

UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA CIVIL QUÍMICA

PROFESOR PATROCINANTE:
Dr. CLAUDIO ZAROR ZAROR.

PROFESOR COMISIÓN:
Dr. FERNANDO MARQUEZ ROMEGIALLI.

"Evaluación técnica, económica y ambiental del tratamiento de efluentes de blanqueo de celulosa mediante ozonización"

MIGUEL ANGEL ARRIAGADA ARAYA.

Informe de Memoria de Título
Para optar al Título de

INGENIERO CIVIL QUÍMICO

CONCEPCIÓN – CHILE
2012

7660.2

A-206067

Arb
2012



(S. + .)

DEDICATORIA

A mi querida familia, especialmente al gran apoyo y paciencia incondicional de mi querida esposa. Además de agradecer a todos los que con un pequeño granito de arena han estado presentes a lo largo de esta etapa tan importante de mi formación profesional.

RECONOCIMIENTO

A los profesores, que nos han guiado en esta etapa, agradezco sus conocimientos entregados y sobretodo su calidad humana que los destaca en esta labor social.

A los compañeros, que forman un grupo humano que siempre se ha mantenido integrado, y se ha transformado en un grupo de amigos a lo largo de estos años.

Sumario

Los efluentes de blanqueo de celulosa Kraft contienen una gran cantidad de compuestos tóxicos de baja degradabilidad, por lo tanto es de suma importancia desarrollar mediante técnicas de oxidación avanzada alternativas para depurar los efluentes líquidos provenientes de las operaciones de blanqueo.

En este trabajo se plantea evaluar técnica, económica y ambientalmente el uso de ozono para depurar efluentes ácidos y alcalinos de blanqueo de pulpa celulósica de pino. Para ello, se estudió el efecto del tiempo de ozonización sobre la remoción de la carga orgánica, fenol y color de los efluentes mencionados. En base a estos resultados se determinó el potencial impacto ambiental de dicho tratamiento, utilizando un enfoque de ciclo de vida, y se estimó el costo de inversión y operación correspondiente.

Se utilizó un ozonizador a escala de laboratorio para oxidar los efluentes de blanqueo obtenidos de una planta de celulosa local. Los resultados experimentales demuestran que la degradación de los compuestos aromáticos es mayor para los efluentes alcalinos. En el caso del efluente ácido, la degradación de compuestos orgánicos presenta menor eficiencia, debido a que a bajo pH, el proceso de ozonización favorece una oxidación directa del ozono molecular, que es más selectiva y menos potente que la oxidación mediante radicales libres.

Se desarrolla la factibilidad ambiental del proceso de ozonización de efluentes de blanqueo mediante la técnica de ACV. Se considera la energía eléctrica como la entrada primordial y, por tanto, produce la mayor cantidad de emisiones y residuos durante el ciclo de vida del proceso. Se comparan los resultados de los impactos, categorías de impacto y ponderación de daños ambientales utilizando el software Simapro 7.3, para la generación eléctrica de bajo voltaje, gas natural y una mezcla de los subsistemas de generación de petróleo crudo y gas natural que son comparables a la realidad nacional.

El presente estudio ha mostrado que el subsistema de generación de energía eléctrica utilizando una mezcla de petróleo crudo y gas natural como la principal fuente de los impactos ambientales en los procesos de ozonización a escala industrial, por lo tanto, el criterio ambiental más importante a tener presente por parte de investigadores e ingenieros es aumentar al máximo la eficiencia de la energía convencional ó la implementación de energías alternativas en la aplicación del proceso de ozonización a escala productiva.

Se desarrollo la factibilidad económica del proceso de ozonización de efluentes de blanqueo utilizando como referencia un consumo eléctrico por ozono alimentado al reactor de 16 kWh/Kg O₃ y la razón entre el ozono alimentado al reactor y la DQO removida en proporción 1:1. Obteniendo que los costos eléctrico del proceso de ozonización se encuentran en el rango de US\$0,8 a US\$2,4/m³ dependiendo del nivel de remoción de carga orgánica requerido.

El escenario factible para el uso de ozonización requiere una fuente barata de energía eléctrica. En las plantas de celulosa, la electricidad excedente se vende al SIC. Sin embargo, hay periodos de baja demanda, por lo que esa electricidad excedente puede ser utilizada en tratamientos internos, incluida la ozonización de efluentes de blanqueo.

Índice

Índice	4
1. Introducción	10
2. Objetivos.....	12
2.1 Objetivo General.....	12
2.2 Objetivos Específicos	12
3. Revisión Bibliográfica.....	13
3.1 Procesos avanzados de oxidación (PAO's): Ozonización	13
3.2 Procesos Avanzados de Oxidación Aplicados en el Presente Estudio	14
3.3 Química de reacciones de oxidación avanzada.....	15
3.3.1 Abstracción o Adición de hidrógeno	15
3.3.2 Adición electrofílica	15
3.3.3 Transferencia de electrones	15
3.4 Las aplicaciones en las aguas residuales de industrias de papel.....	15
3.5 Compuestos Clorados y fenólicos en efluentes de blanqueo	18
3.6 Combinación de la ozonización con tratamientos biológicos.....	19
3.7 La sinergia de los tratamientos combinados	20
3.7.1 Combinación de ozonización con tratamiento biológico.....	20
3.7.2 Combinación de ultrafiltración con ozonización.....	21
3.8 Análisis de Ciclo de vida (ACV)	22
4. Metodología Experimental	23
4.1 Características de Aguas Residuales.....	23
4.2 Diagrama del proceso: Equipo de ozonizado	24
4.3 Descripción del Sistema Experimental	26
4.3.1 Análisis químico	26
4.4 Técnica Experimental	27
4.5 Evaluación Económica del proceso de ozonización	27
4.5.1 Escenarios considerados	27
4.5.2 Flujo de Caja del proceso de ozonización	28
4.6 Evaluación de Impacto ambiental del proceso de ozonización	29
4.6.1 Definición del objetivo y alcance del ACV	29

4.6.2 Evaluación de impacto ambiental de la ozonización	30
4.6.3 Unidades de Categorías de Impacto.....	31
5. Resultados y Discusiones	33
5.1 Remoción de contaminantes en el proceso de ozonización	33
5.1.1 Efecto de la ozonización sobre los compuestos aromáticos	33
5.1.2 Remoción de DQO mediante ozonización	40
5.1.3 Remoción de color mediante ozonización	42
5.1.4 Remoción de Compuestos Fenólicos mediante ozonización	44
5.2 Evaluación Económica del proceso de ozonización de efluente de celulosa a escala industrial.....	46
5.2.1 Escenarios considerados	46
5.2.2 Escenario factible para flujo de caja	46
5.2.3 Costo eléctrico de remover contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización	47
5.2.4 Costo del reactor de ozonización a escala industrial	48
5.2.5 Costo de compra del Generador de Ozono	50
5.2.5.2 Costo de Compra de Generador dimensionando equipo de laboratorio	51
5.2.6 Inversión del Proyecto de remoción de efluentes de blanqueo mediante ozonización	51
5.2.7 Costos Totales de Producción en la remoción de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización	57
5.2.8 Análisis de sensibilidad de los costos en la remoción de contaminantes ..	59
5.2.9 Indicadores económicos y Análisis de Sensibilidad	61
5.3 Análisis del Ciclo de Vida de los procesos de ozonización de efluente de blanqueo de celulosa a escala industrial.	66
5.3.1 Introducción	66
5.3.2 Objetivo del ACV	66
5.3.3 Alcance del sistema	66
5.3.4 Evaluación de efluentes de blanqueo de celulosa a escala industrial con enfoque en el análisis de ciclo de vida.....	67

5.3.5 Desarrollo de Funciones en la ozonización a escala industrial.....	68
5.3.6.Escenarios considerados	69
5.3.7 Límites del sistema	69
5.3.8 Hipótesis y Limitaciones	71
5.3.9 Calidad y recogida de datos	72
5.3.10 Selección de categorías de impacto, clasificación y caracterización	73
5.3.11 Análisis de inventario	73
5.4 Impactos ambientales de la producción de electricidad en el proceso de ozonización de efluentes.	75
6 Conclusiones Finales:	78
7. Bibliografía.....	80
7.1 Referencia Web.....	82

Tabla de Anexos

Anexo A: Procedimientos Experimentales.....	83
A-1: Uso del ozonizador	83
A-2: Determinación del flujo másico de ozono que entra en el proceso de ozonización.	86
A-3: Determinación del flujo másico de ozono residual en la corriente de salida del reactor.	88
A-4: Consumo de ozono en el reactor	90
Anexo B: Datos Experimentales	91
B-1 Tablas de datos de remoción de DQO según método APHA 5220 C.	91
B-2: Tablas de datos de remoción de fenoles según método APHA 5550 A. [22] ...	93
B-3: Tablas de datos de remoción de Color “Physical and chemical standard committee” Standard H.5. [22].....	94
B-4: Flujo de entrada en el reactor.....	95
Anexo C: Flujos de materiales y energía de efluentes de blanqueo de celulosa a escala de laboratorio.....	97
C-1: Flujos materiales y energéticos de entrada para análisis químico	97
C-2: Entrada de material o energía en el proceso de ozonización a escala de laboratorio	98
C-3: Flujos Residuales de Salida del análisis químico	99
C-4: Salida de material o energía en el proceso de ozonizado a escala de laboratorio	100
Anexo D: Velocidades de Remoción de Contaminantes.....	101
D-1: Velocidad de remoción de DQO	101
D-2: Velocidad de remoción de fenol.....	102
D-3: Velocidad de remoción de Color.....	104
Anexo E: Costo del Tratamiento de Ozonización en base a la remoción de DQO.	106
E-1: Ton DQO/Ton O ₃ alimentado:.....	106
Con los valores obtenidos de flujo de ozono alimentado [mg O ₃ /min] (Anexo A-2) y los valores de remoción de DQO [mg DQO/min] (Anexo D-1), se obtiene la relación de Ton DQO/Ton O ₃ alimentado.	106
E-2: Kg fenol/Ton O ₃ alimentado.....	107
E-3: UPC Color/Ton O ₃ alimentado	107

Anexo F: Consumo eléctrico del proceso de ozonización.....	108
F-1: Potencia consumida por el ozonizador.....	108
F-2 Costo eléctrico de remover DQO mediante ozonización.....	108
F-2.1 Costo eléctrico de remover el 70% de DQO mediante ozonización	109
F-2.2 Costo eléctrico de remover el 55% de DQO mediante ozonización	110
F-2.3 Costos eléctrico de remover el 20% de DQO mediante ozonización	111
Anexo G: Inversión total del proyecto	112
Anexo H: Método Simplificado de Costos Totales del Proceso de Ozonización de efluentes de Blanqueo.....	116
Anexo I: Categorías de Impacto	118

“En las consideraciones hechas en este documento, la teoría debe considerarse como especulativa hasta que no haya sido probado por experimentos. Bien puede ser encontrando que los procesos que ocurren en el equipo son demasiado complejos para ser tratados con éxito por métodos tan sencillos como los que aquí se presenta, pero el autor espera que estos pueden constituir un paso en la dirección correcta.” *(P.V. Danckwerts)*

1. Introducción

Las aguas residuales de plantas celulósicas son tratadas mediante tratamiento biológico. Sin embargo, estos procedimientos resultan inadecuados para eliminar contaminantes de baja o nula biodegradabilidad. En estos casos, se podrían utilizar Procesos Avanzados de Oxidación¹, entre los cuales se encuentra la ozonización. (Domènech y col.; 2001)

Chile es uno de los mayores productores de celulosa en la región. Sin embargo, las aguas residuales de celulosa pueden presentar graves riesgos ambientales debido a la gran cantidad y complejidad de los compuestos químicos derivados de la degradación de la lignina. Los compuestos tóxicos fenólicos clorados de alto peso molecular y los compuestos coloreados son lo más complicados y difíciles de tratar (Sharma y col.; 1999), cuyos efectos al medio ambiente y a la salud humana son variados; reduciendo la productividad de la comunidad acuática, interfieren con la fotosíntesis, bioacumulándose a lo largo de las cadenas alimentarias y produciendo efectos significativos sobre la salud humana, entre otros. (Assalin y col.; 2004)

Típicamente, estos efluentes presentan caudales específicos en el rango de 10-30 m³/ton, con altos contenidos de carga orgánica clorada y coloreada. El uso de ozono en estos efluentes de blanqueo resulta una alternativa interesante. Con los recientes avances en las tecnologías de generación de ozono y el desarrollo de los procesos de ozonización, la aplicación de ozono para el tratamiento de efluentes de celulosa se convierte en una posibilidad atractiva. En particular, los efluentes de blanqueo de celulosa han atraído la atención de los investigadores debido a que presentan altos flujos y significativa carga contaminante.

El ozono puede reaccionar con la materia orgánica o inorgánica por dos mecanismos diferentes: por reacción directa con el ozono molecular y por reacción indirecta con las especies de radicales que se forman cuando el ozono se descompone en agua. A pH bajo, el mecanismo de reacción predominante es el ataque electrofílico directo con el ozono molecular (ozonólisis) (Glaze, 1987). Los compuestos sensibles al tratamiento son aquellos que contienen dobles enlaces (C=C), grupos funcionales específicos (por ejemplo, OH, CH₃, O-CH₃) y átomos que llevan una carga negativa (N, P, O, S y carbonos nucleofílicos). A pH elevado, la descomposición del ozono es más rápida y por lo tanto, el oxidante más importante en la solución alcalina es el radical hidróxilo (Garland, 1989).

¹ PAO's

La efectividad de la ozonización ha sido demostrada en la oxidación de compuestos de alto peso molecular que se transforman en compuestos de bajos pesos moleculares que contienen un mayor porcentaje de oxígeno en su estructura química en forma de grupos hidroxilo, carbonilo o aldehídos, por lo que son más susceptibles a la biodegradación. (González y col.; 2003)

Se han realizado numerosas investigaciones sobre la aplicación de ozono para depurar efluentes de blanqueo (Aplin y col., 2000; Arsl An y col., 2001; Ramasamy y col., 2001; Assalin, 2003; Akmeahmat, 2006; Vimly y col., 2004; Yasar, 2006). A pesar de que muchas de estas investigaciones demuestran el interesante potencial que existe para la aplicación industrial, hay poca información acerca de su viabilidad técnica, económica y ambiental.

Esta memoria se enmarca dentro de este contexto y se determina experimentalmente el nivel de depuración que se puede obtener mediante la ozonización de los efluentes de celulosa. Adicionalmente, se realiza una evaluación económica de su aplicación a escala industrial y se determinan los impactos ambientales del proceso de ozonización, enfocados en el análisis de ciclo de vida, para identificar en forma genérica los potenciales impactos sobre la salud humana, los recursos naturales y los ecosistemas.

2. Objetivos

2.1 Objetivo General

Evaluar técnica, económica y ambientalmente el uso de ozono para depurar efluentes ácidos y alcalinos de blanqueo de pulpa celulósica de pino.

2.2 Objetivos Específicos

- ✓ Estudiar el efecto de la carga de ozono sobre la remoción de la carga orgánica, fenol y color de los efluentes segregados de blanqueo.
- ✓ Evaluar el potencial de impacto ambiental del tratamiento de ozonización, utilizando un enfoque de ciclo de vida.
- ✓ Evaluar los costos de inversión y operación del tratamiento.

3. Revisión Bibliográfica

El presente capítulo entrega la información recogida desde lectura especializada con respecto al proceso de ozonización de efluentes, sus condiciones de operación óptimas y los resultados obtenidos en los efluentes de blanqueo, correspondientes a la reducción de carga orgánica, color y fenoles. Además, se incluye una breve reseña de la Evaluación de ciclo de vida.

3.1 Procesos avanzados de oxidación (PAO²s): Ozonización

Los procedimientos avanzados de oxidación (PAO²) se definen como “aquellos procesos de oxidación que implican la generación de radicales hidroxilos en cantidades suficiente para interaccionar con los compuestos orgánicos del medio”. Se trata de una familia de métodos que utilizan la elevada capacidad oxidante de los radicales HO₃ y HO₄ que se diferencian entre sí en la forma en la que los generan. Dentro de estos, se encuentra el tratamiento con ozono.

Los PAO más comunes utilizan combinaciones de ozono (O₃), peróxido de hidrógeno (H₂O₂), radiación ultravioleta y fotocátalisis. Un esquema de las principales especies involucradas en la descomposición de ozono en agua pura se presenta en la Figura 1. Una consecuencia de la elevada reactividad del agente oxidante es que los procesos avanzados de oxidación se caracterizan también por su baja selectividad; lo que es una característica deseable en el caso de la eliminación de contaminantes de aguas residuales.

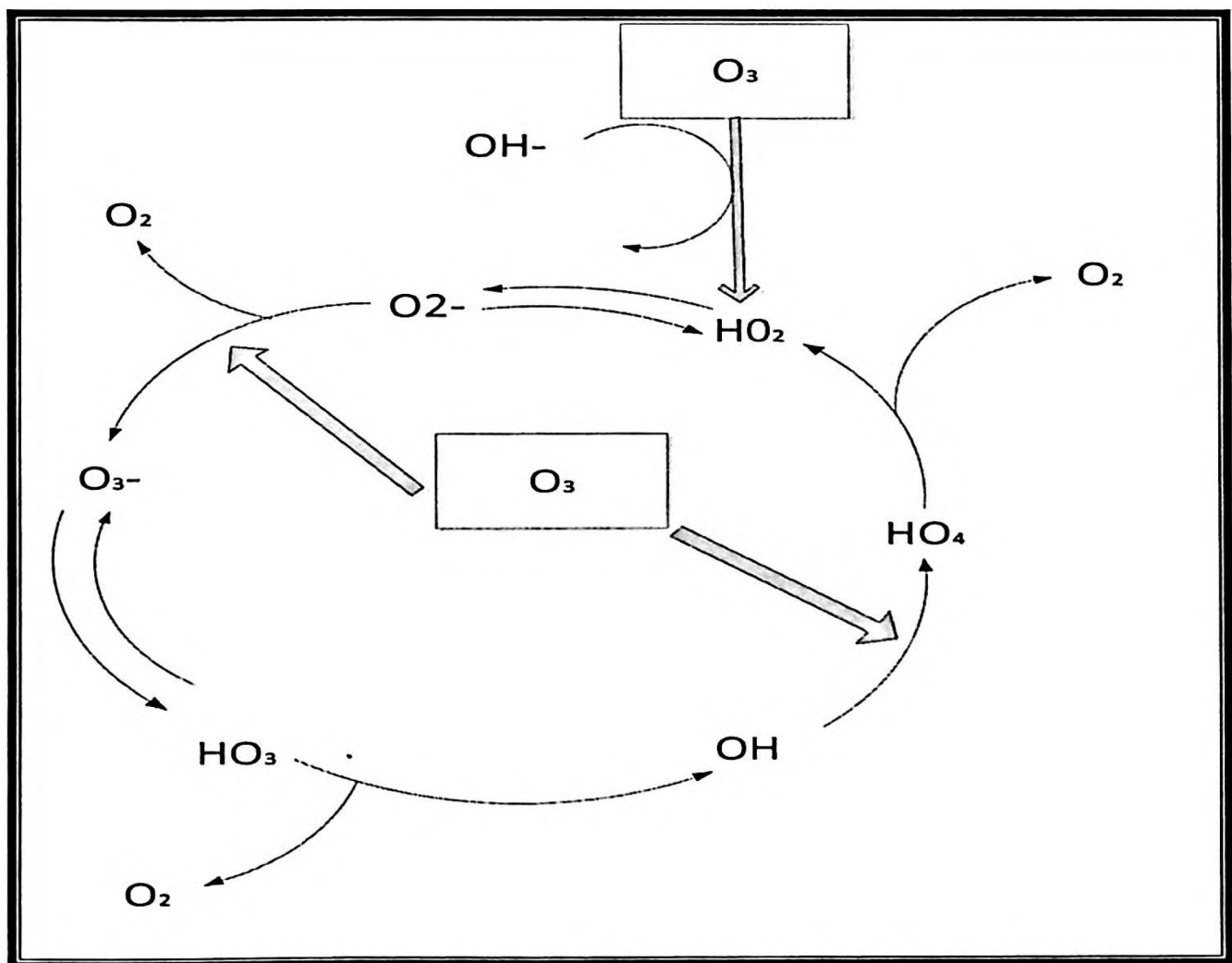
Por otro lado, se trata de procesos que utilizan reactivos costosos tales como el peróxido de hidrogeno o el ozono, por lo que su utilización debe restringirse a situaciones en las que otros procesos más baratos, como los biológicos, no sean posibles. Su máximo potencial se explota cuando se consiguen integrar con otros tratamientos, como la adsorción o los tratamientos biológicos, a fin de conseguir la máxima economía del oxidante.

² Advanced oxidation processes

3.2 Procesos Avanzados de Oxidación Aplicados en el Presente Estudio

La reacción directa del ozono es de importancia en medios ácidos y para solutos que reaccionan muy rápido con el ozono; ejemplos de ello son los compuestos orgánicos no saturados, con grupos cromofóricos. Las reacciones indirectas pueden iniciarse de distintos modos, con especies tales como $\text{HO}^\cdot$, HO_2^- , HCOO^- . Por lo tanto, en principio, la ozonización es sensiblemente más eficiente en medios alcalinos. La Figura 1 muestra un esquema de las principales especies de la descomposición de ozono en agua pura iniciada por iones hidróxido (Glaze, 1987).

Figura 1: Esquema de las principales especies de la descomposición de ozono en agua pura iniciada por iones hidróxido.



3.3 Química de reacciones de oxidación avanzada

En general, las reacciones avanzadas de oxidación implican la interacción de los radicales libres (radicales hidroxilos principalmente) con especies orgánicas, inorgánicas y radicales (Legrini, 1993). El radical hidroxilo puede reaccionar con compuestos orgánicos a través de tres formas diferentes, cada una de ellas se analizan brevemente a continuación.

3.3.1 Abstracción o Adición de hidrógeno

Este tipo de reacción se observan generalmente para los compuestos alifáticos y el producto es generalmente un radical orgánico que reacciona rápidamente con el oxígeno disuelto para dar un radical orgánico peróxido. Entonces, este radical inicia los procesos posteriores de oxidación (Legrini, 1993):

3.3.2 Adición electrofílica

Esta reacción generalmente se produce por compuestos orgánicos insaturados y conduce a la formación de radicales. Las reacciones posteriores son bastante similares a los mencionados anteriormente. (Mokrini, 1997) llevó a cabo algunos estudios sobre los compuestos aromáticos que tienen diferentes grupos sustituidos en su estructura y sugirió que el radical hidroxilo, posiblemente, reacciona con ellos.

3.3.3 Transferencia de electrones

Esta reacción generalmente se favorece cuando las reacciones antes mencionadas se ven desfavorecidas por la sustitución de halógeno múltiple. Las sustancias inorgánicas principales que eliminan los radicales hidroxilos y evitan su eficacia como oxidante de moléculas orgánicas corresponden a carbonatos, bicarbonatos, ozono y peróxido de hidrógeno (Legrini, 1993).

3.4 Las aplicaciones en las aguas residuales de industrias de papel

Los siguientes aspectos son los más destacados de la investigación realizada para los efluentes de pulpa y papel:

Estudios realizados con el fin de observar la idoneidad de la ozonización en el proceso de tratamiento con un mayor énfasis en el estudio de la variación de diversos parámetros incluyendo DQO y color con diferentes dosis de ozono. Logrando mejorar significativamente el biotratamiento desde un 65% a 100% (medida como DBO/DQO) cuando se utilizó la ozonización en los efluentes de las plantas de celulosa (Mahoma y Smith, 1992).

Se han obtenido eliminaciones de color entre un 60% y 80% durante la ozonización (Bijan, 2006). Se informó que el aumento de temperatura de 25°C a 40°C no mejoró la eliminación de DQO durante el tratamiento O₃/UV (Oeller, 1997). Resultados similares sobre el efecto de la temperatura se informan en otros estudios, donde se investiga la influencia del pH, la temperatura y la dosificación de ozono en compuestos clorofenólicos, sugiriendo que la temperatura no muestra un efecto significativo (Hostachy, 1997).

Se postuló que la ozonización creaba algunos nuevos compuestos tóxicos, pero no se realizó ninguna investigación adicional para examinar esta cuestión (Hostachy, 1997). Los resultados de los experimentos demostraron que los valores de DBO₅ aumentan en los rangos de dosis pequeñas de ozono, y al aumentar la dosis de ozono se produjo una disminución de la toxicidad. Otros autores postulan que dosis pequeñas de ozono degradan algunos compuestos tóxicos y la dosificación de ozono adicional resulta en la degradación de una parte del DBO₅ presente en el efluente (Bijan, 2006).

En la actualidad, el ozono es una opción de tratamiento costoso para aguas residuales, pero que está siendo considerado en procesos de tratamiento de efluentes donde los compuestos organoclorados y colores presentes son resistentes al tratamiento convencional. La eficacia del ozono para la depuración de efluentes de blanqueo de celulosa Kraft ha sido examinada por varios investigadores (Sharma, 1997; Mohammed, 1992). Reportando reducciones significativas en color, DQO, halógenos absorbibles (AOX) y toxicidad. Por ejemplo, en un sistema de flujo continuo en un reactor de columna, se encontró que el color puede ser eliminado por completo con un tiempo de retención de 13 minutos y 32,4 mg / L de concentración de ozono (Gasi, 1990).

Se estudió el uso de la ozonización integrado con tratamientos biológicos (Heinzle y col., 1995). Se encontró que el tratamiento biológico por sí solo podría no cumplir con los estándares necesarios de los efluentes, por lo tanto se utilizó una cantidad de ozono necesaria para cumplir con las normas de estos efluentes. Por lo tanto, se hace más económico el tratamiento biológico que la ozonización, el tratamiento biológico combinado con la ozonización puede reducir el costo global del tratamiento.

La ozonización también se ha utilizado para el tratamiento de los efluentes secundarios de las fábricas de papel, encontrando que la ozonización de efluentes secundarios de plantas de pulpa y papel da lugar a la decoloración de las aguas residuales y la reducción de DQO, DBO y la turbiedad del efluente final. Utilizando el ozono y un tratamiento biológico para el tratamiento de efluentes de fabricación de pasta y papel. Se descubrió que cuando los efluentes fueran

tratados con sulfato de aluminio o con coagulación de cal antes de la ozonización, el DQO y el color fueron retirados mejor que cuando los efluentes son sólo ozonizados. La coagulación de Aluminio seguida de ozonización resultó en aproximadamente 50% en la reducción de DQO, control completo de olores, y un ligero aumento de la DBO. (Sevimli, 2005; Sozanska y Sozanski, 1991)

Las condiciones del proceso como el pH influyen en el rendimiento del proceso de ozonización (Arsl, 2001). A bajo pH, el ozono existe principalmente en estado molecular (O_3) y su descomposición en especies altamente reactivas se favorece a pH alcalino (Glaze, 1987). Entre estas especies, el radical hidróxilo ($HO\cdot$) es 10^6 a 10^9 veces más rápido en la velocidad de reacción de oxidación que el ozono molecular. Se ha demostrado que la descomposición del ozono en radicales libres aumenta a pH más alto y la reacción entre el ion hidróxido y el ozono lleva a la formación de superóxido anión radical O_2^- y radical hidroperóxido $HO_2\cdot$, a través de varias reacciones secundarias del radical $HO\cdot$ (Arsl, 2001, Aplin, 2000) (Véase Figura 1).

La influencia de la temperatura en la ozonización es un resultado neto de dos efectos simultáneos, tales como aumento de la constante de velocidad de la reacción y la variación de la solubilidad del ozono con la temperatura. Debido a un aumento de la temperatura, la solubilidad del ozono disminuye, por lo que una reducción en la cantidad de ozono para la reacción, que puede resultar en una disminución global de la degradación (Beltrán, 1994). La diferencia en la solubilidad inhibe las reacciones entre el ozono y los compuestos orgánicos.

En el rango de temperatura de $5^\circ C$ a $20^\circ C$ la eficiencia del ozono aumenta a medida que la velocidad de reacción aumenta con el aumento de la temperatura, ya que la solubilidad no se ve afectada significativamente. Sin embargo, la remoción de DQO no varía de manera significativa hasta $40^\circ C$, debido a la compensación del aumento de la velocidad de reacción con la disminución de la solubilidad del ozono. Por otra parte, una tendencia a la baja remoción aparece estar más allá de los $50^\circ C$, donde la disminución de la solubilidad supera el aumento de la velocidad de la reacción (Ramasamy y col, 2001).

3.5 Compuestos Clorados y fenólicos en efluentes de blanqueo

Algunos estudios detallados se han realizado sobre la composición química y las características de las aguas residuales de celulosa y sus cambios durante los POA. Se identifican los compuestos orgánicos clorados que se encuentran en la primera etapa de extracción de efluentes de blanqueo y se supervisó su eliminación durante la ozonización y el tratamiento con $O_3/H_2O_2/UV$ (Wang, 2004).

En un estudio complementario (Wang, 2005), se llevan a cabo más estudios para comprender los mecanismos de dechloración de algunos compuestos clorados que se encuentran en los efluentes de blanqueo de celulosa. Se estudió el efecto de la ozonización en la eliminación de extractivos lipofílicos de la madera (LWEs) a partir de pulpa termomecánica (TMP) de aguas residuales (Laari, 1999).

Estudios realizados por diferentes investigadores demuestran que el O_3 puede remover entre 60% y un 70% del valor de la DQO (Gilbert, 1987) y una disminución entre un 30% y un 40 % del valor de los COT mediante ozonización conduciendo a condiciones aeróbicas de productos biodegradables (Gilbert, 1987).

A pH bajo, el ozono solo produce una descomposición lenta y oxida las moléculas orgánicas de forma más selectiva (Hoigne y Bader, 1983). El aumento del pH provoca la formación creciente de diversos radicales y, por consiguiente la oxidación no selectiva de los compuestos de aguas residuales, pero en paralelo una descomposición rápida del ozono (Staelin y Hoigne, 1985; Hoigne, 1988).

Durante la ozonización, el cloro orgánico se convierte a cloruro con altos rendimientos de hasta un 90% dependiendo de la posición del átomo de cloro con respecto al grupo OH (Gilbert, 1983). Los productos típicos de oxidación son compuestos oxálicos, fórmicos, acéticos, propiónicos, y ácidos maleicos, productos que son fácilmente biodegradables. (Beltrán et al, 1990; Gilbert, 1983; Gould, 1987; Sotelo y col., 1990, 1991; Wang et al, 1989).

El conocimiento sobre las reacciones de ozono con compuestos oligoméricos y poliméricos de lignina es muy limitado. Es evidente que la adición de ozono a los dobles enlaces y anillos aromáticos se produce en una forma similar a como se produce con compuestos monoméricos. La decoloración rápida observada de los líquidos residuales por ozonización también indica una profunda degradación de grandes cromóforos (Prat y col., 1989). El ozono es, sin embargo, un riesgo potencial para los microorganismos presentes en un sistema biológico, debido a su alta

toxicidad. Por lo tanto, el ozono se utiliza ampliamente en el tratamiento del agua para fines de desinfección y limpieza (Bollyky, 1989). El contacto directo del ozono con los organismos vivos debe ser evitado. Sin embargo, si las velocidades de reacción son muy rápidos, como se espera con compuestos fenólicos y clorados, la reacción se espera que se produzca en la película de líquido o incluso en la fase límite gas-líquido (Senn, 1989).

3.6 Combinación de la ozonización con tratamientos biológicos

No ha habido un interés creciente sobre cómo eliminar materia orgánica de efluentes de las plantas de manera eficaz. El proceso de ozonización y el tratamiento biológico son dos estrategias de tratamiento capaces de eliminar los compuestos orgánicos de las aguas residuales y su rendimiento ha sido ampliamente investigado por una variedad de efluentes industriales, incluyendo los efluentes de celulosa y papel (Heinzle, 1992; Heinzle, 1995; Rodríguez, 1995; Mobius y Cordes Tolle, 1997; Nakamura, 1997; Balcioglu y Cecen de 1999, Helble, 1999; Kamenev y otros, 2002; Rittmann, 2002; Nishijima, 2003; Takahashi, 2003; Chaturapruek, 2005; Sevimli, 2005).

Los resultados del experimento de tratamiento combinado implican que el ozono está comprometido en la mineralización directa e indirecta de los compuestos orgánicos. Se cree que el ozono mineraliza completamente algunos compuestos orgánicos. El ozono también se hace reaccionar con compuestos no biodegradables para convertirlos en algunos productos intermedios que son más biodegradables (Bijan, 2006).

La eliminación significativamente mayor de los compuestos orgánicos procedentes de efluentes de plantas de blanqueo alcalino utilizando el proceso combinado del ozono y los tratamientos biológicos que pueden ser atribuidas a los dos factores siguientes que se producen durante el proceso de ozonización:

- i.- Los cambios en la distribución del peso molecular de los compuestos orgánicos.
- ii.- Los cambios en la biodegradabilidad de los compuestos de alto peso molecular.

Estos dos enfoques diferentes han ayudado a fortalecer los supuestos sobre la biodegradabilidad de los compuestos orgánicos, así como los métodos de tratamiento combinado. También han proporcionado la base para el desarrollo de una tecnología integrada más eficaz, basada en la sinergia entre los distintos métodos (Bijan, 2006).

3.7 La sinergia de los tratamientos combinados

Se ha evaluado la sinergia de la ozonización, el tratamiento biológico, y ultrafiltración con respecto a la eliminación adicional de orgánico sobre el acoplamiento de estos procesos. Aunque la combinación de diversos compuestos químicos, físicos o biológicos para los diferentes tipos de aguas residuales se pueden encontrar en la literatura (Nakamura, 1997; Mobius y Cordes Tolle, 1997; Balcioglu y Cecen, 1999; Rittmann, 2002; Nishijima; 2003, Schlichter; 2003, Shon y col.; 2004), muy poca información está disponible de la combinación, la comparación de métodos diferentes, y/o la secuencia de los tratamientos.

3.7.1 Combinación de ozonización con tratamiento biológico

La combinación de ozonización con tratamiento biológico ha recibido considerable atención debido a la capacidad de ambos tratamientos en la degradación de compuestos orgánicos procedentes de las aguas residuales. El tratamiento biológico ha sido tradicionalmente utilizado en la industria para eliminar los compuestos orgánicos por microorganismos resultantes en la generación de lodos y la producción de dióxido de carbono. La ozonización, por el contrario, tiene el potencial para oxidar completamente compuestos orgánicos (Bijan, 2006). Los sistemas biológicos y químicos por lo general tienen diferentes requisitos y sensibilidad. Por ejemplo, los sistemas biológicos se llevan a cabo normalmente bajo pH neutro para soportar mejor el funcionamiento de los microorganismos, mientras que la oxidación con ozono es más eficaz cuando se lleva a cabo bajo condiciones básicas de pH. Por lo tanto, la combinación de tratamiento biológico y ozonización juntos fue capaz de eliminar 47,6% más que la remoción obtenida a partir de la suma de los dos tratamientos individuales. Esta eliminación orgánica superior se obtuvo también con un consumo inferior de ozono, lo que implica la eficacia del tratamiento combinado en la eliminación de los contaminantes con menos ozono (Bejin, 2006).

La mayor degradación de compuestos orgánicos durante la etapa de ozonización que se observó para el tratamiento combinado en comparación con una ozonización independiente es debido al efecto del pretratamiento biológico, en la eliminación de la porción biodegradable de las aguas residuales. Cuando se utilizó biotratamiento antes de la ozonización, la eliminación de compuestos biodegradables condujo a la utilización más eficaz del ozono para hacer reaccionar los componentes no biodegradables de las aguas residuales y resultó en una mayor degradación de compuestos orgánicos. (Bijan, 2006)

3.7.2 Combinación de ultrafiltración con ozonización

La ultrafiltración divide el efluente de la planta de blanqueo alcalino en dos corrientes, filtrado y retenido. El filtrado es una corriente más bien diluida que contiene orgánicos biodegradables. El retenido, por otro lado, está muy concentrado y compuesto principalmente de compuestos no biodegradables orgánicos. La concentración de los compuestos en ambas corrientes es dependiente de la progresión del proceso de filtración. No hay degradación de los compuestos orgánicos durante la etapa de ultrafiltración, pero la ozonización de las corrientes pueden degradar los compuestos orgánicos (Bijan, 2006).

La combinación de la ultrafiltración y la ozonización ofrece la ventaja de un volumen menor del reactor que el tratamiento de la ozonización, que es sólo una porción del efluente total. A los efectos de diseño e ingeniería, el tamaño del reactor de ozono, la adición de una etapa de ultrafiltración debe ser evaluada para tomar decisiones apropiadas sobre la conveniencia de incluir el proceso de ultrafiltración.

A pesar de los potenciales antes mencionados, el problema relacionado con el ensuciamiento de la membrana reduce el rendimiento global de la etapa de ultrafiltración en el proceso de tratamiento combinado. Esto se debe principalmente a que la ultrafiltración requiere una limpieza regular para eliminar las incrustaciones formadas en la superficie de la membrana. Después de lavar la membrana, la corriente de limpieza incluye una concentración diluida de compuestos orgánicos (Schlichter, 2003), ya que produce un volumen adicional de las aguas residuales que necesita ser manejado.

El proceso de membrana utilizada en estudios para el filtrado del efluente alcalino de blanqueo ha demostrado que la ultrafiltración es un proceso muy lento para el fraccionamiento eficaz de las aguas residuales basado en el peso molecular. Proporcionando una superficie mayor a través de una mayor configuración como una opción para facilitar la filtración, pero se incurrirá en más costo de capital (Bejin, 2006).

3.8 Análisis de Ciclo de vida (ACV)

El ciclo de vida de un producto considera toda la "historia" del producto, desde su origen como materia prima hasta su final como residuo. Se tienen en cuenta todas las fases intermedias como transporte y preparación de materias primas, manufactura, transporte a mercados, distribución, uso, etc.

Un ACV completo atribuye a los productos todos los efectos ambientales derivados del consumo de materias primas y de energías necesarias para su manufactura, las emisiones y residuos generados en el proceso de producción así como los efectos ambientales procedentes del fin de vida del producto cuando este se consume o no se puede utilizar.

El ACV consiste por tanto en un tipo de contabilidad ambiental en la que se cargan a los productos los efectos ambientales adversos, debidamente cuantificados, generados a lo largo de su ciclo de vida.

Las categorías generales de impactos medioambientales que precisan consideración incluyen el uso de recursos, la salud humana y las consecuencias ecológicas

La complejidad del ACV requiere un protocolo al cual deberá ajustarse todo estudio de ACV. Dicho protocolo se haya establecido en la normativa elaborada por las normas ISO³ 14040-44.

³ Environmental management life cycle assessment

4. Metodología Experimental

Este capítulo se presenta la información sobre la metodología utilizada en este trabajo. En primer lugar se caracteriza el efluente, se identifica y describe el equipo utilizado y se entrega los rangos operacionales del proceso de ozonización del efluente de blanqueo de celulosa. Además se presenta brevemente la metodología de evaluación ambiental del ciclo de vida.

4.1 Características de Aguas Residuales

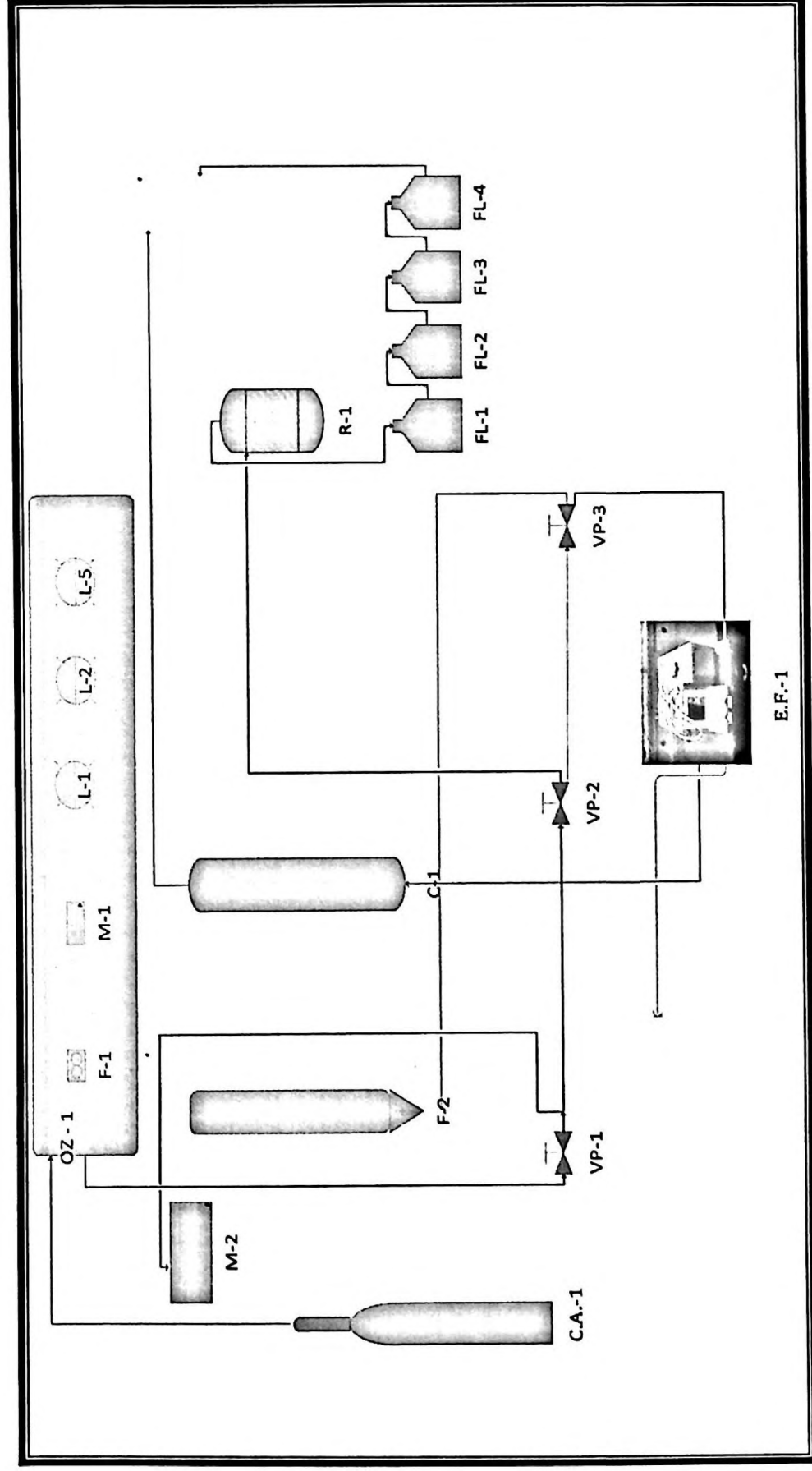
Las aguas residuales utilizadas en este estudio se obtienen desde los efluentes industriales de blanqueo de la celulosa CMPC- Laja. Las muestras fueron preparadas íntegramente desde los efluentes de blanqueo señalados. Este efluente se ha caracterizado en términos de color, DQO, cloruro, fenoles y pH de los efluentes de acuerdo con los métodos estándar para el Análisis de Aguas y Aguas Residuales (APHA, 1998). El color se midió como valores de absorbancia (densidad óptica) en la longitud de onda de 465 nm. (APHA, 1998). Las características de las aguas residuales se presentan en la Tabla 1.

Tabla 1: Caracterización de la muestra de efluente de blanqueo de celulosa utilizado en el estudio.

Muestra	pH inicial	Cloruro (ppm)	Fenoles (ppm)	Color (C.U.)	DQO (mg O ₂ /L)
Efluente ácido	3,29	86,1 ± 0,1	4,634 ± 0,001	0,245 ± 0,001	1281,28 ± 0,01
Efluente básico	9,91	96,0 ± 0,1	5,720 ± 0,001	0,350 ± 0,001	864,39 ± 0,01

4.2 Diagrama del proceso: Equipo de ozonizado

Figura 2: Diagrama de Proceso del sistema experimental de ozonización de efluentes de blanqueo de celulosa



De acuerdo a la figura 2, se tiene:

Tabla 2: Instrumentos y elementos que conforman el equipo de ozonizado.

Símbolo	Descripción (Cantidad)	Función
C.A.-1	Cilindro de Oxígeno (1)	Equipo contenedor de oxígeno a presión.
O.Z.-1	Ozonizador (1)	Generador de Ozono.
F-1	Flujómetro (1)	Entregar flujo de gases en el ozonizador.
M-1	Medidor de Presión (1)	Entregar presión en el ozonizador.
L-1,2,5	Luz (3)	Verificar encendido de las unidades 1, 2, 3 del ozonizador.
V.P.-1,2,3	Válvula de Paso (3)	Direccionar el flujo de salida.
M-2	Manómetro en U (1)	Verificar presión del manómetro M-1.
E.F.-1	Espectrofotómetro Milton Roy Spectrotronic Genesys 5 (1)	Entregar valor de absorbancia del flujo de gases a 253,7 nm.
C-1	Columna de Celulosa (1)	Consumir el ozono de salida del espectrofotómetro.
F-2	Flujómetro (1)	Medidor de flujo de film de jabón.
R-1	Reactor (1)	Recipiente donde se realiza la reacción del efluente de blanqueo y el ozono.
F.L.-1,2,3,4	Frascos lavadores (4)	Medir la cantidad de ozono purgado en la salida del reactor

4.3 Descripción del Sistema Experimental

El sistema experimental utilizado en este estudio consistió en un reactor para el tratamiento del efluente de blanqueo a escala de laboratorio, que opera en modo discontinuo, como se ilustra en la figura 2. La primera unidad corresponde a un cilindro de gas que alimenta un flujo constante de oxígeno puro al generador de ozono "Ozocav OEC240X". El flujo de ozono de salida del ozonizador se haya conectado mediante válvulas de paso al manómetro en U que se utiliza para medir la presión del ozonizador. El flujómetro de film de jabón entrega el caudal de gas, mediante el movimiento de burbujas de jabón debido al flujo de gas. El reactor discontinuo corresponde a un reactor esférico donde se efectúa la ozonización de 100 ml de efluentes de blanqueo, durante un tiempo determinado, conectado a cuatro frascos lavadores. Los gases de escape se recogen en estos frascos lavadores en serie donde burbujean para eliminar cualquier trazo de ozono residual.

4.3.1 Análisis químico

- Método titulométrico de determinación de carga orgánica (DQO) según APHA 5220 C (APHA, 1998).
- Tanino y lignina⁴ para determinación de fenoles. Método 5550 A (APHA, 1998).
- Método Normalizado para Medición del Color "Physical and chemical standard committee" Standard H.5 (APHA, 1998).
- Método Índigo para obtención de concentración de ozono en solución acuosa (APHA, 1998).
- Método Yodométrico para determinación de la concentración de ozono en la corriente de salida del reactor (APHA, 1998).

⁴ Aprobado por el Standard Methods Committee, 1988.

4.4 Técnica Experimental

El efluente utilizado obtenido de la etapa de blanqueo de una planta de celulosa ácida y alcalina, procedentes de la planta de blanqueo de pulpa Kraft de una planta local que produce celulosa blanca ECF, a partir de pino insigne.

Los experimentos se llevaron a cabo en un reactor esférico con una capacidad de 350 ml totales, del cual se utilizaron 100 ml debido a la cantidad de espumas que se producen en la reacción.

El oxígeno pasa a través de un ozonizador "OZOCAV", usado para producir el ozono que se utilizará como alimentación al reactor. El ozono producido entrega un flujo másico promedio de 3,3 g de O_3 / h. El flujo volumétrico promedio medido de ozono fue de 3,07 l/s.

4.5 Evaluación Económica del proceso de ozonización

Se desarrolló la evaluación económica de la ampliación de la planta de tratamiento de efluentes de blanqueo, mediante la instalación de un reactor de ozonización.

En el diseño preliminar del proceso de ozonización, primeramente se debe diseñar el generador y el reactor de ozonización. A continuación los costos de inversión y de operación se calculan en función del costo instalado de los equipos de mayor costo, mediante un modelo simplificado de costos de los equipos a través de diversos factores, y finalmente se hace un análisis de la rentabilidad del proceso. Es necesario desarrollar esta evaluación en los tres escenarios posibles de remoción de carga orgánica para evaluar las condiciones más eficientes del proceso de ozonización.

4.5.1 Escenarios considerados

Para realizar la evaluación económica, se han considerado tres escenarios; que corresponden a tres porcentajes diferentes de remoción de DQO que implicarán la combinación con otros procesos de oxidación avanzadas y efectos en los costos de consumo eléctrico del proceso: remoción de DQO de un 55% considerado como el valor medio obtenido experimentalmente, remoción de DQO de un 70% considerado como valor de remplazo de tratamientos biológicos y remoción de DQO de un 20% considerado como el mínimo valor para ser utilizado en serie junto a otros procesos de oxidación avanzada o pretratamiento biológico.

4.5.2 Flujo de Caja del proceso de ozonización

Se desarrollo la evaluación económica de la instalación de un generador y un reactor de ozonización para el tratamiento de efluentes de blanqueo, se realiza el desarrollo del flujo de caja mediante un modelo simplificado para obtener la factibilidad económica del proceso.

A. Costos total de Producción (CTP)

Se puede usar las estimaciones del costo de materias primas (CMAP), servicios (CS) y el costo instalado de los equipos del diseño preliminar para calcular el costo total de producción en forma muy simple para el caso de una expansión de una planta por medio de:

$$CTP = 1,51[CMAP + CS] + 0,27[CDLP] + 0,04[IV]$$

B. Depreciaciones (D).

A pesar de los diferentes procedimientos para calcular la depreciación (D), en estimación preliminar no se justifica este cálculo y supondremos que se puede estimar la depreciación de la siguiente forma:

$$D = 0,181 \cdot CDLP$$

C. Utilidad después de Impuesto (UDI) se calculan por:

$$UDI = 0,5IV - [0,79(CMAP + CS) + 0,23(CDLP)]$$

D. Flujo de caja (FC).

El flujo neto de caja (FC) es la utilidad que retiene la compañía después de descontar los impuestos (UDI) y más el costo de depreciación (D).

$$FC = UDI + D$$

Donde

CTP: Costos Totales de Producción.

CMAP: Costos de Materias Primas.

CS: Costos de Servicios.

CDLP: Costos dentro de los límites de la Planta.

IV: Ingresos por ventas.

UDI: Utilidad Después de Impuestos.

FC: Flujo de Caja.

D: Depreciación.

4.6 Evaluación de Impacto ambiental del proceso de ozonización

De acuerdo a la norma ISO serie 14040 que establece la metodología de un ACV, se debe fijar una unidad funcional apropiada que corresponde a las toneladas de DQO removido por cada día de operación industrial (10.000 m³ de efluente al día), unidad apropiada para medir la carga contaminante en el efluente a tratar.

Las fronteras del ACV del proceso de ozonización a escala industrial, se realizan tomando en cuenta la entrada de oxígeno al generador de ozono, los sistemas de generación y distribución eléctrica del sistema, los insumos químicos requeridos para los análisis químicos y el tratamiento de efluentes, la utilización de energía para las operaciones de los instrumentos, equipos de análisis, producción de ozono. Además, de las emisiones de los efluentes y el tratamiento requerido para reducir la carga contaminante al medio ambiente.

4.6.1 Definición del objetivo y alcance del ACV

El objetivo del ACV corresponde en cuantificar los impactos ambientales de las materias primas, los insumos y los productos obtenidos y valorizarlos. La unidad funcional que se utiliza de referencia corresponde a la remoción de DQO por cada día de producción a escala industrial (toneladas de DQO por cada día de operación a escala industrial). Es preciso remarcar que en el ACV se representan los impactos ambientales de los procesos de ozonización a escala industrial.

Los resultados obtenidos de la utilización del proceso de ozonización como tratamiento de efluentes de blanqueo de celulosa, centrado en las categorías de impacto ambiental relacionadas con la ecotoxicidad y las emisiones de gases efecto invernadero. Incluyendo como parte fundamental del inventario la producción de electricidad y para las emisiones de efecto invernadero se utiliza el Potencial de Calentamiento Global según el método del Panel Intergubernamental para el cambio climático (IPCC).

4.6.2 Evaluación de impacto ambiental de la ozonización

En este trabajo el análisis de ciclo de vida (ACV) se ha llevado a cabo utilizando el software comercial Simapro 7.3 de Pré Consultants (Holanda). Simapro es el software más utilizado para el ACV que ofrece la estandarización de las partes interesadas de forma flexible y de fácil uso para el usuario. La versión de Simapro 7.3 permite la elección de diferentes métodos de evaluación, por ejemplo CML-2 baseline 2000, Eco-indicador 99, EPD, etc. Así como una amplia gama de datos que recoge una gran amplitud de procesos de producción.

El programa será utilizado para obtener los efectos del sistema de generación y distribución de energía eléctrica que se utiliza en la ozonización de efluentes de blanqueo a escala industrial, ya que no se disponen de datos de campo y se pueden utilizar las bases de datos que provee el software Simapro 7.3.

Comparando con estudios realizados a los ACV en el estudio ambiental de diferentes procesos avanzados de oxidación [Ruiz, 2007], el consumo eléctrico corresponde al aspecto ambiental más relevante. El consumo de electricidad implica el consumo de minerales y combustibles fósiles debido a la extracción de carbón, gas natural y petróleo para su uso como materias primas. Por ello, la generación y distribución eléctrica corresponde a una fuente de cargas contaminantes, cuya magnitud depende de la fuente de generación utilizada.

Las categorías de impacto ambiental que se consideran aquí de acuerdo al modelo ecoindicador 99 son:

- Impactos sobre agentes cancerígenos
- Impactos sobre respuestas orgánicas
- Impactos sobre respuestas inorgánicas
- Impactos sobre cambios climáticos
- Impactos sobre la radiación
- Impactos sobre la capa de ozono
- Impactos sobre la ecotoxicidad
- Impactos sobre la acidificación y eutrofización
- Impactos sobre el uso de las tierras
- Impactos sobre los minerales
- Impactos sobre los combustibles fósiles

4.6.3 Unidades de Categorías de Impacto

Las diferentes categorías de impacto obtenidas mediante el programa Simapro 7.3. Sus unidades de medidas de cada una de las categorías de impacto se explican en los siguientes párrafos.

4.6.3.1 DALY

A principios de los años 90 se empezó a desarrollar el concepto de la unidad DALY como contraposición al QALY (Años de vida ajustados con calidad), como fruto de un estudio destinado a cuantificar la carga global de una enfermedad sobre la vida humana (Murray & López, 1996).

El DALY puede definirse como una variante de QALY en el que se expresan los años de vida perdidos por muerte prematura junto con los años vividos con una discapacidad de severidad y duración especificadas. Un DALY es, por tanto, un año de vida saludable perdido (Seuc y col., 2000). Esta unidad es la escogida y recomendada por la OMS para cuantificar el peso de las enfermedades y las secuelas en las poblaciones humanas.

4.6.3.2 PDF

El daño a la calidad del ecosistema se expresa como el porcentaje de especies desaparecidas en una zona determinada, debido a la carga del medio ambiente (fracción Potencialmente Desaparecidos o PDF). El PDF se multiplica por el tamaño del área y el período de tiempo para obtener el daño.

La ecotoxicidad se expresa como el porcentaje de todas las especies presentes en el entorno de vida bajo estrés tóxico (fracción potencialmente afectada o PAF). Como esto no es un daño visible, un factor de conversión bastante crudo se utiliza para traducir el estrés tóxico en daño observable real, es decir, convertir los valores de PAF a PDF.

La acidificación y la eutrofización son tratadas como una sola categoría de impacto. Se modela el daño a las especies en las áreas naturales, el uso del suelo y la transformación de la tierra, en función de los tipos de uso de la tierra y el tamaño de la zona. Tanto el daño local en la zona ocupada o su transformación y los daños en los ecosistemas regionales que se tengan en cuenta.

4.6.3.3 MJ de energía Excedente

Los daños a los recursos, minerales y combustibles fósiles, se expresan como el excedente de energía para compensar las menores leyes en el futuro de la minería (Wenk Müller, 1998). Para los minerales se utilizan modelos geoestadísticos que se relacionan con la disponibilidad de un recurso a su concentración. Para los combustibles fósiles el excedente de energía se basa en el uso futuro del petróleo de esquisto bituminoso y las arenas bituminosas.

5. Resultados y Discusiones

Se entrega una descripción de los resultados obtenidos durante el proceso de ozonización a escala de laboratorio de los efluentes ácidos y alcalinos del blanqueo de celulosa.

En seguida, se presentan los costos de operación para diferentes escenarios de remoción de carga orgánica.

Finalmente, se informa acerca de los resultados de la evaluación ambiental del proceso

5.1 Remoción de contaminantes en el proceso de ozonización

Las figuras 3 a la 7 muestran los resultados de los experimentos de ozonización de efluentes de blanqueo alcalino, para diferentes tiempos de ozonización.

5.1.1 Efecto de la ozonización sobre los compuestos aromáticos

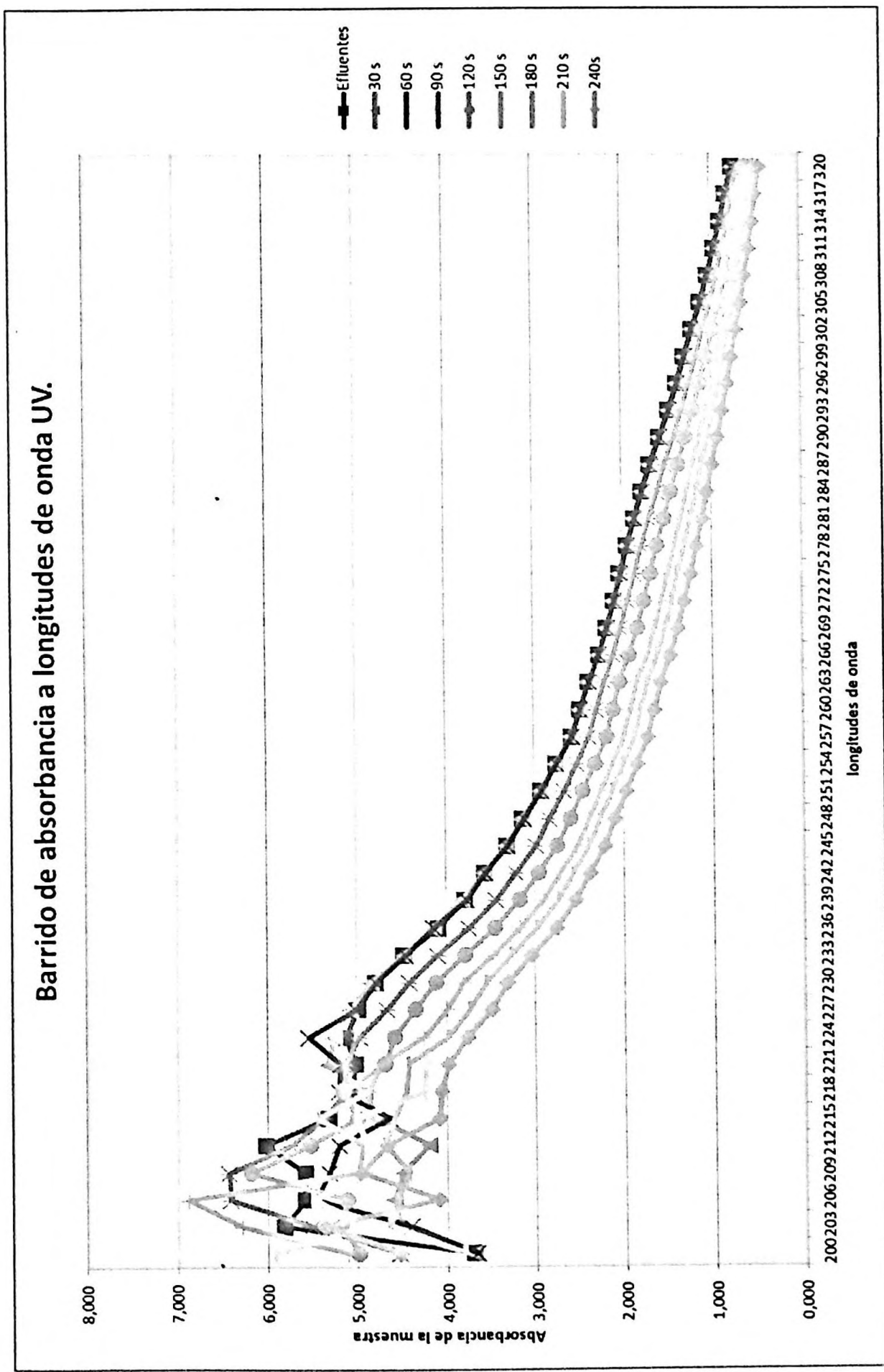
Los espectros de absorbancia permiten establecer la presencia de diferentes tipos de compuestos orgánicos

Los resultados del espectro de absorbancia entre las longitudes de onda 200nm a 320 nm son presentados en las figuras 3 y 4. Dichos experimentos fueron realizados para comprobar el efecto de la ozonización sobre los compuestos aromáticos en efluentes ácidos y alcalinos durante un tiempo de ozonizado máximo de 4 minutos.

5.1.1.1 Barrido de absorbancia de efluentes ácidos

La figura 3 muestra el barrido de absorbancia para longitudes de onda entre 200 y 320 nm del efluente de blanqueo ácido, tratado mediante ozonización por diferentes períodos.

Figura 3: Barrido de longitudes de onda de la muestra ácida a diferentes tiempos en segundos de ozonización.



Se observa que a medida que aumenta la longitud de onda, se obtiene una tendencia a reducir la absorbancia de la muestra. Para longitudes de onda entre 200 y 215 nm se obtienen "peaks" aleatorios de absorbancia para tiempos menores a 2 minutos de ozonización. En el resto de la banda de longitudes de onda incluidas en la figura se obtiene claramente una reducción en el valor de la absorbancia a medida que transcurre la operación de ozonización.

Se observa que a pesar de la tendencia aleatoria de la absorbancia inicial entre 215 nm y 230 nm, se obtiene en general una reducción en el valor de la absorbancia, según lo señalado en literatura esto se debe a que los compuestos orgánicos responsables de la absorción (alquenos y aromáticos) sufren oxidación a medida que continúa el proceso de ozonización.

Los espectros de ultravioleta de los hidrocarburos aromáticos se caracterizan por tres conjuntos de bandas fáciles de identificar, una banda fuerte bajo los 200 nm y otras dos bandas más débiles sobre los 200 nm. Por ejemplo, el benceno tiene un fuerte pico de absorción en 184 nm⁵ ($\epsilon_{\text{máx}} \sim 60000$); una banda más débil, llamada E₂ en 204 nm ($\epsilon_{\text{máx}} \sim 7900$); y un pico más débil, denominado banda B en 256 nm ($\epsilon_{\text{máx}} \sim 200$). Las tres bandas características del benceno son afectadas fuertemente por los sustituyentes en el anillo, los efectos en las dos bandas de longitud de onda más larga son de particular interés porque pueden estudiarse fácilmente con equipo espectrofotométrico ordinario.

⁵ En el espectro UV del benceno esta banda no aparece, ya que las longitudes de onda bajo 200 nm no son accesibles para la mayoría de los espectrómetros UV-visibles habituales.

La tabla 3 muestra los efectos de las bandas de absorción de algunos sustituyentes comunes en el anillo bencénico.

Tabla 3: Características de absorción de compuestos aromáticos. Fuente: [Macho, 2002]

Compuesto		Banda E ₂		Banda B	
		$\lambda_{\text{máx}}$ (nm)	$\epsilon_{\text{máx}}$	$\lambda_{\text{máx}}$ (nm)	$\epsilon_{\text{máx}}$
Benceno	C ₆ H ₆	204	7900	256	200
Tolueno	C ₆ H ₅ CH ₃	207	7000	261	300
Etilbenceno	C ₆ H ₅ CH ₂ CH ₃	208	7800	260	220
Bromobenceno	C ₆ H ₅ Br	210	7500	258	170
Clorobenceno	C ₆ H ₅ Cl	210	7600	265	240
m – Xileno	C ₆ H ₄ (CH ₃) ₂	212	7300	263	300
Fenol	C ₆ H ₅ OH	211	6200	270	1450
Ion Fenolato	C ₆ H ₅ O ⁻	235	9400	287	2600
Anilina	C ₆ H ₅ NH ₂	230	8600	280	1430
Ión Anilinio	C ₆ H ₅ NH ₃ ⁺	203	7500	254	160
Tiofenol	C ₆ H ₅ SH	236	10000	269	700
Naftaleno	C ₁₀ H ₈	286	9300	312	289
Estireno	C ₆ H ₅ CH=CH ₂	244	12000	282	450

Claramente se puede demostrar que los compuestos que absorben a $\lambda < 230$ nm se reducen a medida que avanza la ozonización para tiempos mayores de 2 minutos de ozonizado. En el caso de los compuestos que absorben a $\lambda > 230$ nm se observa un comportamiento bastante lineal en la reducción de sus "peaks" a medida que avanza el proceso de ozonización, comprobando que la reducción a los 2 minutos esta ubicada en la media entre la absorbancia del efluente y del ozonizado a los 4 minutos.

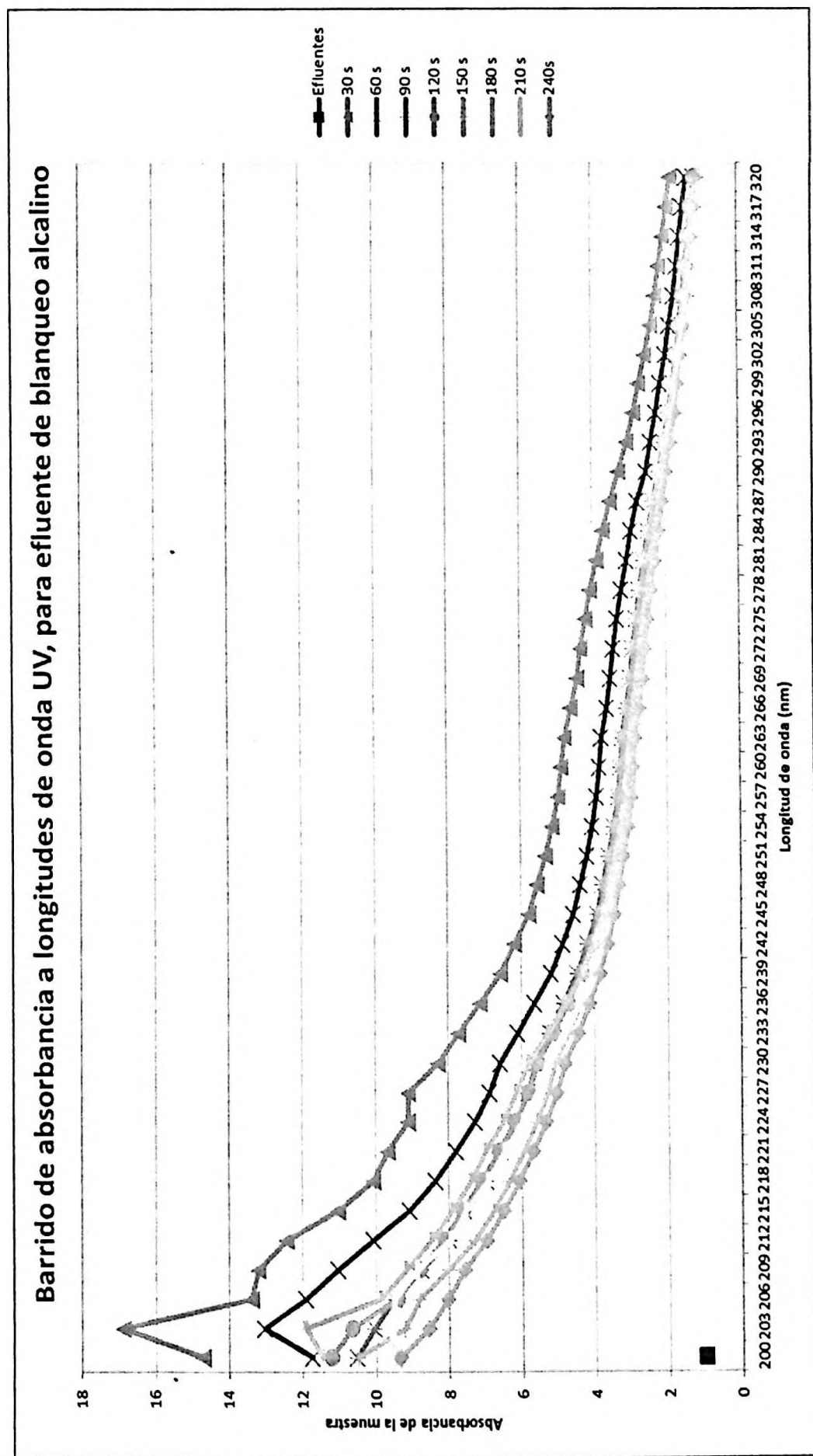
Comparando los resultados con la literatura especializada (Castro, 2011), los resultados de los "peaks" entre 215 nm y 230 nm corresponden al predominio de la reacción electrofílica directa del ataque por ozono molecular "ozonólisis" en medio ácido. Por lo tanto, en esta zona según literatura se ubican los compuestos más sensibles a la ozonólisis, C = C dobles enlaces, grupos funcionales específicos (por ejemplo, OH, CH₃, O-CH₃) y átomos que llevan una carga negativa (N, P, O, S y carbonos nucleofílicos).

Se puede concluir que los resultados obtenidos para barrido de longitud de onda en medio ácido, son bastante cercanos a lo esperado para reacciones donde predomina la reacción directa en los primeros minutos de ozonización, entregando una tendencia final a la reducción de la cantidad de aromáticos para tiempos de ozonización mayores a 2 minutos. De lo anterior se puede considerar que el tiempo menor de ozonización que produce efectos significativos en todo el espectro de absorbancia corresponde a los dos minutos de proceso de ozonización de efluentes de blanqueo de celulosa.

5.1.1.2 Barrido de absorbancia de efluentes alcalinos

La figura 4 muestra gráficamente la reducción en el valor de la absorbancia de las muestras ozonizadas durante los cuatro minutos del proceso.

Figura 4: Barrido de longitudes de onda de la muestra alcalinas a diferentes tiempos en segundos de ozonización.



Se observa en la figura 4 que el barrido de absorbancia para efluentes de blanqueo en medio alcalino se realiza de manera uniforme, suave y sin alteraciones manteniendo una tendencia global de reducción de absorbancia en todo el espectro en estudio. Además se observa que los "peaks" para longitudes de onda entre 200 nm y 215 nm obtenidos para la ozonización de efluentes alcalinos se reducen rápidamente en todo el rango de operación.

Se demuestra lo señalado en literatura [Castro, 2011], con respecto a la conveniencia de realizar la ozonización en efluente alcalino, donde se obtienen que a $\text{pH} > 7$ los contaminantes pueden ser oxidados tanto directamente por ozono o por medio de radicales libres hidróxilos. Finalmente, se tiene un comportamiento equivalente al que se ha estudiado en bibliografía, con una mayor remoción de compuestos aromáticos para efluentes alcalinos, donde es visible una remoción más rápida y homogénea en todo espectro a diferencia del barrido de absorbancia de efluentes ácidos (Zhou y Smith, 1997), lo que se demuestra en las figuras 3 y 4.

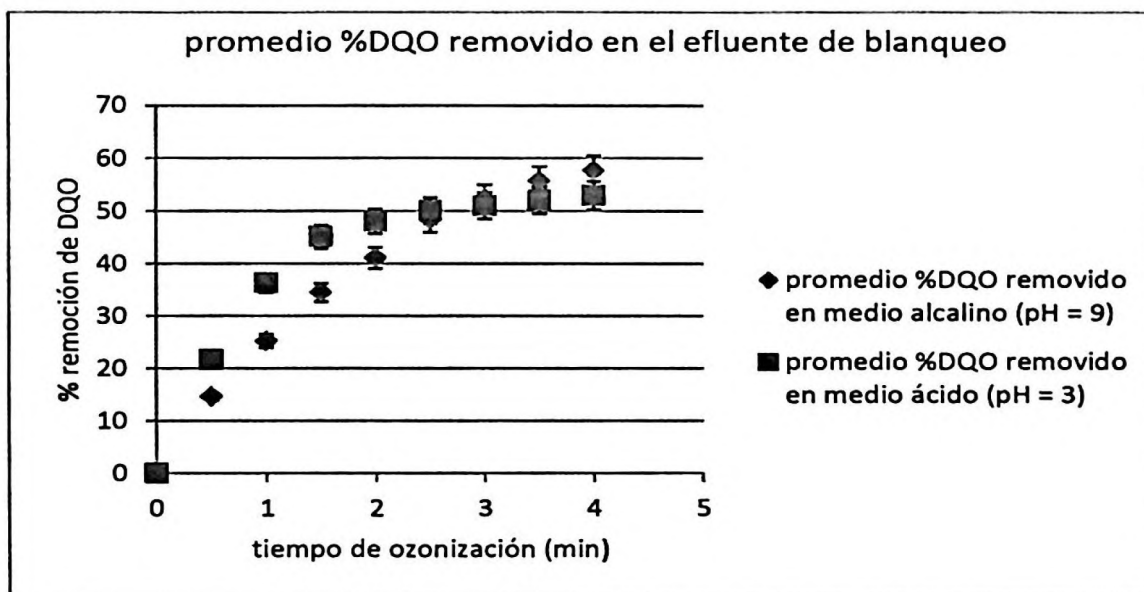
Los estudios anteriores han demostrado que la ozonización puede convertir compuestos de alto peso molecular en los que tienen pesos moleculares más bajos y que contienen un mayor porcentaje de oxígeno en su estructura química como son los grupos funcionales hidróxilos, carboxilos, o aldehídos que son más susceptibles a la biodegradación. La ozonólisis de compuestos aromáticos se hace posible mediante la pérdida de un sustituyente lateral, rompiendo la estructura del anillo aromático a través de reacciones selectivas, lo que reduce la absorbancia, tal como se muestra en las figuras 3 y 4.

Se puede concluir de la información entregada por literatura y de los resultados obtenidos, que en el efluente ácido existe una tendencia a oxidar los compuestos mediante ozonización directa y que en el efluente alcalino las reacciones competitivas del ión hidróxido y radicales hidroxilos producen un aumento de nivel de oxidación de los contaminantes, tal como se puede observar al comparar las figuras 3 y 4.

5.1.2 Remoción de DQO mediante ozonización

La figura 5 muestra la tendencia obtenida de los datos alcanzados a partir de las mediciones de DQO para ozonización de efluentes de blanqueo ácido y alcalino.

Figura 5: Remoción promedio de DQO para efluente de blanqueo de celulosa a Temperatura de 20°C y un flujo de 3,3 g/h de ozono.



Se puede observar que la velocidad de remoción de DQO para efluentes ácidos mediante ozonización muestra una reducción de un 53%. La mayor velocidad de oxidación de materia orgánica ocurre en el primer minuto de ozonización, donde alrededor de 31 [mg DQO/min] son removidos, con un consumo de O_3 de 44 [mg O_3 /min]. A los 4 minutos de ozonización, la velocidad de remoción de O_3 se ha reducido a 1,69 [mg DQO/min], con un consumo correspondiente de 32 [mg O_3 /min], mostrando que los compuestos secundarios obtenidos de la oxidación de los compuestos aromáticos, presentan una mayor estabilidad ante la acción oxidativa del O_3 molecular. Cabe señalar que a bajo pH el ozono actúa por vía molecular, que es altamente selectiva a compuestos aromáticos.

Se puede observar que la velocidad de remoción de DQO para efluentes alcalinos mediante ozonización muestra una reducción de un 58%. La mayor velocidad de oxidación de materia orgánica ocurre en el primer minuto de ozonización, donde alrededor de 32 [mg DQO/min] son removidos, con un consumo de O_3 de 57 [mg O_3 /min]. A los 4 minutos de ozonización, la velocidad de remoción de O_3 se ha reducido a 7 [mg DQO/min], con un consumo correspondiente de 47 [mg O_3 /min].

Comparando ambos casos se puede observar que a los 4 minutos de ozonización de efluente alcalino se logra obtener una mayor de remoción en el efluente alcalino. Se puede señalar que

estas observaciones son consistentes con las observaciones encontradas que señalan que la ozonización de efluente alcalino tiene tendencia a mantener la reducción de DQO durante más tiempo que el caso de remoción de efluente ácido. [Zhou y Smith. 1997].

Se puede observar que para 2 minutos de ozonización que corresponde a la mitad del tiempo de ozonizado, la remoción de DQO corresponde a 80% de la remoción total para ambos tipos de efluente de blanqueo de celulosa. De lo anterior se concluye que es conveniente lograr este 80% de remoción total y a su vez reducir a la mitad el tiempo y los costos asociados a la ozonización de efluentes de blanqueo de celulosa.

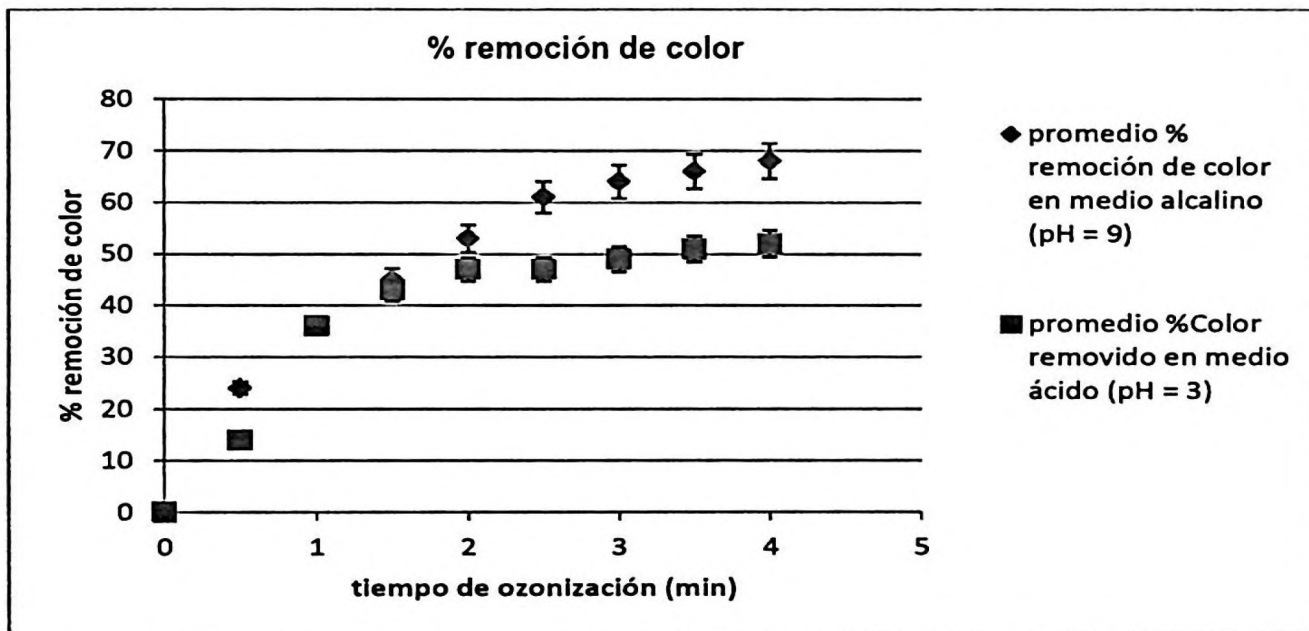
Se obtiene experimentalmente una razón de 0,44 Kg O₃ por Kg DQO para los primeros dos segundos de ozonización de efluente de celulosa. Comparando con literatura⁶, se señala que la razón de diseño de un proceso de ozonización para efluentes de blanqueo de celulosa se desarrolla con una razón de Kg O₃ por Kg DQO entre 0,4 a 1.

⁶ "Ozonía: Pulp and Paper", www.ozonia.com; Suiza, 2011.

5.1.3 Remoción de color mediante ozonización

La figura 6 entrega los resultados de la degradación de color durante el tratamiento con ozono de los efluentes de blanqueo ácido y alcalino.

Figura 6: Remoción de Color en efluente de blanqueo de celulosa a diferentes valores de pH, temperatura de 20°C y un flujo de 3,3 g/h de ozono.



Se puede observar que la velocidad de remoción de color mediante ozonización en medio ácido muestra una reducción de un 55%. La mayor velocidad de oxidación de materia orgánica ocurre en el primer minuto de ozonización, donde alrededor de 0,09 [UPC⁷/min] son removidos, con un consumo de O₃ de 44 [mg O₃/min]. A los 4 minutos de ozonización, la velocidad de remoción de O₃ se ha reducido a 0,01 [UPC/min], con un consumo correspondiente de 32 [mg O₃/min].

Se puede observar que la velocidad de remoción de color mediante ozonización en medio alcalino muestra una reducción de un 68%. La mayor velocidad de oxidación de materia orgánica ocurre en el primer minuto de ozonización, donde alrededor de 0,13 [UPC/min] son removidos, con un consumo de O₃ de 57 [mg O₃/min]. A los 4 minutos de ozonización, la velocidad de remoción de O₃ se ha reducido a 0,01 [UPC/min], con un consumo correspondiente de 47 [mg O₃/min].

⁷ Unidad de Platino Cobalto

Se observa en la figura 6 que una gran ventaja de la aplicación de ozono es la eliminación de compuestos cromóforos; logrando remover hasta el 55 % en los efluentes ácidos y un 68 % de remoción de color en los efluentes alcalinos en 4 minutos de tratamiento, respectivamente.

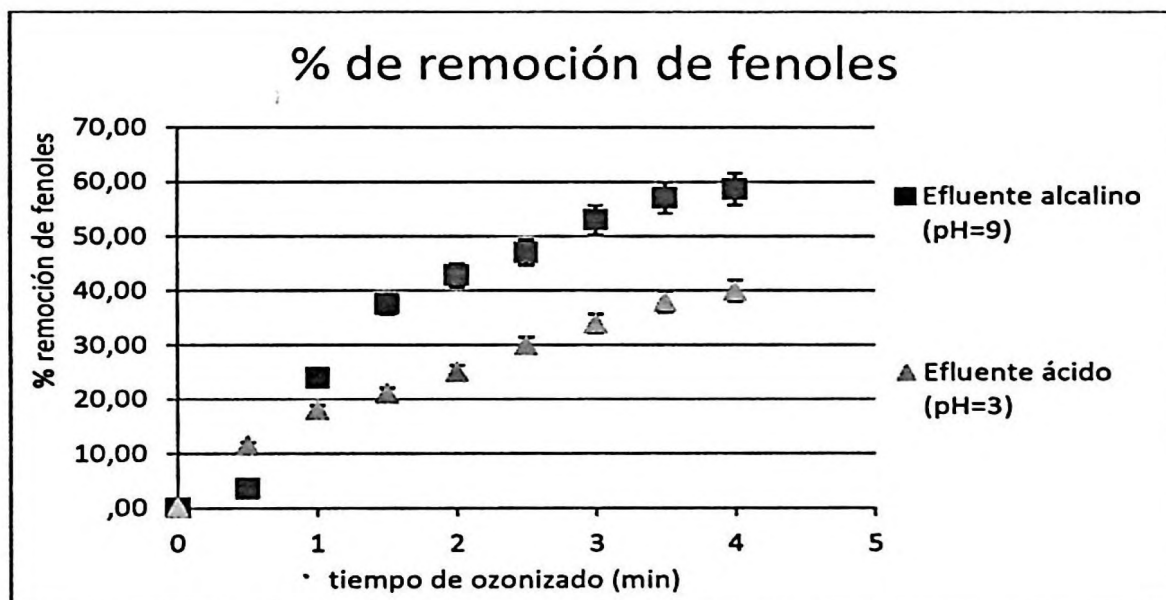
Según la literatura los compuestos que causan color podrían consistir en dos grupos, uno fácilmente extraíble y el otro difícil de quitar en menor concentración (Smith, 2001). De lo observado aquí, se puede concluir que la parte cantidad de los compuestos coloreados son removidos durante la etapa inicial del proceso de ozonización, con una mayor tasa de degradación en el caso de los efluentes de blanqueo alcalino. Esto último se debe al alto nivel de pH que caracteriza dicho efluente promueve la formación de radicales hidroxilo, cuyo poder oxidante es muy superior al del ozono molecular.

Se puede observar que para 2 minutos de ozonización que corresponde a la mitad del tiempo de ozonización, la remoción de color en efluentes ácido corresponde al 78% de la remoción total del proceso de ozonización y el 81% de la remoción total de color del efluente alcalino. De lo anterior se concluye que es conveniente lograr un 78% a 81% de remoción total y a su vez reducir a la mitad el tiempo y los costos asociados a la ozonización de efluentes de blanqueo de celulosa.

5.1.4 Remoción de Compuestos Fenólicos mediante ozonización

La figura 7 entrega los resultados de la remoción de fenoles totales durante el tratamiento con ozono para diferentes valores de pH.

Figura 7: Remoción de fenoles en efluente de blanqueo de celulosa a diferentes valores de pH y temperatura de 20°C y un flujo de 3,3 g/h de ozono.



Se puede observar que la velocidad de remoción de fenoles mediante ozonización en medio ácido muestra una reducción de un 40%. La mayor velocidad de oxidación de materia orgánica ocurre en el primer minuto de ozonización, donde alrededor de 0,83 [(mg/l)/min] son removidos, con un consumo de O₃ de 44 [mg O₃/min]. A los 4 minutos de ozonización, la velocidad de remoción de O₃ se ha reducido a 0,25 [(mg/l)/min], con un consumo correspondiente de 32 [mg O₃/min].

Por su parte, la velocidad de remoción de fenoles mediante ozonización en medio alcalino muestra una reducción de un 58%. La mayor velocidad de oxidación de materia orgánica ocurre en el primer minuto de ozonización, donde alrededor de 1,37 [(mg/l)/min] son removidos, con un consumo de O₃ de 57 [mg O₃/min]. A los 4 minutos de ozonización, la velocidad de remoción de O₃ se ha reducido a 0,29 [(mg/l)/min], con un consumo correspondiente de 47 [mg O₃/min].

Se observa que los fenoles totales se redujeron significativamente en medios alcalinos con respecto al medio ácido. Estos resultados coinciden con la literatura, donde se reporta que el ozono reduce significativamente los niveles de fenoles de los efluentes alcalinos en tiempos menores a 4 minutos (Heinzel et al 1992; Zhou y Smith, 1997).

Se puede concluir a partir de los resultados de la remoción de contaminantes, que la ozonización a través de la reacción indirecta mediante radicales libres es eficaz para este efluente y está de acuerdo con los estudios reportados en literatura. En medio ácido, la ozonización fue menos eficiente, ya que este proceso favorece una reacción directa del ozono molecular, que es más selectiva y menos potente que la reacción indirecta por especies radicales.

Se puede observar que para 2 minutos de ozonización que corresponde a la mitad del tiempo de ozonizado, la remoción de fenoles en efluentes ácido corresponde al 62% de la remoción total del proceso de ozonización y el 72% de la remoción total de fenoles del efluente alcalino. De lo anterior se concluye que es conveniente lograr un 62% a 72% de remoción total y a su vez reducir a la mitad el tiempo y los costos asociados a la ozonización de efluentes de blanqueo de celulosa.

5.2 Evaluación Económica del proceso de ozonización de efluente de celulosa a escala industrial

Se desarrollo la evaluación económica de la ampliación de la planta de tratamiento de efluentes de blanqueo, mediante la instalación de un reactor de ozonización.

En el diseño preliminar del proceso de ozonización, primeramente se debe diseñar el reactor de ozonización. A continuación los costos de inversión y de operación se calculan en función del costo instalado del equipo de mayor costo para un modelo simplificado de costos de los equipos a través de diversos factores, y finalmente se hace un análisis de la rentabilidad del proceso. Para estudiar la sensibilidad de los resultados de remoción, se contemplan 3 escenarios de evaluación.

5.2.1 Escenarios considerados

Para realizar la evaluación económica, se han considerado tres escenarios; que corresponden a tres porcentajes diferentes de remoción de DQO que implicarán la combinación con otros procesos de depuración y efectos en los costos de consumo eléctrico del proceso: remoción de DQO de un 55% considerado como el valor medio obtenido experimentalmente, remoción de DQO de un 70% considerado como valor de reemplazo de tratamientos biológicos y remoción de DQO de un 20% considerado como el mínimo valor para ser utilizado en serie previo al tratamiento biológico.

5.2.2 Escenario factible para flujo de caja

El escenario escogido como más probable es de no ozonizar el año 0, que corresponde al año de inversión, para el año 1 se esperaría una producción dentro de los rangos establecidos según la remoción definida (5.1), mantenida durante los 10 años de producción, con un valor de salvamento del 10% de la inversión inicial y una TMAR de la compañía de un 10%. Utilizando las condiciones y ecuaciones desarrolladas (4.6, 5.2.3, 5.2.4) y se realiza un análisis de sensibilidad de los diferentes porcentajes de remoción expresados anteriormente.

5.2.3 Costo eléctrico de remover contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización

En esta sección se utilizarán los datos obtenidos de velocidad de remoción de contaminantes en el proceso de ozonización (Anexo E), para obtener el consumo eléctrico de remoción de diferentes porcentajes de contaminantes en los efluentes de blanqueo de celulosa.

5.2.3.1 Análisis de los costos eléctricos del consumo de carga contaminante mediante ozonización

Se realiza un análisis de los costos eléctricos dependiendo del % de remoción de los contaminantes (Anexo F-2) y se obtienen los siguientes valores.

Tabla 4: Análisis de Consumo Eléctrico según la remoción de contaminantes.

	% Remoción			US\$/m3
	DQO	Fenol	Color	
Escenario 1	70	No registrado	No registrado	1,20
Escenario 2	55	49	58	0,96
Escenario 3	20	10	20	0,34

Se observa de la tabla 4 y de las figuras de remoción de contaminantes de efluentes de blanqueo de celulosa que la remoción de DQO de un 70% no fue alcanzada durante la ozonización durante 4 minutos (figura 5). Por lo tanto, la remoción de compuestos coloreados (figura 6) y fenoles (figura 7), no se puede registrar para esa condición de máxima remoción y de sustitución del tratamiento biológico.

Se entregan valores de consumo eléctrico que se encuentran en el rango de consumo eléctrico para procesos de ozonización [Wesseler, 2005]. Además, se puede señalar que debido al alto consumo eléctrico para llevar a cabo este proceso ninguno de los escenarios es económicamente factible comparados con otras alternativas para remoción de contaminantes. En el caso de los tratamientos electroquímicos, se señala que los costos de operación son del orden de US\$ 0.1 por kg de DQO removido. [Restrepo, 2001], el costo estimado del tratamiento combinado (la coagulación de la potasa alumbre y electroquímica) para un tratamiento completo de efluentes es de US\$ 0,7 por m³ de efluente de blanqueo de celulosa [Powai, 2006].

El escenario factible para el uso de ozonización requiere una fuente barata de energía eléctrica. En las plantas de celulosa, la electricidad excedente se vende al SIC. Sin embargo, hay periodos de baja demanda, por lo que esa electricidad excedente puede ser utilizada en tratamientos internos.

5.2.4 Costo del reactor de ozonización a escala industrial

Se debe obtener el costo de inversión del reactor de ozonización, con el propósito de realizar en análisis de costos preliminar y evaluación del proceso de ozonización. El modelo de costo preliminar simplificado requiere estas variables para obtención del costo total de inversión, el costo de producción y la rentabilidad de un proceso.

La capacidad del reactor es de 41 m³, debido a que se ingresarán 10.000 m³/día de residuos de efluentes de blanqueo de celulosa con un tiempo de residencia de 4 minutos.

5.2.4.1 Bases de diseño del reactor de ozonización a escala industrial

- El equipo a utilizar es un recipiente cilíndrico vertical, con razón Largo (L)-diámetro (D) L/D=1, por tratarse de un estanque a presión atmosférica.
- Se considerarán velocidades de líquido y gas de acuerdo a lo comúnmente recomendado. Para líquidos 3 m/s y para gases 30 m/s.
- Se considerará una temperatura normal de diseño de 10 °C por sobre la temperatura de operación, y una presión 50% más alta que la presión de operación, como lo propone ASME.
- Para efectos de diseño se considerará la corriente de líquido como la totalidad de compuestos condensables a la temperatura de la corriente.
- El material de diseño determinado será acero, debido a sus propiedades y el estrés máximo permitido, bajo un rango de temperatura, el que resulta ser; acero inoxidable AISI 316-L con un estrés máximo, S, de 13300.
- Se considerará un volumen de diseño 50% mayor al volumen de operación.
- Se utilizarán las estimaciones de Guthrie para obtener los resultados de costos de compra de equipos.

Cálculo del volumen de reactor:

Consideran que el reactor será diseñado con un 50% de volumen sobre la operación en el tiempo de residencia encontrado en estudios (4 minutos).

$$Volumen_{operación} = 10.000 \frac{m^3}{día} \cdot \frac{día}{24h} \cdot \frac{1h}{60 min} \cdot 4min = 28 m^3.$$

$$Volumen_{diseño} = 28 \cdot 1,5 m^3 = 42m^3.$$

Se calcula el largo (L) y el diámetro (D) del reactor considerando una razón L/D = 1.

$$L = D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = 3,15 \text{ m}$$

5.2.4.2 Costo de compra del reactor de ozonización a escala industrial

Método de Guthrie.

Se realiza la estimación de los costos mediante el método de Guthrie para los equipos requeridos en la planta de tratamiento según sus características de diseño, realizando la evaluación del costo propiamente tal y el costo instalado de cada equipo.

- Reactor, según las siguientes formulas se tiene:

$$Cost(US\$) = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \cdot 101,9 \cdot D^{1,066} \cdot H^{0,82} \cdot (2,18 + F_C) , \text{ con } F_C = F_m \cdot F_p$$

Datos:

$$M\&S_{INDEX}^8 2011 = 1490,2$$

$$D = L = 12,3 \text{ ft}$$

$$F_m = 1 \text{ (CS, soldado)}$$

$$F_p = 1 \text{ (P}_{\max} = 22\text{PSI})$$

El costo del reactor corresponde a US\$ 200.000.

⁸ Chemical engineering, www.che.com, 2011.

5.2.5 Costo de compra del Generador de Ozono

Se consideran las aproximaciones de costo que entregan correlaciones disponibles que varían el exponente de las capacidades de los equipos entre 0,15 y 0,83, pero suele utilizarse una media de los exponentes de aproximadamente 0,6 [Timmerhaus, 2003]. Por lo tanto, se utilizara la aproximación de seis décimas de ley de potencia referido al costo del generador de ozono en función a la capacidad.

Se desarrollan los costos del proceso de ozonización a partir de dos bases de cálculos diferentes, quedando a criterio del investigador decidir por uno de los dos procesos señalados. Por otra parte, los resultados obtenidos con cada uno de las dos bases de cálculos diferentes no son muy diferentes.

5.2.5.1 Costo de Compra de Generador basado en generador usado en Finlandia

Se tienen los costos de un Generador de Ozono de capacidad de 420 kg/h que tiene un costo instalado en Chile de US\$ 817.000, costo desglosado de la forma siguiente:

- Costo Equipo: US\$ 660.000 (Helsinki – Finland).
- Contenedor (3 unidades): US\$ 18.800.
- Impuesto Internación (6%): US\$ 39.600.
- Fletes y seguros (15%): US\$ 99.000.

Por lo tanto, el costo del equipo instalado es de US\$ 817.400.⁹

Mediante la fórmula se obtiene el costo de los generadores de ozono según los datos obtenidos (5.2.2.1).

$$\text{Costo ozonizador industrial (US\$)} = \text{US\$ } 817.000 (\text{Capacidad Industrial} / 420 \text{ Kg/h})^{0,6}$$

Tabla 5: Costo de Generador Industrial.

% Remoción DQO	Capacidad de Generador Industrial		Costo Generador Industrial(US\$)
	ton/día	Kg/h	
70	7,5	312,5	684.200
55	6,0	250	598.500
20	2,1	87,5	320.000

⁹ Cotización realizada por Alejandro Guerrero en Pares y Alvarez (29/08/2012)

5.2.5.2 Costo de Compra de Generador basado en equipo de laboratorio

Se tiene en marcha en laboratorio un Generador de Ozono de capacidad de 4 g/h que tiene un costo de US\$ 2.000, mediante la fórmula se obtiene el costo de los generadores de ozono según los datos obtenidos (5.2.2.1).

$$\text{Costo ozonizador industrial (US\$)} = \text{US\$ 2.000 (Capacidad Industrial / 4g/h)}^{0.6}$$

Tabla 5: Costo de Generador Industrial.

% Remoción DQO	Capacidad de Generador Industrial		Costo Generador Industrial(US\$)
	ton/día	g/h	
70	7,5	312.500	1.724.662
55	6	250.000	1.508.544
20	2,1	87.500	803.524

5.2.6 Inversión del Proyecto de remoción de efluentes de blanqueo mediante ozonización

En esta sección se utilizarán los datos obtenidos de costos de los equipos primordiales, que corresponden al reactor de ozonización (5.2.3) y el generador de ozono (5.2.4), utilizando los métodos de estimación de inversión total (Anexo G) para obtener los valores de inversión para los diferentes escenarios de evaluación, que corresponden a diferentes porcentajes de remoción de DQO en los efluentes de blanqueo de celulosa.

5.2.6.1 Inversión del Proyecto de remoción de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización utilizando un reactor comprado en Finlandia

Tabla 6: Inversión del proyecto en escenario de 70% de Remoción de la DQO mediante ozonización

Costo de Compra de Equipos (US\$)	CCE		US\$ 884.000
Instrumentación y Control (US\$)	CIC	15% CCE	US\$ 133.000
Costo de Cañerías (US\$)	CC	50% CCE	US\$ 442.000
Equipos y Material Eléctrico (US\$)	EME	15% CCE	US\$ 133.000
Costos dentro de los límites de la planta (US\$)	CDLP		US\$ 1.592.000
Costos fuera de los límites de la planta (US\$)	CFLP		US\$ 716.000
Costos Directos (US\$)	CD	CDLP+CFLP	US\$ 2.310.000
Inversión total (US\$)	IT	162,5% CD	US\$ 3.754.000
Inversión de Capital Fijo (US\$)	ICF	125% CD	US\$ 2.885.000
Ingeniería y supervisión	CIS	8% ICF	US\$ 230.800
Costos de Construcción	CCO	5% ICF	US\$ 144.250
Pago a Contratistas	PC	2% ICF	US\$ 57.700
Contingencias e Imprevistos	CEI	5% ICF	US\$ 144.250
Costos Indirectos	CI	20% ICF	US\$ 577.000
ICF			US\$ 2.885.000
IT			US\$ 3.750.500

Tabla 7: Inversión del proyecto en escenario de 55% de Remoción de la DQO mediante ozonización

Costo de Compra de Equipos (US\$)	CCE		US\$ 798.500
Instrumentación y Control (US\$)	CIC	15% CCE	US\$ 120.000
Costo de Cañerías (US\$)	CC	50% CCE	US\$ 400.000
Equipos y Material Eléctrico (US\$)	EME	15% CCE	US\$ 120.000
Costos dentro de los límites de la planta (US\$)	CDLP		US\$ 1.438.000
Costos fuera de los límites de la planta (US\$)	CFLP		US\$ 647.000
Costos Directos (US\$)	CD	CDLP+CFLP	US\$ 2.085.000
Inversión total (US\$)	IT	162,5% CD	US\$ 3.388.000
Inversión de Capital Fijo (US\$)	ICF	125% CD	US\$ 2.606.000
Ingeniería y supervisión	CIS	8% ICF	US\$ 208.480
Costos de Construcción	CCO	5% ICF	US\$ 130.300
Pago a Contratistas	PC	2% ICF	US\$ 52.120
Contingencias e Imprevistos	CEI	5% ICF	US\$ 130.300
Costos Indirectos	CI	20% ICF	US\$ 521.200
ICF			US\$ 2.606.200
IT			US\$ 3.388.125

Tabla 8: Inversión del proyecto en escenario de 20% de Remoción de la DQO mediante ozonización.

Costo de Compra de Equipos (US\$)	CCE		US\$ 520.000
Instrumentación y Control (US\$)	CIC	15% CCE	US\$ 78.000
Costo de Cañerías (US\$)	CC	50% CCE	US\$ 260.000
Equipos y Material Eléctrico (US\$)	EME	15% CCE	US\$ 78.000
Costos dentro de los límites de la planta (US\$)	CDLP		US\$ 936.000
Costos fuera de los límites de la planta (US\$)	CFLP		US\$ 421.000
Costos Directos (US\$)	CD	CDLP+CFLP	US\$ 1.400.000
Inversión total (US\$)	IT	162,5% CD	US\$ 2.275.000
Inversión de Capital Fijo (US\$)	ICF	125% CD	US\$ 1.700.000
Ingeniería y supervisión	CIS	8% ICF	US\$ 136.000
Costos de Construcción	CCO	5% ICF	US\$ 85.000
Pago a Contratistas	PC	2% ICF	US\$ 34.000
Contingencias e Imprevistos	CEI	5% ICF	US\$ 85.000
Costos Indirectos	CI	20% ICF	US\$ 340.000

5.2.6.2 Inversión del Proyecto de remoción de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización utilizando dimensionamiento del reactor de laboratorio

Tabla 9: Inversión del proyecto en escenario de 70% de Remoción de la DQO mediante ozonización

Costo de Compra de Equipos (US\$)	CCE		US\$ 1.920.000
Instrumentación y Control (US\$)	CIC	15% CCE	US\$ 290.000
Costo de Cañerías (US\$)	CC	50% CCE	US\$ 960.000
Equipos y Material Eléctrico (US\$)	EME	15% CCE	US\$ 290.000
Costos dentro de los límites de la planta (US\$)	CDLP		US\$ 3.460.000
Costos fuera de los límites de la planta (US\$)	CFLP		US\$ 1.560.000
Costos Directos (US\$)	CD	CDLP+CFLP	US\$ 5.020.000
Inversión total (US\$)	IT	162,5% CD	US\$ 8.157.500
Inversión de Capital Fijo (US\$)	ICF	125% CD	US\$ 6.280.000
Ingeniería y supervisión	CIS	8% ICF	US\$ 502.400
Costos de Construcción	CCO	5% ICF	US\$ 314.000
Pago a Contratistas	PC	2% ICF	US\$ 125.600
Contingencias e Imprevistos	CEI	5% ICF	US\$ 314.000
Costos Indirectos	CI	20% ICF	US\$ 1.256.000
ICF			US\$ 6.276.000
IT			US\$ 8.157.500
Capital de trabajo	CAPT	15% IT	US\$ 1.223.625
Inversión capital fijo	ICF		US\$ 6.276.000
Capital puesta en marcha	CPM	10% ICF	US\$ 627.600
Inversión total	IT		US\$ 8.127.225

Tabla 10: Inversión del proyecto en escenario de 55% de Remoción de la DQO mediante ozonización

Costo de Compra de Equipos (US\$)	CCE		US\$ 1.700.000
Instrumentación y Control (US\$)	CIC	15% CCE	US\$ 256.000
Costo de Cañerías (US\$)	CC	50% CCE	US\$ 852.000
Equipos y Material Eléctrico (US\$)	EME	15% CCE	US\$ 256.000
Costos dentro de los límites de la planta (US\$)	CDLP		US\$ 3.070.000
Costos fuera de los límites de la planta (US\$)	CFLP		US\$ 1.380.000
Costos Directos (US\$)	CD	CDLP+CFLP	US\$ 4.450.000
Inversión total (US\$)	IT	162,5% CD	US\$ 7.231.250
Inversión de Capital Fijo (US\$)	ICF	125% CD	US\$ 5.562.500
Ingeniería y supervisión	CIS	8% ICF	US\$ 445.000
Costos de Construcción	CCO	5% ICF	US\$ 278.125
Pago a Contratistas	PC	2% ICF	US\$ 111.250
Contingencias e Imprevistos	CEI	5% ICF	US\$ 278.125
Costos Indirectos	CI	20% ICF	US\$ 1.112.500
ICF			US\$ 5.562.500
IT			7231250
Capital de trabajo	CAPT	15% IT	US\$ 1.084.688
Inversión capital fijo	ICF		US\$ 5.562.500
Capital puesta en marcha	CPM	10% ICF	US\$ 556.250
Inversión total	IT		US\$ 7.203.438

Tabla 11: Inversión del proyecto en escenario de 20% de Remoción de la DQO mediante ozonización

Costo de Compra de Equipos (US\$)	CCE		US\$ 1.000.000
Instrumentación y Control (US\$)	CIC	15% CCE	US\$ 150.000
Costo de Cañerías (US\$)	CC	50% CCE	US\$ 500.000
Equipos y Material Eléctrico (US\$)	EME	15% CCE	US\$ 150.000
Costos dentro de los límites de la planta (US\$)	CDLP		US\$ 1.800.000
Costos fuera de los límites de la planta (US\$)	CFLP		US\$ 810.000
Costos Directos (US\$)	CD	CDLP+CFLP	US\$ 2.610.000
Inversión total (US\$)	IT	162,5% CD	US\$ 4.241.250
Inversión de Capital Fijo (US\$)	ICF	125% CD	US\$ 3.260.000
Ingeniería y supervisión	CIS	8% ICF	US\$ 260.800
Costos de Construcción	CCO	5% ICF	US\$ 163.000
Pago a Contratistas	PC	2% ICF	US\$ 65.200
Contingencias e Imprevistos	CEI	5% ICF	US\$ 163.000
Costos Indirectos	CI	20% ICF	US\$ 652.000
ICF			US\$ 3.262.000
IT			4241250
Capital de trabajo	CAPT	15% IT	US\$ 636.188
Inversión capital fijo	ICF		US\$ 3.262.000
Capital puesta en marcha	CPM	10% ICF	US\$ 326.200
Inversión total	IT		US\$ 4.224.388

5.2.7 Costos Totales de Producción en la remoción de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización

Se desarrolla la estimación de costos sin contar con datos bibliográficos de los costos de equipos en condiciones similares al proceso de ozonización a desarrollar a escala industrial, los costos del proceso se deben principalmente al consumo eléctrico en el proceso de generación de ozono de 16 kWh/m³ de ozono alimentado al proceso como se indica en referencias bibliográficas (Munter, 2001; Yasar y col., 2006; Michael Johnson y col.; 2009; Wesseler and cl.,2008; Environmental footprint comparison tool, 2009).

Los porcentajes correspondientes de cada uno de los valores de los costos involucrados en la estimación inicial, se confièrent utilizando los rangos señalados en la asignatura de síntesis de procesos (Márquez, 2002) y estimación de un valor para los diferentes costos dentro de los rangos establecidos en el modelo de costos simplificado. (Anexo H)

5.2.7.1 Costos Totales de Producción en la remoción de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización utilizando un reactor comprado en Finlandia

Los costos eléctricos dependiendo del % de remoción de DQO (US\$/m³) se entregan en la tabla 12 y los cálculos se encuentran en el Anexo F-2.

Tabla 12: Costos totales del proyecto para cada escenario de remoción de la DQO mediante ozonización

US\$/m ³		US\$ 1,20 70%	US\$ 0,96 55%	US\$ 0,34 20%
Remoción de DQO (%)				
Servicio eléctrico anual (US\$)	20% CTP	US\$ 4.200.000	US\$ 3.360.000	US\$ 1.190.000
Mantenimiento y reparación	10% ICF	US\$ 288.500	US\$ 260.600	US\$ 170.000
Suministros de Operación	1% ICF; 10% C MR	US\$ 28.850	US\$ 26.000	US\$ 17.000
Patentes y Derechos	3% CTP	US\$ 630.000	US\$ 504.000	US\$ 179.000
Costos Directos de Producción (US\$)	70% CTP	US\$ 5.147.000	US\$ 4.150.000	US\$ 1.556.000
Costos Fijos (US\$)	12% CTP	US\$ 882.000	US\$ 712.000	US\$ 267.000
Costos Generales Fabricación (US\$)	10% CTP	US\$ 735.000	US\$ 593.000	US\$ 222.000
Costos de fabricación (US\$)	92% CTP	US\$ 6.765.000	US\$ 5.455.000	US\$ 2.044.000
Gastos administrativos (US\$)	3% CTP	US\$ 220.000	US\$ 178.000	US\$ 67.000
Investigación y desarrollo (US\$)	5% CTP	US\$ 368.000	US\$ 296.000	US\$ 111.000
Gastos Generales (US\$)	8% CTP	US\$ 588.000	US\$ 474.000	US\$ 178.000
Costos Totales de Producción (US\$)		US\$ 7.353.000	US\$ 5.930.000	US\$ 2.222.000

5.2.7.2 Costos Totales de Producción en la remoción de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización utilizando dimensionamiento del reactor de laboratorio

Los costos eléctricos dependiendo del % de remoción de DQO (US\$/m³) se entregan en la tabla 13 y los cálculos se encuentran en el Anexo F-2.

Tabla 13: Costos totales del proyecto para cada escenario de remoción de la DQO mediante ozonización

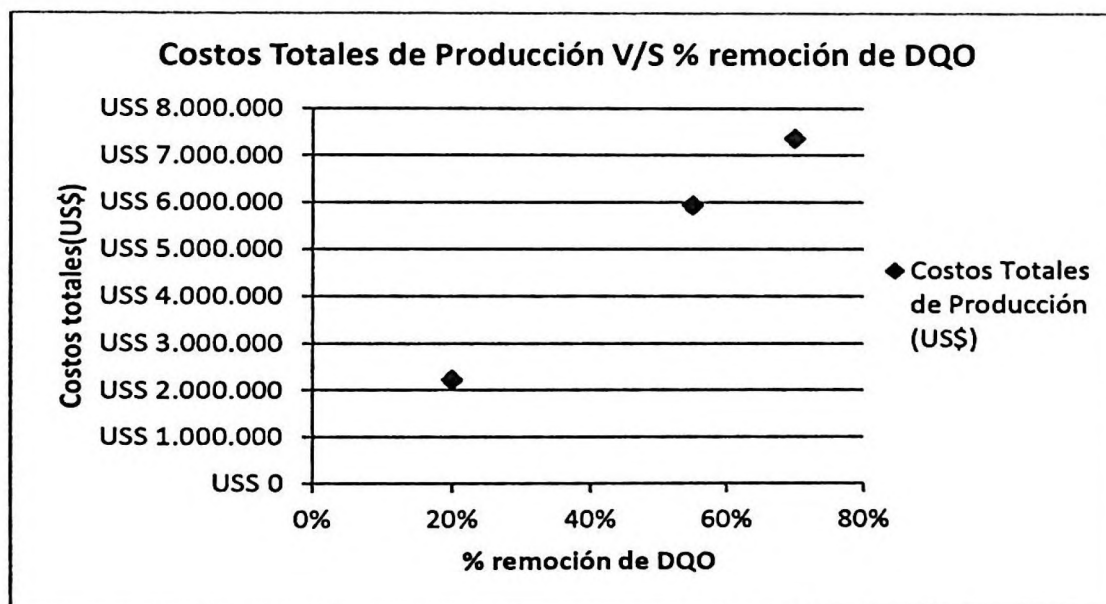
Información				
US\$/m ³		US\$ 1,20	US\$ 0,96	US\$ 0,34
Remoción de DQO (%)		70%	55%	20%
Servicio eléctrico anual (US\$)	20% CTP	US\$ 4.200.000	US\$ 3.360.000	US\$ 1.190.000
Mantenimiento y reparación	10% ICF	US\$ 628.000	US\$ 556.000	US\$ 326.000
Suministros de Operación	1% ICF; 10% C MR	US\$ 62.800	US\$ 55.600	US\$ 32.600
Patentes y Derechos	3% CTP	US\$ 630.000	US\$ 500.000	US\$ 180.000
Costos Directos de Producción (US\$)	70% CTP	US\$ 5.500.000	US\$ 4.476.000	US\$ 1.727.000
Costos Fijos (US\$)	12% CTP	US\$ 950.000	US\$ 767.000	US\$ 296.000
Costos Generales Fabricación (US\$)	10% CTP	US\$ 790.000	US\$ 639.000	US\$ 247.000
Costos de fabricación (US\$)	92% CTP	US\$ 7.260.000	US\$ 5.883.000	US\$ 2.270.000
Gastos administrativos (US\$)	3% CTP	US\$ 237.000	US\$ 192.000	US\$ 74.000
Investigación y desarrollo (US\$)	5% CTP	US\$ 394.000	US\$ 320.000	US\$ 123.000
Gastos Generales (US\$)	8% CTP	US\$ 630.000	US\$ 512.000	US\$ 197.000
Costos Totales de Producción (US\$)		US\$ 7.886.000	US\$ 6.394.000	US\$ 2.468.000

5.2.8 Análisis de sensibilidad de los costos en la remoción de contaminantes

En esta sección, se diferencia los valores de los costos para los tres escenarios establecidos (5.2), y se demuestra que el comportamiento de la remoción de los contaminantes se produce con costos proporcionales al % de remoción de DQO.

5.2.8.1 Análisis de sensibilidad de los costos en la remoción de contaminantes de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización utilizando un reactor comprado en Finlandia

Figura 8: Análisis de Sensibilidad de los costos en la remoción de contaminantes del proceso de ozonización.



Se realiza la comparación de los costos de remoción de efluentes de blanqueo de celulosa mediante el proceso de ozonización industrial durante 2 minutos para cada uno de los escenarios planteados.

Se puede observar que a medida que aumenta el costo del tratamiento por metro cúbico de efluente se mantiene la tendencia de los costos a aumentar en forma lineal. Se puede visualizar en el gráfico adjunto que los costos totales son bastante diferentes dependiendo de los tiempos de remoción de contaminantes.

Se puede observar que al remover el 20% de los contaminantes mediante el tratamiento de ozonización a un costo de US\$0,34/m³ de efluente de blanqueo, los costos del tratamiento de ozonización en dos minutos de ozonización corresponden a US\$2.222.000.

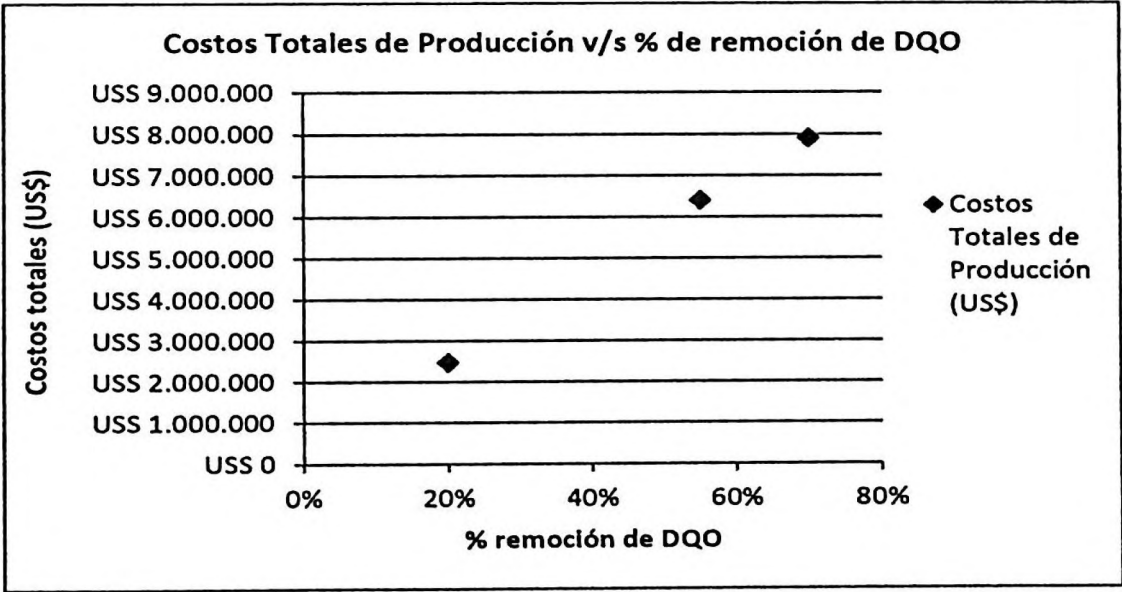
Se puede observar que al remover el 55% de los contaminantes de efluente de blanqueo mediante el tratamiento de ozonización a un costo de US\$0,96/m³ de efluente tratado, los costos del tratamiento de ozonización en dos minutos de ozonización corresponden a US\$5.930.000.

Se puede observar que al remover el 70% de los efluentes de blanqueo de celulosa mediante el tratamiento de ozonización a un costo de US\$1,2/m³ de efluente tratado, los costos del tratamiento de ozonización en dos minutos de ozonización corresponden a US\$7.353.000.

Se puede concluir a partir de los costos asociados a una remoción de efluentes durante un tiempo de dos minutos de ozonización, que las condiciones no son factibles económicamente para la utilización del proceso de ozonización.

5.2.8.2 Análisis de sensibilidad de los costos en la remoción de contaminantes de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización utilizando dimensionamiento del reactor de laboratorio

Figura 9: Análisis de Sensibilidad de los costos en la remoción de contaminantes del proceso de ozonización.



Se realiza la comparación de los costos de remoción de efluentes de blanqueo de celulosa mediante el proceso de ozonización industrial durante 2 minutos para cada uno de los escenarios planteados.

Se puede observar que a medida que aumenta el costo del tratamiento por metro cúbico de efluente se mantiene la tendencia de los costos a aumentar en forma lineal. Se puede visualizar

en el gráfico adjunto que los costos totales son bastante diferentes dependiendo de los tiempos de remoción de contaminantes.

Se puede observar que al remover el 20% de los contaminantes mediante el tratamiento de ozonización a un costo de US\$0,34/m³ de efluente de blanqueo, los costos del tratamiento de ozonización en dos minutos de ozonización corresponden a US\$2.468.000.

Se puede observar que al remover el 55% de los contaminantes de efluente de blanqueo mediante el tratamiento de ozonización a un costo de US\$0,96/m³ de efluente tratado, los costos del tratamiento de ozonización en dos minutos de ozonización corresponden a US\$6.394.000.

Se puede observar que al remover el 70% de los efluentes de blanqueo de celulosa mediante el tratamiento de ozonización a un costo de US\$1,2/m³ de efluente tratado, los costos del tratamiento de ozonización en dos minutos de ozonización corresponden a US\$7.886.000.

Se puede concluir a partir de los costos asociados a una remoción de efluentes durante un tiempo de dos minutos de ozonización, que las condiciones no son factibles económicamente para la utilización del proceso de ozonización.

5.2.9 Indicadores económicos y Análisis de Sensibilidad

Se realiza un análisis y flujo de caja para el proceso de ozonización de efluentes de blanqueo de celulosa y se comparan los escenarios establecidos para el análisis del proceso de ozonización, que corresponden a una remoción de contaminantes de un 70% que puede sustituir el tratamiento biológico, una remoción del 55% que corresponde a las condiciones desarrolladas en laboratorio y una remoción de DQO de un 20% que podría utilizarse en combinación con otros procesos de oxidación avanzada a elección o tratamientos biológicos.

5.2.9.1 Indicadores económicos y Análisis de Sensibilidad en la remoción de contaminantes de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización utilizando un reactor comprado en Finlandia

Tabla 14: Modelo Simplificado del Flujo de Caja.

Remoción de DQO (%)		70%	55%	20%
Inversión total		3.754.000	3.388.000	2.275.000
Valor de Salvamento (10% inversión)		375.400	338.800	227.500
Ingreso por venta	IV	0	0	0
Costo Materia Prima	CMAF	0	0	0
Costo Suministros	CS	4.200.000	3.360.000	1.190.000
Costo Dentro Límites de la planta	CDLP	1.592.000	1.438.000	936.000
Costo total de Producción	CTP	7.353.360	5.929.516	2.222.144
Flujo de Caja	FC	-7.353.360	-5.929.516	-2.222.144

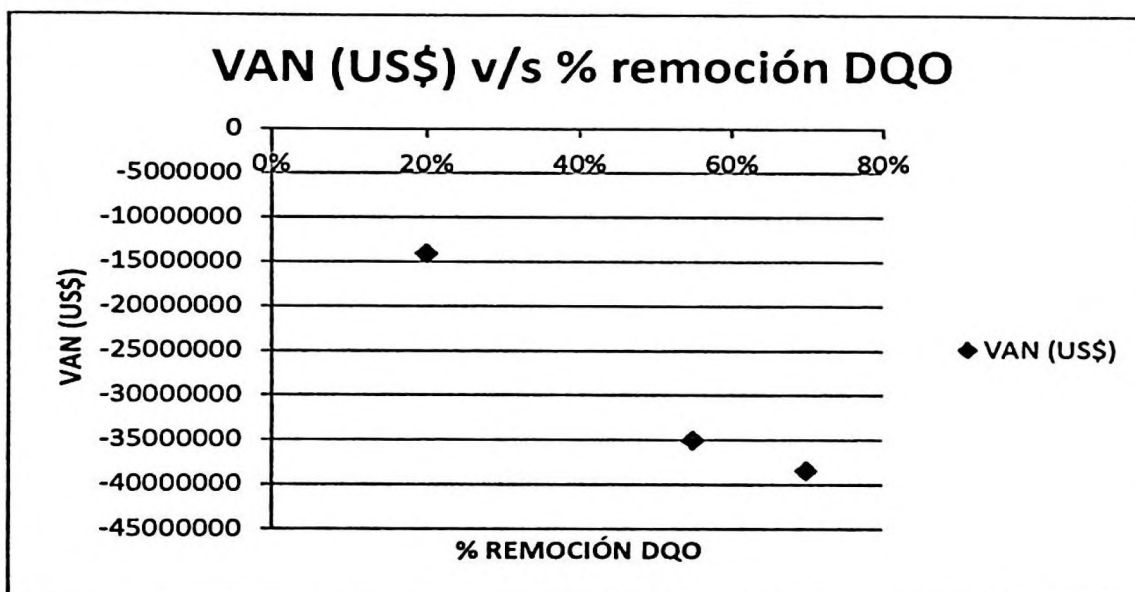
Tabla 15: Indicadores Económicos del Proceso de Ozonización.

Remoción de DQO (%)	70%	55%	20%
	-US\$		
VAN (US\$)	41.145.709	-US\$ 32.817.703	-US\$ 12.532.836
CAUE	US\$ 6.696.275	US\$ 5.340.930	US\$ 2.039.661
CAUE/BENEFICIARIO	US\$ 304	US\$ 243	US\$ 93

Se puede señalar desde los valores obtenidos para los costos de suministros que fueron obtenidos enfocados en el costo eléctrico (5.2) y del valor del flujo de caja del proyecto e indicadores económicos que dicho costo corresponde al más significativo del proceso de ozonización, tal como se ha señalado en literatura especializada. [Canut, Pascual; 2007]

Se realiza el cálculo del costo beneficio del proyecto para una población de 22400¹¹ habitantes, se determina que el beneficio social de utilizar el proceso de ozonización para evitar los impactos de los efluentes de blanqueo de celulosa se cuantifican en valores que van desde US\$ 304 a US\$ 93 por habitante.

Figura 9: Análisis de Sensibilidad Económico dependiendo del porcentaje de remoción de DQO



Es evidente al visualizar los resultados del VAN, que para cada porcentaje de remoción desarrollado en el análisis de sensibilidad económico del proceso de ozonización, que el costo del proceso se comporta linealmente con el porcentaje (%) de remoción requerido de contaminantes mediante el proceso de ozonización. Por lo tanto, obtener un valor del costo actual bajo el indicador del valor actual neto del proceso de ozonización se hace bastante más sencillo con esta suposición realizada en función de los resultados obtenidos.

5.2.9.2 Indicadores económicos y Análisis de Sensibilidad en la remoción de contaminantes de contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa mediante ozonización dimensionamiento del reactor de laboratorio

Tabla 10: Modelo Simplificado del Flujo de Caja.

% remoción de DQO		70	55	20
Inversión total	IT	\$ 8.127.225	\$ 7.203.438	\$ 4.224.388
Valor de Salvamento (10% inversión)	VS	\$ 812.723	\$ 720.344	\$ 422.439
Ingreso por venta	IV	0	0	0
Costo Materia Prima	CMAP	0	0	0
Costo Suministros	CS	\$ 4.200.000	\$ 3.360.000	\$ 1.190.000
Costo Dentro Límites de la planta	CDLP	\$ 3.457.491	\$ 3.457.491	\$ 3.457.491
Costo total de Producción	CTP	\$ 7.275.522	\$ 6.007.122	\$ 2.730.422
Flujo de Caja	FC	-\$ 7.275.522	-\$ 6.007.122	-\$ 2.730.422

Tabla 11: Indicadores Económicos del Proceso de Ozonización.

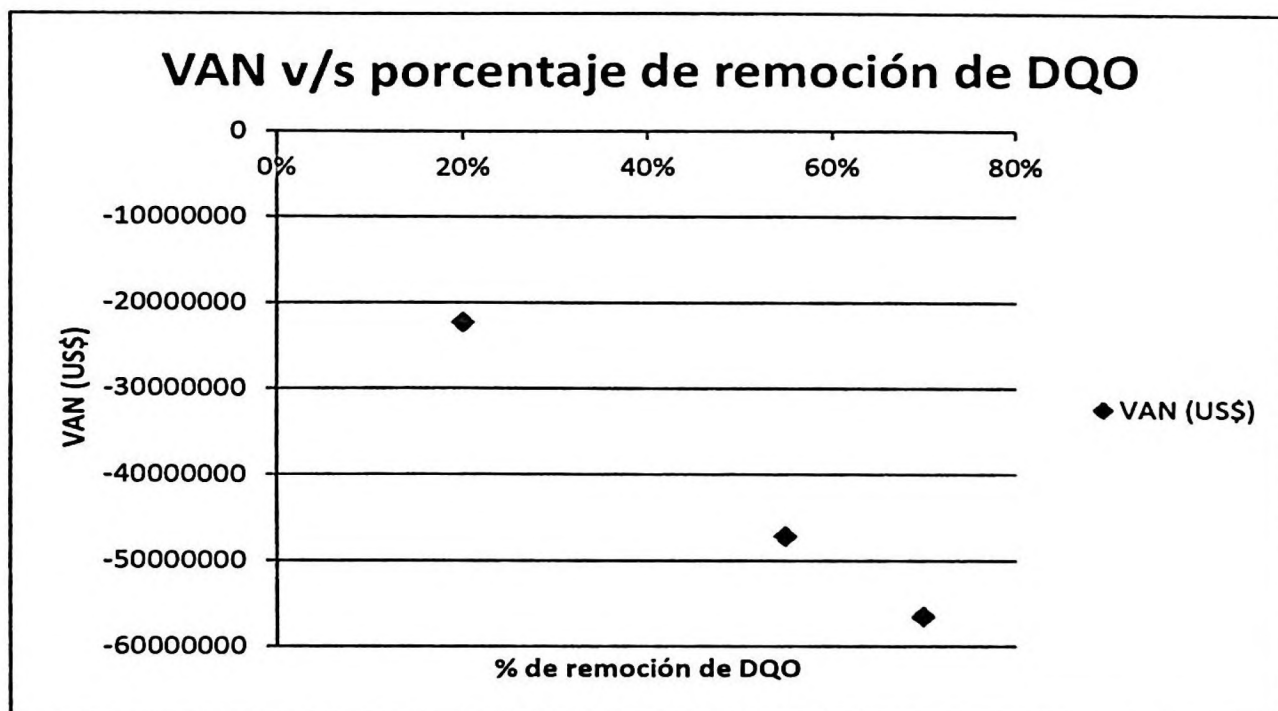
Remoción de DQO (%)	70%	55%	20%
VAN (US\$)	-\$56.600.000	-\$47.180.000	-\$22.350.000
CAUE	-\$ 9.200.000	-\$ 7.680.000	-\$ 3.640.000
CAUE/BENEFICIARIO ¹⁰	-\$ 400	-\$ 340	-\$ 160

Se puede señalar desde los valores obtenidos para los costos de suministros que fueron obtenidos enfocados en el costo eléctrico (5.2) y del valor del flujo de caja del proyecto e indicadores económicos que dicho costo corresponde al más significativo del proceso de ozonización, tal como se ha señalado en literatura especializada. [Canut, Pascual; 2007]

Se realiza el cálculo del costo beneficio del proyecto para una población de 22400¹¹ habitantes, se determina que el beneficio social de utilizar el proceso de ozonización para evitar los impactos de los efluentes de blanqueo de celulosa se cuantifican en valores que van desde US\$ 400 a US\$ 160 por habitante.

¹⁰ Para 22400 habitantes de la comuna de Laja, Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2012.

Figura 9: Análisis de Sensibilidad Económico dependiendo del porcentaje de remoción de DQO



Es evidente al visualizar los resultados del VAN, que para cada porcentaje de remoción desarrollado en el análisis de sensibilidad económico del proceso de ozonización, que el costo del proceso se comporta linealmente con el porcentaje (%) de remoción requerido de contaminantes mediante el proceso de ozonización. Por lo tanto, obtener un valor del costo actual bajo el indicador del valor actual neto del proceso de ozonización se hace bastante más sencillo con esta suposición realizada en función de los resultados obtenidos.

5.3 Análisis del Ciclo de Vida de los procesos de ozonización de efluente de blanqueo de celulosa a escala industrial.

5.3.1 Introducción

En este apartado se va a realizar el análisis ambiental de los procesos de ozonización aplicados al efluente de blanqueo de celulosa para reducir la carga contaminante. Para ello, se utilizarán los datos experimentales obtenidos en los ensayos de ozonización de efluentes de blanqueo y datos de flujos a nivel industrial suponiendo 10.000 m³ de efluentes de blanqueo al día.

5.3.2 Objetivo del ACV

El objetivo específico del presente estudio es la evaluación ambiental del proceso de ozonización a efluentes de blanqueo de celulosa a escala industrial, suponiendo un caudal de efluente de blanqueo de 10.000 m³/día, con la finalidad de determinar las etapas o aspectos de mayor impacto ambiental.

5.3.3 Alcance del sistema

Unidad Funcional

Con el fin de alcanzar el objetivo propuesto, se define en el presente estudio la función del sistema como:

"Degradación de la Demanda Química de Oxígeno durante un día de proceso"

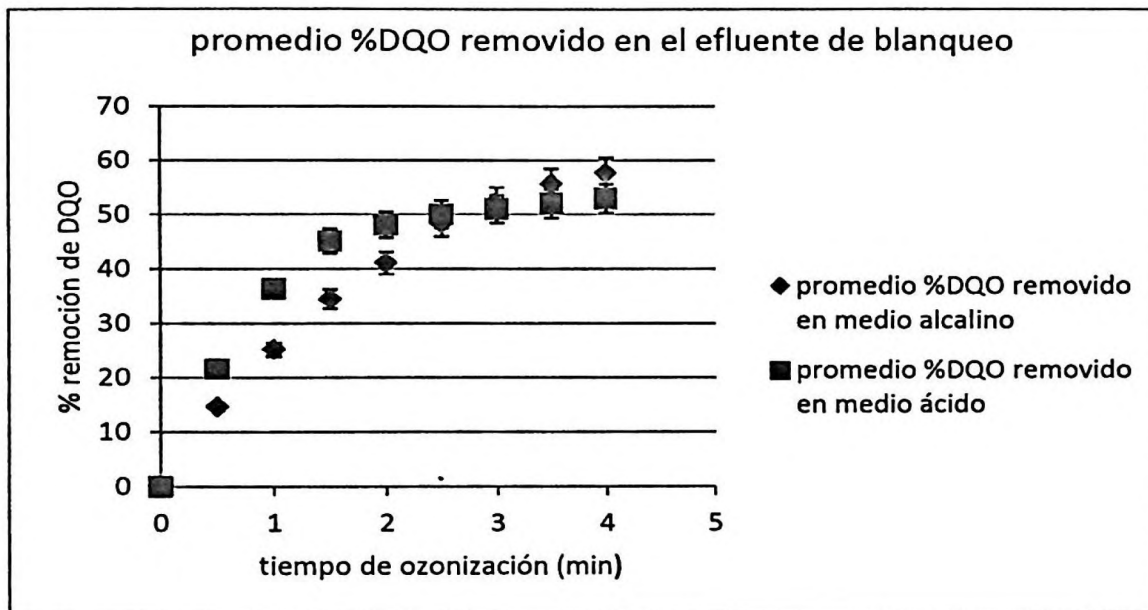
El punto inicial de este ACV es la serie de experimentos realizados para determinar la remoción de carga orgánica mediante el proceso de ozonización a escala de laboratorio, por consiguiente, la hipótesis, metodología, así como los resultados obtenidos en ese trabajo, tienen que ser tomados en cuenta para definir la unidad funcional, es decir, la unidad a la cuál se evaluarán los impactos ambientales.

El problema principal para definir la unidad funcional con los datos disponibles se refiere a las diferencia en las eficiencias de eliminación de DQO lograda en los diferentes tiempos de tratamientos de ozonización incluidos en los experimentos.

Se ha de definir la unidad funcional en base al mismo volumen que corresponde a un día de proceso de efluentes (10.000 m³ de efluente de blanqueo) y una cantidad de contaminante degradado, sabiendo que el efluente tiene una cantidad de 1Kg DQO/m³. Para hacer esto, se debe definir un porcentaje de eliminación de DQO, el cuál sea posible alcanzar sin complicaciones para el tratamiento considerado. Por lo tanto, la unidad funcional que se ha considerado en el presente estudio ha sido definida como:

"Eliminación de DQO en 10.000 m³ de efluente de blanqueo de celulosa al día"

En la Figura 5 se muestra la evolución temporal de la degradación de DQO para efluentes de blanqueo de celulosa para lograr el 55% de remoción promedio de DQO. [Anexo B-1]

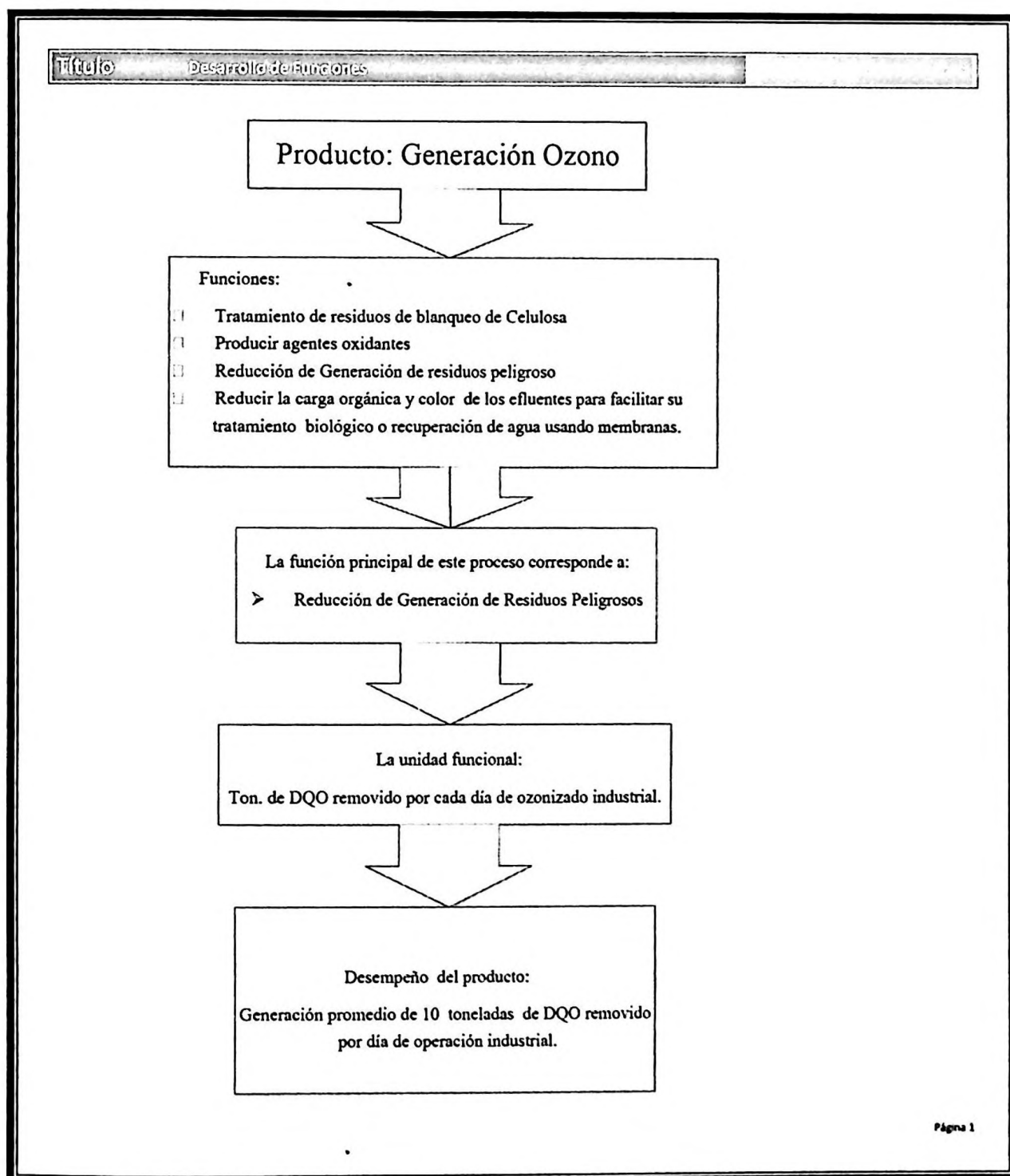


5.3.4 Evaluación de efluentes de blanqueo de celulosa a escala industrial con enfoque en el análisis de ciclo de vida

Se realiza un análisis centrado en el proceso de ozonización a escala industrial. Suponiendo una planta industrial con un efluente de 10.000 m³ de efluente de blanqueo de celulosa por día. Luego, al transformar esa remoción, desde la escala de laboratorio (remoción de mg de O₂ en un litro de efluente) a un volumen de 10.000 m³ de efluente se obtiene una remoción de 10 Toneladas de DQO al día.

5.3.5 Desarrollo de Funciones en la ozonización a escala industrial

Figura 9: Funciones del ACV a escala industrial



5.3.6. Escenarios considerados

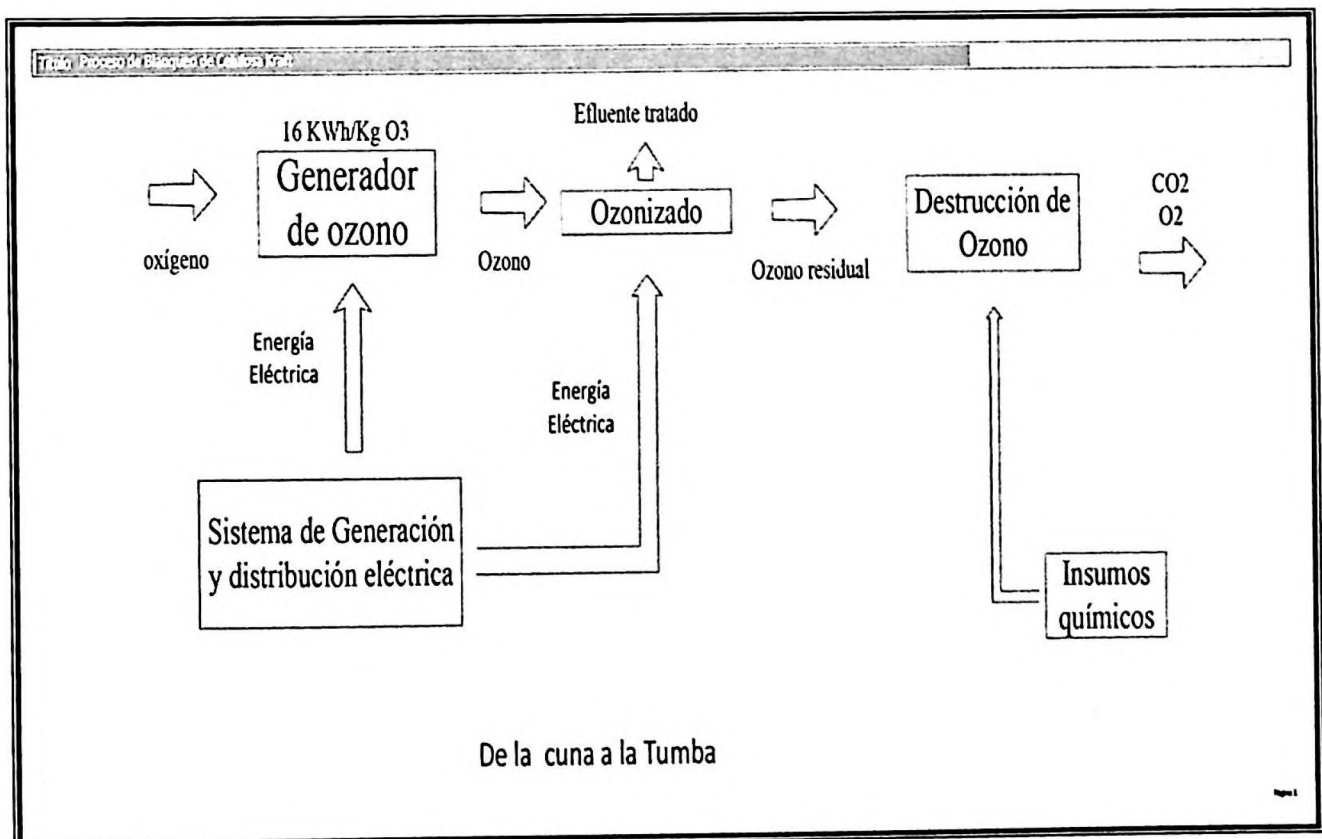
Para realizar el estudio ambiental, se han considerado tres escenarios; que corresponden a tres diferentes fuentes de energía eléctrica utilizadas para la producción de ozono a partir de oxígeno que implicarán diferentes fuentes de energía y por ende diferentes impactos y efectos medioambientales.

- Energía eléctrica generada a partir de gas natural.
- Energía eléctrica generada a partir de petróleo crudo y gas natural.
- Energía eléctrica generada a partir de bajo voltaje.

5.3.7 Límites del sistema

En esta sección, se identifican los procesos excluidos y los incluidos en el estudio, así como las razones para su inclusión o exclusión. El diagrama de flujo general muestra los límites del sistema de los escenarios incluidos en el estudio (Figura 12)

Figura 10 Diagrama de flujo general y límites del sistema.



Los límites del sistema se señalan en el diagrama siguiente y describen el sistema utilizado en el proceso de ozonización de efluente de blanqueo de celulosa a escala industrial (figura 9) desde la cuna a la tumba. Los límites del ACV se establecen esperando cumplir con la finalidad de comprobar la conveniencia de realizar el proceso de ozonizado a escala industrial.

Procesos excluidos

Infraestructura y equipos: La infraestructura y equipos para los diferentes tratamientos no se incluyen en el ACV. La infraestructura y equipo no se consideran representativos.

Pre-tratamientos y post-tratamientos físicos y químicos: Se omiten los pre-tratamientos y post-tratamientos porque su contribución al impacto ambiental de todo el ciclo de vida es despreciable. Por la misma razón se excluyen los reactivos, productos de limpieza, energía y combustibles utilizados de forma secundaria en todas las etapas del sistema.

Insumos químicos: Se omiten los insumos químicos utilizados para control de pH y destrucción de ozono residual utilizados en forma secundaria.

Fase de Construcción: En algunos estudios [43, 44] sobre tratamiento de efluentes se ha demostrado que el impacto de la fase de construcción de las instalaciones es poco relevante con el tiempo asociado a la operación del sistema de tratamiento de la planta, y por esto no se incluye entre los límites del sistema; siguiendo el mismo procedimiento tampoco estará dentro del sistema el mantenimiento del proceso y por lo tanto no se tendrán en cuenta los impactos derivados de la construcción de las instalaciones, mantenimiento y desmantelamiento de la infraestructura del proceso.

Ruidos y Olores: Con respecto al ruido y los olores que se generan en las instalaciones del tratamiento de efluentes, no se tomarán en cuenta por la falta de datos de campo y porque son impactos medio ambientales novedosos y que aún no cuentan con un consenso científico para ser evaluado.

Procesos incluidos

Consumo de energía eléctrica: Se considera primordial el consumo de energía eléctrica utilizada principalmente en la etapa de producción de ozono a partir de oxígeno en los tres escenarios considerados. Este subsistema comprende la extracción de recursos, transporte, producción de electricidad y las emisiones generadas por la generación de electricidad.

Producción de los compuestos químicos: Se incluye la producción de ozono a partir de oxígeno en los tres escenarios incluidos en el sistema. Este subsistema comprende la extracción de los recursos, transportes, el consumo de energía, la producción y las emisiones generadas por la generación del ozono.

Efectos ambientales del efluente final: Se tienen en cuenta las emisiones de CO₂ producidas, además se considera el efecto ambiental del DQO, Color y fenoles en el efluente final.

5.3.8 Hipótesis y Limitaciones

A continuación se consideran las principales hipótesis y se presentan y discuten brevemente las limitaciones que hay tener en cuenta.

Transporte: Se asume que todos los compuestos químicos son producidos y entregados a la empresa desde distancias despreciables.

Energía y reactivos químicos consumidos: Para calcular la energía y el consumo de químicos empleados por los diferentes porcentajes de remoción de DQO, se utilizaron los siguientes procedimientos:

El consumo de electricidad para la producción de ozono a partir de oxígeno se toma como base de cálculo desde referencias bibliográficas un valor de 16 KWh/Kg O₃ (Anexo J).

Escala Laboratorio: Una de las limitaciones más importantes de este estudio se encuentra en que los datos experimentales han sido obtenidos con sistemas a escala laboratorio. En este caso los reactores y equipos utilizados no han sido optimizados como correspondería si la aplicación del proceso de ozonización fuese a escala industrial. No obstante cabe mencionar, que el interés del estudio se centra en el diseño de la estrategia de aplicación de la ozonización para remoción de carga contaminante (DQO, Color, fenoles).

5.3.9 Calidad y recogida de datos

Pueden distinguirse dos niveles de fuentes de datos en el estudio: el primer nivel corresponde a los datos determinados a las entradas de la tecnosfera al sistema, y el segundo nivel son los datos considerados para las intervenciones ambientales relacionadas con esas entradas del sistema.

Entradas de la tecnosfera: Corresponden a los datos derivados del estudio a escala laboratorio, entradas de reactivos químicos y energía al sistema.

Intervenciones ambientales relacionadas con las entradas a la tecnosfera: Una vez determinados la cantidad de reactivos químicos y la energía relacionada a la unidad funcional, la fase de inventario exige convertir estos consumos en entradas de la naturaleza al sistema (consumo de recursos) y salidas del sistema a la naturaleza (emisiones al ambiente).

Se han utilizado tres bases de datos (Buwal 250, IVAM, Ecoinvent 1.2) incluidas en Simapro 7.0. En este caso particular todos los datos de inventario del ACV se han extraído de la base de datos Ecoinvent 1.2. En la tabla 12 se listan los datos utilizados para el inventario y se describen brevemente; los datos de generación eléctricos tratan de ser representativos del proceso en Chile.

Tabla 12 Datos extraídos de Ecoinvent 1.2 y empleados en la fase de inventario.

Datos inventariados	Referencia	Descripción
Electricidad, de bajo voltaje.	[Dones, 2004] [Ruiz, 2007]	En la versión Demo de Simapro disponible la generación de energía eléctrica corresponde a la energía de transformación y distribución a bajo voltaje y sistema de generación eléctrica dependiente de combustibles fósiles (USA).
Electricidad generada a partir de combustibles fósiles y gas natural (Electricity by fuel/Gas).		Se utiliza consumo de energía proveniente de planta de gas natural, ya que en versión Demo solo algunos tipos de energía de generación están disponibles.
Producción de gas natural USA, proveniente de la red.		Estos datos describen incluyen las pérdidas de electricidad y las emisiones características de energía.

5.3.10 Selección de categorías de impacto, clasificación y caracterización

Para la evaluación ambiental se han seleccionado las siguientes categorías de impacto, todas ellas están relacionadas con problemáticas ambientales de carácter global (ver anexo I):

Potencial de Agotamiento de los recursos abióticos (ADP*),

Potencial de Calentamiento global (GWP*),

Potencial de Agotamiento del Ozono estratosférico (ODP*),

Potencial de Acidificación (AP*),

Potencial de Eutrofización (EP*),

Potencial de Toxicidad Humana (PTH),

Potencial de Toxicidad Acuática (FATP*),

Potencial de Ecotoxicidad Marina (MAEP*),

Potencial de Ecotoxicidad Terrestre (TEP*)

Potencial de Oxidación Fotoquímica (POP*).

* Siglas en ingles.

5.3.11 Análisis de inventario

En el IACV, los datos reunidos se atribuyen a las entradas y salidas de los procesos. La agregación de los datos finalmente muestran los resultados en una lista de entradas y salidas ambientales del producto o proceso, denominada, tabla de inventario. En este apartado se resumen los datos ambientales pertinentes para cada subsistema.

5.3.11.1 Análisis de Inventario a escala industrial

La etapa de Inventario del ciclo de vida corresponde a la recopilación de los datos desde la entrada del efluente de blanqueo y aire al sistema de ozonizado, hasta la disposición final de los residuos y la reducción de contaminantes del efluente de blanqueo. Dicho proceso requiere de la recopilación de los efectos adversos hacia el medio ambiente que se denominan cargas medio ambientales, que se definen como las entradas y salidas de materia y energía del sistema. Para obtener la información correspondiente al proceso industrial se ha supuesto un flujo volumétrico de 10.000 m³/día de efluente de blanqueo para el desarrollo de los cálculos realizados.

5.3.11.2 Energía eléctrica

En los escenarios analizados, los tres escenarios considerados consumen electricidad proporcional a la remoción de DQO. La energía consumida para cada tratamiento ha sido calculada en base al efluente tratado diariamente (10.000 m³), de la cantidad de DQO por m³ de efluente (≈ 1 Kg DQO/m³ de efluente), razón de DQO removido por O₃ alimentado al proceso de ozonización y como al consumo eléctrico de la ozonización por Kg O₃. En la tabla 15 se indican los consumos requeridos por unidad funcional para los tres escenarios.

Tabla 13. Consumo de electricidad para cada tratamiento y por unidad funcional (Anexo F)

% remoción de DQO	Ton DQO/día	MWh/día	US\$/m ³
70%	7,6	120	1,20
55%	6,0	96	0,96
20%	2,1	34	0,34

En la fase del inventario de ciclo de vida, ICV, los valores de las cargas ambientales corresponden a un esfuerzo de objetivizar al máximo todo el conjunto de datos y parámetros utilizados. Dichos valores pueden variar en función de la exactitud de los datos y de su precisión para realizar una caracterización más exacta de los factores ambientales del proceso y su efecto en el medio ambiente y en los seres humanos.

La metodología utilizada corresponde a la utilización del ecoindicador ECO-99 (H) V 2.08/Europe El 99H, se desarrolla la normalización de los daños producto de las emisiones debido al consumo eléctrico, los efectos del consumo eléctrico y los factores de impactos y distribución eléctrica en el sistema de ozonización de efluentes a nivel industrial.

5.4 Impactos ambientales de la producción de electricidad en el proceso de ozonización de efluentes.

En este capítulo se utiliza el software Simapro 7.3 para realizar una comparación de los impactos ambientales producidos en el uso de energía eléctrica en el proceso de ozonización, para lo cual se comparan las categorías de impacto ambiental de los tres escenarios establecidos (5.3.6).

Figura 11: Categoría de Impacto del uso de energía en el proceso de ozonización.

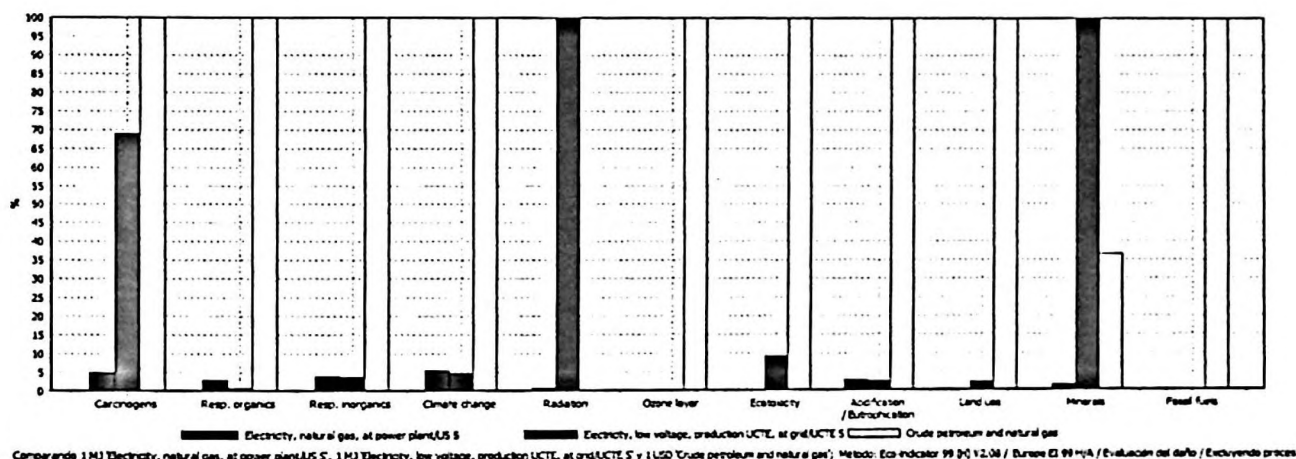


Tabla 14: Categorías de impacto y Porcentaje de cada categoría de Impacto de la electricidad, dependiendo la fuente de energía.

Categoría de Impacto	Unidad	Fuente de energía		
		Gas natural	bajo voltaje	petróleo crudo y gas natural
Sustancias carcinógenos	DALY	5,82E-09	7,87E-08	1,14E-07
Resp Organic	DALY	1,58E-10	3,98E-11	5,42E-09
Resp Inorganics	DALY	9,92E-08	8,83E-08	2,43E-06
Cambio Climático	DALY	3,92E-08	3,45E-08	7,19E-07
Radiación	DALY	1,85E-11	2,72E-09	0,00E+00
Disminución capa de Ozono	DALY	1,26E-13	7,65E-12	2,31E-09
Ecotoxicidad	PDF·m2·yr	1,49E-03	7,06E-02	7,66E-01
Acidificación/Eutrofización	PDF·m2·yr	2,27E-03	2,18E-03	8,34E-02
Uso de Tierra	PDF·m2·yr	5,46E-05	9,61E-04	4,31E-02
Minerales	MJ Surplus	8,51E-05	5,35E-03	1,96E-03
Combustibles fósiles	MJ Surplus	4,38E-01	1,12E-01	1,28E+02

Se observa que los impactos producidos debido a la utilización de energía basada en combustibles fósiles (petróleo y gas natural), es significativo en comparación al impacto de las otras dos fuentes de energía eléctrica.

Los resultados representados en la Figura 11, muestran que la energía eléctrica producida a partir de petróleo y gas natural es la que presenta los mayores impactos ambientales en la mayoría de las categorías. Por otra parte, la electricidad producida a partir de gas natural, mejora el impacto ambiental en todas las categorías de impacto alrededor de un 5%. Adicionalmente, el impacto ambiental de la electricidad de bajo voltaje es significativo en varias categorías incluyendo sustancias carcinógenas, radiación y contaminación por metales pesados.

Se puede tener una idea básica inicial de la comparación de los impactos de aquellas categorías que están indicadas bajo una misma unidad. En este caso la unidad DALY (4.5.2.1) entrega valores 1.000 veces mayores en la operación con electricidad generada por petróleo crudo y gas natural en varias las categorías. Se debe destacar que esto significa que la exposición a este proceso industrial tiene un efecto 1.000 veces mayor que en los otros casos de generación de electricidad en las

consecuencias medioambientales del proceso y los efectos que provoca sobre la salud de las personas.

Tabla 15: Ponderación de los daños producto de las emisiones debido al consumo eléctrico en la ozonización a escala industrial

Evaluación del daño	Unidad	Gas natural	bajo voltaje	petróleo crudo y gas natural
Salud Humana	Pt	6,6E-3	9,3E-3	1,5E-1
Calidad de los Ecosistemas	Pt	1,7E-4	7,1E-4	1,4E-2
Recursos	Pt	1,2E-2	3,1E-3	3,4

Fuente: Software Simapro 7.3

A continuación se resumen los resultados más relevantes de la caracterización ambiental realizada

Se recomienda realizar estudios análogos con datos a escala real para realizar una evaluación ambiental más precisa, además de incorporar el uso de la energía solar o energías alternativas para disminuir los impactos relacionados con la electricidad producida de forma convencional.

Cabe mencionar que el estudio puede servir como base para futuros estudios y puede ser aplicado a un gran número de efluentes residuales, considerando diferentes sistemas de tratamiento y capacidades.

6 Conclusiones Finales:

Los resultados presentados en esta memoria permiten concluir que:

A medida que aumenta el tiempo de ozonización es posible identificar una reducción de los contaminantes del efluente de blanqueo de celulosa. Además, los efluentes alcalinos de blanqueo de celulosa presentan una mayor remoción de la carga contaminante.

La ozonización efectuada durante dos minutos es suficiente para lograr una reducción del 80% de la remoción total de DQO durante los cuatro minutos de ozonización. La ozonización efectuada durante dos minutos es suficiente para lograr la reducción del 78% y 80% de la remoción total de color en efluentes ácidos y alcalinos en los cuatro minutos de ozonización.

La ozonización efectuada durante dos minutos es suficiente para lograr la reducción del 63% y el 72% de la remoción total de fenoles en efluentes ácidos y alcalinos en los cuatro minutos de ozonización.

Los costos eléctricos asociados a la ozonización de efluentes de blanqueo de celulosa durante dos minutos presentan costos de consumo eléctrico satisfactorios en comparación a estudios anteriores que demuestran la factibilidad económica de efectuar parcialmente este proceso junto a procesos de oxidación avanzada o tratamientos biológicos.

El escenario factible para el uso de ozonización requiere una fuente barata de energía eléctrica. En las plantas de celulosa, la electricidad excedente se vende al SIC. Sin embargo, hay periodos de baja demanda, por lo que esa electricidad excedente puede ser utilizada en tratamientos internos. Se podría utilizar un pretratamiento biológico con una cantidad de ozono necesaria para cumplir con las normas de estos efluentes. Lo que haría más económico el tratamiento biológico al incluir ozonización, por lo tanto el tratamiento biológico combinado con la ozonización podría reducir el costo global del tratamiento.

El presente estudio ha mostrado al subsistema de producción de energía eléctrica utilizando petróleo crudo y gas natural como la principal fuente de los impactos ambientales en los procesos de ozonización a escala industrial, por lo tanto, el criterio ambiental más importante a tener presente por parte de investigadores e ingenieros es aumentar al máximo la eficiencia de la energía convencional ó la implementación de energías alternativas en la aplicación del proceso de ozonización a escala productiva.

La etapa de mayor impacto ambiental del proceso de ozonización corresponde a la generación eléctrica y el escenario que presenta menor impacto ambiental en todas las categorías de impacto es el proceso de generación de energía a partir de gas natural. Por lo tanto, se concluye que este tipo de generación de energía se destaca por reducir los impactos sobre el medio ambiente comparados con la generación eléctrica de bajo voltaje y la generación eléctrica de petróleo y gas natural combinado.

7. Bibliografía

- Adams, C. D.; "In Ozone in Water and Wastewater Treatment"; Aug./Sept. 1993; Vol. I; pp, 60-75.
- J.R. Bolton y S.R. Cater; "Aquatic and Surface Photochemistry"; 1994; pp. 467-490.
- Alton C. C.; "Recycling dye wastewater through ozone treatment"; 1983; pp. 26.
- APHA, AWWA and WPCF; "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater Washington DC"; American Public Health Association; 1998.
- Aplin R., Waite T. D.; "Comparison of three advanced oxidation processes for degradation of textile dyes"; Water Science Technology; 2000; pp. 345.
- Arsl An I., Balcio Glu; "Advanced oxidation of raw and biotreated textile industry wastewater with O₃, H₂O₂/UV and their sequential application"; J. Chem. Tech. Biotech; 2001; pp. 53- 76.
- Asten M., Davies S. H. R.; "The use of ozonation to degrade organic contaminants in wastewaters"; Environmental Science Technology; 1994.
- Barry G. H.; "Industry evaluation of color reduction and removal the DEMOS project"; 1995; pp. 59-73.
- Beltran F. J., Garcia Araya J. F., Acevedo B.; "Advanced oxidation of atrazine in water. Part I: ozonation"; Water Res.; 1994; pp. 2153.
- Beltran Fernando J., Manuel Gonzalez, Javier Rivas and Manuel Marín; "Oxidation of Mecoprop in Water with Ozone and Ozone Combined with Hydrogen Peroxide"; Departamento de Ingeniería Química y Energética, Universidad de Extremadura, España.
- Bolton J. R., Bircher K. G., Tumas C. A., Tolman C. A.; "Figures of merit for the technical development and application of advanced oxidation processes"; 1996; pp.13.
- Eberhard Rischbieter, Hendrik Stein, and Adrian Schumpe; "Ozone Solubilities in Water and Aqueous Salt Solutions"; Institut für Technische Chemie, Germany, 1999.
- Environmental management life cycle assessment ; "Principles and framework, ISO 14040".
- Environmental management life cycle assessment; "Life cycle impact assessment, ISO 14042".
- Environmental management life cycle assessment; "Examples of Application of ISO 14042; ISO 14047.
- Environmental management life cycle assessment; Examples of Application of ISO 14041; ISO 14049.
- Galbraith, M.; Davies, S. H.; Masten, S. J.; "In Ozone in Water and Wastewater Treatment"; Vol. 2.; 1993.

- Gahr F., Herm Anu Ts F., Opperm Ann W.; "Ozonation: An important technique to comply with new German Laws for textile wastewater treatment"; Water Science Technology; 1994; 255.
- Garland, S. B.; "An Evaluation of the Use of a Combination of Ozone, Ultraviolet Radiation and Hydrogen Peroxide to Remove Chlorinated Hydrocarbons from Groundwater at the Department of Energy Kansas City Plant Fiscal Year 1988"; 1989.
- Glaze W.H.; "Environmental Science and Technology"; 1987; pp. 224-230.
- Glaze W.H., J.W. Kang y D.H. Chapin; "Ozone Science and Technology"; 1987; pp. 335-352.
- Glaze W. H., Kang J. W., Chapin D. H.; "The chemistry of water treatment processes involving ozone, hydrogen peroxide and ultraviolet radiation Ozone"; Science and Engineering; 1987; pp. 335.
- Glynn Henry J., Gary W. Heinke; "Ingeniería ambiental", segunda edición; Prentice Hall, México, 1999
- Huang C.P., Ch. Dong y Z. Tang; "*Waste Management*"; 1993; pp. 361-377.
- Levenspiel, Octave; "Ingeniería de la Reacciones Químicas"; Segunda Edición; Barcelona 1987.
- Mansel Davies; "The electromagnetic spectrum in chemistry"; University of Wales, Wales.
- Meijers R. T., Oderwald-Muler E. J., Nuhn P. A. N. M., Kruithof J. C.; "Degradation of pesticides by ozonation and advanced oxidation. Ozone"; Science and Engineering, 1995; pp. 673.
- Mohammed, A; Smith. D. W.; "Ozone Science Engineering"; 1992, pp. 461-65.
- Perkins W. S., Judkins J. F., Pery W. D.; "Renovation of dye bath water by chlorination or ozonation. Textile Chemist and Colorist", 1980; pp. 182-187.
- Phillip C. Slinger; "Kinetics of Ozone Decomposition: A Dynamic Approach Mirat D. Gurol". Department of Environmental Sciences and Engineering, University of North Carolina.
- Ramírez Cortina C. R., Alonso Gutiérrez M.S., Bruno Esparza R. y Rodríguez Lepure A. L.; "Caracterización de un reactor de contacto gas líquido mediante el coeficiente volumétrico de transferencia de masa a diferentes condiciones de operación". Universidad Autónoma Metropolitana.
- Ramasamy R. K., Rahman N. A., Chiow W.; "Effect of temperature on the ozonation of textile waste effluent"; Coloration Technology; 2001; 95-107.
- Rice, R. G.; "In Innovations in the Water and Wastewater Fields"; Glysson, E. A, Swan, D. E.; Way, E. J., Eds.; 1985; pp. 65-88.
- Rovel, Jean-Marie; "Water Treatment Handbook, Degremont"; 1991; 6a Edición; Editorial Lavoisier Publishing.
- Treybal Robert E.; "Mass Transfer Operations"; Mc.Graw Hill, N. Y; 1980.
- Sharma V.K., W. Rivera, V.N. Joshi, F.J. Millero y D.O'Connor; "Environmental Science Technology"; 1999; pp. 2645-2650.

Sozanka y Sozanski; "Efficiency of ozonation as a unit process in the treatment of secondary effluents from the pulp and paper industry"; Ozone : science & engineering Y. 1991, vol. 13, No. 5, pages 521-534.

Streng A. G.; Tables of Ozone Properties; Journal of Chemical & Engineering; 1961; pp. 431-436.

Vega Rodriguez, Juan Antonio; "Análisis de ciclo de vida de sistemas de tratamiento de aguas residuales: influencia de los materiales utilizados"; Universidad Autónoma de Barcelona.

Vimli M. F., Sarik Aya H. Z.; "Effect of some operational parameters on the decolorization of textile effluents and dye solutions by ozonation"; Environmental Technology; 2004; pp. 135.

.Yasar A., Nasir A., Khana A. A.; "Energy requirement of ultraviolet and AOPs for the post-treatment of treated combined industrial effluent"; 2006; pp. 122.

Yung-Chien, Hsu, Tse-Yu Chen, Jyh-Herng Chen and Chao-Wen Lay; "Ozone Transfer Into Water in a gas Inducing Reactor"; Departament of Chemical Engineering, National Taiwan University of Science and Technology, Taiwan, and Department of Material and Mineral Resources Engineering, Taiwan.

7.1 Referencia Web

www.matpel.cl

Hojas Informativas sobre sustancias peligrosas. Departamento de Salud y Servicios de New Jersey.

[47]. Información de emergencia del ácido fosfórico.

[48]. Información de emergencia del ácido sulfúrico.

[49]. Información de emergencia del Dicromato de potasio.

[50]. Información de emergencia del fenol.

[51]. Información de emergencia del folín.

[52]. Información de emergencia de la ferroína.

Anexo A: Procedimientos Experimentales

A-1: Uso del ozonizador

Paso 1:

Verificar que la campana este prendida, que el efluente se encuentra a disposición y que los frascos lavadores tienen la solución de yoduro de potasio (KI) y ácido acético (HAC).

Paso 2:

Verificar que el paso de gas de salida se dirija hacia la trampa.

Paso 3:

Prender el equipo de ozonización "OEC-240X", mediante la perilla de encendido "ON-OFF", ubicada en la parte superior central del equipo.

Paso 4:

Verificar que el espectrofotómetro este enchufado y encenderlo en la parte lateral izquierdo.

Paso 5:

Dar paso total de oxígeno en la válvula ubicada en la bombona de oxígeno. El manómetro de Bourdon deberá subir hasta los 130 bar aproximadamente.

Paso 6:

Abrir la válvula de paso (giro de la válvula en sentido horario) ubicada a la izquierda de la bombona, hasta lograr una presión de 1,5 bar.

Paso 7:

Regular el flujómetro del ozonizador "OEC-240", hasta un valor mínimo para evitar exceso de burbujas y espuma en el reactor que pudiese finalizar en pérdidas de muestra en los ductos o frascos lavadores de ozono. En el caso del presente proyecto se utilizó un flujo de (3).

Paso 8:

Utilizando prueba de jabón comprobar que no haya fugas en el equipo cada vez que se utilice.

Paso 9:

Una vez verificada la ausencia de fugas, se encienden las unidades numeradas 1, 2 y 3 del ozonizador "OEC 240", para iniciar las reacciones de formación de ozono. Su encendido se verificará al iluminarse los led ubicados en la numeración 1, 2 y 5 del tablero.

Paso 10:

En el espectrofotómetro pulsar (1) para medir absorbencias. Ingresar la absorbancia del ozono (253,7nm) como valor de referencia apretando la tecla AUTOZERO.

Paso 11:

Ubicar la posición de la celda de medición pulsando CELL y la ubicación de la celda de medición (arriba o abajo). Las celdas aparecen numeradas (B, 1, 2, 3, 4, 5, 6).

Paso 12:

Esperar aproximadamente cinco minutos hasta que se obtenga un flujo estacionario de ozono, indicado en el espectrofotómetro con un valor constante de absorbancia.

Paso 13:

Una vez logrado estado estacionario. Verter 100 ml de muestra al reactor. Inmediatamente tomar tiempos de ozonización al momento de girar válvula de paso del flujo de ozono al reactor verificando la formación de burbujas que demuestran la reacción de oxidación correspondiente.

Paso 14:

Al finalizar el tiempo propuesto de ozonización cerrar paso de ozono al reactor con la mayor exactitud posible de tiempo. Inmediatamente verter la muestra ozonizada al frasco de muestra que será utilizada posteriormente para realizar mediciones que correspondan para demostrar su efecto. Si es posible guardar inmediatamente en frío o apenas se pueda.

Paso 15:

Utilizando un cronómetro, medir los tiempos de ozonizados al efluente vertido en el reactor.

Paso 16:

Sacar del equipo de ozonización el primer frasco lavador cada vez que se realice una ozonización para verificar la cantidad de ozono que se encuentra en la corriente de salida mediante una posterior titulación con tiosulfato de sodio (Na_2SO_3).

Repetir los pasos 13 al 16 cada vez que se realice una ozonización.

Paso 17:

Terminadas las ozonizaciones apagar las unidades numeradas 1, 2 y 3 del ozonizador "OEC 240". Su apagado se verificará al apagarse los led ubicados en la numeración 1, 2 y 5 del tablero.

Paso 18:

Esperar unos 5 a 8 minutos que el sistema este limpio de ozono y limpiado con el oxígeno. Realizar la verificación de caudal volumétrico utilizando flujómetro de burbuja de jabón.

Paso 19:

Cerrar válvula de paso ubicada sobre la bombona de aire, girando como indica la válvula.

Paso 20:

Una vez que el manómetro de la válvula indicada en el paso anterior marca 0, cerrar la válvula de paso de aire ubicada a su izquierda.

Paso 21:

Verificando presión o en el ozonizador, apagar el ozonizador girando la tecla "ON-OFF" y apagar espectrofotómetro.

Paso 22:

Realizar titulación de los frascos lavadores según indica el Anexo "Titulación con Tiosulfato de Sodio" y llevar las muestras al refrigerador hasta ser utilizadas para análisis.

A-2: Determinación del flujo másico de ozono que entra en el proceso de ozonización.

El procedimiento recomendado en la actualidad se refiere a la determinación y control de ozono por la absorción UV en el rango de concentración de 100 a 200 g/m³ NTP en un gas de proceso seco que contiene ozono en aire, oxígeno o mezclas de aire y oxígeno, que contienen gases inertes u otros (NTP¹¹). La absorción de luz entre 200 y 300 nm de la capa de ozono (la banda de Hartley) se puede utilizar para la determinación y control de la concentración de ozono en la fase gaseosa. El método se basa en la ley de absorción de Beer-Lambert, que (en unidades métricas), se expresa en la forma:

$$I = I_0 \cdot 10^{-ACd} \text{ o } \log(I_0/I) = ACd \quad (15)$$

En el que I e I_0 son las medidas de las intensidades UV que pasa la celda de absorción, respectivamente, con y sin la presencia de ozono, C es la concentración de ozono en mol / L; d la anchura interior de la celda de absorción, en este caso 1 cm y un índice de la absorción molar de L / mol • cm. Cuando se utiliza bajo la presión de las fuentes de luz de mercurio que emiten la longitud de onda nm 253,7 el valor de A a considerar es de 3000 ± 30 L / mol • cm: es decir, una precisión instrumental del 1%. Cuando se utiliza bajo las lámparas de Hg de presión, la luz en longitudes de onda superiores a 253,7 nm se corte por filtros adecuados y de la luz emitida en longitudes de onda menores, los filtros y / o detectores de diodos específicos pueden ser utilizados. A monocromatismo del ± 2 nm se llevará a cabo.

¹¹ condiciones normales de temperatura y presión de referencia: es decir, 0 ° C o 273,15 K y 1 atm o $1,013 \cdot 10^5$ Pa.

Flujo másico de ozono en la entrada al reactor

1. Flujo másico de ozono a la entrada del reactor.

Se obtiene la concentración de ozono a la entrada del reactor a partir de los datos de absorbancia y el flujo de alimentación al reactor, utilizando el espectrofotómetro instalado en serie con el flujo de entrada al reactor [22]:

$$\text{Flujo másico de } O_3 \text{ (g/min)} = \frac{\Delta_{\text{absorbancia}} \cdot 48(\text{g/mol})}{3000 \left(\frac{l}{\text{mol} \cdot \text{cm}} \right) \cdot d(\text{cm})} \cdot \text{flujo}(\text{l/min})$$

d: Corresponde a la anchura interior de la celda de absorción, en este caso 1 cm.

$\Delta_{\text{absorbancia}}$: Absorbancia a la entrada del reactor.

Obteniendo un flujo de ozono que podría indicarse como casi estacionario y equivalente para ambos casos (efluentes ácidos y básicos).

Tabla 18: Flujo de ozono que entra al reactor

tiempo (min)	Absorbancia		Concentración de ozono	
			Ozono que entra al reactor	
	ácido	Básico	Ácido	Base
			mg/min	mg/min
0,5	1,195	1,136	58,73	55,83
1	1,086	1,161	53,37	57,06
1,5	1,159	1,122	56,96	55,14
2	1,070	1,070	52,58	52,58
2,5	1,064	1,121	52,29	55,09
3	1,080	1,218	53,08	59,86
3,5	1,060	1,185	52,09	58,24
4	1,047	1,153	51,45	56,66
promedio	1,095	1,146	53,82	56,31

Siendo la concentración promedio de ozono másico a la entrada del reactor es en promedio de 55,06 mg/min, que corresponde a 3,3 g/h.

A-3: Determinación del flujo másico de ozono residual en la corriente de salida del reactor.

"Titulación con tiosulfato de Sodio"

Determinación de ozono en la fase gas:

Método Utilizado: método yodométrico.

El método se basa en que el ozono en solución acuosa oxida al yoduro de potasio. La medición del yodo formado que se mide a través de la reacción de éste con tiosulfato de sodio, constituye una medida indirecta de la concentración de ozono.

Metodología:

1. Llenar frascos lavadores con 200 ml de KI 20 g/l y 5 ml de HAc concentrado.
2. Dejar pasar el flujo de gas, que contiene ozono, a través de los frascos lavadores por un tiempo determinado (ejemplo: un minuto).
3. Titular el yodo formado por la reacción con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$, usando almidón como indicador.

$$C \left(\frac{mg}{min} \right) = \frac{0,024 \cdot N \cdot V(ml)}{t(min) \cdot 0,1} \cdot \frac{1000mg}{g}$$

N: Normalidad del Tiosulfato de Sodio (0,2 N)

V: Volumen de Tiosulfato de Sodio (ml).

t: tiempo de ozonización (min).

Tabla 19: Flujo de ozono residual

tiempo (min)	Na ₂ S ₂ O ₃		Ozono residual	
	ml de Tiosulfato de Sodio		Concentración de ozono	
			Ácido	alcalino
	Acido	Básico	mg/min	mg/min
0,5	0	0	0,0	0,0
1	1,9	0	9,1	0,0
1,5	3,2	0,3	10,2	1,0
2	5,5	0,6	13,2	1,4
2,5	8,5	1,1	16,3	2,1
3	12	3,2	19,2	5,1
3,5	14,2	5,6	19,5	7,7
4	16,5	8,1	19,8	9,7

A-4: Consumo de ozono en el reactor

La cantidad de ozono que se consumió en el reactor se puede obtener por balance de masa entre los flujos másicos de entrada y salida, considerando que la diferencia corresponde a la concentración de O_3 que se consume en el reactor. La diferencia entre la dosis de ozono que se alimenta al reactor y el ozono residual inicial se denomina demanda de ozono inmediata (IOD) [Jianping Zhang, 2006].

Tabla 20: Demanda de ozono inmediata (IOD)

tiempo (min)	Demanda de ozono inmediata	
	Ozono que se consume en el líquido	
	Ácido	Base
	mg/min	mg/min
0,5	58,73	55,83
1	44,25	57,06
1,5	46,72	54,18
2	39,38	51,14
2,5	35,97	52,98
3	33,88	54,74
3,5	32,62	50,56
4	31,65	46,94
Promedio	46,66	52,93

Tabla: 21. Análisis de DQO para efluente alcalino

	Orden	Compuesto	Volumen (ml)	Concentración (M)	M (SAF)(l)	PROMEDIO M (SAF)
	1	Efluente	0,5		0,106	0,106
	2	H ₂ O	2,0		0,106	
	3	K ₂ Cr ₂ O ₇	1,5	0,0167		
	4	H ₂ SO ₄	3,5			
Muestra	V. muestra	V. Titulación(i)	V. Titulación(f)	V. gastado (l)	promedio Vol. SA	desvest Vol. SAF
BC1	2,5	0,01	1,49	1,48		
BC2	2,5	2,6	4,12	1,52	1,5	0,028
BF	1,5	8	9,42	1,42	1,42	0,000
BF	1,5	2,8	4,22	1,42		
Muestra	0,5	8	8,74	0,74	0,745	0,007
Muestra	0,5	8,04	8,79	0,75		
P1-1/2 min	0,5	8	8,85	0,85	0,855	0,007
P2-1/2 min	0,5	8	8,86	0,86		
P1-1 min	0,5	8	8,93	0,93	0,935	0,007
P2-1 min	0,5	8	8,94	0,94		
P1-1 1/2 min	0,5	8	9	1	1,005	0,014
P2-1 1/2 min	0,5	8	9,01	1,01		
P1-2 min	0,5	8	9,05	1,05	1,055	0,007
P2-2 min	0,5	8	9,06	1,06		
P1-2 1/2 min	0,5	8	9,1	1,1	1,11	0,007
P2-2 1/2 min	0,5	8	9,12	1,12		
P1-3 min	0,5	8	9,14	1,14	1,14	0,000
P2-3 min	0,5	8	9,14	1,14		
P1-3 1/2 min	0,5	8	9,16	1,17	1,165	0,007
P2-3 1/2 min	0,5	8	9,16	1,16		
P1-4 min	0,5	8	9,19	1,18	1,18	0,000
P2-4 min	0,5	8	9,18	1,18		

	DQO (mg O ₂ /l)	promedio DQO mgO ₂ /l	desvest DQO
	1285	1276,06	12,0
	1268		
	1099	1090,14	12,0
	1082		
	963	954,93	12,0
	946		
	845	836,62	12,0
	828		
	761	752,11	12,0
	744		
	676	659,15	23,9
	642		
	608	608,45	0,0
	608		
	558	566,20	12,0
	575		
	541	540,85	0,0
	541		

B-2: Tablas de datos de remoción de fenoles según método APHA 5550 A. [22]

Tabla 23: Remoción promedio de Fenoles en efluente de blanqueo de celulosa ácido y alcalina y a Temperatura de 20°C.

Efluente ácido	Efluente alcalino	
promedio fenol (ppm)	promedio fenol (p.p.m.)	Tiempo (min)
4,634	5,728	0,0
4,101	5,524	0,5
3,800	4,356	1,0
3,661	3,577	1,5
3,476	3,275	2,0
3,244	3,036	2,5
3,058	2,692	3,0
2,873	2,463	3,5
2,810	2,403	4,0

**B-3: Tablas de datos de remoción de Color “Physical and chemical standard committee”
Standard H.5. [22]**

Tabla 24: Remoción promedio de color en efluente de blanqueo de celulosa ácido y alcalina y a Temperatura de 20°C.

Efluente alcalino	Efluente ácido	
promedio Color (U.P.C.)	promedio Color (U.P.C.)	Tiempo (min)
0,349	0,254	0,0
0,265	0,218	0,5
0,223	0,163	1,0
0,192	0,145	1,5
0,164	0,135	2,0
0,136	0,135	2,5
0,126	0,130	3,0
0,119	0,124	3,5
0,112	0,122	4,0

B-4: Flujo de entrada en el reactor

Tablas de datos de flujo de entrada en el ozonizador (Tablas 25-A a 25-D), obtenidos a partir del volumen desplazado por burbujas de jabón en un tiempo determinado en el flujómetro de film de jabón, en cada medición se realizan 8 tomas de datos.

Tablas 25: Tablas de flujo de alimentación al reactor

Datos	Volumen	tiempo (s)	flujo a la entrada del reactor (l/min)
1	300 ml	5,92	3,04
2		5,6	3,21
3		5,74	3,14
4		5,67	3,17
5		5,87	3,07
6		5,98	3,01
7		5,79	3,11
8		5,94	3,03
caudal promedio			3,10

Datos	Volumen	tiempo (s)	flujo a la entrada del reactor (l/min)
1	300 ml	5,94	3,03
2		5,6	3,21
3		5,74	3,14
4		5,67	3,17
5		5,87	3,07
6		5,98	3,01
7		5,98	3,01
8		5,79	3,11
caudal promedio			3,09

Datos	Volumen	tiempo (s)	flujo a la entrada del reactor (l/min)
1	300 ml	6	3,00
2		5,45	3,30
3		6,16	2,92
4		6,07	2,97
5		6,17	2,92
6		5,92	3,04
7		6,07	2,97
8		6,22	2,89
caudal promedio			3,00

Datos	Volumen	tiempo (s)	flujo a la entrada del reactor (l/min)
1	300 ml	5,94	3,03
2		5,6	3,21
3		5,74	3,14
4		5,67	3,17
5		5,87	3,07
6		5,98	3,01
7		5,98	3,01
8		5,79	3,11
caudal promedio			3,09

A partir de estos datos, se obtiene un caudal promedio de entrada en el reactor de

3,07 l/min.

Anexo C: Flujos de materiales y energía de efluentes de blanqueo de celulosa a escala de laboratorio

C-1: Flujos materiales y energéticos de entrada para análisis químico

- ❖ Insumos químicos: Corresponde a los requerimientos químicos para la realización de las pruebas del laboratorio.
 - Yoduro de Potasio (KI)
 - Ácido Acético (CH_3COOH)
 - Tiosulfato de Sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$)
 - Almidón ($\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$)_n
 - agua destilada (H_2O)
 - Dicromato de Potasio ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$)
 - Ácido sulfúrico (H_2SO_4)
 - Ferroína
 - SAF ($\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$)
 - Carbonato de Sodio (Na_2CO_3)
 - Tartrato de Sodio ($\text{Na}_2\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_6 \times 2\text{H}_2\text{O}$)
 - Fenol Folín
 - fosfato diácido de Sodio (NaH_2PO_4)
 - Ácido fosfórico (H_3PO_4)
 - trisulfonato potásico de Índigo ($\text{C}_{16}\text{H}_7\text{N}_2\text{O}_{11}\text{S}_3\text{K}_3$)
- ❖ Energía eléctrica.
- ❖ Suministro de agua.
- ❖ Balón de Oxígeno.
- ❖ Efluente de blanqueo de celulosa CMPC, Laja.

C-2: Entrada de material o energía en el proceso de ozonización a escala de laboratorio

Correspondiente a datos primarios¹² de los flujos de materiales y energía que provienen del medio ambiente y que son necesarios para realizar el proceso de ozonización en el laboratorio.

Tabla 26: Entrada al Proceso de ozonizado a escala piloto. NOTA: Los materiales incluyen materias primas requeridas para el proceso en laboratorio.

Entradas al Proceso	Cantidad	Consumo por unidad fundamental
Energía (Kwh)	0,004	Kwh/mg DQO
Yoduro de Potasio (KI)	88	mg/mg DQO
Ácido Acético (CH ₃ COOH)	115	mg/mg DQO
Tiosulfato de Sodio (Na ₂ S ₂ O ₃)	112	mg/mg DQO
Almidón (C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	22	mg/mg DQO
agua destilada (H ₂ O)	5	ml/mg DQO
Dicromato de Potasio (K ₂ Cr ₂ O ₇)	1	mg/mg DQO
Ácido sulfúrico (H ₂ SO ₄)	118	mg/mg DQO
Ferroína	8	mg/mg DQO
SAF (Fe(NH ₄) ₂ (SO ₄) ₂ .x 6H ₂ O)	108	mg/mg DQO
Carbonato de Sodio (Na ₂ CO ₃)	66	mg/mg DQO
Tartrato de Sodio	6	mg/mg DQO
Folín	60	mg/mg DQO
Ac fosfórico	5	mg/mg DQO
fosfato diácido de Sodio (NaH ₂ PO ₄)	6	mg/mg DQO
Trisulfonato potásico de Índigo (C ₁₆ H ₇ N ₂ O ₁₁ S ₃ K ₃)	706	mg/mg DQO
Oxígeno	2	mg/mg DQO

¹² Mediciones directas realizadas internamente o por alguien en la cadena de suministro del ciclo de vida específico del producto.

C-3: Flujos Residuales de Salida del análisis químico

❖ Carga Contaminante de residuos químicos.

- Yoduro de Potasio (KI)
- Ácido Acético (CH_3COOH)
- Tiosulfato de Sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$)
- Almidón ($\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$)_n
- agua destilada (H_2O)
- Dicromato de Potasio ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$)
- Ácido sulfúrico (H_2SO_4)
- Ferroína
- SAF ($\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2 \times 6\text{H}_2\text{O}$)
- Carbonato de Sodio (Na_2CO_3)
- Tartrato de Sodio ($\text{Na}_2\text{C}_4\text{H}_4\text{O}_6 \times 2\text{H}_2\text{O}$)
- Fenol Folín
- fosfato diácido de Sodio (NaH_2PO_4)
- Ácido fosfórico (H_3PO_4)
- trisulfonato potásico de Índigo ($\text{C}_{16}\text{H}_7\text{N}_2\text{O}_{11}\text{S}_3\text{K}_3$)
- Demanda Química de Oxígeno (DQO)
- Fenoles

C-4: Salida de material o energía en el proceso de ozonizado a escala de laboratorio

Correspondiente a datos primarios¹³ de los flujos de materiales y energía que provienen del proceso de ozonizado y que deben ser tratados antes de ser devueltos al medio ambiente externo al proceso.

Tabla 27: Salidas del Proceso de ozonizado a escala piloto.

Salidas del Proceso	Cantidad	Emisión por unidad fundamental
Yoduro de Potasio (KI)	88	mg/mg DQO
Ácido Acético (CH ₃ COOH)	115	mg/mg DQO
Tiosulfato de Sodio (Na ₂ S ₂ O ₃)	112	mg/mg DQO
Almidón (C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	22	mg/mg DQO
agua destilada (H ₂ O)	5	ml/mg DQO
Dicromato de Potasio (K ₂ Cr ₂ O ₇)	1	mg/mg DQO
Ácido sulfúrico (H ₂ SO ₄)	118	mg/mg DQO
Ferroína	8	mg/mg DQO
SAF (Fe(NH ₄) ₂ (SO ₄) ₂ x 6H ₂ O)	108	mg/mg DQO
Carbonato de Sodio (Na ₂ CO ₃)	66	mg/mg DQO
Tartrato de Sodio	6	mg/mg DQO
Folín	60	mg/mg DQO
Ac fosfórico	5	mg/mg DQO
fosfato diácido de Sodio (NaH ₂ PO ₄)	6	mg/mg DQO
Trisulfonato potásico de Índigo (C ₁₆ H ₇ N ₂ O ₁₁ S ₃ K ₃)	706	mg/mg DQO
Ozono	4	mg/mg DQO

¹³ Mediciones directas realizadas internamente o por alguien en la cadena de suministro del ciclo de vida específico del producto.

Anexo D: Velocidades de Remoción de Contaminantes

D-1: Velocidad de remoción de DQO

Mediante el método titulométrico de determinación de carga orgánica según APHA 5220 C, se obtiene la remoción de DQO en (mg/l), para el efluente ácido y alcalino.

Tabla 34: Remoción de DQO en efluentes alcalino y ácido.

	Efluente alcalino	Efluente ácido
Tiempo (min)	Remoción de DQO (mg/l)	Remoción de DQO (mg/l)
0,5	185,92	185,92
1	321,13	312,68
1,5	439,44	388,73
2	523,94	414,08
2,5	616,90	430,99
3	667,61	439,44
3,5	709,86	447,89
4	735,21	456,34

Luego, se obtiene la velocidad de remoción de DQO a diferentes tiempos de ozonización mediante la siguiente ecuación:

$$v_t = \frac{[DQO]_{t-1} - [DQO]_t}{t} \cdot \text{volumen de efluente. Obteniendo.}$$

Tabla 35: Velocidad de Remoción de DQO

tiempo ozonizado (min)	Efluente ácido	Efluente alcalino
	Remoción de DQO (mg/min)	Remoción de DQO (mg/min)
1	31,27	32,11
2	10,14	20,28
3	2,54	14,37
4	1,69	6,76

De los resultados obtenidos, se puede verificar una alta velocidad de remoción inicial en el efluente ácido, que se reduce después de dos minutos de ozonizado. En cambio la velocidad de remoción de efluente alcalino se mantiene alta durante mayor tiempo de ozonización.

D-2: Velocidad de remoción de fenol

Tanino y lignina¹⁴ para determinación de fenoles. Método 5550 A, se obtiene la remoción de fenol en (p.p.m.) en el efluente ácido y alcalino.

Tabla 31-A: Remoción de fenol en efluente alcalino
en efluente ácido

Efluente alcalino	
Tiempo (min)	Remoción de fenol (ppm)
0,5	0,204
1	1,372
1,5	2,151
2	2,453
2,5	2,692
3	3,036
3,5	3,265
4	5,728

Tabla 31-B: Remoción de fenol

Efluente ácido	
Tiempo (min)	Remoción de fenol (ppm)
0,5	0,5330
1	0,8341
1,5	0,9731
2	1,1585
2,5	1,3902
3	1,5756
3,5	1,7609
4	4,6340

¹⁴ Aprobado por el Standard Methods Committee, 1988.

Logrando un promedio de remoción de fenol es de 5,181 p.p.m.

Luego, se obtiene la velocidad de remoción de fenol a diferentes tiempos de ozonización mediante la siguiente ecuación:

$$v_t = \frac{[fenol]_{t-1} - [fenol]_t}{t} \cdot \text{Obteniendo.}$$

Tabla 32: Velocidad de Remoción de Fenol

	Efluente ácido	Efluente alcalino
tiempo ozonizado (min)	mg/min	mg/min
1	0,08	0,14
2	0,03	0,11
3	0,04	0,06
4	0,02	0,03

Con los valores de ozono alimentado al reactor y los valores de remoción de fenol, se obtiene la relación de p.p.m. Fenol/g O₃ alimentado.

Tabla 33: Razón de remoción de fenol v/s Ozono alimentado al reactor

mg fenol/g O ₃ que entran		tiempo ozonizado (min)
efluente ácido	efluente alcalino	
1,563	2,405	1
0,617	2,056	2
0,786	0,973	3
0,483	0,510	4
0,862	1,486	
1,174		

D-3: Velocidad de remoción de Color.

Método Normalizado para Medición del Color "Physical and chemical standard committee"

Standard H.5, se obtiene la remoción de Color en (U.P.C) en el efluente ácido y alcalino.

Tabla 28-A: Remoción de Color en efluente ácido
en efluente alcalino

Tabla 28-B: Remoción de Color

Efluente ácido	
Tiempo (min)	Remoción de Color (U.P.C.)
0,5	0,0356
1	0,0914
1,5	0,1092
2	0,1194
2,5	0,1194
3	0,1245
3,5	0,1295
4	0,1321

Efluente alcalino	
Tiempo (min)	Remoción de Color (U.P.C.)
0,5	0,084
1	0,126
1,5	0,157
2	0,185
2,5	0,213
3	0,223
3,5	0,230
4	0,237

Logrando un promedio de remoción de Color de 0,14 U.P.C.

Luego, se obtiene la velocidad de remoción de Color a diferentes tiempos de ozonización mediante la siguiente ecuación:

$$.v_t = \frac{[Color]_{t-1} - [Color]_t}{t} . Obteniendo.$$

Tabla 29: Velocidad de Remoción de Color.

	Efluente ácido	Efluente alcalino
tiempo ozonizado (min)	Remoción de Color (U.P.C./min)	Remoción de Color (U.P.C./min)
1	0,09	0,13
2	0,03	0,06
3	0,01	0,04
4	0,01	0,01

Con los valores de ozono alimentado al reactor y los valores de remoción de color, se obtiene la relación de U.P.C. Color/Ton O₃ alimentado.

Tabla 30: Razón de remoción de Color v/s ozono alimentado.

tiempo ozonizado (min)	UPC/Ton O ₃ que entran	
	efluente alcalino	0
1	1.713.291	2.202.015
2	531.334	1.128.276
promedio por efluente	1.122.312	1.665.145
promedio total	1.393.729	

Anexo E: Costo del Tratamiento de Ozonización en base a la remoción de DQO.

En esta sección se utilizarán los datos obtenidos de remoción de contaminantes (Anexo D) y el flujo de ozono alimentado al reactor (Anexo A-2), para obtener la razón entre los flujos de contaminante removido con respecto al flujo de ozono alimentado.

E-1: Ton DQO/Ton O₃ alimentado:

Con los valores obtenidos de flujo de ozono alimentado [mg O₃/min] (Anexo A-2) y los valores de remoción de DQO [mg DQO/min] (Anexo D-1), se obtiene la relación de Ton DQO/Ton O₃ alimentado.

Tabla 36: Razón de remoción de DQO v/s Ozono alimentado para dos minutos de ozonización.

tiempo ozonizado (min)	Ton DQO/Ton O ₃ alimentado	
	efluente ácido	efluente alcalino
1	0,59	0,56
2	0,19	0,39
promedio por efluente	0,39	0,48
promedio total	0,44	

Se obtiene una razón de Ton DQO/Ton O₃ de 0,44, lo que indica que la razón de remoción de DQO y de alimentación de ozono en los primeros dos minutos es aproximadamente 1:2.

E-2: Kg fenol/Ton O₃ alimentado

Con los valores obtenidos de flujo de ozono alimentado [mg O₃/min] y los valores de remoción de fenol [mg fenol/min] (Anexo D-2), se obtiene la relación de kg fenol/Ton O₃ alimentado.

Tabla 36: Razón de remoción de fenol v/s Ozono alimentado para dos minutos de ozonización.

tiempo ozonizado (min)	Kg fenol/Ton O ₃ que entran	
	efluente ácido	efluente alcalino
1	1,563	2,405
2	0,617	2,056
promedio por efluente	1,090	2,231
promedio total	1,660	

Se obtiene una razón de Kg fenol/Ton O₃ de 1,7, lo que indica que la razón de remoción de fenol y de alimentación de ozono en los primeros dos minutos es aproximadamente 1,7:1 (Kg fenol/Ton O₃).

E-3: UPC Color/Ton O₃ alimentado

Con los valores obtenidos de flujo de ozono alimentado [mg O₃/min] y los valores de remoción de Color [UPC Color/min] (Anexo D-3), se obtiene la relación de UPC Color/Ton O₃ alimentado.

Tabla 36: Razón de remoción de Color v/s Ozono alimentado para dos minutos de ozonización.

tiempo ozonizado (min)	UPC/Ton O ₃ que entran	
	efluente alcalino	0
1	1713	2202
2	531	1128
promedio por efluente	1122	1665
promedio total	1394	

Se obtiene una razón de UPC Color/Ton O₃ de 1394, lo que indica que la razón de remoción de Color y de alimentación de ozono en los primeros dos minutos se puede considerar como 1394:1 (UPC/Ton).

Anexo F: Consumo eléctrico del proceso de ozonización

F-1: Potencia consumida por el ozonizador.

Se utiliza un multitester para obtener los datos eléctricos durante el proceso de operación del ozonizador.

Voltaje consumido por el ozonizador (volt): 220.

Intensidad de corriente que circula por el ozonizador (A): 0,7.

$$Potencia\ consumida(W) = voltaje(volt) \cdot Intensidad\ de\ corriente(A)$$

Utilizando la ecuación anterior a partir de los datos eléctricos se obtiene la potencia consumida por el ozonizador (W): 154.

2. Razón de consumo energético (Kwh/Kg O₃).

Se obtiene para el proceso de ozonización a nivel de laboratorio para una hora del proceso los resultados obtenidos en (1) y (2), que corresponden a un consumo 3,3 g de ozono y un consumo eléctrico de 154 Wh.

$$\frac{154Wh}{3,3\ g_{O_3}} = 46,6\ \frac{kWh}{kgO_3}.$$

Obteniendo una relación entre el consumo eléctrico y la cantidad de ozono alimentado de 46,6 kW/kg O₃.

F-2 Costo eléctrico de remover DQO mediante ozonización

Se realizan los cálculos correspondientes de consumo eléctrico de los tres escenarios planteados (4.5.1), con el fin de lograr obtener el tiempo de remoción más factible de DQO para operar el reactor de ozonización.

La Cantidad de DQO a remover, a partir de la base de cálculo a nivel industrial de un efluente de blanqueo a ozonizador de 10.000 m³/día y la cantidad de DQO por metro cúbico de efluente de 1,07 kg DQO/m³ obtenido (Anexo B-1) en el laboratorio.

Se utiliza información obtenida en bibliografía especializada sobre los requerimientos de ozono por tonelada de DQO en equipos eficientes¹⁵ de 1 ton DQO/ton O₃.

¹⁵ “Ozonía: Pulp and Paper”, www.ozonia.com; Suiza, 2011.

F-2.1 Costo eléctrico de remover el 70% de DQO mediante ozonización

Se desarrollarán los cálculos correspondientes a la remoción de un 70% de DQO, para remplazar incluso el tratamiento biológico:

$$10.000 \frac{m^3}{día} \cdot 1,07 \frac{kg \text{ DQO}}{m^3} \cdot 0,7 = 7490 \frac{kg \text{ DQO}}{día} \approx 7,5 \frac{ton \text{ DQO}}{día}$$

Se considera generador de ozono de 1 ton DQO/ton O₃⁹. Obteniendo el requerimiento de ozono diario.

$$\frac{7,5 \frac{ton \text{ DQO}}{día}}{1 \frac{ton \text{ DQO}}{ton \text{ O}_3}} = 7,5 \frac{ton \text{ O}_3}{día}$$

Además, con el promedio de consumo eléctrico para un ozonizador industrial de literatura de 16kWh/kg O₃ (Advanced water treatment for industrial process and waste water by ozonation, Wesseler, M. y col.; Environmental footprint comparison tool, 2009; Rein Munter, 2001), tenemos:

$$7.500 \frac{kg \text{ O}_3}{día} \cdot 16 \frac{kWh}{kg \text{ O}_3} = 120.000 \frac{kWh}{día} = 120 \frac{MWh}{día}$$

Utilizando un costo mínimo de US\$ 100/MWh, tenemos:

$$120 \frac{MWh}{día} \cdot \frac{US\$100}{MWh} = 12.000 \text{ US\$/día}$$
$$\frac{12.000 \text{ US\$/día}}{10.000 m^3/día} \approx \text{US\$ } 1,2/m^3$$

Con un efluente industrial de 10.000 m³, tenemos que el costo eléctrico por m³ se aproxima en base a los datos obtenidos en laboratorio e información de bibliografía especializada en US\$ 1,2/m³, que corresponde a un costo 12 veces mayor que el tratamiento convencional.

F-2.2 Costo eléctrico de remover el 55% de DQO mediante ozonización

Se desarrollan los cálculos para remover un 55% de DQO, que corresponde al porcentaje de remoción obtenido en laboratorio:

$$10.000 \frac{m^3}{día} \cdot 1,07 \frac{kg \text{ DQO}}{m^3} \cdot 0,55 = 5909 \frac{kg \text{ DQO}}{día} \approx 6 \frac{ton \text{ DQO}}{día}$$

Se considera generador de ozono de 1 ton DQO/ton O₃⁹. Obteniendo el requerimiento de ozono diario.

$$\frac{5,9 \frac{ton \text{ DQO}}{día}}{1 \frac{ton \text{ DQO}}{ton \text{ O}_3}} \approx 6 \frac{ton \text{ O}_3}{día}$$

Además, con el promedio de consumo eléctrico para un ozonizador industrial de literatura de 16 kWh/kg O₃ (4), tenemos:

$$6.000 \frac{kg \text{ O}_3}{día} \cdot 16 \frac{kWh}{kg \text{ O}_3} = 96.000 \frac{kWh}{día} = 96 \frac{MWh}{día}.$$

Utilizando un costo mínimo de US\$ 100/MWh, tenemos:

$$96 \frac{MWh}{día} \cdot \frac{US\$100}{MWh} = 9.600 \text{ US\$/día}$$

$$\frac{9.600 \text{ US\$/día}}{10.000 \frac{m^3}{día}} = \text{US\$ } 0,96/m^3$$

Con un efluente industrial de 10.000 m³, tenemos que el costo eléctrico por m³ se aproxima en base a los datos obtenidos en laboratorio e información de bibliografía especializada en US\$ 0,96/m³, que corresponde a un costo 12 veces mayor que el tratamiento convencional.

F-2.3 Costos eléctrico de remover el 20% de DQO mediante ozonización

Si el objetivo no es eliminar el 55% de DQO, sino abatir los compuestos más complejos, lo que implica una eliminación del 20% de DQO para mejorar la biodegradabilidad y eliminar la toxicidad del efluente y poder utilizarlo en combinación con otro proceso avanzado de oxidación.

$$10.000 \frac{m^3}{día} \cdot 1,07 \frac{kg DQO}{m^3} \cdot 0,2 = 2.138 \frac{kg DQO}{día} \approx 2,1 \frac{ton DQO}{día}.$$

Se considera generador de ozono de 1 ton DQO/ton O₃⁹. Obteniendo el requerimiento de ozono diario.

$$\frac{2,1 \frac{ton DQO}{día}}{1 \frac{ton DQO}{ton O_3}} \approx 2,1 \frac{ton O_3}{día}$$

Además, con el promedio de consumo eléctrico para un ozonizador industrial de literatura de 16 kWh/kg O₃ (4), tenemos:

$$2.100 \frac{kg O_3}{día} \cdot 16 \frac{kWh}{kg O_3} \approx 33.600 \frac{kWh}{día} \approx 34 \frac{MWh}{día}.$$

Utilizando un costo mínimo de US\$ 100/MWh, tenemos:

$$34 \frac{MWh}{día} \cdot \frac{US\$100}{MWh} = 3.400 US\$/día$$

$$\frac{3.400 US\$/día}{10.000 m^3/día} = US\$ 0,34/m^3$$

Con un efluente industrial de 10.000 m³, se tiene que el costo eléctrico por m³ es bastante conveniente en base a los datos obtenidos en información de bibliografía especializada de US\$ 0,34/m³.

Anexo G: Inversión total del proyecto

Para determinar la inversión total del proyecto se debe considerar la siguiente expresión:

$$IT = ICF + CAPT + CPM$$

Donde:

IT: Inversión total

ICF: Inversión costo fijo

CAPT: Capital de trabajo

CPM: Costo de puesta en marcha

Es posible simplificar al Capital de trabajo y el Costo de Puesta en marcha suponiendo las siguientes consideraciones (Márquez, 1996):

$$CAPT \cong 0,15 IT \quad ; \quad CPM \cong 0,10 ICF$$

El capital de trabajo, CAPT, representa los fondos necesarios para operar realmente la planta, es decir, para pagar las materias primas, salarios, etc. Se intenta reponer el capital de trabajo cada mes mediante los ingresos producidos. Sin embargo, se debe disponer de dinero antes de comenzar a operar el proceso, por esta razón el capital de trabajo se considera parte de la inversión total. Una estimación preliminar del capital de trabajo es tomar el costo de abastecimiento de materias primas por tres meses. Sin embargo, el análisis inicial de inversión se puede simplificar y corroborar si se supone que el capital de trabajo está relacionado a la inversión (15% IT).

➤ Inversión de Capital fijo (ICF).

La inversión de Capital fijo (ICF) está dado por la suma de los costos directos (CD) e indirectos (CI) de la planta, los cuales se presentan a continuación:

$$ICF = CD + CI$$

➤ Costos Directos (CD)

Es la suma del costo de material y de obra requerida para construir la planta completamente.

$$CD = CDLP + CFLP$$

a) Costos dentro de los límites de la planta (CDLP):

Los Costos dentro de los límites de la planta constan de: costo de equipos y su precio de instalación, costo de instrumento y control, de cañería y equipo y material eléctrico.

Los Instrumento y control se calcula como 15% de los costos de compra de equipos (CCE), Costo de cañerías corresponden al 50% de los CCE, Equipos y los costos en material eléctrico se considera el 15% de los CCE (Márquez, 2002).

b) Costos fuera de los límites de la planta (CFLP):

Usualmente se pueden tener dos tipos de proyectos, el de una planta completamente nueva (Grass Root) y el de una ampliación. Los costos fuera del límite de la planta son muy diferentes en ambos casos:

1. Plantas Nuevas: $CFLP \cong 200 - 400\% CDLP$

2. Ampliación: $CFLP \cong 40 - 50\% CDLP$. Por lo tanto, se puede usar en forma preliminar un de ampliación para el caso de estudio, como un valor medio a la referencia.

$$CFLP = 0,45 CDLP$$

Los Costos fuera de los límites de la planta constan de: costo de los edificios, construcción de las áreas y el terreno.

➤ Costos Indirectos.

Los costos indirectos son los costos que no están directamente envueltos con la mano de obra y materiales de la planta de procesos, corresponden al 20% de la ICF y se agrupan en las siguientes categorías:

1. Ingeniería y Supervisión: [8% de ICF]

a) Costos de Ingeniería:

Corresponden a los costos administrativos, de diseño de proceso e ingeniería general, dibujo, costo ingeniería básica, reproducciones, comunicaciones, modelos a escala, consultas, viajes, etc.

b) Supervisión e Inspección.

2. Costos de Construcción. [5% de ICF.]

Corresponde a un proceso de ampliación pequeño, que requiere pocas operaciones y una mantención temporal que no afecta el programa actual de operaciones.

3. Pago a contratistas. [2% de ICF]

4. Contingencias e Imprevistos. [5% de ICF]

Para compensar por eventos no predecibles tales como tormentas, huelgas, cambios de precios, cambios pequeños en el diseño, errores en las estimaciones.

Los costos indirectos descritos anteriormente usualmente se agrupan en dos categorías: el costo del propietario que incluye los costos de ingeniería, supervisión y construcción, y los costos de contingencias o imprevistos. Un costo por imprevisto de al menos un 5 % se debe incluir aún si se tienen datos de vendedores de equipos, debido a que algo puede ir mal. En diseños preliminares donde se incluyen solamente los costos de los equipos más costosos, usaremos un valor de un 20 % para el factor de contingencia.

Por lo tanto:

$$CI = \text{Costo Propietario (CP)} + \text{Contingencias (CON)}$$

Suponiendo: $CP = 0,05 \text{ CD}$ y $CON = 0,20 \text{ CD}$

Entonces: $CI = 0,05 \text{ CD} + 0,20 \text{ CD} = 0,25 \text{ CD}$
 $ICF = (CDLP + CFLP) + 0,25 (CDLP + CFLP)$

Por lo tanto: $ICF = 1,25 (CDLP + CFLP)$

➤ Capital de Trabajo (CAPT): El capital de trabajo

Es el capital requerido para operar realmente la ampliación de la planta, se calcula como el 15% de la Inversión total de capital (IT) y esta formado por principalmente por:

1. Materias primas. Un mes de suministro.
2. Productos terminados y semiterminados en stock; costo de producción para un mes.
3. Dinero en efectivo. Para pagar los gastos de operación, salarios y sueldos, materia prima, etc.
4. Pago de Impuestos.

➤ Capital de Puesta en Marcha (CPM)

El capital de puesta en marcha se calcula como el 10% ICF y está formado por:

- 1 Modificaciones del Proceso. Necesarias para cumplir con las especificaciones del diseño.
- 2 Mano de Obra de Partida. Se necesita más gente para partir una planta que para operarla.
- 3 Pérdidas en la producción. Pérdidas en las ganancias mientras se pone en operación el proceso.

Finalmente para la inversión total tenemos que:

$$IT = ICF + CAPT + CPM$$

$$IT = ICF + 0,15 IT + 0,10 ICF$$

$$IT = 1,30 ICF$$

O también se puede obtener la inversión total de la siguiente manera:

$$IT = 1,625 (CDLP + CFLP)$$

Anexo H: Método Simplificado de Costos Totales del Proceso de Ozonización de efluentes de Blanqueo

Los costos totales de producción (CTP) se determinan a partir de los costos de fabricación (CFA) y a los gastos generales (GG):

$$CTP = CFA + GG$$

A continuación se entrega una descripción de cada uno de los costos mencionados anteriormente.

Costos de fabricación (CFA):

Corresponden a gastos de la operación directa de los equipos de la planta. Los costos de consumo eléctrico se reconocen como los costos más altos del proceso y se encuentran dentro de los costos de servicio (CS), que se deben incluir en los costos de fabricación (CFA).

Los costos de fabricación se obtienen a partir de la obtención de los costos directos de producción (CDP), los costos fijos (CF) y los costos generales de fabricación (CGF).

$$CFA = CDP + CF + CGF$$

➤ Costos Directos de Producción (CDP):

Los costos directos de producción se estiman en bibliografía en un 60% de los costos totales de proyecto de ampliación de la planta (Márquez, 2002), pero debido al excesivo consumo eléctrico del proceso, los costos directos serán mayores y se estiman en un 70% de los costos totales de producción. Se tiene contemplado mantener la mano de obra actual, sin gastos adicionales en operadores, laboratorio y supervisores. Estos costos quedan formados principalmente por:

1. Servicios (20% del CTP)
2. Mantenimiento y Reparación (10% del ICF)
3. Suministros de Operación (1% ICF)
4. Patentes y derechos (3% del CTP)

- Costos Fijos (12% CTP):
 1. Depreciación.
 2. Impuestos locales.
 3. Seguros.
- Costos Generales Fabricación (10% CTP):
 1. Seguridad y protección.
 2. Control de laboratorio.

Gastos Generales (8% CTP):

- Gastos administrativos (3% CTP):
 1. Salarios ejecutivos.
 2. Pagos legales
 3. Oficinas y comunicaciones
- Investigación y desarrollo (5% CTP)

A partir de estas consideraciones y porcentajes estimados, obtenemos el siguiente cuadro de costos totales para los escenarios planteados, tanto para 2 minutos, como para cuatro minutos de ozonización.

Anexo I: Categorías de Impacto

1. Potencial de Agotamiento de los recursos abióticos (ADP)

Se puede definir como la disminución de la disponibilidad de recursos naturales. Generalmente, en el ACV se mide el efecto relativo del consumo de recursos sobre el agotamiento de estos recursos teniendo en cuenta su escasez relativa y el horizonte temporal en el cual se cree que se agotaran. Así, la relevancia ambiental del consumo de un recurso es inversamente proporcional a su abundancia y directamente proporcional al ritmo de explotación. Se incluye en esta categoría recursos abióticos y energía. Esta categoría de impacto afectará a las áreas de protección de los recursos humanos. Las unidades de ADP se miden en kg equivalentes de Sb.

2. Potencial de calentamiento global (GWP)

La tierra absorbe la radiación del sol. Esta energía es redistribuida por la atmósfera y los océanos y retornada en forma de radiación de infrarrojo térmico. Parte de esta radiación es absorbida por los gases existentes en la atmósfera provocando el calentamiento del planeta, a este fenómeno se le denomina efecto invernadero. Estos gases son principalmente el vapor de agua, CO₂ y otros gases como CH₄, N₂O y CFCs. La acción humana ha provocado un incremento de las emisiones de estos gases lo que lleva o puede llevar a un sobrecalentamiento del planeta y por lo tanto a una alteración de sus condiciones. Esta categoría de impacto afectará a las áreas de salud humana, ambiente natural y ambiente modificado por el hombre. El indicador que sirve para evaluar estos efectos es el potencial de calentamiento global (GWP) creado por el Panel Intergubernamental de Cambio Climático (IPCC). Las unidades de GWP se miden en kg equivalentes de CO₂

3. Potencial de Agotamiento del Ozono estratosférico (ODP)

La capa de ozono está presente en la estratosfera y actúa como filtro absorbiendo la radiación ultravioleta. La disminución de la capa de ozono provoca un incremento de la cantidad de radiación UV-B que llega a la superficie de la tierra. Dichas radiaciones son causa de un aumento de algunas enfermedades en humanos (cáncer de piel, supresión sistema inmunitario, afectan a la producción agrícola, degradación de materiales plásticos e interfieren en los ecosistemas). Afecta por tanto a las cuatro grandes áreas de protección: salud humana, entorno natural, entorno modificado por el hombre y recursos naturales. La mayoría de los cloruros y bromuros, procedentes de compuestos fluorocarbonados, CFCs y otras fuentes, reaccionan en presencia de las nubes estratosféricas polares (PSCs)

emitiendo cloruros y bromuros activos que bajo la acción catalizadora de los UV provocan la descomposición del ozono. El indicador para medir estos efectos es el potencial de agotamiento del ozono estratosférico (ODP). Se define como la relación entre la descomposición del ozono en el estado de equilibrio debido a las emisiones anuales (flujo en kg/año) de una cantidad de una sustancia emitida a la atmósfera y la descomposición del ozono en estado de equilibrio debido a una cantidad igual de CFC-11. Las unidades de ODP se miden en kg equivalentes de CFC-11 (WMO 1992, 1995, 1998).

4. Potencial de Acidificación (AP)

La acidificación consiste en la deposición de ácidos resultantes de la liberación de óxidos de nitrógeno y sulfuro en la atmósfera, en el suelo y en el agua, dónde puede variar la acidez del medio, cosa que afectará a la flora y fauna que habita en él, produce deforestación y también puede afectar a los materiales de construcción. Afecta por tanto a las cuatro grandes áreas de protección: salud humana, entorno natural, entorno modificado por el hombre y recursos naturales. Las unidades de AP se miden en kg equivalentes de SO₂ (Hauschild & Wenzel 1998).

5. Potencial de Eutrofización (EP)

La eutrofización se produce cuando los nutrientes, nitrógeno y fósforo se acumulan en los ecosistemas acuáticos, su incremento puede representar un aumento de la producción de biomasa. Un aumento de las algas en los ecosistemas acuáticos producirá una disminución del contenido de oxígeno debido a que la descomposición de dicha biomasa consumirá oxígeno medido como DBO (demanda bioquímica de oxígeno). Este consumo de oxígeno puede conducir a alcanzar unas condiciones anaerobias que provocan la descomposición causada por bacterias anaeróbicas que liberarán CH₄, H₂S y NH₃. En último término desaparece cualquier tipo de vida aeróbica. El proceso de eutrofización aumenta en verano. Esta categoría de impacto afectará a las áreas de salud humana, ambiente natural y ambiente modificado por el hombre. Las unidades de EP se miden en kg equivalentes de PO₄³⁻ (Heijungs et al. 1992).

6. Toxicidad

En muchos procesos industriales modernos se utilizan sustancias peligrosas o tóxicas para las personas y/o para los ecosistemas. La toxicidad de una sustancia dependerá de la propia sustancia, pero también de la vía de administración o exposición, la dosis, la manera como se administra, etc. Es muy difícil agrupar todos los posibles efectos tóxicos en un solo impacto. Generalmente, se distingue entre toxicidad para las personas (PTH) y toxicidad para los ecosistemas tanto acuáticos (FATP y MAEP) como terrestres (TEP), ya que las vías de exposición en uno y otro caso son muy diferentes. Esta categoría de impacto afecta a las áreas de salud humana, entorno natural y recursos naturales. Estas categorías son aquellas para las cuales el factor destino y especialmente el transporte a través de diferentes medios tiene más importancia. Un contaminante no permanece en el medio, compartimiento ambiental, (entiéndase aire, suelo, agua superficial, agua subterránea, mar) en que es emitido sino que puede desplazarse y alcanzar otros compartimientos que serán a su vez contaminados. Una determinada sustancia puede incluso ser más dañina en un medio diferente al de su emisión. Las unidades de toxicidad para PTH, FATP, MAEP y TEP se expresan en kilogramos equivalentes de 1,4-diclorobenceno (CML. 2001).

7. Potencial de Oxidación Fotoquímica (POP)

Bajo la influencia de la radiación solar, los óxidos de nitrógeno (NOx) reaccionan con los compuestos orgánicos volátiles (COVs) para producir ozono troposférico, este fenómeno tiene lugar principalmente durante los meses de verano. La presencia de monóxido de carbono (CO) puede igualmente contribuir a la formación de ozono. Estos oxidantes foto-químicos pueden resultar perjudiciales para la salud humana, los ecosistemas y la agricultura. Afectando por tanto a las cuatro áreas de protección: salud humana, recursos naturales, entornos natural y modificado por el hombre. Las unidades de POP se miden en kg equivalentes de etileno (C₂H₄) (CML. 2001).