



PASANTÍA DE GRADO



ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE LA RECUPERACIÓN DE FÓSFORO EN AGUAS CLOACALES Y EFLUENTES DE FRIGORÍFICO

María Agustina Yelpo

Tutoras: Dra. Elena Castelló, Dra. Valeria Larnaudie

Biotecnología de Procesos para el Ambiente – Instituto de Ingeniería
Química Facultad de Ingeniería – Universidad de la República

Descripción del problema.....	2
Descripción de la pasantía.....	2
Objetivos.....	3
Objetivo General.....	3
Objetivos Específicos.....	3
Introducción.....	4
Metodología.....	5
Casos de estudio.....	5
Simulación.....	7
Etapa de concentración.....	9
Digestor.....	10
Centrifugación.....	12
Reactor de estruvita.....	14
Sistema de calentamiento del digestor.....	14
Aspectos legales de los productos y residuos.....	15
Mejorador de suelos.....	15
Estruvita.....	19
Análisis Económico.....	21
Costo total de inversión.....	21
Costos operativos.....	22
Valor actual neto (VAN) y precio de venta de la estruvita.....	24
Escalado de planta.....	24
Análisis de sensibilidad.....	24
Planta Cloacal.....	24
Planta Frigorífica.....	27
Conclusiones.....	30
Bibliografía.....	31
Apéndice de simulación.....	33
Apéndice económico.....	34
Anexo.....	35

Descripción del problema

Descripción de la pasantía

La pasantía se realizó en el Grupo BioProA perteneciente al Instituto de Ingeniería Química de la Facultad de Ingeniería.

Una de las ramas de investigación del grupo es la remoción y recuperación de nutrientes de efluentes industriales. En particular, se encuentra en ejecución un proyecto de investigación sobre la recuperación de fósforo de aguas residuales industriales y domésticas. Este proyecto tiene entre sus objetivos específicos la evaluación técnico-económica de la implementación de tecnologías de recuperación de fósforo en las plantas de tratamiento de aguas residuales.

En esta pasantía se busca responder la siguiente pregunta:

- ¿Es factible desde un punto de vista económico la incorporación de tecnologías de recuperación de fósforo en las plantas de tratamiento de aguas residuales?

Objetivos

Objetivo General

El objetivo general del trabajo propuesto es conocer los costos asociados a la recuperación de fósforo en aguas residuales y efluentes de frigorífico, mediante el estudio tecno-económico del proceso.

Objetivos Específicos

- Obtener los balances de materia y energía del proceso industrial de producción de estruvita (mediante modelado en Biowin).
- Determinar el costo asociado a la recuperación de fósforo utilizando valores experimentales y de literatura, para distintas configuraciones del proceso.
- Conocer las condiciones de operación, u operaciones que tienen mayor impacto en la economía del proceso.

Introducción

El fósforo es uno de los elementos principales para el desarrollo de todo tipo de vida, desde el microorganismo más pequeño hasta los seres humanos. Es un componente esencial en la formación del ADN y en procesos de generación de energía como la fotosíntesis (Sun et al, 2018).

Con el aumento progresivo de la población mundial, la demanda de fósforo también va en aumento, específicamente en el sector agro-industrial (Heckenmüller et al., 2014). Esto presenta un problema dado que las reservas de fósforo son limitadas, siendo este un recurso no renovable. Particularmente, según un estudio publicado por Mew MC (Mew, 2016), se calcula que las reservas minerales de fósforo mundiales se verán agotadas en los próximos 50 a 100 años.

La escasez de este recurso en conjunto con el continuo aumento en su demanda ha impulsado la búsqueda de tecnologías que permitan recuperarlo.

Tecnologías de recuperación de fósforo

El uso de tecnologías de remoción de nutrientes (i.e., fósforo, nitrógeno) de efluentes industriales se ha vuelto esencial en todo tren de tratamiento. Esto se explica por el daño ambiental, económico y social que puede generar su vertido descontrolado en cursos de agua (Chislock et al., 2013). Sumado a esto se encuentra el aumento en las exigencias gubernamentales respecto al vertido de ellos.

Simplemente remover los nutrientes de los efluentes no es suficiente, sin embargo. Con el existente enfoque en el desarrollo sustentable, se busca ser capaz de recuperar estos nutrientes y reutilizarlos. Se estima que del 15 al 20% de la demanda global de fósforo se podría cubrir con el fósforo recuperado (Yuan et al., 2012) aliviando así el estrés sobre los limitados recursos de P.

Típicamente, las tecnologías de recuperación son implementadas en las líneas de lodos de plantas de tratamiento de efluentes. En ellas existen concentraciones altas de nitrógeno y fósforo; en otras palabras, lo que se busca recuperar.

Dentro de las tecnologías de recuperación de nutrientes, la cristalización es la más utilizada. Se basa en la adición de reactivos para formar fosfato inorgánico insoluble (Ye et al., 2017). Una de las formas más comunes de precipitación es la estruvita; o MAP; fertilizante de liberación lenta que se produce por reacción entre el ortofosfato, el magnesio y el amonio a pH entre 8 y 10 (Simoes et al., 2018).

Actualmente existen plantas de tratamiento de efluentes que cuentan con tecnología de precipitación, habiendo más de 16 de ellas solo en Estados Unidos (Ostara, 2021). Para evaluar si este tipo de tecnología es aplicable en Uruguay se debe hacer un estudio técnico-económico.

El estudio técnico-económico o TEA es una metodología basada en el cálculo de costos capitales, costos operativos e ingresos asociados a un producto, tecnología o proceso. Este permite determinar los factores que tienen una mayor influencia sobre su factibilidad. El TEA puede utilizarse para evaluar el efecto de tecnologías de recuperación de recursos sobre el equilibrio económico de futuras plantas de tratamiento de efluentes (Cortés-Peña et al., 2020). Asimismo, puede ser utilizado para conseguir financiamiento para el desarrollo de nuevas tecnologías.

Metodología

Casos de estudio

Para el análisis se consideraron dos escenarios, evaluándose la factibilidad de la precipitación de estruvita: una planta de tratamiento de aguas cloacales y otra de tratamiento de efluente de frigorífico. La diferencia principal entre estos dos efluentes es la concentración de nutrientes en la línea principal. Los efluentes cloacales suelen estar más diluidos y presentar bajas concentraciones de nutrientes, lo que a su vez genera lodos con menor concentración de éstos¹.

El esquema de tratamiento de sólidos a estudiar en ambos casos consiste en (i) una etapa de concentración, (ii) un digestor anaerobio y (iii) un reactor de estruvita. El lodo que ingresa al sistema, constituido por una mezcla de las purgas de los distintos reactores de tratamiento del efluente, incluyendo lodos activados y lodos primarios, es concentrado para su posterior tratamiento. El lodo concentrado es luego introducido al digestor anaerobio, donde la materia orgánica es oxidada para producir gas metano y liberar los nutrientes a la fracción líquida. Posteriormente, la corriente líquida proveniente del digestor es separada y, con el agregado de cloruro de magnesio, se precipita estruvita en el reactor correspondiente.

En la Figura 1 se presenta el esquema de una planta de tratamiento de efluentes, mostrando las diferentes corrientes de entrada y salida. El rectángulo rojo punteado delimita el sistema de estudio de esta pasantía.

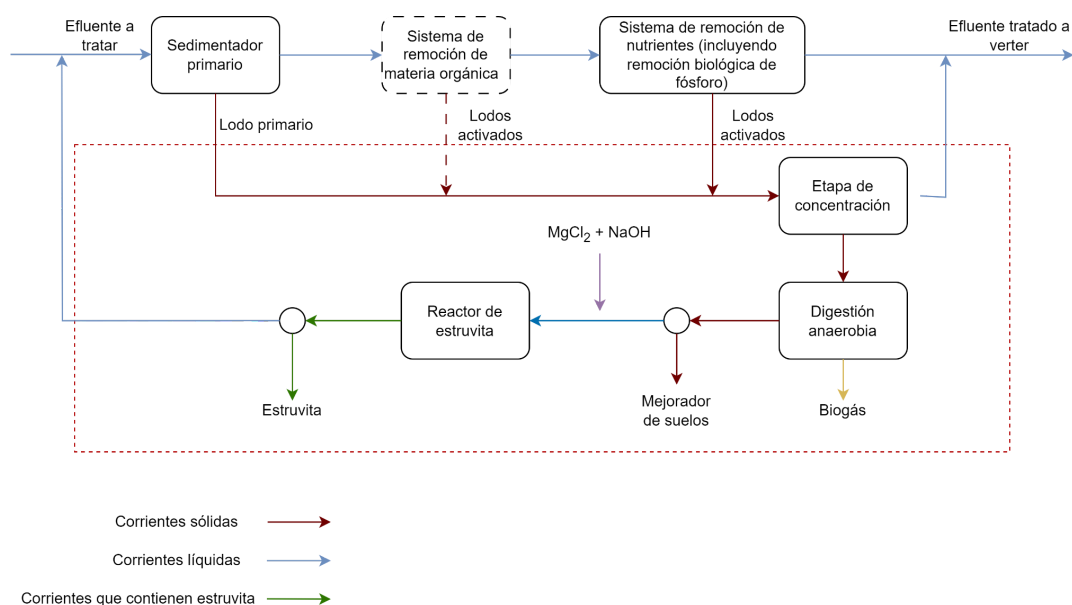


Figura 1: Esquema simplificado de tratamiento de sólidos para la recuperación de fósforo.

*los círculos representan etapas de separación de sólidos

** el sistema de remoción de materia orgánica se encuentra punteado dado que no es necesario en todos los casos

¹ Para ver composiciones típicas de los efluentes ver Tablas C1 y C2 en el [Anexo](#).

Ambos escenarios fueron simulados utilizando BioWin v. 6.2 (EnviroSim Associates Ltd., Canada). BioWin es un simulador de procesos de tratamiento de aguas residuales utilizado mundialmente que une modelos biológicos, químicos y de procesos físicos (Envirosim, 2024). A su vez, el simulador permite obtener información sobre la demanda de energía de la planta y los costos de operación. Este simulador es típicamente utilizado mundialmente para diseñar, mejorar y optimizar plantas de tratamiento.

Simulación

En las Figuras 2 y 3 se presentan los diagramas de flujo de la simulación del tratamiento de sólidos de una planta cloacal y frigorífica, respectivamente.

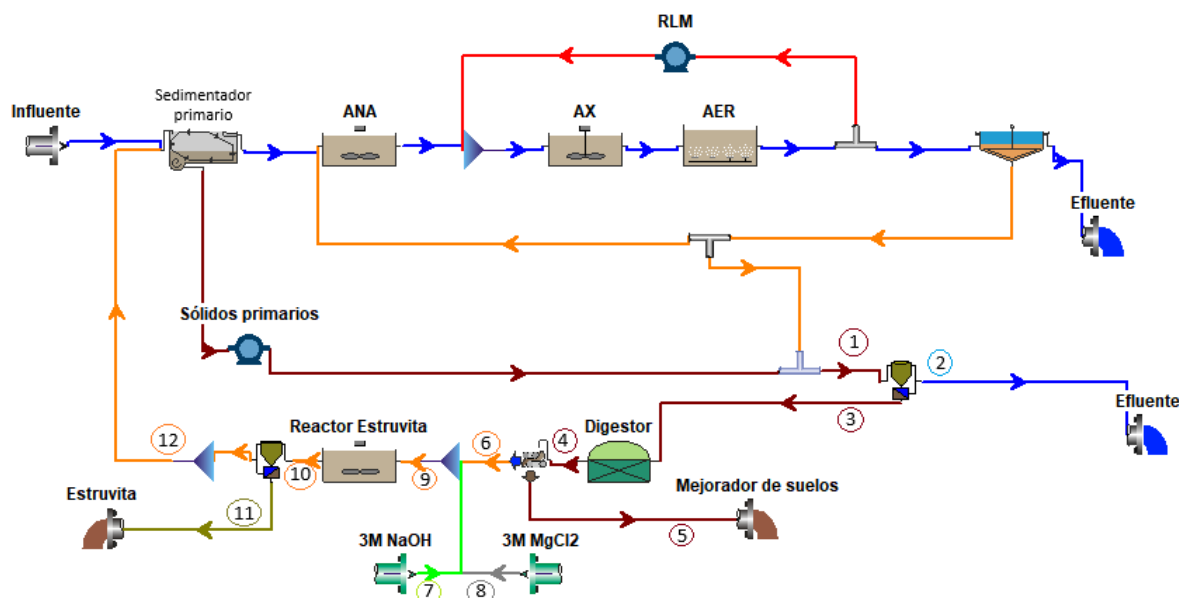


Figura 2: Diagrama de flujo del tratamiento de efluentes de una planta cloacal.

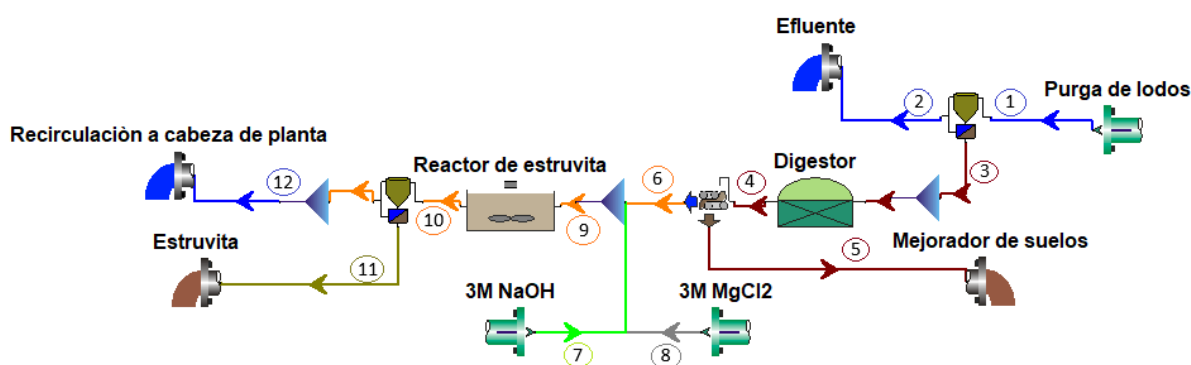


Figura 3: Diagrama de flujo del tratamiento de sólidos de una planta frigorífica.

En el caso de la planta de agua cloacal, se presenta el diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes completo, brindando una entrada al sistema de tratamiento de sólidos que se asemeja a la realidad². Por otro lado, la entrada al sistema del frigorífico es una composición teórica típica de biomasa enriquecida en acumuladoras de fósforo³, brindando una perspectiva simplificada del sistema. Las simulaciones del tratamiento de sólidos para ambos escenarios parten de lodos de purga (corriente 1) con los caudales y las composiciones descritas en la Tabla 1.

² Para más información de la entrada al sistema de tratamiento de efluentes de aguas cloacales ver tabla A.1 en el [Apéndice de simulación](#).

³ La composición teórica típica fue brindada por Elena Castelló, docente Grado 4 del Instituto de Ingeniería Química.

Tabla 1: Composición resumida de entrada al sistema (corriente 1) de tratamiento de sólidos.

Parámetro	Cloacal	Frigorífico
Flujo (m³/d)	35,7	26
COD - total (mg/L)	17.994	12.812
Biomasa acumuladora de P (mgCOD/L)	724	10.700
NTK (mg/L)	650	1.250
Amonio (mgN/L)	14	1
Nitrato (mgN/L)	0,01	20
N orgánico (mgN/L)	234	500
P - total (mg/L)	492,5	759,4
P orgánico (mgP/L)	163	420
P- polyP (mgP/L)	198,8	100
P- fosfato soluble (mgP/L)	5,41	4
SST (mg/L)	15.496	10.016
SSV (mg/L)	11.748	8.848
pH	6,57	6,5

La corriente 1 de frigorífico presenta 51,9 mgP/kgST mientras que la de lodos cloacales presenta 15 mgP/kgST. Vale la pena destacar que en la simulación de la planta cloacal existen 331,4 mgP/L que ingresan al sistema de tratamiento de sólidos como precipitado en forma de Brushita ($\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) e Hidroxiapatita ($\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$) que BioWin no categoriza como fósforo. Estos sólidos inorgánicos se forman en el tratamiento de efluentes previo al tratamiento de sólidos en la simulación.

Etapa de concentración

En ambos casos, las corrientes 1 presentan un contenido de sólidos totales del 1% a la entrada del sistema. Según Mauricio Passegi, docente Grado 5 del Instituto de Ingeniería Química que trabaja con el tratamiento de sólidos, se acostumbra trabajar en digestores con un contenido de sólidos de entre 5 a 15%, pudiéndose llegar a concentraciones del 20% con una hidrólisis previa. Esto tiene como objetivo optimizar el tamaño de los digestores teniendo menores costos de adquisición y operativos.

Para procesar una corriente con tal concentración de sólidos se acostumbra utilizar un digestor seco. Sin embargo, no es posible simular este tipo de digestor en BioWin. Por esta razón, el digestor es modelado como un digestor húmedo. Aún así, en un comienzo se intentó concentrar lo máximo posible la corriente de entrada al digestor, logrando concentraciones cercanas al 15% mediante el uso de un espesador y un separador de

sólidos. Esto generaba varios errores en la simulación los cuales podían ser arreglados mediante el agregado al digestor de corrientes complementarias que contuvieran iones de calcio y magnesio. Esto, a su vez, generaba que el fósforo y nitrógeno liberado en el digestor fuera precipitado como Estruvita y Brushita. Este precipitado no es fácilmente recuperable dado que se encuentra mezclado con la biomasa restante luego de la digestión. Es entonces que, buscando reducir costos del equipo de digestión, se arriesgaba la recuperación de los nutrientes.

Por esta razón se plantea concentrar el lodo hasta un contenido de sólidos del 5% a la entrada del digestor (corriente 3). Para lograr esta concentración se recomienda utilizar un espesador por gravedad (Tchobanoglous et al., 2014). La corriente 2 (clarificado) será vertida al cuerpo de agua o colector correspondiente dado que cumple con las normativas vigentes mientras que la corriente 3 (concentrado) continúa en tratamiento. Las corrientes resultantes luego del espesador se ilustran en la Tabla 2.

Tabla 2: Corrientes 2 y 3 luego del espesador.

Planta	Concentrado (3)		Clarificado (2)
	Flujo (m³/d)	% ST	Flujo (m³/d)
Cloacal	10,00	5,5	25,73
Frigorífico	5,20	4,9	20,80

Las condiciones de separación de las corrientes se muestran en las Figuras 4 y 5, se asume una eficiencia de separación de los sólidos del 98,5%. La “U” representa el underflow o flujo inferior, la “O” el overflow o el desbordamiento, estas son las dos corrientes generadas en un separador. En este caso el “O” representa a la corriente 2 y la “U” la corriente 3. Se define “F” como la fracción de la corriente de entrada (1) que corresponde al underflow.

Figura 4: Condiciones de separación de las corrientes en el espesador (Cloacal).

Figura 5: Condiciones de separación de las corrientes en el espesador (Frigorífico).

Digestor

En cuanto al digestor, se selecciona un tiempo de residencia de 30 días para ambos casos, adecuado cuando se trabaja en condiciones mesofílicas (Tchobanoglous et al., 2014). El digestor se opera a 35°C, utilizando el biogás producido en el mismo para calentarlo⁴, trabajando con un pH en el rango de 6,6-7,4. Con estas condiciones se logra una destrucción mayor al 40% de los sólidos volátiles, un porcentaje esperado para un digestor en buen funcionamiento (Tchobanoglous et al., 2014). Se dimensionan los digestores en función del tiempo de residencia seleccionado y el flujo de la corriente de entrada (corriente 3) en cada caso. Los resultados se ilustran en las Figuras 6 y 7.

Specify by

☐ Area and depth

☒ Volume and depth

Volume: 300,0000 m3

Area: 66,6667 m2

Depth: 4,500 m

Name:

Digester

Head space volume: 2000 m3

Head space pressure (absolute): 103,00 kPa

Element type:

Digester - Anaerobic

Figura 6: Dimensiones del digestor de sólidos en la planta cloacal.

Specify by

☐ Area and depth

☒ Volume and depth

Volume: 156,0000 m3

Area: 34,6667 m2

Depth: 4,500 m

Name:

Digester

Head space volume: 2000 m3

Head space pressure (absolute): 103,00 kPa

Element type:

Digester - Anaerobic

Figura 7: Dimensiones del digestor de sólidos en la planta frigorífica.

Como se mencionó previamente, el objetivo del digestor es estabilizar el lodo, liberando nutrientes al mismo tiempo para su posterior recuperación. En la Tabla 3 se

⁴ Ver sección [Sistema de calentamiento del digestor](#) para más información.

presentan las eficiencias de liberación obtenidas en ambas simulaciones y las cantidades de los diferentes nutrientes en las corrientes 3 y 6.

Tabla 3: Cantidades de nutrientes y eficiencias de liberación de ellos comparando las corrientes 3 y 6.

Parámetro	Cloacal	Frigorífico
P corriente 3 (kg/d)	16,94	19,37
P corriente 6 (kg/d)	6,73	12,12
% liberación P	39,7	62,6
N corriente 3 (kg/d)	22,56	31,99
N corriente 6 (kg/d)	8,75	17,16
% liberación N	38,8	53,6

Las eficiencias de liberación son calculadas en función de la cantidad total de fósforo en la corriente 3, independientemente de la forma en la que se encuentre el nutriente. Dado que previo al digestor ya existía un porcentaje de fósforo precipitado en la simulación de la planta cloacal, la cantidad liberada de fósforo fue menor en ella que en la de frigorífico.

En lo que respecta al biogás producido, para verificar la producción de biogás brindado por el simulador BioWin se usa un valor típico de metanización para lodos de tratamiento de efluentes de 340 LCH₄/kgSV (Vivanco y Chamy, 2007), suponiendo que el 65% del biogás es Metano, valor típico en digestores (Tchobanoglous et al., 2014). Los resultados comparativos con el valor brindado por el simulador se presentan en la Tabla 4.

Tabla 4: Comparación de la producción de biogás calculado con el valor brindado por BioWin.

Planta	Calculado (m ³ /hr)	Biowin (m ³ /hr)
Cloacal	9,06	8,96
Frigorífico	4,94	2,50

La configuración en lo que respecta al método de calefacción, las pérdidas al ambiente y al uso del biogás del digestor se muestran en las Figuras 8 y 9.

The image shows a software configuration window for a digester. It is divided into two main sections. The top section, titled 'Heat loss', contains two radio buttons: 'Constant value of' (which is selected) and 'Scheduled'. Next to the selected option is a text box containing '0,5000' and a unit label '°C/d'. The bottom section, titled 'Digester heating and heat recovery options', contains a 'Heating method' section with two radio buttons: 'Boiler (Fuel)' (selected) and 'Electrical'. Below this is a 'Boiler options' section with a dropdown menu showing 'Natural gas' and a 'Boiler efficiency' text box containing '0,850'.

Figura 8: Configuración de los digestores en lo que respecta al método de calefacción y las pérdidas de calor al ambiente.

Figura 9: Configuración de los digestores sobre el uso del biogás producido.

Centrifugación

Luego de la digestión la corriente debe ser separada en el sobrenadante rico en nutrientes (corriente 6) y el sólido estabilizado (corriente 5). Considerando el interés en separar la mayor cantidad de corriente rica en nutrientes, se selecciona una centrífuga que, para lodos activados digeridos, puede llegar a concentraciones de sólido entre 22-32% (EPA, 2000). Se selecciona un 22% de sólidos como concentración de salida para ser conservadores. En la Tabla 5 se presentan los valores de las corrientes 5 y 6 separadas.

Tabla 5: Corrientes 5 y 6 luego del separador.

Planta	Concentrado en nutrientes (6)	Sólido digerido (5)	
	Flujo (m³/d)	Flujo (m³/d)	% ST
Cloacal	8,5	1,5	22,1
Frigorífico	4,5	0,7	22,7

Las condiciones de separación de las corrientes se muestran en las Figuras 10 y 11, se asume una eficiencia de separación de los sólidos del 98,5%. Se define la fracción “F” como la proporción de la corriente de entrada (4) que corresponde al underflow (6).

Figura 10: Condiciones de separación de las corrientes en la centrífuga (Cloacal).

Figura 11: Condiciones de separación de las corrientes en la centrífuga (Frigorífico).

La corriente 5 se dispone de manera adecuada⁵ mientras que la corriente 6, rica en nutrientes continúa en tratamiento.

Reactor de estruvita

Para lograr la precipitación de la estruvita se debe de tener una concentración suficiente de magnesio a un pH adecuado ($> 8,5$)⁶, por esto se agregan dos corrientes, una de $MgCl_2$ (7) y otra de soda cáustica (8). Por cada mol de fósforo y nitrógeno, se necesita uno de magnesio para la generación de estruvita estequiométricamente; para que el magnesio no sea limitante se agrega en exceso⁷. Los nutrientes reaccionan con el magnesio en el reactor de estruvita, se tienen agitadores para fomentar la formación del mineral. En la Tabla 6 se muestran los flujos de las corrientes 7 y 8 agregadas, además del pH del reactor de estruvita.

Tabla 6: Características de los flujos agregados para la precipitación de la estruvita y el pH del reactor en operación.

Parámetro	Cloacal	Frigorífico
Flujo NaOH 3M (m ³ /d)	0,18	0,25
Flujo MgCl ₂ 3M (m ³ /d)	0,09	0,15
pH reactor estruvita	9,04	9,13

Se supone una recuperación del 95% del fósforo que ingresa al reactor (Roldan et al., 2020), teniendo una producción diaria de estruvita de 50,66 kg y 91,23 kg para el efluente cloacal y frigorífico respectivamente.

Luego, la corriente de estruvita (corriente 11) es separada para su venta mientras que la corriente líquida restante (corriente 12), que aún posee concentraciones de nutrientes mayores a las que se permiten verter, es recirculada a la cabeza de la planta. El flujo a recircular es de 5,97 m³/d en caso de la planta cloacal y de 2,4 m³/d en caso del frigorífico.

⁵ Ver Sección [Mejorador de Suelos](#)

⁶ Simoes et al., 2018

⁷ El exceso de $MgCl_2$ se define por la simulación.

Sistema de calentamiento del digestor

Dado que el digestor trabaja a 35°C es necesario implementar un sistema de calentamiento. En la práctica, existen varias posibilidades de calentamiento. En particular, para este proyecto se seleccionó el uso de calentamiento externo. Este consiste en un intercambiador de calor que, mediante el uso de vapor de agua o agua caliente, lleva a la temperatura adecuada al lodo antes de ingresar al digestor. Este método presenta varias ventajas, la principal es la accesibilidad al intercambiador para realizarle mantenimiento o chequeos rutinarios. Otra posible ventaja, que no aplica a este proyecto en particular, es la posibilidad de tener un único intercambiador para alimentar varios digestores (Hale, 2022).

Suponiendo que no existe un sistema de calentamiento de agua previamente en la planta y que solo se utilizará para el digestor, se selecciona una caldera de gas natural para calentar el agua. En la Tabla 7 se muestran los parámetros seleccionados según el modelo de caldera seleccionado de Henan Yuanda Boiler Corporation.

Tabla 7: Temperatura de agua para calefacción.

Parámetro	
T agua entrada al IC (°C)	95
T agua salida IC (°C)	70

Suponiendo que el lodo presenta la misma capacidad calorífica⁸ y densidad que el agua, los flujos de agua caliente necesarios son los expuestos en la Tabla 8.

Tabla 8: Flujos en el intercambiador de calor.

Parámetro	Cloacal	Frigorífico
Flujo a calentar (m3/d)	10,00	5,20
Flujo de agua caliente (m3/d)	7,20	3,74

El combustible utilizado en esta caldereta será el gas natural generado en el digestor. Existe un excedente que será quemado en antorcha, estas cantidades se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9: Biogás no utilizado para calefacción.

	Cloacal	Frigorífico
Excedente de biogás (m³/h)	2,04	1,30

⁸ Esto es conservador ya que según Yin (2018), un lodo con 20% de sólidos posee una capacidad calorífica de 3,55 J/g°C, menor al del agua, siendo esta de 4,18 J/g°C.

Aspectos legales de los productos y residuos

Mejorador de suelos

El Plan Nacional de Gestión de Residuos presenta el objetivo de revalorizar los residuos industriales, fomentando una economía circular. La implementación de un tren de recuperación de nutrientes sigue estos lineamientos dado que valoriza lodos de plantas de tratamiento industrial o cloacal típicamente considerados como residuos en Uruguay.

Además de la generación de la estruvita, en este tren de tratamiento de sólidos se genera un lodo digerido estabilizado que puede ser utilizado como mejorador de suelos. El uso de este tipo de lodo como mejorador de suelo se logra incorporando el residuo al suelo “...con fines de mejorar o de recuperar la calidad productiva del suelo o proceder al mantenimiento de áreas verdes...” (Artículo 30, Decreto N° 182/013) mediante el agregado de nutrientes. Se le puede dar este uso a todo residuo categoría II, como es el caso. Se debe tener precaución en cuanto a la tasa de aplicación, de lo contrario se pueden producir daños al ambiente, la salud humana, animal o vegetal. Específicamente, el riesgo que se corre al sobrecargar tierras con lodo de tratamiento de efluentes es de contaminarlas con metales pesados. Estos, a pesar de encontrarse en cantidades trazas, pueden tener un fuerte efecto sobre el medio biótico (Tchobanoglous et al., 2014).

Existe una guía no oficial adjunta al Decreto N° 182/013, que estipula que para comercializar se necesita llegar al 60% de ST, es lo que pide típicamente el MGAP (Ministerio de Ganadería, Agricultura y Pesca) para registro de enmiendas orgánicas. El secado hasta tal porcentaje de sólidos es costoso en términos energéticos. Además, en el país no se encuentra desarrollado un mercado de fertilizantes orgánicos generados a partir de residuos como para garantizar su venta. Sin embargo, si no se comercializa pero se utiliza internamente con un plan de gestión aprobado por DINACEA se puede descartar en el terreno de la planta.

En Uruguay existe limitada legislación oficial en lo que se refiere a regulaciones sobre mejoradores de suelo y su venta. Por esta razón se utilizarán las legislaciones de la Unión Europea para definir cómo se dispondrá del lodo digerido. La Directiva 86/278/CEE rige la legislación de mejoradores de suelos en la Unión Europea. Entre otras cosas, se encarga de regular el contenido máximo de metales en mejoradores de suelo y la cantidad máxima que se puede introducir en tierras de estos metales por año, estos límites se ilustran en la Tabla 10.

Tabla 10: Valores límite de concentración de metales pesados en lodos destinados para utilización en agricultura y para cantidades anuales a introducir en tierras.

Parámetro	Valores límite	
	(mg/kg DS ^{*1})	(kg/Ha/año)
Cadmio	20 a 40	0,15
Cobre	1000 a 1750	12
Níquel	300 a 400	3
Plomo	750 a 1200	15
Zinc	2500 a 4000	30
Mercurio	16 a 25	0,1
Cromo ^{*2}	-	-

^{*1} sólido seco

^{*2} se reconoce el posible efecto del cromo sobre la tierra, pero no se fijan valores límites en la Directiva

No existen valores típicos de composición de lodo de tratamiento de efluentes dado que esta es muy variable y depende del origen (Tchobanoglous et al., 2014). Este tipo de información tampoco es brindada por el simulador BioWin. Es entonces que, para cuantificar la cantidad de terreno necesario para descartar el lodo estabilizado, se toman datos de composiciones de distintos autores, expuestos en la Tabla 11. Dada la alta variabilidad de concentraciones, se toma el promedio para hacer los cálculos .

Tabla 11: Concentraciones de metales pesados en lodos de tratamiento de efluentes según diversos autores, todas las concentraciones se expresan en mg/kg DS.

Fuente / Tipo de lodo	Cadmio	Cobre	Níquel	Plomo	Zinc	Mercurio	Cromo
Mattsson, 2017							
Media de 41 plantas cloacales	0,7 ± 0,2	314 ± 141	15 ± 5	16 ± 9	498 ± 155	0,5 ± 0,2	30 ± 11
Aşik y Katkat, 2010							
BUSKI (Cloacal)	4,228 - 6,589	126,7 - 233,0	94,12 - 141,7	31,08- 44,82	651,2 - 848,2	no se informa	354,8 - 713,2
Tytła, 2019							
Cloacal luego de digestión y secado	4,1 ± 0,8	194,0 ± 45,0	95,2 ± 20,2	187,8 ± 20,4	1851,6 ± 53,2	1,0 ± 1,3	67,1 ± 8,8
Milik et al, 2017							
Cloacal	1,16 ± 0,56	113,28 ± 43,02	53,85 ± 37,57	23,29 ± 2,24	282,94 ± 75,79	no se informa	15,32 ± 3,26
Fransen, 1995							
Frigorífico 1	0,5	406	no se informa	10,4	481	no se informa	no se informa
Frigorífico 2	1,2	593	no se informa	53,4	1105	no se informa	no se informa
Frigorífico 3	0,7	226	no se informa	21,5	786	no se informa	no se informa
Frigorífico 4	1,3	306	no se informa	41,1	978	no se informa	no se informa
Frigorífico 5	1,2	270	no se informa	28,0	843	no se informa	no se informa
Irshaid, 2021							
Frigorífico	0,01	0,08	0,09	0,15	0,33	no se informa	0,11

Cabe aclarar que, de implementarse este proyecto, se deben hacer las experiencias necesarias para categorizar las cantidades y tipos de compuestos de metales pesados presentes en los lodos y en los suelos en los que se los dispondrá. Con esta información se debería realizar un estudio de riesgo de contaminación con el organismo relevante, en caso de Uruguay la DINACEA, para la correcta disposición del lodo. A falta de información actual sobre el contenido de metales en los suelos, se supone que la cantidad de metales es despreciable frente a lo que se agregara con el lodo.

En la Tabla 12 se presenta el terreno necesario para la correcta disposición del lodo para cada caso.

Tabla 12: Terreno necesario para la correcta disposición de lodo.

Efluente	Terreno (Ha)	Metal limitante
Cloacal	3,06	Zinc
Frigorífico	1,24	Zinc

Según la Directiva Europea, los lodos deberán analizarse al menos cada seis meses. En caso de tener cambios en la calidad de las aguas tratadas, la frecuencia de estos análisis deberá aumentar. Se deben de hacer análisis de: materia seca, materia orgánica, pH, nutrientes (NTK y P), cadmio, cobre, níquel, plomo, zinc, mercurio y cromo.

Estruvita

Al igual que Uruguay, la Unión Europea se propuso impulsar sus políticas hacia una sociedad más ecológica, promoviendo la economía circular (PAEC, 2015). Uno de los resultados de estas políticas fue la implementación del Reglamento (UE) 2019/1009 en el cual se modifican y derogan diferentes reglamentos buscando facilitar la venta y distribución de fertilizantes alternativos, generados de residuos. Previo a este reglamento, la circulación de este tipo de fertilizantes se veía obstaculizada por las diferentes normas y reglamentaciones que tenía cada Estado miembro. La estruvita es considerada un fertilizante alternativo dado que es obtenida a partir de la valorización de residuos como los purines o los lodos de depuradoras.

Según el reglamento europeo, la estruvita se encuentra en la categoría de fertilizantes inorgánicos sólidos compuestos a base de macronutrientes, dado que contiene más de un macronutriente primario - nitrógeno y fósforo. Para poder comercializarse como tal, este fertilizante debe cumplir:

- 3 % en masa de nitrógeno (N) total
- 3 % en masa de pentóxido de fósforo (P_2O_5) total⁹
- La suma de las concentraciones de todos los macronutrientes declarados será ≥ 18 % en masa.

En el caso de la estruvita, el nitrógeno total representa el 5,7% de la masa, mientras que el P_2O_5 representa el 28,9%, sumando un total de 34,5%. Además de esto, tiene un 10% en Magnesio, un micronutriente esencial.

Para asegurar el consumo seguro de este tipo de fertilizante se debe de comprobar que las concentraciones de distintos contaminantes no superen los límites establecidos¹⁰.

⁹ fósforo (P) = pentóxido de fósforo (P_2O_5) $\times$ 0,436

¹⁰ Por más información ver Tabla C3 en el [Anexo](#).

Además de querer impulsar una economía circular, se modificó el reglamento existente para el agregado de residuos valorizados dada la demanda que existe de fertilizantes alternativos en Europa, es cuestión de tiempo que esta misma demanda se vea replicada en el Uruguay.

Análisis Económico

Se tomó como referencia el documento de Torres A. I., et al (2017), *Evaluación Económica de Proyectos de Inversión* y la planilla de evaluación económica de Proyecto Industrial creada por Santiago Ferro para los cálculos económicos.

Costo total de inversión

El costo total de inversión o TCI por sus siglas en inglés, incluye el costo de equipos y su instalación, costos de mejoras al sitio y edificios, honorarios de contratistas y un porcentaje para contingencias. Se toma una vida útil del proyecto de 10 años.

Para el cálculo de costo de los equipos se solicitaron presupuestos de varios proveedores, mientras que el costo de instalación se calculó como un porcentaje del costo del equipo según Guthrie (1974)¹¹. Esto resultó en un total de US\$670.114 y US\$460.610 para la planta cloacal y frigorífica respectivamente.

El costo de mejoras al sitio, dado que se trata de plantas ya existentes, se toma como un 5% de la inversión en equipos. Esto corresponde a US\$33.506 y US\$23.031 para la planta cloacal y frigorífica respectivamente. En lo que se refiere a la construcción de edificios, exceptuando la caldera, todos los equipos se encontrarán al aire libre. Por esta razón al considerar la necesidad de nuevos edificios se consideró un 10% del costo de la caldera. Siendo este un total de: US\$777 y US\$640 para la planta cloacal y frigorífica respectivamente.

No se consideran necesarias instalaciones externas en ninguno de los casos. Los honorarios de los contratistas representan un 3% de la suma del costo total de equipo, de mejoras del sitio y de edificios mientras que las contingencias representan un 25%.

Además, para el TCI se debe de tener en cuenta el costo necesario para comenzar la operación (WC) que se tomó como un 0,2 del FCI, dónde FCI es la suma de todos los costos anteriores, resultando en US\$180.326 y US\$123.976 para la planta cloacal y frigorífica respectivamente.

Con la suma de estos valores se puede obtener el costo total de inversión, que resulta en US\$1.081.954 y US\$743.855 para la planta cloacal y frigorífica respectivamente.

Un resumen de lo anterior se encuentra en la Tabla 13.

¹¹ Para más detalles sobre los equipos ver Tablas B.1 y B.2 en el [Apéndice económico](#).

Tabla 13: Detalle de costos para el cálculo del capital fijo.

	Cloacal	Frigorífico
Total equipos	US\$670.11	US\$460.610
Mejoras del sitio	US\$33.506	US\$23.031
Construcción de edificios	US\$777	US\$640
Instalaciones externas	-	-
Honorarios de contratistas	US\$21.132	US\$14.528
Contingencias	US\$176.099	US\$121.070
Costo Capital Fijo (FCI)	US\$901.629	US\$619.879
WC	US\$180.326	US\$123.976
Costo Total de Inversión (TCI)	US\$1.081.954	US\$743.855

Costos operativos

En lo que concierne a los costos operativos, se deben tener en cuenta las utilidades requeridas, insumos químicos, mantenimiento y personal.

Los insumos químicos necesarios para operar son soda cáustica y cloruro de magnesio. Los precios de estos insumos corresponden a 638,4¹² USD/ton para el cloruro de magnesio y 416,0¹³ USD/m³ para una solución al 32% en masa de soda cáustica. Se calcula el consumo según la Tabla 6 en la sección de [Simulación](#).

Al momento del cálculo energético se toma la tarifa de medianos consumidores, sin tener en cuenta el cobro por el servicio ni la potencia instalada dado que era un costo existente previo al agregado de la planta. Se estima un consumo de 37,5 y 25,5 kW para la planta cloacal y frigorífica respectivamente. Este consumo tiene en cuenta las bombas, agitadores del reactor y el digestor, además de la centrífuga.

Se consideran dos operarios para el tratamiento de sólidos trabajando de manera rotativa en dos turnos de 8 horas. Dado que el tratamiento de sólidos es un agregado a una planta de tratamiento de efluentes ya existente, se supone que existe un supervisor encargado de la planta de tratamiento por lo que con el agregado de un único operario por turno es suficiente. Se toma un salario nominal de \$33.253, este es el salario mínimo para un operario común o auxiliar común de laboratorio en la industria láctea¹⁴.

En lo que se refiere a mantenimiento, al ser un agregado a una planta ya existente, solo se consideran los materiales y servicios de mantenimiento, además de un overhead, no se consideran salarios y beneficios dado que se supone que ya existe un equipo de

¹² Chemanalyst Pricing Data multiplicado por un 1,14 teniendo en cuenta la “importación” del insumo

¹³ Licitación Pública 21671/2021

¹⁴ Consejo de salario, Dirección Nacional de Trabajo

mantenimiento en la planta. Estos valores se estiman como un porcentaje del costo de capital fijo.

Los costos operativos anuales se detallan en la Tabla 14.

Tabla 14: Detalle de costos operativos anuales.

	Cloacal	Frigorífico
Mantenimiento (US\$/año)	63.903	43.934
Personal (US\$/año)	30.823	30.823
Insumos químicos (US\$/año)	11.996	18.181
Consumo Energético (US\$/año)	53.000	36.040
Costos Operativos Totales (US\$/año)	159.722	128.978

En las Figuras 11 y 12 se ilustra la distribución de los costos operativos anuales.

Figura 11: Distribución de los costos operativos (Cloacal).

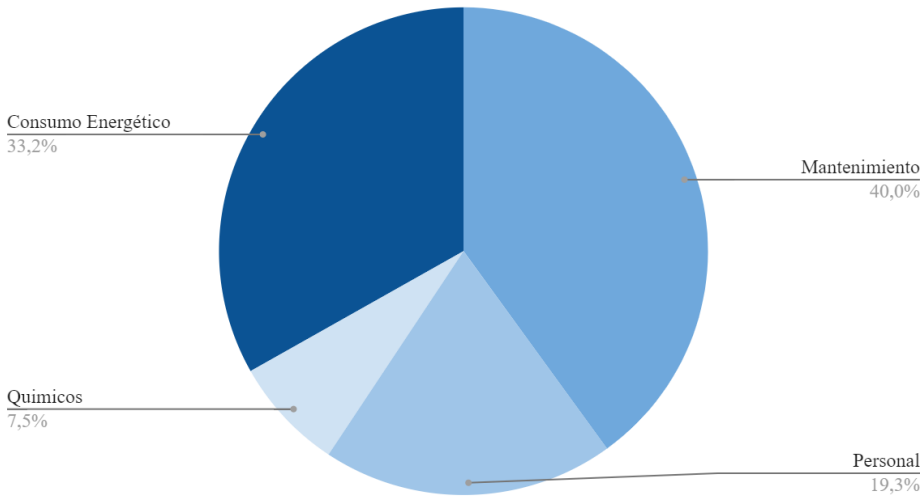
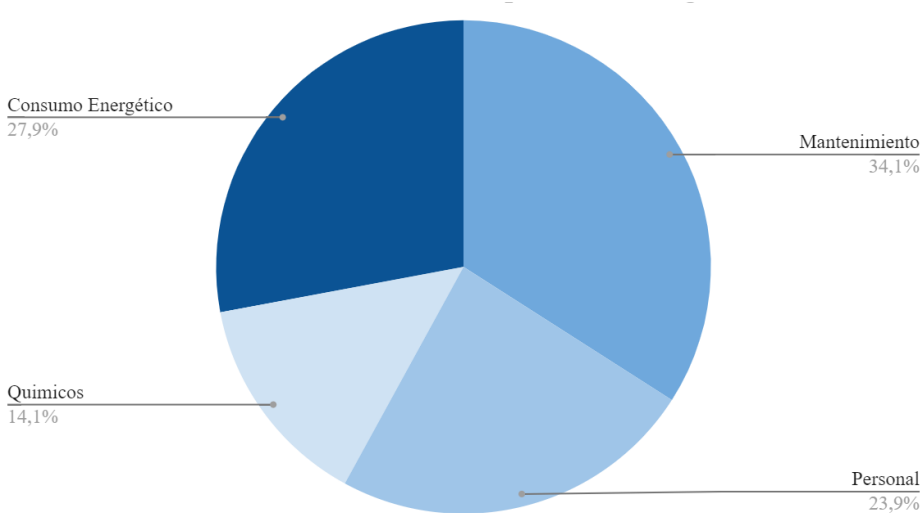


Figura 12: Distribución de los costos operativos anuales (Frigorífico).



De las Figuras 11 y 12 se obtiene que el costo operativo con mayor peso en ambos casos es el costo de mantenimiento, seguido por el costo de consumo energético. En el caso del consumo energético, el alto costo que este presenta se explica con las operaciones de separación, como la centrifugación, que presentan un alto consumo energético.

Valor actual neto (VAN) y precio de venta de la estruvita

Para encontrar el mínimo precio de venta de la estruvita se igualó el VAN a cero, tomando una tasa interna de retorno del 10%, valor de rescate igual al 20% del FCI, una tasa de impuestos del 25% y una depreciación lineal a 10 años. En la tabla 15 se muestran los resultados.

Tabla 15: Valor de venta mínimo de la estruvita.

	Cloacal	Frigorífico
Precio (USD/kg)	17,83	7,44

Como se puede ver, el precio por kg es menor para la planta de frigorífico que el de la planta cloacal. Esto se explica considerando la concentración de entrada de fósforo en los lodos y el flujo de lodos de la corriente 1. A mayor concentración de entrada y menor flujo, menor será el precio mínimo de venta de la estruvita.

En el caso de la planta cloacal, el efecto de los costos de operación y capitales sobre el mínimo precio de venta se distribuye de manera equitativa. Un 51% de los costos totales corresponden a los costos operativos y un 49% a los capitales. Por otro lado, en el caso de la planta frigorífica los costos operativos tienen un mayor efecto sobre el mínimo precio de venta, representando un 57% de los costos totales y mientras que los costos de capital representan un 43%.

Según el último reporte de la USDA (19/4/24), se estima un precio de US\$0,79 por kilogramo de estruvita pudiendo presentar precios del rango de US\$ 0,05-0,3 por kilogramo (Roldan et al., 2020). Ambos valores se encuentran muy por debajo del mínimo precio calculado.

Escalado de planta

En la presente sección se propone el escalado de ambas plantas para averiguar el caudal de lodo que debe ser procesado en el tren de tratamiento de sólidos para obtener precios similares a los reportados. Se utilizó un escalado por capacidad con un factor de 0,6 para los costos capitales totales y la proporcionalidad para los costos operativos.

En ambos casos se llegó al mismo resultado, no existe flujo de operación para la planta de tratamiento de sólidos que permita precios tan bajos de producto. Con los actuales costos capitales y de operación no es posible obtener un producto que pueda ser vendido a los precios de mercado.

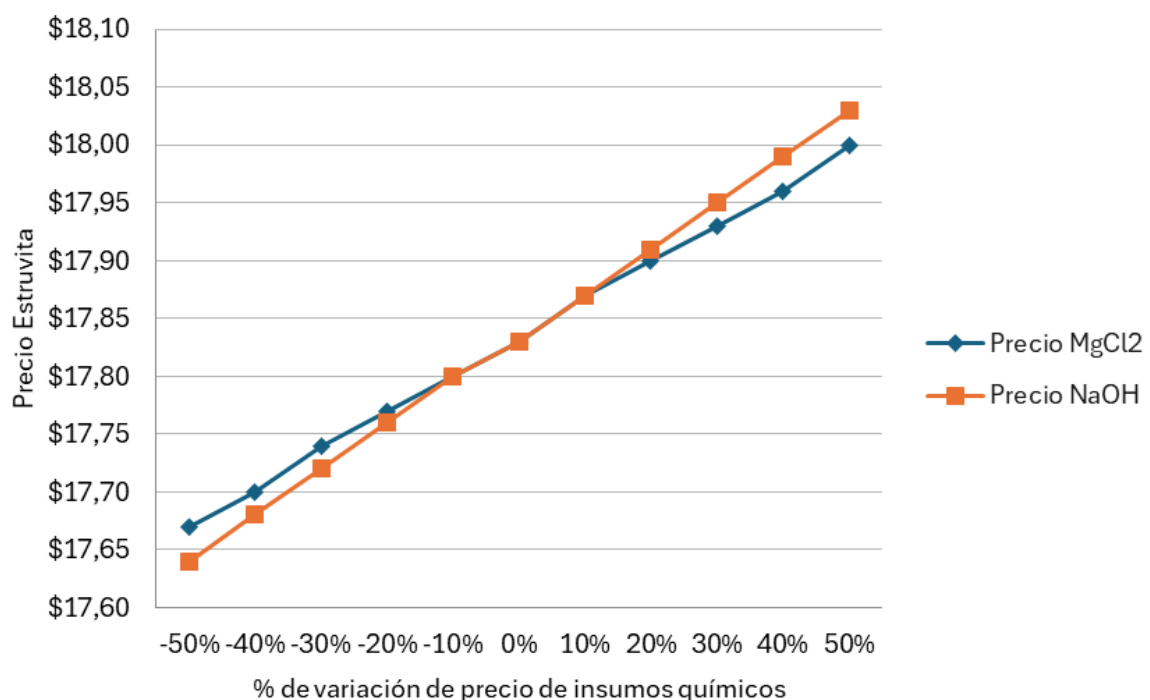
Análisis de sensibilidad

Planta Cloacal

Se realiza un estudio de análisis de sensibilidad al precio mínimo de la estruvita suponiendo una variación en el precio de los insumos químicos, la eficiencia de precipitación del fosfato y la cantidad de fósforo en el lodo de entrada al sistema.

En el caso de los insumos químicos, se varió el precio de cada uno en un rango de $\pm 50\%$. Los resultados se muestran en la Figura 13.

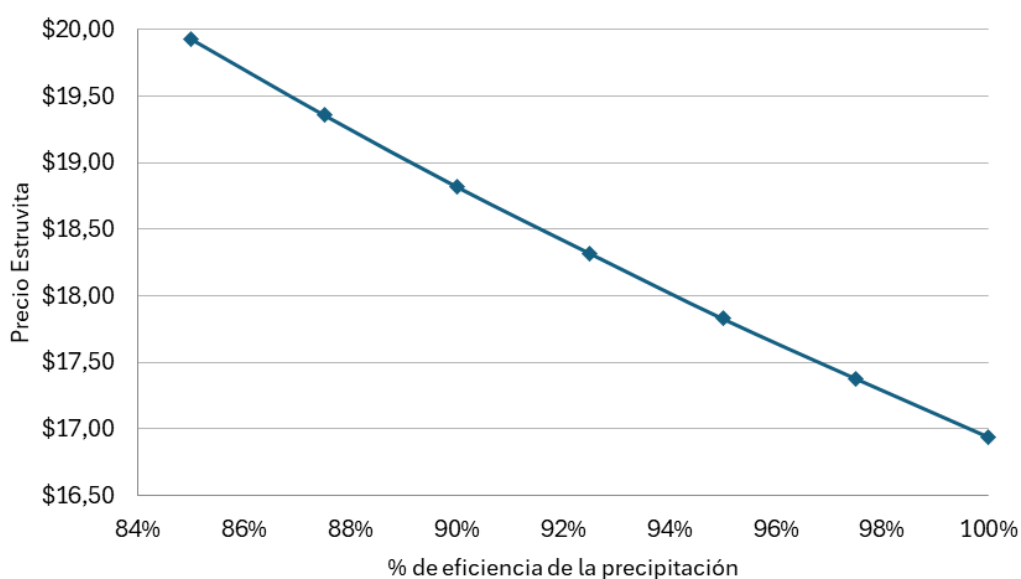
Figura 13: Precio de la Estruvita frente al % de variación del precio de insumos químicos (Cloacal).



Se puede observar como el cambio de precio de ambos insumos afectan de manera muy similar el precio de la estruvita, siendo la soda cáustica la que posee mayor efecto. Aún así ninguno de los dos posee un gran efecto en el precio de la estruvita logrando una variación de éste del 1% con una variación del 50% en el precio de los insumos.

En lo que se refiere a la eficiencia de precipitación del fosfato, este factor se varió entre un 85% a un 100%. Se toman estos extremos teniendo en cuenta que el 85% es el menor valor de eficiencia reportado por la tecnología de recuperación de estruvita de Ostara (Desmit et al., 2015) y tomando el 100% como la idealidad. Se presentan los resultados en la Figura 14.

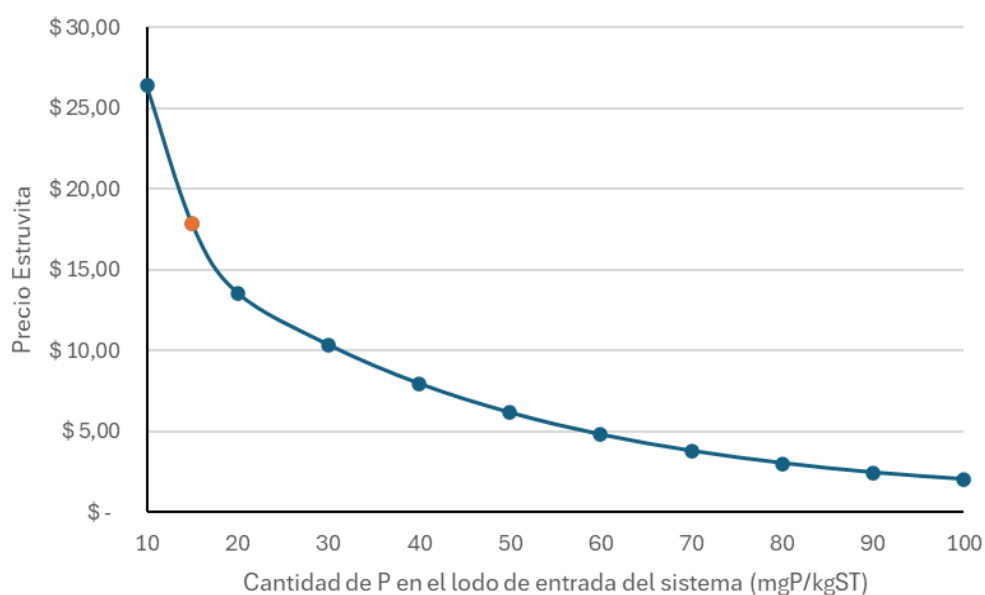
Figura 14: Precio de la Estruvita frente al % de eficiencia de precipitación (Cloacal).



La eficiencia de precipitación tiene un gran efecto sobre el precio final de la estruvita, pudiendo observar un aumento del precio de un 12% frente a una disminución de la eficiencia de un 10%. Si se compara este efecto con el de los insumos químicos, es notorio que la eficiencia de precipitación afecta en mayor medida el precio.

Como último factor a variar se seleccionó la cantidad de fósforo en el lodo de entrada (corriente 1). Se tomó una variación de entre 10 mgP/kgST, que representaría un lodo activado sin enriquecimiento de fósforo, y 100 mgP/kgST, un lodo completamente enriquecido. Se utilizó la proporcionalidad en cuanto a la producción de estruvita y el consumo de insumos para llegar a los resultados que se presentan en la Figura 15.

Figura 15: Precio de la Estruvita frente a la cantidad de fósforo en el lodo de entrada al sistema (mgP/kgST) (Cloacal). En naranja el punto de operación actual.



En este caso la variación del precio con la cantidad de fósforo se comporta como una exponencial negativa. Esto tiene como consecuencia variaciones importantes de precio con pequeñas variaciones en la cantidad de fósforo alrededor del punto de operación, en naranja. Como ejemplo, un aumento de 5 mgP/kgST genera una disminución del precio de un 24%.

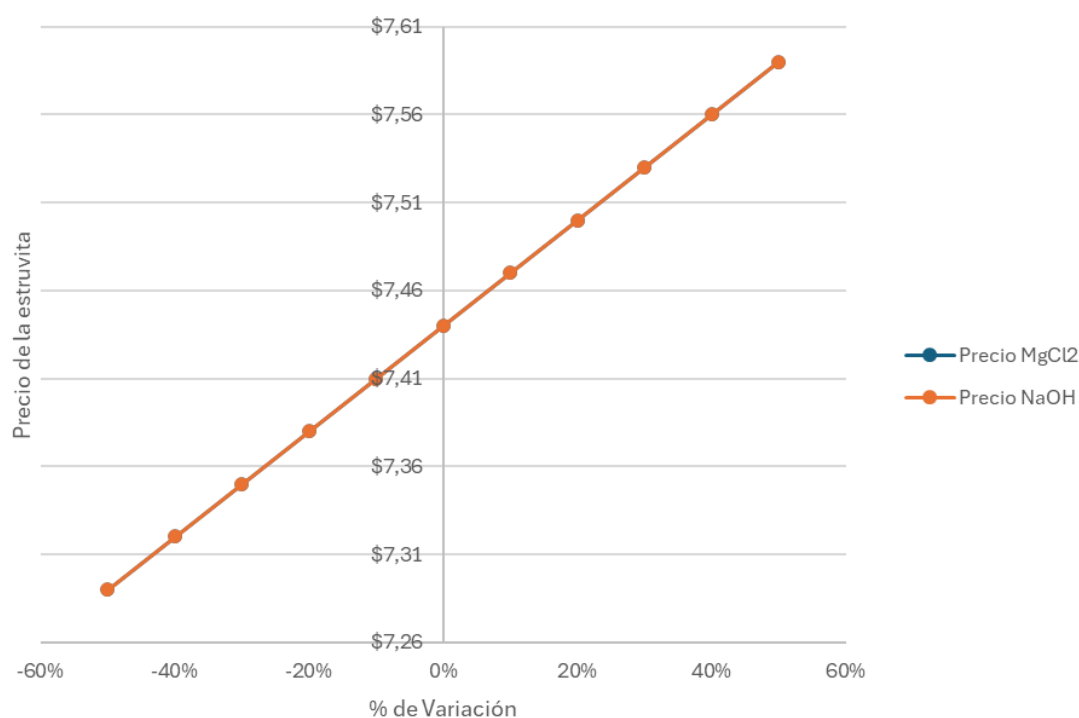
Del estudio de sensibilidad se puede concluir que, con un mismo lodo, la eficiencia de precipitación es el factor que afecta de mayor manera el precio de venta de la estruvita. A su vez, el cambio en la concentración de fósforo en la entrada puede afectar el precio en gran medida.

Planta Frigorífica

Al igual que en la sección anterior, se estudia cómo afecta la variación en el precio de los insumos químicos, la eficiencia de precipitación del fosfato y la cantidad de fósforo en el lodo de entrada al sistema el precio mínimo de venta de la estruvita.

Los resultados de variar el precio de cada insumo químico en un rango de $\pm 50\%$ se muestran en la Figura 16.

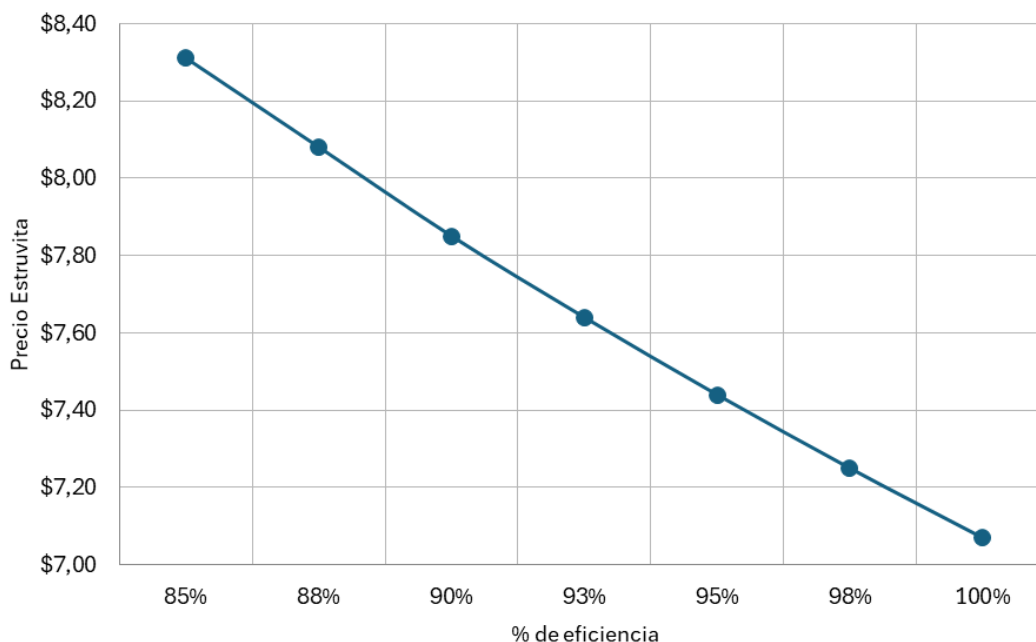
Figura 16: Precio de la Estruvita frente al % de variación del precio de insumos químicos (Frigorífico).



Ambas curvas se comportan de la misma manera, logrando una variación del precio de la estruvita del 2% en el caso más extremo, una variación del precio del insumo del 50%.

Al igual que en la sección anterior, la eficiencia de precipitación del fosfato se varió entre un 85% a un 100%. Se presentan los resultados en la Figura 17.

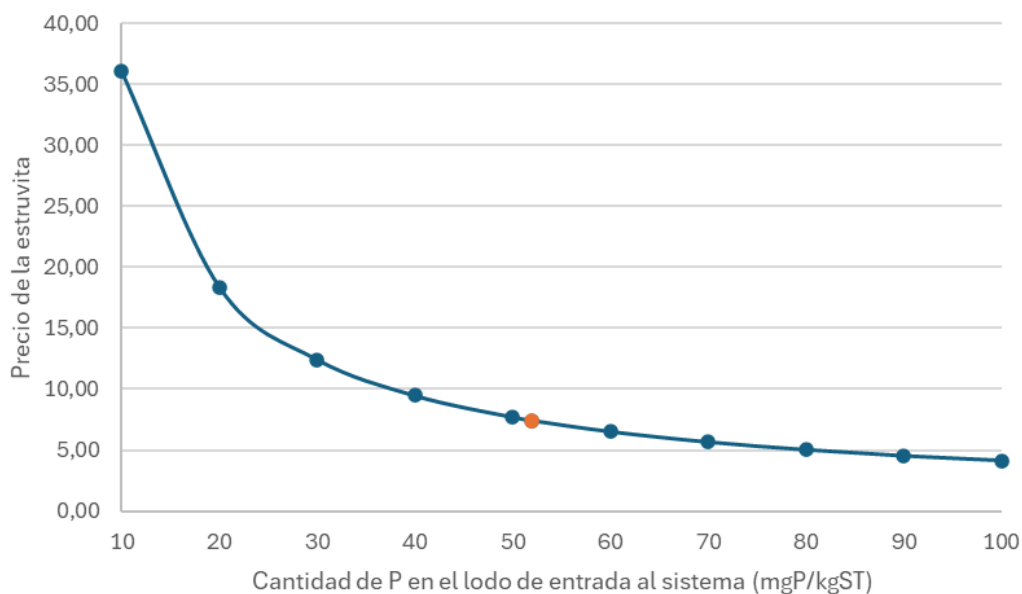
Figura 17: Precio de la Estruvita frente al % de eficiencia de precipitación (Frigorífico).



En el caso más extremo, se puede observar una aumento del precio de un 12% al disminuir la eficiencia un 10%, demostrando una importante efecto de este factor sobre el precio de la estruvita. Al igual que en el caso de la planta cloacal, si se compara este efecto con el de los insumos químicos, es notorio que la eficiencia de precipitación afecta en mayor medida el precio.

Como fue mencionado en la sección anterior, se tomó una variación de entre 10 mgP/kgST a 100 mgP/kgST para la concentración de fósforo en el lodo de entrada. Se utilizó la proporcionalidad para llegar a los resultados, los cuales se presentan en la Figura 18.

Figura 18: Precio de la Estruvita frente a la cantidad de fósforo en el lodo de entrada al sistema (mgP/kgST) (Frigorífico). En naranja el punto de operación actual.



En este caso, la variación del precio con la cantidad de fósforo se comporta como una exponencial negativa. Al estar el punto de operación más centrado en la curva, no se presenta tanta variación alrededor de éste como es el caso de la planta cloacal. Aún así, la cantidad de fósforo en el lodo que ingresa tiene un peso importante sobre el mínimo precio de la estruvita. Como ejemplo, un aumento de 9 mgP/kgST genera una disminución del precio de un 12%.

De la misma manera que en la sección anterior, se puede concluir que, con un mismo lodo, la eficiencia de precipitación es el factor que afecta de mayor manera el precio de venta de la estruvita. A su vez, el cambio en la concentración de entrada puede afectar enormemente el precio.

Conclusiones

Se logró simular el tren de tratamiento de sólidos en el simulador BioWin, obteniendo una producción diaria de estruvita de 50,66 kg y 91,23 kg para el efluente cloacal y frigorífico respectivamente.

Luego de realizarse el análisis técnico-económico, se obtuvo que los precios mínimos de venta de la estruvita para asegurar un retorno de la inversión son de US\$17,83 y de US\$7,44 el kilogramo para el efluente cloacal y frigorífico respectivamente. Estos resultados se encuentran alejados de los precios de venta reportados (0,79-0,05 USD/kg), lo que implica que la inversión en esta planta de tratamiento de sólidos no es rentable dado que debería venderse el producto a un precio al menos diez veces mayor al de mercado. Aún realizando un estudio para el aumento de capacidad de las plantas para el aprovechamiento de economías de escala, no es posible aproximarse al precio de mercado.

Los factores que presentan mayor influencia sobre el precio de la estruvita es la eficiencia de precipitación en el reactor y la cantidad de fósforo en el lodo de la corriente de entrada al sistema (corriente 1).

Bibliografía

- Asik, B. B., & Katkat, A. V. (2010). Evaluation of wastewater sludge for possible agricultural use. *Environmental Engineering and Management Journal*, 9(6), 819–826. <https://doi.org/10.30638/eemj.2010.109>
- Chamy, R., Vivanco, E. (2007) Identificación y clasificación de los distintos tipos de biomasa disponibles en Chile para la generación de biogás, Proyecto Energías Renovables No Convencionales en Chile (Comisión Nacional de Energía / Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH.
- Chemanalyst Pricing Data (2023). *Chemanalyst Pricing Data*. Recuperado de: <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/magnesium-chloride-1403>.
- Chislock, M. F., Doster, E., Zitomer, R. A. & Wilson, A. E. (2013) Eutrophication: Causes, Consequences, and Controls in Aquatic Ecosystems. *Nature Education Knowledge* 4(4):10
- Consejos de Salarios y Negociación Colectiva, Ministerio de Trabajo. Industria Láctea. Novena Ronda. Expediente N°2022-13-2-0002697.
- Cortes-Peña, Y., Kumar, D., Singh, V., & Guest, J. S. (2020). BioSTEAM: A fast and flexible platform for the design, simulation, and techno-economic analysis of biorefineries under uncertainty. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(8), 3302–3310. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.9b07040>
- Desmidt, E., Ghyselbrecht, K., Zhang, Y., Pinoy, L., Van der Bruggen, B., Verstraete, W., Rabaey, K., & Meesschaert, B. (2015). Global phosphorus scarcity and full-scale P-recovery techniques: A review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 45(4), 336–384. <https://doi.org/10.1080/10643389.2013.866531>
- EnviroSim (n.d.). EnviroSim.com. Recuperada de: from <https://envirosim.com/products>
- EPA (United States Environmental Protection Agency) (2000, Septiembre). Biosolids Technology Fact Sheet Centrifuge Thickening and Dewatering. Recuperado de: <https://www.epa.gov/sites/default/files/2018-11/documents/centrifuge-thickening-dewatering-factsheet.pdf>
- Ferro, S. (2022). Planilla de evaluación económica de Proyecto Industrial.
- Fransen, N. G., Urlings, B. A. P., Kessels, B. G. F., & Bijker, P. G. H. (1995). Chemical and biochemical aspects of slaughterhouse sludge intended for feed purposes. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 43(8), 2071–2076. <https://doi.org/10.1021/jf00056a022>
- Hale, M. (2022, Junio 8). The advantages of external digester heating. HRS Heat Exchangers. <https://www.hrs-heatexchangers.com/news/the-advantages-of-external-digester-heating/>

- Heckenmüller, Markus; Narita, Daiju; Klepper, Gernot (2014) : Global availability of phosphorus and its implications for global food supply: An economic overview, Kiel Working Paper, No. 1897.
- Irshaid, F., Dr. (2021). Evaluation of physical and chemical properties of poultry sludge and its suitability for reuse in agricultural and non-agricultural applications. Issue 3, 4(3), 86–95. <https://doi.org/10.48103/jjeci4112021>
- K. M. Guthrie (1974), *Process Plant Estimating, Evaluation and Control*. Craftsman Book Company, Solana Beach, CA.
- Licitación Pública 21671/2021. Recuperado de: <https://www.comprasestatales.gub.uy/consultas/detalle/id/i323579>
- Martinez, J., Mallo, M., Galisteo, M., Viñas, M. (2006). Evaluación de una planta de tratamiento de efluentes de frigorífico y matadero a escala real.
- Mattsson, A., Finnson, A., & l'Ons, D. (2017). Heavy metal content of Swedish municipal wastewater sludge – status and goals. *Water Science and Technology: A Journal of the International Association on Water Pollution Research*, 76(4), 869–876. <https://doi.org/10.2166/wst.2017.277>
- Mew, M. C. (2016). Phosphate rock costs, prices and resources interaction. *The Science of the Total Environment*, 542, 1008–1012. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2015.08.045>
- Milik, J., Pasela, R., Lachowicz, M., & Chalamoński, M. (2017). The concentration of trace elements in sewage sludge from wastewater treatment plant in gniewino. *Inżynieria Ekologiczna*, 18(5), 118–124. <https://doi.org/10.12911/22998993/74628>
- Ostara *Nutrient recovery solutions*. (2021, September 16). Recuperado de: <https://www.ostara.com/nutrients/>
- Plan de Acción para la Economía Circular (PAEC) (2015). Unión Europea
- Roldán, M., Bouzas, A., Seco, A., Mena, E., Mayor, Á., & Barat, R. (2020). An integral approach to sludge handling in a WWTP operated for EBPR aiming phosphorus recovery: Simulation of alternatives, LCA and LCC analyses. *Water Research*, 175(115647), 115647. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115647>
- Simoës, F., Vale, P., Stephenson, T. *et al.* The role of pH on the biological struvite production in digested sludge dewatering liquors. *Sci Rep* 8, 7225 (2018). <https://doi.org/10.1038/s41598-018-25431-7>
- Sun, D., Hale, L., Kar, G., Soolanayakanahally, R., & Adl, S. (2018). Phosphorus recovery and reuse by pyrolysis: Applications for agriculture and environment. *Chemosphere*, 194, 682–691. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2017.12.035>
- Tchobanoglous, G., Burton, F. L., Tsuchihashi, R., & Stensel, H. D. (2014). *Wastewater engineering: Treatment and resource recovery* (5th ed.). Metcalf & Eddy Inc. McGraw-Hill Education.

- Torres, A. I., Kreimerman, R., & Gutiérrez, S. (2017, June). *Evaluación Económica de Proyectos de Inversión*. https://eva.fing.edu.uy/pluginfile.php/395644/mod_resource/content/1/C%C3%A1culos%20econ%C3%B3micos.pdf
- Tyła, M. (2019). Assessment of heavy metal pollution and potential ecological risk in sewage sludge from municipal wastewater treatment plant located in the most industrialized region in Poland—case study. *International Journal of Environmental Research and Public Health*, 16(13), 2430. <https://doi.org/10.3390/ijerph16132430>
- Unión Europea. Directiva 86 /278 /CEE del Consejo, de 12 de junio de 1986, relativa a la protección del medio ambiente y, en particular, de los suelos, en la utilización de los lodos de depuradora en agricultura. *Diario Oficial de la Unión Europea* L 181, 4 de julio de 1986, pp. 6-12.
- Unión Europea. Reglamento (UE) 2019/1009 del Consejo, de 5 de junio de 2019, por el que se establecen disposiciones relativas a la puesta a disposición en el mercado de los productos fertilizantes UE y se modifican los Reglamentos (CE) n.o 1069/2009 y (CE) n.o 1107/2009 y se deroga el Reglamento (CE) n.o 2003/2003. *Diario Oficial de la Unión Europea* L 170, 25 de junio de 2019, pp. 1-114.
- USDA (19/4/2024). *Illinois Production Cost Report (Bi-weekly)*. *Agricultural Marketing Service*. Recuperado de: [Farm Production Cost Report \(usda.gov\)](https://farmproductioncostreport.usda.gov/).
- Ye, Y., Ngo, H. H., Guo, W., Liu, Y., Li, J., Liu, Y., Zhang, X., & Jia, H. (2017). Insight into chemical phosphate recovery from municipal wastewater. *The Science of the Total Environment*, 576, 159–171. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.10.078>
- Yin, Z., Hoffmann, M., & Jiang, S. (2018). Sludge disinfection using electrical thermal treatment: The role of ohmic heating. *The Science of the Total Environment*, 615, 262–271. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.09.175>
- Yuan, Z., Pratt, S., & Batstone, D. J. (2012). Phosphorus recovery from wastewater through microbial processes. *Current Opinion in Biotechnology*, 23(6), 878–883. <https://doi.org/10.1016/j.copbio.2012.08.001>

Apéndice de simulación

Tabla A.1: Efluente de partida para la simulación de la planta cloacal.

Parámetro	Valor
Flujo (m³/d)	2380
COD total (mgCOD/L)	507
NTK (mgN/L)	45
P (mgP/L)	10
Alcalinidad(mg/L)	2,4

ISS (mgISS/L)	45
Ca (mg/L)	160
Mg (mg/L)	20
pH	7,5

Apéndice económico

Tabla B.1: Tabla de costo de equipos para una planta de tratamiento de sólidos (Cloacal).

Item	N° de Unidades	Origen	Costo por equipo instalado en planta (US\$)	Fuente / Cotización
Digestor	1	Argentina	\$299.413	Mauricio Passegi
Centrífuga	1	China	\$23.809	ZK Separation
Reactor de Estruvita*	1	Países Bajos	\$323.394	Crystalactor
Caldera	1	China	\$7.774	Henan Yuanda Boiler Corporation
Espesador	1	China	\$6.166	Luoyang Longding Environmental Technology Co.
Bomba para lodos	2	Uruguay	\$ 9.557	Hidromecánica LESA S.A.
		Total	\$ 670.114	

Tabla B.2: Tabla de costo de equipos para una planta de tratamiento de sólidos (Frigorífico).

Item	N° de Unidades	Origen	Costo por equipo instalado en planta (US\$)	Fuente / Cotización
Digestor	1	Argentina	\$203.325	Mauricio Passegi
Centrífuga	1	China	\$16.978	ZK Separation
Reactor de Estruvita*	1	Países Bajos	\$220.805	Crystalactor
Caldera	1	China	\$6.395	Henan Yuanda Boiler Corporation
Espesador	1	China	\$5.616	Luoyang Longding Environmental Technology Co.
Bomba para lodos	2	Uruguay	\$7.492	Hidromecánica LESA S.A.
		Total	\$ 460.610	

* Dada la falta de información en la cotización, sólo se tiene el folleto de la planta piloto, se supone que la compra del reactor incluye lo mismo que ella: el reactor de estruvita, dos bombas dosificadoras, dos tanques para el almacenamiento de $MgCl_2$ y $NaOH$ y el filtro de separación de la estruvita luego del reactor.

Anexo

Tabla C.1: Composición típica de efluentes de frigorífico según Martínez et al., 2006.

Parámetro	Agus Rojas	Aguas Verdes
Flujo (m³/d)	1900	800
Temperatura (°C)	29	23
DQO total (mg/L)	6700	21000
DQO soluble (mg/L)	2400	3600
SST (mg/L)	1900	1200
SSV (mg/L)	1600	10000
Grasas (mg/L)	1200	1700
DQO/NTK	25	40
DQO/P	390	310
pH	6,5	7,5

Tabla C.2: Composición típica de efluentes cloacales Martínez et al., 2006.

Parámetro	Valor
Flujo (m³/d)	200
Temperatura (°C)	20
DQO total (mg/L)	730
DQO soluble (mg/L)	550
SST (mg/L)	400
SSV (mg/L)	200
Grasas (mg/L)	10
DQO/NTK	8
DQO/P	150
pH	7,5

Tabla C.3: Límites de contaminantes en fertilizantes inorgánicos a base de macronutrientes.

Compuesto	Límite (mg/kg DS)
Cadmio ($P_2O_5 > 5\%$)	60
Cromo (VI)	2
Mercurio	1
Níquel	100
Plomo	120
Arsénico	40
Biuret ($C_2H_5N_3O_2$)	12
Perclorato	50
Zinc	1500
Cobre	600