

329



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TRANSFORMACION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO POR EL METODO DE GAS-HUMEDO AL PROCESO POR EL METODO DE CONTACTO.



EXAMENES FOTOGRAFIALES
FAC. DE QUIMICA

T E S I S

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

GABRIEL GARCIA MORENO DIAZ DE LEON

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

MEXICO, D. F.

1989



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

		Pagina
	NOMENCLATURA.	1
CAPITULO I	INTRODUCCION.	1
I	ANTECEDENTES.	1
II	DESCRIPCION DE LOS METODOS DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO.	4
	a) PROCESO POR CAMARAS DE PLOMO.	4
	b) PROCESO POR EL METODO DE CONTACTO.	11
	c) PROCESO DE GAS-HUMEDOS O DE SOLUCIONES AGOTADAS.	21
CAPITULO II	DESCRIPCION DEL PROCESO Y DE LA PLANTA DE ACIDO SULFURICO DE FENOQUIMIA, S.A.	26
I	DESCRIPCION DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION.	26
II	DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO.	27
	1) FLUJO DE AIRE	27
	2) FLUJO DE VAPOR	27
	3) FLUJO DE ALIMENTACION AL QUEMADOR.	28
	4) FLUJO DE GASES DE COMBUSTION.	28
	5) FLUJO DE LAS CORRIENTES LIQUIDAS EMPLEADAS EN EL PROCESO.	37

CAPITULO III

CALCULO DE LAS MODIFICACIONES
A LA PLANTA DE GAS-HUMEDO PARA
SU TRANSFORMACION EN UNA PLAN-
TA DE ACIDO SULFURICO POR EL
METODO DE CONTACTO.

Pagina

	40
a) FOSA DE FUNDICION (OBRA CIVIL)	47
b) FUNDIDOR Y FOSA DE AZUFRE	50
c) BOMBAS DE TRANSFERENCIA	60
d) TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AZUFRE LIQUIDO	62
e) HORNO DE DESCOMPOSICION	69
f) CALDERA DE APROVECHAMIENTO DEL CALOR DE LOS GASES DE DESECHO	73
g) COMPRESOR PRINCIPAL	78
h) TORRE DE SECADO	82
i) FILTRO DE GASES CALIENTES	94
j) CONVERTIDOR DE SO_2 A SO_3	96
k) ENFRIADORES DE AIRE PARA LOS PASOS 2° Y 3° DEL CONVERTIDOR	98
l) CAMBIADOR SECUNDARIO	106
m) CAMBIADOR PRIMARIO	113
n) ENFRIADOR FINAL DE GASES	121
o) TORRE DE ABSORCION	130
p) ENFRIADORES DE ACIDO	133

CAPITULO IV

ESTUDIO DE INVERSION.

a) INVERSION EN EQUIPO	140
b) INVERSION EN PLANTA	142
c) COSTOS	143

CONCLUSIONES. 148

BIBLIOGRAFIA. 149

N O M E N C L A T U R A

A_s	=	AREA DE ACERO (cm^2)
A'	=	AREA TRANSVERSAL DE TUBERIA (ft^2)
A	=	AREA TOTAL DE TRANSFERENCIA (ft^2)
a_t	=	AREA DE FLUJO DE TUBOS (in^2)
$a't$	=	AREA DE FLUJOS DE TUBOS (ft^2)
a_s	=	AREA DE FLUJO POR LA CORAZA (ft^2)
a''	=	AREA POR PIE LINEAL DE TUBERIA
B	=	ESPACIAMIENTO DE LOS RAFLES (in)
b	=	ANCHO DE LA SECCION TRANSVERSAL DE LA LOSA (cm)
bHP	=	POTENCIA AL FRENO (HP)
C	=	FACTOR DE CORROSION (in)
C'	=	CLARO ENTRE LOS TUBOS (in)
Cp_1	=	CAPACIDAD CALORIFICA A PRESION CONSTANTE DEL LIQUIDO (BTU/lb $^{\circ}$ F) ó (Cal/g $^{\circ}$ C)
Cps	=	CAPACIDAD CALORIFICA A PRESION CONSTANTE DEL SOLIDO (BTU/lb $^{\circ}$ F) ó (Cal/g $^{\circ}$ C)
D_{AB}	=	DIFUSIVIDAD (cm^2/seg)
D_e	=	DIAMETRO EQUIVALENTE DE LA CORAZA (in)
D_s	=	DIAMETRO DE LA CORAZA (in)
d	=	PERALTE DE LA SECCION (cm)
d_t	=	DIAMETRO INTERNO DE LOS TUBOS (in)
E	=	EFICIENCIA DE LA SOLDADURA
E'	=	EMPUJE DEL TERRENO (Ton)
ΔF	=	CAIDA DE PRESION (ft)
F_1	=	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA LIQUIDO (lb mol/h ft^2)
f	=	FACTOR DE FRICCION (ft^2/in^2)
fc	=	MODULO RESISTENTE DEL CONCRETO (kg/ cm^2)

f_s = EMPUJE (Kg/cm^2)
 f_y = MODULO RESISTENCIA DEL ACERO (Kg/cm^2)
 G = GASTO MASICO (lb mol/h o lb mol/min)
 $G's$ = MASA VELOCIDAD POR EL LADO DE LA CORAZA (lb/h ft^2)
 $G't$ = MASA VELOCIDAD POR EL LADO DE LOS TUBOS (lb/h ft^2)
 g = ACELERACION DEBIDA A LA GRAVEDAD (ft/h^2 o ft/seg^2)
 H = CABEZA DE LA BOMBA (ft)
 HTL = ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA PARA EL LIQUIDO (ft)
 HTG = ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA PARA EL GAS (ft)
 $HTOG$ = ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA TOTAL (ft)
 h = ALTURA (m)
 h_i = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR EL LADO DE LOS TUBOS ($\text{BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$)
 h_{io} = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR EL LADO DE LOS TUBOS CORREGIDO ($\text{BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$)
 h_o = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR EL LADO DE LA CORAZA ($\text{BTU/h}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$)
 h_c = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION ($\text{BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$)
 h_r = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR RADIACION
 ID = DIAMETRO INTERNO (in)
 JH = COEFICIENTE DE DISEÑO PARA CAMBIADORES DE CALOR POR EL LADO DE LOS TUBOS
 j = BRAZO DE PALANCA DEL MOMENTO (m)
 k = FACTOR DE DISEÑO PATA TAPAS DE RECIPIENTE
 K' = CONSTANTE DEL CONCRETO (ADIMENSIONAL)
 K_a = COEFICIENTE DE DISEÑO PARA EL TERRENO (ADIMENSIONAL)
 K = CONDUCTIVIDAD TERMICA (BTU/h ft^2) ($^\circ\text{F/ft}$)

KL = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA EL LIQUIDO
 (lb mol/ft²h ó lb mol/ft³)

KG = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA EL GAS
 (lb mol ft²h atm.)

L = LONGITUD DEL CAMBIADOR (ft)

L' = GASTO MASICO DEL LIQUIDO (lb/h ft²)

M = MOMENTO (Ton-m)

NTOG = No. DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBALES

Nt = No. DE TUBOS

(N+1) = No. DE CRUCES DEL FLUIDO

n = No. DE PASOS POR EL LADO DE LOS TUBOS

n' = EXPONENTE DE COMPRESION POLITROPICA

OD = DIAMETRO EXTERNO (in)

P = PRESION (Ton/m² ó lb/in²)

Pt = ARREGLO DE LA TUBERIA (in)

Pc = PRESION CRITICA (atm.)

Pr = NUMERO DE PRANDT. (ADIMENSIONAL)

PM = PESO MOLECULAR (g/g mol ó lb/lb mol)

ΔP = DIFERENCIA DE PRESION (PSI ó in DE AGUA)

P = CONSTANTE DE DISEÑO PARA ACERO (ADIMENSIONAL)

Q = CANTIDAD DE CALOR TRANFERIDA (BTU/min ó BTU/h)

Q' = FLUJO VOLUMETRICO (GPM)

R = RADIO DE RECIPIENTES (in)

Rd = FACTOR DE INCRUSTACION

Res = NUMERO DE REYNOLDS PARA LA CORAZA (ADIMENSIONAL)

Ret = NUMERO DE REYNOLDS PARA LOS TUBOS (ADIMENSIONAL)

RT = RESISTENCIA A LA TRANSFERENCIA DE CALOR (H °F/BTU)

S = FACTOR DE TENSION DEL ACERO (lb/in²)

Sc = NUMERO DE SCHMIDT
s = DENSIDAD ESPECIFICA
T = TEMPERATURA DE DISEÑO (°F)
Tb = TEMPERATURA DE EBULLICION (°K)
Tc = TEMPERATURA CRITICA (°K)
Tr = TEMPERATURA REDUCIDA
ΔT = DIFERENCIA DE TEMPERATURA POR LA CORAZA
MLTD = TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA DIARIA (°F)
Tm = TEMPERATURA MEDIA POR EL LADO DE LA CORAZA (°F)
t = ESPESOR DE PLACA (in)
Δt = DIFERENCIA DE TEMPERATURA POR LOS TUBOS
tm = TEMPERATURA MEDIA POR EL LADO DE LOS TUBOS (°F)
tw = TEMPERATURA DE LA PARED DE TRANSFERENCIA (°F)
tf = TEMPERATURA PROMEDIO INTERNA (°F)
Uc = COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR (BTU/h ft² °F)
Ud = COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA CORREGIDO (BTU/h ft² °F)
Vn = VELOCIDAD NOMINAL (RPM)
Vc = VELOCIDAD COREGIDA (RPM)
v = VELOCIDAD (ft/seg)
W = FLUJO MASICO POR LA CORAZA (lb/h o lb/min)
w = FLUJO MASICO POR LA CORAZA (lb/h ó lb/min)
X = RAZON MOL DE FASE LIQUIDA
x = FRACCION MOL DE FASE LIQUIDA
Y = RAZON MOL FASE DE VAPOR
y = FRACCION MOL FASE DE VAPOR
Zc = FACTOR DE COMPRESIBILIDAD CRITICA
ΔZ = DIFERENCIA DE ALTURA (ft)

Z	=	ALTURA (ft)
α	=	FACTOR DE CORRECCION DEPENDIENDO DEL TIPO DE FLUJO
β	=	COEFICIENTE DE EXPANSION DEL EMPAQUE
γ	=	PESO VOLUMETRICO DE LA ARENA (T/m^3)
ϵ	=	ESPACIOS VACIOS DEL EMPAQUE
E/D	=	RUGOSIDAD RELATIVA
ϵ	=	EMISIVIDAD DEL MATERIAL
η	=	EFICIENCIA MECANICA
θ	=	TIEMPO DE FUSION (hrs.)
λ_f	=	CALOR LATENTE DE FUSION (BTU/lb)
λ_v	=	CALOR LATENTE DE VAPORIZACION (BTU/lb)
μ_s	=	VISCOSIDAD POR EL LADO DE LA CORAZA (cps)
μ_t	=	VISCOSIDAD POR EL LADO DE LOS TUBOS (cps)
ρ_l	=	DENSIDAD DEL LIQUIDO (lb/ft^3)
ρ_g	=	DENSIDAD DEL GAS (lb/ft^3)
ϕ	=	FACTOR DE CORRECCION DE VISCOSIDADES
*	=	EQUILIBRIO
ϕ'	=	VOLUMENES POR ft^3 DE EMPAQUE
Fg	=	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA EL GAS ($lb\ mol/h\ ft^2$)

CAPITULO I
INTRODUCCION

I. ANTECEDENTES

DEBIDO A QUE EL ACIDO SULFURICO ES USADO COMO UNA MATERIA-PRIMA BASICA EN INFINIDAD DE PROCESOS INDUSTRIALES, LAS PLANTAS PARA LA PRODUCCION DE ESTE ACIDO SE ENCUENTRAN A TRAVES DE TODO EL PAIS FORMANDO PARTE DE COMPLEJOS INDUSTRIALES, COMO SON ENTRE OTROS:

FERTIMEX, S.A.

UNIVEX, S.A.

BASICAMENTE LA PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO (H_2SO_4) INVOLUCRA LA GENERACION DE DIOXIDO DE AZUFRE (SO_2), LA OXIDACION DE ESTE A TRIOXIDO DE AZUFRE (SO_3), Y LA HIDRATACION DE ESTA SUBSTANCIA PARA LA FORMACION DEL ACIDO. SIENDO LOS PROCESOS DE PRODUCCION PRINCIPALES, LOS SIGUIENTES:

- 1). PROCESO DE CAMARAS DE FLOJO
- 2). PROCESO POR EL METODO DE CONTACTO
- 3). PROCESO DE GAS-HUMEDO O DE RECUPERACION DE ACIDO SULFURICO A PARTIR DE SOLUCIONES AGOTADAS

EL PRIMER METODO DE PRODUCCION INVOLUCRA LA REDUCCION DEL DIOXIDO DE NITROGENO (NO_2) A OXIDO DE NITROGENO COMO EL MECANISMO DE OXIDACION A SEGUIR PARA CONVERTIR EL SO_2 EN SO_3 .

EL SEGUNDO METODO, EMPLEA UN CATALIZADOR (PENTOXIDO DE VANADIO, (V_2O_5)) PARA OXIDAR EL DIOXIDO A TRIOXIDO DE AZUFRE, SIENDO ESTE EL MAS MODERNO Y POR TANTO EL MAS COMUNJENTE USADO EN LA MANUFACTURA DE DICHO ACIDO.

EL TERCER PROCESO, CONSISTE EN QUEMAR CORRIENTES DE ACIDO SULFHIDRICO Y DE SOLUCIONES AGOTADAS DE ACIDO SULFURICO (DEL 20 AL 65% EN PESO), PARA LA PRODUCCION DE DIOXIDO DE AZUFRE, Y UNA VEZ ELABORADO Y PURIFICADO SEGUIR CON EL METODO ANTERIOR PARA LA PRODUCCION DEL H_2SO_4 . POR LO QUE, EL ACIDO SULFURICO ES DE GRAN IMPORTANCIA PARA LA ELABORACION DE PRODUCTOS CON UN ALTO VALOR AGREGADO Y QUE POR ESTO, DE ACUERDO CON LA PRODUCCION ANUAL DE ESTE, SE PUEDE MEDIR EL GRADO DE INDUSTRIALIZACION DEL PAIS. MEXICO PRODUCE CERCA DE 20,000 TONELADAS POR DIA DE ACIDO SULFURICO, CON LO QUE SE ENCUENTRA COLOCADO A LA CABEZA DE LA PRODUCCION EN LATINO AMERICA.

DEBIDO A TODO ESTO, EL OBJETIVO DE ESTE TRABAJO ES DESARROLLAR UNA SERIE DE MODIFICACIONES A UNA PLANTA DE RECUPERACION DE ACIDO A PARTIR DE SUS SOLUCIONES DE DESECHO CONVIRTIENDOLA EN UNA PLANTA DE PRODUCCION DE H_2SO_4 POR EL METODO DE CONTACTO, LA CUAL USARA COMO MATERIA PRIMA AZUFRE; ASI MISMO, LOGRAR QUE SE SOSTENGA LA CAPACIDAD DE DICHA PLANTA EMPLEANDO LOS EQUIPOS YA EXISTENTES Y EFECTUANDO UN ESTUDIO DE INVERSION PARA LLEVAR A CABO ESTAS MODIFICACIONES, TOMANDO EN CUENTA QUE LOS EQUIPOS E INSTALACIONES QUE NO SEAN EMPLEADOS, SERAN VENDIDOS Y SERA RECUPERABLE PARTE DE LA INVERSION EJECUTADA EN ELLOS.

LA PLANTA EN CUESTION PERTENECE A LA COMPANIA FENOQUIMIA, S.A., LA CUAL FORMA PARTE DEL GRUPO INDUSTRIAL DE CELANESE MEXICANA, S.A., Y SE ENCUENTRA LOCALIZADA EN COSOLEACAQUE, VER. ESTA PLANTA ESTA FORMADA POR 3 UNIDADES PRODUCTIVAS PRINCIPALES:

- a) PLANTA DE PRODUCCION DE METIL METACRILATO
- b) PLANTA DE ELABORACION DE METIL ACRILATO
- c) PLANTA DE RECUPERACION DE ACIDO SULFURICO

EL ACIDO SULFURICO ES EMPLEADO COMO CATALIZADOR PARA LA ELABORACION DE LOS PRODUCTOS ANTES MENCIONADOS, EMPLEANDOSE AL INICIO DEL PROCESO CON UNA CONCENTRACION DE 98% (EN PESO) Y UNA VEZ SALIENTE DE LOS PROCESOS, LAS SOLUCIONES ACIDAS RESULTANTES OSCILAN ENTRE UN 40 A UN 60% DE CONCENTRACION EN PESO SIENDO LAS IMPUREZAS ACARREADAS DE TIPO ORGANICO, TALES COMO ACIDO ACRILICO Y META-ACRILICO, ENTRE OTROS. (LA TABLA No. 1 MUESTRA EL ANALISIS DE ESTAS CORRIENTES ACIDAS). LA SOLUCION ACIDA DE AMBAS PLANTAS ES UNIFICADA Y ES MANDADA A LA PLANTA DE RECUPERACION DE H_2SO_4 . LA CANTIDAD DE ACIDO DILUIDO QUE SE MANDA A TRATAMIENTO VARIA ENTRE 75 Y 100 m³ AL DIA.

A CONTINUACION, SE DARA UNA DESCRIPCION DE LOS 3 METODOS PRINCIPALES DE ELABORACION DEL ACIDO SULFURICO COMO PUNTO DE PARTIDA PARA EL POSTERIOR CALCULO DE LAS MODIFICACIONES A EFECTUARSE EN LA PLANTA.

TABLA No. 1

ANALISIS DE LAS SOLUCIONES ACIDAS OBTENIDO DE LAS UNIDADES
DE PRODUCCION

<u>PLANTA DE ACRILATO DE METILO</u>		<u>PLANTA DE META-ACRILATO DE METILO</u>	
<u>SUBSTANCIA</u>	<u>% EN PESO</u>	<u>SUBSTANCIA</u>	<u>% EN PESO</u>
ACIDO ACRILICO	4.470	ACIDO META-ACRILICO	0.340
H ₂ SO ₄	49.530	H ₂ SO ₄	34.670
(NH ₄) ₂ SO ₄	34.250	(NH ₄) ₂ SO ₄	24.600
H ₂ O	9.650	H ₂ O	34.540
ACRILONITRILLO	0.170	META-ACRILAMINA	0.050
METANOL	0.930	METANOL	0.370
PROPIONATO METOXI-METILICO	0.950	METACRILATO DE METILO	0.040
DIAMINA PARAFENILENICA	0.015	ETER DIMETILICO	0.040
HIDROQUINONA	0.030	ALFA-HIDROXI-ISO BUTIRATO-METILICO	0.020
FeSO ₄ · 7 H ₂ O	0.015	ACETATO METILICO	0.110
		ACETON-DISULFONATO AMONICO	2.660
		(CH ₃) HSO ₄	1.810
	-----		-----
T O T A L	100.000%	T O T A L	100.000%

II. DESCRIPCION DE LOS METODOS DE PRODUCCION DE H₂SO₄.

A) PROCESO POR CAMARAS DE PLOMO PARA LA ELABORACION DE ACIDO SULFURICO.

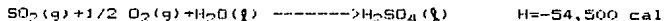
EL PROCESO PRINCIPIA CUANDO EL AZUFRE YA FUNDIDO A 134-135°C

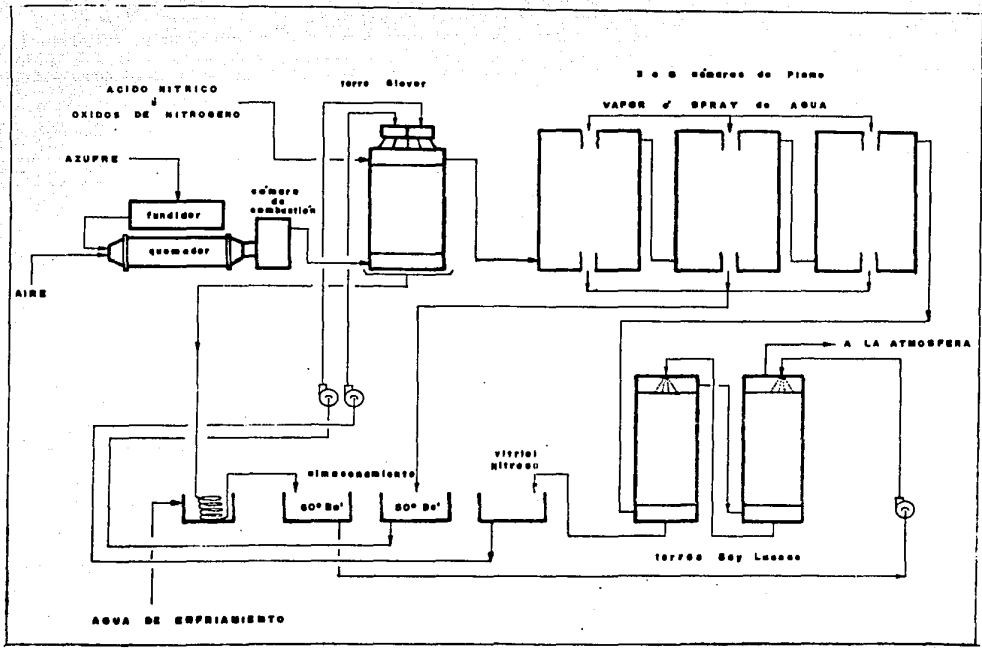
ES QUEMADO Y LOS GASES CALIENTES SON CONDUCTIDOS A TRAVES DE LA CAMARA DE COMBUSTION, LA CUAL TAMBIEN ACTUA COMO FILTRO, YA QUE COLECTA POLVOS QUE ARRASTRAN LOS GASES, DEBIDO A LAS IMPUREZAS QUE PUDIERA CONTENER EL AZUFRE. SUFICIENTE CANTIDAD DE OXIDOS DE NITROGENO (NO Y NO_2), ES INTRODUCIDA A LA MEZCLA CALIENTE DE GASES (AIRE Y SO_2) PROVENIENTE DEL QUEMADOR. ESTO PUEDE SER HECHO YA SEA POR EL USO DE UNA UNIDAD DE OXIDACION DE AMONIACO O POR MARMITAS CONTENIENDO SALITRE. LA MEZCLA GASEOSA ES PASADA A TRAVES DE LA TORRE GLOVER EN CORRIENTE ASCENDENTE EN DONDE ENCUENTRA A CONTRA CORRIENTE, EL ACIDO DILUIDO PROVENIENTE DE LAS TORRES GAYLUSSAC (VITRIOL NITROSO).

EN LA TORRE GLOVER ALREDEDOR DEL 10% DEL ACIDO SULFURICO ES PRODUCIDO, (SIENDO LLAMADO ACIDO DE TORRE). SI UNA UNIDAD DE OXIDACION DE AMONIACO SURTE EL OXIDO DE NITROGENO, ESTE ES INTRODUCIDO EN LA CORRIENTE GASEOSA COMO LO INDICA LA FIGURA No.1, DESPUES EL GAS ES ENFRIADO EN LA TORRE GLOVER Y ENVIADO A LAS CAMARAS DONDE LA MAYORIA DEL ACIDO ES PRODUCIDO Y CONDENSADO. FINALMENTE LOS GASES QUE NO REACCIONARON PASAN A LA TORRE GAYLUSSAC PARA LA ABSORCION DE LOS OXIDOS DE NITROGENO MEDIANTE EL PASO DE UNA CORRIENTE DE ACIDO CONCENTRADO, PRODUCIDO EN LA TORRE GLOVER, PRODUCIENDO POR CONSIGUIENTE EL ACIDO GAY-LUSSAC O VITRIOL NITROSO.

REACCIONES:

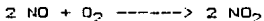
LA CONVERSION DEL DIOXIDO DE AZUFRE A ACIDO SULFURICO INVOLUCRA CAMBIOS QUIMICOS COMPLEJOS, SIENDO LA REACCION TOTAL:



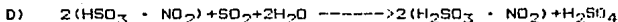
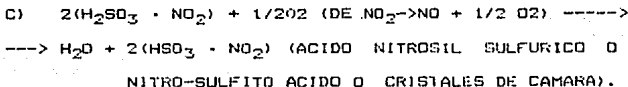
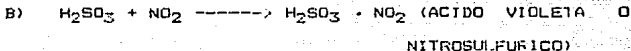
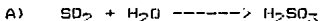


LA SECUENCIA PASO A PASO SEGUN LUNGE-BERLIN, ES LA SIGUIENTE:

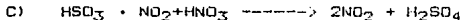
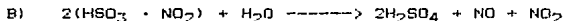
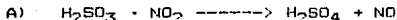
1.- EN FASE GASEOSA HOMOGENEA



2.- EN LA INTERFASE HETEROGENEA GAS-LIQUIDO, SOBRE LAS PAREDES HUMEDAS:



3.- EN FASE LIQUIDA HOMOGENEA:



EL $\text{HSO}_3 \cdot \text{NO}_2$ ES ESCRITO TAMBIEN COMO SO_3NH ; Y EL --
 $\text{H}_2\text{SO}_3 \cdot \text{NO}_2$ COMO $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{NO}$.

LAS CARACTERISTICAS PRIMORDIALES DEL PROCESO DE LAS CAMARAS DE PLOMO SON: LA CIRCULACION DE LOS OXIDOS DE NITROGENO (LOS CUALES ACTUAN COMO CATALIZADORES) Y EL TIPO DE EQUIPO NECESARIO)

PARA ESTO SIN EMBARGO, EL CALOR DE REACCION DEBERA SER DISIPADO PARA ASEGURAR LOS DESPLAZAMIENTOS DEL EQUILIBRIO HACIA EL LADO FAVORABLE.

LA MAYORIA DE LAS PLANTAS CON ESTE PROCESO QUE UTILIZAN AZUFRE ELEMENTAL, USAN UN QUEMADOR DENOMINADO "GLENS FALLS BURNER", EL CUAL ESTA CONSTITUIDO POR UN CILINDRO ROTATORIO DE ACERO EN DONDE EL AZUFRE SE QUEMA COMO UNA PELICULA CONTINUA EN LA SUPERFICIE INTERIOR DEL QUEMADOR. POR OTRO LADO, UN PROCEDIMIENTO MAS MODERNO SE BASA EN LA ALUMIZACION AL QUEMADOR DEL AZUFRE FUNDIDO CON VAPORES.

LA INTRODUCCION DE LOS OXIDOS DE NITROGENO PUEDE SER HECHA POR ALGUNO DE LOS MEDIOS SIGUIENTES:

- 1.- POR CALENTAMIENTO DE NITRATO DE SODIO (NaNO_3) Y ACIDO SULFURICO CON UNA DENSIDAD DE 60°Be EN RECIPIENTES DE FIERRO FUNDIDO DENTRO DEL FLUJO DE SO_2 .
- 2.- POR ALIMENTACION DE UNA MEZCLA DE H_2SO_4 Y ACIDO NITRICO (HNO_3) EN EL DOMO DE LA TORRE GLOVER O A CIERTOS INTERVALOS DE TIEMPO DE HNO_3 SOLO.
- 3.- POR LA OXIDACION DE AMONIACO Y LA CONDUCCION DE LOS OXIDOS YA SEA AL DOMO DE LA TORRE GLOVER O A LA PRIMERA CAMARA. ESTE ULTIMO HA SIDO EL MAS USADO Y SE LLEVA A CABO COMO SIGUE:

EL AMONIACO (NH_3) ES MEZCLADO CON AIRE Y PASADO A TRAVES DE UN LECHO DE CATALIZADOR, FORMADO A BASE DE PLATINO Y RODIO,

MANTENIENDO LA TEMPERATURA ENTRE 750 Y 1,000°C DEBIDO AL CALOR DE REACCION. EL OXIDO DE NITROGENO ES USADO PARA PRECALENTAR EL AIRE DE ENTRADA Y PARA MANTENER EL CATALIZADOR AL ROJO.

LAS VENTAJAS DE ESTE METODO SON LAS SIGUIENTES:

- 1.- NO ES NECESARIO EL USO DE ACIDO SULFURICO
- 2.- EL BAJO COSTO DE LAS MATERIAS PRIMAS
- 3.- LA ALTA PUREZA DE LOS GASES PRODUCIDOS (YA QUE NO HAY ACIDO CLORHIDRICO PRESENTE, MISMO QUE DAÑA LAS CAMARAS DE PLOMO).
- 4.- SE CUENTA CON UN SUMINISTRO CONSTANTE Y CONTINUO DE OXIDOS.
- 5.- EXISTEN BAJOS COSTOS DE OPERACION DEBIDO A LA SIMPLICIDAD DEL PROCESO.
- 6.- EL EQUIPO EMPLEADO TIENE UNA MAYOR VIDA Y REQUIERE UN MENOR MANTENIMIENTO.
- 7.- NO HAY SUB-PRODUCTOS

CUANDO SE USA ESTE METODO, EL OXIDO PROVENIENTE DEL AMONIACO ES INTRODUCIDO EN LA CORRIENTE DEL SO_2 DESPUES DE QUE HA PASADO A LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE GLOVER.

LAS FUNCIONES DE ESTA TORRE SON:

- 1.- LA DESNITRACION DEL VITRIOL NITROSO (ACIDO GAYLUSSAC). ESTA OPERACION ES EFECTUADA POR LA REDUCCION EN LA SOLUBILIDAD DE LOS OXIDOS DE NITROGENO POR DILUCCION Y CALOR, COADYUVADO POR EL PASO DE LOS GASES.

- 2.- LA CONVERSION DE HNO_3 DE REPOSICION A ACIDO NITROSO (HNO_2) Y A OXIDOS DE NITROGENO (OPERACION OMITIDA CUANDO LOS OXIDOS PROVIENEN DEL NH_3).
- 3.- LA CONCENTRACION DE PARTE DEL ACIDO DE LA CAMARA, EL CUAL ES AGREGADO PARA DILUIR EL ACIDO GAYLUSSAC, DE 60° Be (77.7% EN PESO) A 57° Be (72.8% EN PESO) EN EL DOMO DE LA TORRE.
- 4.- EL ENFRIAMIENTO DE LOS GASES DEL QUEMADOR.
- 5.- LA PRODUCCION DEL ACIDO A PARTIR DE CERCA DEL 10% DEL SO_2 . ESTO TIENE LUGAR EN LA PARTE MAS ALTA DE LA TORRE.
- 6.- LA LIMPIEZA DE LOS GASES DE COMBUSTION.
- 7.- LA PRODUCCION DE VAPOR DE H_2O PARA LAS CAMARAS.
- 8.- LA PRODUCCION DE ACIDO PARCIALMENTE CONCENTRADO (60° Be ó 77.7% LIGERAMENTE MAS FUERTE), DEBIDO AL PASO DESCENDENTE EN LA TORRE GAY-LUSSAC.

LA TORRE GLOVER ESTA CONSTRUIDA DE LADRILLO Y CEMENTO ANTIACIDO O DE PLOMO SOPORTADO EXTERIORMENTE POR UNA CARCAZA DE ACERO. EN SU PARTE INFERIOR HAY TAMBIEN LADRILLO ANTIACIDO PARA EL FLUJO DE LOS GASES DE ENTRADA A LA TORRE. EN LA PARTE SUPERIOR HAY UN PLATO DE DISTRIBUCION DE FLUJO PARA EL ACIDO GAYLUSSAC, EL CUAL ES DILUIDO A 57° Be. EL INTERIOR DE LA TORRE SE ENCUENTRA EMPACADO CON TABIQUE DEL TIPO REFRACTARIO Y LOS GASES ENFRIADOS SON ENVIADOS A LA PRIMERA CAMARA DE PLOMO.

EL ACIDO GLOVER (O ACIDO DE TORRE) CALIENTE (140-160°C) ES COLECTADO EN EL FONDO DE LA TORRE EN UNA CHAROLA DE PLOMO Y PASADO A TRAVES DE UN ENFRIADOR DE ACIDO. MISMO QUE PARCIALMENTE ES USADO EN LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE GAYLUSSAC Y EL RESTO CONCENTRADO PARA CONSUMO O VENTA. LA CANTIDAD DE ACIDO NECESARIO PARA LA CIRCULACION EN ESTA TORRE Y POSTERIORMENTE EN LA GLOVER, ES DE TRES A CUATRO VECES LA PRODUCCION DIARIA DE ACIDO, BASADO SOBRE UNA DENSIDAD DE 60° Be.

LOS GASES SULFUROSOS ENTRAN A LA TORRE GLOVER ENTRE 421 Y 600°C Y CERCA DE UN 10% DEL SO_2 ES OXIDADO. LA MEZCLA GASEOSA CONTIENIENDO SO_2 , SO_3 , N_2 , O_2 , NO , NO_2 , N_2O_3 Y VAPOR. SALE DE LA TORRE A UNA TEMPERATURA DE 70 A 110°C Y ES ENVIADA A LA CAMARA MEDIANTE UN VENTILADOR.

EN LAS CAMARAS, LA MAYOR PROPORCION DE SO_2 ES OXIDADO A SO_3 E HIDRATADO A ACIDO SULFURICO. ESTAS, ESTAN FORMADAS POR UNA CARCAZA DE ACERO CON UN INTERIOR DE LA PLACA DE PLOMO SOLDADA TAMBIEN CON PLOMO. LAS CAMARAS ESTAN GENERALMENTE CONSTRUIDAS 10 PIES POR ENCIMA DEL SUELO DE MANERA QUE, FALLAS EN LOS FONDOS, PUEDEN SER FACILMENTE DETECTADAS Y EL ENFRIAMIENTO ES FACILITADO. LAS REACCIONES EN LAS CAMARAS GENERAN MUCHO CALOR, EL CUAL DEBE SER ELIMINADO CONTINUAMENTE SI LA PRODUCCION DE H_2SO_4 QUIERE SER MANTENIDA. DEBIDO A LA CONSTRUCCION DE LAS CAMARAS, LA DISTRIBUCION DEL CALOR ES LENTA Y TAMBIEN ALGUNAS DE LAS REACCIONES PRESENTAN BAJA VELOCIDAD DE REACCION, POR LO QUE ES NECESARIO UN ESPACIO CONSIDERABLE EN LAS CAMARAS. EL CUAL OSCILA ENTRE 7.5 A 10 t b/1b DE AZUFRE QUEMADO CADA 24 HORAS. SIENDO ESTA CONDICION REDUCIDA

MEDIANTE UN ENFRIAMIENTO ESPECIAL Y SISTEMAS DE MEZCLADO.

LA FUNCION DE LA TORRE GAYLUSSAC ES LA DE RECUPERAR LOS OXIDOS DE NITROGENO (QUE ACTUAN COMO CATALIZADOR) A PARTIR DE LOS GASES DE DESECHO. ESTO, ACOMPAÑADO POR EL LAVADO DE LOS MISMOS, (CONSIDERANDO QUE TIENEN UNA TEMPERATURA NO MAYOR DE 60°C) CON LA CORRIENTE FRÍA DEL ACIDO PRODUCIDO EN LA TORRE GLOVER (60°Be). AQUI SE OBTIENE EL VITRIOL NITROSO O ACIDO GAYLUSSAC, CONTENIENDO DE 1 A 2% DE OXIDOS DE NITROGENO CALCULADOS COMO N_2O_3 . LAS TORRES SON DE MAMPOSTERIA CON CEMENTO ANTIACIDO Y EN EL FONDO HAY UNA CHAROLA PARA COLECTAR EL VITRIOL NITROSO, MISMO QUE ES BOMBEADO A LA TORRE GLOVER. EL EMPAQUE EN LA TORRE ES TAMBIEN DE MATERIAL CERAMICO REFRACTARIO. CON LO CUAL SE ASEGURA LA DURACION DEL SISTEMA.

B) PROCESO DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO POR EL METODO DE CONTACTO.

CUANDO EL AZUFRE ES EMPLEADO COMO UNA MATERIA PRIMA EN LA PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO, ESTA CONSTA PRINCIPALMENTE DE LOS SIGUIENTES PASOS:

- 1.- LA COMBUSTION DE AZUFRE (S) A DIOXIDO DE AZUFRE (SO_2).
- 2.- LA COMBINACION DEL SO_2 CON OXIGENO (O_2) PARA FORMAR EL TRIOXIDO DE AZUFRE (SO_3)
- 3.- LA COMBINACION DEL SO_3 CON AGUA (H_2O) PARA FORMAR UNA SOLUCION CONTENIENDO APROXIMADAMENTE EL 98% EN PESO DE ACIDO SULFURICO (H_2SO_4).

REACCIONES DE LA ETAPA QUIMICA ΔH°
R

- 1.- $S + O_2 \rightarrow SO_2$ -70.96 Kcal/mol.
- 2.- $SO_2 + 1/2 O_2 \rightarrow SO_3$ -23.49 Kcal/mol.
- 3.- $SO_3 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$ -31.1426 Kcal/mol.

COMO SE DIJO ANTERIORMENTE, LA PRIMERA ETAPA EN EL PROCESO ES LA COMBUSTION DEL AZUFRE. EL AZUFRE ES FUNDIDO A UNA TEMPERATURA DE 134-135°C PARA ELIMINARLE HUMEDAD, QUEDANDO ADEMAS PRACTICAMENTE LIBRE DE CUALQUIER IMPUREZA SOLIDA. SI NO ES ELIMINADA, LA HUMEDAD CONDUCE A PROBLEMAS DE CORROSION EN EL PROCESO Y FRECUENTEMENTE EL ACIDO SULFURICO HUEMA A LA SALIDA DE LA CHIMENEA EN LA PLANTA.

LA MAYORIA DE LAS IMPUREZAS SOLIDAS SON ELIMINADAS DEL S EN EL FUNDIDOR; PERO LA PORCION QUE LOGRA ESCAPAR ES RETENIDA EN EL EQUIPO DE LA PLANTA, POR LO QUE GRADUALMENTE HARA QUE SE INCREMENTE LA CAIDA DE PRESION Y FINALMENTE, EL SOPLADOR NO PODRA MOVER EL AIRE CON SUFICIENTE FUERZA A TRAVES DEL SISTEMA PARA MANTENER LA PRODUCCION DESEADA. EL AZUFRE PURIFICADO Y FUNDIDO ES BOMBEADO A UN QUEMADOR DE AZUFRE DONDE EL AIRE ALIMENTADO POR EL SOPLADOR SIRVE PARA LA QUEMA, CONVIRTIENDOLO EN SO_2 .

ANTES DE ENTRAR AL QUEMADOR, EL AIRE ES PASADO POR UN SILENCIADOR Y/O UN FILTRO DONDE LE ES ELIMINADO EL POLVO, SIENDO EL AIRE MANEJADO POR UN VENTILADOR DE UNA ETAPA, O POR UN SOPLADOR

DEL TIPO DE PRESION POSITIVA; YA QUE EL VENTILADOR SE LOCALIZA EN UNO DE LOS EXTREMOS DE LA CORRIENTE GASEOSA, LA PLANTA ENTERA ESTA AFECTADA POR UNA LIGERA PRESION, OSCILANTE ENTRE 1.5 A 3 Psig. EL AIRE DE COMBUSTION ES AHORA PASADO POR UNA TORRE DE SECADO, EN DONDE ES LAVADO CON ACIDO SULFURICO DE 98 A 99% DE CONCENTRACION EN UN SISTEMA A CONTRA CORRIENTE Y A UNA TEMPERATURA OPTIMA DE 90 A 120°F, CON OBJETO DE ELIMINAR LA HUMEDAD QUE EL AIRE CONTENGA PARA QUE NO ACARREE PROBLEMAS AL PROCESO.

LA TORRE DE SECADO TIENE EN SU PARTE SUPERIOR UN ELIMINADOR DE NEBLINA LOCALIZADO JUSTO ABAJO DE LA SALIDA DEL AIRE, MINIMIZANDO POR LO TANTO EL ACARREO DE NIEBLA ACIDA, AL QUEMADOR DE AZUFRE.

EL AIRE SECO QUE ENTRA AL QUEMADOR CONTIENE APROXIMADAMENTE EL 21% DE O_2 Y 79% DE N_2 (EN VOLUMEN). EN EL QUEMADOR DE AZUFRE, SOLO UNA PARTE DEL OXIGENO DEL AIRE ES USADO PARA COMBINARSE CON EL AZUFRE. LA COMPOSICION DEL GAS DE SALIDA VARIA DE ACUERDO A LA PROPORCION DE AIRE Y S EMPLEADOS; PERO EN PROMEDIO CONTIENE DE UN 9 A UN 11% DE SO_2 .

LA TEMPERATURA DE LOS GASES DE SALIDA DEBIDO A LA COMBUSTION ES MUY ALTA Y SE ENCUENTRA EN PROPORCION A LA FUERZA DEL GAS (ESTO ES, AL PORCENTAJE DE SO_2 EN EL GAS) DEPENDIENDO TAMBIEN DE LA TEMPERATURA DE ENTRADA DEL AIRE AL QUEMADOR, ASI COMO DEL CALOR PERDIDO POR LA CORAZA DEL QUEMADOR DE AZUFRE POR RADIACION, SIENDO ALREDEDOR DE 1600°F.

EN LA SEGUNDA PARTE DEL PROCESO, EL SO_2 DEL GAS SE COMBINARA CON PARTE DEL O_2 REMANENTE PARA FORMAR EL TRIOXIDO DE S; PERO EN ESTA ETAPA EL GAS ES REQUERIDO A UNA TEMPERATURA INFERIOR A LA QUE TENIA AL SALIR DEL QUEMADOR; POR LO TANTO ES NECESARIO ENFRIAR DICHO GAS POR MEDIO DE UNA CALDERA DE GASES DE DESECHO, DEL TIPO DE TUBOS DE AGUA, LA CUAL SE ENCUENTRA INSTALADA A LA SALIDA DEL QUEMADOR, REDUCIENDO LA TEMPERATURA APROXIMADAMENTE A 800°F.

DEBIDO A QUE NO ES 100% EFICIENTE EL FUNDIDOR DE AZUFRE EN LA ELIMINACION DE CENIZAS, EL GAS CONTENDRA PEQUERAS TRAZAS DE POLVO; MATERIAL QUE POR OTRA PARTE TAMBIEN PUEDE VENIR DE LOS LADRILLOS REFRACTARIOS CON QUE CUENTA EL QUEMADOR, POR LO CUAL SERA NECESARIO PASAR EL GAS A TRAVES DE UN FILTRO DE GASES CALIENTES PARA LA ELIMINACION DE CUANTO POLVO SEA POSIBLE, ESTE FILTRO DERE SER CONSIDERADO, YA QUE ES MAS FACIL LIMPIARLO CUANDO SEA NECESARIO QUE LIMPIAR LA PLANTA COMPLETA, LA CUAL DE OTRA MANERA SE IRIA CONTAMINANDO. SI EL AZUFRE FUNDIDO HA SIDO FILTRADO PREVIAMENTE, ENTONCES SE PUEDE OMITIR DICHO EQUIPO, ESTE NORMALMENTE SE ENCUENTRA DENTRO DE LA PRIMERA ETAPA DEL CONVERTIDOR CATALITICO Y LOS GASES ENTRARAN A UNA TEMPERATURA ENTRE 750 A 800°F PARA EMPEZAR LA OXIDACION DEL DIOXIDO DE AZUFRE A SO_2 .

EL CONVERTIDOR CONTIENE VARIAS CAPAS DE CATALIZADOR, EL CUAL ACELERA LA REACCION QUIMICA DANDO LUGAR A UNA VELOCIDAD DE REACCION ENORMEMENTE SUPERIOR A LA QUE TENDRIA SI NO SE HUBIERE EMPLEADO DICHO CATALIZADOR (V_2O_5) NO SE VE AFECTADO POR

DICHA REACCION EXOTERMICA.

EL SO_2 PUEDE SER SOLO PARCIALMENTE CONVERTIDO A SO_3 , SI LA TEMPERATURA SE VUELVE DEMASIADO ALTA, POR LO QUE LOS GASES CALIENTES PROVENIENTES DE LA PRIMERA ETAPA DEL CONVERTIDOR SON ENFRIADOS EN LA SEGUNDA ETAPA DE LA CALDERA DE GASES DE DESECHO. DESPUES DE ATRAVESAR LA SEGUNDA CAMA DE CATALIZADOR, LOS GASES SON ENFRIADOS POR UN SOBRECALENTADOR DE VAPOR, REPITIENDOSE LA MISMA OPERACION AL SALIR DE LA TERCERA ETAPA DEL CONVERTIDOR Y PASANDO FINALMENTE AL CUARTO LECHO DE CATALIZADOR ANTES DE SALIR DEL CONVERTIDOR.

LA MAYORIA DEL VAPOR QUE SE HA GENERADO EN LA CALDERA AL ENFRIAR LOS GASES HA SIDO ENVIADO A LOS 2 SOBRECALENTADORES DE TAL MANERA QUE, COMO EL VAPOR LLEVA UNA TEMPERATURA INFERIOR A LA DE LOS GASES, LOS ENFRIA Y EL CALOR ELIMINADO POR ESTOS ES APROVECHADO DE ESTE MODO EN EL SOBRE-CALENTAMIENTO DEL VAPOR.

ANTES DE SALIR LOS GASES DEL CONVERTIDOR Y ESTOS PASAN A TRAVES DE UN ECONOMIZADOR, EL CUAL LOS ENFRIA HASTA $450^{\circ}F$ APROXIMADAMENTE CALENTANDO EL AGUA QUE IRA AL TANQUE DE ALIMENTACION DE LA CALDERA ANTES MENCIONADA. UN ENFRIAMIENTO ADICIONAL TIENE LUGAR EN EL DUCTO DEL GAS CON OBJETO DE QUE ESTOS LLEGUEN A UNA TEMPERATURA ADECUADA PARA UNA BUENA ABSORCION DEL TRIOXIDO DE AZUFRE, EL GRADO DE ENFRIAMIENTO DEPENDERA GRANDEMENTE DEL HECHO DE QUE SEA O NO PRODUCIDO OLEUM ($H_2S_2O_7$, O ACIDO SULFURICO FUMANTE). LA CONVERSION TOTAL DE DIOXIDO DE AZUFRE A SO_3 EN EL CONVERTIDOR ES APROXIMADAMENTE DEL 98%. LA

TABLA No. 2 MUESTRA LAS TEMPERATURAS Y CONVERSIONES TÍPICAS DE CADA UNA DE LAS ETAPAS DEL CONVERTIDOR, Y ESTOS DATOS VARIAN UN POCO AL HABER FLUCTUACIONES EN LA COMPOSICION DEL GAS, VELOCIDAD DE OPERACION Y CONDICIONES DEL CATALIZADOR. EL SO_3 PRODUCIDO EN EL CONVERTIDOR AUNQUE ADECUADAMENTE ENFRIADO NO SE COMBINARA CON EL AGUA DIRECTAMENTE, PERO SI INDIRECTAMENTE MEDIANTE LA ABSORCION DE ELLA EN EL ACIDO SULFURICO, BAJO ESTA CONDICION EL SO_3 RAPIDAMENTE SE UNE CON EL AGUA EN EL ACIDO, EFECTUANDOSE ESTA OPERACION EN LA TORRE DE ABSORCION, OPERANDO LA TORRE DE UNA MANERA SIMILAR A LA TORRE DE SECADO. EL SO_3 ES LAVADO CON UNA CORRIENTE CIRCULANTE A CONTRA FLUJO DE ACIDO SULFURICO DE 98 - 99% DE CONCENTRACION.

EL ACIDO DEL 98% SUMINISTRADO A LAS 2 TORRES SE VE DILUIDO EN LA TORRE DE SECADO POR EL VAPOR DE AGUA QUE SE LE HA QUITADO AL AIRE, MIENTRAS QUE EL DE LA TORRE DE ABSORCION ES CONCENTRADO, YA QUE EL SO_3 LE HA ABSORBIDO AGUA. COMO NUNCA HAY SUFICIENTE HUMEDAD EN EL AIRE, TAL QUE ESTE SUMINISTRE TODA EL AGUA REQUERIDA PARA LA COMBINACION CON EL TRIOXIDO DE AZUFRE EN LA FORMACION DE H_2SO_4 . LA CORRIENTE RESULTANTE DE LA COMBINACION DE LOS ACIDOS DE DIFERENTE CONCENTRACION EFLUENTES DE LAS TORRES ESTA MAS CONCENTRADA (CERCA DE 0.3 A 0.5%) QUE LA QUE FUE INICIALMENTE INTRODUCIDA POR LOS DOMOS DE LAS MISMAS. POR LO QUE, ANTES DE SER BOMBEADO EL ACIDO A LAS TORRES DE SECADO Y ABSORCION ES DILUIDO A UNA CONCENTRACION TAL QUE LA ABSORCION DE SO_3 SEA LA MAS EFICIENTE POSIBLE, SIENDO ADICIONADA AL AGUA EN EL TANQUE DE BOMBEO.

TABLA No. 2

TEMPERATURA Y CONVERSION DEL SO_2 A SO_3 EN CADA ETAPA DEL CONVERTIDOR PARA UNA PLANTA DE H_2SO_4 , POR EL METODO DE CONTACTO.

<u>LOCALIZACION DEL GAS</u>	<u>TEMPERATURAS</u>		<u>CONVERSION EQUIVALENTE</u>
	°C	°F	%
ENTRADA AL PRIMER PASO	410	770	
SALIDA DEL PRIMER PASO	<u>601.8</u>	<u>1,115</u>	
GANANCIA TERMICA	191.8	345	74.0
ENTRADA AL SEGUNDO PASO	438	820	
SALIDA DEL SEGUNDO PASO	<u>485.3</u>	<u>906</u>	
GANANCIA TERMICA	47.3	86	18.4
ENTRADA AL TERCER PASO	432	810	
SALIDA DEL TERCER PASO	<u>443</u>	<u>830</u>	
GANANCIA TERMICA	11	20	4.3
ENTRADA AL CUARTO PASO	427	800	
SALIDA DEL CUARTO PASO	<u>430.3</u>	<u>806</u>	
GANANCIA TERMICA	3.3	6	<u>1.3</u>
AUMENTO TOTAL	253.4	457	98.0

LA ABSORCION DEL SO_3 Y DEL VAPOR DE AGUA. LA ADICION DE AGUA AL TANQUE DE BOMBEO Y EL CALOR SENSIBLE EN EL TRIOXIDO DE AZUFRE

GASEOSO MATERIALMENTE ELEVAN LA TEMPERATURA DEL ACIDO DE MANERA QUE EL ACIDO ENTRANTE A LAS TORRES PUEDA TENER LA MEJOR TEMPERATURA PARA UN SECADO Y ABSORCION EN DICHS EQUIPOS DE MANERA EFICIENTE ESTE ES ENFRIADO A LA SALIDA DEL TANQUE DE BOMBEO A UNA TEMPERATURA ENTRE 50 A 80°C (112 A 176°F). DEBIDO A LA CONTINUA FORMACION DEL ACIDO SULFURICO DEL 98% EN PESO, EL VOLUMEN DE ACIDO EN EL SISTEMA CIRCULANTE SE VE INCREMENTADO EN UNA PROPORCION IGUAL AL ACIDO PRODUCIDO. POR LO QUE, SUFICIENTE ACIDO ES CONTINUAMENTE EXTRAIDO DEL TANQUE DE BOMBEO PARA MANTENER UN NIVEL CONSTANTE EN ESTE EQUIPO, SIENDO EL ACIDO EXTRAIDO EQUIVALENTE A LA PRODUCCION DE LA PLANTA.

LA PRINCIPAL IMPUREZA EN EL ACIDO OBTENIDO COMO PRODUCTO ES GENERALMENTE EL FIERRO, EN LA FORMA DE SULFATO FERROSO ($Fe_2(SO_4)_3$); PERO EN CANTIDADES NO MAYORES DE 0.001 A 0.003 PPM DE FIERRO (Fe) CONTENIDOS EN EL ACIDO SULFURICO DEL 98% EN PESO. SI EL PRODUCTO ES ALMACENADO DURANTE UN LAPSO DE TIEMPO CONSIDERABLE EN UN RECIPIENTE DE ACERO, EL FIERRO CONTENIDO SE VE INCREMENTADO Y ESTE AUMENTO ESTARA EN FUNCION DIRECTA DEL TIEMPO DE ALMACENAMIENTO Y DE LA TEMPERATURA A QUE SE CONSERVE EL ACIDO.

(LA FIGURA No. 2 MUESTRA RELACIONES TIPICAS DE LA VELOCIDAD DE CORROSION PARA EQUIPOS FABRICADOS CON FIERRO FUNDIDO, ACERO AL CARBON, ACERO INOXIDABLE TIPO 316 Y ALEACION DE FIERRO CON 14% DE SILICIO (DUR-IRON) PARA DIFERENTES TEMPERATURAS Y CONCENTRACIONES.

LA TABLA No. 3 MUESTRA LA CLASIFICACION GENERAL PARA EL

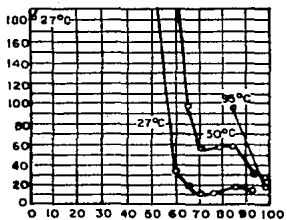


Fig 2a Velocidad de Corrosión de Hierro Fundido en Acido Sulfúrico

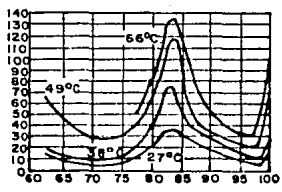


Fig 2b Velocidad de Corrosión del Acero al Carbon en Acido Sulfúrico

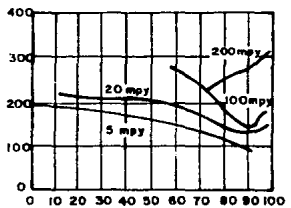


Fig 2c Velocidad de Corrosión de Acero Inoxidable (316) en Acido Sulfúrico

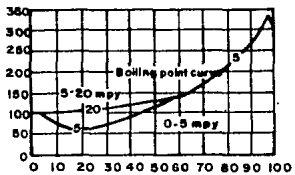


Fig 2d Velocidad de Corrosión del Duriron en Acido Sulfúrico

MANEJO DE H_2SO_4 EN TODAS SUS CONCENTRACIONES DE METALES Y ALEACIONES DESDE LA MAS PASIVA HASTA LA MENOS PASIVA).

LOS GASES DE COLA NO ABSORBIDOS SON PASADOS A TRAVES DE UN SISTEMA PARA LA ELIMINACION DE NIEBLA, HACIA LA CHIMENEA DE GASES DE SALIDA.

TABLA No. 3

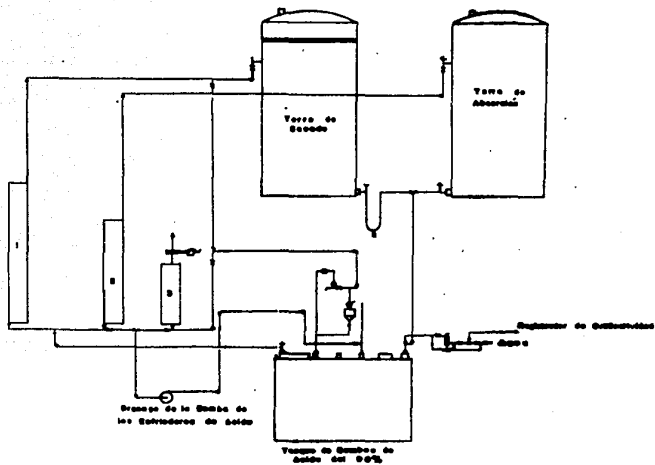
PASIVIDAD DE METALES COMUNES EN H_2SO_4 .

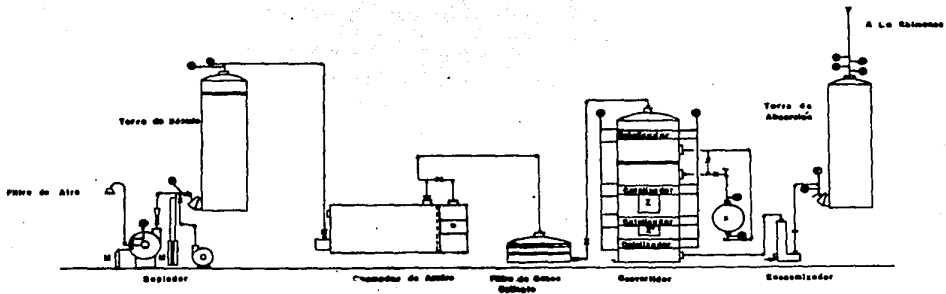
TANTALO	(Ta)
PLATINO	(Pt)
ORO	(Au)
DURIRON	(14%Si)
PLOMO QUIMICO	(Pb)
GRAFICO IMPERMEABLE	
ALEACIONES Cr-Ni-Mo	
ALEACIONES Ni-Mo	
ZIRCONIO	(Zr)
ALEACION 20 Y ALEACIONES ESPECIALES INOXIDABLES.	
ALEACIONES Cu-Ni (NO EN AEREACION)	
ACERO INOXIDABLE TIPO 317	
ACERO INOXIDABLE TIPO 316	
ACERO INOXIDABLE TIPO 304	
NI RESISTENTE	
FIERRO FUNDIDO	
ACERO AL CARBON	

L. Estivador de Acido a 50%
(Torre de Secado)

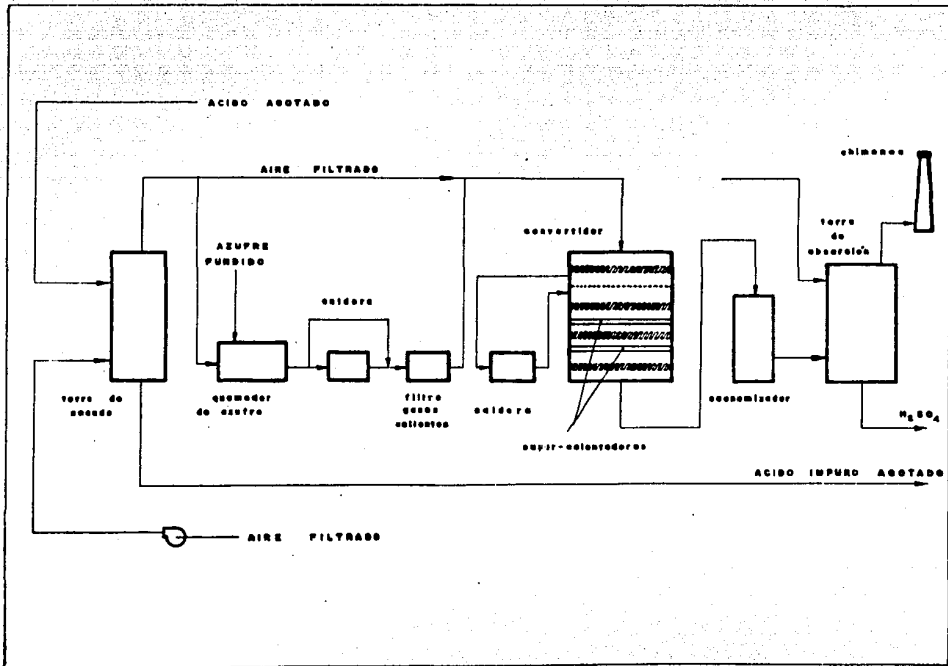
E. Estivador de Acido a 95%
(Torre de Absorcion)

D. Estivador de Acido a 98%
(Producto)





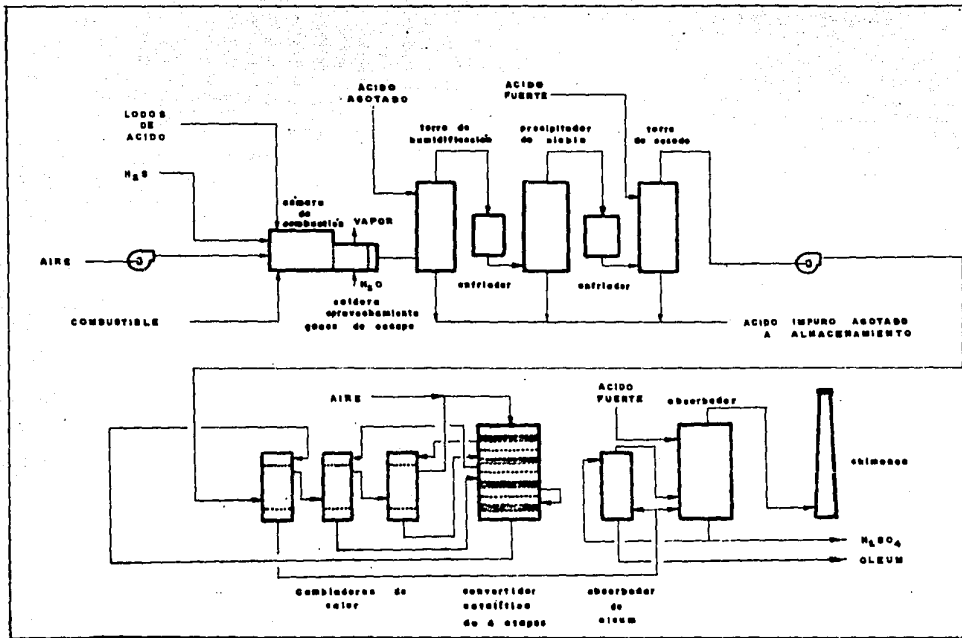
- 1 Caldera de Recuperación de Calor # 1
- 2 Sobrecalentador # 1
- 3 Sobrecalentador # 2
- 4 Caldera de Recuperación de Calor # 2



LAS FIGURAS No. 3, 4 Y 5 MUESTRAN EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PARA UNA PLANTA DE ACIDO SULFURICO Y LOS DIAGRAMAS DE FLUJO DE GASES Y DE ACIDO RESPECTIVAMENTE.

- C) PROCESO DE GAS-HUMEDO O DE RECUPERACION DE ACIDO SULFURICO A PARTIR DE SOLUCIONES AGOTADAS.

CUANDO LA MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO ES ACIDO SULFHDRIDICO (H_2S) GASEOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES, O SOLUCIONES DE H_2SO_4 AGOTADAS, LA PLANTA QUE MANUFACTURA EL ACIDO SULFURICO ES CONOCIDA COMO PLANTA DE GAS HUMEDO. COMO ES MOSTRADO EN FORMA GENERAL EN LA FIGURA No. 6., EL HORNO DE COMBUSTION DE LAS PLANTAS DE GAS HUMEDO ES USADO PARA QUEMAR H_2S , DISOCIAR SOLUCIONES DE ACIDO SULFURICO AGOTADAS Y TAMBIEN PARA OXIDAR AZUFRE. EL PROCEDIMIENTO COMUN PARA LAS PLANTAS DE GAS HUMEDO SITUADAS EN LAS REFINERIAS DE PETROLEO CONSISTE EN QUEMAR SIMULTANEAMENTE EL ACIDO SULFHDRIDICO (H_2S), AZUFRE FUNDIDO Y EL ACIDO SULFURICO IMPURO PROVENIENTE DE LOS PROCESOS DE AQUILACION EN DICHAS REFINERIAS PUDIENDO TAMBIEN EXISTIR UNA PLANTA DE ESTE TIPO QUE SOLO EMPLEE ALGUNO DE LOS COMPONENTES COMO ES EL CASO PRESENTE, YA QUE SOLO SE EMPLEARA H_2SO_4 DE DESECHO. EN LA PLANTA DE GAS HUMEDO, EL H_2S GASEOSO SATURADO CON VAPOR DE AGUA, ES CARGADO AL QUEMADOR JUNTO CON AIRE ATMOSFERICO, ESPEREANDOSE DE MANERA SIMULTANEA EL ACIDO DE DESECHO (Y SI EXISTIESE TAMBIEN EL AZUFRE FUNDIDO). EL SO_2 FORMADO JUNTO CON LOS DEMAS PRODUCTOS DE COMBUSTION ES LUEGO ENFRIADO Y TRATADO PARA ELIMINACION DE LA NIEBLA. EL GAS PUEDE SER ENFRIADO POR UNA CALDERA DE APROVECHAMIENTO DEL CALOR DE LOS GASES DE COMBUSTION O POR UNA TORRE APAGADA, SEGUIDA DE ENFRIADORES DE TIPO ASCENDENTE DE AIRE.



LA NIEBLA FORMADA PUEDE SER ELIMINADA POR UN PRECIPITADOR ELECTROSTATICO Y LA HUMEDAD ES ELIMINADA DE LA CORRIENTE DE SO_2 Y AIRE CON H_2SO_4 EN LA TORRE DE SECADO, EN DONDE UN SOPLADOR CENTRIFUGO HACE SUCCION SOBRE LA TORRE Y DESCARGA EL SO_2 SECO JUNTO CON EL AIRE AL CONVERTIDOR, EL BALANCE DEL PROCESO DE GAS HUMEDO, ES ESENCIALMENTE EL MISMO QUE PARA EL DISCUTIDO PREVIAMENTE.

AHORA DEBIDO A QUE EL ACIDO SULFHDRIDICO TAMBIEN ES UN AGENTE TOXICO Y EL ACIDO SULFURICO DE DESECHO CONTENIA TAMBIEN MATERIAS QUE PUEDEN SER NOCIVAS, LOS GASES DE COLAS PROVENIENTES DEL ABSORBEDOR DE SO_3 EN LA PLANTA DE H_2SO_4 REPRESENTAN POTENCIALMENTE LA FUENTE PRINCIPAL DE CONTAMINACION AEREA, YA QUE ESTAN FORMADOS PRINCIPALMENTE POR NITROGENO (N_2), OXIGENO (O_2), ALGO DE CO_2 CONTENIENDO PEQUERISIMAS CANTIDADES DE SO_3 , NIEBLA DEL ACIDO SULFURICO, UNA MINIMA FRACCION DE H_2S ALIMENTADO Y SO_2 . LA TABLA No. 4 MUESTRA LA CANTIDAD DE SO_2 Y SO_3 PROVENIENTES DEL SISTEMA DE ABSORCION EN LA PLANTA DE GAS-HUMEDO. UNA PLANTA DE H_2SO_4 BIEN DISEÑADA, OPERA CON UNA CONVERSION DEL 90-96% DEL AZUFRE ALIMENTADO A ACIDO PRODUCIDO.

DE ESTE MODO UNA PLANTA DE 250 Ton/Día PUEDE DESCARGAR DE 1.25 A 2.5 TONELADAS DE SO_2 Y SO_3 POR DIA. CUANDO EL SO_2 ESTA PRESENTE EN UNA CONCENTRACION SUFICIENTE, ES IRRITANTE A LOS PASAJES NASAL Y BUCAL, ADEMAS DE SER PERJUDICIAL A LA VEGETACION, CON CONCENTRACIONES DE SO_2 MAYORES DE 0.25 ppm (PARTES POR MILLON) CAUSA DAÑO A LAS PLANTAS EN PERIODOS DE EXPOSICION PROLONGADOS, SIENDO EL LIMITE FERMISIBLE PARA LOS HUMANOS EN SITUACIONES PROLONGADAS DE CONTACTO DE 10 ppm Y EN EL CASO DE

ACIDO SULFHDRIDICO DE 17 ppm. LOS GASES DE COLA CONTIENEN SO_3 PRINCIPALMENTE DEBIDO A QUE LA ABSORCION ES INCOMPLETA Y EN LA CHIMENEA DEL ABSORBEDOR HIDRATA FORMANDO UNA NIEBLA FINAMENTE DIVIDIDA POR EL CONTACTO CON LA HUMEDAD ATMOSFERICA.

TABLA No. 4

EMISIONES DE SO_2 Y SO_3 PROVENIENTES DE UN SISTEMA DE ABSORCION (2 TORRES DE ABSORCION) EN PLANTAS DE ACIDO SULFURICO.

	SALIDA DEL ABSORBEDOR No. 1	SALIDA DEL ABSORBEDOR No. 2
CANTIDAD DEL FLUJO GASEOSO		
(SCFM).	9,600	7,200
<u>SO_3</u>		
g/SCF	0.033	0.39
% EN VOLUMEN COMO SO_2	0.002	
lb/h	2.73	2.4
<u>SO_2</u>		
g/SCF	2.63	2.45
% EN VOLUMEN	0.22	
lb/h	216	151.2

DE ACUERDO CON FAIRLIE, LA TEMPERATURA DE PROCESO DEL GAS QUE ENTRA AL ABSORBEDOR OSCILA ENTRE 150 A 230°C, ESTANDO GENERALMENTE CERCA DEL LIMITE INFERIOR.

LA CONCENTRACION OPTIMA DE H_2SO_4 EN EL ABSORBEDOR ES DE 98.5% PUES A ESTA CONCENTRACION EL SO_3 TIENE LA MENOR PRESION DE

VAPOR, YA QUE LA PRESION PARCIAL DE SO_3 SE INCREMENTA SI EL ACIDO ABSORBENTE ES TAMBIEN FUERTE Y EL SO_3 SALE JUNTO CON LOS GASES DE COLA. SI ES UTILIZADA UNA CONCENTRACION EN EL ACIDO MENOR DE 98.5%, LA FASE β DEL SO_3 ES PRODUCIDA Y ES MENOS ABSORBIBLE.

PUDIENDO FORMAR TAMBIEN UNA NIEBLA CUANDO LOS GASES DE PROCESO SON ENFRIADOS ANTES DE LA ABSORCION FINAL, COMO EN LA MANUFACTURA DE OLEUM. LA NIEBLA (CON UNA PARTE MAYOR DE AGUA). SE PUEDE FORMAR COMO RESULTADO DE LA PRESENCIA DEL VAPOR DE AGUA EN LOS GASES DE PROCESO ALIMENTADOS AL CONVERTIDOR, ESTA CONDICION ES CAUSADA FRECUENTEMENTE POR UN TRABAJO DEFECTUOSO O INSUFICIENTE DE LA TORRE DE SECADO, YA QUE UN TRABAJO EFICIENTE SERIA AQUEL EN EL CUAL LOS GASES LLEVARAN A LA SALIDA DE LA TORRE UNA HUMEDAD DE 5 mg O MENOS POR PIE CUBICO. EN LAS PLANTAS DE QUEMADO DE AZUFRE. LA NIEBLA PUEDE FORMARSE A PARTIR DEL AGUA RESULTANTE DE LA COMBUSTION DE LOS HIDROCARBUROS (IMPUREZAS) CONTENIDAS EN EL AZUFRE. LAS NIEBLAS FORMADAS EN LOS SISTEMAS DE PURIFICACION HUMEDA DE UNA PLANTA DE REGENERACION DE ACIDOS DE DESECHO NO ES ELIMINADA POR PRECIPITACION ELECTROSTATICA Y POR ENDE LAS NIEBLAS PASAN POR LA TORRE DE SECADO Y SON VOTALIZADAS EN EL CONVERTIDOR, VOLVIENDO A FORMARSE CUANDO LOS GASES SON ENFRIADOS EN LA TORRE DE ABSORCION, PUESTO QUE PUEDEN FORMARSE A PARTIR DE CUALQUIER GOTA DE VAPOR O AGUA EN EL SISTEMA. LA NIEBLA DE TRIOXIDO DE AZUFRE PRESENTA EL PROBLEMA DE CONTROL DE CONTAMINACION DE AIRE MAS DIFICIL. YA QUE ES GENERALMENTE LA PARTICULA MAS PEQUEÑA. ESTO ES, TAMAÑO DE PARTICULAS DE ESTA NIEBLA ACIDA VARIA DESDE SUB-MICRONES HASTA 10 MICRONES O MAYORES, LA NEBLINA COMPUESTA DE PARTICULAS MENORES DE 10

MICRONES ES VISIBLE EN EL ABSORBEDOR DE GASES DE COLA SI ESTA PRESENTE EN CANTIDADES MAYORES DE 1 MILIGRAMO DE H_2SO_4 POR CADA PIE CUBICO DE GAS. CUANDO EL TAMAÑO DE PARTICULAS DECRECE, LA NIEBLA SE VUELVE MAS DENSA DEBIDO A QUE EXISTE UN MAYOR EFECTO DE UN LIGERO ESPARCIMIENTO DE LAS PARTICULAS PEQUEÑAS. ESTE ESPARCIMIENTO MAXIMO OCURRE CUANDO EL TAMAÑO DE LA PARTICULA SE APROXIMA A LA LONGITUD DE ONDA DE LA LUZ, DE ESTE MODO EL FACTOR PREDOMINANTE DE LA VISIBILIDAD DE UNA NIEBLA EN UNA PLANTA DE ACIDO SERA EL TAMAÑO DE LAS PARTICULAS DE LA NIEBLA ACIDA EN LUGAR DEL PESO DE LA MISMA NIEBLA DESCARGADA. PARTICULAS DE ACIDO MAYORES DE 10 MICRONES ESTAN PRESENTES PROBABLEMENTE COMO RESULTADO DE UN MEZCLADO MECANICO Y ESTAS PARTICULAS DE MAYOR TAMAÑO, SE DEPOSITAN RAPIDAMENTE EN EL DUCTO Y/O EN LAS PAREDES DE LA CHIMENEA Y CONTRIBUYEN POCO A LA OPACIDAD DE LA NIEBLA.

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL PROCESO DE GAS-HUMEDO DESARROLLADO POR LA
 COMPAÑIA QUIMICA CONSTRUCTION, INC., EMPLEADO DE FENQUIMIA,
 S. A.

I. COMPOSICION DE LA CORRIENTE DE ACIDO DE ALIMENTACION

LAS CORRIENTES MOSTRADAS EN LA TABLA No. 1, PROVENIENTES DE
 LAS 2 PLANTAS ANTES MENCIONADAS, SON MEZCLADAS PARA FORMAR UNA
 CORRIENTE PRINCIPAL, LA CUAL ES LA FUENTE DE ALIMENTACION PRIMOR-
 DIAL PARA LA PLANTA DE RECUPERACION DE ACIDO SULFURICO. LA TABLA
 No. 5, MUESTRA LA COMPOSICION DE ESTA CORRIENTE RESULTANTE.

TABLA No. 5

COMPOSICION DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION A LA PLANTA DE
 RECUPERACION H_2SO_4 .

COMPONENTES	GASTOS	% (EN PESO)
$(NH_4)_2 SO_4$	4211	27.440
H_2SO_4	6154	40.101
H_2O	4031	26.269
MATERIA ORGANICA	950	6.190
TOTAL	15346	100.000

II. DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO:

1. FLUJO DE AIRE.

UNA CANTIDAD DE AIRE ES INTRODUCIDA A LA CORRIENTE DE ACIDO POR MEDIO DE UN COMPRESOR POR ATOMIZACION ANTES DE ENTRAR ESTE AL SISTEMA DE ESPREADO DEL QUEMADOR, CON EL FIN DE DILUIRLO UN POCO.

OTRA CANTIDAD DE AIRE ES INTRODUCIDA AL QUEMADOR POR MEDIO DE UN SOPLADOR, EL CUAL LO MANDA PRIMERAMENTE A UN PRECALENTADOR, FUNCIONANDO ESTE POR MEDIO DE INTERCAMBIO DE CALOR CON LOS GASES PROVENIENTES DEL SOPLADOR DEL CONVERTIDOR Y QUE SON ENVIADOS A ESTE EQUIPO DESPUES DE SER ENFRIADOS INCLUYENDO UNA PEQUERA PARTE DE ELLOS QUE ES ENVIADA A LA CHIMENEA.

2. FLUJO DE VAPOR.

UNA CANTIDAD DE VAPOR ES ATOMIZADO TANTO EN LA LINEA DE COMBUSTIBLE COMO EN LA DE AZUFRE LIQUIDO, CON LA MISMA FINALIDAD QUE LA DEL AIRE EN EL ACIDO ANTES DE QUE ESTAS CORRIENTES SEAN INTRODUCIDAS POR MEDIO DE UN SISTEMA DE ATOMIZACION AL QUEMADOR PARA SER CONVERTIDOS A GASES DE COMBUSTION.

TAMBIEN ES GENERADA UNA CIERTA CANTIDAD DE VAPOR DE AGUA AL SER PASADOS LOS GASES DE COMBUSTION A TRAVES DE UNA CALDERA DE RECUPERACION CON EL FIN DE ENFRIARLOS, APROVECHANDOSE ESE CALOR EN EL CAMBIO DE FASE DEL AGUA PARA CALDERAS Y TOMANDOSE PARTE DE ESTE PARA LA OPERACION ARRIBA MENCIONADA, Y EL RESTANTE PARA USO EN PLANTA.

3. FLUJO DE ALIMENTACION AL QUEMADOR.

LA ALIMENTACION AL QUEMADOR ESTA COMPUESTA POR 3 FLUIDOS, LOS CUALES SON INTRODUCIDOS POR MEDIO DE UN SISTEMA DE ESPREADO PARA SER QUEMADOS EN EL EQUIPO ANTES MENCIONADO:

- A). COMBUSTIBLE QUE EN ESTE CASO ES COMBUSTOLEO.
- B). AZUFRE FUNDIDO EN MUY PEQUEÑA PROPORCION.
- C). ACIDO AGOTADO CONSTITUIDO DE LA MANERA YA MENCIONADA.

LA TABLA SIGUIENTE MUESTRA EL PORCIENTO EN PESO DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION TOTAL INCLUYENDO VAPOR Y AIRE:

TABLA No. 6

COMPOSICION DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION TOTAL

<u>COMPONENTE</u>	<u>% PESO</u>
COMBUSTIBLE	5.64
AZUFRE	0.10
ACIDO AGOTADO	57.15
VAPOR	2.82
AIRE	34.29
	<u>100.00%</u>

4. FLUJO DE GASES DE COMBUSTION DEL QUEMADOR.

A LA SALIDA DEL QUEMADOR LOS GASES DE COMBUSTION LLEVAN UNA

TEMPERATURA DE 2000°F, POR LO QUE DEBERAN SER ENFRIADOS PARA PODER SER TRATADOS Y MANDADOS AL CONVERTIDOR DE SO_3 , ESTO ES LOGRADO POR MEDIO DE UNA CALDERA DE APROVECHAMIENTO DE CALOR, EL CUAL ES CEDIDO POR LOS GASES DE COMBUSTION PARA LA PRODUCCION DE VAPOR COMO SE HA MENCIONADO ANTERIORMENTE, OBTENIENDO UNA TEMPERATURA DE SALIDA DE ESTOS DE 700°F, LA TABLA No. 7 NOS MUESTRA LA COMPOSICION DE ESTOS GASES:

TABLA No. 7

COMPOSICION DE LOS GASES DE COMBUSTION

<u>COMPONENTE</u>	<u>lb-Mol/Hr.</u>	<u>% Mol</u>
SO_3	3.00	0.26
SO_2	97.05	8.53
O_2	34.13	3.00
N_2	862.73	75.83
CO_2	140.87	12.38
TOTAL SECO	1137.78	100.00
H_2O	648.90	
TOTAL.	1786.68	

OBSERVANDO ESTA TABLA, PODEMOS NOTAR QUE SE ESTA MANEJANDO EL AIRE CON UN 17.48% DE EXCESO SOBRE EL TOTAL REQUERIDO.

LOS GASES YA ENFRIADOS SON MANDADOS A LA TORRE DE LAVADO EN

DONDE EN FLUJO A CONTRA CORRIENTE SON PASADOS CON LA SOLUCION DE ACIDO AGOTADO, CON EL FIN DE QUITARLE IMPUREZAS Y DE QUE SE LOGRE FORMAR UN POCO MAS DE SO_2 , ABSORBIENDO LOS GASES UNA CIERTA CANTIDAD DE VAPOR DE AGUA Y SALIENDO A UNA TEMPERATURA DE 175°F, LA COMPOSICION DE ESTOS GASES ES DADA EN LA TABLA No. 8.

TABLA No. 8

COMPOSICION DE LOS GASES DE SALIDA DE LA TORRE DE LAVADO

<u>COMPONENTE</u>	<u>lb-Mol/Hr.</u>	<u>% Mol</u>
SO_3	1.50	0.13
SO_2	99.55	8.74
O_2	34.13	3.00
N_2	862.73	75.76
CO_2	140.87	12.37
TOTAL SECO	1138.78	100.00
H_2O	1075.10	
TOTAL	2213.88	

POSTERIORMENTE, SON ENVIADOS AL ENFRIADOR DE GASES, EN DONDE ANTES DE PENETRAR A ESTE, LE ES AGREGADA UNA PEQUEÑA CANTIDAD DE AIRE. EL CUAL HA SIDO PREVIAMENTE SECADO EN LA TORRE AGOTADORA DE EFLUENTES POR MEDIO DE ACIDO AGOTADO EN UN FLUJO A CONTRA CORRIENTE. EN EL INTERCAMBIADOR, LOS GASES SON ENFRIADOS HASTA 105°F USANDO COMO MEDIO DE ENFRIAMIENTO AGUA PROVENIENTE DE LA

TORRE DE ENFRIAMIENTO A 70°F Y MANDADOS AL PRECIPITADOR ELECTROSTATICO PARA LA ELIMINACION DE LA NIEBLA PROVOCADA POR EL VAPOR DE H₂O Y DE LAS IMPUREZAS QUE LOS GASES PUDIERAN ARRASTAR, PARA SER DESPUES ENVIADOS A LA TORRE DE SECADO CON UNA COMPOSICION A LA ENTRADA DE ESTA MOSTRADA EN LA TABLA No. 9.

TABLA No. 9

COMPOSICION DE LOS GASES DE COMBUSTION A LA SALIDA DEL PRECIPITADOR ELECTROSTATICO.

<u>COMPONENTE</u>	<u>lb-Mol/Hr.</u>	<u>% Mol</u>
SO ₃	-	-
SO ₂	99.55	8.25
O ₂	48.61	4.03
N ₂	917.22	76.04
CO ₂	140.87	11.68
TOTAL SECO	1206.25	100.00
H ₂ O	109.66	
TOTAL	1315.91	

SIENDO LA CANTIDAD DE AGUA ELIMINADA EN EL PRECIPITADOR IGUAL A 1476 lb/h Y DE SO₃ CORRESPONDIENTE A 1.5 lb-Mol/Hr, ESTA MATERIA ES ENVIADA A LA LINEA DE ACIDO AGOTADO INTRODUCIDO A LA TORRE DE LAVADO, POR LO QUE DE ESTA MANERA QUEDA EXPLICADO EL PORQUE DE LA IGUALDAD DE LA COMPOSICION DEL SO₂ EN LAS 2 TABLAS ANTERIORES, YA QUE LA CANTIDAD DE SO₂ ARRASTRADO POR EL H₂O

PERMANECE CONSTANTE.

LA CORRIENTE PROVENIENTE DEL PRECIPITADOR, ES LUEGO ENVIADA A LA TORRE DE SECADO EN DONDE ANTES DE ENTRAR LE ES AGREGADO AIRE EN UNA CANTIDAD IGUAL A 384.77 (lb-Mo)/Hr, PARA AYUDAR A LA CONVERSION A SO_3 . LA MEZCLA GASEOSA ES SECADA POR MEDIO DE ACIDO SULFURICO DE 93%, EL CUAL FLUYE EN SISTEMA A CONTRA CORRIENTE, A LA SALIDA DE LA TORRE (POR SU PARTE SUPERIOR), LOS GASES SON PASADOS A TRAVES DE UN ELIMINADOR DE NIEBLA, EL CUAL DISIPA LA NUBE PRODUCIDA POR ALGUNA CANTIDAD DE H_2O QUE PUDIERA HABER VAPORIZADO EVITANDO ASI, LOS PROBLEMAS DE CORROSION QUE PUDIERAN SURGIR. LA COMPOSICION DE LOS GASES A LA SALIDA DEL ELIMINADOR SON MOSTRADOS EN LA TABLA No. 10.

A CONTINUACION LOS GASES SON SUCCIONADOS POR EL SOPLADOR PRINCIPAL, MISMO QUE SE ENCUENTRA SITUADO EN LA PARTE MEDIA DEL PROCESO. CON EL FIN DE LOGRAR QUE LA PRESION SEA MANTENIDA DENTRO DEL RANGO ADECUADO PARA EL MANEJO DE GASES, CON LO CUAL SE CONSIGUE UNA MENOR INVERSION EN ESTE, YA QUE AL COLOCARLO AQUI ESTA ES MENOR POR REQUERIRSE UNA POTENCIA MAS BAJA PARA EL MANEJO DE LA CARGA GASEOSA (DE 10 A 25 PSIG).

A LA DESCARGA DE ESTE, LOS GASES TIENEN UNA TEMPERATURA DE 150°F Y SON ENVIADOS A LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR (2 PRIMARIOS) EN LOS CUALES, LOS GASES SON CALENTADOS POR MEDIO DEL INTERCAMBIO DE TEMPERATURA CON LOS GASES PROVENIENTES DEL CONVERTIDOR. POSTERIORMENTE, LA CARGA DE COMBUSTION ES PASADA A

TABLA No. 10

COMPOSICION DE LA CORRIENTE GASEOSA PROVENIENTE DE LA
TORRE DE SECADO

<u>COMPONENTE</u>	<u>lb-Mol/Hr.</u>	<u>% Mol.</u>
SO ₃	-	-
SO ₂	99.55	6.26
O ₂	129.42	8.13
N ₂	1221.18	76.76
CO ₂	140.87	8.85
TOTAL SECO	1591.02	100.00
H ₂ O	-	-
TOTAL	1591.02	-

TRAVES DE UN INTERCAMBIADOR SECUNDARIO. EL CUAL FUNCIONA INTERCAMBIANDO EL CALOR DE LOS GASES PROVENIENTES DE LA PRIMERA ETAPA DEL CONVERTIDOR CON LA CARGA DE ALIMENTACION A ESTE, LOGRANDO ASI QUE ESTA ULTIMA ALCANCE UNA TEMPERATURA DE 860°F, TEMPERATURA CON LA QUE ENTRAN A LA PARTE SUPERIOR DEL CONVERTIDOR PARA PASAR A TRAVES DE LA PRIMERA ETAPA DE ESTE, SALIENDO CON UNA TEMPERATURA DE 1070°F Y ENTRANDO AL INTERCAMBIADOR SECUNDARIO, COMO ANTERIORMENTE SE DIJO. LA TABLA No. 11, MUESTRA LA COMPOSICION DE LOS GASES A LA SALIDA DE LA PRIMERA ETAPA DEL CONVERTIDOR.

A LA SALIDA DEL INTERCAMBIADOR SECUNDARIO. LOS GASES LLEVAN

UNA TEMPERATURA DE 860°F Y SON INTRODUCIDOS NUEVAMENTE AL CONVERTIDOR PARA PASAR POR LA SEGUNDA ETAPA DESPUES DE LA CUAL SON ENFRIADOS CON AIRE PROVENIENTE DE UN SOPLADOR INSTALADO EXCLUSIVAMENTE PARA ESO. A CONTINUACION, LOS GASES SON PASADOS A TRAVES DE LA TERCERA ETAPA, SIENDO NUEVAMENTE ENFRIADOS POR AIRE PROVENIENTE DEL MISMO LUGAR QUE EL ANTERIOR Y POR ULTIMO SON INTRODUCIDOS A LA CUARTA ETAPA DEL CONVERTIDOR, DESPUES DE LA CUAL SON ENVIADOS A LOS INTERCAMBIADORES PRIMARIOS A UNA TEMPERATURA DE 820°F, PARA ACTUAR COMO MEDIO DE CALENTAMIENTO COMO ANTES SE EXPLICO.

TABLA No. 11

COMPOSICION DE LOS GASES PROVENIENTES DE LA PRIMERA ETAPA DEL CONVERTIDOR

<u>COMPONENTE</u>	<u>lb-Mol/Hr.</u>	<u>% Mol</u>
SO ₃	69.69	4.48
SO ₂	29.86	1.92
O ₂	94.58	6.08
N ₂	1221.18	78.47
CO ₂	140.87	9.05
TOTAL SECO	1556.15	100.00
H ₂ O	-	
TOTAL	1556.15	

A LA SALIDA DE LOS INTERCAMBIADORES PRIMARIOS, EL FLUJO GASEOSO TIENE UNA TEMPERATURA DE 345°F Y ES DIVIDIDO EN 2

CORRIENTES CUYA COMPOSICION ES MOSTRADA EN LA TABLA No. 12. UN FLUJO DE 108.4 lb-Mol/Hr ES ALIMENTADA A LA TORRE DE OLEUM POR SU PARTE INFERIOR Y HECHA FLUIR A CONTRA CORRIENTE CON ACIDO SULFURICO DEL 98%, CON LO CUAL SE LOGRA OBTENER OLEUM DE 20%. EL FLUJO GASEOSO NO ABSORBIDO ES UNIDO A LA SEGUNDA CORRIENTE, MISMA QUE ES ENVIADA A LA TORRE DE ABSORCION.

TABLA No. 12

COMPOSICION DE LA CORRIENTE GASEOSA A LA SALIDA DE LOS INTERCAMBIADORES PRIMARIOS

<u>COMPONENTE</u>	<u>lb-Mol/Hr.</u>	<u>% Mol</u>
SO ₃	96.56	6.26
SO ₂	2.99	0.19
O ₂	81.14	5.26
N ₂	1221.18	79.16
CO ₂	140.87	9.13
TOTAL SECO	1542.74	100.00
H ₂ O	-	
TOTAL	1542.74	

COMO SE DIJO EN UN PRINCIPIO, LOS ACIDOS TANTO DE LA TORRE DE SECADO COMO EL EMPLEADO EN ESTA TORRE SON UNIDOS PARA SER USADOS COMO MEDIO ABSORBENTE DEL SO₃, PUESTO QUE NO PUEDE SER COMBINADO DIRECTAMENTE CON EL H₂O POR LO QUE A TRAVES DE ESTE

MECANISMO SE LOGRA QUE SE OBTENGA EL ACIDO SULFURICO DE LA CONCENTRACION DESEADA ADICIONANDO SOLO AGUA EN LA CANTIDAD ADECUADA. SIENDO LA TEMPERATURA OPTIMA PARA UNA MEJOR ABSORCION DEL GAS Y POR TANTO GENERANDOSE UNOS GASES DE CHIMENEA MENOS TOXICOS DE 140 A 180°F (60-80°C).

LOS GASES NO ABSORBIDOS SON PASADOS A TRAVES DE UN ELIMINADOR DE NIEBLA CON LA MISMA FINALIDAD QUE LA MENCIONADA EN LA TORRE DE SECADO, SALIENDO CON UNA TEMPERATURA DE 180°F Y CON LA COMPOSICION MOSTRADA EN LA TABLA No. 13.

TABLA No. 13

COMPOSICION DEL FLUJO GASEOSO PROVENIENTE DE LA TORRE DE ABSORCION

<u>COMPONENTE</u>	<u>lb-Mol/Hr.</u>	<u>% Mol</u>
SO ₃	-	-
SO ₂	2.99	0.21
O ₂	81.14	5.61
N ₂	1221.18	84.44
CO ₂	140.87	9.74
TOTAL SECO	1446.18	100.00
H ₂ O	-	
TOTAL	1446.18	

LA CORRIENTE GASEOSA A LA SALIDA DE LA TORRE DE ABSORCION ES ENVIADA A UN ELIMINADOR DE NIEBLA. EN DONDE ES CONDENSADA TODA LA

NEBLINA ACIDA ARRASTRADA POR ESTE FLUJO Y RECIRCULADA A LA TORRE LAVADORA, LOS GASES SON LUEGO ENVIADOS A LA CHIMENEA Y EXPULSADOS A LA ATMOSFERA.

5. FLUJO DE LAS CORRIENTES LIQUIDAS EMPLEADAS EN EL PROCESO.

EL CONDENSADO OBTENIDO POR EL ELIMINADOR DE NIEBLA, ANTES MENCIONADO, ES ENVIADO MEDIANTE LA BOMBA PARA DRENAJE DE LOS ENFRIADORES DE ACIDO A LA TORRE DE LAVADO DE GASES, PUDIENDO SER ACIDO DEL 93%, 98% U OLEUM, EL CUAL ANTES DE SER INTRODUCIDO A LA TORRE, ES MEZCLADO CON LAS CORRIENTES DE ACIDO DILUIDO PROVENIENTES DE LA PARTE INFERIOR DE LA MISMA, DEL PRECIPITADOR ELECTROSTATICO (1476 lb/Hr DE SOLUCION ACUOSA DE SO_2) Y POR ULTIMO DEPENDIENDO DEL NIVEL DE LIQUIDO EXISTENTE EN DICHA TORRE, DE LA DESCARGA DE LA BOMBA PARA EL ENFRIADOR DE GASES, DANDO POR RESULTADO UNA SOLUCION DEL 15 A 20% DE CONCENTRACION, PARA SER BOMBEADA A LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE Y SER ESPREADA POR MEDIO DE UN CONDUCTO EN "Y" A LA ENTRADA DE GASES EN ELLA. LOGRANDO DE ESTA FORMA UN CONTACTO MAS INTIMO ENTRE LOS GASES Y EL FLUIDO LAVADOR Y ADENAS, UNA CANTIDAD DE ESTA MISMA CORRIENTE ES ENVIADA AL FLUJO DE ALIMENTACION PARA EL QUEMADOR DEL ACIDO GASTADO, COMO SE DESCRIBIO CON ANTERIORIDAD.

DE LA MISMA CORRIENTE QUE ES ENVIADA A LA TORRE DE LAVADO, ES TOMADO OTRO FLUJO Y EMPLEADO PARA EL SECADO DE LOS GASES EN LA TORRE DEL MISMO PROCESO, SIENDO ESTA CORRIENTE TAMBIEN MEZCLADA CON EL FLUJO PROVENIENTE DE LA PARTE INFERIOR DE LA TORRE (375

6PH) Y BOMBEO A LA TORRE AGOTADORA DE AIRE (TORRE DE SECADO) Y DIVIDIENDOSE OTRA CORRIENTE EN 2 FLUJOS. UNO, ENVIADO A LA BOMBA DE DRENAJE DE LOS ENFRIADORES DE ACIDO CERRANDO DE ESTA MANERA EL CIRCUITO Y EL OTRO, AL ENFRIADOR DE ACIDO (DE 93%) PARA DESPUES SER ENVIADO A LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE DE SECADO EN SU OTRA DERIVACION A CERRAR EL CIRCUITO DEL MANEJO DEL ACIDO ENTRE ESTA TORRE Y LA AGOTADORA ANTES MENCIONADA, SIENDO LA CORRIENTE PROVENIENTE DE ESTA ULTIMA COLUMNA ENVIADA A LA TORRE DE ABSORCION (PARTE INFERIOR MEDIA) MEDIANTE UNA BOMBA PARA MANEJO DE ACIDO. A ESTA CORRIENTE LE ES ADICIONADA OTRA PROVENIENTE DE LA BOMBA PARA EFLUENTE, UBICADA JUNTO A LA TORRE AGOTADORA DE EFLUENTE (PARA EL SECADO DE AIRE), OBTENIENDOSE DE ESTA OTRO RAMAL EL CUAL ES ENVIADO AL ENFRIADOR MEZCLADOR EN DONDE LE ES ADICIONADA AGUA FRIA. TENIENDO POR RESULTADO 2 CORRIENTES. UNA MANDADA A LIMITE DE BATERIAS (PARA SU ENFRIAMIENTO POR SER AGUA) Y LA OTRA DE 6861 lb/Hr ENVIADA AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO DEL 78%. ASIMISMO, PARTE DEL AGUA FRIA IRA A LOS DIFERENTES BANCOS DE ENFRIADORES Y SU EFLUENTE ES ADICIONADO A LA PRIMERA CORRIENTE MENCIONADA ARRIBA.

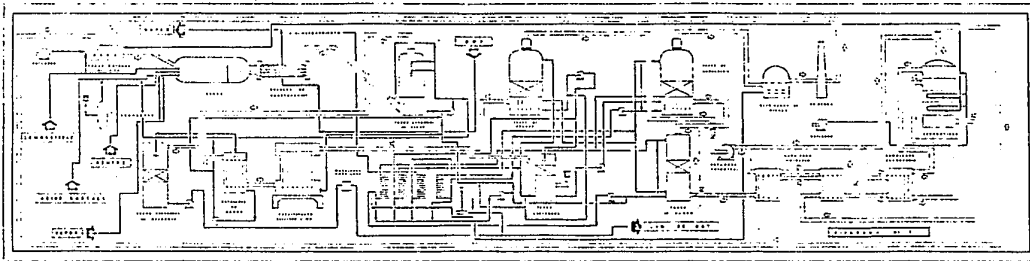
DE LA TORRE DE OLEUM (PARTE INFERIOR) ES OBTENIDO EL OLEUM, EL CUAL ES MEZCLADO CON UNA CORRIENTE PROVENIENTE DE LA BOMBA DE DRENAJE DE LOS ENFRIADORES PARA QUE DESPUES, LA CORRIENTE RESULTANTE SER BOMBEADA AL ENFRIADOR DE OLEUM Y POSTERIORMENTE DIVIDIDA EN VARIOS FLUJOS, A SABER: EL PRIMERO ES MANDADO A LA PARTE INFERIOR MEDIA DE LA TORRE DE ABSORCION (PARA CASOS DE ARRANQUE O FALTA DE ACIDO DEL 93%). LA SEGUNDA SE VIFURCA DANDO UNA CORRIENTE AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE OLEUM Y OTRA A LA

PORTE SUPERIOR DE LA TORRE DE OLEUM COMPLETANDO DE ESTA MANERA EL CIRCUITO.

EN LA PARTE BAJA DE LA TORRE DE ABSORCION, ES ORIENTADO EL ACIDO SULFURICO DEL 98%, MISMO QUE ES MEZCLADO CON UNA CORRIENTE PROVENIENTE DE LA BOMBA DEL DRENAJE DE ENFRIADORES Y BOMBEO Despues, PARTE AL ENFRIADOR DE ACIDO, DEL CUAL SE DIVIDE MANDANDO UNA CORRIENTE AL ENFRIADOR DE PRODUCTO Y DESPUES AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO SULFURICO (2499 lb/Hr). PARTE DE ESTA CORRIENTE ES MEZCLADA CON PARTE DE LA DESCARGA DE LA BOMBA DE DRENAJE Y ENVIADA A LA TORRE DE LAVADO COMO SE DIJO ANTES.

LA OTRA CORRIENTE ES DIVIDIDA EN 2 PARTES, UNA QUE ES ALIMENTADA A LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE (326 GPM) Y LA OTRA ENVIADA A 2 EQUIPOS DIFERENTES. UNA PARTE A LA SECCION INFERIOR MEDIA DE LA TORRE DE SECADO (43 GPM) Y LA OTRA A LA PARTE INFERIOR MEDIA DE LA TORRE DE OLEUM.

POR ULTIMO, COMO SE MENCIONO, PARTE DEL EFLUENTE DEL ENFRIADOR DE GAS ES ENVIADO A LA TORRE DE ABSORCION Y LA OTRA PARTE ES ENVIADA EN DOS CORRIENTES AL ENFRIADOR Y A LA TORRE AGOTADORA DEL EFLUENTE RESPECTIVAMENTE, CERRANDO ASI ESTE ULTIMO CIRCUITO DE FLUJO. LA FIGURA No. 7, NOS MUESTRA EL DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO ACTUAL DE LA PLANTA. ASI COMO LOS DATOS DE FLUJO, PRESION Y TEMPERATURA PARA LAS CORRIENTES ANTES MENCIONADAS, CON EL FIN DE TENER UNA MEJOR IDEA DEL PROCESO AQUI DESCRITO.



CAPITULO III

CALCULO DE LAS MODIFICACIONES A LA PLANTA DE GAS-HUMEDO PARA SU TRANSFORMACION EN UNA PLANTA DE ACIDO SULFURICO, POR EL METODO DE CONTACTO.

DEBIDO A UNA SERIE DE FALLAS POR EFECTOS DE LA CORROSION EN LA MAYORIA DE LOS EQUIPOS, SE PRETENDE EFECTUAR UN CONJUNTO DE CAMBIOS EN LA PLANTA DE GAS-HUMEDO PROPIEDAD DE FENOQUIMIA, S.A. COMO UNA ALTERNATIVA PARA LA SOLUCION DEL PROBLEMA QUE ACTUALMENTE SE PRESENTA. TODAS LAS MODIFICACIONES ESTAN BASADAS EN LA SIMILITUD ENTRE EL PROCESO DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO POR EL METODO DE CONTACTO Y POR EL METODO DE GAS-HUMEDO O DE SOLUCIONES AGOTADAS, ES DECIR, SE PRETENDE EMPLEAR LOS EQUIPOS YA EXISTENTES CON EL FIN DE QUE LA INVERSION EFECTUADA EN DICHA TRANSFORMACION SEA MINIMA, ESTO IMPLICA QUE SERAN INTRODUCIDOS EQUIPOS NUEVOS Y ELIMINADOS ALGUNOS, ASI COMO REPARADAS LAS FALLAS EXISTENTES EN LAS UNIDADES UTILES.

HACIENDO UNA COMPARACION ENTRE LAS FIGURAS 3 Y 7 (LAS CUALES CORRESPONDEN AL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PARA UNA PLANTA DE H_2SO_4 POR EL METODO DE CONTACTO Y POR EL METODO DE SOLUCIONES AGOTADAS (RESPECTIVAMENTE), ENCONTRAMOS UNA SERIE DE EQUIPOS E INSTALACIONES, LOS CUALES SON ENUMERADOS EN LA TABLA No. 14 Y QUE SE INDICA SI DEBEN SER CONSIDERADOS O ELIMINADOS EN EL CAMBIO DE LA PLANTA.

TABLA No. 14

EQUIPOS E INSTALACIONES QUE DEBEN SER AGREGADAS O SUPRIMIDAS DEL PROCESO DE SOLUCIONES AGOTADAS EN ACIDO SULFURICO. PARA SU TRANSFORMACION EN UN PROCESO POR EL METODO DE CONTACTO.

EQUIPO SUPRIMIDO

CARACTERISTICAS

1.- SOPLADOR DEL PRECALENTADOR
PARA EL HORNO

ALtura: 3' 10 1/8"
LARGO: 3' 9 5/8"
MATERIAL: ACERO AL CARBON
CAPACIDAD: 3,050 SCFM
POTENCIA: 40 HP
PRESION ESTATICA: 55" DE AGUA

2. PRECALENTADOR DE AIRE

ALtura: 8' 3 1/2"
DIAMETRO EXT.: 7' 5 5/8"
LARGO EXT.: 19' 7 1/2"
MATERIAL: ACERO AL CARBON Y
ALEACION
CAPACIDAD: 7,500,000 BTU/h
TEMPERATURA DE ENTRADA DEL AIRE:
60-250°F
TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE:
1000°F.

3. COMPRESOR DE ATOMIZACION

POTENCIA: 250 HP
MATERIAL: ACERO AL CARBON
CAPACIDAD: 1900 SCFM
PRESION DE ENTRADA: 19.6 PSIA.
PRESION DE SALIDA: 41 PSIA.

4. TORRE LAVADORA DE GAS

ALTURA: 40' 2 3/16"
DIAMETRO: 10' 6"
MATERIAL: ACERO AL CARBON
TEMPERATURA DE DISEÑO: 200°F
RECUBRIMIENTO INTERNO: TABIQUE
ANTIACIDO, PAPEL DE ASBESTO,
PLOMO DE 5/32"

5. DOS BOMBAS PARA ACIDO DI-
LUIDO (15 A 20%)

CAPACIDAD DEL DISEÑO: 700 GPM
MATERIAL: ALEACION 20
TEMPERATURA DE DISEÑO: 175°F
POTENCIA: 25 HP

6. TORRE AGOTADORA DEL
EFLUENTE

ALTURA: 33' 6"
CUERPO (FRP ATRAC 382):
POLIESTER REFORZADO CON FIBRA
DE VIDRIO.
TEMPERATURA DE DISEÑO: 180°F
PRESION DEL DISEÑO: 12.5 PSIA
EMPAQUE: FLEXIRING O PALL-
RING POLIPROPILENO
DE 1 1/2"

7. ENFRIADOR DE GASES

ALTURA: 20'
DIAMETRO: 5' 4"
MATERIAL: ACERO AL CARBON Y
GRAFICO.
TEMPERATURA DEL LADO DE TUBOS:
200°F MAXIMO
TEMPERATURA DEL LADO DE LA CORAZA:
150°F MAXIMO

8. PRECIPITADOR

ALTURA: 47' 6 1/2"
LADO: 12' 9"
FLUJO NORMAL: 7320 SCFM
TEMPERATURA DE ENTRADA: 105°F
PRESION DE ENTRADA: 13.5 PSIA

9. TORRE AGOTADORA

FLUIDO: ACIDO DEL 93%
DIAMETRO EXT.: 1' 7 1/4"
ALTURA TOTAL: 22' 10"
MATERIAL: FIERRO FUNDIDO
PRESION DE DISEÑO: 13.3 PSIA
TEMPERATURA DE DISEÑO: 167°F

10. SOPLADOR PRINCIPAL

FLUIDO: GASES (SO₂, O₂, N₂ Y
CO₂).
CAPACIDAD DE DISEÑO: 13.624 ACFM
POTENCIA: 600 HP
PRESION DE SUCCION: 13 PSIA
PRESION DE DESCARGA: 20.5 PSIA

11. DOS CAMBIADORES PRIMARIOS

FLUIDO: GASES (SO₂, O₂, N₂,
CO₂)
DIAMETRO EXT.: 5' 7"
ALTURA: 40' 1 1/2"
MATERIAL: ACERO AL CARBON
PRESION DE DISEÑO: 10 PSIG
TEMPERATURA DE ENVOLVENTE: 750°F
TEMPERATURA DE TUBOS: 550°F

12. CAMBIADOR SECUNDARIO

FLUIDO: GASES (SO₂, O₂, N₂,
CO₂)
DIAMETRO EXTERNO: 5' 7"
ALTURA: 32' 1 1/2"
MATERIAL: ACERO AL CARBON
PRESION DE DISEÑO: 10 PSIG
TEMPERATURA DE ENVOLVENTE:
950°F
TEMPERATURA DE TUBOS: 1196°F

13. SOPLADOR DEL CONVERTIDOR

FLUIDO: AIRE
CAPACIDAD DE DISEÑO: 7392 CFM
POTENCIA: 75 HP
PRESION ESTATICA: 34" DE AGUA

14. MEZCLADOR ENFRIADOR

FLUIDO: ACIDO DEL 78%
ALTURA: 35 1/2"
LARGO: 25 1/2"
ANCHO: 24 1/2"

MATERIAL: FIERRO FUNDIDO Y
GRAFICO.

AREA DE TRANSFERENCIAS AMBOS

LADOS: 110 ft²

15. BOMBA PARA ACIDO DEL 93%

FLUIDO: ACIDO DEL 93%

MATERIAL: ALEACION 20 (ALLOY 20)

CAPACIDAD: 50 GPM

CARGA DINAMICA: 40' DE COLUMNA
LIQUIDA.

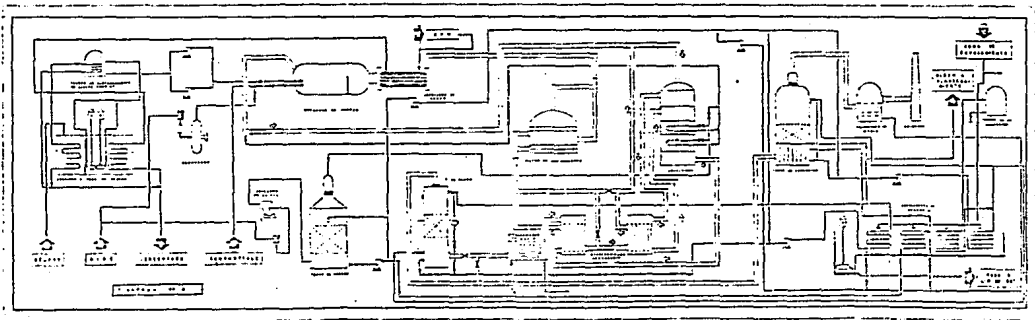
POTENCIA: 3 HP

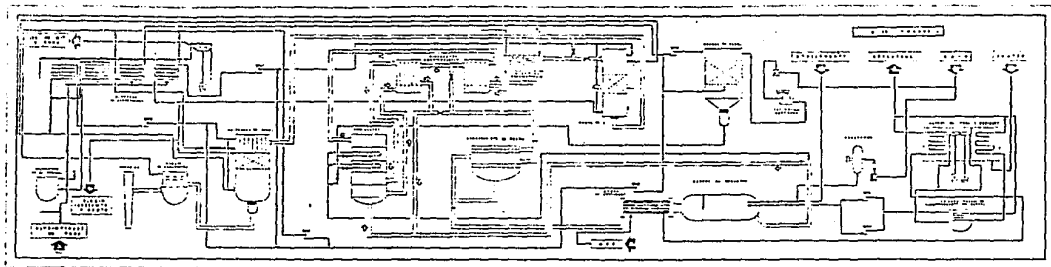
LA FIGURA No. 8 MUESTRA EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LAS
ADAPTACIONES REALIZADAS A LA PLANTA PARA UN CAMBIO DE PROCESO EN
LA ELABORACION DEL ACIDO, A PARTIR DEL CUAL SE OBTUVO LA TABLA
No. 14.

A CONTINUACION SE PRESENTARA EL CALCULO DE LOS EQUIPOS QUE
HAN SIDO INTRODUCIDOS, ASI COMO EL BALANCE DE LA PLANTA Y EL
CHEQUEO DE LOS EQUIPOS EXISTENTES QUE PUEDEN SER UTILIZADOS.

EQUIPO AGREGADO

1. FOSA DE FUNDICION Y ALMACENAMIENTO DE AZUFRE LIQUIDO.
2. (2) BOMBAS DE TRANSFERENCIA DE AZUFRE FUNDIDO.
3. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AZUFRE.
4. (2) BOMBAS DE TRANSFERENCIA AL QUEMADOR.





5. MAMPARAS AL QUEMADOR DE AZUFRE.
6. SOFLADOR PRINCIPAL DEL PROCESO.
7. FILTRO DE GASES CALIENTES.
8. CALDERA DE APROVECHAMIENTO DE CALOR (CHEQUEO DE LA OPERACION DEL EQUIPO EXISTENTE).
9. CAMBIADOR DE CALOR PRIMARIO.
10. CAMBIADOR DE CALOR SECUNDARIO.
11. ENFRIADOR DE GASES.
12. MODIFICACIONES AL SISTEMA DE TUBERIAS.

NOTA: LAS CARACTERISTICAS DE ESTOS EQUIPOS, ESTAN DADOS EN LA SECUENCIA DE CALCULO DEL PROCESO.

a) FOSA DE FUNDICION

(OBRA CIVIL)

PRESION

$$P = K_a \gamma h \text{ ----- (a)}$$

$$K_a = \tan^2 (45^\circ - \phi/2) \text{ ----- (b)}$$

K_a EN BASE A ESTUDIOS DE MECANICA DE SUELOS, PARA SUELO ARENOSO

SUBSTITUYENDO:

$$K_a = \frac{\tan^2 (45 - 25)}{2}$$

$$= \tan^2 (32.50)$$

$$K_a = 0.41$$

$$\gamma = 1.5 \text{ ton/m}^3$$

$$P = 0.41 \times 1.5 \times 1.5 = 0.91 \text{ ton/m}^2$$

EMPUJE TOTAL DEL TERRENO

$$E' = 1/2 Ph \text{ ----- (c)}$$

$$E' = 1/2 \times 0.91 \times 1.50 = 0.68 \text{ T}$$

MOMENTO

$$M = E \times Z = E \times 1/3 h \text{ ----- (d)}$$

$$M = 0.68 \times \frac{1.5}{3} = 0.34 \text{ T-M}$$

DISEÑO DE LA FOSA

$$M = Khd^2 \text{ ----- (e)}$$

$$K' = 1/2 f_c k_c j \text{ ----- (f)}$$

$$j = 1 - (K/3) \text{ ----- (g)}$$

$$= 1 - \frac{0.69}{3} = 0.77$$

$$k_c = \frac{1}{1 + f_s \frac{nf_c}{j}} \text{ ----- (h)}$$

$$k_c = \frac{1}{1 + (2000/8 \times 0.45 \times 250)}$$

$$j = 0.77$$

$$k_c = 0.31$$

$$K' = .5 \times 0.45 \times 250 \times 0.31 \times 0.90 = 15.63$$

DE LA ECUACION (e)

$$d = \sqrt{\frac{M}{K_b}} = \sqrt{\frac{0.34 \times 10^5}{15.63 \times 100}} = 4.66 \text{ cm. PARED DE CONCRETO}$$

RIGE LA ESPECIFICACION MINIMA $d = 10 \text{ cm}$

$$A_s = pbd \text{ ----- (f)}$$

$$= 0.002 \times 100 \times 10 = 2 \text{ cm}^2 \text{ DE AREA DE ACERO.}$$

LA FIGURA # 9 MUESTRA EL DIAGRAMA DE PRESIONES DEL TERRENO CONTRA LA PARED DE LA FOSA.

LAS FIGURAS # 10 Y 11 MUESTRA VISTAS DE PLANTA Y CORTES DE LA FOSA DE FUNDICION DEL AZUFRE.

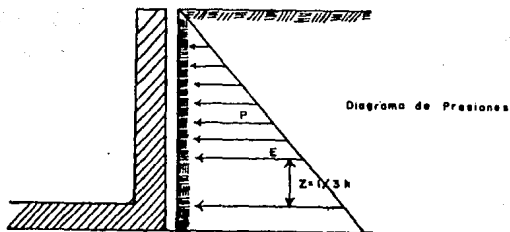


FIG 9

CORTE B-B'

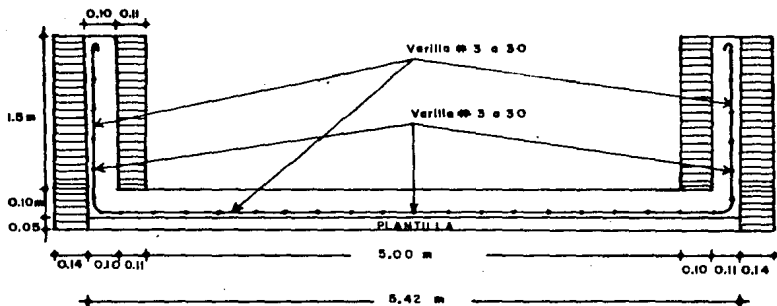
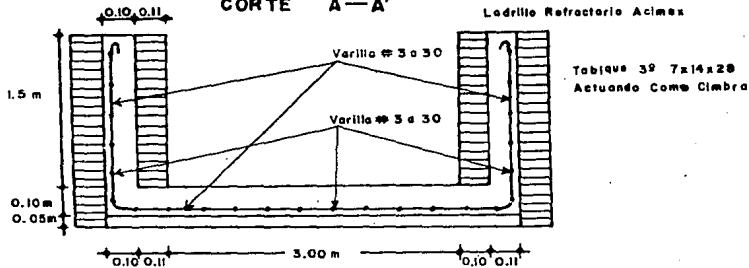


FIG 10

CORTE A-A'



PLANTA

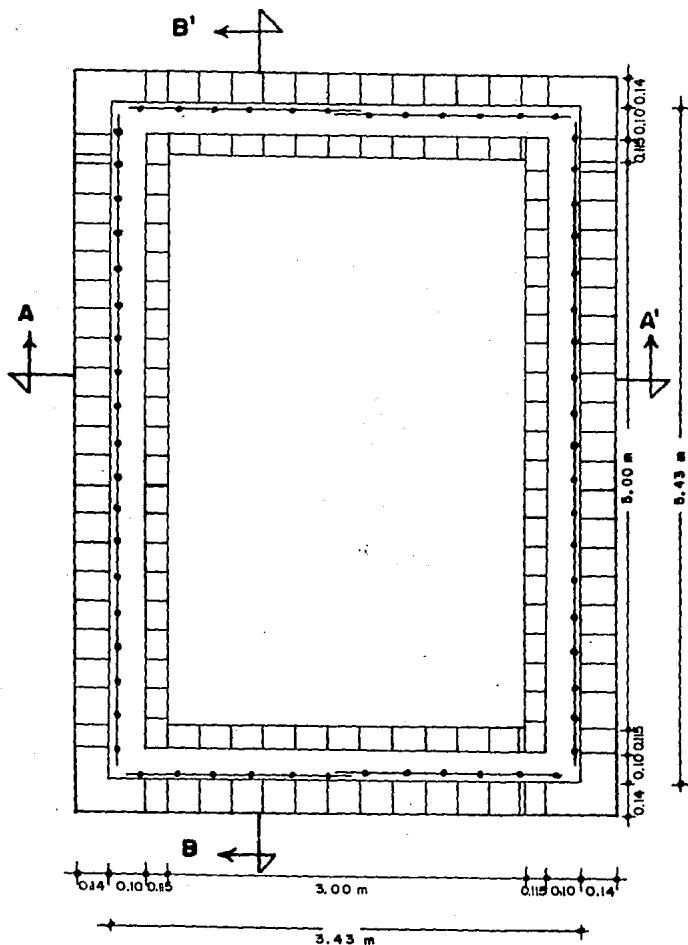


FIG II

1. EXCAVACION.

$$5.73 \text{ m} \times 3.73 \text{ m} \times 1.65 \text{ m} = 35.30 \text{ m}^3$$

2. COMPACTACION AL 95% PROCTO --> 21.40 m²

3. C I M B R A .

a) TABIQUE DE Ca. 5.5 x 12.5 x 26 --> 31.20 m²

b) MADERA -> 28.34 m²

4. A C E R O $f_y = 4200 \text{ kg/cm}^2$

DE 3/8" (12 VARILL. x 8.95 m x 0.560 kg) = 60.14 kg

DE 3/8" (19 VARILL. x 6.95 m x 0.560 kg) = 73.94 kg

DE 3/8" (12 VARILL. x 9.40 m x 0.560 kg) = 63.16 kg

197.24 kg

197.24 kg x 1.05 = 207.10 kg DE ACERO DE REFUERZO

5. C O N C R E T O .

$f'c = 250 \text{ kg/cm}^2$

GRAVA = 3/4"

REVENIMIENTO = 10 cm

17.35 m x 0.10 m x 1.60 m = 2.80 m³

6. P L A N T I L L A .

$f'c = 100 \text{ kg/cm}^2$

h = 0.05 m

5.43 m x 3.43 m = 18.65 m²

7. LADRILLO REFRACTARIO ACIMEX (ANTIACIDO)

16.92 m x 1.50 m = 25.40 m²

b) FUNDIDOR Y FOSA DE AZUFRE

CARGA DE AZUFRE SOLIDO (99% PURO)	3120 lb/h
TEMPERATURA DE CARGA AL FUNDIDOR	77.00°F
TEMPERATURA DE FUSION DEL AZUFRE	235.04°F
TEMPERATURA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO (100 #)	338.00°F
TEMPERATURA DE CONSERVACION DEL AZUFRE	273.20°F

CALCULO DE LA DENSIDAD POR LA ECUACION DE BOYAL.

$$P_1 = \frac{P_c PM}{1_c} \left(\frac{0.0653}{0.773 Z_c} - 0.09 Tr \right) \text{ --- (1)}$$

P_c = 116 ATM

T_c = 1313°K

PM = 32 G/GMOL.

CALCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD CRITICO (Z_c) POR LA ECUACION DE EDMINISTER.

$$Z_c = 0.371 - 0.0343 \frac{\log P_c}{(T_c/T_b)-1} \text{ --- (2)}$$

T_b = 444.6°C = 717.76°K

CALCULANDO (2) ; Z_c = 0.2856

SI T_r = T/T_c = 0.5467

SUBSTITUYENDO Y CALCULANDO EN (1):

P₁ = 0.3473 g/ml = 21.696 lb/ft³

DIMENSIONES INTERNAS DE LA FOSA DE FUNDICION Y ALMACENAMIENTO:

ALTO: 5 ft
 ANCHO: 10 ft
 LARGO: 16.4 ft
 VOL.: 820 ft³

TAPA DE PLACA DE 1/4" DE FIERRO FUNDIDO DIVIDIDA EN SECCIONES PARA DAR MANTENIMIENTO A UNA ZONA DETERMINADA DE LA FOSA, SIN PARAR EL AREA DE FUNDICION.

CALCULO DEL SERPENTIN DE LA ZONA DE FUNDICION Y DEL TIEMPO DE FUNDICION Y ALCANCE DE LA TEMPERATURA DE ALMACENAMIENTO.

$$\begin{aligned}
 Q \text{ AZUFRE} &= W (C_{p_s} \Delta T) + \lambda_f + (C_{p_l} \Delta T) \quad \text{--- (3)} \\
 &= 3120 (0.1765 \times 158.04) + 540 + (0.41) (38.16) \\
 &= 1,820,643.72 \text{ BTU/H}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ VAPOR} = W \lambda_v \quad \text{--- (4)}$$

$$\text{DESPEJANDO } W \text{ DE (4): } W = Q / \lambda_v \quad \text{--- (5)}$$

$$W = \frac{1,820,643.72 \text{ BTU/H}}{1189.6 \text{ BTU/lb}}$$

W = 1,530.4671 lb/H DE VAPOR DE 100 PSIG

CALCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA

CONSIDERANDO FLUJO PARALELO:

$$\text{MLTD} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \quad \text{--- (6)}$$

$$= \frac{(338 - 77) - (338 - 273.2)}{\ln \frac{(338 - 77)}{(338 - 273.2)}} = 140.825 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CONSIDERANDO FLUJO A CONTRA CORRIENTE:

$$\text{MLTD} = \frac{(t_1 - t_2) - (T_1 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_1 - t_1)}} \quad (7)$$

$$= 140.825 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{MLTD GLOBAL} = 140.825 \text{ } ^\circ\text{F}$$

FLUIDO CALIENTE

TUBOS: VAPOR

TUBO 3"Ø CED 40, DE 8' DE LONGITUD CADA TRAMO

$$a'_t = 7.38 \text{ in}^2$$

$$a_t = 7.38/144 = 0.0513 \text{ ft}^2$$

$$\text{MASA VELOCIDAD } G'_t = W/a_t \quad (8)$$

$$= 1,530.4671/0.0513 = 29,833.67 \text{ b/h ft}^2$$

$$\mu_t = (0.0165 \text{ cp}) \times 2.42 = 0.0399 \text{ lb/ft h}$$

$$d_t = 3.068/12 = 0.2557 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = d_t G'_t / \mu_t \quad (9)$$

$$\begin{aligned}
 &= (0.2557) (29,833.67) / (0.0399) \\
 &= 191,189.6884 \text{ (FLUJO TURBULENTO)} \\
 \\
 jH &= 280 \\
 Pr^{1/3} &= (C_{p\mu}/k)^{1/3} = 0.07 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)} \\
 \\
 h_i &= jH Pr^{1/3} / d_t \text{ ----- (10)} \\
 &= (280) (0.07) / 0.2557 \\
 &= 76.6523 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \\
 OD &= 3.50" \\
 \\
 h_{io} &= h_i \times ID/OD \text{ ----- (11)} \\
 &= (76.6523) (3.06 / 3.50) \\
 &= 67.1912 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

FLUIDO FRIO

FOSA = AZUFRE

SUPONEMOS : $h_o = 80 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 &h_{io} \\
 \\
 t_w &= t_m + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_m - t_m) \text{ ----- (12)} \\
 &= 175.1 + \frac{67.1912}{(67.1912) + 80} (338 - 175.1) \\
 &= 249.462 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$t_f = 1/2 (t_w + t_m) \text{ ----- (13)}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1/2 (249.462 + 175.1) \\
 &= 212.28 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta t &= 74.362 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 (\Delta t / d_o) &= 74.362 / 3.5 = 21.246
 \end{aligned}$$

DE LA GRAFICA PARA CONVECCION LIBRE:

$$h_o = 80, \text{ LA CUAL COINCIDE CON EL VAPOR SUPUESTO}$$

$$U_c = \frac{(h_o) (h_{io})}{(h_o) + (h_{io})} \text{ --- (14)}$$

$$= \frac{(80) (67.1912)}{(80) + (67.1912)} \text{ --- (15)}$$

$$= 36.519 \text{ BTU/h ft } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.002 \text{ ---> TABLA 12 (KERN)}$$

$$h_d = 1/0.002 = 500$$

$$U/d = \frac{(U_c) (h_d)}{(U_c) + (h_d)} \text{ --- (15)}$$

$$= \frac{(36.519) (500)}{(36.519) + (500)}$$

$$= 34.0334 \text{ BTU/h ft}^\circ\text{F}$$

DE LA ECUACION DE FOURIER

$$Q = U_d A_t \Delta t \text{ --- (16)}$$

$$A_t = Q / U_d \Delta t \text{ --- (17)}$$

$$= \frac{1,820,643.72}{(34.0334) (140.825)}$$

$$A_t = 379.874 \text{ ft}^2$$

$$\text{SUPERFICIE EXTERNA POR PIE LINEAL:} = 0.917 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

LONGITUD DE TUBO REQUERIDA

$$L = \frac{A_t}{\text{SUP. EXT.}} \text{ (18)}$$

$$L = \frac{379.874}{0.917} = 414.257 \text{ ft LINEALES}$$

POR LO QUE SE FORMARAN 4 SERPENTINES DE 13 TRAMOS RECTOS DE 8' CADA UNO CON UNION SECUENCIAL DE HORQUILLAS, CONECTADAS EN PARALELO DENTRO DE LA ZONA DE FUNDICION, LA CUAL ABARCA 5 PIES DE ANCHO.

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN CADA SISTEMA.

ECUACION DE Mc ADAMS PARA FLUJO TURBULENTO.

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}} \text{ (19)}$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(191,189.6884)^{0.42}}$$

$$= 0.0051$$

$$\rho = 30 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_t = \frac{4 G^2 L}{2 g \rho^2 D} \text{ (20)}$$

$$= \frac{4(0.0051) (29,833.67)^2 (104)}{2 \times 4.18 \times 10^8 (30)^2 (0.2557)}$$

$$= 0.0098 \text{ ft}$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.0098) \times (30)}{144}$$

$$\Delta P_t = .002 \text{ PSI}$$

CALCULO DE LOS SERPENTINES PARA EL MANTENIMIENTO
DEL CALOR EN EL RESTO DE LA FOSA.

DIMENSIONES DE LA FOSA DE ALMACENAMIENTO:

ALTO: 5ft

ANCHO: 10ft

LONBITUD: 16.4ft

TEMPERATURA DE ALMACENAMIENTO DEL AZUFRE 273.20°F

EL SERPENTIN ESTA FORMADO CON TUBERIA IPS DE 1 1/2" Ø

Y CON UNA TEMPERATURA AMBIENTE MEDIA DE 77°F.

CALCULO DEL CALOR PERDIDO POR LA FOSA A LA ATMOSFERA CONSIDERANDO
QUE LA FOSA CONTIENE TAPA DE PLACA DE 1/4" DE ESPESOR.

ECUACION DE Mc ADAMS PARA PLACAS HORIZONTALES CON CONEXIONES
HACIA ABAJO.

$$h_c = 0.38 \Delta t^{0.25} \text{ --- (23)}$$

$$= 0.38 (273.2 - 77)^{0.25}$$

$$= 1.4222 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CALCULO DE LAS PERDIDAS POR RADIACION (2 PLACAS INFINITAMENTE GRANDES).

$$h_r = 0.173 \epsilon \left[\frac{(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4}{T_1 - T_2} \right] \text{ --- (24)}$$

EMISIVIDAD DE ACERO AL CARBON $\epsilon = 0.94$

$$= \frac{0.173 \times 0.94 (7.332)^4 - (5.37)^4}{196.2}$$

$$h_r = 0.0207 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

PERDIDAS COMBINADAS:

$$h_c + h_r = 1.4222 + 0.0207 = 1.4429 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

AREA TOTAL DE PERDIDA = 164 ft²

$$Q = (h_c + h_r) A \Delta t \text{ --- (25)}$$

$$= (1.4429) (164) (196.2)$$

$$= 46,427.90 \text{ BTU/h}$$

SE EMPLEARA VAPOR DE 100 PSIG SATURADO CON UNA TEMPERATURA DE 338°F.

$$\frac{\Delta t}{d_o} = \frac{338 - 273.2}{1.9} = 34.1053$$

$$t_f = \frac{338 + 273.2}{2} = 305.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

h_o DE LA FIGURA PARA CONVECCION LIBRE FUERA DE TUBOS.

$$h_o = 145 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \quad (14)$$

$$= \frac{(1500)(145)}{(1500) + (145)} = 132.2188 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = .002 \text{ ---> TABLA 12 KERN}$$

$$h_d = 1/.002 = 500$$

$$U_d = \frac{U_c h_d}{U_c + h_d} \quad (15)$$

$$= \frac{(132.2188)(500)}{(132.2188) + (500)} = 104.5673 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

SUPERFICIE TOTAL

$$A = \frac{Q/U_d \Delta t}{\quad} \quad (17)$$

$$= \frac{46,427.90}{(104.5673)(64.8)} = 6.8519 \text{ ft}^2$$

SUPERFICIE EXTERNA POR PIE LINEAL: = 0.498 ft²/ft LINEAL.

LONGITUD DE TUBERIA REQUERIDA

$$L = \frac{A}{\text{SUP. EXT.}} \quad (18)$$

$$= \frac{6.8519}{0.498} = 13.76 \text{ ft.}$$

ESTO IMPLICA 2 SERPENTINES DE 1 HORQUILLA CADA UNO CON LONGITUD DE 3 ft DE TRAMO RECTO Y 7 ft DE LONGITUD TOTAL CADA UNO.

CANTIDAD DE VAPOR REQUERIDO

$$\begin{aligned}
 W &= Q/\lambda \text{ ----- (5)} \\
 &= \frac{46,427.90 \text{ BTU/h}}{1189.6 \text{ BTU/lb}} = 39.03 \text{ lb/h}
 \end{aligned}$$

CAIDA DE PRESION EN CADA SISTEMA

$$\begin{aligned}
 Re_t &= D G_t / \mu \text{ ----- (9)} \\
 &= (0.1342) (2823.53) / .0399 = 9,496.7 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}
 \end{aligned}$$

ECUACION DE Mc ADAMS PARA FLUJO TURBULENTO

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}} \text{ ----- (19)}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{(9496.7)^{0.42}} = 0.0091$$

$$\rho = 30 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta f_t = \frac{4f G_t^2 L}{2 g \rho^2 D} \text{ ----- (20)}$$

$$= \frac{4 (.0091) (9496.7)^2 (7)}{2 \times 4.18 \times 10^8 \times (30)^2 \times (.1342)} = 0.00025 \text{ ft}$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00025) \times (30)}{144} = 0.00005 \text{ PSI}$$

DATOS GLOBALES DE LA FOSA DE FUNDICION

CARGA AL FUNDIDOR	3120 lb/h
TEMPERATURA DE LA FOSA	273.20 °F
CANTIDAD TOTAL DE VAPOR DE EMPLEADA.	1,570.4671 lb/h
CANTIDAD DE CONDENSADO PRODUCIDO	1,570.4671 lb/h
PRESION DEL AZUFRE	ATMOSFERICA

C) SISTEMA DE BOMBEO DE TRANSFERENCIA DE LA FOSA AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

ESPECIFICACIONES:

2 BOMBAS VERTICALES, TIPO POMONA (ESPECIAL PARA MANEJO DE AZUFRE FUNDIDO). FUNCIONANDO EN RELEVO:

TANQUE DE 12 TONELADAS DE CAPACIDAD --> 34.542 M3 , $\phi = 13\text{ft}$ Y

H = 9ft

TUBERIA 2" ϕ CON CHAQUETA DE VAPOR DE 3" ϕ

CED. 40 DE ACERO AL CARBON

W = 52 LB/min = 17.9 GAL/min = 2.3938 ft³/min

$$Q' = A'v \rightarrow v = \frac{Q'}{A'} \text{----- (26)}$$

$$v = \frac{2.3938 \text{ ft}^3 / \text{min}}{0.0233 \text{ ft}^2} = 102.74 \text{ ft/min.}$$

$$= 1.7123 \text{ ft/seg.}$$

$$Re = \frac{dG'}{\mu} = \frac{(0.1722)(133,905.58)}{(1.7) \times (2.42)} = 5,604.90 \quad (\text{regimen transicional})$$

BALANCE DE ENERGIA POTENCIAL

$$\Delta Z = 13.12 - 0 = 13.12 \text{ft}$$

DIF. DE PRESIONES

$$\Delta P/\rho = \frac{(50 - 0) \cdot 144}{21.7 \text{ lb/ft}^3} = 331.80 \text{ft}$$

BALANCE ENERGIA CINETICA.

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} = \frac{(1.7123 - 0)^2}{2(1) \times (32.2)} = 0.0455 \text{ft}$$

FRICCIONES

Re	=	5,604.90	L	=	31.16ft
E/D	=	.0009	Acc.	=	294.84ft
f	=	0.039	LEQ	=	326.00ft

$$HF_s = \frac{f' v^2 LEQ}{2 g_c D} \quad (27)$$

$$= \frac{0.039 \times (1.7123)^2 \times 326.0}{64.4 \times 0.1722} = 3.3614 \text{ft}$$

$$H = \Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + HF_s \quad (28)$$

$$= 13.12 + 331.8 + 0.455 + 3.3614 \text{ft}$$

= 348.32ft DE CABEZA PARA LA BOMBA

POTENCIA DE LA BOMBA.

$$\text{bHP} = \frac{Q' \times H \times S}{3960 \times \eta} \quad (29)$$

DONDE:

$$Q = 17.9 \text{ GAL/MIN}$$

$$H = 348.32'$$

$$S = .3473$$

$$\eta = 0.6$$

$$\text{bHP} = \frac{17.9 \times 348.32 \times 0.3473}{3960 \times 0.6} \quad \text{bHP} = 0.91 \text{ HP CADA BOMBA.}$$

DE ACUERDO A LAS ESPECIFICACIONES DE LA API, EL MOTOR REQUERIDO SERA UN MOTOR VERTICAL A PRUEBA DE EXPLOSION DE 1.5 HP.

d) TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AZUFRE LIQUIDO Y BOMBAS DE TRANSFERENCIA.

TANQUE:

$$\text{CAPACIDAD} = 12 \text{ TONELADAS} = 34.542 \text{ M}^3$$

$$\text{DIAMETRO} = 13 \text{ ft}$$

$$\text{ALTURA} = 9 \text{ ft}$$

PRESION DEL RECIPIENTE 20 PSI. FABRICADO EN ACERO AL CARBON SA 285 GRADO C; CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C \quad (30)$$

DONDE:

$$S = 13,700 \text{ PSI}$$

$$E = 0.9$$

$$R = 78"$$

$$P = 20 \text{ \#}$$

$$C = 0.125"$$

$$t = \frac{(50) \times (78)}{(13,700) \times (.9) - (0.6 \times 50)} + 0.125 = 0.44"$$

POR LO TANTO

PLACA DE 7/16"
=====

TAPA TIPO SEMIELIPSOIDAL

$$D/h = 6 \rightarrow h = 2.17 \text{ ft}$$

$$K = 1/6 \times (2 + (D/2 \times h)^2) - - (31)$$

$$K = 1/6 (2 + (156/2(26))^2)$$

$$K = 1.83$$

$$t = \frac{PK}{2SE - 0.2P} + 0.125 - - - - - (32)$$

$$t = \frac{(50) \times (156) \times (1.83)}{2(13,700) \times (.9) - (0.2 \times 50)} + 0.125 = 0.70"$$

POR LO TANTO

PLACA 3/4"
=====

CON RECUBRIMIENTOS AHULADO DE POLIFLORURO DE VINILO.

CALCULO DEL SERPENTIN DE CALENTAMIENTO.

CALCULO DEL CALOR PERDIDO POR EL TANQUE POR CONVECCION NATURAL.

$$h_c = 0.3 \Delta T^{0.25} - - - - - (33)$$

$$= 0.3 (273.2 - 77)^{0.25} = 1.1228 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

PERDIDAS POR RADIACION

$$hr = 0.173 E \left[\frac{(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4}{T_1 - T_2} \right] \text{ --- (24)}$$

EMISIVIDAD DE ACERO AL CARBON E = 0.94

$$hr = \frac{0.173 \times 0.94 ((7.332)^4 - (5.37)^4)}{196.2}$$

$$hr = 0.0207 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

PERDIDAS COMBINADAS: $hc + hr = 1.1228 + 0.0207 = 1.1435 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

AREA TOTAL DE PERDIDA DE CALOR 500.2995 ft^2

PERDIDA TOTAL DE CALOR

$$Q = (hc + hr) A \Delta T \text{ --- (25)}$$

$$Q = (1.1435) \times (500.2995) \times (196.2) = 112,244.5442 \text{ BTU/h}$$

SE EMPLEARA VAPOR DE 100 PSIG SATURADO CON UNA TEMPERATURA DE 338°F CON TUBERIA DE 1 1/2" Ø IPS, CED. 40

$$\frac{\Delta t}{do} = \frac{338 - 273.2}{1.9} = 34.1053$$

$$t_f = \frac{338 + 273.2}{2} = 305.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

hc DE LA FIGURA PARA CONVECCION LIBRE FUERA DE TUBOS

$$hc = 145 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \quad h_o}{h_{io} + h_o} \text{ ----- (14)}$$

$$= \frac{(1500) \times (145)}{(1500) + (145)} = 132.2188 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.002 \text{ -----} \rightarrow \text{ TABLA 12 KERN}$$

$$h_{di} = 1/0.002 = 500$$

$$U_d = \frac{U_c \quad h_d}{U_c + h_d} \text{ ----- (15)}$$

$$= \frac{(132.2188) \times (500)}{(132.2188) + (500)} = 104.5673 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

SUPERFICIE TOTAL:

$$A_t = \frac{Q}{U_d \Delta t} \text{ ----- (17)}$$

$$A_t = \frac{112,244.5442}{(104.5674) \times (64.8)} = 16.5651 \text{ ft}^2$$

SUPERFICIE EXTERNA POR PIE LINEAL: = 0.498 ft²/ft LINEAL

LONGITUD DE TUBERIA REQUERIDA

$$L = \frac{A}{\text{SUP. EXT.}} \text{ ----- (18)}$$

$$L = \frac{16.5651 \text{ ft}^2}{0.498 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 33.263 \text{ ft}$$

LA CUAL QUEDA CONSTITUIDA POR 2 SERPENTINES DE 16.5 ft DE LONGITUD FORMADO POR 2 HORQUILLAS CADA UNO, CON UNA LONGITUD DE LA PARTE RECTA DE 5 PIES.

CANTIDAD DE VAPOR REQUERIDO

$$W = Q/\lambda \text{ ----- (5)}$$

$$W = \frac{112,244.542 \text{ BTU/h}}{1189.6 \text{ BTU/lb}} = 94.3866 \text{ lb/h}$$

CAIDA DE PRESION EN CADA SISTEMA:

$$Re_t = \frac{D G'_t}{\mu} \text{ ----- (9)}$$

$$= (0.1342) \times (3352.94) / .0399 = 11,277.307 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

ECUACION DE Mc ADAMS PARA FLUJO TURBULENTO

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}} \text{ ----- (19)}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{(11,277.307)^{0.42}} = .00874$$

$$\rho = 30 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_t = \frac{4 f G'_t{}^2 L}{2g \rho^2 D} \text{ ----- (20)}$$

$$= \frac{4(.00874) \pi (3382.94)^2 \times (16.5)}{2 \times 4.18 \times 10^8 (30)^2 \times (.1342)} = .00006 \text{ ft}$$

$$\Delta P_t = \frac{(.00006) (30)}{144} = 0.0000134 \text{ PSI}$$

2 BOMBAS DE TRANSFERENCIA AL QUEMADOR VERTICAL, TIPO POMONA
(ESPECIAL PARA MANEJO DE AZUFRE) FUNCIONANDO EN RELEVO.

PRESION DE ATOMIZACION: 140 PSIG.

TUBERIA DE 2" Ø, CED. 40 DE ACERO AL CARBON CON CHAQUETA DE VAPOR
DE 3" Ø.

$$W = 52 \text{ lb/min} = 17.9 \text{ GPM} = 2.3938 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$v = Q' / A' \text{ ----- (26)}$$

$$= \frac{2.3938}{.0233} = 102.74 \text{ ft/min o } 1.7123 \text{ ft/seg}$$

$$Re = \frac{d v \rho}{\mu} = \frac{(0.1722) \times (133,905.58)}{(1.7) \times (2.42)} = 5,604.9 \text{ (R. TRANSICIONAL.)}$$

BALANCE DE ENERGIA POTENCIAL

$$\Delta Z = 7 - 0 = 7'$$

DIFERENCIA DE PRESION

$$\Delta P/e = \frac{(140 - 50) \times 144}{21.7} = 579.24 \text{ ft}$$

BALANCE DE ENERGIA CINETICA

$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = \frac{(1.7123 - 0)^2}{2 \times (1) \times (32.2)} = 0.0455 \text{ft}$$

FRICCIONES.

Re = 5,604.9

L = 36'

E/D = 0.0009

Acc. = 1000'

f = 0.039

Leq. = 1036'

$$HF_s = \frac{f' v^2 L_{eq}}{2 g_c D} \quad (27)$$

$$= \frac{(0.039) \times (1.7023)^2 \times (1036)}{64.4 \times 0.1722} = 10,682.3 \text{ft}$$

CABEZA DE LA BOMBA:

$$H = \Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + HF_s \quad (28)$$

$$= 7 + .0455 + 1068.23 + 597.24 = 614.97'$$

$$bHP = \frac{Q \times H \times S}{3960 \times \eta} \quad (29)$$

DONDE:

Q = 17.9 GPM

H = 614.97ft

Sg = .3473

η = 0.6

$$= \frac{17.9 \times 614.97 \times .3473}{3960 \times .6} \text{ bHP} = 1.61 \text{ HP CADA BOMBA}$$

DE ACUERDO A ESPECIFICACIONES DE LA API, EL MOTOR REQUERIDO SERA UN MOTOR VERTICAL A PRUEBA DE EXPLOSION 2 HP.

e) HORNO DE DESCOMPOSICION

DATOS ACTUALES:

DIAMETRO INTERNO DE LA CORAZA = 14 ft
 DIAMETRO INTERNO TABIQUE = 12.5 ft
 LONGITUD DEL CUERPO = 52 ft
 MATERIAL DEL CUERPO = FIERRO FUNDIDO (e=1")
 TEMPERATURA DE DISEÑO = 650°F DE LA CO-
 RAZA EXTERNA.

RECUBRIMIENTO DE LADRILLO REFRACTARIO PARA 2300°F Y LADRILLO REFRACTARIO DE 60% ALUMINA.

TEMPERATURA DE SALIDA DE GASES = 2000°F

MODIFICACIONES SOBRE EL HORNO DE DESCOMPOSICION.

A) QUEMADORES Y BAFLES.

ACTUALMENTE CUENTA CON TRES QUEMADORES Y UNA MAMPARA DE

TABIQUE REFRACTARIO, ESTO ES DEBIDO A QUE LOS 3 QUEMADORES PRODUCEN LA TURBULENCIA ADECUADA PARA UN BUEN MEZCLADO DE GASES Y LA MAMPARA UNICAMENTE AYUDA A ELLO Y SIRVE ADEMAS PARA HACER EL ENCENDIDO DEL AZUFRE DURANTE EL ARRANQUE DE LOS QUEMADORES.

MODIFICACIONES PROPUESTAS:

EL NUMERO DE QUEMADORES SE REDUCIRA A 2; EL PRIMERO PARA COMBUSTIBLE, EL CUAL SERVIRA PARA EL CALENTAMIENTO Y ARRANQUE DEL HORNO Y EL SEGUNDO, PARA QUEMAR EL AZUFRE, DE MANERA QUE UNICAMENTE FUNCIONARA UNO DE LOS DOS Y POR LO TANTO, SERA NECESARIO AGREGAR 2 MAMPARAS MAS CON DIFERENTE DISPOSICION DEL CLARO PARA LOGRAR UNA TURBULENCIA ADECUADA.

DISTANCIA A PARTIR DEL LADO RECTO DEL HORNO DE LA PRIMERA MAMPARA 14ft

DISTANCIA ENTRE CADA MAMPARA: 11 ft.

CLARO POR BAFLE: 38 ft²

DATOS DE FLUJO CORREGIDOS:

AZUFRE: 52 lb/min.

OXIGENO TEORICO REQUERIDO: $S + O_2 \rightarrow SO_2$

$$\text{CANT. DE } O_2 = \frac{52 \times 32}{32} = 52 \text{ lb/min} = 1.625 \text{ lb mol/min}$$

CANTIDAD DE SO_2 PRODUCIDO = 104 lb/min = 1.625 lb mol/min

CALCULO DE LA CANTIDAD TEORICA DEL AIRE REQUERIDO

COMPOSICION DEL AIRE:

21% OXIGENO Y 79% NITROGENO

SE TIENEN 1.625 lb mol/min DE O₂ LO CUAL EQUIVALE A 583.375 SCF (SARBIENDO QUE 1 lb mol EQUIVALE A 359 SCF).

$$\text{CANTIDAD DE AIRE SECO} = \frac{583.375}{0.21} = 2,777.98 \text{ SCFM}$$

PORCENTAJE DE EXCESO DE AIRE: 100 %

CANTIDAD DE AIRE TOTAL = 5,555.96 SCFM

CONTENIDO DE OXIGENO = 1,166.75 SCFM

CONTENIDO DE NITROGENO = 4,389.21 SCFM

COMPOSICION DEL GAS DE COMBUSTION.

% MOL = % VOL

SO ₂	583.375	SCFM	10.00
O ₂	583.375	SCFM	10.00
N ₂	4,389.215	SCFM	80.00
	-----	-----	-----
	5,555.96	SCFM	100.00

PARA COMPOSICION DEL 10% DEL SO₂ EN LOS GASES DE COMBUSTION LA TEMPERATURA TEORICA DE FLAMA ES DE 1742°F (950°C), SIENDO ESTA LA TEMPERATURA DE SALIDA.

LA PRESION DE SALIDA DEL HORNO ES DE 250" DE H₂O.

LA PRESION DE INYECCION DEL AIRE ES DE 254" DE AGUA.

CHEQUEO DE LA TEMPERATURA DE LA CORAZA METALICA DEL HORNO
SABIENDO QUE LA TEMPERATURA EXTERNA PUEDE SER MANTENIDA EN 90°F
POR EL AIRE AMBIENTE CON UNA TEMPERATURA DE 77°F.

TABIQUE REFRACTARIO $k = 6.3 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ 9" DE LONGITUD

TABIQUE 60% ALUMINA $k = 2.5 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$ 9" DE LONGITUD

CALCULO DE LA RESISTENCIA AL FLUJO DE CALOR.

BASE: 1 ft² DE AREA DE TRANSFERENCIA

$$R_T = L/ka \text{ --- (34)}$$

PARA EL TABIQUE REFRACTARIO DE 2300°F

$$R_T = (9/12)/(6.3) (1) = 0.12 \text{ h }^\circ\text{F/BTU}$$

PARA EL TABIQUE 60% ALUMINA:

$$R_T = (9/12)/2.5 (1) = 0.30 \text{ h }^\circ\text{F/BTU}$$

PARA LA PLACA DE METAL:

$$R_T = (1/12)/26 (1) = 0.0032 \text{ h }^\circ\text{F/BTU}$$

$$R_T = 0.4232 \text{ h }^\circ\text{F/BTU}$$

PERDIDAS DE CALOR/ft² DE PARED:

$$Q = \Delta t/R_T \text{ --- (35)}$$

$$= (1742 - 90) / 0.4232 = 3903.59 \text{ BTU/h}$$

TEMPERATURAS INDIVIDUALES DE LAS CAPAS:

DE LA ECUACION (35) DESPEJANDO Δt : $\Delta t = Q R_T$

PARA EL LADRILLO REFRACTARIO:

$$\Delta t = (3903.59) \times (.12) = 468.43, t_1 = 1742 - 468.43 = 1273.57^\circ\text{F}$$

PARA EL LADRILLO DE 60% ALUMINA:

$$\Delta t = (3903.59) \times (.30) = 1171.08, t_2 = 1273.57 - 1171.08 = 102.49^\circ\text{F}$$

PARA LA PARED EXTERNA DE LA PLACA DEL HORNO:

$$T = (3903.59) \times (0.0032) = 12.49, t_3 = 102.49 - 12.49 = 90^\circ\text{F}$$

POR LO QUE LAS TEMPERATURAS A AMBAS CARAS DE LA CORAZA DEL HORNO SON INFERIORES A LA TEMPERATURA DE DISEÑO. POR LO TANTO, DICHO HORNO PUEDE SER EMPLEADO EFECTUANDO LAS MODIFICACIONES PLANTEADAS ARRIBA Y CAMBIANDO LA BOQUILLA DEL QUEMADOR DE AZUFRE, LA CUAL SE ENCUENTRA AGRIETADA.

1) CALDERA DE APROVECHAMIENTO DEL CALOR DE LOS GASES DE DESECHO.

DATOS ACTUALES:

TIPO: TUBOS DE HUMO

LONGITUD: 33 ft - 33"

DIAMETRO DE LOS CABEZALES: 8 ft - 6"
 DIAMETRO DEL CUERPO: 6 ft
 CAPACIDAD: 20 500 lb/h
 SUPERFICIE DE CALEFACCION: 2,960 ft²
 PRESION DE DISEÑO: 550 PSIG
 TEMPERATURA DE ENTRADA DE LOS GASES: 2000°F
 TEMPERATURA DE SALIDA DE LOS GASES: 700°F
 FLUJO DE GASES: 49,572 lb/h

CALCULO DE LA CALDERA CON EL SISTEMA MODIFICADO PARA PRODUCCION
 DE VAPOR SATURADO DE 150 PSIG

DATOS:

CANTIDAD DE GAS = 5,555.96 SCFM = 15.48 lb mol/min = 29714.326 lb/h
 t₁ ENTRADA = 1742°F
 t₂ SALIDA = 400°F
 P ENTRADA = 250" H₂O
 t₁ DE AGUA = 77°F
 T₂ SALIDA VAPOR = 366°F
 CALOR DE VAPORIZACION = 857 BTU/lb

BALANCE DE CALOR:

$$\begin{aligned}
 Q &= W C_p \Delta T \text{ ----- (36)} \\
 &= (29714.326) \times (0.24) \times (1742 - 400) = 9,570,390.12 \text{ BTU/h}
 \end{aligned}$$

CANTIDAD DE VAPOR PRODUCCION:

$$W = Q / (C_p \Delta T + \lambda) \text{ ----- (37)}$$

$$= 9,570,390.12 / (1 \times (366 - 77) + 857) = 8,351.13 \text{ lb/h}$$

POR EL LADO DE LA CORAZA:

$$ID = 6 \text{ ft} = 84"$$

ESPACIADO DE LOS BAFLES: 3 ft CON UN PASO

POR EL LADO DE TUBOS:

$$\begin{aligned} \text{NUMERO DE TUBOS} &= \frac{\text{AREA DE CALIEFACCION}}{\pi \text{do } L} \quad \text{--- (38)} \\ &= \frac{2960 \text{ ft}^2}{\pi (1.5/12) \times 30} \\ &= 251 \text{ TUBOS DE BWG} = 1 \frac{1}{2}" , 12 \text{ BWG, } 1 \frac{7}{8}" \text{ PITCH CUADRADO 1 PASO} \end{aligned}$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA (MLTD) CON FLUJO A CONTRA CORRIENTE:

$$\begin{aligned} \text{MLTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad \text{--- (7)} \\ &= \frac{(1742 - 77) - (400 - 366)}{\ln \frac{1665}{34}} = 419.15^\circ\text{F} \end{aligned}$$

CALCULO DEL AREA DE FLUJO POR EL LADO DE LA ENVOLVENTE

$$a_s = \frac{D_s \text{ C' B}}{144 \text{ Pt}} \quad \text{--- (39)}$$

$$= \frac{83 \times (0.25) \times 36}{144 \times (1 \frac{7}{8})} = 2.80 \text{ ft}^2$$

CALCULO DE LA MASA VELOCIDAD POR EL LADO DE LA ENVOLVENTE

$$G'_{\text{S}} = \frac{W}{a_{\text{S}}} \quad (40)$$

$$= \frac{8,351.13}{2.8} = 2,982.54 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION POR EL LADO DE LA ENVOLVENTE

$$\Delta P_{\text{S}} = \frac{f G'_{\text{S}}{}^2 D_{\text{S}} (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_{\text{eS}} \theta_0} \quad (41)$$

CALCULO DEL FACTOR DE FRICCION (f)

$$Re_{\text{S}} = \frac{D_{\text{eS}} G'_{\text{S}}}{\mu} \quad (42)$$

$$= \frac{(1.48/12) \times 2,982.54}{(0.15) \times (2.42)} = 1013.35 \text{ (FLUJO LAMINAR)}$$

$$f = 0.00325 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$S = 0.88$$

$$D_{\text{S}} = 6 \text{ ft}$$

$$\text{No. DE CRUCES} = N + 1 = 12 \text{ L/B} \quad (43)$$

$$= 12 (30)/36 = 10 \text{ CRUCES}$$

POR LO TANTO SE TIENEN 9 BAFLES

$$\Delta P_s = \frac{(0.00325) \times (2,982.54)^2 \times (6) \times (10)}{5.22 \times 10^{10} \times 0.1233 \times (0.88) \times (1)} = 0.00306 \text{ PSI}$$

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION POR EL LADO DE LOS TUBOS

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_t \phi_t} \quad (44)$$

CALCULO DE LA MASA VELOCIDAD POR EL LADO DE LOS TUBOS

$$G'_t = W / a_t \quad (45)$$

$$a_t = Nt a'_t / 144 n \quad (46)$$

$$= (251) \times (1.29) / 144 \times (1) = 2.25 \text{ ft}^2$$

$$G'_t = (29714.326) / (2.25) = 13214.932 \text{ lb/h ft}^2$$

CALCULO DE REYNOLDS

$$Re_t = D G'_t / \mu \quad (47)$$

$$= (1.28/12) \times (13214.932) / (0.0302) \times (2.42) = 19,287.296 \text{ FLUJO (TURBULENTO)}$$

$$f = 0.0026 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.0026) \times (13214.932)^2 \times 30 \times (1)}{5.22 \times 10^{10} \times 0.1067 \times 0.0087 \times (1.9)}$$

$$\Delta P_t = 0.31 \text{ lb/in}^2 = 8.58 \text{ in DE H}_2\text{O}$$

POR LO QUE LA PRESION DE SALIDA SERA = 241.42 in H₂O

DE MANERA QUE LA CALDERA ACTUAL SI PUEDE SER EMPLEADA, TENIENDO UN COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR TOTAL (Ud) IGUAL A 7.71 BTU/h ft² °F, EFECTUANDOLE UNA LIMPIEZA TOTAL ANTES DE PONERLA NUEVAMENTE A FUNCIONAR. Y CON LA SECUENCIA DE OPERACION DESCRITA EN EL ESQUEMA FUNCIONAL DEL PROCESO.

aj COMPRESOR PRINCIPAL.

DATOS DEL AIRE:

TEMPERATURA DE BULBO SECO (To) = 77 °F

HUMEDAD = 80%

TEMPERATURA DE BULBO HUMEDO (Tw) = 70°F

EN LA ESTACION HUMEDA = 100% HUMEDAD

HUMEDAD DE ENTRADA Yo = H abs = 0.016 lb AGUA/lb AIRE SECO

E N T R A D A :

ALTURA SOBRE EL NIVEL DEL MAR = 60m

GASTO DE AIRE SECO = 5,555.96 SCFM = 448.81 lb/min

CANTIDAD DE VAPOR DE AGUA = 7.18 lb/min

FLUJO TOTAL DE AIRE (w) = 455.99 lb/min

PESO MOLECULAR DEL AIRE DE ENTRADA = 28.03 lb/lb.mol

GASTO TOTAL EN VOLUMEN = 5840.19 SCFM

DE ACUERDO A ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO:

FLUJO DE DISEÑO = 7 300 SCFM

PRESION DE ENTRADA = -5" DE AGUA MANOMETRICA = 14.52 PSIA

PRESION DE DESCARGA = 343" DE AGUA MANOMETRICA = 27.08 PSI

B A S E D E C A L C U L O :

100% DE HUMEDAD RELATIVA A 77°F, ESTA DEBIDO AL SERVICIO CRITICO.
 VOLUMEN DE SUCCION (V_s)

$$V_s = 5840.10 \times \frac{14.7}{14.7} \times \frac{537}{492} = 6,374.35 \text{ CFM}$$

RELACION DE COMPRESION (R_c)

$$R_c = \frac{27.08}{14.52} = 1.865$$

POR LO QUE NO ES NECESARIO UN SISTEMA DE MULTITAPAS.

CABEZA POLITROPICA: PARA EL AIRE $K = C_p/C_v = 1.40$

ASUMIENDO UNA EFICIENCIA POLITROPICA = 0.75 DE LA GRAFICA PARA LA
 OBTENCION DE LA CABEZA POLITROPICA.

EL EXPONENTE PARA UNA COMPRESION POLITROPICA $n' = 1.63$

$$H_p = \frac{1545 Z_1 T_1}{PM} \left(\frac{n'}{n'-1} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(n'-1)/n'} - 1 \right] \quad (48)$$

$$= \frac{(1545) \times (1.074) \times (537)}{28.03} \times \left(\frac{1.63}{1.63-1} \right) (1.86)^{0.38} = 22,436 \text{ ft}$$

CALCULO DE LA POTENCIA AL FRENO (bHP)

$$bHP = \frac{(W) (H)}{33,000 \eta} + \text{PERDIDA MECANICA EN } H_p \text{ --- (49)}$$

(DADAS POR EL CONSTRUCTOR).

$$= \frac{(455.99) \times (22.436)}{(33,000) \times (0.75)} + 25 = 438.36 \text{ HP} \approx 450 \text{ HP}$$

TEMPERATURA DE SALIDA DEL COMPRESOR

$$T_2 = T_1 \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}} \text{ ----- (50)}$$

$$= 537 \times (1.865)^{0.39} = 683.48^\circ\text{R} = 223.5^\circ\text{F}$$

SELECCION DEL COMPRESOR:

TAMAÑO DEL COMPRESOR CENTRIFUGO. DE LA GRAFICA DE TAMAÑO CONTRA CAPACIDAD PROPORCIONADA POR CLARK BROS., CO., Y ELLIOT, CO. SERA DEL No. 3

SERIE DE MAQUINA: D

No. DE ETAPAS POR CAJA MAXIMA: 7

EFICIENCIA NOMINAL: 77% APROX. CONCUERDA CON LA SUPUESTA.

RANGO DE VOLUMEN DE ENTRADA: 3,500 A 12,000 CFM

VELOCIDAD NOMINAL: 8,100 RPM

PRESION MAXIMA DE TRABAJO: 250 PSI EN FIERRO FUNDIDO

No. DE ENGRANAJE POR CAJA: 2

CORRECCION DE LA VELOCIDAD

$$V_c = V_n \sqrt{H_p/H_N} \text{ ----- (51)}$$

$$= (8100) \times \sqrt{(17,500 / (8,500) \times (2))} = 8218 \approx 8220 \text{ RPM}$$

CALCULO DE LA TURBINA.

POENCIA DE LA TURBINA: 450 HP
VELOCIDAD 8 220 RPM
VAPOR: 150 PSIG A 366°F SATURADO
ESCAPE: 4" Hg, ABS

CANTIDAD DE VAPOR TEORICO: (PROVENIENTE DE LA CALDERA DE APROVECHAMIENTO)

11.76 lb/Kw-h DE TABLAS

$$\text{lb VAPOR / HP - h} = (11.76) \times (0.746) = 8.77$$

ENERGIA DISPONIBLE CORREGIDA = 350 BTU/lb CON 0°F DE SOBRECALENTAMIENTO.

EFICIENCIA DE LA TURBINA: 50% (POR MEDIO DE GRAFICA PARA TURBINA DE UNA SOLA ETAPA POR WESTINGHOUSE ELECTRIC, CO.)

PERDIDAS DE CABALLAJE = 17 HP

CARGA TOTAL DE VAPOR POR HP:

$$= \left(\frac{2545}{(350) \times (1.5)} \right) \times \left(\frac{450 + 17}{450} \right) = 15.09 \text{ lb/HP-g}$$

CARGA TOTAL DE VAPOR:

$$= (450) \times (15.09) = 6,791.5 \text{ lb/h}$$

POR LO TANTO QUEDAN DISPONIBLES 1,560 lb/H DE VAPOR.

g) TORRE DE SECADO

DATOS DEL AIRE:

TEMPERATURA DEL BULBO SECO (T_0) = 77°F
 HUMEDAD: = 88%
 TEMPERATURA DE BULBO HUMEDO (t_w) = 70°F
 TEMPERATURA DE ENTRADA A LA TORRE: = 191.27°F
 HUMEDAD RELATIVA: = 1.5%
 HUMEDAD ABSOLUTA DE ENTRADA $H_{ab\%1}$ = 0.016 lb AGUA/lb A.S.
 HUMEDAD ABSOLUTA DE SALIDA ($H_{ab\%2}$) = 0

DATOS DEL H_2SO_4 :

CONCENTRACION DE ENTRADA: = 98%
 TEMPERATURA DE ENTRADA = 77°F
 CONCENTRACION DE SALIDA: = 93%

DATOS DE EQUILIBRIO A 77°F PARA EL SISTEMA ACIDO SULFURICO-AGUA
 (REPORTADOS POR WILSON).

HR(%) :

0.8 2.3 5.2 9.8 17.2 26.8 36.8 46.8 56.8

H_2SO_4 (%) :

80.0 74.9 70.0 64.9 60.0 55.1 50.0 45.0 40.0

CONVERSION DE LOS DATOS DE EQUILIBRIO:

$$\% \text{ DE HUMEDAD RELATIVA } (H_r) = 100 \frac{P_a}{P_A} \text{ --- (52)}$$

$$C_a \text{ (CONC. DE AGUA EN LA SOLUCION)} = (\text{lb mol } H_2O / \% \text{ (} \frac{P \text{ ACIDO}}{100} \text{)})$$

(53)

P_a (atm)	Ca $\left[\frac{\text{lb mol H}_2\text{O}}{\text{FT}^3 (\text{bol})} \right]$
0.00023	1.192
0.00072	1.446
0.00163	1.667
0.00306	1.882
0.00938	2.068
0.00838	2.24
0.0115	2.407
0.01525	2.558
0.01725	2.698

DATOS PARA EL DISEÑO:

ENTRADA DEL ACIDO: 98%	$Ca=0.12674 \text{ lb mol H}_2\text{O}/\text{ft}^3 (\text{bol})$
SALIDA DEL ACIDO: 93%	$Ca=0.44160 \text{ lb mol H}_2\text{O}/\text{ft}^3 (\text{bol})$
ENTRADA: GASTO =	455.99 lb/min AIRE HUMEDO
$P_a \text{ H}_2\text{O}$ =	0.25164 atm
SALIDA: GASTO =	448.81 lb/min AIRE HUMEDO
$P_a \text{ O}_2$ =	0 atm
CANTIDAD DE AGUA ABSORBIDA =	7.10 lb/min

TEMPERATURA DE SALIDA DEL ACIDO AL ABSORBER EL AGUA: 190°F

LA TORRE SE DISEÑARA DE MANERA QUE EL FLUJO DE ACIDO SERA 1.5 VECES EL MINIMO PARA ASEGURAR QUE LA ABSORCION SEA COMPLETA.

DEFINIENDO EL EXTREMO (1) COMO LOS FONDOS Y EL EXTREMO (2), COMO EL DOMO DE LA TORRE.

$$G_1 = 16.27 \text{ lb mol/min DE AIRE HUMEDO}$$

$$G_2 = G_0 = 15.48 \text{ lb mol/min AIRE SECO}$$

$$y_1 = 0.0252 \text{ DE VAPOR DE AGUA}$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} \quad (54)$$
$$= \frac{0.0252}{0.9748} = 0.02585$$

$$y_2 = 0 \quad Y_2 = 0$$

A 77°F LA PRESION DE VAPOR DE AGUA ES DE 0.48355 lb/in².

$$\text{PARA SOLUCIONES IDEALES, } p^* = 0.48355 \times \quad (55)$$

$$y^* = p^*/P_t \quad (56)$$

$$P_t = 9.17 \text{ PSIG}$$

$$x_2 = 0.1 \text{ DE AGUA EN EL ACIDO A LA ENTRADA}$$

$$X_2 = \frac{x_2}{1 - x_2} \quad (57)$$
$$= \frac{0.1}{0.9} = 0.11111$$

$$X_1 = 0.29068 \text{ A LA SALIDA}$$

$$\text{USANDO LA ECUACION (57), } X_1 = 0.41301$$

EL GASTO MINIMO DE ACIDO SULFURICO AL 100% (L =) SERA:

$$L_0 \text{ min} = \frac{G_0 (Y_1 - Y_2)}{X_2 - X_1} \quad (58)$$
$$= \frac{(15.48) \times (0.02585 - 0)}{(0.29068 - 0.11111)} = 2.22842 \text{ lb mol DE H}_2\text{SO}_4/\text{min}$$

$$L_0 \text{ REAL} = (1.5) \times (2.22842) = 3.34264 \text{ lb mol DE H}_2\text{SO}_4 / \text{min}$$

ESTO IMPLICA QUE LA CANTIDAD DE H₂SO₄ DEL 98% (L₂) SERA
 $L_2 = 3.71404 \text{ lb mol/min} = 2.9303 \text{ ft}^3 / \text{min DE H}_2\text{SO}_4 (98\%) =$
 334.2636 lb/min

COMBINANDO LA ECUACION (55) Y (56) OBTENDREMOS LA ECUACION DE LA CURVA DE EQUILIBRIO EN TERMINOS DE FRACCIONES MOLARES.

$$y^* = 0.05273 x \text{ ----- (59)}$$

DATOS DE LA CURVA DE EQUILIBRIO:

x	y*
0.01	0.00527
0.12	0.006326
0.14	0.00738
0.16	0.00844
0.18	0.00949
0.20	0.01054
0.22	0.01160
0.24	0.01265
0.26	0.01371
0.28	0.01476
0.30	0.01582

PENDIENTE DE LA CURVA DE OPERACION $\frac{L_G}{G_G} = 0.216$

CALCULO DEL NUMERO DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA.

$$NTOG = \ln \left(\frac{y - y^*}{y_1 - y_1^*} \right) / \left(\frac{y - y^*}{y_2 - y_2^*} \right) + 1/2$$

$$\ln \left[\frac{1 - \frac{y_2}{y_1}}{1 - \frac{y_2^*}{y_1^*}} \right] \text{ ----- (60)}$$

$$y_1^* = 0.05273 \times 1$$

$$= (0.05273) \times (0.29068) = 0.0153276$$

PARA LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE

$$y_2^* = 0.05273 \times 2$$

$$= (0.05273) \times (0.1) = 0.005273$$

$$(Y - Y^*)_1 = 0.00987$$

$$(Y^* - Y)_2 = 1 \times 10^{-4}$$

$$NTOG = \frac{\ln \frac{0.00987}{1 \times 10^{-4}}}{1} + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - 0}{1 - 0.0252} = 4.6 \text{ UNIDADES.}$$

POR METODOS GRAFICOS, 5 UNIDADES DE TRANSFERENCIA

CALCULO DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA:

LA TORRE ESTA LLENA CON UN EMPAQUE DE 1 1/2" TIPO SILLA BERL
DE CERAMICA Y EL DIAMETRO INTERNO DE LA TORRE SERA DE 9 ft
DENSIDAD PROMEDIO DEL GAS $\bar{\rho}_g = 0.66 \text{ lb/ft}^3$

FLUJO PROMEDIO DEL GAS $\bar{G} = 430.072 \text{ lb/h ft}^2$

VISCOSIDAD PROMEDIO = .02 cps.

No. DE SCHMIDT (Sc) = $\mu / \rho D_{AB}$ ----- (61)

LA DIFUSIVIDAD SERA LA DEL SISTEMA AIRE - AGUA PUDIENDOSE
CALCULAR POR LAS SIGUIENTES FORMULAS:

$$D_{AB} = \frac{(0.00107 - 0.000246 \sqrt{1/M_A + 1/M_B}) T^{3/2} \sqrt{1/M_A + 1/M_B}}{P_t (r_{AB})^2 [f(kT/\epsilon_{AB})]} \quad \text{--- (62)}$$

DE TABLAS: DAB = 0.258 cm²/seg = 1.0 ft²/h

$$Sc = \frac{(0.02) \times (2.42)}{(0.066) \times (1.0)} = 0.7333$$

DATOS DEL EMPAQUE:

PORCENTAJE DE ESPACIOS VACIOS (ϕ) = 0.75

SUPERFICIE ESPECIFICA (a_p) = 4⁴ ft²/ft³

FACTOR DE CARACTERIZACION DEL EMPAQUE (Cf) = 65

DIAMETRO EQUIVALENTE DE UNA ESFERA (d_s) = 0.22 ft

PARA EL LIQUIDO:

FLUJO PROMEDIO \bar{L}' = 311.24 lb/h ft²

COEFICIENTE DE EXPANSION:

$$\begin{aligned} \beta &= 0.965 d_s^{0.376} \text{ --- (63)} \\ &= 0.965 \times (0.22)^{0.376} = 0.5461 \end{aligned}$$

CALCULO DE LOS VOLUMENES POR PIE CUBICO DE EMPAQUE (θ)

$$\begin{aligned} \theta'_t &= \frac{2.50 \times (10^5) \bar{L}' \beta}{d_s^2} \text{ --- (64)} \\ &= \frac{(250) \times (10^5) \times (311.24) (0.5461)}{(0.22)^2} = 0.0878 \text{ ft}^3/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \theta'_s &= \frac{0.00032}{d_s^{1.56}} \text{ --- (65)} \\ &= 0.003396 \text{ ft}^3/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

$$\theta'_0 = \theta_t - \theta_g \text{ ----- (66)}$$

$$= 0.0878 - 0.003396 = 0.0844 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

DE LA TABLA DE AREAS INTERFACIALES PARA ABSORCION DEL
TRÉYBAL, TENEMOS LAS SIGUIENTES CONSTANTES EMPIRICAS DEL EMPAQUE.

$$m = 0.613 \qquad n = -0.0508 \qquad p = 0.455$$

SUPERFICIE ESPECIFICA INTERFACIAL (a_g)

$$a_g = m \bar{G}^n \bar{L}^p \text{ ----- (67)}$$

$$= (0.613) \times (430.072)^{-0.0508} \times (311.24)^{0.455} = 6.138 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

PARA ABSORCIONES ACUOSAS TENEMOS:

$$a_v = 0.85 a_g \frac{\theta'_t}{\theta'_0} \text{ ----- (68)}$$

$$= (0.85) \times (6.138) \times (0.0878/0.0844) = 5.4275 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

PARA EL PORCENTAJE DE VACIOS EN FUNCIONAMIENTO TENEMOS:

$$E_0 = \xi - \theta_t \text{ ----- (69)}$$

$$= 0.75 - 0.0878 = 0.6622$$

PARA SILLAS BERL, EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE LA FASE
GASEOSA ESTA DADO POR:

$$\frac{F_G S_{cG}^{2/3}}{\bar{G}} = \frac{K_G P M S_{cG}^{2/3}}{\bar{G}} = 1.195 \left[\frac{d_s \bar{G}^{-0.36}}{(1-E_0) \bar{H} \bar{G}} \right] \text{ ----- (70)}$$

$$F_G = \frac{(0.73327)^{2/3}}{15.09} = 1.195 \left[\frac{(0.22) \times (430.072)}{(0.02) \times (2.42) \times (1-0.6622)} \right]^{-0.36}$$

$$F_G = 0.9784 = k_G P_{BM}$$

$$P_{BM} = \frac{P_2 - P_1}{\ln \frac{P_2}{P_1}} \quad (71)$$

$$= \frac{9.17 - 8.7345}{\ln \frac{9.17}{8.7345}} = 8.95 \text{ PSI} = 0.6089 \text{ atm}$$

$$k_G = F_G / P_{BM} \quad (72)$$

$$= 0.9784 / 0.6089 = 1.6069 \text{ lb mol/ft}^2 \text{ h atm}$$

$$k_G \text{ av} = (1.6069) \times (5.4275) = 8.7214 \text{ lb mol/ft}^3 \text{ h atm}$$

EL COEFICIENTE DEL LIQUIDO ESTA DADO POR LA ECUACION (73)

$$\frac{k_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds \bar{L}'}{\mu \bar{L}'} \right]^{0.45} Sc_L^{0.5} \quad (73)$$

DONDE D_L (DIFUSIVIDAD DEL LIQUIDO AGUA - ACIDO SULFURICO) ESTA DADO POR LA ECUACION (74)

$$D_{AB} = \frac{7.4 (10^{-8}) (\rho M_B)^{0.5} T}{\mu \sqrt{A}} \quad (74)$$

$$\text{DE TABLAS } D_{AB} = 6.704 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{h}$$

LA VISCOSIDAD PROMEDIO DEL LIQUIDO ($\bar{\mu}_L$) ESTA DADA POR:

$$\begin{aligned} \bar{\mu}_L &= 0.324 \bar{C}^{1/2} \text{ ----- (75)} \\ &= 0.324 \times (1.7944)^{1/2} = 0.434 \text{ cps} \end{aligned}$$

APLICANDO LA ECUACION (61) PARA LIQUIDOS, TENEMOS:

$$\begin{aligned} \text{No. SCHMIDT (Sc)} &= \frac{\bar{\mu}_L}{\rho_L D_L} \text{ ----- (61)} \\ &= \frac{0.434 \times (2.42)}{(111.791) \times (6.074 \times 10^{-5})} = 140.141 \end{aligned}$$

SUSTITUYENDO EN LA ECUACION (73):

$$\frac{k_L (0.22)}{6.704 \times 10^{-5}} = 25.1 \left[\frac{(0.22) \times (311.24)}{(0.434) \times (2.42)} \right]^{0.45} (140.141)^{0.5}$$

$$k_L = 0.5933 \text{ lb mol/h ft}^2 \text{ (lb mol/ft}^3 \text{)}$$

CALCULO DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA:

$$H_{TG} = H_{TG} + \frac{mG}{L} H_{TL} \text{ ----- (76)}$$

$$H_{TG} = \frac{G}{F_G \text{ av}} \text{ ----- (77)}$$

$$= \frac{15.09}{(0.9784) \times (5.4275)} = 2.8416 \text{ ft}$$

$$H_{TL} = \frac{L}{F_L \text{ av}} \text{ ----- (78)}$$

$$= \frac{3.276}{(0.671) \times (5.4275)} = 0.8995 \text{ ft}$$

$$HTOG = 2.8416 + \frac{(0.05273) \times (15.09)}{(3.276)} \times (0.8995) = 3.06 \text{ ft}$$

ALTURA TOTAL DEL EMPAQUE:

$$Z = (NTOG) (HTOG) \quad (79)$$

$$= (4.6) \times (3.06) = 14.076 \text{ ft}$$

CALCULO DEL PORCENTAJE DE INUNDACION AL QUE OPERA LA TORRE:

$$\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \frac{e_G^{0.5}}{e_L} = \frac{19800.23}{27.360} \times \left[\frac{0.066}{107.4302} \right]^{0.5} = 0.018$$

EL GASTO DE GAS A INUNDACION SERA:

$$\bar{G}_I = \frac{\left[\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \left(\frac{e_G}{e_L} \right)^{0.5} \right]^{0.5}}{C_f \mu_L^{0.2} \rho_L / e_w} \quad (80)$$

$$= \left[\frac{(0.018) \times (4.18 \times 10^8) \times (0.066) \times (107.43)}{65 \times (0.434)^{0.2} \times 62.3} \right]^{0.5} = 1293.22 \text{ lb/h ft}^2$$

$$\% \text{ DE INUNDACION} = \frac{\bar{G}}{\bar{G}_I} \times 100 = \frac{430.072}{1293.22} \times 100 = 33.256\%$$

LO CUAL DA UN MARGEN PARA PODER AUMENTAR LA CANTIDAD DE AIRE PARA SECADO Y POR TANTO LA CAPACIDAD DE LA TORRE.

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION :

PARA SILLAS TIPO BERL, DA LA SIGUIENTE ECUACION:

$$\Delta P = \frac{2.12 f \bar{G}^2 \lambda_L (1-\epsilon)}{D_p g_c \rho \epsilon^3} \quad (81)$$

EL FACTOR DE FRICCIÓN (f) PARA MATERIALES DE CERAMICA ES:

$$f = 1.75 \left[\frac{D_p \bar{G}}{\mu} \right]^{-0.1} \quad (82)$$

$$= 1.75 \left[\frac{(0.09) \times (430.072)}{(.02) \times (2.42)} \right]^{-0.1} \quad f = 0.893$$

$$\Delta P = \frac{(2.12) \times (0.893) \times (430.072)^2 \times (2.71) \times (14.076) \times (0.25)}{(0.09) \times (4.18) \times (10^8) \times (0.066) \times (0.422)}$$

$$= 3.187 \text{ PSI} = 88.302" \text{ DE H}_2\text{O}$$

POR LO QUE LA PRESION A LA SALIDA SERA DE 254" DE AGUA.

DATOS DE LA TORRE DE SECADO EXISTENTE:

FLUIDO: ACIDO SULFURICO DEL 93%

DIAMETRO: 9' 3/4"

MATERIAL: ACERO AL CARBON

RECUBRIMIENTO: LADRILLO REFRACTARIO

PRESION DE DISEÑO: 100 PSIG

TEMPERATURA DE DISEÑO: 200°F

PRESENTA EL DOMO DE LA TORRE UN ELIMINADOR DE NIEBLA YORK CON LAS SIGUIENTES CARACTERISTICAS:

FLUIDO: GASES Y/O NIEBLA ACIDA

DIAMETRO EXTERNO: 4'6"

ALTURA: 6"

MATERIAL: ACERO INOXIDABLE

PRESION DE DISEÑO: 5 PSIG

TEMPERATURA DE DISEÑO: 200°F

DATOS OBTENIDOS EN EL DISEÑO:

FLUIDO: ACIDO SULFURICO DEL 98%

DIAMETRO INTERNO: 9'9" DE TABIQUE

DIAMETRO EXTERNO: 10'

ALTURA TOTAL CONSIDERANDO FONDOS Y DOMO CONTENIENDO EL ELIMINADOR PARA CORTAR EL PASO DE VAPOR QUE SE PUDIERA PRODUCIR: 44'6", FORMADO COMO SIGUE:

ALTURA DEL EMPAQUE: 14.076 ft

ALTURA DEL SOPORTE PARA EMPAQUE AL FONDO: 10 ft

ALTURA DE LA PARTE SUPERIOR DEL EMPAQUE A LA PARTE INFERIOR DEL FILTRO: 15 ft

ALTURA DE LA PARTE SUPERIOR DEL FILTRO A LA SALIDA DE LA TORRE: 5 ft

POR LO QUE, LA TORRE DE SECADO EXISTENTE PUEDE SER USADA CAMBIANDO EL TIPO Y ALTURA DEL EMPAQUE.

1) FILTRO DE GASES CALIENTES

EL FILTRO DE GASES CALIENTES ES UN RECIPIENTE DE FORMA CILINDRICA VERTICAL DE POCA ALTURA, CON UN MEDIO FILTRANTE DE 12" DE ALTURA, CONSTITUIDO POR TABIQUE REFRACTARIO TRITURADO A UN TAMAÑO DE 1/8" x 3/8" Y SOPORTADO SOBRE UNA REJILLA DE FIERRO FUNDIDO CUBIERTO CON UNA CAPA DE 1/2" x 1" DE GUIJARROS DE CUARZO Y UNA CAPA DE CUARZO SOBRE EL MEDIO FILTRANTE CON EL FIN DE REDUCIR LA POSIBILIDAD DE LAS PERTURBACIONES PRODUCIDAS POR EL GAS ENTRANTE.

EL DIAMETRO DEL TANQUE SERA SIMILAR AL DEL CONVERTIDOR, POR LO QUE, EN ESTE CASO TENDRA UN DIAMETRO EXTERNO DE 13'6" Y UNA PRESION DE DISEÑO DE 50 PSIG, CON UNA ALTURA AL LADO RECTO DE 3 ft.

CALCULO DEL ESPESOR DE LA PLACA:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C \text{ --- (30)}$$

$$t = \frac{(50) \times (80.75)}{(13,700 \times .9) - (0.6 \times 50)} + 0.125 = 0.45"$$

POR LO QUE, LA PLACA SERA DE 7/16" DE ESPESOR EN ACERO AL CARBON.

CALCULO DEL ESPESOR DE LA TAPA SEMI-ELIPSOIDAL:

$$D/h = 6 \qquad h = 2.24 \text{ ft}$$

$$K = 1/6 \times [2 \times (D/2h)^2] \text{ --- (31)}$$

$$= \frac{1}{6} \times [2 \times (161.5/2 \times 26.92)^2] = 3.00$$

$$t = \frac{P D k}{2 S E - 0.2 P} + C \quad \text{--- (32)}$$

$$= \frac{(50) \times (161.5) \times (3)}{2 \times (13,700) \times (.9) - 0.2 \times (50)} + 0.125 = 1.11$$

POR LO QUE LA PLACA SERA DE 1" DE ESPESOR DE ACERO AL CARBON.

CALCULO DE CAIDA DE PRESION:

LEVA SUGIERE PARA GUIJARROS DE FORMA MAS O MENOS CILINDRICA UNIFORME LA SIGUIENTE ECUACION:

$$\Delta P = \frac{2 f \bar{v}^2 \lambda^{1.1} (1 - \epsilon)}{D_p \rho g_c \epsilon^3} \quad \text{--- (83)}$$

DONDE f ESTA DADO POR LA ECUACION (82) Y ES IGUAL A 0.717

SUBSTITUYENDO AHORA EN (83):

$$= \frac{(2) \times (191.14)^2 \times (0.717) \times (1.13)^{1.1} \times (1) \times (.632)}{\left[\frac{0.5005}{12} \right] \times (4.18 \times 10^8) \times (0.066) \times (0.368)^3}$$

$$= 0.66 \text{ PSI} = 18.33" \text{ DE AGUA}$$

POR LO QUE LA PRESION A LA SALIDA DEL FILTRO SERA DE 223.09" H2O.

1) CONVERTIDOR DE SO₂ A SO₃

CARACTERÍSTICAS:

FLUIDO: GASES DE COMBUSTION
DIAMETRO EXTERNO: 13'6"
ALTIURA: 38 ft
MATERIAL DE LA SECCION SUPERIOR: ACERO ASTM-SA-387, GR-B
MATERIAL DE LA SECCION INTERIOR: ACERO ASTM-SA-515, GR-55
TEMPERATURA DE DISTANCIA SECCION SUPERIOR: 1500°F
TEMPERATURA DE DISTANCIA SECCION INFERIOR: 1000°F
PRESION DE DISEÑO: 50 PSIG

DATOS DEL CATALIZADOR.

TIPO DE GRANULO: CILINDRICO DE 1/2"Ø x 1/2" ALTURA. CON UN 33% DE ESPACIOS.

MATERIAL: PENTOXIDO DE VANADIO, TIPO CATMEX.
PRIMER PASO: 24,394.02 lb CON UNA ALTURA DE 0.83 ft
SEGUNDO PASO: 32,525.30 lb CON UNA ALTURA DE 1.10 ft
TERCER PASO: 42,135.09 lb CON UNA ALTURA DE 1.43 ft
CUARTO PASO: 60,970.12 lb CON UNA ALTURA DE 2.07 ft

PATRON DE LA REACCION DE LA CONVERSION:

	TEMP. DE ENTRADA.	% CONVERSION.	TEMPERATURA DE SALIDA
PRIMER PASO	450°C-842°F	74.0%	600°C-1112°F
SEGUNDO PASO	450°C-842°F	18.4%	480°C-896°F
TERCER PASO	440°C-824°F	4.3%	450°C-842°F
CUARTO PASO	417°C-782.6°F	1.3%	422°C-791.6°F
		58.0%	

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN CADA PASO:

ECUACION GENERAL DE CALCULO (83)

$$\Delta P = \frac{2f \frac{G^2}{G_c^3} \lambda^{1.1} L (1-S)}{D_p^5}$$

DONDE f ESTA DADO PARA GRAFICA DE OMAN Y WATSON.

PRIMER PASO:

f = 0.9

$$\Delta P = \frac{(2) \times (0.9) \times (191.12)^2 \times (1.1) \times (0.83) \times (0.623)}{(0.048) \times (0.05) \times (4.18 \times 10^8) \times (.377)^3} = 0.70 \text{ PSI} = 19.46" \text{ DE H}_2\text{O}$$

SEGUNDO PASO:

f = 0.85

$\Delta P = 0.845 \text{ PSI} = 23.4" \text{ DE H}_2\text{O}$

TERCER PASO:

F = 0.83

$\Delta P = 1.01 \text{ PSI} = 27.96" \text{ H}_2\text{O}$

CUARTO PASO:

f = 0.80

$\Delta P = 1.29 = 35.83" \text{ H}_2\text{O}$

DE MANERA QUE EL CONVERTIDOR ACTUAL CON UN CAMBIO DEL CATALIZADOR PUEDE SER USADO SATISFACTORIAMENTE.

COMPOSICION DE LOS GASES DE SALIDA DE LA CARTA DE CONVERSION
DEL SO_2 A SO_3 .

PARA 10% DE SO_2 EN LOS GASES DE ENTRADA Y 98% DE CONVERSION
SE OBTIENE 0.22% DE SO_2 EN LOS GASES DE SALIDA.

COMPUESTO	lb mol/h	% mol
SO_3	95.55	10.85
SO_2	1.95	0.22
O_2	49.725	5.65
N_2	733.57	83.28
	-----	-----
	880.795	100.00

k) ENFRIADORES DE AIRE PARA EL SEGUNDO Y TERCER PASO
DEL CONVERTIDOR

LOS ENFRIADORES SON TIPO SERPENTIN DE 3" Ø IPS STD.

SEGUNDO PASO:

FLUJO DE GAS = 27,360 lb/h
 TEMPERATURA DE ENTRADA = 896°F
 TEMPERATURA DE SALIDA = 824°F
 AIRE POR EL LADO DE LOS TUBOS
 TEMPERATURA DE ENTRADA = 191°F
 TEMPERATURA DE SALIDA = 300°F

BALANCE DE CALOR:

PARA LA SECCION DEL CONVERTIDOR:

$$Q = W c_p \Delta T \text{ ----- (36)}$$

$$= (27,360) \times (0.25) \times (72) = 492,480 \text{ BTU/h}$$

PARA LOS SERPENTINES:

DESPEJANDO W DE LA ECUACION (36)

$$W = Q/C_p \Delta t$$

$$= \frac{492,480}{(0.225) \times (111)} = 17,399.05 \text{ lb/h} = 3589.80 \text{ SCFM}$$

$$MLTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\text{Ln} \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \quad (6)$$

$$= \frac{(824 - 191) - (896 - 300)}{\text{Ln} \frac{633}{596}} = 614.31^\circ\text{F}$$

$$T_m = (896 + 824) / 2 = 860^\circ\text{F} \quad t_m = (191 + 300) / 2 = 245.5^\circ\text{F}$$

CALCULO PARA EL LADO DE LOS TUBOS:

$$a'_t = 7.38 \text{ in}^2$$

COLOCACION DE LOS TUBOS EN SERIE:

$$a_t = 7.38 / 144 = 0.051 \text{ ft}^2$$

MASA VELOCIDAD (G_t) ECUACION (45)

$$G'_t = w/a_t \quad (45)$$

$$= \frac{17,399.05}{0.051} = 341,157.843 \text{ lb/h ft}^2$$

PROPIEDADES FISICAS PARA EL FLUIDO EN TUBOS:

$$C_p = 0.255 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.023 \text{ Cps}$$

$$k = 0.021 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$Re_t = \frac{d_t G' t}{\mu} \text{ --- (47)}$$

$$= \frac{(3.068/12) \times (341,157.843)}{(0.023) \times (2.42)} = 1,567,062.32 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_{i0}/\theta_i = 0.027 \frac{k}{d_t} (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \frac{d_i}{d_o} \text{ --- (88)}$$

$$(Re)^{0.8} = 90,379.31$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \text{ --- (89)}$$

$$= \frac{(0.255) \times (0.023) \times (2.42)}{(0.021)} = 0.676$$

$$(Pr)^{0.33} = 0.879$$

SUBSTITUYENDO:

$$h_{i0}/\theta_i = (0.027) \times \frac{(0.021)}{(3.068/12)} \times (90,379.31) \times (0.879) \times \frac{3.068}{3.5}$$

$$= 154.44$$

CALCULO DEL COEFICIENTE EXTERNO:

SUPOSICION $h_o/\theta_o = 10$

$$t_w = T_m - \frac{1/h_{i0}/\theta_i}{1/h_{i0}/\theta_i + 1/h_o/\theta_o} (T_m - t_m) \text{ --- (91)}$$

$$= 860 - \frac{1/154.44}{1/154.44 + 1/10} (860 - 245.5) = 822.63 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA (Uc):

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} \quad \text{--- (14)}$$

$$= \frac{(145.64) \times (10.02)}{(145.64) + (10.02)} = 9.38 \text{ BTU/h } ^\circ\text{F ft}^2$$

$$h_d = 17.002 = 500$$

$$U_d = \frac{U_c h_d}{U_c + h_d} = 9.21 \text{ BTU/h } ^\circ\text{F ft}^2$$

CALCULANDO A POR LA ECUACION (17)

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t} \quad \text{--- (17)}$$

$$= \frac{492.480}{(9.21) \times (614.31)} = 87.045 \text{ ft}^2$$

SUPERFICIE EXTERNA POR PIE LINEAL = 0.917 ft²/ft LINEAL

CALCULO DE LA LONGITUD DE TUBERIA REQUERIDA (L):

$$L = \frac{87.045}{(0.917)} = 94.9 \text{ ft}$$

EL SERPENTIN ESTARA FORMADO POR 8 TRAMOS DE 10' CADA UNO,
CON UN CLARO DE 1'4" ELLOS Y RETORNOS DE 2'1" DE ARCO.

TERCER PASO:

FLUIDO DE GAS: 27,360 lb/h

TEMPERATURA DE ENTRADA: 842°F

TEMPERATURA DE SALIDA: 782.6°F

AIRE POR EL LADO DE LOS TUBOS: 9,529 lb/h

TEMPERATURA DE ENTRADA: 191°F

BALANCE DE CALOR:

PARA LA SECCION CONVERTIDOR:

$$\begin{aligned} Q &= W C_p \Delta T \text{ ----- (36)} \\ &= (27,360) \times (0.24) \times (54.4) = 390,044.16 \text{ BTU/h} \end{aligned}$$

PARA LOS TUBOS:

DESPEJANDO t_2 DE LA ECUACION (36)

$$\begin{aligned} t_2 &= t_1 + \frac{Q}{W C_p} \\ &= 191 + \frac{390,044.16}{(9,529.56) \times (0.25)} = 354.7^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MLTD} &= \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\text{Ln} \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \text{ ----- (6)} \\ &= \frac{(782.6 - 191) - (842 - 354.7)}{\text{Ln} \frac{591.6}{487.3}} = 537.77^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$T_m = (842 + 782.6) / 2 = 812.9^\circ\text{F}$$

$$t_m = (191 + 354.7)/2 = 272.9^\circ\text{F}$$

CALCULO POR EL LADO DE LOS TUBOS:

$$a'_t = 7.38 \text{ in}^2$$

COLOCACION DE LOS TUBOS EN SERIE:

$$a_t = 7.38/144 = 0.051 \text{ ft}^2$$

MASA VELOCIDAD (G'_t) ECUACION (45):

$$G'_t = \frac{w}{a_t} \text{ (45)}$$

$$= \frac{9,529.56}{0.051} = 186,854.12 \text{ lb/h ft}^2$$

PROPIEDADES FISICAS DEL FLUJO EN LOS TUBOS:

$$C_p = 0.25 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0235 \text{ Cps}$$

$$k = 0.0215 \text{ BTU/h ft}^2 (\text{ }^\circ\text{F/ft)}$$

$$Re_t = \frac{d_t G'_t}{\mu}$$

$$= \frac{(3.068/12) \times (186,854.12)}{(0.0235) \times (2.42)} = 840,027.6 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_{i0}/\theta_i = 0.027 \frac{k}{d_i} (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \frac{d_i}{d_o}$$

$$(Re)^{0.8} = 54,882.62$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \text{ (89)}$$

$$= \frac{(0.25) \times (0.0235) \times (2.42)}{0.0215} = 0.661$$

$$(Pr)^{0.33} = 0.872$$

$$h_{i0}/\theta_i = (0.027) \times \frac{(0.0215)}{(3.068/12)} \times (54,882.62) \times (0.872) \times \frac{(3.068)}{3.5}$$

$$= 95.25$$

CALCULO DEL COEFICIENTE EXTERNO:

SUPOSICION $h_o/\theta_o = 10$

$$t_w = T_m - \frac{1/h_{i0}/\theta_i}{1/h_{i0}/\theta_i + 1/h_o/\theta_o} (T_m - t_m) \quad \text{--- (91)}$$

$$= 812.3 - \frac{1/95.25}{1/95.25 + 1/10} \times (812.3 - 272.9) = 761.05^\circ\text{F}$$

$$t_f = 1/2 (761.05 + 272.9) = 516.97^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 761.05 - 272.9 = 488.15^\circ\text{F}$$

$$d_o = 3.5 \text{ in}$$

$$(\Delta t/d_o) = 139.4$$

$$h_o = 10 \text{ BTU/h}^\circ\text{F ft}^2 \text{ DE GRAFICA}$$

POR LO TANTO LA SUPOSICION CONCUERDA CON EL CALCULO REAL.

FACTOR DE CORRECCION POR VISCOSIDADES (ϕ):

$$\phi = (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad \text{--- (92)}$$

PARA LOS TUBOS:

$$\phi_i = \left(\frac{0.0235}{0.03} \right)^{0.14} = 0.966$$

PARA LA PARTE EXTERIOR:

$$\phi_o = \left(\frac{0.029}{0.0285} \right)^{0.14} = 1.002$$

POR LO QUE:

$$h_{io} = (95.25) \times (0.966) = 92.012 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_o = (10) \times (1.002) = 10.02 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \quad \text{--- (14)}$$

$$= \frac{(92.012) \times (10.02)}{(92.012) + (10.02)} = 9.036 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$R_d = 0.002 \quad h_d = 1/0.002 = 500$$

$$U_d = \frac{U_c h_d}{U_c + h_d} = 8.876 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

OBTIENIENDOSE A POR LA ECUACION (17)

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t} \quad \text{--- (17)}$$

$$= \frac{390,044.16}{(8.876) \times (537.77)} = 81.72 \text{ ft}^2$$

SUPERFICIE EXTERNA POR PIE LINEAL = 0.917 ft²/ft LINEAL

$$\text{LONGITUD DE TUBERIA REQUERIDA} = \frac{81.72}{(0.917)} = 89.11 \text{ ft}$$

EL SERPENTIN ESTARA FORMADO POR 8 TRAMOS DE 10' CADA UNO CON

UN CLARO DE 10" ENTRE ELLOS, LO CUAL GENERA RETORNOS DE 1'3" DE ARCO.

LA TEMPERATURA FINAL DE LA CORRIENTE DE AIRE A LA SALIDA DEL CONVERTIDOR SERA DE 315°F CON UNA CAIDA DE PRESION DE 1.5" DE H₂O.

1) CAMBIADOR SECUNDARIO

DATOS DE LA CARAZA:

SERA DE 18' DE LONGITUD CON TUBOS DE 1 1/2" IPS STD, CON PITCH CUADRADO Y DEFLECTORES SEGMENTADOS AL 45%.

FLUJO DE GAS: 27,360 lb/h

TEMPERATURA DE SALIDA: 842°F

DATOS DE LOS TUBOS:

FLUJO DE GAS: 27,360 lb/h

TEMPERATURA DE ENTRADA: 1112°F

TEMPERATURA DE SALIDA: 842°F

BALANCE DE CALOR:

CALCULO POR EL LADO DE LOS TUBOS:

$$\begin{aligned} Q &= W C_p \Delta T \text{ ----- (36)} \\ &= (27,360) \times (0.26) \times (270) = 1,920,672 \text{ BTU/h} \end{aligned}$$

CALCULO POR EL LADO DE LA CARAZA:

$$T_2 = T_1 - Q/W C_p \text{ ----- (36)}$$

$$= 842 - 1,920,672/27.360 \times (.23) = 537^{\circ}\text{F}$$

TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA PARA FLUJO A CONTRA CORRIENTE:

$$\text{MLTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\text{Ln} \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \quad (6)$$

$$= \frac{(842 - 537) - (1112 - 842)}{\text{Ln} \frac{270}{305}} \quad \text{MLTD} = 287^{\circ}\text{F}$$

FACTORES PARA ARREGLOS POR EL LADO DE LOS TUBOS.

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad (84)$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad (85)$$

OBTENIENDOSE:

$$R = 1.13$$

$$S = 0.47$$

$$F_t = 0.82$$

$$t_m = (1112 + 842)/2 = 977^{\circ}\text{F}$$

$$T_m = (842 + 537)/2 = 689.5^{\circ}\text{F}$$

PROPIEDADES FISICAS DEL GAS:

TUBOS

$$C_p = 0.26 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

CORAZA

$$C_p = 0.24 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

TUBOS

$$\mu = 0.041 \text{ CPS}$$

$$k = 0.0285 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (*F/ft)}$$

CORAZA

$$\mu = 0.035 \text{ CPS}$$

$$k = 0.0265 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (*F/ft)}$$

SUPOSICION: $U_d = 7$

FACTOR DE INCRUSTACION $R_d = 0.006$ (TABLAS KERN)

APLICANDO LA ECUACION (17)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_d \Delta T} \text{ ----- (17)} \\
 &= \frac{1,920,672}{7 \times (287)} = 956.04 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0.498 \text{ ft}^2 / \text{ft LINEAL}
 \end{aligned}$$

CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS ECUACION (86):

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{\text{AREA DE CALENTAMIENTO}}{L \times a''} \text{ ----- (86)} \\
 &= \frac{956.04}{(18) \times (0.498)} = 107 \text{ TUBOS}
 \end{aligned}$$

CONSIDERANDO UN ARREGLO 1 - 1 TENEMOS :

PARA UNA CORAZA DE 27" DE \emptyset , SE TIENEN 112 TUBOS, POR LO QUE SE REALIZARA LA CORRECCION DEL AREA DE FLUJO.

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 112 \times 18 \times 0.498 = 1003.97 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

CALCULO DE U_d ECUACION (17) :

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta T} \quad (17)$$
$$= \frac{1920.675}{(1003.97) \times (287)} = 6.666 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

CALCULO DEL LADO DE LOS TUBOS:

AREA DE FLUJO $a'_t = 2.04 \text{ in}^2$

$$a_t = N_t a'_t / 144n \quad (87)$$
$$= (112) \times (2.04) / 144 \times (1) = 1.587 \text{ ft}^2$$

APLICANDO LA ECUACION PARA LA MASA VELOCIDAD (45) :

$$G'_t = W/a_t \quad (45)$$
$$= \frac{27,360}{1.587} = 17,240.075 \text{ lb/h ft}^2$$

$$Re_t = \frac{d_t G'_t}{\mu} \quad (47)$$
$$= \frac{(1.61/12) \times (17,240.07)}{(0.041) \times (2.42)} = 23,312.27 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_1 o / \theta_1 = \frac{k}{d_t} 0.027 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \frac{d_i}{d_o} \quad (88)$$
$$(Re)^{0.8} = 3,119.37$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad \text{--- (89)}$$

$$= \frac{(0.26) \times (0.041) \times (2.42)}{0.0285} = 0.905$$

$$(Pr)^{0.33} = 0.968$$

$$h_{j_o}/h_i = \frac{0.0285}{(1.61/12)} \times (0.027) \times (3,119.37) \times (0.968) \left(\frac{1.61}{1.9} \right) = 14.67$$

CALCULO DEL LADO DE LA CORAZA:

AREA DE FLUJO APLICANDO LA ECUACION (39)

$$a_s = \frac{D_s C' B}{(144) P_t} = \frac{(27) \times (0.375) \times (27)}{(144) \times (1)} = 1.898 \text{ ft}^2$$

MASA VELOCIDAD POR LA ECUACION (40)

$$G'_s = \frac{W}{a_s} \quad \text{--- (40)}$$

$$= \frac{27,360}{1,898} = 14,411.85 \text{ lb/h ft}^2$$

CALCULO DEL No. DE REYNOLDS (Re_s):

$$Re_s = \frac{D_s G'_s}{\mu} \quad \text{--- (42)}$$

$$= \frac{(1.48/12) \times (14,411.85)}{(0.035) \times (2.42)} = 20,985.38 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_o/\theta_o = 0.36 \frac{k}{d_t} (Re)^{0.55} (Pr)^{0.33} F \quad \text{--- (90)}$$

$$(Re)^{0.55} = 238.26$$

CALCULO DEL No. DE PRANDT (Pr)

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\nu} \quad (89)$$

$$= \frac{(0.24) \times (0.035) \times (2.42)}{0.0265} = 0.767$$

$$(Pr)^{0.33} = 0.916$$

F = FACTOR DE CORRECCION PARA COEFICIENTES REALES = 0.95
(A BAJAS VISCOSIDADES)

$$h_o/\theta_o = (0.36) \times \left(\frac{0.0265}{1.48/12} \right) \times (238.26) \times (0.916) \times (0.95) = 16.04$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE LA PARED DE CONTACTO:

$$t_w = T_m - \frac{1/h_{i0}/\theta_i}{1/h_{i0}/\theta_i + 1/h_o/\theta_o} (T_m - t_m) \quad (91)$$

$$= 977 - \frac{1/14.67}{\frac{1}{14.67} + \frac{1}{16.04}} \times (977 - 689.5) = 826.85^\circ F$$

$$\phi = (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (92)$$

CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION POR VISCOSIDADES (ϕ)

PARA LOS TUBOS TENEMOS:

$$\frac{\mu}{\mu_w} = \frac{0.041}{0.038} = 1.079$$

$$\phi_i = 1.0107$$

PARA LA CORAZA:

$$\frac{\mu_o}{\mu_{o,i}} = \frac{0.035}{0.038} = 0.921$$

$$\phi_o = 0.9886$$

POR LO QUE CORRIGIENDO LOS FACTORES SE LIEGA A:

$$h_{i,o} = (14.67) \times (1.0107) = 14.83 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_o = 16.04 \times (0.9886) = 15.85 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA TOTAL:

$$U_c = \frac{h_{i,o} \cdot h_o}{h_{i,o} + h_o} \quad (14)$$
$$= \frac{(14.83) \times (15.86)}{(14.83) + (15.86)} = 7.664 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

CALCULO DEL FACTOR DE INCRUSTACION (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \quad (93)$$
$$= \frac{(7.664) - (7)}{(7.664) \times (7)}$$

$$R_d = 0.012$$

COMO EL FACTOR DE INCRUSTACION CALCULADO ES MAYOR DEL REQUERIDO EL COEFICIENTE TOTAL SUPUESTO ES CORRECTO. LLEGANDO A REUNIRSE TODO EL SISTEMA Y OBTENIENDO UNA $U_d = 9 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION:

PARA LOS TUBOS:

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_e S \phi_t} \quad (44)$$

$$f = 0.00022 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$= \frac{(0.00022) (17,240.07)^2 18 (1)}{5.22 \times 10^{10} (0.0006) (1.61/12) (1.0107)} = 0.2519 \text{ PSI} = 6.98" \text{ DE H}_2\text{O}$$

PARA LA CORAZA:

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S \phi_s} \quad (41)$$

$$f = 0.0011 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

No. DE CRUCES (N + 1) POR LA ECUACION (43)

$$(N + 1) = 12 \text{ L/B}$$

$$= (12) \times (18) / (27) = 8 \text{ CRUCES}$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.0011) \times (14,411.85)^2 \times (2.25) \times (8)}{5.22 \times 10^{10} \times (1.48/12) \times (0.00061) \times (0.9886)} = 1.05 \text{ PSI} = 29.22" \text{ H}_2\text{O}$$

m) CAMBIADOR PRIMARIO

DATOS POR EL LADO TUBOS:

FLUJO DE GAS: 27,360 lb/h

TEMPERATURA DE ENTRADA: 400°F

TEMPERATURA DE SALIDA: 537°F

DATOS POR EL LADO CORAZA:

FLUJO DE GAS: 27,360 lb/h

TEMPERATURA DE ENTRADA: 791.6°F

EL CAMBIADOR SERA DE 18' DE LONGITUD, CON TUBOS DE 1 1/2" IPS STD, CON ARREGLO DE FITCH CUADRADO Y DEFLECTORES SEGMENTADOS AL 50%.

BALANCE DE CALOR:

TUBOS:

$$Q = W C_p (\Delta t) \text{ --- (36)}$$
$$= (27,360) \times (0.235) \times (137) = 880,855.2 \text{ BTU/h}$$

CORAZA:

$$t_2 = t_1 - Q/W C_p \text{ --- (36')}$$
$$= 791.6 - \frac{880,855.3}{(27,360) \times (0.25)} = 662.82^\circ\text{F}$$

$$MLTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$
$$= \frac{(662.82 - 400) - (791.6 - 537)}{\ln \frac{262.82}{254.6}} = 258.69^\circ\text{F}$$

FACTORES PARA ARREGLOS POR EL LADO DE LOS TUBOS.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \text{ --- (84)}$$

$$R = 0.94$$

$$F_t = 0.96$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (85)$$

$$S = 0.35$$

$$T_m = (791.6 + 662.82)/2 = 727.21^\circ\text{F}$$

$$t_m = (400 + 537)/2 = 468.50^\circ\text{F}$$

PROPIEDADES FISICAS DEL GAS:

CORAZA:

$$C_p = 0.24 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.027 \text{ CPS}$$

$$k = 0.027 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

TUBOS:

$$C_p = 0.23 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.022 \text{ Cps}$$

$$k = 0.25 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

SUPOSICION: $U_d = 10$

FACTORES DE INCRUSTACION $R_d = 0.006$ DE TABLAS

APLICANDO LA ECUACION (17)

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} \quad (17)$$

$$= \frac{880,852.2}{10 \times (258.69)} = 340.505 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.498 \text{ ft}^2 / \text{ft LINEAL}$$

CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS POR LA ECUACION (86):

$$N_t = \frac{\text{AREA DE CALENTAMIENTO}}{L \times a''} \quad (86)$$

$$= \frac{340.505}{(18) \times (0.498)} = 38 \text{ TUBOS}$$

CONSIDERANDO UN ARREGLO 1 - 1 TENEMOS QUE PARA UNA CORAZA DE 17" 1/4 DE ID. SE TIENEN 39 TUBOS CORRECCION DEL AREA:
DESPEJANDO A DE LA ECUACION (86):

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 39 \times 18 \times 0.498 = 349.596 \text{ ft}^2$$

CALCULO U_d POR LA ECUACION (17)

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta T} \quad (17)$$

$$= \frac{880.8522}{(349.596) \times (258.69)} = 9.74 \text{ BTU/ft}^2 \text{ h}^\circ\text{F}$$

CALCULO DEL LADO DE LOS TUBOS:

AREA DE FLUJO $a'_t = 2.04 \text{ in}^2$

$$a_t = N_t a'_t / 144n \quad (87)$$

$$= (39) \times (2.04) / 144 \times (1) = 0.5525 \text{ ft}^2$$

EMPLEANDO LA ECUACION (45)

$$G'_t = W/a_t \quad (45)$$

$$= \frac{27.360}{0.5525} = 49.520,36 \text{ lb/h ft}^2$$

$$Re_t = \frac{d_t G'_t}{\mu} \quad (47)$$

$$= \frac{(1.6/12) \times (49,520.36)}{(0.022) \times (2.42)} = 124,793.05 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_{iD}/(k) = \frac{k}{dt} \cdot 0.027 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \frac{d_1}{d_0} \quad (88)$$

$$(Re)^{0.8} = 11,938.57$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad (89)$$

$$= \frac{(0.23) \times (0.022) \times (2.42)}{0.025} = 0.4898$$

$$(Pr)^{0.33} = 0.7901$$

$$h_{iD}/(k) = \frac{0.025}{(1.6/12)} \times (0.027) \times (11,938.57) \times (0.7901) \times \left(\frac{1.6}{1.9}\right) = 40.213$$

CALCULO DEL LADO DE LA CORAZA:

AREA DE FLUJO APLICANDO LA ECUACION (39)

$$a_f = \frac{D_e C' B}{144 F_c} \quad (39)$$

$$= \frac{(17.25) \times (0.375) \times (17.25)}{(144) \times (1)} = 0.775 \text{ ft}^2$$

MASA VELOCIDAD POR LA ECUACION (40)

$$G_g = W/a_g \quad (40)$$

$$= \frac{27,360}{0.775} = 35,303.226 \text{ lb/h ft}^2$$

$$Re_s = \frac{De G' \phi}{\mu} \quad (42)$$

$$= \frac{(1.48/12) \times (35,303.226)}{(0.027) \times (2.42)} = 66,637.045 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_o/\theta_o = 0.36 \frac{k}{dt} (Re)^{0.55} (Pr)^{0.33} F \quad (90)$$

$$(Re)^{0.55} = 449.825$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\mu} \quad (89)$$

$$= \frac{(0.24) \times (0.027) \times (2.42)}{0.027} = 0.5808$$

$$(Pr)^{0.33} = 0.8359$$

$$h_o/\theta_o = (0.36) \times \left(\frac{0.027}{1.48/12} \right) \times (449.825) \times (0.8359) \times (0.95) = 28.152$$

TEMPERATURA DE LA PARED DE CONTACTO:

$$t_w = t_m - \frac{1/h_{i0}/\theta_i}{1/h_{i0}/\theta_i + 1/h_o/\theta_o} (T_m - t_m) \quad (71)$$

$$= 727.21 - \frac{1/40.213}{1/40.213 + \frac{1}{28.152}} \times (727.21 - 468.50) = 620.67^\circ F$$

FACTOR DE CORRECCION POR VISCOSIDADES (ϕ):

$$\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (92)$$

PARA LOS TUBOS SE TIENE:

$$\frac{\mu_i}{\mu_{i_w}} = \frac{.022}{.026} = 0.846$$

$$\theta_i = 0.977$$

PARA LA CDRAZA:

$$\frac{\mu_o}{\mu_{o_w}} = \frac{0.027}{0.026} = 1.038$$

$$\theta_o = 1.005$$

POR LO QUE SE TIENE:

$$h_{i_o} = (40.213) \times (.977) = 39.288 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_o = (28.152) \times (1.005) = 28.293 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA TOTAL:

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o} \quad \text{--- (14)} \\ &= \frac{(39.288) \times (28.293)}{(39.288) + (28.293)} = 16.448 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

FACTOR DE INCRUSTACION (R_d)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} \quad \text{--- (93)} \\ &= \frac{(16.448) - (9.74)}{(16.448) \times (9.74)} \quad R_d = 0.04 \end{aligned}$$

EL FACTOR DE INCRUSTACION CALCULADO, ES MAYOR DEL REQUERIDO POR LO QUE EL CAMBIADOR TENDRA UN BUEN FUNCIONAMIENTO. Y EL

COEFICIENTE SUPUESTO ESTA BIEN.

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION:

PARA LOS TUBOS:

$$\Delta P_t = \frac{f G' t^3 L_n}{5.22 \times 10^{10} D e S \theta^t} \quad (44)$$

$$f = 0.00014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$= \frac{(0.00014) \times (49,520.36)^2 \times 18 \times (1)}{5.22 \times 10^{10} \times (0.00083) \times (1.61/12) \times (1.977)} = 1.088 \text{ PSI} = 30.15" \text{ DE H}_2\text{O}$$

PARA LA CORAZA:

$$\Delta P_s = \frac{f G' s^2 D (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D e S \theta_s} \quad (45)$$

$$f = 0.0004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

NO. DE CRUCES (N + 1) POR LA ECUACION (45)

$$(N+1) = 12 \text{ L/B} \quad (43)$$

$$= (12) (18) / (17.25) = 12$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.0004) \times (35,303.226)^2 \times (1.437) \times (12)}{5.22 \times 10^{10} \times (1.48/12) \times (0.004) \times (1.005)} = 0.33 \text{ PSI} = 9.14" \text{ H}_2\text{O}$$

SUMARIO DE LA VARIACION EN LA PRESION DEL FLUJO DE GAS
TOMANDO EN CUENTA SU PASO POR LOS CAMBIADORES DE CALOR:

	ENTRADA	SALIDA
PRIMER PASO	= 163.72" H ₂ O	= 144.26" DE AGUA

SEGUNDO PASO	=	137.28" H2O	=	113.88" DE AGUA
TERCER PASO	=	113.88" H2O	=	85.92" DE AGUA
CUARTO PASO	=	85.92" H2O	=	50.09" DE AGUA
CAMBIAADOR PRIMARIO	=	50.09" H2O	=	40.95" DE AGUA

n) ENFRIADOR FINAL DE GASES

CARACTERISTICAS GENERALES:

TENDRA TUBOS DE 1 1/2" IPS STD, DE 18' DE LONGITUD CON UN ARREGLO TRIANGULAR Y DEFLECTORES SEGMENTADOS AL 25%.

DATOS DEL LADO DE LOS TUBOS:

FLUJO DE GAS: 27,360 lb/h

TEMPERATURA DE ENTRADA: 662.82°F

TEMPERATURA DE SALIDA: 345.0°F

DATOS DEL LADO DE LA CORAZA:

FLUIDO: AGUA

TEMPERATURA DE ENTRADA: 77°F

TEMPERATURA DE SALIDA: 180°F

BALANCE DE CALOR:

GAS:

$$Q = W C_p (\Delta t) \text{ --- (36)}$$

$$= (27,360) \times (0.24) \times (317.82) = 2,086,933.25 \text{ BTU/h}$$

AGUA:

DESPEJANDO W DE (36)

$$W = Q / C_p \Delta T$$

$$= \frac{2,086,953.25}{(1) \times (317.82)} = 6,566.40$$

$$\text{MLTD} = \frac{(t_2 - T_1) - (t_1 - T_2)}{\text{Ln} \frac{(t_2 - T_1)}{(t_1 - T_2)}}$$

$$= \frac{(345.77) - (662.82 - 180)}{\text{Ln} \frac{268}{482.82}} = 364.93^\circ\text{F}$$

FACTORES PARA ARREGLOS POR EL LADO DE LOS TUBOS.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (84)$$

$$R = 0.32$$

$$F_t = 0.965$$

$$S = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (85)$$

$$S = 0.54$$

$$T_m = (77 + 180)/2 = 178.5^\circ\text{F}$$

$$t_m = (345 + 662.82)/2 = 503.91^\circ\text{F}$$

PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS:

CORAZA:

TUBOS:

$$C_p = 1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.24 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.35 \text{ CPS}$$

$$\mu = 0.025 \text{ Cps}$$

$$k = 0.398 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$k = 0.025 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{SUPOSICION: } U = 30 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{FACTORES DE INCRUSTACION } R_d = 0.008 \text{ DE TABLAS}$$

APLICANDO LA ECUACION (17)

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} \text{ (17)}$$

$$= \frac{2,086,933.25}{(30) \times (364.93)} = 190.62 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.498 \text{ ft}^2/\text{ft LINEAL}$$

CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS POR LA ECUACION (86):

$$N_t = \frac{\text{AREA DE CALENTAMIENTO}}{L \times a''} \text{ (86)}$$

$$= \frac{190.62}{(18) \times (0.498)} = 21.26 \approx 1 \text{ TUBOS}$$

CONSIDERANDO UN ARREGLO 1 - 1, SE TIENE QUE PARA UNA CORAZA DE 13" 1/4" DE ID, SE TIENEN 22 TUBOS

CORRECCION DEL AREA:

DESPEJANDO A DE LA ECUACION (86):

$$A = N_t \times L \times a'' \text{ (86)}$$
$$= 22 \times 18 \times 0.498 = 197.21 \text{ ft}^2$$

OBTENCION DE LA U_d POR LA ECUACION (17)

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta T} \text{ (17)}$$

$$= \frac{2,086,933.25}{(197.21) \times (364.93)} = 29.810 \text{ ft}^2 \text{ ft}$$

CALCULO DEL LADO DE LOS TUBOS:

AREA DE FLUJO a' t = 2.04 m²

$$a_t = \frac{a_t \times 144}{(22) \times (2.04) / 144 \times (1)} = 0.3117 \text{ ft}^2 \quad (87)$$

USANDO LA ECUACION (45)

$$G'_t = \frac{W/a_t}{0.3117} = 87,786.1 \text{ lb/h ft}^2 \quad (45)$$

$$Re_t = \frac{d_t G'_t}{\mu} = \frac{(1.61/12) \times (87,786.1)}{(0.025) \times (12.42)} = 194,677.16 \text{ (FLUJO TURBULENTO)}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_{io}/k = \frac{k}{dt} 0.027 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \frac{di}{do} \quad (88)$$

$$(Re)^{0.8} = 1.07 \times 10^5$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{(0.24) \times (0.05) \times (2.42)}{0.025} = 0.581 \quad (89)$$

$$f = 0.27 \times 0.836 = 0.226$$

$$h_{iD} \cdot W_1 = \frac{0.025}{(1.61/12)} \times (0.027) \times (17,039.31) \times (0.836) \times \left(\frac{1.61}{1.9} \right) = 60.728$$

CALCULO DEL LADO DE LA CORAZA:

AREA DE FLUJO APLICANDO LA ECUACION (39)

$$a_s = \frac{D_s \cdot C \cdot B}{144 \cdot P_t} \quad (39)$$

$$= \frac{(13.25) \times (0.375) \times (13.25)}{(144) \times (1)} = 0.457 \text{ ft}^2$$

MASA VELOCIDAD POR LA ECUACION (40)

$$G'_s = \frac{W}{a_s} \quad (40)$$

$$= \frac{6,566.4}{0.457} = 14,361.4 \text{ lb/h ft}^2$$

$$Re_s = \frac{De \cdot G'_s}{\mu} \quad (42)$$

$$= \frac{(1.08/12) \times (14,361.4)}{(0.035 \times (2.42))} = 1,526.11 \text{ (FLUJO TRANSICIONAL)}$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA:

$$h_o / \theta_D = 0.36 \frac{k}{De} (Re)^{0.55} (Pr)^{0.33} F \quad (43)$$

$$(Re)^{0.55} = 56.36$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (89)$$

$$= \frac{(1.0) \times (0.35) \times (2.42)}{0.398} = 2.128$$

$$(Pr)^{0.33} = 1.283$$

$$h_o/\theta_o = (0.36) \times \left(\frac{0.398}{1.08/12} \right) \times (56.36) \times (1.283) \times (0.95) = 109.361$$

TEMPERATURA DE LA PARED DE CONTACTO:

$$t_w = t_m - \frac{1/h_{i0}/\theta_i}{1/h_{i0}/\theta_i + 1/h_o/\theta_o} (T_m - t_m) \quad (91)$$

$$= 503.91 - \frac{1/60.728}{1/60.728 + 1/109.36} \times (503.91 - 176.5) = 298.68^\circ\text{F}$$

FACTOR DE CORRECCION POR VISCOSIDADES (ϕ)

$$\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (92)$$

PARA LOS TUBOS:

$$\phi_i = \left(\frac{0.025}{0.0175} \right)^{0.14} = 1.051$$

PARA LA CORAZA:

$$\phi_o = \left(\frac{0.35}{0.02} \right)^{0.14} = 1.081$$

POR LO QUE SE TIENE:

$$h_{i0} = (60.728) \times (1.051) = 63.825 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_o = (109.361) \times (1.081) = 118.22 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad \text{--- (14)}$$
$$= \frac{(63.825) \times (118.22)}{(63.825) + (118.22)} = 41.448 \text{ BTU/h ft}^2 \cdot \text{F}$$

FACTOR DE INCRUSTACION (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \quad \text{--- (93)}$$
$$= \frac{(41.488) - (29)}{(41.488) \times (29)} = 0.01$$

COMO FACTOR DE INCRUSTACION CALCULADO, ES MAYOR DEL REQUERIDO POR LA SUPOSICION , ES CORRECTA.

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION POR LOS TUBOS:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G' \cdot t^3 \cdot L_n}{5.22 \times 10^{10} \cdot D e_s \cdot \theta_t} \quad \text{--- (44)}$$

$$f = 0.000125 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$= \frac{(0.000125) \times (87,786.1)^2 \times (18) \times (1)}{5.22 \times 10^{10} \times (0.007) \times (1.61/12) \times (1.051)} = 0.336 \text{ PSI} = 9.32" \text{ DE H}_2\text{O}$$

EL GAS SALDRA CON 31.63" DE AGUA DE PRESTION.

PARA LA CORAZA:

$$\Delta P_s = \frac{(G_s)^2 D (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S \mu_s} \quad (41)$$

$$f = 0.003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

No. DE CRUCES (N + 1) POR LA ECUACION (43)

$$(N + 1) = 12 L/B \quad (43)$$

$$= (12) \times (18) / 13.25 = 16$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.003) \times (14.361.4)^2 \times (1.1042) \times (16)}{5.22 \times 10^{10} \times (1.08/12) \times (1) \times (1.081)} = 0.0022 \text{ PSI}$$

A PARTIR DE ESTE PUNTO, EL PROCESO YA NO PRESENTA MODIFICACIONES, DEBIDO A QUE SIGUE EL METODO DE CONTACTO, POR LO QUE LOS EQUIPOS EXISTENTES PUEDEN SER USADOS UNICAMENTE CORRIGIENDOLES LAS FALLAS ACTUALES, MEDIANTE UN ADECUADO TRABAJO DE MANTENIMIENTO Y RECALIBRACION DE LA INSTRUMENTACION EXISTENTE.

TORRE DE OLEUM

CARACTERISTICAS ACTUALES DE LA TORRE:

FLUIDO: OLEUM DEL 20%
Ø EXTERNO: 2'6 3/4"
ALTURA: 26'6"
MATERIAL: ACERO AL CARBON
PRESION DE DISEÑO: 5 PSIG
TEMPERATURA DE DISEÑO: 180°F

EMPAQUE:

TIPO: SILLETA INTALOX 3"
ALTURA DEL LECHO: 6 ft
FLUJO DE GAS: 98.50 lb mol/h
TEMPERATURA DE ENTRADA: 345°F

ALIMENTACION A LA PARTE INFERIOR DE LA TORRE: ACIDO DEL 98%

FLUJO: 1.3 GPM = 1170 lb/h
TEMPERATURA DE ENTRADA: 180°F

ALIMENTACION A LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE: OLEUM DEL 20 %

FLUJO: 30 GPM
TEMPERATURA DE ENTRADA: 130°F
FLUJO DE SALIDA DE LA TORRE: 326 GPM

TEMPERATURA DE SALIDA: 180°F

SE LE DEBERA CAMBIAR EL CONDUCTIMETRO A LA ENTRADA DE LA TORRE DE OLEUM, YA PRESENTA PROBLEMAS DE CORROSION Y SU OPERACION ES IMPORTANTE PUES MANDA UNA SEÑAL A LA VALVULA DE CONTROL PARA EL FLUJO DE ACIDO DEL 98% A DICHA TORRE.

BOMBA PARA MANEJO DE OLEUM

CARACTERISTICAS PRINCIPALES:

FLUIDO: OLEUM DEL 20%

MATERIAL: ACERO CON ALEACION No. 20

CAPACIDAD: 36 GPM

CARGA DINAMICA: 50' DE COLUMNA DE LIQUIDO

POTENCIA: 5 HP

TEMPERATURA DEL FLUIDO = 159°F

e) TORRE DE ABSORCION

CARACTERISTICAS PRINCIPALES:

FLUIDO: ACIDO DEL 98%

DIAMETRO EXTERNO: 9' 3/4"

ALTURA TOTAL: 44' 6"

MATERIAL EXTERIOR: ACERO AL CARBON

INTERIOR: SOPORTE DE FIERRO FUNDIDO

RECUBRIMIENTO: LADRILLO ANFIACIDO

PRESION DE DISEÑO: 10 PSIG

TEMPERATURA DE DISEÑO: 200°F

DATOS DE FLUJO:

GAS: 782.30 15 mol/h

TEMPERATURA DE ENTRADA: 345°F

TEMPERATURA DE SALIDA: 180°F

ACIDO DEL 98% A LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE.

FLUJO: 328 GPM

TEMPERATURA DE ENTRADA: 150°F

ACIDO DEL 90% A LA PARTE INFERIOR DE LA TORRE.

FLUJO: 39 GPM

FLUJO DE SALIDA:

ACIDO DEL 98%: 375 GPM

TEMPERATURA: 223°F

EN EL DOMO DE LA TORRE SE ENCUENTRA COLOCADO EL EQUIPO SIGUIENTE:

ELIMINADOR DE NIEBLA YORK

CARACTERISTICAS PRINCIPALES:

FLUIDO: GASES

Ø EXTERNO: 4' 6"

ALTURA: 6"

MATERIAL: ACERO INOXIDABLE

PRESION DE DISEÑO: 5 PSIG

TEMPERATURA DE DISEÑO: 200°F

EL ELIMINADOR SE ENCUENTRA CORROIDO POR LO QUE, DEBERA SER CAMBIADO Y MODIFICADO POR UN MATERIAL MAS RESISTENTE, EL CUAL

DEBFA SER DE ALLOY 20, ESTANDO EN EL MISMO CASO DEL ELIMINADOR DE LA TORRE DE SECADO.

BOMBAS PARA TRANSPORTE DE ACIDO SULFURICO DEL 98% (2)

CARACTERISTICAS PRINCIPALES:

FLUIDO: ACIDO DEL 98%
MATERIAL: ACERO DE ALEACION No. 20
CAPACIDAD: 430 GPM
CARGA DINAMICA: 59' DE COLUMNA DE LIQUIDO
POTENCIA: 25 HP C/U

ELIMINADOR DE NIEBLA BRINK.

CARACTERISTICAS PRINCIPALES:

FLUIDO: GAS POBRE
DIAMETRO EXTERNO: 9' 3/4"
ALTURA: 29' 2 3/8"
MATERIAL: ACERO AL CARBON
RECUBRIMIENTO: LADRILLO ANTIACIDO
PRESION DE DISTANCIA INTERIOR: 0.65 PSIG
PRESION DE DISTANCIA EXTERIOR: 14.7 PSIA
TEMPERATURA DE DESCARGA: 220°F
TEMPERATURA DE OPERACION: 220°F

HABRA QUE CAMBIAR LOS PLATOS RECEPTORES DE CONDENSADO POR ESTAR CORROIDOS, HACIENDOLOS DE FIERRO FUNDIDO CON UN RECUBRIMIENTO DE TEFLON.

CHIMENEA

CARACTERISTICAS GENERALES DE DESHECHO:

FLUIDO: GASES
DIAMETRO INTERIOR DE LA BASE: 109"
DIAMETRO INTERIOR DEL EXTREMO SUPERIOR: 54"
ALTURA: 100 ft
MATERIAL: CONCRETO Y RECUBIERTA REFRACTARIA
PRESION DE DISEÑO: 0.65 PSIG
TEMPERATURA DE DESCARGA: 700°F

A CONTINUACION SE PRESENTA EL ANALISIS DE LOS GASES DE SALIDA DE LA PLANTA. MISMOS QUE ESTAN DENTRO DE LOS PARAMETROS ESTIPULADOS POR LA SECRETARIA DE DESARROLLO URBANO Y ECOLOGIA.

COMPOSICION DE LOS GASES DE SALIDA

	lb mol/h	% mol
SO ₂	1.950	0.25
O ₂	49.725	6.33
N ₂	733.570	93.42
	<u>785.254</u>	<u>100.00</u>

e) ENFRIADORES DE ACIDO

1.- TIPO: SERPENTIN ENFRIADOR DE OLEUM

FLUIDO CALIENTE: OLEUM DEL 20%
TEMPERATURA DE ENTRADA: 159°F
TEMPERATURA DE SALIDA: 130°F

ENFRIAMIENTO EXTERNO: AGUA A 70°F
ANCHO: 3 ft
LONGITUD: 20 ft
ALTEZA: 8 ft
MATERIAL: ACERO AL CARBON

2.- TIPO: SERPENTIN ENFRIADOR DE ACIDO

FLUIDO CALIENTE: ACIDO DEL 93%
TEMPERATURA DE ENTRADA: 190°F
TEMPERATURA DE SALIDA: 77°F
ENFRIAMIENTO EXTERNO: AGUA A 70°F
LARGO: 18 ft
ANCHO: 3' 10"
MATERIAL: FIERRO FUNDIDO
CALOR TRANSFERIDO: 4.46×10^6 BTU/hr
FLUJO: 355 GPM

3.- TIPO: SERPENTIN ENFRIADOR DE ACIDO

FLUIDO CALIENTE: ACIDO DEL 98%
TEMPERATURA DE ENTRADA: 223°F
TEMPERATURA DE SALIDA: 180°F
ENFRIAMIENTO EXTERNO: AGUA A 70°F
LARGO: 16' 6"
ANCHO: 3' 10"
ALTO: 3' 9"
MATERIAL: FIERRO FUNDIDO
CALOR TRANSFERIDO: 5.5×10^6 BTU/hr

FLUJO: 383 GPM

4.- TIPO: SERPENTIN ENFRIADOR DE PRODUCTO

FLUIDO CALIENTE: ACIDO DEL 98%

TEMPERATURA DE ENTRADA: 180°F

TEMPERATURA DE SALIDA: 110°F

ENFRIAMIENTO EXTERIOR: AGUA A 70°F

LARGO: 1' 6"

ANCHO: 3' 10"

ALTO: 8' 4"

MATERIAL: FIERRO FUNDIDO

CALOR TRANSFERIDO: 65×10^3 BTU/Hr

FLUJO: 2.71 GPM = 2,499 lb/h

BOMBAS DE RETORNO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO (2)

CARACTERISTICAS GENERALES:

FLUIDO: AGUA

MATERIAL: HIERRO COLADO, BRONCE, ACERO AL CARBON Y ACERO
INOXIDABLE.

CAPACIDAD: 750 GPM

CARGA DINAMICA: 90' DE COLUMNA DE LIQUIDO

POTENCIA: 25 HP C/U

BOMBA PARA DRENAJE DE ENFRIADORES

CARACTERISTICAS GENERALES:

EQUIPOS CALIENTES: ACIDO DEL 93%. DEL 98% Y OLEUM

MATERIAL: ACERO ESPECIAL DE ALEACION No.20

CAPACIDAD: 30 GPM
CARGA DINAMICA: 40' DE COLUMNA DE LIQUIDO
POTENCIA: 2 HP

BOMBA PARA RETORNO DE ACIDO DEL 93%

CARACTERISTICAS GENERALES:

FLUIDO: ACIDO DEL 93%
MATERIAL: ALEACION No.20
CAPACIDAD: 430 GPM
CARGA DINAMICA: 59' DE COLUMNA DE LIQUIDO
POTENCIA: 25 HP.

SIENDO ESTOS LOS EQUIPOS PRINCIPALES QUE CONFORMAN EL
PROCESO.

CAPITULO IV.

ESTUDIO DE INVERSION

EN ESTE CAPITULO SE PRETENDE PRESENTAR EL RESULTADO DE LA INVESTIGACION TECNICO-ECONOMICA REALIZADA PARA EL CALCULO DEL MONTO DE INVERSION APROXIMADO EN EL PROYECTO DE MODIFICACIONES A LA PLANTA MENCIONADAS CON ANTERIORIDAD. EL OBJETIVO NO ES EL DE ANALIZAR LA VIABILIDAD DE UN PROYECTO NUEVO, SINO CUANTIFICAR LO QUE COSTARIA A LA EMPRESA PROPIETARIA DE LAS INSTALACIONES DE PROCESO, EL LLEVAR A CABO TAL CAMBIO Y PODER ASI PONER A FUNCIONAR DE NUEVO UNA PLANTA QUE ES BASICA PARA LA OPERACION DE UNA INDUSTRIA PETROQUIMICA SECUNDARIA.

LA SECUENCIA NORMALMENTE EMPLEADA PARA EL DESARROLLO DE UN ESTUDIO DE ESTE TIPO, ESTA BASADA EN LA INFORMACION TECNICA DEL PROYECTO, LA CUAL INCLUIRIA LOS SIGUIENTES ASPECTOS.

- 1.- PRODUCCION CONSIDERADA, PRECIOS, VOLUMEN DE VENTAS Y ANALISIS DEL MERCADO.
- 2.- PROCESO DE ELABORACION SELECCIONADO Y ASISTENCIA TECNICA.
- 3.- REQUISITOS FISICOS DEL PROYECTO.
- 4.- LOCALIZACION DE LA PLANTA.
- 5.- OBRA CIVIL.
- 6.- MAQUINARIA Y EQUIPO.
- 7.- INGENIERIA Y SUPERVISION.
- 8.- MONTAJE.

9.- PUESTA EN MARCHA.

LOS ANTERIORES PUNTOS PUEDEN SER EXPLICADOS COMO SIGUE:

1).- POR TRATARSE DE UN PROYECTO DE MODIFICACION DE INSTALACIONES PRODUCTIVAS Y NO DE UN PROYECTO DE AMPLIACION DE LA CAPACIDAD OPERATIVA, LA PRODUCCION CONSIDERADA SERA LA MISMA QUE LA DEL PROYECTO ORIGINAL; ESTO ES, 100 TONS/DIA DE ACIDO SULFURICO AL 98% . CONSIDERANDO QUE ESTA SUSTANCIA ES UN PRODUCTO DE AUTOCONSUMO. EL PRECIO DE VENTA NO ES UN ASPECTO IMPORTANTE DEBIDO A QUE SOLO SALDRAN AL EXTERIOR LOS EXCEDENTES PRODUCIDOS, DE MANERA QUE EN TAL CASO SE TOMARA EL PRECIO QUE RIJA EN EL MERCADO. TODO ESTO TIENE POR CONCLUSION QUE NO ES REQUERIDO UN ESTUDIO DE MERCADO EN FORMA COMO UNA PRIMERA SUSTENTACION PARA LLEVAR A CABO EL PROYECTO EN CUESTION.

2).- TOMANDO COMO BASE EL PRIMER CAPITULO DE LA TESIS, EN EL QUE SE DESCRIBEN LOS PRINCIPALES PROCESOS DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO, EL PROCESO SELECCIONADO PARA LLEVAR A CABO LAS MODIFICACIONES DE LA PLANTA DEBERA ESTAR ACORDE CON LA IDEA DE UTILIZACION DE AQUELLOS EQUIPOS EN BUEN ESTADO. LLEGANDO A TRAVES DE LA COMPARACION LOS SISTEMAS DE PRODUCCION DE LOS DIFERENTES METODOS HA ESCOGER EL METODO DE CONTACTO. EL CUAL ES EL MAS EFICIENTE EN LA ACTUALIDAD Y EL QUE PRESENTA MENOS PROBLEMAS DE CORROSION. LA PLANTA SERA MODIFICADA BAJO LA ASISTENCIA TECNICA DE LA COMPANIA MONSANTO POR LO QUE DEBERA PAGARSE EL 1% SOBRE VENTAS

DURANTE UN PERIODO DE 10 AÑOS.

3).- LOS REQUISITOS FISICOS PARA LA PRODUCCION DEL ACIDO SON LOS SIGUIENTES:

- AGUA: 3.6 GPM
- ELECTRICIDAD O ENERGIA ELECTRICA: 1120 kw/h
- COMBUSTIBLE: DIESEL EMPLEADO SOLO PARA EL ARRANQUE DEL QUEMADOR.
- AIRE: 5556 SCFM
- MATERIA PRIMA: AZUFRE 52 lb/min.

4).- NO ES REQUERIDO UN ESTUDIO DE LOCALIZACION POR TRATARSE DE UN PROYECTO DE MODIFICACION A UNA PLANTA YA EXISTENTE.

5).- LAS OBRAS CIVILES REQUERIDAS EN EL PROYECTO SON LAS SIGUIENTES:

<u>OBRA</u>	<u>AREA REQUERIDA</u>
- FOSA PARA LA FUNDICION DE AZUFRE	21.4m ²
- CIMENTACION DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AZUFRE LIQUIDO	15.2m ²
- CIMENTACION DE LAS BOMBAS DE TRANSFERENCIA AL QUEMADOR PRINCIPAL	1.32m ²
- CIMENTACION DE LA TORRE DE SECADO DE AIRE	7.0m ²

LA ESTIMACION DE LA OBRA CIVIL INCLUYENDO TODOS LOS CONCEPTOS ANTES MENCIONADOS ASCIENDEN A UN TOTAL DE \$ 33'615,000.00

6) EL DETALLE DE LA MAQUINARIA Y EQUIPO NECESARIOS PARA EL PROYECTO SE PRESENTA A CONTINUACION, TENDIENDO EN CUENTA QUE EL COSTO DEL EQUIPO ES PUESTO EN PLANTA.

<u>CONCEPTO</u>	MONTO EN PESOS.
- FOSA DE FUNDICION (TAPAS)	\$ 50'000,000.00
- SISTEMA DE CALENTAMIENTO PARA LA PRODUCCION DE AZUFRE LIQUIDO	\$ 8'500,000.00
- SISTEMA DE BOMBEO AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO	\$ 6'000,000.00
- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AZUFRE	\$ 28'000,000.00
- SISTEMA DE CALENTAMIENTO EN EL TANQUE	\$ 4'500,000.00
- SISTEMA DE BOMBEO AL QUEMADOR PRINCIPAL	\$ 4'900,000.00
- MODIFICACIONES AL QUEMADOR DE AZUFRE	\$ 7'400,000.00
- SOPLADOR PRINCIPAL (INCLUYENDO TURBINA)	\$ 190'000,000.00
- FILTRO DE GASES CALIENTES	\$ 27'500,000.00
- CAMBIADOR DE CALOR PRIMARIO	\$ 23'000,000.00
- CAMBIADOR DE CALOR SECUNDARIO	\$ 29'500,000.00

- ENFRIADOR DE GASES	\$ 22'500,000.00
- ENFRIADOR DEL 2° Y 3° PASO DEL CONVERTIDOR	\$ 5'850,000.00
- ELIMINADOR DE NIEBLA YORK	\$ 3'250,000.00
- PLATOS RECEPTORES DEL ELIMINA- DOR BRINK	\$ 2'550,000.00
- TUBERIAS E INSTRUMENTOS.	\$ 92'140,000.00
T O T A L	\$ 460'690,000.00

7).- PARA EL CONCEPTO DE INGENIERIA DEL PROYECTO, SE HA HECHO UN ESTIMADO DE HORAS-HOMBRE Y NUMERO DE PLANOS, OBTENIENDO UN MONTO DE \$ 115'173,000.00, PARA LA REALIZACION DEL PROYECTO. POR LO QUE A LA SUPERVISION CORRESPONDE, SE HA DETERMINADO EN FORMA PRELIMINAR QUE EL PROYECTO TOMARA 8 MESES EN EJECUCION LO CUAL REPRESENTA UN COSTO DE \$ 226'000,000.00, DE UNA CUADRILLA FORMADA POR UN COORDINADOR GENERAL, UN SUPERVISOR DE OBRA CIVIL Y OTRO DE OBRA ELECTROMECANICA Y DOS CUANTIFICADORES, CUYO TIEMPO SE ENCUENTRA TRASLAPADO DURANTE EL PERIODO DE CONSTRUCCION.

8).- EL MONTAJE INCLUYE LA INSTALACION DEL EQUIPO Y TUBERIAS ASI COMO SU LIMPIEZA Y PRUEBAS RESPECTIVAS, ESTIMANDOSE EN UN 40% SOBRE EL COSTO DE LOS NISMOS. ESTO ES.
\$ 184'276,000.00

9).- LA COMPANIA MONSANTO SUMINISTRARA UN EQUIPO DE DOS

INGENIEROS DURANTE 6 MESES PARA LA PUESTA EN MARCHA DE LA PLANTA TENIENDO UN COSTO DE \$ 20'000,000.00/MES, ESTO ES, \$120'000,000.00

COMO RESULTADO DE LOS PUNTOS ANTERIORES LA TABLA "A" MUESTRA LA INVERSION ESTIMADA EN PLANTA, PARA EL PROYECTO.

TABLA A

INVERSION EN PLANTA

CONCEPTO	MONTO (10 ³ \$)
1) OBRA CIVIL	33'615.
2) MAQUINARIA Y EQUIPO	368'550.
3) TUBERIAS E INSTRUMENTACION	92'140.
4) MONTAJE	184'276.
INVERSION FISICA	<u>\$ 678'581.</u>
5) INGENIERIA Y SUPERVISION	341'173.
6) PREPARACION DEL SITIO	50'000.
7) ARRANQUE	120'000.
8) IMPREVISTOS (10%)	132'195.
INVERSION FISICA	<u>\$ 1,321'949.</u>

EL COSTO DE LA MODIFICACION SE ESTIMA EN \$1,322'000,000. (MIL TRESCIENTOS VEINTIDOS MILLONES DE PESOS 00/100 M.N.) APROXIMADAMENTE.

EN LA TABLA H SE PRESENTA EL COSTO DE OPERACION QUE TENDRA LA PLANTA UNA VEZ PUESTA EN MARCHA. PARA LO CUAL SE MUESTRAN EN PRIMERA INSTANCIA LOS COSTOS DE UNA SERIE DE MATERIALES QUE TIENEN UN PERIODO DE VIDA MEDIA DE TRES AÑOS Y POSTERIORMENTE EL DESGLOSE DE AQUELLOS CONCEPTOS QUE CONSTITUYEN EL COSTO DE OPERACION.

A): CATALIZADOR.- EL CATALIZADOR UTILIZADO EN EL PROCESO ES EL PENTOXIDO DE VANADIO (V_2O_5) EL CUAL TIENE UN COSTO DE SIETE MIL PESOS / LITRO DE MANERA QUE SU COSTO TOTAL DE ACUERDO A LA CANTIDAD EMPLEADA EN EL CONVERTIDOR ES DE \$ 151'529,000.00.

B): EMPAQUE.- EL EMPAQUE PARA LA TORRE DE SECADO TIENE UN COSTO DE \$33,000.00 / PIE CUBICO, LO QUE NOS DA UN TOTAL DE \$29'550,000.00. RESULTANDO UN COSTO TOTAL DE ESTOS MATERIALES DE \$181'079,000.00 EQUIVALENTE A UN COSTO MENSUAL DE OPERACION DE \$5'030,000.00 APROXIMADAMENTE.

LA TABLA "B" MUESTRA EL COSTO MENSUAL DE LA MATERIA PRIMA Y DE LOS MATERIALES CONSUMIDOS A MEDIANO PLAZO.

TABLA B

COSTO MENSUAL DE MATERIA PRIMA.

<u>CONCEPTO</u>	<u>E. UNITARIO</u> (\$)	<u>IMPORTE</u> (\$)
A) AZUFRE 1020.16 TONS.	450,000.	459'072,000.
B) M. DE REPOSICION		5'030,000.
TOTAL.		<u>\$ 464'102,000.</u>

A CONTINUACION SE PRESENTA LA INTEGRACION DE LA MANO DE OBRA DIRECTA PARA LA OPERACION DE LA PLANTA Y EL IMPACTO MENSUAL DE SALARIOS Y SERVICIOS PARA EL CALCULO DEL COSTO DE OPERACION. (TABLA "D").

TABLA D

COSTO MENSUAL DE MANO DE OBRA DIRECTA Y SERVICIOS.

<u>CONCEPTO</u>	<u>P.UNITARIO</u> (\$)	<u>IMPORTE</u> (\$)
1. - SALARIOS		
A) 4 OPERADORES	500,000.	2'000,000.
B) 2 AUXILIARES DE OPERADOR	350,000.	700,000.
C) 2 LABORATORISTAS	1'000,000.	2'000,000.
D) 1 SUPERVISOR GENERAL	1'350,000.	1'350,000.
SUBTOTAL		6'050,000.
FACTOR DE PRESTACIONES SOCIALES: 60%		
COSTO DIRECTO REAL MENSUAL:		9'680,000.
2) SERVICIOS		
A) ELECTRICIDAD	100.00	80'645,265.
B) AGUA (574m ³)	250.00	143,500.
SUBTOTAL		80'788,765.
3) PARA EL CONCEPTO DE MANTENIMIENTO SE HA ESTIMADO SOBRE EL MONTO DE INVERSION UN PORCENTAJE (VER TABLA "E") SOBRE MAQUINARIA Y EQUIPO Y OTRO SOBRE OBRA CIVIL DE ACUERDO AL TIPO DE INDUSTRIA QUE CORRESPONDA.		

TABLA E

COSTO DE MANTENIMIENTO MENSUAL.

	MANTENIMIENTO ANUAL (%)	IMPORTE (\$)
A) MAQUINARIA Y EQUIPO	6	2'303,000.
B) OBRA CIVIL	2	56,000.
C) INTALACIONES EXISTENTES	-	1'500,000.
T O T A L		3'859,000.

- 4) LOS GASTOS ADMINISTRATIVOS INCLUYEN AL PERSONAL Y A LOS GASTOS GENERALES DE OFICINAS PRESENTANDOSE SU DESGLOSE DE COSTO MENSUAL EN LA TABLA "F"

TABLA F

COSTO MENSUAL DEL PERSONAL ADMINISTRATIVO.

	SALARIO MENSUAL
A) UN GERENTE DE PLANTA	6'000,000.
B) DOS SECRETARIAS	1'400,000.
C) UN CONTADOR	1'250,000.
	<hr/>
SUBTOTAL	8'650,000.

FACTOR DE PRESTACIONES SOCIALES: 60 %

GASTO ADMINISTRATIVO REAL: 13'840,000.

LOS GASTOS GENERALES COMPRENDEN:

- A) GASTOS DE OFICINA
- B) GASTOS BANCARIOS
- C) GASTOS DE VIAJE Y REPRESENTACION

- D) SEGUROS (EQUIPOS, EDIFICIOS Y VEHICULOS)
- E) GRATIFICACIONES AL PERSONAL E IMPREVISTOS.

ESTIMANDOSE PARA EL TOTAL DE ESTE CONCEPTO UN 2% SOBRE EL VOLUMEN DE VENTAS TEORICO, ESTO ES: \$ 25'740,000.00 POR MES.

- 5) PARA LOS GASTOS DE VENTA SE HAN CONSIDERADO COMISIONES Y PUBLICIDAD, LOS CUALES DEBIDO A QUE SOLO SE TENDRAN GASTOS DE EXCEDENTES, SE HAN ESTIMADO SOLO EN UN 1.5% SOBRE EL VOLUMEN DE VENTAS ESTO ES \$12'870,000.00 MENSUALES. HACIENDO UN TOTAL PARA EL CONCEPTO DE GASTOS ADMINISTRATIVOS DE \$52'450,000.00

DEPRECIACIONES Y AMORTIZACIONES.- ESTOS CONCEPTOS HAN SIDO CALCULADOS DE ACUERDO A LOS PORCENTAJES FISCALES ESTABLECIDOS, PRESENTADOS EN LA TABLA "G"

TABLA G

DEPRECIACION Y AMORTIZACION MENSUAL

<u>CONCEPTO</u>	<u>PORCENTAJE ANUAL</u>	<u>IMPORTE</u>
EQUIPO Y MAQUINARIA	9%	4'837,245.
OBRA CIVIL	5%	348,396.
GASTOS DE PREOPERACION, INGENIERIA, SUPERVISION E IMPREVISTOS	10%	4'944,733.
SUBTOTAL		10'130,374.

TENIENDOSE POR ACABAR DE DEPRECIAR UN MONTO DE \$200'000,000.00 EN OBRA CIVIL A UN PLAZO DE 10 AÑOS. REPRESENTANDO UN MONTO MENSUAL POR DEPRECIAR DE \$1'666,667.00.

EL MONTO MENSUAL DE DEPRECIACION Y AMORTIZACION PARA FINES DE ESTE PROYECTO SERA POR LO TANTO DE \$11'797,041.00

NOTA:

LA MAQUINARIA QUE SERA REUTILIZADA SE ENCUENTRA TOTALMENTE DEPRECIADA POR LO QUE NO SE HA CONTEMPLADO AQUI.

TABLA H

COSTO DE OPERACION MENSUAL

<u>CONCEPTO</u>	<u>IMPORTE</u> (10 ³ \$)
MATERIA PRIMA	464'102.
MANO DE OBRA	9'680.
SERVICIOS	80'789.
MANTENIMIENTO	3'859.
DEPRECIACION Y AMORTIZACIONES	11'797.
	<hr/>
COSTO DE PRODUCCION	570'227.
PAGO DEL USO DE TECNOLOGIA	12'870.
GASTOS ADMINISTRATIVOS	52'450.
	<hr/>
COSTO DE OPERACION	635'547.
MONTO DE VENTAS TEORICO (\$429,000/TON)	1,287'000.

DE ACUERDO A ESTA ULTIMA TABLA, SE PUEDE APRECIAR QUE EL

PROYECTO REPORTA COSTOS DE OPERACION ACEPTABLES DESDE EL PUNTO DE VISTA COMERCIAL, A PESAR DE ELABORAR UN PRODUCTO DE AUTO CONSUMO, LA CUAL POR LO TANTO TIENE CONSIDERACIONES DIFERENTES A LAS DE UN PROYECTO CON FINES LUCRATIVOS SIENDO ADEMAS POSIBLE QUE LOS EXCEDENTES QUE LA EMPRESA PUEDE VENDER, LE RETRIBUYAN UNA UTILIDAD ADICIONAL AL DE LAS PLANTAS DE ACRILATO Y METACRILATO DE METILO.

C O N C L U S I O N E S

EL DISEÑO DE LAS MODIFICACIONES A LA PLANTA DE FENOQUIMIA, ASI COMO EL COSTO DE LA INVERSION QUE HABRIA QUE EFECTUAR, SON MOSTRADAS EN LOS CAPITULOS III Y IV DEL PRESENTE TRABAJO. LA PLANTA PODRA OPERAR A 100 TONELADAS POR DIA DE PRODUCCION Y PODRA EN CASO DE UNA POSIBLE EXPANSION, AUMENTAR SU CAPACIDAD A CASI EL DOBLE DE LO ACTUAL, CON LO CUAL EN SU CASO NECESARIO PODRAN EN UN MOMENTO DADO Y DEBIDO A LA DEMANDA DE ACIDO EN EL PAIS, VENDER EXCEDENTES PRODUCIDOS Y CON ELLO OBTENER UNA GANANCIA ADICIONAL, LA CUAL CONTRARESTARA LO QUE LA COMPANIA ACTUALMENTE PAGA POR LA ELIMINACION DEL ACIDO DILUIDO MEDIANTE EL ACARREAMIENTO FUERA DE SU PLANTA.

B I B L I O G R A F I A

- LIBROS -

- 1.- CRANE - FLOW OF FLUIDS, TECHNICAL No.410 - CRANE CO. 14ª EDICION - 1974.
- 2.- FOUST A./WENZEL L./CLUMP C./MAUS L./ANDERSEN L. PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS - C.E.C.S.A. 11ª EDICION - 1978
- 3.- HAUGEN OLAF / WATSON KENNETH / RAGATZ ROLAND - CHEMICAL PROCESS PRINCIPLES - PARTE I - JOHN WILEY & SONS, INC. - 2ª EDICION - 1972.
- 4.- KERN DONALD - PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR C.E.C.S.A. - 9ª EDICION - 1974.
- 5.- LEE JAMES - MATERIALS OF CONSTRUCTION FOR CHEMICAL PROCESS INDUSTRIES MCGRAW - HILL COMPANY, INC. 5ª EDICION - 1950.
- 6.- LEVA M. / WEIN TRAUB M. / GRUMMER H. / POLJCHICK M. / STORCH H.- FLUID FLOW THROUGH PACKED AND FLUIDIZED SYSTEMS - U.S. GOVERNMENT PRINTING OFFICE - 1951.
- 7.- LUDWIN ERNEST - APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANT - VOLUMEN 3 - GULF PUBLISHING COMPANY - 1945.
- 8.- FERRY ROBERT / CHILTON CECIL - CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK - MCGRAW HILL KOGAKUSHA. LTD - 5ª EDICION - 1973.

- 9.- ROHSENOW WARREN / HARTNETT JAMES - HANDBOOK OF HEAT TRANSFER
- MCGRAW HILL BOOK COMPANY INC. - 1973
- 10.- TREYBAL ROBERT - MASS TRANSFER OPERATIONS O MCGRAW HILL
FOGAFUSHA LTD. - 2ª EDICION - 1968.

- ARTICULOS -

- 1.- DOWELL DAVID - HANDLING MINERAL ACIDS - CHEMICAL ENGINEERING
- NOVIEMBRE 11, 1974 - PAGES. 118 A 137.
- 2.- MANUAL DE OPERACION PARA UNA PLANTA DE ACIDO SULFURICO DE
750 TONELADAS - MONSANTO - 1973.
- 3.- SULFURIC ACID MANUFACTURING - CHEMICAL PROCESSING EQUIPMENT
- 1974 - PAGES. 695 A 701.