

7
2ej



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO TECNICO Y ECONOMICO PARA LA APLICACION DEL
PROCESO DE NEUTRALIZACION DE SOSAS GASTADAS
MEDIANTE CO₂ A NIVEL INDUSTRIAL.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
ALVARO BALLESTEROS CARDENAS



MEXICO, D. F.

1999

ELABORADO POR:
BALLESTEROS CARDENAS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Jurado asignado:

Presidente:	Prof. Alejandro Anaya Durand
Vocal:	Prof. Jaime Medina Oropeza
Secretario:	Prof. Modesto Javier Cruz Gómez
1 ^{er} Suplente:	Prof. Fernando de Jesús Rodríguez Rivera
2 ^o Suplente:	Prof. Néstor Noé López Castillo

Sitio donde se desarrolló el tema:

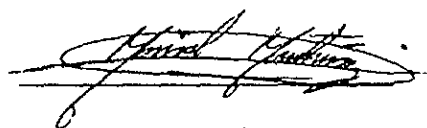
Lab. E-212, Conjunto E, Facultad de Química, UNAM.

PEMEX: Refinería Ing. Antonio M. Amor, Salamanca, Gto.

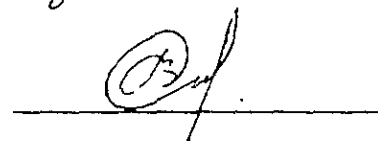
Asesor del tema: Dr. Modesto Javier Cruz Gómez



Supervisor técnico: Ing. Misael Martínez Ovando



Sustentante: Álvaro Ballesteros Cárdenas



AGRADECIMIENTOS

A DIOS...

Por permitirme recorrer esta parte del camino y por todos los dones que me ha otorgado a través de él.

A MIS PADRES...

Por su apoyo y sacrificio para ayudarme a alcanzar esta meta.

A LA UNIVERSIDAD,

La Facultad de Química y sus profesores por su dedicación, apoyo y la excelente formación que me brindaron a lo largo de la carrera.

A PEMEX...

Por las facilidades y apoyo otorgados para el desarrollo de esta tesis dentro de sus instalaciones.

AL DR. JAVIER CRUZ...

Por su valiosa ayuda y guía en la elaboración de este trabajo.

AL I.Q. MISAEL MARTÍNEZ...

Por su orientación y ayuda durante el desarrollo de esta tesis.

A MIS COMPAÑEROS DEL LABORATORIO E-212...

Néstor, Miguel, Cornelio, Gustavo, Paty, Diana, Carolina, Ramón, Daniel, José, Sonia y Adriana por su amistad y agradable convivencia en el laboratorio.

A MIS AMIGOS

Elías y Juan Carlos con los que conviví a lo largo de la carrera quienes, me dieron mis coscorriones cuando los necesitaba y con quienes compartí tantas vivencias dentro y fuera de la Facultad de Química.

A PATY...

Por creer en mí.

ÍNDICE

1 INTRODUCCIÓN	1
2 ANTECEDENTES	4
2.1 ORIGEN DE LAS SOSAS GASTADAS	4
2.1.1 CLASIFICACIÓN DE LAS SOSAS GASTADAS	5
2.1.2 USUARIOS TÍPICOS DE SOSA EN LAS REFINERÍAS	8
2.1.3 CONSUMO DE SOSA EN LA REFINERÍA DE SALAMANCA	10
2.1.4 REACCIONES INVOLUCRADAS EN LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO CON SOSA	11
2.2 PLANTA DE TRATAMIENTO EXISTENTE	12
3 EVALUACIÓN TÉCNICA	16
3.1 REUTILIZACIÓN DE LOS EFLUENTES CÁUSTICOS DENTRO DE LAS REFINERÍAS	16
3.1.1 INYECCIÓN EN DESALADORAS PARA AJUSTE Y CONTROL DEL PH	16
3.1.2 INYECCIÓN A LA ALIMENTACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE CRUDO	17
3.1.3 NEUTRALIZACIÓN DEL ÁCIDO SULFÚRICO EN EL PROCESO DE ALQUILACIÓN	17
3.1.4 INYECCIÓN DE CÁUSTICO AL SEPARADOR DE AGUAS AMARGAS.	18
3.2 PROCESOS DE TRATAMIENTO ACTUALES	19
3.2.1 RECUPERACIÓN DE ÁCIDOS CRESÍLICOS	19
3.2.2 NEUTRALIZACIÓN CON ÁCIDOS MINERALES	23
3.2.3 NEUTRALIZACIÓN Y AGOTAMIENTO CON VAPOR	25
3.2.4 OXIDACIÓN HÚMEDA CON AIRE	27
3.2.5 OXIDACIÓN CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO	28
3.2.6 PRECIPITACIÓN DE SULFUROS CON SULFATO FERROSO	29
3.2.7 ELIMINACIÓN DE SOLUCIONES CÁUSTICAS POR INCINERACIÓN	30
3.2.8 ELIMINACIÓN A TRAVÉS DE CONTENEDORES DE DESECHOS	31
3.2.9 INYECCIÓN EN POZOS PROFUNDOS	34
4 PROCESO DE NEUTRALIZACIÓN MEDIANTE CO₂	35
4.1 ETAPAS PRINCIPALES DEL PROCESO	35

6.2.2	MÉTODOS INTERMEDIOS PARA LA ESTIMACIÓN DEL COSTO DE UNA PLANTA	95
6.2.3	MÉTODOS DETALLADOS DE ESTIMACIÓN COSTOS DE PLANTAS	98
6.2.4	INVERSIÓN PARA EL TRATAMIENTO PROPUESTO	98
6.3	COSTOS DE OPERACIÓN	99
6.4	INGRESOS	101
6.5	VALOR PRESENTE NETO	101
6.6	COMPARACIÓN CON LOS DISTINTOS PROCESOS	102
<u>7 CONCLUSIONES</u>		104
7.1	RESUMEN	104
7.1.1	EVALUACIÓN TÉCNICA	104
7.1.2	EVALUACIÓN ECONÓMICA	105
7.2	RECOMENDACIONES	106
<u>8 ANEXOS</u>		108
8.1	MEMORIAS DE CÁLCULO DE EQUIPO	108
8.1.1	REACTOR DE NEUTRALIZACIÓN	108
8.1.2	REACTOR DE CAUSTIZACIÓN	114
8.1.3	FILTRO	119
8.1.4	EVAPORADOR	120
8.1.5	CONDENSADOR	121
8.1.6	HORNO ROTATORIO	121
8.2	INVERSIÓN REQUERIDA POR EQUIPO.	124
8.3	<u>VALOR PRESENTE NETO DE LAS DISTINTAS ALTERNATIVAS</u>	131
BIBLIOGRAFÍA		136

1 INTRODUCCIÓN

Una de las fases críticas dentro del desarrollo de la ingeniería básica para una planta o proceso, se da cuando la evaluación técnica y económica debe prepararse. A menudo, se generan muchos estudios y análisis entre los diferentes procesos alternos, antes de que se tenga una estructura aceptable del proyecto.

Durante la etapa de desarrollo del proceso, la información recabada debe documentarse para que dicho proceso sea evaluado. Es, en ésta etapa cuando se debe analizar que tipo de proceso es mejor y más barato, además de corroborar la compatibilidad que éste tenga con el medio ambiente.

El presente trabajo de tesis, surge de un convenio entre de PEMEX-Refinación y la Facultad de Química, para desarrollar un tratamiento alternativo para el efluente de sosas gastadas, un desecho generado por algunas refinerías, y es una continuación de la investigación realizada anteriormente en ésta Facultad, en donde se han hecho pruebas para la caracterización de este residuo, y algunos experimentos para su tratamiento. El convenio se denominó "Manejo ecológico del agua e industrialización de los aromáticos contenidos en las sosas gastadas de las refinerías".

Es sabido que, día a día, las regulaciones en materia ecológica se tornan más estrictas en la evaluación de los procesos industriales, y las sanciones que se generan al no cumplir con estas normas suelen representar grandes sumas de dinero, así como una mala imagen de la

industria que incurre en estas faltas. Éste caso no es la excepción, se requiere de un efluente que cumpla con las normas ecológicas vigentes, así como de un proceso barato y eficiente para el tratamiento de las sosas gastadas provenientes de los centros de refinación.

El proceso de neutralización de las sosas gastadas con dióxido de carbono, utiliza este reactivo disponible en gran cantidad dentro de la refinera, y propone la regeneración de sosa fresca, que podrá utilizarse nuevamente, así como una alternativa de industrialización de los aromáticos recuperados del efluente cáustico gastado y la generación de un agua compatible con los procesos de tratamiento de agua, existentes dentro de la refinera.

Este trabajo se enfoca en la aplicación del proceso desarrollado en la Facultad de Química, para la refinera de Salamanca, de manera particular, ya que en esta refinera se encuentra instalada una planta de tratamiento para esta corriente de sosas gastadas. Dicha planta nunca operó (problemas de operación y diseño), por lo que se cuenta con equipo que podría ser utilizado para el nuevo proceso. Con esto, no se pretende limitar la aplicación de la neutralización mediante CO_2 a esta refinera únicamente, sino hacerla extensiva a los demás centros de refinación, con las modificaciones que se consideren pertinentes.

Alcance de la tesis:

- Revisión de los distintos procesos de tratamiento aplicados industrialmente.
- Realización y diseño de pruebas experimentales del nuevo proceso de neutralización con CO₂, con el equipo disponible en el laboratorio.
- Análisis de los datos experimentales recabados y proposición del diseño con el que se obtengan mejores resultados.
- Examen de la parte técnica y económica de los procesos para ser comparados sobre estas bases, estableciendo la factibilidad de su futura aplicación industrial.

2 ANTECEDENTES

2.1 ORIGEN DE LAS SOSAS GASTADAS

Las sosas gastadas son una corriente de desecho, provienen del endulzamiento de algunos productos del petróleo. Por esto, las refinerías que utilizan este cáustico en los procesos de tratamiento deben implementar las acciones necesarias para la disposición del desecho generado.

Los productos de la destilación primaria de algunos petróleos contienen ácidos nafténicos y otros compuestos ácidos. La eliminación de estos compuestos se realiza mediante depuración alcalina. La gasolina cruda, así como las naftas crudas, son tratadas con agentes químicos como sosa cáustica, cloruro de cobre o soluciones doctor (se utilizan soluciones de plumbito de sodio en medio alcalino para determinar cualitativamente la cantidad de azufre presente en mercaptanos).

El proceso de endulzamiento es la conversión del azufre de los mercaptanos de una corriente de hidrocarburo a azufre en forma de disulfuro sin una real reducción del contenido total de azufre de la corriente. En el endulzamiento no hay una disminución del contenido de azufre, sino solo una conversión a diferentes especies químicas.

Las gasolinas provenientes de los procesos de descomposición térmica o catalítica también contienen ácido sulfhídrico, mercaptanos y Tiofenoles, los cuales son corrosivos, olorosos, y/o formadores de gomas, siendo perjudiciales para la gasolina. El tratamiento de estas gasolinas

con cáusticos ayuda a eliminar la mayoría de estos compuestos y los convierte a algunos en otros menos perjudiciales. Los ácidos cresílicos se extraen y concentran en el cáustico junto con el ácido sulfhídrico, mercaptanos y tiofenoles hasta que el cáustico se agota o “se gasta”, y debe de reponerse con cáustico fresco.

Los cáusticos gastados pueden tener hasta 47% en volumen de ácidos cresílicos aunque normalmente promedian menos del 20%. La cantidad de éstos depende de la concentración del cáustico utilizado en el tratamiento. Los cáusticos más concentrados contienen menos agua y, por lo tanto, pueden absorber un porcentaje mayor de ácidos cresílicos. Esta relación se ve muy afectada por el contenido de azufre en la corriente. Actualmente sólo se recupera el 40% de los ácidos cresílicos contenidos en las gasolinas de craqueo, y los mercados de ácidos cresílicos están presionando para que haya una mayor recuperación

2.1.1 Clasificación de las sosas gastadas

Existen varios tipos de sosas gastadas, de acuerdo al tratamiento en el que hayan participado, y estas se pueden agrupar en:

- **Sosas gastadas sulfurosas**

Los efluentes sulfurosos de sosas gastadas se derivan de su utilización para remover H_2S de las corrientes de hidrocarburos. Los recipientes para el prelavado con cáustico se encuentran corriente arriba de la unidad Merox, para remover cualquier traza de ácido sulfhídrico remanente que pueda presentarse en la alimentación de la unidad Merox.

Las sosas gastadas sulfurosas tienen las siguientes propiedades:

Apariencia:	Amarilla a café claro
Porcentaje de gastado:	50 a 70%
Alcalinidad total:	6 a 7% como NaOH
Azufre total:	3 a 4 %
Na₂S:	3 a 4 %
NaHS	3 a 4 %
Aceite no disuelto	< 1% en volumen

- **Sosas gastadas fenólicas**

Las corrientes de sosa gastada fenólica se producen cuando el cáustico es utilizado para tratar una corriente de hidrocarburos que contiene ácidos orgánicos, fenoles, cresoles y xilenoles (conocidos colectivamente como aceites ácidos). Los fenoles son ácidos por naturaleza y reaccionan con NaOH para formar fenolatos de sodio. Los fenolatos de menor peso molecular son solubles en agua, y por lo tanto, permanecen en el cáustico. Los fenoles y cresoles solubles en agua, generalmente, no se encuentran de manera natural en el crudo, pero son un producto de reacción del proceso de desintegración catalítica en fase fluida (FCC). Los efluentes de sosas fenólicas gastadas se generan dentro de las unidades de endulzamiento de gasolina FCC.

Las propiedades de las sosas gastadas fenólicas son las siguientes:

Características	Unidad Merox Líquido-líquido	Unidad Merox Minalk
Apariencia	Amarillo oscuro a negro	Amarillo a ámbar
% de gastado	10 a 40	10 a 70
Alcalinidad total	6-10% como NaOH	< al 3% como NaOH
Azufre total	< al 1 % como $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$	< al 0.4 % como $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$
Aceites ácidos	10 a 15%	< 5 %
Aceite no disuelto	< 1 % en vol.	< 1 % en vol.

- **Sosas gastadas nafténicas**

Estos efluentes son generados cuando se trata una corriente de hidrocarburos que contenga ácidos nafténicos. Los ácidos nafténicos existen normalmente en aquellas fracciones de petróleo con puntos de ebullición mayores a 175°C y se encuentran comúnmente en las fracciones de keroseno y diesel.

Los ácidos nafténicos son ácidos carboxílicos cicloparafínicos. Los ácidos nafténicos reaccionan con la sosa para formar naftenatos de sodio. Los naftenatos de sodio son solubles en agua a bajas concentraciones de sosa, sin embargo, forman emulsiones si el límite de solubilidad es excedido. Una vez formada, la emulsión de ácidos nafténicos, ésta puede ser arrastrada por la fase de hidrocarburo. La fuente principal de sosas gastadas nafténicas es la unidad de lavado de keroseno.

Este tipo de sosas gastadas se generan en la etapa de prelavado de

keroseno y el reactor del proceso Merox, y tienen las siguientes propiedades:

Características	Prelavado de Keroseno	Reactor Merox de Keroseno
Apariencia	Amarillo a negro	Clara a café
Porcentaje de gastado	30 a 50	10 a 30
Alcalinidad total	0.5 a 2% como NaOH	5 a 100% como NaOH
Aceites ácidos	< al 6%	< 2 %
Aceite no disuelto	< 1 % en vol	< 1 % en vol

2.1.2 Usuarios Típicos de Sosa en las Refinerías ²

Proceso	Servicio	Densidad Típica* (NaOH) °Be
<u>Unidad de Crudo</u>		
Desaladora	Control de pH	3-5
Pre calentador	Neutralización	3-5
LPG	Remoción de H ₂ S	10
Gasolina	Remoción de H ₂ S	10
Keroseno	Remoción de ácidos nafténicos	3
Diesel	Remoción de ácidos nafténicos	3
<u>FCC</u>		
LPG	Remoción de H ₂ S	10
Gasolina	Remoción de H ₂ S	10

Proceso	Servicio	Densidad Típica (NaOH) °Be
---------	----------	-------------------------------

Unidad Térmica

LPG	Remoción de H ₂ S	10
Gasolina	Remoción de H ₂ S	10

Merox (extracción)

LPG	Extracción de RSH-S	20
Gasolina Ligera	Extracción de RSH-S	20

Merox (endulzamiento)

Gasolina	Contacto líquido-líquido	10
	Minalk	3
	Lecho Fijo	10
Keroseno	Lecho Fijo	10
Gasolinas Térmicas	Lecho Fijo	10
Jet Fuel	Lecho Fijo	10

Endulzamiento

de inhibidores

Gasolina FCC	Contacto líquido-líquido	20
--------------	--------------------------	----

Tratamiento de Agua

Resinas de intercambio iónico	Regeneración	2-20
-------------------------------	--------------	------

3°Be = 1.86 % NaOH*	
5°Be = 3.15 % NaOH	
10°Be = 6.6 % NaOH	* % en peso
20°Be = 14.33 % NaOH	

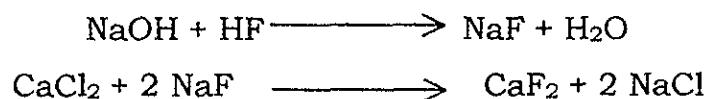
2.1.3 Consumo de sosa en la refinería de Salamanca

TABLA 2.1 PROCESO TÍPICOS QUE INVOLUCRAN EL USO DE SOSA

PLANTA	PROCESO	CONCENTRACIÓN de NaOH
Primaria # 1	Endulzamiento de Gasolina	15 % peso
Primaria # 2 *	Endulzamiento de Gasolina	15 % peso
FCC	Merox de Gasolina	5-7 % peso
	Merox de LPG	5-7 % peso
U 13	Oximer de Gasolina	5-10 % peso
	Merox de LPG	5- 7 % peso
Alquilación **	Endulzamiento de Aceite Soluble en Acido	5 % peso

* Esta planta trata la gasolina del proceso TCC cuando esta última está en operación.

** Esta sosa recibe un tratamiento posterior:

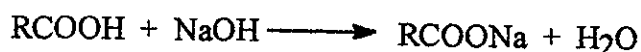


<p>U13 = Planta desintegradora de residuos</p> <p>FCC = Desintegración catalítica en fase fluida</p> <p>TCC = Desintegración catalítica térmica</p>

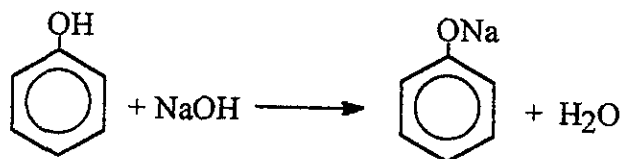
2.1.4 Reacciones involucradas en los procesos de tratamiento con sosa

Las reacciones que ocurren durante el tratamiento de hidrocarburos con hidróxido de sodio son:

- Reacción de los ácidos libres que se encuentran en el destilado, formando sales que se concentran en la solución alcalina.



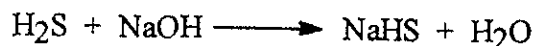
- Los fenoles reaccionan con la sosa para formar fenolatos:

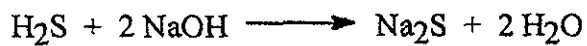


- Los ésteres neutros del ácido sulfúrico se saponifican, transformándose en sales correspondientes que también pasan a la solución alcalina

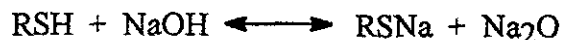


- El sulfuro de hidrógeno reacciona con la sosa formando sales ácidas y neutras:





- Los mercaptanos, al reaccionar con sosa forman mercapturos:



2.2 PLANTA DE TRATAMIENTO EXISTENTE ³

Actualmente existe, instalada en Salamanca, una planta de tratamiento de sosas gastadas fuera de operación, basada en un proceso continuo de oxidación con aire y posterior neutralización con ácido sulfúrico.

Los principales motivos del actual estado de inoperación de la planta, se deben, principalmente a los siguientes problemas en el diseño y/o operación:

- La normatividad vigente exige un efluente de agua con no más 0.5 ppm de fenoles, siendo que este proceso genera un efluente promedio con 6,228 ppm de fenoles, por lo que se requiere un post-tratamiento del mismo.
- Los materiales de construcción del tanque de H_2SO_4 al 98% no son los adecuados.
- Existen datos de diseño en el manual de operación que presentan irregularidades y errores.
- Ninguna de las plantas, instaladas bajo este diseño, ha entrado en operación satisfactoria. Se tienen antecedentes de una planta que sólo

duró en operación 4 horas, después de las cuales paró.

La inversión en este diseño fue cuantiosa, ya que se diseñó para que trabajara de manera continua con un sistema de control e instrumentación automático.

El proceso de tratamiento, aplicado bajo este diseño, opera de la siguiente forma:

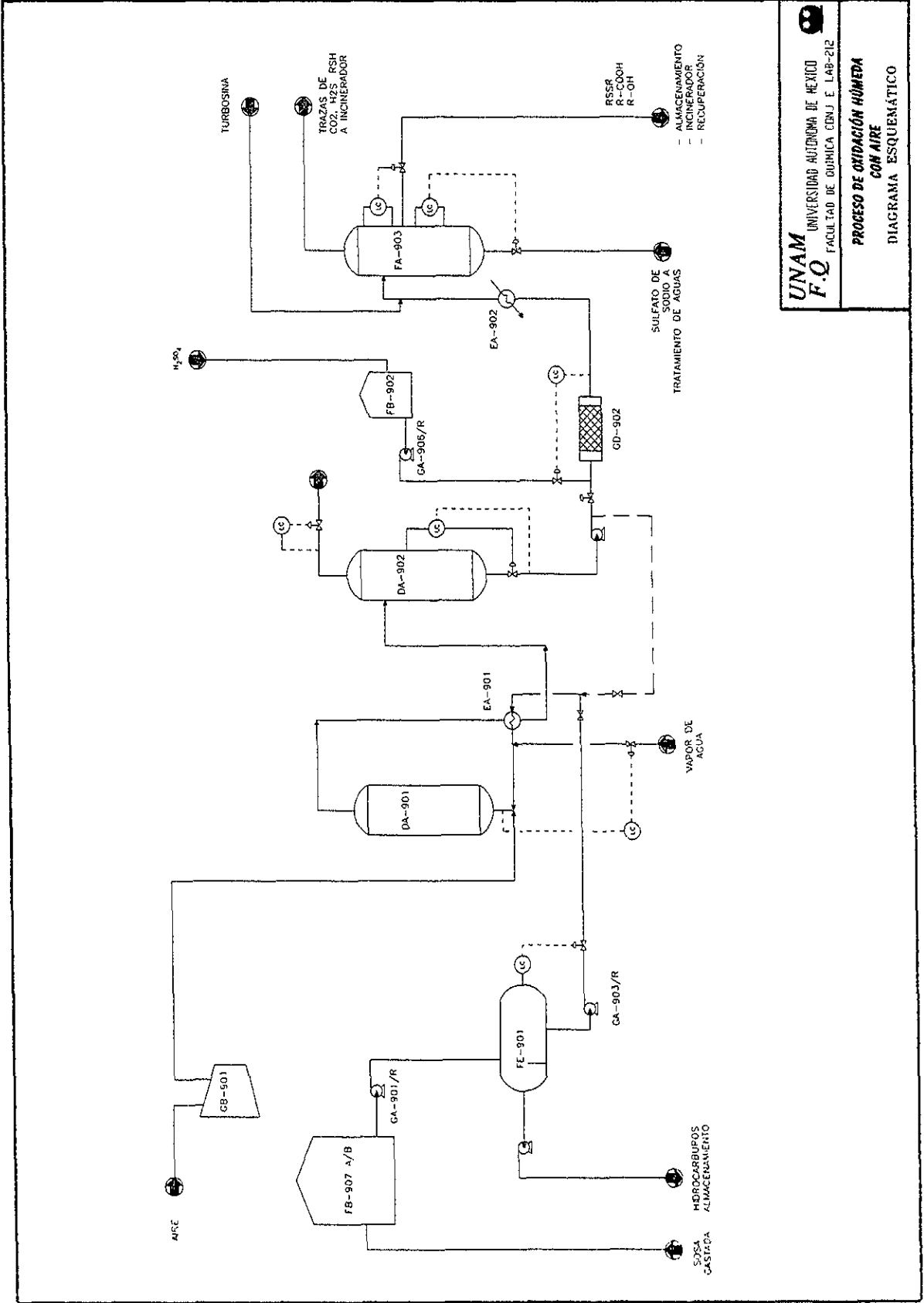
Las sosas gastadas llegan de diversas procedencias al tanque de almacenamiento de sosas gastadas FV-907 A/B. De éste tanque son bombeadas a un separador de placas corrugadas FE-901 en el cual son separados los posibles aceites y grasas que hayan sido arrastrados junto con las sosas gastadas, estos aceites y grasas son enviados a almacenamiento. La sosa gastada libre de aceites y grasas, es bombeada al precalentador EA-901 del lado de los tubos, después del cuál es mezclada con aire proveniente del compresor GB-901 para ser alimentados a la torre de oxidación DA-901, en donde los mercaptanos son oxidados hasta disulfuros y el sulfuro de sodio a tiosulfato de sodio, mismo que a su vez es oxidado a sulfato de sodio. La reacción es exotérmica, por lo que la torre DA-901 cuenta con un serpentín de enfriamiento. El producto oxidado es pasado nuevamente por la coraza del cambiador EA-901. Después son alimentados al separador DA-902 de donde son separados los gases de la solución, mismos que son enviados a un quemador. La corriente resultante es mezclada con H_2SO_4 en el mezclador GD-902. Posteriormente el efluente es enfriado con agua y lavado con turbosina en la torre FA-903. La turbosina junto con los orgánicos arrastrados es enviada a quemador, mientras que la solución de sulfato de

sodio sería mandada a tratamiento de agua, sin embargo, esto no es posible por la alta demanda química de oxígeno que requiere este residuo para ser tratado en el sistema de tratamiento de agua de esta planta.

Al no alcanzarse la concentración de fenoles requerida en el efluente de sosa tratada, el IMP realizó otro estudio en donde se proponen los siguientes postratamientos para dicho efluente 4:

- Adsorción con resinas
- Extracción líquido-líquido
- Oxidación con peróxido de hidrógeno
- Oxidación con UV/ozono
- Incineración

A continuación se muestra un diagrama esquemático de la planta de tratamiento de sosas gastadas, existente en la refinería de Salamanca.



3 EVALUACIÓN TÉCNICA

3.1 REUTILIZACIÓN DE LOS EFLUENTES CÁUSTICOS DENTRO DE LAS REFINERÍAS ^{2, 6}

Antes de pensar en un tratamiento de las sosas gastadas generadas, se deben analizar las alternativas de reuso de este desecho, para disminuir la cantidad a tratar y así optimizar los requerimientos de este cáustico en la refinería.

Es aconsejable separar los distintos efluentes cáusticos debido a sus diferentes propiedades. Algunas refinerías tienen tanques de almacenamiento por separado para la disposición de sosas gastadas fenólicas, nafténicas y sulfurosas.

Las alternativas de reuso de estos efluentes son las siguientes:

3.1.1 Inyección en desaladoras para ajuste y control del pH

El proceso de desalado es la primera parte para la preparación de la alimentación a la unidad de destilación de crudo. El proceso de desalado se utiliza para remover las sales y otras impurezas. Estas sales, tales como cloruro de sodio (NaCl), cloruro de magnesio (MgCl₂), cloruro de calcio (CaCl₂), y sulfato de calcio (CaSO₄), se encuentran disueltas en el agua residual contenida en el crudo. Adicionalmente, los distintos tipos de crudo contienen suspensiones de material sólido como sedimentos, óxidos de hierro, arena, y sal en forma cristalina.

Estos contaminantes, si no son removidos del crudo, pueden causar graves daños al equipo de destilación, y promover una operación poco

eficiente en la unidad de destilación y los procesos subsecuentes.

Se utiliza cáustico algunas veces en las desaladoras para obtener un pH óptimo en el cual la emulsión se separa rápidamente. El pH óptimo varía con los distintos tipos de crudo y es determinado experimentalmente mediante un monitoreo de la eficiencia del proceso de desalado.

Las sosas gastadas fenólicas son utilizadas para el control del pH de muchas refinerías. Este tipo de sosas gastadas es efectivo para la neutralización de los ácidos nafténicos fuertes, y la gran mayoría de los fenoles liberados se disuelven en el crudo. Los fenoles no afectan la operación de la unidad de crudo, y generalmente son destilados con las fracciones de nafta y keroseno.

3.1.2 Inyección a la alimentación de la columna de destilación de crudo

La sosa cáustica se inyecta a menudo a la alimentación de la columna de crudo, para eliminar los problemas de corrosión provocados por el ácido clorhídrico (HCl).

Las sosas gastadas fenólicas se utilizan para el control de la corrosión en la columna de destilación de crudo en muchas refinerías. Este efluente es efectivo para neutralizar el ácido clorhídrico, y los fenoles liberados son completamente solubles en el crudo y pueden ser destilados posteriormente con las fracciones de nafta y keroseno.

3.1.3 Neutralización del ácido sulfúrico en el proceso de alquilación

El producto resultante del proceso de alquilación con ácido sulfúrico contiene trazas de ácidos y ésteres neutros formados por la reacción del ácido sulfúrico y las olefinas. Los ésteres de ácido sulfúrico se

descomponen al ser calentados, durante el fraccionamiento posterior, para producir SO_2 y SO_3 , emisiones que son corrosivas.

La corriente de sosas gastadas fenólicas pueden ser reutilizadas para el lavado alcalino en este proceso de alquilación. Este efluente es efectivo para la neutralizar el ácido arrastrado e hidrolizar los ésteres neutrales. La reacción de los fenolatos de sodio con los ésteres y el ácido, libera fenoles, los cuales son insolubles tanto en el agua, como en el álcali. El flujo continuo del producto alquilado extrae los fenoles del agua y así se minimiza el contenido de fenoles en éste tipo de sosas gastadas. Los fenoles liberados permanecen en el producto alquilado cuando éste es fraccionado en la columna desisobutanizadora. Los fenoles y cresoles son benéficos para el producto, ya que aumentan el octanaje y añaden volumen.

3.1.4 Inyección de cáustico al separador de aguas amargas.

Las refinerías producen aguas amargas que deben ser tratadas. Las aguas amargas se originan en unidades tales como FCC, unidades de crudo, hidrotratadoras y reductoras de viscosidad. El principal contaminante de las aguas amargas NH_3 y ácido sulfhídrico (H_2S). El agua amarga puede contener incluso pequeñas cantidades de fenoles, cianuros, CO_2 , cloruros e hidrocarburos. Se debe aplicar un tratamiento adecuado a estas aguas amargas, ya que sus contaminantes pueden ser olorosos, tóxicos y generalmente están regulados por las leyes ecológicas.

Existen ácidos fuertes presentes en las aguas amargas, procedentes de distintas unidades, y la mayor parte de éstas aguas no pueden eliminar adecuadamente el NH_3 como resultado de las condiciones ácidas de la corriente. La inyección de cáustico a la parte inferior de la columna, se

hace principalmente para neutralizar los ácidos fuertes y liberar el NH_3 residual del agua e incrementa el pH de la misma.

La sosa cáustica debe tener alrededor de 7% en peso de NaOH o menos. Muchas refinerías reutilizan las sosas gastadas del tipo *fenólico* para ser inyectadas en el separador de aguas amargas. Se generan fenoles, cuando los ácidos fuertes presentes en el agua amarga reaccionan con los fenolatos contenidos en este tipo de sosa gastada. Los fenoles son solubles en el agua y, por lo general, salen de la unidad con el agua separada. A menudo, ésta agua se usa como agua de repuesto en la unidad desaladora, y los fenoles son absorbidos por el crudo.

3.2 PROCESOS DE TRATAMIENTO ACTUALES

Una vez que las opciones de reutilización de sosas gastadas, dentro de las mismas refinerías, han sido agotadas, se procederá a analizar los distintos procesos aplicados industrialmente para su tratamiento.

Existen en Estados Unidos compañías especializadas a las que se les venden estos efluentes cáusticos para su reutilización en otras industrias o para la recuperación de productos útiles. Estas compañías tienen capacidad para tratar grandes cantidades del efluente cáustico gastado. Por desgracia, en México no se cuenta con industrias de este tipo.

***3.2.1 Recuperación de ácidos cresílicos* ^{7, 8, 10}.**

El término “ácidos cresílicos” es un término general aplicado a una mezcla de compuestos fenólicos, los cuales van desde fenol, para, orto y

meta-metilfenol, hasta fenoles de un mayor peso molecular.

Compuesto	Punto de Ebullición
	°C
Fenol	182
orto-Cresol	191.1
para-Cresol	202.2
meta-Cresol	203.3
2,4-Xilenol	211.1
3,5-Xilenol	21.1
3,4-Xilenol	227.2

La recuperación de ácidos cresílicos a partir de las sosas gastadas, es una tarea que desempeñan grandes compañías especializadas, una de ellas Merichem Co., trata aproximadamente un equivalente a 5,000 barriles por día de este efluente.

Uno de los procesos de tratamiento desarrollado por esta compañía, comienza con una etapa de purificación. Los mercaptanos son convertidos a disulfuros mediante oxidación con aire, y los disulfuros son separados mediante gravedad del cáustico gastado. Además, cualquier hidrocarburo disuelto en la sosa gastada es separado del cáustico durante esta etapa. Los compuestos sulfurosos y los hidrocarburos removidos son vendidos a las refinerías en donde son reutilizados.

El siguiente paso, la solución cáustica de cresilatos se neutraliza con ácido sulfhídrico para recuperar los ácidos cresílicos presentes. Conforme la sosa es neutralizada, una fase orgánica se separa y flota en la superficie. Esta fase orgánica contiene una gran variedad de ácidos cresílicos. La mezcla es separada más adelante en diversas fracciones, de

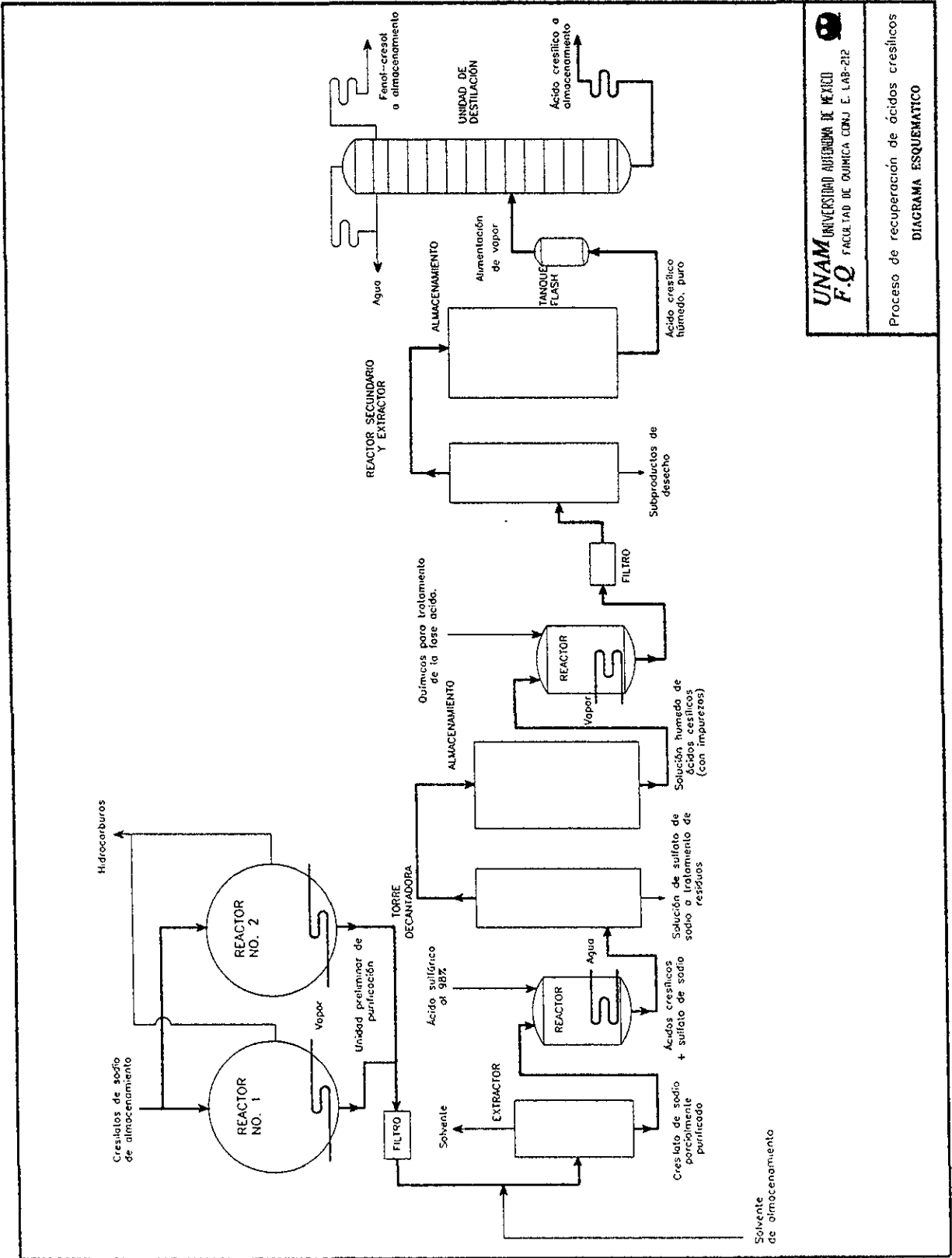
acuerdo a su punto de ebullición, y son vendidas como materia prima en la industria química y plástica. El ácido sulfhídrico utilizado en la neutralización es producido por las refinerías como un producto no deseado, del cual hace uso este proceso.

Otra compañía que se dedica al tratamiento de ácidos cresílicos a gran escala es Pitt-Consol Chemical Co ¹⁰. Dicha compañía trata 40 millones de libras por año de sosas gastadas, mismas que obtiene de 30 diferentes refinerías. El proceso utilizado aquí es similar, al descrito anteriormente, pero la diferencia es que para la neutralización se utiliza dióxido de carbono en lugar de ácido sulfhídrico.

Ventajas: La recuperación de ácidos cresílicos implica un beneficio económico derivado de un desecho.

Desventajas: Estos procesos de recuperación de ácidos cresílicos son económicamente rentables para grandes capacidades, y compañías especializadas, por la posterior purificación de los ácidos cresílicos. además de que el tipo de efluente que tratan contiene, por lo menos, un 20% de ácidos cresílicos, concentración que es más alta de la que presenta la sosa gastada de nuestro problema.

Licenciadores: Merichem Co.



3.2.2 Neutralización con ácidos minerales ^{4,8}

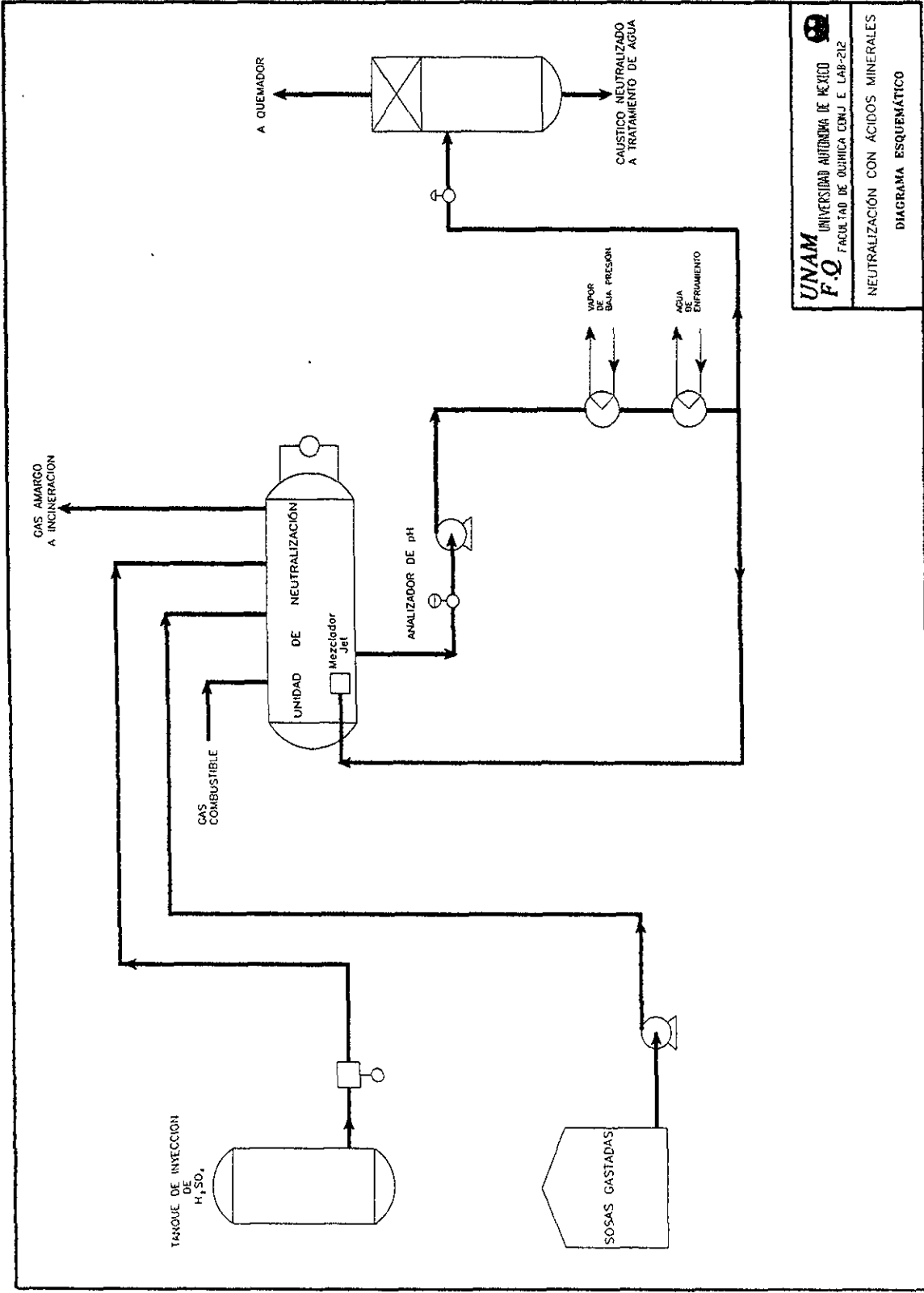
Los efluentes cáusticos se pueden neutralizar con ácidos fuertes, como los ácidos minerales. Para neutralizar la solución cáustica gastada, lo que más se usa es el ácido sulfúrico (H_2SO_4) concentrado. El H_2SO_4 reacciona con NaOH, sulfuros, fenolatos, y naftenatos para formar (Na_2SO_4), agua, H_2S , fenoles, y ácidos nafténicos, respectivamente. Normalmente, el efluente cáustico se neutraliza hasta un intervalo entre 6 y 8 de pH, algunas veces es desnatado para quitar la capa orgánica resultante, y queda listo para descargarse en la sección de tratamiento de agua de la refinería.

Cualquier cantidad de H_2S generada por la neutralización cáustica se recupera y se envía a incineración, quemador elevado, o a la unidad de recuperación de azufre. Por lo general, los ácidos nafténicos y los fenoles que son liberados de la solución cáustica son parcialmente solubles en agua, pero forman una fase separada. Los aceites ácidos en el efluente neutralizado pueden ser desnatados en el separador API, para ser purificados en etapas subsecuentes.

Comentario: El efluente generado de este tratamiento requiere de un tratamiento posterior, para alcanzar las especificaciones requeridas.

Las unidades de neutralización tienen un costo de 0.5 a 5 millones de dólares, dependiendo de la cantidad a tratar, pH deseado y especificaciones del producto.

El proceso MERICON ha sido comercializado por Merichem a partir de 1988 a partir de la experiencia de esta empresa en el manejo de sosas gastadas por más de 40 años en sus propias plantas, hasta la fecha el proceso MERICON ha sido aplicado a 8 plantas químicas, 7 de ellas a refinerías y 1 a una planta productora de etileno.

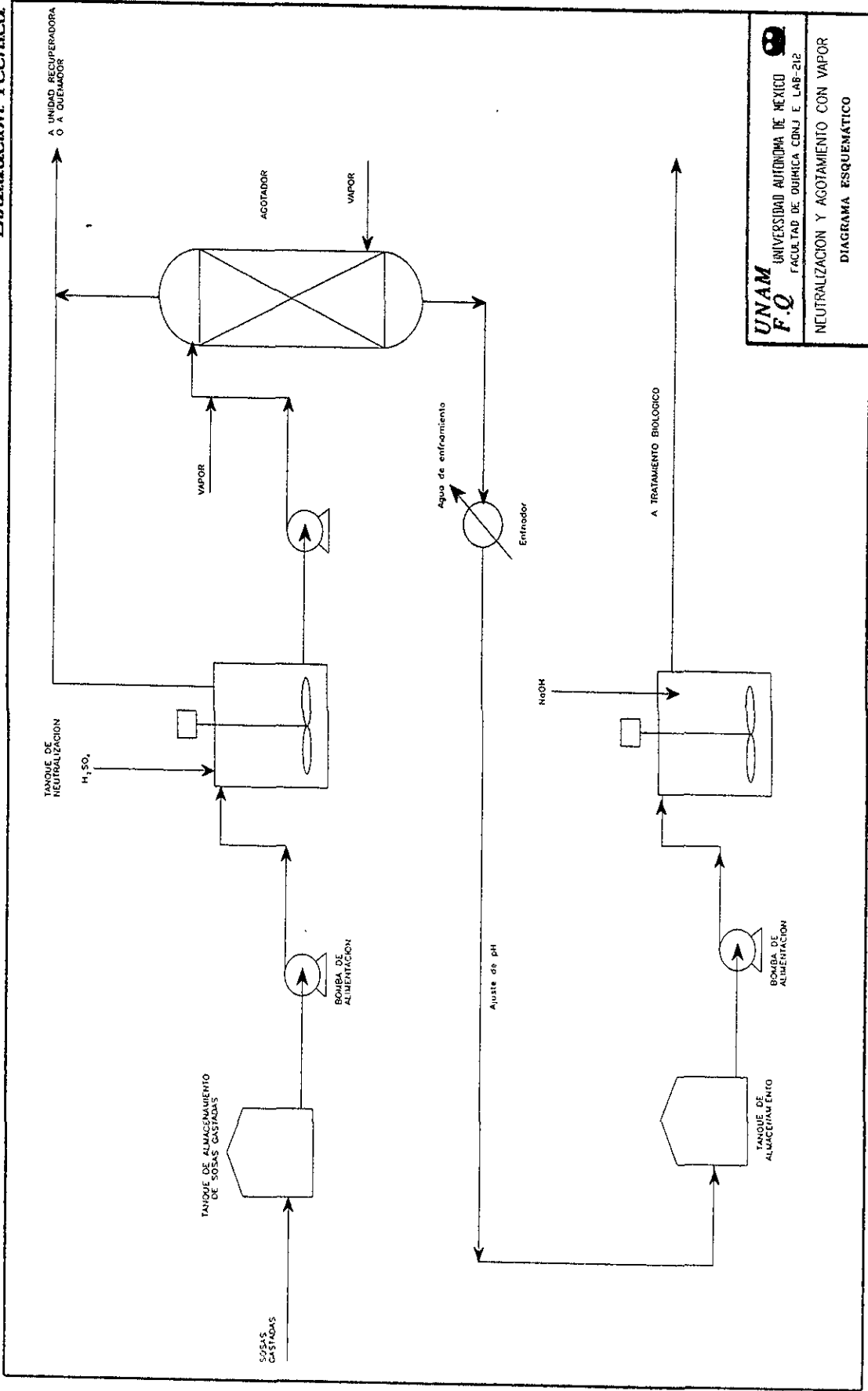


3.2.3 Neutralización y agotamiento con vapor

Los efluentes cáusticos se pueden tratar por medio de neutralización y agotamiento con vapor. Este proceso es un tratamiento de sosas gastadas más riguroso que el de neutralización ácida sola. Además, el agotamiento con vapor nos permite una mejor extracción de H_2S del producto neutralizado.

La sosa gastada se bombea a un recipiente de neutralización, donde reacciona con el H_2SO_4 . El producto del reactor se mantiene en un pH de 6 o menor, para convertir un gran porcentaje del sulfuro de sodio a H_2S para el agotamiento. Se aumenta la temperatura del producto neutralizado inyectando vapor, y se bombea a la torre de agotamiento con vapor. La torre de agotamiento opera a 140 °F (60 °C) y 17.5 psig (1.2 kg/cm²). El gas del agotador tiene un alto contenido de H_2S y se debe quemar o enviar a una planta de recuperación de azufre. El efluente cáustico agotado se neutraliza hasta un pH de 7 y se envía a tratamiento biológico.

Desventaja: Para cumplir con los requerimientos ecológicos para la descarga al sistema de tratamiento de aguas, este proceso requiere de un postratamiento adicional.



3.2.4 Oxidación húmeda con aire ^{2,11}

Este proceso en fase líquida se lleva a cabo cuando la corriente de desecho se combina con oxígeno gaseoso proveniente del aire a temperaturas de 120°C a 320°C. A estas temperaturas, la solubilidad del oxígeno aumenta, lo que resulta en una mejor oxidación. Las presiones de operación van de 1.4 a 20.4 MPa.

Descripción: El residuo es bombeado por un sistema de alta presión. Un compresor agrega aire a la corriente presurizada. Ésta se precalienta, ya sea mediante un medio externo, o un intercambiador de calor. La reacción de oxidación es una reacción exotérmica, por lo que se debe controlar la temperatura máxima deseada en el reactor. El efluente del reactor es enfriado, y la presión reducida mediante una válvula de control. La fase gaseosa es separada de la líquida y tratada.

Durante la oxidación húmeda con aire, los sulfuros son oxidados a sulfatos, los mercaptanos son oxidados de la manera siguiente: el azufre es convertido a sulfato, y la parte orgánica del mercaptano es transformada al anión de su correspondiente ácido carboxílico. La oxidación de los compuestos orgánicos de las sosas gastadas (aceites, fenoles e hidrocarburos), produce carbonato de sodio y agua, además de aniones de ácidos carboxílicos de bajo peso molecular, los cuales son biológicamente biodegradables.

La oxidación húmeda con aire es aplicada frecuentemente como un pretratamiento.

La inversión de capital para un sistema de este tipo, depende de su capacidad, así como la severidad de la oxidación requerida para alcanzar los objetivos del tratamiento, así como, los materiales de construcción. Los costos totales de operación son dependientes de la mano de obra de

operación. Un sistema típico de oxidación húmeda con aire, tiene costos de operación que van de \$2.2 a \$ 6.6 dólares por barril.

Licenciador: Zimpro Enviromental. Inc.

3.2.5 Oxidación con peróxido de hidrógeno

El peróxido de hidrógeno es un fuerte oxidante que se puede usar para neutralizar los efluentes cáusticos sulfurosos. En un ambiente alcalino, el H₂O₂ oxida rápidamente el Na₂S y el tiosulfato de sodio (Na₂S₂O₃) a Na₂SO₄. La oxidación a Na₂SO₄ se lleva a cabo fácilmente hasta completarse cuando las condiciones de reacción, tales como temperatura, tiempo de residencia, y concentración de reactivos son controladas.



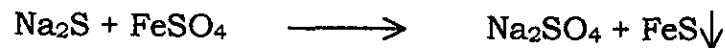
El efluente cáustico sulfuroso se bombea a un reactor agitado, donde se mezcla con H₂O₂. El producto fluye de un primer hacia un segundo reactor, donde se ajusta el pH hasta menos de 9 con H₂SO₄. Cada reactor está equipado con serpentines de agua de enfriamiento para disipar el calor de reacción y una línea de venteo para eliminar el H₂S o hidrocarburos ligeros que se liberan en las reacciones de neutralización. El gas de venteo es principalmente H₂S y se puede enviar a una unidad de recuperación de azufre o a incineración.

Desventajas: Este tipo de tratamiento directo de las sosas gastadas sólo puede ser aplicado al tipo de sosas sulfurosas, o como un postratamiento, además de tomar las debidas precauciones en el manejo

del agua oxigenada.

3.2.6 Precipitación de sulfuros con sulfato ferroso

El sulfuro de sodio de los efluentes cáusticos sulfurosos reacciona con algunos cationes metálicos para producir precipitados de sulfuros metálicos insolubles. Uno de los cationes metálicos más usados es el sulfato ferroso ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$). La reacción se lleva a cabo en condiciones ambientales en un medio alcalino:



En este proceso, el efluente cáustico sulfuroso se bombea a un reactor donde se mezcla con el sulfato ferroso. Para controlar el pH se inyecta H_2SO_4 . Normalmente, la alcalinidad del reactor se mantiene alrededor de un pH de 10. Para el H_2S o los hidrocarburos ligeros se cuenta con un venteo. Este gas de venteo se puede mandar a una unidad de recuperación de azufre o a un quemador. Para remover el precipitado insoluble de sulfuro ferroso (FeS), se induce la floculación, seguida de una precipitación y filtrado. El pH del efluente líquido es ajustado con H_2SO_4 , y se envía a tratamiento biológico. A los lodos de FeS se les elimina el agua en un filtro prensa y luego son enviados a incineración.

El tratamiento con sulfato ferroso es efectivo para eliminar la concentración de Na_2S de los efluentes cáusticos sulfurosos. Sin embargo, la desventaja de este proceso, es la gran cantidad de lodos de FeS que se producen y su posterior tratamiento.

3.2.7 Eliminación de soluciones cáusticas por incineración

Una solución cáustica gastada, puede ser térmicamente estabilizada mediante un incinerador de líquidos. El efluente de desecho se descompone a altas temperaturas (800°C a 1,000°C). La temperatura del horno debe controlarse para mantener una temperatura lo suficientemente alta para volatilizar el Na_2S , NaHS y NaRS . El tiempo de residencia del horno debe permitir la oxidación completa de los sulfatos y mercaptanos a sulfatos. Los componentes inorgánicos son convertidos a sales fundidas. Los gases de salida del incinerador son enfriados con agua. Esto ocasiona una gran turbulencia y promueve un buen mezclado entre la fase acuosa y la fase gaseosa lo que resulta en una rápida transferencia de masa y calor. Los gases de salida contienen vapor de agua resultante del enfriamiento de los mismos. Las sales inorgánicas inertes son disueltas o forman una pasta y son descargadas. Las reacciones de oxidación ocurren en la fase gaseosa.

Un sistema de incineración típico consiste de un incinerador a fuego directo recubierto de material refractario, ciclón, tanque de apagado, separador de apagado, lavador tipo Venturi.

En algunas refinerías se usan incineradores de lecho fluidizado para eliminar las soluciones cáusticas gastadas. El efluente cáustico se quema y se transforma en cenizas de óxido de sodio (Na_2O) en presencia de un lecho fluidizado caliente de arcilla o arena. El gas de chimenea del incinerador se trata en un depurador de gas húmedo.

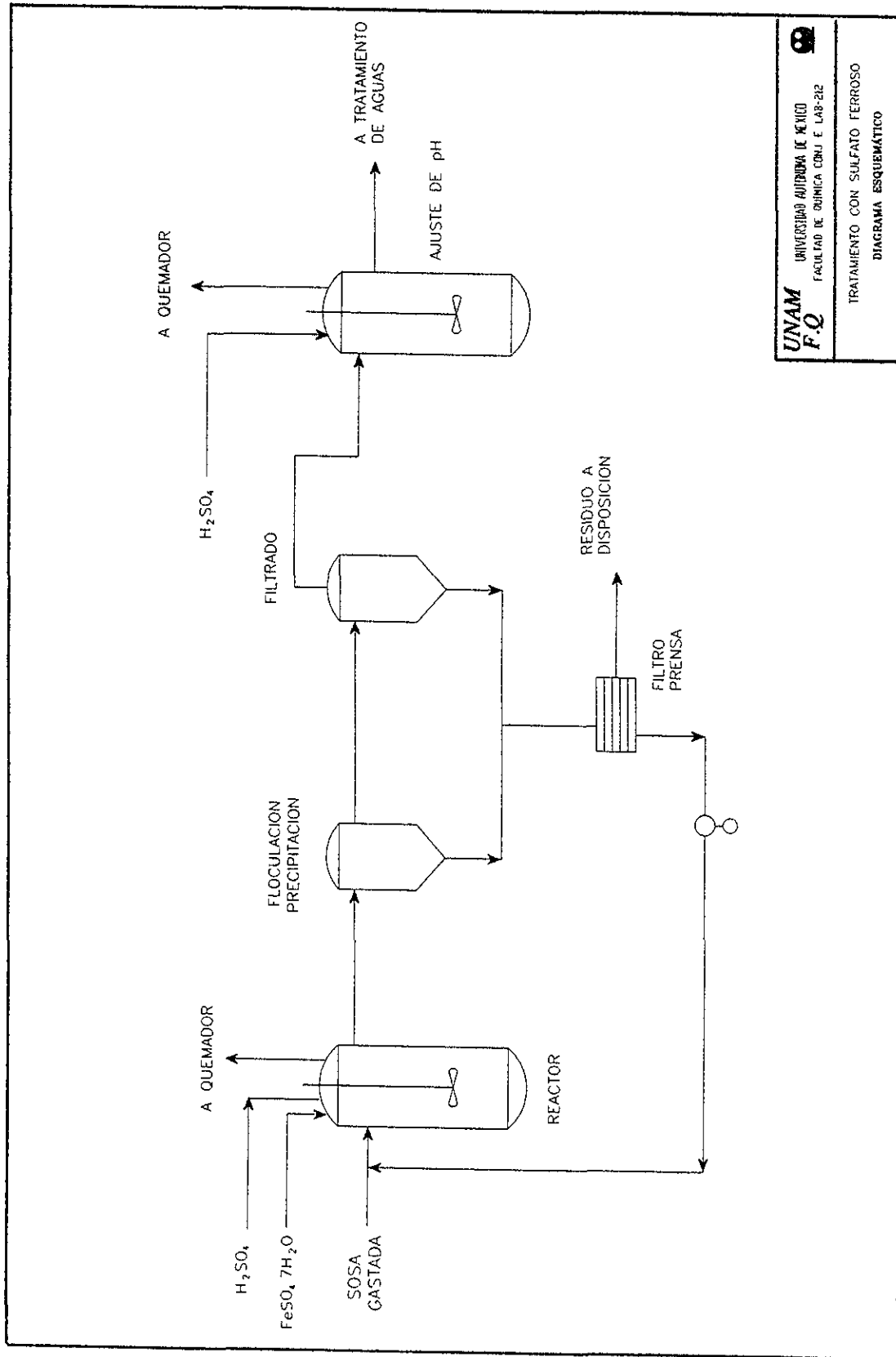
Desventajas: Debido a las prohibiciones o restricciones locales acerca de la incineración y su costo de operación y de capital elevados, puede ser que esta opción de eliminación de soluciones cáusticas no sea atractiva. Por otra parte, los desechos son eliminados de forma parcial, ya


que los sólidos producidos, en forma de cenizas, tienen que ser considerados para su disposición, además del gran consumo de energía que implica dicho tratamiento.

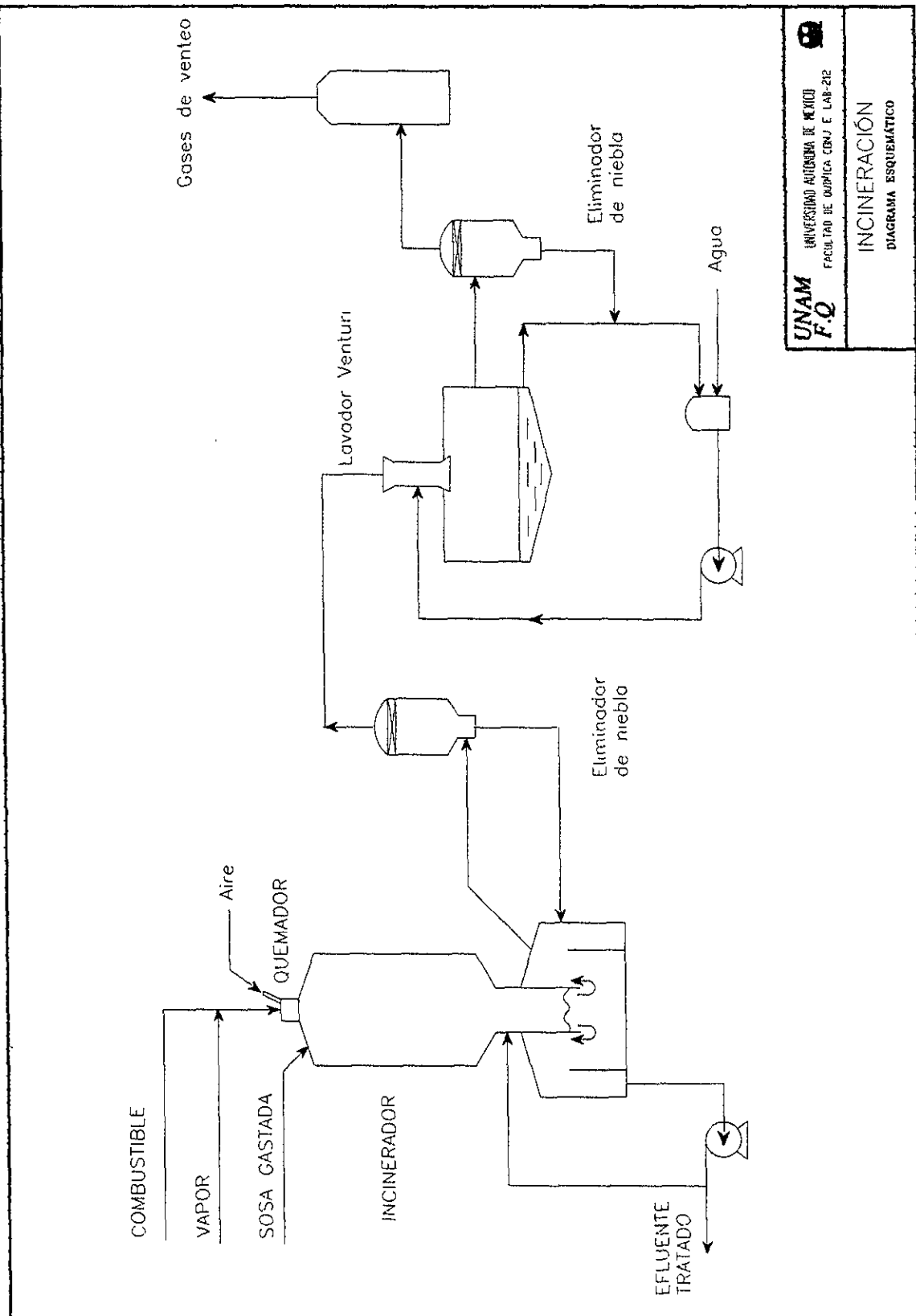
3.2.8 Eliminación a través de contenedores de desechos

Los transportistas de desechos especializados en desechos industriales pueden acarrear el efluente cáustico hasta un quemador local o sitio de eliminación de desechos. El costo de eliminación de efluentes cáusticos a través de un contenedor de desechos puede ser de \$0.30 a \$2.15 USD/gal o más, dependiendo de la localidad y las leyes que rigen en el sitio de eliminación de desechos.

Desventajas: Los sitios de confinamiento de estos desechos se encuentran en Estados Unidos, por lo que el costo de transporte es excesivamente alto, además de que las tendencias ecológicas actuales no fomentan este tipo de disposición de residuos.



 UNAM F.Q.	UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA CONJ. E LAB-212
	TRATAMIENTO CON SULFATO FERROSO DIAGRAMA ESQUEMÁTICO



UNAM
F.Q.
UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA ORGÁNICA Y LAB-212

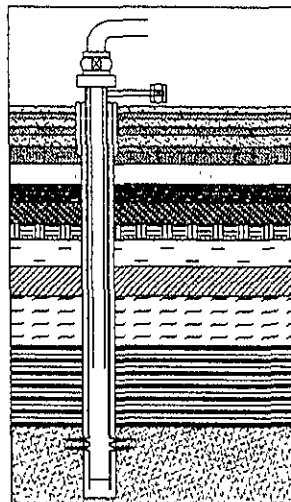
INCINERACIÓN
DIAGRAMA ESQUEMÁTICO

3.2.9 Inyección en pozos profundos

La inyección en pozos profundos actualmente no es practicada en nuestro país, únicamente en pozos localizados en Estados Unidos. Por el tipo de desecho de que se trata, los pozos a los que estaría sujeta la inyección de éste residuo, serían los pozos de la Clase II. Las sosas gastadas sin ningún tratamiento previo son almacenadas, y posteriormente transportadas vía ferrocarril a pozos de inyección profundos localizados en E.U. El centro de inyección más cercano se encuentra localizado en Corpus Christi, Texas.

Los pozos de Clase II están sujetos a un proceso de reglamentación, que generalmente requiere de una revisión técnica para asegurar una protección adecuada del agua potable, así como una revisión administrativa para definir los lineamientos operacionales.

Desventaja: Los estándares ecológicos actuales han tenido un gran impacto en el diseño del sistema de tratamiento de sosas gastadas. En la actualidad, los métodos convencionales de disposición tal como inyección en pozos profundos no son aceptables ecológicamente ¹¹.



4 PROCESO DE NEUTRALIZACIÓN MEDIANTE CO₂

Se ha desarrollado, en la Facultad de Química, un proceso alternativo más para el tratamiento de las sosas gastadas. Éste es, un proceso que implica la utilización de dióxido de carbono, un gas que se encuentra de manera abundante dentro de las refinerías y a un bajo costo. Por otro lado, se hizo un gran énfasis en cumplir con las reglamentaciones ecológicas en materia de agua en particular con la norma NOM-003-ECOL-1993¹². De manera adicional, se obtendrá un beneficio económico al regenerar sosa fresca a partir de este desecho.

Se considera que el proceso propuesto puede hacer uso de algunos de los equipos existentes dentro de la planta de tratamiento actualmente instalada, que como sabemos no está en operación.

Dentro de las alternativas a este proceso se encuentra la comercialización de la fase orgánica resultante de la neutralización, de la cual se pueden derivar diversos productos, como lo son las resinas fenólicas, entre otras varias aplicaciones. Esto podría ser un beneficio económico adicional.

4.1 ETAPAS PRINCIPALES DEL PROCESO

En la figura 4.1, se puede apreciar el diagrama de bloques del proceso de neutralización mediante CO₂. Dicho diagrama contiene las etapas principales que conforman el tratamiento de sosas gastadas, bajo el proceso que proponemos. Posteriormente se describirá con más detalle cada una de las etapas involucradas en este tratamiento.

PROCESO DE TRATAMIENTO DE SOSAS GASTADAS MEDIANTE CO₂

Principales etapas.

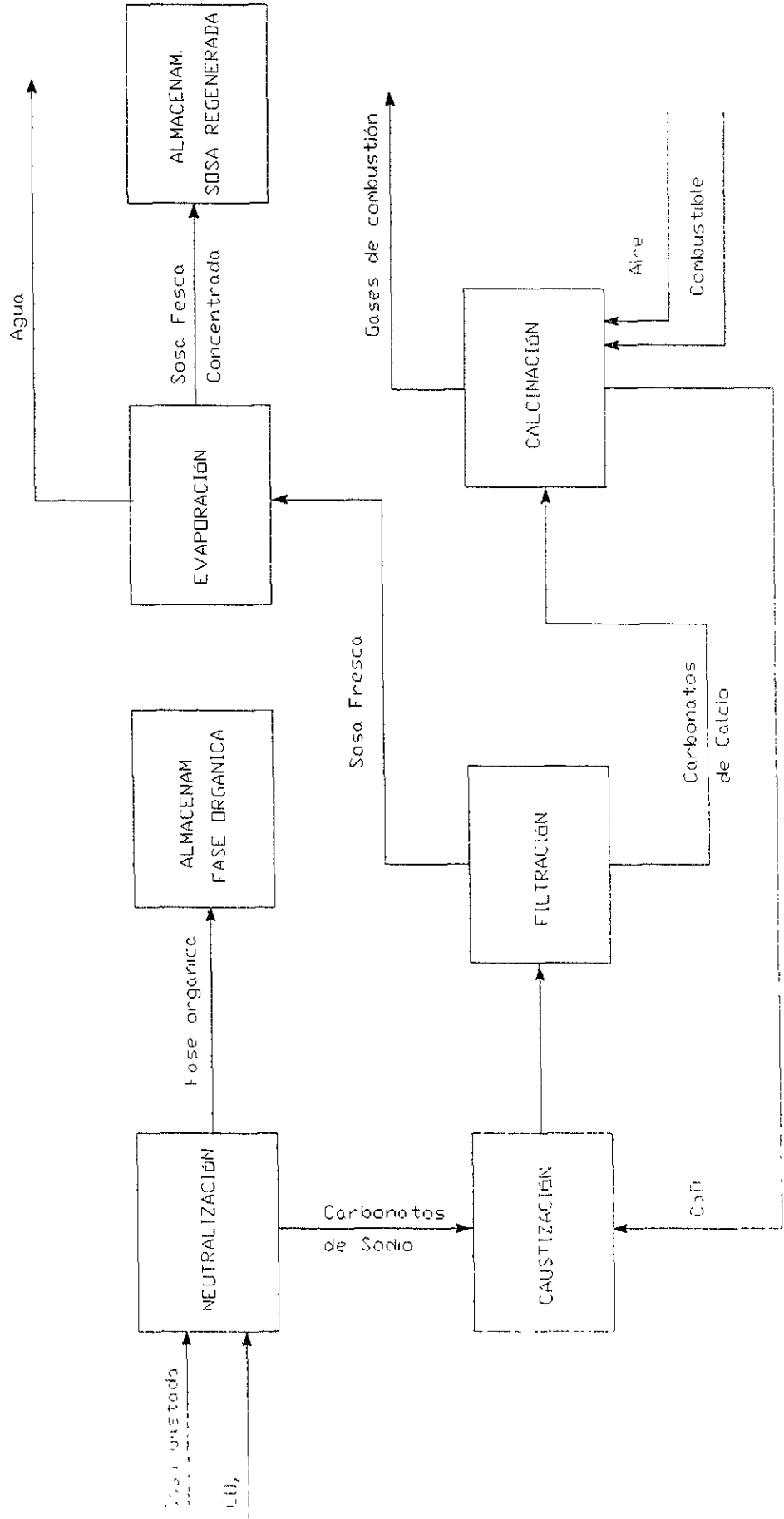


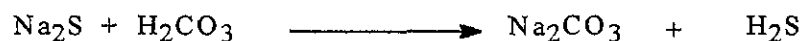
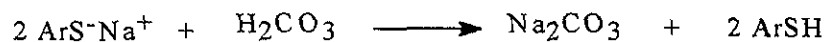
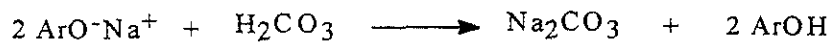
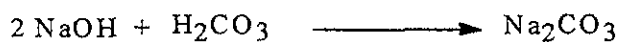
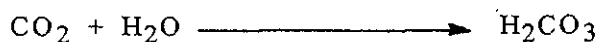
Fig. 4.1

4.1.1 Neutralización

La neutralización de las sosas gastadas se lleva a cabo en un reactor agitado, con un serpentín interno para el calentamiento de la solución, al cual se le burbujea continuamente dióxido de carbono. El gas se dispersa en la solución gastada con ayuda de impulsores que rompen las burbujas formadas, incrementando el área de transferencia y la rapidez de la reacción.

La solución original de sosas gastadas contiene, muchas veces, fenoles arrastrados del proceso de lavado de las gasolinas con sosa, en forma de fenolatos. Estos fenolatos reaccionan con el ácido carbónico, liberando la mezcla de fenoles, denominada ácidos cresílicos, de manera que se forman dos fases al término de la reacción.

Durante la neutralización con CO₂ se llevan a cabo las siguientes reacciones:



El proceso de neutralización mediante CO₂ es un proceso versátil, esto es, puede tratar con distintas calidades de sosas gastadas. Del

Proceso de neutralización mediante CO₂

mismo modo, las condiciones a las que la reacción se lleva a cabo tienen un intervalo de aplicación bastante amplio.

Las condiciones recomendadas para la reacción son:

- **Temperatura de reacción:** 40 a 80 ° C

Es recomendable esta temperatura para la desorción del ácido sulfhídrico, así como la no cristalización de los carbonatos, ya que el equipo podría taparse con estos sólidos si la temperatura disminuye por debajo de los 40°C.

- **Alimentación de CO₂** 1.5-2.5 g CO₂/ (kg*min)

De acuerdo a los análisis obtenidos en el laboratorio (mostrados más adelante), se considera que este intervalo, en la alimentación del gas, es el adecuado y más económico para la reacción de neutralización.

- **pH** 8.5-9.0

La reacción inicia en un pH alrededor de 13, y se puede dar por concluida en el intervalo de pH comprendido entre 8.5 y 9.0. Para pHs menores a este intervalo, la neutralización es muy lenta, además de que se considera que estos valores de pH son los adecuados para que se lleve a cabo la separación de la fase orgánica.

4.1.2 Separación de Fases

Una vez concluida la reacción se procede a la separación de fase orgánica y acuosa, resultante de la reacción. La fase orgánica liberada, resulta de los ácidos cresílicos contenidos originalmente en la sosa en forma de cresilatos de sodio. Debido a su menor densidad, la fase orgánica flota sobre la superficie de la solución, y puede ser fácilmente separada de la mezcla de reacción.

Los orgánicos recuperados de esta manera, pueden ser enviados a almacenamiento, y posteriormente inyectados con la corriente de combustóleo para ser quemados junto con este, o almacenados para su posterior purificación y/o comercialización .

4.1.3 Reacción de caustización ^{14, 15}

Esta reacción es una reacción ampliamente utilizada en el proceso de elaboración de papel (proceso Kraft), así como en la antigua planta de Sosa Texcoco.

La solución de carbonatos, aún caliente, se hace reaccionar con óxido de calcio, en un reactor agitado, con un serpentín interno de enfriamiento, para generar, primeramente, hidróxido de calcio, el cual reacciona con los carbonatos de sodio formando hidróxido de sodio y carbonato de calcio, este último precipita y es separado, posteriormente, mediante filtración.

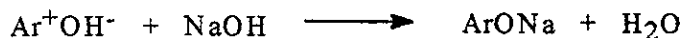
Las reacciones involucradas en la caustización son las siguientes:



Proceso de neutralización mediante CO₂

Es importante que, en la última reacción, el hidróxido de calcio se encuentre en exceso, ya que se trata de una reacción reversible, y no sería conveniente que subsistieran todavía los carbonatos de sodio en la solución regenerada.

De manera alterna, esta reacción resuelve otro problema: la presencia de fenoles que no hayan sido separados junto con la fase orgánica. Estos fenoles aún presentes reaccionan con la sosa de la siguiente manera:



Esto nos asegura, que el agua generada al evaporar la sosa contenga una menor cantidad de fenoles, ya que estos permanecen en la sosa en forma de fenolatos.

4.1.4 Concentración de sosa regenerada

La sosa fresca generada con la reacción de caustización, generalmente, es obtenida con un 5 a 15% en peso de NaOH. Los procesos en los que se requiere la utilización de sosa fresca, requieren concentraciones mayores a la obtenida por la sosa regenerada, por lo que será necesario eliminar agua de la solución, con el fin de obtener la concentración que se requiera para otros procesos.

El material adecuado para los tubos del evaporador debe ser el níquel, ya que el acero al carbón es degradado rápidamente a temperaturas mayores de 40°C.

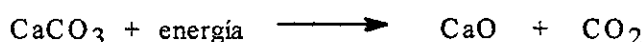
4.1.5 Calcinación de carbonatos de calcio ^{16, 17}

Se tienen indicios de que los romanos calcinaban caliza, con un gran contenido de CaCO₃, en grandes hornos, para generar hidróxido de calcio que era utilizado en sus construcciones.

La calcinación de CaCO₃ es un proceso ampliamente utilizado en la industria cementera, en la elaboración de hidróxido de calcio, y en la manufactura del papel.

Esta reacción se lleva a cabo en hornos rotatorios a temperaturas que van de los 925 a los 1340°C.

La reacción de calcinación es la siguiente:



Es importante retirar el CO₂ generado, ya que se trata de una reacción reversible.

4.2 ALTERNATIVAS AL PROCESO PROPUESTO

4.2.1 Comercialización de la fase orgánica ¹⁸

Los ácidos cresílicos contenidos en la fase orgánica de la reacción pueden ser comercializados para la producción de resinas fenólicas, entre otros productos. Sin embargo, sería necesaria una posterior purificación, en el caso que se opte por esta alternativa, para obtener un buen precio por el producto, de lo contrario, su valor es muy bajo, aunque todavía comercializable.

Mercado de los ácidos cresílicos.

<u>ACTUALES PRODUCTORES</u>	CAPACIDAD*
Dakota Gasification, Beulah, N.D.	33
GE Plastics, Selkirk, N.Y.	50
Merichem, Houston, Tex.	120
PMC, Chicago, Ill.	<u>37</u>
Total	240

* Millones de libras de cresoles al año. (no incluye 2,6 xilenol)

Los cresoles, generalmente, se recuperan de subproductos de la gasificación del carbón y algunas corrientes del petróleo. Algunos cresoles o mezcla de éstos, son producidos sintéticamente en los Estados Unidos a partir de diversos procesos, de los cuales el más común es a partir de tolueno.

Dakota Gasification, produce ácidos cresílicos en su planta de gasificación de carbón en Beulah, N.D.

GE Plastics, utiliza un proceso basado en la alquilación del fenol, poniendo énfasis en la producción de 2,6-xilenol mismo que se utiliza en la producción de resinas de óxido de polifenileno (polyphenylene oxide "PPO").

Los requerimientos de 2,6-xilenol, para la producción de estas resinas, se estiman alrededor de 130 millones de libras al año.

GE también produce o-cresol, 2,4 xilenol y ácidos cresílicos en su planta de Selkirk.

Merichem Co., produce una gran variedad de ácidos cresílicos a partir

Proceso de neutralización mediante CO₂

desechos generados por algunas refinerías y plantas de carbón. Merichem y la compañía química Sumitomo establecieron una alianza denominada Sumika-Merichem. Este acuerdo le da a Merichem los derechos de producir el 50% de meta y para cresol en la compañía japonesa ubicada en la planta de Oita, Japón. La capacidad de dicha planta es de alrededor de 50 millones de libras al año.

DEMANDA

1995: 115 millones de libras

1996: 116 millones de libras

2000: 125 millones de libras

(Estos datos incluyen las exportaciones de cresoles y sus sales, lo que es en promedio 37 millones de libras por año durante el periodo de 1991 a 1995)

CRECIMIENTO

Basado en datos históricos

(1986-1995)

0.9 % por año.

Expectativas de crecimiento a futuro 1 a 2% por año hasta el año 2000.

PRECIO

Datos (1981-1996)

0.8 dólares por libra

APLICACIONES

• Exportación	32%
• Antioxidantes	18%
• Resinas epoxi-cresol novolac, resinas cresol-formaldehido	14%
• Solvente para recubrimiento de cables magnéticos	11%
• Intermediarios de vitamina E	9%
• Intermediarios de diversos químicos	6%
• Fosfatos tricresílicos	3%
• Varios (incluye inhibidor de polimerización, limpiadores, desinfectantes, flotación metálica)	7%

PUNTOS FUERTES DEL MERCADO

Se espera un gran crecimiento para el desarrollo de m-cresol en la elaboración de papel sin carbón, y para el p-cresol como punto de partida del p-anisaldehido, utilizado como intermediario para la elaboración de protectores solares. La síntesis de vitamina E, es ya uno de los mayores usos del m-cresol, pero aún puede cobrar una mayor importancia y aplicación ya que se utiliza como un antioxidante y estabilizador para plásticos.

DEBILIDADES EN EL MERCADO

Los mercados de los de los ácidos cresílicos básicos, ya están establecidos, el crecimiento esperado para los mismos es muy pequeño. Una sobreproducción en 1980 y las constantes regulaciones ecológicas, han hecho que los productores de ácidos cresílicos disminuyan a unas cuantas compañías, actualmente.

ANÁLISIS

El hidroxitolueno butilado, utilizado como antioxidante, se deriva del p-cresol, y se espera, según analistas, que su mercado tenga un crecimiento del 1 al 2% anual para la siguiente década. Algunos otros antioxidantes no permanentes, también basados en p-cresol, prometen un incremento, aunque en menor proporción.

La demanda en las resinas del o-cresol se espera permanezca sin cambio, con solo algunas resinas que presentarán competencia con los recubrimientos basados en agua. La utilización de los ácidos cresílicos como solventes para el recubrimiento de cables magnéticos es estable, pero la competencia con el fenol y la tendencia industrial están buscando la utilización de menos solvente en la formulación de sus recubrimientos. Se espera que las resinas de óxido de polifenilo, junto con el 2,6 xilenol, tengan un incremento en la demanda del 3 al 4% anual.

4.2.2 Regeneración de sosa

Inicialmente, el proyecto proponía la regeneración de sosa fresca a partir de la calcinación de carbonatos de sodio, y posterior hidrólisis. Sin embargo, se optó por el proceso de regeneración de sosa con hidróxido de calcio, ya que los resultados obtenidos en el laboratorio, a partir del proceso inicialmente planteado, no fueron satisfactorios, ya que la sosa regenerada, todavía presentaba un alto porcentaje de gastado, además de que las referencias de éste proceso son muy escasas.

La reacción de calcinación de carbonatos de sodio es la siguiente:



Posteriormente el Na₂O se hidrata para producir NaOH:



4.3 DESARROLLO EXPERIMENTAL

4.3.1 Pruebas en laboratorio

Con el fin de obtener resultados confiables y reproducibles de nuestro proceso, se realizaron reacciones en laboratorio con distintas muestras procedentes de la refinería de Salamanca y Tula.

4.3.1.1 Recolección de muestras.

Durante las visitas a las refinerías se recolectaron muestras de sosas gastadas, provenientes de distintos tanques, en galones de vidrio color ámbar, cada una de las muestras fueron respectivamente etiquetadas.

Asimismo, en cada una de las visitas realizadas se obtuvo información acerca del manejo de las corrientes de sosas gastadas, de la planta existente, así como de los requerimientos (capacidad, especificación del efluente, etc.) y algunas sugerencias que se nos hicieron (inyección de orgánicos al combustóleo, proceso de calcinación preferentemente continuo), entre otros aspectos. También se comentó, con el personal encargado de la operación de las refinerías visitadas, los resultados de las pruebas de caracterización y el desarrollo del proceso de neutralización y así permitir un enriquecimiento de información para ambas partes.

Para la obtención de las muestras se consideran dos opciones: la primera es la de tomar la muestra directamente en las distintas plantas de procedencia del efluente, en su toma respectiva; la otra es hacerlo en el tanque que recibe las diferentes corrientes de sosas gastadas, el TV-907, en la planta de tratamiento existente.

TABLA 4.1 MUESTRAS DE LA REFINERÍA DE SALAMANCA, GTO.

MUESTRA	PROCEDENCIA
TV 44 F 11 E	TRATAMIENTO MEROX DE LA GASOLINA DE FCC
FA 106	TRATAMIENTO OXIMER DE GASOLINA DE U 13
FV 901	ENDULZAMIENTO DE GASOLINA CON TCC EN OPERACION
TV 907 A	TANQUE DE MEZCLA DE SOSAS GASTADAS

TABLA 4.2 MUESTRAS DE LA REFINERÍA DE TULA, HGO.

MUESTRA	PROCEDENCIA
11 E	TRATAMIENTO MEROX DE LA GASOLINA DE FCC 1
139 F	TRATAMIENTO OXIMER DE GASOLINA DE PLANTA FCC 2
TV 100	TANQUE DE MEZCLA DE SOSAS GASTADAS

4.3.1.2 Caracterización de las muestras ¹⁹

Antes de realizar las pruebas de neutralización con CO₂ y caustización con Ca(OH)₂, las muestras fueron caracterizadas para medir distintos parámetros.

Los parámetros medidos para la caracterización de las sosas gastadas fueron los siguientes:

- **Apariencia**

Como primer paso se verificó la apariencia de las muestras obtenidas.

Proceso de neutralización mediante CO₂

TABLA 4.3 APARIENCIA DE LAS MUESTRAS DE LA REFINERÍA "ING. ANTONIO M.AMOR" DE SALAMANCA, GTO.

MUESTRA	PROCESO	APARIENCIA
<i>TV 44 F</i>	Tratamiento Merox de Gasolina de FCC	Una sola fase de coloración café a rojiza
<i>FA 106</i>	Tratamiento Oximer de corriente de Recuperadora de vapores de U 13	Líquido amarillo, de baja densidad, con sólidos negros que se depositan en el fondo
<i>FV 901</i>	Lavado cáustico de gasolina de Planta Primaria # 2	Líquido de amarillo a café claro de baja densidad sin sólidos en suspensión ni sedimentables.
<i>11 E</i>	Tratamiento Merox de gasolina de FCC	Una sola fase ligeramente viscosa de color negro a café obscuro.
<i>TB 907 A/B</i>	Tanque de almacenamiento de sosas gastadas.	Dos fases, una superior de hidrocarburo ligero de color amarillo, la fase inferior es viscosa y de color café rojizo a negro.

TABLA 4.4 APARIENCIA DE LAS MUESTRAS DE LA REFINERÍA "MIGUEL HIDALGO" DE TULA, HGO.

MUESTRA	PROCESO	APARIENCIA
<i>11 E</i>	Tratamiento Merox de Gasolina de FCC 1	Una sola fase ligeramente viscosa de color negro a café obscuro
<i>138 F</i>	Prelavador cáustico de Tratamiento Oximer de Gasolina de FCC 2	Líquido de color amarillo a café con sólidos negros en la superficie
<i>139 F</i>	Tratamiento Oximer de la gasolina de FCC 2	Fase superior de hidrocarburos ligeros con fase inferior de color negro y muy viscosa. Olor penetrante.
<i>TV 100</i>	Mezcla de sosas gastadas	Fase superior de hidrocarburos ligeros con fase inferior viscosa de color café rojizo

Caracterizaciones fisicoquímicas

- **Determinación de pH**

La determinación de pH se efectúa con el método ASTM D 1293- 84, Standard Test Methods for pH of Water .

Este método cubre la determinación del pH con un potenciómetro, usando como sensor un electrodo de vidrio. Se puede usar tanto para mediciones precisas de laboratorio, como para mediciones continuas o de rutina.

El medidor de pH y los electrodos asociados se estandarizan contra dos soluciones buffer de referencia que engloban el pH estimado de la muestra.

- **Peso específico**

Para este fin, se utilizaron 2 métodos:

Peso en balanza analítica de un volumen conocido, y el método ASTM D 1298-85 Standard Practice for Density, Relative density (Specific Gravity), or API Gravity of Crude Petroleum and Liquid Petroleum Products by Hydrometer Method.

Con ésta práctica se cubre la determinación en el laboratorio, por medio de un hidrómetro de vidrio, de la densidad, densidad relativa (gravedad específica), o gravedad API del petróleo crudo, productos del petróleo, o mezclas de petróleo y productos no petrolíferos manejados normalmente como líquidos, y con una presión de vapor Reid de 26 lb (179 kPa) o menor. Los valores se miden con un hidrómetro a temperaturas adecuadas, las lecturas de densidad se corrigen a 15 °C, y las lecturas de

Proceso de neutralización mediante CO₂

densidad relativa (gravedad específica) y de gravedad API se corrigen a 60 °F, por medio de Tablas Estándar Internacionales. La prueba consiste en poner la muestra en una probeta de tamaño adecuado al hidrómetro cuya escala contenga la densidad aproximada de la muestra. Se introduce el hidrómetro de tal manera que flote en la muestra, quedando la superficie de la muestra cortando la escala del hidrómetro. Se lee el valor de la escala y la temperatura de la muestra. Se hace la corrección para 15 °C, y se considera como densidad.

- **Determinación de alcalinidad total y % gastado (bases débiles)**

Aquí se aplica el método UOP 209-76T Potentiometric Analysis of Used Refinery Caustic Solutions.

Con este método se determinan las bases fuertes, bases débiles (% de cáustico gastado) y la alcalinidad total de las soluciones cáusticas de las refinerías. El método se aplica tanto a soluciones cáusticas de prelavado, como a soluciones cáusticas de circulación de Mercox.

La titulación de las bases fuertes hasta un punto final en un rango de pH de 9 hasta 6 incluye hidróxido de sodio, la mitad del carbonato de sodio, la mitad del sulfuro de sodio, alquilmecapturos de sodio y fenolatos de sodio.

La titulación de las bases débiles desde un pH de alrededor de 6 hasta un punto final en el rango de 4 a 3 incluye bicarbonato de sodio, disulfuro de sodio, naftenatos de sodio y tiofenolatos de sodio (aril mercapturos de sodio).

Las sales de los ácidos fuertes, tales como cloruro de sodio, sulfato de sodio, tiosulfato de sodio y alquilsulfonatos de sodio, no son básicos y

no se titulan.

La diferencia entre las bases totales (bases fuertes mas bases débiles) determinadas por titulación y la concentración básica indicada por la gravedad específica es un indicio de las sales de sodio no titulables presentes.

- **Determinación de aceites ácidos**

Para esta determinación se utilizó el método UOP 743-73T Acid Oils in Refinery Caustic by Liberation. Este método consiste en la neutralización de la sosa hasta un pH de 3 con HCl para asegurar la liberación de los aceites ácidos, cuyo porcentaje en peso se determina por gravimetría.

El porcentaje en peso de aceites ácidos se determina con el peso de la muestra y el peso de los aceites ácidos recuperados.

- **Determinación de sulfuros y mercapturos de sodio**

Estas determinaciones se realizaron mediante el método UOP 209-76T Potentiometric Analysis of Used Refinery Caustic Solutions.

De acuerdo con el método, se pesa una cantidad de muestra que está en función de la cantidad esperada de sulfuros y mercapturos y se mezcla con 100 mL de solvente de titulación. Este solvente mantiene a la muestra en un ambiente inerte, evitando la oxidación de los mercaptanos con el aire antes de cuantificarlos. El solvente está preparado con volúmenes iguales de alcohol isopropílico y solución 1 N de hidróxido de

sodio y 1% en volumen de hidróxido de amonio. La solución se guarda en atmósfera inerte.

La muestra se titula con AgNO₃ en solución alcohólica 0.1 N ó 0.01 N dependiendo de la cantidad de sulfuros y mercapturos presentes. Se agrega el AgNO₃ en incrementos de 0.5 mL y cerca del punto de equivalencia de 0.2 mL. Se anota el mV y los mL gastados de AgNO₃ en cada adición. En el apéndice se muestran las curvas de titulación.

El equipo y material usados son similares a los de la determinación de alcalinidad, solo que se usa un electrodo de ion selectivo Ag⁺/S²⁻ de marca Phoenix, y el titulante es AgNO₃.

Para cuantificar los sulfuros y mercapturos se emplean las curvas potenciométricas de titulación. Para determinar los puntos de equivalencia se traza la gráfica de diferencial de voltaje contra diferencial de volumen (primera derivada), el máximo determina el punto final o punto de equivalencia.

• **Determinación de fenoles y tiofenoles**

Para esta determinación se usa el método UOP 262-91 Phenols and Thiophenols in Petroleum Products by Spectrophotometry.

Este método se usa para determinar fenoles y tiofenoles en gasolinas, soluciones cáusticas de refinerías y ácidos cresílicos crudos generados por estas soluciones. Para este método, el término fenoles se refiere a mezclas de fenol, cresoles, xilenoles y otros compuestos fenólicos que típicamente se encuentran en estas muestras. De la misma manera,

los tiofenoles se refieren a compuestos análogos de azufre. Para las soluciones cáusticas de refinerías, el rango de detección es de 0.01 hasta 40 % en peso. El espectro de absorción en ultravioleta de la solución cáustica se registra y se usa una técnica de corrección de línea base para compensar la absorción de fondo de la muestra. Se usan las absorciones molares promedio para calcular el % en peso de fenoles y tiofenoles.

4.3.1.3 Descripción de reacciones y equipo.

Trabajo previo

Como he mencionado anteriormente, los primeros intentos por delinear el proceso de neutralización con CO₂, en investigaciones realizadas anteriormente, proponían la regeneración de sosa fresca a partir de la calcinación de los carbonatos de sodio formados en la reacción de neutralización, el "Na₂O" resultante de la calcinación se hacía reaccionar con agua para formar, de esta manera, NaOH. Asimismo, se requería concentrar la solución de carbonatos, mediante la evaporación de agua. También se recomendaba diluir la sosa gastada para la no-formación de sólidos durante la reacción. Por otro lado, no se tenía totalmente definida la naturaleza de la solución de carbonatos formada después de la reacción, y si éstos estaban presentes como carbonatos, o bicarbonatos.

Estos primeros métodos para tratar las sosas gastadas fueron modificados por las siguientes razones:

- Agua de dilución ¹⁵

Proceso de neutralización mediante CO₂

Actualmente se considera no necesaria la dilución de las sosas gastadas, ya que se comprobó, a partir de los gráficos de solubilidad de carbonatos de sodio y mediante las reacciones realizadas, que éstos son totalmente solubles a la temperatura a la que se lleva a efecto la reacción, el problema se presenta para concentraciones mayores al 40% de carbonatos, mismas que no se alcanzan en este proceso. Los sólidos se forman cuando la temperatura de la solución es menor a los 30 °C. Entonces se forma carbonato de sodio decahidratado, de acuerdo a los análisis realizados a los cristales formados. Un inconveniente de utilizar agua para dilución, es hacer que la poca cantidad de orgánicos presentes sea más difícil de recuperar, que las soluciones regeneradas de sosa estén muy diluidas, y que se tenga que utilizar una gran cantidad de energía para concentrarlas.

- **Sosa fresca a partir de Na₂O**

Las pruebas realizadas en laboratorio para la generación de sosa fresca a partir de la calcinación de carbonatos, no cumplieron con la calidad de sosa requerida. Al hacer los análisis de la sosa regenerada, se comprobó que seguía siendo, en su mayoría, carbonato de sodio. Por otro lado, durante una asesoría técnica con un fabricante de hornos, se comentó la dificultad de tratar con el óxido de sodio, y recomendó optar por la reacción de caustización de carbonatos mediante hidróxido de calcio.

Reacciones.

Las primeras 7 reacciones de neutralización de sosas gastadas con

CO₂, fueron hechas a nivel micro, con cargas no mayores de 1 kg.

Neutralización

La muestra de sosas gastadas se pesa y posteriormente se hace reaccionar en un matraz de bola de 3 bocas, a una temperatura promedio de 60°C, burbujeando CO₂, de manera continua, durante el transcurso de la reacción. La alimentación de CO₂ cuenta con un distribuidor del gas, para permitir una mayor área de contacto entre la fase gaseosa y la fase líquida. El CO₂ utilizado es de un 99.9% de pureza. Debido a que durante la reacción se forma H₂S, que sale del sistema de reacción, fue necesario implementar un sistema de lavado para los gases generados de la reacción. Dicho sistema consiste en hacer burbujear los gases de salida del reactor en dos columnas en serie que contienen hipoclorito de sodio, posteriormente, los gases remanentes se queman en un mechero tipo Bunsen.

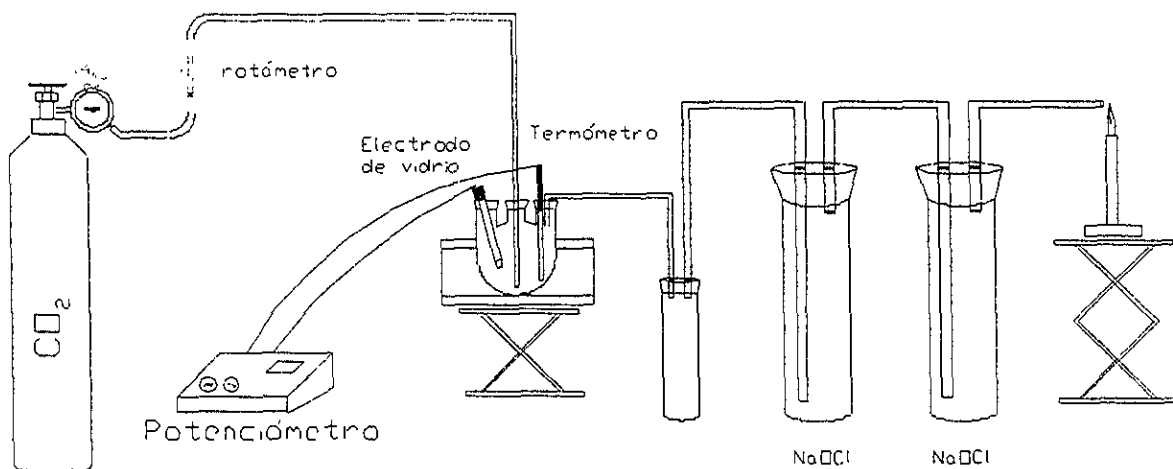


Fig. 4.1 Reacción de neutralización a nivel laboratorio

Una vez que se concluye la reacción, la muestra final, se vuelve a pesar, con objeto de determinar la cantidad de masa ganada después de la reacción por la formación de carbonatos.

Las mediciones que se hacen durante el transcurso de la reacción son las siguientes:

TEMPERATURA.- Se corrobora que la temperatura se mantenga alrededor de los 60°C, tomando acciones pertinentes en cuanto se presente un cambio considerable.

TIEMPO DE REACCIÓN.- Se tiene un control del tiempo de la reacción, y de la toma de lecturas y muestras desde el principio hasta el término de la reacción.

pH.- Se tomó como el parámetros que indica cuándo se podía considerar por concluida la reacción. Las lecturas tanto de temperatura como de pH se tomaron cada 5 minutos. Cuando la variación en pH fue prácticamente constante, la reacción se da por terminada. Esto sucedió alrededor de 8.5 y 8 de la escala de pH.

Manipulación de variables.

- *Alimentación de dióxido de carbono.*

Con objeto de conocer el comportamiento de la reacción, uno de los parámetros que se varió, fue el flujo de gas alimentado a la reacción. Con el se determinó la cantidad óptima de CO₂ alimentado.

Se llevó a cabo la variación de este parámetro, basados en la siguiente hipótesis:

“A mayor flujo alimentado de CO₂ menor será el tiempo de reacción, hasta llegar a un momento en que la variación en el tiempo de reacción sea mínima”

El cálculo del flujo óptimo de gas alimentado, se basa en la cantidad total de CO₂ utilizado para la conclusión de la reacción.

Separación de fases

La separación de la fase orgánica (ácidos cresílicos) y la fase acuosa (carbonatos), se hace con ayuda de un embudo de extracción. Una vez que se realiza la separación, se pesan cada una de las fases resultantes de la misma.

A la fase acuosa se le determina la densidad, % de gastado, pH y contenido de fenoles.

En cuanto a la fase orgánica, se le determina la densidad, viscosidad, y se analiza por medio espectroscopía de masas. Otro trabajo de tesis contempla la elaboración de resinas de tipo fenólico a partir de esta fase.

Reacción de caustización.

Para realizar esta reacción, es necesario calentar la solución de carbonatos, por arriba de los 40 °C de preferencia a 90°C, y hacerla reaccionar con un exceso de hidróxido de calcio, agitando continuamente. Es importante agregar dicho exceso, ya que se trata de una reacción reversible. Posteriormente la solución resultante, fue filtrada, para separar los carbonatos de calcio formados de la solución de sosa regenerada.

Para la sosa regenerada se hicieron análisis de pH, alcalinidad total, % de gastado, para comprobar que se estaba obteniendo una sosa libre de carbonatos, así como la calidad y concentración de la misma.

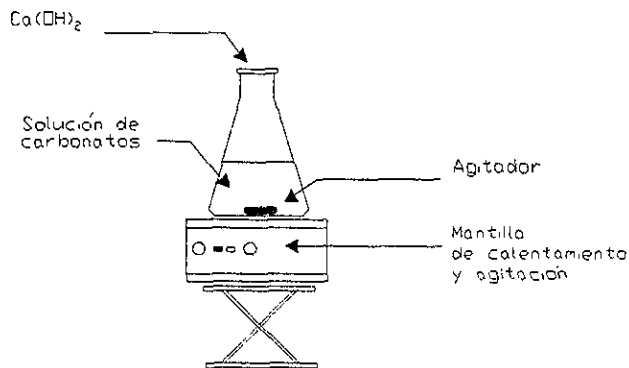


Fig. 4.2 Reacción de caustización con equipo de laboratorio

Calcinación de carbonatos

La calcinación de los carbonatos de calcio, para formar óxido de calcio, no se realizó en laboratorio, debido a que no se cuenta con el equipo necesario para alcanzar las temperaturas requeridas por esta

reacción.

Concentración de sosa regenerada.

La sosa regenerada durante el proceso de caustización fue concentrada, y al agua obtenida de la evaporación, se le hicieron pruebas para examinar la cantidad de fenoles y tiofenoles que pudiesen estar presentes.

4.3.2 Escala semipiloto

Una vez hechas varias pruebas a nivel laboratorio, se procedió a hacer la reacción de neutralización en un equipo que acepta una mayor carga, presión, mejor control de la temperatura, y mayor dispersión del gas en el líquido, promovida por el impulsor del reactor.

Cada una de las pruebas realizadas a nivel semipiloto constituye un tratamiento completo, que incluye la reacción de neutralización, separación de las corrientes acuosas, orgánicas, y el proceso de regeneración y concentración de la sosa.

Proceso de neutralización mediante CO₂

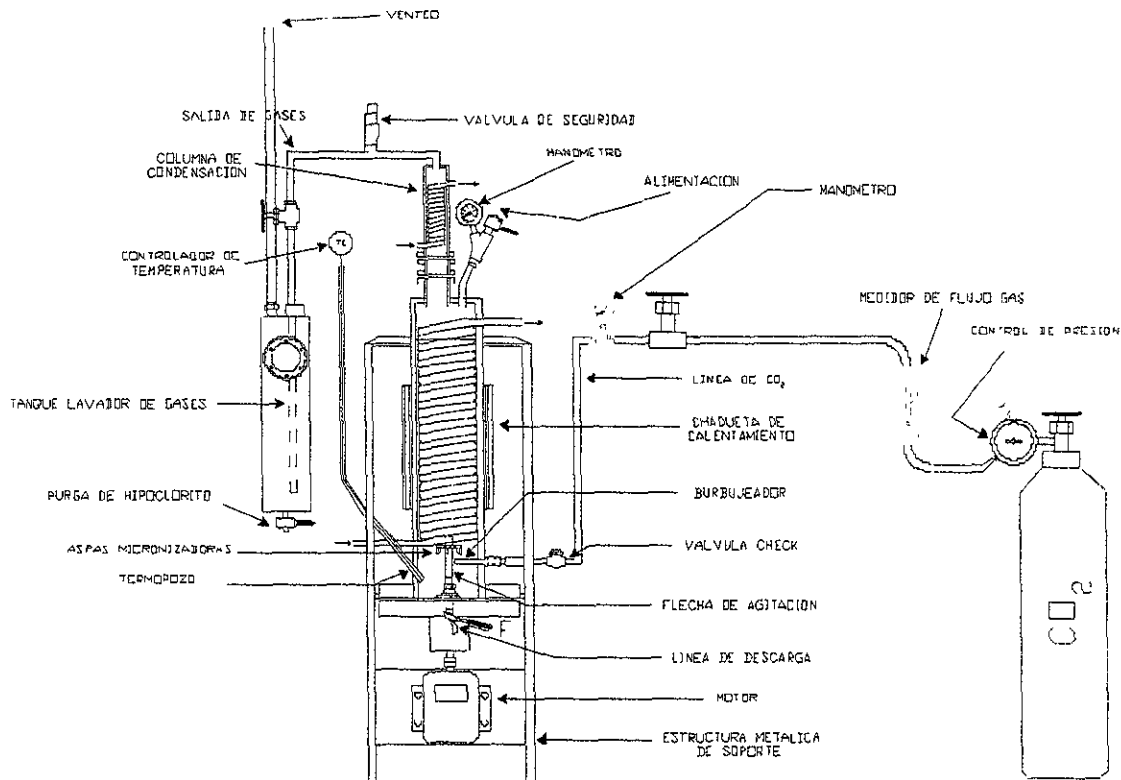


Fig. 4.3 Equipo para reacción de neutralización a nivel semipiloto.

Cuando el tanque lavador de gases ácidos, colocado en serie con el reactor, estuvo disponible, se procedió a realizar una prueba hidráulica, manteniendo condiciones de operación en nivel superior a las requeridas. En lugar de CO₂ se utilizó aire comprimido para presionar el sistema y comprobar la posible existencia de fugas en el sistema.

Las condiciones de operación utilizadas para esta prueba hidráulica fueron las siguientes:

$P_{man} = 5 \text{ kgf/cm}^2$	Temp = 70-100 °C
$Q_{prom} = 8 \text{ L/min}$	$\theta_{reacc} = 1.8 \text{ horas}$

Proceso de neutralización mediante CO₂

De manera paralela, se probó el sistema de dispersión del gas alimentado, constituido por un distribuidor con salidas menores a 1 mm de diámetro y un agitador mecánico con velocidad superior a 850 r.p.m.; se comprobó que las aspas micronizaran las burbujas de gas dentro del reactor.

El sistema puede ser considerado como un reactor de tanque agitado (STR), de carácter semicontinuo. Este tipo de reactores, proporciona una mayor área interfacial de contacto que de la que puedan obtenerse con otros modelos de reactores gas-líquido.

Las cargas procesadas en este reactor, fueron 3 veces mayores a las procesadas a nivel laboratorio, no se utilizó agua de dilución, además de que la reacción se llevó a cabo a una mayor presión (3 kgf/cm²), lo que favoreció la absorción de CO₂ durante la reacción.

4.3.3 Resultados

4.3.3.1 Caracterización

En la siguiente tabla se muestran los resultados de las pruebas de caracterización aplicadas a las distintas muestras recolectadas:

Proceso de neutralización mediante CO₂

TABLA 4.4 CARACTERIZACIÓN DE LAS DIFERENTES MUESTRAS DE REACCIÓN

Reacción	Muestra (tanque)	Densidad	pH	Aceites ácidos	NaOH total	% gastado	Fenoles	Tiofenoles	Na ₂ S
1	TV-100	1.153	13.40	45.3	14.99	54.69	1.98	1.64	5.80
2	139-F	1.182	13.57	33.4	19.28	57.88	16.16	13.95	1.38
3	139-F	1.170	13.35	32.3	10.91	32.26	25.91	4.59	
4	TV-100	1.157	13.10	23.5	9.31	34.62	20.36	4.37	
5	139-F	1.253	13.78	26.6	22.37	24.19	12.16	13.22	0.14
6	139-F	1.170	13.60	34.7	23.21	55.32	19.97	6.81	
7	11-E	1.061	13.62	15.8	6.55	14.29	5.76	0.53	
8	11-E	1.242	13.06	11.4	7.47	42.87	4.77	2.13	0.00
9	TV-907	1.109	13.60	10.5	7.04	18.18	2.29	0.24	0.10
10	44-F	1.121	13.42	2.41	6.51	61.36	2.39	0.89	2.27

4.3.3.2 Reacciones.

Los siguientes 2 gráficos nos muestran la variación del pH con respecto al tiempo. Esta disminución en el pH es un factor que nos indica el progreso de la reacción, así como la conclusión de la misma, lo cual sucedió entre 8 y 9.

Gráfico 4.1

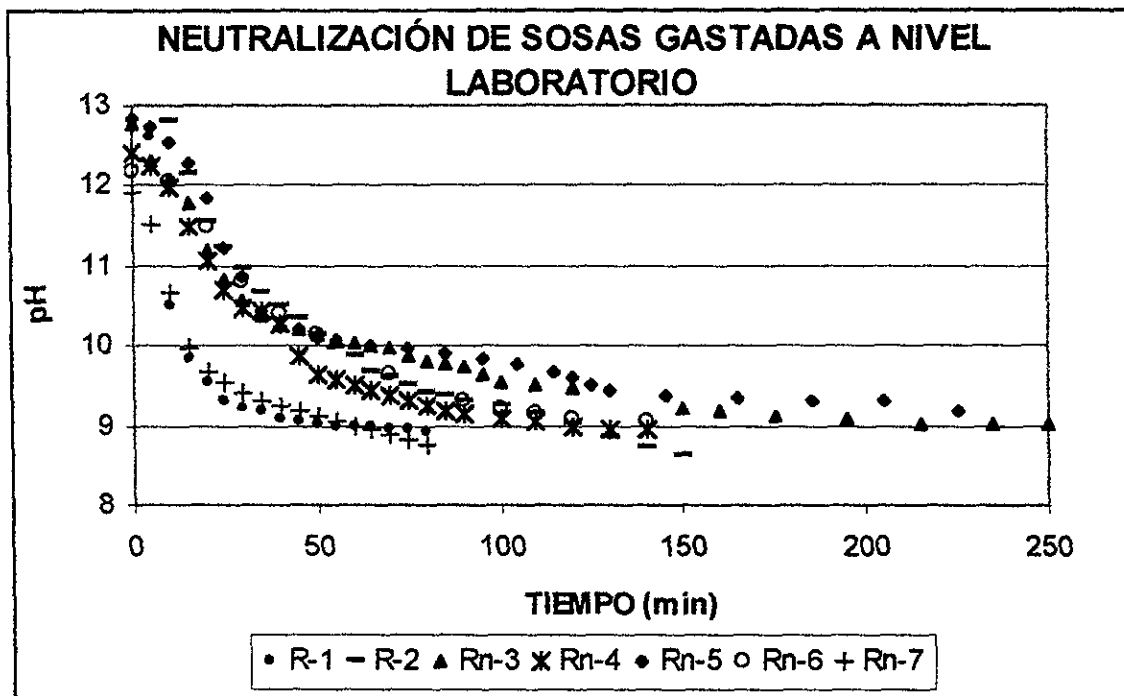
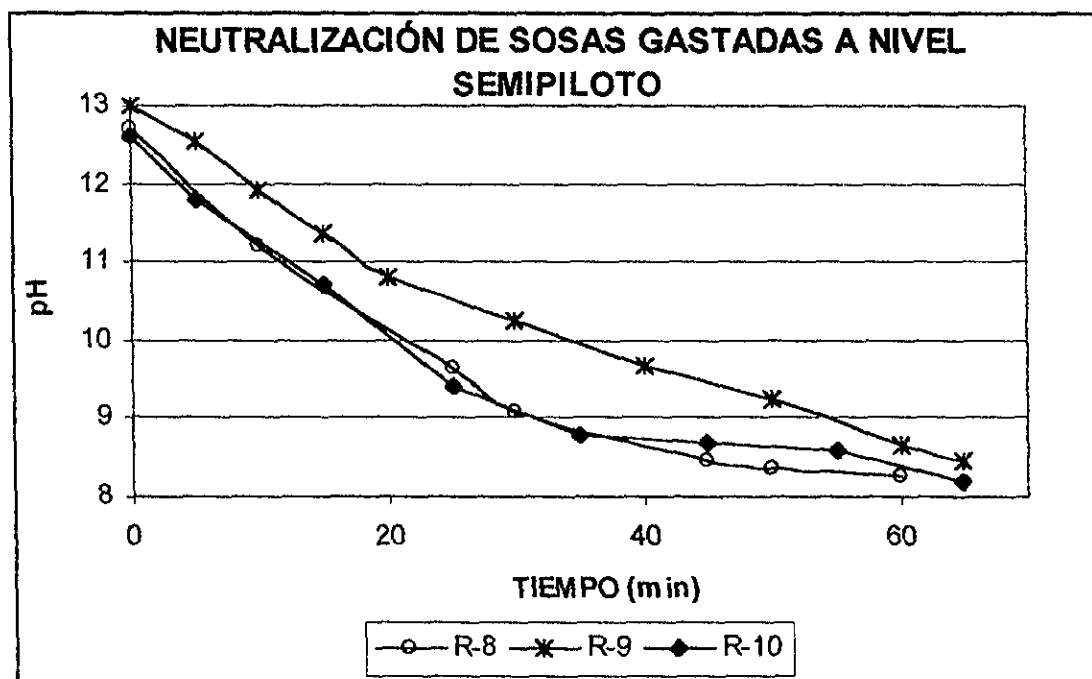


Gráfico 4.2



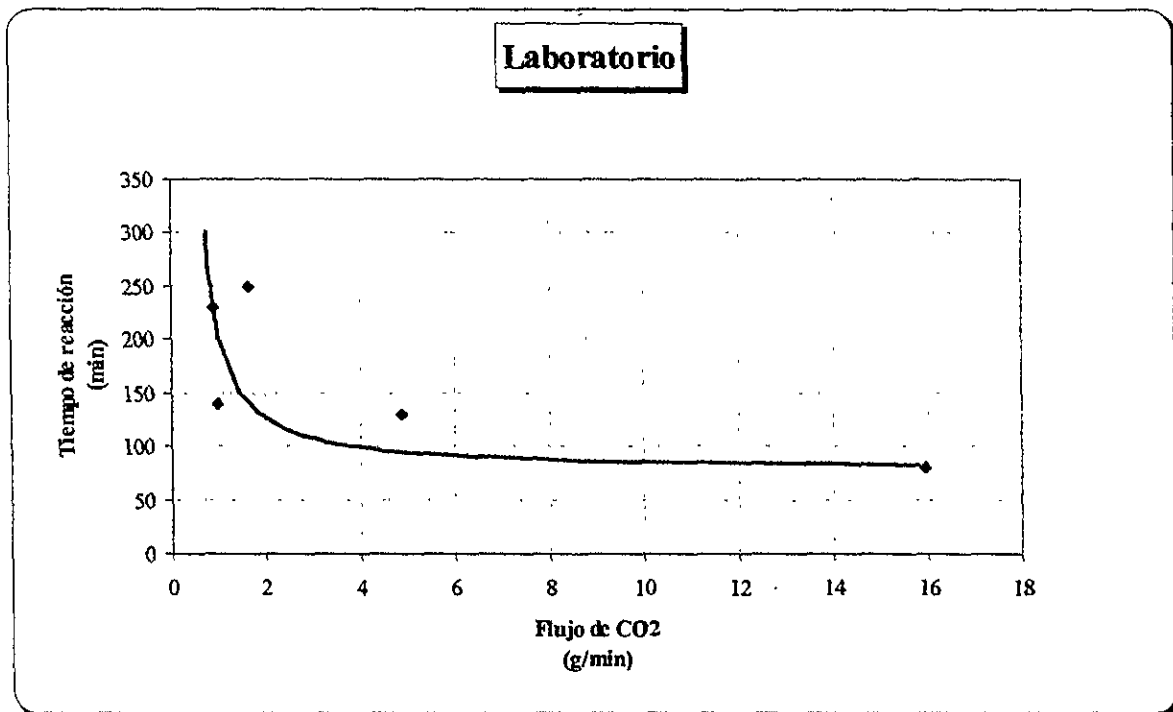
Proceso de neutralización mediante CO₂

De los gráficos 4.1 y 4.2, podemos observar que las reacciones a nivel semipiloto concluyeron en un menor tiempo que las reacciones a nivel laboratorio, esto se debe a que el área interfacial de contacto gas-líquido fue mayor a nivel semipiloto, fomentada por una mayor dispersión del gas.

Consumo de CO₂

Los siguientes gráficos fueron elaborados para determinar el comportamiento de la reacción al variar el flujo alimentado de CO₂, y comprobar la hipótesis anteriormente planteada, así como calcular la relación óptima de gas alimentado por el tiempo de reacción, lo que viene siendo el consumo total de CO₂.

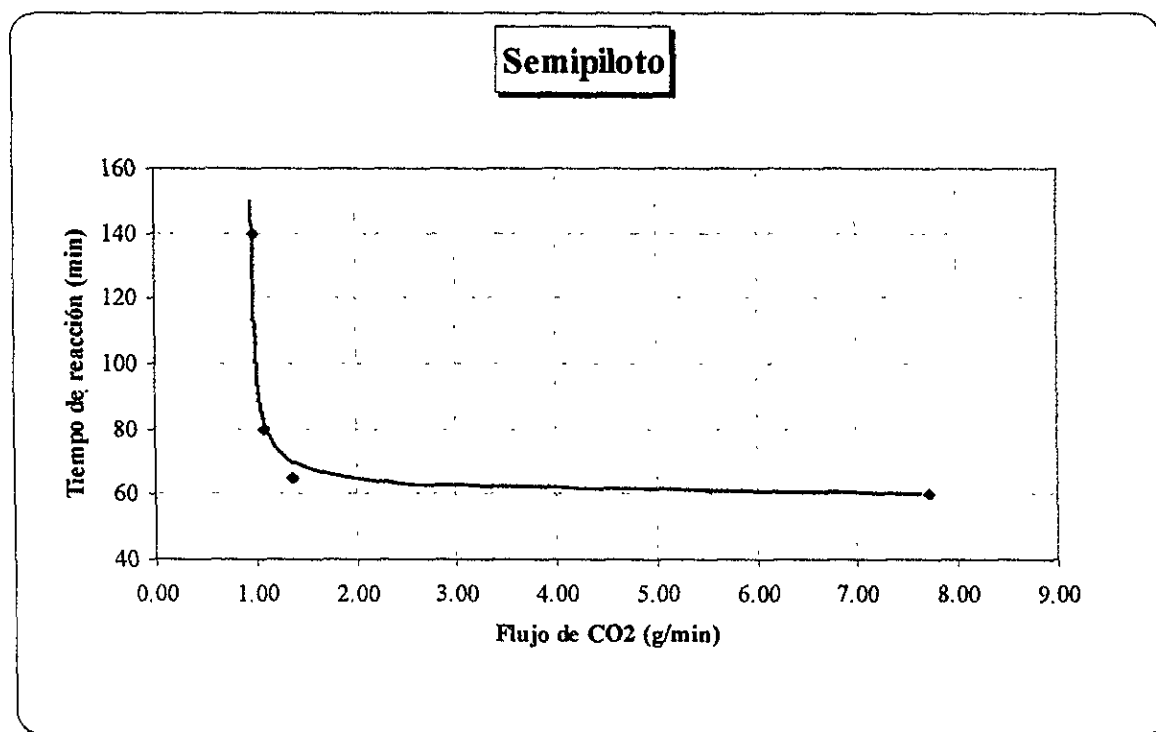
Gráfico 4.3



Proceso de neutralización mediante CO₂

En el gráfico anterior, se puede observar, que conforme se aumenta el flujo de CO₂ alimentado, disminuye el tiempo de reacción, hasta cierto punto, la variación es mínima. Este comportamiento, se puede apreciar más claramente en el gráfico 4.4, que corresponde a las reacciones realizadas a nivel semipiloto.

Gráfico 4.4



De los gráficos precedentes, obtenemos que el flujo de CO₂ alimentado es inversamente proporcional al tiempo de duración de la reacción. Sin embargo, esta relación no nos dice cuál es el flujo óptimo de CO₂ alimentado.

Proceso de neutralización mediante CO₂

Si graficamos, consumo total de CO₂ (flujo alimentado × tiempo de reacción) VS Flujo de CO₂ alimentado, la gráfica presenta un punto mínimo, el cual representa el menor consumo total de CO₂ para el flujo alimentado óptimo. Este punto se puede observar en los gráficos 4.5 y 4.5 mostrados a continuación:

Gráfico 4.5 Relación óptima. Nivel laboratorio.

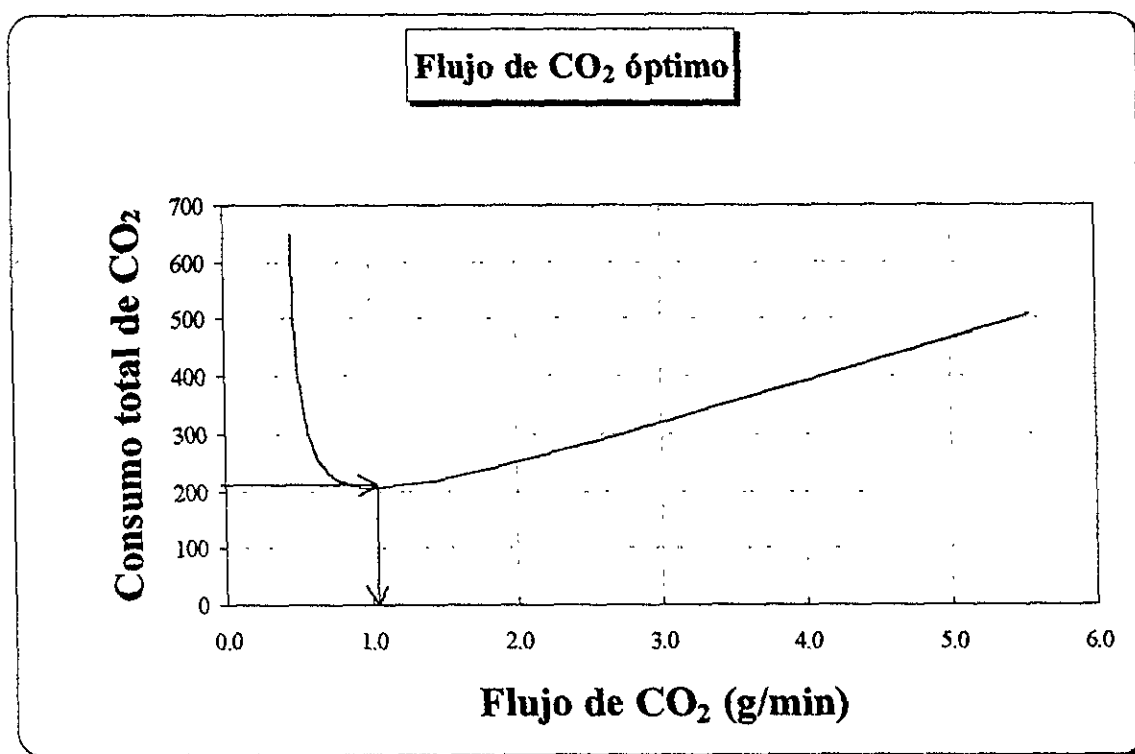
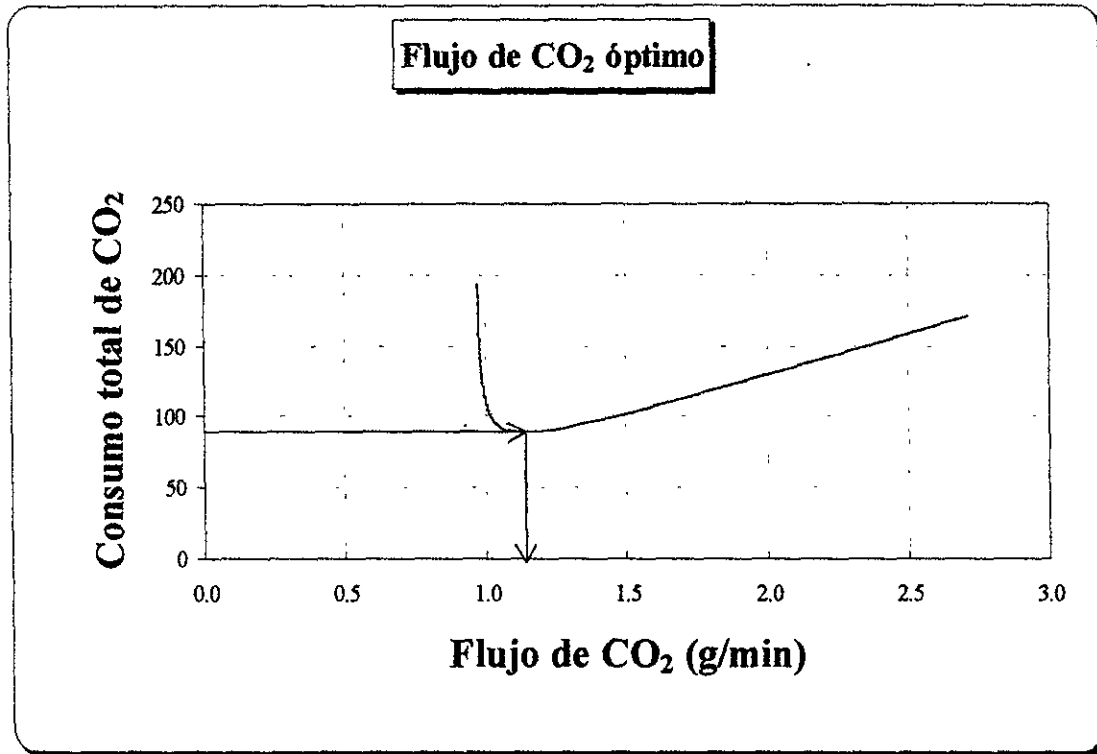


Gráfico 4.6 Relación óptima. Nivel semipiloto.



De estos gráficos, podemos observar, que para flujos menores a 1.0, el consumo total de CO_2 aumenta rápidamente, consecuencia de que el tiempo total de reacción también aumenta. Por este motivo es considerable mantener un margen de seguridad, por arriba del flujo óptimo, para no caer en este problema. Un margen aceptable para el valor de flujo óptimo estará entre (1.3-1.7 g/(min×kg*)).

- Los datos están basados en 1 kg de sosa gastada.

Reacción de caustización

Los resultados derivados de la reacción de caustización, para cada una de las muestras reaccionadas, se muestran en la siguiente tabla.:

Reacción	Muestra (tanque)	Alcalinidad total % como NaOH	% gastado	Sosa libre	Na ₂ CO ₃ presente	Na ₂ CO ₃ final	Sosa regenerada % como NaOH
1	TV-100	14.99	54.69	6.79	21.72	30.72	23.19
2	139-F	19.28	53.88	8.89	27.53	39.31	29.67
3	139-F	10.91	32.26	7.39	9.33	19.12	14.43
4	TV-100	9.31	34.62	6.09	8.54	16.61	12.53
5	139-F	22.37	24.19	16.96	14.34	36.81	27.78
6	139-F	23.21	55.32	10.37	34.03	47.77	36.05
7	11-E	6.55	14.29	5.61	2.48	9.92	7.49
8	11-E	7.47	42.87	4.27	8.49	14.14	10.67
9	TV-907	7.04	18.18	5.76	3.39	11.02	8.32
10	44-F	6.51	61.36	2.52	10.59	13.92	10.50

TABLA 4.5 DATOS OBTENIDOS PARA LA REACCIÓN DE CAUSTIZACIÓN

5 INGENIERÍA CONCEPTUAL

5.1 BASES DE DISEÑO

En este documento se fijan los lineamientos dentro de los cuales se basa el diseño para el tratamiento de sosas gastadas mediante CO₂.

5.1.1.1 Generalidades

La planta de tratamiento de sosas gastadas estará diseñada para tratar el efluente de sosas gastadas almacenados en el tanque general TV-907 localizado en la plata de tratamiento de sosas gastadas de la Refinería Ing. Antonio M. Amor en Salamanca, Gto.

Actualmente este efluente es mandado directamente a quemadores, sin ningún tratamiento previo.

El diseño de esta planta, propone el tratamiento de este desecho, mediante la neutralización con CO₂ y la regeneración de sosa fresca utilizable por otros procesos.

5.1.1.2 Datos Generales, Localización de la Planta y comunicaciones

Localización:	<u>Refinería Ing. Antonio M. Amor.</u>
Ciudad:	<u>Salamanca</u>
Estado:	<u>Guanajuato</u>
País:	<u>México</u>
Altura sobre el nivel del mar:	<u>1723 m</u>

5.1.1.3 Datos meteorológicos

a: Temperatura

Máxima extrema	<u>43 °C</u>
Promedio de máxima	<u>23 °C</u>
Promedio anual	<u>21 °C</u>
Mínima extrema	<u>-4 °C</u>
Promedio de mínima	<u>13 °C</u>
Promedio del mes más frío	<u>14.3 °C</u>

b: Precipitación Pluvial

Horaria máxima	<u>96 mm</u>
Máxima en 24 h	<u>100 mm</u>
Promedio anual	<u>700.9 mm</u>

c: Atmósfera

Presión barométrica	<u>0.85 atm</u>
---------------------	-----------------

d: Viento

Dirección de los vientos dominantes:	<u>de E a O</u>
Dirección de los vientos reinantes:	<u>de NE a SO</u>
Velocidad media:	<u>2 a 6 m/s</u>
Velocidad máxima:	<u>39 m/s</u>

e: Humedad Relativa.

Máxima	<u>100% a 27 °C</u>
Mínima	<u>7% a 12°C</u>

5.1.1.4 Capacidad y flexibilidad

• **Capacidad de la planta.**

Capacidad normal	<u>60 barriles por ciclo</u>
Capacidad mínima	<u>60 barriles por ciclo</u>
No. Máximo de ciclos al día	<u>1</u>

• **Previsión para ampliaciones futuras.**

No se prevén ampliaciones futuras.

• **Flexibilidad para operar con diferentes cargas**

La planta está diseñada para operar con diferentes calidades de Sosas Gastadas.

5.1.1.5 Condiciones anormales

La planta deberá seguir operando bajo las siguientes condiciones anormales:

Falla de energía eléctrica	No <u>X</u>	Sí <u> </u>
Falla de vapor	No <u>X</u>	Sí <u> </u>
Falla de agua de enfriamiento	No <u>X</u>	Sí <u> </u>
Falla de aire de instrumentos	No <u>X</u>	Sí <u> </u>

5.1.1.6 Especificación de la alimentación

La caracterización promedio de la alimentación de sosas gastadas para diseño es la siguiente:

pH	13
Peso específico	1.13
Ácidos cresílicos	10%
Sosa Total % en peso	18%
NaOH libre	9%
Grasas y Aceites	445 ppm

5.1.1.7 Especificación de productos

La sosa generada dentro de la planta tendrá las siguientes especificaciones

	<i>Sosa de caustización</i>	<i>Sosa concentrada</i>
<i>NaOH total</i>	12%	24%
<i>NaOH libre</i>	12%	24%
<i>Densidad</i>	1.134	1.267

La sosa concentrada será almacenada para su posterior distribución.

5.1.1.8 Agentes químicos

- **Materias Primas**

Condiciones requeridas en límites de batería.

CO₂

Forma de alimentación	<u>Por PEMEX</u>
Temperatura	<u>Ambiente</u>
Presión mínima	<u>2.5 kg/cm²</u>
Cantidad requerida	<u>16.2 kg/min</u>

Ca(OH)₂

Reposición

5.1.1.9 Servicios auxiliares

- *Vapor de media*

Calidad	<u>Saturado</u>
Presión	<u>19.3 kg/cm²</u>
Temperatura	<u>209.7°C</u>
Fuente de suministro	<u>PEMEX</u>
Abastecimiento requerido	<u>650 kg/h</u>

- *Agua de enfriamiento*

Calidad	<u>De torre de enfriamiento</u>
Abastecimiento	<u>665.3 l/min</u>
Temperatura	<u>32 °C</u>
Presión	<u>3.5 kg/cm²</u>
Temperatura de retorno	<u>43 °C máx</u>
Presión de retorno	<u>2.4 kg/cm²</u>

- *Agua para servicios*

El agua para servicios y uso sanitario será agua asentada y clorada proveniente de límites de batería vía tanque elevado, con las siguientes condiciones:

Presión de Suministro	<u>3.5 kg/cm²</u>
Temp de suministro	<u>ambiente</u>

- *Agua Potable*

El agua potable será suministrada en garrafones.

- *Agua contra incendio*

Será suministrada por PEMEX en L.B. a 10 kg/cm² y temperatura ambiente en la cantidad requerida.

- *Energía eléctrica*

PEMEX suministrará la energía eléctrica necesaria a través de 2 alimentadores y con las siguientes especificaciones:

Tensión, Volts	<u>1380 / 4160 / 480 / 220</u>
No. de fases:	<u>3</u>
Frecuencia	<u>60 Hz</u>
Factor de potencia min:	<u>0.85</u>
Acometida	<u>Subterránea</u>
Alimentación	
Instrumentos	<u>120 Volt, 1 fase</u>

- *Aire de proceso*

Proporcionado por compresor dentro de límites de batería

Presión	<u>10.2 kg/cm²</u>
Potencia	<u>50 HP</u>

- *Aire para instrumentos*

Presión	<u>7.0 kg/cm²</u>
Temperatura de rocío	<u>-20 °C</u>
Impurezas (fierro, Aceite, etc.):	<u>Ninguna</u>

Capacidad extra

Requerida

Ninguna

- *Inertes*

No aplica

- *Combustibles:*

Gas natural

Cantidad requerida

0.4 kg/min

- *Teléfonos.*

El criterio de la comunicación externa e interna de la planta será definido por PEMEX

5.1.1.10 Residuos.

- *Agua generada en proceso*

El agua derivada de este proceso estará a disposición para su reutilización o posterior tratamiento.

- *Gases de reacción y combustión*

Estos gases serán enviados a quemador por medio de una línea

independiente.

5.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La planta de tratamiento de sosas gastadas estará diseñada para tratar una alimentación de 60 barriles por día de este desecho.

De acuerdo con las operaciones principales que componen este proceso, podemos agrupar la planta en 5 secciones:

1. Sección de recepción y alimentación
2. Sección de neutralización
3. Sección de caustización
4. Sección de filtrado
5. Sección de calcinación
6. Sección de concentración de sosa regenerada

5.2.1 Sección de recepción y alimentación

El efluente de sosas gastadas proveniente de diversas plantas de la refinería es recibido en límites de batería a 38 °C y presión atmosférica, y almacenadas en los tanques de almacenamiento de sosas FV-907 A y B con capacidad de 500 barriles cada uno. Posteriormente una corriente de sosas gastadas es alimentada al separador de placas corrugadas FE-901, el cual tiene como propósito el eliminar una porción de las grasas y aceites contenidos en las sosas gastadas. Las grasas y aceites son removidas con la bomba GA-906/R y enviadas al tanque de almacenamiento de orgánicos FV-902.

5.2.2 Sección de neutralización.

Las sosa gastada resultante del separador de placas corrugadas, es alimentada al reactor de neutralización R-901, un reactor semicontinuo agitado provisto de un serpentín de calentamiento interno. La corriente es calentada hasta alcanzar una temperatura de 60 °C, es entonces cuando se comienza a alimentar CO₂ proveniente de límites de batería a temperatura ambiente y 2.5 kg/cm² de presión, hasta que se alcance un pH entre 8 y 9, lo cual sucede alrededor de 1 a 1 ½ horas. Los gases de salida del neutralizador serán enviados a quemador, a través de una línea independiente. La fase acuosa y fase orgánica son removidas por la parte inferior del reactor de neutralización a través de la bomba GA-902/R. La fase acuosa que es la primera en salir del neutralizador, es alimentada al reactor de caustización R-902. La fase orgánica resultante de la neutralización es enviada al tanque de almacenamiento de orgánicos FV-902, después, se envía junto con las grasas y aceites provenientes del separador de placas corrugadas, fuera de límites de batería por la bomba GA-907/R para ser inyectadas al loop de combustóleo.

5.2.3 Sección de caustización

La regeneración de sosa fresca a partir de la fase acuosa, compuesta principalmente de carbonatos, se hace reaccionar en el reactor de caustización R-902, el cual es un recipiente abierto, agitado, con serpentín interno de enfriamiento. A este reactor se le agrega el óxido de calcio, obtenido de la calcinación de los carbonatos de calcio, con ayuda de un elevador de sólidos U-901. La reacción se lleva a cabo a una temperatura de 95 °C. La agitación es necesaria para mantener suspendido el carbonato de calcio precipitado. Asimismo, el enfriamiento se requiere ya

que la disolución del óxido de calcio genera una gran cantidad de calor, mismo que debe ser removido para que no se evapore agua.

5.2.4 Sección de filtrado

La suspensión resultante de la reacción de caustización, formada por carbonatos de calcio y sosa regenerada, es removida mediante la bomba GA-914/R, y alimentada al filtro tipo prensa F-901 con una diferencia de presión de 7 kg/cm². El filtrado (carbonatos de calcio), es removido mediante una banda para transportar sólidos, y alimentada al horno rotatorio RK-901. La solución libre de sólidos forma la alimentación del concentrador EV-901.

5.2.5 Sección de calcinación

Los carbonatos de calcio resultantes del proceso de filtración, son alimentados al calcinador RK-901, el cual es un horno de tipo rotatorio, mismo que funciona con una mezcla de gas natural, proveniente de límites de batería, y aire, proporcionado por el compresor JC-901. La temperatura de reacción será de 1000 °C. El paquete para calcinación cuenta con ciclón, bolsa de polvos, lavador de gases e intercambiador de calor. El óxido de calcio resultante es transportado mediante la banda C-902 hacia el elevador de sólidos RK-901 y posteriormente alimentados al reactor de caustización R-902.

5.2.6 Sección de concentración de sosa regenerada.

En esta sección se evapora la solución de sosa fresca proveniente del filtro F-901, mediante la utilización de un evaporador de tipo de tubo largo

vertical EV-901. El vapor resultante de la reacción es condensado y subenfriado hasta 70°C mediante agua de enfriamiento por el cambiador de calor EA-905. El agua condensada de esta manera es alimentada mediante la bomba GA-909/R al tanque de almacenamiento de agua FV-903, del que posteriormente se envía fuera de límites de batería mediante la bomba GA-911/R. La solución de sosa concentrada se bombea hacia el tanque de almacenamiento de sosa fresca FV-906 y posteriormente enviada fuera de límites de batería por la bomba GA-906/R.

5.3 SELECCIÓN Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO PARA ESTIMACIÓN DE COSTOS.

Una estimación preliminar del costo de un equipo sólo requiere que se especifiquen unas cuantas características del mismo. Las correlaciones de costos de equipos están basadas en estas características claves, las cuales incluyen:

1. **Clasificación de equipo**: En el caso de intercambiadores, por ejemplo, las especificaciones de diseño nos preguntarán si se trata de un intercambiador de coraza y tubos, calandria de tubo vertical, doble tubo, o muchos otros tipos posibles de configuraciones.
2. **Criterio de tamaño**: Puesto que los datos de costos reportados están basados en un escalamiento a base de exponentes, requerimos conocer la magnitud de la propiedad principal del equipo, la cual puede expresarse en unidades de volumen, área, calor, potencia, etc., dependiendo de la clase de equipo de que se trate.

3. **Condiciones de operación extremas:** Estas especificaciones son necesarias, por lo general, para conocer algunas características particulares del equipo que lo hagan resistente para una operación y condiciones específicas. Estas condiciones a especificar, generalmente son la temperatura y presión de diseño.
4. **Materiales de construcción:** Esta es otra de las especificaciones que se debe establecer para la estimación del costo del equipo, ya que éste puede variar considerablemente, dependiendo del material requerido para la construcción del equipo.

Durante la estimación preliminar de costos se pueden utilizar métodos heurísticos aproximados para el diseño del proceso, estos son criterios de diseño que nos servirán para poder llegar rápida y confiablemente a la especificación del tamaño o arreglo de un equipo. Estos métodos son indispensables durante las etapas de una evaluación económica preliminar, ya que ahorran tiempo, y hacen una caracterización de las dimensiones del equipo, aún en ausencia de suficientes datos para el proceso. Asimismo, este primer diseño preliminar, puede servir como guía para un diseño final de equipo en las últimas etapas del desarrollo del proyecto.

Las memorias de cálculo para el diseño de los equipos se encuentran en los ANEXOS.

5.4 LISTA DE EQUIPO

BOMBAS

TAG	SERVICIO	Flujo		P(kg/cm ²)	H.P.
		l/min	m ³ /h		
GA-902/R	SOSA NEUTRALIZADA	189.17	11.35	4	2
GA-903/R	SOSA LIBRE DE GRASAS Y ACEITES	189.17	11.35	4	5
GA-906/R	ACEITE SEPARADO	1.89	0.11	7.15	1/3
GA-907/R	ORGÁNICOS A COMBUSTÓLEO	4.50	0.27	4.3	1/2
GA-908/R	SOSA CONCENTRADA	189.17	11.35	4	5
GA-909/R	AGUA DESTILADA	69.60	4.18	1.28	5
GA-911/R	AGUA A TRATAMIENTO	166.67	10.00	1	1.5
GA-914/R	BOMBA PARA FILTRACIÓN	30.00	1.80	10	3

CAMBIADORES DE CALOR

SERVICIO	Q (Mkcal/hr)	Área de transferencia	
		m ²	
SERPENTIN CALENTADOR R-901	104.3	1.33	
SERPENTIN ENFRIADOR R-902	199.59	17.3	
EVAPORADOR EV-901	293.4	3.6	
PA-901	AIRE DE PROCESO	4.593 m ³ std/min	P=10.2 kg/cm ² 30 HP

TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y REACTORES

TAG	SERVICIO	DIMENSIONES	CAPACIDAD		
			m ³	Barriles	
FV-902	TQ. DE AC. SULFÚRICO	T-T=	2.134	5.61	35.27
		Di=	1.829		
FV-903	TQ. DE ORGÁNICOS RECUP.	T-T=	3.2	18.91	118.94
		Di=	2.743		
FV-905	TQ. DE SOSA TRATADA	T-T=	2.134	5.61	35.27
		Di=	1.829		
FV-906	TQ. DE TURBOSINA	T-T=	3.2	14.94	93.96
		Di=	2.438		
FV-907 A/B	TQS. DE CARGA-SOSAS	T-T=	4.877	80.07	503.61
		Di=	4.572		
FE-901	FOSA SEPARADORA DE PLACAS	L=	2.286	9.56	60.13
		A=	1.372		
		H=	3.048		

R-901		T-T=	3.91	15.44	97.11
		Di=	2.134		
R-902		T-T=	2.591	9.27	58.29
		Di=	2.134		
FO-01	FOSA COLEC. DESFOGUES	L=	2	4.80	30.19
		A=	2		
		H=	1.2		

MANEJO DE SÓLIDOS

		Diámetro (m)		
		Interno	Externo	
RK-901	HORNO ROTATORIO	0.47	0.66	
		Largo (m)	Q (Mcal/hr)	T(op) °C
		4.27	387	1000

		Área m²	ΔP (psi)
F-901	FILTRO PRENSA	26.8	100

		Longitud (m)
C-901	ALIMENTACIÓN SÓLIDOS A HORNO	13
C-902	REMOCIÓN DE SÓLIDOS DE HORNO	13
U-901	ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS A R-90	3

5.5 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

En la siguiente hoja se muestra el diagrama de flujo de proceso para el tratamiento propuesto.

J-901 R-9FB-903

Elevador de sólidos Reactor caustizante Tanque de almacenamiento de agua

08/R

fresca
trada a
sición

Sosas
Gastadas

es de
cción
quemador



ánicos
cción a
mbustoleo

CO₂



a o
amiento

a
sca
enerado

caliente
mosfero
es de
bustion
quemador



ustible


Aire



Descripción

- Flujo (kg/c)
- Flujo de liq
- Barrios/cv
- Flujo de gas
- Flujo de gas
- liberidad(kg)
- temperatura
- presión

	DIBUJE	REVISO	APROB	FECHA
△ PARA REVISION BASICA				
△				
△				
△				
△				
REVISIONES				

UNAM UNIVERSIDAD AUTONOMA DE MEXICO 
F.Q FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB-210



REFINERIA ING MIGUEL M AMOR SALAMANCA, GTO.
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
PLANTA DE TRATAMIENTO DE SOSAS GASTADAS

NEUTRALIZACION CON DIOXIDO DE CARBONO
 CAPACIDAD 60 BPD

ACT	Ed	FECHA
UNAM-PEMEX FQ-210		
DIAGRAMA No 001-POIF-001		1/8

5.6 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8
Descripción	Alimentación de sosas gastadas a reactor	CO ₂ alimentado a reactor	Sosa Neutralizada	Gases de salida	Grasas y aceites	Orgánicos de reacción	Fase acuosa a caustización	Producto de Caustización
Flujo (kg/ciclo)	10779		11211		4.88	1132	10079	11634
Flujo de liq(m ³ /ciclo)	9.54		9.75		0.005	1.09	8.69	10.30
Barriles/ciclo	60.00		61.31		0.03	6.85	54.65	64.76
Flujo de gas (kg/min)		16.17		8.98				
Flujo de gas(m ³ /min)		3.66		2.27				
Densidad(kg/l)	1.13	0.00441	1.15	0.0039	0.9	1.04	1.16	1.13
Temperatura °C	38.0	30.0	60.0	60.0	38.0	60.0	60.0	90.0
Presión manométrica (kg/cm ²)	4.0	2.5	0.3	1.0	7.2	4.0	4.0	0.3

Corriente	10	11	12	13	14	15
Descripción	Sosa Filtrada	Agua de concentrador	Sosa Concentrada	Sólidos a calcinación	Gases de Combustión	Fase orgánica
Flujo (kg/ciclo)	9543	3181	6362	2091		1137
Flujo de liq(m ³ /ciclo)	8.45	3.18	5.01			1.09
Barriles/ciclo	53.12	20.01	31.51			6.87
Flujo de gas (kg/min)					8.05	
Flujo de gas(m ³ /min)					7.80	
Densidad(kg/l)	1.13	1.00	1.27		0.00103	1.040
Temperatura °C	90.0	95.0	95.0	90.0	1000.0	40.0
Presión manométrica (kg/cm ²)	3.0	0.0	0.2		10.0	0.3

Corriente	17	19	20	21	22
Descripción	CaO	Aire de enfriamiento	Aire para calcinación	Gas natural	Aire a presión
Flujo (kg/ciclo)	1555				
Flujo de liq(m ³ /ciclo)					
Barriles/ciclo					
Flujo de gas (kg/min)			6.9090	0.402	0.00
Flujo de gas(m ³ /min)			0.6040		
Densidad(kg/l)			0.01144		
Temperatura °C	300.0	60.0	60.0		30.0
Presión manométrica (kg/cm ²)		10.2	10.2		10.2

6 EVALUACIÓN ECONÓMICA ²¹⁻³⁵

La evaluación económica es una de las consideraciones dominantes del desempeño de un proyecto industrial, hacia su última realización: éxito o abandono. Muchos proyectos técnicamente exitosos han fracasado por que no cuentan con un favorable análisis económico.

Sin embargo, es necesario señalar que con el proyecto actual no se busca un beneficio monetario directamente, ya que se trata de un proceso para el tratamiento de un residuo no deseado, por esto se debe destacar que el beneficio obtenido se encuentra intrínseco en el tratamiento, se trata de un beneficio ecológico, que si bien no puede ser evaluado, en un principio, en términos monetarios, sigue siendo a final de cuentas indispensable el aplicarlo. Por esto, todas los tratamientos alternativos representan una erogación monetaria para la cual no existirá un retorno económico, sino ambiental. De esta manera, la comparación económica entre los diversos tratamientos propuestos, se basará, primeramente, en el cumplimiento de los requerimientos técnicos, para posteriormente, seleccionar la alternativa más económica en cuanto a inversión y/o costos de operación.

Independientemente del tamaño o tipo de proyecto, cualquier análisis económico está basado en 2 conceptos fundamentales:

- 1.- La inversión de capital, un único pago requerido para convertir la idea del proyecto en una realidad
- 2.- Los ingresos netos del proyecto, una función continua en el tiempo que representa los fondos generados por el proyecto menos los

costos de operación del mismo.

Un análisis económico del proyecto, involucra la estimación de estos conceptos mediante diversas técnicas de distinta complejidad y grado de exactitud, dependiendo de la naturaleza de los resultados que se requieran para el desarrollo actual del proyecto, estos dos puntos son combinados para generar un criterio del desempeño económico. Expresado de forma simbólica:

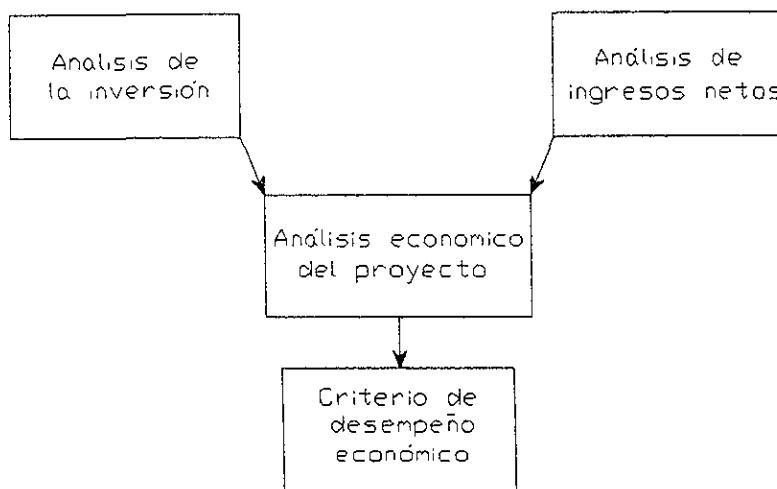


Fig. 6.1

6.1 CONCEPTOS BÁSICOS

6.1.1 Evaluación del desempeño económico

Para poder hacer una análisis de la factibilidad económica para un proyecto, y poder compararlo con otras opciones posibles, es necesario basarnos en ciertos criterios de comparación ya establecidos. Estos criterios son:

Valor presente neto (VPN)

Tiempo de recuperación de la inversión

Tasa interna de recuperación (TIR)

Relación Beneficio/Costo y/o Costo/Beneficio

No todos los criterios anteriores pueden ser aplicados para la evaluación económica de los procesos de tratamiento aquí examinados, ya que al ser mayores los egresos que los ingresos, la inversión nunca es recuperada, por lo que la tasa interna de recuperación (TIR), y el tiempo de recuperación no pueden ser calculados.

Por esta razón, los criterios para la evaluación del desempeño económico de las distintas alternativas serán:

VPN, la inversión total y los costos de operación.

6.1.1.1 Valor presente neto

Cada flujo individual de efectivo, asociado con un proyecto, ya sea positivo o negativo puede ser convertido a su valor presente. La suma aritmética de todos los valores presentes es el valor presente neto (VPN) de un proyecto.

El valor presente neto se puede calcular con la siguiente fórmula:

$$VPN = \sum_t \frac{Fe_t}{(1+i)^t}$$

Donde: VPN = Valor Presente Neto

Fe_t = Flujo de efectivo para el tiempo t

6.2 ESTIMADO DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL

Una vez que el análisis técnico inicial ha mostrado que la inversión puede ser factible, se debe realizar un primer estimado de los costos de inversión, seguido del cálculo de los costos de operación.

Los métodos utilizados para la estimación de la inversión de capital están basados principalmente en analogías de plantas ya existentes.

Una técnica ya probada para la estimación de la inversión, es subdividir el proyecto en requerimientos dentro y fuera de límites de batería.

Dentro de límites de batería.- Denota todas las facilidades requeridas para producir el producto deseado.

Fuera de límites de batería.- Son todas las facilidades que normalmente no se encuentran localizadas dentro de la planta de proceso. Estas incluyen el suplemento de vapor, energía eléctrica, combustibles gaseosos, sólidos o líquidos, agua, aire comprimido, y aire para instrumentos. Además, este grupo incluye almacenamiento de materias primas y productos semiterminados, algunas otras facilidades como edificios administrativos, laboratorios, estacionamientos, protección contra incendios, caminos, plantas de poder, disposición de residuos.

En términos de costos, se debe hacer una tentativa para decidir de que orden de magnitud se desea la estimación de costos. Por supuesto, dicho estimado es inexacto, pero más adelante será fácil decidir si es factible hacer un estimado más preciso. La aproximación estimada de costos de inversión se subdivide en métodos “preliminares”, métodos “intermedios” y métodos “detallados”.

TABLA 6.1 PRECISIÓN DE LOS METODOS DE ESTIMACIÓN DE COSTOS E INFORMACIÓN REQUERIDA

Método	Información requerida	Precisión
Preliminar	<ul style="list-style-type: none"> • Bases de diseño • Tipo de proceso • Capacidades 	±20% a ±40%
Intermedios	<ul style="list-style-type: none"> • Bases de diseño • Costo de equipos individuales • Balances de materia y energía 	±15% a ±20%
Detallados	<ul style="list-style-type: none"> • Estimación detallada de costos punto por punto 	±15% a ±7%

6.2.1 Métodos preliminares de estimación de la Inversión

Los métodos preliminares nos permiten calcular fácilmente el monto de la inversión con una precisión entre ±20% y ±40%.

Algunos de los métodos preliminares, para la estimación del costo de una planta, son los siguientes:

6.2.1.1 Factor de complejidad

En este método los procesos son clasificados de acuerdo a su complejidad, como de baja, media o alta complejidad. Los costos de inversión dependen del factor de complejidad y de la capacidad requerida de la planta, y son determinados mediante datos empíricos derivados de otras plantas de proceso. Las unidades auxiliares y de servicios se toman a cuenta añadiendo un 45%. Este método tiene la ventaja de que permite un estimado de la inversión de capital en las primeras etapas del proyecto cuando sólo existe poca información disponible.

6.2.1.2 Relaciones de productividad

Este método permite estimar costos sin información del proceso, únicamente utilizando información disponible en el mercado, tal como precio del producto y volumen de ventas.

Basados en plantas existentes, la relación de productividad se determina dividiendo la ganancia anual, entre los costos de inversión. Una relación de productividad determinada estadísticamente y una ganancia esperada, son utilizados para estimar el costo de inversión para una nueva planta. Las relaciones de productividad para la industria química están entre 1.2 y 1.5. Se pueden encontrar varios datos estadísticos para plantas individuales, compañías, o todo un sector industrial.

6.2.1.3 Coeficientes de escalamiento

La utilización de exponentes de escalamiento (exponentes costo VS capacidad), permite una estimación de la inversión relativamente acertada. Esta técnica está basada en los costos de planta ya existentes. Los exponentes se utilizan para estimar la inversión para el proceso planeado, como una función de la capacidad de la planta.

Algunos costos de inversión para plantas de proceso son publicados continuamente, y pueden ser usados para una estimación de costos inicial.

Cuando se utilizan factores de escalamiento específicos, se debe de puntualizar que el error en la estimación crece conforme crece el factor de escalamiento. Este tipo de cálculos generalmente nos proporcionan resultados aceptables para factores de escalamiento de hasta 1:3. Además, dicho método varía con los avances tecnológicos y cambios en los procesos, equipo, técnicas, etc.

6.2.1.4 Métodos comparativos.

Cuando existen datos disponibles sobre una planta existente, similar a la que se planea, los costos de inversión de la antigua planta pueden ser obviamente utilizados para calcular el costo de la nueva planta.

Para esto se requiere de la siguiente información:

- Capacidad de producción
- Tiempo de construcción
- Costos de inversión (dentro y fuera de límites de batería)
- Localización

La inversión dentro y fuera de límites de batería, es determinada utilizando exponentes de escalamiento. La estimación de la inversión fuera de límites de batería debe, sin embargo, estar precedida por un análisis crítico de los servicios auxiliares requeridos. Los resultados son adaptados entonces haciendo uso de índices de localización para ajustar lo siguiente:

- Localización de la construcción
- Situación económica de la industria
- Impuestos
- Mercado
- Mano de obra

6.2.2 Métodos intermedios para la estimación del costo de una planta

6.2.2.1 Método basado en factores de Lang

Si el proceso se encuentra bien caracterizado, las capacidades requeridas para los hornos, equipo y maquinaria pueden ser especificados en diagramas de flujo preliminares. Estas especificaciones cubren los puntos principales de la planta, tales como hornos, columnas, filtros, reactores, cambiadores de calor, recipientes y maquinaria. El estimador

puede determinar los costos para tales equipos u obtenerlos de los proveedores.

Lang utilizó análisis de costos de plantas existentes, para derivar factores de multiplicación que permiten la determinación de los costos de inversión para unidades de proceso dentro de límites de baterías, si el costo de los principales equipos se conoce. Estos factores dependen del tipo de planta de que se trate. Lang distingue tres tipos de plantas de acuerdo al estado de agregación de las materias primas y productos: las que manejan sólidos, sólidos-fluidos, y las que manejan fluidos únicamente.

Si los costos para los componentes principales de la planta se toman como 100, el costo total de la planta de proceso se puede encontrar multiplicando por 3.1 (para una planta que procesa sólidos), 3.63 (para una planta que procesa sólidos y fluidos), o 4.74 (para una planta que procesa fluidos).

Existen varias modificaciones al método de Lang, como lo es la modificación de Chilton y Hand, la de Burgert, Miller, entre otros.

6.2.2.2 Técnica modular de Gurthrie

Esta técnica, también basada en el método de Lang, es una de los mejores métodos de aproximación que utilizan factores. Primeramente, el proyecto es dividido en seis diferentes módulos:

Cinco módulos directos:

- Procesos químicos
- Manejo de sólidos
- Preparación de sitio
- Estructuras industriales
- Servicios auxiliares fuera de límites de batería.

Un módulo indirecto:

- Costos indirectos del proyecto

Los costos claves para los módulos directos son determinados primero. Para el módulo de “proceso químicos”, esto incluye costo de maquinaria y equipo. El costo clave de los módulos directos se multiplica por un factor que nos da el costo total del módulo. La suma de los costos totales de los módulos individuales, nos da el costo de la inversión dentro y fuera de límites de batería.

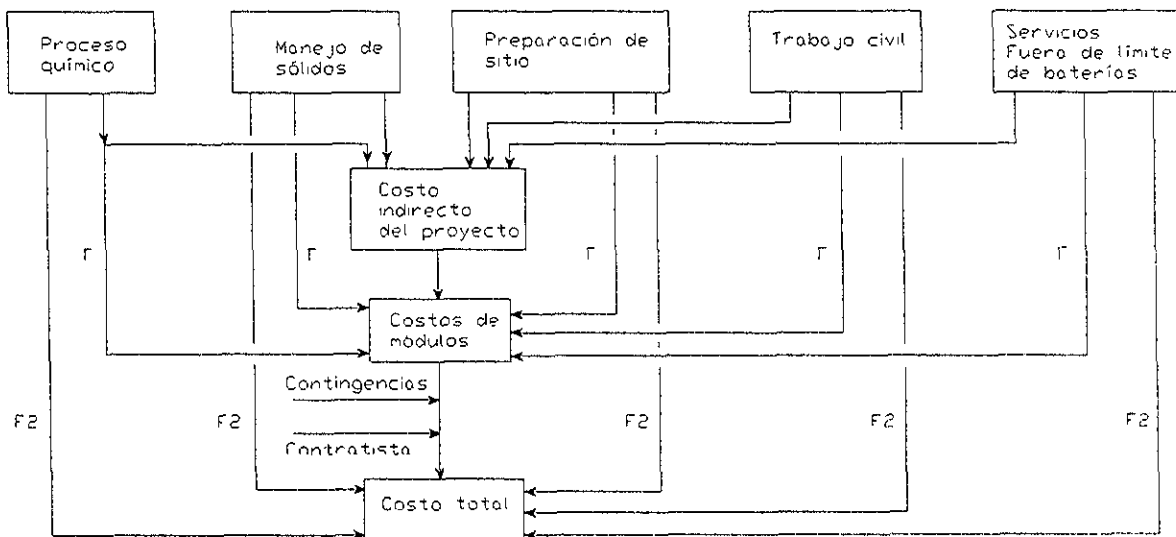


Fig. 6.2 Técnica modular de Guthrie para la estimación del costo de una planta

Guthrie propone varios métodos para calcular el costo de equipo para un módulo. Los factores de multiplicación requeridos para esto no sólo incluyen el tamaño del equipo y el material del equipo, sino también incluyen efectos indirectos.

6.2.3 Métodos detallados de estimación costos de plantas

6.2.3.1 Cálculo punto por punto.

Cuando los métodos detallados de estimación del costo de una planta no nos proveen de la suficiente precisión, la única alternativa es calcular los costos de inversión punto por punto, algo que se conoce como “check list”, en donde cada uno de los componentes individuales de la planta de proceso es evaluado. Además, se debe especificar el costo del equipo y el trabajo de ingeniería que se realiza.

6.2.4 Inversión para el tratamiento propuesto

El costo total para la integración del proceso de tratamiento de sosas gastadas mediante CO₂, será evaluado con la ayuda de uno de los métodos preliminares de estimación, el método de K.M. Guthrie. Este método es aplicable para esta etapa de desarrollo en que se encuentra el proyecto.

En los anexos se muestra el detalle de la inversión necesaria por equipo, para ser integrados a la planta existente, esta inversión incluye aspectos como: costo de equipo, materiales de construcción, labor de instalación, costos indirectos, factores de integración fuera de límites de batería, entre otros puntos.

Una vez definidos los costos para la integración de cada equipo, estos son sumados, para componer el total de la inversión requerida por este proceso. De tal manera que tenemos los siguientes datos:

R-901	\$	117,877		
R-902	\$	91,876		
F-901	\$	41,249		
EV-901	\$	72,432		
RK-901	\$	322,581		
C-901, C-902, U-901	\$	186,653		
GA-914	\$	6,541	Inversión dentro de	
EA-904	\$	7,566	límite de baterías	\$ 846,775
<i>Integración</i>	\$	59,274		
Inversión total*	\$	906,049		

* Cantidades en dólares

6.3 COSTOS DE OPERACIÓN

Como he mencionado previamente, uno de los criterios del desempeño económico aplicable en este estudio es el costo de operación de las distintas alternativas. El cálculo de los costos de operación está basado en costos de operación representativos de las industrias químicas, los cuáles siguen patrones similares entre ellas.

Uno de los puntos para este cálculo es el consumo de servicios auxiliares y materias primas ^{39, 40}:

TABLA 6.3 CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES Y MATERIAS PRIMAS

Consumo de servicios auxiliares

	UNIDAD	S/Unidad	Unidades/día	S/día	S/año
Energía eléctrica	kW	0.03	320	9.6	\$ 3,168.00
Vapor de media	ton	9.54	4.32	41.2	\$ 13,600.22
Agua de enfriamiento	m ³	0.028	6.7	0.2	\$ 61.91
Gas combustible	MM Btu	2	13.7	27.4	\$ 9,042.00
Total					\$ 25,872.13

Materias primas

	UNIDAD	S/Unidad	Unidades/día	S/día	S/año
CO ₂	ton	10	2	20.0	\$ 6,600.00
Total					\$ 6,600.00

Inversión	\$ 846,775	ISBL
Integración	\$ 59,274	OSBL
	\$ 906,049	Total

1 Costo de materias primas	\$ 6,600
2 Crédito por subproductos	-\$ 143,180
3 Servicios auxiliares	\$ 25,872
4 Mano de obra de operación	
No. operari 3	
8 horas \$3.38/hr	\$ 26,770
5 Suministros de operación	\$ 2,677
6 M.O. Laboratorio de control	\$ 2,677
7 M.O. de mantenimiento	\$ 25,403
8 Materiales de mantenimiento	\$ 25,403
9 Dirección y supervisión de planta	\$ 8,227
10 Impuestos y seguros	\$ 18,121
11 Depreciación (15 años)	\$ 60,403
12 Gastos generales	
(Administración, gastos de ventas e investigación)	\$ 7,159

Costo total de producción anual	\$ 66,133
--	------------------

Costo de operación unitario por barril (330 días/año)	\$ 3.34
--	----------------

6.4 INGRESOS

En el caso de que se opte por la comercialización de la fase orgánica resultante del proceso de neutralización, se tendrían ganancias anuales representadas en la tabla mostrada a continuación. En dicha tabla, también muestra la ganancia obtenida de la regeneración de sosa gastada, considerada como un subproducto del tratamiento propuesto.

TABLA 6.4 INGRESOS GENERADOS DE LA COMERCIALIZACIÓN DE ORGÁNICOS Y REGENERACIÓN DE SOSA FRESCA

Ingresos	Producción (ton/día)	Precio \$/ton	\$/día	\$/año
Sosa regenerada al 18%	6.36	68.22	\$ 433.88	\$ 143,180
Acidos cresílicos	1.13	176	\$ 198.88	\$ 65,630

6.5 VALOR PRESENTE NETO

En la tabla siguiente se muestra el detalle de los flujos de efectivo calculado para 15 años (depreciación de la planta), a partir de los cuales se puede establecer el criterio del VPN para este proyecto.

Capítulo VI

Evaluación Económica

TABLA 6.5 DETALLE DE FLUJOS DE EFECTIVO PARA EL CÁLCULO DE VPN DEL PROYECTO.

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 906,049	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 906,049	-\$ 906,049	-\$ 906,049
1		\$ 65,630	\$ 66,133	\$ 60,403	\$ 59,901	\$ 49,917	-\$ 856,132
2		\$ 78,756	\$ 79,359	\$ 60,403	\$ 59,800	\$ 41,528	-\$ 814,604
3		\$ 94,508	\$ 95,231	\$ 60,403	\$ 59,680	\$ 34,537	-\$ 780,067
4		\$ 113,409	\$ 114,277	\$ 60,403	\$ 59,535	\$ 28,711	-\$ 751,356
5		\$ 136,091	\$ 137,133	\$ 60,403	\$ 59,362	\$ 23,856	-\$ 727,500
6		\$ 163,309	\$ 164,559	\$ 60,403	\$ 59,153	\$ 19,810	-\$ 707,689
7		\$ 195,971	\$ 197,471	\$ 60,403	\$ 58,903	\$ 16,439	-\$ 691,250
8		\$ 235,166	\$ 236,966	\$ 60,403	\$ 58,603	\$ 13,629	-\$ 677,621
9		\$ 282,199	\$ 284,359	\$ 60,403	\$ 58,243	\$ 11,288	-\$ 666,333
10		\$ 338,638	\$ 341,230	\$ 60,403	\$ 57,811	\$ 9,337	-\$ 656,996
11		\$ 406,366	\$ 409,477	\$ 60,403	\$ 57,293	\$ 7,711	-\$ 649,285
12		\$ 487,639	\$ 491,372	\$ 60,403	\$ 56,671	\$ 6,356	-\$ 642,929
13		\$ 585,167	\$ 589,646	\$ 60,403	\$ 55,924	\$ 5,227	-\$ 637,703
14		\$ 702,201	\$ 707,576	\$ 60,403	\$ 55,028	\$ 4,286	-\$ 633,417
15		\$ 842,641	\$ 849,091	\$ 60,403	\$ 53,953	\$ 3,502	-\$ 629,915
VPN=						-\$ 629,915	

El VPN para las demás alternativas puede encontrarse en la sección de ANEXOS.

6.6 COMPARACIÓN CON LOS DISTINTOS PROCESOS

Una vez que tenemos evaluados los principales indicadores económicos para cada una de las diferentes alternativas, podemos agruparlos en las siguientes tablas:

TABLA 6.6 CRITERIOS DE EVALUACIÓN PARA LOS TRATAMIENTOS PRIMARIOS.

<i>Tratamientos primarios</i>	<i>VPN</i>	<i>Inversión</i>	<i>Costos de operación</i>	<i>Costo por barril</i>
<i>Neutralización con CO₂</i>	-\$ 577,264	\$ 906,049	\$ 61,921	\$ 3.1
<i>Incineración</i>	-\$ 834,802	\$ 119,917	\$ 60,181	\$ 3.0
<i>Neutr. con CO₂ (sin ingreso por ácidos creosólicos)</i>	-\$ 1,397,644	\$ 906,049	\$ 61,921	\$ 3.1
<i>Oxidación húmeda con aire</i>	-\$ 3,812,058	\$ 1,358,446	\$ 230,163	\$ 11.6
<i>Inyección en pozos profundos</i>	-\$ 8,598,150	\$ -	\$ 687,852	\$ 34.7
<i>Planta existente</i>	-\$ 11,807,018	\$ 3,000,000	\$ 779,369	\$ 39.4

TABLA 6.7 CRITERIOS DE EVALUACIÓN PARA POSTRATAMIENTOS

<i>Postratamientos</i>	<i>VPN</i>	<i>Inversión</i>	<i>Costos de operación</i>	<i>Costo por barril</i>
<i>Incineración</i>	-\$ 834,802	\$ 119,917	\$ 60,181	\$ 3
<i>Extracción liq-liq</i>	-\$ 1,511,078	\$ 692,495	\$ 148,385	\$ 7.5
<i>Oxidación con peróxido de hidrógeno</i>	-\$ 1,736,037	\$ 42,611	\$ 202,167	\$ 10.2
<i>Oxidación con UV</i>	-\$ 1,830,629	\$ 395,000	\$ 124,700	\$ 6.3
<i>Adsorción con resinas</i>	-\$ 7,710,439	\$ 24,417	\$ 681,121	\$ 34.4

7 CONCLUSIONES

7.1 RESUMEN

7.1.1 Evaluación técnica

Una vez examinadas las distintas tecnologías existentes para el tratamiento de las sosas gastadas, podemos decir que un solo tratamiento no es suficiente para alcanzar las concentraciones requeridas en el efluente a descargas, se necesitan acoplar 2 o más tratamientos para dicho fin.

Ciertos equipos de la planta existente, pueden ser utilizados por el proceso que proponemos, tales equipos son principalmente tanques de almacenamiento, bombas, y compresores, lo que elimina la necesidad de solicitar algunos equipos nuevos para este proceso.

El único residuo del proceso de neutralización con CO_2 , es el agua condensada del evaporador, resultante de la concentración de la sosa regenerada, y ésta es alrededor de 20 barriles por día, lo que viene siendo la tercera parte del efluente original. Cabe decir, que esta agua todavía no cumple con la concentración de fenoles necesaria para su descarga, por lo que es necesario su tratamiento o reutilización dentro de la refinería. Uno de los tratamientos, para esta agua, que están siendo probados en la UNAM, con buenos resultados, es la oxidación con peróxido de hidrógeno. De esta manera, los dos tratamientos, la neutralización con CO_2 , seguida de una oxidación con peróxido de hidrógeno se plantean como una solución para el problema del tratamiento de las sosas gastadas. Otra posible solución para la disposición del agua condensada del evaporador,

según la experiencia de Merichem Co. ^{7, 50}, que por más de 40 años se ha dedicado al tratamiento de este desecho, es su utilización como agua de repuesto para torres de enfriamiento, ya posee un bajo contenido de minerales.

Cabe destacar que una de las dificultades o riesgos técnicos que puede presentar este proyecto es el manejo de sólidos, una tarea deberá ser evaluada con mayor detenimiento en subsecuentes etapas de este proyecto.

7.1.2 Evaluación económica

Se ha visto que, dado que el tratamiento de las sosas gastadas se trata de un proceso indispensable de aplicar, se debe tener presente que el beneficio que representa es un beneficio ecológico, y no económico. Sin embargo, esto no implica, que no se busque el proceso de tratamiento más económico.

El criterio de evaluación aplicable para este caso es el del Valor Presente Neto, el cuál nos dirá el costo neto (puesto que se trata de un valor negativo para todas las aplicaciones analizadas), a lo largo de 15 años, expresado en términos de la moneda actual. Este criterio toma en cuenta tanto la inversión, como los costos de operación, posibles ingresos, y la depreciación del equipo a lo largo su periodo de vida útil. El criterio de VPN nos dice que la opción a elegir, de distintas alternativas, bajo riesgos similares, es aquella que presente un mayor VPN.

Las tablas 6.6 y 6.7 muestran los datos de VPN para cada una de las alternativas existentes en el tratamiento de las sosas gastadas.

Al examinar estos valores, podemos observar que la alternativa que proponemos tiene el mayor de los VPN, lo que la convierte en la opción

más económica presentada en este estudio. Esto se debe a que cuenta con uno de los más bajos costos de operación, derivados, principalmente del crédito obtenido por subproductos. En este caso el subproducto obtenido, es la sosa regenerada, lo cual implica un ahorro en el consumo de sosa requerida por otras plantas. Por otro lado, en el caso de que se opte por la comercialización de la fase orgánica, se tendrá un ingreso adicional, algo que no sucede en las demás alternativas, y este ingreso influye de manera favorable en el Valor Presente Neto del proyecto.

7.2 RECOMENDACIONES


Una de las reflexiones resultantes de la evaluación económica, es que resulta recomendable la comercialización de los orgánicos recuperados durante la reacción de neutralización, ya que esto disminuirá, considerablemente los costos totales (alrededor de \$60,000 USD por año) relacionados con la aplicación de este proceso.

Utilizar el agua generada por el evaporador, en la dilución de sosa utilizada en otras unidades de la refinería. La sosa que se adquiere, generalmente, con un 50 % en peso, y se utiliza en concentraciones menores al 20 % en peso, por lo que requiere ser diluida previamente.


Asimismo, se recomienda evaluar los resultados que se deriven del postratamiento con peróxido de hidrógeno aplicado al agua generada con el proceso propuesto, este es un estudio que se está realizando de manera paralela a la presente tesis.

Por otro lado se deberá profundizar en el estudio de la reacción de calcinación de carbonatos, ya sea con el proveedor contactado, o con alguna otra alternativa.

	Octubre	Octubre	Noviembre	Noviembre	Diciembre	Diciembre	Enero	Enero	Febrero	Febrero	Marzo	Marzo	Abril	Abril
Elaboración de anteproyecto de tesis														
Revisión de los procesos de tratamiento utilizados por otras compañías														
Revisión bibliográfica														
Diseño experimental														
Implementación de correcciones al diseño experimental														
Pruebas escala laboratorio														
Pruebas escala piloto														
Análisis y tratamiento de la información obtenida														
Obtención de información para bases de diseño														
Visitas y entrevistas en la refinería de Salamanca														
Diseño preliminar del proceso industrial														
Elaboración de diagrama de flujo de proceso														
Dimensionamiento y selección de equipo														
Lista de equipo														
Análisis de la inversión														
Estudio económico														
Trabajo de escritorio														



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO



Avance de actividades

Facultad de Química Conjunto E. Laboratorio 212

8 ANEXOS

8.1 MEMORIAS DE CÁLCULO DE EQUIPO ³⁶⁻⁴⁹

8.1.1 Reactor de neutralización

Durante los experimentos realizados en laboratorio, se observó que una de las variables controlantes de la reacción de neutralización es el área de contacto gas-líquido. Uno de los equipos que maximizan esta variable son los reactores agitados por medio de impulsores. A continuación se presentan algunos criterios de diseño para este equipo:

- Impulsor:

Las turbinas de tipo de cuchilla plana son las más utilizadas para la dispersión gas-líquido, el número estándar de cuchillas es 6 o 4. Este tipo de impulsor produce gran turbulencia, la cual rompe las burbujas. El gas es admitido por debajo del impulsor a través de un anillo con agujeros en la parte superior, el diámetro del anillo es aproximadamente 0.8 veces el diámetro del impulsor.

- Posición del impulsor:

A partir del fondo $D/6$. Localizar el distribuidor por debajo del impulsor. Diámetro del impulsor $D/6$. Ancho de las cuchillas $D/15$.

- Las velocidades comercialmente disponibles de los motores son 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 190 y 360 r.p.m.

- Dimensiones del reactor

Las relación L/D recomendada para tanques agitados para dispersión de gas es $L/D=1.8^{22}$

La altura del líquido $h_L = D$ (diámetro del tanque)

- Potencia requerida

La potencia requerida para dispersión gas-líquido es aproximadamente:

5-10 HP/1000 gal.

TABLA 5.1 VELOCIDAD SUPERFICIAL EN DISPERSIÓN GAS-LÍQUIDO

0.1-0.2 ft/s	Utilizadas cuando el grado de dispersión no es crítico al proceso.	Típico para situaciones en las que la transferencia de masa no es limitante
0.3-0.5 ft/s	Utilizadas cuando se requiere una dispersión moderada	Una velocidad de 0.5 ft/s conducirá pequeñas burbujas hacia la pared del recipiente, proveerá de una recirculación de las burbujas hacia el impulsor.
0.6-1.0 ft/s	Utilizadas cuando se requiere una rápida transferencia de masa	Una velocidad de 1.0 ft/s maximizará el área interfacial y la recirculación de las burbujas dispersas a través del impulso.

- Material

Para la temperatura y la solución trabajada un reactor de acero al carbón es suficiente.

- Coeficiente global de transferencia de calor para serpentín interno calentado con vapor $U = 120 - 400 \text{ Btu}/(\text{h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F})$

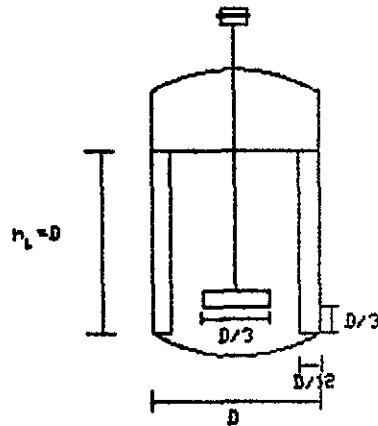
Diseño de reactor de neutralización

Volumen a neutralizar

$$V_L := 9.54 \text{ m}^3 \quad V_L = 2520 \text{ gal} \quad V_L = 60 \text{ bbl}$$

2 tapas tipo Toriesféricas ASME F & D

Sistema de ecuaciones (basadas en criterios de diseño y ecuaciones elementales):



Given

$$V_{\text{Tapa}} = 9.246021 \cdot 10^{-2} \cdot D^3 \quad \frac{L}{D} = 1.8 \quad V_L = 2 \cdot V_{\text{Tapa}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_L \quad h_L = D$$

Resultados

$$D = 84 \text{ in} \quad L = 150 \text{ in} \quad D = 2.134 \text{ m} \quad L = 3.81 \text{ m}$$

$$\frac{L}{D} = 1.786 \quad V_{\text{Reactor}} = 4079 \text{ gal} \quad V_{\text{Reactor}} = 97 \text{ bbl} \quad V_{\text{Tapas}} = 480 \text{ gal} \quad V_{\text{Reactor}} = 15.44 \text{ m}^3$$

Given

$$V_L = V_{\text{Tapa}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_L$$

$$h_L = 95 \text{ in}$$

$$\rho = 1.15 \frac{\text{gm}}{\text{cm}^3}$$

$$\text{Presión_hidrostática} = \rho \cdot g \cdot h_L$$

$$\text{Presión_hidrostática} = 0.278 \frac{\text{kgf}}{\text{cm}^2}$$

$$\text{holdup} = 0.2004$$

Given

$$[V_L (1 + \text{holdup}) - V_{\text{Tapas}}] = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_L$$

$$V_{\text{Tapas}} = 480 \text{ gal}$$

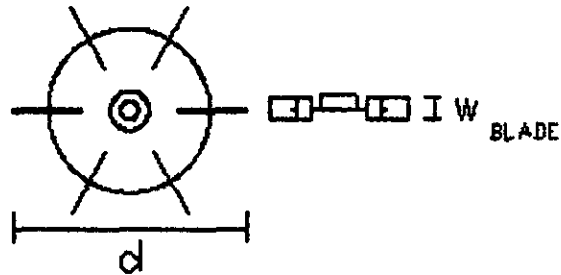
$$\text{Find}(h_L) = 106.083 \text{ in}$$

Características del impulsor basadas en criterios de diseño

$$d := \frac{D}{3} \quad h_{\text{impulsor}} := \frac{D}{3} \quad w_{\text{blade}} := \frac{D}{15} \quad w_{\text{baffle}} := \frac{D}{12} \quad B_{\text{offset}} := \frac{w_{\text{baffle}}}{6}$$

Resultados del impulsor

$$\begin{bmatrix} d \\ h_{\text{impulsor}} \\ w_{\text{blade}} \\ w_{\text{baffle}} \\ B_{\text{offset}} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.711 \\ 0.711 \\ 0.142 \\ 0.178 \\ 0.03 \end{bmatrix} \text{ m}$$



Poder requerido para agitación del reactor

a) Basado en criterios de diseño

$$P := 7 \cdot V_L \frac{\text{hp}}{1000 \cdot \text{gal}} \quad V_L = 2520.2 \text{ gal}$$

$$P = 18 \text{ hp}$$

Poder requerido para agitación libre de gas Capítulo 10 M. Wallas

Datos

Velocidad superficial

$$v_s := 1 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Velocidad del impulsor

RPM

$$N := \begin{bmatrix} 100 \\ 125 \\ 155 \\ 190 \\ 320 \end{bmatrix}$$

Datos de la solución

$$\mu := 25 \text{ cP}$$

$$S := 1.12$$

$$\rho_L := 69.919 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Q := v_s \cdot D^2 \frac{\pi}{4}$$

$$Q = 38.5 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Números adimensionales

$$N_{Q_i} := 1.037 \cdot 10^5 \frac{Q}{N_i \cdot d^3}$$

$$N_Q = \begin{bmatrix} 1.818 \\ 1.454 \\ 1.173 \\ 0.957 \\ 0.568 \end{bmatrix}$$

$$N_{Re} := 10.75 \cdot N \cdot d^2 \frac{S}{\mu}$$

$$N_{Re} = \begin{bmatrix} 3.776 \cdot 10^4 \\ 4.72 \cdot 10^4 \\ 5.852 \cdot 10^4 \\ 7.174 \cdot 10^4 \\ 1.208 \cdot 10^5 \end{bmatrix}$$

$$N_{P_i} := 1.523 \cdot 10^{13} \frac{P_i}{d^5 \cdot S \cdot (N_i)^3}$$

Para $N_{P_i} = 5$

Potencia requerida libre de gas = P correspondiente a N revoluciones por minuto.

$$N = \begin{bmatrix} 100 \\ 125 \\ 155 \\ 190 \\ 320 \end{bmatrix} \quad P = \begin{bmatrix} 6.3 \\ 12.4 \\ 23.6 \\ 43.4 \\ 207.2 \end{bmatrix} \quad \text{HP}$$

Poder requerido en presencia de gas:

Relación P/P_g = φ

Obtenido de tabla Loung and Volesky, AICHE J. 25, 893 (1979)

$$\begin{array}{c} \frac{Q}{N_i \cdot d^3} \\ \hline 0.0303 \\ 0.0242 \\ 0.0195 \\ 0.0159 \\ 0.0095 \end{array} \quad \phi := \begin{bmatrix} 0.55 \\ 0.6 \\ 0.63 \\ 0.7 \\ 0.88 \end{bmatrix} \quad P_{g_i} := P_i \cdot \phi_i \quad P_g = \begin{bmatrix} 3.5 \\ 7.4 \\ 14.8 \\ 30.4 \\ 182.3 \end{bmatrix} \quad N = \begin{bmatrix} 100 \\ 125 \\ 155 \\ 190 \\ 320 \end{bmatrix}$$

Dimensionamiento de serpentín de calentamiento interno

Datos:

$$U := 100 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{R} \cdot \text{hr}} \quad C_p := 0.88 \frac{\text{cal}}{\text{gm} \cdot \text{K}} \quad T_1 := 311 \cdot \text{K} \quad W := 10779 \cdot \text{kg} \quad t_{\text{cal}} := 2 \cdot \text{hr} \\
 T_2 := 333 \cdot \text{K} \quad \lambda_{\text{vap}} := 818.2 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \quad @ 273 \text{ psi}$$

$$\text{LMTD} := \frac{(210 - 38) - (210 - 60)}{\ln\left(\frac{210 - 38}{210 - 60}\right)} \cdot \text{K} \quad \text{LMTD} = 160.7 \cdot \text{K}$$

$$Q_{\text{cal}} := W \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad Q_{\text{cal}} = 8.281 \cdot 10^5 \text{ BTU}$$

A partir del calor latente cedido por el vapor podemos calcular el flujo de vapor

Given

$$F_{\text{vapor}} \cdot \lambda_{\text{vap}} \cdot t_{\text{cal}} = Q_{\text{cal}} \quad \text{Find}(F_{\text{vapor}}) = 229,544 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Área requerida para calentamiento:

Given

$$\frac{Q_{\text{cal}}}{t_{\text{cal}}} = U \cdot A \cdot \text{LMTD} \quad \text{Find}(A) = 1.329 \cdot \text{m}^2$$

8.1.2 Reactor de Caustización

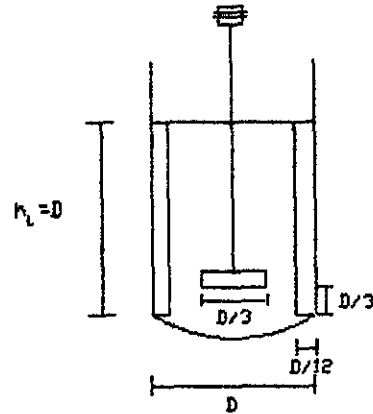
Diseño de reactor de caustización

Volumen de caustización

$$V_L := 54.65 \text{ bbl} \quad V_L = 2295 \text{ gal} \quad V_L = 8.689 \text{ m}^3$$

1 tapa tipo Toriesférica ASME F & D

Sistema de ecuaciones (basadas en criterios de diseño y ecuaciones elementales):



Given

$$V_{\text{Tapa}} = 9.246021 \cdot 10^{-2} \cdot D^3 \quad \frac{L}{D} = 1.2 \quad V_L - V_{\text{Tapa}} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h_L \quad h_L = D$$

Resultados

$$D = 84 \text{ in} \quad L = 102 \text{ in} \quad D = 2.134 \text{ m} \quad L = 2.591 \text{ m}$$

$$\frac{L}{D} = 1.214 \quad V_{\text{Reactor}} = 2689 \text{ gal} \quad V_{\text{Reactor}} = 64 \text{ bbl} \quad V_{\text{Tapa}} = 242 \text{ gal} \quad V_{\text{Reactor}} = 10.178 \text{ m}^3$$

Given

$$V_L - V_{\text{Tapa}} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h_L$$

$$h_L = 85.6 \text{ in}$$

$$\text{holdup} := 0.2004$$

Given

$$\left[V_L (1 + \text{holdup}) - V_{\text{Tapas}} \right] = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h_L \quad V_{\text{Tapas}} = 484 \text{ gal}$$

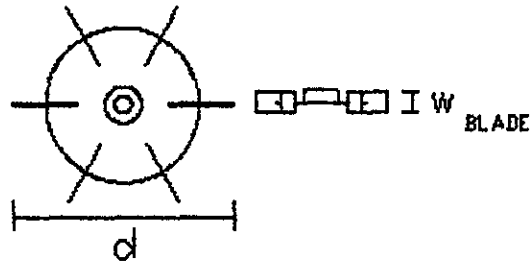
$$\text{Find}(h_L) = 94.696 \text{ in}$$

Características del impulsor basadas en criterios de diseño

$$d := \frac{D}{3} \quad h_{\text{impulsor}} := \frac{D}{3} \quad w_{\text{blade}} := \frac{D}{15} \quad w_{\text{baffle}} := \frac{D}{12} \quad B_{\text{offset}} := \frac{w_{\text{baffle}}}{6}$$

Resultados del impulsor

$$\begin{bmatrix} d \\ h_{\text{impulsor}} \\ w_{\text{blade}} \\ w_{\text{baffle}} \\ B_{\text{offset}} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.711 \\ 0.711 \\ 0.142 \\ 0.178 \\ 0.03 \end{bmatrix} \text{ m}$$



Potencia requerida para mantener suspendidos los sólidos:

a) método de Oldshue (1983)

Datos

$$V_L = 2295 \text{ gal} \quad \text{Velocidad de asentamiento de sólidos} \quad v := 15 \frac{\text{ft}}{\text{min}}$$

$$\frac{h_L}{D} = 1 \quad \text{Contenido de sólidos} \quad 18 \%$$

Factores utilizados

$$F_1 := 2.4 \quad F_2 := 1.1 \quad F_3 := 7.5 \quad F_4 := F_1 \cdot F_2 \cdot F_3 \quad F_4 = 19.8$$

Potencia requerida 15-HP

b) Capítulo 10 M.Wallas

Velocidad superficial

$$v_s := 0.6 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Velocidad del impulsor
RPM

$$N := \begin{bmatrix} 56 \\ 84 \\ 125 \\ 155 \\ 190 \end{bmatrix}$$

Datos de la solución

$$\mu := 25 \text{ cP}$$

$$S := 1.16$$

$$\rho_L := 72.4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Q := v_s \cdot D^2 \frac{\pi}{4}$$

$$Q = 23.1 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Numeros adimensionales

$$N_{Q_i} := 1.037 \cdot 10^5 \cdot \frac{Q}{N_i \cdot d^3}$$

$$N_Q = \begin{bmatrix} 1.948 \\ 1.299 \\ 0.873 \\ 0.704 \\ 0.574 \end{bmatrix}$$

$$N_{Re} := 10.75 \cdot N \cdot d^2 \frac{S}{\mu}$$

$$N_{Re} = \begin{bmatrix} 2.19 \cdot 10^4 \\ 3.285 \cdot 10^4 \\ 4.888 \cdot 10^4 \\ 6.061 \cdot 10^4 \\ 7.43 \cdot 10^4 \end{bmatrix}$$

$$N_{P_i} := 1.523 \cdot 10^{13} \cdot \frac{P_i}{d^5 \cdot S \cdot (N_i)^3}$$

Para $N_P = 5$

Potencia requerida = P correspondiente a N revoluciones por minuto.

$$N = \begin{bmatrix} 56 \\ 84 \\ 125 \\ 155 \\ 190 \end{bmatrix} \quad P = \begin{bmatrix} 1.1 \\ 3.9 \\ 12.8 \\ 24.4 \\ 45 \end{bmatrix} \quad \text{HP}$$

Dimensionamiento de serpentín de enfriamiento interno

Calor de dilución

$$H := 63600 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Peso molecular CaO

$$PM := 56 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$$

Capacidad calorífica de la solución

$$C_p := 0.88 \frac{\text{cal}}{\text{gm} \cdot \text{K}}$$

Datos reactivos

$$W_{\text{CaO}} := 1555 \text{ kg}$$

$$W_{\text{solución}} := 10079 \text{ kg}$$

$$T_{\text{solución}} := 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calor de dilución

$$Q := \frac{W_{\text{CaO}}}{PM} \cdot H$$

$$Q = 1.766 \cdot 10^9 \text{ } \text{eJ}$$

$$C_{p \text{ CaO}} = 37.412 \frac{\text{cal}}{\text{gm} \cdot \text{K}}$$

Calor debido a la mezcla de sólidos calientes con la solución:

Given

$$W_{\text{CaO}} \cdot C_{p \text{ CaO}} \cdot (473 \text{ K} - T_e) - W_{\text{solución}} \cdot C_p \cdot (T_e - 333 \text{ K}) = 0$$

$$T_{\text{eq}} := \text{minerr}(T_e)$$

$$T_{\text{eq}} \text{ } ^\circ\text{C} := \frac{T_{\text{eq}}}{\text{K}} - 273$$

$$T_{\text{eq}} \text{ } ^\circ\text{C} = 181.479$$

$$T_f := \frac{Q}{W_{\text{solución}} \cdot C_p} + T_{\text{eq}}$$

$$T_{\text{deseada}} := (95 + 273) \cdot \text{K}$$

$$T_f \text{ } ^\circ\text{C} = 229.036 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calor removido necesario para bajar la temperatura a 95 °C

$$Q_r := W_{\text{solución}} \cdot C_p \cdot (T_f - T_{\text{deseada}})$$

$$Q_r = 4.977 \cdot 10^9 \text{ } \text{eJ}$$

Flujo de agua de enfriamiento

$$W := 665.3 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \quad C_p := 1 \frac{\text{cal}}{\text{gm} \cdot \text{K}} \quad Q := W \cdot C_p \cdot (43 - 38) \cdot \text{K}$$

$$Q = 1.393 \cdot 10^7 \frac{\text{J}}{\text{min}} \quad \frac{Q_r}{Q} = 5.956 \text{ %hr}$$

Serpentín de enfriamiento:

$$U := 100 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{R}} \quad C_p := 1 \frac{\text{cal}}{\text{gm} \cdot \text{K}} \quad T_1 := 305 \text{ K} \quad T_2 := 316 \text{ K}$$

$$\text{LMTD} := \frac{-(95 - 32) - (95 - 42)}{\ln \left(\frac{95 - 32}{95 - 43} \right)} \cdot \text{K} \quad \text{LMTD} = 52.1 \text{ K}$$

$$Q_{\text{enf}} := W \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad Q_{\text{enf}} = 1.742 \cdot 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Área requerida para enfriamiento:

$$A := \frac{Q_{\text{enf}}}{U \cdot \text{LMTD}} \quad A = 17.3 \text{ m}^2$$

8.1.3 Filtro

Diseño de filtro prensa

Tiempo de filtrado

$$t := 6 \text{ hr}$$

Volumen a filtrar

$$V := 10.3 \text{ m}^3$$

Solución a filtrar

$$\text{Flujo} := \frac{V}{t}$$

$$\text{Flujo} = 28.611 \frac{\text{liter}}{\text{min}}$$

Contenido de sólidos

$$c := \frac{2091 \text{ kg}}{10.3 \text{ m}^3}$$

Resistencia específica

$$\alpha := 2.35 \cdot 10^{11} \frac{\text{m}}{\text{kg}}$$

Presión para filtrar

$$\Delta P := 100 \text{ psi}$$

Datos

$$\mu := 25 \text{ cP}$$

$$\rho_{\text{CaCO}_3} := 150 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Resistencia del material filtrante

$$R_f := \frac{3 \cdot 10^{10}}{\text{m}}$$

Flujo de filtrado

$$Q := \frac{c}{\rho_{\text{CaCO}_3}} \cdot \text{Flujo}$$

$$Q = 0.145 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Volumen de filtrado

$$V_{\text{filtrado}} := \frac{2091 \text{ kg}}{\rho_{\text{CaCO}_3}}$$

$$V_{\text{filtrado}} = 0.87 \text{ m}^3$$

Área requerida para la filtración

Given

$$Q = \frac{A \cdot \Delta P}{\mu \cdot \left(R_f + \alpha \cdot c \cdot \frac{V}{A} \right)}$$

$$A := \text{Find}(A)$$

$$A = 26.8 \text{ m}^2$$

8.1.4 Evaporador

Agua a evaporar

Datos de la solución de sosa a evaporar

$$W_{\text{agua}} := 3181 \cdot \text{kg}$$

$$W_{\text{sol}} := 9543 \cdot \text{kg}$$

$$\text{tiempo} := 6 \cdot \text{hr}$$

$$\lambda_{\text{vap}} := 975 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \text{ @ } 12.7 \text{ psi}$$

$$Cp_{\text{sol}} := 0.88 \frac{\text{cal}}{\text{gm} \cdot \text{K}}$$

$$t_{\text{sol}} := (273 + 90) \cdot \text{K}$$

$$Q_{\text{sensible}} := W_{\text{sol}} \cdot Cp_{\text{sol}} \cdot [(273 + 94) \cdot \text{K} - t_{\text{sol}}]$$

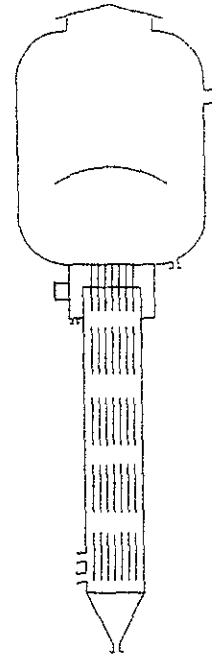
$$Q_{\text{sensible}} = 1.406 \cdot 10^8 \text{ oj}$$

$$Q_{\text{latente}} := W_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{vap}}$$

$$Q_{\text{latente}} = 7.214 \cdot 10^9 \text{ oj}$$

$$Q_{\text{total}} := Q_{\text{sensible}} + Q_{\text{latente}}$$

$$Q_{\text{total}} = 7.355 \cdot 10^9 \text{ oj}$$



A partir del calor latente cedido por el vapor podemos calcular el flujo de vapor

$$\lambda_{\text{cond}} := 818.2 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \text{ @ } 273 \text{ psi}$$

$$F_v := \frac{Q_{\text{total}}}{\lambda_{\text{cond}}}$$

$$F_v = 3.865 \cdot 10^3 \text{ kg}$$

$$F_{\text{vapor}} := \frac{F_v}{\text{tiempo}}$$

$$F_{\text{vapor}} = 644.084 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Área requerida para calentamiento:

Given

$$U := 100 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{R}}$$

$$\text{LMTD} := 117.5 \cdot \text{K}$$

$$Q_{\text{total}} = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

$$\text{Find}(A) = 30.62 \cdot \text{m}^2$$

8.1.5 Condensador

Condensador del evaporador

Vapor a condensar

$$W_{\text{cond}} = 530.167 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$C_{p \text{ vap}} := 1884 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$\lambda_{\text{cond}} := 2.27 \cdot 10^6 \frac{\text{J}}{\text{kg}} @ 95^\circ\text{C}$$

$$C_{p \text{ agua}} := 1 \frac{\text{cal}}{\text{gm} \cdot \text{K}}$$

Calor sensible

$$Q_s := W_{\text{cond}} \cdot C_{p \text{ vap}} \cdot (95 - 70) \cdot \text{K}$$

$$Q_s = 2.497 \cdot 10^7 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

Calor latente

$$Q_L := W_{\text{cond}} \cdot \lambda_{\text{cond}}$$

$$Q_L = 1.203 \cdot 10^9 \frac{\text{J}}{\text{hr}}$$

Given

Agua de enfriamiento para condensador

$$Q_s + Q_L = W_{\text{agua}} \cdot C_{p \text{ agua}} \cdot (43 - 32) \cdot \text{K}$$

$$\text{Find}(W_{\text{agua}}) = 444.561 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$$

Area requerida para condensador

$$\text{LMTD} := \frac{(95 - 32) - (70 - 42)}{\ln\left(\frac{95 - 32}{70 - 42}\right)} \cdot \text{K}$$

$$\text{LMTD} = 41.308^\circ\text{K}$$

$$U := 400 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{R}}$$

$$A := \frac{Q_s + Q_L}{U \cdot \text{LMTD}}$$

$$A = 3.637 \cdot \text{m}^2$$

8.1.6 Horno rotatorio

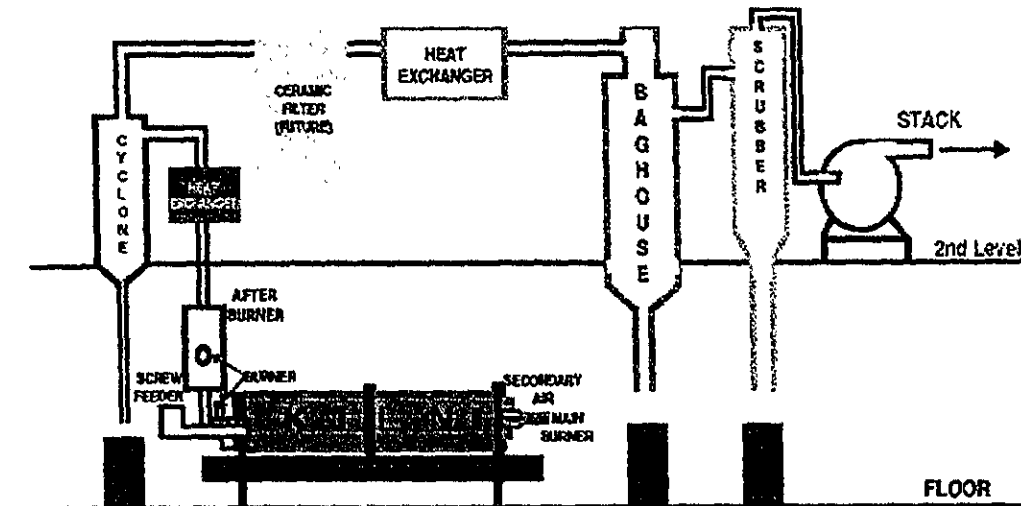
Para el diseño de este equipo, se mandaron los datos requeridos para la calcinación de los carbonatos de calcio, con un proveedor dedicado a la

fabricación de este tipo de equipo. Esta compañía se encuentra ubicada en Canadá y se denomina CETC (CANMET Energy Technology Centre).

Esta compañía propone el siguiente equipo:

Longitud:	4.27 m
Diámetro interno	0.41 m
Diámetro externo	0.66 m
Recubierto con refractario interno que puede resistir temperaturas de hasta 1200 °C.	
Velocidad de rotación	3 a 6 r.p.m.
Alimentación	20 a 200 kg/h

El quemador del horno puede funcionar con gas natural o algún combustible líquido. Los quemadores pueden ser operados manual o automáticamente. Los gases de salida fluyen a contracorriente de la alimentación. El paquete incluye ciclón, bolsa de polvos, postquemador y lavador húmedo de gases.



Esta compañía cobra \$ 1000 USD/día por la realización de pruebas particulares con su equipo. Se requiere de 3 personas para la realización de las pruebas. El costo incluye la elaboración del informe sobre las pruebas con los resultados obtenidos.

Dependiendo del material a calcinar y de los requerimientos para el programa de pruebas, éstas pueden durar desde un día (7 a.m. a 7 p.m.), hasta unos cuantos días, trabajando de manera continua. De hecho las pruebas se corren de manera ininterrumpida para evitar el ciclo de enfriamiento y calentamiento en el refractario.

B.2 INVERSIÓN REQUERIDA POR EQUIPO.

Tag	Descripción	Capacidad (m ³)	Tapas	Material	Agitador (HP)
R-901	Reactor de Neutralización	15.44	ASME F&H	Acero al carbón	20
	Diámetro (m)	T-T (m)	Serpentín interno (m ²)		
	2.134		1.33		

* Incluye costo de agitador

Costo base (dólares)*	\$	Año base	Ene-79	Índice CE	Factor corrección
Corrección a 1999	\$ 14,000		Ene-99	230	1.74
	\$ 24,348			400	
		Factor		Subtotales	
Materiales				\$ 24,347.83	
Tubería	\$ 14,609	0.60			
Concreto	\$ 2,435	0.10			
Acero	\$ 1,948	0.08			
Instrumentos	\$ 2,800	0.12			
Disp. Eléctricos	\$ 1,217	0.05			
Aislamiento	\$ -	0.00			
Pintura	\$ 317	0.01			
Total Materiales	\$ 23,325			\$ 47,673	
Serpentín interno	\$ 800			\$ 48,473	
Instalación	\$ 24,153	0.99		\$ 72,626	
Costos indirectos	\$ 27,270	1.12		\$ 99,896	
Contingencias y contratista	\$ 17,981				

18%

Costo total	\$ 117,877
-------------	------------

Capítulo VIII

ANEXOS

Tag	Descripción	Capacidad (m ³)	Fondo	Material	Agitador (HP)
R-902	Reactor de caustización	10.18	ASME F&H	Acero al carbón	15
	Diámetro (m)	T-T (m)	Serpentín interno (m ²)		
	2.134	2.591	17.3		

* Incluye costo de agitador

		Año base	Índice CE	Factor corrección
Costo base (dólares)*	\$ 11,000		Ene-79 230	1.74
Corrección a 1999	\$ 19,130		Ene-99 400	
		Factor	Subtotales	
Materiales			\$ 19,130	
Tubería	\$ 11,478	0.60		
Concreto	\$ 1,913	0.10		
Acero	\$ 1,530	0.08		
Instrumentos	\$ 2,200	0.12		
Disp. Eléctricos	\$ 957	0.05		
Aislamiento	\$ -	0.00		
Pintura	\$ 249	0.01		
Total Materiales	\$ 18,327		\$ 37,457	
Serpentín interno	\$ 1,800		\$ 39,257	
Instalación	\$ 18,977	0.99	\$ 56,435	
Costos indirectos	\$ 21,426	1.12	\$ 77,861	
Contingencias y contratista	\$ 14,015			

18%

Costo total	\$ 91,876
--------------------	------------------

Tag	Descripción	Área (m ²)	Material		
F-901	Filtro prensa	26.8	Acero recubierto con PVC		
				Indice CE	Factor corrección
Costo base (dólares)*	\$ 10,000	Año base	Ene-79	230	1.74
Corrección a 1999	\$ 17,391		Ene-99	400	
		Factor	Subtotales		
Instalación en campo	\$ 13,739	0.79		\$ 17,391.30	
				\$ 31,130.43	
Costos indirectos	\$ 3,826	0.22			
Contingencias y contratista				\$ 34,956.52	
18%	\$ 6,292				
Costo total					\$ 41,249

Tag	Descripción	Área (m ²)	Material tubos	Interior tubos	Fuera tubos
EV-901	Concentrador de sosa	1.02	Níquel	Sosa	Vapor

* Incluye costos de materiales e instalación

				Indice CE	Factor corrección
Costo base (dólares)*	\$ 20,000	Año base	Ene-79	230	1.74
Corrección a 1999	\$ 34,783		Ene-99	400	
		Factor	Subtotales		
Costo de tubos de níquel	\$ 22,000			\$ 34,783	
				\$ 56,783	
Costos indirectos	\$ 30,157	0.87		\$ 86,939	
Contingencias y contratista	\$ 15,649				
18%					
Costo total					\$ 72,432

Tag	Descripción	Capacidad (kg/h)	Diámetro interno	Diámetro externo	Longitud (m)
RK-901	Horno	200	0.47	0.66	4.27
	Flujo gases (m ³ /h)	Ciclón	Bolsa de polvos	Wet scrubber	Área lateral A (ft ²)
	468				67.865

Costo

$$C = 1000 * (1 + f_g + f_m) \cdot e^{[4.9504 - 0.5827 \cdot \ln(A) + 0.0925 \cdot (\ln(A))^2]}$$

		f _g	f _m	Índice CE	Factor corrección
Costo base (dólares)*	\$ 85,884	0.12	0.25	Jul-85	325
Corrección a 1999	\$ 105,704	Año base		Ene-99	400
		Factor		Subtotales	
				\$ 105,704	
Ciclón	\$ 1,000			\$ 106,704	
Bolsa de polvos	\$ 4,000			\$ 110,704	
Instalación	\$ 44,282	0.40		\$ 154,986	
Costos indirectos	\$ 118,388	1.12		\$ 273,374	
Contingencias y contratista	\$ 49,207				

18%

Costo total	\$ 322,581
-------------	------------

Tag	Descripción	Longitud (ft)
C-901	Banda transportadora	42
C-902	Banda transportadora	42
U-901	Elevador de sólidos	10

Costo de banda transportadora

$$C = 1400 L^{0.66}$$

Costo de elevador sólidos

$$C = 4220 L^{0.63}$$

Costo base (dólares)*	Año base	Indice CE	Factor corrección
2(bandas transportadora: \$ 32,999	Jul-85	325	1.23
1(elevador de sólidos) \$ 18,002	Ene-99	400	
Corrección a 1999 \$ 62,770			
	Factor	Subtotales	
Instalación \$ 25,108	0.40	\$ 62,770	
Costos indirectos \$ 70,303	1.12	\$ 87,878	
Contingencias y contratista \$ 28,473		\$ 158,181	
18%			
		Costo total	\$ 186,653

Tag	Descripción	Capacidad (l/min)	ΔP (kg/cm ²)	Material		
GA-914	Bomba para filtrado	30	10	Níquel		
* Incluye motor y base						
				Indice CE		Factor corrección
Costo base (dólares)*	\$ 1,423	Año base	Ene-79	230		1.74
Corrección a 1999	\$ 2,475		Ene-99	400		
				Subtotales		
Ajuste por material	\$ 8,612	3.48		\$ 2,475		
				\$ 8,612		
Materiales		Factor				
Tubería	\$ 747	0.30				
Concreto	\$ 99	0.04				
Acero	\$ -					
Instrumentos	\$ 74	0.03				
Disp. Eléctricos	\$ 767	0.31				
Pintura	\$ 25	0.01				
Instalación	\$ 1,725	0.70		\$ 10,325		
Costos indirectos	\$ 2,772	1.12		\$ 2,772		
Contingencias y contratista	\$ 499					
18%						
		2 unidades	1 unidad		\$ 3,271	
			Costo total		\$ 6,541	

Capítulo VIII

ANEXOS

<i>Tag</i>	<i>Descripción</i>	<i>Área (m²)</i>	<i>Indice CE</i>	<i>Factor corrección</i>
EA-904	Condensador	3.63		
Costo base (dólares)*	\$ 1,170	Año base	Ene-79 230	1.74
Corrección a 1999	\$ 2,035		Ene-99 400	
		Factor	Subtotales	
Materiales			\$ 2,035	
Tubería	\$ 928	0.46		
Concreto	\$ 102	0.05		
Acero	\$ 61	0.03		
Instrumentos	\$ 203	0.10		
Disp. Eléctricos	\$ 41	0.02		
Aislamiento	\$ -			
Pintura	\$ 10	0.005		
Total Materiales	\$ 1,345		\$ 3,380	
			\$ 3,380	
Instalación	\$ 1,282	0.63	\$ 4,662	
<i>Costos indirectos</i>	\$ 1,750	0.86	\$ 6,412	
Contingencias y contratista	\$ 1,154			
18%				
Costo total			\$ 7,566	

8.3 VALOR PRESENTE NETO DE LAS DISTINTAS ALTERNATIVAS

Tratamiento de CO2 sin el ingreso por comercialización de orgánicos.

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 906,049	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 906,049	-\$ 906,049	-\$ 906,049
1		\$ -	\$ 66,133	\$ 60,403	-\$ 5,729	-\$ 4,775	-\$ 910,824
2		\$ -	\$ 79,359	\$ 60,403	-\$ 18,956	-\$ 13,164	-\$ 923,988
3		\$ -	\$ 95,231	\$ 60,403	-\$ 34,828	-\$ 20,155	-\$ 944,143
4		\$ -	\$ 114,277	\$ 60,403	-\$ 53,874	-\$ 25,981	-\$ 970,124
5		\$ -	\$ 137,133	\$ 60,403	-\$ 76,730	-\$ 30,836	-\$ 1,000,960
6		\$ -	\$ 164,559	\$ 60,403	-\$ 104,156	-\$ 34,882	-\$ 1,035,841
7		\$ -	\$ 197,471	\$ 60,403	-\$ 137,068	-\$ 38,253	-\$ 1,074,094
8		\$ -	\$ 236,966	\$ 60,403	-\$ 176,562	-\$ 41,063	-\$ 1,115,157
9		\$ -	\$ 284,359	\$ 60,403	-\$ 223,955	-\$ 43,404	-\$ 1,158,561
10		\$ -	\$ 341,230	\$ 60,403	-\$ 280,827	-\$ 45,355	-\$ 1,203,916
11		\$ -	\$ 409,477	\$ 60,403	-\$ 349,073	-\$ 46,981	-\$ 1,250,897
12		\$ -	\$ 491,372	\$ 60,403	-\$ 430,969	-\$ 48,336	-\$ 1,299,233
13		\$ -	\$ 589,646	\$ 60,403	-\$ 529,243	-\$ 49,465	-\$ 1,348,699
14		\$ -	\$ 707,576	\$ 60,403	-\$ 647,172	-\$ 50,406	-\$ 1,399,105
15		\$ -	\$ 849,091	\$ 60,403	-\$ 788,687	-\$ 51,190	-\$ 1,450,295
VPN=						-\$ 1,450,295	

Adsorción con resinas

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 24,417	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 24,417	-\$ 24,417	-\$ 24,417
1		\$ 65,630	\$ 681,121	\$ 1,628	-\$ 613,863	-\$ 511,552	-\$ 535,969
2		\$ 78,756	\$ 817,345	\$ 1,628	-\$ 736,961	-\$ 511,778	-\$ 1,047,748
3		\$ 94,508	\$ 980,814	\$ 1,628	-\$ 884,679	-\$ 511,967	-\$ 1,559,715
4		\$ 113,409	\$ 1,176,977	\$ 1,628	-\$ 1,061,940	-\$ 512,124	-\$ 2,071,838
5		\$ 136,091	\$ 1,412,373	\$ 1,628	-\$ 1,274,654	-\$ 512,255	-\$ 2,584,093
6		\$ 163,309	\$ 1,694,847	\$ 1,628	-\$ 1,529,910	-\$ 512,364	-\$ 3,096,457
7		\$ 195,971	\$ 2,033,816	\$ 1,628	-\$ 1,836,217	-\$ 512,455	-\$ 3,608,911
8		\$ 235,166	\$ 2,440,580	\$ 1,628	-\$ 2,203,786	-\$ 512,530	-\$ 4,121,442
9		\$ 282,199	\$ 2,928,696	\$ 1,628	-\$ 2,644,869	-\$ 512,593	-\$ 4,634,035
10		\$ 338,638	\$ 3,514,435	\$ 1,628	-\$ 3,174,169	-\$ 512,646	-\$ 5,146,681
11		\$ 406,366	\$ 4,217,322	\$ 1,628	-\$ 3,809,328	-\$ 512,690	-\$ 5,659,371
12		\$ 487,639	\$ 5,060,786	\$ 1,628	-\$ 4,571,519	-\$ 512,726	-\$ 6,172,097
13		\$ 585,167	\$ 6,072,943	\$ 1,628	-\$ 5,486,148	-\$ 512,757	-\$ 6,684,854
14		\$ 702,201	\$ 7,287,532	\$ 1,628	-\$ 6,583,703	-\$ 512,782	-\$ 7,197,636
15		\$ 842,641	\$ 8,745,038	\$ 1,628	-\$ 7,900,770	-\$ 512,803	-\$ 7,710,439
VPN=						-\$ 7,710,439	

Extracción líq-líq

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 692,495	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 692,495	-\$ 692,495	-\$ 692,495
1		\$ 65,630	\$ 148,385	\$ 46,166	-\$ 36,588	-\$ 30,490	-\$ 722,985
2		\$ 78,756	\$ 178,062	\$ 46,166	-\$ 53,139	-\$ 36,902	-\$ 759,887
3		\$ 94,508	\$ 213,674	\$ 46,166	-\$ 73,000	-\$ 42,246	-\$ 802,133
4		\$ 113,409	\$ 256,409	\$ 46,166	-\$ 96,834	-\$ 46,698	-\$ 848,831
5		\$ 136,091	\$ 307,691	\$ 46,166	-\$ 125,434	-\$ 50,409	-\$ 899,240
6		\$ 163,309	\$ 369,229	\$ 46,166	-\$ 159,754	-\$ 53,501	-\$ 952,741
7		\$ 195,971	\$ 443,075	\$ 46,166	-\$ 200,938	-\$ 56,078	-\$ 1,008,819
8		\$ 235,166	\$ 531,690	\$ 46,166	-\$ 250,358	-\$ 58,225	-\$ 1,067,045
9		\$ 282,199	\$ 638,028	\$ 46,166	-\$ 309,663	-\$ 60,015	-\$ 1,127,060
10		\$ 338,638	\$ 765,634	\$ 46,166	-\$ 380,829	-\$ 61,506	-\$ 1,188,566
11		\$ 406,366	\$ 918,761	\$ 46,166	-\$ 466,228	-\$ 62,749	-\$ 1,251,314
12		\$ 487,639	\$ 1,102,513	\$ 46,166	-\$ 568,707	-\$ 63,784	-\$ 1,315,099
13		\$ 585,167	\$ 1,323,016	\$ 46,166	-\$ 691,682	-\$ 64,647	-\$ 1,379,746
14		\$ 702,201	\$ 1,587,619	\$ 46,166	-\$ 839,252	-\$ 65,366	-\$ 1,445,112
15		\$ 842,641	\$ 1,905,142	\$ 46,166	-\$ 1,016,335	-\$ 65,966	-\$ 1,511,078
VPN=						-\$ 1,511,078	

Oxidación con peróxido de hidrógeno

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 42,611	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 42,611	-\$ 42,611	-\$ 42,611
1		\$ 65,630	\$ 202,167	\$ 2,841	-\$ 133,696	-\$ 111,413	-\$ 154,024
2		\$ 78,756	\$ 242,600	\$ 2,841	-\$ 161,003	-\$ 111,808	-\$ 265,832
3		\$ 94,508	\$ 291,120	\$ 2,841	-\$ 193,772	-\$ 112,137	-\$ 377,969
4		\$ 113,409	\$ 349,345	\$ 2,841	-\$ 233,095	-\$ 112,411	-\$ 490,379
5		\$ 136,091	\$ 419,213	\$ 2,841	-\$ 280,282	-\$ 112,639	-\$ 603,018
6		\$ 163,309	\$ 503,056	\$ 2,841	-\$ 336,906	-\$ 112,829	-\$ 715,847
7		\$ 195,971	\$ 603,667	\$ 2,841	-\$ 404,855	-\$ 112,988	-\$ 828,835
8		\$ 235,166	\$ 724,401	\$ 2,841	-\$ 486,395	-\$ 113,120	-\$ 941,955
9		\$ 282,199	\$ 869,281	\$ 2,841	-\$ 584,242	-\$ 113,230	-\$ 1,055,185
10		\$ 338,638	\$ 1,043,137	\$ 2,841	-\$ 701,658	-\$ 113,322	-\$ 1,168,506
11		\$ 406,366	\$ 1,251,765	\$ 2,841	-\$ 842,558	-\$ 113,398	-\$ 1,281,904
12		\$ 487,639	\$ 1,502,118	\$ 2,841	-\$ 1,011,638	-\$ 113,462	-\$ 1,395,366
13		\$ 585,167	\$ 1,802,541	\$ 2,841	-\$ 1,214,533	-\$ 113,515	-\$ 1,508,881
14		\$ 702,201	\$ 2,163,050	\$ 2,841	-\$ 1,458,008	-\$ 113,559	-\$ 1,622,441
15		\$ 842,641	\$ 2,595,659	\$ 2,841	-\$ 1,750,178	-\$ 113,596	-\$ 1,736,037
VPN=						-\$ 1,736,037	

Incineración

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 119,917	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 119,917	-\$ 119,917	-\$ 119,917
1		\$ -	\$ 60,181	\$ 7,994	-\$ 52,187	-\$ 43,489	-\$ 163,406
2		\$ -	\$ 72,217	\$ 7,994	-\$ 64,223	-\$ 44,599	-\$ 208,005
3		\$ -	\$ 86,661	\$ 7,994	-\$ 78,666	-\$ 45,524	-\$ 253,529
4		\$ -	\$ 103,993	\$ 7,994	-\$ 95,998	-\$ 46,295	-\$ 299,825
5		\$ -	\$ 124,791	\$ 7,994	-\$ 116,797	-\$ 46,938	-\$ 346,763
6		\$ -	\$ 149,750	\$ 7,994	-\$ 141,755	-\$ 47,474	-\$ 394,236
7		\$ -	\$ 179,700	\$ 7,994	-\$ 171,705	-\$ 47,920	-\$ 442,156
8		\$ -	\$ 215,639	\$ 7,994	-\$ 207,645	-\$ 48,292	-\$ 490,448
9		\$ -	\$ 258,767	\$ 7,994	-\$ 250,773	-\$ 48,601	-\$ 539,049
10		\$ -	\$ 310,521	\$ 7,994	-\$ 302,526	-\$ 48,860	-\$ 587,909
11		\$ -	\$ 372,625	\$ 7,994	-\$ 364,630	-\$ 49,075	-\$ 636,984
12		\$ -	\$ 447,150	\$ 7,994	-\$ 439,155	-\$ 49,254	-\$ 686,238
13		\$ -	\$ 536,580	\$ 7,994	-\$ 528,585	-\$ 49,404	-\$ 735,641
14		\$ -	\$ 643,896	\$ 7,994	-\$ 635,901	-\$ 49,528	-\$ 785,170
15		\$ -	\$ 772,675	\$ 7,994	-\$ 764,681	-\$ 49,632	-\$ 834,802
VPN=						-\$ 834,802	

Oxidación húmeda con aire

Inflación anual considerada 20% - \$ 3,812,058

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 1,358,446	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 1,358,446	-\$ 1,358,446	-\$ 1,358,446
1		\$ -	\$ 230,163	\$ 90,563	-\$ 139,600	-\$ 116,333	-\$ 1,474,779
2		\$ -	\$ 276,196	\$ 90,563	-\$ 185,633	-\$ 128,911	-\$ 1,603,691
3		\$ -	\$ 331,435	\$ 90,563	-\$ 240,872	-\$ 139,393	-\$ 1,743,084
4		\$ -	\$ 397,722	\$ 90,563	-\$ 307,159	-\$ 148,128	-\$ 1,891,212
5		\$ -	\$ 477,266	\$ 90,563	-\$ 386,703	-\$ 155,407	-\$ 2,046,619
6		\$ -	\$ 572,719	\$ 90,563	-\$ 482,156	-\$ 161,473	-\$ 2,208,093
7		\$ -	\$ 687,263	\$ 90,563	-\$ 596,700	-\$ 166,528	-\$ 2,374,621
8		\$ -	\$ 824,716	\$ 90,563	-\$ 734,153	-\$ 170,740	-\$ 2,545,361
9		\$ -	\$ 989,659	\$ 90,563	-\$ 899,096	-\$ 174,251	-\$ 2,719,612
10		\$ -	\$ 1,187,591	\$ 90,563	-\$ 1,097,027	-\$ 177,176	-\$ 2,896,788
11		\$ -	\$ 1,425,109	\$ 90,563	-\$ 1,334,546	-\$ 179,614	-\$ 3,076,402
12		\$ -	\$ 1,710,130	\$ 90,563	-\$ 1,619,567	-\$ 181,645	-\$ 3,258,047
13		\$ -	\$ 2,052,156	\$ 90,563	-\$ 1,961,593	-\$ 183,338	-\$ 3,441,385
14		\$ -	\$ 2,462,588	\$ 90,563	-\$ 2,372,025	-\$ 184,749	-\$ 3,626,134
15		\$ -	\$ 2,955,105	\$ 90,563	-\$ 2,864,542	-\$ 185,924	-\$ 3,812,058
VPN=						-\$ 3,812,058	

Invección en pozos profundos

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
1		\$ -	\$ 687,852	\$ -	-\$ 687,852	-\$ 573,210	-\$ 573,210
2		\$ -	\$ 825,422	\$ -	-\$ 825,422	-\$ 573,210	-\$ 1,146,420
3		\$ -	\$ 990,507	\$ -	-\$ 990,507	-\$ 573,210	-\$ 1,719,630
4		\$ -	\$ 1,188,608	\$ -	-\$ 1,188,608	-\$ 573,210	-\$ 2,292,840
5		\$ -	\$ 1,426,330	\$ -	-\$ 1,426,330	-\$ 573,210	-\$ 2,866,050
6		\$ -	\$ 1,711,596	\$ -	-\$ 1,711,596	-\$ 573,210	-\$ 3,439,260
7		\$ -	\$ 2,053,915	\$ -	-\$ 2,053,915	-\$ 573,210	-\$ 4,012,470
8		\$ -	\$ 2,464,698	\$ -	-\$ 2,464,698	-\$ 573,210	-\$ 4,585,680
9		\$ -	\$ 2,957,638	\$ -	-\$ 2,957,638	-\$ 573,210	-\$ 5,158,890
10		\$ -	\$ 3,549,165	\$ -	-\$ 3,549,165	-\$ 573,210	-\$ 5,732,100
11		\$ -	\$ 4,258,998	\$ -	-\$ 4,258,998	-\$ 573,210	-\$ 6,305,310
12		\$ -	\$ 5,110,798	\$ -	-\$ 5,110,798	-\$ 573,210	-\$ 6,878,520
13		\$ -	\$ 6,132,958	\$ -	-\$ 6,132,958	-\$ 573,210	-\$ 7,451,730
14		\$ -	\$ 7,359,549	\$ -	-\$ 7,359,549	-\$ 573,210	-\$ 8,024,940
15		\$ -	\$ 8,831,459	\$ -	-\$ 8,831,459	-\$ 573,210	-\$ 8,598,150
VPN=						-\$ 8,598,150	

Planta existente

Inflación anual considerada 20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 3,000,000	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 3,000,000	-\$ 3,000,000	-\$ 3,000,000
1		\$ -	\$ 779,369	\$ 200,000	-\$ 579,369	-\$ 482,808	-\$ 3,482,808
2		\$ -	\$ 935,243	\$ 200,000	-\$ 735,243	-\$ 510,585	-\$ 3,993,393
3		\$ -	\$ 1,122,291	\$ 200,000	-\$ 922,291	-\$ 533,733	-\$ 4,527,126
4		\$ -	\$ 1,346,750	\$ 200,000	-\$ 1,146,750	-\$ 553,024	-\$ 5,080,150
5		\$ -	\$ 1,616,100	\$ 200,000	-\$ 1,416,100	-\$ 569,099	-\$ 5,649,248
6		\$ -	\$ 1,939,319	\$ 200,000	-\$ 1,739,319	-\$ 582,495	-\$ 6,231,743
7		\$ -	\$ 2,327,183	\$ 200,000	-\$ 2,127,183	-\$ 593,658	-\$ 6,825,401
8		\$ -	\$ 2,792,620	\$ 200,000	-\$ 2,592,620	-\$ 602,961	-\$ 7,428,361
9		\$ -	\$ 3,351,144	\$ 200,000	-\$ 3,151,144	-\$ 610,713	-\$ 8,039,074
10		\$ -	\$ 4,021,373	\$ 200,000	-\$ 3,821,373	-\$ 617,173	-\$ 8,656,247
11		\$ -	\$ 4,825,647	\$ 200,000	-\$ 4,625,647	-\$ 622,557	-\$ 9,278,804
12		\$ -	\$ 5,790,777	\$ 200,000	-\$ 5,590,777	-\$ 627,043	-\$ 9,905,847
13		\$ -	\$ 6,948,932	\$ 200,000	-\$ 6,748,932	-\$ 630,781	-\$ 10,536,628
14		\$ -	\$ 8,338,719	\$ 200,000	-\$ 8,138,719	-\$ 633,897	-\$ 11,170,525
15		\$ -	\$ 10,006,462	\$ 200,000	-\$ 9,806,462	-\$ 636,493	-\$ 11,807,018
VPN=						-\$ 11,807,018	

Oxidación con UV

Inflación anual considerada

20%

Año	Inversión	Ingresos	Egresos	Depreciación	Flujo Efectivo	Referido al año 0	Acumulado
0	\$ 395,000	\$ -	\$ -	\$ -	-\$ 395,000	-\$ 395,000	-\$ 395,000
1		\$ -	\$ 124,700	\$ 26,333	-\$ 98,367	-\$ 81,972	-\$ 476,972
2		\$ -	\$ 149,640	\$ 26,333	-\$ 123,307	-\$ 85,630	-\$ 562,602
3		\$ -	\$ 179,568	\$ 26,333	-\$ 153,235	-\$ 88,677	-\$ 651,279
4		\$ -	\$ 215,482	\$ 26,333	-\$ 189,148	-\$ 91,217	-\$ 742,497
5		\$ -	\$ 258,578	\$ 26,333	-\$ 232,245	-\$ 93,334	-\$ 835,831
6		\$ -	\$ 310,294	\$ 26,333	-\$ 283,960	-\$ 95,098	-\$ 930,928
7		\$ -	\$ 372,352	\$ 26,333	-\$ 346,019	-\$ 96,568	-\$ 1,027,496
8		\$ -	\$ 446,823	\$ 26,333	-\$ 420,489	-\$ 97,792	-\$ 1,125,288
9		\$ -	\$ 536,187	\$ 26,333	-\$ 509,854	-\$ 98,813	-\$ 1,224,101
10		\$ -	\$ 643,425	\$ 26,333	-\$ 617,091	-\$ 99,664	-\$ 1,323,765
11		\$ -	\$ 772,110	\$ 26,333	-\$ 745,776	-\$ 100,373	-\$ 1,424,137
12		\$ -	\$ 926,531	\$ 26,333	-\$ 900,198	-\$ 100,963	-\$ 1,525,101
13		\$ -	\$ 1,111,838	\$ 26,333	-\$ 1,085,504	-\$ 101,455	-\$ 1,626,556
14		\$ -	\$ 1,334,205	\$ 26,333	-\$ 1,307,872	-\$ 101,866	-\$ 1,728,422
15		\$ -	\$ 1,601,046	\$ 26,333	-\$ 1,574,713	-\$ 102,207	-\$ 1,830,629
VPN=						-\$ 1,830,629	

BIBLIOGRAFIA

1. H. S. Roberto, F. C. Carlos, B. L. Pilar "*Metodología de la investigación*", 2ª Edición, Ed. Mc. Graw Hill, México, 1991.
2. R. J. Long, T. Dewhirst, "*Merox caustic effluent handling*", Technical Service Department Merox Symposium, 1991
3. Manual de operación de la planta de tratamiento de sosas gastadas. Refinería Ing. Antonio M. Amor. PEMEX. 1995.
4. Instituto Mexicano del Petróleo. Estudio Técnico-económico para definir el postratamiento del proceso IMP para el tratamiento de las sosas gastadas que se generan en los centros de refinación de PEMEX. Octubre 1997.
5. S. Haverhoek, "*Management of Hazardous Wastes in the oil refinery industry*", Shell Internationale Petroleum Maatschappoij, Healt, safety and Environment Division. The Netherlands, p. 94-103.
6. M. Davis, "*Use advanced methods to treat wastewater*", Hydrocarbon Processing, August 1994, p. 43-84.
7. E. M. Ralph & Roy A. P., "*Waste Chemicals have value... sometimes*". Hydrocarbon Processing, 1972.
8. CSC, "*New Cresols Process Lead to Expanded Output*", Chem. Eng., August 20, 1962, p.66-70.
9. "*Cresylic Acid*", Chem. Eng., November 1952, p. 212-215.
10. T.P. Forbath, "*Cresylic Acid Refining Now Goes Continuous*", Chem. Eng., July 1957, p. 228-231.
11. R. Grover, H.M. Gooma, "*Proven technologies manage olefin plant's spent caustic*", Hydrocarbon Processing, September 1993.
12. Norma Oficial Mexicana NOM-003-ECOL-1993, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de

- aguas residuales a cuerpos receptores, provenientes de la industria de refinación de petróleo y petroquímica
13. Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales
 14. T.M. Grace, E.W. Malcolm, and M.J. Kocurek, "*Pulp and Paper Manufacture*", Vol. 5, Alkaline Pulping, 3rd. edition, TAPPI/CPPIA, atlanta, Ga, 1989, p. 121.
 15. Ullmans's Encyclopedia of Chemical Technology: "*Sodium Compounds*" (Carbonates). 1994
 16. Ullmans's Encyclopedia of Chemical Technology: "*Lime and Limestone*", Vol 15. 1994
 17. E. P. Kurt "*The Rotary Cement Kiln*". Chemical Publishing Co. Inc., N.Y. 1986.
 18. ChemExpo, "*Chemical Profile*",
<http://chemexpo.com/news/newsframe.cfm?framebody=/news/profile.cfm>, 1996.
 19. Bermúdez, H. C., "Caracterización con el fin de revalorizar y reutilizar las corrientes de sosas gastadas de las Refinerías", UNAM, 1998.
 20. Official Methods of Analysis of the Association of Official Analytical Chemists 15th. Ed., 1990.
 21. J.F. Valle-Riestra, "*Project Evaluation in the Chemical Process Industries*". McGraw-Hill, New York. 1983.
 22. M.S., Peters and K.D., Timmerhaus, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*" 3rd. Edition, Mc. Graw Hill, 1980.
 23. K. M. Guthrie, "*Capital Cost Estimating*", Chem. Eng., 76(6):114, 1969.

-
24. K.M. Guthrie, "*Estimating the Cost of High-Pressure Equipment*", Chem. Eng., 75(25):144, 1968.
 25. M.J. Pitt, IChemE Education Subject Group. "*Resources Chemicals, Utilities and Materials Cost Guide*", 1998
 26. Dr. K.K: Humphreys, "*Sources of International Cost Data*", Keynote Address Presented at the NORDNET '97 Conference, "Quality in Project Management", Reykjavik, Iceland, 11 September 1997.
 27. P.W. Charles, K.K. Humphreys, "*The Planning and Execution of an International Project: A Checklist of Actions*"
<http://ourworld.compuserve.com/homepages/icec/korev298.htm>.
 28. M.H. Douglas, "*Improve Your Capital Cost Estimating*", Chem. Eng. Progress, June 1996, p.26-31.
 29. G. W. Samuel, "*Use simple payout period to screen projects*", Chem. Eng. Progress, June 1996, p.32-37.
 30. M. V. William, "*A potpourri of equipment prices*", Chem. Eng., August 1995.
 31. W. Galen and P. Branco, "*Equipment cost: don't ignore tomorrow*", Chem. Eng., August 1995.
 32. S. R. Donald, H. C. Lawrence, "*Design Cost Factors for Scaling-up Engineering Equipment*", Chem. Eng. Progress, August 1990, p. 77-82.
 33. M. S. Wallas, "*Chemical Process Equipment*", Ed. Butterworth-Heinemann, 1990.
 34. R.S. Hall, W.M. Vataavuk, J. Matley, "*Estimating process equipment cost*", Chem. Eng., November 21, 1988. p. 66-75.
 35. E. E. Ludwig, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", 2nd Edition., Vol. 3, p. 69-98.
 36. R.H. Perry: Perry's Chemical Engineers Handbook', 3rd. Edition. Cap. 3, 10, 11,18, 20, 25.

37. H. S. Edward, "*Reactor Design Considerations*", Chem. Eng., December, 1997, p. 96-102.
38. D. M. Roy, F. Rizk, J. M. Stephen "*Solids Handling*", Ullmans's, Vol. B2, p. 8-1,8-24. 1994
39. Y.T. Shah, B.G Kelkar, and S.P. Godbole, "*Design parameters estimations for bubble column reactors*", AIChE Journal, Vol. 28, No. 3, May 1982, p. 353-374
40. J.N. Tilton, and T.W.F., Russel, "*Designing gas-sparged vessels for mass transfer*", Chem.Eng., November 29, 1982, p 61-68.
41. R. H. James "*Chemical Reactor Design for Process Plants*", Ed. John Wiley & Sons, New. York, 1980, p. 645-655.
42. A.J. Heinze. "*Pressure vessel design for process engineers*". Hydrocarbon Processing, May 1979.
43. P.V. Danckwerts, "*Gas-Liquid Reactions*", Mc. Graw Hill Book Company, N.Y. 1970.
44. R.C.Lord, P.E. Minton, "*Design Parameters for Condensers and Reboilers*", Chem. Eng., March 23, 1970.
45. R.C.Lord, P.E. Minton and R.P. Slusser, "*Design of Heat Exchangers*", Chem. Eng., January 26, 1970.
46. R. F. James, "*Designing Gas-Sparged Reactors*", Chem. Eng., July 3, 1967, p. 67-74.
47. R. F. James, "*Designing Gas-Sparged Reactors II*", Chem. Eng., July 17, 1967, p. 207-214.
48. G. Astrita, "*Mass Transfer with chemical reaction*", Elsevier, Amsterdam, 1967.
49. Ullmans's Encyclopedia of Chemical Technology: "*Process Development*" & Chemical Plant Design and Construction", Vol. B4. 1994.

50. E. M. Ralph and A. P. Roy "*Recovery and use of products from petroleum treating wastes*". AICHE Symposium Series. No. 162, Vol. 73.