

69
29°



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

"Recuperación de Acido Muriático a Partir de la
Incineración de Derivados Clorados Pesados"

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
LORENZO OCAMPO SANTILLAN

MEXICO, D. F.

1989

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 está 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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

I N D I C E

	Página
RESUMEN	1
OBJETIVO	4
INTRODUCCION	5
CAPITULO I	
DESCRIPCION DEL PROCESO	7
CAPITULO II	
BASES DE DISEÑO	11
CAPITULO III	
INCINERACION Y DESCRIPCION DEL EQUIPO.	16
CAPITULO IV	
MEMORIAS DE CALCULO	31
CONCLUSION	89
ANEXOS	90
BIBLIOGRAFIA	114

RESUMEN

El presente trabajo se basa en el Tratamiento de los Efluentes de las Plantas Petroquímicas que contienen Derivados Clorados.

CAPITULO I

En este capítulo se dará una descripción del Proceso en la que se explica paso a paso el flujo de los efluentes por todos los equipos y tuberías hasta convertirse en el producto final que es el HCl al 35% en peso, se dan a conocer a grandes rasgos en algunos equipos las condiciones de operación, las cuales son las que se recomiendan o se aproximan y para otros se dan datos exactos; también se explica cómo está dividido el proceso, los equipos con su nomenclatura y las recirculaciones del mismo.

CAPITULO II

Se da a conocer los puntos de partida para el inicio de los cálculos así como la selección de los equipos. Los datos aquí vistos son los flujos que se tienen de los efluentes, las condiciones generales de los equipos, y en sí el proceso; su flexibilidad, otras condiciones y por último, se da las condiciones generales del producto final, estado físico, concentración, presión, temperatura, y otras.

CAPITULO III

En esta parte del trabajo damos una explicación de lo que es la incineración, las ventajas que tiene éste sobre otros métodos de tratamientos de efluentes, los componentes de un equipo de incineración, así como los equipos que completan el paquete de este proceso para mejorar el método y aprovechar la energía y material que se puede recuperar; -- también se selecciona los equipos de Incineración y Generación de Vapor, ya que se trata en este capítulo también la importancia que tiene el Generador de Vapor como recuperador de energía (calor) y su aprovechamiento.

CAPITULO IV

Este capítulo es el más importante de este proceso, ya que consta de los cálculos de cada uno de los pasos de los equipos y de todo el proceso en sí, aquí se visualiza que el proceso tiene buena recuperación de energía como de materia, que recuperamos HCl en la concentración que requerimos y en una cantidad aceptable.

En el seguimiento de los cálculos observamos la importancia y dificultad de los equilibrios tanto Físicos como Químicos, ya que se tienen que ver los aspectos reales de temperatura, presión y otros aspectos.

O B J E T I V O

Describir un método de recuperación de ácido muriático por medio de la incineración de los efluentes de contaminación en una cierta atmósfera ácida, evitando con esto que al tirarlos a la atmósfera y/o tierra, y/o ríos, se afecten la flora y la fauna; lo cual traería como consecuencia que en el agua produzcan una acidez capaz de matar peces y plantas; y en la tierra, matan la flora, y que al ser consumidos por los animales, estas plantas, pueden envenenarse y --causarles la muerte.

En los seres humanos puede llegar a producir cáncer.

Como se puede observar, es clara la importancia que representa la eliminación de estos derivados clorados.

INTRODUCCION

Debido a la gran producción de Derivados Clorados de las Plantas Petroquímicas, lo cual representa un elevado nivel de contaminación ocasionado por dichos efluentes industriales, se hace necesario el tratarlos, ayudando con esto a evitar la contaminación que éstos generan, y a su vez el recuperar ácido muriático que aportaría una mejor rentabilidad a la planta.

Ahora con respecto a la nocividad y volumen que estos compuestos han representado ser en los últimos años, uno de los volúmenes más grandes de efluentes producidos por la manufactura de diferentes productos, por ejemplo: Percloroetileno, Cloruro de Vinilo, Disolventes Clorados, de donde el 5% del producto principal son Derivados Clorados Pesados (DCP).

Debido al gran volumen y a su nocividad, se ha prohibido tirarlos (descargarlos) a ríos, ya que la energía y materiales es muy elevado, razón por la cual estos desechos tienen que tratarse tanto para la recuperación del material como de la energía; ejemplo: electricidad, calor, etc.

La neutralización de estos compuestos y/o degradación no es suficiente, ya que no se asegura una completa elimina

CAPITULO I
DESCRIPCION DEL PROCESO

Los Derivados Clorados en estado líquido provenientes de las plantas de Acetaldehído y de Derivados Clorados II y III, son enviados al incinerador IC-101 por medio de las bombas B-101 y B-102 de fuera de límites de batería (L.B.) en donde son incinerados a una temperatura entre 1400-1600°C.

Se utiliza para la combustión gas Metano y Aire que es enviado del Ventilador V-101 con un exceso del mismo del 2% peso (1) para asegurar una incineración completa.

Los gases salientes de IC-101 pasan a través de un generador de vapor GV-101 a una temperatura igual a la de incineración. El IC-101 recibe agua desmineralizada de I.B. con objeto de que la temperatura no sea mayor a la indicada en los gases de salida por convenirnos de esta manera, los cuales al pasar al GV-101 van en el intervalo de temperatura ya antes indicada.

El GV-101 produce vapor de media presión (19.3 Kg/cm^2) y 272°C , también recibe agua a una temperatura de 25°C de L.B., la cual sale del GV-101 como purgas a 272°C y entra al enfriador E-101 de donde abandona el mismo a una temperatura de 80°C para después recibir parte de la corriente lí

quida enviada por B-103 y saliente de la parte inferior de la recirculación de la torre de apagado por espreado TAE-101 y finalmente recibir la corriente líquida proveniente de la parte superior de la torre lavadora DA-100s para ir a Neutralización en L.B.

La otra parte de la corriente descargada por B-103 es enviada al enfriador E-102 recirculando la misma para que ésta entre por la parte superior de la torre de apagado por espreado y enfríen los gases salientes del CV-101 por método de espreado, ya que esto mejora la eficiencia del enfriamiento de dichos gases.

Los gases ya enfriados salen de la torre TAE-101 a -80°C y van a la columna empacada DA-100i donde la parte superior la llamaremos DA-100s, estos gases entran a la sección DA-100i, donde son absorbidos por agua desmineralizada proveniente de L.B. y que entra por la parte superior de esta sección, donde sólo se absorbe el Cloruro de Hidrógeno (se le llama así en estado vapor), quedando al 20.3% peso y en la parte superior de la misma columna DA-100s se lleva a cabo el lavado de los residuos que no han sido absorbidos.

Esta sección Neutraliza y Reduce al HCl y al Cl_2 que no fueron recuperados en la sección anterior, lo cual se -

efectúa con soluciones de NaOH al 40% peso y de Na_2SO_3 al 10% peso respectivamente provenientes de L.B.

Cabe hacer notar que los gases de combustión Cloruro de Hidrógeno provenientes de la torre de apagado que entran a DA-100i, llegan a una concentración en la que forman un azeótropo (20.3%) que para continuar el proceso tenemos que romperlo y que la cantidad de NaOH y Na_2SO_3 es controlada por medio de un analizador de contaminantes, colocado en la parte superior de la torre DA-100s por donde sólo deja que salga la cantidad de gases de contaminación permitidos por el mismo controlador de contaminantes que es 1 ppm de HCl y nada de Cl_2 .

SECCION DE PURIFICACION

Debido a la baja concentración de HCl (20.3%) y que no puede ser mayor por formarse el azeótropo y éste no es muy comerciable y sí de poca utilidad, es necesaria su purificación y concentración.

Para romper el azeótropo pueden ser utilizadas sales de cloro como por ejemplo: CaCl_2 , FeCl_3 , MgCl_2 entre -- otras, se utilizará CaCl_2 en solución al 36% peso (gráfica No. 6), ya que ésta es más económica y su producción es nacional.

Al agregar la sal de CaCl_2 de la corriente proveniente de L.B. al azéotropo saliente de DA-100i y recibido en el tanque de Acumulación TA-101 se envía por medio de la bomba B-104 a la torre Agotadora DA-101, logrando con esto que en la misma se aumente la concentración debido al incremento de la temperatura a 118°C , que es originada por el calentador C-101 hasta el 60% en peso (ver comportamiento de la concentración en función de la sal en gráfica No. 1) en fase gaseosa, la cual es enviada a un absorbedor de película AP-101 donde se diluye al 35% en peso en fase líquida. Del AP-101 en fase vapor es enviada a la repasadora de Venteos RV-101 la cual recibe agua desmineralizada proveniente de L.B. que es alimentada por la parte superior de RV-101 hasta diluir el HCl proveniente de la columna DA-101 al 35% peso, controlándose de la torre AP-101 y logrando con esto la concentración del producto y los gases que no fueron absorbidos sean recirculados a la parte inferior de DA-100. Cabe mencionar que este flujo es intermitente.

Se logra el objetivo del presente trabajo al llegar a este paso el ácido muriático (HCl al 35% en peso) en donde es descargado en fase líquida a 38°C del Absorbedor de Película al tanque de acumulación TA-102, de donde por medio de la bomba B-106 es enviada a tanques de almacenamiento para su uso posterior en L.B.

PLANTA DE DERIVADOS CLORADOS II y III

Condiciones del lugar:

Temperatura del ambiente	25°C
Presión	1.0 Kg/cm ² man.
Peso específico	menor de 1.1 a 25°C
Viscosidad	menor de 10 cp. a 25°C

Componentes y su Composición:

	Kg/Hr	Kg/hr máx.	% Peso
Dicloroetileno	22.92	23.42	1.04
Cloruro de Vinilo	138.41	141.66	6.33
1, 2 Dicloroetano	333.63	334.88	15.28
Tricloroetano	1,574.96	2,083.96	72.12
Acido Acético	0.00	3.50	0.00
Carbón	113.75	145.00	5.23
	<u>2,183.75</u>	<u>2,732.42</u>	<u>100.00</u>

Al considerar ambas plantas como una sola alimentación:

	Kg/hr	% peso
Acido Acético	9.01	0.20
Cloroacetaldehído	398.67	10.90
Aceraldehído	63.15	1.70
Cloroformo	17.35	0.50
Agua	948.34	26.90
Dicloroetileno	22.92	0.60
Cloruro de Vinilo	138.41	3.80
1, 2 Dicloroetano	333.63	9.20
Tricloroetano	1,574.96	43.10
Carbón	113.75	3.10
	<u>3,656.19</u>	<u>100.00</u>

FACTOR DE SERVICIO

El Factor de Servicio de este proceso debe estar alrededor de 0.8, ya que si no se le da mantenimiento a la planta durante un año, ésta puede llegar a corroerse, tener fugas y otras fallas, por lo que tomaremos un factor de servicio de 0.9 que es el mismo para las plantas de alimentación de ésta.

FLEXIBILIDAD

Debido a que el Proceso depende de la cantidad de efluentes de las plantas de Acetaldehído y Derivados Clorados II y III, la Planta debe tener flexibilidad tanto en la alimentación de las materias primas (DCP), como en sus servicios y equipos, esta flexibilidad debe ser amplia, ya que puede llegar a cerrarse algunas de las alimentaciones disminuyendo su capacidad.

Especificaciones del Producto:

- a) El producto de este proceso es HCl al 35% en peso descargado en estado líquido en tanques de almacenamiento, dándole después el uso adecuado.

Las especificaciones son las siguientes:

Presión de descarga: 3.0 kg/cm^2 man.

Temperatura de operación: 38°C

Gasto: 6,282.43 kg/hr

Densidad: 1.174 Kg/m³

LIMITACIONES DE LOS EFLUENTES

Los efluentes que se despiden de esta planta son CO₂, Cl₂, NO_x y HCl (Dióxido de Carbono, Cloro, Oxidos de Nitrógeno y Acido Clorhídrico) en forma gaseosa. El CO₂, los NO_x no tienen problema, ya que el equipo en el proceso regula la producción de estos efluentes y ésta es menor a 100 ppm, que es permitida por la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología (SEDUE).

Con respecto al Cl₂ y al HCl que no se recuperan en la torre absorbadora, son tratados para que estén dentro de los límites establecidos por la SEDUE (Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología), que son para el Cl₂ menor que 1 ppm o menos y para el HCl sólo se permite 1 ppm como máximo.

Si se considera lo anterior, se efectuarán los cálculos en los equipos pertinentes para cumplir con lo establecido.

Servicios Auxiliares

Para el Proceso utilizaremos los siguientes servicios:

	P (Kg/cm ²)	T (°C)	PROCEDENCIA O ENVIO
Gas Combustible	9.0	29	La red general del complejo.
Agua desmineralizada	3.0	25	Límites de batería.
Vapor saturado	19.3	212	Generador de vapor del proceso.
Agua de enfriamiento	4.2	33	Retorna con una temperatura de 43°C.
Aire de instrumentos	8.4 máx.--		7.0 Kg/cm ² normal - del Ventilador VI01.

Gas Combustible	% Volumen
Metano	86.4
Etano	11.6
Propano	2.0

Tienen un poder calorífico de 8.26 Kcal/nm³

	Neutralizador NaOH (sol.)	Reductor Na ₂ SO ₃ (sol.)
Concentración	40% en peso	10% en peso
Temperatura	25°C	25°C
Presión	3.0 Kg/cm ² man.	3.0 Kg/cm ² man.

Estos productos se comparan a alguna Industria Mexicana, tales como Dow Chemical.

CAPITULO III
INCINERACION Y DESCRIPCION DEL EQUIPO

La Incineración es un método para la destrucción de -
desechos industriales orgánicos y la recuperación de gases
ácidos, como por ejemplo podemos citar el HCl, SO₂ y otros
más. Este método ha sido estudiado por muchas empresas de
la Industria Química en el mundo.

Su estudio está basado tanto en la eficiencia, como -
en la combustión de los desechos industriales, en los cos-
tos del equipo, en el mantenimiento, en los servicios para
el funcionamiento de éste, y en la limpieza con que éste -
trabaja, obteniendo buenos resultados en dichos estudios. -
Estos resultados los respaldan empresas tales como 3M Compa
ny, Nittetu Chemical Engineering y otras.

La eficiencia de esta incineración depende de varios
factores:

- El tiempo de residencia de los desechos del Incinerador.
- De la Turbulencia que haya dentro del Incinerador.
- De la Temperatura a la que está operando.
- De la cantidad de Aire (O₂) que se alimente para la -
combustión dentro del mismo.

Estos factores se conjugan para obtener la máxima eficiencia en general del equipo.

Para un tiempo de residencia corto que nos conviene - por ser una operación rápida y con poco desgaste del equipo, necesitamos altas temperaturas y mucha turbulencia para lograr una buena mezcla de los desechos con el aire, tenemos que alimentar a grandes velocidades y que muestre una gran - área de choque, para garantizar una combustión completa con tiempos de residencia cortos. Con respecto a las temperaturas, se deben de regular a un óptimo; el óptimo general es entre 1400 a 1600°C, lo cual está en función tanto de la - producción de: 1.- Oxidos de Nitrógeno; 2.- Como del -- tiempo de residencia; 3.- Producción de Halógenos (Cl_2), a mayor temperatura, menor la formación de Cl_2 , por lo que - este punto es muy importante; 4.- El exceso de aire, éste se basa en asegurarse que se incinerará todo el desecho orgánico, este exceso no puede ser muy grande, ya que bajaría la eficiencia del equipo por ser mayor la cantidad de - calor, además de inducir a la producción de óxidos de nitrógeno (NO_x), y no puede ser muy pequeña porque no cumpliría su objetivo, este exceso se recomienda entre el 2 y 5% mol para desechos líquidos. (1)

en resumen, podemos decir en forma concisa con respecto a los 4 factores lo siguiente:

Los Tiempos de Residencia deben ser cortos, la Turbu-

lencia debe ser alta, para obtener tiempos cortos y mejor mezclado a bajas temperaturas, la Temperatura se tiene que calcular dependiendo en un principio de la producción de Cl_2 y NO_x y del tiempo de residencia; el exceso de aire debe oscilar entre 2-5% en peso, además del espesor del aislante. Estos son los factores principales que afectan la eficiencia de la combustión.

Ahora con respecto al factor económico, tanto en cuestión de mantenimiento y servicio; aquí observaremos cómo este equipo con la implementación de equipos auxiliares, es muy rentable y representa un ahorro de energía y recupera materia que se alimenta.

Economías Energéticas que se logran obtener.

La recuperación de calor.- Este se recupera de los productos de combustión, ya sea usando tubos de agua que sirve tanto de servicio limpio como sucio, o de tubos de humo que son para servicio limpio o de cambiadores de Calor Gas-Gas que transfieren el calor sensible a los desechos gaseosos para precalentamiento o al gas combustible, con el cual se puede recuperar hasta un 85% de la energía, transformándola a vapor por medio de los generadores de vapor y se ahorra hasta un 60% del combustible utilizado.

La economía con respecto a la Materia.- Utilizando Columnas de absorción se recuperan ácidos inorgánicos por absorción, que para el caso que nos ocupa es ácido Muriañico (HCl al 35% peso) con una eficiencia de retención del 99.99 % y, la recuperación de Agentes Químicos que se usan en el Proceso, para recirculación en el mismo. - Debido a esta recuperación, el proceso se hace más rentable y por último, la limpieza con que trabaja. Esto se refiere a la poca contaminación que el equipo arroja a la atmósfera y la reducción del volumen que hace de los efluentes tratados; con respecto a la contaminación, estos -- equipos desprenden NO_x y CO_2 en una concentración menor a 100 ppm, las cuales son permitidas por el gobierno y la reducción del volumen está en una proporción de 40:1 que es muy buena; por esto y por las ventajas ya mencionadas, el método de tratamiento es recomendable. Como resumen po demos decir a grandes rasgos que los beneficios son:

- Alta eficiencia en la combustión (eficiencia = 99.9%)
- Recuperación de HCl (mayor de 99.1%)
- Reducción del Volumen 40:1
- Recuperación de Agentes Químicos
- Emisión de NO_x y CO_2 menor a 100 ppm
- Recuperación de energía (calor).

3.1 COMPONENTES DE UN SISTEMA DE INCINERACION (BASICOS)

- Instrumento de Combustión (Incinerador)
- Control de escape de gases de combustión
- Control de Proceso
- Equipo para separar el ácido inorgánico y partículas en suspensión.
- Recuperador de energía (calor)

Acidos recuperados.- Se lleva a cabo por columna de absorción.

Partículas.- Con Venturi agotador.

3.2 TIPOS DE INCINERADORES MAS USUALES QUE EXISTEN EN EL MERCADO

1.- Oxidador Térmico de Vapores y Líquidos

Puede ser horizontal o vertical, que consta de una cámara refractaria cilíndrica provista con quemadores de de secho específicos, ésta es el aparato para la destrucción térmica de cualquier gas o líquido bombeable.

Ventajas:

- Alta eficiencia $\eta = 99\%$
- Gran intervalo de operación.

- Rápida respuesta de temperatura a cambios de flujos o BTU'S.
- El mínimo de partes móviles.

2.- Sistema de Hidrocarburos Clorados (Horizontal).

Es un diseño específicamente para líquidos y/o vapores, y un calentador recuperador de calor de los desechos, y un absorbedor-lavador; se le puede adicionar un segundo absorbedor con chimenea para usar NaOH y Na_2SO_3 como lavador de HCl y Cl_2 residual respectivamente.

Ventajas:

- Alta eficiencia en la destrucción térmica $\eta = 99.99\%$
- Reducción de costos del calor de los gases de combustión recuperado.
- Alta eficiencia en recuperación de HCl
- Producción de HCl a 10% o más concentrado.

3.- Desechos Pesados con Generador de Vapor. (Horizontal)

Es un equipo de doble función, el cual permite el quemado de los desechos gaseosos o líquidos, con la eficiencia de un incinerador; y también funciona como un calentador convencional por radiación/convección.

Ventajas:

- Alta eficiencia $\eta = 99.99\%$.
- Capacidad de recuperación de calor equivalente a un calentador convencional.

4.- Incineradores Ciclónicos/Suspensión. (Vertical)

Es una cámara cilíndrica, la cual emplea la combustión rápida, característica completa de un quemador ciclónico de aire transportador de desechos.

El combustible diseñado para flujos de desechos gaseosos los cuales contienen partículas, es ideal para sólidos que tienen una alta temperatura de fusión. El incinerador de suspensión está diseñado para incinerar desechos y la subsecuentemente recuperación de calor, es ideal para sólidos con bajo punto de fusión.

Ventajas:

- Combustión completa con capacidad superior de recuperación de calor.
- Gran variedad de combustibles sólidos para cualquier desecho, el cual pueda ser únicamente alimentado al quemador.
- Control preciso de la combustión y consecuentemente de la generación de vapor.

- Menos caro que el Barn-Tipo de combustible usado - para quemar partícula de carbón.
- Bajo costo de mantenimiento.

5.- Horno Rotatorio (Horizontal).

Trabaja con rotación muy lenta, horizontal, de cámara cilíndrica formada con refractario, ligeramente inclinado.

3.3 DATOS PARA SELECCIONAR EL TIPO O TAMAÑO DEL INCINERADOR

Para cualquier propósito por particular que sea, es necesario saber por lo menos:

- El peso y volumen proporcionado diariamente y en un período mayor.
- Si se tiene producto en forma continua o por lotes.
- Qué método de colección y transporte están propuestos.
- Qué método de alimentación se requiere.
- El período diario de Incineración.
- ¿Cuál recuperador de calor de los mencionados se requiere?

- Tiempo de residencia de sólidos fácilmente controlados con rotación rápida.

- Continua separación de la ceniza por lo que no interfiere en el proceso.

6.- Sistema de Sales con Fuego hacia Abajo.

Es un sistema con el fuego de arriba hacia abajo para líquidos y/o vapores incinerables con contacto directo de la sección de apagado para enfriar los gases de combustión a temperatura de saturación y un venturí lavador que separa las partículas.

Ventajas:

- Alta eficiencia en la destrucción $\eta = 99.99\%$.
- Las sales no se incrustan en el incinerador.
- Larga vida del refractario.
- Las secciones de apagado y lavado pueden usarse también para neutralizar ácidos y separar SO_2 de los gases de combustión.

3.4 CONCLUSION

Al haber estudiado las ventajas y para qué servicio funcionan cada tipo de incineradores, y sabiendo lo que necesitamos, podemos ahora seleccionar el incinerador que requerimos.

Tipo Horizontal de lecho fluidizado por tener menor tiempo de residencia y un 99.9% de eficiencia en el quemado y retención de HCl.

Aumento de turbulencia y área de contacto con la zona de combustión.

El material a utilizar en el Incinerador es de acero al carbón con recubrimiento en el interior de Al_2O_3 y FRP (fibra reforzada de plástico).

Ventajas:

- Alta reducción de volumen.
- No requiere pretratamiento de los desechos.
- Se puede utilizar para desechos sólidos, líquidos y semisólidos.
- Los desechos líquidos se pueden usar como combustible de origen.

3.5 SISTEMAS DE RECUPERACION DE CALOR

En este inciso daremos a conocer ampliamente la importancia que tienen los generadores de vapor como sistemas de recuperadores de calor, en este proceso en particular y así mismo, seleccionar cuál es el que más conviene según nuestras necesidades con la cantidad de calor que se obtiene de los gases de combustión.

Los sistemas de recuperación de calor tienen varios usos, tales como:

1.- Pre calentamiento de materia prima por medio de intercambiadores de calor u otros equipos de transferencia de calor.

2.- El de Generación de Vapor; para este servicio se tienen varios tipos, los cuales tienen usos en diferentes clases de procesos, tales como Gas-Gas, Líquido-Gas, Pre calentamiento, Calentamiento total, etc.

Los equipos más utilizados en la industria son:

1.- CALENTADORES DE DESECHO

Tipo: Tubos de agua

A.- Circulación natural.

B.- Un paso circulación forzada.

C.- Circulación forzada y recirculación.

Tipo: Tubos de humo.

- A.- Tanque separado.
- B.- Tanque integral.
- C.- Supercalentadores y economizadores.

Tipo: Cambiadores Gas-Gas.

- A.- Recuperador de coraza para calentamiento de agua, aceite, glicol y otros.

3.6 DESCRIPCION DE LOS TIPOS DE RECUPERADORES DE CALOR

- A.1) Tipo de servicio: Calentamiento de gases conteniendo grandes cantidades de partículas.

Calor recuperado: 5.08 MM Kcal/hr

Tubos: 0.05 m ext. Material SA-178-A, recubierto de acero al carbón 0.019 m de altura, 0.063 m recubierta.

Tanques: 0.91 mts. \emptyset x 0.48 mts. long. Tang-Tang.

Tubos de descenso: sin calentamiento.

Peso: 26,332 Kg.

- A.2) Tipo de servicio: Calentamiento por medio de recirculación o circulación forzada de calor de los gases de combustión, para enfriar los gases conteniendo HCl.

Calor Recuperado: 14.7 MM Kcal/hr

Flujo: 26,286 Kg/hr.

Presión: 17.3 Kg/cm² man. sat.

Sistema.- El sistema de recuperación de calor es una parte integral del oxidador (incinerador) térmico para el sistema de gas limpio.

A.3) Tipo de servicio: Recuperación de flujo de calor de un desecho líquido del incinerador, calor recuperado enfriado, éste es un paso forzado del quemador.

Flujo: 30418 Kg/hr

Presión: 103.8 Kg/cm² man. sat.

La calidad de este vapor es alta y es utilizada generalmente en flujo térmico para la recuperación de aceite.

B.- CALENTADORES DE TUBO DE HUMO

B.1) Tipo de servicio: Calentamiento de gases de combustión conteniendo HCl.

Calor recuperado: 7.62×10^6 Kcal/hr.

Presión de diseño: 22.49 Kg/cm²

No. de tubos: 600 de 0.051 m de \varnothing ext. (2")

Tamaño del cambiador: 1.52 mts. x 7.62 m de long.

Tamaño y material del tanque: 1.98 m \varnothing x 4.88 m long.

SA 516-70.

Peso: 34,050 Hg.

B.1) Tipo de servicio: Calentamiento de Gases de combustión conteniendo HCl.

Calor recuperado: 22.8×10^6 Kcal/hr.

Presión de diseño: 28.37 Kg/cm^2 man.

Tubos: 0.05 mts \emptyset ext., material SA 178-A

Tamaño tanque: 0.15 mts. \emptyset int. x 6.71 mts long. tang-tang.

Material: SA 516-70

Peso: 90,800 Kg.

B.2 Recuperación de Calor de Hidrocarburos Clorados quemados corriente abajo.

Calor recuperado: 22.86×10^6 Kcal/hr

Flujo: 40,587 Kg/hr

Presión: 26.61 Kg/cm^2 man.

Coraza: 0.20 mts. \emptyset x 0.61 mts. long.

Materiales: Inconel. 79.5% Ni, 13 % Cr, 6.5 % Fe, 0.08R Cu

C. CAMBIADORES DE CALOR GAS-GAS

C.1) Tipo de servicio: Calentamiento Gas-Gas en coraza y tubos con un catalizador en los gases de combustión.

Calor recuperado: 1.07 MM Kcal/hr.

Condiciones de proceso:

	lado tubos	lado coraza
Temperatura interior	454.4°C	25°C
Temperatura exterior	176.7°C	398.9°C

CONCLUSION

Después de analizar los equipos ya descritos en este punto con los datos que necesitamos, llegamos a la conclusión de que es necesario un generador de vapor del tipo de tubos de humo que nos produzca un vapor saturado de 19.3 kg/cm² man. Se escoge este tipo, ya que es el más funcional para el tipo de desechos que vamos a incinerar, al seleccionar también el material de este equipo por razones económicas, escogemos acero al carbon con recubrimiento de FRP (fibra reforzada de plástico).

Los motivos de su funcionabilidad se ven en la descripción de estos equipos para nuestro uso.

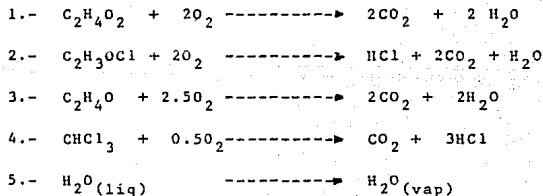
CAPITULO IV

MEMORIAS DE CALCULO DEL PROCESO

En este capítulo se dará a conocer la secuencia de cálculo del proceso para el caso general. (A) Auxiliándose en el diagrama de flujo de proceso en los anexos, y el caso (B) que es la puerta de Derivados Clorados II y III. Los resultados de los Balances de Material y Energía, así como los Equilibrios, Precálculos de los equipos en sus dimensiones para ambos casos y debido a que ambos casos son parecidos y sólo difieren en pequeños detalles que serán dados a conocer en el momento necesario. Además se debe hacer mención de que en caso que la puerta de Derivados -- Clorados II y III esté cerrada, el Proceso no trabajará, ya que no será rentable porque la mayoría de los Derivados Clorados provienen de dicha puerta.

BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

Reacciones efectuadas:



4

Aire para la Combustión.

De la información técnica (1) se recomienda que el exceso de aire para la combustión, no sea mayor del 2%, ya que bajo estas condiciones se reduce la descomposición del HCl en Cl_2 , por lo tanto se limitará el oxígeno al 2% de exceso.

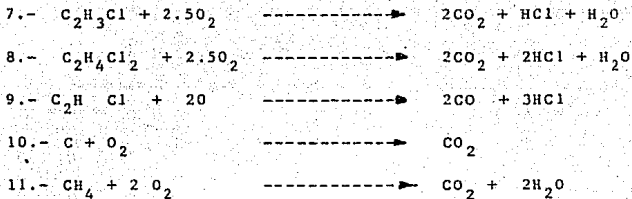
Componente	PM	Kg/hr	% peso	Kmol/hr	% mol
Oxígeno	32	2,354.98	23.30	73.59	21.00
Nitrógeno	28	7,751.77	76.70	276.85	79.00
		10,106.65	100.00	350.44	100.00

$$PM = \frac{10,106.65 \text{ Kg/hr}}{350.44 \text{ Kmol/hr}} = 28.84 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\text{Densidad rel. } \rho \Big|_{25^\circ\text{C}} = 1.00$$

Cálculo de la Temperatura de flama Adiabática.

El calor que libera los efluentes al quemarse en el Incinerador es de 7'603,516.7 Kcal/hr a estas condiciones, y con un 2% de exceso de aire, con 5% de pérdidas de calor por el medio ambiente, se obtiene una temperatura de 1649 °C para reducir la temperatura, ya que ésta se considera muy alta, se puede adicionar agua o vapor de agua, pero de este último serían grandes cantidades, por lo que se recomienda usar agua.



Caso "A"

3

Efluentes de Plantas de Acetaldehído y de Derivados Clorados II y III)

	Kg/hr	Kmol/hr	Kcal/hr	rel.
Ac. Acético	12.51	0.209	39195.92	1.05
Cloro Acetaldehído	398.67	5.079	1028517.79	1.11
Acetaldehído	63.15	1.435	369915.47	0.78
Cloroformo	17.35	0.145	11445.19	1.49
Agua	984.34	54.69	-----	1.00
Dicloroetileno	23.42	0.24	54667.59	1.22
Cloruro de Vinilo	141.66	2.27	626386.53	0.91
Dicloroetano	334.88	3.38	805076.80	1.26
Tricloroetano	2083.96	15.60	3315026.00	1.33
Carbón	<u>145.00</u>	<u>12.08</u>	<u>1079516.00</u>	2.26
TOTAL	4204.94	95.14	7603516.70	

$$\text{PM} = \frac{4,204.94 \text{ Kg/hr}}{95.14 \text{ Kmole/hr}} = 44.20 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg mol}} \rho \text{ rel.} = \frac{1.23}{25^\circ\text{C}}$$

La temperatura de flama Adiabática la calculamos:

$$Q_1 = Q_a \quad (\text{Calor liberado} = \text{Calor absorbido})$$

$$Q_a = (T_a - T_i) \quad W C_p \quad : \quad T_a = T_i + \frac{Q_1}{W C_p}$$

Donde:

W = masa total de reactivos = masa total de productos

Cp = Cp medio de los productos

$$Q_a = 341.13 \quad (a(T_a - 298) + b/2(T_a^2 - 298^2) + c/3(T_a^3 - 298^3) + d/4(T_a^4 - 298^4))$$

Nota: En caso de que se tenga que elevar la temperatura se utilizará Metano.

Para resolver este cálculo con base a varias suposiciones de agua por medio de un programa que se presenta en los anexos de este trabajo y además una corrida de este -- programa se obtienen los siguientes resultados:

Caso General "A"

Agua (Kg/hr)	Temperatura (°C)	
100	1613.00	
200	1579	Nota:
300	1545	(corridas del programa
400	1524	verse en los anexos).
600	1454	

Planta de Acetadehído

Metano (Kg/hr)	Temperatura (°C)
100	1134
200	1339
300	1468
400	1561
500	1630

Se grafican estos resultados en que en uno se aumenta y en el otro se disminuye la Temperatura, se cruzan las dos líneas, dicho punto es de operación, esto ocurre a 1525 °C.

Ya obtenida la temperatura de operación continuamos resolviendo el equilibrio para obtener las composiciones -- de salida de los gases de combustión con el siguiente sistema de ecuaciones que es representativa de las reacciones -- efectuadas:

$$\frac{\Delta G^{\circ} f_i}{RT} + \ln \frac{n_i}{n_t} + \sum \frac{\lambda_k}{RT} a_{ik} = 0$$

Donde:

$\Delta G^{\circ} f_i$ = Energía libre del componente "i" T de reacción.

n_i = moles del componente "i" en el equilibrio

λ_k = Integrador de Lagrange

a_{ik} = Número de átomos de cada elemento

Si se resuelve este sistema de ecuaciones para cada temperatura calculada antes, tenemos:

Cl_2 (Kmol/hr)	Agua Kg/hr)	Temperatura (°C)
0.033	200	1579
0.035	300	1545
0.039	700	1426

Al graficar estos datos, obtenemos otra vez que la temperatura de operación es 1525°C por lo que el incinerador - requerirá que se le adicione la siguiente cantidad de agua.

17	PM	Kg/hr	Kmol/hr
Agua	18	365	20.28

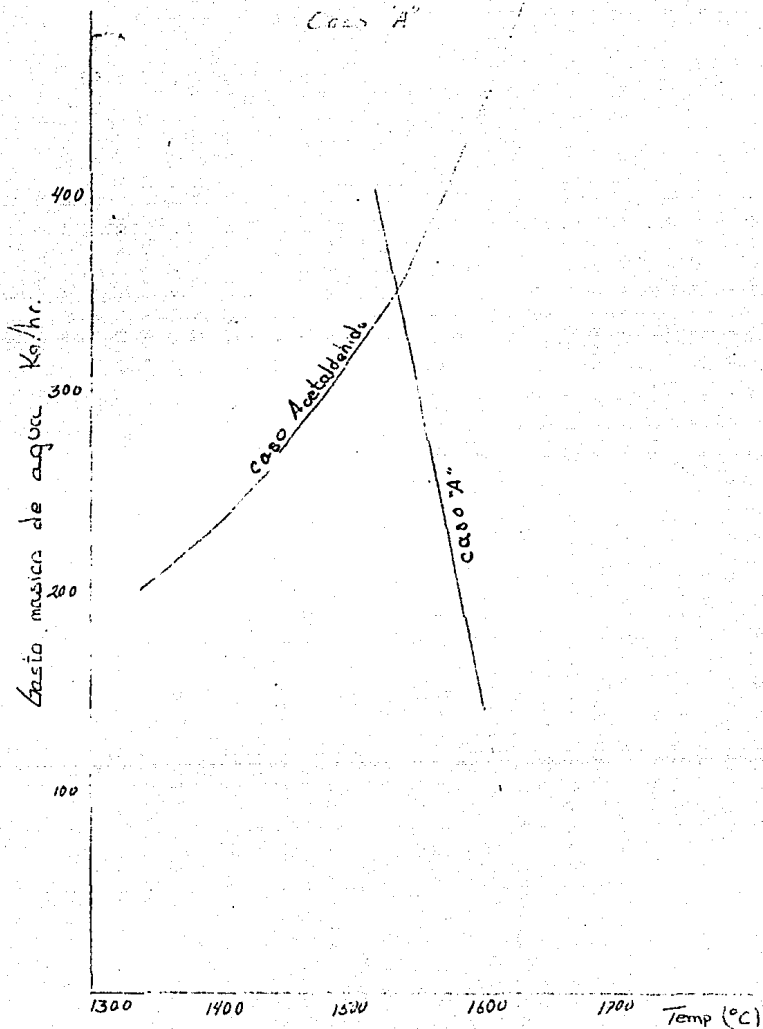
Por lo tanto la cantidad de líquido que entra al incinerador es:

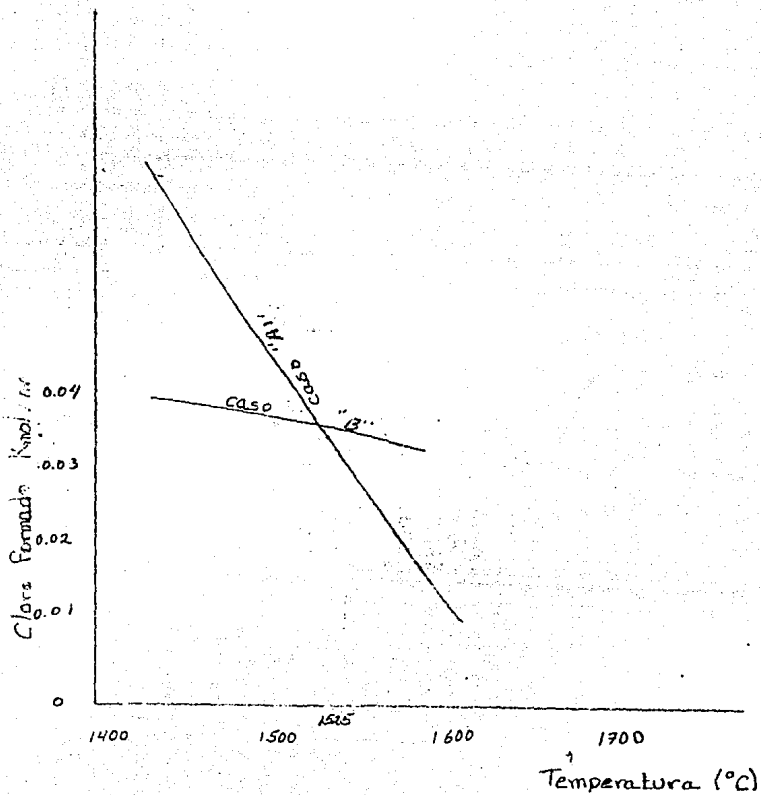
	Kg/hr	Kmol/hr
Efluentes	4204.94	95.14
Aire	10106.65	350.44
Agua	365.00	20.28

La composición de los gases de salida del Incinerador IC-101 (a 1525°C y 1 atm) es:

	Kg/hr	% paso	Kmol/hr	% mol
H ₂ O	1599.66	10.90	88.87	17.86
O ₂	45.60	0.31	1.43	0.29
CO ₂	3021.92	20.59	68.68	13.80
HC ₁	2255.22	15.37	61.79	12.42
Cl ₂	2.56	0.02	0.036	0.01
N ₂	7751.77	52.81	276.849	55.62

Temperatura de Flama.
Caso "A"



Temperatura de Flama
Caso "A"

9 reactivos con su respectivo equivalente por su masa molar.

- 1.- ácido acético
- 2.- cloroacetato
- 3.- acetato
- 4.- cloroetano
- 5.- agua
- 6.- dicloroetano
- 7.- cloruro de vinilo
- 8.- 1,2-dicloroetano
- 9.- tricloroetano
- 10.- carbono
- 11.- oxígeno
- 12.- óxido de carbono
- 13.- acetano
- 14.- ácido clorhídrico
- 15.- cloro
- 16.- nitrato

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (CASO A)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS: 5

NO.	KG/HR	FMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	12.51	.2085	187990	37236.12
2	398.67	5.078599	202520	977091.9
3	63.15	1.435227	257740	351419.7
4	17.35	.1451883	78830	10872.93
5	1349.34	74.96335	-10519	-749112.4
6	23.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.88	3.382626	250530	805076.8
9	2003.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	4569.941	115.415		6474228

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.412887
HCl	61.85942
CO2	68.67481
H2O	33.97858
N2	276.8355
TOTAL	497.7912

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA(C) = 1525

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPOR DE S02 (KG/HR) = 0

AGUA A ALIMENTADA (kg/hr) = 365

CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DE EQUILIBRIO

No.	NN(I)	H(I)
1	.209	0
2	5.079	0
3	1.435	0
4	.145	0
5	74.963	88.87
6	.241	0
7	2.267	0
8	3.383	0
9	15.612	0
10	12.080	0
11	73.593	1.435
12	0	68.68
13	0	0
14	0	61.787
15	0	.036
16	276.8494	276.8494
17	0	0
18	0	0

No.	G(I)	GRT(I)	A T(GDOS. C) 15.
1	-14659.32	-4.163233	
2	16434.52	-4.600123	
3	49082.63	-11.44331	
4	26866.8	-7.520183	
5	35476.32	-9.930841	
6	36389.76	-10.18572	
7	15895.76	-10.00744	
8	63322.24	-17.72429	
9	71357.27	-19.97334	
10	0	0	
11	0	0	
12	-94787.59	-26.53163	
13	64887.88	-18.16252	
14	25264.63	-7.071720	
15	0	0	
16	0	0	
17	19279.64	-5.39649	
18	16423.16	-4.596944	

TEMPERATURA (GRADOS C) - 1925

VAPOR DE AGUA (KGZHR) 0

LAS MOLES DE CADA COMPONENTE SON:

N(1) = 4.719285E-35	Y(1) = 9.523589E-38
N(2) = 3.697545E-35	Y(2) = 7.430213E-38
N(3) = 2.621036E-35	Y(3) = 5.268677E-38
N(4) = 7.355299E-35	Y(4) = 1.478047E-37
N(5) = 88.86387	Y(5) = 1.1785819
N(6) = 3.173973E-35	Y(6) = 6.388103E-38
N(7) = 3.274751E-35	Y(7) = 6.58061E-38
N(8) = 4.499853E-36	Y(8) = 9.042449E-39
N(9) = 0	Y(9) = 0
N(10) = 1.1763E-34	Y(10) = 2.363774E-37
N(11) = 1.425088	Y(11) = 2.863712E-03
N(12) = 68.6809	Y(12) = 1.380142
N(13) = 1.431935E-34	Y(13) = 2.877471E-37
N(14) = 61.78631	Y(14) = 1.241635
N(15) = 3.565942E-02	Y(15) = 7.165756E-05
N(16) = 276.8494	Y(16) = 1.5563296
N(17) = 1.36275E-34	Y(17) = 2.738445E-37
N(18) = 1.42529E-34	Y(18) = 2.864119E-37

Ya obtenidos estos resultados seguimos con la siguiente corriente muy importante, la generación de vapor ya que de ésta depende la rentabilidad de este proceso.

Tenemos:

Vapor de 19.3 Kg/cm^2 (de media) y 270°C no saturado

$$H_{\text{vap}} \left| \begin{array}{l} 272^\circ\text{C} \\ = 706 \text{ Kcal/Kg.} \\ 19.3 \text{ Kg} \end{array} \right. ; \quad H_{\text{liq}} \left| \begin{array}{l} 272^\circ\text{C} \\ = 217 \text{ Kcal/Kg} \\ 19.3 \text{ Kg} \end{array} \right.$$

$$h_f \left| \begin{array}{l} 100^\circ \\ = 100.04 \text{ Kcal/kg} \end{array} \right.$$

Se sabe que hay en el generador 10% del agua como pur gas, por lo que el calor necesario es:

$$Q = 0.9 W_{\text{H}_2\text{O}} (H_v - h_f) + 0.1 W_{\text{H}_2\text{O}} (217 - 100.04) = 557.47 W_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$P = 0.958$$

Este es calor por un lado, ahora la literatura (6) recomienda la salida de los gases de combustión del generador de vapor sea de 300 a 350°C , para nuestro caso usaremos de 350°C por convenir a los intereses, ya que evitamos la conversión de HCl a Cl_2 , por lo que tenemos que el calor que se pierde es igual a:

$$Q = \sum n_i (a_i(T_2 - T_1) + b_i/2(T_2^2 - T_1^2) + c_i/3(T_2^3 - T_1^3) + d_i/4(T_2^4 - T_1^4))$$

Donde:

$$T_1 = 1525 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ y } T_2 = 350 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Desarrollando este sistema para nuestros compuestos - nos queda. $Q = 5'221,127.10 \text{ Kcal/Kmol.}$

6

Se considera el 5% por pérdidas de calor al ambiente nos queda:

$Q_{pr} = Q_p (0.95) =$ al calor recibido por el agua de aquí que:

$$Q_{pr} = Q_p (0.95) = 533.668 \text{ } W_{H_2O}$$

$$W_{H_2O} = \frac{5'221,127.099 \text{ Kcal/hr } (0.95)}{533.668 \text{ Kcal/kg}} = 8,897.53 \text{ Kg/hr}$$

8

La corriente de purgas es igual a:

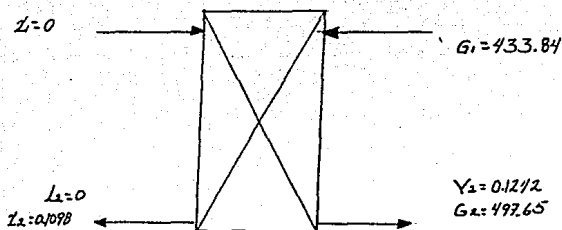
$$W_p = 0.1 \text{ } W_{H_2O} = 889.75 \text{ Kg/hr}$$

¡Vapor generado

$$W_v = 0.9 \text{ } W_{H_2O} = 8,007.78 \text{ Kg/hr}$$

Ahora el cálculo a resolver es la cantidad de agua necesaria para la torre absorbadora DA-100i. Este cálculo se hace con conocimiento de que el agua y HCl forman un azeótropo a 20.3% peso a las condiciones del proceso por lo que la

corriente de salida del líquido se toma a esa concentración.



Si se resuelve: considerando gas inerte al CO_2 y demás efluentes $G_1 = G_2 (1 - Y_2) = 497.647 \text{ Kmol/hr} (1 - 0.1242) = 435.839 \text{ Kmol/hr}$

Si se considera una eficiencia del 98% en la absorción debido a la recirculación del ácido diluido a la torre y sabiendo la cantidad de HCl contenido, obtenemos las siguientes corrientes:

$$G_2 Y_2 = 497.65 \text{ Kmol/hr} (0.1242) = 61.79 \text{ Kmol/hr}$$

$$L_2 X_2 = 61.787 (0.98) = 60.551 \text{ Kmol/hr}$$

$$G_1 Y_1 = G_2 Y_2 (1 - 0.98) = 1.236 \text{ Kmol/hr de HCl}$$

$$Y_1 = \frac{1.236}{1.236 + 435.84} = 0.0028$$

$$Y_2 = \frac{0.1242 \text{ Kmol HCl}}{1 - 0.1242} = 0.1418$$

$$X_2 = \frac{0.1098 \text{ Kmol HCl}}{1 - 0.1098 \text{ Kmol H}_2\text{O}} = 0.1233 \frac{\text{Kmol HCl}}{\text{Kmol H}_2\text{O}}$$

$$X_1 = 0; \quad x_1 = 0$$

12 Y resolviendo este equipo por medio de las ecuaciones de balance de materia:

$$G'(Y_2 - Y_1) = L'(X_2 - X_1) \quad ; \quad \text{Donde: } L' = L_{H_2O}$$

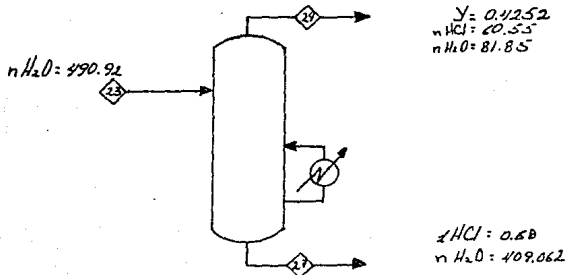
$$L_{H_2O}' = \frac{435.839 (0.1418 - 0.0029)}{(0.1233 - 0)} = 490.917 \text{ Kmol/hr}$$

$$W_{H_2O} = 490.92(18) = 8,836.51 \text{ Kg/hr}$$

BALANCES EN EL AGOTADOR DA-103

Sabiendo la concentración de la salida de la torre absorbidora y que ésta es un azeótropo tenemos que romperlo, en la literatura se nos recomienda utilizar una sal de Calcio, nosotros utilizaremos $(CaCl_2)$ Cloruro de Calcio al 35% peso para obtener HCl al 60% peso según la gráfica de equilibrio No. 6 (en los anexos), para que después se diluya al HCl al 36% peso.

Por lo que el balance es el siguiente:



22

De la Gráfica de equilibrio No. 6 para $\text{HCl}-\text{CaCl}_2-\text{H}_2\text{O}$ leemos que para obtener vapor de HCl al 60% peso se forma CaCl_2 al 35% en peso y 5.8% en peso de HCl en el fondo - en donde al aumentar la concentración de CaCl_2 , en el fondo disminuye la concentración de HCl por lo que el balance queda como sigue:

$$x_{\text{HCl}} = 0.058 = \frac{n_{\text{HCl}}}{n_{\text{HCl}} + n_{\text{H}_2\text{O}}} \longrightarrow n_{\text{HCl}} = \frac{n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 0.058}{(1 - 0.058)}$$

$$n_{\text{HCl}} = \frac{409.062 (0.058)}{(1 - 0.058)} = 25.186 \text{ Kmol/hr}$$

$$W_{\text{HCl}} = 25.186 \text{ Kmol/hr} (36.5) = 919.29 \text{ Kg/hr}$$

$$x_{\text{CaCl}_2} = 0.35 = \frac{W_{\text{CaCl}_2}}{W_{\text{CaCl}_2} + W_{\text{H}_2\text{O}} + W_{\text{HCl}}}$$

$$W_{\text{CaCl}_2} = \frac{(W_{\text{HCl}} + W_{\text{H}_2\text{O}}) (0.35)}{(1 - 0.35)}$$

$$W_{\text{CaCl}_2} = \frac{8,282.41 (0.35)}{0.65} = 4,459.76 \text{ Kg/hr}$$

$$n_{\text{CaCl}_2} = \frac{4,459.76}{111.08} = 40.149 \text{ Kmol/hr}$$

$$PM = \frac{12,742.16 \text{ Kg/hr}}{474.39 \text{ Kmol/hr}} = 26.86 \text{ Kg/kmol}$$

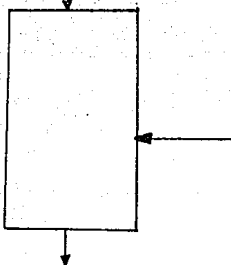
$$P_{\text{rel.}} \left| \begin{array}{l} = 1.44 \\ 80^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

25

De la recirculación del agotador

$$n_{\text{HCl}} = 60.551 \text{ Kmol/hr}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 81.855 \text{ Kmol/hr}$$



de Agotador

$$n_{\text{HCl}} = 25.186 \text{ Kmol/hr}$$

$$n_{\text{CaCl}_2} = 40.15 \text{ Kmol/hr}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 409.062$$

$$n_{\text{HCl}} = 85.77 \text{ Kmol/hr}$$

$$n_{\text{CaCl}_2} = 40.149 \text{ Kmol/hr}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 491.22 \text{ Kmol/hr}$$

Balance de Energía en el Agotador

Sabiendo que la temperatura de ebullición de CaCl_2 al 35% es de 113°C , calculamos el vapor necesario para llegar a esta temperatura.

$$N_f H_f + Q_{\text{abs}} = N_g H_g + N_1 H_1$$

$$H_g = (1-x) C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} (T_g - 0) + \lambda_{\text{H}_2\text{O}} + C_{p_{\text{HCl}}} (t_g - 0) (\lambda_{\text{HCl}})$$

$$C_p \left| \begin{array}{l} 113^\circ\text{C} \\ \text{HCl} \end{array} \right. = 7.67 \text{ Kcal/}^\circ\text{C kmol}; \quad \lambda_{\text{HCl}} = 3,860 \text{ Kcal/Kmol}$$

$$H \left| \begin{array}{l} 113^\circ\text{C} \\ \text{H}_2\text{O} \end{array} \right. = 11,540 \text{ Kcal/kmol}$$

$$H_g = (1-0.4252)(11,540) + 0.4252(7.67)(113) + 3,860 = 10,861.72 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}$$

$$h = x_{\text{HCl}} C_{p\text{HCl}} (T_g - 0) + (x_{\text{H}_2\text{O}} h_{\text{H}_2\text{O}}) + x_{\text{CaCl}_2} (T_g - 0)$$

$$C_p \left| \begin{array}{l} 113^\circ\text{C} \\ \text{H}_2\text{O} \end{array} \right. = 21.9 \text{ Kcal/kmol}; \quad h \left| \begin{array}{l} 113^\circ\text{C} \\ \text{H}_2\text{O} \end{array} \right. = 2,032.8 \text{ Kcal/mol}$$

$$C_p \left| \begin{array}{l} 113^\circ\text{C} \\ \text{CaCl}_2 \end{array} \right. = 18.39 \text{ Kcal/}^\circ\text{C kmol}$$

$$H_1 = \{(0.0531)(21.9)(113) + (0.8986)(2,032.8)\} + (0.819)(18.39)(113)(G) = 2,045.12 \text{ Kcal/kmol}$$

$$H_f = x_{\text{HCl}} C_p (T_1 - T) + x_{\text{H}_2\text{O}} h_{\text{H}_2\text{O}}(1.8) + x_{\text{CaCl}_2} C_p \text{CaCl}_2 (T_1 - T)$$

$$C_p \left| \begin{array}{l} 80^\circ\text{C} \\ \text{HCl} \end{array} \right. = 19.89 \text{ Kcal/}^\circ\text{C kmol}; \quad h_f \left| \begin{array}{l} 80^\circ\text{C} \\ \text{H}_2\text{O} \end{array} \right. = 1,439.20 \text{ Kcal/kmol}$$

$$C_p \begin{cases} 80^\circ\text{C} \\ = 18.26 \text{ Kcal/kmol} \\ \text{CaCl}_2 \end{cases}$$

$$H_f = 0.048(19.89 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}}) (80)^\circ\text{C} + 0.8759(1,439.10) + 0.0761(18.263) \\ (80)$$

$$H_f = 1448.07 \text{ Kcal/kmol}$$

$$Q = 141.68 \text{ kmol/hr} (10,861.717 \text{ Kcal/kmol}) - (1874.80)(2,045.12) - (1,448.07)$$

$$Q = 2'453,074.85 \text{ Kcal/hr.}$$

54 El vapor necesario en el agotador

$$P = 275 \text{ psig sat.} \text{ ----- } \lambda_{\text{H}_2\text{O}} = 451.42 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q = W_{\text{H}_2\text{O}} (\text{H}_2\text{O}) \text{ ----- } W_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2'453,074.85 \text{ Kcal/hr.}}{451.42 \text{ Kcal/kg}}$$

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 5,434.13 \text{ Kg/hr}$$

11 Cálculo del agua necesaria para diluir el HCL

Si al 60% peso tenemos:

$$\text{HCl} = 60.240 \text{ kmol/hr} \text{ ----- } 2,198.85 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 81.44 \text{ kmol/hr} \text{ ----- } 1,465.90 \text{ Kg/hr}$$

para que el HCl llegue al 35% peso tenemos que agregar agua

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2,198.85 (0.65)}{0.35} = 4,083.58 \text{ Kg/hr}$$

y si ya tenemos algo de agua sólo agregamos la diferencia

$$W_{H_2O} = 4,083.58 - 1,465.90 = 2,609.98 \text{ Kg/hr}$$

El Calor que absorberá el Agua de Dilución será:

$$Q_{HCl} = W_{req} (h_{38^\circ C} - h_{25^\circ C})$$

$$h \left. \begin{array}{l} = 38 \text{ Kcal/kg} \\ | \\ 38^\circ C \end{array} \right\} ; \quad h \left. \begin{array}{l} = 25 \text{ Kcal/kg} \\ | \\ 25^\circ C \end{array} \right\}$$

$$Q_d = 3,660.75 \text{ Kg/hr (38-25) Kcal/Kg}$$

$$Q_d = 47,589.75 \text{ Kcal/hr}$$

Cálculo del calor a condensar y enfriar los vapores del Agetador de 118 a 38°C

$$n_{HCl} = 60.562 \text{ Kmol/hr} ; \quad \lambda_{HCl} = 3,860 \text{ Kcal/kmol}$$

$$n_{H_2O} = 81.87 \text{ Kmol/hr}$$

el calor necesario es igual a:

$$Q_v = n_{H_2O} (h_{118} - h_{38}) + n_{HCl} (\lambda_{HCl} + C_{p_{HCl}} (113-38))$$

$$H = 11,586 \text{ Kcal/kmol} ; \quad h_{H_2O} \left. \begin{array}{l} = 684 \text{ Kcal/kmol} \\ | \\ 38^\circ C \end{array} \right\}$$

$$C_p \left. \begin{array}{l} = 19.4 \text{ Kcal/}^\circ C \text{ Kmol} \\ | \\ HCl \end{array} \right\}$$

$$Q_v = 1'214,433.78 \text{ Kcal/hr}$$

Por lo que necesitamos calcular el agua de enfriamiento:

$$Q_v = Q_d + W_{enf}(C_{p_{H_2O}})(43-33) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \Big|_{H_2O} = 1 \text{ Kcal/}^\circ\text{C Kg} \quad ; \quad W_{enf} = \frac{Q_v - Q_d}{C_{p_{H_2O}}(43-33)^\circ\text{C}}$$

$$W_{enf} = 116,684.40 \text{ Kg/hr}$$

50 Cálculo del agua de enfriamiento del equipo E-103

La cantidad de solución acuosa que se recircula a la torre absorbidora y se enfría de 113 a 80°C

$$n_{HCl} = 25.24 \text{ Kmol/hr.}$$

$$n_{CaCl_2} = 40.18 \text{ Kmol/hr}$$

$$n_{H_2O} = 409.35 \text{ Kmol/hr}$$

$$Q = n_t (H1_{113} - h1_{80}) \quad \text{Donde: } H1 \Big|_{113^\circ\text{C}} = 2,061.11 \text{ Kcal/Kmol}$$

$$H1 = x_{HCl} C_{p_{HCl}}(T_2) + x_{H_2O} (h_{H_2O}) + x_{CaCl_2} C_{p_{CaCl_2}}(t_1)$$

$$h_1 = 1,449.0326 \text{ Kcal/kmol}$$

$$Q_1 = 474.73 (2,061.11 - 1,449.03) \text{ Kcal/hr} = 290,573.95 \text{ Kcal/hr}$$

y sabiendo que el $Q_1 = Q_a$ absorbido

$$Q_1 = Q_a = W_{H_2O} C_{p_{H_2O}} (43-33)^\circ\text{C}$$

$$W_{H_2O} = \frac{290,573.55 \text{ Kcal/hr}}{1 \text{ Kcal } (43-33)^\circ\text{C}} = 29,057.40 \text{ Kg/hr}$$

°C. Kmol

Este balance se refiere a la recirculación de la torre de apagado, de aquí podremos observar que los balances anteriores tendrán que aumentar en algunos casos por la recirculación.

Calcularemos la cantidad de ácido diluido que se usará en el apagador, los gases de combustión de 350 a 80°C y - el agua para enfriar el ácido diluido.

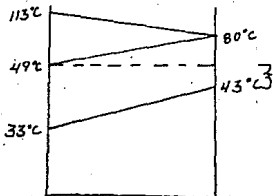
a.- Calor que liberan los gases de combustión:

Si utilizamos la ecuación ya empleada anteriormente que es la siguiente:

$$Q_1 = n_t (a_i(T_2-T_1) + \frac{b_i}{2} (T_2^2-T_1^2) + \frac{c_i}{3} (T_2^3-T_1^3) + \frac{d_i}{4} (T_2^4-T_1^4))$$

obtenemos que el $Q_1 = 1'046,169.87 \text{ Kcal/hr}$

b.- El ΔT en el cambiador del ácido diluido para el apagador será:



$\Delta T = (10^\circ\text{F}) 5.6^\circ\text{C}$ como máximo
para que funcione el cambiador de calor E-102

Resolviendo este balance obtenemos:

c.-

	FM	%mol	xPM
HCl	36.5	13.90	5.074
CaCl ₂	111.1	6.51	7.23
H ₂ O	18.0	79.59	14.33
		100.00	26.63 =

Balances de Energía.

Ⓐ 80°C

$$h = x_{\text{HCl}} C_{p\text{HCl}}(T_1) + x_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} + x_{\text{CaCl}_2} C_{p\text{CaCl}_2}(T_1)$$

$$h = ((0.0195)(19.89)(80)) + (0.8986(1,439.10)) + 0.0819(18.143)(80)$$

$$h_1 = 1,443.86 \text{ Kcal/kmol}$$

Ⓑ 49°C

$$h_{\text{H}_2\text{O}} = 879.2 \text{ Kcal/kmol} ; C_p = 18.143 \text{ Kcal/}^\circ\text{Ckmol CaCl}_2$$

$$h_2 = (0.0195(19.89))(49) + (0.8986(879.2)) + 0.0819(18.143)(49)$$

$$h_2 = 881.86 \text{ Kcal/kmol}$$

También sabemos que el Q liberado = Q absorbido por lo que

$$Q_1 = Q_a = n_{\text{acid dil}}(h_1 - h_2) ; n_{\text{acid dil.}} = \frac{1,046,169.87 \text{ Kcal/hr}}{1,443.86 - 881.86 \text{ Kcal/km}}$$

$$n_{\text{acid dil}} = 1,861.51 \text{ Kmol/hr} ; \quad W_{\text{acid dil}} = 48,362.09 \text{ Kg/hr}$$

46 Cálculo para el ácido diluido de 350 a 49°C y el agua para enfriar este ácido diluido

$$Q_a = W_{\text{H}_2\text{O}} (43-33)^\circ\text{C} (C_{p_{\text{H}_2\text{O}}})$$

$$Q_a = 1'046,169.87 \text{ Kcal/hr} = W_{\text{H}_2\text{O}} (43-33)^\circ\text{C}$$

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 104,616.99 \text{ Kg/hr}$$

Por último tenemos que calcular las cantidades necesarias para reducir y neutralizar el Cl_2 y HCl respectivamente con Na_2SO_3 y NaOH

39 $n_{\text{HCl}} = 1.236 \text{ Kmol/hr} ; \quad W_{\text{HCl}} = 45.114 + 2.409$

de recirculación

$$W_{\text{HCl}} = 47.523 \text{ Kg/hr}$$

	HCl	$+$	NaOH	\longrightarrow	NaCl	$+$	H_2O
W	47.73		52.40		76.64		23.58
n	1.312		1.312		1.312		1.312

Tenemos NaOH al 40% peso por lo que necesitaremos

$$\frac{52.40 \text{ Kg/hr}}{0.40} = 131.00 \text{ Kg/hr}$$

la cantidad de agua producida y la de la solución de sosa es igual a:

$$W_{H_2O} = 23.58 + (131.00 - 52.40) = 102.18 \text{ Kg/hr}$$

40

Reducción del Cl_2

	H_2O	+	Cl_2	+	Na_2SO_3	----->	Na_2SO_4	+	$2HCl$
W	0.648		2.55		4.53		5.12		2.63
n	0.036		0.036		0.036		0.036		0.07

La solución de Na_2SO_3 viene al 10% en peso por lo que ne
cesitaremos

$$\frac{4.536 (0.09)}{0.10} = 40.82 \text{ Kg/hr de agua; } 45.36 \text{ de solución kg/hr}$$

$$\text{Nos resta agua} = 40.82 - 0.648 = 40.172 \text{ Kg/hr.}$$

41

A neutralización se mandan los productos del reductor y
la base

	PM	Kg/hr	% peso	Kmol/hr	% mol
H_2O	18	142.36	63.52	7.91	85.42
Na_2SO_4	142	5.11	2.28	0.04	0.43
$NaCl$	58.5	<u>76.64</u>	<u>34.20</u>	<u>1.31</u>	<u>14.15</u>
		224.11	100.00	9.26	100.00

y por último los gases a la atmósfera.

20

	PM	Kg/hr	% peso	Kmol/hr	% mol
H ₂ O	18	2,766.60	20.36	153.70	30.70
O ₂	32	45.60	0.30	1.43	0.29
N ₂	28	7,751.77	57.06	276.85	55.30
CO ₂	44	3,021.92	22.24	68.68	13.71
		<u>13,585.89</u>	<u>100.00</u>	<u>500.66</u>	<u>100.00</u>

$$PM = \frac{13,585.89 \text{ Kg/hr}}{500.66 \text{ Kmole/hr}} = 27.14 \text{ Kg/mole}$$

$$\text{Densidad rel.} = 0.94$$

PRECALCULOS DE LOS EQUIPOS

B-101 Soplador de aire de combustión, tipo Turbo

$$W = 1472.52 \text{ Kg/hr} ; P = 1.025 \text{ Kg/lt}$$

$$V = \frac{1,472.52 \text{ Kg/hr} (1 \text{ m}^3)}{1.025 \text{ Kg/lt} (1000 \text{ lt})} = 1.44 \text{ m}^3/\text{hr}$$

V - 101 Soplador de aire de combustión, tipo turbo

$$W = 10,106.65 \text{ kg/hr}$$

$$V = 10,106.65 \text{ Kg/hr} \left(\frac{1 \text{ Kmole}}{29 \text{ Kg}} \right) (23.64 \frac{\text{pies}^3}{\text{Kmole}}) = 8,238.66 \frac{\text{pies}^3}{\text{hr}}$$

$$V = 8,238.66 \frac{\text{pies}^3}{\text{hr}} \left(\frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right) @ 1 \text{ atm y } 15.5^\circ\text{C}$$

$$V = 137.31 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

- B-102 Bomba de efluentes de ptas. de Clorados II y III, tipo Centrífuga.

$$W = 2,732.42 \text{ Kg/hr} \quad ; \quad \rho = 1,343 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = \frac{2,732.42 \text{ Kg/hr}}{1,343 \text{ Kg/m}^3} = 2.04 \text{ m}^3/\text{hr}$$

- B-103 Bomba de apagador TAE-101, tipo Centrífuga

$$W = 48,362.09 \text{ Kg/hr} \quad ; \quad \rho = 1,420 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = \frac{48,362.09 \text{ Kg/hr}}{1,420 \text{ Kg/m}^3} = 34.06 \text{ m}^3/\text{hr}$$

- GV-101 Generador de Vapor, Tipo tubos de humo

$$\text{Cap. térmica} = Q = 5.221 \text{ MMKcal/hr}$$

$$\text{Vapor generado} = W = 8,007.78 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{Pop.} = 19.3 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$$

- IC-101 Incinerador, tipo horizontal

$$\text{Capacidad} = 7.603 \text{ MMKcal/hr}$$

$$\text{Top.} = 1,525 \text{ }^\circ\text{C} \quad ; \quad \text{Pop.} = 1 \text{ atm.}$$

- TAE-101 Apagador de los gases de combustión, tipo rociador.

$$\text{Cap. térmica} = 1.046 \text{ MMKcal/hr}$$

- E-102 Enfriador del apagador, tipo placa

$$\text{Capacidad térmica} = 1.046 \text{ MMKcal/hr}$$

Agua de enfriamiento:

$$W = \frac{1'046,169.87 \text{ Kcal/hr}}{1 \text{ Kcal/}^\circ\text{C} \text{ Kg (43-33) C}} = 104,617 \text{ Kg/hr}$$

- E-103 Enfriador de torre agotadora, Tipo- placa 50

W = 48,707.52 Kg/hr ; Q = 290,573 Kcal/hr

W_{agua enf.} = 29,057.3

43

E-101 Enfriador de purgas del Generador de Vapor GV-101,

Tipo Placa

W = 889.75 Kg/hr ; Q = 121,896 Kcal/hr

Agua de enfriamiento:

H₂O = 12,190 Kg/hr.

RESUMEN DE CORRIENTES

1 Efluentes de Pta. de Acetaldehído

	PM	Kg/hr	% peso	rel.
Ac Acético	60	9.01	0.61	1.049
Cloroacetaldehído	78.5	398.67	27.07	1.11
Acetaldehído	44.0	63.15	4.29	0.78
Cloroformo	119.5	17.35	1.18	1.49
Agua	18.0	984.34	66.85	1.00
		<u>1,472.52</u>	<u>100.00</u>	

2 Efluentes de Planta de Derivados Clorados II y III

Dicloroetileno	97.0	23.42	0.86	1.22
Cloruro de Vinilo	62.5	141.66	5.18	0.91
1,2-Dicloroetano	99.0	334.88	12.25	1.26
Tricloroetano	133.5	2083.96	76.27	1.33
Carbón	12.0	145.0	5.31	2.26
Ac Acético	60.0	3.50	0.13	1.04
		<u>2,732.42</u>	<u>100.00</u>	

3 Amías. corrientes

	PM	Kg/hr	% peso
Ac. Acético	60	12.51	0.30
Cloroacetaldehído	78.5	398.67	9.48
Acetaldehído	44.0	63.15	1.50
Cloroformo	119.5	17.55	0.41
Agua	18.0	984.34	23.41
Dicloroetileno	97.0	23.42	0.57
Cloruro de Vinilo	62.5	141.66	3.37
1,2-Dicloroetano	99.0	334.88	7.96
Tricloroetano	133.5	2,083.96	49.56
Carbón	12.0	145.00	3.45
		<u>4,204.94</u>	<u>100.00</u>

4 Aire para la combustión

Oxígeno	32	2,354.98	23.30
Nitrógeno	28	7,751.77	76.70
		<u>10,106.78</u>	<u>100.00</u>

6 Agua al Incinerador

Agua	18.0	365.00	100.00
------	------	--------	--------

7 Gases de Combustión			
	PM	Kg/hr	% peso
Agua	18	1,599.66	10.90
Oxígeno	32	45.60	0.31
Dióxido de C.	44	3,021.92	20.59
Ácido Clorhídrico	36.5	2,255.23	15.37
Cloro	71	2.55	0.02
Nitrógeno	28	7,751.77	52.81
		<u>14,676.73</u>	<u>100.00</u>

8 Agua del generador de Vapor		
	Kg/hr	% peso
Agua	889.75	100.0

9 Vapor Generado		
Agua	Kg/hr	% peso
Agua	8,007.78	100.0
Corriente No.	Agua (Kg/hr)	% peso
11	5,615.52	100.0
11	2,617.68	
12	3,836.51	
13	365.00	
14	2,617.68	
15		

	Kg/hr	% peso
Agua	30,989.15	62.26
Acido clorhídrico	2,212.90	2.74
Cloruro de Calcio	17,420.82	35.00
	<u>49,773.77</u>	<u>100.00</u>

Corriente	HCl	H ₂ O	CaCl ₂	total
-----------	-----	------------------	-------------------	-------

14

20	Kg/hr	% peso
Cloro	1 ppm	--
Dióxido de C.	3,021.50	22.24
Agua	2,776.09	20.36
Nitrógeno	7,752.11	57.06
Oxígeno	46.19	0.34
Acido Clorhídrico	1 ppm	--
	<u>13,585.19</u>	<u>100.00</u>

21		
Agua	31,536.00	60.68
Acido Clorhídrico	3,534.03	6.80
Cloruro de calcio	16,900.97	32.52
	<u>51,971.00</u>	<u>100.00</u>

22	Kg/hr	% peso
Agua	256.31	64.00
Cloruro de Calcio	144.17	36.00
	<u>400.48</u>	<u>100.00</u>

23		
Agua	31,789.97	60.70
Ac. Clorhídrico	3,534.03	6.84
Cl. de Calcio	17,052.41	32.56
	<u>52,372.27</u>	<u>100.00</u>

24	Kg/hr	% peso
Agua	1,465.90	40
Ac. Clorhídrico	2,198.85	60

25 y 26		
Agua	31,789.97	60.70
Ac. Clorhídrico	352.26	6.84
Cl. de Calcio	17,052.41	32.56
	<u>52,372.27</u>	<u>100.00</u>

27 y 28		
Agua	30,325.15	62.26
Ac. Clorhídrico	1,334.58	2.74
Cl. de Calcio	17,047.54	35.00
	<u>48,707.52</u>	<u>100.00</u>

29	Kg/hr	% peso
Agua	256.31	62.26
Ac. Clorhídrico	11.28	2.74
Cl. de Calcio	<u>144.09</u>	<u>35.00</u>
	411.68	100.00

30		
Agua	30,068.99	62.26
Ac. Clorhídrico	1,323.31	2.74
Cl. de Calcio	<u>16,903.54</u>	<u>35.00</u>
	48,295.84	100.00

33		
Agua	1,289.65	84.43
Ac. Clorhídrico	11.30	0.74
Sulfato de Sodio	5.04	0.33
Cl. de Sodio	77.29	5.06
Cl. de Calcio	<u>144.07</u>	<u>9.43</u>
	1,527.48	100.00

35	Kg/hr	% peso
Agua	1,146.04	88.06
Ac. Clorhídrico	11.32	0.87
Cl. de Calcio	<u>144.07</u>	<u>11.07</u>
	1,301.43	100.00

37 y 38		
Agua	4,083.56	65.00
Ac. Clor hídrico	<u>2,198.84</u>	<u>35.00</u>
	6,282.40	100.00

39		
Agua	78.60	60.00
Sosa	<u>52.40</u>	<u>40.00</u>
	131.00	100.00

40		
Agua	40.82	90.00
Sulfato de sodio	<u>4.54</u>	<u>10.00</u>
	45.36	100.00

41		
Agua	119.41	67.71
Sosa	52.40	29.72
Sulfato de sodio	<u>4.54</u>	<u>2.57</u>
	176.36	100.00

Corriente No.	Agua Kg/hr
19	2,617.68
34	889.75
42	327,361.03
43	12,189.60
44	315,171.42
45	12,189.60
46	104,616.99
47	104,616.99
48	116,806.55
49	210,554.43
50 y 51	290,573.00
52 y 57	116,684.40
53	217,872.25
54 y 55	5,939.13
56	222,618.32
58	332,107.10
59	3,261.71

"BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA"
(Caso "B" Pta. de Derivados Clorados II y III)

2 y 3

No.	Kg/hr	% peso	Kmol/hr	% mol
1.- Ac. Acético	3.50	0.13	0.058	0.17
2.- Dicloroetileno	23.42	0.86	0.241	0.71
3.- Cloruro de Vin.	141.66	5.18	2.267	6.73
4.- Dicloroetano	334.88	12.25	3.383	10.06
5.- Tricloroetano	2083.96	76.27	15.610	46.40
6.- Carbón	145.00	5.31	12.083	35.92
	<u>2732.42</u>	<u>100.00</u>	<u>33.642</u>	<u>100.00</u>

$$PM = \frac{2,732.42 \text{ Kg/hr}}{33.642 \text{ Kmol/hr}} = 81.22 \text{ Kg/kmol}$$

4 Aire para la combustión:

De información técnica (1) se recomienda que el exceso de aire para la combustión no sea mayor del 2% para evitar la descomposición de HCl a Cl₂ por lo que utilizaremos sólo este 2% de exceso de Oxígeno. Por cálculos estequiométricos de las reacciones efectuadas sabemos la cantidad necesaria de O₂.

Oxígeno	1,893.98	23.30	59.187	21.00
Nitrógeno	<u>6,234.34</u>	<u>76.70</u>	<u>222.655</u>	<u>79.00</u>
	8,128.32	100.00	281.84	100.00

$$\bar{P}_M = 28.84 \quad P_{rel.} = 1.00$$

17 Agua para abatir la Temperatura de la Flama.

Para este caso como en el anterior, la Temperatura es muy alta, por lo que también se le agregará agua, esta cantidad se calcula para que tenga la misma temperatura de Flama que la situación anterior por medio del programa ya mencionado antes en los anexos. La cantidad calculada es:

Agua 1,125.00 Kg/hr ; 62.50 Kmol/hr.

S/N

Flujo que entra al Incinerador

Ac. Acético	3.50	0.06	10,417.78
Agua	1,125.00	62.50	-----
Di-Cl-etileno	23.42	0.24	52,934.21
Cl. de Vinilo	141.66	2.27	595,067.20
Di-Cl-etano	334.88	3.38	805,076.80
Carbón	145.00	12.08	1'079,616.00
Oxígeno	1,893.98	59.19	-----
Nitrógeno	6,234.74	222.66	-----
Tricloroetano	<u>2,083.96</u>	<u>15.61</u>	<u>3'375,026.00</u>
	11,985.74	377.99	5'857,138.00

La temperatura de Flama Adiabática es de 1525°C como en el caso anterior por convenir al proceso.

$$\bar{P}_M = \frac{11,985.74 \text{ Kg/hr}}{377.99 \text{ Kmol/hr}} = 31.71 \text{ Kg/kmol}$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (Cont. II)% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS = 5

No.	KG/HR.	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	3.5	5.83334E-02		187990
10417.78				
2	0	0	202520	0
3	0	0	257740	0
4	0	0	78830	0
5	1125	62.5	-10519	-624565.6
6	21.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	314.88	3.382626	250530	605076.8
9	2083.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	3857.42	36.14249		5232572

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.160523
HCl	56.34526
CO2	55.20164
H2O	60.26586
H2	222.6606

TOTAL 403.6338

QL (KCAL/HR) = 5232572
 OL (KCAL/HR) = 5232572

QA (Kcal/hr) = 4038773
 OA (Kcal/hr) = 5213129

Temp (C) = 1200
 Temp (C) = 1519.562

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA (C) 1525.017

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPOR DE 50# (KG/HR) = 0

AGUA A ALIMENTADA (kg/hr) = 1125

7

Cálculo del equilibrio en el Incinerador IC-101

La composición de los gases de salida del Incinerador la calculamos con la siguiente relación (2):

$$\frac{AG^{\circ} f_i}{RT} + \ln \frac{n_i}{n_t} + \frac{\sum k}{RT} \lambda_{aik} = 0$$

que es la misma de la del caso anterior. Resolviendo este sistema tenemos (por programa en los anexos)

	Kg/hr	% peso	Kmol/hr	% mol
Agua	1,229.45	10.26	68.30	16.92
Oxígeno	36.54	0.30	1.14	0.28
Dióxido de Carbono	2,428.89	20.26	55.20	13.68
Acido Clorhídrico	2,053.89	17.14	56.27	13.94
Cloro	2.62	0.02	0.04	0.01
Nitrógeno	<u>6,234.34</u>	<u>52.02</u>	<u>222.66</u>	<u>55.17</u>
	11,985.74	100.00	403.61	100.00

$$PM = \frac{11,985.745 \text{ Kg/hr}}{403.61 \text{ Kmol/hr}} = 29.70 \text{ Kg/mol}$$

$P_{rel.} = 1.024$; los gases de salida los obtenemos a 350°C

6

El cálculo del agua para el Generador de Vapor

El calor que se tiene que eliminar se obtiene con la siguiente relación:

$$Q = \sum n_i C_{p_i} (T_2 - T_1)$$

activos con sus respectivos números equivalentes para este Programa

- 1.- ácido acético
- 2.- agua
- 3.- ácido acético
- 4.- cloruro de vinilo
- 5.- 1,2 Dihalacetano
- 6.- trichloroetano
- 7.- Carbono
- 8.- etano
- 9.- dióxido de carbono
- 10.- metano
- 11.- ácido clorhídrico
- 12.- cloro
- 13.- nitrógeno

CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DE EQUILIBRIO

NO	HM(I)	H(I)
1	1.0581	0
2	62.5	68.305
3	.241	0
4	2.267	0
5	3.383	0
6	15.612	0
7	12.083	0
8	59.18652	1.141
9	0	55.202
10	0	0
11	0	56.267
12	0	.039
13	222.6548	222.6548
14	0	0
15	0	0

NO.	G(I)	GFP(I)	A T(GDOS. C) 1525
1	-14659.32	4.103233	
2	-35476.32	9.930041	
3	36389.76	10.18572	
4	35395.76	10.04744	
5	63322.24	17.72429	
6	71357.27	19.97334	
7	0	0	
8	0	0	
9	94787.59	26.53163	
10	64887.88	18.16252	
11	25264.88	7.071795	
12	0	0	
13	0	0	
14	19279.64	5.19649	
15	16423.16	4.596944	

SENCERO DE TRIGABO 2

TEMPERATURA (COP), (C) 1525

VAPOR DE AGUA (KGZRR) 0

LAS MOLES DE CADA COMPONENTE SON:

N(1) =	1.401762E-28	Y(1) =	3.67083E-31
N(2) =	66.30426	Y(2) =	.169213
N(3) =	4.71677E-31	Y(3) =	1.168495E-33
N(4) =	6.306803E-31	Y(4) =	1.56241E-33
N(5) =	4.330997E-36	Y(5) =	1.072936E-30
N(6) =	0	Y(6) =	0
N(7) =	9.702386E-22	Y(7) =	2.403612E-24
N(8) =	1.142425	Y(8) =	2.830177E-03
N(9) =	55.21896	Y(9) =	.1367962
N(10) =	2.971911E-20	Y(10) =	7.362437E-23
N(11) =	56.2686	Y(11) =	.1399965
N(12) =	3.665432E-02	Y(12) =	9.080528E-05
N(13) =	222.655	Y(13) =	.5515925
N(14) =	1.254898E-20	Y(14) =	3.108811E-23
N(15) =	2.7376E-20	Y(15) =	6.781971E-23

resolviéndola tenemos el calor necesario de eliminar para -
obtener los gases de combustión a 350°C

$$Q = 4'220,414.22 \text{ Kcal/hr}$$

6. Cantidad de agua necesaria

$$W_{H_2O} = W_{vap} + W_{purgas}; \quad Q = W_{vap}(H_v - h_f) + W_{pur}(H_l - h_f)$$

$$W_{vap} = 0.9 W_{H_2O};$$

este vapor es de media (19.3 Kg/cm²) por lo que las H_l y h_f se ven a estas condiciones, resolviendo tenemos:

$$W_{H_2O} = \frac{4'220,414.22 \text{ Kcal/hr} (0.95)}{557.47 \text{ Kcal/Kr}} = 7,192.12 \text{ Kg/hr}$$

9. Vapor Generado:

$$W_{vap} = 0.9 (7,192.124256 \text{ Kg/hr} = 6 472,91183 \text{ Kg/hr})$$

19.3 Kg/cm²

$$P_{rel.} = 0.85$$

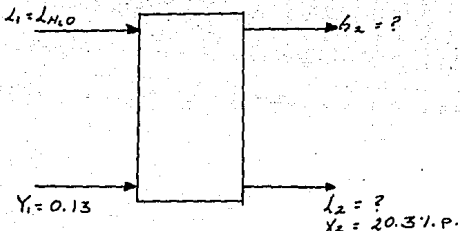
Los gases de combustión se reducen en su temperatura de 350°C a 80°C por contacto directo con ácido diluido en la - torre de apagado y el calor absorbido se calcula con los Cp's de cada componente y es el siguiente:

$$Q = 850,058.75 \text{ Kcal/hr}$$

Posteriormente calcularemos la cantidad de ácido diluido y el agua de enfriamiento.

TORRE ABSORBEDORA

El agua necesaria para llegar a la concentración tope (20.3%) por formarse un azeótropo es:



12 Utilizando las ecuaciones de balance de materia para el cálculo de Torres de absorción considerando caso Isotérmico, gas inerte y adiabático se resuelve este balance y nos queda:

$$L_1 = L_2 = 447.10 \text{ Kmol/hr}$$

Gases que salen por el domo por el mismo balance tomando como inertes a los gases que no sean HCl y una eficiencia de 98% por tener recirculaciones a la torre.

	Kg/hr	% peso	Kmol/hr	% mol
H ₂ O	1,229.46	12.33	68.30	19.60
O ₂	36.54	0.37	1.14	0.33
CO ₂	2,428.89	24.35	55.20	15.84
HCl	41.06	0.41	1.13	0.32
Cl ₂	2.627	0.03	0.04	0.01
N ₂	6,239.34	62.51	222.66	63.90
	<u>9,972.92</u>	<u>100.00</u>	<u>348.47</u>	<u>100.00</u>

Acido Diluido usado para enfriar los gases de 350 a -

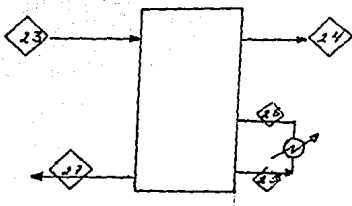
14

	Kg/hr	% peso	Kmol/hr	% mol
HCl	1,076.50	2.75	29.49	1.95
H ₂ O	24,465.36	62.26	1,329.19	89.86
CaCl ₂	13,759.39	35.04	123.88	8.19
	<u>39,301.31</u>	<u>100.00</u>	<u>1,512.56</u>	<u>100.00</u>

$$PM = \frac{39,301.31 \text{ Kg/hr}}{1,512.56 \text{ Kmól/hr}} = 25.98 \text{ Kg/kmól}$$

TORRE AGOTADORA

Para romper el azeótropo formado en la torre absorbadora se agrega CaCl₂ al 36% en peso, esta cantidad no se puede elevar ya que aumentará al tempertarua de la torre agotadora, esta cantidad se lee de la gráfica No. 6 de los anexos.



27

También sabemos por la misma gráfica la concentración de salida del fondo y del domo que es de 5.8% y 60% respectivamente, conociendo estos valores y las concentraciones a la entrada y resolviendo los balances tenemos:

$$n_{\text{HCl}} = 22.938 \text{ Kmol/hr}; \quad n_{\text{H}_2\text{O}} = 372.54 \text{ Kmol/hr}$$

$$W_{\text{CaCl}_2} = 4,061.62 \text{ Kg/hr} ; \quad \text{PM} = \frac{11,604.63}{432.05} = 26.86$$

54

Balance de Energía en el Agotador para el cálculo del Vapor

$$N_{23}H_{23} + Q_{57} = N_{24}H_{24} + N_{27}H_2^7$$

La temperatura a la que opera es la de burbuja de $\text{CaCl}_2\text{-H}_2\text{O}$ al 35% en peso y es de 113°C (ver gráfica No. 1 anexos)

Calculando obtenemos:

$$Q = 432.05 (2,060.1) + 129.70 (8,671.15) - 561.74 (1,461.67)$$

$Q = 1'193,576.11 \text{ Kcal/hr.}$; considerando las pérdidas - de calor se resuelve y obtenemos:

$$W_{\text{vap}} = \frac{Q}{\lambda_{\text{vap}}} : W_{\text{vap}} = 4,321.68 \text{ Kg/hr.}$$

$$P_{\text{rel.}} = 0.621$$

46 Agua de enfriamiento requerida para el E-102

El Calor absorbido es $Q = 850,058.75 \text{ Kcal/hr}$

$$W_{\text{agua}} = \frac{850,058.75 \text{ Kcal/hr}}{1 \text{ Kcal} / (43-33)^{\circ}\text{C}} = 85,005.87 \text{ Kg/hr}$$

50 Agua de enfriamiento para E-103

El calor es igual a:

$$Q = 324,509.75 \text{ Kcal/hr} ; C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} = 1 \text{ Kcal}/^{\circ}\text{C Kg}$$

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 32,451 \text{ kg/hr}$$

11 Agua para la dilución del HCl g al 60%
35%

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2,012.824 \text{ Kg/hr} (0.65)}{0.35} = 3,738.11 \text{ Kg/hr}$$

El agua que se adicionará será la siguiente:

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 3,738.11 - 1,341.86 = 2,396.25 \text{ Kg/hr}$$

54 Balance de calor en el absorbedor de repaso

$$Q = 129.694 (8,671.15) + 133.13 (450) - 262.82 (691.97)$$

$$Q = 1'002,689.51 \text{ Kcal/hr}$$

el agua de enfriamiento es

$$W_{\text{agua}} = \frac{1'002,639.51 \text{ Kcal/hr}}{1\text{Kcal}/^{\circ}\text{C Kg}(43-33)^{\circ}\text{C}} = 100,263.951 \text{ Kg/hr}$$

40 Sulfito de Sodio para reducir el Cl₂

	Cl ₂	+	Na ₂ SO ₃	+	H ₂ O	----->	Na ₂ SO ₄	+	2HCl
W	2.627		4.662		0.66		5.25		2.70
n	0.037		0.037		0.037		0.037		0.074

el sulfito se introduce al 10% en peso por lo que necesitamos 46.62 Kg/hr.

$$PM = \frac{46.62 \text{ Kg/hr}}{2.368 \text{ Kmol/hr}} = 19.688 \text{ Kg/mol}$$

39 Sosa para Neutralización

Del Domo de la torre absorbidora salen 41.063 Kg/hr - y de la reducción del Cl₂ se forman 2.701 Kg/hr; que es lo que se debe Neutralizar.

	HCl	+	NaOH	----->	NaCl	+	H ₂ O
W	43.75		47.96		70.14		21.58
n	1.20		1.20		1.20		1.20

La solución de Sosa viene al 40% en peso por lo que
tenemos $W_{sol} = 119.90 \text{ Kg/hr}$

$$PM = \frac{119.90 \text{ Kg/hr}}{5.1961 \text{ kmol/hr}} = 23.075$$

RESUMEN DE CORRIENTES

2 y 3	Kg/hr	% peso
Ac. Acético	3.50	0.13
Dicloroetileno	23.42	0.86
Cl. de Vinilo	141.66	5.18
Dicloroetano	334.88	12.25
Tricloroetano	2,083.96	76.27
Carbón	145.00	5.31
	<u>2,732.42</u>	<u>100.00</u>

4		
Oxígeno	1,893.98	23.30
Nitrógeno	<u>6,234.34</u>	<u>76.70</u>
	<u>8,128.34</u>	<u>100.00</u>

7 y 31		
Dióxido de C.	1,426.52	20.26
Agua	1,225.79	10.26
Nitrógeno	6,214.97	52.02
Oxígeno	35.84	0.30
Ac. Clorhídrico	2,046.76	17.14
Cloro	2.39	0.02
	<u>11,947.27</u>	<u>100.00</u>

Corriente
No.

Agua
(Kg/hr)

6	7,192.12
8	719.21
9	6,472.91
10	5,877.90
11	2,396.25
12	2,368.90

	Kg/hr	% peso
13		
Agua	24,680.70	62.26
Ac. Clorhídrico	1,086.17	2.74
Cl. de Calcio	13,874.46	35.00
	<u>39,641.33</u>	<u>100.00</u>

	Kg/hr	% peso
14 y 16		
Agua	24,447.33	62.26
Ac. Clorhídrico	1,075.90	2.74
Cl. de Calcio	13,743.28	35.00
	<u>39,266.51</u>	<u>100.00</u>

	Kg/hr	% peso
15 y 29		
Agua	233.36	62.26
Ac. Clorhídrico	10.27	2.74
Cl. de Calcio	131.19	35.00
	<u>374.82</u>	<u>100.00</u>

	Kg/hr	% peso
17		
Agua	1,125.00	100.00
19		
Agua	2,384.00	100.00
20		
Dióxido de C.	2,428.52	22.23
Agua	2,224.23	20.36
Nitrógeno	6,214.97	57.08
Oxígeno	35.84	0.37
Ac. Clorhídrico	4 ppm	--
Cloro	1 ppm	--
	<u>10,924.52</u>	<u>100.00</u>
21		
Agua	28,713.48	60.68
Ac. Clorhídrico	3,217.73	6.80
Cl. de Calcio	15,388.30	32.52
	<u>47,864.06</u>	<u>100.00</u>
22		
Agua	233.31	64.00
Cl. de Calcio	131.24	36.00
	<u>364.55</u>	<u>100.00</u>

	Kg/hr	% peso
23		
Agua	28,944.22	60.70
Ac. Clorhídrico	3,217.73	6.74
Cl. de Calcio	15,525.93	32.56
	<u>47,684.06</u>	<u>100.00</u>

24		
Agua	1,335.05	40.00
Ac. Clorhídrico	2,002.57	60.00
	<u>3,337.62</u>	<u>100.00</u>

25 y 26		
Agua	28,945.44	60.70
Ac. Clorhídrico	3,214.04	6.74
Cl. de Calcio	15,526.58	32.56
	<u>47,686.06</u>	<u>100.00</u>

27 y 28		
Agua	27,610.11	62.26
Ac. Clorhídrico	1,215.90	2.74
Cl. de Calcio	15,521.26	35.00
	<u>44,346.46</u>	<u>100.00</u>

30		
Agua	27,376.74	62.26
Ac. Clorhídrico	1,204.82	2.74
Cl. de Calcio	15,390.07	35.00
	<u>43,971.09</u>	<u>100.00</u>

	Kg/hr	% peso
32		
Agua		
Cl. de Sodio		
Sulfato de Sodio		
		Nota # 3 (Plano)

33		
Agua	1,124.57	83.84
Ac. Clorhídrico	10.33	0.71
Sulfato de Sodio	4.56	0.34
Cl. de Sodio	70.17	5.23
Cl. de Calcio	131.23	9.78

33		
Totales	1,341.81	100.00

35		
Agua	990.40	87.50
Ac. Clorhídrico	10.30	0.91
Cl. de Calcio	131.19	11.59
	<u>1,137.89</u>	<u>100.00</u>

37 y 38		
Agua	3,722.46	65.00
Ac. Clorhídrico	2,004.40	35.00
	<u>5,726.86</u>	<u>100.00</u>

	Kg/hr	% peso
◇ 39		
Agua	71.94	60.00
Sosa	<u>47.96</u>	<u>40.00</u>
	119.90	100.00
◇ 40		
Agua	41.58	90.00
Sulfito de Sodio	<u>4.62</u>	<u>10.00</u>
	46.20	100.00
◇ 41		
Agua	113.53	68.35
Sosa	47.96	28.87
Sulfito de Sodio	<u>4.62</u>	<u>2.78</u>
	166.10	100.00

CONCLUSION

Como se puede ver en los cálculos, es buena la cantidad de ácido Muriático recuperado y los servicios que se -- utilizan son reciclables, por lo que el gasto es razonable, además de que la recuperación de energía también es conside -- rable, ya que el vapor generado sirve en el proceso y queda para la red general del complejo. Por todos estos puntos -- que hacen rentable el proceso y porque se cumple el objeti -- vo de eliminar los Derivados Clorados Pesados, se puede -- concluir que el método es recomendable para este tipo de -- Efluentes como Tratamiento de éstos, así como también para recuperación de materia y energía.

ANEXOS

```

10 REM CALCULO DE LA COMPOSICION DE EQUILIBRIO (CASO A)
15 DEFDL 0
20 DIM AA(30,30),N(30),NN(30),MF(J0),PI(10),BT(30,30),BB(30),B(30),A(30,J0)
30 DIM CC(30),GRT(30),DEL(30),RHO(30),DFDL(30),ORLEH(30),PN(30),G(30),AI(30),BI
0)
40 DELTA=.01
50 ITMAX=20
51 LPRINT
52 LPRINT
53 LPRINT TAB(5),"CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DE EQUILIBRIO"
54 LPRINT
60 REM LEE COMPUESTOS(C) Y ELEMENTOS(M)
70 READ C,M
80 PRINT TAB(5),"COMP.:";C;"ELEMENTOS:";M
90 PRINT
100 REM LEE MATRIZ DE COEFICIENTES
110 PRINT TAB(5),"MATRIZ DE COEFICIENTES DE LA RELACION"
120 FOR I=1 TO M
130 FOR J=1 TO C
140 READ A(I,J)
150 PRINT A(I,J);
160 NEXT J
165 PRINT
170 NEXT I
171 PRINT
175 INPUT "% DE OXIGENO EN EXCESO=";EO1;EO=EO1/100+1
180 INPUT "VAPOR DE AGUA (KG/HR)=";VAP;NVAP=VAP/18
190 LPRINT
200 REM LEE MOLES INICIALES Y MOLES FINALES
210 FOR K=1 TO C
215 READ NN(K)
216 IF K=5 THEN NN(K)=NVAP+NN(K)
217 IF K=11 THEN NN(K)=EO*NN(K)
218 IF K=16 THEN NN(K)=EO*NN(K)
219 NEXT K
220 FOR I=1 TO C
221 READ N(I)
222 IF I=5 THEN N(I)=NVAP+N(I)
224 IF I=16 THEN N(I)=EO*N(I)
225 NEXT I
226 FOR I=1 TO C
227 READ G(I),G(I),G(I)
228 NEXT I
230 LPRINT TAB(5),"NO.":"NN(I)":"N(I)"
231 FOR K=1 TO C
232 IF PN(K)=0 THEN PRINT N(K)
234 LPRINT TAB(5),K,NN(K),N(K)
235 NEXT K
236 GOTO 2
237 INPUT "TEMPERATURA DE REACCION(GRADOS. C)";T
238 LPRINT TAB(5),"NO.":"G(I)":"GRT(I)":"A (TODOS. C)";T
239 T1=T/2.73
240 FOR K=1 TO C
244 GRT=1000*(AI(K)+BI(K)*T)
245 GRT(K)=G(K)/(1.967+T1)
246 LPRINT TAB(5),K,G(K),GRT(K)
247 NEXT K
250 LPRINT
260 REM CALCULO DE LAS MOLES DE CADA ELEMENTO(B)
270 FOR L=1 TO 11
280 B(L)=0
285 B(L)=0

```

```

100 B(1) = B(1) * (A(1,1) / (A(1,1) + B(1)))
105 CHECK = B(1) * (A(1,1) / (A(1,1) + B(1)))
110 NEXT J
111 IF ABS(CHECK - B(1)) > DELTA THEN 315
112 CHECK = "SI"
113 NEXT I
114 IF CHECK = "SI" THEN 121
115 GPRINT "VALORES APROXIMADOS"
120 STOP
121 PRINT "MOLES DE CADA ELEMENTO (i)"
122 PRINT
123 FOR I = 1 TO M
124 PRINT "C(" + I + ") = " + B(I)
125 NEXT I
126 PRINT
130 REM EVALUACION DEL NO. TOTAL DE MOLES
135 NT = 0
140 FOR I = 1 TO C
141 NT = NT + N(I)
142 NEXT I
143 IF PNT = 0 THEN PRT = NT
144 FOR J = 1 TO M
145 CC(J+1) = 0
146 FOR I = 1 TO M
147 AA(J+1, I) = 0
148 FOR L = 1 TO C
149 AA(J+1, I) = AA(J+1, I) + A(J, L) * A(I, L) * N(L)
150 NEXT L
151 NEXT I
152 FOR I = 1 TO C
153 IF N(I) < 1E-35 THEN N(I) = 1E-35
154 CC(J+1) = CC(J+1) + A(J, I) * N(I) * (GRT(I) + LOG(N(I)/NT))
155 NEXT I
156 AA(L, J) = B(J)
157 NEXT J
158 FOR I = 1 TO M
159 AA(1, I, M+1) = B(I)
160 NEXT I
161 AA(1, M+1) = 0
162 CC(1) = 0
163 FOR I = 1 TO C
164 CC(1) = CC(1) + N(I) * (GRT(I) + LOG(N(I)/NT))
165 NEXT I
166 REM CALCULO DE PI Y U
167 GOSUB 1350
168 U = BB(M+1)
169 FOR J = 1 TO M
170 P1(J) = BB(J)
171 NEXT J
172 REM EVALUACION DE NN Y NNT DE LA SOLUCION
173 NN = NT * (1 + U)
174 FOR I = 1 TO C
175 NN(I) = NN(I) * N(I) * (GRT(I) + LOG(N(I)/NT))
176 FOR J = 1 TO M
177 NN(I) = NN(I) * N(I) * P1(J) * A(J, I)

```

```

720 NEXT J
730 DEL(I)=NR(I)-R(I)
735 IF DELH(I)=0 THEN DELH(I)=DEL(I)
740 NEXT I
750 DELH=NT-NT
755 IF DELH=0 THEN DELH=DELH
760 REM EVALUACION DEL MAXIMO LAMBDA QUE SATISFAGA LA CONDICION UNO
770 LAM=1
780 FOR I=1 TO C
790 IF NR(I)>0 THEN B30
800 LL=.99999*(R(I)/NR(I))*NR(I)
810 IF LL>LAM THEN B30
820 LAM=LL
830 NEXT I
840 FOR I=1 TO C
850 BRU(I)=R(I)+DEL(I)*LAM
860 NEXT I
870 REM ENCUENTRA LAMBDA PARA LA SEGUNDA CONDICION
880 FOR L=1 TO 10
890 LL=LAM*(1+(L-1)/10)
900 DEFL(L)=0
910 FOR I=1 TO C
911 AS=R(I)+LL*DEL(I)
912 IF AS<=0 THEN 919
913 AS=1E-35
914 O=AS/INT(LL*DEL(I))
920 DEFL(L)=DEFL(L)+(BRU(I))*GRT(O)+LOG(O)
930 NEXT I
940 NEXT L
950 L=1
960 IF DEFL(L)<0 THEN 1090
970 L=L+1
980 IF L=11 THEN 1010
990 GOTO 960
1000 REM VUELVE A LA ITERACION PREVIA Y USA LAMBDA DISMINUIDO
1010 L=L-1
1015 IF LAM=0 THEN LAM=LAM
1020 FOR I=1 TO C
1030 N(I)=PR(I)-LL*LAM*DELH(I)/10
1040 NEXT I
1050 NT=INT(LL*LAM*DELH/10)
1055 PRINT "BOLA 1"
1060 IF LL<=11 THEN 150
1070 PRINTING DE ENCUENTRO LAMBDA ENBAYE NUEVOS CALCULOS"
1080 STOP
1090 REM DE ENCUENTRO LAMBDA BUSQUE NUEVOS BRES
1100 LAM=LAM*(1+(L-1)/10)
1110 L=L-1
1120 FOR I=1 TO C
1130 R(I)=R(I)+L*DEL(I)
1140 NEXT I
1150 NT=INT(LL*LAM*DELH)
1160 IF NT=0
1170 PRINT
1180 PRINT "BRES DEBEN SER 1," "LAMBDA=" "LAM"
1190 CHS "SI"
1200 FOR I=1 TO C
1210 IF R(I)<.00001 THEN 1320
1220 AS=ABS(BR(I)-PR(I)+R(I))*DELH THEN CHS "NO"
1230 NEXT I
1240 IF CHS="NO" THEN 1130

```

```

1290 GAMB=LAM
1291 DELR=DRLE
1292 INT=HT
1293 FOR I=1 TO E
1294 PW(I)=R(I)
1295 DELH(I)=DEL(I)
1296 NEXT I
1300 IF IT<ITMAX THEN GO
1310 PRINT"FALLO LA CONVERGENCIA"
1311 PRINT "PARA EL OTIMO CASO"
1312 GOSUB 1690
1320 STOP
1330 PRINT"SE OBTUVO LA CONVERGENCIA"
1331 GOSUB 1690
1340 GOTO 9999
1350 REM SOLUCION DEL SISTEMA DE ECUACIONES
1360 FOR I=1 TO M+1
1370 FOR J=1 TO M+1
1380 B1(I,J)=1-ABS(SGN(1-J))
1390 NEXT J
1400 NEXT I
1410 FOR I=1 TO M
1420 IF ABS(AA(I,1))>.000001 THEN 1450
1430 PRINT"NO SE PUEDE HACER EL SISTEMA DE EC."AA(I,1)
1435 GOSUB 1690
1440 STOP
1450 FOR J=1 TO M+1
1460 X=AA(J,1)/AA(1,1)
1470 FOR K=1 TO M+1
1480 AA(J,K)=AA(J,K)-X*AA(1,K)
1490 B1(J,K)=B1(J,K)-X*B1(1,K)
1500 NEXT K
1510 NEXT J
1520 NEXT I
1530 FOR I=M+1 TO 1 STEP -1
1540 FOR K=1 TO M+1
1550 FOR J=1 TO M+1
1560 B1(I,K)=B1(I,K)-AA(I,J)*B1(J,K)
1570 NEXT J
1580 B1(I,K)=B1(I,K)/AA(1,1)
1590 NEXT K
1600 NEXT I
1610 FOR I=1 TO M+1
1620 BB(1)=0
1630 FOR J=1 TO M+1
1640 B1(1)=BB(1)+B1(1,J)*CC(J)
1650 NEXT J
1660 NEXT I
1690 RETURN
1690 REM IMPRESION
1691 LPRINT
1692 LPRINT TAB(5); "EXCESO DE OXIGENO ";EO
1693 LPRINT
1694 LPRINT TAB(5); "TEMPERATURA (GRS. C) ";T
1695 LPRINT
1696 LPRINT TAB(5); "VAPORES DE AGUA (KG/HR) ";VAP
1697 LPRINT
1700 LPRINT TAB(5); "LAS MOLES DE CADA COMPONENTE SON:"
1705 LPRINT

```

```

1710 FOR I = 1 TO C
1711 Y=N(I)/BY
1720 LPRINT TAB(5); "N("; I; ") "; N(I); "Y("; I; ") "; Y
1730 NEXT I
1740 RETURN
1750 DATA 18.5
1760 DATA 2,2,2,1.0,2,2,2,2,1.0,1,1,0,0,0,0,0
1770 DATA 2,1,1,0,1,0,0,0,0,0,2,2,1,0,0,0,2,1
1780 DATA 4,1,4,1,2,2,3,4,3,0,0,0,0,1,0,0,0,0
1790 DATA 0,1,0,3,0,2,1,2,3,0,0,0,0,1,2,0,0,0
1800 DATA 0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,2,1,1
1810 DATA .289,5.079,1.435, .145, .74,969, .201,2,267, 3.303,15.612,12.083,72.15,0,
0,0,277,931,0,0
1820 DATA 0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0,0
1830 DATA 1.425,68.68,0.61,787, .036,271,421,0,0
1840 DATA -111,145,366E-02,-44,23,3,374E-02,-17,84,3,266E-02,-25,455,2,91E-02
1850 DATA -59,158,1,316E-02,-685,2,062E-02,4,215,1,762E-02,-28,16,5,008E-02
1860 DATA -32,075,9,786E-02,0,0,0,0,-94,428,-,02E-02
1870 DATA -27,022,-2,106E-02,-22,46,-,156E-02,0,0,0,0,-14,307,1,868E-02
1880 DATA 21,062,-,258E-02
9999 End

```



```

100 RES CALOR DE LA TEMP DE FLAMA CASO A
110 G 10
120 DIM UN(C,N),C(1),C2(I),C3(I),H(I),W(I),M(I)
130 DIM NN(I),A(1),NL(I)
140 INPUT "PERDIDAS DE CALOR":PI:P-1-P1/100
150 FOR I=1 TO N
160 READ C(1),C2(I),C3(I),C4(I),C5(I); NEXT I
160 FOR I=1 TO W
170 READ H(I); NEXT I
180 SUM=0;SUN=0
181 INPUT "AGUA ALIMENTADA(KG/HR) ":A
185 FOR I=1 TO N
190 READ W(I),M(I)
191 IF I=1 THEN W(1)=W(I)*A
195 NEXT I;SUN=0
197 FOR I=1 TO N
198 SUN=SUN+W(I)*NN(I)-W(I)/M(I)
199 SUNH=SUNH+NN(I)
200 Q(I)=NN(I)*H(I)*1000*P
220 QL=Q(I)/Q(I);NEXT I
225 GOSUB 700
230 INPUT "TEMPERATURA INICIAL (C)-":T1:T-T1+273
240 INPUT "% OXIGENO EN EXCESO":O1:O-O1/100+1
250 INPUT "VAPOR ALIMENTADO(KG/HR)-":VAP:NVA-VAP/18
260 IT=1
265 GOSUB 900
270 GOSUB 1000
280 QA=B;FAP=0;FOR I=1 TO N
290 QA=QA+NN(I)*((O-1)*C2(I)+A2+C3(I)+A3+C4(I)+A4+C5(I)+A5+3.762*O+A6+C2(I))
295 FAP=FAP+NN(I)*((O-1)*C2(I)+A2+C3(I)+A3+C4(I)+A4+C5(I)+A5+C2(I)+3.762*O
260)
300 NEXT I
305 IF NVA=0 THEN 330
310 QA=QA+NVA*A7
320 FAP=FAP+NVA*A77
330 FA=QA-QL
350 TN=T-FA/FAP
400 IF ABS((T-TN)/T)<.0001 THEN GOTO 450
410 LPRINT "QL(KCAL/HR)=";QL;"QA(Kcal/hr)=";QA;"Temp (C)=";T-273
415 IT=IT+1
420 IF IT<10 THEN T=TN:GOTO 270
440 PRINT "NO CONVERGE"
445 STOP
450 PRINT "SE OBTUVO LA CONVERGENCIA EN LA ITERACION No.":IT
451 LPRINT
452 LPRINT
454 LPRINT
460 LPRINT
465 LPRINT
470 LPRINT TAB(5);"TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA(C)-":T-273
472 LPRINT
475 LPRINT TAB(5);"% EXCESO DE OXIGENO ":O1
480 LPRINT
485 LPRINT TAB(5);"VAPOR DE 50%(KG/HR) ":VAP
486 LPRINT
487 LPRINT TAB(5);"AGUA A ALIMENTADA(kg/hr) ":A
490 INPUT "QUIERA HACER NUBVO CALCULOS(S/N)":CHS
500 IF CHS="S" THEN 9999
505 INPUT "DIFERENCIA OXIGENO(1) O VAPOR(2)":MI
510 IF MI=2 THEN 250
515 INPUT "% OXIGENO EN EXCESO":O1:O-O1/100+1
520 GOTO 260

```

```

700 REM IMPRIMIR DATOS
701 LPRINT TAB(5); "CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA"
702 LPRINT
703 LPRINT TAB(5); "% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS: "IPI
704 LPRINT
705 LPRINT TAB(5); "No. ", "KG/HR.", "KMOL/HR.", "KCAL/KMOL.", "ECAL/HR"
706 LPRINT
710 FOR J=1 TO N
712 LPRINT TAB(5); I.W(I),M(I),R(I)*1000,Q(I)
715 LPRINT
717 NEXT I
720 LPRINT TAB(5); "TOTAL",SUM,SUNE, .06
730 RETURN
900 REM CALCULO DE MOLES DE SALIDA
905 N2=0;N3=0;N4=0;N5=0;N6=0
910 FOR I=1 TO N
915 M2=NR(I)*(O-I)*C2(I)
920 M3=M*(I)*C1(I)
925 M4=M*(I)*C4(I)
930 M5=M*(I)*C5(I)
935 M6=M*(I)*O*3.762*C2(I)
940 NEXT I
945 N2=N2+NVA
948 M1(I)=M2:M1(2)=M3:M1(3)=M4:M1(4)=M5:M1(5)=M6
949 TOT=0
940 FOR I=1 TO 5
941 TOT=TOT+M1(I)
945 NEXT I
950 LPRINT
955 LPRINT
960 LPRINT TAB(5); "MOLES DE SALIDA (kmol/hr)"
965 LPRINT
970 FOR I=1 TO 5
975 IF I=1 THEN M2="O2"
976 IF I=2 THEN M3="HCl"
977 IF I=3 THEN M4="CO2"
978 IF I=4 THEN M5="H2O"
979 IF I=5 THEN M6="N2"
980 LPRINT TAB(5);M2,M1(I)
985 NEXT I
990 LPRINT
995 LPRINT TAB(5); "TOTAL",TOT
999 RETURN
1000 REM CALCULO DE CALORES ESPECIFICOS
1010 B1=T-298;B2=(T-298)^2/2;B3=(T-298)^3/6;B4=(T-298)^4/24
1020 A2=6.711*B1+8.719E-07*B2+4.17E-06*B3-2.544E-09*B4
1030 A7=5.711*B1+8.719E-07*B2+4.17E-06*B3-2.544E-09*B4
1040 A3=7.245*B1+.001724*B2+2.976E-06*B3-9.11E-10*B4
1050 A4=7.245*B1+.001724*B2+2.976E-06*B3-9.11E-10*B4
1060 A1=7.245*B1+.001724*B2+2.976E-06*B3-9.11E-10*B4
1070 A8=7.245*B1+.001724*B2+2.976E-06*B3-9.11E-10*B4
1080 A5=7.701*B1+.0004555*B2+1.521E-06*B3+8.59E-10*B4
1090 A6=7.701*B1+.0004555*B2+1.521E-06*B3+8.59E-10*B4
1100 A9=7.701*B1+.0004555*B2+1.521E-06*B3+8.59E-10*B4
1110 A66=7.701*B1+.0004555*B2+1.521E-06*B3+8.59E-10*B4

```

1120 A7 7.701*(T-421)/(0.0004595*(T-421²)/2+2.521E-06*(T-421³)/3-8.59E-10*(
T-421⁴)/4)
1140 RTT,SS
1140 BETOBR
1500 DATA 1.2,0.2,2.1,2.1,2.1,1.1,2.3,0.2,2
1510 DATA 1.5,3.1,0.1,0.0,0.1,1.2,2.2,0
1520 DATA 1.2,5.1,2.1,1.2,5.2,2.1,1.2,3.2,0
1530 DATA 1.1,0,1,0
1540 REM DATOS DE ENTALPIAS
1550 DATA 187.99,202.52,257.79,78.83,-10.519,226.42,276.36
1560 DATA 250.53,227.54,94.05
1570 REM DATOS DE GASTO Y PESO MOLECULAR
1580 DATA 42.51,66.196,67.78,5.63,15.64,17.35,119.5,984.34,18,23,42,97
1590 DATA 191.66,62.5,34.88,99,2083.96,133.5,145,12
9999 RND

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (caso a)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS= 5

No.	KG/HR	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	12.51	.2085	187990	37236.12
2	398.67	5.078599	202520	977091.9
3	63.15	1.435227	257740	351419.7
4	17.35	.1451803	78830	10872.93
5	1084.34	60.24112	-10519	-601992.5
6	23.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.88	3.302626	250530	805076.8
9	2081.96	15.61019	221540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	4304.941	100.6928		6621348

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.442887
HCl	61.05942
CO2	68.67481
H2O	74.25636
N2	276.8355

TOTAL 483.0689

QI (KCAL/hr) = 6621348

QA (Kcal/hr) = 3940168

Temp (C) = 1000

QL (KCAL/hr) = 6621348

QA (Kcal/hr) = 6586176

Temp (C) = 1604.457

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA (C) = 1613.005

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPOR DE H2O (KG/HR) = 0

AGUA A ALIMENTADA (kg/hr) = 100

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (CASO B)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS = 5

No.	KG/HR	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	12.51	.2085	187990	37236.12
2	398.67	5.078579	202520	977091.9
3	63.15	1.435227	257740	351419.7
4	17.75	.1451833	78840	10872.93
5	1186.34	65.79667	-10519	-657509.5
6	23.42	.241433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.88	3.332626	258530	805076.8
9	2883.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	4404.941	106.2483		6565831

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.442887
HCl	61.85942
CO2	68.67481
H2O	79.81191
N2	276.8395

TOTAL	488.6245		
Q1 (KCAL/hr)	6565831	QA (Kcal/hr) = 3990220	Temp (C) = 1000
Q2 (KCAL/hr)	6565831	QA (Kcal/hr) = 6542020	Temp (C) = 1573.05

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA (C) = 1578.679

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPOR DE H2O (KG/HR) = 0

AGUA ALIMENTADA (kg/hr) = 200

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (CASO 1)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS: 5

No.	KG/HR	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	12.51	.2085	187990	37236.12
2	198.67	5.078599	202520	977091.9
3	63.15	1.435227	257740	351419.7
4	17.35	.1451881	78830	10872.93
5	1284.34	71.15223	-10519	-713026.4
6	23.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	174.88	1.382626	250530	805076.8
9	2081.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	4504.941	111.8039		6510314

MOLRS DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.442807
H2O	61.85942
CO2	58.67481
H2	35.36747
N2	276.8355

TOTAL 494.18

O2 (KCAL/hr) 6510314

O2 (Kcal/hr) 5093185

Temp (C) 1230

O2 (KCAL/hr) 6510314

O2 (Kcal/hr) 6483033

Temp (C) 1539.514

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA (C) 1545.796

% EXCESO DE OXIGENO 2

VAPOR DE AGUA (KG/HR) 0

AGUA A ALIMENTADA (kg/hr) 100

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (caso a)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS: 5

No.	KG/HR	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	12.51	.2095	147990	37236.12
2	398.67	5.078599	202520	977091.9
3	63.15	1.435227	257740	351419.7
4	17.35	.1451003	78830	10872.93
5	1384.34	76.90778	-10519	-768543.3
6	23.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.80	3.382626	250530	805076.8
9	2003.96	15.61019	223540	3115026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	4604.941	117.3595		6454797

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.442887
HCl	61.85942
CO2	68.67481
H2O	90.92302
N2	276.8355

TOTAL 199.7356

QL (KCAL/HR) 6454797
 OL (KCAL/HR) 6454797

QA (Kcal/HR) 5157158
 Qa (Kcal/HR) 6434382

Temp (C) 1230
 Temp (C) 1509.626

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA (C) = 1514.217

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPORES DE SU (KG/HR) 0

AGUA ALIMENTADA (kg/hr) = 400

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (CASO B)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS = 5

NO.	KG/HR	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	1.5	5.83333E-02		18790
10417.75				
2	0	0	202520	0
3	0	0	257740	0
4	0	0	78830	0
5	200	11.11111	-10519	-111033.9
6	23.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.88	3.382626	250530	805076.8
9	2000.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	2932.42	44.7536		5746104

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.160524
H2O	56.34526
CO2	53.20164
H2O	16.87696
H2	222.6606

TOTAL 352.2449

QL(KCAL/hr) = 5746104

QA(Kcal/hr) = 1178738

Temp (C) = 1110

QL(KCAL/hr) = 5746104

QA(Kcal/hr) = 509879

Temp (C) = 1918.524

QL(KCAL/hr) = 5746104

QA(Kcal/hr) = 5730901

Temp (C) = 2031.783

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA(C) = 2031.59

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPOR DE SODA(KG/HR) = 0

AGUA A ALIMENTADA(kg/hr) = 200

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (Caso B)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS: 5

No.	KG/HR	EMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1 10417.78	3.5	5.33333E 02		187990
2	0	0	202520	0
3	0	0	257740	0
4	0	0	78830	0
5	600	33.33333	-10519	-333101.6
6	21.42	2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.00	3.382626	250530	805076.8
9	2083.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	3332.42	66.97581		5524036

MOLDES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.160523
HCl	56.34526
CO2	55.20164
H2O	39.09918
N2	222.6606

TOTAL 374.4672

QL (KCAL/HR) = 5524036

QL (KCAL/HR) = 5524036

QL (KCAL/HR) = 5524036

QA (Kcal/hr) = 4133714

QA (Kcal/hr) = 5448183

QA (Kcal/hr) = 5523397

Temp (C) = 1324

Temp (C) = 1736.225

Temp (C) = 1762.286

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA (C) - 1762.589

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPOR DE 50# (KG/HR) = 0

AGUA A ALIMENTADA (kg/hr) = 600

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (caso B)
% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS: 5

No.	KG/HR	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1 10417.78	3.5	5.833334E-02		187990
2	0	0	202520	0
3	0	0	257740	0
4	0	0	78830	0
5	900	58	-10519	-499652.5
6	23.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.88	3.382626	250530	805076.8
9	2083.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	3632.42	81.64249		5357485

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O ₂	1.160523
HCl	56.34526
CO ₂	55.20164
H ₂ O	55.76585
N ₂	222.6606

QA (KCAL/HR) =	5357485	TOTAL	391.1338	QA (KCAL/HR) =	3575068	Temp (C) =	1110
QB (KCAL/HR) =	5357485			QA (KCAL/HR) =	5316603	Temp (C) =	1605.292

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA (C) : 1617.621

% EXCESO DE OXIGENO : 2

VAPOR DE AGUA (KG/HR) : 0

AGUA A ALIMENTADA (kg/hr) : 900

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE FLAMA (Caso B)

% DE PERDIDAS DE CALOR CONSIDERADAS = 5

No.	KG/HR	KMOL/HR	KCAL/KMOL	KCAL/HR
1	3.5	5.83334E-02		187990
2	0	0	202520	0
3	0	0	257740	0
4	0	0	78830	0
5	1200	66.66666	-10519	-666203.3
6	23.42	.2414433	226420	51934.21
7	141.66	2.26656	276360	595067.2
8	334.88	3.382626	250530	805076.8
9	2083.96	15.61019	223540	3315026
10	145	12.08333	94050	1079616
TOTAL	3932.42	100.3092		5190935

MOLES DE SALIDA (kmol/hr)

O2	1.160523
HCl	56.34526
CO2	55.20164
H2O	72.43253
N2	222.6606

TOTAL 407.8005

QL (KCAL/hr) = 5190935

QA (Kcal/hr) = 3782730

Temp (C) = 1120

QB (KCAL/hr) = 5190935

QA (Kcal/hr) = 5176476

Temp (C) = 1492.416

TEMPERATURA DE FLAMA CALCULADA(C) = 1496.388

% EXCESO DE OXIGENO = 2

VAPOR DE 50#(KG/HR) = 0

AGUA A ALIMENTADA(KG/hr) = 1200

Punto de Ebullición @ 1 atm.
 $\text{CaCl}_2 - \text{H}_2\text{O}$

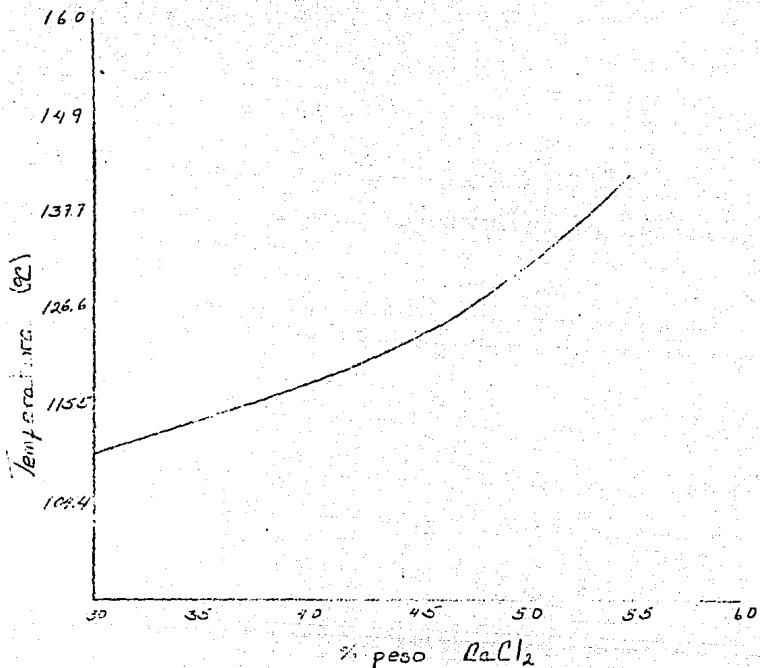


Diagrama
Equilibrio $Z-Y$ para $HCl-H_2O$
Absorción Adiabática @ 1 atm

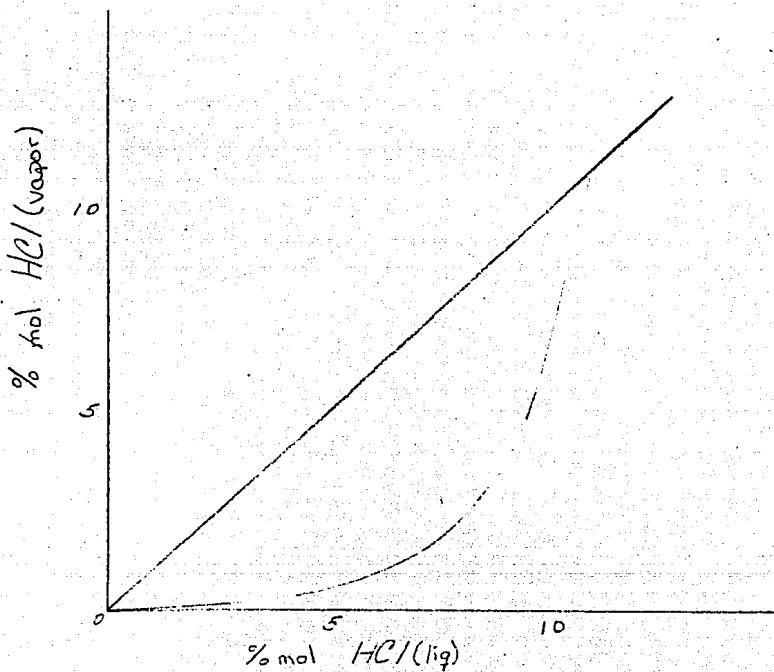
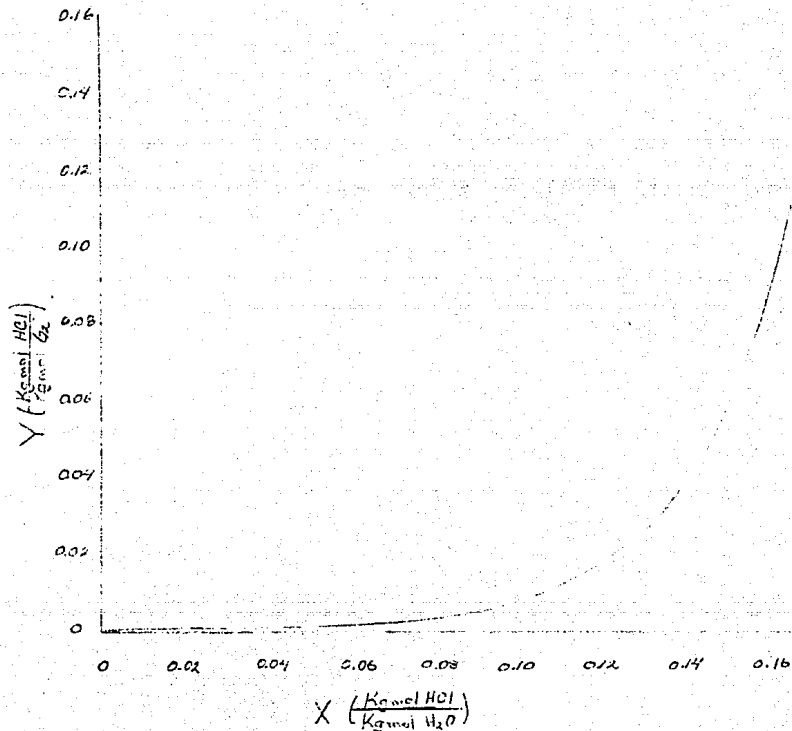
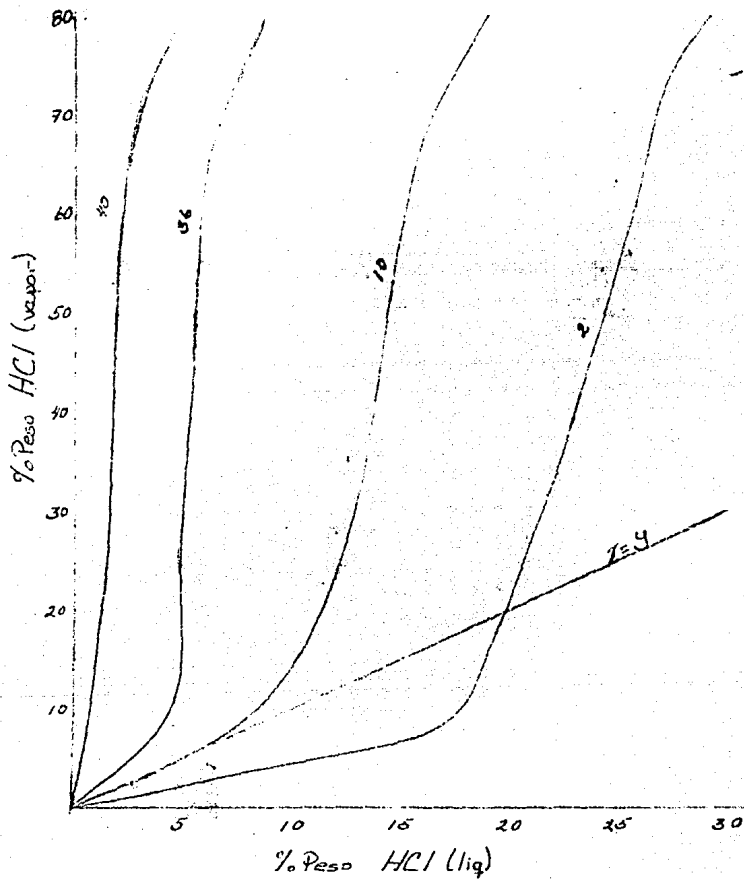


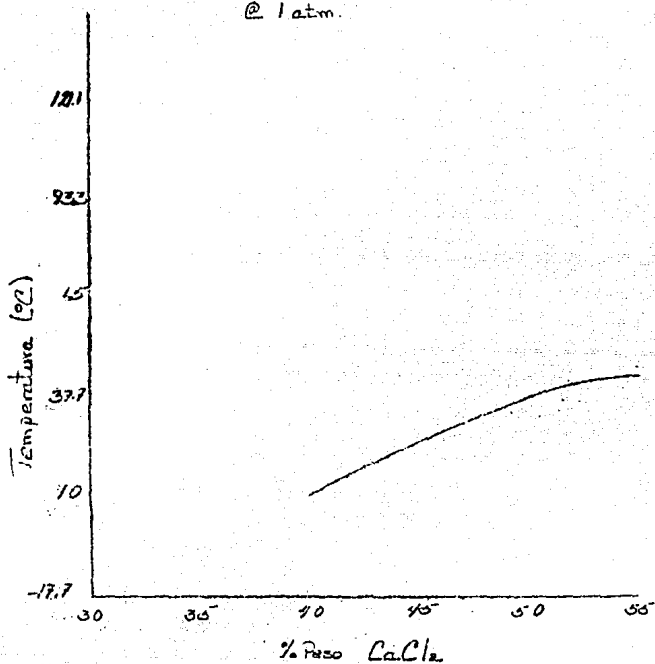
Diagrama HCl-H₂O
X vs Y @ 1 atm



Efecto de CaCl_2 en el Equilibrio Liq-Vap
de $\text{HCl-H}_2\text{O}$ @ 1 atm



Solubilidad de CaCl_2 en Agua
@ 1 atm.



Equilibrio Lig-Flu de $\text{HCl}-\text{CaCl}_2-\text{H}_2\text{O}$
 (@ 1 atm)

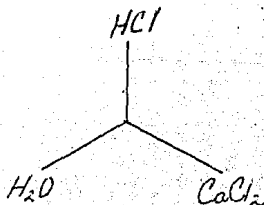
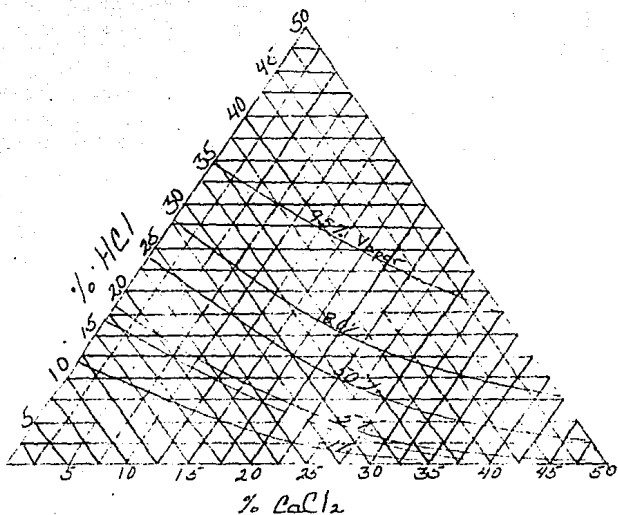


TABLA DE PROPIEDADES

	PM	Sg	H _f	a	bxE+2	cxE+5	dxE+9	G° $\frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}}$
1	60	1.05	-115.71	1.156	6.087	-4.187	11.82	-93.2
2	78.5	1.10	-65.44					-49.73
3	44	0.78	-45.96	1.843	4.353	-2.404	5.685	-30.64
4	119.5	1.49	-31.60	5.733	4.522	-4.392	15.9	-17.17
5	18	0.99	-68.32	7.701	0.046	0.0252	-0.859	-56.69
6	97	1.22	-58.00	2.979	6.439	-4.896	15.05	5.85
7	62.5	0.97	8.40	1.421	48.23	-3.669	11.44	12.40
8	99.0	1.29	-39.49	24.64	0.02T			-19.03
9	133.5	1.44	-	25.06	0.03T	-	-	-
10	12	2.00	0.00	2.00	-	-	-	g
11	16	--	-17.89 (g)	8.59	-	-	-	-12.15 (g)
12	32	--	0.00	6.713	-0.87E-4	41.70	-2.54	0.00
13	44	--	-94.05 (g)	4.728	1.75	-1.338	4.097	-94.26 (g)
14	28	--	-26.42 (g)	7.373	-0.307	66.62	-3.037	-32.01 (g)
15	36.5	--	-39.95	7.235	-0.172	-29.76	-0.931	-22.78
16	71	--	0.00	6.432	0.8082	-0.924	3.695	0.00
17	28	--	0.00	7.44	-0.324	0.6400	2.790	4.00
18	46	--	7.93	--	---	---	---	12.26

BIBLIOGRAFIA

- American Chemical Society
 "Chlorinated Hydrocarbon Waste"
 Environment, Sciences Technology.
 Vol. 17, No. 7, 1983.

- A. Mackie, Jay, Niesen, Kathleen
 "Hazardous - Waste Management"
 Chemical Engineering, E.U.A.
 6 de Agosto de 1984.

- A. Vogel, Gregory. J. Martin, Edward
 "Equipment Size and Integrated-Facility cost"
 Chemical Engineering del 1er al 5to. capítulo
 5 de septiembre 1983.

- Basta, Nicholas. V. Highson, Roy
 "Controlled Waste"
 Chemical Engineering, E.U.A.
 16 de Septiembre de 1985

- C.E. Hulswitt
 "Adiabatic and Falling Film absorption"
 Chemical Engineering Progress Vol. 69 No. 2
 Febrero de 1970.

- C.R. Bailod, R.A. Lamparter
 "Wet Oxidation for Industrial Waste Treatment"
 C.E.P., E.U.A.
 Marzo de 1985, pp 52-56

- C. Randell, Lewis. E. Edwards Richards.
"Incineration of Industrial Waste"
Chemical Engineering Desbook Issue
18 de Octubre de 1976, pp 115-122
- E. Weismante, Guy
"It's mixed revies for new incineration"
Chemical Engineering, E.U.A.
29 de Marzo de 1984, pp 73-77
- Gary F. Bennet S. Feate, Frank
"Hazardous Material Spilled Hanbook"
Ed. Mc Graw-Hill, E.U.A.
- H. Perry, Jhon
"Manual del Ingeniero Químico"
Ed. McGraw-Hill, 3a. Edición, México,
pp. 80-1428
- J.F. Kolek
"Hydrochloricoacid Recovery Process"
Chemical Engineering Progress Vol 69, No: 2
Febrero de 1973, pp 47-49
- J.M. Smith., H.C. Van Ness
"Introducción a la Termodinámica a la Ingeniería Química"
Ed. McGraw-Hill, México, D. F.
3ra. Edición, pp 401-446.

- J. Wall, Clarence. M.P. Becker.
"Incinerated Refinery Waste in a fluid Bed"
Hydrocarbon Processing, E.U.A.
Octubre de 1975.
- Jhon Zink Company
"Hazardous Waste Incineration"
Allegheny International. México, D.F.
1987
- Kenneth S. Dunn
"Incineration's Role in Ultimate Disposal of Process Waste"
Chemical Engineering, E.U.A.
6 de Octubre de 1975.
- Lurgi Express
"Incineration of liquids and gases from Plants"
Group Lurgi (folleto)
- Nitteru Chemical Engineering
"Environmental Controlled Processes"
Group Nippon Steel Corporation
E.U.A. (folleto)
- S. Foust, Alan. A. Wenzel, Leonard
"Principios de Operaciones Unitarias"
Ed. C.E.C.S.A. México, D.F.
6ta. Edición, pp 23-639.

- S. Rickman, William. D, Holder, Nadine
"Circulating Bed Incineration of Hazar
C.E.P., E.U.A.
Marzo de 1985, pp 34-37

- "Specification for fiberglass reinforced Polyester Tanks
and Equipment"
I.C.I. American Incorporated, E.U.A. 1977.

- Y. H. Kiang
"Controlling Vinyl Chloride Emissions"
C.E.P., E.U.A.
Diciembre de 1976.

- Y. H. Kiang
"Liquid Waste Disposal System"
C.E.P. Enero 1976
pp. 71-77