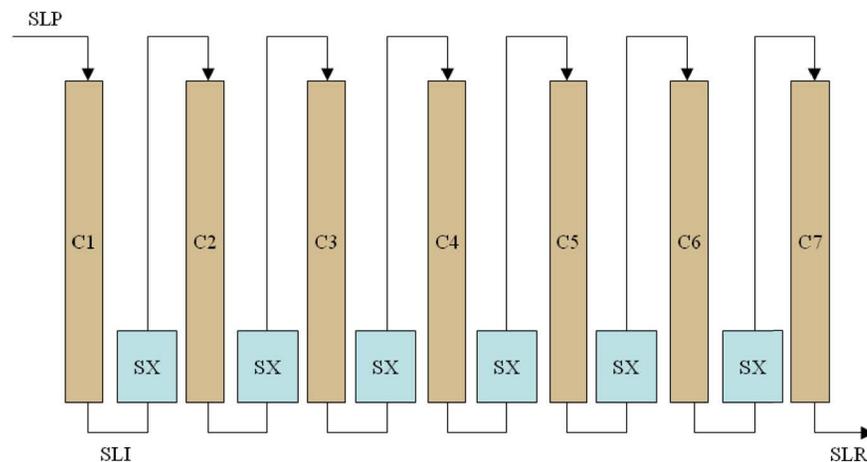


Figura 5. Esquema de operación utilizado en la Serie B

Nomenclatura:

C1: Columna N° 1, en general

Ci: Columna i-ésima

SLP: Solución de Lixiviación Pobre

SLI: Solución de Lixiviación Intermedia

SLR: Solución de Lixiviación Rica

SX: Extracción por solvente

En esta prueba se utilizó el mismo mineral que en la prueba anterior y, con excepción de la extracción por solventes, también se siguió el mismo protocolo para la aglomeración, la lixiviación, el análisis químico de las soluciones y rípios.

Una vez que la solución de drenaje fue muestreada, se envió a la sala piloto de extracción por solventes, donde se procedió a extraer el Uranio. La fase orgánica que se empleó estuvo compuesta de 86,5% de kerosene, 8,5 % de Alamina 336, y 5% Tridecanol y la operación de extracción que se llevó a cabo consistió en un flujo de acuoso de 2 l/h y otro de orgánico de 1 l/h. Una vez finalizada la extracción, se tomó una muestra de la solución acuosa descargada y se analizó por U. Previo acondicionamiento de la concentración de ácido y reposición del volumen requerido, esta misma solución se utilizó para el riego de la columna siguiente,

- Series C1 y C2 (1 ciclo de lixiviación). Estas pruebas consistieron en efectuar dos cinéticas de lixiviación independientes, una por cada columna, ambas en un solo ciclo de lixiviación. El mineral empleado fue aquel que se indica en la Tabla 8 y las condiciones de la aglomeración, según se indica en el punto anterior “condiciones generales de las pruebas”. La primera columna de este set de pruebas (la C1) se regó con  $6 \text{ l/h/m}^2$  y la segunda (la C2) con  $4 \text{ l/h/m}^2$ , ver esquema de operación de ambas en la Figura 6. En ambos casos, durante todo el ciclo, el riego se efectuó con una solución sintética sin Uranio y con  $10 \text{ g/l}$  de ácido sulfúrico. Estas pruebas sirvieron como base de comparación de aquellas que se realizaron en dos ciclos, Series D1 y D2.

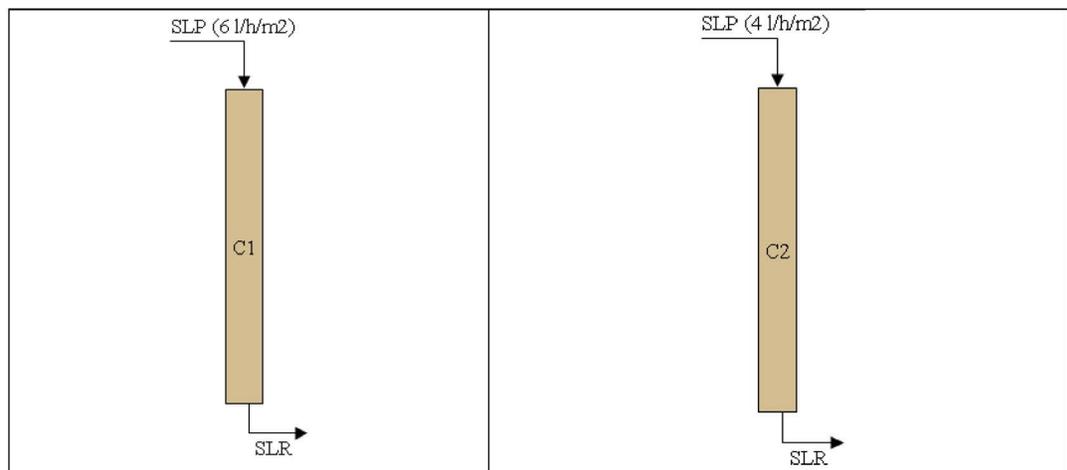


Figura 6. Esquema de operación utilizado en la Serie C

Las soluciones de drenaje fueron pesadas y muestreadas 3 veces por semana. Las muestras fueron analizadas por U, acidez libre, pH y Eh.

Una vez finalizada la lixiviación, los ripios fueron descargados y pesados, antes y después del secado. Finalmente, se extrajeron y prepararon dos muestras para el respectivo análisis químico de U, Fe y  $\text{SO}_4^{2-}$ .

- Series D1 y D2 (2 ciclo de lixiviación). Al igual que en el caso anterior, esta prueba consiste en dos columnas independientes. Aunque ambas se efectuaron en 2 ciclos de lixiviación, la primera se llevó a cabo con  $6 \text{ l/h/m}^2$  y la segunda con  $4 \text{ l/h/m}^2$ . Tanto el riego del primer como del segundo ciclo se efectuaron con una solución sintética, sin embargo, una de ellas, la del primer ciclo, contuvo uranio ( $0,73 \text{ g/l}$ ), mientras que la otra no.

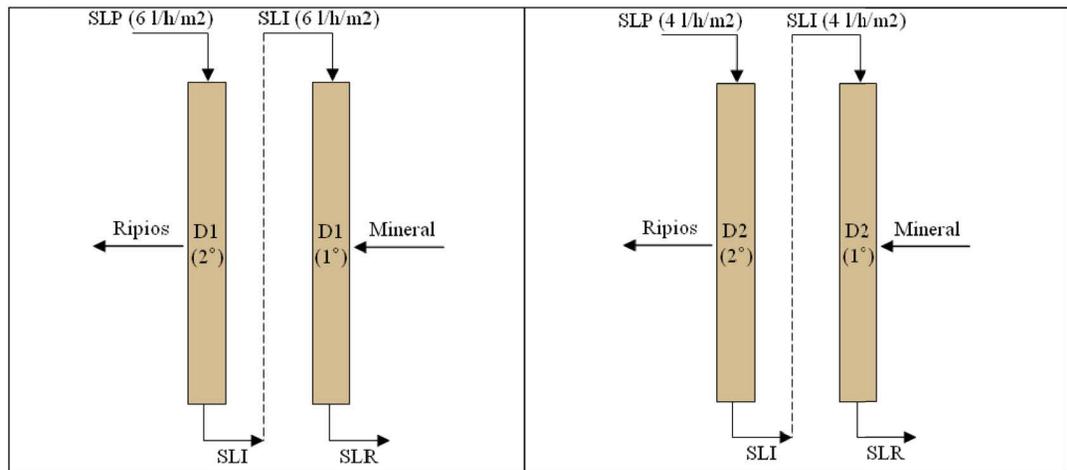


Figura 7. Esquema de operación utilizado en la Serie D

#### Nomenclatura:

D1 (1°): Columna D1 durante el primer ciclo de lixiviación  
D1 (2°): Columna D1 durante el segundo ciclo de lixiviación  
D2 (1°): Columna D2 durante el primer ciclo de lixiviación  
D2 (2°): Columna D2 durante el segundo ciclo de lixiviación  
SLP: Solución de Lixiviación Pobre  
SLI: Solución de Lixiviación Intermedia  
SLR: Solución de Lixiviación Rica

El mineral empleado en este caso es el mismo que aquel utilizado en las otras pruebas. El protocolo de muestreo y análisis químico de las soluciones y de los sólidos, también es análogo a aquel descrito anteriormente.

### **4.3. Evaluación de escenarios de proceso industrial alternativos**

Se propusieron dos escenarios alternativos de producción. Para la evaluar la capacidad de los equipos en estos escenarios se realizaron balances de masas. En el primer caso (CA1) se conservó el circuito de lixiviación de la operación actual, el que se lleva a cabo en una etapa de riego, y se modificó el flujo de mineral de 1,4 a 1,8 millones de toneladas. En el segundo caso (CA2), aparte de modificar el tonelaje como en el CA1, se modificó además el circuito de lixiviación, el que se realiza en dos etapas.

El resultado de los balances de masas (flujos horarios de mineral y de soluciones) se condensaron en tres tablas principales, según las áreas de aglomeración, lixiviación y extracción por solventes. En cada tabla se incluyeron los resultados de cada uno de los tres casos. Con esta información se procedió a contrastar la capacidad de los equipos en función de los antecedentes entregados por los proveedores de los equipos (hojas de datos técnicos), antecedentes entregados por la Dirección de Operaciones (manuales de operación y experiencia de la operación), antecedentes de la industria del cobre en general (documentos técnicos, bench markings, etc.).

Los equipos e instalaciones que se incluyeron en el análisis fueron: bombas y sistemas de bombeo, tambor aglomerador, superficie de apilamiento, sistema de drenaje, estanques y piscinas, mezcladores-decantadores y tuberías.

### **4.4. Evaluación de costos de inversión**

Se incluye también una valorización de algunos ítemes de inversión. Esto es más bien ligado a los casos CA1 y CA2, en donde el aumento del flujo de mineral o el cambio del circuito de lixiviación podrían requerir una inversión significativa. Los cambios menores tales como el cambio de la tubería de agua en el interior del tambor aglomerador, o la tubería de aspiración de las bombas impulsoras de la piscina de solución refino, no se valorizaron en este trabajo.

## 5. DEFINICIÓN DE LOS CASOS DE ESTUDIO

### 5.1. Caso Base - CA0

Para el Caso Base se conservan el diagrama de flujo y el tratamiento de mineral del proyecto original según se muestra en la Figura 8. Éste consiste en una etapa de lixiviación y comprende un tratamiento anual de 1,4 millones de toneladas, sin embargo, cambian las condiciones de operación de la aglomeración y de la lixiviación según se muestra en los criterios de diseño incluidos en el ANEXO A.

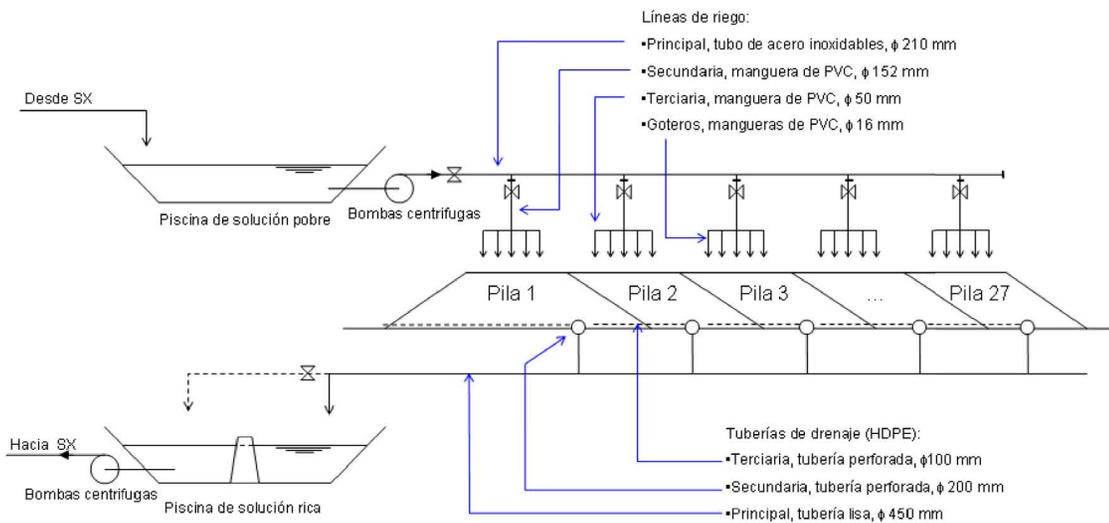


Figura 8. Riego y recolección de soluciones en la etapa de lixiviación - casos CA0 y CA1

### 5.2. Caso Alternativo N° 1 - CA1

Esta alternativa es similar a la alternativa anterior desde el punto de vista del diagrama de flujos, sin embargo, cambia el tonelaje anual procesado a 1,8 millones de toneladas y cambian también proporcionalmente todos los flujos de soluciones.

Con esta alternativa se evaluó el efecto del aumento de flujo de mineral y de las soluciones en el circuito. Esto involucra al tambor aglomerador con sus respectivos sistemas de inyección de agua y ácido, el área de apilamiento disponible, las piscinas de lixiviación y las bombas asociadas, bombas y mezcladores-decantadores de la extracción por solventes y tuberías, equipos e instalaciones en general.

### 5.3. Caso Alternativo N° 2 - CA2

Al igual que en el caso anterior, esta alternativa consideró 1,8 millones de toneladas de tratamiento anual, pero la lixiviación se efectúa en dos etapas. Esto significa que se recirculan hacia las pilas una parte de las soluciones de drenaje, generalmente las más pobres, y se envían hacia la extracción por solventes sólo las soluciones más ricas. Se evita de este modo aumentar el caudal que entra en los mezcladores-decantadores de la extracción y con ello se reducen los impactos negativos en el rendimiento global de estos equipos. En la Figura 9 se indica con líneas de color rojo los elementos adicionales que se deben agregar al circuito de la lixiviación para conseguir un riego en dos etapas.

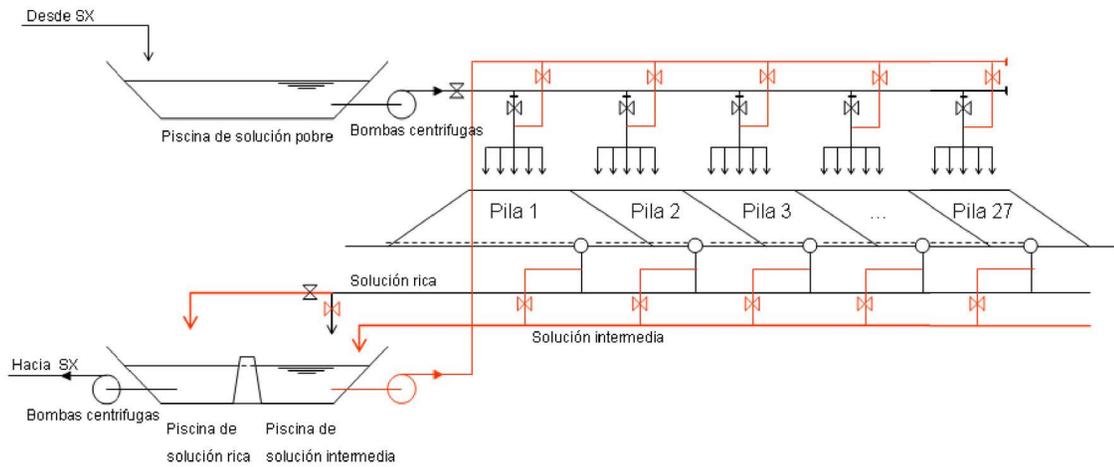


Figura 9. Sistemas de riego y drenaje modificados - CA2

## 6. RESULTADO DE LAS PRUEBAS DE LABORATORIO

Con el fin de explorar el impacto de efectuar la lixiviación en dos etapas (resultados aplicables al caso CA2), pruebas a pequeña escala se llevaron a cabo en el laboratorio metalúrgico del Servicio de Estudios de Procesos y Análisis de la empresa (SEPA).

En la Sección 5.2 de este informe se resumen los tests que se llevaron a cabo, junto con las condiciones experimentales de éstos. Los resultados obtenidos son los que se muestran a continuación[13].

### 6.1. Tests en columnas de las Series A y B

Los resultados de ambas series indican que según avanza la solución de una columna a la otra, los rendimientos de la lixiviación mostraron una tendencia global decreciente. Menos notorio en el caso de los resultados de la Serie B, donde se extrajo el Uranio de la solución antes de hacerla pasar por la columna siguiente. Los resultados se muestran a continuación en la Figura 10.

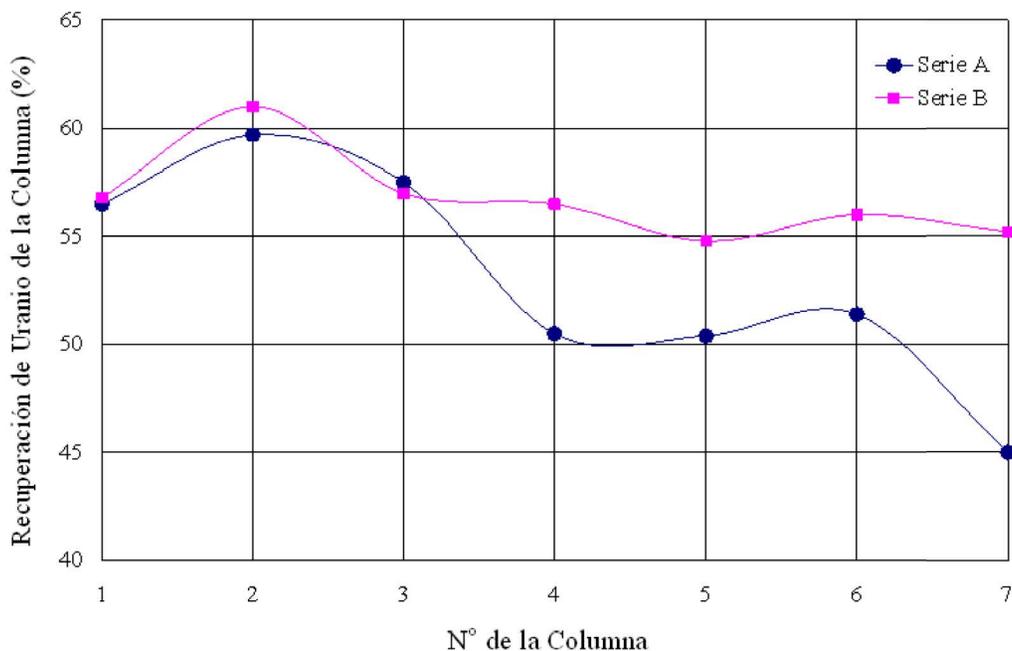


Figura 10. Efecto de la recirculación de soluciones sobre la recuperación de Uranio

La conclusión fue que la concentración creciente en Uranio, sulfatos y otros iones saturan la solución, la hacen más densa y viscosa, perjudicando así en cada nuevo ciclo la capacidad de carga de la solución.

Por otro lado, este resultado justifica tener en la práctica pilas más bajas que las actuales a 6 m, a fin de evitar una pérdida del rendimiento en los puntos más bajos de la pila, donde la solución contiene menos ácido y la concentración de Uranio es más alta.

En ambas series el consumo de ácido fue similar, y estuvo alrededor de los 28 kg/t. Tampoco se observó una tendencia global al aumento o a la reducción de este consumo en cada nuevo ciclo.

Otros resultados con respecto a los sulfatos, carbonatos y fierro, entre otros, se encuentran en el documento indicado anteriormente [13].

## **6.2. Tests en columnas de las Series C y D**

El rendimiento final con uno o dos ciclos de lixiviación son similares. En general, en los cuatro casos que comprenden estas dos series, los rendimientos se encuentran alrededor de 65%, lo que es similar al valor con el que se diseñó la planta. Una gráfica con las cinéticas de recuperación de Uranio se muestran en la Figura 11.

Al comienzo, durante el primer ciclo, sin importar la tasa de riego se aprecia una diferencia de recuperación entre ambas series. Según pudo ser constatado, esta diferencia correspondió a la diferencia de inventario existente entre ambos sets de pruebas, como efecto de utilizar una solución sin Uranio en un primer caso (columnas C1 y C2) y con Uranio en otro (Columnas D1 y D2). Posteriormente, una vez que la solución de impregnación es recuperada, lo que ocurre después de los 1,2 m<sup>3</sup>/t de riego, las curvas en general convergen a un mismo punto. La conclusión en este caso es que la lixiviación en dos etapas es factible a condición de que la etapa de lavado o segundo ciclo sea efectiva. En la práctica esto se traduce en que el mineral debe ser lo suficientemente permeable para permitir, en un tiempo razonable, completar ambos ciclos de lixiviación, especialmente aquel de la etapa lavado, o segundo ciclo.

Para evitar los efectos negativos de las altas concentración de sulfatos y de Uranio evidenciados en los otros tests (Series A y B), la concentración de sulfato y Uranio en las soluciones de riego de estas cuatro pruebas se limitaron a 80-90 g/l y 0,7 mg/l, respectivamente.

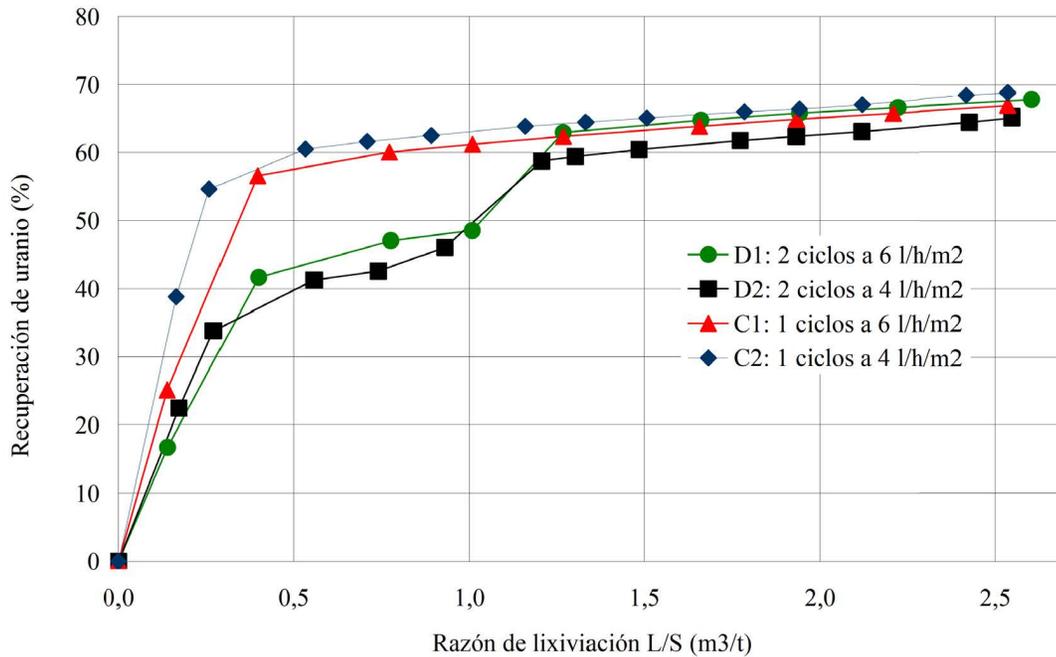


Figura 11. Cinética de recuperación de Uranio – Efecto de la recirculación

Con respecto al consumo de ácido (Figura 12), el consumo es más bajo cuando la lixiviación se lleva a cabo en un solo ciclo y cuando la tasa de riego es más alta.

El consumo de ácido muestra un comportamiento bastante lineal, durante todo el ciclo lo cual la hace fácilmente modelable. Esta característica puede ser aplicada para la implementación de un criterio de detención de pilas basado en los precios del ácido y del Uranio entre otros.

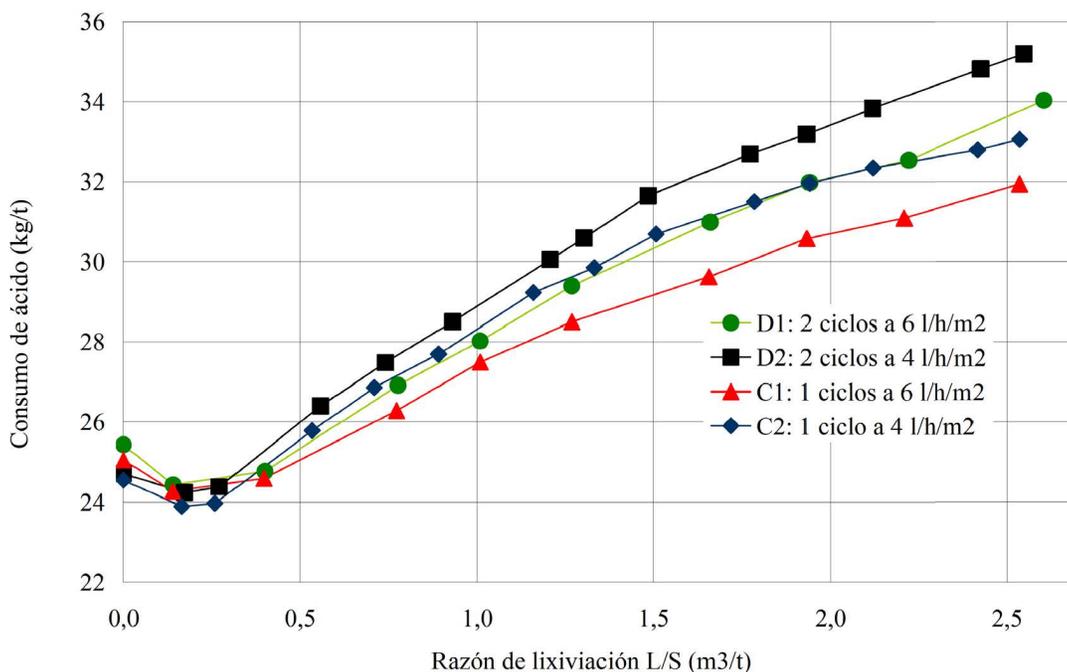


Figura 12. Cinética de consumo de ácido – efecto de la recirculación

Como conclusión de estas pruebas exploratorias se puede indicar que la recirculación en dos ciclos es factible, a condición de que sea posible desplazar las soluciones de impregnación y que la tasa de riego permita hacer este lavado en un tiempo aceptable. Esto es, según la superficie de apilamiento disponible y según la superficie máxima que las bombas son capaces cubrir.

Es claro que en el caso del tratamiento de los minerales más arcillosos de Mirasó, con los cuales existen problemas de permeabilidad, un circuito con dos ciclos de lixiviación no es recomendable. La configuración con dos etapas de riego es recomendada solo como una respuesta de operación, en el caso de un problema puntual de arrastres de orgánico por ejemplo, en el cual una reducción del caudal de entrada a la SX ayude visiblemente a reducir dichos arrastres.

## **7. REVISIÓN DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO**

Con el fin de diagnosticar la operación actual, y evaluar el impacto de las condiciones de operación sugeridas en los equipos presentes en cada una de las etapas hidrometalúrgicas, se efectuó una actualización de los parámetros de utilizados en el diseño inicial de la planta. A continuación se indican y se comentan los cambios más importantes implementados desde la puesta en marcha en julio del año 2009. El detalle con todos los criterios de diseño se presentan en el ANEXO A.

### **7.1. Aglomeración y apilamiento**

El aumento del tratamiento anual desde 1,4 a 1,8 millones de toneladas tendrá un impacto directo sobre las capacidades y la utilización de los equipos e instalaciones del área. Lo anterior involucra el tambor aglomerador con sus respectivos sistemas de adición de agua y ácido, correas transportadoras y superficie disponible de apilamiento. Una revisión de las capacidades de estos equipos se efectúa en el capítulo siguiente.

La utilización empleada para el diseño de los equipos de esta área fue 80%, mientras que los resultados del año 2011, en el cual se trataron 1,3 millones de toneladas, muestran que este valor sólo alcanzó a 71%.

Una parte de esta diferencia se puede explicar por el tiempo excesivo empleado en las maniobras requeridas para el retiro de las correas móviles, una actividad periódica en un sistema como éste.

Un retiro de correas en condiciones normales debe tomar entre 30 y 60 min.; sin embargo, tiempos de hasta 4 h se registraron para realizar esta actividad. Desde la puesta en marcha, los problemas detectados con mayor frecuencia, en orden de importancia, fueron los siguientes:

- Falta o pobre coordinación entre los personales de operación y electricistas. Este problema se ve acentuado en los turnos de noche y fines de semana.
- Hundimiento de las ruedas de la grúa horquilla (marca Manitou®) en la capa protectora de la membrana de HDPE, al momento de levantar y trasladar las correas móviles. Este efecto es más notorio en el primer ciclo de apilamiento, cuando la capa protectora aún no está compactada.
- Falta de experiencia del operador en la conducción de la grúa horquilla, específicamente en los movimientos que requieren mayor precisión y buen uso del brazo del equipo (ejemplo, mala distribución de la carga por extensión excesiva del brazo de la grúa).

- Diseño inapropiado del sistema de enganche de la correa para efectuar el traslado.
- Inexistencia de un sistema de marcado para el buen posicionamiento de las correas y evitar derrames. Esto obliga a repetir las maniobras de des-energización y reposicionamiento de los equipos.

Otro factor que impacta negativamente en la utilización del sistema de apilamiento es el ancho de las pilas. El equipo de proyecto definió 40 m en lugar de los 80 m de ancho que permite el apilador radial. La idea fue hacer celdas más pequeñas durante el periodo de puesta en marcha, hasta que el operador adquiriera la destreza para construir pilas de mayor envergadura. Sin embargo, esta práctica ha sido sostenida hasta la fecha perjudicando así la correcta utilización del sistema.

Por ejemplo, en un sistema con correas móviles se debe efectuar un “retiro de correa” en forma periódica. El periodo entre un cambio de correa y otro depende del largo de las correas, del ancho de las pilas, de la densidad del mineral aglomerado puesto en la pila y del tonelaje procesado. Si consideramos pilas de 40 m de ancho por 6 m de alto y 35 m de largo de cada correa móvil, el tiempo entre un cambio de correa y el siguiente queda determinado por la siguiente expresión:

$$\tau = \frac{(A_p \cdot l_c \cdot H_p \cdot \delta)}{T} \quad (16)$$

donde,

- $\tau$  : Periodo entre cambios de correa - incógnita (3,5 d o 84 h)
- $A_p$ : Ancho de la pila (40 m)
- $l_c$  : Largo de las correas móviles (35 m)
- $H_p$  : Altura de la pila (6 m)
- $\delta$  : Densidad del mineral aglomerado (1,6 t/m)
- $T$  : Tonelaje procesado (3.836 t/d)

Si el ancho de la pila cambia a 80 m, la frecuencia con que se deben retirar las correas se reducirá a la mitad. Aumentando de este modo la utilización del sistema. La Tabla 9 muestra un resumen de los impactos que tiene sobre la disponibilidad de la planta el aumento del tonelaje procesado y el ancho de la pila, en dos condiciones de operación: buena (1 h) y mala (2 h) coordinación de las actividades.

Tabla 9. Impacto del retiro de correas sobre la disponibilidad de la planta

Ancho de pila (m)	Tratamiento Anual (Mt)	Periodo (d)	Retiros anuales #	Indisponibilidad (%)	
				(1 h)	(2 h)
40	1,4	<u>3,5</u>	104	1,2	<u>2,4</u>
40	1,8	2,7	134	1,5	<u>3,1</u>
80	1,4	7,0	52	0,6	<u>1,2</u>
80	1,8	5,5	67	<u>0,8</u>	1,5

Si se conserva el ancho de la pila en 40 m y se mantiene la mala coordinación de las actividades asociadas al retiro de las correas, el aumento del tratamiento anual hará que la indisponibilidad de la planta aumente de 2,4 a 3,1% por este concepto. En cambio, si se aumenta el ancho de la pila a 80 m y mejora la coordinación, la indisponibilidad por retiro de correas bajará en un 0,8% aun cuando el tratamiento de mineral aumente a 1,8 millones.

Se recomienda, en consecuencia, incrementar el ancho de celda a 80 m, debido a que el aumento del tratamiento anual hará más notorias las ineficiencias producto de una mala coordinación de las actividades de retiro de correas.

En el diseño inicial, por restricciones de la disponibilidad de ácido existentes durante la concepción del proyecto, se estableció que sería posible enviar sólo 16 kg/t de ácido hacia la aglomeración; sin embargo, en la práctica la dosis se ajustó a los 30 kg/t que recomendaron los resultados del estudio piloto [11].

Para el proyecto de 1,8 millones de toneladas, se mantienen los 30 kg/t como valor nominal. La existencia del proyecto PUMA, el cual permitirá ampliar la capacidad de fabricación de ácido sulfúrico por medio de una nueva planta, elimina por completo la restricción del suministro de ácido prevista en un comienzo.

La altura de apilamiento se mantiene en los 6 m utilizados en la operación desde la puesta en marcha. Sin embargo, esto difiere de los 5 m de altura previstos en los criterios de diseño. Entre las razones que entregó el operador para justificar el cambio se encuentran: la reducción de la frecuencia de retiro de correas y el mejor aprovechamiento de superficie de apilamiento. A pesar de que estos dos argumentos son válidos, aumentar la altura de la pila no es una decisión correcta cuando la permeabilidad del mineral es baja, debido a que tal aumento dificultará el drenaje de las soluciones por aumento de la caída de presión a lo largo del lecho del mineral. En una etapa posterior al presente trabajo de diagnóstico de la capacidad de los equipos, se recomienda realizar pruebas de lixiviación en columnas, para verificar la altura de pila óptima del mineral de Mirasó.

## **7.2. Lixiviación**

Un parámetro importante que cambia en esta área se refiere a la recuperación, la cual aumenta de 65 a 70%. Este es el resultado promedio que entregó el análisis de los rípios de las 27 pilas cargadas en el primer nivel, las que representan unas 4 millones de toneladas. El aumento en recuperación se explica debido al aumento de la dosificación de ácido en la aglomeración, de 16 a 30 kg/t, y debido al aumento de la razón de lixiviación en el riego, desde 1,2 a 1,3 m<sup>3</sup>/t. Esto último fue posible, y también será factible en los próximos cuatro niveles, porque la superficie de riego es lo suficientemente extensa para permitir aumentos del tiempo de lixiviación. En el capítulo 8.2 se entregan detalle sobre este tema.

Como se indicó más arriba, en los casos CA0 y CA1 la lixiviación se efectúa en un ciclo de riego, mientras que en el caso CA2 se efectúa una recirculación de una tercera parte de las soluciones de drenaje. Esto es, una fracción proporcional al aumento del mineral a ser tratado, y que se efectúa con el fin de evitar que aumente el flujo de solución rica hacia la SX.

Para el cálculo de los caudales de riego y de drenaje, se utilizó una tasa de riego igual a 3 l/h/m<sup>2</sup>. Lo que difiere de los 4,5 l/h/m<sup>2</sup> proyectados inicialmente, debido a que se constataron importantes problemas de permeabilidad en el mineral, sobre todo en aquellos con altos contenidos de arcilla, los cuales no se segregaron o mezclaron adecuadamente al momento de alimentar a la planta.

En el año 2011 hubo varias ocasiones en las que el análisis químico del compuesto semanal del mineral (3 meses acumulados) sobrepasó el límite máximo de contenido de arcillas recomendado en Mirasó. La recomendación es no exceder el 10-12% de arcillas, debido a que las pruebas en columnas que se efectuaron durante el pilotaje, se colmataron cuando este valor límite se superó.

El tiempo de riego cambió de 90 a 173 días como resultado del aumento de altura y debido a la reducción de la tasa de riego en las pilas. El tiempo de riego  $t_r$  es función de la razón de lixiviación, de la tasa de riego fijada por la operación, de la altura de apilamiento y de la densidad del mineral apilado, según se indica en la siguiente expresión:

$$t_r = R_L \cdot \left( \frac{\delta \cdot H_p \cdot 1.000 \text{ l/m}^3}{T_R \cdot 24 \text{ h/d}} \right) \quad (17)$$

donde,

- $t_r$ : Tiempo de riego – incógnita (173 d)
- $R_L$ : Razón de lixiviación (1,3 m<sup>3</sup>/t)
- $\delta$ : Densidad del mineral aglomerado (1,6 t/m<sup>3</sup>)
- $H_p$ : Altura de la pila (6 m)
- $T_R$ : Tasa de riego (3 l/h/m<sup>2</sup>)

Por otro lado, la razón de lixiviación, el flujo de mineral (3.836 t/d para CA0 y 4.932 t/d para los otros casos) más la tasa de riego 3 l/h/m<sup>2</sup> determinan el área bajo riego (A) en la lixiviación según se indica a continuación:

$$A_{CA0} = \frac{(3.836 \text{ t/d} \cdot 1.3 \text{ m}^3/\text{t} \cdot 1.000 \text{ l/m}^3)}{\left( 3 \frac{\text{l/h}}{\text{m}^2} \cdot 24 \text{ h/d} \right)} = 69.254 \text{ m}^2 \quad (18)$$

$$A_{CA1} = A_{CA2} = \frac{(4.932 \text{ t/d} \cdot 1.3 \text{ m}^3/\text{t} \cdot 1.000 \text{ l/m}^3)}{\left(3 \frac{\text{l/h}}{\text{m}^2} \cdot 24 \text{ h/d}\right)} = 89.041 \text{ m}^2 \quad (19)$$

La evaporación (e) y la precipitación de aguas lluvias (p) en las pilas y en las piscinas, son proporcionales a sus respectivas superficies. Según los datos meteorológicos de Arlit el promedio anual de éstas corresponden a:

$$e = 12.3 \text{ mm (esto es } 12,3 \text{ mm/d/m}^2\text{)}$$

$$p = 0.12 \text{ mm (ídem)}$$

Las soluciones ricas que drenan de las pilas y que van hacia la SX deben tener una concentración de ácido libre entre 5-10 g/l a fin de mono sulfatar la amina permitiendo así la extracción del Uranio. Para efectos prácticos, en todos los casos se considera que la concentración mínima de ácido libre debe ser igual 5 g/l.

### 7.3. Extracción por solventes

En este caso cambian los caudales de solución rica hacia la etapa de extracción, según el siguiente detalle:

Diseño inicial: 166 m<sup>3</sup>/h (3.836 t/d, 90 días de lixiviación o 43.151 m<sup>2</sup> en riego)

CA0: 175 m<sup>3</sup>/h. Cambia con respecto al diseño inicial porque aumenta el tiempo de lixiviación a 173 días, lo cual implica un aumento de la superficie de riego a 69.254 m<sup>2</sup>.

CA1: 225 m<sup>3</sup>/h. En este caso, además del tiempo de lixiviación, aumenta también el flujo de mineral a 4.932 t/d.

CA2: 147 m<sup>3</sup>/h. Similar al caso anterior en cuanto al tonelaje, sin embargo, un tercio de la solución de drenaje es recirculado, el correspondiente a las pilas más agotadas, con lo que se reduce el caudal de solución rica hacia la extracción y con lo que se evita el aumento del arrastre de orgánico en el acuoso.

La razón orgánico-acuosa (O/A) son conservados iguales a los del diseño, esto es 1,4 para la extracción y 4,5 para la re-extracción.

La fase orgánica o solvente esta compuesta de una amina terciaria o Alamine 336, de un modificador iso-décanol (4 a 6% v/v) y de diluyente Keroil (86 a 88% v/v). La concentración de Alamina en el solvente es igual a 0,17 moles por litro de solvente o equivalentemente 8,02% v/v. La carga máxima de este extractante C<sub>máx</sub> es de 1,21 g U/l por cada 1% de extractante en el solvente [16]. En general, a nivel industrial la carga máxima se encuentra entre 75 y 80% de la carga máxima teórica, sin embargo, en presencia de altas concentraciones de cloro, o de nitratos, este valor se reduce a menos de 50%.

En el caso particular de Mirasó la transferencia neta es de 5,98 gU/l, con lo que la eficiencia de transferencia del reactivo calculada es de 62%, según se indica en la expresión siguiente:

$$T_n = 1,21 \frac{g/l}{(1 \% ext)} \cdot (8,02 \% ext) \cdot 62 \% = 5,98 g/l \quad (20)$$

Por otra parte, según se deduce de la expresión (21), la cantidad estequiométrica de carbonato necesaria para llevar a cabo la re-extracción, es igual a 2,23 g de carbonato por gramo de Uranio transferido (esto es con 238,029 g/mol para el U y 105,9888 g/mol para el Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>).



Sin embargo, como el carbonato de sodio desulfata también parte del orgánico no cargado, hasta un 30% adicional del reactivo es requerido, con lo que el consumo real alcanza a 2,9 kg Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/kg U. El objetivo de este excedente es mantener valores de eficiencias de reextracción elevados (>96%) o, equivalentemente, concentraciones de orgánico descargado bajas (0,02 g/l), liberando al máximo la capacidad de carga de la fase orgánica que retorna a la extracción. Finalmente, debido al aumento de la producción y con el fin de mantener los caudales de la solución de reextracción en niveles bajos, la concentración de carbonato de sodio se aumentó desde 106 a 170 g/l.

## **8. BALANCES DE MASA**

Por cada alternativa se efectuó un balance de soluciones, de Uranio y de ácido. El balance se dividió en dos, uno para la aglomeración-lixiviación y otro para la extracción por solventes. Los diagramas de procesos y los resultados de este balance se encuentran en el ANEXO B de acuerdo al siguiente detalle:

### **8.1. Aglomeración-Lixiviación**

- CA0 : 9592B-LIXI-000-PFD-001.
- CA1 : 9592B-LIXI-000-PFD-002.
- CA2 : 9592B-LIXI-000-PFD-001.

Una síntesis con los resultados más relevantes para la evaluación de la capacidad de los equipos se encuentran en las Tabla 10 y Tabla 14. Las variables de operación más importantes de esta área, que serán analizadas y comentadas en el Capítulo 9, son las siguientes:

- Capacidad del tambor aglomerador.
- Tiempo de residencia del mineral en el aglomerador (inclinación, velocidad de rotación y nivel máximo de llenado).
- Capacidad de adición de agua y de ácido (bombas y tuberías).
- Capacidad de los chutes de entrada y salida.
- Capacidad de soporte de la estructura del tambor.
- Capacidad de los sistemas de bombeo (bombas y tuberías).
- Capacidad de las piscinas de solución de riego, de solución rica y piscina de emergencia.
- Sistema de recuperación de solución es de drenaje (tuberías DN 100, DN 200 y DN 450).
- Superficie disponible para el apilamiento y lixiviación del mineral.

### **8.2. Extracción por solventes**

- CA0 : 9592B-002-PFD-0010-001.

- CA1 : 9592B-002-PFD-0010-001.
- CA2 : 9592B-002-PFD-0010-001

La síntesis con los resultados más relevantes de esta área se encuentra en la Tabla 18. Las variables más importantes a ser analizadas y comentadas en este caso son las siguientes:

- Capacidad de los mezcladores-decantadores (tiempo de residencia para la transferencia y separación de fases).
- Capacidad de transferencia de la amina.
- Capacidad de los sistemas de bombeo.
- Capacidad de los estanques en general.

## 9. REVISIÓN DE LA CAPACIDAD DE LOS EQUIPOS

### 9.1. Aglomeración y apilamiento

Las capacidades nominales existentes para los equipos de la aglomeración son las que se indican en la Tabla 10 [18]. En el cálculo de los flujos de mineral y de los líquidos se considera 71,4% de utilización, según el valor promedio obtenido en la operación del año 2011.

Tabla 10. Capacidades nominales existentes y requeridas - equipos de aglomeración

Ítem	#	Equipos	Unid.	Capacidad nominal existente	Capacidad nominal requerida		
					CA0	CA1	CA2
P1 84 27 A/C	2	Bombas de transferencia hacia estanque de 30 m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /h	5	3,8	4,9	4,9
S1 84 28 A/B	2	Estanque de ácido sulfúrico 30 m <sup>3</sup> (dos estanques total)	m <sup>3</sup>	60	60	60	60
P1 84 29 A/C	2	Bombas de dosificación de ácido	m <sup>3</sup> /h	2.4	3,8	4,9	4,9
P1 87 22 A/C	2	Bombas de agua de proceso	m <sup>3</sup> /h	22	17	22	22
B1 84 25	1	Tambor aglomerador	t/h	226	224	288	288

- Bombas de transferencia de ácido hacia el estanque P1 8427 A/C

Estas son dos bombas de transferencia, una en operación y otra en stand-by, que alimentan a dos estanques, de 30 m<sup>3</sup> cada uno, situados a un costado del tambor aglomerador. Estas bombas extraen el ácido a partir de dos estanques principales instalados a un costado de la planta de lixiviación por agitación.

De acuerdo con la hoja de datos del proveedor (ANEXO D) y según las especificaciones técnicas del equipo, cada bomba se diseñó para entregar 5 m<sup>3</sup>/h y desarrollar 12 m de columna de líquido cuando esta funciona a 1.435 rpm [19]. Cada bomba cuentan con un variador de frecuencia que puede ser regulado entre 1.435 y 3.500 rpm, además es factible cambiar el diámetro del agitador de 192 (actual) a 209 mm, el diámetro mínimo es de 160 mm.

Inicialmente, el sistema se dimensionó para trabajar 6 - 7 h/día a un caudal de 5 m<sup>3</sup>/h, cuando se estableció que la dosificación de ácido en el aglomerador sería 16 kg/t. Sin embargo, a 30 kg/t, el tiempo de operación puede ser extendido a las 17 h de utilización que tiene la aglomeración, con el fin de mantener el mismo caudal de 5 m<sup>3</sup>/h (4,9 m<sup>3</sup>/h para los

casos más exigentes según se muestra en la Tabla 10), sin necesidad de modificar por tanto el punto de operación actual de la bomba.

- Estanques de almacenamiento de ácido sulfúrico S1 8428 A/B (costado tambor aglomerador).

Como se indicó, éstos son dos estanques con una capacidad de 30 m<sup>3</sup> cada uno, que permiten, en las condiciones iniciales de proyecto, a 16 kg/t, 30 h de capacidad de almacenamiento. Este tiempo se redujo a 16 h cuando la dosificación de ácido se incrementó a 30 kg/t, y se reducirá a 13 h cuando se incremente el flujo de mineral.

Considerando que el abastecimiento se efectúa directamente a partir de los dos estanques principales, con un sistema de bombeo diseñado para trabajar cerca del 100% del tiempo (con una en stand-by) y que cuenta además con las holguras señaladas en el punto anterior, la reducción del tiempo de almacenamiento no se considera relevante. Además, existe la posibilidad de alimentar a estos dos estanques desde camiones, lo que permite independizarse del sistema de bombeo en caso de falla de la tubería de alimentación, por ejemplo.

- Bombas de dosificación de ácido hacia el tambor aglomerador P1 8429 A/C.

A partir de las especificaciones técnicas de estas bombas [20] y de la hoja de datos técnicos entregados por el proveedor, incluidos en el ANEXO E, se construyó la Tabla 11, que se muestre a continuación.

Tabla 11. Cuadro de datos bombas de ácido P1 8429 - alim. Aglomerador

Nivel	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Velocidad (rpm)	φ impeler (mm)
Mínimo	-	1.420	200
Nominal	2,4	1.435	240
Máximo	-	3.600	260

Durante la fase de proyecto, estas bombas fueron requeridas para entregar un caudal nominal de 2,4 m<sup>3</sup>/h y 19 m de altura manométrica total, según se muestra en la Figura 13. Se observa que es factible aumentar tanto la velocidad del variador de frecuencia como el tamaño del propulsor, a fin de aumentar el caudal de ácido. Dado que la curva del sistema no esta disponible, no es factible establecer en qué lugar se situará el nuevo punto de operación, se recomienda realizar pruebas de flujo máximo.

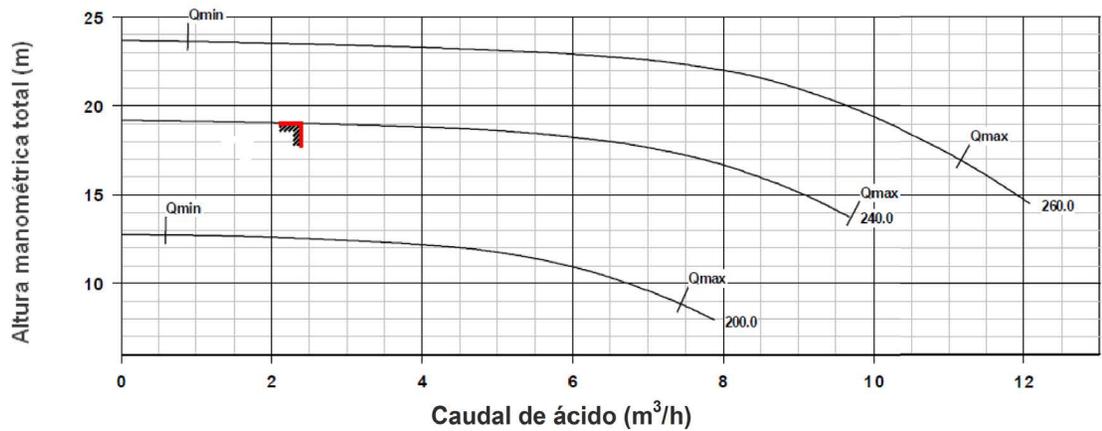


Figura 13. Curva característica de las bombas de ácido P1 8429 A/C

- Bombas de transferencia de agua de procesos hacia el tambor aglomerador P1 8722 A/C

Una síntesis con los datos nominales, mínimos y máximos aceptables, de velocidades y diámetros del propulsor, se encuentran en la Tabla 12. Lo datos se extrajeron de las especificaciones técnicas de las bombas [21] y de la hoja de datos entregadas por el proveedor incluidas en el ANEXO F.

Tabla 12. Cuadro de datos bombas de agua P1 8722 - alim. Aglomerador

Nivel	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Altura (m)	Velocidad (rpm)	φ impeler (mm)
Nominal	22	44	2.929	188
Mínimo	-	-	2.929	160
Máximo	-	-	3.600	209

Las bombas suministradas se dimensionaron para la entrega de un caudal nominal de 22 m<sup>3</sup>/h a una altura de carga de 44 m de columna de agua, que concuerda con el caudal requerido para los casos CA1 y CA2, mientras que en el caso actual sólo se requieren 17 m<sup>3</sup>/h, según se indica en la Tabla 10. Ambos puntos de operación se muestran a continuación en la Figura 14.

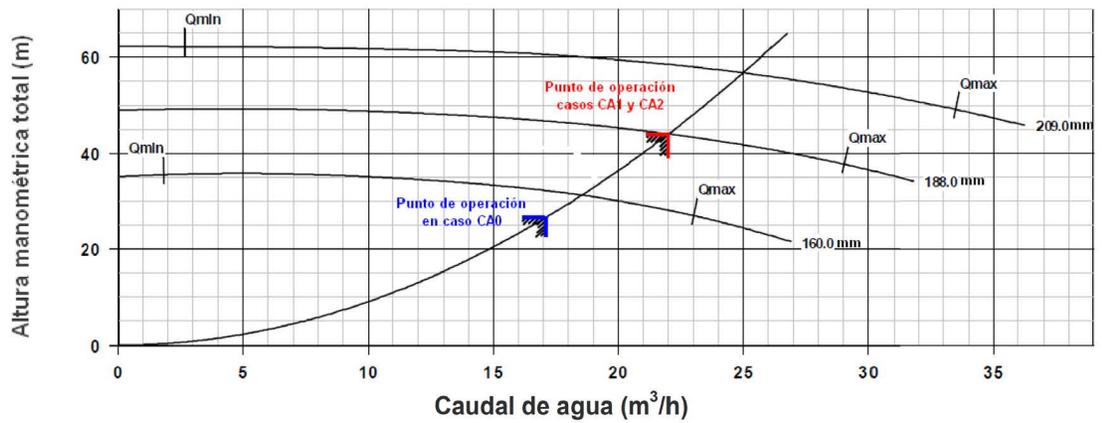


Figura 14. Curva característica de las bombas de agua de la aglomeración (P1 8722 A/C)

A partir de los datos incluidos en la Tabla 12 como en la figura anterior, se observa también que de ser necesario, el caudal podría aumentar incluso más allá de los 22 m³/h, sea esto por aumento de la velocidad del variador de frecuencia, como por aumento del diámetro del propulsor de la bomba. Por lo que desde este punto de vista, el sistema no presenta problemas de capacidad.

Sin embargo, es necesario notar que aún cuando las bombas cuentan con la capacidad requerida, que las boquillas de aspersión han sido suprimidas y que la inyección se hace en el 60 - 80% de la longitud del tambor, el diseño del sistema de adición de agua al interior del tambor impide alcanzar la humedad óptima de aglomeración (8%). Además, se observó que tanto el agua como el ácido son agregados simultáneamente en un mismo lugar. Estas dos condiciones se muestran en la Figura 15.

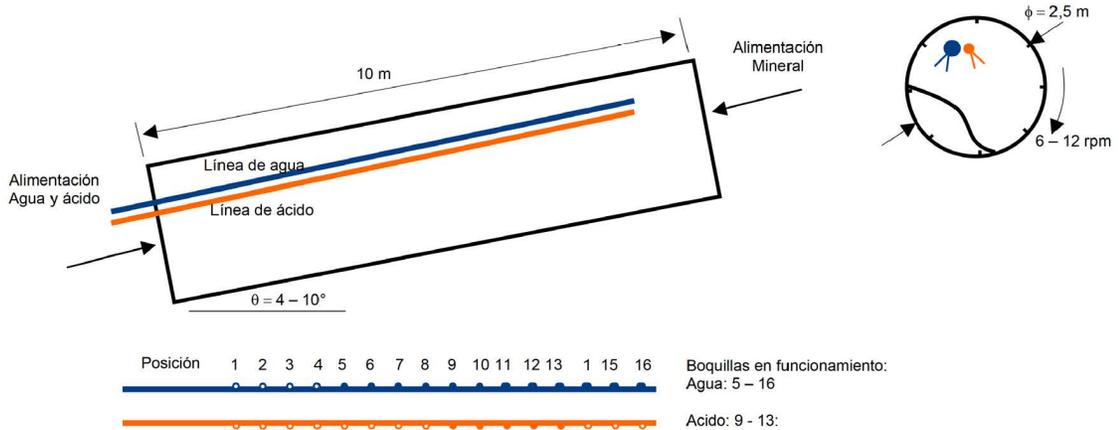


Figura 15. Sistemas de inyección de agua y ácido del tambor aglomerador

En cualquier caso, para obtener un buen grado de mezclado de los componentes y evitar problemas de alta temperatura en el interior del tambor (60 – 80 °C), lo que promueve el desgaste prematuro del “liner” y “lifters” del equipo, las recomendaciones generales son las siguientes:

- Ambos reactivos (agua y ácido) deben ser agregados en el primer tercio del tambor, dentro de los primeros tres metros en este caso, a fin de que exista un espacio de tiempo correcto para que el mezclado se lleve a cabo en los dos tercios restantes.

- El agua se agrega en primer lugar (22 m<sup>3</sup>/h) y luego se agrega el ácido sulfúrico (5 m<sup>3</sup>/h), para facilitar la distribución del ácido que se encuentra en proporción inferior y para evitar/reducir el calentamiento debido a la reacción exotérmica de disolución entre ambos reactivos, lo que acelera el daño del revestimiento del tambor.

- Revisar las dimensiones de las tuberías y talla de las boquillas de inyección del agua.

- Tambor aglomerador (B1 8425)

Un factor importante para la calidad del aglomerado, es el tiempo de residencia ( $T_R$ ) del mineral en el aglomerador. Para un nivel de llenado específico, el cual depende de la inclinación y de la velocidad de rotación de este equipo, el tiempo de residencia puede ser calculado según la Ecuación 22.

$$T_R = K \cdot \frac{\left( \frac{\Pi \cdot D^2}{4} \cdot L \right)}{\left( \frac{Q_M}{\delta} \right)} \cdot f \quad (22)$$

donde,

$T_R$  : Tiempo de residencia (82 s)

$K$  : Fracción de llenado del tambor aglomerador (6,5% ó 8,3%)

$\Pi$  : Número Pi (3,1416)

$D$  : Diámetro del tambor aglomerador (2,5 m)

$L$  : Largo del tambor aglomerador (10 m)

$Q_M$ : Flujo de mineral (224 o 288 t/h según el caso)

$\delta$  : Densidad del mineral aglomerado (1,6 t/m<sup>3</sup>)

$f$  : Factor de conversión (3600 s/h)

Sin un cambio de la inclinación o de la velocidad del tambor, el aumento del flujo de mineral de 224 a 288 t/h (esto es 1,4 y 1,8 Mt/año) no provocará un cambio del tiempo de residencia del sólido, sin embargo, la carga retenida o nivel de llenado aumentará proporcionalmente al aumento del flujo, de 6,5 a 8,3% [22], [23]. En este caso la carga máxima retenida permitida debe ser verificada con el fabricante en función del sistema motriz (motor y ejes) y de toda la estructura sobre la cual va montado el equipo. Sin embargo,

valores de entre 9 y 11% son aceptables en sistemas de transmisión por roce como ocurre en este caso.

No obstante lo anterior, en el caso de Mirasó pueden ser variadas tanto la inclinación como la velocidad de rotación del tambor aglomerador. La inclinación puede variar desde 4 a 10° y la velocidad desde 6 a 12 rpm. Los valores actuales en operación son 4° para la inclinación y 9 rpm para la velocidad. Por lo tanto, existe holgura para la modificación de alguna de estas dos variables de tal modo de conservar mismo nivel de llenado del tambor si esto es requerido.

Como se indica más arriba, el tiempo de residencia actual es de 82 s. Si la inclinación o la velocidad son aumentadas para conservar el nivel de llenado actual (6,5%), esto es con el fin de evitar potenciales modificaciones del sistema motriz o de fortificación de la estructura soporte (poco probable en todo caso), el tiempo de residencia se reduce a 64 s, lo cual continúa siendo un tiempo de aglomeración aceptable. Tiempos de residencia de 60 s son ampliamente utilizados en el dimensionamiento de estos equipos en la industria del cobre, sin que ello afecte la calidad del aglomerado.

En síntesis, las dos alternativas son aceptables: que se mantengan las condiciones de inclinación y velocidad de rotación actuales, o bien que se modifique una de ellas para mantener el nivel de llenado o el mismo tiempo de residencia concebidos en el diseño inicial.

Por otro lado, se debe notar que ha habido problemas de atollo en el chute de alimentación en pruebas realizadas a 250 t/h debido a que la abertura de éste sería demasiado pequeña. Algo similar es previsible en el chute de descarga (no informado hasta el momento), sobre todo con respecto a la dificultad de la partida de la correa Overland donde descarga el tambor. Se debe recordar que en esta correa hubo diversas dificultades durante la puesta en marcha en el año 2009 debido a problemas de sincronización de los motores y debido a la mala calidad de los empalmes entre otros. Es una cinta transportadora de 800 m de largo que durante la partida debe vencer la inercia de la correa cargada más la resistencia impuesta por el mineral inmovilizado en el chute de descarga.

Durante la visita a la planta de septiembre 2011, se detectó que los levantadores de carga (o “lifter”) del tambor en operación se suprimieron. En el pasado hubo problemas de desgaste prematuro y desprendimiento de éstos que se resolvieron satisfactoriamente según los antecedentes entregados por la Dirección de Proyectos. Se observó que calidad de la aglomeración está siendo evidentemente afectada por este cambio en el diseño, por lo que se recomienda restituir a la brevedad estos levantadores de carga.

## **9.2. Lixiviación**

- Superficie de apilamiento.

El área sobre la cual se efectuó el apilamiento del primer nivel de pilas se construyó en dos fases. La fase I consta de 520 m de largo por 320 m de ancho en tanto que la fase II es de 560 m de largo por 440 m de ancho. Las dos superficies son adyacentes y entre ambas suman un total 412.000 m<sup>2</sup>, disponibles para el apilamiento. Sobre esta base se construirán los

siguientes niveles. Esta previsto cargar 5 pisos de 6 m de alto cada uno. En cada nuevo nivel se dejará una berma de seguridad de 10 m, por lo que la superficie se irá reduciendo gradualmente. En la Tabla 13 se muestra una síntesis de la evolución de la superficie y de la capacidad de apilamiento disponible que habrá en cada nivel.

En el segundo piso, o Fase III, el apilamiento se llevará a cabo en 2,6 o 2,4 años, dependiendo del caso, 1,4 o 1,8 Mt/año.

Tabla 13. Capacidades nominales existentes y requeridas del pad de lixiviación en pilas

Nivel	Fase I		Fase II		Área	Volumen	Tonelaje	Tiempo de apilamiento	
	Largo	Ancho	Largo	Ancho				a 1,4 Mt/a	a 1,8 Mt/a
#	m	m	m	m	m <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	t	Años	Años
1	520	320	560	440	412.800	2.476.800	3.962.880	2,8	2,2
2	510	300	550	420	384.000	2.304.000	3.686.400	2,6	2,0
3	500	280	540	400	356.000	2.136.000	3.417.600	2,4	1,9
4	490	260	530	380	328.800	1.972.800	3.156.480	2,3	1,8
5	480	240	520	360	302.400	1.814.400	2.903.040	2,1	1,6

Por otro lado, como se indicó en la Sección 6.3, el tiempo de lixiviación será de 173 días (medio año aproximadamente). La diferencia entre el “tiempo apilamiento” y el “tiempo de lixiviación” entrega el tiempo disponible que habrá para el drenaje, el muestreo y la preparación de la base de cada nuevo nivel. Por lo tanto, según se desprende de la Tabla 13, en todos los escenarios se contará con un tiempo superior a un año, antes de que la superficie vuelva a ser requerida para cargar un nuevo nivel.

De este modo queda demostrado que si se aumenta tratamiento de 1,4 a 1,8 Mt/año y si se consideran 173 días de riego, en ningún escenario aquí mencionado y en ninguna época de la vida de este proyecto habrá problemas de interferencia entre el apilamiento y la lixiviación.

Respecto del aprovechamiento del área disponible de apilamiento, es posible construir al menos un nivel adicional antes de proceder a cambiar de sector de apilamiento. El proyecto inicial no consideró la compactación (10%) ni la reducción de altura que implica la preparación del terreno. Por lo tanto, el incluir un sexto piso no implica un cambio de la altura total final (comprometida en el estudio de impacto ambiental) y no se modifica la cota final para la cual el sistema de bombeo se calculó. De este modo se estará aprovechando al máximo la inversión (20 USD/ m<sup>2</sup>) que se hizo en la construcción de este sector de pilas.

Con respecto a la lixiviación, riego y drenaje de soluciones, una tabla comparativa con las capacidades nominales existentes y requeridas en cada caso, se muestran en la Tabla 14. Las capacidades existentes se extrajeron de la Lista de Equipos de la planta, incluida en el ANEXO C, y las capacidades requeridas provienen de los respectivos balances de masas que se muestran en el ANEXO B. El cálculo de los caudales considera un 98% de utilización de los equipos según los resultados de la práctica industrial de sistemas similares.

Tabla 14. Capacidades de los equipos e instalaciones de lixiviación

Ítem	#	Equipo	Capacidad existente		Demanda Nominal			Un.
			Nominal	Máxima	1,4 Mt	1,8 Mt	1,8 Mt	
					CA0	CA1	CA2	
A1 87 11	1	Piscina de solución de riego	4.800	6.000	6.000	6.000	6.000	m <sup>3</sup>
P1 87 12 A/B/C	3	Bombas de solución de riego	240	290	212	273	195	m <sup>3</sup> /h
A1 87 13	1	Piscina de solución rica	4.800	6.000	6.000	6.000	6.000	m <sup>3</sup>
P1 87 15 A/B/C	3	Bombas de solución rica	164	252	175	225	147	m <sup>3</sup> /h
S1 87 16	1	Estanque de solución rica	104	130	130	130	130	m <sup>3</sup>
P1 87 17 A/C	2	Bombas salida estanque de solución rica	270	327	175	225	147	m <sup>3</sup> /h
S1 87 19	1	Estanque de solución de riego	104	130	130	130	130	m <sup>3</sup>
P1 87 21 A/C	2	Bombas de estanque de solución de riego	280	339	220	283	202	m <sup>3</sup> /h
A1 87 14	1	Piscina de emergencia	14.000	14.000	14.000	14.000	14.000	m <sup>3</sup>

- Piscinas de solución de riego (A1 8711) y de recolección de solución rica (A1 87 13).

Si se considera un 80% como nivel de llenado esta piscina y el caudal de 212 m<sup>3</sup>/h correspondientes al caso base (CA0), habrá 23 h de tiempo de residencia de la solución de riego que proviene de la SX. Este tiempo se reduce a 18 h en el caso más exigente (CA1), donde el caudal de riego requerido sube a 273 m<sup>3</sup>/h.

Se ha argumentado que la reducción en el tiempo de residencia no permitirá aislar las operaciones “aguas arriba” y “aguas abajo” de la piscina, por lo que una detención prolongada de una de las partes provocará la detención de la otra. Esto tiene cierto sentido considerando la magnitud de los flujos (200 – 300 m<sup>3</sup>/h) y tiempos de residencia (18 -24 h) aquí indicados. Sin embargo, es importante resaltar que en sistemas de lixiviación de mayor envergadura (1.000 – 3.000 m<sup>3</sup>/h) la capacidad de las piscinas sólo permite algunas horas de operación si en algunas de las áreas se produce una falla (1 – 6 h), y no se asume que éstas sean independientes respecto de la producción.

En general, en los sistemas de bombeo de lixiviación y de extracción por solventes, donde existe normalmente una bomba stand-by, la utilización de estos sistemas es bastante elevada y las detenciones son poco frecuentes, sin embargo, cuando éstas se producen, son prolongadas. Un ejemplo de esto es la reparación de la filtración en la piscina de refino y la remoción de los sólidos acumulados en los mezcladores-decantadores de la SX, actividades

que se realizaron hacia finales del 2011 y que tomaron cada una de ellas semanas completas de detención.

Según lo expuesto, no se considera que una reducción del tiempo de residencia de 23 a 18 h altere la funcionalidad de las piscinas en cuanto a independizar los procesos productivos situados antes y después de éstas.

No obstante lo anterior, cabe señalar que existen otras funcionalidades que también juegan un rol importante dependiendo de la “calidad” de la operación en las que se encuentren insertas estas piscinas, tales como:

- Homogenizar la concentración de Uranio en la piscina de solución rica, que se envía luego a SX y le permite trabajar en forma estable. Más importante, cuando la ley del mineral varía demasiado o cuando la operación de apilamiento es irregular.

- Recibir una parte de la solución de des-impregnación en el caso de una detención prolongada del sistema de riego. Obligatorio en el caso de un corte de energía prolongado y en el caso que no exista un grupo electrógeno que permita la recirculación de las soluciones de riego.

En el caso de Mirasó, si se considera una reducción de la humedad dinámica de 16 a 12%, habrá cerca de 22.000 m<sup>3</sup> de solución capaz de drenar dentro de las primeras 48 h de detenido el riego (CA0). Sin embargo, de acuerdo con las capacidades de las piscinas indicadas en la Tabla 14, no habrá el espacio suficiente para contener todo ese volumen. Esta es la razón por la cual el grupo electrógeno debe estar siempre disponible y la piscina de emergencia debe permanecer vacía.

- Acumular y recuperar una parte del orgánico arrastrado en la solución acuosa que sale de SX. Debido a la gran cantidad de orgánico que se observa en la superficie de la piscina, se recomienda considerar la instalación de una cinta oleofílica para la recuperación de este reactivo. Esta es una inversión que se recupera en unos cuantos meses, debido al costo de este reactivo. Además, se reduce el impacto negativo que tiene el solvente sobre la permeabilidad del mineral cuando llega hasta aquí con las soluciones de riego.

- Compensar las variaciones de los flujos de entrada y salida durante una puesta en marcha.

Finalmente, se puede añadir que es factible implementar un by-pass desde un punto ubicado anteriormente a la piscina de solución de riego y realizar la lixiviación directamente desde las bombas ubicadas en el estanque de solución pobre que sale de la extracción. Esto sería útil en el caso de existir problemas con el sistema de bombeo de la piscina o en caso de falla o de necesidad de limpieza de esta última.

- Bombas de solución de riego P1 8712 A/B/C (salida piscina de solución pobre).

La operación del sistema de riego de las pilas ha sido concebida con dos bombas en funcionamiento y una stand-by. Cada bomba tiene una capacidad nominal de 120 m<sup>3</sup>/h, las que trabajando a 1.485 rpm con un impulsor de 404 mm permiten alcanzar una altura

manométrica total de 56 m. La velocidad del variador puede ser regulada entre 1.200 y 1.800 rpm [17], con lo que el caudal puede aumentar a 140 m<sup>3</sup>/h en cada bomba (280 m<sup>3</sup>/h con dos bombas). El diámetro del impulsor indicado es el máximo que se puede instalar en estas bombas.

Estos, y otros antecedentes, se encuentran en la hoja de datos técnicos del proveedor (ANEXO G) y en el manual de operaciones de la planta [14].

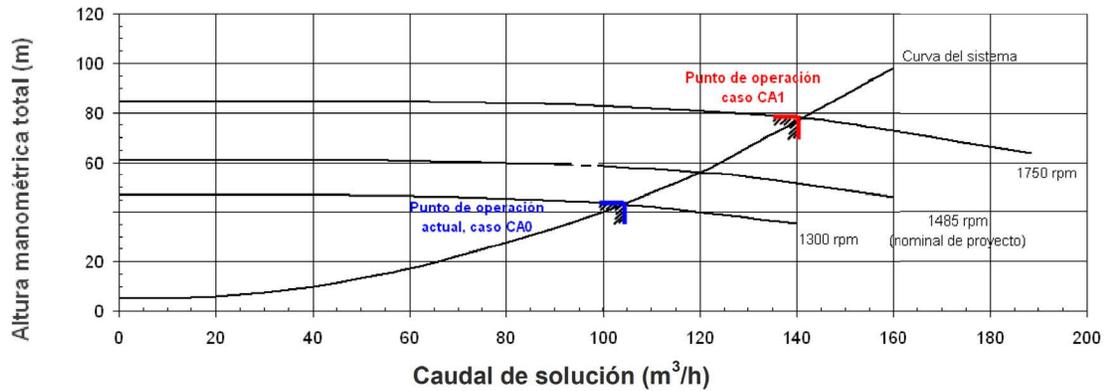


Figura 16. Curva característica de las bombas de solución de riego (P1 8712 A/C)

La altura manométrica requerida en este sistema de bombeo cambia con el tiempo, según sea el conjunto de pilas que se encuentran en riego. Dentro de un mismo piso existen dos posiciones extremas: la más cercana a las bombas, sector donde se encuentra la Celda 1 y la más alejada, sector donde se encuentra la última celda o Celda 27. Además, cada nuevo piso implica una nueva cota con sus dos respectivas posiciones. Naturalmente, la condición más exigente corresponde al sector más alejado del quinto piso N° 5, o último piso. Las alturas manométricas (aproximadas) que deberán entregar las bombas en cada posición, y la velocidad del variador de frecuencia que permite esto, se muestran en la Tabla 15.

Tabla 15. Cabeza hidráulica y velocidad requerida de las bombas de riego

Nivel	Pila	Cabeza hidráulica (m)	Velocidad requerida del variador (rpm)
1	1	47	1.200
1	27	56	1.400
2	1	52	1.309
2	7	61	1.475
3	1	57	1.401
3	27	66	1.567
4	1	62	1.493
4	27	71	1.659
5	1	67	1.600
5	27	76	1.736

Calculo: Nivel 1, sector Pila 1: H 16 m + ΔP 11 m + 20 m = 47 m

Nivel 1, sector Pila 27: H 16 m + ΔP 20 m + 20 m = 56 m

Otros niveles: se agregan 5 m por cada nivel (6 m de altura menos 1 m de compactación)

Según la curva característica de estas bombas, y según la altura de carga hidráulica indicadas en la Tabla 15, estas bombas pueden entregar los 280 m<sup>3</sup>/h requeridos (140 m<sup>3</sup>/h por cada una) para el caso de 1,8 Mt/año y de riego en un ciclo (CA1), durante toda la vida útil del sector de lixiviación actual mediante el aumento progresivo de la velocidad del variador de frecuencia según se indica en la Tabla 15.

Estos cálculos no incluyen la reducción de la altura de cada nivel producto de:

- La lixiviación (10 – 15% de la altura inicial)
- La compactación que implica cargar un piso sobre otro (5 en total)
- Los trabajos de preparación de cada nueva plataforma (nivelación y compactación del piso)

Todo esto para indicar que, por estos tres elementos, habrá cierta holgura respecto de la altura manométrica. No obstante, se observa que el sistema se encuentra al límite de su capacidad de bombeo.

- Bombas de solución rica P1 8715 A/B/C (salida piscina de solución rica).

Este sistema trabaja con dos bombas en operación más una en stand-by. Según la curva característica de la bomba (en ANEXO H), cada una de ellas puede impulsar un flujo nominal de 135 m<sup>3</sup>/h (270 m<sup>3</sup>/h en total con dos bombas) para una carga hidráulica de 53 m. El caso más exigente (CA1) requerirá 225 m<sup>3</sup>/h, por lo que no habrá problemas de capacidad de bombeo con este sistema. En la Figura 17 se muestra la curva característica de cada una de estas bombas.

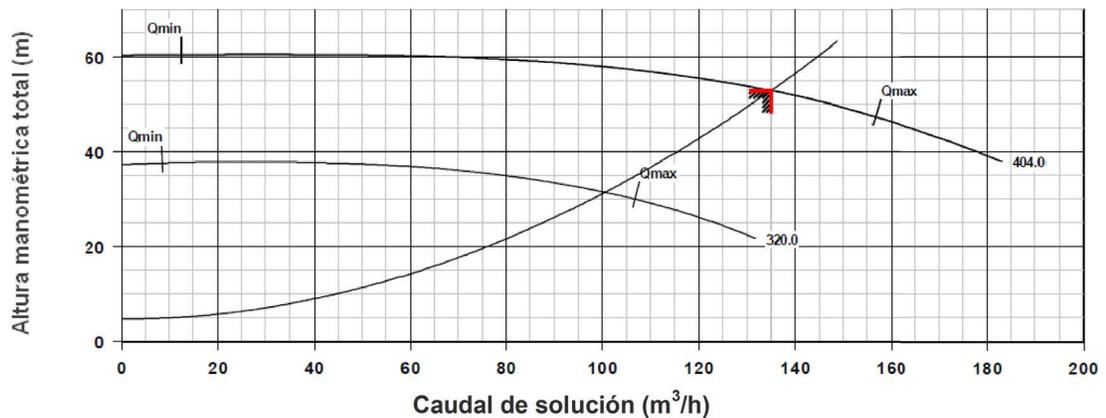


Figura 17. Curva característica de las bombas de solución rica (P1 8715 A/B/C)

- Estanque de almacenamiento de solución rica S1 8716.

Si se considera un 80% como nivel de operación normal del estanque, el tiempo de residencia se reduce de 45 (caso base o CA0) a 35 min. (Caso CA1).

Este estanque tiene por objetivo absorber las variaciones entre los flujos de entrada y de salida, las que podrían tener lugar durante la puesta en marcha de los equipos, en lugar de

aislar las áreas de la lixiviación y extracción por solventes en el caso de una detención prolongada (una o más horas de detención).

Ambos sistemas de bombeo (de alimentación y de salida de este estanque), disponen de variadores de frecuencia asociados a un sistema de control que ayuda a mantener el nivel de soluciones dentro del estanque durante el periodo transitorio de puesta en marcha. El caudal mínimo de una bomba de alimentación P1 8715 es próximo a 12 m<sup>3</sup>/h, y 37 m<sup>3</sup>/h para una de las bombas P1 8717 ubicadas a la salida del estanque, lo cual permite regular con bastante flexibilidad los transientes de nivel durante la puesta en marcha.

Este estanque tampoco cumple la función de homogeneizar la concentración de Uranio, ni de retirar los sólidos suspendidos en la solución, puesto que esta función se cumple en la piscina de solución rica. Por esto y por lo anteriormente indicado, la capacidad de este estanque sigue siendo adecuada para la cumplir con la funcionalidad prevista, la de absorber las variaciones de nivel durante la puesta en marcha de la planta. Además, se visualiza que en caso de ser requerido (reparación o limpieza), la solución rica podría alimentarse directamente desde la piscina de solución rica a la etapa de extracción, sin pasar por este estanque.

- Bombas de transferencia de solución rica P1 8717 A/C (de alimentación a la etapa de extracción).

Este sistema trabaja con una bomba en operación más otra en stand-by. Según la curva característica de la bomba, esta puede impulsar un flujo nominal de 270 m<sup>3</sup>/h para una carga hidráulica de 60 m (ver detalles en ANEXO I). Como se indicó anteriormente, estas bombas están provistas de un variador de frecuencia, el cual puede ser regulado hasta una velocidad máxima de 1.800 rpm. Una síntesis con estos datos se muestra a continuación en la Tabla 16.

Tabla 16. Capacidades de las bombas de solución rica

Nivel	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Altura (m)	Velocidad (rpm)	φ impeler (mm)
Nominal	270	60	1.480	404 (máx.)
Máximo	327	88	1.800	404 (máx.)

El caudal requerido en el peor de los casos es de 225 m<sup>3</sup>/h (CA1), por lo que no hay problemas con la capacidad de este sistema. La situación actual y la futura requerida se muestran en la Figura 18.

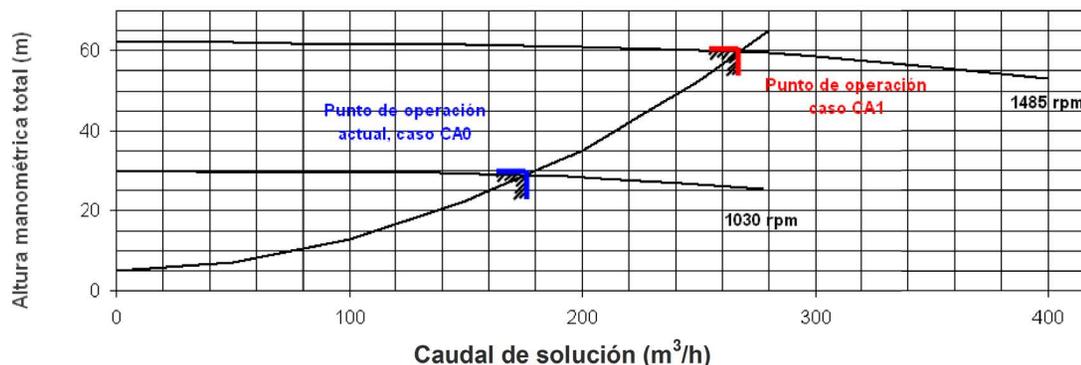


Figura 18. Curva característica de las bombas de solución rica (P1 8717 A/C)

No obstante esto, el aumento del caudal de solución rica podría tener impactos negativos, que guardan relación con la capacidad de transferencia del Uranio y con los arrastres de orgánicos en la fase acuosa que sale de la SX, ya que habrá una reducción de los tiempos de residencia, de mezclado y de decantación, lo cual será tratado mas adelante en la Sección 10.3.

Para la configuración serie-paralelo (dos entradas de acuoso), el personal de la operación ha realizado pruebas de hasta 200 m<sup>3</sup>/h sin problemas y están pendientes pruebas para alcanzar los 225 m<sup>3</sup>/h.

- Estanque de almacenamiento de solución de riego S1 8719 (recoge la solución pobre que sale de la etapa de extracción).

Respecto de la capacidad de este estanque y la reducción del tiempo de la solución es a causa del aumento de flujo, el razonamiento es similar que aquel que se efectuó para el estanque de almacenamiento de solución rica S1 8716. En este caso el operador debe mantener un nivel constante del estanque de salida de la extracción (A1 4131) y debe ajustar el agua de procesos y el ácido a fin de mantener el nivel de llenado y la concentración de ácido en la piscina de solución de riego.

- Bombas de transferencia de solución de riego P1 8721 A/C (hacia la piscina de refinó).

Este sistema trabaja con una bomba en operación y otra stand-by. Según la curva característica de la bomba, esta puede impulsar un flujo nominal de 270 m<sup>3</sup>/h para una carga hidráulica de 60 m (ver detalles en el ANEXO J). Al igual que en los otros casos, estas bombas están provistas de un variador de frecuencia, el cual puede ser regulado hasta un nivel máximo de 1.800 rpm, con lo que el caudal máximo puede alcanzar a 329 m<sup>3</sup>/h. Una síntesis con estos datos se encuentra en la Tabla 17.

Tabla 17. Capacidades de las bombas de solución pobre hacia piscina

Nivel	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Altura (m)	Velocidad (rpm)	φ impeler (mm)
Nominal	280	59	1.480	404 (máx.)
Máximo	329	82	1.800	404 (máx.)

El caudal nominal requerido en el escenario de 1,8 Mt/año es de 283 m<sup>3</sup>/h. Es factible aumentar la velocidad en caso de ser necesario. Los puntos de operación actual y previsto en la operación futura se indican en la Figura 19 que se muestra a continuación.

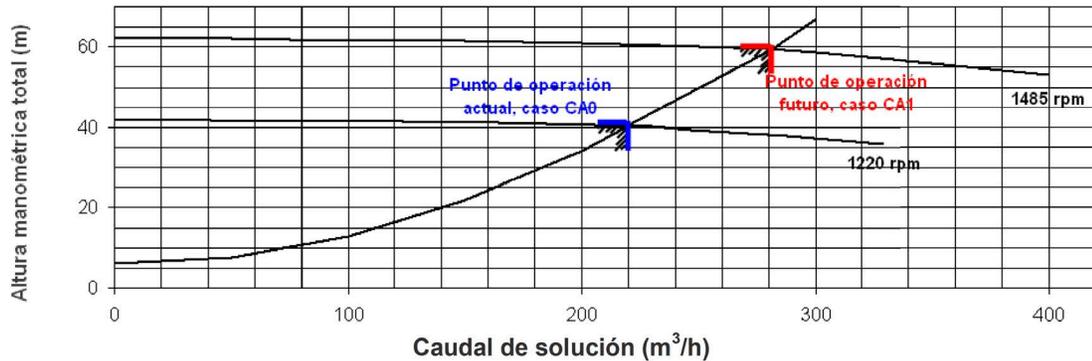


Figura 19. Curva característica de las bombas de solución pobre (P1 8721 A/C)

- Piscina de emergencia A1 8714.

En el caso de una detención prolongada, más de 24 h sin riego, y según el diseño original del proyecto, con 1,4 Mt/año y 90 días de riego, la solución de impregnación  $S_i$  capaz de drenar era de 11.500 m<sup>3</sup>. Lo que se calcula según la Ecuación 24,

$$S_i = T \cdot t_r \cdot (H_d - H_e) \cdot \frac{1}{\delta_a} \quad (23)$$

donde,

- $S_i$  : Solución de impregnación (m<sup>3</sup>)
- $T$  : Flujo de mineral (3.836 t/d)
- $t_r$  : Tiempo de riego (90 d)
- $H_d$  : Humedad dinámica, durante la lixiviación (16%)
- $H_e$  : Humedad estática, después del drenaje (12%)
- $\delta_a$  : Densidad de la solución (1,2 t/m<sup>3</sup>)

Utilizando la misma expresión para los casos CA0, CA1 y CA2, el volumen de la solución de impregnación son los siguientes:

- CA0 (1,4 Mt/año y 173 días de riego) ~ 22.000 m<sup>3</sup>
- CA1 = CA2 (1,8 Mt/año y 173 días de riego) ~ 28.000 m<sup>3</sup>

Se aprecia que en todos los casos se sobrepasa la capacidad de contención que poseen la piscina de emergencia (14.000 m<sup>3</sup>) y el 20% disponible que deberían tener las piscinas de solución de riego y de solución rica (2.400 m<sup>3</sup>).

Es necesario evaluar el impacto económico y medioambiental a fin de cuantificar las pérdidas y costos asociados a un rebalse de las soluciones, no despreciable en el caso del Uranio. El Estudio de Impacto Ambiental (EIA) es otro tema a ser revisado con respecto a los compromisos con la comunidad local. No obstante esto, existen dos medidas que dependiendo de la situación serán aplicadas:

a) En caso de un corte de energía, existe un grupo electrógeno de respaldo de potencia aparente igual a 455 kVa dedicado a la lixiviación en pilas, con el cual es posible alimentar eléctricamente el sistema de bombeo de la solución de riego y, con ello, una recirculación de éstas durante un corte de energía prolongado. Es obligatorio mantener disponible este sistema de respaldo en todo momento a fin de que cumpla su cometido en caso de ser necesario.

b) En el caso de falla de las bombas de riego, es posible implementar un by-pass a la entrada de la piscina de refinó y efectuar la lixiviación directamente desde las bombas P1 8721 A/C situadas en la SX, permitiendo así la recirculación de la solución y evitando la des-impregnación del mineral.

En cualquier caso, la piscina de emergencia debe permanecer vacía y no debe ser utilizada para el almacenamiento de solución de proceso, como ha sido propuesto anteriormente

### 9.3. Extracción por Solventes

Tabla 18. Capacidades existentes y requeridas de la planta de extracción por solventes

Item	#	Equipo	Capacidades existentes (Fuente : Manual de operación [15])			Demanda Nominal			Un.
			Nominal	Máxima	Diseño	1,4	1,8	1,8	
						Mt CA0	Mt CA1	Mt CA2	
A1 4121	1	Estanque de orgánico cargado	36	36	36	36	36	36	m <sup>3</sup>
P14111-2A/C	2	Bombas de transferencia y de recirculación de orgánico (E1)	150	-	166	126	162	106	m <sup>3</sup> /h
P14112-2A/C	2	Bombas de transferencia y de recirculación de orgánico (E2)	150	-	166	126	162	106	m <sup>3</sup> /h
P14113-2A/C	2	Bombas de transferencia y de recirculación de orgánico (E3)	150	-	166	126	162	106	m <sup>3</sup> /h

Item	#	Equipo	Capacidades existentes (Fuente : Manual de operación [15])			Demanda Nominal			Un.
			Nominal	Máxima	Diseño	1,4 Mt CA0	1,8 Mt CA1	1,8 Mt CA2	
P14114-2A/C	2	Bombas de transferencia y de recirculación de orgánico (E4)	150	-	166	126	162	106	m <sup>3</sup> /h
S14232	1	Estanque de orgánico	390	390	390	390	390	390	m <sup>3</sup>
P14233-A/C	2	Bombas de almacenamiento de orgánico cargado	22	40	40	15	19	19	m <sup>3</sup> /h
A14131	1	Estanque de efluentes de E2 et E4	230	230	230	230	230	230	m <sup>3</sup>
P14133-A/C	2	Bombas de descarga del estanque de efluentes de SX1	168	260	280	181	232	152	m <sup>3</sup> /h
P14211-2 <sup>a</sup>	1	Bomba de transferencia et recirculación de carbonato de uranilo (R1)	7,3	10,7	12	3,0	3,8	3,8	m <sup>3</sup> /h
P14212-2 <sup>a</sup>	1	Bomba de transferencia y recirculación de carbonato de uranilo (R2)	7,3	10,7	12	3,0	3,8	3,8	m <sup>3</sup> /h
P14213-2 <sup>a</sup>	1	Bomba de transferencia y recirculación de carbonato de uranilo (R3)	7,3	10,7	12	3,0	3,8	3,8	m <sup>3</sup> /h
A14214	1	Estanque de efluente de carbonato de uranilo	20	20	20	20	20	20	m <sup>3</sup>
P14215-A/C	2	Bombas de descarga de estanque de carbonato de uranilo	2,3	5	5	2,2	2,8	2,8	m <sup>3</sup> /h
S14125	1	Estanque de almacenamiento de carbonato de uranilo	60	60	60	60	60	60	m <sup>3</sup>
P14127-A/C	2	Bombas de descarga de estanque de almacenamiento de carbonato de uranilo	2,3	5	5	2,2	2,8	2,8	m <sup>3</sup> /h

- Estanque de orgánico cargado A1 4121.

Según la Tabla 18, el caudal de orgánico hacia este estanque es de 15 m<sup>3</sup>/h para el caso CA0 y sube a 19 m/h en el caso más exigente (CA1).

El tiempo de residencia, en este último caso, se reduce desde 2,5 a 2,0 h aproximadamente. El orgánico cargado de este estanque sale por rebalse hacia el mezclador R1. No existe una recuperación de solución acuosa que podría venir atrapada en el flujo de orgánico y que justificaría mantener el tiempo de residencia para garantizar la calidad de la fase orgánica que va hacia la re-extracción. Por tanto, se considera que esta reducción en el tiempo de residencia no afecta la funcionalidad actual de este estanque.

Para todos los otros estanques de la planta de extracción por solventes (S1 4232, A1 4131, A1 4214 et S1 4125) se estima que no habrá un impacto significativo o pérdida de funcionalidad, especialmente considerando que trata de flujos bastante pequeños.

- Bombas de transferencia y de recirculación de orgánico cargado de extracción E1, E2, E3 y E4 (P1 4111-2A/C, P1 4112-2A/C, P1 4113-2A/C et P1 4114-2A/C).

El caudal de orgánico en estos puntos está calculado en función de la mitad del caudal del caudal de acuoso que es bombeado desde el estanque de solución rica (circuito trabajando en paralelo), y en función de la relación O/A igual a 1,4 con que se trabaja en los mezcladores de la extracción.

Una síntesis con antecedentes de estas bombas se muestra a continuación en la Tabla 19. Puesto que tanto el flujo como la velocidad del equipo se encuentran en límite máximo impuesto por el proveedor, la recomendación realizar pruebas de aumentos del flujo y verificar el comportamiento de estos sistemas de bombeo.

Tabla 19. Capacidades de las bombas de orgánico

Nivel	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Altura (m)	Velocidad (rpm)	φ impeler (mm)
Nominal	150	26	2.668	169 (máx.)
Máximo	166	32	2.960	169 (máx.)

En caso de problemas, se recomienda reducir la razón O/A en los mezcladores, desde 1,4 a 1,3, lo que permitiría mantener el caudal nominal de orgánico en 150 m<sup>3</sup>/h (ver ejemplo de la Tabla 20 a continuación). En este caso se debe verificar que la eficiencia de la extracción no sea alterada o que la mezcla se mantenga la continuidad orgánica, se mantengan así los tiempos de separación de fases y no aumenten los arrastres de orgánico.

Tabla 20. Efecto en los caudales de orgánico por modificación de la razón O/A

Flujos	CA1 (O/A = 1,4)	CA1 (O/A = 1,3)
Orgánico	-	-
Fresco	19	19
Recirculado	143	131
Total	162	150
Acuoso	116	116

Por otro lado si se consideran las isotermas de extracción de la Figura 20 se observa que existe holgura en cuanto a incrementar la concentración de extractante actual (0,17 M) de tal modo de mantener los 150 m<sup>3</sup>/h, sin reducir la razón O/A o sin modificación de los flujos pero manteniendo la capacidad de transferencia.

Finalmente, si a causa del aumento de la producción, y si ninguna de las alternativas anteriormente propuestas dan resultado, la alternativa de recircular una parte de las solución de lixiviación propuesta en el caso CA2 podría justificarse. De este modo, según se muestra en la Tabla 18, todos los caudales de la etapa de extracción se reducen.

Por otro lado, la recirculación de soluciones en la pila implicará un aumento de la concentración de Uranio desde 0,5 a 0,8 g/l según balance de masas correspondiente (ver línea de flujo “L15” del balance de masas del caso CA2 en el ANEXO B).

Si la concentración de extractante se mantiene en 0,17 M, el aumento de la concentración de Uranio demandará una caudal de orgánico fresco de 18 m<sup>3</sup>/h. Con lo cual los valores de la concentración del metal promedio en la solución pobre estarán, en teoría, alrededor de 5 mg/l. Si no es así, es posible aumentar la concentración de extractante, como se indicó anteriormente, a fin de conservar la eficiencia de extracción o para evitar que las pérdidas aumenten en la solución de purga o en el refino para no afectar de este modo la recuperación de las pilas.

La recomendación es concluir los tests de aumento del caudal de acuoso hacia la extracción por solventes para verificar:

- El caudal máximo admisible en la etapa de extracción
- El nivel de arrastres de orgánico en el acuoso
- La eficiencia de extracción

En el caso que se aumente el flujo de acuoso de solución rica, como ocurre en el caso CA1 y cuyos valores se resumen en la Tabla 18, ninguno de los sistemas que se indican a continuación tiene problemas con su respectiva capacidad de bombeo:

- Bombas de estanque de orgánico fresco P1 4233-A/C (Bibliografía: Hojas de Datos Técnicos incluidas en el ANEXO L).
- Bombas de solución pobre salida SX P1 4133-A/C (Bibliografía: Hojas de Datos Técnicos incluidas en el ANEXO M).
- Bombas de transferencia y recirculación de carbonato de Uranio P1 4211-2A, P1 4212-2A et P1 4213-2A (Bibliografía: Hojas de Datos Técnicos incluidas en el ANEXO N).
- Bombas de estanque de carbonato de Uranio P14215-A/C (Bibliografía: Hojas de Datos Técnicos incluidas en el ANEXO O).
- Bombas de estanque de carbonato de Uranio P14127-A/C (Bibliografía: Hojas de Datos Técnicos incluidas en el ANEXO O).

- Cajones mezcladores de extracción y re-extracción.

La extracción por solventes se habilitó para tratar un flujo de diseño de 260 m<sup>3</sup>/h de solución rica provenientes de la lixiviación en pilas según una configuración serie-paralelo y según las características resumidas en la Tabla 21, esto es, respecto de los flujos, tiempos de residencia y flujos específicos.

Tabla 21. Capacidades de los mezcladores-decantadores de la SX

Variables del mezclador	Un.	Extracción	Reextracción
Flujo total (O+A+R)	m <sup>3</sup> /h	273	42
Volumen del mezclador	m <sup>3</sup>	15	3,6
Tiempo de residencia	min	3,3	5,1
Superficie decantador	m <sup>2</sup>	61	18,5
Flujo específico	m <sup>3</sup> /h/m <sup>2</sup>	4,5	2,3

Según el balance de materiales (ANEXO B) el caudal *nominal* de solución rica, el de orgánico y las respectivas recirculaciones para cada caso se encuentran resumidos en la Tabla 22. El tiempo de mezcla ha sido calculado en cada caso y según se observa el tiempo de residencia en todos los escenarios es igual o superior al tiempo de residencia requerido en el dimensionamiento inicial, debido a que el caudal total (Q<sub>T</sub>) es prácticamente igual o inferior a los 273 m<sup>3</sup>/h en extracción y menor a 42 m<sup>3</sup>/h en la re-extracción.

Tabla 22. Caudales y tiempos de mezclado requeridos

Caso	Extracción						Reextracción					
	A	O	R	Q <sub>T</sub>	O/A	Tpo. Mezclado	A	O	R	Q <sub>T</sub>	O/A	Tpo. Mezclado
	(m <sup>3</sup> /h)					(min)	(m <sup>3</sup> /h)					(min)
CA0	87	15	111	213	1,4	4,2	2	15	1	18	5,0	12,2
CA1	112	19	143	275	1,4	3,3	3	19	1	23	5,0	9,5
CA2	73	19	87	180	1,4	5,0	3	19	1	23	5,0	9,5

- Decantadores (extracción y re-extracción).

Según los datos de operación, las dimensiones de los decantadores son los que se muestran en la Tabla 23.

Tabla 23. Dimensiones decantadores

Decantador	Superficie (m <sup>2</sup> )	Nivel (m)	Volumen (m <sup>3</sup> )
Extracción	61	1,5	92
Reextracción	18,5	1,55	29

Con estos datos y el flujo total de solución (orgánico y acuoso) de cada uno de los casos, se procedió a calcular el flujo específico y el tiempo de residencia en cada decantador. Una síntesis con los resultados se muestra en la Tabla 24.

Tabla 24. Flujos específicos y tiempo de decantación

Caso	Flujo total (m <sup>3</sup> /h)		Flujo específico (m <sup>3</sup> /h/ m <sup>2</sup> )		Tiempo decantación (min)	
	Extr.	Re-extr.	Extr.	Re-extr.	Extr.	Re-extr.
CA0	213	18	3,5	1,0	26	97
CA1	275	23	4,5	1,2	20	75
CA2	180	23	2,9	1,2	31	75

En un “benchmarking” realizado en 1998 por la Universidad de Utah [24], el cual comprendió 33 plantas de extracción por solvente, los caudales específicos variaron entre 2 y 8 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>, con un promedio de 4,3 m<sup>3</sup>/h/m<sup>2</sup>. La velocidad de decantación que se muestran en la Tabla 24 precedente son prácticamente iguales o menores a este promedio.

El objetivo de este ejercicio es mostrar que la situación de Mirasó, comparada con un la mayoría de las plantas de SX, en cuanto a esta variable se encuentra en una condición promedio de operación. Estos valores no significan mucho si la influencia de otras variables tanto o más importantes tales como la cantidad de sólidos en suspensión, viscosidad o impurezas de la solución, se traducen en altos contenidos de arrastres de orgánico en el acuoso de la solución que sale de la fase de extracción. Según este mismo benchmark estos arrastres deberían estar entre 20 y 50 ppm.

Por último cabe mencionar que el tiempo de separación de fases en todos los mezcladores, así como los arrastres a la salida de la extracción y a la salida de la piscina de solución de riego, debe ser controlado diariamente dentro de la operación. Estos factores cambian según las siguientes condiciones [6]:

- Diferencia relativa entre las densidades de las dos fases por concepto de la concentración de Uranio, de sulfatos, de impurezas en general y de la concentración de extractante.
- Contaminantes contenidos en la fase acuosa tales como los sólidos en suspensión producto de deslizamiento de taludes entre otros.
- Grado de agitación de los mezcladores.
- Acidez de la solución acuosa. A mayor cantidad de ácido, menor es el tiempo de separación de las fases, sin embargo, la eficiencia de extracción es menor.

- Tasa de regeneración o tratamiento del orgánico o grado de reposición de orgánico fresco.
- La continuidad de fases. En continuidad orgánica el tiempo de fases es significativamente menor.
- En la extracción la separación es más lenta que la extracción: a causa de la densidad de la solución acuosa, del bajo contenido de impurezas (sólidos principalmente) de esta misma y de alto contenido de ácido en el caso del cobre.

El menor tiempo de residencia en el decantador, producto del aumento de los flujos que implica el caso CA1, y su impacto dentro de la operación respecto de las pérdidas de orgánico debe ser evaluado a nivel industrial. Como se indicó anteriormente, pérdidas de orgánico importantes podrían justificar reducir o mantener el caudal actual de solución, mediante el uso de una recirculación de una parte de las soluciones en la lixiviación, con el fin de controlar dichos arrastres.

Algunas otras variables importantes a nivel de la transferencia de Uranio y de la calidad de la separación de la mezcla orgánico-acuoso, que cambian con el cambio de flujo o de la concentración, se comentan a continuación:

- Velocidad del o de los agitadores.

Ésta puede variar de acuerdo a las condiciones de operación (esto es el flujo de soluciones, la concentración, la densidad y la viscosidad) con el fin de modificar la transferencia de Uranio. Demasiada agitación produce gotas muy pequeñas que coalescen con dificultad y aumentan los arrastres en la fase continua (acuosa u orgánica según sea la etapa de extracción/re-extracción).

Poca agitación tiene como resultado que ambas fases no se mezclan lo suficiente como para producir una buena transferencia. Ceteris paribus, una vez que se encuentra el óptimo químico y físico, esta velocidad no debe ser cambiada.

En el caso de una mala mezcla en Mirasó, y para saber si la capacidad de variación es apropiada, ésta deber ser testeada bajo las nuevas condiciones de operación.

- Concentración de orgánico en la fase orgánica.

En lugar de aumentar el flujo de orgánico, lo cual se podría requerir para transferir la mayor cantidad de Uranio que implica los casos CA1 y CA2, la concentración del extractante Alamina 336 en el solvente puede ser aumentada en su reemplazo. Esto es para evitar la reducción de los tiempos de residencia y así evitar el incremento de los arrastres.

En los criterios de dimensionamiento, la concentración de extractante es igual a 8% (v/v) o 0,17 M. Con esta concentración es posible alcanzar una transferencia neta ( $T_N$ ) de 7,94 kg U/ m<sup>3</sup> si se toma en cuenta la capacidad máxima de transferencia ( $C_M$ ) y un 90% de selectividad,

$$T_N = C_M \times C_E \times S \quad (24)$$

donde,

$T_N$ : Transferencia neta (5,98 grU/ m<sup>3</sup>)

$C_M$ : 1,1 grU/l por cada 1% de Amina 336

$C_E$ : Concentración de Amina en la fase orgánica (8% v/v)

S: Selectividad del reactivo por el elemento Uranio (68%)

Sin cambiar la concentración de Uranio en el orgánico cargado y descargado, el caudal cambia desde 14 a 18 m<sup>3</sup>/h si el tratamiento de mineral cambia de 1,4 a 1,8 Mt/año. Sin embargo, si se desea conservar constante el caudal, la concentración de Alamina debería ser incrementada a 0,22 M, para tener en teoría la misma capacidad de transferencia, con lo cual el inventario de orgánico aumentará proporcionalmente a esta concentración.

Algunos ensayos realizados en el laboratorio de Mirasó muestran la capacidad de la Alamina 336 a diferentes concentraciones de este reactivo (ver Figura 7). La concentración máxima probada fue de 0,521 M o equivalentemente 24% (v/v).

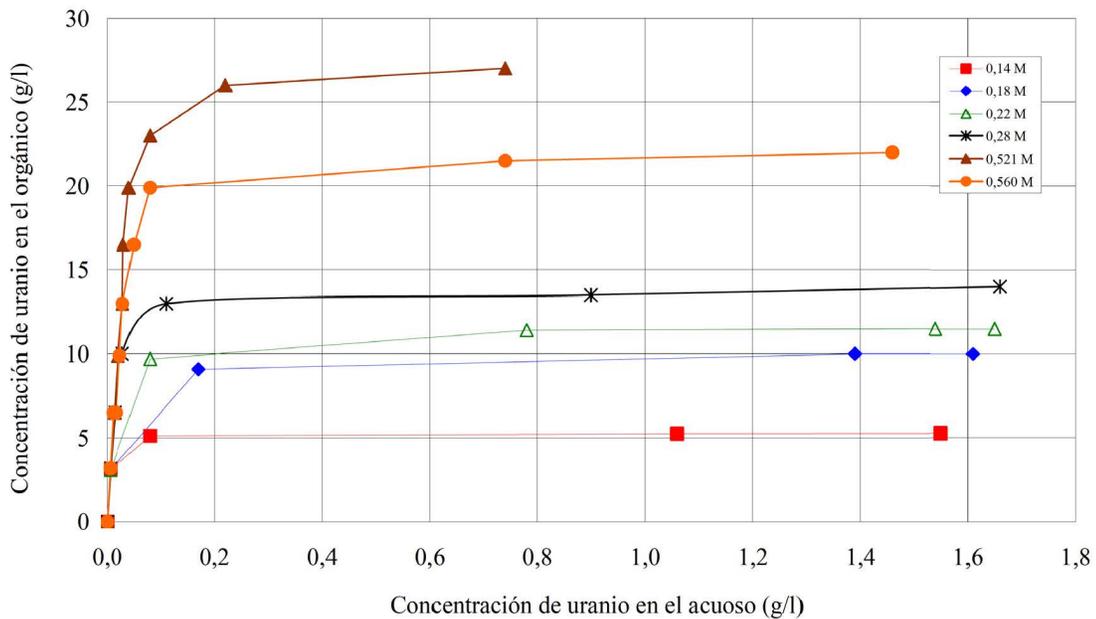


Figura 20. Isoterma de extracción de la Alamine 336

Es importante notar que si la concentración de extractante aumenta, para un mismo nivel de arrastres, las pérdidas del reactivo aumentarán a causa de la mayor concentración. La viscosidad y la densidad de la fase orgánica aumentan en la medida que aumenta la concentración de extractante, desmejorando así la separación de fases.

El óptimo operacional entre el aumento del caudal de orgánico versus la decisión de aumentar la concentración de extractante está dada por la práctica. De todos modos, se está lejos de los límites máximos de ambos, flujo y concentración.

#### 9.4. Tuberías

Las tuberías están dimensionadas según los criterios generales siguientes [15]:

- Inox 316L - Clase B105 para las soluciones ricas después de la extracción, los filtrados y orgánico cargado.
- Inox 304L – Clase B106 para el carbonato de sodio; el orgánico descargado, para la re-extracción y el carbonato de Uranio.
- Acero al carbono - Clase A404 para el aire de instrumentación, el agua de proceso y para la red de agua de incendio

En general, la velocidad máxima ha sido fijada en 1 m/s para la aspiración y 2 m/s para el bombeo. Un resumen con los criterios de velocidad mínima, nominal y máxima para los distintos tipos de fluidos se encuentra en la Tabla 25.

Tabla 25. Criterios de diseño de las tuberías

Fluido	Tipo de tubería	Tipo de escurrimiento	Velocidad (m/s)		
			minima	nominal	máxima
Aire de instrumentación	Aire de limpieza	Tuberías llenas	5	15	25
Solución rica	Aspiración Bombas	Tuberías llenas	0,5	0,8	1
	Bombeo Bombas	Tuberías llenas	0,8	1,5	2
Fase acuosa y efluentes	Rebalse	Gravitatorio	-	0,5	0,8
	Aspiración de bombas	Tuberías llenas	0,5	0,8	1
	Impulsión de bombas	Tuberías llenas	0,8	1,5	2
Carbonato de sodio	Impulsión de bombas	Tuberías llenas	0,8	1,5	2
Carbonato de uranilo	Rebalse	Gravitatorio	-	0,5	0,8
	Aspiración Bombas	Tuberías llenas	0,5	0,8	1
	Impulsión de bombas	Tuberías llenas	0,8	1,5	2
Agua bruta	Impulsión de bombas	Tuberías llenas	0,8	1,5	2
Orgánico cargado y descargado	Rebalse	Gravitatorio	-	0,5	0,8
	Aspiración Bombas	Tuberías llenas	0,5	0,8	1
	Impulsión de bombas	Tuberías llenas	0,8	1,5	2
Agua de incendio	Todas las tuberías	Tuberías llenas	0,8	1,5	2

Se realizó un cálculo de la velocidad para las líneas de proceso principales y una síntesis de los resultados se encuentra en el ANEXO P. Los principales comentarios respecto de las condiciones operacionales de éstas son los siguientes:

- Línea de ácido hacia el aglomerador. Ningún problema para el caso CA1. La velocidad de aspiración de la bomba es 0,2 m/s y 1,1 para el bombeo, al nivel de inyección.

- Línea de agua de procesos hacia el aglomerador. Esta tubería se encuentra en tres diámetros: 110, 100 y 40 mm. Las velocidades respectivas en cada caso de diámetro de tubería son: 0,6, 0,8 y 4,8 m/s. Esta última velocidad podría ser la causa por la cual no es posible alcanzar la dosificación de agua en el aglomerador.
- Línea de solución de riego. Sin problema en el caso de la tubería de 250 mm al nivel de bombeo (1,5 m/s). Sin embargo, al nivel de la aspiración, en el caso CA1, la velocidad aumenta a 2,1 m/s, lo cual se encuentra más allá de la recomendación de velocidad máxima (1 m/s). Se recomienda verificar con el fabricante las nuevas condiciones de operación de las bombas y verificar si hace falta aumentar el diámetro de esta tubería.

Como un indicador empírico, la velocidad específica de aspiración  $N_{ss}$  (Ecuación 26) podría ser utilizada para verificar si habrá o no problemas de cavitación. El criterio establece que si este indicador está por sobre los 8.500, es factible que haya cavitación,

$$N_{ss} = \frac{\omega \cdot q^{1/2}}{NPSH_r^{3/4}} \quad (25)$$

donde,

$N_{ss}$  : Velocidad específica de aspiración (adimensional)

$\omega$  : Velocidad de rotación del eje de la bomba (1.480 rpm)

$q$  : Caudal en el punto de eficiencia máxima (528,34 gpm = 120 m<sup>3</sup>/h)

$NPSH_r$  : NPSH requerido (6,36 ft = 1,94 m)

Para el caso de las bombas de solución de riego y según los datos del proveedor de la bomba, en las condiciones iniciales de operación se llega a que  $N_{ss} = 8.513$  (a 8.296 para las bombas de solución rica). De manera que, según este criterio, es posible prever que hay o habrá cavitación de las bombas.

- Tuberías de drenaje terciaria y secundaria (100 y 200 mm de diámetro). Debido a que el flujo de riego futuro previsto en 3,0 l/h/m<sup>2</sup> es menor que la tasa de riego del diseño inicial 4,5 l/h/m<sup>2</sup>, con la cual se hizo esta parte del sistema de recolección de soluciones, no hay problemas con la capacidad de recolección de estos tubos. Adicionalmente, se debe recordar que el distanciamiento de los tubos de 100 mm se redujo de 4 a 2 m, con lo cual la capacidad en este sector (base de la pila) se duplicó respecto del cálculo inicial.
- Con respecto al colector principal de 450 mm que recibe el drenaje de todas las pilas y las conduce a la piscina de solución rica, la velocidad de la solución en todos los casos está por debajo del valor nominal (0,4 m/s) requerido en tuberías de transporte gravitacional.
- Tubo de solución rica (tramo piscina de solución rica – estanque de solución rica). La velocidad de aspiración en los dos casos, CA1 y CA0, de 1,6 y 1,3 m/s respectivamente, está más allá de la velocidad máxima recomendada (1 m/s). Por lo

tanto, se sugiere verificar presiones en la línea y, si es necesario, prever un aumento del diámetro.

- En la extracción por solventes, las velocidades de los fluidos se encuentran en general dentro de los límites de lo recomendado, con las siguientes excepciones, en las cuales se llega a velocidades superiores a los 2 m/s recomendados (ver detalles en el ANEXO P):
  - 410-SU-005-B105-150 (línea de recirculación y de avance de orgánico salida decantador E1)
  - 410-SU-014-B105-150 (Idem E2)
  - 410-SU-025-B105-150 (Idem E3)
  - 410-SU-034-B105-150 (Idem E4)

## 10. ESTIMACIÓN DE COSTOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para el caso base, CA0, trabajando en las condiciones actuales de operación, no se identificó ninguna modificación relevante. Sin embargo, como se indicó, los sistemas de inyección del agua y probablemente también el de ácido en el aglomerador, deben ser mejorados. Lo mismo ocurre con la succión de las bombas de la solución de riego y solución rica.

### 10.1. Estimación de costos de capital

- Aglomeración.

En los casos CA1 y CA2, el aumento del flujo de mineral podría requerir un tambor aglomerador adicional si la carga retenida dentro del mineral no puede ser aumentada a partir de su valor actual o si una reducción del tiempo de residencia no es aceptable desde el punto de vista de la calidad del aglomerado.

El costo directo de un tambor aglomerador es € 380.000 [25]. Según los cálculos de TECHNIP, la ingeniería civil será de € 150.000, y la electricidad y la instrumentación, € 300.000 (34% del total). Lo que implica, en suma, un costo directo total de € 830.000.

- Lixiviación.

En principio, en ningún caso existe necesidad de invertir en los grandes ítemes de la lixiviación, esto es en piscinas, superficie de apilamiento, sistema de drenaje o bombas de impulsión. A nivel de tuberías, en las cuales la velocidad de la solución sobrepasa el nivel recomendado, se trata de pequeños tramos por lo que el costo del reemplazo es despreciable.

Sin embargo, un aumento de los arrastres de orgánico más allá de lo aceptable (pérdidas superiores a un inventario de orgánico por año) podría justificar la modificación del sistema de riego actual como se indica para el Caso 2. Esto es, pasar de un ciclo de lixiviación (casos CA0 y CA1) a otro con dos etapas (CA2). Una síntesis con los ítemes de inversión para este último caso se indican en la Tabla 22.

Se debe distinguir entre los problemas de arrastres debido a un aumento de caudal de solución rica de aquellos que son producidos debido al aumento de los sólidos en suspensión presentes en esta solución. Porque de existir sólidos más allá de un cierto valor (50 mg/l por ejemplo), cualquiera que sea la modificación, los arrastres persistirán.

Tabla 26. Costo del sistema de recirculación (\*)

Ítem	Costo (€)	Comentarios
Bombas de recirculación (2 unidades)	33.000	Dos bombas similares a las actúales.
Bomba de cebado (1 unidad)	18.000	Una bomba similar a la actual
Total Bombas sin instalación	51.000	
Ingeniería civil (20%)	10.200	Estimación
Instalación (10%)	5.100	Estimación
Instrumentación (30%)	15.300	Estimación
Total bombas instaladas	81.600	
Tubería de HDPE DN160 (1500 m x €31/m)	46.500	Estimación Según factura (07/11)
Otros (válvulas, flanges, etc.)	47.200	Estimación según factura
Total materiales	93.700	
Transporte (5%)	4.685	Estimación
Instalación (1500 m x €10/m)	15.000	Estimación
Total tuberías y válvulas instaladas	113.385	

(\*) Estimación derivada de cotizaciones y facturas del proyecto.

- Extracción por solventes.

En el análisis sobre la capacidad de la extracción solvente (bombas, mezcladores y decantadores) el mayor caudal de solución rica que impone el caso más exigente o CA1 (225 m<sup>3</sup>/h) no sobrepasa la capacidad máxima de estos equipos (ver Tabla 21, Tabla 22 y Tabla 24). Sin embargo, algunos problemas de velocidad fuera del rango recomendado a nivel de las tuberías de recirculación-avance del orgánico cargado, de todas las etapas de extracción, han sido constatados. Al igual que en la lixiviación, se trata de tramos pequeños que no son considerados en los ítems de inversión.

Si los arrastres aumentan, es posible todavía aumentar la concentración de extractante de la fase orgánica a 10% (0,22 M). De este modo se puede reducir el caudal total en los mezcladores-decantadores por medio de una reducción del caudal de orgánico o de la razón O/A, antes que hacer una modificación mayor o de otro tipo.

El costo de hacer un cambio en la concentración de Alamina 336 es alrededor de € 60.000. Esto corresponde al cambio del inventario en todos los mezcladores-decantadores y estanque de la extracción por solventes según se resume en la Tabla 27.

Tabla 27. Estimación del costo del cambio de inventario de orgánico

Fase orgánica	Densidad	Composición			Precio	Val. (8%)	Composición			Val. (10%)	Dif.
	(t m <sup>3</sup> )	%	m <sup>3</sup>	Kg	€/kg	€	%	m <sup>3</sup>	kg	€	€
Alamina	0,81	8%	36	29.236	8,10	236.794	10%	47	37.835	306.440	69.645
Kéroil	0,795	88%	397	315.642	1,64	517.602	84%	381	302.983	496.843	-20.759
Isodecanol	0,845	4%	18	15.250	2,47	37.598	5%	23	19.735	48.657	11.058
Total					Total	791.995		451	-	851.939	59.944

Por último, para el caso CA2, aunque el flujo de solución rica hacia la SX no es mayor que la situación actual (Tabla 22, Tabla 24), si aumenta la concentración de Uranio, y con ello podría reducirse la eficiencia de transferencia, por lo que en ese evento también se recomienda aumentar la concentración de orgánico a 10%.

Una síntesis de las inversiones en cada caso se muestra en la Tabla 28.

Tabla 28. Síntesis de inversiones según alternativa (k€)

Ítem	CA0	CA1	CA2
Aglomeración			
Aglomerador	-	884 (1)	884 (1)
Bombas	-	-	-
Tuberías	(2)	(2)	(2)
Lixiviación			
Piscinas	-	-	-
Sistema de drenaje	-	-	-
Bombas	-	-	81,6
Tuberías	(3)	(3)	113,4
Estanques de almacenamiento	-	-	-
Extracción por solvente			
Mezcladores-decantadores	-	-	-
Bombas	-	-	-
Tuberías	-	(4)	(4)
Concentración de Extractante	-	60	60
Total (sin aglomerador)	-	60	255

- (1) Existe un potencial poco probable. No considerado en la inversión total.  
 (2) Se requiere modificación de los sistemas de inyección de agua y de ácido.  
 (3) Requiere modificación de la tubería de aspiración de las bombas de solución de riego.  
 (4) Requiere modificar las tuberías de bombeo y de recirculación de orgánico de E1 a E4

## 10.2. Evaluación económica

En el caso de que no haya una pérdida de la recuperación, que es lo que se espera en el caso alternativo CA1, el aumento del tratamiento anual se traducirán en 208 t de Uranio o 245 t de U<sub>3</sub>O<sub>8</sub>, que es el producto final comercializable.

Por otro lado, en diciembre de 2012, el costo de venta de este óxido bordeaba los 42 USD/lb U<sub>3</sub>O<sub>8</sub>, mientras que el costo variable de producción de la empresa, en el mismo año, alcanzaba a 31 USD/lb U<sub>3</sub>O<sub>8</sub>.

Por lo tanto, el flujo de caja incremental del proyecto puro antes de impuestos, en un horizonte de 15 años de operación, asciende a unos 6 M USD por año. El cálculo se efectuó según lo siguiente expresión:

Flujo de caja antes de impuestos (FCAI) = Ingresos – Costos

$$FCAI = 245 \text{ t U}_3\text{O}_8 * 2.205 \text{ lb U}_3\text{O}_8/\text{tU}_3\text{O}_8 * (42 - 31) \text{ USD/lb U}_3\text{O}_8 \sim 6 \text{ M USD}$$

Esta claro que para este caso, en donde la inversión es mínima y no hay cambios del circuito de lixiviación, la ganancia obtenida solamente en el primer año de operación es 100 veces superior al gasto de capital, y por lo tanto la recuperación de la inversión es inmediata.

Sin embargo, bajo el esquema de dos ciclos de lixiviación que implica la alternativa CA2, existe el riesgo de perder uno o varios puntos de recuperación si el lavado del segundo ciclo no se lleva a cabo de manera eficaz. Situación bastante probable dado que el porcentaje de arcilla en el programa minero aumenta sistemáticamente. El problema aquí es que hay un impacto sobre la recuperación de la totalidad del mineral tratado.

Las pruebas exploratorias de laboratorio en columnas de 1 m de altura, no permiten hacer un escalamiento de los resultados a nivel industrial, sin embargo de manera ilustrativa podemos determinar el impacto que tendrá en el negocio la reducción de 1% recuperación.

Esto es:

$$1,8 \text{ Mt/año} * 800 \text{ g U/t} * 64\% \sim 922 \text{ t U/año} = 1.087 \text{ t U}_3\text{O}_8/\text{año}$$

$$\underline{1,4 \text{ Mt/año} * 800 \text{ g U/t} * 65\% \sim 728 \text{ t U/año} = 858 \text{ t U}_3\text{O}_8/\text{año}}$$

$$\text{Diferencia de producción} = 228 \text{ t U}_3\text{O}_8 \Leftrightarrow 5,5 \text{ M USD}$$

Incluso en este caso la rentabilidad del proyecto sigue siendo una alternativa de inversión buena, pero inferior a la alternativa anterior. Sin embargo, para definir cuál alternativa es la mejor, CA1 o CA2, es necesario contemplar los problemas operacionales que pudieran sobrevenir en uno u otro caso, tales como: pérdidas significativas de orgánico o pérdidas de producción por detenciones, los cuales no son incluidos en esta evaluación.

En conclusión, ambas alternativas son altamente rentables. La inversión no es considerable respecto de las ganancias, y la recuperación del capital se produce en el mismo año de implementación de la alternativa. La opción CA1 es mejor que la CA2, porque en el

primer caso no existen riesgos de pérdida de recuperación. La alternativa CA2 se recomienda como una respuesta operacional puntual en el caso de que su intervención se justifique desde un punto de vista operacional y económico.

## 11. ANÁLISIS FODA

A continuación se resumen y se priorizan las principales fortalezas y debilidades detectadas e indicadas en los capítulos anteriores, y que guardan relación con el aumento del flujo de mineral tratado en planta. De igual modo se han listado y priorizados los hallazgos más importantes, en términos de oportunidades y amenazas, que se perciben en el entorno donde se sitúa la planta, motivo del presente estudio.

Tabla 29. Análisis FODA

<p><b>FORTALEZAS</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Línea de chancado y apilamiento, cuenta con la capacidad para procesar el mayor tonelaje.</li> <li>2. Superficie de apilamiento, no requiere ampliación (uno de los ítems de inversión más importantes).</li> <li>3. Los sistemas de bombeos, bombas y tuberías, sin problemas para trabajar con un caudal mayor. Esto incluye las bombas de agua y ácido de la aglomeración.</li> <li>4. En el aglomerado se pueden aumentar tanto la velocidad de giro como la inclinación del tambor, para evitar que la carga retenida aumente.</li> </ol>	<p><b>DEBILIDADES</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Baja permeabilidad del mineral puesto en pilas. Por exceso de arcillas y de finos.</li> <li>2. Calidad actual de la aglomeración deficiente. Por exceso de arcilla, diseño deficiente del sistema de inyección de agua y ácido, y por falta de humedad.</li> <li>3. La frecuencia de movimientos de correas aumentará proporcionalmente al aumento del flujo de mineral. Esto, unido el hecho que los movimientos toman más tiempo de lo normal, afectará negativamente la utilización del sistema.</li> <li>4. Aumento de una superficie de riego con problemas de permeabilidad. Lo que implica una necesidad de mayores recursos para recuperar las zonas anegadas.</li> <li>5. El chute de entrada del tambor aglomerador está restringido. Se comienza a bloquear a 250 t/h.</li> </ol>
<p><b>OPORTUNIDADES</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Aumento del volumen de producción. Con un mínimo de inversión o modificaciones.</li> <li>2. Reducción de los costos de producción. Implica aumento de los márgenes de ganancia.</li> </ol>	<p><b>AMENAZAS</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Riesgo país alto (atentados y secuestros). Lo que impide la asistencia y significa la evacuación del personal supervisor.</li> <li>2. Potencial de cambios en la legislación y regulación ambiental.</li> <li>3. Tendencias desfavorables del precio del producto.</li> <li>4. Asistencia técnica de los proveedores baja y con un alto costo.</li> <li>5. Mayor demanda de ácido. En un escenario no favorable para el aprovisionamiento externo.</li> </ol>

A modo de plan de acción, algunas recomendaciones para abordar aspectos principales con gran impacto en la calidad de la operación son las siguientes (algunas de ellas ya indicadas anteriormente):

- Para mejorar la permeabilidad. Desarrollar un programa de pruebas de lixiviación en columnas, cuyo objetivo sea la optimización de las condiciones operacionales, para el tratamiento de los minerales arcillosos o de baja permeabilidad. Las variables a estudiar propuestas son las siguientes: reducción de la altura de apilamiento, aumento del tamaño granulométrico, retiro de una parte de los finos – 100  $\mu\text{m}$ .
- Mejorar la caracterización de los stocks de mineral marginal. Actualmente existe un conocimiento limitado y se sabe que hay variabilidad importante tanto de la concentración de uranio como del contenido de arcilla. La alimentación a la planta de chancado se hace sobre la base de valores promedios no representativos y que no consideran la variabilidad. Como consecuencia, existen sectores de pilas con altos contenidos de arcilla, lo cual se traduce en baja permeabilidad, anegamientos, ciclos largos de lixiviación, baja recuperación.
- Mejorar la calidad del aglomerado. Un elemento fácil de corregir los sistemas de inyección de agua y de ácido en el interior del aglomerador. Estos consisten en dos tubos de acero inoxidable que cuentan con 16 aspersores cada uno. La adición de los líquidos puede hacerse en el 80% del largo del tambor. El sistema de adición de agua no es capaz de entregar el caudal requerido para alcanzar el 8% de humedad recomendado. Se recomienda agregar ambos fluidos en el primer tercio del tambor (primeros 3 m). El agua en primer lugar, luego el ácido y se debe evitar mezclar ambos.
- Para reducir la frecuencia de movimiento de correas, se recomienda aumentar el ancho de celdas.
- Para optimizar los tiempos de movimientos de correa, se recomienda monitorear los tiempos empleados en realizar las diferentes actividades. Por ejemplo, coordinación entre los equipos de operación y mantenimiento eléctrica, para la desenergización y energización de equipos, desplazamiento y posicionamiento de equipos, etc.
- Verificar la sección del chute de alimentación al tambor aglomerador. Agrandar o eliminar obstáculos en caso de necesidad.

A partir de la lixiviación o del riego de soluciones, los casos CA1 y CA2 son diferentes, debido a que el caudal de soluciones y la concentración de Uranio de la solución rica cambian en uno u otro caso. La Tabla 26 muestra un cuadro comparativo de ventajas y desventajas de ambos escenarios.

Tabla 30. Cuadro comparativo de ventajas y desventajas de los casos CA1 y CA2

<b>Caso</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
CA1	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. No se cambia el circuito de lixiviación actual, por lo que no requiere inversión.</li> <li>2. La concentración de Uranio no cambia.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Aumento del flujo de riego en un 30%. El sistema esta cerca del límite máximo.</li> <li>2. Aumento del flujo de solución rica hacia la SX.</li> <li>3. Potencial de aumento de los arrastres de orgánico.</li> <li>4. Potencial de pérdidas de la eficiencia de transferencia de Uranio en la extracción.</li> </ol>
CA2	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Se reduce el flujo de solución de riego en un sistema de bombeo que se encuentra cercano al límite máximo de capacidad.</li> <li>2. Reducción del caudal de solución rica hacia la SX.</li> <li>3. Reducción de los arrastres de orgánico (respecto al CA1).</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Se requiere implementar un sistema de bombeo (requiere inversión).</li> <li>2. Aumento del inventario de Uranio en las pilas.</li> </ol>

## 12. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En el año 2011, se concretó el proyecto de ampliación de la producción en las áreas del chancado y apilamiento, sin embargo, se cree que este aumento tendrá un efecto negativo en la performance de aquellos equipos ubicados en las áreas que no se sufrieron cambios, esto es en: la aglomeración, la lixiviación y en la extracción por solventes.

A continuación se presentan las conclusiones y recomendaciones respecto de la capacidad de los equipos principales de cada una de las áreas mencionadas. Para ello se evaluaron tres casos de estudios, a fin de diagnosticar la situación actual y visualizar los principales impactos en las capacidades de los equipos, los casos analizados fueron los siguientes:

- Caso base o CA0: Tratamiento de 1,4 Mt/año de mineral en un ciclo de lixiviación. El objetivo fue actualizar los criterios de diseño y en función de estos hacer un diagnóstico de la operación actual.
  - Caso N° 1 o CA1: Tratamiento de 1,8 Mt/año de minera en un ciclo de lixiviación. El objetivo fue verificar el impacto en la capacidad de los equipos como resultado del aumento del flujo de mineral, en las condiciones actuales de operación.
  - Caso N° 2 o CA2: Tratamiento de 1,8 Mt/año de mineral en dos ciclos de lixiviación. El objetivo fue reducir el caudal de solución rica a la SX, por medio de una recirculación de las soluciones de lixiviación, y verificar si esto representa una ventaja operacional.
- Criterios de diseño

Los cambios más importantes en los criterios de diseño, con impacto en la capacidad y el rendimiento de los equipos e instalaciones fueron los siguientes.

- Reducción de la utilización de los equipos de la aglomeración y apilamiento, desde 80 a 71%. Las causas principales se atribuyen a problemas de coordinación de las actividades de movimiento de correas, al menor ancho de las pilas (40 m en lugar de 80 m), al hundimiento de las ruedas de la grúa horquilla en la capa protectora del “pad” y debido a la falta de experiencia del conductor de este equipo.
- Aumento de la dosificación de ácido en el aglomerador desde 16 a 30 kg/t, como consecuencia de la mayor disponibilidad de ácido respecto de lo previsto y debido a que 30 kg/t fue lo recomendado durante el pilotaje.
- Reducción de la tasa de riego de 4,5 a 3 l/h/m<sup>2</sup>, a causa de los problemas de permeabilidad en las pilas. Esto es, debido al alto contenido de arcillas en el mineral, superiores al 10 – 12% recomendado como límite máximo.

- Aumento del tiempo de ciclo de lixiviación, de 90 a 173 días, como resultado del problema anterior.
- Aumento de la superficie o mineral bajo riego de 36.000 a 69.000 m<sup>2</sup>, por aumento del tiempo de ciclo de lixiviación.
- Aumento del caudal de solución rica de 175 a 225 m<sup>3</sup>/h, por incremento del nivel de tratamiento de mineral.

Los principales impactos de estos cambios en los equipos de la aglomeración, lixiviación y extracción por solventes, , fueron los siguientes:

- Aglomeración

- Tiempo de residencia. Tanto el aumento del flujo de mineral, así como la reducción de la utilización de los equipos, tendrán un impacto negativo en el nivel de llenado del tambor aglomerador, sin embargo, el tiempo de residencia no se modificará, a menos que cambie la inclinación y/o la velocidad de rotación del tambor.

La inclinación del aglomerador puede ser variada de 4 a 10° y la velocidad de rotación de 6 a 12 rpm. Actualmente, el flujo de mineral (224 t/h) se procesa con una inclinación mínima y con una velocidad de rotación de 9 rpm. Con lo que el nivel de llenado alcanza a 6,5% y el tiempo de residencia a 82 segundos.

En el caso que el flujo aumente a 288 t/h, existen dos opciones de funcionamiento: a) mantener las condiciones actuales de operación del tambor o b) aumentar la inclinación y/o la velocidad de giro de este equipo.

En el primer caso, debido a que la carga retenida aumenta, habrá que verificar el sistema motriz (motor y ejes) y la estructura sobre la cual va soportado el tambor.

En el segundo caso, si se desea mantener el mismo nivel de llenado, el tiempo de residencia se reducirá a 64 s. y habrá que verificar el impacto en la calidad del aglomerado, lo cual no es fácil de cuantificar, salvo por su impacto en la permeabilidad del mineral apilado. Sin embargo, se puede indicar que tiempos de 60 s (y menos también) es ampliamente utilizado en la industria del cobre para el dimensionamiento de estos equipos.

- Chutes de traspaso. A nivel industrial se han efectuado tests hasta 250 t/h con lo cual se han evidenciado problemas de atollo en el chute de alimentación al tambor. Problemas similares podrían presentarse en el chute de descarga, sobretodo con respecto a la dificultad de la partida de la correa Q1 8511.
- Bombas de ácido y de agua. No se identificó ningún problema en la capacidad de estas bombas. Sin embargo, el sistema de inyección de agua en el interior del aglomerador, tuberías y aspersores, impiden alcanzar la dosis de 8%, aún cuando esto se lleva a cabo en el 80% del largo del tambor. Además, tanto el agua como el ácido se agregan simultáneamente en un mismo punto y el chorro de ácido está dirigido hacia el liner.

Se recomienda aumentar el diámetro de la tubería de tal modo que la adición del agua, así como la del ácido, se lleve a cabo en los primeros tres metros del equipo. El agua debe agregarse en primer lugar y luego el ácido, para evitar el alza de temperatura que ocurre cuando ambos fluidos se inyectan en un mismo punto. Ambos chorros deben ser dirigidos hacia carga de mineral retenido.

- Los “lifters” al interior del aglomerador han sido suprimidos. Esto último, así como la correcta ubicación y capacidad de los sistemas de agua y ácido, son tanto o más importantes que una reducción potencial del tiempo de residencia en el rango antes mencionado. Esta modificación del diseño debe ser corregida a la brevedad.

- Lixiviación

- Con respecto al área de apilamiento y lixiviación, no hay problemas de interferencia entre estas dos actividades si se aumenta el tratamiento de mineral de 1,4 a 1,8 Mt/año. Habrá más de un año y medio para hacer la preparación de la base del tercer piso y más de una año para los otros niveles. Un sistema “on-off”, de carga y descarga del mineral, permitirá guardar esta misma distancia de un año y medio.
- El dimensionamiento del sistema de recolección de solución de drenaje no cambia por efecto del aumento de la cantidad mineral a tratar, debido a que la tasa de riego no aumenta y se mantiene por debajo del diseño original (3,0 vs 4,5 l/h/m<sup>2</sup>).
- Piscinas de solución pobre y solución rica. Para el caso de un solo ciclo de lixiviación con mayor tonelaje a ser tratado, caso CA1, implica un aumento del flujo de solución de riego de las pilas de 212 a 273 m<sup>3</sup>/h. Esto implica una reducción del tiempo de residencia de esta solución dentro de la piscina de 23 a 18 h (de 27 a 21 h para el caso de la piscina de solución rica).

El dimensionamiento de estas piscinas se efectúa para absorber las variaciones de nivel que se producen durante la puesta en marcha, para decantar sólidos en suspensión, para homogeneizar la concentración de Uranio, para recuperar el orgánico arrastrado y para recibir una parte de las soluciones de drenaje en el caso de una detención prolongada no prevista, en lugar de aislar las áreas de la lixiviación y extracción por solventes para que una de ellas continúe la operación sin la participación de la otra.

Por lo tanto, se considera que una reducción de 5 h en tiempo de residencia no afecta significativamente la funcionalidad de estas piscinas; sin embargo, en el caso que exista una proporción importante de sólidos en suspensión o de arrastres de orgánico en las soluciones y dependiendo de su impacto en la operación, bien podría justificarse un aumento de la capacidad de almacenamiento de ambas piscinas.

Para el caso de una detención prolongada, existe un grupo electrógeno de 455 KVa con el cual es posible alimentar eléctricamente el sistema de bombeo de la solución de riego de tal modo de recircularlas durante una detención prolongada (más de 24 h). Esto evita el drenaje de las soluciones de impregnación del mineral, impidiendo el desbordamiento de las piscinas. Cabe hacer notar que en todos los casos, incluyendo la

situación actual, la capacidad disponible de todo el conjunto de piscinas no será suficiente para recibir el drenaje de impregnación en el caso que la recirculación no se pueda llevar a cabo. Así que es imprescindible que el grupo electrógeno esté disponible para evitar este problema pila.

- Bombas de solución de riego. Este es un sistema que a lo largo del tiempo es utilizado para bombear a diferentes alturas y distancias, según el nivel y según la celda que se encuentra en riego. En los casos CA0 y CA2, no hay problemas con este sistema. Sin embargo en el caso CA1, debido a que el caudal de riego requerido ( $273 \text{ m}^3/\text{h}$ ) se sobrepasa el caudal nominal estas bombas ( $240 \text{ m}^3/\text{h}$ ), sin embargo con un aumento de la velocidad del variador de frecuencia se puede alcanzar los  $280 \text{ m}^3/\text{h}$  requeridos. Sin embargo, en el caso de que la densidad y viscosidad aumenten con el tiempo, es posible que en el caso de los últimos niveles haya problemas con este sistema.

En un sistema “on-off” de carga y descarga del mineral, la altura geométrica se conserva durante toda la vida del proyecto, lo cual favorece el funcionamiento de estas bombas. No se prevén problemas de éstas en los próximos niveles (2 y 3) y por lo pronto se recomienda efectuar tests de aumento de caudal en la posición más alejadas (sector pilas 25-27) a fin de anticipar problemas.

La velocidad de la solución en la tubería de aspiración de estas bombas está más allá de los  $2 \text{ m/s}$  recomendado en los criterios de diseño. Posibles impactos negativos en el rendimiento o cavitación de las bombas son previstos. Sin problemas en la tubería de bombeo.

- Bombas de transferencia de solución rica. En el caso más exigente (CA1) se requiere bombear  $225 \text{ m}^3/\text{h}$ . Según los antecedentes entregados por el proveedor, el sistema es capaz de entregar  $270 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $135 \text{ m}^3/\text{h}$  por cada bomba), por lo tanto, en este caso, las bombas cuentan con la holgura necesaria para el aumento de flujo.
- Estanque de almacenamiento de solución rica. A plena capacidad del bombeo de entrada, el tiempo de residencia de las soluciones se reduce de 36 a 28 min. Los dos sistemas de bombeos de este estanque (alimentación y descarga) cuentan con variadores de frecuencia conectados a un sistema de control, el que permite regular con flexibilidad y precisión los flujos de entrada y salida. Por lo tanto, se considera que la funcionalidad de este estanque, la de servir como tampón para absorber las variaciones de nivel durante la puesta en marcha, no se ve afectada.
- Bombas de transferencia de solución rica de alimentación a la extracción. Este sistema tiene una capacidad nominal de  $270 \text{ m}^3/\text{h}$ , mientras que el caso más exigente (CA1) requiere sólo  $225 \text{ m}^3/\text{h}$ .
- Estanque de almacenamiento de solución de riego. El razonamiento es similar a aquel que se hace para el estanque de solución rica. En el caso de la operación de este estanque, el operador debe mantener el nivel de llenado y concentración de ácido del post decantador (A1 4131) que se encuentra a la salida de la extracción, esto es mediante el ajuste del agua de proceso y del ácido concentrado.

- Bombas de transferencia de solución de riego hacia la piscina de solución de riego. Ningún problema con la capacidad de este sistema (283 m<sup>3</sup>/h) a partir de los datos entregados en la curva característica de las bombas.
  - Piscina de emergencia. En ninguno de los casos analizados esta piscina tiene la capacidad de recibir la solución de impregnación del mineral bajo riego. Sin embargo, la existencia del grupo electrógeno indicado anteriormente, evita la des-impregnación en caso de un corte de energía prolongado. Por lo tanto este equipo debe estar disponible en todo momento y la piscina debe permanecer vacía y no debe ser utilizada para almacenar soluciones de descarte o de otro tipo. Desde el punto de vista de una lluvia centenaria (61 mm durante 30 min.), no hay problemas respecto a la capacidad de recolección dado que la superficie total de apilamiento no cambia.
- Extracción por solventes
    - Estanque de orgánico cargado (A1 4121). El tiempo de residencia se reduce de 2,5 (CA0) a 2,0 h (CA1). En este estanque no hay recuperación de acuoso lo cual podría justificar mantener el mismo tiempo de residencia inicial para garantizar la calidad del orgánico que va hacia la extracción. Por lo tanto se considera que la funcionalidad de mantener el balance soluciones entre las etapas de extracción y extracción no se ven alteradas significativamente. No se observan problemas para los otros estanques de la extracción por solventes.
    - Bombas de transferencia y de orgánico cargado salidas E1, E2, E3 y E4 (P1 4111-2A/C, P1 4112-2A/C, P1 4113-2A/C et P1 4114-2A/C). Estas bombas tienen cada una de ellas un variador de frecuencia, en los cuales la velocidad de salida puede ser aumentada ligeramente para alcanzar los 162 m<sup>3</sup>/h de orgánico que demandara el tratamiento de los 1,8 Mt/año bajo el esquema de un solo ciclo de lixiviación. La velocidad del caudal de orgánico máxima recomendada (2 m/s) es sobrepasada en las líneas de recirculación y de avance de este fluido. En los tests de aumento de caudal del flujo de solución rica hacia la extracción se podrá ver sobre el rendimiento del conjunto de equipos. Esto es: sobre la capacidad de las bombas de orgánico, sobre la eficiencia de la transferencia de Uranio (que se refleja en la concentración de Uranio en la solución pobre) y sobre el nivel de arrastres de orgánico en la fase acuosa.

Si los aumentos de flujo de las fases acuosa y orgánica en la extracción producen un deterioro del rendimiento de la extracción, en alguno o en todos los elementos de control señalados en el párrafo anterior, la opción de hacer una recirculación en la lixiviación de una parte de las soluciones de drenaje (caso CA2) podría ser una opción operacional a considerar.

Según los balances de masas y según las curvas características de las bombas de la planta de extracción por solventes, ninguno de estos sistemas tiene problemas con la capacidad de bombeo frente a un aumento del caudal de acuoso, de orgánico o de solución de carbonato de sodio, estos equipos son los siguientes:

P1 4233-A/C (orgánico descargado),

P1 4133-A/C (solución acuosa pobre salida post decantador),  
P1 4211-2A, P1 4212- 2A et P1 4213-2A (de carbonato de uranilo),  
P14215-A/C (de descarga estanque de carbonato de uranilo)  
P14127-A/C (de descarga de estanque de almacenamiento de carbonato de uranilo).

- Decantadores. La velocidad de decantación en todos los decantadores, y en todos los escenarios, son iguales o inferiores al promedio de aquello que se puede encontrar en la practica industrial corriente ( $4,3 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$ ). Sin embargo hay otros factores también importantes, tales como los sólidos en suspensión, la densidad relativa de las fases, la sobre agitación, etc., que, aún cuando la capacidad de decantación sea la adecuada, producen severos problemas de arrastres a un momento dado. Los arrastres de orgánico en la salida de la extracción deben estar entre  $20 - 50 \text{ mg/l}$  de orgánico y los tiempos de separación de fases debe ser controlado a diario a fin de anticipar problemas. El menor tiempo de decantación que se espera en el caso de aumentar el caudal de solución rica (caso CA1) y su impacto en la operación con respecto a las pérdidas de orgánico, debe ser evaluado a nivel industrial mediante las pruebas de aumento de caudal que están pendientes.
  - La concentración de extractante en la fase orgánica se encuentra en la actualidad en  $0,17 \text{ M}$  ( $8\% \text{ v/v}$ ) con lo cual se tiene una capacidad de extracción máxima de  $7,94 \text{ kg U}/\text{m}^3$ . Por lo tanto la capacidad requerida que es alrededor de  $5,98 \text{ kg}/\text{m}^3$  (base flujo de orgánico) no representa ningún problema. En todo caso, de ser necesario, la concentración de Alamina puede ser aumentada para aumentar la capacidad de transferencia y para mantener la concentración de Uranio en la solución pobre, sin tener que aumentar el caudal de orgánico. La capacidad de transferencia de la fase orgánica en función de la concentración de Alamina, puede llegar a valores bastante más altos que las necesidades actuales como pudo ser visto en las curvas de equilibrio. Sin embargo, en el caso de que existan arrastres de orgánico en la fase acuosa, hay que tener en cuenta que las pérdidas serán proporcionales al caudal de acuoso y a la concentración de extractante de la fase orgánica.
- Tests de laboratorio
    - Algunos ensayos exploratorios a nivel de laboratorio fueron realizados. Cuatro series de pruebas se llevaron a cabo. Dos de éstas consistieron en realizar siete ciclos consecutivos de lixiviación hasta alcanzar una razón de lixiviación L/S igual a  $1 \text{ m}^3/\text{t}$ . En las otras dos series se simuló un y dos ciclos de lixiviación, en ambos casos hasta alcanzar  $2,5 \text{ m}^3/\text{t}$ . El mineral utilizado para todas las pruebas fue una mezcla de los minerales M2 Taza (2/3) y M4 Arlette (1/3).
    - Los resultados de estas dos últimas series muestran un resultado final de recuperación similar (uno y dos ciclos de lixiviación y,  $4$  y  $6 \text{ l/h}/\text{m}^2$  como tasas de riego en la lixiviación). Sin embargo las cinéticas de recuperación realizadas con ciclo de lixiviación mostraron una diferencia positiva respecto de aquellas efectuadas en dos ciclos. Esta diferencia corresponde exactamente a la cantidad de Uranio contenido en las soluciones de impregnación. Una vez que el segundo ciclo comienza, ciclo de lavado, este inventario es recuperado. Esto es más eficaz cuando las tasa de riego es mayor (a  $6 \text{ l/h}/\text{m}^2$ ).

- Por otro lado, según estas pruebas, el consumo de ácido es mayor cuando la lixiviación se efectúa en dos ciclos y cuando la tasa de riego es más baja. El efecto de la tasa de riego es mayor que el número de ciclos en el consumo de ácido.
  - Sobre la lixiviación en dos ciclos, se puede decir que esto es factible a condición que el segundo ciclo, o ciclo de lavado, pueda llevarse a cabo de tal modo de desplazar la totalidad de la solución de impregnación. Lo anterior es aplicable a condición de tener una razón L/S “suficiente” que permita recuperar el inventario de impregnación en un tiempo “razonable” tal que no haya interferencia entre la operación de lixiviación y la de la carga del mineral fresco.
  - La alternativa de dos ciclos podría ser considerada como una “respuesta operacional” puntual, en el caso que haya problemas de arrastre de orgánico en el acuoso o que la concentración de Uranio en la solución rica se reduzca. No es aconsejable como operación permanente en el caso de Mirasó, debido a los problemas de permeabilidad.
- Inversiones
    - En el caso actual CA0, ningún ítem de inversión importante ha sido identificado. Sin embargo, los sistemas de agua y de ácido al interior del aglomerador deben ser modificados a fin de asegurar la dosificación de ambos fluidos en el primer tercio del largo de este equipo.
    - En los casos CA1 y CA2 (con 1,8 Mt/año), una inversión potencial de € 830.000 podría tener lugar si un aumento de la carga retenida y si una reducción del tiempo de residencia es considerada como inadmisibles, lo cual es bastante improbable desde ambos puntos de vista, pero que deben ser verificadas con el proveedor y el operador.
    - En la lixiviación no es necesario aumentar la superficie de apilamiento-lixiviación, tampoco es necesario modificar el sistema de drenaje, como resultado de aumento del tonelaje de mineral.
    - En los sistemas de bombeo de la lixiviación, no se identificó ningún ítem de inversión, sin embargo, hay modificaciones de algunas de las tuberías de aspiración que deben ser contempladas. En el caso del sistema de bombeo de la solución de riego, en los últimos niveles de apilamiento y de riego, el sistema podría tener problemas en cuanto a la entrega del caudal y presión del flujo de alimentación a pilas.
    - En la extracción por solventes, como resultado del aumento de la transferencia de Uranio, existe un potencial de inversión de € 60.000 en extractante, destinado a aumentar la concentración de Alamina en la fase orgánica y a fin de impedir un aumento de caudal orgánico con sus respectivos efectos negativos en el rendimiento de la extracción.
    - La implementación de un sistema de recirculación asociadas al caso CA2, en el caso de ser requerida, tiene un costo de inversión de € 81.600 en bombas, € 113.000 en tuberías de HDPE PN16 y válvulas.

### 13. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Agence Internationale de l'Énergie Atomique (AIEA), 2006. *Terminologie des sources secondaires d'Uranium*. Uranium 2005 : Ressources, production et demande, Éditions OCDE. Annexe 3, p. 378.
- [2] Edwards, C., Oliver A., 2000. *Uranium processing: a review of current methods and technology*. The Journal of Minerals, Metals & Materials Society, Vol. 52, Issue 9, p. 12 – 20.
- [3] Agence Internationale de l'Énergie Atomique (AIEA), 2005. *Situation des différentes étapes du cycle du combustible*. La sûreté du cycle du combustible nucléaire, Éditions OCDE. Chapitre 2, p. 32.
- [4] Grenthe, I. et al., 2011. Chapter five: Uranium. The chemistry of the actinides and transactinide elements, Springer, Netherlands p. 253 - 698
- [5] International Atomic Energy Agency (ALTA), 1993. Uranium extraction technology. Technical reports series N° 359. ALTA, Vienna, p. 75 – 103.
- [6] Merritt, R., 1971. Concentration and purification - Solvent Losses. The extractive metallurgy of uranium. Colorado School of Mines Research Institute, Colorado USA, p. 192 - 201.
- [7] Mackenzie, J.M., "Uranium Solvent Extraction Using Tertiary Amine", Présentado en el Seminario Uranium Ore Yellow Cake, por Henkel Australia Pty Ltd, Melbourne, Australia, 1997.
- [8] Gabillat, L. et al., 1974. Du laboratoire à la marche industrielle: l'usine chimique de la Mirasó au Niger. Industrie Minérale-Minéralurgie, Université Technique de Clausenthal (à vérif.), p. 98 - 124
- [9] Service d'Analyse des Risques de la Direction de l'Environnement et de l'Intervention, 2004. Sites miniers d'uranium de MIRASÓ et COMINAK. DEI/SARG/05-05. Institut de Radioprotection et de Sûreté Nucléaire (IRSN). BP 17 – 92262.
- [10] BG Mine, 2006. Étude de faisabilité Projet Lixi de MIRASÓ. AB/CGN SPI-2006/330. Tour AREVA, 92400 Courbevoie, Paris.
- [11] Blanvillain, J. J., 2010. Synthèse essais lixiviation en colonnes et stalles 2005 - 2009, SET-JJB-SPI-2010/59. AREVA NC. Tour AREVA, 92400 Courbevoie, Paris.
- [12] Service Études Procédés Analyses, 2013. Traitement des minerais argileux par lixiviation en tas, SEPA, Bessines, France.

- [13] Durupt, N., 2011. Essais Laboratoire de Recyclage des Solutions de Lixiviation en Tas. Service d'Etudes de Procédés et Analyses, Bessines, France.
- [14] Technip, 2009. Manuel Opérateur: Projet Lixi SOM 014 - Lixiviation en tas des marginaux, Rev. 0, 9592B-001-ML-001. AREVA NC. Tour AREVA, 92400 Courbevoie, Paris.
- [15] Technip 2008. Manuel Opérateur: Projet Lixi SOM 014 - Rénovation atelier solvant S1, Rev. A, 9592B-002-ML-001. AREVA NC. Tour AREVA, 92400 Courbevoie, Paris.
- [16] Crane, P. et al., 2010. Analysis and troubleshooting in uranium solvent extraction circuits. ALTA 2010 Uranium Conference, ALTA Metallurgical Services, Perth, Australia.
- [17] Technip 2008. Liste d'équipements: Projet Lixi SOM 014 - Lixiviation en tas des marginaux, Rev. C, 9592B-000-SP-004. AREVA NC. Tour AREVA, 92400 Courbevoie, Paris.
- [18] Technip 2008. Liste d'équipements: Projet Lixi SOM 014 - Lixiviation en tas des marginaux, Rev. 0, 9592B-001-EL-001. AREVA NC. Tour AREVA, 92400 Courbevoie, Paris.
- [19] KSB 2008. Spécifications Techniques pour le Pompes P1 8427 A et C. Projet Lixi SOM 014 - Lixiviation en tas des marginaux, Rev. 0, Code : 9592B-000-SP-910. KSB Agence Méditerranée. 13793 Aix-en-Provence Cedex 3, France.
- [20] KSB 2007. Spécifications Techniques pour le Pompes P1 8429 A et C. Projet Lixi SOM 014 - Lixiviation en tas des marginaux, Rev. C, Code : 9592B-000-SP-0910-02. KSB Agence Méditerranée. 13793 Aix-en-Provence Cedex 3, France.
- [21] KSB 2007. Spécifications Techniques pour le Pompes P1 8722 A et C. Projet Lixi SOM 014 - Lixiviation en tas des marginaux, Rev. C, Code : 9592B-000-SP-0910-05. KSB Agence Méditerranée. 13793 Aix-en-Provence Cedex 3, France.
- [22] Liu, X., Specht E., 2000. Mean residence time and hold-up of solids in rotary kilns. Chemical Engineering Science 61 (2006), 5176 - 5181, Elsevier.
- [23] Park, C. et al., 2005. Rheological properties of cementitious materials containing mineral admixtures. Cement and concrete research 35 (2005), 842 - 849, Elsevier.
- [24] Moats, M, 2007. Benchmarking of Solvent Extraction for American and Australian Companies. University of Utah, USA.
- [25] Technip, 2007. LOT 06-Commande de l'Agglomérateur Complet et de Goulotte de Sortie avec Garnissage Supplémentaire. PROJET N° 9592B-SOM-014- MIRASÓ, Lyon, France.

## 14. ANEXOS

ANEXO A. CRITERIOS DE DISEÑO	82
ANEXO B. DIAGRAMAS DE PROCESO Y BALANCES DE MASAS	89
ANEXO C. LISTA DE EQUIPOS	96
ANEXO D. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8427 A/C	99
ANEXO E. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8429 A/C	101
ANEXO F. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8722 A/C	104
ANEXO G. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8712 A/B/C	106
ANEXO H. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8715 A/B/C	108
ANEXO I. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8717 A/C	110
ANEXO J. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8721 A/C	112
ANEXO K. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4111 - 4114	114
ANEXO L. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4233 A/C	116
ANEXO M. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4133 A/C	118
ANEXO N. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4211- 4213 2A	120
ANEXO O. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4215 y 4127	122
ANEXO P. VELOCIDAD DE LAS SOLUCIONES EN LAS TUBERÍAS	124

## **ANEXO A. CRITERIOS DE DISEÑO**

En este anexo se indican tantos los criterios del diseño original, los que se utilizaron en dimensionamiento de los equipos, como aquellos que motivaron el presente trabajo de estudio. Es decir:

Caso Base: Es la situación presente o situación actual, después de 4 años de operación desde la puesta en marcha de la planta de lixiviación en pilas, la que tuvo lugar en julio del 2009. El tonelaje anual tratado es de 1,4 millones de toneladas en un ciclo de lixiviación. El objetivo principal de este caso es hacer un diagnóstico de la situación actual, se actualizan los criterios de diseño que además servirán para el análisis de los dos siguientes casos.

Caso N° 1 (CA1): Este caso es similar al anterior salvo que el tonelaje anual tratado cambia a 1,8 millones de toneladas. El objetivo de esta alternativa es determinar el impacto que tiene este aumento (~30%) sobre los equipos, con los criterios de diseño actualizados, bajo el esquema de lixiviación en una etapa.

Caso N° 2 (CA2): Al igual que en el caso anterior el flujo de mineral anual es de 1,8 millones de toneladas, pero cambia el circuito de la lixiviación de una a dos etapas. Con esto se busca reducir el flujo de solución rica que va hacia la planta SX junto con reducir todos los impactos negativos asociados a este aumento.

## Criterios de Diseño - Proyecto LIXI 1 800 kt

### Fuente (Fte.)

1. Valor operacional actual      2. Estimación (SUT)      3. Calculado      4. Tests de Laboratorio (SEPA)

### 1. Cuadro regional

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
Situación du site de lixiviación	tipo	concesión	concesión	concesión	concesión	1	A
Tipo de clima	tipo	desértico	desértico	desértico	desértico	1	A
Verano (posibles lluvias)	mes	mar- oct	mar- oct	mar- oct	mar- oct	1	A
Invierno (sin precipitaciones)	mes	nov - feb	nov - feb	nov - feb	nov - feb	1	A
Altura	m	417-428	417-428	417-428	417-428	1	A
Relieve	tipo	Plano	Plano	Plano	Plano	1	A
<u>Precipitaciones (1980 - 2005) :</u>							
<u>Anuales:</u>							
Promedio	mm/a	43,8	43,8	43,8	43,8	1	A
Mínima	mm/a	3,50	3,50	3,50	3,50	1	A
Máxima	mm/a	114,3	114,3	114,3	114,3	1	A
<u>Mensuales:</u>							
Promedio	mm/mes	3,6	3,6	3,6	3,6	1	A
Mínima	mm/mes	0	0	0	0	1	A
Máxima	mm/mes	85,6	85,6	85,6	85,6	1	A
<u>Tormenta:</u>							
centenaria	mm/j	61	61	61	61	1	A
decenal	mm/j	35	35	35	35	1	A
<u>Evaporación:</u>							
Promedio anual	mm/j	12,3	12,3	12,3	12,3	1	A
Mínima	mm/j	3	3	3	3	1	A
Máxima	mm/j	16	16	16	16	1	A
<u>Temperatura:</u>							
Promedio anual	°C	29	29	29	29	1	A
Mínima	°C	4	4	4	4	1	A
Máxima	°C	47	47	47	47	4	A
<u>Viento:</u>							
Orientación	-	NE	NE	NE	NE		
Máxima (tormentas de arena)	km/h	130	130	130	130	1	A
<u>Actividad sísmica:</u>							
Natural	-	Nula	Nula	Nula	Nula	1	A
Artificial	-	tronadura	tronadura	tronadura	tronadura	1	A

### 2. Mineral

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
<u>Ley nominal</u>	%	0,089	0,075	0,075	0,075	1	B
Mínima	%	0,085	0,060	0,060	0,060	1	B
Máxima	%	0,123	0,100	0,100	0,100	1	B
Densidad aparente	t/m <sup>3</sup>	1,6	1,6	1,6	1,6	1	A
Humedad	%	0,5	0,5	0,5	0,5	1	A

## Criterios de Diseño - Proyecto LIXI 1 800 kt

### Fuente (Fte.)

1. Valor operacional actual      2. Estimación (SUT)      3. Calculado      4. Tests de Laboratorio (SEPA)

### 3. Generalidades del proceso

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
Días de explotación	d/a	365		365	365	1	A
Horas de trabajo	h/d	24		24	24	1	A
<u>Disponibilidad</u>							
Aglomeración	%	80%	71%	71%	71%	1	A
Lixiviación	%	100%	98%	98%	98%	2	A
SX	%	95%	95%	95%	95%	2	A
<u>Recuperación de uranio</u>							
Lixiviación	%	64,5%	69,5%	69,5%	69,5%	3	A
SX y Precipitación	%	65%	70%	70%	70%	1	A
	%	99,3%	99,3%	99,3%	99,3%	1	B
Tratamiento anual (mineral seco)	t/a	1.400.000	1.400.000	1.800.000	1.800.000	1	A
<u>Production nominal</u>							
	tU/a	804	730	938	938	3	A
	lbU3O8/a	6.269.047	5.692.480	7.318.903	7.318.903	3	A

### 4. Aglomeración - Apilamiento

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
<u>Agglomerado</u>							
Flujo de mineral seco	t/h	200	224	288	288	3	A
Humedad (base seca)	wt%	8	8	8	8	2	A
Dosificación de acido	kg/t	16	30	30	30	1	B
Densidad aparente	t/m3	1,6	1,6	1,6	1,6	2	A
Densidad específica	t/m2	8,0	9,6	9,6	9,6	3	A
<u>Apilamiento</u>							
Tipo de pila	tipo	Permanente	Permanente	Permanente	Permanente	1	A
Altura	m	5	6	6	6	1	A
Ancho de pilas	m	40	40	40	40	1	A
Largo de pila	m	340-460	340-460	340-460	340-460	1	A
Pendiente del talud	V:H	1V:1,5H	1V:1,5H	1V:1,5H	1V:1,5H	1	A

## Criterios de Diseño - Proyecto LIXI 1 800 kt

### Fuente (Fte.)

1. Valor operacional actual      2. Estimación (SUT)      3. Calculado      4. Tests de Laboratorio (SEPA)

### 5. Lixiviación

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
<u>Recuperacion</u>	%	65%	70%	70%	70%	1	A
	kg U/t	0,574	0,521	0,521	0,521	3	B
1 <sup>er</sup> Ciclo		65%	70%	70%	65%	2	A
2° Ciclo		-	-	-	5%	2	A
<u>Tasa de riego</u>							
Nominal	l/h/m <sup>2</sup>	4,5	3,0	3,0	3,0	1	A
Mínima	l/h/m <sup>2</sup>	3,5	2,0	2,0	2,0	1	A
Máxima	l/h/m <sup>2</sup>	6,5	5,0	5,0	5,0	1	A
	m <sup>3</sup> /d/m <sup>2</sup>	0,108	0,072	0,072	0,072	3	A
						1	A
Razón de riego total	m <sup>3</sup> /t	1,22	1,3	1,3	1,3	1	B
Razón de riego (diaria)	m <sup>3</sup> /d/t	0,014	0,008	0,008	0,008	3	A
Ajuste de acido en solución de riego	kg/t	-	5,0	5,0	5,0	1	A
Ajuste de acido en solución rica	kg/t	-	0,1	0,1	0,1	1	A
<u>Tiempo de riego</u>	d	90	173	173	173	1	A
1 <sup>er</sup> Ciclo	d	-	173	173	123	2	A
2° Ciclo	d	-	-	-	49	2	A
Mineral bajo riego (seco)	t	345.205	662.115	851.291	851.291	3	A
						3	A
Flujo de mineral	t/h	160	224	288	288	3	A
<u>Superficie de riego</u>	m <sup>2</sup>	43.328	69.254	89.041	89.041	3	A
1 <sup>er</sup> Ciclo	m <sup>2</sup>	43.328	69.254	89.041	63.601	3	A
2° Ciclo	m <sup>2</sup>	-	-	-	25.440	3	A
<u>Flujo de riego</u>	m <sup>3</sup> /h	195	212	273	273	3	A
1 <sup>er</sup> Ciclo	m <sup>3</sup> /h	195	212	273	195	3	A
2° Ciclo	m <sup>3</sup> /h	-	-	-	78	3	A
Humedad (base seca)							
Estática	%	12%	12%	12%	12%	4	A
Dinámica	%	-	16%	16%	16%	2	A
Flujo nominal de solución rica	m <sup>3</sup> /h	166	175	225	147	3	A
Densidad de la solución	t/m <sup>3</sup>	-	1,2	1,2	1,2	1	A
Concentración de ácido	g/l	-	5	5	5	1	A
						3	A
Concentración de uranio	g/l	0,56	0,50	0,50	0,76		

## Criterios de Diseño - Proyecto LIXI 1 800 kt

### Fuente (Fte.)

1. Valor operacional actual                      2. Estimación (SUT)                      3. Calculado                      4. Tests de Laboratorio (SEPA)

### 6. Almacenamiento de solución rica (PLS)

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
<u>Piscina de solución rica - A1 87 13</u>							
Número de piscinas		2	2	2	2	1	A
Capacidad total (dos secciones)							
Diseño	m <sup>3</sup>	6.000	6.000	6.000	6.000	1	A
Mínima	m <sup>3</sup>	3.018	3.018	3.018	3.018	1	A
Máxima	m <sup>3</sup>	6.125	6.125	6.125	6.125	1	A
Profundidad	m	5	5	5	5	1	A
Tiempo de residencia	h	36	27	21	33		
<u>Estanque de solución rica - S1 87 16</u>							
Número de estanques		1		1		1	A
Capacidad							
Diseño	m <sup>3</sup>	130	130	130	130	1	A
Mínima	m <sup>3</sup>	126	126	126	126	1	A
Tiempo de residencia	min	45	45	35	53		

### 7. Almacenamiento de solución pobre - Solución de riego

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
<u>Estanque - S1 87 19</u>							
Capacidad de diseño	m <sup>3</sup>	130	130	130	130	1	A
Tiempo de residencia	min	47	35	28	39	3	A
<u>Piscina de solución de riego - A1 87 11</u>							
Numero de piscinas	#	1	1	1	1	1	A
Capacidad							
Diseño	m <sup>3</sup>	6.000	6.000	6.000	6.000	1	A
Mínima	m <sup>3</sup>	3.643	3.643	3.643	3.643	1	A
Máxima	m <sup>3</sup>	6.750	6.750	6.750	6.750	1	A
Tiempo de residencia	h	36	27	21	30	3	A

## Criterios de Diseño - Proyecto LIXI 1 800 kt

### Fuente (Fte.)

1. Valor operacional actual                      2. Estimación (SUT)                      3. Calculado                      4. Tests de Laboratorio (SEPA)

### 8. Extracción solvente

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
<u>Alimentación SX</u>							
Flujo de solución rica (nominal)	m <sup>3</sup> /h	166	175	225	147	3	-
Flujo de uranio (alimentación)	kgU/h	93	85	109	109	3	A
<u>Salida SX</u>							
Flujo de solución	m <sup>3</sup> /h	166	220	283	202	3	A
Concentración de uranio	mgU/l	<5	5	5	5	1	A
Concentración de ácido	g/l	11	11	11	11	1	A
pH	-	1	1	1	1	1	A
Arrastres de orgánico	ppm	100	100	100	100	1	A
<u>Extracción</u>							
Tipo de celda		Mezc.-dec.	Mezc.-dec.	Mezc.-dec.	Mezc.-dec.	1	A
Tecnología		Krebs	Krebs	Krebs	Krebs		
Numero de etapas	#	4	4	4	4	1	A
Configuración		Serie-paralelo	Serie-paralelo	Serie-paralelo	Serie-paralelo		
Etapas de mezclado (agitador)	#	1	1	1	1	1	A
Fase continua		Orgánica	Orgánica	Orgánica	Orgánica	1	A
Volumen del mezclador	m <sup>3</sup>	15	15	15	15	1	A
Superficie decantador	m <sup>2</sup>	61	61	61	61	1	A
<u>Flujo específico emulsión</u>							
Máximo (Krebs)	m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup>	9	9	9	9	2	A
Calculado	m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup>	2,9	3,1	4,5	2,9	3	A
Tiempo de mezcla	min	5,2		4,4			
Razón O/A		1,1		1,40	1,40	1	B
Flujo de orgánico	m <sup>3</sup> /h	9,92	14,80	19,03	19,03	3	A
Flujo de orgánico (diseño)	m <sup>3</sup> /h	32,00		32,00		4	A
						3	A
Recirculación de orgánico	m <sup>3</sup> /h	82	87	143	87		
Orgánico cargado	gU/l	6,00	6,00	6,00	6,00	1	A
Orgánico descargado	gU/l	-	0,02	0,02	0,02	1	A

## Criterios de Diseño - Proyecto LIXI 1 800 kt

### Fuente (Fte.)

1. Valor operacional actual      2. Estimación (SUT)      3. Calculado      4. Tests de Laboratorio (SEPA)

<u>Reextracción</u>							
Tipo de celda		mezc.-dec.	mezc.-dec.	mezc.-dec.	mezc.-dec.	1	A
Tecnología		Krebs	Krebs	Krebs	Krebs		
Numero de etapas	#	3	3	3	3	1	A
Configuración		serie	serie	serie	serie		
Etapas de mezclado (agitador)	#	1	1	1	1	1	A
Fase continua		Orgánico	Orgánico	Orgánico	Orgánico	1	A
Capacidad del mezclador	m <sup>3</sup>	3,6	3,6	3,6	3,6	1	A
Tiempo de mezcla (mínimo)	s	30	30	30	30	2	A
Tiempo de mezcla	min	-	12,8	9,5	10,0	4	A
Superficie del decantador	m <sup>2</sup>	18,5	18,5	18,5	18,5	1	B
Razón O/A	-	4,5	5	5	5	1	A
Flujo específico (máx.- Krebs)	m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup>	0,9	0,9	1,2	1,2	2	A
Flujo de carbonato de sodio	m <sup>3</sup> /h	?	2,2	2,8	2,8	3	A
Concentración soln. cargada	g U/L	33	40	40	40	1	B
Concentración soln. pobre	g U/L	-	0,135	0,135	0,135	4	
Flujo de soln de filtrado (50% reex N°2 et 50% reex N°3)	m <sup>3</sup> /h	-	0,193	0,193	0,193	2	
Densidad de la solución de filtrado	t/m <sup>3</sup>	-	1,13	1,13	1,13	1	
Flujo de agua (100% reex N°3)	m <sup>3</sup> /h	-	0,500	0,500	0,500	2	
Consumo de carbonato de sodio	kg CO <sub>3</sub> / kg U	-	2,9	2,9	2,9	2	
Flujo de carbonato de sodio fresco (2/3 reex N°1 et 1/3 reex N°2)	m <sup>3</sup> /h	-		1,86			

### 9. Reactivos

Variable	Unidad	Diseño original	Caso Base	Caso N° 1	Caso N° 2	Fte.	Rev.
<u>Acido sulfúrico</u>							
Pureza	%	98,75		98	98	1	A
Densidad	kg/m <sup>3</sup>	1,81		1,81	1,81	1	A
<u>Carbonato de sodio</u>							
Concentración solución Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	g/l	106		170	170	1	A
Densidad de solución Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> fresca	t/m <sup>3</sup>	-		1,30		1	
<u>Solvente</u>							
		Kerosene	Kerosene	Kerosene	Kerosene	1	A
<u>Extractante (amina terciaria)</u>							
		Alamina 336	Alamina 337	Alamina 338	Alamina 339	1	A
Densidad	g/l	810	810	810	810	1	A
Peso molecular	g/mol	382	382	382	382	1	A
Molaridad	mol/l	2,12	2,12	2,12	2,12	3	A
	1%/%	0,02	0,02	0,02	0,02	3	A
Concentración de extractante	mol/l	0,20	0,17	0,17	0,17	1	A
	%v/v	9,4	8,0	8,0	8,0	1	A
Carga máxima	gU/% extractant	1,1	1,1	1,1	1,1	2	A
Selectividad	%	90,00	90,00	90,00	90,00	2	A
Charge uranium extractant - nominal	gU/% extractant	0,99	0,99	0,99	0,99	3	A
Transferencia neta	gU/l	9,34	7,94	7,94	7,94	3	A
<u>Modificador</u>							
		Iso-Decanol	Iso-Decanol	Iso-Decanol	Iso-Decanol	1	A
Concentración	%	4 à 6	3 à 6	4 à 6	5 à 6	1	A

## **ANEXO B. DIAGRAMAS DE PROCESO Y BALANCES DE MASA**

En este anexo se presentan 6 diagramas de flujos, con sus respectivos balances de masas y según el siguiente detalle:

### **AGLOMERACIÓN – LIXIVIACIÓN**

Documento (Drawing) N° 9592B-LIXI-000-PFD-001: diagrama de flujo de la aglomeración y lixiviación para el caso base o CA0.

Documento (Drawing) N° 9592B-LIXI-000-PFD-002: diagrama de flujo de la aglomeración y lixiviación para el Caso N° 1 o CA1.

Documento (Drawing) N° 9592B-LIXI-000-PFD-003: diagrama de flujo de la aglomeración y lixiviación para el Caso N° 2 o CA2.

### **EXTRACCIÓN POR SOLVENTES (SX)**

Documento (Drawing) N° 9592B-002-PFD-0010-0001: diagrama de la extracción por solventes para el Caso Base o CA0.

Documento (Drawing) N° 9592B-002-PFD-0010-0002: diagrama de la extracción por solventes para el Caso N° 1 o CA1.

Documento (Drawing) N° 9592B-002-PFD-0010-0003: diagrama de la extracción por solventes para el Caso N° 2 o CA2.



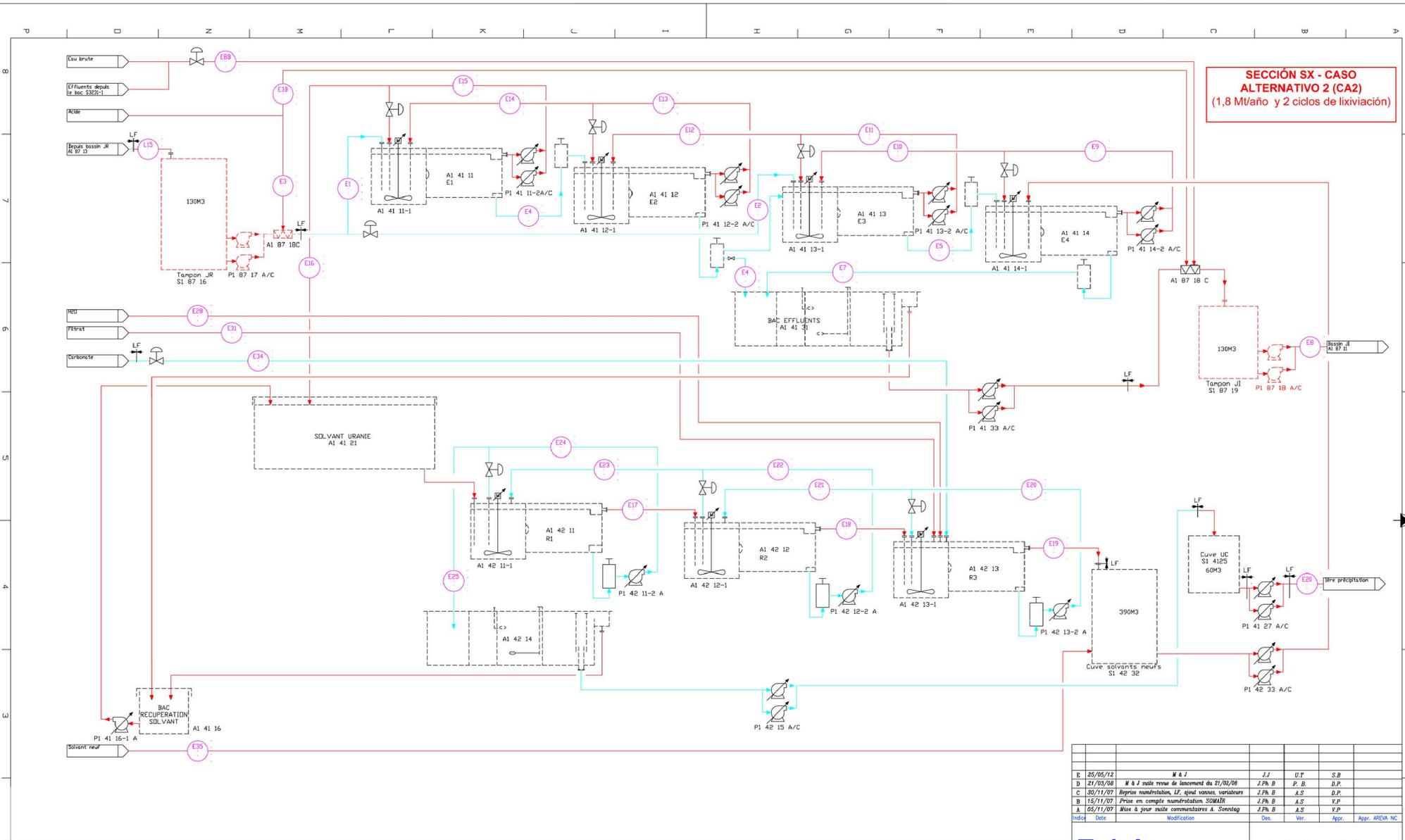








**SECCIÓN SX - CASO ALTERNATIVO 2 (CA2)**  
 (1,8 Mt/año y 2 ciclos de lixiviación)



Area N° de Línea	EXTRACCIÓN														REEXTRACCIÓN																		
	L15	E1	E2	E3	ESB	E4	E5	E6	E7	E8	EBB	E9	E10	E11	E12	E13	E14	E15	E16	E17	E18	E19	E20	E21	E22	E23	E24	E25	E28	E31	E34	E36	
Flujo	Unidad	Solv. Rica hacia el estanco de solv. Rica	Solv. Rica a E1	Solv. Rica a E3	Ajuste de H2SO4 en E1 y E3	H2SO4 hacia estanco de solv. Rica	Transf. Acosado de E1 a E2	Transf. Acosado de E3 a E4	Transf. Acosado de E4 a estanco solv. Pobre	Transf. Acosado de E4 a estanco solv. Pobre	Solv. Pobre a cargo	Solv. Pobre de SX-3	Orgánico salida E4	Transf. Orgánico de E4 a E3	Orgánico salida E3	Transf. Orgánico de E3 a E2	Orgánico salida E2	Transf. Orgánico de E2 a E1	Orgánico salida E1	Transf. Orgánico de R1 a R2	Transf. Orgánico de R2 a R3	Orgánico de R3 a R2	Carbonato de uranio de salida R3	Transf. Carbonato de uranio de R3 a R2	Carbonato de uranio salida R2	Transf. Carbonato de uranio de R2 a R1	Carbonato de uranio salida R1	Carbonato de uranio salida R1	Agua hacia R3	Filtrado Carbonato o hacia R3	Carbonato hacia R3	Reposición de orgánico	
Flujo Nominal	m3/h	146.9	73.4	73.4	0.0	0.6	75.8	75.8	75.8	75.8	202.4	50.2	106.1	19.0	106.1	19.0	106.1	19.0	106.1	19.0	19.0	19.0	19.0	3.8	3.8	3.8	2.8	3.8	2.8	0.7	0.2	2.0	0.0
Utilización	%	98%	98%	98%	98%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%	95%
Valores promedio	m3/h	144.0	72.0	72.0	0.010	0.50	72.0	72.0	72.0	72.0	192.3	47.7	100.0	18.1	100.0	18.1	100.0	18.1	100.0	18.1	18.1	18.1	18.1	3.6	3.7	3.6	2.7	3.6	2.7	0.7	0.193	1.9	0.01
Líquido	SI.S	1.2	1.2	1.2	1.81	1.81	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	0.821	0.821	0.821	0.821	0.821	0.821	0.821	0.821	0.821	0.821	1.165	1.165	1.165	1.165	1.165	1.165	1.165	1.165	1.165	1.30	0.821
	U (kg/h)	0.756	0.8	0.8	0.00	0.00	-	-	0.007	0.003	0.005	0.005	-	-	-	-	6.0	-	-	-	-	-	0.02	-	-	-	-	-	40.00	0.0	0.135	0.00	0.00
	H = (kg/h)	108.8	54.4	54.4	0.0	0.0	-	-	0.5	0.2	1.0	0.2	-	-	-	-	108.5	-	-	-	-	-	0.4	-	-	-	-	107.38	0.0	0.026	0.0	0.0	
	H = (kg/h)	719.8	359.9	359.9	17.9	1034	-	-	791.8	791.8	3160.1	524.9	-	-	-	-	108.5	-	-	-	-	-	0.4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

E	25/05/12	M à J	J.J	U.T	S.B
D	21/03/08	M à J suite revue de lancement du 21/02/08	J.Ph.B	P.B	D.P.
C	30/11/07	Reprise maintenance, LF, ajout vanas variables	J.Ph.B	A.S	D.P.
B	15/11/07	Prise en compte maintenance SOMAIR	J.Ph.B	A.S	P.P.
A	05/11/07	Mise à jour suite commentaires A. Somtag	J.Ph.B	A.S	V.P.
Indic	Date	Modification	Des.	Ver.	Appr.
					Appr. AREVA NC

**Technip**

NUMERO DE PLAN TECHNIP  
 9592B 002 PFD 0010 0003 E  
 activite/urite | doc | coop.nat | ordre | rev

**SOMAIR**  
 Atelier solvant 1  
 EXTRACTION / REEXTRACCIÓN  
 Scénario 2

CE PLAN EST LA PROPRIÉTÉ EXCLUSIVE DE TECHNIP - IL NE PEUT ÊTRE REPRODUIT, COMMUNIQUÉ OU DONNÉ LÉU À MÊME RÉALISATION SANS AUTORISATION ÉCRITE.

**AREVA** **SOMAIR**  
 SIEGE SOCIAL: BP 12010 NIAMEY  
 REPUBLIQUE DU NIGER  
 ACI n° 0070006

FORMAT : A1

## **ANEXO C. LISTADO DE EQUIPOS**

En este anexo se muestran los equipos de la aglomeración, apilamiento y lixiviación. La identificación de éstos, código y nombre, y algunos de los datos de procesos, tales como potencia del motor y capacidad de tratamiento, son indicados.

Los equipos de la aglomeración que se indican, entre otros, y que se incluyeron en el presente estudio son: el tambor aglomerador, las bombas de ácido y de agua, y los estanques de ácido.

Entre los equipos de apilamiento, datos no incluidos en este estudio y que se muestran para que el lector se forme una idea de la cantidad y capacidad de éstos: correa descarga del tambor aglomerador, correa “overland”, “tripper car”, correas portátiles (“sauterelles”), correas transversal, horizontal y “stacker” o apilador radial.

Equipos e instalaciones de la lixiviación: piscinas de riego, de solución rica y de emergencia (de “orage”), bombas de riego y de solución ricas, entre otros equipos.

R é v.	EQUIPEMENT			MR / SR n°	DIMENSIONS							Temp. °C	Poids Imp. (t)	Loc. (t)	Total (t)	REMARQUES
	Item	Q t é	Désignation		Puissance installée (kW)	Haut. (m)	Diam. ou larg. (m)	Long. (m)	Vitesse m/s	Surface m²	Capacité nominale					
	<b>SECTION 84</b>		<b>AGLOMERACION</b>													
0	S1 84 11	1	Silo 400 T			15	6	6			250 m³			65,0		Silo de section carrée 6 x 6 - hauteur partie vertical 9 m - Fourniture Lot n° 102
C	W1 84 11 - 1	1	Pesons du silo	1516-01							500 t			0,5		Jeu de 4 pesons + faux-pesons
0	S1 84 11 - 2	1	Excitatrice de trémie de décompression sous silo	4011-01	2 x 1,9									0,5		2 moteurs à balourd de 1,9 kW - commande à thyristor
0	S1 84 11 - 3	1	Excitatrice de trémie de décompression sous silo	4011-01	2 x 1,9									0,5		2 moteurs à balourd de 1,9 kW - commande à thyristor
C	B1 84 12	1	Filtre de dépolluissage encastrable sur silo	4245-01						30	3000 m³/h			0,5		Avec séquenceur - besoin en air de décolmatage 7,1 Nm³/h à 5 bar
C	C1 84 13	1	Ventilateur de tirage du filtre de dépolluissage sur silo	4245-01	5,5						3000 m³/h			0,5		
0	Q1 84 14 A	1	Extracteur à bande sous silo S1 84 11	4011-01	7,5		bande 0,8 m	10	0,5 à 1,2		220 t/h			7,5		Avec variateur de fréquence
0	Q1 84 14 C	1	Extracteur à bande sous silo S1 84 11	4011-01	7,5		bande 0,8 m	10	0,5 à 1,2		220 t/h			7,5		Avec variateur de fréquence
C	B1 84 15	1	Filtre de dépolluissage encastrable sur extracteur Q1 84 14 A	4245-01						30	3000 m³/h			0,5		Avec séquenceur - besoin en air de décolmatage 7,1 Nm³/h à 5 bar
C	C1 84 16	1	Ventilateur de tirage du filtre de dépolluissage B1 84 15	4245-01	5,5						3000 m³/h			0,5		
C	B1 84 17	1	Filtre de dépolluissage encastrable sur extracteur Q1 84 14 C	4245-01						30	3000 m³/h			0,5		Avec séquenceur - besoin en air de décolmatage 7,1 Nm³/h à 5 bar
C	C1 84 18	1	Ventilateur de tirage du filtre de dépolluissage B1 84 17	4245-01	5,5						3000 m³/h			0,5		
C	Q1 84 19	1	Palan d'entretien filtre silo et tête transporteur Q1 83 24	?	5,5 + 1,1						1 t / 24 m			2,5		Nb et puissance moteur à confirmer
0	Q1 84 24	1	Convoyeur de transfert vers tambour d'agglomération	4011-01	18,5	8	bande 0,8 m	68	1,2		220 t/h			28,0		Avec variateur (?? Inutile; à confirmer)
C	D1 84 24 - 1	1	Bascule peseuse	4011-01			bande 0,8 m				220 t/h					2 blocs peseurs
0	Q1 84 24 - 2	1	Echantillonneur automatique	4011-01	1,5											Echantillonneur traversier à cuiller déchargeant dans un fût
0	B1 84 25	1	Tambour d'agglomération	4264-01	3 x 30		2,5	10			226 t/h	90	26,0			Revêtement caoutchou - réglages : variateur fréquence, pente 4 - 10°
0	P1 84 27 A	1	Pompe transfert acide vers stockage acide sulfurique 30 m3	0910-01	2,2						5 m³/h			0,2		Centrifuge, horizontale, 1.4527 (Uranus B6)
0	P1 84 27 C	1	Pompe transfert acide vers stockage acide sulfurique 30 m3	0910-01	2,2						5 m³/h			0,2		Centrifuge, horizontale, 1.4527 (Uranus B6)
0	S1 84 28 A	1	Stockage acide sulfurique 30 m3	Lot 104		2,4	4				30 m³			5,0		acier carbone E 24 - Fourniture et montage Lot n° 104
0	S1 84 28 B	1	Stockage acide sulfurique 30 m3	Lot 104		2,4	4				30 m³			5,0		acier carbone E 24 - Fourniture et montage Lot n° 104
0	P1 84 29 A	1	Pompe dosage acide vers tambour d'agglomération	0910-01	3						2,4 m³/h			0,3		Centrifuge, horizontale, 1.4527 (Uranus B6)
0	P1 84 29 C	1	Pompe dosage acide vers tambour d'agglomération	0910-01	3						2,4 m³/h			0,3		Centrifuge, horizontale, 1.4527 (Uranus B6)
0	P1 84 31	1	Pompe de dépotage acide sulfurique	0910-01	11						30 m³/h			0,4		Centrifuge, horizontale, 1.4527 (Uranus B6)
0	S1 84 32	1	Réservoir tampon d'air comprimé pour vanne TOR / régulation													
0	P1 84 33	1	Douche de sécurité + rince-œil	Lot 102										0,5		
	<b>SECTION 85</b>		<b>TRANSPORTE Y APILAMIENTO</b>													
0	Q1 85 11	1	Convoyeur de reprise sous agglomérateur - alimentation mise en tas	4011-01	2 x 30		bande 0,8 m	914	1,2		246 t/h	90	52,0			Coupleurs hydrauliques - Puissance à vérifier: 2 x 37 kW pour 55 kW absorbé?
	Package	1	Package de mise en tas, comprenant les items suivants (CVY-1016 à 1021):		452											Alimentation en moyenne tension (4160 ou 5500 V ?)
0	Q1 85 12	1	Convoyeur principal ("overland conveyor")			1	bande 0,75 m	1110	< 2,5		246 t/h		130,0			150 kW - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 13	1	Goulotte mobile ("tripper car") du convoyeur Q1 85 12			6	bande 0,75 m		< 2,5		246 t/h		32,0			22 kW - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 14	1	Convoyeur passerelle (reprise sous "tripper car")			15	bande 0,9 m	35	< 2,5		246 t/h		25,0			7,5 kW - largeur bande à passer à 1 m
0	Q1 85 15	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			30 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 16	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			30 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 17	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 18	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 19	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 20	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 21	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 22	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 23	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 24	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 25	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 26	1	Sauterelle			4	bande 0,75 m	35	< 2,5		246 t/h		16,0			22 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 27	1	Sauterelle transversale			4	bande 0,75 m	28	< 2,5		246 t/h		19,0			30 kW par convoyeur - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 28	1	Convoyeur tracteur horizontal			4	bande 0,75 m	40	< 2,5		246 t/h		76,0			30 kW - largeur bande à passer à 0,8 m
0	Q1 85 29	1	Stocker radial, avec rallonge			10	bande 0,75 m	36+6	< 2,5		246 t/h		61,0			37 kW - largeur bande à passer à 0,8 m

EQUIPEMENT			DIMENSIONS										REMARQUES			
R é v.	Item	Q t é	Désignation	MR / SR n°	Puissance installée (kW)	Haut. (m)	Diam. ou larg. (m)	Long. (m)	Vitesse m/s	Surface m²	Capacité nominale	Temp. °C	Poids Imp. (t)	Loc. (t)	Total (t)	
			<b>LIXIVIACION Y PISCINAS</b>													
C	A1 87 11	1	Bassin de jus d'irrigation			2					6 000 m <sup>3</sup>					Bassin constitué en 2 parties de 3000 m3 - Nécessité décanteur à confirmer
O	P1 87 12 A	1	Pompe de transfert de jus d'irrigation	0910-01	55						140 m <sup>3</sup> /h		0,9			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	P1 87 12 B	1	Pompe de transfert de jus d'irrigation	0910-01	55						140 m <sup>3</sup> /h		0,9			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	P1 87 12 C	1	Pompe de transfert de jus d'irrigation	0910-01	55						140 m <sup>3</sup> /h		0,9			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
C	A1 87 13	1	Bassin de jus riche			2					6 000 m <sup>3</sup>					Bassin constitué en 2 parties de 3000 m3
C	A1 87 14	1	Bassin d'orage			2					14 000 m <sup>3</sup>					
O	P1 87 15 A	1	Pompe de transfert de jus riche	0910-01	37						135 m <sup>3</sup> /h		0,8			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	P1 87 15 B	1	Pompe de transfert de jus riche	0910-01	37						135 m <sup>3</sup> /h		0,8			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	P1 87 15 C	1	Pompe de transfert de jus riche	0910-01	37						135 m <sup>3</sup> /h		0,8			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
C	S1 87 16	1	Stockage tampon de jus riche			7,7	6				130 m <sup>3</sup>					inox 316 L - Fourniture et montage dans marché montage mécanique
O	P1 87 17 A	1	Pompe de reprise du stockage tampon de jus riche	0910-01	75						265 m <sup>3</sup> /h		1,2			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	P1 87 17 C	1	Pompe de reprise du stockage tampon de jus riche	0910-01	75						265 m <sup>3</sup> /h		1,2			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
C	A1 87 18 A	1	Mélangeur statique (ajustement acidité sortie atelier solvant)	4264-02							295 m <sup>3</sup> /h					inox 316L
C	A1 87 18 C	1	Mélangeur statique (ajustement acidité entrée atelier solvant)	4264-02							265 m <sup>3</sup> /h					inox 316L
C	S1 87 19	1	Stockage tampon de jus d'irrigation			7,7	6				130 m <sup>3</sup>					inox 316 L - Fourniture et montage dans marché montage mécanique
O	P1 87 21 A	1	Pompe de reprise du stockage tampon de jus d'irrigation	0910-01	75						295 m <sup>3</sup> /h		1,2			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	P1 87 21 C	1	Pompe de reprise du stockage tampon de jus d'irrigation	0910-01	75						295 m <sup>3</sup> /h		1,2			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	P1 87 22 A	1	Pompe de transfert d'eau brute vers tambour d'agglomération	0910-01	7,5						22 m <sup>3</sup> /h		0,2			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45); avec pot d'amorçage
O	S1 87 22A-1	1	Pot d'amorçage de la pompe P1 87 22A	0910-01							280 l		0,5			inox 316L
O	P1 87 22 C	1	Pompe de transfert d'eau brute vers tambour d'agglomération	0910-01	7,5						22 m <sup>3</sup> /h		0,2			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45); avec pot d'amorçage
O	S1 87 22C-1	1	Pot d'amorçage de la pompe P1 87 22C	0910-01							280 l		0,5			inox 316L
C	P1 87 23	1	Pompe de reprise du bassin d'orage	?	18,5						50 m <sup>3</sup> /h		0,5			Centrifuge, immergée, plastique ou inox - mobile
O	P1 87 25	1	Pompe d'arrosage garnitures des pompes P1 87 12ABC / 15ABC / 22AC / 24	0910-01	0,55						0,5 m <sup>3</sup> /h		0,1			Centrifuge, horizontale, fonte
O	P1 87 26	1	Pompe d'amorçage des pompes P1 87 12 A/B/C	0910-01	22						60 m <sup>3</sup> /h		0,6			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	S1 87 26-1	1	Pot d'amorçage de la pompe P1 87 26	0910-01							450 l		0,5			inox 316L
O	P1 87 27	1	Pompe d'amorçage des pompes P1 87 15 A/B/C	0910-01	22						60 m <sup>3</sup> /h		0,6			Centrifuge, horizontale, inox 2434 (Uranus 45) + var. de fréquence (lot 103)
O	S1 87 27-1	1	Pot d'amorçage de la pompe P1 87 27	0910-01							450 l		0,5			inox 316L
O	S1 87 28	1	Pot anti-coup de bélier sur refoulement pompes P1 87 12ABC / 26	0910-01							750 l		0,5			acier carbone avec vessie butyl + bride de raccordement inox 316L

## **ANEXO D. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8427 A/C**

### Bombas de transferencia de ácido sulfúrico

Desde: Estanques de ácido principales (2 estanques de 1.500 m<sup>3</sup> cada uno) ubicados a un costado de la planta de lixiviación por agitación.

Hasta: Estanques de ácido ubicados a un costado de los tambores aglomerados (2 estanques de 30 m<sup>3</sup> cada uno). Estanques S1 84 28 A y S1 84 28 B.

En esta hoja se encuentran datos tales como:

Características de funcionamiento del equipo, entre otros:

- El caudal que debe satisfacer: 5 m<sup>3</sup>/h
- La altura hidráulica: 12,10 m
- El líquido bombeado: Ácido sulfúrico 98,5%
- El NPSH disponible: 5,00 m
- La velocidad de rotación del impeler: 1.435 rpm
- El diámetro del impeler: 195 mm

Datos sobre la transmisión y accesorios:

- Tipo de motor: Eléctrico
- Frecuencia: 50 Hz
- Tensión de servicio: 400 V
- Potencia medida: 2,2 kW
- Medición de corriente: 4,5 A

Los materiales de construcción, embalaje, inspecciones y controles (realizados), documentos, etc.

Curvas características de la bomba:

- Altura hidráulica total (tres  $\phi$  impeler de diferente: 160, 195 y 209 mm)
- NPSH requerido
- Rendimiento
- Potencia absorbida
- Datos de operación y resultados de las pruebas (velocidad de rotación, densidad y viscosidad del líquido, caudal, altura hidráulica, rendimiento, potencia absorbida NPSH requerido, diámetro del impeler, etc.)

# Courbe caractéristique hydraulique



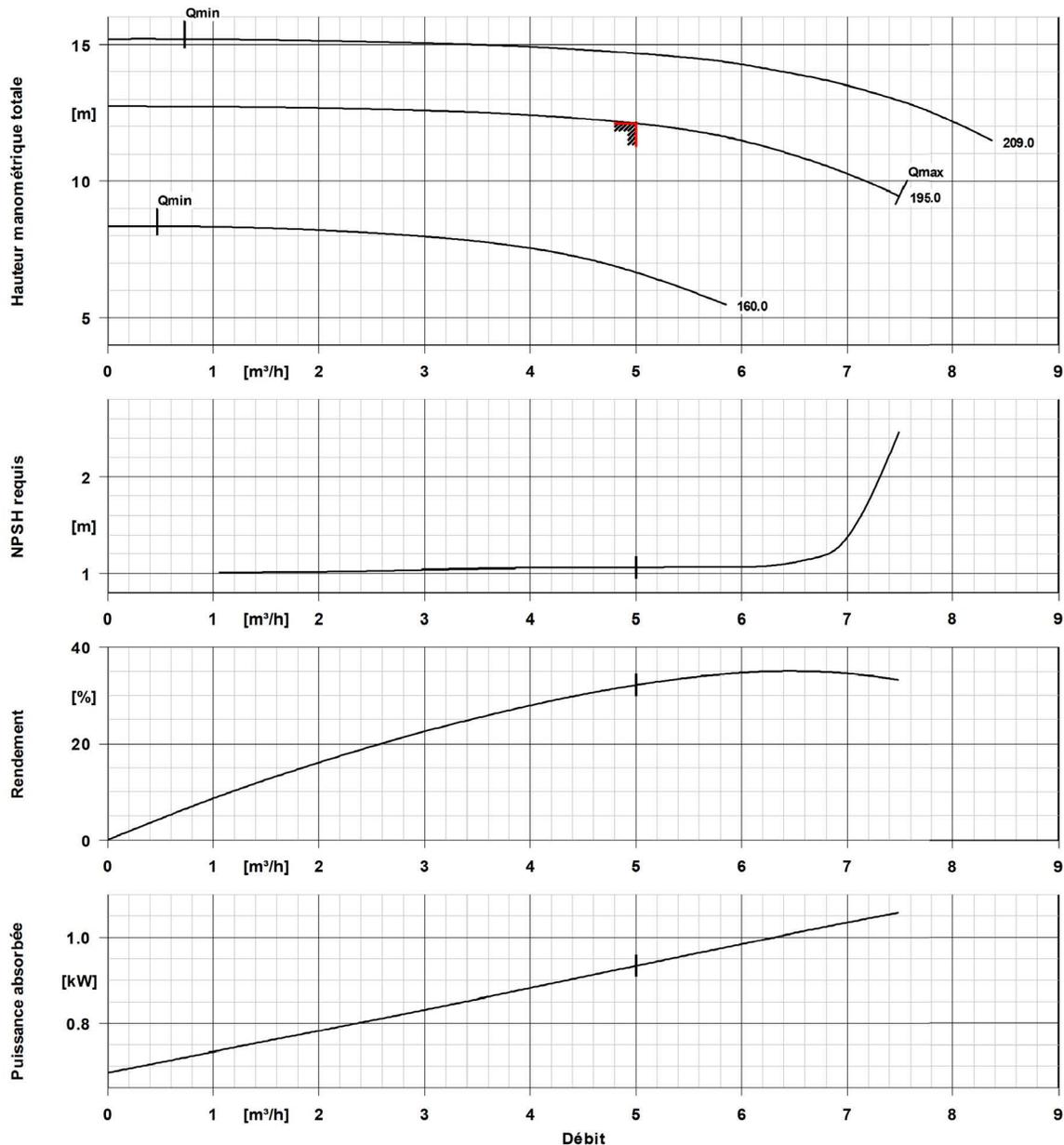
N° de poste client: P1 8427 A -C  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 2

Nombre: 9971387146  
 Poste: 100  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 4 / 8

## CPKN-C3.1 032-200

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Vitesse de rotation 1435 rpm  
 Densité liquide pompé 1821  $kg/m^3$   
 Viscosité 8,12  $mm^2/s$   
 Débit 5,00  $m^3/h$   
 Débit demandé 5,00  $m^3/h$   
 hauteur manométrique totale 12,11 m  
 Hauteur manométrique totale demandée 12,10 m

Rendement 32,2 %  
 Puissance absorbée 0,93 kW  
 NPSH nécessaire 1,06 m  
 N° de courbe K2721.454/143  
 Diamètre de roue 195,0 mm  
 Norme de réception ISO 9906 classe 2

## **ANEXO E. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8429 A/C**

### **Bombas de dosificación de ácido hacia el tambor aglomerador**

**Desde:** Estanques de ácido ubicados a un costado de los tambores aglomeradores (2 estanques de 30 m<sup>3</sup> cada uno). Estanques S1 84 28 A y S1 84 28 B. **Hasta:** Tambor aglomerador B1 84 25. En esta hoja se encuentran datos tales como:

Características de funcionamiento del equipo, entre otros:

- El caudal que debe satisfacer: 2,4 m<sup>3</sup>/h
- La altura hidráulica: 19,00 m
- El líquido bombeado: Ácido sulfúrico 98,5%
- El NPSH disponible: 4,88 m
- La velocidad de rotación del impeler: 1.435 rpm

Datos sobre la transmisión y accesorios (“entraînement, accessoire”):

- Tipo de motor: Eléctrico
- Frecuencia: 50 Hz
- Tensión de servicio: 400 V
- Potencia medida: 3,0 kW
- Medición de corriente: 6,1 A

Los materiales de construcción, embalaje, inspecciones y controles (realizados), documentos, etc.

Curva características de la bomba:

- Altura hidráulica total (tres  $\phi$  impeler de diferente: 200, 240 y 260 mm)
- NPSH requerido
- Rendimiento
- Potencia absorbida
- Datos de operación y resultados de las pruebas (velocidad de rotación, densidad y viscosidad del líquido, caudal, altura hidráulica, rendimiento, potencia absorbida NPSH requerido, diámetro del impeler, etc.).

# Courbe caractéristique hydraulique



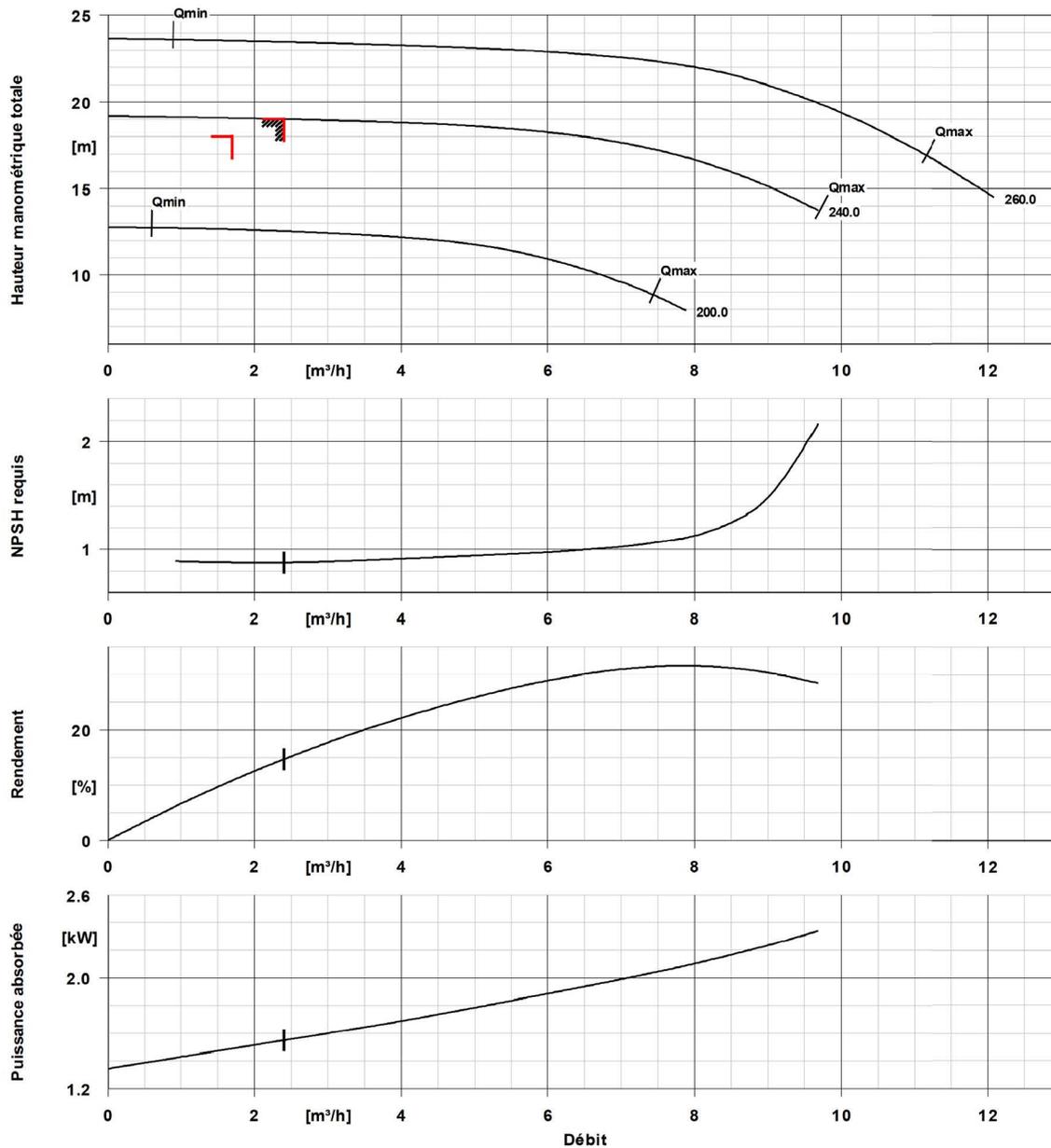
N° de poste client: P1 8429 A -C  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 2

Nombre: 9971387146  
 Poste: 200  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 4 / 8

## CPKN-C3.1 032-250

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Vitesse de rotation 1435 rpm  
 Densité liquide pompé 1830 kg/m³  
 Viscosité 0,72 mm²/s  
 Débit 2,40 m³/h  
 Débit demandé 2,40 m³/h  
 hauteur manométrique totale 19,00 m  
 Hauteur manométrique totale demandée 19,00 m

Rendement 14,7 %  
 Puissance absorbée 1,55 kW  
 NPSH nécessaire 0,87 m  
 N° de courbe K2721.454/154  
 Diamètre de roue 240,0 mm  
 Norme de réception ISO 9906 classe 2

## ANEXO F. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8722 A/C

### Bombas de transferencia de agua de procesos hacia el tambor aglomerador.

**Desde:** La piscina de agua de procesos. **Hasta:** El tambor aglomerador B1 84 25. En esta hoja se encuentran datos tales como:

Características de funcionamiento del equipo, entre otros:

- El caudal que debe satisfacer: 22,0 m<sup>3</sup>/h
- La altura hidráulica: 44,00 m
- El líquido bombeado: Solución pobre (raffinate) con 10 g/l de ácido sulfúrico.
- El NPSH disponible: 6,90 m
- La velocidad de rotación del impeler: 2.929 rpm

Datos sobre la transmisión y accesorios (“entraînement, accessoire”):

- Tipo de motor: Eléctrico
- Frecuencia: 50 Hz
- Tensión de servicio: 400 V
- Potencia medida: 7,50 kW
- Medición de corriente: 13,0 A

Los materiales de construcción, embalaje, inspecciones y controles (realizados), documentos, etc.

Curva características de la bomba:

- Altura hidráulica total (tres  $\phi$  de impeler de diferentes: 160, 188 y 209 mm)
- NPSH requerido
- Rendimiento
- Potencia absorbida

Datos de operación y resultados de las pruebas (velocidad de rotación, densidad y viscosidad del líquido, caudal, altura hidráulica, rendimiento, potencia absorbida NPSH requerido, diámetro del impeler, etc.).

# Courbe caractéristique hydraulique



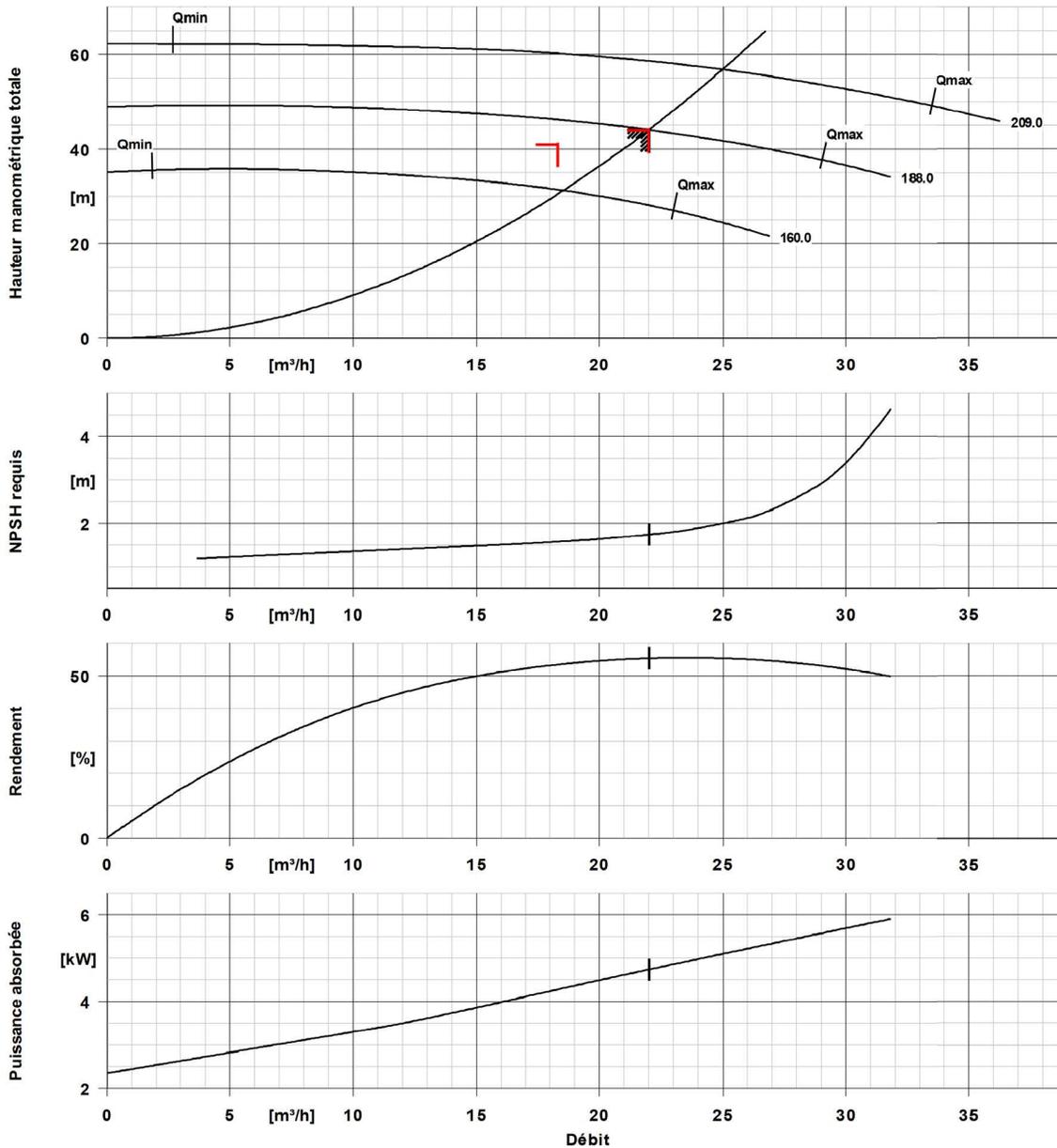
N° de poste client: P1 8722 A-C  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 2

Nombre: 9971387146  
 Poste: 400  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 4 / 9

## CPKN-C1 040-200

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Vitesse de rotation 2929 rpm  
 Densité liquide pompé 994  $kg/m^3$   
 Viscosité 0,72  $mm^2/s$   
 Débit 22,01  $m^3/h$   
 Débit demandé 22,00  $m^3/h$   
 hauteur manométrique totale 44,05 m  
 Hauteur manométrique totale demandée 44,00 m

Rendement 55,4 %  
 Puissance absorbée 4,73 kW  
 NPSH nécessaire 1,74 m  
 N° de courbe K2721.452/193  
 Diamètre de roue 188,0 mm  
 Norme de réception ISO 9906 classe 2

# Courbe de vitesse



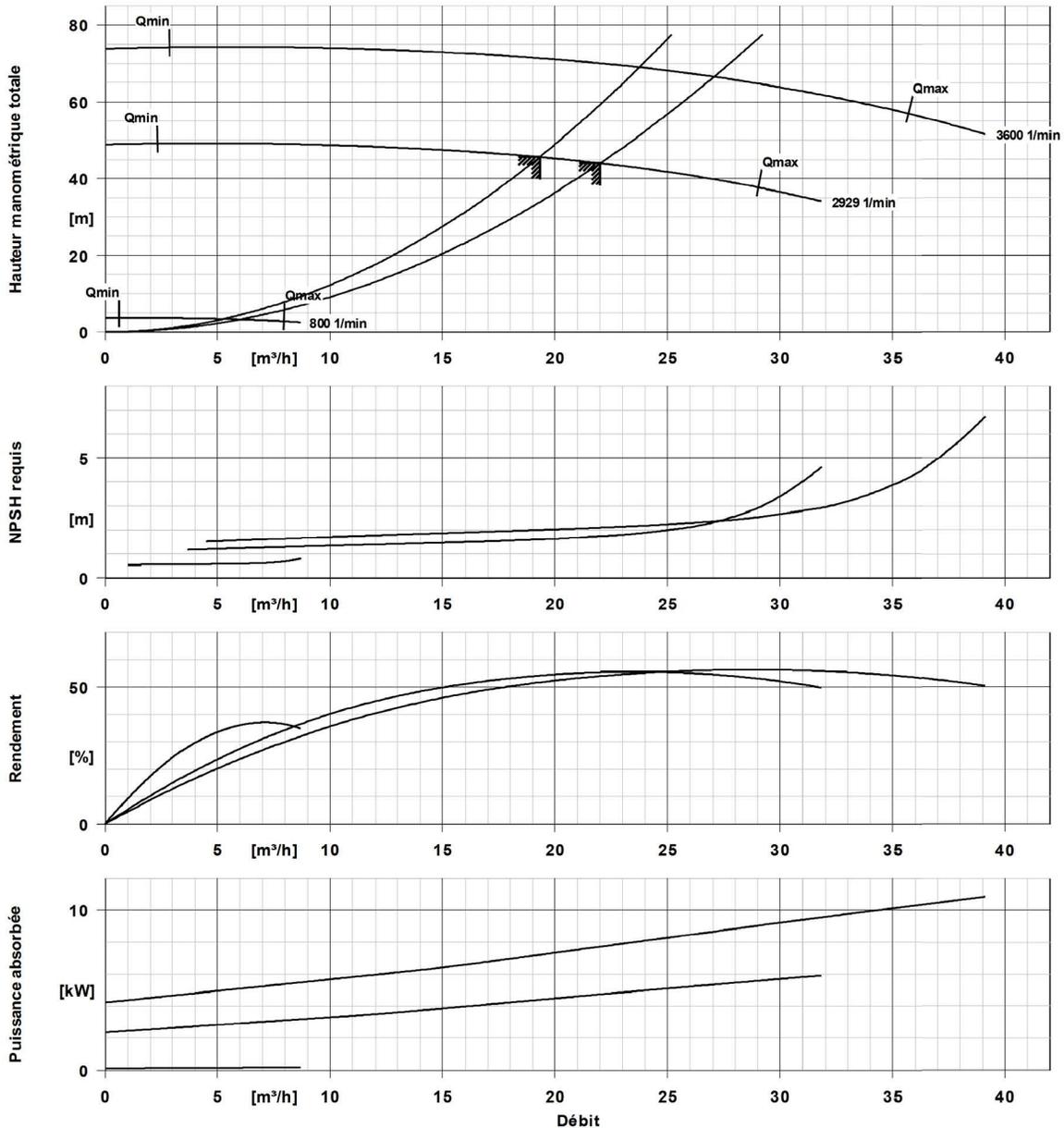
N° de poste client: P1 8722 A-C  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 2

Nombre: 9971387146  
 Poste: 400  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 5 / 9

## CPKN-C1 040-200

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Densité liquide pompé	994 kg/m <sup>3</sup>	Hauteur manométrique totale demandée	
Viscosité	0,72 mm <sup>2</sup> /s	Diamètre de roue	188,0 mm
Débit demandé			

## ANEXO G. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8712 A/B/C

### Bombas de solución de riego

**Desde:** La salida de la piscina de solución pobre (A1 87 11). **Hasta:** Las pilas de lixiviación. En esta hoja se encuentran datos tales como:

Características de funcionamiento del equipo, entre otros:

- El caudal que debe satisfacer: 120,00 m<sup>3</sup>/h
- La altura hidráulica: 55,97 m
- El líquido bombeado: Solución pobre (raffinate) con 10 g/l de ácido sulfúrico.
- El NPSH requerido: 1,94 m
- La velocidad de rotación del impeler: 1.485 rpm

Datos sobre la transmisión y accesorios (“entraînement, accessoire”):

- Tipo de motor: Eléctrico
- Frecuencia: 50 Hz
- Tensión de servicio: 400 V
- Potencia medida: 55,00 kW
- Medición de corriente: 96,0 A

Los materiales de construcción, embalaje, inspecciones y controles (realizados), documentos, etc.

Curva características de la bomba:

- Altura hidráulica total (dos  $\phi$  de impeler diferentes: 320 y 404 mm)
- NPSH requerido
- Rendimiento
- Potencia absorbida

Datos de operación y resultados de las pruebas (velocidad de rotación, densidad y viscosidad del líquido, caudal, altura hidráulica, rendimiento, potencia absorbida NPSH requerido, diámetro del impeler, etc.).

# Courbe caractéristique hydraulique



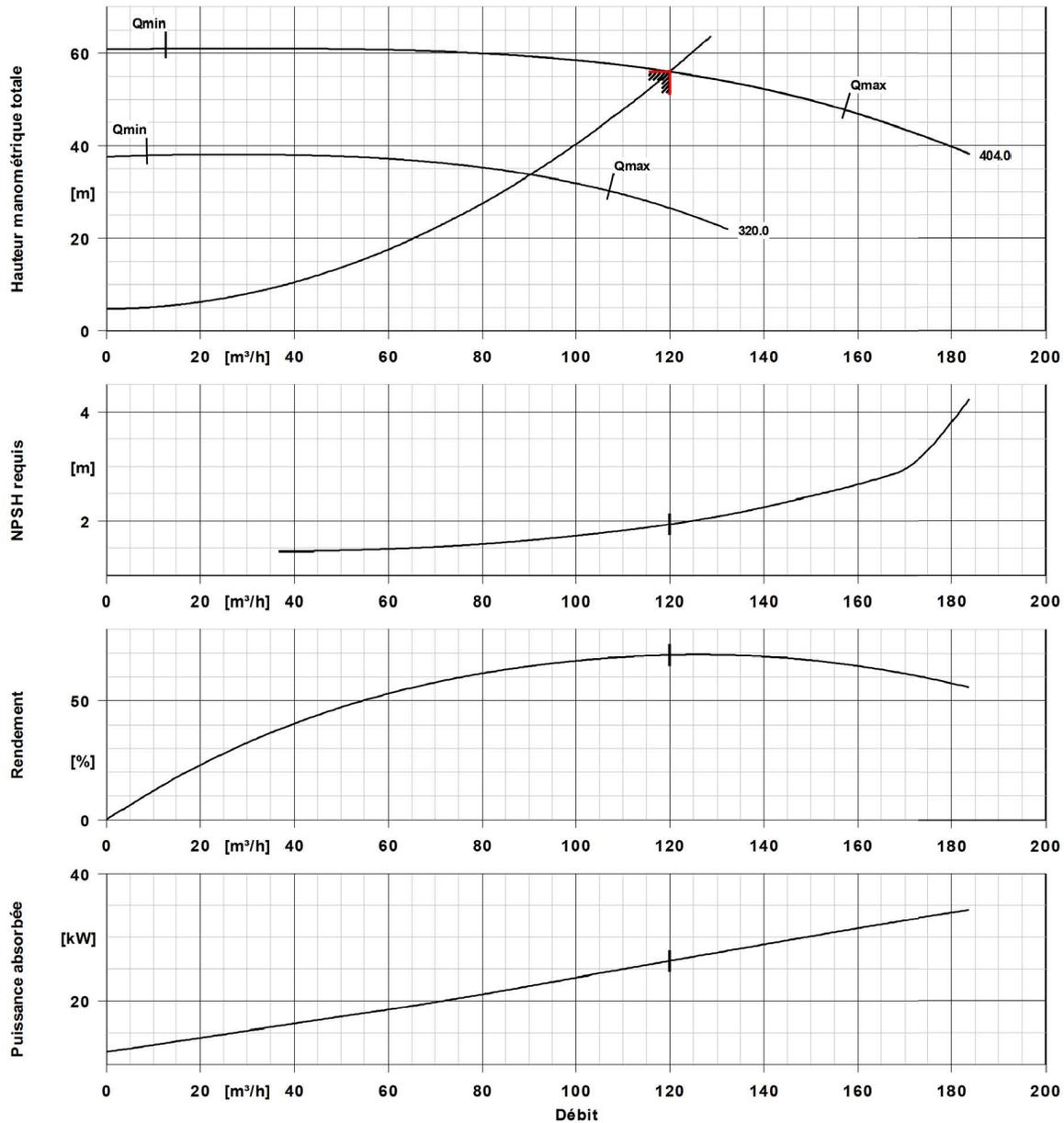
N° de poste client: P1 8712  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 3

Nombre: 9971387146  
 Poste: 800  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 4 / 8

## CPKN-C1 100-400

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Vitesse de rotation 1485 rpm  
 Densité liquide pompé 994  $kg/m^3$   
 Viscosité 0,72  $mm^2/s$   
 Débit 120,00  $m^3/h$   
 Débit demandé 120,00  $m^3/h$   
 hauteur manométrique totale 55,97 m  
 Hauteur manométrique totale demandée 55,97 m

Rendement 69,3 %  
 Puissance absorbée 26,26 kW  
 NPSH nécessaire 1,94 m  
 N° de courbe K2721.454/386  
 Diamètre de roue 404,0 mm  
 Norme de réception ISO 9906 classe 2

## ANEXO H. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8715 A/B/C

### Bombas de solución rica

**Desde:** La salida de la piscina de solución rica (A1 87 13). **Hasta:** El estanque de almacenamiento de solución rica (S1 87 16). En esta hoja se encuentran datos tales como:

Características de funcionamiento del equipo, entre otros:

- El caudal que debe satisfacer: 135,00 m<sup>3</sup>/h
- La altura hidráulica: 52,92 m
- El líquido bombeado: Solución pobre (raffinate) con 5 g/l de ácido sulfúrico.
- El NPSH requerido: 2,16 m
- La velocidad de rotación del impeler: 1.480 rpm

Datos sobre la transmisión y accesorios (“entraînement, accessoire”):

- Tipo de motor: Eléctrico
- Frecuencia: 50 Hz
- Tensión de servicio: 400 V
- Potencia medida: 37,00 kW
- Medición de corriente: 67,0 A

Los materiales de construcción, embalaje, inspecciones y controles (realizados), documentos, etc.

Curva características de la bomba:

- Altura hidráulica total (dos  $\phi$  de impeler diferentes: 320 y 404 mm)
- NPSH requerido
- Rendimiento
- Potencia absorbida

Datos de operación y resultados de las pruebas (velocidad de rotación, densidad y viscosidad del líquido, caudal, altura hidráulica, rendimiento, potencia absorbida NPSH requerido, diámetro del impeler, etc.).

# Courbe caractéristique hydraulique



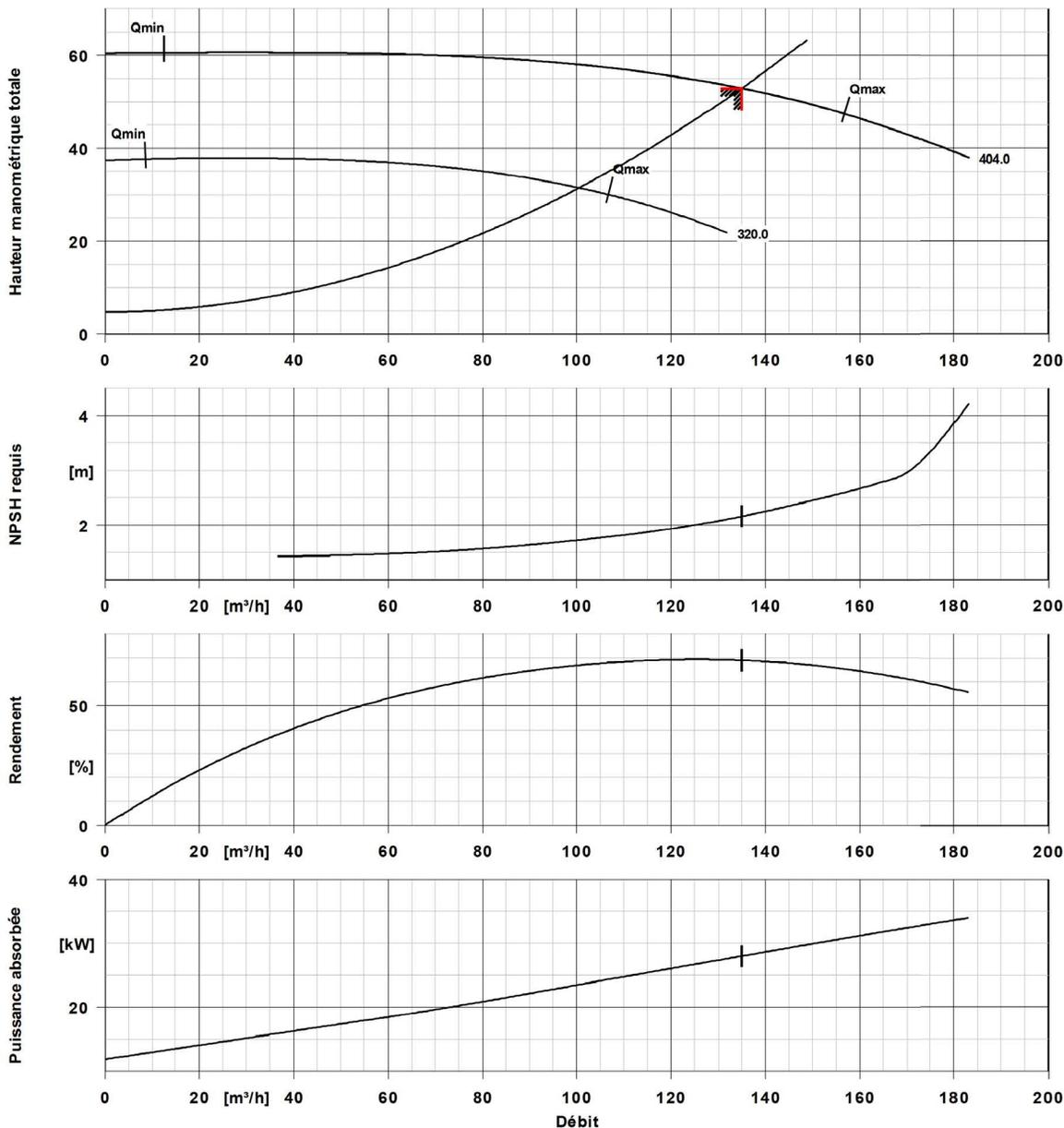
N° de poste client: P1 8715  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 3

Nombre: 9971387146  
 Poste: 700  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 4 / 9

## CPKN-C1 100-400

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Vitesse de rotation 1480 rpm  
 Densité liquide pompé 994 kg/m³  
 Viscosité 0,72 mm²/s  
 Débit 134,99 m³/h  
 Débit demandé 135,00 m³/h  
 hauteur manométrique totale 52,92 m  
 Hauteur manométrique totale demandée 52,92 m

Rendement 69,0 %  
 Puissance absorbée 27,99 kW  
 NPSH nécessaire 2,16 m  
 N° de courbe K2721.454/386  
 Diamètre de roue 404,0 mm  
 Norme de réception ISO 9906 classe 2

## ANEXO I. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8717 A/C

### Bombas de solución rica hacia SX

**Desde:** La salida del estanque de solución rica (S1 87 16). **Hasta:** Mezcladores de las etapas de extracción E1 y E3. En esta hoja se encuentran datos tales como:

Características de funcionamiento del equipo, entre otros:

- El caudal que debe satisfacer: 270,00 m<sup>3</sup>/h
- La altura hidráulica: 59,69 m
- El líquido bombeado: Solución pobre (raffinate) con 5 g/l de ácido sulfúrico.
- El NPSH requerido: 2,63 m
- La velocidad de rotación del impeler: 1.485 rpm

Datos sobre la transmisión y accesorios (“entraînement, accessoire”):

- Tipo de motor: Eléctrico
- Frecuencia: 50 Hz
- Tensión de servicio: 400 V
- Potencia medida: 75,00 kW
- Medición de corriente: 130,0 A

Los materiales de construcción, embalaje, inspecciones y controles (realizados), documentos, etc.

Curva características de la bomba:

- Altura hidráulica total (dos  $\phi$  de impeler diferentes: 320 y 404 mm)
- NPSH requerido
- Rendimiento
- Potencia absorbida

Datos de operación y resultados de las pruebas (velocidad de rotación, densidad y viscosidad del líquido, caudal, altura hidráulica, rendimiento, potencia absorbida NPSH requerido, diámetro del impeler, etc.).

# Courbe caractéristique hydraulique



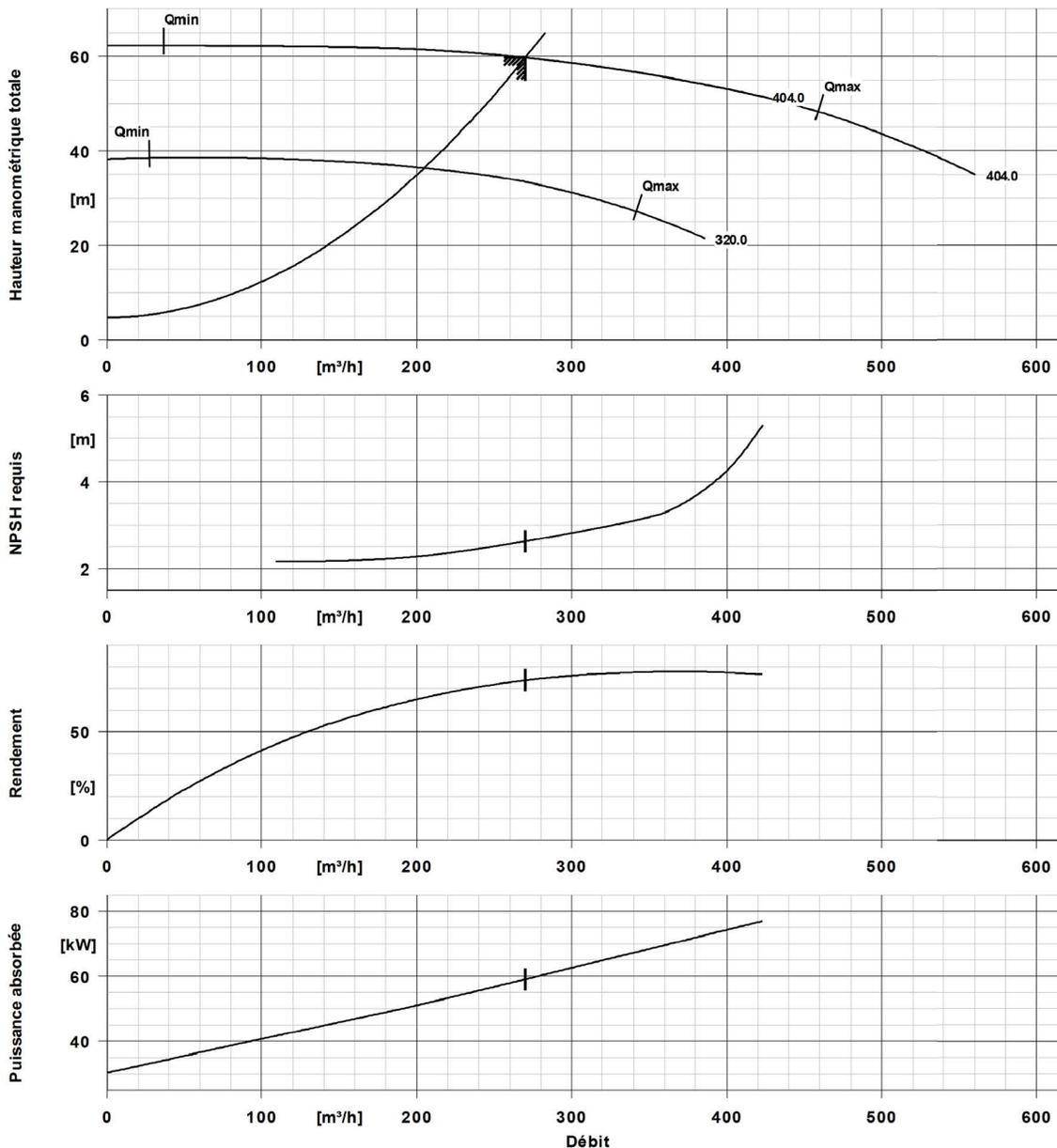
N° de poste client: P1 8717 A-C  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 2

Nombre: 9971387146  
 Poste: 500  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 4 / 8

## CPKN-C1 150-400

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Vitesse de rotation 1485 rpm  
 Densité liquide pompé 994 kg/m³  
 Viscosité 0,72 mm²/s  
 Débit 270,00 m³/h  
 Débit demandé 270,00 m³/h  
 hauteur manométrique totale 59,69 m  
 Hauteur manométrique totale demandée

Rendement 73,9 %  
 Puissance absorbée 59,04 kW  
 NPSH nécessaire 2,63 m  
 N° de courbe K2721.454/476  
 Diamètre de roue 404,0 mm  
 Norme de réception ISO 9906 classe 2

## ANEXO J. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 8721 A/C

### Bombas de solución pobre

**Desde:** La salida del estanque de solución pobre (S1 87 16)- rebalse de las etapas de extracción E2 y E4. **Hasta:** La piscina de solución pobre (S1 87 11) o solución de riego. En esta hoja se encuentran datos tales como:

Características de funcionamiento del equipo, entre otros:

- El caudal que debe satisfacer: 280,00 m<sup>3</sup>/h
- La altura hidráulica: 59,33 m
- El líquido bombeado: Solución pobre (raffinate) con 10 g/l de ácido sulfúrico.
- El NPSH requerido: 2,69 m
- La velocidad de rotación del impeler: 1.485 rpm

Datos sobre la transmisión y accesorios (“entraînement, accessoire”):

- Tipo de motor: Eléctrico
- Frecuencia: 50 Hz
- Tensión de servicio: 400 V
- Potencia medida: 75,00 kW
- Medición de corriente: 130,0 A

Los materiales de construcción, embalaje, inspecciones y controles (realizados), documentos, etc.

Curva características de la bomba:

- Altura hidráulica total (dos  $\phi$  de impeler diferentes: 320 y 404 mm)
- NPSH requerido
- Rendimiento
- Potencia absorbida

Datos de operación y resultados de las pruebas (velocidad de rotación, densidad y viscosidad del líquido, caudal, altura hidráulica, rendimiento, potencia absorbida NPSH requerido, diámetro del impeler, etc.).

# Courbe caractéristique hydraulique



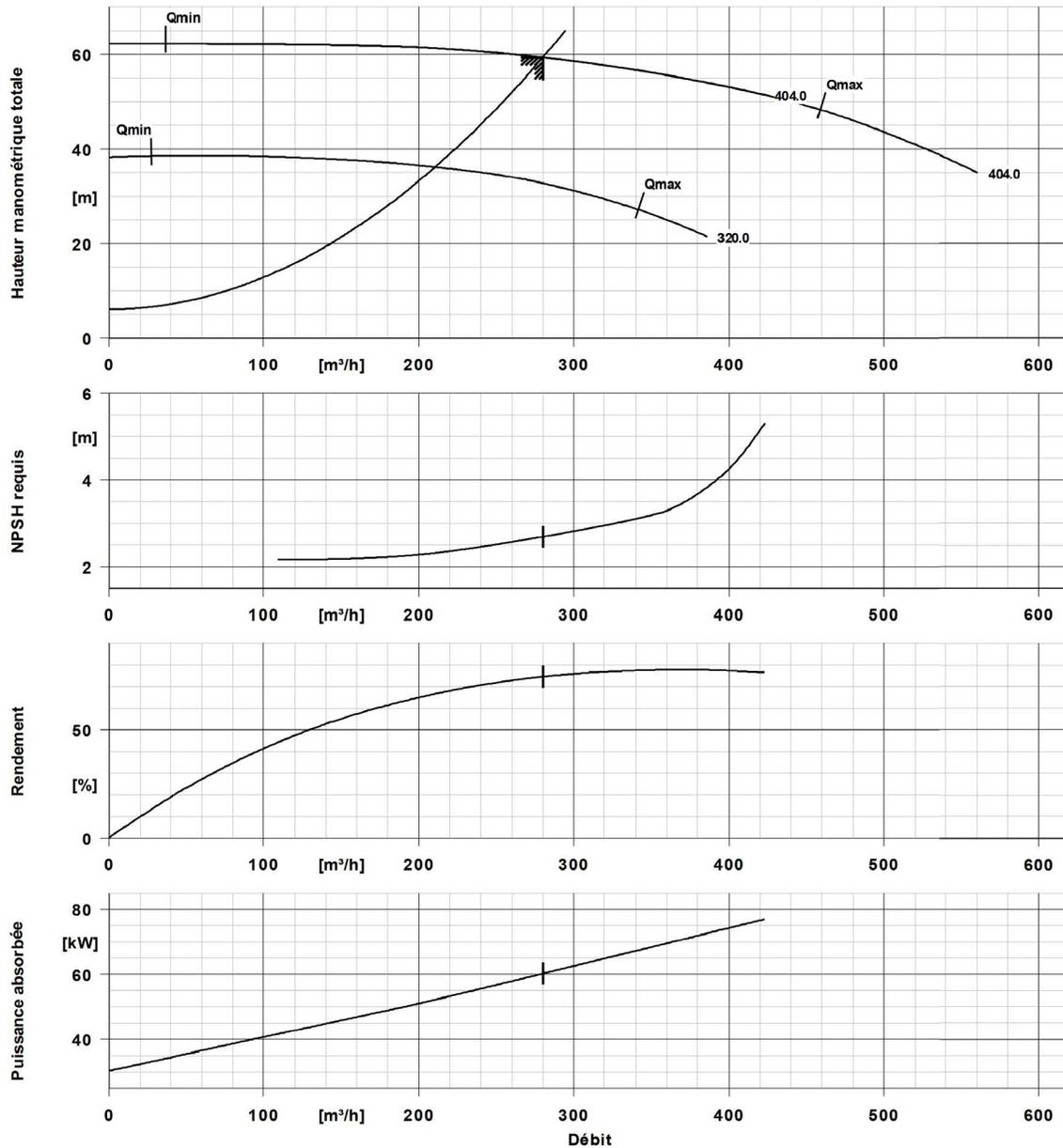
N° de poste client: P1 8721 A-C  
 Date de commande: 28/05/2008  
 No. de commande: 9592B-000 PO 0910 01 00  
 Quantité: 2

Nombre: 9971387146  
 Poste: 600  
 Date: 29/05/2008  
 Page: 4 / 8

## CPKN-C1 150-400

No. de version: 2

Pompe chimie norm. EN 22858/ISO 2858/ISO 5199



### Caractéristiques de courbe

Vitesse de rotation 1485 rpm  
 Densité liquide pompé 994  $kg/m^3$   
 Viscosité 0,72  $mm^2/s$   
 Débit 280,00  $m^3/h$   
 Débit demandé 280,00  $m^3/h$   
 hauteur manométrique totale 59,33 m  
 Hauteur manométrique totale demandée

Rendement 74,7 %  
 Puissance absorbée 60,20 kW  
 NPSH nécessaire 2,69 m  
 N° de courbe K2721.454/476  
 Diamètre de roue 404,0 mm  
 Norme de réception ISO 9906 classe 2

## ANEXO K. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4111 - 4114

### Bombas de transferencia y de recirculación de orgánico de las etapas de extracción E1, E2, E3 – E4.

**Desde:** La salida de una etapa de extracción (E2, E3 y E4). La descarga del decantador E1 alimenta al estanque de orgánico cargado. **Hasta:** El mezclador de la siguiente etapa de extracción (E1, E2 y E3). El mezclador del E4 se alimenta con orgánico cargado desde el estanque de orgánico descargado. En este caso se muestra solamente la hoja con las curvas características.

Características de funcionamiento del equipo (que se desprenden de esta hoja):

- Diámetro del impeler (con el que se hicieron las pruebas): 169 mm
- Punto de operación (caudal de operación sugerido y eficiencia de la bomba en ese punto- $\eta$ ):
  - o A 1760 rpm = 50 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~65%
  - o A 2668 rpm = 150 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~81%
  - o A 2960 rpm = sin punto de operación sugerido
- El NPSH requerido
- Potencia absorbida



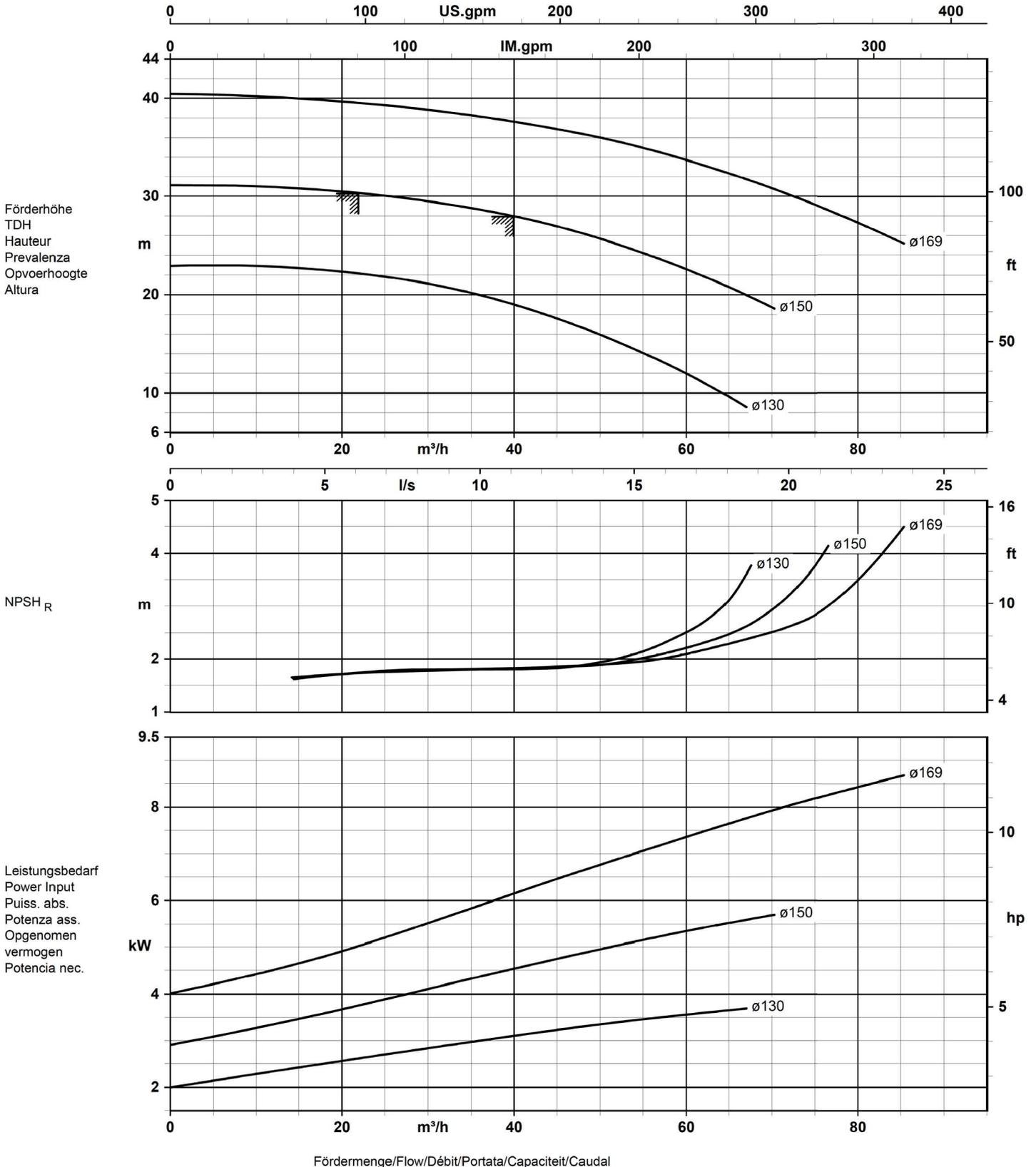
## **ANEXO L. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4233 A/C**

Bombas de orgánico descargado hacia el mezclador de las etapa E4.

**Desde:** El estanque de orgánico descargado (S1 42 32). **Hasta:** El mezclador de la etapa de extracción E4. En este caso se muestra solamente la hoja con las curvas características de las pruebas realizadas a 2.900 rpm. Las curvas que se indican son:

- El caudal. Pruebas realizadas con diferentes diámetros de impeler.
  - A  $\phi$  130 mm
  - A  $\phi$  150 mm
  - A  $\phi$  169 mm
- El NPSH requerido
- Potencia absorbida

Baureihe-Größe Type-Size Modèle	Tipo Serie Tipo	Nenn Drehzahl Nom. speed Vitesse nom.	Velocità di rotazione nom. Nominaal toerental Revoluciones nom.	Lauf rad- $\phi$ Impeller dia. Diamètre de roue	$\phi$ girante Waaier $\phi$ $\phi$ rodete	 Agence Méditerranée 500, Avenue Jean-Perrin Z.I. Les Milles B. P. 110 000 13793 Aix-en-Provence Cedex 3
CPKN C1 50-160		2900 1/min				
Projekt Project Projet	Progetto Projekt Proyecto	Angebots-Nr. Quotation No. N° de l'offre	N° offerta Offertenr. N° oferta	Pos.-Nr. Item No. N° de pos.	N° pos Pos. nr. N° de art	
SOMAIR - LIXI LOT 09-02				P4233 - V FIXE		



Lauf rad austrittsbreite / Impeller outlet width / Largeur à la sortie de la roue / Luce della girante / Waaier uitredebreedte / Anchura de salida rodete

15 mm  
15 mm

Aus Kurve K2721.452/262/6 gerechnet  
T223-Ax, Chatelain Segolene, 2008-06-12

## ANEXO M. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4133 A/C

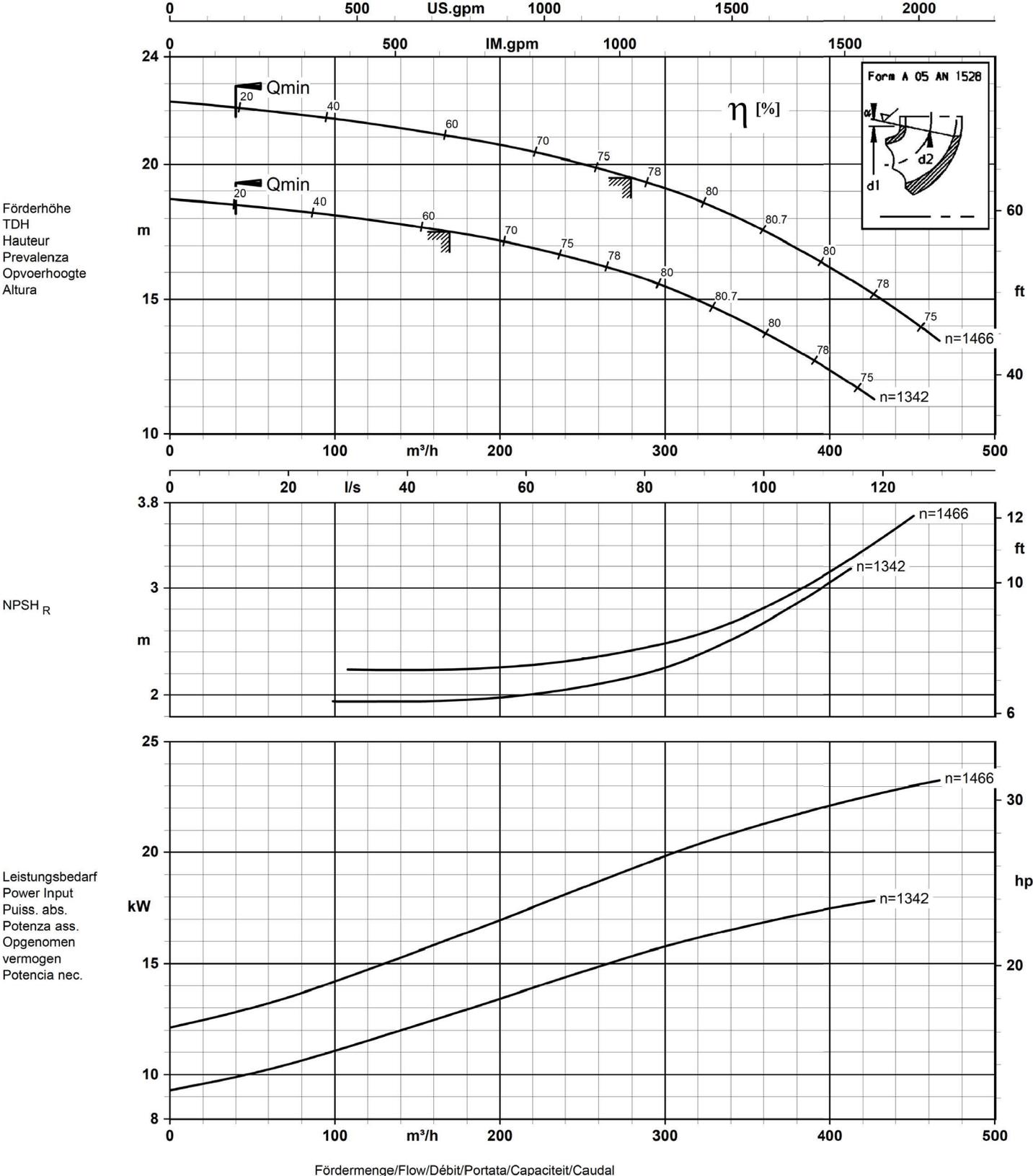
### Bombas de solución pobre salida SX.

**Desde:** El estanque de solución pobre (A1 41 31) – rebalse E2 y E4. **Hasta:** El estanque de almacenamiento de solución de pobre (S1 87 19).

Algunas características de funcionamiento del equipo que se indican:

- Diámetro del impeler (con el que se hicieron las pruebas): 260 mm
- Punto de operación (caudal de operación sugerido y eficiencia de la bomba en ese punto- $\eta$ ):
  - o A 1342 rpm = 170 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~61%
  - o A 1466 rpm = 280 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~77%
  
- El NPSH requerido
- La Potencia absorbida

Baureihe-Größe Type-Size Modèle	Tipo Serie Tipo	Nenn Drehzahl Nom. speed Vitesse nom.	Velocità di rotazione nom. Nominaal toerental Revoluciones nom.	Lauf rad-ø Impeller dia. Diamètre de roue	ø girante Waaier ø ø rodete	 Agence Méditerranée 500, Avenue Jean-Perrin Z.I. Les Milles B. P. 110 000 13793 Aix-en-Provence Cedex 3
CPKN C1 150-250				260 mm		
Projekt Project Projet	Progetto Projekt Proyecto	Angebots-Nr. Quotation No. N° de l'offre	N° offerta Offertenr. N° oferta	Pos.-Nr. Item No. N° de pos.	N° pos Pos. nr. N° de art	
SOMAIR - LOT 09-02				P4133		



Lauf rad austrittsbreite/Impeller outlet width/Largeur à la sortie de la roue 46 mm  
 Luce della girante/Waaier uitredebreedte/Anchura de salida rodete 46 mm

Aus Kurve K2721.454/473/8 gerechnet  
 T223-Ax, Chatelain Segolene, 2008-06-12

## ANEXO N. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4211- 4213 2A

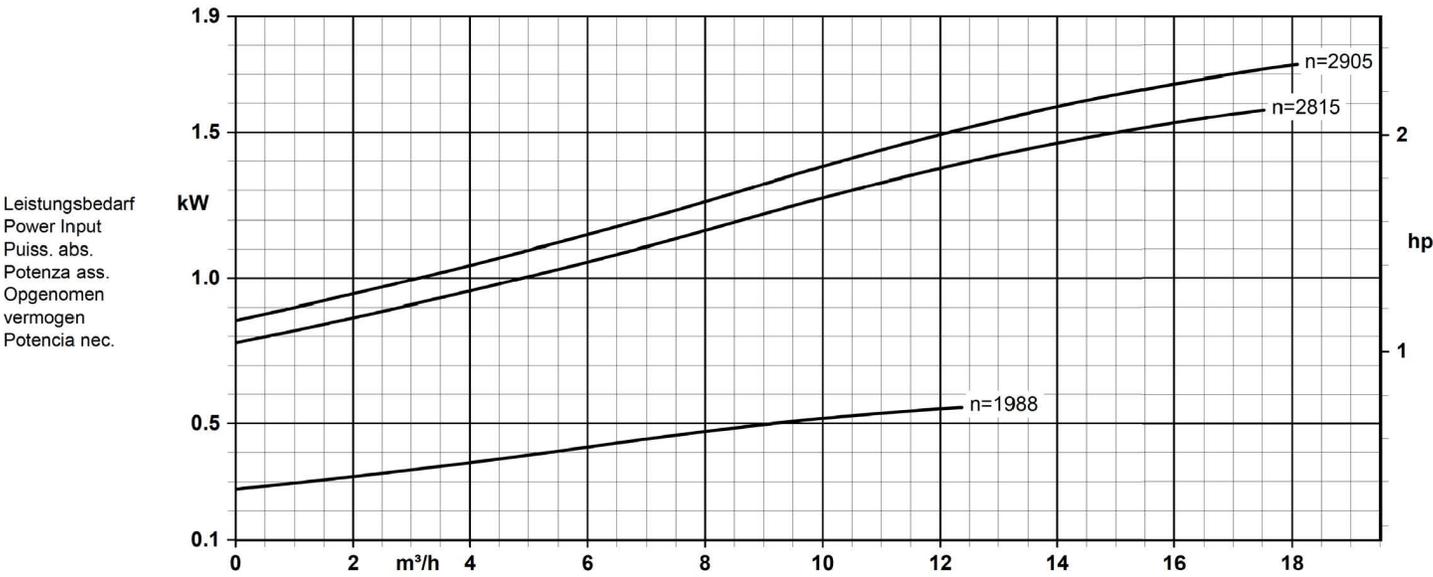
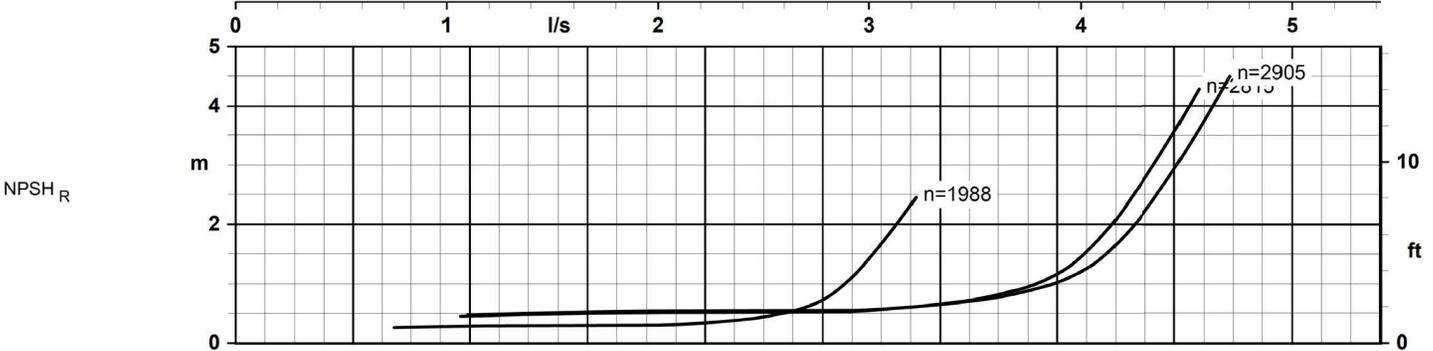
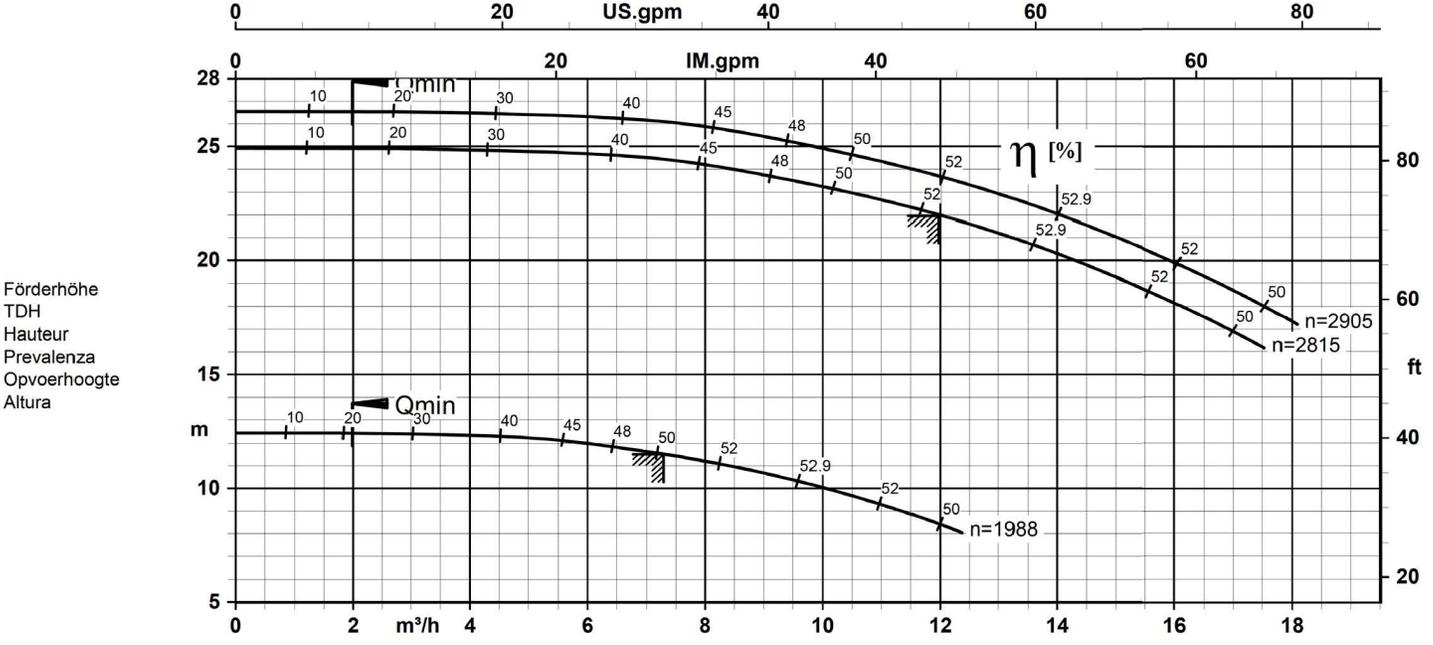
### Bombas de transferencia y recirculación de carbonato de Uranio de las etapas de re-extracción S1 – S3.

**Desde:** La salida de una etapa de re-extracción (R2 y E3). La descarga del decantador R1 alimenta al estanque de solución de re-extracción cargada (A1 42 14). **Hasta:** El mezclador de la siguiente etapa de re-extracción (R1, y R2). El mezclador del R3 es alimentado desde el estanque de carbonato de sodio. Los datos que se indican son los siguientes.

Características de funcionamiento del equipo (que se desprenden de esta hoja):

- Diámetro del impeler (con el que se hicieron las pruebas): 139 mm
- Punto de operación (caudal de operación sugerido y eficiencia de la bomba en ese punto- $\eta$ ):
  - o A 1988 rpm = 7,25 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~50%
  - o A 2815 rpm = 12 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~81%
  - o A 2905 rpm = sin punto de operación sugerido
- El NPSH requerido
- Potencia absorbida

Baureihe-Größe Type-Size Modèle	Tipo Serie Tipo	Nenn Drehzahl Nom. speed Vitesse nom.	Velocità di rotazione nom. Nominaal toerental Revoluciones nom.	Lauf rad-ø Impeller dia. Diamètre de roue	ø girante Waaier ø ø rodete	 Agence Méditerranée 500, Avenue Jean-Perrin Z.I. Les Milles B. P. 110 000 13793 Aix-en-Provence Cedex 3
CPKN C1 32-125				139 mm		
Projekt Project Projet	Progetto Projekt Proyecto	Angebots-Nr. Quotation No. N° de l'offre	N° offerta Offertenr. N° oferta	Pos.-Nr. Item No. N° de pos.	N° pos Pos. nr. N° de art	
SOMAIR - LOT 09-02				P4211-12-13		



Fördermenge/Flow/Débit/Portata/Capaciteit/Caudal

Lauf rad austrittsbreite/Impeller outlet width/Largeur à la sortie de la roue 8 mm  
 Luce della girante/Waaier uittredebreedte/Anchura de salida rodete 8 mm

Aus Kurve K2721.452/131/6 gerechnet  
 T223-Ax, Chatelain Segolene, 2008-06-12

## ANEXO O. HOJA DE DATOS TÉCNICOS – BOMBAS P1 4215 Y 4127

### Bombas de Pompes de estanque de carbonato de Uranio.

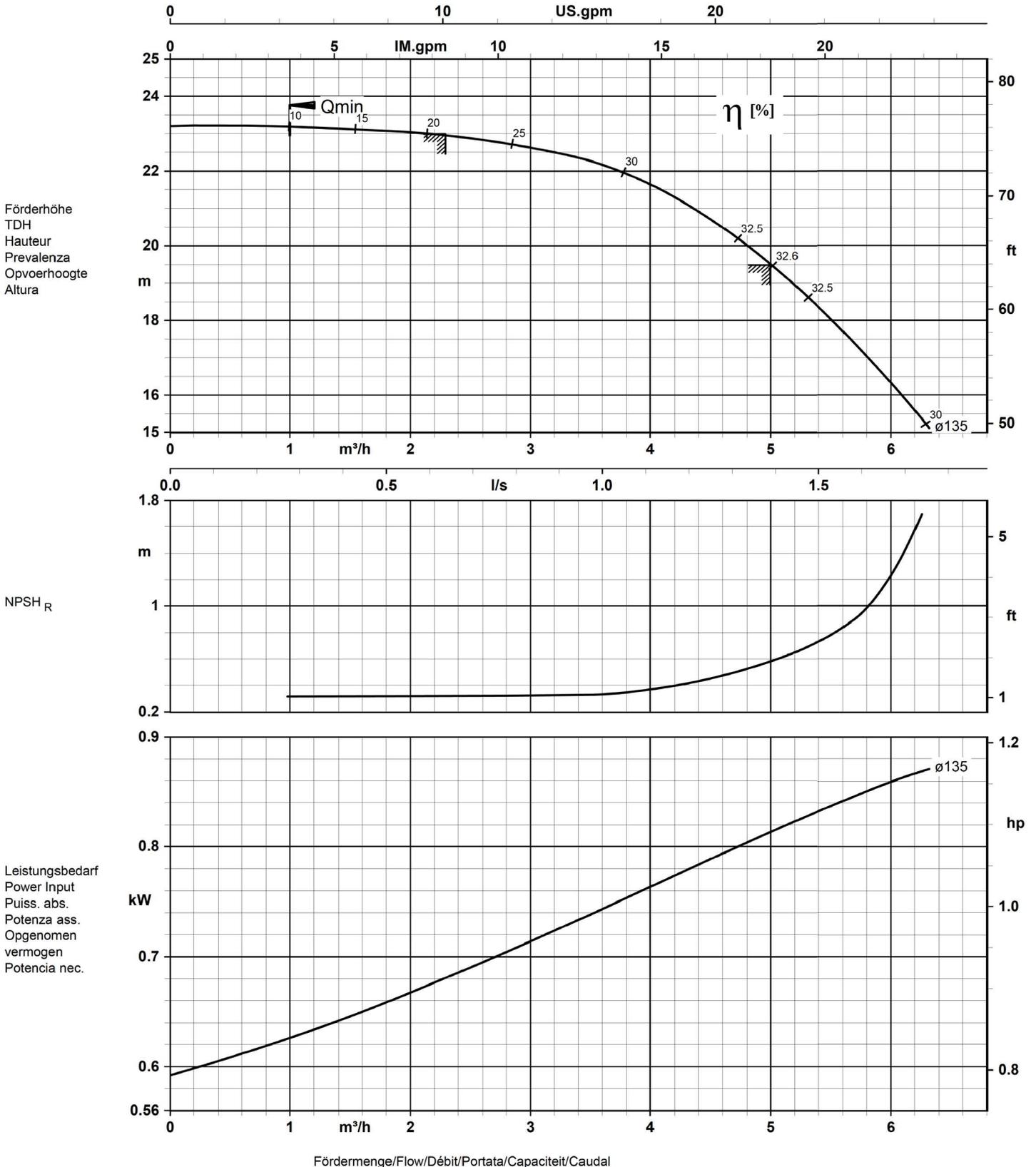
a) Bombas P1 4215: **Desde:** El estanque de solución de re-extracción cargada (A1 42 14) – rebalse R1. **Hasta:** El estanque de solución de re-extracción cargada o de carbonato de uranilo (S1 41 25).

b) Bombas P1 4127: **Desde:** El estanque de solución de re-extracción cargada o de carbonato de uranilo (S1 41 25). **Hasta:** Los estanques de precipitación.

Algunas características de funcionamiento del equipo que se indican:

- Diámetro del impeler (con el que se hicieron las pruebas): 135 mm
- Punto de operación (caudal de operación sugerido y eficiencia de la bomba en ese punto- $\eta$ ):
  - o 1 bomba = 2,25 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~21%
  - o 2 bombas = 5 m<sup>3</sup>/h,  $\eta$ ~32,6%
  
- El NPSH requerido
- La Potencia absorbida

Baureihe-Größe Type-Size Modèle	Tipo Serie Tipo	Nennrehzahl Nom. speed Vitesse nom.	Velocità di rotazione nom. Nominaal toerental Revoluciones nom.	Lauf-rad-ø Impeller dia. Diamètre de roue	ø girante Waaier ø ø rodete	 Agence Méditerranée 500, Avenue Jean-Perrin Z.I. Les Milles B. P. 110 000 13793 Aix-en-Provence Cedex 3
CPKN C1 25-160		2900 1/min		135 mm		
Projekt Project Projet	Progetto Projekt Proyecto	Angebots-Nr. Quotation No. N° de l'offre	N° offerta Offertenr. N° oferta	Pos.-Nr. Item No. N° de pos.	N° pos Pos. nr. N° de art	
SOMAIR - LIXI LOT 09-02				P4127		



Laufradaustrittsbreite/Impeller outlet width/Largeur à la sortie de la roue 6 mm  
 Luce della girante/Waaier uitredbreedte/Anchura de salida rodete 6 mm

Aus Kurve K2721.452/71/3 gerechnet  
 T223-Ax, Chatelain Segolene, 2008-06-12

## **ANEXO P. VELOCIDAD DE LAS SOLUCIONES EN LAS TUBERÍAS**

	BG MINES	BGM/DI/EST/SUT NT XXXX 00	DATE: 15/06/2012
	BGM/DI/EST/SUT	AUTEUR: U. TRONCOSO	REV : A
ALTERNATIVA 1,8 Mt/an - 1 CICLO DE LIXIVIACION (CA1)			

Flux	Depuis	Jusqu'à	Commentaire	Type tuyau	Diam.	Aire	Débit	Vitesse
Acide sulphurique	Stockages d'Acide	Stock cuve 130 m3	Pompe transfert acide vers stockage acide sulfurique - Aspiration	ASC	80	0,01	4,9	0,3
			Pompe transfert acide vers stockage acide sulfurique - Pompage	ASC	40	0,00	4,9	1,1
Acide sulphurique	Stock cuve 130 m3	Agglomerateur	Pompe dosage acide vers tambour d'agglomération - Aspiration	ASC	100	0,01	4,9	0,2
			Pompe de transfert d'eau brute vers tambour d'agglomération - pompage	ASC	40	0,00	4,9	1,1
Eau brute	Pond d'eau brute	Agglomerateur	Pompe de transfert d'eau brute vers tambour d'agglomération - Aspiration	Inox 316L	100	0,01	21,6	0,8
			Pompe de transfert d'eau brute vers tambour d'agglomération - pompage	Inox 316L	110	0,01	21,6	0,6
			Pompe de transfert d'eau brute vers tambour d'agglomération - injection dans l'agglomerateur	Inox 316L	40	0,00	21,6	4,8
Jus d'irrigation	Bassin de jus d'irriga	Entrée cellules	Pompes de transfert de jus d'irrigation - aspiration	Inox 316L -classe B105	150	0,02	136,5	2,1
			Pompes de transfert de jus d'irrigation - pompage	Inox 316L -classe B105	250	0,05	273	1,5
Jus riches	Sortie cellules	Bassin de jus riche	Gravitationnel	PEDH	450	0,16	225	0,4
Jus riches	Bassin de jus riche	Stockage tampon de jus riche	Pompes de transfert de jus riche - Aspiration	PEHD	160	0,02	112,5	1,6
			Pompes de transfert de jus riche - Pompage	PEHD	250	0,05	225	1,3

	BG MINES	BGM/DI/EST/SUT NT XXXX 00	DATE: 15/06/2012
	BGM/DI/EST/SUT	AUTEUR: U. TRONCOSO	REV : A
ALTERNATIVA 1,8 Mt/an - 1 CICLO DE LIXIVIACION (CA1)			

Jus riches	Stockage tampon de jus riche	Atelier Solvant Extracteurs 1 et 3	Pompes de reprise du stockage tampon de jus riche	Inox 316L -classe B105	250	0,05	225	1,3
				Inox 316L -classe B105	200	0,03	112,5	1,0
Effluent E1	Extracteur 1	Extracteur 2	Gravitationnel	Inox 316L -classe B105	400	0,13	113	0,2
Jus d'irrigation	Extracteur 2	BAC Effluent E2 et E4	Gravitationnel	Inox 316L -classe B105	400	0,13	113	0,2
Effluent E3	Extracteur 3	Extracteur 4	Gravitationnel	Inox 316L -classe B105	400	0,13	113	0,2
Jus d'irrigation	Extracteur 4	BAC Effluent E2 et E4	Gravitationnel	Inox 316L -classe B105	400	0,13	113	0,2
Solvant des-uranié	Stockage tampon de solvant neuf	Extracteur 4	Pompes de reprise du stockage cuve solvant neuf	Inox 304L – Classe B106	80	0,01	18	1,0
Solvant uranié	Extracteur 4	Extracteur 3	Pompes de transfert et recyclage de solvant uranie (E4)	Inox 316L -classe B105	250	0,05	154	0,9
				Inox 316L -classe B105	150	0,02	154	2,4
				Inox 316L -classe B105	80	0,01	18	1,0
Solvant uranié	Extracteur 3	Extracteur 2	Pompes de transfert et recyclage de solvant uranie (E3)	Inox 316L -classe B105	250	0,05	154	0,9
				Inox 316L -classe B105	150	0,02	154	2,4
				Inox 316L -classe B105	80	0,01	18	1,0
Solvant uranié	Extracteur 2	Extracteur 1	Pompes de transfert et recyclage de solvant uranie (E2)	Inox 316L -classe B105	250	0,05	154	0,9
				Inox 316L -classe B105	150	0,02	154	2,4
				Inox 316L -classe B105	80	0,01	18	1,0
Solvant uranié	Extracteur 1	BAC solvant uranié	Pompes de transfert et recyclage de solvant uranie (E1)	Inox 316L -classe B105	250	0,05	154	0,9
				Inox 316L -classe B105	150	0,02	154	2,4
				Inox 316L -classe B105	80	0,01	18	1,0
Solvant uranié	BAC solvant uranié	Réextracteur 1	Gravitationnel	Inox 316L -classe B105	150	0,02	18	0,3
Solvant uranié	Réextracteur 1	Réextracteur 2	Gravitationnel	Inox 304L – Classe B106	150	0,02	18	0,3
Solvant uranié	Réextracteur 2	Réextracteur 3	Gravitationnel	Inox 304L – Classe B106	150	0,02	18	0,3
Solvant desuranié	Réextracteur 3	Stockage tampon de solvant neuf	Gravitationnel	Inox 304L – Classe B106	150	0,02	18	0,3
Carbonate frais	LF	Réextracteur 3	LF	Inox 316L -classe B105	40	0,00	3	0,6
Carbonate d'uranyle	Réextracteur 3	Réextracteur 2	Pompe de transfert et recyclage de carbonate d'uranyle (R3)	Inox 316L -classe B105	80	0,01	4	0,2
				Inox 316L -classe B105	50	0,00	4	0,5
				Inox 316L -classe B105	32	0,00	3	0,9
Carbonate d'uranyle	Réextracteur 2	Réextracteur 1	Pompe de transfert et recyclage de carbonate d'uranyle (R2)	Inox 316L -classe B105	80	0,01	4	0,2
				Inox 316L -classe B105	50	0,00	4	0,5
				Inox 316L -classe B105	32	0,00	3	0,9
Carbonate d'uranyle	Réextracteur 1	BAC Effluent UC	Pompe de transfert et recyclage de carbonate d'uranyle (R1)	Inox 316L -classe B105	80	0,01	4	0,2
				Inox 316L -classe B105	50	0,00	4	0,5
				Inox 316L -classe B105	32	0,00	3	0,9
Carbonate d'uranyle	BAC Effluent UC	Stockage tampon de UC	Pompes de reprise du stockage cuve UC	Inox 304L – Classe B106	40	0,00	3	0,6
				Inox 304L – Classe B106	25	0,00	3	1,5