



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

ESTUDIO DE LA OBTENCIÓN
DE LA SULFANILAMIDA

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
PRESENTA
FERNANDO ACOSTA VALVERDE

MÉXICO
1977



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

CLAS Tesis 1977
AÑO M-4
FECHA _____
PROC. _____
"S" _____



JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE	GUILLERMO CARSOLIO PACHECO
VOCAL	RUDI P. STIVALET CORRAL
SECRETARIO	ROLANDO MONTEMAYOR ESTRADA
1er. SUPLENTE	JORGE MARTINEZ MONTES
2o. SUPLENTE	GERARDO RODRIGUEZ ALONSO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

INTERQUIM S.A.

SUSTENTANTE

ASESOR DEL TEMA

FERNANDO ACOSTA VALVERDE

ROLANDO MONTEMAYOR

A MIS PADRES:

A quienes debo todo lo que soy y que con su cariño y abnegación me ayudaron a la realización de mis estudios.

A MI ESPOSA E HIJOS:

Que con su cariño me impulsaron hacia la superación y a la realización de mis ideales.

A MIS HERMANOS:

En quienes siempre encontré el mejor de los consejos y ayuda para resolver mis problemas.

A MIS MAESTROS:

Que se esforzaron por enseñarme.

A MIS AMIGOS:

Con quienes compartí momentos
inolvidables.

S U M A R I O :

CAPITULO I.

Introducción.

CAPITULO II.

GENERALIDADES

a).- Producto

b).- Mercado.

CAPITULO III.

Descripción del proceso

a).- Diagrama de flujo

b).- Balances de materia y energía.

CAPITULO IV.

Cálculo del equipo

a).- Reactor.

b).- Generador de vapor

c).- Condensador

d).- Sistema de refrigeración

e).- Centrífuga

f).- Secador.

CAPITULO V.

Evaluación Económica

a).- Inversión en instalación

b).- Costo de producción

c).- Capital de trabajo

d).- Retorno de la inversión

e).- Punto de equilibrio.

CAPITULO VI.

Conclusiones.

CAPITULO VII.

Apéndice.

CAPITULO VIII.

Bibliografía.

C A P I T U L O I .

INTRODUCCION.

Los temas a tratar en la presente tesis tienen como objeto fundamental, dar a conocer en forma aproximada el proceso y el costo que tendrá la adaptación de la planta de Interquim, S. A., para producir sulfanilamida, aprovechando las instalaciones existentes, ya que en dicha planta se dispone de tiempo libre en un reactor, observándose las posibilidades económicas que se tengan para verificar las nuevas instalaciones y así asegurar una recuperación segura de la inversión.

La Industria Farmacéutica en México actualmente tiene que importar un gran número de materias primas y -- productor terminados, como es el caso de la sulfanilamida lo cual produce consecuentemente una fuga de dinero al -- país. Esto se debe al elevado costo que tienen las materias primas en México, ya que en Europa y en los Estados Unidos estas materias primas se obtienen como subproductos de diferentes procesos. Las materias primas para la fabricación de la sulfanilamida se obtienen de subproductos de la Industria de Colorantes, y obviamente estos sub productos tienen un costo menor. Esto dificulta el desarrollo de la Industria Farmacéutica en México, ya que es

casi imposible competir en precios con el Mercado Mundial. Por lo tanto para impulsar esta Industria la Secretaría de Industria y Comercio permite que los productos fabricados en el país tengan un sobreprecio de hasta el 25% comparado al precio de venta de dicho producto en el país fabricante. Teniendo esto en cuenta, se ve la importancia de tener un buen proceso para obtener un producto de elevada calidad y con buen rendimiento, para recuperar lo más rápido posible la inversión, ya que los márgenes de utilidad serán muy cortos.

C A P I T U L O I I .

GENERALIDADES.

A).- PRODUCTO:

La sulfanilamida es un polvo blanco e inodoro que es afectado por la luz. Es totalmente soluble en acetona y alcohol y poco soluble en agua. La sulfanilamida por ser un medicamento tiene que cumplir con ciertas especificaciones que señala la Farmacopea de los Estados Unidos Mexicanos y son las siguientes: fórmula $C_6H_8N_2O_2S$, peso molecular 172.2 gr/gr mol, punto de fusión 164.5-166.5 °C pérdida al secado no más de 0.5%, residuo a la ignición no más de 0.1%, cloruros no mas de 140 ppm, sulfatos no mas de 400 ppm, metales pesados no mas de 20 ppm, pureza: la sulfanilamida anhidra deberá contener de 99-100% de sulfanilàmida.

La sulfanilamida fue descubierta en el año de 1908 por Gelmo, pero no fue sino hasta el año de 1932 que se encontró que tenía propiedades terapéuticas. Se ha usado para combatir las siguientes infecciones: a).- Infecciones producidas por estreptococos beta-hemolíticos de oídos, nariz, garganta y corriente sanguínea. b).- Infecciones Meningocócicas. c).- Infecciones Gonocócicas. d).- In

fecciones de las vías urinarias. e).- Infecciones de la -
piel como impértigo y erisipelas. f).- Para prevenir in -
fecciones en incisiones, raspaduras, cortadas, etc.

Se aplica usualmente en forma de tabletas y en una
dosis de 0.1 gr/Kg de peso del cuerpo por día, dividiendo
en 6 partes ésta dosis, se aplicará en intervalos de 4 ho
ras día y noche, hasta que la temperatura del paciente --
sea normal.

Puede producir reacciones tóxicas como náusea, ane -
mia hemolítica, psicosis, acidosis y fiebre. Por lo tanto
se requiere de un médico para su administración.

B).- MERCADO:

Hoy en día con el uso de los antibióticos modernos -
las sulfas de este tipo tienen su campo de acción cada vez
más limitado. Pero tienen la ventaja de no tener tantas --
contraindicaciones y toxicidad como los antibióticos, ade-
más su precio de venta es muy bajo, lo cuál beneficia a --
las gentes de pocos recursos económicos.

BCA

El gobierno está interesado en el crecimiento de la Industria Farmacéutica y ha concedido muchas facilidades para la creación de plantas de éste tipo pues aunque el -- producto sea de baja rentabilidad contribuye al crecimiento de la Industria Química.

Actualmente la sulfanilamida se usa principalmente en medicamentos para uso tópico tanto interno como externo y como ya se mencionó debido a su bajo precio de venta no hay posibilidades inmediatas de que este producto pueda -- ser sustituido por otro.

Se tuvo que hacer una investigación directa del mercado visitando a los principales consumidores y distribuidores de sulfanilamida debido a que la información que se tiene de su importación es errónea, ya que es introducida al país bajo otras fracciones arancelarias, por ejemplo -- como sulfatiazol o sulfatiazol sódico, etc.

El resultado obtenido se muestra en la siguiente tabla:

Nombre de la Casa:	Tipo de Negocio:	Cantidad requerida en 1974:
1.- American de México	Consumidor.	4.0 Tons.
2.- Bayer	Consumidor.	1.0 Tons.
3.- Brovel	Consumidor.	0.5 Tons.
4.- Richardson Merrel	Consumidor.	2.0 Tons.
5.- Sandoz	Consumidor.	4.0 Tons.
6.- Los demás	Consumidor-Distribuidor.	6.0 Tons.
	Total requerido :	15.0 Tons.

Los consumidores y distribuidores antes citados estimaron que el consumo de sulfanilamida no variará mucho en los próximos 2 ó 3 años debido a su bajo costo.

Precios anteriores en el Mercado.- De enero de 1973 a marzo de 1975 la sulfanilamida sufrió un aumento de precio de casi el 100%, pero se estima que en este año no sufrirá nuevos aumentos.

A continuación se presenta una tabla con los precios por Kg. de sulfanilamida en Europa y en México:

Fecha:	Europa:	México:
Enero de 73	4.00 Dols.	\$ 60.00
Julio de 73	4.00 Dols.	\$ 65.00
Enero de 74	5.00 Dols.	\$ 70.00
Marzo de 74	6.00 Dols.	\$ 80.00
Abril-Mayo de 74	6.00 Dols.	\$ 85.00
Junio-Dic. de 74	6.50 Dols.	\$105.00
Marzo de 75	7.00 Dols.	\$110.00

C A P I T U L O I I I .

DESCRIPCION DEL PROCESO.

La sulfanilamida se puede obtener a partir de acetanilida formando el cloruro de acetyl sulfanililo por reacción con el ácido clorosulfónico, pero por razones económicas se partirá del cloruro de acetyl sulfanililo (C.A.S.) y el proceso se dividirá en aminación e hidrólisis.

A). - AMINACION:

La reacción que se efectuará en la aminación es la siguiente: $\text{H}_3\text{COCHN}-\text{C}_6\text{H}_4-\text{SO}_2\text{Cl} + 2\text{NH}_3 \longrightarrow \text{H}_3\text{COCHN}-\text{C}_6\text{H}_4-\text{SO}_2\text{NH}_2 + \text{NH}_4\text{Cl}$. La aminación por amoniólisis es el proceso de formar aminas por la acción del amoníaco. El agente aminante que se usará es el amoníaco acuoso, ya que es el agente aminante más fácil de manejar y de aplicar. Pero hay que tomar en cuenta que la amoniólisis se lleva a cabo por el amoníaco y no por el hidróxido de amonio. La desventaja de usar amoníaco acuoso es que puede producir una hidrólisis que en este caso daría como producto el ácido acetyl sulfanílico ($\text{H}_3\text{COCHN}-\text{C}_6\text{H}_4-\text{SO}_3\text{H}$), esto se evitará usando exceso de amoníaco.

Factores Físicos y Químicos que afectan la Amoniólisis:

Algunos factores aceleran o retardan el reemplazo de los átomos o radicales por el grupo amino (-NH₂). Estos factores serán discutidos en el siguiente orden: solubilidad, agitación, temperatura de aminación y concentración del amoníaco, espacio libre en el reactor y cinética de la aminación. ✓

a).- Solubilidad.- Los compuestos solubles, por ejemplo los ácidos sulfónicos, son convertidos en aminas más rápidamente que los compuestos halogenados insolubles (como en el caso de la aminación del C.A.S). Sin embargo en los compuestos aromáticos la posición que ocupa el halógeno influye mucho, ya que en los compuestos en que el átomo de halógeno está unido directamente al núcleo de benceno, es más difícil reemplazarlo y se hace necesario el uso de un catalizador. Cuando el átomo de halogeno no esta unido directamente al nucleo de benceno (como en el caso de la aminación del C. A. S.), el reemplazamiento es más fácil y se logra incrementando la concentración del amoníaco, lo cual hace que la presión parcial o actividad del amoníaco disuelto aumente.

b).- Agitación.- En la amoniólisis, la velocidad de aminación depende de la homogeneidad de la masa reaccionante. En la aminación del C. A. S., si la agitación es insuficiente, habrá sedimentación de C. A. S., y el amoníaco permanecerá formando una capa distinta encima de este y como la reacción se lleva a cabo en la interfase, no se logrará una conversión total.

c).- Temperatura de aminación y concentración del amoníaco.- Un incremento en la temperatura de aminación, incrementa no sólo la solubilidad y la energía interna del compuesto que está siendo tratado, sino también la presión parcial del amoníaco. Como la actividad del amoníaco acuoso es una función de la presión total y de la presión parcial del amoníaco, las posibilidades de reaccionar se incrementan en proporción a la temperatura.

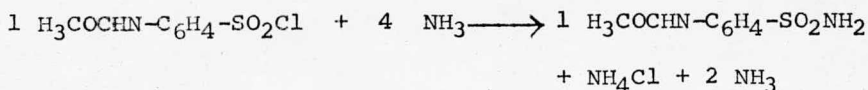
El efecto de la concentración del amoníaco en soluciones acuosas, puede ser apreciado por un estudio de las curvas de la figura I del Apéndice. En éstas curvas se observa que al incrementar la concentración del amoníaco hay una aceleración comparativa en el cociente de presiones --

parciales del amoníaco y del agua ($p_{\text{NH}_3}/p_{\text{H}_2\text{O}}$). Para una -- concentración definida, la presión parcial del amoníaco no se incrementa tan rápidamente como la presión parcial del agua, cuando la temperatura de la solución es incrementada. De esto se puede predecir que hay un incremento de la actividad de vapor de agua al incrementar la temperatura. En - entonces para obtener una conversión mayor a aminas primarias durante la amoniólisis, deberá utilizarse la temperatura - más baja posible para que produzca el factor energía-inten- sidad necesario. Esta condición es realizada incrementando la relación total del amoníaco, en el amoníaco empleado. To- mando esto como base, se determinó en el laboratorio que - la concentración óptima del amoníaco es de 28% y que la re lación molar del amoníaco a C.A.S., es de 4:1 y la tempe - ratura óptima de aminación es de 80 °C.

d).- Espacio libre en el reactor.- El efecto del es- pacio libre es importante cuando se efectúan operaciones - que involucran la amoniólisis. Es obvio que es ventajoso - usar el reactor a su máxima capacidad, ya que se obtiene - una mayor producción y generalmente un mayor rendimiento.- Cuando la aminación involucra halogenuros sólidos (como en

la aminación del C. A. S.), se observa que la reacción --- tiene lugar en la fase líquida. Cuando hay exceso de espacio libre en el reactor, éste será ocupado por vapores en equilibrio con la solución acuosa. Mientras mayor sea el - espacio libre, mayor será la cantidad de amoníaco que pase de la fase líquida a la fase vapor, disminuyendo por lo -- tanto el radio de amoníaco activo y la concentración. Así, el reactor deberá usarse a su máxima capacidad.

e).- Cinética de la aminación.- La reacción de aminación será la siguiente:



Como se usa exceso de amoníaco, no hay cambio apre - ciable en la concentración del amoníaco comparado con el - cambio de concentración del C. A. S., y la expresión de ve locidad para el proceso será de pseudo-primer orden. Pero la molecularidad de la reacción es de 5, así que tendremos que determinar el orden de la reacción para saber la expre sión de velocidad que usaremos para calcular el tiempo de conversión. Para determinar el orden de reacción nos basa-

remos en los siguientes resultados que se obtuvieron en el laboratorio. La concentración del C. A. S., se determinó - por titulación del exceso de amoníaco.

T A B L A I .

t mín.	0	1	2	3	4	5	7	10
Ca lb.mol/ft ³	19.2	15.75	12.95	10.5	8.65	7	4.8	2.6

donde:

t: tiempo de reacción en minutos.

Ca: Concentración de C. A. S. al tiempo t en lb.mol/ft³

Suponiendo que la reacción sigue un mecanismo de primer orden del tipo $A \longrightarrow P$

donde:

A: reactivos

P: productos

el cual tiene la siguiente expresión de velocidad:

$r = - dCa/dt = - k_C Ca$ integrando esta ecuación:

$$Ca = Ca_0 e^{-kt} \dots (1)$$

Con esta ecuación podemos calcular la constante de - velocidad para cada tiempo t de la table I. Las unidades - de k serán mín.⁻¹

Rearreglando la ecuación 1:

$$\ln Ca_0/Ca = kt \dots (1)$$

donde:

C_{a0} : concentración inicial de C. A. S., al tiempo $t=0$

C_a : concentración de C. A. S., al tiempo $t=t$

Sustituyendo los valores de C_{a0} y C_a para el tiempo - - -

$$t=1 \text{ mín.: } \ln 19.2/15.75 = (k) \quad (1)$$

Despejando k y haciendo operaciones se obtiene $k=0.198 \text{ ---}$
 mín.^{-1}

Sustituyendo los valores de C_{a0} y C_a para el tiempo $t=2$ --

$$\text{mín.: } \ln 19.2/12.95 = (k) \quad (2)$$

Despejando k y haciendo operaciones se obtiene $k=0.196 \text{ ---}$
 mín.^{-1}

Haciendo lo mismo para cada tiempo t se obtiene la siguiente tabla.

T A B L A I I .

t mín.	1	2	3	4	5	7	10
k mín. ⁻¹	0.198	0.199	0.2025	0.199	0.202	0.201	0.20

De la Tabla II se observa que k permanece casi constante, por lo tanto la reacción es de primer orden y tiene una constante de velocidad $k= 0.2 \text{ mín.}^{-1}$

La conversión máxima de C. A.S., es del 98% y el --- tiempo necesario para obtener esta conversión será:

Utilizando de nueva cuenta la ecuación 1, y sustituyendo - los valores de $C_{a_0} = 19.2 \text{ lb. mol/ft}^3$, $C_a = (0.02) (19.2) = 0.384 \text{ lb. Mol/ft}^3$ y $k = 0.2 \text{ mín.}^{-1}$ se obtiene:

$$\ln 19.2/0.384 = (0.2) (t)$$

Despejando t y haciendo operaciones se obtiene $t=19.5 \text{ mín.}$

B).- HIDROLISIS: /

El término hidrólisis se aplica a aquellas reacciones donde el agua efectúa una doble descomposición con otro compuesto, el hidrógeno se une a un componente y el hidroxilo al otro:



Aunque la palabra hidrólisis significa descomposición por agua, los casos en que se efectúa una hidrólisis efectiva solo con agua son raros, y se necesita el uso de elevadas temperaturas y presiones. Entonces se necesita un agente que acelere la reacción siendo los más importantes los álcalis y los ácidos.

Para la producción de la sulfanilamida se usará la

hidrólisis alcalina, ya que se obtiene un producto de la misma calidad y rendimiento que con la hidrólisis ácida y tiene la ventaja de que el material de construcción del reactor puede ser acero inoxidable tipo 316 y el material de construcción del condensador para establecer un reflujo en el reactor puede ser fierro negro. En cambio con la hidrólisis ácida se necesitaría un reactor vidriado para que no hubiera corrosión y un condensador con tubos de vidrio pyrex o de grafito y éstos son mucho más caros que los anteriores.

El álcali más comunmente usado es la sosa cáustica y es el que se usará para efectuar la hidrólisis.

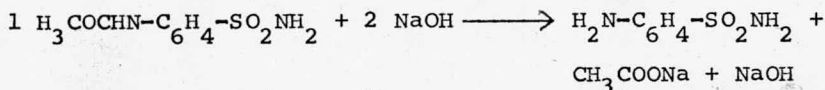
Factores Físicos y Químicos que afectan la Hidrólisis:

Algunos factores aceleran o retardan la velocidad de la reacción. Estos factores serán discutidos en el siguiente orden: efecto de la temperatura en la velocidad de la hidrólisis, efecto de la concentración de los reactivos y cinética de la hidrólisis.

a).- Efecto de la temperatura en la velocidad de la hidrólisis.- A mayor sea la temperatura, será mayor la velocidad de la reacción y por lo tanto necesitará menos -- tiempo para que la reacción se efectúe. En el caso de la hidrólisis de la acetil-sulfanilamida formada en la reacción de aminación del C. A. S., se encontró experimentalmente que la temperatura óptima de reacción es la temperatura de ebullición de la solución (93 °C).

b).- Efecto de la concentración de los reactivos. - Al incrementarse la concentración del reactivo hidrolizante aumentará la velocidad de la reacción, pero a elevadas concentraciones se obtienen algunas veces subproductos indeseables. Experimentalmente se determinó que la concentración óptima de la sosa para esta hidrólisis es de 40% en peso. Igualmente se determinó la relación molar óptima de sosa y la acetil sulfanilamida encontrándose que es de 2:1.

c).- Cinética de la hidrólisis.- La reacción de Hidrólisis será la siguiente:



Como se usa exceso de sosa, no hay cambio apreciable en la concentración de la sosa comparado con el cambio de concentración de la acetil sulfanilamida, esto implicaría que la expresión de velocidad para el sistema fuera de pseudo-primer orden, pero como la molecularidad de la reacción es 3, se tendrá que determinar el orden de la reacción para saber que expresión de velocidad se usará para calcular el tiempo de conversión. Para poder determinar el orden de la reacción, hay que suponer el orden de reacción, para tener una ecuación de velocidad, de la cual se obtendrá la constante de velocidad (k) para el sistema. Cuando k sea constante para todos los valores de concentración a diferentes tiempos, el orden de reacción supuesto será el verdadero. Las concentraciones a diferentes tiempos se obtuvieron en el laboratorio. La concentración de acetil sulfanilamida se determinó por titulación del exceso de sosa. Los datos obtenidos en el laboratorio están dados en la tabla III.

T A B L A III.

t	0	5	10	20	30
Ca	0.5425	0.405	0.308	0.175	0.117
Cb	1.085	0.95	0.85	0.72	0.66

donde:

t: tiempo de reacción en minutos.

Ca: concentración de sosa al tiempo t en mol/lit.

Cb: concentración de acetil sulfanilamida al tiempo t en mol/lit.

Suponiendo que la reacción sigue un mecanismo de -- primer orden, de la forma: $B \longrightarrow P$

donde:

B: reactivos

P: productos

el cual tiene la expresión de velocidad dada por la ecuación (1) o sea: $\ln C_{b0}/C_b = kt$

donde:

C_{b0}: concentración inicial de acetil sulfanilamida al -- tiempo t=0.

C_b: concentración de acetil sulfanilamida al tiempo t=t.

Sustituyendo en la ecuación (1) los valores de C_{b0} y C_b para el tiempo t = 10 min:

$$\ln 1.085/0.85 = (k)(10)$$

Despejando k y haciendo operaciones se obtiene k=0.0247 - min.⁻¹

Sustituyendo en la ecuación (1) los valores de C_{b0} y C_b para el tiempo t = 30 min:

$$\ln 1.085/0.66 = (k)(30)$$

Despejando k y haciendo operaciones se obtiene $k = 0.017$ min.⁻¹

Como los valores de k para los tiempos de 10 y 30 min. son diferentes, se concluye que la reacción no sigue un mecanismo de primer orden.

Suponiendo ahora que la reacción sigue un mecanismo de segundo orden del tipo I, o sea de la forma: $2B \longrightarrow P$ donde:

B: reactivos

P: productos

el cual tiene la siguiente expresión de velocidad:

$$1/C_b - 1/C_{b_0} = kt \dots (2)$$

Con la ecuación (2) se puede calcular la constante de velocidad para cada tiempo t de la tabla III. Las unidades de k serán lt/mol min. Sustituyendo en la ecuación (2) los valores de C_{b_0} y C_b para el tiempo $t = 10$ min:

$$1/0.85 - 1/1.085 = (k)(10)$$

Despejando k y haciendo operaciones se obtiene $k = 0.036$ lt/mol-min.

Sustituyendo en la ecuación (2) los valores de C_{b_0} y C_b para el tiempo $t = 30$ min:

$$1/0.66 - 1/1.085 = (k)(30)$$

Despejando k y haciendo operaciones se obtiene $k = 0.02$ -
lt/mol min

Como los valores de k para los tiempos de 10 y 30 min. son diferentes, se concluye que la reacción no sigue un mecanismo de segundo orden tipo I.

Suponiendo que la reacción sigue un mecanismo de segundo orden del tipo II, o sea de la forma: $A + B \rightarrow R + S$ donde:

A y B: reactivos

R y S: productos

el cual tiene la siguiente expresión de velocidad:

$$dx/dt = k(Na_0 - x)(Nb_0 - x) \dots (3)$$

donde:

dx/dt : velocidad de reacción

k : constante de velocidad en lt/mol min.

Na_0 : moles iniciales de sosa al tiempo $t=0$

Nb_0 : moles iniciales de acetil sulfanilamida al tiempo $t=0$

x : conversión al tiempo $t = t$ en mol/lt

Como la reacción es a volumen constante: $N_{A_0}/V = C_{A_0}$ -

donde:

V: volumen en litros

C_{A_0} : concentración en moles/lit

Pero: $C_{A_0} = a$ y $C_{B_0} = b$. Sustituyendo estos valores en la ecuación (3) obtenemos: $dx/dt = k(a-x)(b-x)$. Integrando esta ecuación:

$$1/a-b \ln b(a-x)/a(b-x) = kt \dots (4)$$

Con la ecuación (4) se puede calcular la constante de velocidad para cada tiempo t de la tabla III. Para saber si k es constante, se tiene que trazar una gráfica colocando en el eje de las ordenadas $1/a-b \ln b(a-x)/a(b-x)$ y en el de las abcisas al tiempo t. Si se obtiene una línea recta, entonces k es constante y su valor será la pendiente de dicha recta. Sustituyendo valores para obtener las coordenadas de la gráfica:

t	x	a-x	b-x	b(a-x)	a(b-x)	f	logf	$\frac{2.3 \log f}{a-b}$
0	0.00	1.085	0.5425	0.5886	0.5886	1.0	0.0	0.0
5	0.137	0.95	0.406	0.5145	0.442	1.164	0.066	0.28
10	0.235	0.85	0.308	0.4614	0.3343	1.380	0.14	0.60
20	0.370	0.718	0.175	0.3894	0.1902	2.046	0.311	1.32
30	0.425	0.660	0.117	0.3578	0.1270	2.818	0.450	1.90

donde:

$$f = b(a-x)/a(b-x)$$

En la figura II del Apéndice se encuentran graficados los valores de $2.3 \log f/a-b$ en el eje de las ordenadas y en el de las abscisas el valor del tiempo t , observándose que se obtiene una línea recta cuya pendiente es 0.0623. Por lo tanto se concluye que la reacción sigue un mecanismo de segundo orden del tipo II y tiene una constante de velocidad $k=6.23 \times 10^{-2}$ lt/mol min.

La conversión máxima que se obtiene en la hidrólisis es de 93% y el tiempo necesario para esta conversión será:

Despejando el tiempo de la ecuación (4) obtenemos:

$$\frac{1/a-b \ln b(a-x) / a(b-x)}{k} = t$$

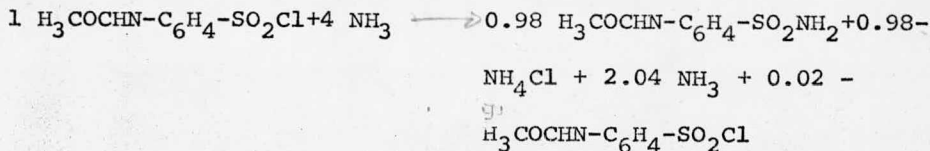
Sustituyendo valores en esa ecuación obtenemos:

$$\frac{1.843 \ln (0.31465/0.0407)}{0.0623} = 60.5 \text{ min} = t$$

C). - BALANCE DE MATERIA:

Para hacer el balance de materia del proceso se tomará como base una mol de cloruro de acetil sulfanililo (C.A.S.).

a).- Balance de materia en la aminación: En la reacción de aminación se tiene una conversión de 98% del C.A.S. y la reacción que se efectúa es:



Los pesos moleculares de estas sustancias son las siguientes:

$\text{H}_3\text{COCHN-C}_6\text{H}_4\text{-SO}_2\text{Cl}$: 233.5 grs/gr mol

NH_3 : 17 grs/gr mol

$\text{H}_3\text{COCHN-C}_6\text{H}_4\text{-SO}_2\text{NH}_2$: 214 grs/gr mol

NH_4Cl : 53.5 grs/gr mol

Gramos Iniciales: 233.5 + (4) (17) = 301.5 grs.

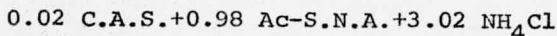
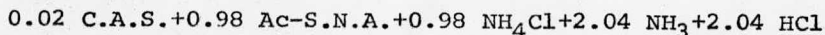
Gramos Finales: (0.98) (214) + (0.98) (53.5) + (2.04) (17) + (0.02)

(233.5) = 301.5 grs.

Gramos Iniciales = 301.5 = Gramos Finales

b).- Balance de materia en la primera neutralización:

En la primera neutralización se efectúa la siguiente reacción:



donde:

C.A.S.: $\text{H}_3\text{COCHN-C}_6\text{H}_4\text{-SO}_2\text{Cl}$

Ac-S.N.A.: $\text{H}_3\text{COCHN-C}_6\text{H}_4\text{-SO}_2\text{NH}_2$

El peso molecular del HCl es: 36.5 grs/gr mol

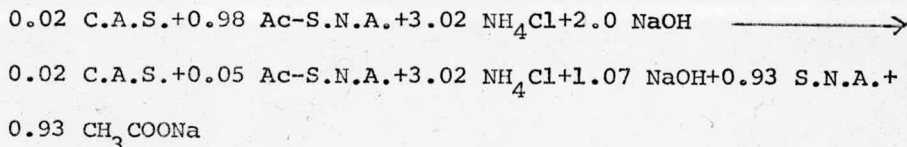
Gramos Iniciales: (0.02) (233.5) + (0.98) (214) + (0.98) (53.5) + (2.04) (17) + (2.04) (36.5) = 375.2 grs.

Gramos Finales: (0.02) (233.5) + (0.98) (214) + (3.02) (53.5) = 375.2

gr.

Gramos Iniciales = 375.2 = Gramos Finales

c).- Balance de materia en la hidrólisis: En la reacción de hidrólisis se tiene una conversión del 95% de la Ac-S.N.A. y la reacción que se efectúa es:



donde:

S.N.A: $\text{H}_2\text{N}-\text{C}_6\text{H}_4-\text{SO}_2\text{NH}_2$ Peso Molecular: 172 grs/gr mol

NaOH Peso Molecular: 40 grs/gr mol

CH_3COONa Peso Molecular: 82 grs/gr mol

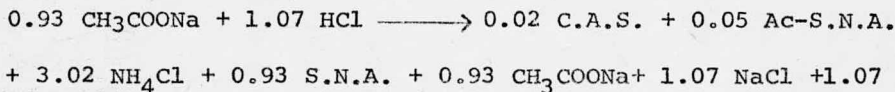
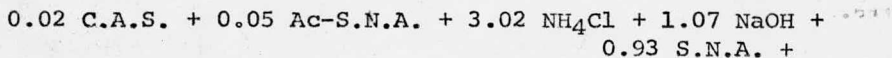
Gramos Iniciales: (0.02) (233.5) + (0.98) (214) + (3.02) (53.5) + (2) (40) = 455.2 grs.

Gramos Finales: (0.02) (233.5) + (0.05) (214) + (3.02) (53.5) + (1.07) (40) + (0.93) (172) + (0.93) (82) = 455.2

Gramos Iniciales = 455.2 = Gramos Finales.

d).- Balance de materia en la segunda neutralización:

En la segunda neutralización se efectúa la siguiente reacción:



Gramos Iniciales: (0.02) (233.5) + (0.05) (214) + (3.02) (53.5) + (1.07) (40) + (0.93) (172) + (0.93) (82) + (1.07) (36.5) = 494.2 grs.

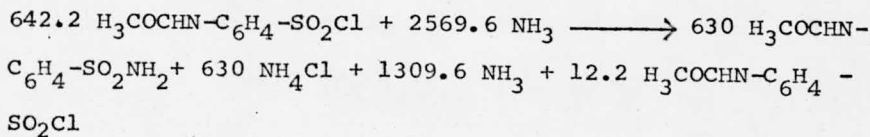
Gramos Finales: (0.02) (233.5) + (0.05) (214) + (3.02) (53.5) + (0.93) (172) + (0.93) (82) + (1.07) (56.5) + (1.07) (18) = 494.2 grs.

Gramos Iniciales = 494.2 = Gramos Finales

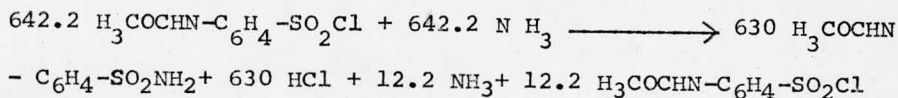
D).- BALANCE DE ENERGIA:

Para hacer el balance de energía del proceso se usarán las moles totales de cada reactivo y producto, las cuales -- están calculadas en el capítulo IV-A.

a).- Balance de energía en la aminación.- En la aminación se efectúa la siguiente reacción:



Para poder calcular el calor de reacción se va a --- considerar que la reacción se lleva a cabo en dos etapas, - ya que el calor de reacción es una función de estado y es por lo tanto independiente de la trayectoria que siga la - reacción. En la primera etapa se efectuará la siguiente -- reacción:



Como no existen datos termodinámicos de los calores de formación para esta reacción, el calor de reacción se - calculará en base a las energías de enlace. De un análisis de la reacción se obtienen los enlaces rotos y los enlaces formados:

Enlaces Rotos:

S-Cl y N-H

Enlaces Formados :

S-N y Cl-H

Las energías de unión N-H y Cl-H son conocidas, pero se desconocen las energías de unión S-N y S-Cl, mas estas energías pueden ser calculadas considerando que las moléculas A-B se formaron a partir de las moléculas simétricas A-A y B-B, y en base a sus respectivas electronegatividades:

Energía de la unión S-N

$$E(S-N) = 1/2 \left\{ E(S-S) + E(N-N) \right\} + 23 (X_N - X_S)^2$$

donde:

E: Energía de enlace

X: Electronegatividad

Sustituyendo valores obtenidos de las páginas 111 y 112 del Fieser and Fieser, Organic Chemistry, 3a. Edición: $E(S-N) = 1/2 (63.8 + 20) + 23 (3.0 - 2.5)^2 = 47.65$ - - Kcal/mol.

Energía de la unión S-Cl

$$E(S-Cl) = 1/2 \left\{ E(S-S) + E(Cl-Cl) \right\} + 23 (X_{Cl} - X_S)^2$$

Sustituyendo valores:

$$E(S-Cl) = 1/2 (63.8 + 57.8) + 23 (3.0 - 2.5)^2 = 66.55 \text{ Kcal/mol.}$$

Energía de la unión Cl-H = 102.7 Kcal/mol.

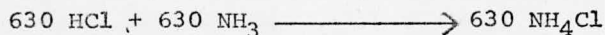
Energía de la unión N-H = 83.7 Kcal/mol.

Energía de enlaces rotos:	Energía de enlaces formados:
S-Cl = 66.55 Kcal/mol	S-N = 47.65 Kcal/mol
N-H = 83.70 Kcal/mol	Cl-H = 102.70 Kcal/mol
<hr/>	<hr/>
TOTAL: 150.25 Kcal/mol	TOTAL: 150.35 Kcal/mol

El calor de reacción en esta primera etapa será - -
igual a la energía de los enlaces rotos menos la energía -
de los enlaces formados, sustituyendo valores:

$$H_{R1} = 150.25 - 150.35 = -0.10 \text{ Kcal/mol}$$

Para la segunda etapa el calor de reacción se calculará en base a los calores de formación y la reacción que se efectuará en esta etapa será:



Del Perry, Chemical Engineer's Handbook, 3a. Edición de las páginas 239 a 241 se obtuvieron los siguientes calores de formación:

$$\Delta H^\circ_{\text{NH}_3} (\text{aq}) = - 19.35 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{HCl}} (\text{aq}) = - 39.85 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{NH}_4\text{Cl}} (\text{aq}) = - 71.2 \text{ Kcal/mol}$$

El calor de reacción en esta etapa será igual al calor de formación de los productos menos el calor de formación de los reactivos: O sea $\Delta H_{R_2} = \Delta H_p - \Delta H_r$

donde:

ΔH_{R_2} : calor de reacción de la segunda etapa

ΔH_p : calor de formación de los productos

ΔH_r : calor de formación de los reactivos

aq: acuoso (estado de agregación)

El calor de formación de los productos será:

$$\Delta H_p^\circ = \Delta H_{NH_4 Cl}^\circ = - 71.2 \text{ Kcal/mol}$$

El calor de formación de los reactivos será:

$$\Delta H_r^\circ = \Delta H_{NH_3}^\circ + \Delta H_{HCl}^\circ = -19.35 + (-39.85) = - 59.2 \text{ Kcal/mol}$$

Por lo tanto el calor de reacción de la segunda etapa será:

$$\Delta H_{R_2} = \Delta H_p - \Delta H_r = - 71.2 - (-59.2) = - 12 \text{ Kcal/mol}$$

El calor total de la reacción será la suma de los calores de reacción de las dos etapas, o sea:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R1} + \Delta H_{R_2} = - 0.1 + (-12) = - 12.1 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H_R = - 12.1 \text{ Kcal/mol (630 moles)} = - 7500 \text{ Kcal}$$

Como el signo es negativo, indica que la reacción es exotérmica, es decir que desprenderá 7500 Kcal al efectuarse.

La temperatura inicial en la reacción de aminación - es de 20°C y como la temperatura de reacción es de 80°C se tendrá que suministrar la siguiente energía al sistema:

$$Q = m C_p \Delta T$$

donde:

Q: calor que hay que suministrarle al sistema en Kcal

m: masa del sistema reaccionante en Kgs

C_p: Calor específico del sistema reaccionante=1 Kcal/Kg°C

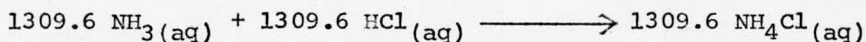
Δ T: diferencia de temperaturas = T₂ - T₁ en °C

Sustituyendo valores:

$$Q: 950 \text{ Kg} \times 1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \times (80-20) ^\circ\text{C} = 57000 \text{ Kcal}$$

Pero como la reacción es exotérmica y proporciona - 7500 Kcal, sólo habrá que suministrarle al sistema 49500 Kcal para obtener la temperatura final de 80°C

b).- Balance de energía en la primera neutralización
En la primera neutralización se efectúa la siguiente reacción:



En este caso el calor de reacción será igual al calculado para la segunda etapa de la aminación, o sea - - -

$$\Delta H_R = - 12 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H_R = - 12 \text{ Kcal/mol (1309.6 moles)} = - 15650 \text{ Kcal}$$

Como el signo es negativo, indica que la reacción es exotérmica, es decir desprenderá 15650 Kcal al efectuarse lo que hará que aumente la temperatura de la masa reaccionante a:

$$\Delta T = Q/m C_p = 15650 \text{ Kcal}/1100 \text{ Kg} \times 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 14.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = T_2 - T_1 \quad 14.2^\circ\text{C} = T_2 - 80^\circ\text{C} \quad T_2 = 94.2^\circ\text{C}$$

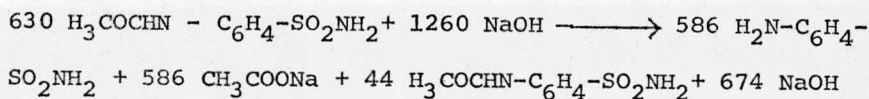
c).- Balance de energía en la hidrólisis.- En la hidrólisis además del calor de reacción, hay que considerar el calor de dilución debido a la sosa que se agrega para efectuar ésta. Se utiliza sosa al 40% en peso que contiene 3.33 moles de agua por mol de sosa. De la figura 76 página 320 del Hougen And Watson, segunda Edición, se obtiene que el calor de dilución de esta sosa es de -8000 Kcal/kg mol. Se va a considerar que esta sosa se diluirá al infinito con lo cual de la misma gráfica se obtiene que su calor de dilución es de -10200 Kcal/Kg mol. En consecuencia el calor que se desprende al diluir la sosa de 40% es:

$$(-10200) - (-8000) = -2200 \text{ Kcal/Kg mol}$$

Para efectuar la hidrólisis se necesitan 50.4 Kgs. - de sosa al 100% o sea 50.4 Kg/40 Kg/kg mol = 1.26 Kg mol, y el calor que se desprenderá será:

$$\Delta H_D = 1.26 \text{ Kg mol } (-2200 \text{ Kcal/Kg mol}) = - 2772 \text{ Kcal}$$

El Calor de reacción en la hidrólisis será calculado por medio de las energías de enlace tal y como se hizo para la reacción de aminación. La reacción que se efectúa es la siguiente:



Enlaces Rotos:

C-N 48.6 Kcal/mol

O-H 110.2 Kcal/mol

TOTAL: 158.8 Kcal/mol

Enlaces Formados:

N-H 83.7 Kcal/mol

C-O 70.0 Kcal/mol

TOTAL: 153.7 Kcal/mol

El calor de reacción será igual a la energía de los enlaces rotos menos la energía de los enlaces formados, sus tituyendo valores:

$$\Delta H_R = 158.8 - 153.7 = 5.1 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H_R = 5.1 \text{ Kcal/mol (586 moles)} = 2988 \text{ Kcal}$$

Como el signo es positivo, indica que la reacción es endotérmica.

El calor de reacción total en la hidrólisis será la suma del calor de dilución de la sosa y del calor de formación de la acetil sulfanilamida, esto es:

$$\Delta H_R = - 2772 + 2988 = 216 \text{ Kcal}$$

Este calor que se necesita suministrar al sistema, - hará que la temperatura de la masa reaccionante disminuya a:

$$\Delta T = Q/m C_p = 216 \text{ Kcal}/1150 \text{ Kg} \times 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 0.2^\circ\text{C}$$

$$0.2 = 94.2 - T_2$$

$$T_2 = 94^\circ\text{C}$$

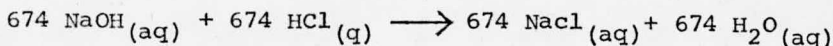
Pero como la hidrólisis debe ser a 93°C habrá necesidad de enfriar la masa reaccionante antes de agregar la sosa a 93.2°C , o sea que habrá que eliminar:

$$Q = m C_p \Delta T = 1100 \text{ Kg} \times 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} (94.2 - 93.2)^\circ\text{C} = 1100$$

Kcal

d).- Balance de energía en la segunda neutralización.

En la segunda neutralización se efectúa la siguiente reacción:



El calor de reacción se calculará en base a los calores de formación de los productos y de los reactivos. Del Perry, Chemical Engineer's Handbook, 3a. Edición, de las páginas 239 a 241 se obtuvieron los siguientes calores de formación:

$$\Delta H^\circ_{\text{NaOH}(\text{aq})} = - 112.2 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{HCl}(\text{aq})} = - 39.85 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{NaCl}(\text{aq})} = - 97.32 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{H}_2\text{O}(\text{aq})} = - 68.31 \text{ Kcal/mol.}$$

El calor de reacción será igual al calor de formación de los productos menos el calor de formación de los reactivos, o sea:

$$\Delta H_R = \Delta H_P - \Delta H_R$$

El calor de formación de los productos será:

$$\Delta H_P = \Delta H_{\text{NaCl}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}$$

Sustituyendo valores:

$$\Delta H_p = (-97.32) + (-68.31) = -165.63 \text{ Kcal/mol}$$

El calor de formación de los reactivos será:

$$\Delta H_r = \Delta H_{\text{NaOH}} + \Delta H_{\text{HCl}}$$

Sustituyendo valores:

$$\Delta H_r = (-112.2) + (-39.85) = -152.05 \text{ Kcal/mol}$$

El calor de reacción será:

$$\Delta H_R = \Delta H_p - \Delta H_r = (-165.63) - (-152.05) = -13.58 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H_R = -13.58 \text{ Kcal/mol} \times 674 \text{ moles} = -9153 \text{ Kcal}$$

Como la temperatura a que se efectúa esta neutralización es de 40°C , la temperatura al final de esta neutralización será:

$$\Delta T = Q/m C_p = 9153 \text{ Kcal}/1600 \text{ Kg} \times 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 5.7^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = T_2 - T_1 \quad 5.7^\circ\text{C} = T_2 - 40^\circ\text{C} \quad T_2 = 45.7^\circ\text{C}$$

En este caso el calor de dilución del ácido clorhídrico es despreciable, ya que el ácido clorhídrico al 33% de concentración en peso contiene nueve moles de agua por mol de ácido, esto implica un calor de dilución de $-16200 \text{ Kcal/Kg mol}$, y el calor de dilución al infinito es de $-16800 \text{ Kcal/Kg mol}$, por lo tanto el calor de esta nueva di-

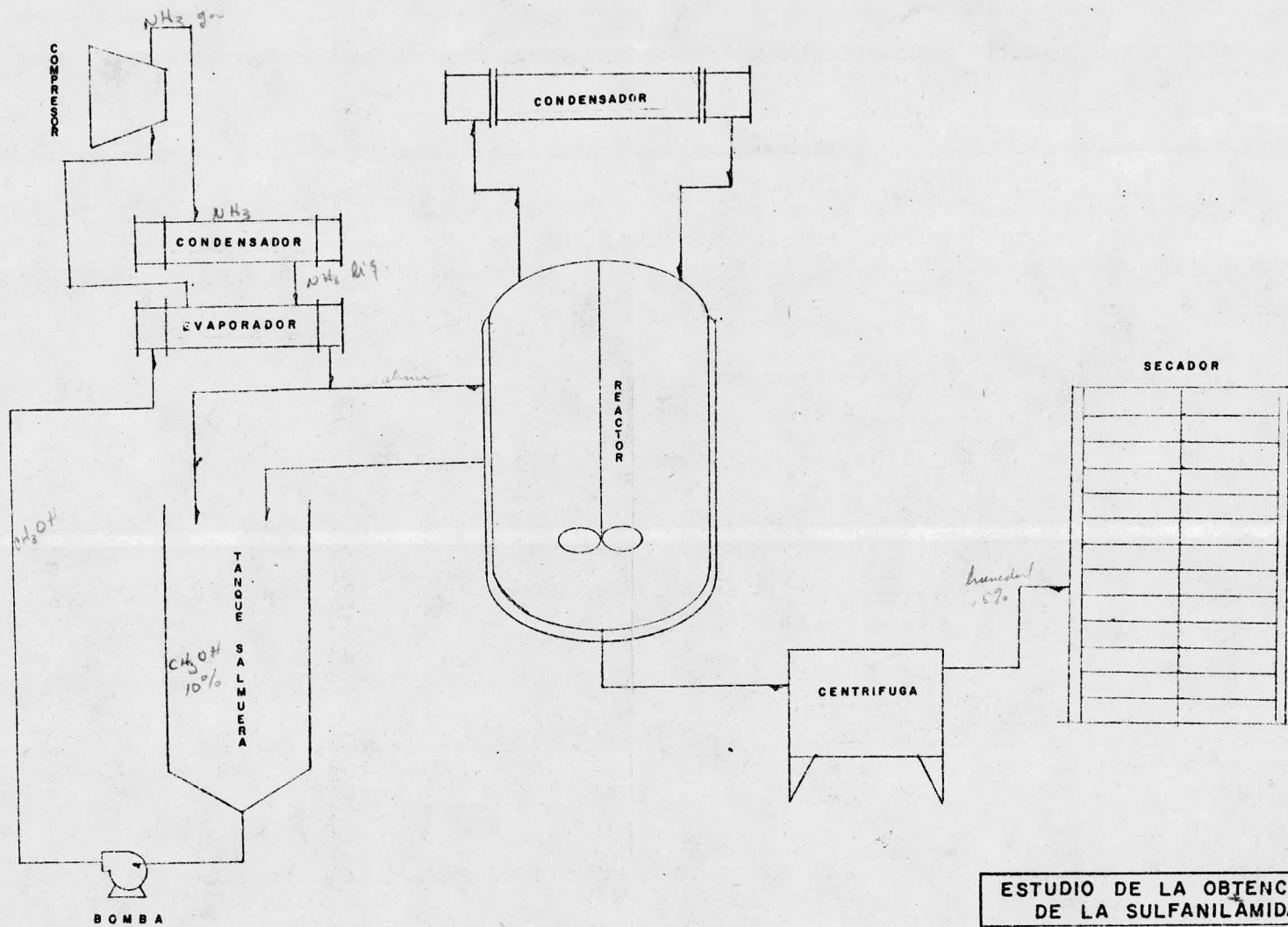
lución sería:

$$24.6 \text{ Kg Hcl } 100\% / 36.5 \text{ Kg/kg mol} = 0.67 \text{ Kg mol.}$$

$$\Delta H_d = 0.67 \text{ Kg mol} \times - 600 \text{ Kcal/Kg mol} = - 402 \text{ Kcal.}$$

Los calores de dilución se tomaron de la figura 75, -
página 320 del Hougen and Watson 2a. Edición.

E).- DIAGRAMA DE FLUJO:



ESTUDIO DE LA OBTENCION DE LA SULFANILAMIDA	
DIAGRAMA DE FLUJO	
F. ACOSTA V.	TESIS

C A P I T U L O I V .

C A L C U L O D E L E Q U I P O .

A).- REACTOR:

En la planta de Interquim, S.A., se dispone de tiempo libre en un reactor de acero inoxidable tipo 316 con capacidad de 2000 lts. y además se cuenta con servicio de vapor. Este reactor no se usa 5 días al mes, por lo que la compañía antes dicha, pretende usarlo para la fabricación de sulfanilamida.

La Producción anual de sulfanilamida será de 15 toneladas, o sea de 1250 Kgs. al mes, pero como nada más se dispone de 5 días al mes la producción diaria deberá ser de 250 Kgs.

El tiempo que se necesitará para la fabricación de un lote será el siguiente:

Suponiendo que el tiempo de iniciación del lote sean las 0.00 hs. y que en este tiempo se encuentre listo el personal:

De las 0:00 hs. a las 0:20 hs. se carga el reactor.

De las 0:00 hs. a las 0:30 hs. se añade un compuesto especial al tanque de condensados de la caldera, para te -

ner en el agua de alimentación a la misma un pH ligeramente alcalino, para evitar la corrosión del serpentín de la misma, se enciende el quemador de la caldera, y como ésta es un generador de vapor Clayton, la producción de vapor empieza inmediatamente.

De las 0:20 hs. a las 0:30 hs. se cierra el reactor y se inicia la agitación, también se empieza a suministrar vapor al reactor.

De las 0:30 hs. a las 1:00 hs. se alcanza la temperatura de reacción que es de $80^{\circ}C$ y se pesa el ácido clorhídrico necesario para la primera neutralización.

De las 1:00 hs. a las 1:20 hs. se efectúa la reacción de aminación.

De la 1:20 hs. a la 1:30 hs. se neutraliza el exceso de amoníaco y se pesa la sosa necesaria para la reacción de hidrólisis.

De la 1:30 hs. a la 1:40 hs. se carga la sosa y se cierra el reactor.

De la 1:40 hs. a las 2:40 hs. se efectúa la reacción de hidrólisis.

De las 2:40 hs. a las 3:00 hs. se enfría el reactor

de 93 a 70 °C con agua, para dar un tratamiento con carbón activado, para evitar que el producto tenga coloraciones indeseables.

De las 3:00 hs. a las 3:20 hs. se abre el reactor, - se agrega el carbón y se agita. Se prepara una capa de filtro ayuda en la centrifuga.

De las 3:20 hs. a las 4:20 hs. se filtra el carbón, - almacenando el líquido filtrado en un tanque de poliéster.

De las 4:20 hs. a las 4:30 hs. se lava el reactor.

De las 4:30 hs. a las 4:50 hs. se bombea el efluente del tanque de almacenamiento al reactor.

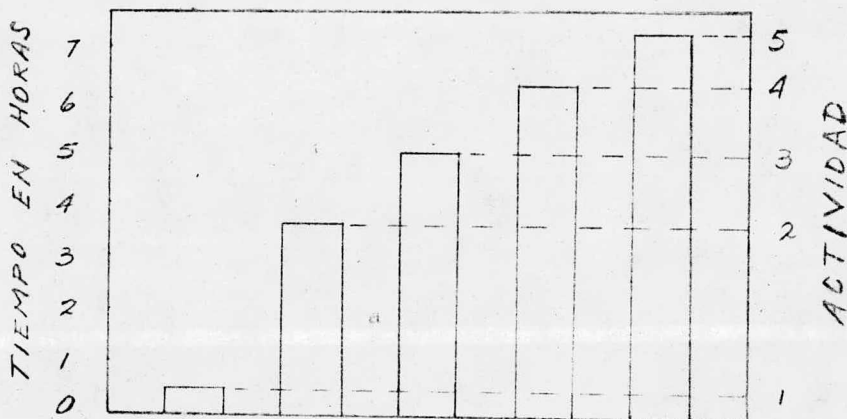
De las 4:50 hs. a las 5:00 hs. se efectúa la segunda neutralización con ácido muriático, con lo cual se precipitará la sulfanilamida formada.

De las 5:00 hs. a las 5:20 hs. se enfría la sulfanilamida de 46 a 25 °C.

De las 5:20 hs. a las 6:20 hs. se enfría la sulfanilamida de 25 a 10 °C.

De las 6:20 hs. a las 7:20 hs. se filtran los cristales de sulfanilamida a 10°C.

Graficando estos datos en un diagrama de barras:



No. 1.- Se carga el reactor, se cierra y se empieza a suministrar vapor.

No. 2.- Se efectúan la aminación y la hidrólisis.

No. 3.- Se filtra el carbón, se lava el reactor, se bombea del tanque de poliéster al reactor la sulfanilamida en solución y se efectúa la precipitación.

No. 4.- Se enfría a 10°C la sulfanilamida.

No. 5.- Se filtran los cristales de sulfanilamida.

NOTA: Donde termina el número 1, empieza el número 2 y donde termina el número 2 empieza el número 3 y así sucesivamente.

De los datos anteriores se deduce que es factible -- hacer un lote de sulfanilamida cada 8 hs. utilizando en ca da lote la mano de obra de 3 personas. En cada lote obten- dremos 100Kgs. de sulfanilamida y por lo tanto se tendrá - una producción mensual de 1500 Kgs., asegurándose así el - satisfacer la demanda esperada.

Para obtener 100 Kgs., de sulfanilamida por lote se necesitarán 150 Kgs., de cloruro de acetyl sulfanililo --- (C.A.S.). En consecuencia en la aminación la carga del -- reactor será:

150 Kgs. C.A.S./0.233 Kg/mol C.A.S.= 642.4 moles de C.A.S. pero por cada mol de C.A.S., se necesitan cuatro moles de amoníaco así que:

moles de amoníaco: $642.4 \times 4 = 2569.6$

$2569.6 \text{ moles } \text{NH}_3 \times 0.017 \text{ Kg } \text{NH}_3/\text{mol } \text{NH}_3 = 43.7 \text{ Kgs. de } \text{NH}_3$

al 100%, como se usará amoníaco acuoso al 28% se necesita - rán:

$43.7 \text{ Kgs. } \text{NH}_3/0.28 = 156 \text{ Kgs. de amoníaco al } 28\%$

por cada Kg. de C.A.S., se necesitan 3.93 Kgs. de agua, -- así que:

Kgs. de agua $150 \times 3.93 = 590$ Kgs.

Durante la aminación el volumen de la masa reaccionante será:

$$V = \frac{M_{\text{C.A.S.}}}{e_{\text{C.A.S.}}} + \frac{M_{\text{NH}_4\text{OH}}}{e_{\text{NH}_4\text{OH}}} + \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{e_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$e_{\text{C.A.S.}} = 0.8 \text{ Kg/lt}$$

$$e_{\text{NH}_4\text{OH}} = 0.9 \text{ Kg/lt}$$

$$e_{\text{H}_2\text{O}} = 1.0 \text{ Kg/lt}$$

sustituyendo valores se obtiene $V = 950$ lts.

En la primera neutralización la carga al reactor será:

Como en la aminación hay una conversión de 98% de C.A.S., quedarán sin reaccionar 2.04 moles de amoníaco -- por mol de C.A.S., o sea $642.4 \times 2.04 = 1309$ moles de amoníaco, que hay que neutralizar con 1309.6 moles de ácido clorhídrico, así que:

$1309.6 \text{ mol HCl} \times 0.0365 \text{ Kg/mol HCl} = 47 \text{ Kgs. de HCl al } 100\%$; como se usará ácido clorhídrico acuoso al 33% se necesitarán:

$$47 \text{ Kgs}/0.33 = 142.5 \text{ Kgs. de HCl al } 33\%$$

Durante la primera neutralización el volumen de la masa reaccionante será:

$$V = 950 \text{ lts.} + 142.5 \text{ Kgs. HCl}/1.17 \text{ Kg. HCl/lt. HCl} = 1072 \text{ lts.}$$

En la hidrólisis la carga al reactor será:

Como en la reacción de aminación hay una conversión del 98%, la acetil sulfanilamida formada será: $642.4 \times 0.98 = 630$ moles. Para efectuar la hidrólisis, por cada mol de acetil sulfanilamida se necesitan dos moles de sosa, por lo tanto la cantidad de sosa necesaria será: $630 \times 2 = 1260$ moles de sosa.

$1260 \text{ moles NaOH} \times 0.04 \text{ Kg/mol NaOH} = 50.4 \text{ Kgs. de NaOH al } 100\%$; como se usará sosa acuosa al 40% se necesitarán: $50.4 \text{ Kgs. NaOH}/0.4 = 126 \text{ Kgs. de sosa al } 40\%$

Durante la hidrólisis el volumen de la masa reactante será:

$V = 1072 \text{ lts.} + 126 \text{ Kgs. NaOH}/1.43 \text{ Kg. NaOH/lts. NaOH} = 1160 \text{ lts.}$

Después de efectuar la filtración de la sulfanilamida en solución para eliminar el carbón que se añadió, es necesario lavar la torta de filtro ayuda con 320 lts. de agua.

En la segunda neutralización la carga al reactor será:

Como en la hidrólisis hay una conversión del 93% que darán sin reaccionar 1.07 moles de sosa por mol de acetil sulfanilamida o sea: $630 \times 1.07 = 674$ moles de sosa, que habrá que neutralizar con 674 moles de ácido clorhídrico. $674 \text{ moles HCl} \times 0.0365 \text{ Kgs./mol HCl} = 24.6 \text{ Kgs. de HCl al } 100\%$.

Como se usará ácido clorhídrico al 33% se necesitarán: $24.6 \text{ Kgs HCl}/0.33 = 74.5 \text{ Kgs. de HCl al } 33\%$.

La densidad del ácido clorhídrico al 33% de concentración en peso es de 1.17 Kgs./lt., así que el volumen del ácido necesario será: $74.5 \text{ Kgs.}/1.17 \text{ Kgs./lt.} = 64 \text{ lts.}$

Por lo tanto, el volumen final que ocupará un lote - para producir 100 Kgs. de sulfanilamida será:

$$V_f = 1160 \text{ lts.} + 320 \text{ lts.} + 64 \text{ lts.} = 1544 \text{ lts.} \approx 1550 \text{ lts.}$$

La capacidad del reactor de que se dispone es de - 2000 lts., así que se tendrá un margen de 450 lts.

a).- Cálculo de las presiones de operación máximas. El reactor de que se dispone está construido con lámina de acero inoxidable tipo 316, el cual tiene las siguientes características: su composición química es, Cr (16-18%), -

Ni (10-14%), C(0.1% máximo), Mo (1.75-2.75%). Este material tiene un esfuerzo máximo permisible de 18750 libras por pulgada cuadrada.

El espesor de las paredes del reactor y de la chaqueta es de 3/16 de pulgada. Además entre la pared de reactor y la pared de la chaqueta se colocaron unos anillos de refuerzo formados por "cuadrados" de una pulgada, y están espaciados a 12 pulgadas.

La presión máxima que soportará el reactor del lado de la chaqueta será:

$$t = 3/16 \text{ in.}$$

$$L = 12 \text{ in. (distancia entre cada anillo).}$$

$$D_o = iD + 2t = 48 \text{ in.} + 0.37 \text{ in.} = 48.37 \text{ in.}$$

$$L/D_o = 12 \text{ in.}/48.37 \text{ in.} = 0.248$$

$$D_o/t = 48.37 \text{ in.}/0.187 \text{ in.} = 255$$

Con $L/D_o = 0.248$ y $D_o/t = 255$ de la gráfica de la página 379 del Brownell and Young, Process Equipment Design, se obtiene que $B = 11000$

$$P_{em} = B/D_o/t = 11000/255 = 44 \text{ psi.}$$

La presión máxima interior que soportará el reactor

será:

$$P_{im} = SEt/R + 0.6(t) = 18750 \times 0.7 \times 0.187 / 24.187 + 0.6 (0.187) = 100 \text{ psi.}$$

$$P_{im} = 100 \text{ psi.}$$

donde:

B : un factor

D_o : diámetro externo del reactor en pulgadas.

d_i : diámetro interno del reactor en pulgadas.

E : eficiencia de la junta (soldadura) 70%

L : distancia entre los anillos de refuerzo (12 in).

P_{em} : presión externa máxima en libras por pulgada cuadrada.

P_{im} : presión interna máxima en libras por pulgada cuadrada.

R : radio del reactor en pulgadas.

r_c : radio de curvatura.

S : esfuerzo máximo permisible del material en libras por pulgada cuadrada = 18750 psi.

t : espesor de las paredes del reactor en pulgadas = 0.187 in.

Las tapas del reactor son elipsoidales, teniendo un eje mayor $a = 24$ in. y un eje menor $b = 8$ in. La presión externa máxima que soportarán las tapas será:

$$a/b = 24 \text{ in.} / 8 \text{ in.} = 3$$

Con $a/b = 3$, de la página 152 del Brownell and Young, Process Equipment Design, se obtiene $r_c/d = 1.36$, en consecuencia $r_c = 48 \times 1.36 = 65.28$ in.

$$r_c/100 t = 65.28/100 (0.187) = 3.4$$

$$P_{em} = B/r_c/t = 11000/3.4 \times 100 = 33 \text{ psi.}$$

La presión interna máxima que soportarán las tapas - será:

$$P_{im} = SEt/R + 0.1 (t) = 18750 \times 0.7 \times 0.187/ 24.187 + 0.1 (0.187)$$

$$P_{im} = 100 \text{ psi.}$$

b).- Comprobación de los anillos de refuerzo.- De la página 382 del Brownell and Young, Process Equipment Design, se obtuvieron los siguientes datos:

$$a = 1 \text{ in.} \quad y = 1 \text{ in}^2 \quad I = a^4/3 = 0.333 \text{ in.}^4$$

$$B = P \times D_o/t + (y/L)$$

sustituyendo valores y haciendo operaciones se encuentra que:

$$B = 7882$$

De la página 379 del Brownell and Young, Process - -

Equipment Design, con $B = 7882$ y $T = 300^{\circ}\text{F}$ se obtiene - -

$$A = 0.0006$$

$$I = D^2 \times L/14 (t + y/L) (A)$$

sustituyendo valores y haciendo operaciones se obtiene:

$$I = 0.318 \text{ in.}^4$$

Como el momento de inercia I disponible es mayor que el momento de inercia I requerido (calculado) el diseño es satisfactorio.

donde:

$a = y$: lados del cuadrado en pulgadas

A : un factor

I : momento de inercia en in.^4

P : presión de operación

c).- Cálculo del tiempo del calentamiento en la aminación.- Para poder calcular el tiempo necesario para elevar la temperatura de la masa reaccionante de 20°C a 80°C durante la reacción de aminación, es necesario calcular -- primero el coeficiente total de transferencia de calor y la temperatura del vapor. Para calcular el coeficiente total de transferencia de calor se usará la ecuación de Chilton, Drew y Jebens:

$$j = a (L_p^2 \rho N / \mu)^n$$

Donde para reactores encaquetados $a=0.37$ y $n = 0.667$

L_p : longitud del agitador en pies = 2.3 fts.

N : revoluciones por hora del agitador = 90 rpm = 5400 rev.
/hr.

ρ : densidad de la masa reaccionante = 60 lbs./ft³

μ : viscosidad de la masa reaccionante en lbs./ft-hr

j : factor para la transferencia de calor, adimensional.

La viscosidad de mezclas en suspensión acuosa se de termina por medio de la ecuación de Hatschek:

$$\mu = \mu_w / 1 - X^{0.33}$$

donde:

μ : viscosidad de la mezcla en cps.

μ_w : viscosidad de agua a la temperatura de la mezcla en -
cps.

X : fracción en volumen de los sólidos secos = 0.2

A la temperatura de 80°C, $\mu_w = 0.35$ cps., sustituyendo valores: $\mu = 0.35 \text{ cps.} / 1 - (0.2)^{0.33} = 0.85 \text{ cps.}$

Sustituyendo ahora estos valores en la ecuación de

Chilton, Drew y Jebens:

$j = 0.37 (5.3 \text{ ft.}^2 \times 5400 \text{ rev/hr} \times 60 \text{ lbs./ft}^3 / (2.1 \text{ lbs./ft-hr})^{0.66}$ haciendo las operaciones indicadas se obtiene que $j = 3200$.

Este valor de j , es el mismo que se obtiene al extrapolar la gráfica de la página 718 de Kern, Process Heat -- Transfer, 1950.

$$\text{Pero } j = (hD/k) (c_p/\mu/k)^{0.33} (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

donde:

C_p : calor específico de la masa en BTU/lbs. x °F = 1 BTU/(lb.) (°F)

D : diámetro interior del reactor en pies = 4 fts.

h : coeficiente de transferencia de calor en el interior - del reactor en BTU/(hr.) (ft.)² (°F/ft.)

k : conductividad térmica = 0.35 BTU/(hr.) (ft.)² (°F/ft.)

μ : viscosidad de la masa a la temperatura calórica en cps.

μ_w : viscosidad de la masa a la temperatura de la pared del reactor en cps.

Sustituyendo valores y haciendo operaciones se obtiene:

$$h = 141 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

El coeficiente de transferencia de calor del lado de la chaqueta (h_o) para vapor de agua condensando tiene un valor de $1500 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$

El coeficiente total de transferencia de calor ---- limpio está dado por la ecuación: $U_c = (h) (h_o)/h + h_o$. -
Sustituyendo valores:

$$U_c = 141 \times 1500/141 + 1500 = 129 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

El factor de ensuciamiento R_d es igual a 0.002.

El coeficiente total de transferencia de calor de diseño está dado por la ecuación: $1/U_d = 1/U_c + R_d$. Sustituyendo valores:

$$1/U_d = 1/129 + 0.002$$

$$U_d = 102 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

El área necesaria para efectuar esta transferencia - de calor está dada por la ecuación: $A_n = Q/U_d \times \Delta T$. Sustituyendo valores:

$$A_n = 225000 \text{ BTU}/\text{hr}/102 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.}) (108 \text{°F}) = 20.4 \text{ ft.}^2$$

El área de transferencia de calor disponible durante la aminación está dada por la ecuación: $A_d = 77 DL + 1.09 D^2$.

Sustituyendo valores: $A_d = (4 \text{ ft.})(3 \text{ ft.})(77) + 1.09$
 $(4 \text{ ft.})^2 = 55 \text{ ft}^2$

Como el área disponible es mayor que el área necesaria, los cálculos son satisfactorios.

donde:

A_d : área disponible en ft^2

A_n : área necesaria en ft^2

D : diámetro del reactor en ft.

L : altura que ocupa en el reactor la masa reaccionante en ft.

Q : flujo de calor en BTU/hr.

R_d : factor de ensuciamiento.

ΔT : diferencia de temperatura en $^{\circ}\text{F}$.

U_c : coeficiente total de transferencia de calor limpio en $\text{BTU}/(\text{hr})(\text{ft})^2 (^{\circ}\text{F}/\text{ft.})$

U_d : coeficiente total de transferencia de calor de diseño en $\text{BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^{\circ}\text{F}/\text{ft.})$

La temperatura del vapor que se necesita para efec-

tuar la transferencia de calor durante la aminación está -
dada por la ecuación: $Q = U_d \times A_d \times \Delta T$. Despejando ΔT y
sustituyendo valores:

$$\Delta T = 225000 / (55) (102) = 40^\circ\text{F}.$$

$$T_s = 176^\circ\text{F} + 40^\circ\text{F} = 216^\circ\text{F}.$$

Por lo tanto, se usará vapor de 1 Kg/cm^2 que tiene -
una temperatura de saturación de 240°F .

El tiempo de calentamiento para procesos no conti- -
nuos está dado por la ecuación: $\ln T_1 - t_1 / T_1 - t_2 = U A \theta / M C_p$. -
Sustituyendo valores: $\ln 240 - 68 / 240 - 176 = 102 \times 55 \times \theta / 2100 \times 1$
haciendo operaciones se obtiene $\theta = 0.41 \text{ hr.} \approx 30 \text{ min.}$

B).- Cálculo de la potencia del generador de vapor.-

Para poder calcular la potencia del generador de vapor es necesario conocer cual será el consumo de vapor. El consumo de vapor está dado por la ecuación: $W_s = Q + p.q. / \lambda_s$

donde:

p.q.: pérdidas de calor totales en BTU/hr.

Q : flujo de calor en BTU/hr.

W_s : flujo de vapor en lbs./hr.

λ_s : calor latente de vaporización del agua a la temperatura dada en BTU/lb.

Las pérdidas de calor son por conducción, convección y por radiación. Las pérdidas de calor por convección y conducción para tanques cilíndricos están dadas por la ecuación:

$$p.q. = A \times h_c \times \Delta T$$

donde:

A : área de transferencia de calor en ft^2

h_c : coeficiente de transferencia de calor combinado para conducción y convección entre la superficie y el medio ambiente en $BTU/(hr.)(ft.)^2(^{\circ}F/ft.)$

ΔT : temperatura de la superficie expuesta menos la temperatura del medio ambiente = $t_s - t_a = 176^{\circ}F - 68^{\circ}F = 108^{\circ}F$.

El coeficiente combinado para conducción y convección está dado por la ecuación: $h_c = 0.5 (\Delta T/D_o)^{0.25}$

donde:

D : diámetro del tanque en pulgadas = 48 in.

Sustituyendo valores:

$$h_c = 0.5 (108^\circ\text{F}/48 \text{ in})^{0.25} = 0.612 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F}/\text{ft})$$

El área de transferencia de calor está dada por la ecuación:

$$A = \pi DL + 2.18 D^2$$

donde:

L : altura del reactor en ft. = 5.57 ft.

Sustituyendo valores:

$$A = (\pi) (4 \text{ ft.}) (5.57 \text{ ft.}) + 2.18 (4 \text{ ft.})^2 = 105 \text{ ft}^2$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación para pérdidas de calor por conducción y convección.

$$\text{p.q.} = (105 \text{ ft}^2) (0.612 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F}/\text{ft})) (108^\circ\text{F}) = 6950 \text{ BTU}/\text{hr.}$$

Las pérdidas de calor por radiación para tanques - cilíndricos están dadas por la ecuación:

$$\text{p.q.} = 0.173 \times E \times A \left[(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4 \right]$$

donde:

A : área de transferencia de calor en $\text{ft}^2 = 105 \text{ ft}^2$

E : emisividad, adimensional = 0.8

$T_1 = 176^\circ\text{F} + 460^\circ\text{F} = 636^\circ\text{R}$

$T_2 = 68^\circ\text{F} + 460^\circ\text{F} = 528^\circ\text{R}$

Sustituyendo valores:

$$p.q. = 0.173 \times 0.8 \times 105 \left[(636/100)^4 - (528/100)^4 \right] = 12400 \text{ BTU/hr.}$$

Las pérdidas de calor totales serán la suma de las pérdidas de calor por conducción y convección mas las pérdidas de calor por radiación, o sea:

$$(p.q.)_T = (p.q.)_{c.c.} + (p.q.)_r = 6950 \text{ BTU/hr.} + 12400 \text{ BTU/hr.}$$

$$(p.q.)_T = 19350 \text{ BTU/hr.}$$

El consumo de vapor será: $W_s = Q + p.q. / \lambda_s$

Del balance de energía del capítulo III-D, se obtuvo el calor que hay que suministrarle al sistema, o sea - - 200000 BTU y de el capítulo IV-A-c se obtuvo que el tiempo de calentamiento es de media hora, o sea que el flujo de - calor deberá ser de 400000 BTU/hr. Así que $Q + (p.q.)_T = 400000 \text{ BTU/hr.} + 19350 \text{ BTU/hr.} = 419350 \text{ BTU/hr.}$ El calor latente de vaporización del agua a 14.7 psi es:

$$P = 14.7 \text{ psi} + 11.3 \text{ psi} = 26 \text{ psia}$$

$$\text{a } 26 \text{ psia} = 952 \text{ BTU/lb.}$$

Sustituyendo valores y haciendo operaciones:

$$W_s = 419350 \text{ BTU/hr.} / 952 \text{ BTU/lb.} = 440 \text{ lbs./hr.}$$

La potencia del generador de vapor está dada por la ecuación: $\text{B.H.P.} = W_s (h_g - h_l) / 970.3 \times 34.5$

donde:

B.H.P.: caballos caldera

h_g : entalpia del gas a la temperatura dada = 1155.3 BTU/lb.

h_l : entalpia del líquido a la temperatura dada = 193.3
BTU/lb.

34.5 lbs. de agua evaporadas por hora a 14.7 psia y a 212 °F que es igual a un caballo caldera.

970.3 calor latente de vaporización del agua a 212°F.

Sustituyendo valores y haciendo operaciones:

$$\text{B.H.P.} = 440 \text{ lbs./hr.} (1155.3 \text{ BTU/lb} - 193.3 \text{ BTU/lb}) / 970.3 \times 34.5$$

$$\text{B.H.P.} = 12.38$$

En la planta se dispone de un generador de vapor - - Clayton de 16.5 B.H.P., por lo que se considera satisfactorio para este servicio.

C).- CALCULO DEL CONDENSADOR DEL REACTOR:

La capacidad del generador de vapor Clayton modelo -- RO-16.5 es de 475 lbs./hr. de vapor. Del inciso B) de este capítulo se obtuvo que el calor latente de vaporización es de 952 BTU/lb. Así que el contenido de calor de el vapor - que está condensando en la chaqueta del reactor será:

$$Q = w_s \lambda_s = 475 \text{ lbs/hr.} \times 952 \text{ BTU/lb.} = 450000 \text{ BTU/hr.}$$

Entonces la cantidad máxima de vapor que se producirá en el reactor será:

$$w_s = 450000 \text{ BTU/hr.} / 976 \text{ BTU/lb.} = 460 \text{ lbs./hr.}$$

ya que el reflujo será a 95°C y a esta temperatura el calor latente de vaporización del agua es de 976 BTU/lb.

El condensador deberá tener una capacidad de 460 lbs/hr. de vapor a 95°C y como medio de condensación se dispondrá de agua sin tratar a 20°C y deberá calentarse como máximo a 30°C. Así que el flujo de agua para la condensación - será:

$m = Q / C_p \Delta T$. Sustituyendo valores y haciendo operaciones:

$m = 450000 \text{ BTU/hr.} / 1 \text{ BTU/lb. } ^\circ\text{F} \times 18^\circ\text{F} = 28000 \text{ lbs./hr.}$ de -
agua.

La diferencia media logarítmica de temperaturas - - -
(LMTD) será:

$$\begin{array}{rcccl}
 \text{vapor} & T_1 = 202^\circ\text{F} & \text{-----} & T_2 = 202^\circ\text{F} & \text{condensado} \\
 \text{agua} & t_2 = 86^\circ\text{F} & \text{-----} & t_1 = 68^\circ\text{F} & \text{agua} \\
 & \underline{\hspace{2cm}} & & \underline{\hspace{2cm}} & \\
 & \Delta t_1 = 116^\circ\text{F} & & \Delta t_2 = 134^\circ\text{F} &
 \end{array}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2/\Delta t_1)} = \frac{134^\circ\text{F} - 116^\circ\text{F}}{\ln(134^\circ\text{F}/116^\circ\text{F})} = 120^\circ\text{F}$$

Se va a suponer el coeficiente total de transferencia de calor, y con éste se podrá calcular el área necesaria para efectuar la condensación. Conociendo el área de condensación se podrá fijar un condensador, para el cual se calculará el coeficiente total de transferencia de calor, y si éste es mayor o igual al coeficiente supuesto el condensador obtenido será correcto.

Suponiendo que $U_d = 150 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2(^\circ\text{F}/\text{ft.})$, el área necesaria para efectuar la condensación será:

$$\begin{aligned}
 A_n &= Q/U_D \text{LMTD} = 450000 \text{ BTU}/\text{hr}/150 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2(^\circ\text{F}/\text{ft.}) \times \\
 & \hspace{15em} 120^\circ\text{F} \\
 A_n &= 25 \text{ ft.}^2
 \end{aligned}$$

donde:

A_n : área necesaria para efectuar la condensación en ft.^2

LMTD: diferencia media logarítmica de temperaturas en $^{\circ}\text{F}$.

Q : flujo de calor en BTU/hr.

U_D : coeficiente total de transferencia de calor en BTU/
 $(\text{hr.})(\text{ft.})^2(^{\circ}\text{F}/\text{ft.})$

Usando tubos de diámetro externo (O.D.) de 3/4 de --
pulgada, de calibre (BWG) 14, que tienen un área de flujo
por tubo (a_{ft}) de $0.196 \text{ ft.}^2/\text{ft.}$ lineal y con una longitud
(L_t) de 3.5 ft., se necesitarán:

$N_t = A_n/L_t \times a_{ft} = 25 \text{ ft.}^2/3.5 \text{ ft.} \times 0.196 \text{ ft.}^2/\text{ft.}$ lineal
= 36 tubos.

Usando un arreglo (P) en los tubos triangular de 1
in. entre centro y centro de los tubos, y con un paso (n)
en los tubos y en la carcaza, de la tabla 9 página 842 del
Kern "Process Heat Transfer" 1950, se obtiene que a una --
carcaza de diámetro interno de 8 in. le caben 37 tubos de
3/4 de pulgada, que es el valor mas próximo al número de -
tubos necesario. Por lo tanto el condensador estará - - -
compuesto por una carcaza de 8 pulgadas de diámetro inter-
no conteniendo 37 tubos de 3/4 de pulgada y con una longi-
tud de 3.5 pies. El área disponible de este condensador -

será:

$$A_D = N_t \times L_t \times a_{ft} = 37 \times 3.5 \text{ ft.} \times 0.196 \text{ ft}^2/\text{ft. lineal} = 25.9 \text{ ft.}^2$$

Comprobación del coeficiente total de transferencia de calor.

El coeficiente total de transferencia de calor está dado por la ecuación: $U_D = U_C \times (1/R_d) / U_C + (1/R_d)$

donde:

U_D : coeficiente total de transferencia de calor de diseño.

U_C : coeficiente total de transferencia de calor limpio.

R_d : factor de ensuciamiento combinado.

El coeficiente total de transferencia de calor limpio está dado por la ecuación: $U_C = (h_{iO}) (h_o)/h_{iO} + h_o$

donde:

h_{iO} : coeficiente individual de transferencia de calor dentro de los tubos, referido al diámetro externo del tubo, en $\text{BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$

h_o : coeficiente individual de transferencia de calor fuera de los tubos, en $\text{BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$

Cálculo de h_o : Por la carcaza fluirá el agua. El área

de flujo seccional a través de los tubos (a_s) será:

$$a_s = iDs \times C \times B/144 (P)$$

donde:

a_s : área de flujo seccional a través de los tubos en ft.^2

B : separación entre los deflectores = 5 in.

C : claro = P-O.D. = 1.0-0.75 = 0.25 in.

iDs: diámetro interno de la carcaza en in. = 8 in.

P : distancia entre centro y centro de los tubos en in = 1 in.

Sustituyendo valores y haciendo operaciones:

$$a_s = (8) (0.25) (5)/144 (1) = 0.0694 \text{ ft.}^2$$

La masa de velocidad G_s está dada por la ecuación: -

$$G_s = m/a_s. \text{ Sustituyendo. } G_s = 28000 \text{ lbs./hr}/0.0694 \text{ ft.}^2 = 400000 \text{ lbs/hr. ft}^2$$

El número de Reynolds (NRe) está dado por la ecuación:

$$NRe = De \times G_s/\mu$$

donde:

De : diámetro equivalente para transferencia de calor, igual a cuatro veces el área de flujo axial entre el perímetro mojado. De la figura 28, página 838 del Kern se obtienen los diámetros equivalentes para diferentes diámetros

tros y arreglos.

Para un tubo de diámetro externo de 3/4 de pulgada - y con una separación entre centro y centro de los tubos de una pulgada se obtiene que el diámetro equivalente es de - 0.73 pulgadas.

μ : viscosidad en lbs./ft.-hr. = 0.90 cps. (2.42) = 2.175 -- lbs./ft.-hr.

Sustituyendo valores:

$Re = 0.73 \text{ in. } (400000 \text{ lbs/hr.}-\text{ft}^2)/12 \text{ in/ft } (2.175 \text{ lbs./-- ft.-hr.})$

$Re = 11188$

De la figura 28, página 838 del Kern, se obtiene que para un número de Reynolds de 11188 se obtiene un factor -- para la transferencia de calor (J_h) de 70 para deflectores con un corte segmental del 25%.

El coeficiente individual de transferencia de calor - fuera de los tubos está dado por la ecuación:

$$h_o = J_h(k)/De (c_p \mu/k)^{0.33} (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

donde:

c_p : calor específico = 1.0 BTU/(lb) (°F)

De : diámetro equivalente = 0.73 in/12 in/ft.= 0.0608 ft.

J_h : factor para la transferencia de calor = 70

k : conductividad térmica = $0.35 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$

$(\mu/\mu_w)^{0.14}$: cociente de la viscosidad del fluido a la temperatura promedio y la viscosidad del fluido a la temperatura de la pared del tubo.
Para fluidos no viscosos = 1.0

Sustituyendo valores:

$$h_o = 70(0.35 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})/0.0608 \text{ ft} (1 \text{ BTU}/\text{lb} \text{°F}) \\ (2.175 \text{ lbs}/\text{ft}\text{-hr})/0.35 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft})^{0.33} (1.0)$$

$$h_o = 736 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft}).$$

Cálculo de h_{i0} : por los tubos fluirá el vapor condensando. La masa velocidad G'' para vapores condensando dentro de los tubos está dada por la ecuación: $G'' = \frac{ws}{0.5(L_t)(N_t)}$

donde:

L_t : longitud de los tubos en ft. = 3.5 ft.

N_t : número de tubos = 37 tubos.

ws : flujo de vapor = 460 lbs./hr.

Sustituyendo valores:

$$G'' = 460 \text{ lbs.}/\text{hr} / 3.5 \text{ ft.}(37)(0.5) = 7.10 \text{ lbs.}/\text{hr.}\text{-ft.}$$

Las propiedades del condensado son las siguientes:

k : conductividad térmica = $0.4 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$

S_g : gravedad específica = 1.0

c: viscosidad = 0.28 cps.

De la figura 12.9 página 267 del Kern con las propiedades del condensado y con $G''=7.10 \text{ lbs}/\text{hr}\text{-ft.}$, se obtiene un coeficiente de condensación $h_c = h_{i_o} = 2500 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F.}/\text{ft.})$

$$U_C = (h_c)(h_o)/h_c + h_o$$

Sustituyendo valores:

$$U_C = 1500(736)/1500 + 736 = 494 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

$$R_d = 0.003 + 0.001 = 0.004 \text{ (tabla 12, página 845 del Kern)}$$

$$1/R_d = 1/0.004 = 250$$

$$U_D = (U_C) (1/R_d) / U_C + 1/R_d$$

Sustituyendo valores:

$$U_D = 494 (250)/494 + 250 = 165 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

El área necesaria (A_n) para efectuar la transferencia de calor será: $A_n = Q/U_D \text{LMTD.}$

Sustituyendo valores:

$$A_n = 450000 \text{ BTU}/\text{hr.}/165 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft})(120\text{°F})$$

$$A_n = 22.75 \text{ ft}^2$$

Y el área disponible es:

$$A_d = 25.90 \text{ ft}^2$$

Como el área disponible (A_d) es mayor que el área necesaria (A_n), el condensador calculado es correcto.

El exceso de área es de 12% lo cual se considera sa-tisfactorio.

La caída de presión (ΔP) en los tubos y en la carcaza es despreciable, ya que en ambos casos es menor de 0.1 psi.

D).- CALCULO DEL SISTEMA DE REFRIGERACION:

El sistema de refrigeración que se empleará está constituido por un compresor reciprocante donde el gas refrigerante (en este caso amoníaco) sufre una compresión. El gas refrigerante que sale del compresor llega a un condensador, donde es condensado a la presión de descarga del compresor y a la temperatura de saturación correspondiente a esa presión. El líquido refrigerante que sale del condensador pasa a un evaporador, donde sufre una disminución brusca de presión, lo que origina que a esta nueva presión el líquido refrigerante tenga una temperatura de ebullición menor a la de la temperatura de la salmuera que circula por el evaporador, y que es empleada para enfriar el reactor, lo que origina que el líquido refrigerante se evapore, absorbiendo la energía necesaria para cambiar de estado físico de la salmuera, originando una disminución de la temperatura de la salmuera. La salmuera enfriada es bombeada a un tanque de almacenamiento de salmuera y de este tanque se bombea al reactor.

1.- Cálculo del compresor.- Para poder calcular la potencia del compresor, es necesario conocer: a) El tiempo de enfriamiento del reactor. b) El flujo de amoníaco que entra

al compresor.

a).- Tiempo de enfriamiento del reactor.- Para poder calcular el tiempo de enfriamiento, es necesario conocer - el Coeficiente Total de Transferencia de Calor, el cual se calculará de la siguiente manera:

La salmuera (CH_3OH al 10%) se enfriará en el evaporador hasta 0°C y al enfriar el reactor aumentará su temperatura hasta 5°C . Del inciso b), del cálculo del evaporador se obtiene que la masa de la salmuera (m_s) necesaria es de 11900 libras/hr. La densidad de la salmuera es de 60 libras/ ft^3 así que:

$$q_s = 11900 \text{ (lbs./hr)} (1 \text{ ft.}^3/60 \text{ lbs.}) (1 \text{ hr./3600 seg.)} =$$

$$q_s = 0.054 \text{ ft.}^3/\text{seg.}$$

La sección (S) de transferencia de calor de la chaqueta del reactor es:

$$S = 0.785 (De)^2 \text{ Pero:}$$

$$De = 4A/P$$

donde:

A : área de flujo en ft.^2

De: diámetro equivalente en ft.

P : perímetro mojado en ft.

S: sección de la chaqueta del reactor en ft.²

Sustituyendo valores:

$$A = 0.785 \left[(\text{O.D.})^2 - (\text{I.D.})^2 \right] = 0.785 \left[(4.25 \text{ ft.})^2 - (4.033 \text{ ft.})^2 \right]$$

$$A = 1.41 \text{ ft.}^2$$

$$P = 77 (\text{O.D.} + \text{I.D.}) = 26 \text{ ft.}$$

$$De = 4A/P = 4(1.41)/26 = 0.2186 \text{ ft.}$$

$$S = 0.785 (De)^2 = 0.785 (0.2186 \text{ ft.})^2 = 0.0369 \text{ ft.}^2$$

La velocidad de la salmuera dentro de la chaqueta del reactor será:

$$v = q_s/S$$

donde:

v : velocidad de la salmuera en ft/seg.

q_s : gasto en volumen de la salmuera en ft³/seg.

S : sección de la chaqueta del reactor en ft.²

Sustituyendo:

$$v = 0.054 (\text{ft.}^3/\text{seg.})/0.0369 \text{ ft.}^2 = 1.5 \text{ ft./seg.}$$

Como las propiedades de la salmuera son casi las del agua, se puede considerar que por la chaqueta circula agua pura, y de la figura 25, página 835 del Donald Q.Kern "Process Heat Transfer" se obtiene $h_o = 300 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft})^2 (\text{°F}/\text{ft})$

Como las condiciones de operación son parecidas, se podrá considerar que el coeficiente individual de transferencia de calor (h_i) en el interior del reactor es igual - al calculado en el inciso c) del cálculo del reactor, o -- sea:

$$h_i = 140 \text{ BTU}/(\text{hr}) (\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

El coeficiente total de transferencia de calor limpio (Uc) será:

$$U_c = h_i (h_o)/h_i + h_o = 140 (300)/140 + 300 = 95 \text{ BTU}/(\text{hr.}) \text{---} \\ (\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft})$$

Usando un factor de ensuciamiento total $R_{DT} = 0.003$, - el coeficiente total de transferencia de calor de diseño se rá:

$$U_D = U_c (1/R_{DT})/U_c + (1/R_{DT}) = 95 (1/0.003)/95 + (1/0.003) \\ U_D = 74 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft})^2 (\text{°F}/\text{ft}).$$

Como factor de seguridad se usará $U_D = 70 \text{ BTU}/(\text{hr.}) \text{--} \\ (\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft})$ lo cual corresponde a un margen del 5.4%.

El área de transferencia de calor disponible (A_D) pa - ra efectuar esta operación será:

$$A_D = 77DL + 1.09 D^2.$$

Con un volumen de 1550 litros, la altura ocupada den - tro del reactor será de 1.33 mts. o sea 4.35 fts.

$$A_D = 77(4 \text{ ft.}) (4.35 \text{ ft}) + 1.09 (4 \text{ ft.})^2 = 72 \text{ ft.}^2$$

El área necesaria (A_n) para efectuar esta operación - será:

$$Q = mC_p\Delta T = 3300 \text{ lbs.} (1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}) (77-50) ^\circ\text{F} = 90000 \text{ BTU.}$$

$$A_n = Q/U_D\Delta T = 90000 \text{ BTU}/70 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 (^\circ\text{F}/\text{ft.}) (26 ^\circ\text{F})$$

$$A_n = 50 \text{ ft.}^2$$

Como el área disponible es mayor que el área necesaria se podrá efectuar la operación deseada.

El tiempo de enfriamiento del reactor está dado por la siguiente ecuación:

$$\ln(T_1 - t_1)/(T_2 - t_2) = U_D A_D \theta / M c_p$$

donde:

$$A_D : \text{área disponible} = 72 \text{ ft.}^2$$

$$C_p : \text{calor específico} = 1 \text{ BTU/lb. } ^\circ\text{F.}$$

$$M : \text{masa del reactor} = 3300 \text{ lbs.}$$

$$T_1 : \text{temperatura inicial de la masa} = 77 ^\circ\text{F}$$

$$T_2 : \text{temperatura final de la masa} = 50 ^\circ\text{F.}$$

$$t_1 : \text{temperatura inicial de la salmuera} = 32 ^\circ\text{F.}$$

$$t_2 : \text{temperatura final de la salmuera} = 41 ^\circ\text{F.}$$

$$\theta : \text{tiempo de enfriamiento en horas.}$$

Sustituyendo:

$$\ln(77 ^\circ\text{F} - 32 ^\circ\text{F})/(50 ^\circ\text{F} - 41 ^\circ\text{F}) = 70(72)(\theta)/3300(1)$$

Despejando θ se obtiene:

$$\theta = 1.05 \text{ hrs.} \approx 1.00 \text{ hrs.}$$

Como el tiempo de enfriamiento del reactor es de una hora, se tendrán que eliminar 90000 BTU en una hora, o sea 90000 BTU/hr.

Selección de las Presiones de Operación del Compresor:

Presión de Descarga.- Como la temperatura del agua empleada para la condensación del amoníaco será aproximadamente de 25 a 30 °C, o sea de 86 °F, se dará un gradiente de temperatura entre el agua y el amoníaco de 14 °F, así que la temperatura de condensación del amoníaco será de 86 °F. + 14 °F=100 °F. Del diagrama del Mollier para el amoníaco del Perry "Chemical Engineer's Handbook" página 250, se obtiene que la presión correspondiente para una temperatura de saturación del amoníaco de 100 °F, es de 210 libras por pulgada cuadrada absoluta (psia). Entonces la presión de descarga del compresor deberá ser de 210 psia.

Presión de Evaporación.- Como la temperatura de la salmuera deberá disminuir a 0 °C, o sea 32 °F, se dará un gradiente de temperatura entre la salmuera y el amoníaco de --

9 °F, así que la temperatura de evaporación del amoníaco será de 32 °F. - 9 °F. = 23 °F. Del diagrama de Mollier para el amoníaco usado en la selección de la presión de descarga del compresor se obtiene que la presión correspondiente para una temperatura de saturación del amoníaco de 23 °F. es de 50 psia. Entonces la presión de evaporación del amoníaco será de 50 psia.

Presión de Succión.- La presión de succión del compresor será aproximadamente de 50 psia.

b).- Flujo de Amoníaco.- El amoníaco líquido que se evaporará en el evaporador será:

$$\text{NH}_3 \text{ evaporado} = Q \text{ BTU/hr.} / \lambda \text{ BTU/lb.}$$

De la tabla 203, página 250 del Perry "Chemical Engineer's Handbook" se obtiene que el calor latente de evaporación (λ) del amoníaco a una temperatura de saturación de 23 °F., es de 550 BTU por libra de amoníaco. Sustituyendo:

$$\text{NH}_3 \text{ evaporado} = 90000 \text{ BTU/hr.} / 550 \text{ BTU/lb.} = 164 \text{ lbs./hr.}$$

Como a la entrada del evaporador será necesario colocar una válvula reductora de presión, entre esta válvula y el evaporador se evaporará parte del amoníaco. Esta frac --



ción de amoníaco que se evapora antes de entrar al evaporador podrá ser calculada por medio de un balance de masa y energía antes y después de la válvula reductora de presión.

De la tabla 203 del Perry, página 250 se obtuvieron los siguientes datos:

A 210 psia y 100 °F la entalpia del líquido es de $h_1 = 155.2$ BTU/lb

A 50 psia y 23 °F la entalpia del líquido es de $h_1 = 68.7$ -- BTU/lb.

A 50 psia y 23 °F la entalpia del vapor es de $h_v = 618.5$ --- BTU/lb.

Tomando como base una libra de amoníaco líquido que entra a la válvula reductora de presión a 210 psia y 100 °F y que debido a la reducción de presión se evaporaron (x) libras de amoníaco, permanecerán (1-x) libras de amoníaco en el estado líquido. Haciendo el balance de energía:

$155.2 \text{ BTU/lb. (1 lb.)} = (x \text{ lbs.}) 618.5 \text{ BTU/lb.} + (1-x \text{ lbs.}) 68.7 \text{ BTU/lb.}$

Despejando x, y haciendo operaciones se obtiene:

$x = 0.158$, o sea que se evaporó el 15.8% del amoníaco antes de entrar al evaporador.

El amoníaco requerido será: 164 (lbs./hr.)/1.0-0.158
 $W_{\text{NH}_3} = 194 \text{ lbs./hr. (1 hr./60 min.)} = 3.233 \text{ lbs./min.}$

1.- Cálculo del compresor.- La presión de descarga del compresor es de 210 psia, y la presión de succión es de 50 psia. El flujo de amoníaco es de 3.233 lbs./min.

Del diagrama de Mollier de la página 240 del Ludwig - "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" volumen III se obtuvieron los siguientes datos:

A 50 psia y 23 °F $h_{v1} = 618 \text{ BTU/lb.}$ y $v_1 = 5.8 \text{ ft.}^3/\text{lb.}$ Si siguiendo la línea de entropía constante hasta la intersección de ésta con la presión de descarga del compresor se encuentra que la temperatura del amoníaco es de 205 °F, o sea que el amoníaco tiene 105 °F de sobrecalentamiento debido a la energía absorbida durante el ciclo de compresión. A la temperatura de 205 °F y 210 psia, se obtuvieron los siguientes datos: $h_{v2} = 708 \text{ BTU/lb}$ y $v_2 = 1.8 \text{ ft.}^3/\text{lb.}$

La potencia del compresor está dada por la ecuación:

$$\text{BHP} = (778/33000) (W_s) (h_{v2} - h_{v1}) (Lo)$$

donde:

BHP: potencia del compresor en H. P.

$h_{v1,2}$: entalpia del amoniaco gaseoso a las condiciones 1 y 2.

Lo: factor de pérdidas debidas a la caída de presión ocasionada por la fricción en los anillos del pistón, empaques y válvulas.- Este factor es adimensional y es función del radio de compresión.

Ws: flujo de amoniaco gaseoso en lbs./min.

Sustituyendo:

$$\text{BHP} = (778/33000) (3.233 \text{ lbs/min.}) (708-618) \text{ BTU/lb.} (1.21)$$

$$\text{BHP} = 8.25$$

Usando otro método para calcular la potencia:

$$R_c = 210 \text{ psia}/50 \text{ psia} = 4.2 \quad \text{y } K_{\text{NH}_3} = 1.29$$

Con estos dos datos, de la figura 12-17C de la Página 235 del Ludwig "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" volumen III se obtiene:

$$\text{BHP/MCCFD} = 90$$

La densidad del amoniaco a 60°F y 14.7 psia es de 0.0451 lbs./ft.³

$$194 \text{ (lbs/hr.)} / (0.0451 \text{ lbs./ft.}^3) (24 \text{ hrs./día}) = 103200 \text{ CFD.}$$

$$C=103200 \text{ CFD } (14.7 \text{ psia}/14.4 \text{ psia}) (520^\circ\text{R}/483^\circ\text{R}) = 103000 \text{ CF.}$$

$$\text{BHP}_{\text{req}} = 90 (103000/1000000) = 9.27$$

$$\text{BHP} = 9.27$$

En consecuencia se empleará un compresor de 10 H.P.

donde:

BHP/MMCFD: Potencia requerida para manejar 1×10^6 fts.³ de gas por día medidos a 14.4 psia y a la temperatura de succión en H. P.

C : capacidad del gas a ser comprimido en fts.³/día (CFD) a 14.4 psia y a la temperatura de succión.

K : relación de calores específicos = $C_p/C_v = 1.29$

Rc: relación de compresión = $P_D/P_S = 4.2$

T_D: temperatura de descarga en °F.

T_S: temperatura de saturación en °F.

2.- Cálculo del condensador de amoníaco.- Del cálculo del compresor se obtiene que habrá que condensar 194 lbs./hr. de amoníaco que salen del compresor a una presión de 210 psia y a una temperatura de 205 °F.

A la presión de 210 psia corresponde una temperatura de saturación de 100 °F, pero el amoníaco tiene 105 °F de -- sobrecalentamiento, así que el condensador tendrá una zona de desobrecalentamiento y otra de condensación.

De la tabla 203, página 250 del Perry "Chemical Engineer's Handbook" se obtuvieron las entalpías del amoníaco a 210 psia y a 100 °F:

$$h_1 = 155.2 \text{ BTU/lb.} \quad h_g = 636.2 \text{ BTU/lb.} \quad \lambda = 481 \text{ BTU/lb.}$$

Del diagrama del Mollier del Ludwig citado anteriormente se obtiene la entalpia del amoníaco a una presión de 210 psia y a 205 °F:

$$h_g = 708 \text{ BTU/lb.}$$

La pérdida de calor sensible, o sea el calor que habrá que eliminar en la zona de desobrecalentamiento será:

$$q_d = Ws (h_{g \text{ 205 } ^\circ\text{F}} - h_{g \text{ 100 } ^\circ\text{F}}) = 194 \text{ lbs./hr.} (708 - 636.2) \text{ BTU/lb.}$$

$$q_d = 13930 \text{ BTU/hr.}$$

El calor latente que habrá que eliminar en la zona de condensación será:

$$q_1 = Ws (\lambda)_{210 \text{ psia}} = (194 \text{ lbs./hr.}) (481) \text{ BTU/lb.} = 93300 \text{ BTU/hr.}$$

El calor total que habrá que eliminar en el condensador será la suma del calor sensible y del calor latente, o sea:

$$Q_T = q_d + q_1 = 13930 \text{ BTU/hr.} + 93300 \text{ BTU/hr.} = 107230 \text{ BTU/hr.}$$

El agua de enfriamiento disponible se encuentra a una

temperatura de 68°F y deberá aumentar su temperatura como máximo a 78°F. Así que el flujo de agua necesario será:

$$m = Q/C_p \Delta T = (107230 \text{ BTU/hr.}) / (1 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F.}) (10^\circ\text{F.})$$

$$m = 10723 \text{ lbs./hr.}$$

La temperatura que tendrá el agua de enfriamiento en el punto de rocío del amoníaco será:

$$t = t_1 + (q_1) / (m) (C_p) = 68^\circ\text{F} + (93300 \text{ BTU/hr.}) / (1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (10)^\circ\text{F}$$

$$t = 76.7^\circ\text{F.}$$

La diferencia media logarítmica de temperaturas que habrá en las dos zonas del condensador será:

NH₃ a 205°F.

zona de sobrecalentamiento

100°F. zona de condensación

▶ NH₃ a 100°F.

agua a 78°F.

$$\Delta t_2 = 23.3^\circ\text{F}$$

agua a 68°F.

76.7°F.

$$\Delta t_1 = 127^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_3 = 32^\circ\text{F.}$$

$$LMTD_d = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2) = (127^\circ\text{F} - 23.3^\circ\text{F}) / \ln 127/23.3$$

$$LMTD_d = 62^\circ\text{F.}$$

$$LMTD_c = (\Delta t_3 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_3 / \Delta t_2)$$

$$\text{LMTD}_C = 32^\circ\text{F} - 23.3^\circ\text{F} / \ln (32^\circ\text{F}/23.3^\circ\text{F}) = 28^\circ\text{F}.$$

Suponiendo los coeficientes totales de transferencia de calor de desobrecalentamiento y de condensación, obtendremos el área total del condensador, con la cual se podrá suponer un condensador, para el cual se calcularán los coeficientes totales de transferencia de calor y si estos coeficientes resultan iguales o mayores a los coeficientes supuestos, entonces el condensador supuesto será correcto.

$$U_c^* = 130 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F}/\text{ft.})$$

$$U_d^* = 15 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F.}/\text{ft.})$$

El área necesaria para efectuar el desobrecalentamiento y la condensación será:

$$A_n = (q_d) / (U_d) (\text{LMTD}_d) / + (q_1) / (U_c) (\text{LMTD}_c)$$

$$A_n = 13930 \text{ BTU}/\text{hr.} / 15 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F}/\text{ft.}) (62^\circ\text{F.}) + 93300 \text{ BTU}/\text{hr.} / 130 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F.}/\text{ft.}) (28^\circ\text{F.})$$

$$A_n = 14.97 \text{ ft.}^2 + 25.69 \text{ ft.}^2 = 40.66 \text{ ft.}^2$$

Usando tubos de diámetro externo (O.D.) de 3/4 de -- pulgada, de calibre (BWG) 12, que tienen un área de flujo por tubo (a_{ft}) de 0.196 ft.²/ft. lineal y con una longitud (L_t) de 4.2 ft. se necesitarán:

$$N_t = A_n / (L_t) (a_{ft}) = 40.66 \text{ ft.}^2 / (4.2 \text{ ft.}) (0.196 \text{ ft.}^2/\text{ft.}) = 49.4 \text{ tubos.}$$

Usando un arreglo (P) en los tubos triangular de una -
 pulgada entre centro y centro de los tubos y con dos pasos
 (n) en los tubos y uno en la carcaza, de la tabla 9, página
 842 del Kern "Process Heat Transfer", se obtiene que a una
 carcaza de diámetro interno de 10 pulgadas le caben 52 tu -
 bos de 3/4 de pulgada.

En el interior de los tubos fluirá el agua de enfriamien -
 to y por la carcaza fluirá el amoníaco.

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor en -
 el interior de los tubos.- El flujo de agua es de 10723 lbs.
 /hr.

O sea: $10723 \text{ lbs./hr.} (1 \text{ ft.}^3/62.3 \text{ lbs.}) (1 \text{ hr./3600 seg.})$
 $Q = 0.048 \text{ ft.}^3/\text{seg.}$

El área de flujo para el agua será:
 $S = (N_t/n) (a_i \text{ in.}^2/\text{tubo})/144 \text{ in.}^2/\text{ft.}^2$
 $S = (52/2) (0.223 \text{ in.}^2/\text{tubo})/144 \text{ in.}^2/\text{ft.}^2 = 0.0402 \text{ ft.}^2$

Por lo tanto la velocidad del agua dentro de los tubos
 será:

$v = Q/S = 0.048 \text{ ft.}^3/\text{seg.}/0.0402 \text{ ft.}^2 = 1.2 \text{ ft./seg.}$

Con una velocidad en el interior de los tubos de 1.2 -
 ft./seg. De la figura 25, página 835 del Kern se obtiene:

$$h_i = 340 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

$$h_{iO} = h_i (iD/OD) = 340 (0.532/0.750) = 240 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 \text{ --} \\ (\text{°F}/\text{ft.})$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por fuera de los tubos.- El flujo de amoníaco es de 194 lbs./hr.

Suponiendo que la longitud de los tubos usada para la zona de condensación sea de 3/4 de la longitud de los tubos, la longitud de los tubos en la zona de condensación se será: $3/4(4.2) = 3.15 \text{ ft.}$ La masa de velocidad del amoníaco - será:

$$G''_O = W / (L_t) (N_t)^{2/3} (n) = 194 \text{ lbs.}/\text{hr.} / (3.15 \text{ ft.}) (52)^{2/3} (2)$$

$$G''_O = 2.23 \text{ lbs.}/\text{hr. ft. lineal.}$$

Las propiedades del amoníaco líquido a 100 °F. son:

$$k_f = 0.29 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 (\text{°F.}/\text{ft.})$$

$$Sg_f = 0.61$$

$$\mu_f = 0.090 \text{ cps.}$$

De la figura 12.9, página 267 del Kern se obtiene que para una masa velocidad de vapores condensando por fuera de los tubos de 2.23 lbs./hr. ft. lineal y con las propiedades

anteriores del amoníaco líquido obtenidas del apéndice del Kern el coeficiente de transferencia de calor para la condensación es de:

$$h_c = 2500 \text{ BTU}/(\text{hr}) (\text{ft.})^2 (\text{°F.}/\text{ft.})$$

El coeficiente total de transferencia de calor para la condensación será:

$$1/U_c = 1/h_c + R_{d_{\text{NH}_3}} + R_{d_{\text{H}_2\text{O}}} + 1/h_{i_o} = 1/1500 + 0.0005 + 0.002 + 1/240$$

$$1/U_c = 0.0072$$

$$U_c = 138 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 (\text{°F.}/\text{ft.})$$

El área necesaria para efectuar la condensación es de:

$$A_{nc} = 93300 \text{ BTU}/\text{hr.} / (138 \text{ BTU}/(\text{hr.}) (\text{ft.})^2 (\text{°F.}/\text{ft.})) (28 \text{ °F})$$

$$A_{nc} = 24.14 \text{ ft.}^2$$

Zona de sobrecalentamiento: El área de flujo seccional a través de los tubos es:

$$a_s = (iDs) (C) (B) / 144 (P)$$

$$C = P - \text{O.D.} = 1.0 - 0.75 = 0.25 \text{ in.}$$

$$B = 2 \text{ in.}$$

Sustituyendo valores y haciendo operaciones:

$$a_s = (10 \text{ in}) (0.25 \text{ in}) (2 \text{ in}) / 144 (1 \text{ in.}) = 0.0347 \text{ ft.}^2$$

La masa velocidad del amoníaco en la zona de sobrecalentamiento

lentamiento será:

$$G_s = W/a_s = 194 \text{ lbs./hr.}/0.0347 \text{ ft.}^2 = 5590 \text{ lbs./hr.}(\text{ft.})^2$$

Del ápendice del Kern se obtuvieron las siguientes proiedades del vapor de amoníaco a una temperatura promedio - de 150 °F.

$$C_p = 0.53 \text{ BTU}/(\text{lb.})(^\circ\text{F})$$

$$k = 0.017 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2(^\circ\text{F.}/\text{ft.})$$

$$\mu = 0.0115 \text{ cps.}(2.42) = 0.028 \text{ lbs.}/(\text{ft.})(\text{hr.})$$

El número de Reynolds para el amoníaco es:

$$N_{Re} = (De) (G_s)/\mu$$

De la figura 28, página 838 del Kern se obtiene que el diámetro equivalente para tubos de 3/4 de pulgada con un -- arreglo triangular de una pulgada es de 0.73 pulgadas. Sustituyendo en la ecuación del número de Reynolds:

$$N_{Re} = 0.73 \text{ in.}(5590 \text{ lbs./hr.ft.}^2)/(12 \text{ in./ft.})(0.028 \text{ lbs./ft.-hr.})$$

$$N_{Re} = 12410$$

Con el número de Reynolds igual a 12410 de la figura - 28, página 838 del Kern se obtiene que el factor para la --

transferencia de calor (j) es 75.

El coeficiente de transferencia de calor para el amoníaco en la zona de sobrecalentamiento está dado por la ecuación:

$$h_o = (j)(k)/(De)(C_p \mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$\mu/\mu_w = 0.5$ como relación mínima

$$(\mu/\mu_w)^{0.14} = 0.9$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = (0.523 \frac{\text{BTU}}{(\text{lb.})(^\circ\text{F.})} \times 0.028 \frac{\text{lbs.}}{(\text{ft.})(\text{hr.})} / 0.017$$

$$\frac{\text{BTU}}{\text{hr. ft.}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = 0.95$$

$$h_o = (75)(0.017 \text{ BTU/hr.ft.}^2 \text{ } ^\circ\text{F./ft.})(0.95)(0.9)(12 \text{ in/ft})/$$

0.73 in.

$$h_o = 18 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F./ft.}).$$

El coeficiente total de transferencia de calor para la zona de sobrecalentamiento será:

$$1/U_d = 1/h_o + R_{d_{\text{NH}_3}} + R_{d_{\text{H}_2\text{O}}} + 1/h_{i_o}$$

Sustituyendo valores:

$$1/U_d = 1/18 + 0.001 + 0.003 + 1/240 + 0.0629$$

$$U_d = 16 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F./ft.})$$

El área necesaria para efectuar el sobrecalentamiento

to es:

$$\text{And} = 13930 \text{ BTU/hr.} / 16 \text{ BTU/(hr.) (ft.)}^2 (\text{°F/ft.}) (62 \text{ °F.}) = \text{---} \\ 14.04 \text{ ft.}^2$$

El área necesaria para efectuar el desobrecalentamiento y la condensación será la suma de el área necesaria para efectuar la condensación y del área para efectuar el desobrecalentamiento, o sea:

$$\text{An}_T = 24.14 \text{ ft.}^2 + 14.04 \text{ ft.}^2 = 38.18 \text{ ft.}^2$$

El área disponible del condensador supuesto es:

$$\text{A}_D = N_t (L_t) (a_{ft}) = 52 (4.2 \text{ ft.}) (0.196 \text{ ft.}^2/\text{ft.}) = 42.8 \text{ ft.}^2$$

Como el área disponible es mayor que el área necesaria el condensador supuesto está correcto.

El exceso de área es de 12%, lo cual se considera satisfactorio.

Las caídas de presión se consideran despreciables, ya que en el interior de los tubos es de 0.2 psi. y en la carcasa es de 0.085 psi.

donde:

An= área necesaria para efectuar la transferencia de calor

en ft.²

A_{n_c} : área necesaria para efectuar la condensación en ft.²

A_{n_d} : área necesaria para efectuar el desobrecalentamiento en ft.²

A_{n_T} : área necesaria total en ft.²

a_i : área interna del tubo en in.²/ tubo.

a_{ft} : área de flujo por tubo en in.²/ ft. lineal.

a_s : área de flujo de la carcaza en ft.²

B : distancia entre los deflectores en in.

C : claro = P-O.D. en in.

De : diámetro equivalente en ft.

G''_o : masa velocidad para vapores condensando por fuera de los tubos en lbs./hr.ft.lineal.

h_i : coeficiente de transferencia de calor en el interior de los tubos.

h_o : coeficiente de transferencia de calor por fuera de los tubos.

j : factor para transferencia de calor, adimensional.

k : conductividad térmica en BTU/hr. ft.² °F./ft.

$LMTD_c$: diferencia media logarítmica de temperaturas en la zona de condensación en °F.

$LMTD_d$: diferencia media logarítmica de temperaturas en la zona de desobrecalentamiento en °F.

L_t : longitud de los tubos en ft.

N_t : número de tubos.

n : número de pasos en los tubos.

P : arreglo de los tubos.

R_d : factor de ensuciamiento.

S_g : gravedad específica.

U_d : coeficiente total de transferencia de calor en la zona de condensación o de desobrecalentamiento.

μ : viscosidad en cps.

3.- Cálculo del evaporador de amoníaco.- El flujo de amoníaco que se evaporará es de 194 lbs./hr., a una presión de 50 psia y a una temperatura de evaporación de 23°F. El evaporador se calculará para tubos aletados y tubos sin aletar y posteriormente, en el capítulo de costos se decidirá cual se empleará.

Evaporador de tubos Aletados:

En el interior de los tubos circulará la salmuera y en la carcaza se evaporará el amoníaco. La temperatura promedio en el interior de los tubos será: $t_a = 41^\circ\text{F} + 32^\circ\text{F}/2 = 36.5^\circ\text{F}$.

$$\Delta t_{oa} = t_a - t_s = 36.5^\circ\text{F} - 23^\circ\text{F} = 13.5^\circ\text{F}.$$

Usando tubos de 3/4 de pulgada de diámetro externo, ca

libre (BWG) 14 y con 16 aletas por pulgada que tiene la --
siguiente relación de áreas: $a_o/a_i = 3.38$. Si en los tubos
se mantiene una velocidad de la salmuera de 3 pies por se -
gundo, de la página 68, figura 10-40 de Ludwig, "Applied -
Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" vo -
lumen III se obtiene que el coeficiente de transferencia -
de calor dentro de los tubos es:

$$h_i = 550 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

$$h_{iO} = 550 (1/3.38) = 162 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (\text{°F}/\text{ft.})$$

Se usarán los siguientes factores de ensuciamiento: -

$$Rd_t = 0.002 \text{ y } Rd_c = 0.001$$

$$B = R_{Oa} - 1/h_s = 1/162 + (3.38)(0.002) + 0.001 + 0.014$$

$$\text{Suponiendo que } \Delta t_b = 5 \text{ °F. con } h_s = 600 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 \\ (\text{°F}/\text{ft.})$$

$$R_{Oa} = 0.014 + 1/600 = 0.0207$$

$$\Delta t_b = 13.5(1/600 / 0.0207) = 1.1$$

Como Δt_b calculada es diferente a la Δt_b supuesta se -
repetirán los cálculos suponiendo ahora una Δt_b menor.

$$\text{Suponiendo que } \Delta t_b = 2.5 \text{ °F con } h_s = 300 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft})^2$$

(°F/ft)

$$R_{Oa} = 0.014 + 1/300 = 0.0173$$

$$\Delta t_b = 13.5 (1/300 / 0.0173) = 2.6^\circ\text{F}.$$

Como $2.5 \approx 2.6$ se considera satisfactorio. Por lo tanto:

$$h_b = 300 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F.}/\text{ft.})$$

El coeficiente total de evaporación es:

$$U_D = 1/R_{Oa} = 1/0.0173 = 58 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F.}/\text{ft.})$$

Como los tubos tienen un área externa $a_o = 0.438 \text{ ft.}^2/\text{ft.}$

lin. se necesitarán:

$L_T = Q/(U_D)(a_o)$ (LMTD). Sustituyendo valores:

$$L_T = 106700 \text{ BTU}/\text{hr.} / (58 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.})^2 (^\circ\text{F.}/\text{ft.})) (0.438 \text{ ft.}^2 - \text{ft})(13.5^\circ\text{F})$$

$$L_T = 312 \text{ fts.}$$

Del cálculo del compresor $W = 3.27 \text{ lbs.}/\text{seg.}$ de salmuer-
ra.

$$q = W/\rho = 3.27 \text{ lbs.}/\text{seg.} / 60 \text{ lbs.}/\text{ft.}^3 = 0.0545 \text{ ft.}^3/\text{seg.} = 25 \text{ G.P.M.}$$

El área total de los tubos para mantener una velocidad de $3 \text{ ft.}/\text{seg.}$ en ellos será de :

$$a_t = q/v = 0.0543 \text{ ft.}^3/\text{seg.} / 3 \text{ ft.}/\text{seg.} = 0.0181 \text{ ft.}^2$$

El número de tubos por paso será:

$$N_t/\text{paso} = a_t/a_{ft} = 0.0181 \text{ ft.}^2 / 0.00181 \text{ ft.}^2 = 10$$

Usando tubos de una longitud de 7 pies, se necesitan:

$$N_t = 312 \text{ ft.} / 7 \text{ ft./tubo} = 44.6 \text{ tubos.}$$

$$N_p = 44.6 \text{ tubos} / 10 \text{ tubos/paso} = 4.46 \text{ pasos.}$$

Usando cuatro pasos en los tubos, con once tubos por paso y con un arreglo triangular de una pulgada, de la página 24 de Ludwig citado anteriormente se obtiene que a una carcasa de 10 pulgadas de diámetro interno le caben 44 tubos.

El área disponible de este evaporador será:

$$A_d = N_t(L_t)(a_o) = 44 (7 \text{ ft.})(0.438 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 135 \text{ ft.}^2$$

$$U_a = Q/A_d(\text{LMTD}) = 106700 \text{ BTU/hr.} / 135 \text{ ft.}^2 (13.5 \text{ }^\circ\text{F})$$

$$U_a = 58.5 \text{ BTU/(hr.)(ft.}^2 \text{ (}^\circ\text{F./ft.))}$$

Como el coeficiente total de transferencia de calor actual es mayor que el coeficiente total de transferencia de calor calculado, la unidad supuesta es correcta.

donde:

- a_i : área de flujo seccional por tubo en ft.^2
 a_{ft} : área de flujo por tubo en ft.^2
 a_o : área externa por unidad de longitud de tubo en $\text{ft.}^2/\text{ft}$
 a_t : área de flujo de los tubos en ft.^2
 B : espacio entre los defectores en in.
 h_b : coeficiente de transferencia de calor individual para el fluido en ebullición.
 h_i : coeficiente de transferencia de calor individual para el fluido dentro de los tubos.
 h_{io} : coeficiente de transferencia de calor interno referido a la superficie externa del tubo.
 L_T : longitud total de los tubos en ft.
 N_p : número de pasos.
 N_t : número de tubos.
 O.D: diámetro externo de los tubos en in.
 q : gasto en volumen en $\text{ft.}^3/\text{seg.}$
 Q : flujo de calor en BTU/hr.
 $R_{Dt,s}$: coeficiente de ensuciamiento.
 Δt_a : temperatura promedio en °F.
 Δt_b : caída de temperatura en la película de ebullición entre el fluido en ebullición y la superficie del lado -

de la ebullición en °F.

Δt_{Oa} : caída de temperatura de la temperatura promedio a la temperatura de ebullición en la carcaza en °F.

U_D : coeficiente total de transferencia de calor de diseño.

v : velocidad del fluido dentro de los tubos en ft./seg.

Evaporador de tubos sin aletar:

En el interior de los tubos circulará la salmuera y - en la carcaza se evaporará el amoníaco.

La salmuera entrará al evaporador con una temperatura de 41°F y saldrá con una temperatura de 32°F. El amoníaco se evaporará a una temperatura de 23°F. Por lo tanto la diferencia media logarítmica de temperaturas será:

$$\Delta t_1 = 32^\circ\text{F} - 23^\circ\text{F} = 9^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 41^\circ\text{F} - 23^\circ\text{F} = 18^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{18^\circ\text{F} - 9^\circ\text{F}}{\ln(18^\circ\text{F} / 9^\circ\text{F})}$$

$$\text{LMTD} = 13^\circ\text{F}$$

El flujo de calor (Q) es de 106700 BTU/hr.

La masa de salmuera necesaria será:

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{106700 \text{ BTU/hr.}}{(1 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F})(9^\circ\text{F})} = \frac{11900}{\text{lbs./hr.}}$$

Suponiendo que el coeficiente total de transferencia de calor de diseño (U_D) sea de 50 BTU/(hr.)(ft.²)(°F/ft.) se necesitará un área de transferencia de calor de:

$$A_n = Q / U_D \text{ LMTD} = 106700 \text{ BTU/hr.} / 50 \text{ (BTU/hr.ft.}^2 \text{ } ^\circ\text{F)} \text{ } 13^\circ\text{F} = 164 \text{ ft.}^2$$

Usando tubos de diámetro externo (O.D.) de 3/4 de pulgada, calibre (BWG) 14, con una longitud de 10 pies y usando un arreglo (P) triangular de una pulgada. Los tubos tienen un área de flujo por tubo (a_{ft}) de 0.1963 ft.²/ft., lo que implica que la longitud total de los tubos será de:

$$L_T = A_n / a_{ft} = 164 \text{ ft.}^2 / 0.1963 \text{ ft.}^2 / \text{ft.} = 820 \text{ ft.}$$

El número de tubos necesarios será:

$$N_t = L_T / L_t = 820 \text{ ft.} / 10 \text{ ft./tubo} = 82 \text{ tubos.}$$

De la página 842, tabla 9 del Kern "Process Heat - - - Transfer", se obtiene que a una carcaza de 13 1/4 pulgadas de diámetro interno le caben 86 tubos usando 4 pasos en los tubos.

El área disponible (A_d) de esta unidad será:

$$A_d = N_t \times L_t \times a_{ft} = 86 \times 10 \text{ ft.} \times 0.1963 \text{ ft.}^2 / \text{ft.} = 168.5 \text{ ft.}^2$$

Colocando los deflectores a 2 pulgadas de separación (B) entre ellos, el área de flujo de la carcaza será:

$$a_s = iDs \times C \times B/P \times 144 = 13.25 \text{ in} \times 0.25 \text{ in} \times 2 \text{ in}/1 \text{ in} \times 144$$

$$a_s = 0.0475 \text{ ft.}^2$$

La masa velocidad del amoníaco fluyendo dentro de la carcaza será de:

$$G_s = Ws / a_s = 194 \text{ lbs./hr.} / 0.0475 \text{ ft.}^2 = 4100 \text{ lbs./hr. ft.}^2$$

El diámetro equivalente de los tubos de 3/4 de pulgada con arreglo triangular de una pulgada se obtiene de la página 838 del Kern "Process Heat Transfer".

$$De = 0.73 \text{ in}/12 \text{ in/ft.} = 0.061 \text{ ft.}$$

La viscosidad del amoníaco a su temperatura de ebullición es de 0.14 cps. (2.42) = 0.34 lbs./hr. ft.

$$N_{Re} = De G_s / \mu = 0.061 \text{ ft.} (4100 \text{ lbs./hr. ft.}^2) / 0.34 \text{ lbs/hr. ft.}$$

$$N_{Re} = 735$$

Usando deflectores con un corte segmental del 15% se obtiene la figura 10-44 página 70 del Ludwig "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" volumen III que $j_h = 17$

$$h_o = j_h K/De (C_p \mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14} = 17 (0.29)/0.061 (1.12) \\ \times 0.34/0.29)^{1/3} \times 1.0$$

$$h_o = 93.5 \text{ BTU}/(\text{hr.})(\text{ft.}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft.})$$

El área de flujo de los tubos por donde fluye la salmuera será de:

$$a_t = a_t \times N_t/144 \times n = 0.182 \text{ in}^2 \times 86/144 \times 4 = 0.0272 \text{ ft.}^2$$

La masa velocidad de la salmuera será de:

$$G_t = w_t/a_t = 11900 \text{ lbs.}/\text{hr.} / 0.0272 \text{ ft.}^2 = 437000 \text{ lbs.}/\text{hr.} \\ \text{ft.}^2$$

La viscosidad de la salmuera a 32°F es de:

$$\mu = 3 \text{ cps.} \times 2.42 = 7.26 \text{ lbs.}/\text{ft.} \text{ hr.}$$

$$N_{Re} = iD G_t/\mu = 0.04 \text{ ft.} \times 437000 \text{ lbs.}/\text{hr.}\text{ft.}^2 / 7.26 \text{ lbs.}/\text{ft.}\text{hr.}$$

$$N_{Re} = 2410$$

De la página 838 del Kern "Process Heat Transfer" se obtiene que j_h es igual a 9.

$$h_i = j_h k/D (C_p \mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$h_i = 9 \times 0.284/0.04 (1.0 \times 7.26/0.284)^{1/3} 1.0 = 189 \text{ BTU}/\text{hr.} \\ \text{ft.}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$h_{io} = h_i iD/OD = 189 \times 0.482/0.75 = 122 \text{ BTU}/\text{hr.} \text{ ft.}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$U_c = h_{iO} \times h_o / h_{iO} + h_o = 122 \times 93/122 + 93$$

$$U_c = 52.5 \text{ BTU/hr. ft.}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$R_{dt} = 0.001 \quad R_{ds} = 0.001 \quad R_{dT} = 0.002$$

$$U_D = U_c \times 1/R_{dT}/U_c + 1/R_{dT} = 52.5 \times 1/0.002/52.5 + 1/0.002$$

$$U_D = 47.5 \text{ BTU/hr. ft.}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$U_{\text{actual}} = Q/Ad \text{ LMTD} = 106700 \text{ BTU/hr.} / 168.5 \text{ ft.}^2 \times 13 \text{ } ^\circ\text{F} =$$

$$48.7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr. ft.}}$$

Como el coeficiente de transferencia de calor total actual es mayor que el coeficiente de transferencia de calor total de diseño se concluye que la unidad supuesta es correcta.

La caída de presión es despreciable tanto en los tubos como en la carcaza.

donde:

Ad: área disponible en ft.^2

An: área necesaria en ft.^2

a_{ft} : área de flujo por tubo en $\text{ft.}^2/\text{ft.}$

$a_{t'}$: área interna del tubo en $\text{in.}^2/\text{tubo.}$

a_s : área de flujo de la carcaza en ft.^2

B: distancia entre los deflectores en in.

C: claro entre los tubos en in. $C = P - \text{O.D.}$

Cp: calor específico en BTU/lb. °F.

De: diámetro equivalente en ft.

Gt: masa velocidad del fluido de los tubos.

Gs: masa velocidad del fluido de la carcaza.

hi: coeficiente de transferencia de calor individual para -
el fluido dentro de los tubos.

hio: coeficiente de transferencia de calor interno referido
a la superficie externa del tubo.

ho: coeficiente de transferencia de calor individual para -
el fluido fuera de los tubos.

ids: diámetro interno de la carcaza en in.

jh: factor para la transferencia de calor.

k : conductividad térmica en BTU/hr.ft.² °F.

Lt: longitud de cada tubo en ft.

L_T: longitud total de los tubos en ft.

P : arreglo de los tubos en in.

Q : flujo de calor en BTU/hr.

Rd: factor de ensuciamiento.

Uc: coeficiente de transferencia de calor total limpio.

U_D: coeficiente de transferencia de calor de diseño.

w_s: flujo de la carcaza en lbs./hr.

w_t: flujo de los tubos en lbs./hr.

μ: viscosidad en cps.

E).- CALCULO DE LA CENTRIFUGA:

Para determinar las características de la centrífuga - que se empleará, se usará la "Encyclopedia Of Chemical Technology" tomo III, página 511 donde se encuentran datos de -- operación de las centrífugas de la canasta. Por consiguiente las características de la centrífuga que se empleará son las siguientes:

Operación	intermitente
Diámetro de la canasta	24 in.
Capacidad de carga	2 ft. ³
Velocidad de la canasta	1200 R. P. M.
Potencia del motor	3 H.P.
Cargas/hora	4 a 6.

Se especifica también que si el material tiene una densidad mayor de 80 lbs./ft.³ o si se efectúan mas de 3 cargas por hora, la potencia del motor deberá aumentarse.

La densidad promedio de la mezcla que se alimentará a la centrífuga es de 60 lbs./ft.³, por lo tanto si se efectúan 4 cargas por hora se podrán centrifugar:

$$2 \text{ ft.}^3/\text{carga} \times 60 \text{ lbs./ft.}^3 \times 4 \text{ cargas/hr.} = 480 \text{ lbs./hr.}$$

Esta capacidad es mayor que la de 220 lbs./hr. (100 Kgs. de sulfanilamida/hr.) que se necesita; por lo tanto, se concluye que la centrífuga puede efectuar la operación que se desea.

El material de construcción de la canasta deberá ser el acero inoxidable tipo 316 y el de la carcasa acero al carbón recubierto con resina poliéster.

F).- CALCULO DEL SECADOR DE CHAROLAS.

El secador se va a diseñar para una capacidad de 200 Kgs., de producto seco por carga, en base a que el tiempo de secado en el laboratorio es de 8 hrs. a una temperatura de 80°C.

La sulfanilamida que se obtiene de la centrifugación tiene una humedad promedio de 15%; por lo tanto, la masa -- que se cargará al secador será: $200 \text{ Kgs.} \times 1.15 = 230 \text{ Kgs.}$
 $= 506 \text{ lbs.}$

Esta masa tiene una densidad promedio de 58 lbs/ft.^3 .
Esto implica que la masa ocupará un volumen de:
 $V = m/\rho = 506 \text{ lbs.}/58 \text{ lbs./ft.}^3 = 8.73 \text{ ft.}^3 = 15085 \text{ in.}^3;$

Si se desea tener un espesor de sulfanilamida en las charolas de media pulgada, el área que deberán tener las charolas será:

$$A_n = V/h = 15085 \text{ in.}^3/0.5 \text{ in.} = 30170 \text{ in.}^2 = 210 \text{ ft.}^2$$

Usando charolas de 30 in de largo por 30 in de ancho para que sean maniobrables, cada charola tendrá un área de 6.25 ft.^2 y el número de charolas necesarias será:
 $N_{ch} = 210 \text{ ft.}^2/6.25 \text{ ft.}^2/\text{charola} = 34$

Las charolas se acomodarán en dos carritos de 17 charolas cada uno.

1.- Cálculo de las dimensiones del secador: La separación entre las charolas será de dos pulgadas. Por lo tanto si cada carrito contiene 17 charolas y la primer charola se coloca a 6 in. del piso, la altura del secador -- será:

$$H = 17 \times 3.5 \text{ in.} + 6 \text{ in.} = 65.5 \text{ in.} = 5.5 \text{ ft.}$$

La altura de cada charola es de 1.5 in.

Las charolas tienen un ancho de 30 in. y para que los carritos tengan suficiente espacio se dejarán 2 in. de separación por lado, así que el ancho total del secador -- será:

$$A = 30 \text{ in.} + 4 \text{ in.} = 34 \text{ in.} = 2.83 \text{ ft.}$$

Como el aire de secado va a correr nadamás por el espacio de 2 in. que hay entre cada charola, el área de flujo será:

$$a_f = h \times A = (17 \times 2 \text{ in.} + 6 \text{ in.})(34 \text{ in.}) = 1360 \text{ in.}^2 = 9.5 \text{ ft.}^2$$

La velocidad del aire de secado será de 5 ft./seg.,

esto implica que el volumen de aire usado por segundo será:

$$Q = v \times a_f = 5 \text{ ft./seg.} \times 9.5 \text{ ft.}^2 \approx 50 \text{ ft.}^3/\text{seg.}$$

$$Q = 50 \text{ ft.}^3/\text{seg.} \times 60 \text{ seg./min.} = 3000 \text{ CFM a } 80^\circ\text{C.}$$

Si se desea que el aire tenga una velocidad de 10 ft/seg. en las cámaras de aire a la entrada y a la salida de las charolas se necesitará que las cámaras tengan un área de:

$$Ac = Q/v = (50 \text{ ft.}^3/\text{seg.}/10 \text{ ft./seg.}) = 5 \text{ ft.}^2$$

$$\text{pero } Ac = L_1 \times L_2 \quad \text{y} \quad L_1 = 2.83 \text{ ft.}$$

$$L_2 = Ac/L_1 = 5 \text{ ft.}^2/2.83 \text{ ft.} = 1.76 \text{ ft.}$$

La longitud de la cámara de aire empleada será de --
1.5 ft.

La longitud del secador será la suma de las longitudes de las cámaras de aire, de las charolas y de las separaciones:

$$L = 18 + 2 + 30 + 4 + 30 + 2 + 18 = 104 \text{ in.} = 8.66 \text{ ft.}$$

Las dimensiones del secador serán por lo tanto:

$$\text{Altura} = 5.5 \text{ ft.}$$

$$\text{Ancho} = 2.83 \text{ ft.}$$

$$\text{Longitud} = 8.66 \text{ ft.}$$

2.- Cálculo del radiador: Para calentar el aire de secado se usará un radiador, el cual se colocará en la parte

superior del secador.

A 150°F, el volumen específico del aire es de 16.6 - ft.³ por libra de aire seco, así que el flujo en masa de - aire será:

$$W = Q/V = 50 \text{ (ft.}^3\text{/seg.)} / 16.6 \text{ (ft.}^3\text{/lb. aire seco)} = 3.01 \text{ lbs. as. por segundo} = 10836 \text{ lbs./hr.}$$

El calor que se le deberá suministrar al aire para aumentar su temperatura de 20 a 80°C. será:

$$q = (m) (C_p) (\Delta T) = (10836 \text{ lbs./hr.}) (0.243 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}) - - (108^\circ\text{F.})$$

$$q = 284380 \text{ BTU/hr.} + pq.$$

Las pérdidas de calor (pq) serán:

$$\text{El área vertical de secador es } A_v = 132 \text{ ft.}^2$$

$$\text{El área horizontal de secador es } A_h = 50 \text{ ft.}^2$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección y conducción (h_c) para superficies verticales y horizontales está dado por las siguientes ecuaciones:

$$\text{Para el área vertical: } h_c = 0.3 (\Delta T)^{0.25}$$

$$\text{Para el área horizontal: } h_c = 0.38 (\Delta T)^{0.25}$$

El coeficiente de transferencia de calor por radiación está dado por la siguiente ecuación:

$$h_r = 0.1384 \left[(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4 \right] / T_1 - T_2$$

donde:

$$T_1 = 50^\circ\text{F.} = 510^\circ\text{R.}$$

$$T_2 = 176^\circ\text{F.} = 636^\circ\text{R.}$$

$$\Delta T = 126^\circ\text{F.}$$

Sustituyendo valores en las tres ecuaciones anteriores:

res:

$$h_{cv} = 0.3 (126)^{0.25} = 1.005 \text{ BTU/hr. ft.}^2\text{ }^\circ\text{F.}$$

$$h_{ch} = 0.38(126)^{0.25} = 1.27 \text{ BTU/hr. FT.}^2\text{ }^\circ\text{F.}$$

$$h_r = 0.1384 \left[(6.36)^4 - (5.1)^4 \right] / 126 = 1.02 \text{ BTU/hr.ft.}^2\text{ }^\circ\text{F.}$$

Las pérdidas de calor de la superficie vertical son:

$$p.q. = 132.5 \text{ ft.}^2 (1 \text{ BTU/hr. ft.}^2\text{ }^\circ\text{F}) (126^\circ\text{F.}) = 16632 \text{ BTU/hr.}$$

Las pérdidas de calor de la superficie horizontal son:

$$p.q. = 50 \text{ ft.}^2 (1.27 \text{ BTU/hr. ft.}^2\text{ }^\circ\text{F.}) (126^\circ\text{F.}) = 8000 \text{ BTU/hr.}$$

Las pérdidas de calor por radiación son:

$$p.q. = 182.5 \text{ ft.}^2 (1.02 \text{ BTU/hr. ft.}^2\text{ }^\circ\text{F}) (126^\circ\text{F.}) = 23455 \text{ BTU/hr.}$$

Las pérdidas de calor totales son:

$$p.q. = 16632 + 8000 + 23455 = 48087 \text{ BTU/hr.}$$

En consecuencia el calor que se le debe de suministrar al aire de secado será:

$$q = 284380 \text{ BTU/hr.} + p.q. = 284380 + 48000 = 332400 \text{ BTU/hr.}$$

De la página 10-31 del Perry "Chemical Engineer's Handbook" Tabla 10-10, 4a. Edición, se obtiene que para una ΔT del aire de 140°F. , corresponde un coeficiente de transferencia de calor individual de $8.61 \text{ BTU/hr. ft.}^2\text{F.}$, sin corregir. Si se desea tener un coeficiente de transferencia de calor individual de $17.224 \text{ BTU/hr. ft.}^2\text{F.}$, de la misma tabla del Perry se observa que se necesita una masa velocidad de $3.5 \text{ lbs/seg. ft.}^2$

El flujo de aire es de 3.01 lbs./seg. y así se quiere tener una masa velocidad de $3.5 \text{ lbs./seg. ft.}^2$ el área deberá ser de:

$$A = 3.01 \text{ lbs./seg.} / 3.5 \text{ lbs./seg. ft.}^2 = 0.86 \text{ ft.}^2$$

El área del ducto por donde circulará el aire será:

$$Ad = 2 \times 0.86 = 1.72 \text{ ft.}^2 = 248 \text{ in.}^2 \text{ Por lo tanto el ancho del ducto será: } (248)^{0.5} = 16 \text{ in.}$$

Se usará un ancho de 18 in. y los tubos del radiador -

tendrán una altura de 14 in.

En un ducto de 18 in. de ancho caben 9 tubos de 1 in. de diámetro externo separados 1 in.

El coeficiente total de transferencia de calor será:

$$U_D = (h_{io} \times h_o) / h_{io} + h_o.$$

Sustituyendo valores:

$$U = 1500 \times 17.224 / 1500 + 17.224 = 16.2 \text{ BTU/hr. ft.}^2\text{°F.}$$

El área necesaria para efectuar esta transferencia de calor será: $An = Q/U_D \text{ LMTD}$

LMTD:	Fluido caliente:	—	Fluido frío:	
	250°F.	T mayor	176°F	74°F
	250°F.	T menor	68°F	182°F
			ΔT	108°F

$$\text{LMTD} = 108 / \ln 182/74 = 120^\circ\text{F.}$$

$$An = 332400 \text{ BTU/hr.} / 16.2 \text{ (BTU/hr. ft.}^2\text{°F)} (120^\circ\text{F)} = 171 \text{ ft.}^2$$

La longitud de los tubos será:

$$L = 171 \text{ ft.}^2 / 0.2618 \text{ ft.}^2 / \text{ft.} = 653.17 \text{ ft.} = 7838 \text{ in.}$$

El número de tubos será:

$$Nt = 7838 \text{ in.} / 14 \text{ in./tubo} = 559$$

El número de hileras será:

$Nh = 559 \text{ tubos} / 17 \text{ pares} = 33 \text{ pares} = 66 \text{ hileras.}$

Se necesitan 33 pares de hileras, una con 9 tubos y otra con 8 tubos, con un arreglo triangular de 2 in. En consecuencia se usarán 11 radiadores de 6 hileras cada -- uno.

C A P I T U L O V .

EVALUACION ECONOMICA.

El estudio de los costos de inversión para el proyecto se ha dividido en 3 partes:

A).- Inversión en Instalación.- Incluye el costo del equipo necesario para producir sulfanilamida, así como el costo de las instalaciones necesarias para el correcto funcionamiento del mismo. Constituye el Capital Fijo.

B).- Costo de producción.- Incluye los costos directos que se relacionan propiamente con el proceso de producción como son la materia prima, labor, servicios, mantenimiento, nóminas, laboratorio, administración y empaque. Y los costos indirectos que se refieren a los servicios complementarios para la producción como son la depreciación y los seguros. El costo de producción estará dado en pesos por Kg. de sulfanilamida producida.

C).- Capital de trabajo.- Es el requerido durante el funcionamiento de la planta e incluye recursos tales como inventarios de materias primas, producto terminado y sustancias en proceso; cuentas y documentos por cobrar y efectivo a la mano para el pago de operaciones actuales como son la labor, servicios, mantenimiento y gastos administrativos.

A).- INVERSION EN INSTALACIONES

Cambiadores de calor, condensadores y similares:

Descripción y tamaño	Material de Construcción:	Costo en - pesos:
1.- Condensador del reactor: diámetro 8 in, tubos de 3/4" O.D, longitud 3.5 fts, área disponible para transferencia de calor -- 25.9 ft. ²	Carcaza y tubos de acero.	15 000.00
2.- Sistema de refrigeración		
a).- Compresor de 10 H.P.		25 000.00
b).- Condensador de amoníaco diámetro 10 in, tubos 3/4 in O.D, longitud 4.2 fts, 2 pasos, área disponible para transferencia de calor 42.8 ft. ²	Carcaza y tubos de acero.	20 000.00
c).-Evaporador de amoníaco: Se usará el evaporador de tubos sin aletar por ser el de menor costo. Diámetro 13 1/4 in, tubos 3/4 in.O.D, longitud 10 ft, 4 pasos, área disponible -- para transferencia de calor 168.5 ft. ²	Carcaza y tubos de acero	30 000.00
Equipo general:		
3.- Centrífuga: Canasta: - diámetro 24 in. Capacidad de carga: 2 ft. ³ Motor: 3 H.P.	Carcaza: acero Canasta: acero inoxidable tipo 316.	25 000.00
4.- Secador de charolas.		
a).- Cuerpo: Longitud 8.66 ft, ancho 2.83 ft, altura 5.5 ft.	lámina de asbesto.	11 000.00

Descripción y tamaño	Material de construcción:	Costo en pesos:
b).- Carritos y charolas: 2 carros con 17 charolas c/u.	carros: acero, - charolas, lámina galvanizada.	4 000.00
c).- Radiadores: 11 radiadores, tubos 1 in. O.D. - longitud 14 in.	acero.	5 000.00
d).- Ventilador y filtros de aire.		10 000.00
Bombas:		
5.- Alimentación al evaporador y al reactor de metal: 25 G.P.M. 1750 r.p.m. 50-60- ciclos, 220/440 --- volts, 2 H.P.	acero.	5 000.00
6.- Interruptores y Arrancadores.		9 517.50
7.- Conexión del equipo a tierra.		300.00
8.- Pintura para el equipo.		300.00
9.- Tuberías.		1 139.20
10.- Aislamiento para tuberías.		2 102.00
11.- Conexiones y válvulas.		2 539.80
12.- Instrumentación.		1 900.00
13.- Instalación mecánica.		1 200.00
14.- Instalación eléctrica.		983.00
15.- Supervisión.		2 100.00

De acuerdo a los precios anteriores obtenemos:

Costo del equipo:	169 981.50
Supervisión:	2 100.00
Costo total de la planta:	172 081.50
Capital Fijo:	172 081.50

Todos los costos están en pesos.

B).- COSTO DE PRODUCCION:

Estará determinado por los siguientes factores: Pro --
 ducción Mensual 1250 Kgs. de sulfanilamida (5 días de traba
 jo).

I.- Materias primas	Unidades	<u>Unidades</u> mes	<u>Costo</u> unidad	<u>Costo</u> mes	<u>Costo</u> Kg.
1.- C. A. S.	Kg.	1875	45	84375	67.50
2.- NH ₄ OH.	Kg.	1950	2.45	4777.5	3.82
3.- HCl.	Kg.	2712.5	1.30	3526.2	2.82
4.- NaOH.	Kg.	1575	1.50	2362.5	1.89
5.- Celite.	Kg.	37.5	2.40	90.0	0.07
6.- Carbón.	Kg.	66	7.6	502.0	0.40
T o t a l :					\$ 76.50

II.- Mano de obra.

1.- Mano de obra.

a).- 1 Operador	H-hr.	120	10.00	1200	0.80
-----------------	-------	-----	-------	------	------

	Unidades	<u>Unidades</u> mes	<u>Costo</u> unidad	<u>Costo</u> mes	<u>Costo</u> Kg.
b).- 2 Ayudantes.	H-hr.	240	7.93	1903.2	1.26
2.- Supervisión técnica - (20% de la mano de obra)				602.6	0.40
T o t a l :					\$ 2.46

III.- Servicios.

1.- Diesel.	lt.	2016	0.55	1108.8	0.73
2.- Electricidad.	Kw-hr.	606	0.30	209.0	0.13
3.- Agua de proceso.	m ³	40	2.00	80.0	0.05
4.- Refrigeración.	Ton-día.	187.5	1.36	256.9	0.17
T o t a l :					\$ 1.08

IV.- Mantenimiento.

Al 4% anual del capital fijo.				573.6	0.38
T o t a l :					\$ 0.38

V.- Gastos Administrativos.

1.- Nóminas (45% de la mano de obra)				1667.61	1.11
2.- Laboratorio (10% de la mano de obra)				370.0	0.24
3.- Administración (90% de la mano de obra)				3315.2	2.21
4.- Empaque: 30 cuñetes de cartón a \$23.50 c/u				705.0	0.47

	<u>Unidades</u>	<u>Costo</u>	<u>Costo</u>	<u>Costo</u>
	mes	unidad	mes	Kg.
5.- Depreciación (10% del capital fijo)			1434.0	0.95
6.- Seguros.			1000.0	0.66

T o t a l : \$ 5.64

Costo de producción mensual: \$ 107 575.00

Costo de producción por Kg. de sulfanilamida : \$ 86.06

C).- CAPITAL DE TRABAJO:

1.- Inventario de materia prima.- Como el C. A. S., es una materia prima de importación, se estimó que la existencia de materia prima deberá ser suficiente para 2 meses de producción. Por lo tanto $\$ 76.50 (1250) (2) = \$ 191250$

2.- Inventario de producto terminado.- Se tomará como un mes al costo de producción: $\$ 86.06 (1250) = \$ 107575$

3.- Inventario de sustancias en proceso.- Se tomará como la mitad del costo de manufactura que tenga una carga: $100(85.31)/2 = \$ 4,265.00$

4.- Crédito.- Se tomará como un mes de la producción al costo de venta: $\$ 110(1250) = \$ 137,500.00$

5.- Efectivo.- Se tomará como un mes el costo de producción menos el costo de materias primas: \$ 8.81 (1250) = - \$ 11,012.50.

De acuerdo a lo anterior el capital total de trabajo - será de \$ 451,602.50.

D).- RETORNO DE LA INVERSION: (A 100% DE CAPACIDAD).

Ventas totales en un año: 15000 Kg. a \$110.00/Kg.	\$1'650,000.00
Costo de Producción: 15000 Kg. a 86.06/Kg.	1'290,900.00
Utilidad bruta:	359,100.00
Impuesto:	116,772.75
Utilidad Neta:	242,327.25
Inversión Total: 172,081.50 + \$ 451,602.50	623,684.00
Retorno de la inversión: Utilidad neta/Inversión total (100)	
Retorno de la inversión: \$242327.25/\$623684 (100) =	38.85 %

El tiempo de recuperación de la inversión total será de 2.57 años.

A continuación se proporciona una lista de precios y - tipos de material eléctrico, tuberías, válvulas y conexiones empleados para hacer la cotización del equipo, y se adjunta también el cálculo del consumo de electricidad.

1.- Instalación eléctrica:

a).- Interruptores termomagnéticos y arrancadores.

Motor	Interruptor	Costo	Arrancador	Costo.
3 H. P.	AIE-320G	1200	BG-2	1175
2 H. P.	AIE-315G	1200	BG-2	1175
2 H. P.	AIE-315G	1200	BG-2	1175
10 H.P.	AIE-350G	1200	DG-1	2250
	Total	4800	Total	5775

Total de interruptores y arrancadores: (4800+5775) -

10% des. Total: 9517.50

b).- Conductores, tubería conduit, chalupas y mano de obra:

Motor	Distancia al tablero	Conductor Tw	<u>Costo</u> m	Costo	Tubería
3 H. P.	27 m.	14	1.60	129.60	243
2 H. P.	3 m.	14	1.60	14.40	27
2 H. P.	15 m.	14	1.60	72.00	135
10 H.P.	6 m.	8	5.72	102.96	69.36
Totales:				318.96	474.36

6 chalupas negras de 13 mm. a \$2.20 c/u: \$13.20

2 chalupas negras de 19 mm. a \$ 3.30 c/u: \$ 6.60

Mano de obra: 1 Operador: \$ 100.00 y 1 Ayudante : \$ 70.00

Total: 983.00

c).- Supervisión.- Se tomará como el 20% del costo total: ($\$ 9,517.50 + \$ 983$) (0.2) = \$ 2100

2.- Tuberías:

a).- Tubería Negra:

Vapor: longitud 19.2 m, diámetro 1 in. a \$ 19.14/m ---
\$ 367.50

Condensado: longitud 19.2 m, diámetro 1/2 in. a \$ 7.96/m
\$ 153.00

Metanol: longitud 21.4 m, diámetro 1 1/2 in. a \$ 22.92/m
\$ 490.00

b).- Tubería de Cobre:

Amoníaco: longitud 2 m, diámetro 1 in. a \$ 35.74/m \$ 71.50

Amoníaco: longitud 3.5 m, diámetro 1/2 in. a \$ 16.34/m \$ 57.20

Total: \$ 1139.20

3.- Válvulas y conexiones:

1 válvula de compuerta diámetro 1 1/4 in. \$ 187.80

5 válvulas de compuerta diámetro 1 1/2 in. a
\$ 370.00 c/u. \$ 1850.00

coples, codos y niples \$ 302.00

Total: \$ 2539.80

Nota: Los precios del material eléctrico fueron cotizados por el "Proveedor Eléctrico" Victoria No. 42-33 Tel.-512 57 40. Y el precio de las tuberías y válvulas fue cotizado por Tuvalco, S.A., Zacatecas 59 Col. Roma Tel.574 74 24

4.- Consumo de electricidad:

Unidad	Motor	Kilowatts	Horas/día	Consumo
Reactor	5 H.P.	3.735	13.5	50.42 Kw-hr./Día
Generador	1.25 H.P.	0.934	24.0	22.40 Kw-hr./Día
Centrífuga	3 H.P.	2.24	6.0	13.45 Kw-hr./Día
Secador	2 H.P.	1.49	24.0	35.00 Kw-hr./Día
Total:				121.20 Kw-hr./Día

Consumo mensual: 5 días (121.20 Kw-hr./día) = 606 Kw-hr.

Costo mensual: \$ 0.30(606) +15% = \$209.07.

E).- PUNTO DE EQUILIBRIO:

Se llama punto de equilibrio en la operación de una empresa, a aquel punto en el cual no existen ni pérdidas ni utilidades. Considerando un período de tiempo determinado, en el punto de equilibrio los costos de operación están cubiertos exactamente por las ventas.

Al trazar una gráfica de costos contra ventas, la intersección da el punto de equilibrio; para capacidades menores a las de el punto de equilibrio la empresa tiene pérdidas y para capacidades mayores a la del punto de equilibrio obtiene utilidades.

Para trazar esta gráfica los costos de producción se dividen en costos fijos y costos variables directos e indirectos. La división entre los costos variables está sujeta a variaciones en alguno o algunos de sus términos, dependiendo de los fines deseados. En este caso la división de los costos variables será la siguiente:

1.- Costos variables directos:

a).- Materias primas:	15000 Kg. (\$76.50/Kg.)	\$ 1 147 500.00
b).- Servicios:	15000 Kg. (\$1.08/Kg.)	16 200.00
	total:	\$ 1 163 700.00

2.- Costos variables indirectos:

a).- Nóminas	15000 Kg.(\$ 1.11/Kg.)	\$ 16650
b).- Laboratorio	15000 Kg.(\$ 0.24/Kg.)	3,600.00
c).- Administración	15000 Kg.(\$ 2.21/Kg.)	33,150.00
d).- Empaque	15000 Kg.(\$ 0.47/Kg.)	7,050.00
	Total:	\$ 60450

3.- Costos fijos:

a).- Depreciación:		\$ 17,208.00
b).- Seguros:		12,000.00
c).- Mantenimiento:		6,883.20
d).- Mano de obra:		44,469.60
	Total:	\$ 80,560.80

Para encontrar el punto de equilibrio analíticamente nos valdremos de la siguiente ecuación:

$$y = a + b(x) \dots (1)$$

donde:

y: Costo Total \$ 1.224,150.00

a: Costos totales fijos \$ 80,560.80

b: Relación entre costos totales variables y ventas.

x: Ventas \$ 1.650,000.00

Sustituyendo valores:

$$b = \frac{1.224,150.00}{1.650,000.00} = 0.74$$

De acuerdo con estos datos, sustituyendo en la ecua

ción (1) obtenemos:

$$y = 80,560.80 + 0.74 (x)$$

Por definición el punto de equilibrio se obtiene cuando el ingreso por ventas (x) es igual a los costos totales de la empresa (y), por lo que:

$$x = a + b(x) \dots (2)$$

despejando x:

$$x = a/(1 - b) \dots (3)$$

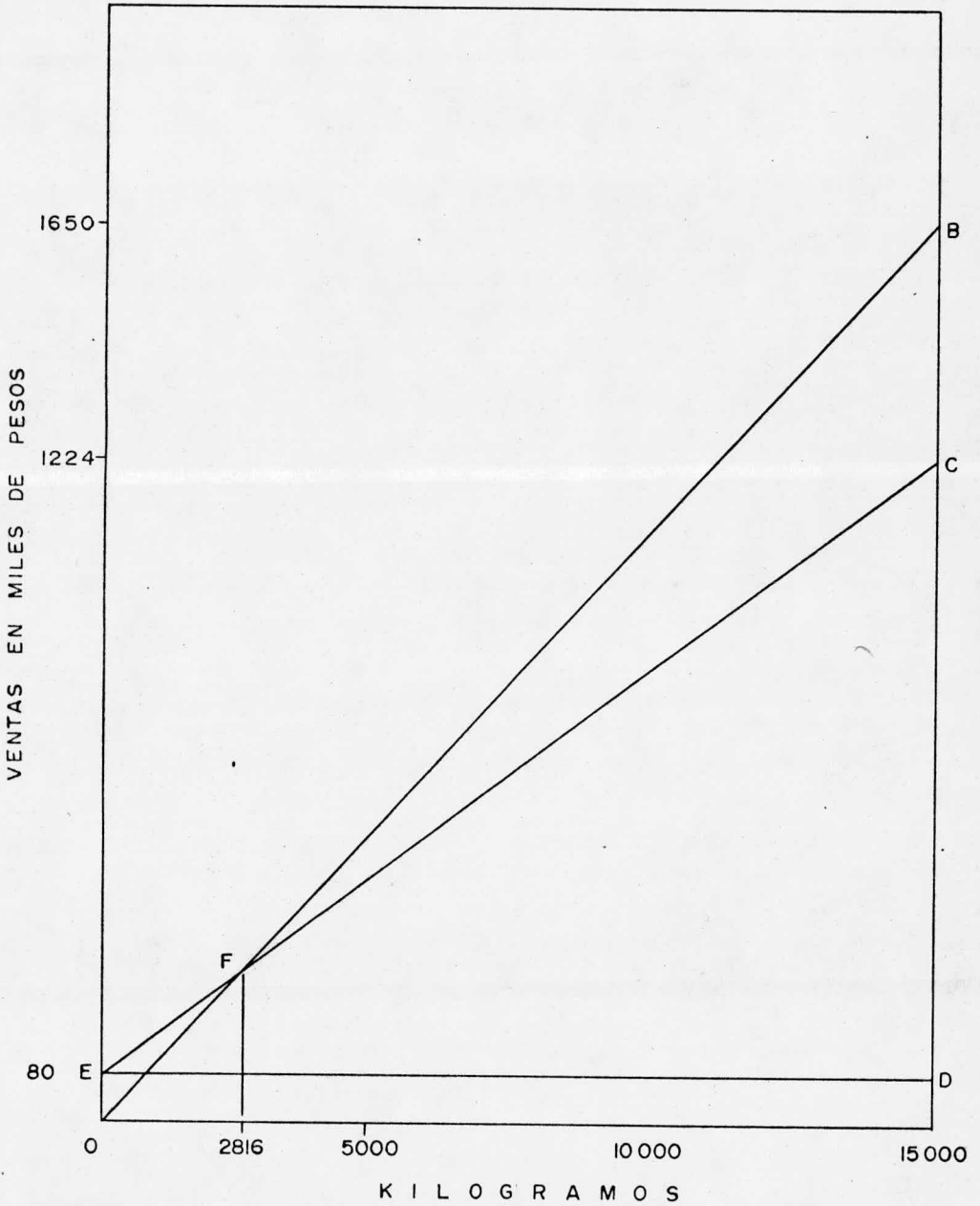
Sustituyendo valores en la ecuación (3) obtenemos:

$$x = 80,560.80/(1 - 0.74) = \$ 309,849.23$$

Es decir que el punto de equilibrio de la empresa se obtendrá cuando las ventas sean de \$ 309,849.23, con este importe de ventas la empresa no tendrá pérdidas ni utilidades, y en Kg. de sulfanilamida corresponde a:

$$\$ 309,849.23/\$110 \text{ Kg.} = 2816.81 \text{ Kg.}$$

Graficando:



donde:

EC: Costos totales variables.

ED: Costo total fijo.

OB: Ventas brutas.

F : Punto de equilibrio.

CAPITULO VI .

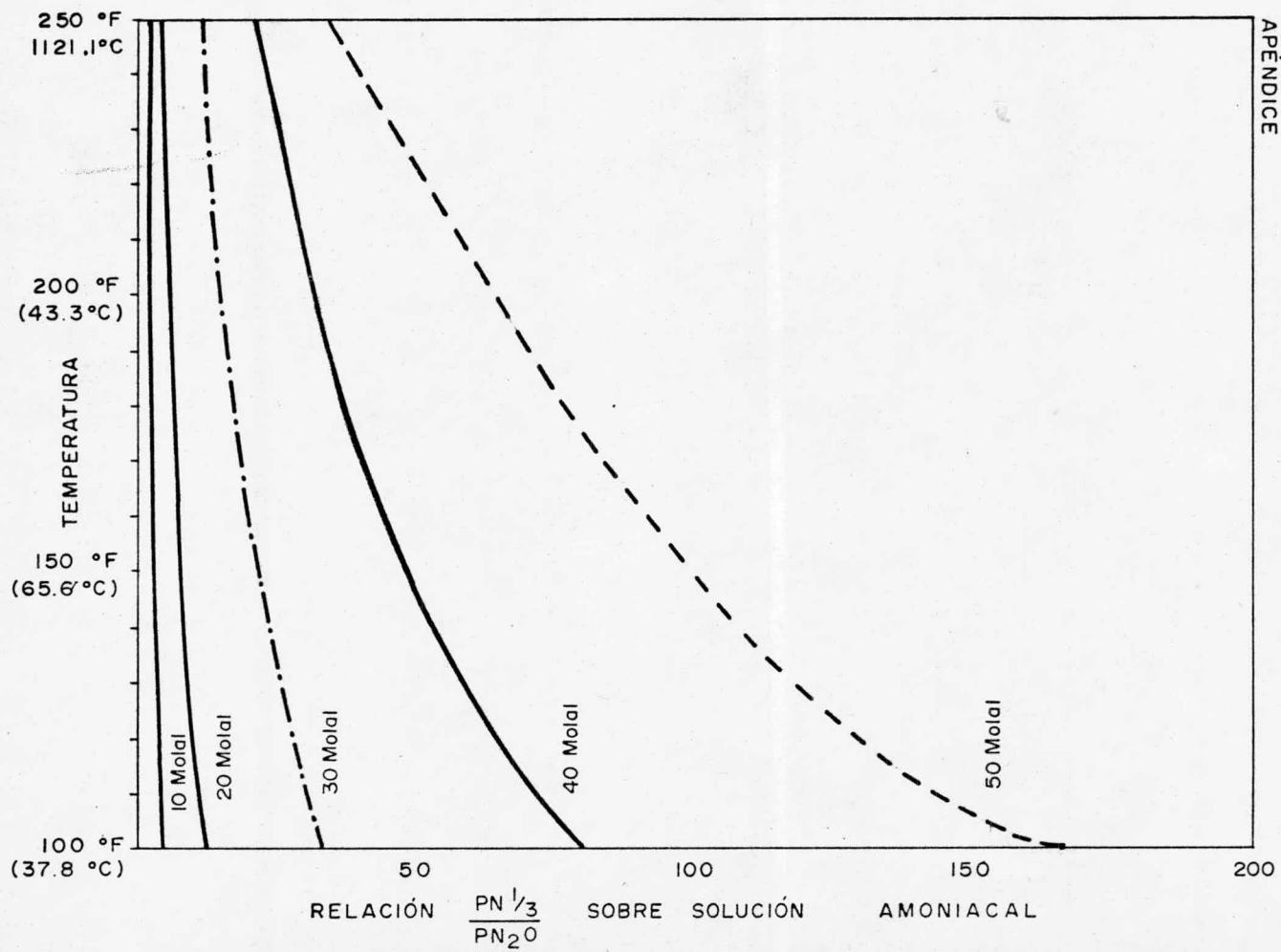
CONCLUSIONES .

1.- Se considera que el tiempo de recuperación de la inversión es satisfactorio para los objetivos de esta empresa.

2.- El sistema de refrigeración que se instalará para la producción de la sulfanilamida podrá ser utilizado también para otros productos, con lo cual aumentarán sus rendimientos y por ende las utilidades de la empresa.

CAPITULO VII.

APENDICE.



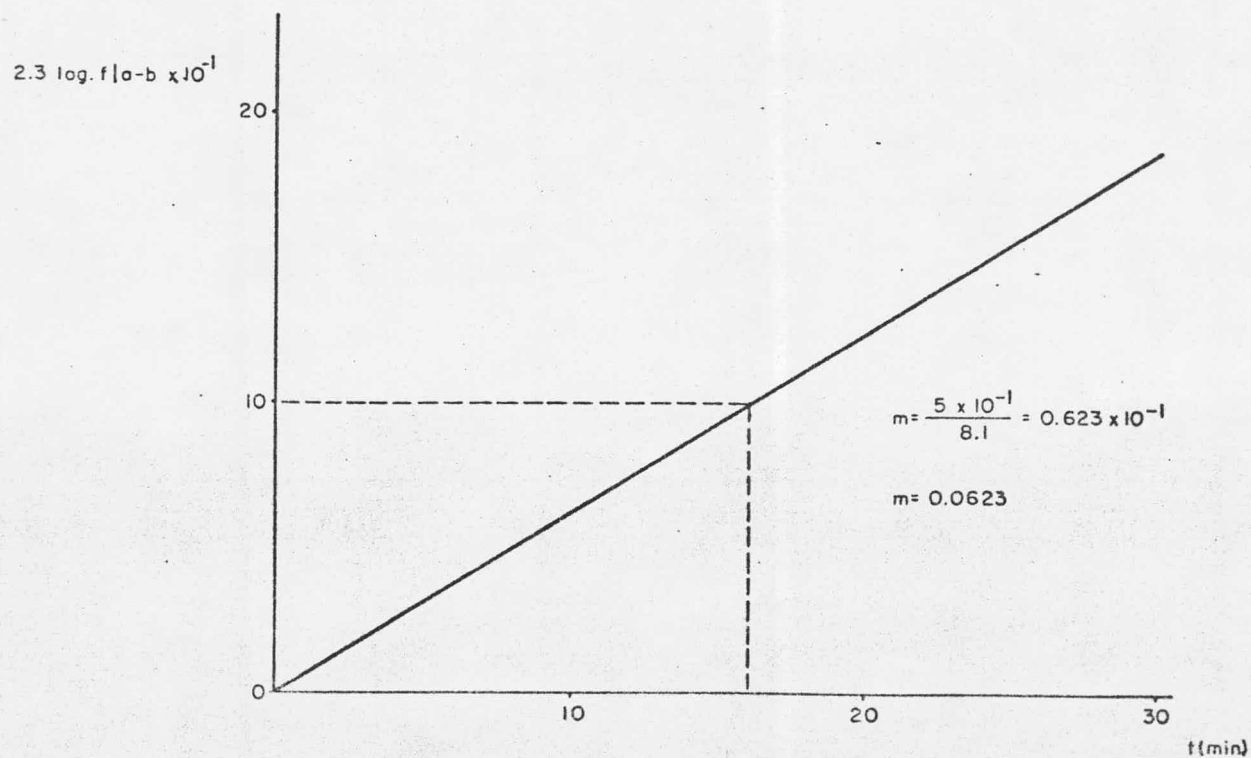


Fig. II

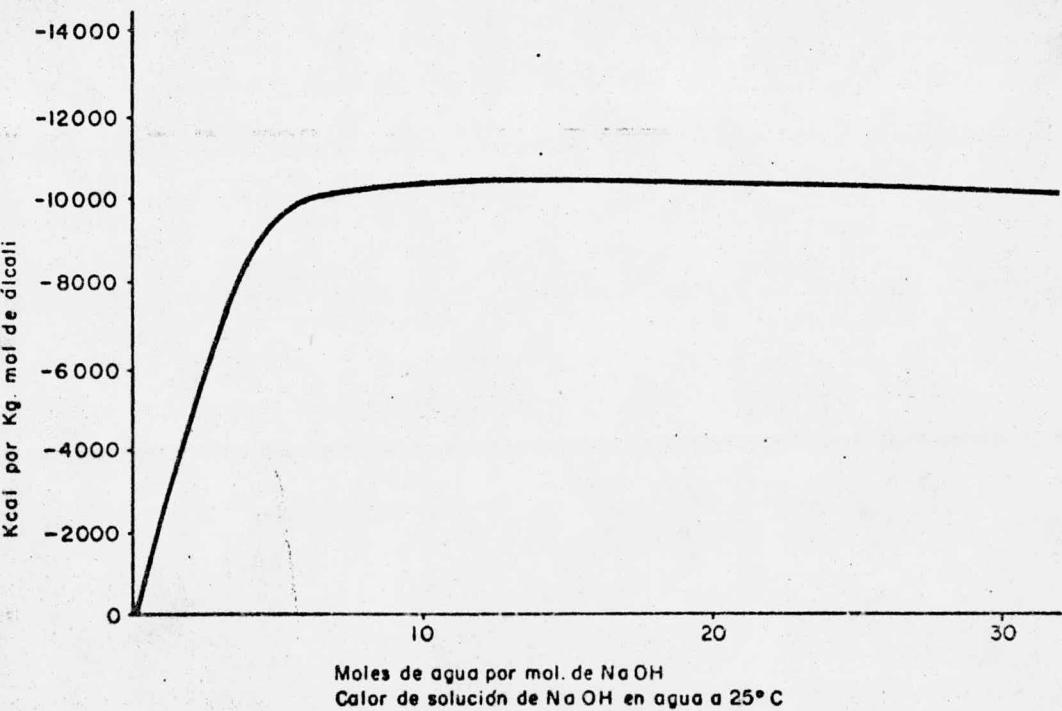
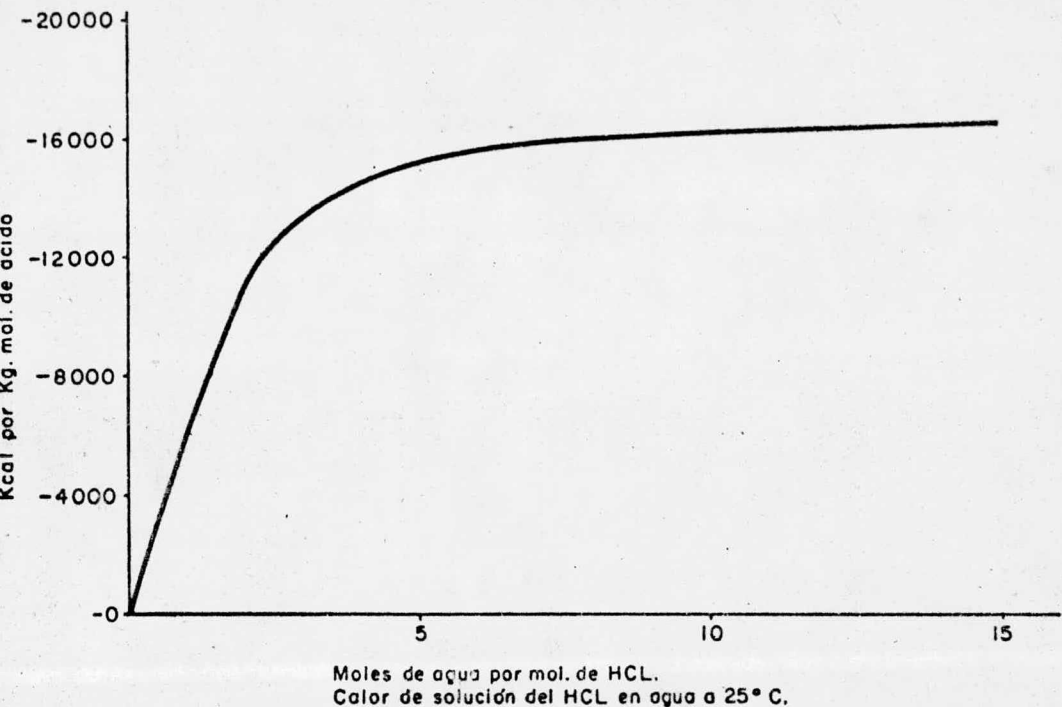
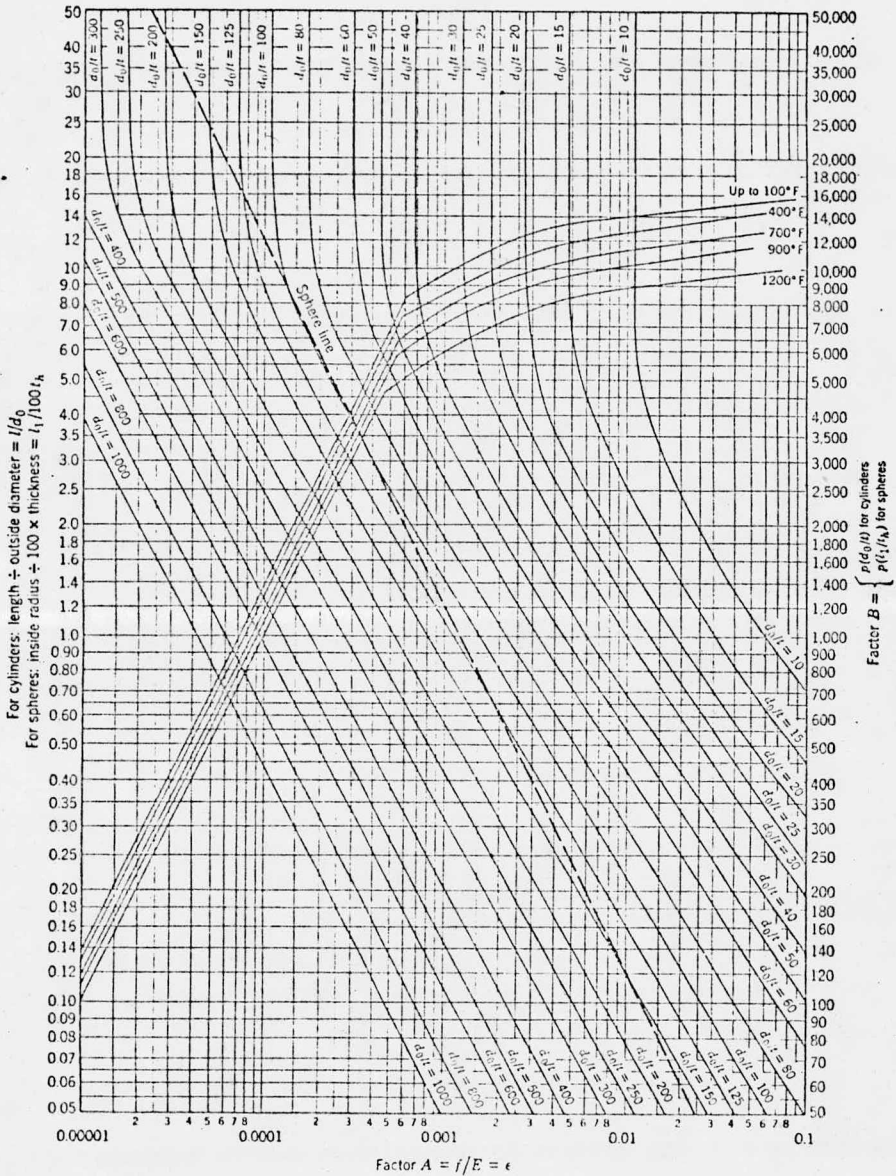


Fig. III



Item 15. Chart for determining shell thickness of cylindrical and spherical vessels under external pressure when constructed of austenitic steels (18 Cr-8 Ni + Mo, type 316; 18 Cr-8 Ni + Ti, type 321; 18 Cr-8 Ni + Cb, type 347). (From the 1956 ASME Unfired Pressure Vessel Code with permission of the Am. Soc. Mech. Engrs.)

FIG. IV

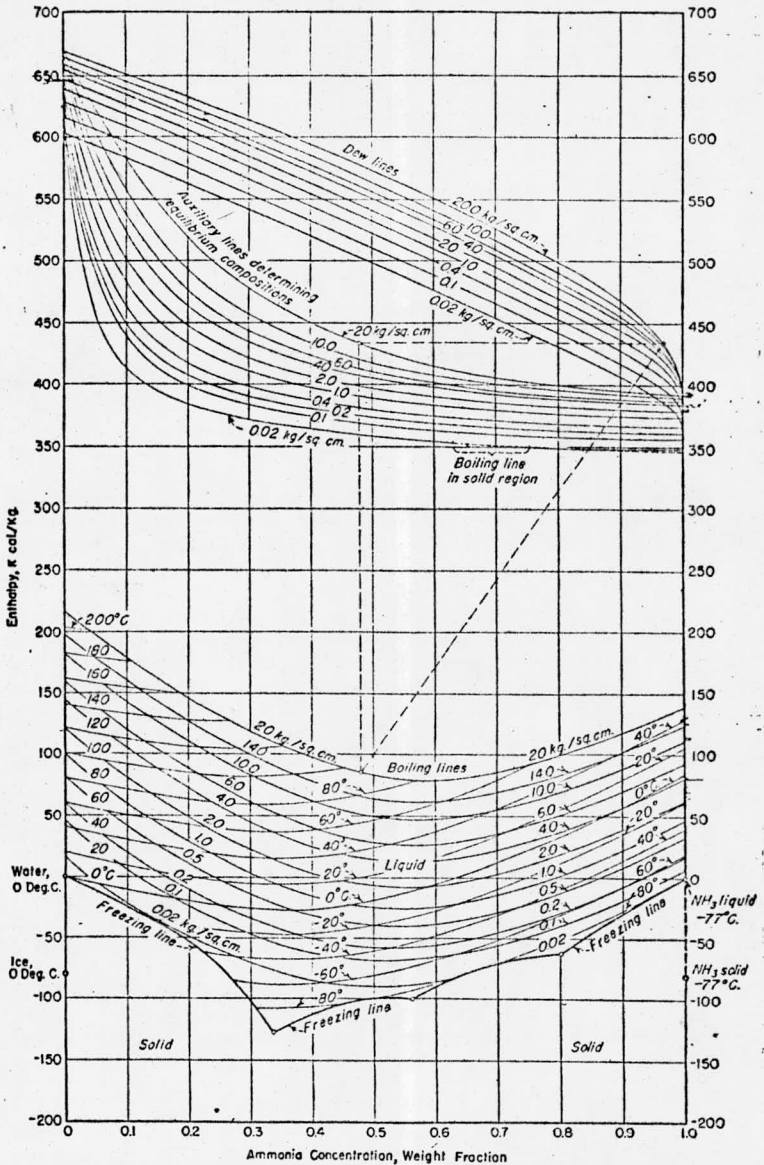


FIG. 13. Enthalpy-concentration diagram for aqueous ammonia. Reference states: Enthalpies of liquid water at 0°C. and ammonia at -77°C. are zero. NOTE: In order to determine equilibrium compositions, a vertical may be erected from any liquid position on any boiling line and its intersection with the appropriate auxiliary line determined. A horizontal from this intersection establish the equilibrium vapor composition on the appropriate dew line. An example at 45 per cent ammonia and 20 kg./m indicated. (Bošnjaković, "Technische Thermodynamik," T. Steinkopf, Leipzig, 1933.)

C A P I T U L O V I I I .

BIBLIOGRAFIA .

B I B L I O G R A F I A

John H. Perry.

Chemical Engineers Handbook
Mc Graw Hill Book Company Inc.
Third Edition.

Donald Q. Kern.

Process Heat Transfer
Mc Graw Hill Book Company Inc.
1950

Ernest E. Ludwig.

Applied Process Design for Chemical and
Petrochemical Plants Vol. 3.
Gulf Publishing Company
1965

P. H. Groggins.

Unit Process in Organic Synthesis
Mc Graw Hill Book Company Inc.
1952

Kirk Othmer.

Encyclopedia of Chemical Technology, Vol. 3
The Interscience Encyclopedia Inc.
Second Edition, 1954

J. M. Smith.

Chemical Engineering Kinetics
Mc Graw Hill Book Company Inc.
1956

O. Hougen and K. M. Watson.

Chemical Process Principles
John Wiley and Sons
Second Edition.

Jenkins, Hartung, Hamlin.

The Chemistry of Organic Medicinal Products
John Wiley and Sons
Fourth Edition.

Osol - Farrar

United States Dispensatory
Lippincott
24 th. Edition.

Brownell and Young.

Process Equipment Design
John Wiley and Sons
1968

Kuong

Applied Nomography
Gulf Publishing Company
1968

R. Aries and R. Newton.

Chemical Engineering Cost Estimation
Mc Graw Hill Book Company Inc.
1955

Mx. S. Peters.

Plant Design and Economics for Chemical Engineers
Mc Graw Hill Book Company Inc.
1958