

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

T E S I S

“Modificación al proceso de endulzamiento de hidrocarburos condensados para procesar gas natural.”

Guillermo Fernández Villegas

INGENIERO QUIMICO

1984



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

C O N T E N I D O

- 1.- GENERALIDADES.
- 2.- INTRODUCCION.
- 3.- DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL.
- 4.- CALCULO DE LA CAPACIDAD DE ALIMENTACION DE GAS AMARGO AL PROCESO ACTUAL.
- 5.- INTEGRACION DE EQUIPOS REQUERIDOS.
- 6.- PREPARATIVOS Y PROCEDIMIENTO DE ARRANQUE.
- 7.- CONTROL QUIMICO DEL PROCESO.
- 8.- CONCLUSIONES.
- 9.- APENDICE.
- 10.- BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO 1:

GENERALIDADES.

GENERALIDADES.

El complejo Petroquímico Cactus localizado en los límites del estado de Chiapas dentro del municipio de Reforma, Chis., fué proyectado para procesar el gas natural extraído del subsuelo por la explotación de yacimientos petrolíferos que comprenden el área Tabasco y Chiapas.

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos con alto contenido de metano y etano, contiene además agentes corrosivos que requieren ser eliminados para evitar problemas de corrosión en materiales y contaminación de el medio ambiente. Antes de eliminar éstas impurezas, el gas pasa por una etapa de separación física, donde se elimina casi totalmente la humedad y los condensados recuperados por medio del enfriamiento.

La capacidad del complejo es de 2,200 millones de pies cúbicos a condiciones normales de P y T por día de gas natural, todos distribuidos en 12 plantas Endulzadoras y Recuperadoras de Azufre bajo el mismo proceso. El proceso Girbotol utilizado para el endulzamiento del gas, elimina los gases ácidos usando como absorbente una solución de Dietanol amina; la ventaja de éste proceso es la reactivación del absorbente y la recuperación del H_2S para producir 1,760 toneladas por día de Azufre líquido. Se producen 2,075 millones de pies cúbicos diarios de gas endulzado para abastecer los procesos criogénicos.

De las baterías de separación de crudo, estas ciones de compresión del gas amargo y separadores de las corrientes gaseosas dentro del complejo, se recuperan hidrocarburos condensados de alta, media y baja presión por medio de sistemas de enfriamiento, los más comunes del tipo soloaire, y rectificadores de alta eficiencia. La recolección de los hidrocarburos condensados en toda el área alimentan a las plantas Endulzadoras y Estabilizadoras de HC condensados 1 y 2. El endulzamiento es llevado a cabo similarmente. Se utiliza una solución de Dietanol amina al 20% en peso y están diseñadas para procesar 24,000 barriles diarios cada una. La estabilización se efectúa en el condensado dulce y consiste en la eliminación de ligeros, metano y etano, por agotamiento convencional.

Tomando en cuenta que los procesos de endulzamiento de gas y condensados son similares con las diferencias y modificaciones dadas posteriormente, se efectúa éste trabajo aprovechando la integración de los proyectos ya diseñados.

CAPITULO 2:

INTRODUCCION.

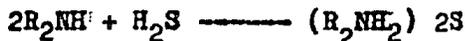
INTRODUCCION.

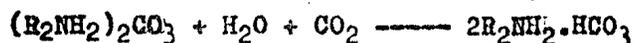
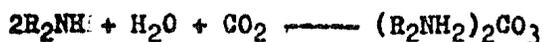
El proceso para endulzar los hidrocarburos extraídos del subsuelo, manejados a altas presiones y en su mayor parte con alto contenido de componentes ligeros, requiere de un análisis extenso dependiente principalmente del tipo de impurezas contenidas para elegir adecuadamente el medio absorbente y el costo de su inversión.

La cantidad de H_2S y CO_2 analizadas en corrientes de Gas natural y Condensados de alta y baja presión, lo muestran como los principales agentes corrosivos. En la actualidad hay variedad de procesos para la eliminación del H_2S , algunos resultan de muy elevado costo y no permiten capacidades altas. El proceso Girbotol permite manejar grandes capacidades y su costo resulta adecuado, esto se debe a que, el absorbente es regenerado recirculando al proceso y además se recupera el H_2S usado para la obtención de Azufre líquido.

El proceso Girbotol consiste de 2 etapas:
Primera etapa.- Reacción del absorbente con el compuesto que se desea eliminar, en éste caso el absorbente elegido es la Dietanol amina.

Reacciones con H_2S :



Reacciones con CO_2 :

Segunda etapa.- Agotamiento del H_2S y CO_2 absorbido en la solución y regeneración de la solución absorbente, lo que permite recircular al proceso reponiéndose solo las pérdidas naturales del sistema por formación de sólidos o demasiada vaporización de la solución regenerada.

Además de las ventajas expuestas anteriormente, el proceso Girbotol resulta de una complejidad mínima.

El proceso de endulzamiento de HC condensados y el proceso de endulzamiento de gas amargo instalados actualmente utilizan el proceso Girbotol. En base a la semejanza que presentan los dos procesos se propuso efectuar la modificación al proceso de endulzamiento de HC condensados para procesar gas amargo refiriendo las limitaciones que se tienen y tratando de no afectar todo el proceso. El trabajo a desarrollar implica dar a conocer el proceso actual, calcular la capacidad permisible para procesar gas amargo con los elementos ya instalados, integrar los equipos necesarios que se requieran y optimizar la operación sin presentar problemas graves al efectuar la conversión de la alimentación al proceso.

CAPITULO 3:

DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL.

DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL.

La planta endulzadora y estabilizadora de Hidrocarburos condensados amargos fué diseñada para eliminar el H_2S y el CO_2 contenido en los hidrocarburos y la eliminación de los componentes más ligeros. Por éste motivo se dividió en 2 secciones: sección de endulzamiento y sección de estabilización.

En la sección de endulzamiento los hidrocarburos se tratan con una solución de DEA del 20 al 25% en peso en 3 torres absorbedoras operando en paralelo. La DEA rica en gases ácidos se regenera por medio de calentamiento y se recircula al proceso; para realizar la modificación a la que se refiere éste trabajo, solo requeriremos de ésta sección.

En la sección de estabilización se tratará el hidrocarburo ya endulzado. Se alimentarán los hidrocarburos condensados a 2 tanques separadores de gas colocados en serie donde por diferencia de presiones se eliminarán 7% y 4.3% respectivamente de los componentes más ligeros, metano y etano, la salida de los fondos de estos separadores se alimentarán a una torre de destilación de 18 platos donde se efectuará un agotamiento de los componentes más ligeros por medio de calentamiento; del fondo de la torre se obtendrán los hidrocarburos condensados estabilizados, básicamente propano y más pesados, los cuáles serán enviados a una planta fraccionadora de hidrocarburos; los gases obtenidos de los tanques separadores y del domo de la torre serán comprimidos y enviados a L. B.

Sección de Endulzamiento.

La alimentación de la carga a tratar se efectúa por el fondo de los absorbedores, mientras que la solución de DEA por la parte superior. Se cuenta con un cabezal de distribución de líquido dentro de las torres con el fin de lograr una mejor dispersión. Los absorbedores son torres con 5 camas de empaque de anillo Raschig de 1 1/2". La altura de cada cama es de 2.12 m. El hidrocarburo ya endulzado se extrae por el domo de cada torre.

La DEA pobre es bombeada al sistema por la bomba GA-402/R a través del cabezal de 12" P112D4A; mediante 3 sistemas de control de flujo se asegura el flujo correspondiente a cada contactor o absorbedor, dependiendo de la alimentación de hidrocarburos. Se cuenta con alarmas por bajo flujo en cada línea con la finalidad de preveer anomalías en el proceso.

La DEA rica se extrae a control de nivel de interfase por el fondo de las torres DA-401A, B Y C. El nivel normal de la interfase será de 1.2 m. arriba de la cama superior de empaque. La máxima corrosión permitida limita a una máxima concentración de H_2S en la DEA rica de 0.45 mol de gas ácido por mol de DEA. Las extracciones de DEA rica se colectan en el cabezal 12" P102D4A y se envían a los filtros de DEA rica FD-401 A y B para separar cualquier impureza arrastrada por ésta corriente. Una vez filtrada se lleva al acumulador de DEA rica FA-402, éste equipo opera a una presión de 17.5 kg/cm² man., la cuál se regula por

el controlador de presión PIC-402, que acciona 2 válvulas de control que operan en rango dividido ya sea inyectando o extrayendo gas. El tanque FA-402 está instrumentado con alarmas por alto y bajo nivel y protegido por sobrepresión por la válvula PSV-405.

La DEA rica se extrae del FA-402 a control de nivel; con el fin de evitar el flasheo de gas ácido por disminuciones de presión se ha instalado la válvula controladora lo más cercana a la columna regeneradora DA-402.

La DEA rica a través de la línea 12" P110 - B13A se hace pasar por los tubos de los cambiadores EA-401 A y B en serie donde intercambia calor con la DEA pobre del fondo de la DA-402. Aquí aumenta su temperatura de 52°C a 97°C. A ésta temperatura se alimenta al plato 3 de la torre regeneradora DA-402. La DA-402 es una torre de platos tipo válvula. Veinte platos son para efectuar la regeneración de la DEA y en los 2 restantes fluye agua a contracorriente del gas ácido con el fin de lavar éste y evitar pérdidas de DEA por arrastra. Las condiciones de operación de la DA-402 son de 115°C y 1.12 kg/cm² man. en el domo y de 126°C y 1.4 kg/cm² man. en el fondo.

Los gases ácidos se extraen del domo de la columna por la línea 16" P218A12A. Se pasan a través de un condensador con agua de enfriamiento que circula por los tubos EA-403, en donde se condensa y subenfria el líquido que sirve como reflujo (agua con pequeñas concentraciones de DEA que no exceden del 0.2%) pasando al tanque acumulador de reflujo FA-403. Los ga

ses ácidos se envían a control de presión a límite de batería por medio del controlador de presión PIC-403 que opera en rango escalonado las válvulas A y B para enviar hacia las plantas de Azufre ó hacia el desfogue ácido, respectivamente. Se cuenta con el FR-412 con el fin de conocer el envío hacia las plantas de Azufre de gas ácido.

Los condensados del tanque FA-403 se recirculan por medio de la bomba GA-403/R a control de nivel del FA-403 mediante el LIC-407 instalado en la línea 2" P222A2A. El FA-403 está instrumentado con alarmas por alto y bajo nivel para prever arrastre de líquido por los gases o que caviten las bombas del reflujo.

El calor de regeneración se obtiene en 2 rehervidores con vapor tipo Kettle, los EA-404 a control de flujo de vapor manual por medio de un indicador local en cada uno. El vapor circula por los tubos. La solución de DEA se hace llegar a los rehervidores desde el plato 22 de la DA-402. De la parte superior de los rehervidores se extraen vapores en equilibrio que llegan a la torre por líneas de 16", mientras que por el fondo, el líquido saturado regresa a la torre por líneas de 8". Se cuenta con indicadoras de temperatura en cada corriente con el fin de controlar las condiciones del fondo. Los rehervidores se protegen por el lado de la coraza por medio de las válvulas de seguridad PSV-407 y PSV-408. La torre DA-402 está instrumentada con alarmas por alto y bajo nivel. Se cuen

ta con una línea de 2" para inyectar agua de repuesto y reponer el nivel cuando se requiera, además tiene una línea de condensado de baja (vapor de baja agotado) y otra de vapor de baja conectada en el fondo.

La solución de DEA pobre se extrae por el fondo de la DA-402 y se hace fluir por la línea de 12" P207A13A hacia el lado de la coraza de los cambiadores EA-401 A y B donde intercambia calor con la DEA rica, disminuyendo su temperatura de 126°C a 80°C. De estos cambiadores la succionan las bombas GA-401/R.

En la línea de descarga se ha instalado, un interruptor por baja presión que alarmará y arrancará el accionador de la bomba que este fuera de operación para evitar dejar sin carga a las bombas GA-402/R (resulta ineficaz éste sistema debido a la humedad persistente en la línea de vapor de media, ya que la GA-401 es de turbina y su relevo es impulsada por motor eléctrico). La DEA se envía a los enfriadores EA-402 A y B en paralelo donde se enfría con agua. Se cuenta con un directo de 10" con el fin de tener la facilidad de poder sacar cualquiera de éstos equipos a limpieza, sin necesidad de parar la planta. Las corrientes provenientes de los enfriadores EA-402 A y B se unen en una sola para intercambiar calor por el lado de la coraza con agua de enfriamiento en el enfriador EA-402C. Se cuenta con directos de ambos lados para tener la misma facilidad del equipo anterior.

La DEA enfriada se manda a la sección de endulzamiento. De la línea de 12" P217B12A deriva un injerto de 6" que sirve para hacer nivel en el tanque FA-402 durante el arranque. Esta línea cuenta con una indicación de flujo FI-421 y su válvula de globo con el fin de controlar el flujo mencionado. El 20% de la DEA enfriada se hace pasar a través de los filtros FA-404. A y B en paralelo. Se cuenta con indicadores de flujo que permiten distribuir la DEA a cada elemento. El material filtrante es carbón activado. Los filtros están instrumentados con indicadores de presión diferencial que señalarán el grado de ensuciamiento. Cuando esto ha sucedido, se bloquea el filtro y después de vaciarse se regenera con vapor de media presión.

Del cabezal de 12" P111B12A, la DEA pobre es succionada por las bombas GA-402/R y es enviada a los absorbedores.

La reposición de DEA o el llenado al sistema se hará por medio de la bomba GA-404 que succiona de la fosa FE-401. A través de la línea de descarga 4" P225A13A se inyecta a la succión de las bombas GA-401/R. En ésta fosa se preparará la DEA con condensado a la concentración requerida y se almacenará en el tanque FB-401. El vaciado del sistema se podrá hacer por la tubería subterránea 3" VE700S2A la cuál llega a la fosa FE-401 y de ahí se retornará al tanque FB-401.

Requerimientos de Servicios auxiliares, materias primas y reactivos.

I. Vapor alimentado de Calderas.

a. Vapor de Media Presión:

Suministro.- 43.6 Kg/cm² y 338°C.

Retorno.- 4.2 Kg/cm² y 197°C.

<u>EQUIPO</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>GASTO</u>
GA-401	Bomba DEA a filtración	7,063 Kg/hr
GA-402	Bomba DEA a contactores	8,154 Kg/hr
FA-404A/B	Filtro DEA pobre	1,403 Kg/hr

Nota.- Los filtros se regenerarán cada 2 días durante 3 horas. El vapor de regeneración se ventea a la atmósfera.

b. Vapor de Baja Presión:

Suministro.- 3.5 Kg/cm² y 148°C

<u>EQUIPO</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>GASTO</u>
EA-404A/B	Rehervidores de DA-402	25,064 Kg/hr

II. Agua de Enfriamiento de CT-3

Condiciones de temperatura ajustadas a las condiciones ambientales muy variables.

Suministro.- 4.2 Kg/cm² y 32°C

Retorno.- 2.0 Kg/cm² y 46°C máxima.

<u>EQUIPO</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>GASTO</u>
EA-402 A/B/C	Enfriadores de DEA pobre	8,702 LPM
EA-403	Enfriador de gas ácido	6,356 LPM
GB-801	Compresor de Aire de Instrumentos.	23 LPM
GB-802	Compresor de Aire de Plantas	23 LPM

III. Energía eléctrica.

Suministro.- 4160 volts de la
Subestación No. 3

<u>EQUIPO</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>POTENCIA</u>
GA-401R	Bomba de DEA pobre a filtración.	448 KW
GA-402R	Bomba de DEA pobre a absorción.	522 KW
GA-403 y R	Bomba de reflujo a Regeneradora.	3.7 KW
GA-404	Bomba de reposición de DEA.	3.7 KW
GA-801A, B y R	Bomba de recuperación de condensado.	7.5 KW
GB-801	Compresor de aire de Instrumentos.	29.5 KW
GB-802	Compresor de aire de Plantas.	29.5 KW
GA-407 y R	Bomba de anticorrosivo	0.2 KW

Nota.- Dentro de la planta existe alimentación de voltajes de 480, 220 y 110 para bombas de baja potencia, circuitos de protección, tablero de instrumentos, alumbrado y servicios que se requieran.

IV. Aire de planta e instrumentos.

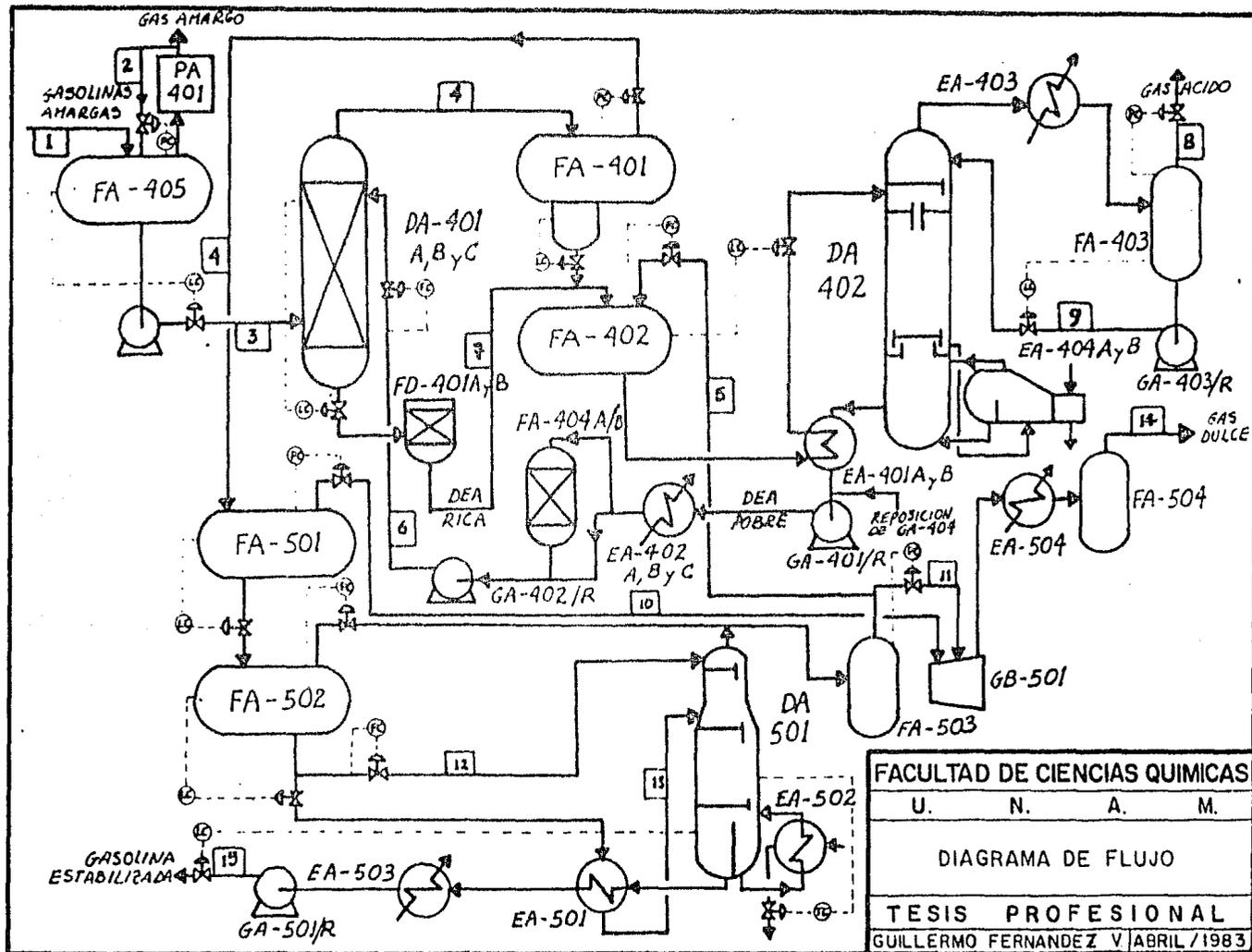
Suministro:- 150 ft³/min.

Consumo.- 80 ft³/min.

Nota.- El suministro es interno, ya que se cuenta con 2 compresores recíprocos, además la planta está integrada a la red de servicios auxiliares del Complejo.

Balance de materiales.

Corriente	Condensados amargos a la planta	Condensados estabilizados a L. B.	Gas dulce a L. B.	Gas ácido a L. B.
Componente	% mol	% mol	% mol	% mol
Metano	26.937	0.008	64.140	-
Etano	13.437	8.602	21.502	-
Propano	14.743	21.165	9.294	-
n Butano	14.27	19.298	2.324	-
i Butano	-	5.851	0.984	-
n Pentano	11.366	10.535	0.449	-
i Pentano	-	10.799	0.598	-
Hexano ⁺	12.261	23.707	0.278	
CO ₂	1.660	0.035	0.312	21.329
H ₂ S	5.326	-	4 ppm	72.756
Agua				
(lb mol/hr)	4067.13	-	0.119	5.915
BPD a 60 °F	24,000	15,585	-	-
Mmpcsd a				
60 °F, 1 atm	-	-	15.55	2.841
T °C	38	38	43	48.3
P Kg/cm ²	87.9	25.7	70.7	0.91



FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS			
U.	N.	A.	M.
DIAGRAMA DE FLUJO			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V ABRIL / 1983			

Nomenclatura de los equipos.

DA-401A/B/C	Torre absorbedora empacada.
DA-402	Torre regeneradora.
DA-501	Torre estabilizadora.
FA-401	Acumulador de gasolinas dulces.
FA-402	Acumulador de DEA rica.
FA-403	Acumulador de reflujo.
FA-404A/B	Filtro de carbón de DEA pobre.
FA-405	Separador de gasolinas amargas.
FA-501	Primer separador de gas dulce.
FA-502	Segundo separador de gas dulce.
FA-503	Acumulador de gas dulce al 1 ^{er} paso de GB-501
FA-504	Separador de gas dulce.
FB-401	Almacenamiento de solución de DEA.
FD-401A/B	Filtro de elementos de DEA rica.
GA-401/R	Bomba de DEA pobre.
GA-402/R	Bomba de DEA pobre al absorbedor.
GA-403/R	Bomba de reflujo a la regeneradora.
GA-404	Bomba de reposición de DEA al sistema.
GA-405/R	Bomba de alimentación de gasolinas amargas a los absorbedores.
GA-501/R	Bomba de gasolinas estabilizadas a L. B.
GB-501	Compresor de gas dulce.
PA-401	Paquete de compresión de gas amargo.
EA-401A/B	Intercambiador de calor DEA pobre con DEA rica.
EA-402A/B/C	Enfriador de DEA pobre.
EA-403	Condensador de agua.
EA-404A/B	Rehervidores de la regeneradora.
EA-501	Intercambiador de los fondos de DA-501.
EA-502	Rehervidor de la estabilizadora.
EA-503	Enfriador de gasolinas estabilizadas.
EA-504	Enfriador de gas dulce.

Especificaciones del diagrama de flujo.

	1	2	3	4	5
Componente	% mol				
Hidrocarburos	93.0	92.577	93.014	99.84	99.625
CO ₂	1.83	2.629	1.66	0.107	0.312
H ₂ S	5.17	4.794	5.326	-	-
Agua	-	-	-	0.053	0.063
DEA	-	-	-	-	-
lb mol/hr	4665.8	438.1	4062.7	3785.0	-
lb/hr	198318	10959	187359	177227	-
BPD a 15.6°C	27130	-	24000	23136	-
Mmpcsd	-	4.191	-	-	-
Presión lb/plg ²	710.0	1034.3	1255.7	1255.7	301.4
Temperatura °F	99.9	99.9	99.9	104.9	78.8
Densidad lb/pie ³	27.49	6.02	29.37	28.75	1.81
PM promedio	42.5	25.01	46.12	46.82	25.2
	6	7	8	9	
Componente	% mol	% mol	% mol	% mol	
Hidrocarburos	-	-	-	-	
CO ₂	0.418	0.746	81.499	-	
H ₂ S	-	1.069	13.334	-	
Agua	95.491	94.152	5.167	100	
DEA	4.091	4.033	-	-	
lb mol/hr	19951	20235	294.93	1057.0	
lb/hr	432705	443048	10440	19046	
BPD a 15.6°C	28546	28678	-	1321	
Mmpcsd	-	-	2.822	-	
Presión lb/plg	1215.7	255.7	14.14	14.2	
Temperatura °F	105	125	120	120	
Densidad lb/pie ³	64.36	63.48	0.125	61.86	
PM promedio	21.68	21.89	35.39	18.02	

	10	11	12	13	14	15
Componente	% mol					
Agua	0.210	0.063	0.011	0.011	0.119	-
CO ₂	0.213	0.312	0.139	0.139	0.312	0.035
C ₁	74.087	58.094	13.992	13.992	64.14	0.008
C ₂	15.114	25.385	13.919	13.919	21.502	8.602
C ₃	6.672	10.810	18.814	18.814	9.294	21.165
iC ₄	0.763	1.118	4.631	4.631	0.984	5.851
nC ₄	1.822	2.629	14.961	14.961	2.324	19.298
iC ₅	0.497	0.659	8.131	8.131	0.538	10.799
nC ₅	0.375	0.434	7.889	7.889	0.449	10.535
C ₆ ⁺	0.247	0.298	17.513	17.513	0.278	23.707
lb mol/hr	645.15	1061.2	707.93	2123.8	1706.1	2081.5
lb/hr	14099	26747	39068	117205	40848	136507
BPD a 15.6°C	-	-	-	-	-	15585
Mmpcsd	6.171	10.152	-	-	16.323	-
Presión lb/plg ²	577.1	284.3	301.4	301.4	1010.0	367.1
Temperatura °F	79.2	77.7	61.7	110	110	99.1
Densidad lb/pie ³	2.69	1.81	-	-	5.25	36.8
PM promedio	21.86	25.20	55.19	55.19	23.94	65.58

Características de los equipos.

Equipo:	Características:
DA-401A/B/C	7 pies DI por 52 pies TT
DA-402	7 pies y 6 plg DI por 65 pies TT
DA-501	3 pies DI / 4 pies y 6 plg DI por 34 pies TT
FA-401	5 pies DI por 22 pies y 6 plg TT
FA-402	6 pies DI por 30 pies TT
FA-403	3 pies DI por 14 pies y 6 plg TT
FA-404A/B	4 pies y 6 plg DI por 16 pies TT
FA-405	8 pies y 6 plg DI por 28 pies TT

Equipo:	Características:
FA-501	7 pies DI por 32 pies TT
FA-502	6 pies DI por 30 pies TT
FA-503	2 pies y 6 plg DI por 9 pies y 6 plg TT
FA-504	2 pies y 6 plg DI por 9 pies y 6 plg TT
FB-401	25 pies DI por 25 pies TT
FD-401A/B	Separación de partículas mayores de 5 micrones.
GA-401/R	Flujo: 985 gal/min ΔP : 545 lb/plg ²
GA-402/R	Flujo: 970 gal/min ΔP : 805 lb/plg ²
GA-403/R	Flujo: 50 gal/min ΔP : 58 lb/plg ²
GA-404	Flujo: 100 gal/min ΔP : 20 lb/plg ²
GA-405/R	Flujo: 890 gal/min ΔP : 585 lb/plg ²
GA-501/R	Flujo: 540 gal/min ΔP : 115 lb/plg ²
GB-501	Flujo: 15.5 Mmpcsd ΔP : 715 lb/plg ² (2 pasos)
PA-401	Flujo: 4.23 Mmpcsd ΔP : 300 lb/plg ² (1 paso)
EA-401A/B	31.3 millones BTU/hr
EA-402A/B/C	28.2 millones BTU/hr
EA-403	20.6 millones BTU/hr
EA-404A/B	50.4 millones BTU/hr
EA-501	3.53 millones BTU/hr
EA-502	9.91 millones BTU/hr
EA-503	5.20 millones BTU/hr
EA-504	2.07 millones BTU/hr

CAPITULO 4:

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE ALIMENTACION DE GAS AMARGO AL PROCESO ACTUAL.

- I. Determinación aproximada de la relación
de flujo mínima requerida.**
- II. Balance de materia en el absorbedor.**
- III. Cálculo de la caída de presión a través de
la columna.**

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE ALIMENTACION DE GAS
AMARGO AL PROCESO ACTUAL.

La capacidad de alimentación de gas amargo al proceso actual está limitada en varios sectores del mismo, exceptuando la sección de absorción donde se cuenta con 3 absorbedores de dimensiones adecuadas para el procesamiento de un flujo bastante aceptable.

En base a estas limitaciones y para no involucrar modificaciones requeridas en casi su totalidad al proceso actual, se estiman los cálculos en base a una alimentación de 100 millones de pies³ a condiciones estandar (60°F y 1 atm) de gas amargo.

El diseño del proceso actual dispone de una solución del 20 al 25% en peso de DEA, concentración que facilita la absorción, pero en caso de incrementarse dificultaría la regeneración de la solución DEA aumentando la temperatura de operación del regenerador, provocando pérdidas de DEA por degradación.

Se recomienda una concentración de gases ácidos en la solución de DEA rica de 0.5 moles de gases ácidos por mol de DEA para evitar aumento de la corrosividad de dicha solución. Un flujo de diseño de 895 galones por minuto (450,000 lb/hr) y una producción de gases ácidos de 2.841 millones de pies³ diarios a condiciones estandar en el regenerador o reactivador son las principales limitaciones dadas por el proceso actual. Estas cantidades pueden ser incrementadas en un 10% sin afectar la operación al procesar el gas amargo en la planta.

La corriente de gas amargo ha tenido una disminución en el contenido de sus gases ácidos. La composición usada será la que se maneja actualmente.

<u>componente</u>	<u>fracción mol</u>
HC	0.9636
CO ₂	0.0195
H ₂ S	<u>0.0169</u>
	1.0000

Se usará una solución de DEA al 25% en peso.

I. Determinación aproximada de la relación de flujo mínima requerida.

Por presentarse la absorción acompañada de una transferencia de calor que involucra en éste caso la solución de DEA con el gas amargo a tratar, nos lleva a plantear un balance de calor, para determinar la temperatura de la solución de DEA rica en el fondo del absorbedor.

El proceso actual permite un enfriamiento en la solución de DEA pobre hasta 105°F a la entrada del absorbedor. La temperatura del gas dulce o gas de salida del absorbedor debe ser mínimo 5°F mayor que la temperatura de la DEA pobre, para evitar la condensación de HC pesados en el domo del absorbedor.

La temperatura del gas amargo es de 100°F por lo tanto la temperatura del gas dulce será de 110°F .

Se usará el metano por encontrarse en mayor cantidad, el calor absorbido por los HC será: (Ref. 2)

$$\text{entalpía a } 110^{\circ}\text{F} = 258 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{entalpía a } 100^{\circ}\text{F} = 253 \text{ BTU/lb}$$

por lo tanto,

$$H_{\text{met}} = 258 - 253 = 5 \text{ BTU/lb absorbidos por los HC.}$$

$$(5 \text{ BTU/lb})(18 \text{ lb/lb mol}) = 80 \text{ BTU/lb mol}$$

El calor de disolución del CO_2 y el H_2S en la solución de DEA se obtendrá haciendo uso de la Tabla 4.1 (ref. 2 tabla 3.4):

De la Fig. 4.1 (ref. 2 fig. 3.1) determinamos

la normalidad de la solución,

solución DEA al 25% = 2.5 N

De la Tabla 4.1,

CO₂: para $\alpha = 0.3$, $H_g = 690 \text{ BTU/lb} = 30360 \text{ BTU/lb mol}$

H₂S: para $\alpha = 0.3$, $H_g = 577 \text{ BTU/lb} = 19618 \text{ BTU/lb mol}$

Los valores dados a α son aproximados a los obtenidos en el equilibrio en el fondo del absorbedor.

De la Tabla 4.2 (ref. 2 tabla 3.1) obtenemos el valor de la capacidad calorífica Cp de la DEA,

$$C_p = 0.531 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

para la solución de DEA al 25% tenemos,

$$C_{p_{sol}} = 0.531(0.25) + 1.0(0.75) = 0.88275 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

por lo tanto,

$$\begin{aligned} C_{p_{DEA}} &= 0.88275(1 \text{ lb}/0.25 \text{ lb})(105 \text{ lb}/1 \text{ lb mol}) \\ &= 370.75 \text{ BTU/lb mol}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

A partir de la ecuación siguiente;

$$L C_p t = G_m (H_1 - H_2) \quad \text{donde,}$$

L = lb mol de DEA

G_m = lb mol de gas amargo

H₁ = Calor de disolución del CO₂ y H₂S (BTU/lb mol)

H₂ = Calor de disolución de los HC (BTU/lb mol)

t₁ = Temperatura de DEA en el fondo. (°F)

t₂ = Temperatura de DEA en el domo. (°F)

sustituyendo los valores obtenidos anteriormente en la ecuación,

$$L(370.75)(t_1-105) = ((30360)(0.0195)+(19618)(0.0169)) \\ -((80)(0.9636))G_m$$

$$\left(\frac{L}{G_m}\right)_{\min} = \frac{923.56 - 77.088}{370.75t_1 - 38929.3}$$

Para obtener el valor $\left(\frac{L}{G_m}\right)_{\min}$ supondremos valores a t_1 .

A partir de t_1 obtendremos valores para las relaciones molares de CO_2/DEA y H_2S/DEA y las presiones parciales de los mismos en el fondo del absorbedor. De ser similares los valores anteriores a las presiones parciales de los gases ácidos contenidos en el gas amargo, t_1 será válido y las relaciones molares de los gases ácidos en la DEA se encontrarán en equilibrio.

Las presiones parciales de los gases ácidos en el gas amargo son:

$$P_{CO_2} = 0.0195(1014.6 \text{ lb/plg}^2 \text{ abs}) \\ = 19.78 \text{ lb/plg}^2 \text{ abs}$$

$$P_{H_2S} = 0.0169(1014.6 \text{ lb/plg}^2 \text{ abs}) \\ = 17.146 \text{ lb/plg}^2$$

Suponiendo $t_1 = 150^\circ F$:

$$\left(\frac{L}{G_m}\right)_{\min} = 0.05073 \text{ lb mol DEA/lb mol gas a.}$$

De las fracciones mol de CO_2 y H_2S en el gas amargo y el valor obtenido anteriormente,

$$\frac{0.0195}{0.05073} = 0.384 \text{ lb mol } CO_2/\text{lb mol DEA}$$

$$\frac{0.0169}{0.05073} = 0.333 \text{ lb mol } H_2S/\text{lb mol DEA}$$

con éstos valores, de las Fig. 4.2 y 4.3(ref. 11 figs. 5 y 7) obtenemos :

$$P_{CO_2} = 20 \text{ lb/plg}^2 \text{ abs (aprox.)}$$

$$P_{H_2S} = 17 \text{ lb/plg}^2 \text{ abs (aprox.)}$$

La t_1 propuesta es aceptable. Las moles totales en la solución:

$$0.384 + 0.333 = 0.7170 \text{ lb mol gas ácido/lb mol DEA}$$

El rango de temperaturas de la DEA será de 105°F a 150°F y determinan los puntos de equilibrio en el absorbedor.

II. Balance de materia en el absorbedor.

Los valores mínimos de regeneración en la solución de DEA son de 0.05 mol de gas ácido/mol de DEA. En base a esto y a valores comunes de regeneración estimados en la Referencia 2, la solución contendrá 480.0 granos/gal de CO₂ y 35.4 granos/gal de H₂S.

De la Fig. 4.4 (ref. 2 fig. 2.2) la densidad de la DEA al 25% en peso va a ser igual,

$$\rho_L = 63.74 \text{ lb/pie}^3 = 8.52 \text{ lb/gal}$$

a partir de la densidad se determina la cantidad de DEA por galón en la solución:

$$\begin{aligned} (0.25 \text{ lb DEA/lb sol})(8.52 \text{ lb sol/gal}) &= 2.13 \text{ lb DEA/gal} \\ (2.13 \text{ lb DEA/gal})(1/105 \text{ lb/lb mol DEA}) &= \\ &= 0.02028 \text{ lb mol DEA/gal} \end{aligned}$$

Las relaciones mol para los gases ácidos son las siguientes:

$$1 \text{ lb} = 7000 \text{ granos.}$$

$$\begin{aligned} (480 \text{ granos/gal})(1 \text{ lb}/7000 \text{ granos})(1 \text{ lb mol CO}_2/44 \text{ lb}) \\ (1 \text{ gal}/0.02028 \text{ lb mol DEA}) = \\ 0.0768 \text{ lb mol CO}_2/\text{lb mol DEA.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (35.4 \text{ granos/gal})(1 \text{ lb}/7000 \text{ granos})(1 \text{ lb mol H}_2\text{S}/34 \text{ lb}) \\ (1 \text{ gal}/0.02028 \text{ lb mol DEA}) = \\ 0.00733 \text{ lb mol H}_2\text{S}/\text{lb mol DEA.} \end{aligned}$$

Las moles totales de gas ácido en la DEA Pobre será:

$$0.0768 + 0.00733 = 0.0841 \text{ lb mol gas ácido/lb mol DEA}$$

Para efectuar el balance de materia debido a que las cantidades de los gases ácidos en el gas amargo son expresadas en fracciones mol, serán referidas éstas a relaciones molares con respecto al solvente, en este caso los HC,

$$y_1 = 0.0195 + 0.0169 = 0.0364$$

por lo tanto,

$$\begin{aligned} Y_1 &= 0.0364/(1 - 0.0364) \\ &= 0.0377 \text{ lb mol gas ácido/lb mol HC} \end{aligned}$$

ahora, si $G = 1 \text{ lb mol HC}$;

$$G = G_m(1 - 0.0364) = 0.9636 \text{ Gm}$$

el valor de la relación de flujos mínimos en equilibrio, ahora con respecto a los HC quedará de la siguiente forma:

$$\text{sí,} \quad \left(\frac{L}{G_m} \right)_{\min} = 0.05073$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{0.05073}{0.9636} = 0.0526 \text{ lb mol DEA/lb mol HC}$$

De la Fig. 4.5 y a partir de la siguiente ecuación se determina el valor de Y_2 :

$$\begin{aligned} G(Y_1 - Y_2) &= L(X_1 - X_2) \\ Y_2 &= Y_1 - \left(\frac{L}{G}\right)_{\min}(X_1 - X_2) \text{ sustituyendo,} \\ Y_2 &= 0.0377 - 0.05264(0.717 - 0.0841) \\ &= 0.00438 \text{ lb mol gas ácido/lb mol HC} \end{aligned}$$

Para determinar la relación de flujo requerida para diseño del absorbedor, se utiliza un 20% en exceso de la relación de flujo mínima,

$$\begin{aligned} \frac{L}{G} &= \left(\frac{L}{G}\right)_{\min}(1.20) = 0.05264(1.2) \\ &= 0.06316 \text{ lb mol DEA/lb mol HC.} \end{aligned}$$

al obtener éste valor, se determinará un nuevo valor a X_1 por el incremento de L, así, de la ecuación general:

$$\begin{aligned} X_1 &= \frac{1}{0.0631}(0.0377 - 0.00484) + 0.0841 \\ &= 0.6043 \text{ lb mol gas ácido/lb mol DEA.} \end{aligned}$$

De la relación existente en el equilibrio para CO_2 y H_2S se obtendrán los valores de los mismos para X_1 :

$$\begin{aligned} \frac{X_{\text{H}_2\text{S}}}{X_{\text{CO}_2}} &= 0.867 \text{ por lo tanto, } X_{\text{H}_2\text{S}} = 0.867 X_{\text{CO}_2} \quad (1) \\ \text{sí } X_{\text{H}_2\text{S}} + X_{\text{CO}_2} &= 0.6043 \quad (2) \end{aligned}$$

sustituyendo (1) en (2):

$$0.867 X_{\text{CO}_2} + X_{\text{CO}_2} = 0.6043$$

por lo tanto:

$$X_{\text{CO}_2} = 0.3236 \text{ lb mol CO}_2/\text{lb mol DEA}$$

$$X_{\text{H}_2\text{S}} = 0.2806 \text{ lb mol H}_2\text{S}/\text{lb mol DEA}$$

Se propuso al inicio de éste capítulo una alimentación de gas amargo de 100 mmpcd (millones de pies cúbicos estandard por día):

$$\begin{aligned} G_m &= (100 (10^6) \text{ pies}^3/\text{d})(1 \text{ d}/24 \text{ hr})(1 \text{ lb mol}/380 \text{ pies}^3) \\ &= 10965 \text{ lb mol/hr} \end{aligned}$$

(para un gas ideal: 1 lb mol está contenida en 380 pies³)

$$\text{Si } G = 0.9636 G_m;$$

$$G = 10965 (0.9636) = 10565.8 \text{ lb mol HC/hr}$$

del valor de $\frac{L}{G} = 0.06316$ tendremos:

$$L = 0.06316 (10565.8)$$

$$= 667.3 \text{ lb mol DEA/hr.}$$

Las lb mol de solución serán:

$$(0.25 \text{ lb DEA}/0.75 \text{ lb Agua})(1 \text{ lb mol DEA}/105 \text{ lb DEA})$$

$$(18 \text{ lb Agua}/1 \text{ lb mol Agua}) =$$

$$= 0.0571 \text{ lb mol DEA}/\text{lb mol Agua}$$

$$667.3 \text{ lb mol DEA/hr} (1 \text{ lb mol Agua}/0.0571 \text{ lb mol DEA}) =$$

$$= 11687 \text{ lb mol Agua/hr}$$

$$11687 + 667.3 = 12354.3 \text{ lb mol Sol DEA/hr.}$$

Ya obtenidos todos los valores de los gases ácidos contenidos en la DEA y en el gas amargo, determinaremos su composición en el gas dulce.

La composición de los gases ácidos en la corriente de gas dulce será la diferencia de los gases ácidos en el gas amargo con los gases ácidos absorbidos por la DEA.

En el gas amargo se tiene;

$$Y_1 = 0.0377 \text{ lb mol gas ácido/lb mol HC}$$

para H_2S 0.0175

y para CO_2 0.0202

$$0.0175 \text{ lb mol } H_2S/\text{lb mol HC (10565.8 lb mol HC/hr)} =$$

$$= 184.9 \text{ lb mol } H_2S/\text{hr}$$

$$0.0202 \text{ lb mol } CO_2/\text{lb mol HC (10565.8 lb mol HC/hr)} =$$

$$= 213.46 \text{ lb mol } CO_2/\text{hr}$$

Los gases ácidos absorbidos totales por la DEA serán:

$$X_1 - X_2 = 0.5202 \text{ lb mol gas ácido/lb mol DEA}$$

para H_2S $0.2806 - 0.00733 = 0.2732$

y para CO_2 $0.3236 - 0.0768 = 0.2468$

$$0.2732 \text{ lb mol } H_2S/\text{lb mol DEA (667.3 lb mol DEA/hr)} =$$

$$= 182.3 \text{ lb mol } H_2S/\text{hr}$$

$$0.2468 \text{ lb mol } CO_2/\text{lb mol DEA (667.3 lb mol DEA/hr)} =$$

$$= 164.69 \text{ lb mol } CO_2/\text{hr}$$

Las lb mol de H_2S y CO_2 en el gas dulce:

$$184.9 - 182.3 = 2.6 \text{ lb mol } H_2S/\text{hr}$$

$$213.46 - 164.69 = 48.77 \text{ lb mol } CO_2/\text{hr}$$

$$10565.8 + 48.77 + 2.6 = 10617.17 \text{ lb mol gas dulce/hr}$$

$$48.77 (1/10617.17) = 0.00459 \text{ fr mol } CO_2$$

$$2.6 (1/10617.17) = 0.00025 \text{ fr mol } H_2S$$

La composición para la solución de DEA pobre o regenerada:

lb mol	componente	fr mol	PM	PM prom
11687.0	Agua	0.9417	18	16.95
667.3	DEA	0.0537	105	5.64
51.24	CO ₂	0.0041	44	0.18
4.9	H ₂ S	0.0004	34	0.013
<u>12410.44</u>		<u>1.0000</u>		<u>22.783</u>

$$12410.44 \text{ lb mol} (22.783 \text{ lb/lb mol}) = \\ = 282,747 \text{ lb sol/hr}$$

La composición para la solución de DEA rica:

lb mol	componente	fr mol	PM	PM prom
11687.0	Agua	0.9160	18	16.48
667.3	DEA	0.0523	105	5.491
215.9	CO ₂	0.0169	44	0.7436
187.24	H ₂ S	0.0145	34	0.493
<u>12757.44</u>		<u>1.0000</u>		<u>23.2076</u>

$$12757.44 \text{ lb mol} (23.207 \text{ lb/lb mol}) = \\ = 296,064.48 \text{ lb sol/hr}$$

La cantidad de solución de DEA se puede incrementar para disminuir el contenido de gases ácidos en el fondo del absorbedor evitando la alta corrosividad en el proceso.

La cantidad de gases ácidos que se eliminarán en el regenerador se obtienen:

$$Y_1 - Y_2 = \text{lb mol gas ácido/lb mol HC}$$

$$(0.0377 - 0.00438) 10565.8 = 352 \text{ lb mol/hr de gas ácido}$$

$$(352 \text{ lb mol}) 380 \text{ pies}^3/\text{lb mol} =$$

$$133780 \text{ pies}^3$$

$$(133780 \text{ pies}^3/\text{hr}) 24 \text{ hr/1 día} = 3.21 \text{ mmpcsd de gas ácido}$$

El volumen manejado de gas ácido a la salida del regenerador (domo) es de 2.841 mmpcsd por lo tanto:

$$(100) 3.21/2.841 = 1.129 (100) = 112.9\%$$

Se determina por lo tanto que manejaremos un exceso del 12.9% del gasto volumétrico de operación, lo cuál no requiere de modificación al regenerador ya que no se supera el gasto de diseño.

La solución alimentada al regenerador se vaporiza en los rehervidores tipo Kettle con una relación de 1.03 lb de vapor de baja presión por lb de solución de DEA. En el domo del regenerador los vapores (gases ácidos y agua) tienen un flujo de 32,256 lb/hr de diseño, de los cuáles 13,210 lb/hr son de gas ácido estimándose una relación de 1.44 lb de vapor de agua por lb de gas ácido en la salida del regenerador.

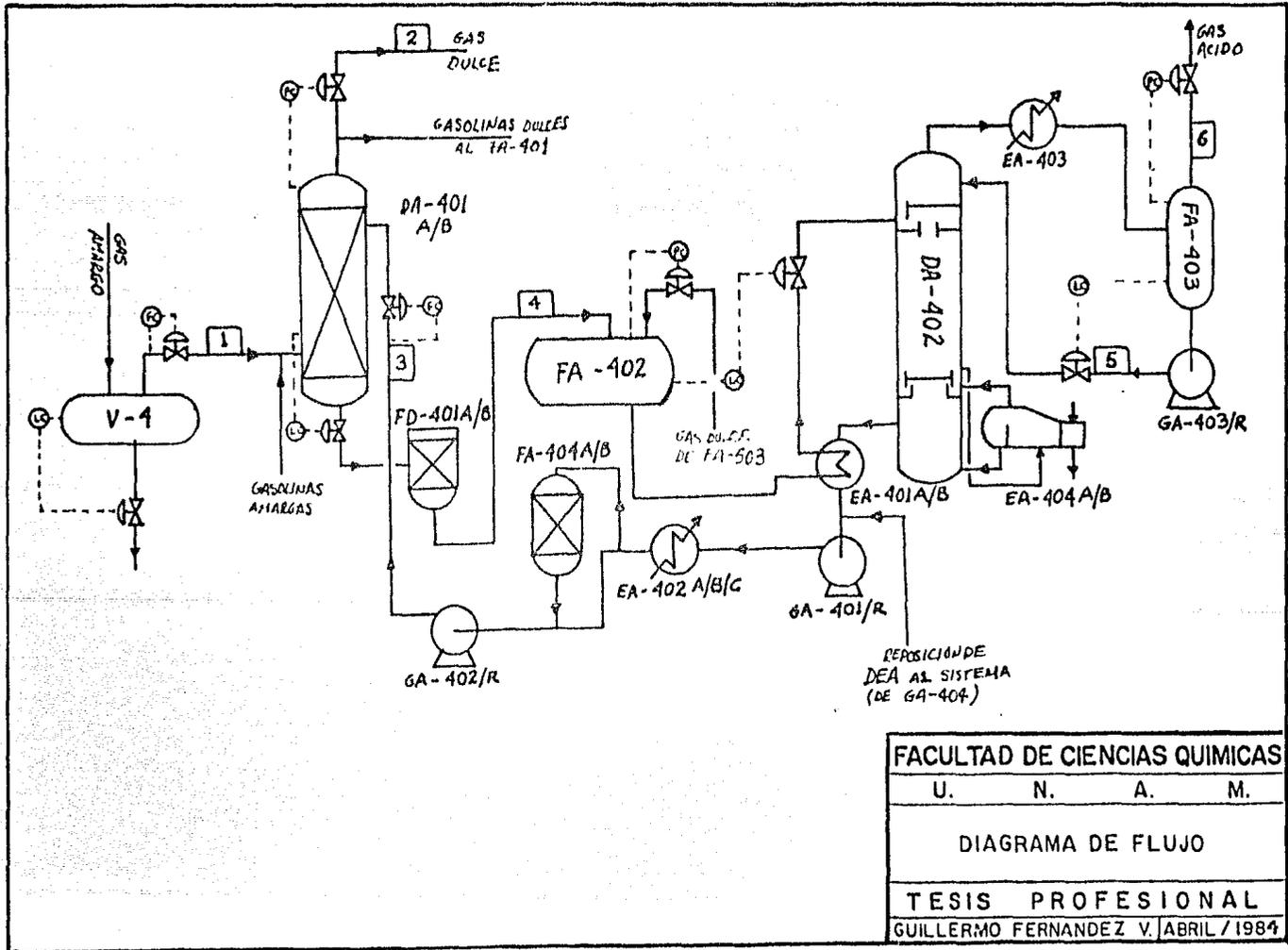
El condensador EA-403 tiene una capacidad de 30,208 lb/hr de vapores a la entrada. Requiere de un flujo de agua de enfriamiento de 859,400 lb/hr para condensar 19,714 lb/hr de agua.

En base a las condiciones actuales de los equipos se estima aceptable la eliminación total del gas ácido en el regenerador.

lb mol	componente	fr mol	PM prom
164.66	CO ₂	0.474	20.86
<u>182.34</u>	H ₂ S	<u>0.526</u>	<u>17.88</u>
347.0		1.000	38.74

$(347 \text{ lb mol/hr})(38.74) = 13,442 \text{ lb/hr}$ de gases ácidos

En base a la relación de 1.44 lb de vapor de agua por lb de gas ácido se estima un flujo de 32,798 lb/hr de vapores totales a la salida del regenerador. El vapor de agua condensado se estima en 19,356 lb/hr.



Especificaciones del diagrama de flujo modificado.

	1	2	3	4	5	6
Componente	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol	% mol
Hidrocarburos	96.36	99.541	-	-	-	-
CO ₂	1.95	0.459	0.41	1.69	-	47.4
H ₂ S	1.69	0.02	0.04	1.45	-	52.6
Agua	-	-	94.17	91.6	100.0	-
DEA	-	-	5.37	5.23	-	-
lb mol/hr	10965	10617	12410	12757	1074	347
lb/hr	242874	228482	282747	296064	19356	13442
BPD a 15.6°C	-	-	19340	20071	1321	-
Mmpcsd	100.0	96.83	-	-	-	3.164
Presión lb/plg ²	1000	975	1215.7	255.7	14.2	14.14
Temperatura °F	100	110	105	150	120	120
Densidad lb/pie ³	4.52	4.43	63.74	63.05	61.86	0.092
PM promedio	22.15	21.52	22.78	23.21	18.02	38.74

III. Cálculo de la caída de presión a través de la columna.

El proceso actual cuenta con 3 absorbedores que manejan un flujo másico aproximado de 150,300 lb/hr en cada torre, y un flujo total de 450,900 lb/hr de solución de DEA.

Se determinó en los cálculos anteriores un flujo de 282,747 lb/hr de solución de DEA para procesar 100 mmpcsd. Por lo tanto sólo se requiere de un 63% del flujo total de operación dado por el proceso actual.

A partir de lo anterior, se propone utilizar solamente 2 absorbedores para procesar los 100mmpcsd en 2 partes iguales, o sea, en cada absorbedor se alimentarán 50 mmpcsd y 141,374 lb/hr de solución de DEA mínimo. El gasto másico de solución de DEA que se utilizará en los cálculos posteriores será de 160,000 lb/hr aproximadamente un 7% en exceso en el gasto másico de operación actual.

Los absorbedores instalados en la planta tienen las siguientes características:

$$D_{int} = 7 \text{ pies}$$

$$\text{Altura} = 6.95 \text{ pies por cada sección empacada.}$$

$$\text{Altura total} = 34.75 \text{ pies de sección empacada.}$$

$$\text{No. de secciones} = 5$$

$$\text{Empaque} = \text{Anillos rashig porcelana de } 1 \frac{1}{2}''$$

(Arreglo desordenado totalmente)

Platos re-distribuidores = 5

Cabezales distribuidores = 2 (superior e inferior)

Para obtener la caída de presión a través de la columna se usarán las correlaciones dadas por la referencia 4.

A partir de la Fig. 4.6 (ref. 4 figs. 9-13A o 9-13B) se determinará la caída de presión en plg. de agua por pie de empaque. Para obtener éste valor se determinará la abcisa de la ecuación,

$$\frac{L}{G} \left(\frac{P_G}{P_L - P_G} \right)^{1/2}$$

y la ordenada

$$\frac{G^2 F A^{0.1}}{P_G (P_L - P_G) g_c}$$

La P_G se calculará a partir de las condiciones críticas de presión y temperatura. La corriente de gas amargo se alimenta al absorbedor a una presión de 1014.6 lb/plg² absolutas y una temperatura de 100° F o 560° R. La temperatura crítica y presión crítica para cada componente del gas amargo son obtenidos de la Tabla 4.3 (ref. 2 tabla 2.3).

La composición del gas amargo referida es una mezcla de HC y gases ácidos saturados con agua. El agua por representar una cantidad despreciable no se incluye en los componentes del gas amargo.

Actualmente la corriente de gas amargo presenta una disminución en el contenido de gases ácidos siendo la composición utilizada para los cálculos la que se presenta frecuentemente.

	fr mol	PM	PM _{prom}	fr peso	T _c	T _{pc}	P _c	P _{pc}
C ₁	0.745	16	11.92	0.5381	343.4	255.83	667.8	497.51
C ₂	0.1271	30	3.813	0.1721	549.8	69.88	707.8	89.96
C ₃	0.0491	44	2.16	0.0975	665.7	32.69	616.3	30.26
C ₄	0.0248	58	1.438	0.0649	765.37	18.98	550.7	13.66
C ₅	0.009	72	0.648	0.0292	854.4	7.69	488.6	4.39
C ₆ ⁺	0.0086	86	0.739	0.0333	913.4	7.85	436.9	3.76
CO ₂	0.0195	44	0.858	0.0387				
H ₂ S	<u>0.0169</u>	34	<u>0.574</u>	<u>0.0259</u>				
	1.0000		22.15	1.0000		392.92		639.54

Las condiciones pseudo críticas son obtenidos de:

$$T_{pc} = \sum \text{fr mol}_i (T_{c_i})$$

$$P_{pc} = \sum \text{fr mol}_i (P_{c_i})$$

Con los valores de T_{pc} y P_{pc}:

$$P_R = P/P_{pc} = 1014.6/639.54 = 1.586$$

$$T_R = T/T_{pc} = 560/392.92 = 1.425$$

De la concentración de H₂S y CO₂ en la mezcla, por medio de la Fig. 4.7 (ref. 2 fig. 2.14) obtenemos ϵ , aplicamos el factor de corrección $\epsilon^{\circ R}$ para determinar la T_{pc} corregida:

$$\text{de la Fig. } \epsilon^{\circ R} = 7$$

$$T_{pc} = T_{pc} - \epsilon = 392.92 - 7 = 385.92^{\circ R}$$

Se calcula el P_{pc} corregido de la siguiente ecuación (ec. 2.27 ref. 2):

$$P_{pc} = \frac{P_{pc} \cdot T_{pc}}{T_{pc} + B(1-B)} \quad B = \text{fr mol de H}_2\text{S}$$

$$P_{pc} = \frac{639.54 (385.92)}{385.92 + 0.0169(1-0.0169)7} = 639.34 \text{ Psia}$$

Los valores corregidos para P_R y T_R :

$$P_R = 1014.6/639.34 = 1.587$$

$$T_R = 560/385.92 = 1.451$$

De la Fig. 4.8 (ref. 2 fig. 2.13) se obtiene el valor de Z :

$$Z = 0.835$$

Aplicando la ley de los gases ideales:

$$PV = ZRT \quad \text{para 1 lb mol}$$

$$V = 0.827 (10.73)(560)/1014.6$$

$$V = 4.897 \text{ pies}^3/\text{lb mol}$$

Por lo tanto la densidad del gas será:

$$\rho_g = \frac{PM_{prom}}{V} ;$$

$$\rho_g = 22.15/4.897 = 4.523 \text{ lb/pie}^3$$

El valor para :

$$\rho_L = 63.74 \text{ lb/pie}^3$$

Sustituyendo valores en,

$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right)^{1/2}$$

$$\text{para } D_i = 7 \text{ pie, } L = 160,000 \text{ lb/hr } (1/0.7854 (7)^2 \text{ pies}^2)$$

$$(1 \text{ hr}/3600 \text{ seg}) =$$

$$L = 1.1548 \text{ lb/pie}^2 \text{ seg}$$

$$G = 5482 \text{ lb mol/hr} = 5482 (22.15 \text{ lb/lb mol}) \\ = 121,426 \text{ lb/hr}$$

$$G = 121,426 \text{ lb/hr} (1/0.7854(7)^2 \text{ pies}^2) \\ (1 \text{ hr}/3600 \text{ seg}) =$$

$$G = 0.8764 \text{ lb/pie}^2 \text{ seg}$$

por lo tanto el valor de la abcisa será:

$$(1.1548/0.8764)(4.523/(63.74 - 4.523))^{1/2} = \\ = 0.364$$

Para el cálculo de la ordenada se determina el valor de μ viscosidad de la solución de DEA al 25% en peso, de la Fig. 4.9 (ref. 2 fig. 2.5)

$$\mu = 1.7 \text{ cps} = 4.114 \text{ lb/pie hr}$$

y el factor para el empaque F proporcionado por los fabricantes, donde,

$$F = \frac{a_v}{\epsilon^3} \quad a_v = \text{área interfacial para contacto} \\ \epsilon = \text{fracción ovoidal libre}$$

para anillos rashig de porcelana se usarán los valores a_v y de anillos rashig de gres o losa por presentar las mismas características y dimensiones que los de porcelana; de la Tabla 4.4 (ref. 13 tabla XIII),

$$a_v = 36 \text{ pie}^2/\text{pie}^3 \quad y \\ \epsilon = 0.68 \quad \text{por lo tanto } F \text{ será:}$$

$$F = 114.5$$

Sustituyendo valores en la ecuación de la ordenada:

$$\frac{G^2 F 4^{0.1}}{R_e (P_L - P_G) G_c} = \frac{(0.8764)^2 (114.5) (1.7)^{0.1}}{4.523 (63.74 - 4.523) 32.2}$$

$$= 0.107$$

De la Fig. 4.6 con los valores obtenidos de la abcisa y la ordenada:

$$\text{caída de presión} = 0.16 \text{ plg Agua/pie empaque}$$

(Valor encontrado bajo la región de carga)

La referencia 4 da una correlación para torres irrigadas de la caída de presión, a partir de la siguiente ecuación:

Tabla 4.5 (ref. 4 tabla 19.24A)

$$\Delta P = (\alpha)(10\beta^L)(G^2/P_G)$$

$$\alpha = 0.39 \quad \Delta P = (0.39)(10)(0.23)^{1.1548}(0.8764^2/4.523)$$

$$\beta = 0.23 \quad \Delta P = 0.1214 \text{ plg Agua/pie empaque}$$

El valor de la caída de presión estimado será de 0.16; la referencia 4 específica para procesos de absorción manejados a altas presiones, caídas de presión en un rango de 0.2 a 0.75 plg Agua/pie empaque y para procesos que presentan espumas rangos de 0.1 a 0.25.

En el proceso girbotol se presentan las espumas por arrastres de HC pesados (aceites) en la corriente de gas amargo.

La referencia 14 nos indica, el efecto de canalización, formado en torres empacadas dónde la caída de presión se encuentra por debajo de la región o zona de carga. Para evitar éste fenómeno el arreglo del empaque debe ser distribuido al azar y se deben colocar platos redistribuidores cada 4 ó 5 metros de empaque.

A pesar de obtener una caída de presión baja se tienen los elementos para evitar la canalización.

La torre cuenta con 5 secciones de empaque de 7 pies cada una:

$$\Delta P = 35 (0.16) = 5.6 \text{ plg Agua/pies empaque}$$

Además dispone de 5 platos distribuidores soportados cada uno por rejilla de acero al carbón como se muestra en las Figs. 4.10 y 4.11. Los platos distribuidores tienen un espacio libre del 30% aproximadamente.

Se propone una caída de presión por cada soporte de 0.5 plg Agua y 1.5 plg Agua para cada plato re-distribuidor (criterio utilizado en referencia 4).

$$\Delta P = 5(0.5) + 5(1.5) = 10 \text{ plg Agua}$$

La caída de presión total a través de la columna será:

$$\Delta P_T = 10 + 5.6 = 16 \text{ plg Agua}$$

$$\Delta P_T = 0.57 \text{ lb/plg}^2$$

La estimación del porcentaje de inundación se obtendrá con el valor de la abcisa de la Fig. 4.6 interceptado con la línea de inundación para empaques distribuidos al azar, obteniendo un valor en la ordenada.

$$\text{Valor de la abcisa} = 0.364$$

$$\text{Valor de la ordenada en la línea}$$

$$\text{de inundación} = 0.50$$

$$\text{Valor de la ordenada para las condiciones de operación} = 0.107$$

$$\begin{aligned} \% \text{ de líquido inundado} &= (0.107/0.50)(100) = \\ &= 21.4\% \end{aligned}$$

La velocidad de inundación se estimaría del valor de la ordenada obtenido en la línea de inundación:

$$\frac{G^2 (114.5)(1.7)^{0.1}}{4.523 (63.74 - 4.523)32.2} = 0.50$$

$$G^2 = 0.50/0.014$$

$$G = (35.71)^{1/2}$$

$$G = 5.976 \text{ lb/pie}^2 \text{ seg}$$

CAPITULO 5:

INTEGRACION DE EQUIPOS REQUERIDOS.

- I. Determinación del diámetro requerido de la línea de alimentación de gas amargo a la planta.**
- II. Diagramas de tuberías.**
- III. Separador de gas amargo V-4.**
- IV. Modificaciones al absorbedor.**
- V. Instrumentación requerida.**

INTEGRACION DE EQUIPOS REQUERIDOS.

Para lograr la operación de la planta procesando gas amargo, se requiere de la integración de la corriente de gas amargo a las instalaciones actuales.

Dentro del complejo existen diversas alimentaciones de gas amargo hacia las plantas endulzadoras, la más cercana al límite de batería de la planta corresponde a las alimentaciones hacia las plantas endulzadoras 5,6,7 y 8, líneas de 24"D en operación actualmente con capacidad excedente a la que se manejan. De estas líneas (2) se derivará la alimentación de gas hacia la planta.

De la misma forma se integrará el gas ya procesado, gas dulce, a la línea de 24"D gas dulce hacia los procesos ciogénicos por medio de una línea de 16"D proveniente de la salida de los absorbedores.

La integración de los HC condensados y agua recuperados de la corriente de gas amargo en el separador V-4, separador adaptado, se hará en la línea de 10"D de HC condensados amargos, alimentación actual a la planta, por medio de una línea de 4"D. De la línea de 4"D se derivará una línea del mismo diámetro hacia la línea de 10"D desfogue húmedo de la planta, para auxiliar en el caso de llegadas excesivas de HC condensados al separador V-4.

Del cabezal de alimentación de gas amargo a la planta, línea de 16"D, se derivará una línea de

10"D fuera del límite de batería de la planta, para control de presión del cabezal. El excedente de gas amargo que pudiera existir en el cabezal de 16"D se desfugaría por medio de la línea de 10"D hacia el cabezal de 24"D desfogue húmedo de plantas endulzadoras 7 y 8, éste cabezal se encuentra integrado al quemador de fosa lado sur.

Las modificaciones al absorbedor y la instrumentación adaptada al proceso serán referidas en éste capítulo.

I. Determinación del diámetro requerido de la línea de alimentación de gas amargo a la planta.

La capacidad de la planta obtenida en el capítulo anterior será la base para efectuar el cálculo del diámetro:

$$\begin{aligned} Q' &= 100 \text{ Mmpcsd de gas amargo} \\ &= 10,965 \text{ lb mol/hr, por lo tanto,} \\ W &= 10,965 \text{ lb mol/hr (22.15 lb/l lb mol)} \\ &= 242,875 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

donde, PM promedio = 22.15 lb/l lb mol

Para obtener el flujo volumétrico a condiciones reales de presión y temperatura, se usará la densidad, calculada en el capítulo anterior, en sus condiciones críticas:

$$\begin{aligned} \rho_G &= 4.523 \text{ lb/pie}^3 \text{ de gas amargo} \\ Q &= 242,875 \text{ lb/hr (1/4.523 lb/pie}^3) \\ &= 53,698 \text{ pies}^3/\text{hr} \\ Q &= 895 \text{ pies}^3/\text{min.} \end{aligned}$$

Con los valores obtenidos de flujo volumétrico y densidad del gas, se utilizará el nomograma de Referencia 10 para determinar el diámetro económico, requerido para manejar el volumen referido. De la Figura 5.1:

$$\begin{aligned} D_{int} &= 15 \text{ plg (aprox)} \\ &(\text{flujo turbulento solamente}) \end{aligned}$$

El valor obtenido del diámetro corresponde a un fluido newtoniano localizado en la zona turbulenta, en una tubería CED 40 de acero comercial. La tubería utilizada para la integración del gas amargo será de CED 80 acero al carbón (ASTM A53 GR B) de 16"D nominal y 14.314"DI (valor cercano al obtenido por medio de la Figura 5.1).

Se obtendrá el valor del No. Reynolds para precisar el tipo de flujo:

De la referencia 12:

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{DW}{\mu A} = \frac{4dQ(12)(29G)(10)^3}{\mu(24\pi d^2)(380)(2.42)} = 20.0 \frac{QG}{\mu d}$$

donde ,

Q = flujo a 60°F y 14.7 psia, Mpcsd

G = gravedad específica a 60°F y 14.7 psia (aire)

d = diámetro, plg

μ = viscosidad, cps

El valor de la viscosidad del gas amargo se determinará a partir de sus condiciones críticas, para ésto se hará uso de la Referencia 12:

$$P_r = 1.587$$

$$T_r = 1.451$$

de la Figura 5.2,

$$\frac{\mu}{\mu_1} = 1.195 \quad \text{donde } \mu = \text{viscosidad del gas a } T_r \text{ y } P_r.$$

$$\mu_1 = \text{viscosidad del gas a } T_r \text{ y } 1 \text{ atm.}$$

de la Figura 5.3, para $G = 0.763$,

$$\mu_1 = 0.0105 \text{ cps}$$

El valor de G (gravedad específica) $60^{\circ}/60^{\circ}$ F se obtuvo a partir de la relación molar del peso molecular promedio del gas y del aire, por encontrarse ambos a las mismas condiciones de P y T .

Para $CO_2 = 1.95\%$ mol y $H_2S = 1.69\%$ mol el valor de μ_1 adicional es:

$$\mu_1' = 0.0001 (CO_2) \text{ y } \mu_1'' = 0.00005 (H_2S)$$

por lo tanto, $\mu_1 = 0.01065$ cps

La viscosidad del gas amargo a las condiciones pseudo reducidas será:

$$\mu = (\mu_1)(\mu/\mu_1) = 0.1065(1.195) = 0.0127 \text{ cps.}$$

Sustituyendo los valores en el No. de Re:

$$Re = \frac{20.0(100,000)(0.7638)}{14.31(0.0127)} = 8.4 (10^6) \text{ F. Turb.}$$

De la Figura 5.4 para líneas conductoras de gas natural con flujo turbulento, la rugosidad relativa es igual a 0.0000437 y da un valor del factor de fricción f igual a 0.018; de la Figura 5.5 para tubos comerciales el valor de f es de 0.017 valor aproximado al obtenido en la Figura 5.4.

II. Diagramas de tuberías.

Las especificaciones para materiales de tuberías y accesorios serán dados por el código ANSI. En el caso de procesos donde se manejan gases con componentes corrosivos a altas presiones, como los procesos de endulzamiento de gas natural, la Referencia 15 enumera las especificaciones de los materiales usados en éste tipo de procesos.

En un rango de temperatura y presión de 200 °F y 1100 lb/plg² las especificaciones son:

a. Tubería de acero al carbon:

mayor de 2 plg : ASTM A 53 GR B

menor de 1 1/2 : ASTM A106 GR B

b. Válvulas de acero forjado : ASTM A105 GR 2

c. Válvulas de acero fundido : ASTM A216 GR WCB

d. Bridas acero forjado : ASTM A105 GR 1

e. Accesorios de acero

forjado : ASTM A105 GR 2

f. Accesorios con soldadura

de acero : ASTM A234 GR B

ARTICULO	LIMITES	DESCRIPCION GENERAL
Tubería	hasta 1 1/2"	CED. 80 acero al carbón
	hasta 10"	CED. 80 acero al carbón
	hasta 24"	CED. 60 acero al carbón
Válvulas		
de Compuerta	hasta 1 1/2"	150-300# cuello soldable
	hasta 24"	600# cara realzada CRANE #17 XR

Válvulas de

Globo	hasta 1 1/2"	150-800# cuello soldable
	hasta 8"	600# cara realizada CRANE#171XR

Válvulas de

Retención	hasta 1 1/2"	150-800# cuello soldable
	hasta 12"	600# cara realizada CRANE#175X

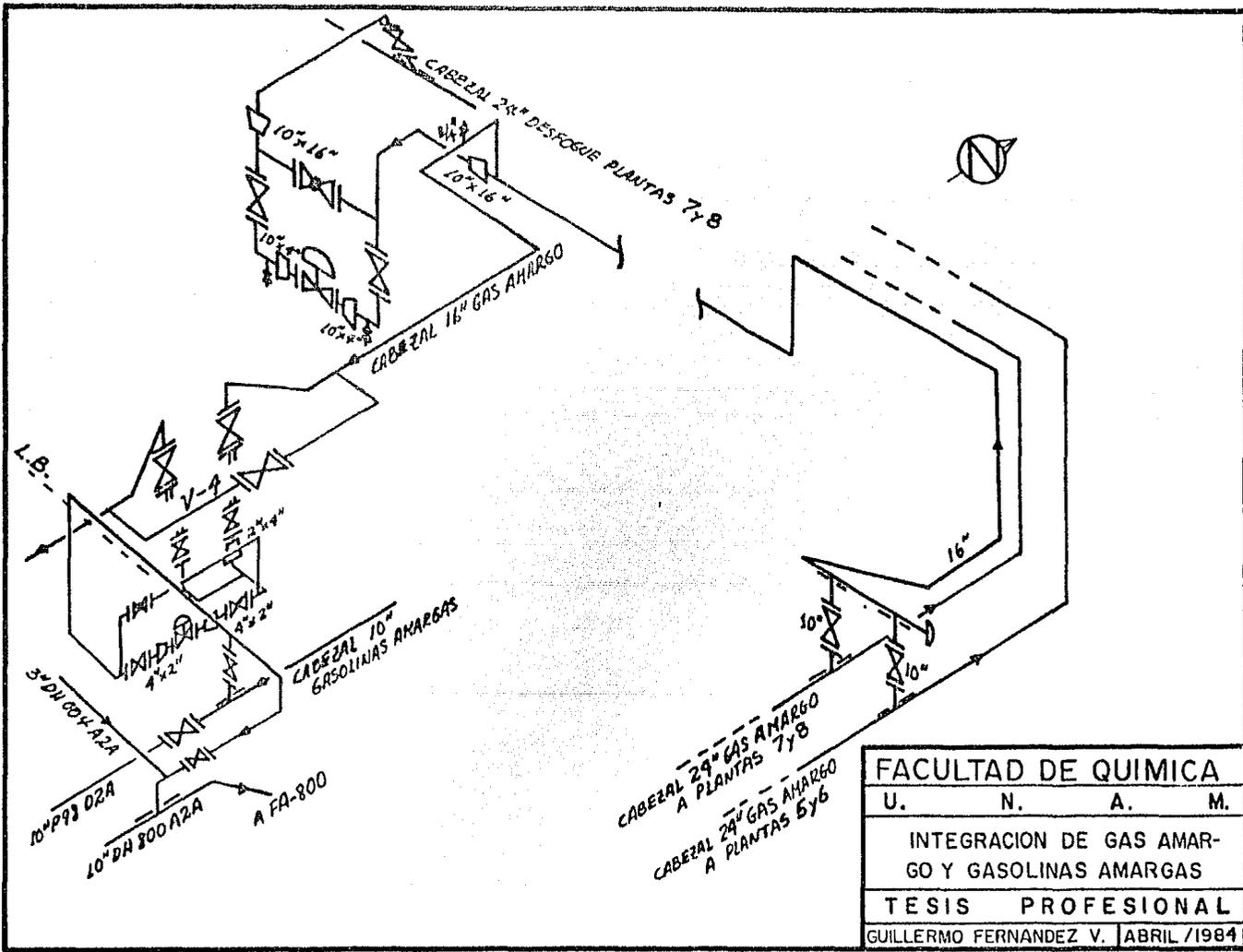
Accesorios	hasta 1 1/2"	3000# cuello soldable
	hasta 24"	soldable a tope, especificación similar a la tubería.

Uniones	hasta 1 1/2"	3000# cuello soldable, asiento integral.
---------	--------------	--

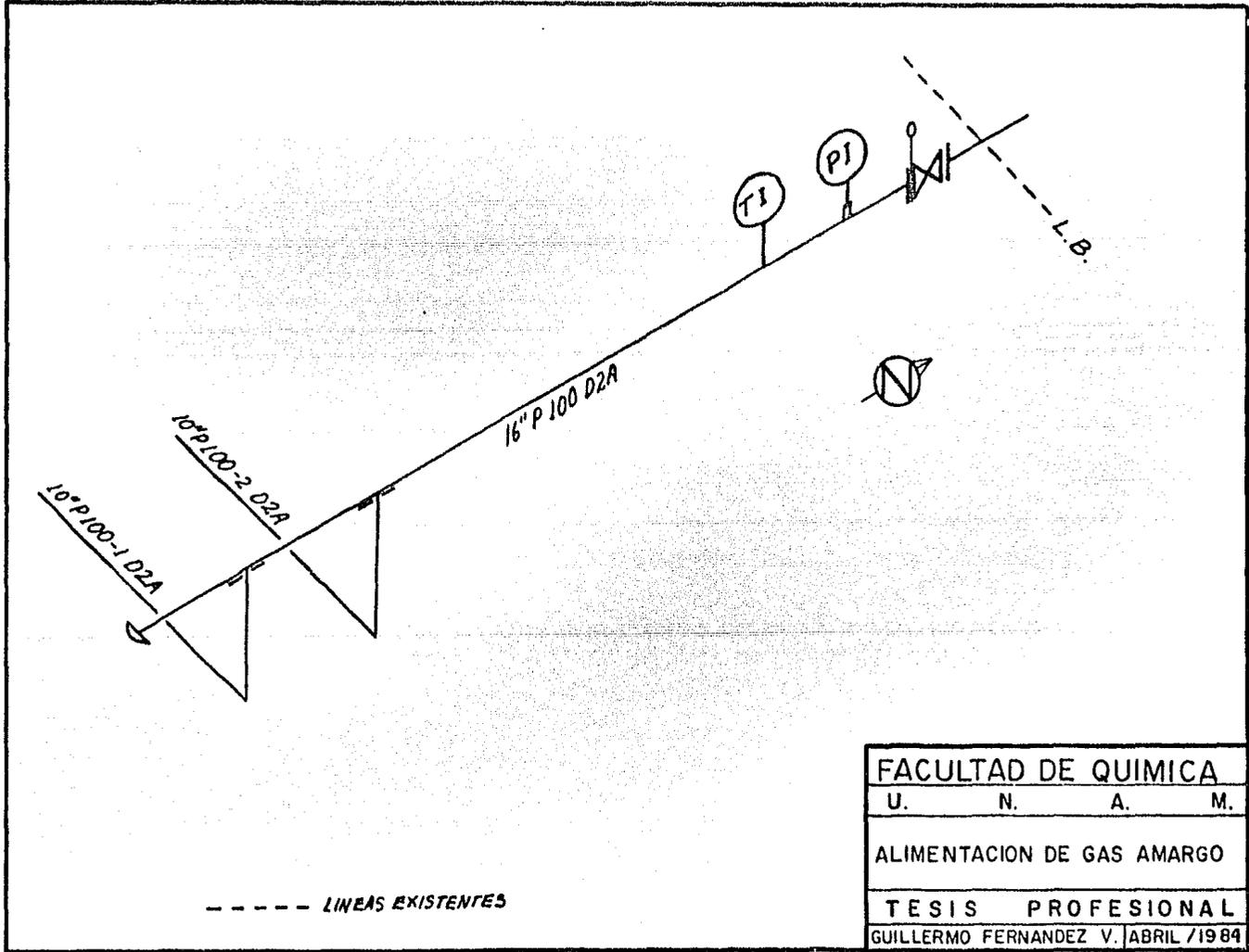
Bridas	hasta 1 1/2"	600# cara realizada, cuello soldable.
	hasta 24"	600# cara realizada, cuello soldable.

Empaques	todos	1/8" espesor, tipo flexitallic.
----------	-------	---------------------------------

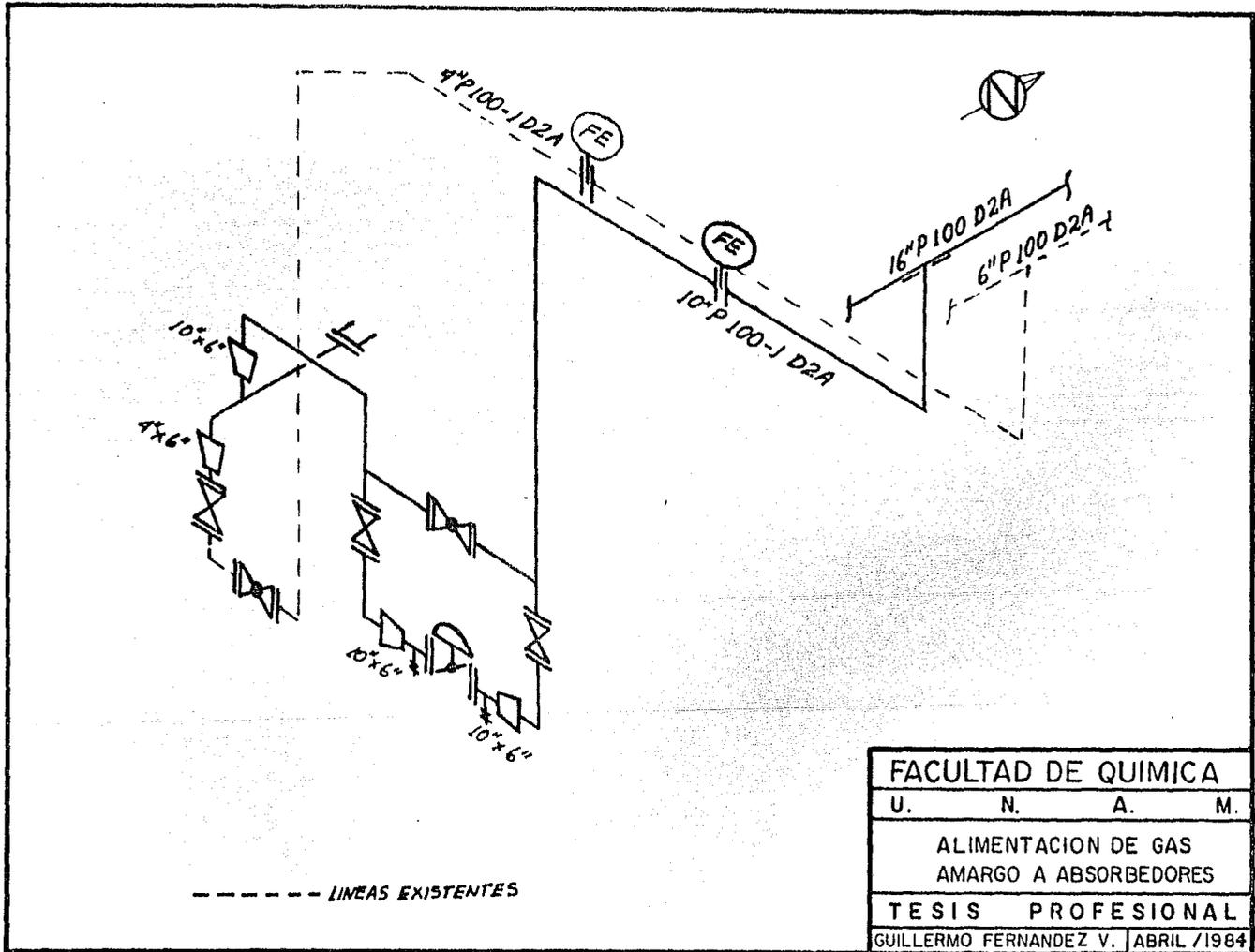
La tubería usada será Cédula 80 por ser la más común y presentar mayor seguridad.



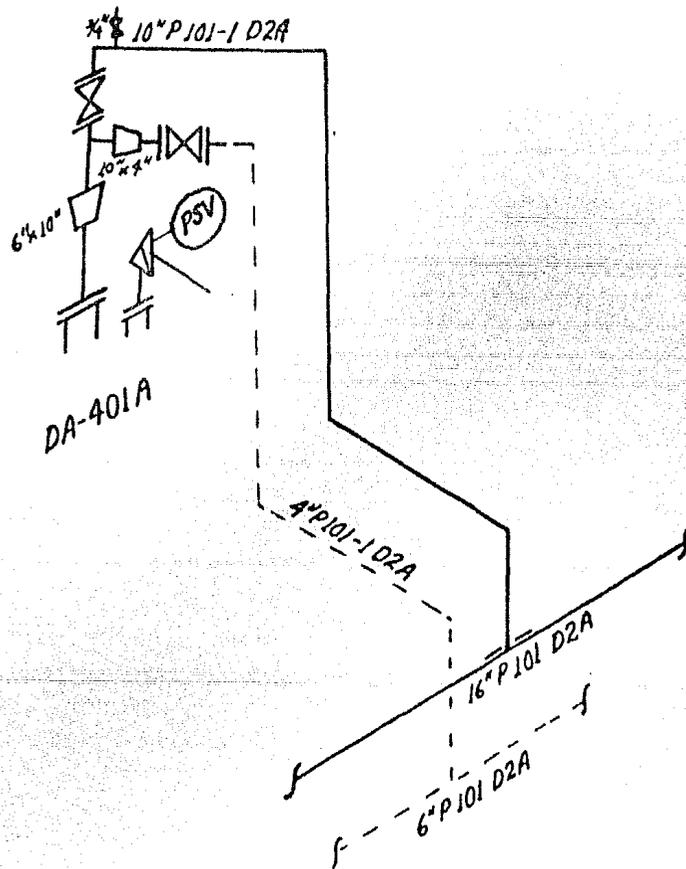
FACULTAD DE QUIMICA			
U.	N.	A.	M.
INTEGRACION DE GAS AMARGO Y GASOLINAS AMARGAS			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V. ABRIL /1984			



FACULTAD DE QUIMICA			
U.	N.	A.	M.
ALIMENTACION DE GAS AMARGO			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V. ABRIL / 1984			

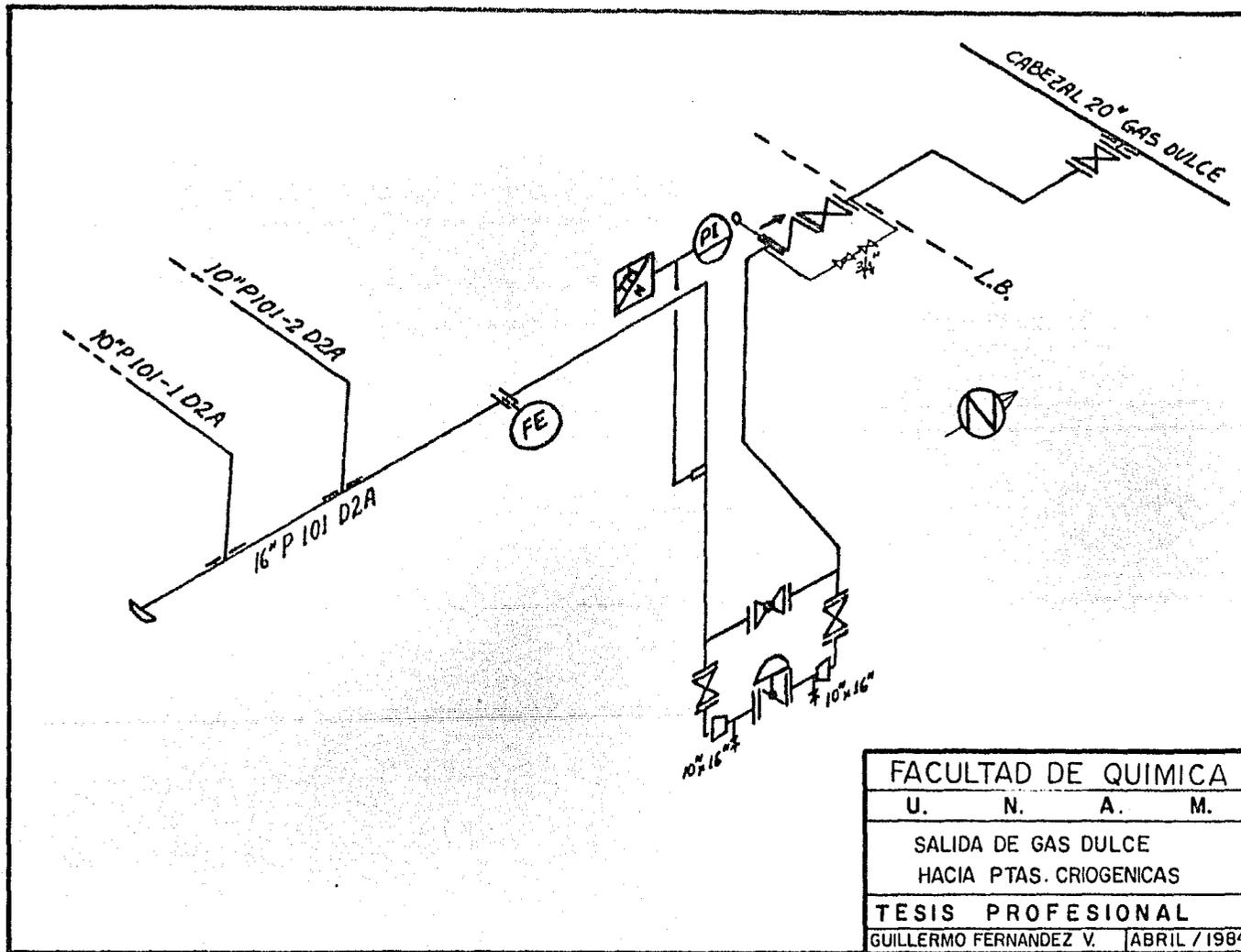


FACULTAD DE QUIMICA			
U.	N.	A.	M.
ALIMENTACION DE GAS AMARGO A ABSORBEDORES			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V. ABRIL /1984			



----- LINEAS EXISTENTES

FACULTAD DE QUIMICA			
U.	N.	A.	M.
SALIDA DE GAS DULCE DE DA - 401 A			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V. ABRIL / 1984			



FACULTAD DE QUIMICA	
U.	N. A. M.
SALIDA DE GAS DULCE HACIA PTAS. CRIOGENICAS	
TESIS PROFESIONAL	
GUILLERMO FERNANDEZ V.	ABRIL / 1984

III. Separador de gas amargo V-4.

En todos los procesos existentes dentro del complejo donde se efectúa el endulzamiento de gas se adaptaron los separadores V-4, con la finalidad de evitar arrastres de HC condensados o aceites parafínicos al absorbedor. Actualmente el complejo cuenta con un sistema de separación eficiente en el cabezal de alimentación de 36" D gas amargo al complejo, por lo tanto los separadores V-4 solamente auxilian en caso de excesivos arrastres. Fueron diseñados para 100 lmpcsd de gas amargo y 480 gpm de HC condensados y agua por Black, Sivalls & Bryson, Inc.

Características:

Presión de diseño: 1100 lb/plg²

Temperatura de diseño: 600 °F

Material de coraza y cabezas: SA 516 GR70

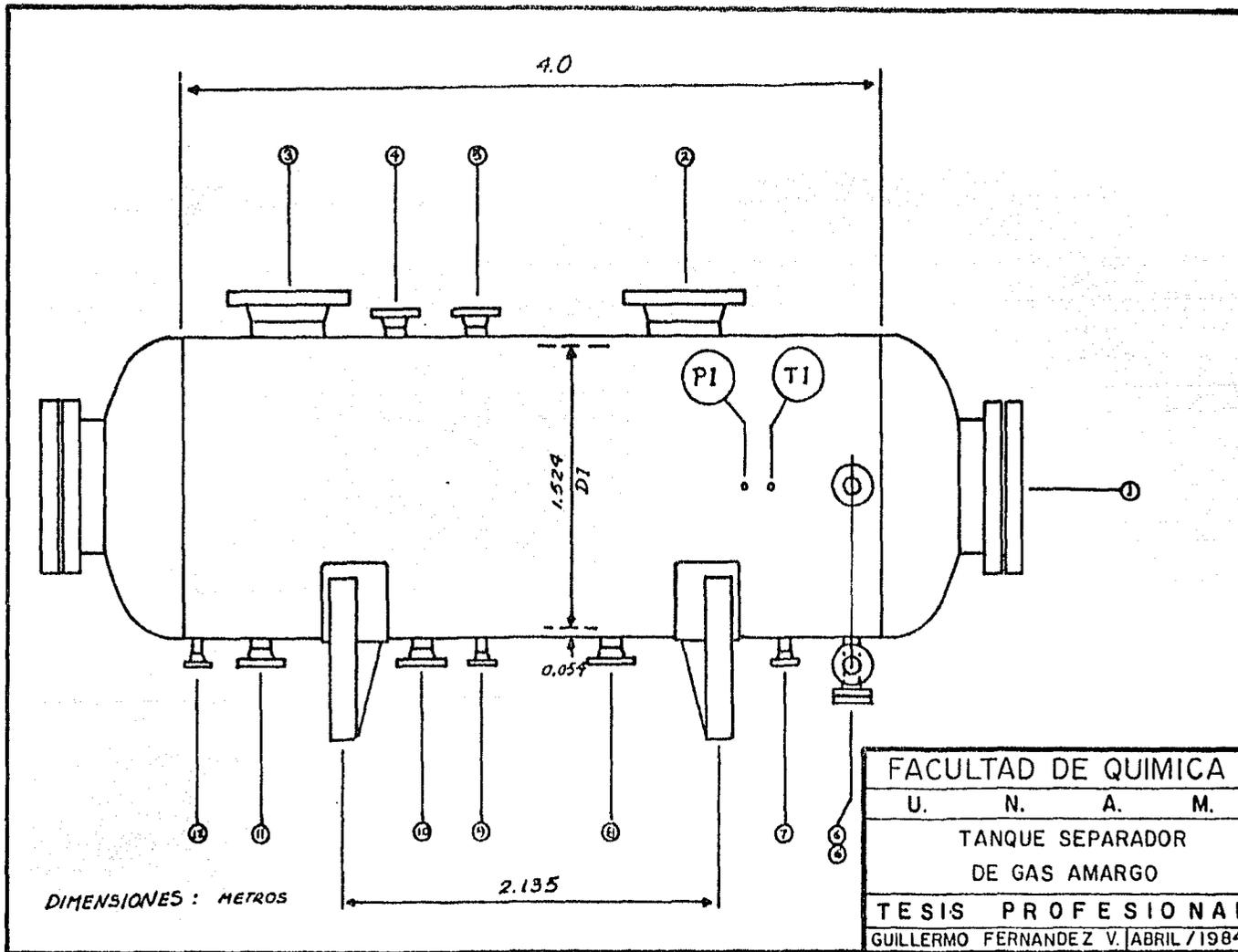
Material de bridas: SA 105

Material de tubería: A 53B

Peso: 42,000 lb

Boquillas: (según el dibujo)

- 1.- (2) Entrada-hombre 24" 600# C.R. (cara realzada)
- 2.- (1) Salida de gas 16" 600# C.R.
- 3.- (1) Entrada de gas 16" 600# C.R.
- 4.- (1) Toma de servicio 4" 600# C.R.
- 5.- (1) Válvula de seguridad 4" 600# C.R.
- 6.- (2) Elemento de control de nivel 3" 600# C.R.
- 7.- (1) Salida de líquido 2" 600# C.R.
- 8.- (1) Salida de líquido 4" 600# C.R.
- 9.- (1) Toma de servicio 2" 600# C.R.



FACULTAD DE QUIMICA			
U.	N.	A.	M.
TANQUE SEPARADOR DE GAS AMARGO			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V. ABRIL / 1984			

- 10.- (1) Toma de servicio 4" 600# C.R.
 11.- (1) Drenaje 4" 600# C.R.
 12.- (1) Toma de servicio 2" 600# C.R.

IV. Modificaciones al absorbedor.

Se requiere operar el nivel de solución de DEA dentro del absorbedor en el fondo del mismo, el proceso actual por tratarse de una absorción líquido-líquido el nivel se controla en la parte superior cubriendo las cinco camas de empaque, por ésto se requiere instalar 2 boquillas de 2" (51 mm) referidas en el dibujo de la torre.

Especificaciones de material para boquillas

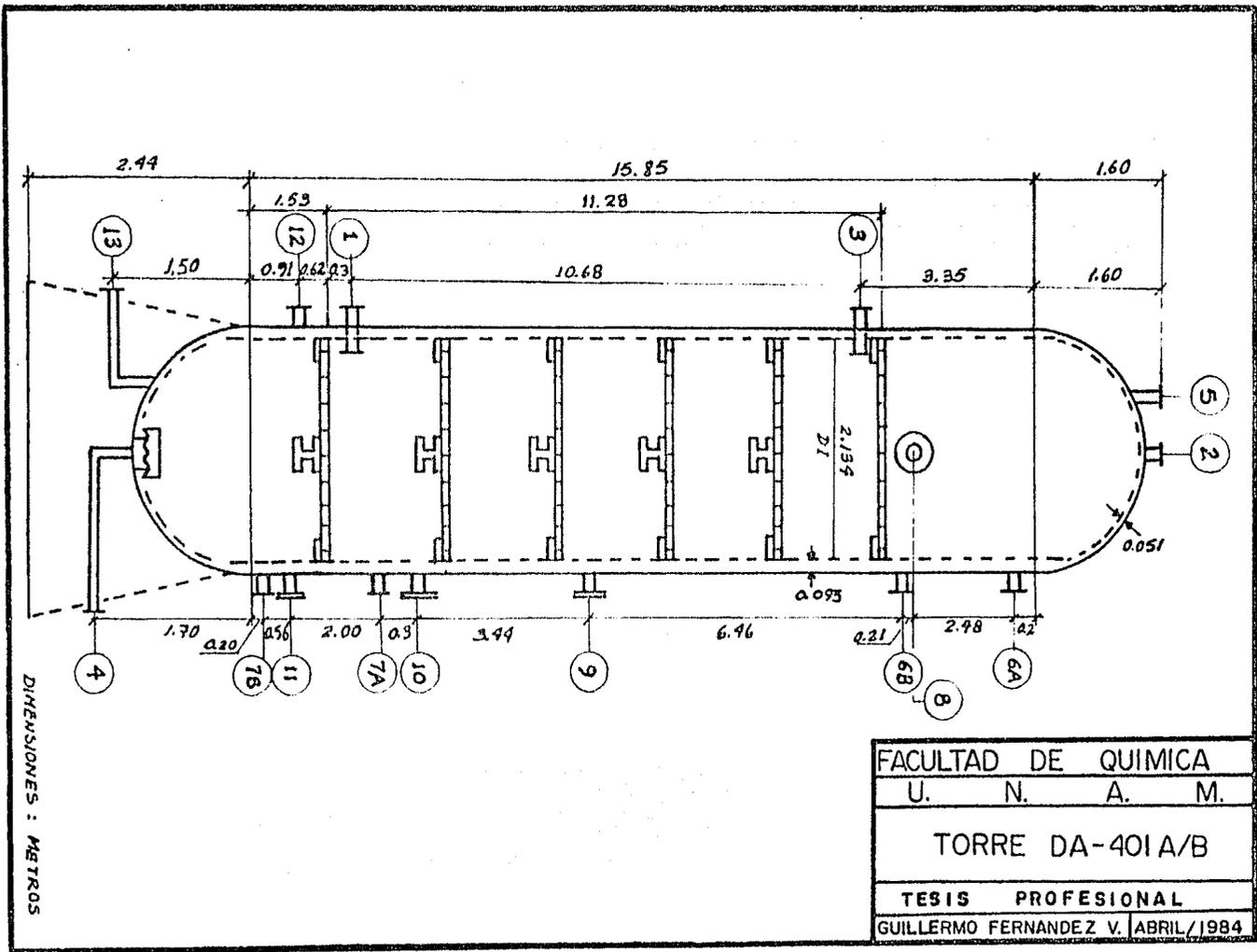
7A y 7B:

- 2 Bridas 2" 600# C.R. CED doble extra fuerte
 cuello soldable. A 105 I. (referencia 16)
 1 Tubo 2" CED doble extra fuerte A 104 B
 longitud de 2.56 m.

La alimentación del gas amargo al absorbedor es de 6" actualmente la alimentación de HC condensados es de 4". Se modificarán las boquillas 1 (ver dibujo) y el distribuidor inferior se adaptará a 6" cambiando la brida de 4" a 6" e incrementando el número de agujeros para alcanzar el área superficial de la tubería de alimentación 6" CED 80 mínimo. El tipo de distribuidor referido es el modelo 844 fabricado por NORTON (referencia 16) con material 304 S.S. (ver Figura 4.13 capítulo 4).

Las especificaciones para la boquilla 1:

- 2 Bridas 6" 600# CED 160 C.R. cuello soldable.
 1 Refuerzo de 14"DE con espesor de 1" soldado.



FACULTAD DE QUIMICA			
U.	N.	A.	M.
TORRE DA-401A/B			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V.			ABRIL/1984

Boquillas: (según el dibujo)

- 1.- Alimentación de gas amargo 6" 600# C.R.
- 2.- Salida de gas dulce 6" 600# C.R.
- 3.- Alimentación de DEA 4" 600# C.R.
- 4.- Salida de DEA 8" 600# C.R.
- 5.- Válvula de seguridad 1 1/2" 600# C.R.
- 6.- (A,B) Controlador e indicador de nivel 2" 600# C.R.
- 7.- (A,B) Controlador e indicador de nivel 2" 600# C.R.
- 8.- Entrada hombre 20" 600# C.R.
- 9.- Idem
- 10.- Idem
- 11.- Idem
- 12.- Conexión de servicio 2" 600# C.R.
- 13.- Drenaje 3" 600# C.R.

La boquilla 2 requiere modificar su diámetro de 4" a 6", para ésto se aplican los materiales referidos para la boquilla 1.

IV. Instrumentación requerida.

a. Válvulas de control.

Elementos finales de control que requieren de una selección adecuada para mantener condiciones de operación adecuadas. En el caso del gas amargo se requiere de válvulas que operen al 100% de flujo con baja caída de presión para evitar condensaciones de los HC más pesados. Convencionalmente las válvulas de mariposa son diseñadas para operar al 100% de flujo con 60° de giro, por ésta razón se eligió el disco FISHTAIL en válvulas de mariposa para operar al 90° utilizando la máxima área de flujo, resultando un coeficiente de flujo del doble que las convencionales. Se usará éste tipo de válvulas en la alimentación de gas amargo al absorbedor y en la salida de gas dulce.

El control de la presión en el cabezal de gas amargo requiere de un tipo de válvula que opere a altas diferencias de presiones, en éste caso se dispone de la válvula con interiores (canasta) Whisper Trim I diseñada para manejar gases a altas caídas de presión.

El control de nivel en el separador V-4 se operará con una válvula con tapón tipo Micro Form, el cuál dispone de un sello hermético lo que evitaría el paso del gas amargo al cabezal de gasolinas amargas evitando presionamientos en el mismo.

La estimación de los diámetros requeridos se obtuvo de Referencia 17 y son correlaciones generales que nos sirven para obtener una medida aproximada del diámetro de la válvula, actualmente los fabricantes proporcionan las dimensiones exactas a los flujos y demás condiciones a las cuáles se deseé operar.

Las correlaciones para determinar el diámetro de las válvulas son:

$$d^2 = \frac{V}{9} \sqrt{\frac{G}{P_1 - P_2}} \quad (\text{líquidos})$$

$$d^2 = \frac{Q}{550} \sqrt{\frac{G}{(P_1 - P_2) P_2}} \quad (\text{gases})$$

donde,

V = flujo, gal/min

Q = flujo a 1 atm y 60 °F, pies³/hr

G = gravedad específica 60/60 °F

d = diámetro nominal, plg

P₁ = presión de entrada, lb/plg²

P₂ = presión de salida, lb/plg²

Para la alimentación de gas amargo a un absorbedor:

$$d^2 = \frac{2.083}{550} [0.764 / (1010 - 1000) (1000)]^{1/2} (10^6)$$

$$d = 5.75 \text{ plg}$$

se usará un diámetro de 6 plg en las válvulas controladoras de flujo a los absorbedores FCV-3A, 3B.

En la salida de gas dulce:

$$d^2 = \frac{4.16}{550} [0.7458 / (999.5 - 989.5) (989.5)]^{1/2} (10^6) =$$

$$d = 8.1 \text{ plg}$$

se estima apropiado un diámetro de 10 plg para la válvula controladora de presión PCV-1.

La salida de HC condensados del fondo del V-4:

$$d^2 = \frac{480}{9} [0.6 / (1010 - 714)]^{1/2} = 1.55 \text{ plg}$$

se usará un diámetro de 2 plg en LCV-4.

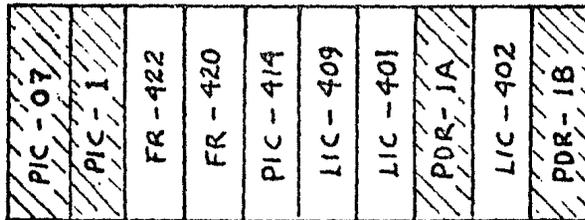
b. Descripción de la instrumentación requerida.

Cantidad	Descripción
1	FR - 1 Registrador para presión estática y diferencial. Rango de presión : 2500 lb/plg ² Presión estática: 0-100 Kg/cm ² . Presión diferencial: 0-200 plg de Agua
3	FR - 3A y 3B, PDR - 1A y 1B Registradores de flujo y presión diferencial con 2 plumillas cada uno. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² Escala: 0-10√. Alimentación eléctrica para reloj: 110V/50 HZ. Avance por hora: 3/4 plg
2	PIC - 3A y 3B Controladores - indicadores. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² . Escala: 0-10√ Ganancia y reajuste automático: 0.05-10 repeticiones/min.
2	PIC - 1, PIC - 07 Controladores - indicadores. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² . Escala: 60-80 Kg/cm ² (lineal). Ganancia y reajuste automático: 0.05-10 rep/min.
2	FT - 3A y 3B Trasmisor de presión diferencial. Rango: 20-250 plg de Agua. Rango calibrado: 0-100 plg Agua. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² .
2	PDT - 1A y 1B Trasmisor de presión diferencial. Rango: 0-100 plg de Agua. Rango calibrado: 0-50 plg de Agua. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² .

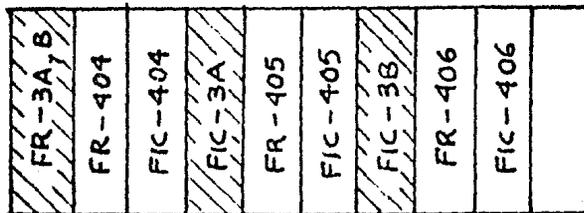
Cantidad	Descripción
2	PT - 1 , PT - 07 Transmisores de presión Rango: 0-3000 lb/plg ² . Rango calibrado: 60-80 Kg/cm ² . Señal neumática: 3-15 lb/plg ²
2	FCV - 3A y 3B Válvulas de control de flujo Tipo: Mariposa - Fishtail. Tamaño: 6" 600# Señal neumática: 3-15 lb/plg ² . Acción: a falla de aire cierra.
1	PCV - 1 Válvula de control de presión. Tipo: Mariposa - Fishtail. Tamaño; 10" 600#. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² . Acción: a falla de aire cierra.
1	PCV - 07 Válvula de control de presión. Tipo: Whisper Trim I. Tamaño: 4" 600#. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² . Acción: a falla de aire abre.
1	LCV - 4 Válvula de control de nivel. Tipo: Micro-Flow (con tapón Micro-Form). Tamaño: 2" 600#. Señal neumática: 3-15 lb/plg ² . Acción: a falla de aire cierra.
3	LG - 401 y 402 , LG - 4 Indicadores de nivel ópticos. Tipo: Reflex Presión: 3240 lb/plg ² . Temperatura: 100 °F. Dimen- sión: 1.2 m (arreglo de 5 cristales).
3	FE - 1 , FE - 3A y 3B Placas ciegas para medición de flujo. Tipo: Acero inoxidable 316. Orificio biselado. Espesor: 1/8 plg Accesorios: Bridas porta orificio, cuello soldable.

c. Adaptación al tablero de control.

Debido a los espacios libres existentes en los módulos de control del tablero, no se requiere la introducción de otro módulo. Los instrumentos que requiere el proceso de endulzamiento de gas serán colocados en los módulos 1 y 2, con el suministro de aire y energía eléctrica disponible.



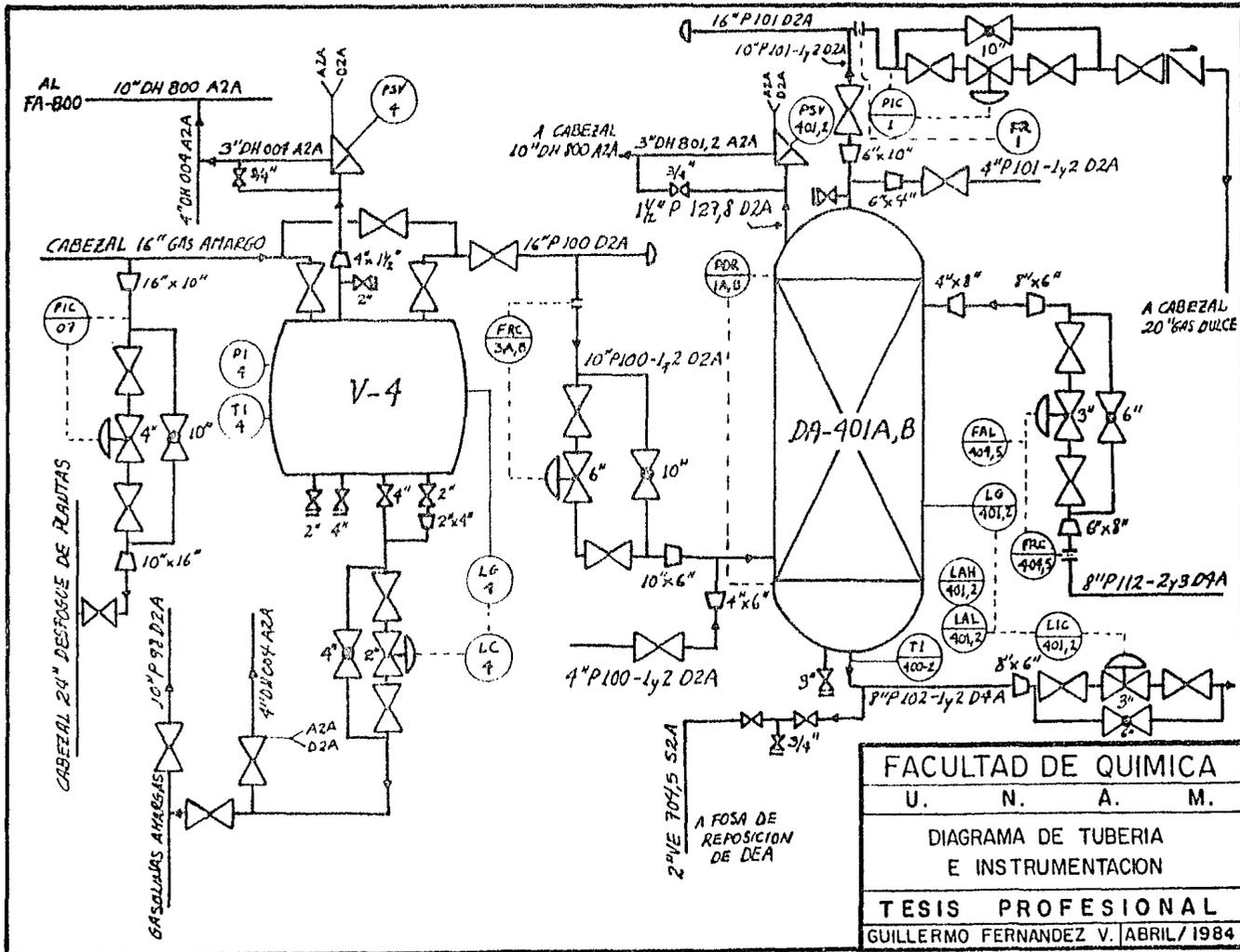
Módulo de control 1



Módulo de control 2



Instrumentos
adaptados.



FACULTAD DE QUIMICA			
U.	N.	A.	M.
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION			
TESIS PROFESIONAL			
GUILLERMO FERNANDEZ V. ABRIL/1984			

CAPITULO 6:

PREPARATIVOS Y PROCEDIMIENTOS PARA EFECTUAR EL ARRANQUE.

- I. Preparativos antes del arranque.**
- II. Procedimiento de arranque.**

PREPARATIVOS Y PROCEDIMIENTOS
PARA EFECTUAR EL ARRANQUE.

Finalizada la etapa de construcción de la modificación efectuada a la planta es necesario someterla a una revisión exhausta.

La revisión se llevará a cabo en los equipos integrados y los afectados por la modificación. Esto incluye: el separador V-4, tuberías, válvulas, accesorios, sistemas neumáticos y los absorbedores DA-401 A y B.

La finalidad de la revisión es la de comprobar que las nuevas instalaciones hayan sido debidamente terminadas, las especificaciones de material sean las adecuadas a las condiciones operativas y en general que los circuitos integrados correspondan a los proyectados.

Posteriormente se efectuará la limpieza a los equipos y tuberías adaptados, para después proceder a realizar las pruebas hidrostáticas, de hermeticidad y la inertización del sistema. Para poder realizar estas pruebas se requiere aislar los circuitos integrados derivados de la modificación de los circuitos ya integrados en el proceso actual, excluyendo los absorbedores DA-401 A y B los cuáles están sujetos a una modificación; para éste fin se cuenta con tapas ciegas, comales y figuras 8 las cuáles se instalarán en los puntos requeridos.

A continuación se expresa en forma general los procedimientos adecuados para realizar los preparativos mencionados y la secuencia de arranque para procesar el gas amargo en la planta.

I. Preparativos antes del arranque.

Lavado de líneas y equipos.

Todas las líneas se lavarán con agua en abundancia y detergente para eliminar la suciedad acumulada durante la construcción. Para la revisión sistemática de todas las válvulas, antes de efectuar el lavado, se sugiere contar con bancos de prueba para evitar que se monten válvulas defectuosas. Las válvulas de control se montarán después del lavado.

Con el fin de eliminar la grasa se circulará una solución que contiene 5% en peso de NaOH, 5% de Fosfato trisódico y 0.1% de un agente humectante; la solución se circulará en el sistema el tiempo suficiente para eliminar los residuos de grasas y aceites. Después del tratamiento caústico, el sistema deberá lavarse con agua limpia hasta que la descarga sea prácticamente neutra. El siguiente paso será limpiar con una solución al 10% en peso de ácido sulfámico inhibido el óxido, escamas y otros materiales presentes en los equipos. Los inhibidores para el ácido son: O. B. Hebit de Obrien; la dosificación es de 1 lb/50 lb de ácido. Después de eliminar el ácido se lava con agua el sistema.

Se cuenta actualmente con el agua de la red de contraincendio para efectuar el lavado a líneas y equipos; la presión de operación de ésta red es de 6 a 7 Kg/cm² normalmente.

Finalmente el sistema deberá secarse y purgarse con aire seco o gas.

Prueba Hidrostática de sistemas y equipos.

La planta ya integrada por circuitos de prueba, cuyas presiones están anotadas en referencias adjuntas, pueden probarse a las condiciones máximas de operación, en éste caso, la presión máxima permisible o de diseño multiplicada por 1.5 veces, será la presión de prueba según normas de construcción para recipientes. La eficiencia en juntas o uniones de soldadura será determinada por radiografías efectuadas principalmente, en líneas o circuitos de alta presión que requirieron relevado de esfuerzos en las uniones o soldaduras.

Cuando las condiciones máximas de operación de la tubería que esté conectada a un recipiente, sean las mismas, puede probarse a la presión de prueba del recipiente, no importa que sea menor. Se recomienda no aplicar pintura, ni aislamiento a juntas bridadas, conexiones roscadas o soldadas, válvulas de purga y venteo, hasta que la prueba del sistema sea efectuada y terminada. La instrumentación no debe ser colocada ya que se dañaría. Generalmente se usa agua para efectuar la prueba, en algunos casos se usará gas. Durante el vaciado deberán abrirse los venteos para evitar que algún recipiente se colapse, en especial torres de platos y recipientes de bajo espesor de placa.

Prueba de Hermeticidad e Inertizado.

Antes del arranque es necesario comprobar la hermeticidad de todas las líneas y equipos.

Se determinará la hermeticidad del circuito en puntos de acoplamiento o de servicios. Principalmente en el caso de conexiones bridadas o roscadas, válvulas de purgas y venteos, válvulas automáticas, válvulas de seguridad, entradas de servicio a torres y recipientes y otros.

El inertizado o eliminación de aire presente en el sistema se llevará a cabo, por medio de un gas de arrastre de mayor densidad que el aire, hasta eliminarlo totalmente. Se cuantificará la existencia del aire, midiendo el porcentaje de explosividad de la mezcla formada con el gas de arrastre hasta lograr un porcentaje cercano al cero.

Ajustes y revisión de sistemas neumáticos.

La instrumentación es una parte bastante delicada dentro del proceso por lo que requiere ajustes con una eficiencia del 95% mínimo. La revisión se efectuará: 1) placas de orificio: posición correcta y dimensiones correspondientes; 2) transmisores: rango de operación, suministro de aire mayor de 15 lb/plg², transmisión de la variable en un rango de 3 a 15 lb/plg² y soportería del aparato; 3) controladores indicadores: calibración, ajuste de la ganancia y las repeticiones por minuto dependiendo del comportamiento de la variable, rango de operación en la escala adecuado y suministro de aire mayor de 15 lb/plg² (20 a 22); 4) registradores: calibración y escalas apropiadas; 5) válvulas de control: calibración, acción y sentido correctos, interiores adecuados; 5) hermeticidad en líneas conductoras. El suministro de aire debe ser con una cantidad mínima de humedad y libre de partículas sólidas.

II. Procedimiento de arranque.

Después de haber efectuado los preparativos para que la planta se encuentre en condiciones de operar, se elabora una secuencia o procedimiento de arranque en base a los componentes de la misma.

La planta debe estar preparada bajo las siguientes condiciones: todo el equipo debe estar vacío y limpio, inertizada totalmente, las válvulas de purga y venteo cerradas para guardar hermeticidad en el sistema, los servicios requeridos en disponibilidad y los reactivos e inhibidores preparados a la concentración de diseño.

Arranque de la sección de endulzamiento.

La solución de DEA preparada al 25% en peso se tiene almacenada en el tanque FB-401. Se procederá a llenar los absorbedores DA-401 A y B a una altura del 50% del rango total de nivel de operación, adaptado en la modificación, después de haber llenado el circuito de DEA pobre. El circuito de DEA pobre se inicia desde el fondo del regenerador DA-402 hasta la alimentación a los absorbedores. La DA-402 será alimentada de la fosa de recuperación FE-401 por medio de la bomba GA-404, estableciéndose un nivel de 3 a 4 metros de altura en el regenerador manteniendo las condiciones de presión de operación en el fondo y en el domo del mismo, se procederá a alimentar el circuito de DEA pobre, el cuál se encontrará a una presión positiva mínima de 0.1 Kg/cm^2 . La presión en el domo de DA-402 se mantendrá en 0.9 Kg/cm^2 controlada por la PCV-403B, la admisión

del gas se efectuará en el FA-403 (separador de gas ácido) por medio de una línea de 3/4" gas combustible adaptada al tanque.

Con la presión de succión establecida en GA-401 se alinearán las válvulas de succión y descarga de ésta sin arrancarla, para alimentar al tren de enfriamiento de DEA pobre, los filtros de carbón FA-404A y B y al tanque de balance de DEA rica FA-402 (éste último por medio de una línea de arranque de 6" que permite recircular la DEA pobre al regenerador). Se recomienda abrir los venteos en los puntos más altos del tren de enfriamiento EA-402A, B y C y los filtros de carbón para eliminar alguna bolsa de gas existente. En el tanque FA-402 se controlará una presión mínima de 0.1 Kg/cm² ventean-do a la atmósfera, para permitir el flujo de la solución de DEA a través de los equipos mencionados. La bomba GA-404 con un flujo de diseño de 100 gal/min se mantendrá operando durante el llenado de los equipos. La válvula de succión de la bomba de alimentación de DEA a los absorbedores permanecerá cerrada durante la etapa de llenado de los equipos anteriores.

Cuando se encuentren llenos el tren de enfriamiento de DEA pobre, los filtros de carbón y el FA-402 se procederá a presionar éste último por medio de la línea de arranque 1 1/2" hasta alcanzar su presión de operación 17.5 Kg/cm². La línea de arranque 1 1/2" proviene del cabezal de 24" gas dulce en L. B. Posteriormente al presionamiento del FA-402, se arrancará la bomba de DEA pobre GA-401 con la descarga reducida manteniéndose un flujo de 500 gal/min (flujo de diseño: 985 gal/min) en circuito corto. Se denomina circuito corto al trayecto comprendido de GA-401, EA-402A, B y C, FA-404A y B,

válvula de 6" globo de línea de arranque, FA-402, intercambiador de calor EA-401A y B (lado tubos), DA-402. EA-401A y B (lado coraza) y succión de GA-401. Se suspenderá la alimentación de la solución de DEA al sistema mientras se estabiliza el circuito corto.

La descarga de la GA-401 operando en circuito corto será de 41 Kg/cm^2 de presión. Establecido el circuito corto se procederá a alimentar a los absorbedores. Se alineará la válvula de succión y descarga de GA-402 sin arrancarla fluyendo la solución hacia los absorbedores con un flujo reducido a 100 gal/min máximo. Se restablecerá la alimentación de DEA al sistema para reponer niveles en los equipos llenados anteriormente. Cuando los niveles en los absorbedores sean los requeridos se alinearán los fondos para llenar los filtros de DEA rica FD-401A y B. Se procederá al presionamiento de los absorbedores cerrando la salida de FD-401A y B, admitiendo gas por la línea de 3/4" instalada en el cabezal de 16" salida de gas dulce de los absorbedores en L. B. hasta alcanzar la presión existente en el mismo (69 Kg/cm^2). Se arrancará GA-402 bloqueando la válvula de globo 6" de la línea de arranque, que interrumpirá el circuito corto, para hacer fluir la solución de DEA en todo el sistema. Finalmente se ajustarán presiones y niveles en todos los equipos manteniendo un flujo de DEA de 500 gal/min en todo el sistema.

Arranque de la sección de regeneración.

Una vez establecida la circulación de la solución de DEA en la forma mencionada, se introducirá vapor a los rehervidores EA-404A y B para llevar al regenera-

dor a las condiciones de temperatura más cercanas especificadas en la operación. La temperatura en el domo del regenerador DA-402 será mantenida de 80 a 85 °C para evitar vapores de agua.

Introducción de gas amargo.

La admisión de gas amargo será a través de PCV-3A y 3B, para ésto la salida de gas dulce deberá estar abierta ya que la presión de gas dulce corresponde a la presión de operación del absorbedor. Antes de alimentar el gas amargo es necesario que en el separador de entrada V-4, alineado con anterioridad, no haya condensados que puedan arrastrarse al proceso. El flujo de gas debe ser graduado hasta alcanzar la relación óptima DEA/gas amargo (1.3 lb sol. DEA/1 lb gas amargo). La PCV-07 deberá ajustarse a la presión que operan las plantas endulzadoras de gas dentro del complejo.

Introducido el gas amargo a los absorbedores se ajustarán las condiciones de operación. El flujo de DEA pobre controlado por PCV-404 y 405 corresponderá a 554 gal/min, el flujo de gas amargo será de 50 Mmpcsd en cada absorbedor, los niveles en los absorbedores serán controlados a un 75% por las LCV-401 y 402, la presión en los fondos controlada por la PCV-404 será de 45 Kg/cm², la temperatura de la DEA pobre a la entrada del absorbedor será de 45 °C, la caída de presión a través de los filtros FD-401A y B no excederá de 1.0 Kg/cm², y otras variables más.

Se encontrarán en continua observación todos los equipos e instrumentos durante los ajustes efectuados al proceso para detectar cualquier falla.

Criterios de operación.

El flujo de gas amargo alimentado a los absorbedores será distribuido equitativamente a los 2 absorbedores manteniendo una relación másica mínima de 1.3 lb de solución de DEA por lb de gas amargo.

La presión a la salida de los absorbedores no opera arbitrariamente debido a que la presión de operación 70 Kg/cm^2 , es la misma en todas las plantas endulzadoras de gas por alimentarse de un cabezal común. Cualquier alteración de la presión en una planta provoca desajustes en las demás, por ésta razón el control de presión instalado a la salida de los absorbedores debe ser ajustado a los demás.

Al determinar la cantidad de solución de DEA requerida para absorber los gases ácidos se presenta en la solución de DEA rica, una relación molar de 0.6 moles de gas ácido por mol de DEA la cuál presenta alta corrosividad en la solución. Para disminuir la relación molar de la solución se incrementa el flujo de la solución de DEA hasta alcanzar la relación óptima (0.5 moles de gas ácido por mol de DEA). El flujo requerido de solución de DEA representa un 62% de la capacidad diseñada, además la presión de los absorbedores disminuye de 85.6 a 70 Kg/cm^2 implicando un aumento del gas-to volumétrico en las válvulas controladoras de flujo de DEA pobre al absorbedor y la caída de presión a través de la columna es muy pequeña; representa la posibilidad de aprovechar de un 70 a un 75% el flujo de solución de DEA estimado para el endulzamiento de hidrocarburos condensados amargos.

CAPITULO 7:

CONTROL QUIMICO DEL PROCESO.

- I. Determinación de la concentración de la solución de DEA.
- II. Determinación de H_2S .
- III. Determinación de CO_2 .
- IV. Determinación de la composición de gases.

CONTROL QUÍMICO DEL PROCESO.

El análisis químico a las corrientes de proceso, materias primas y productos ya terminados tiene la finalidad de valorar la eficiencia del proceso y determinar las posibles causas de contaminación y deterioro a los componentes del mismo.

El proceso de endulzamiento de gas amargo requiere de un control estricto principalmente en la corriente de gas dulce. El gas dulce es materia prima básica de los procesos petroquímicos por lo que se requiere la eliminación total de los gases ácidos, evitando problemas de corrosión en ductos y contaminación en otros procesos posteriores.

Por lo anterior el control químico al absorbente es factor determinante para la eficiente eliminación de los gases ácidos. Los análisis de DEA se determinarán a la entrada y salida de los absorbedores cuantificándose así; la eficiencia de absorción y regeneración del proceso y la concentración adecuada de la solución absorbente.

Como análisis también importantes se tienen: la composición del gas amargo y del gas ácido. La primera indicará la cantidad de gases ácidos y la cantidad de hidrocarburos existente. El gas ácido es materia prima de las plantas recuperadoras de azufre líquido por lo cuál, se requiere la determinación de sus componentes.

I. Determinación de la concentración de DEA.

La determinación está basada en la suposición de que la alcalinidad de la solución es debida a la presencia de DEA.

Material:

Matraz Erlenmeyer de 250 ml.

Pipeta de 1 ml.

Bureta de 50 ml.

Reactivos:

Agua destilada

Indicador Naranja de metilo

Solución de H_2SO_4 0.1N.

Procedimiento:

Se colocan 50 ml. de agua destilada en el matraz, agregar 1 ml. de solución de DEA y 4 gotas del Indicador. La titulación se llevará a cabo hasta el cambio de coloración amarilla a canela, valorando con solución de H_2SO_4 .

Cálculos:

$$\% \text{ DEA} = N_1 V_1 \cdot m_{\text{eq DEA}} \cdot 100/\text{ml.} = V_1 \cdot 1.05$$

donde: N_1 = concentración de H_2SO_4

V_1 = volumen de H_2SO_4

II. Determinación de H_2S .

a).- En soluciones de DEA.

Material:

Matraz Erlenmeyer de 250 ml.

Bureta de 25 ml.

Bureta de 50 ml.

Reactivos:

Solución de Iodo 0.1N

Solución de Tiosulfato de sodio 0.1N

HCl concentrado

Indicador de Almidón.

Procedimiento:

Depositar de 1 a 10 ml. de la solución de DEA dentro de un matraz Erlenmeyer de 250 ml. conteniendo 25 ml. de solución de Iodo y un volumen igual al de la muestra de HCl. Agitar vigorosamente cuando se agregue la muestra para obtener un rápido mezclado y prevenir pérdidas de H_2S . Agregar 3 gotas de indicador Rojo de metilo y 5 de indicador de Almidón. Titular a un punto fin color rojo claro con la solución de Tiosulfato.

Cálculos:

$$\text{gr/lit } H_2S = V_1 N_1 \cdot V_2 N_2 / \text{ml. de muestra}$$

donde: $V_1 N_1$ = volumen y concentración de I_2

$V_2 N_2$ = volumen y conc. de $Na_2S_2O_3$.

b).- En gases.

Método de Tutwiler.- El análisis se cuantifica a partir del Iodo usado y la normalidad conocida. Consiste en lo siguiente: la muestra es admitida en una bureta Tutwiler desplazando una solución de almidón, de la cuál una parte se retiene; luego se admite una solución de Iodo normal midiéndose -- desde la bureta hasta que la solución de almidón toma un color permanentemente azul.

Material:

Aparato Tutwiler.

Descripción del aparato.- Tal como se ilustra en la Fig. 7.1 el aparato consiste de lo siguiente: una bureta con una llave en el fondo y otra en la parte superior; la del fondo va conectada a un frasco nivelador por medio de una manguera de hule, la llave superior tiene 2 vías, una conectada a una pequeña bureta de 10 ml. con graduaciones de 0.1 ml. y otra que permite el paso a la muestra. La bureta marca 2 graduaciones, de 100 y 110 ml., el volumen de la llave inferior a la graduación de 110 ml. es aproximadamente de 5 ml.

Reactivos:

Solución de Almidón

Solución de Iodo normal.

Procedimiento:

El frasco nivelador se llena con solución de almidón y se conecta al fondo de la bureta.

Se abre la llave en la parte superior de la bureta para conectarse con el tubo de entrada de gas, se eleva el frasco nivelador hasta que la bureta y el tubo de entrada estén llenos. La llave del fondo se cierra, la fuente de gas se conecta al tubo de entrada. Se extrae el gas abriendo la llave del fondo y bajando el frasco nivelador hasta que el nivel de la solución de almidón pase justamente la marca de los 100 ml. sobre la bureta. Se cierran las válvulas y se desconecta el tubo muestreador. Se abre la llave superior para igualar la presión del gas con la atmosférica. Cerrada la llave superior, se baja el nivel hasta la marca de 110 ml. para poner el gas bajo presión reducida. Se cierra la llave del fondo y desconectamos el frasco nivelador. Se agrega solución de Iodo normal al cilindro de 10 ml. registrándose la lectura del Iodo agregado. La adición es por goteo hasta que la solución de almidón adquiera un color azul. Se debiera correr un análisis blanco para determinar la cantidad de Iodo requerida para dar la coloración perseguida.

Cálculos:

$$100(\text{ml. de solución} - \text{ml. de blanco}) = \frac{\text{granos de H}_2\text{S}}{100 \text{ ft}^3}$$

III. Determinación de CO₂.

Método Orsat.- Se basa en la absorción de los componentes de una mezcla gaseosa por medio de soluciones selectivas para cada componente.

Material:

Equipo Orsat

Procedimiento:

El método Orsat emplea un dispositivo contenido en una caja de madera portátil, se compone de una bureta B enchaquetada con agua para no permitir variaciones en el flujo de gas; un frasco nivelador A; las pipetas absorbedoras P', P'' y P''', y el tubo de unión T.

La pipeta absorbidora P' se llena con solución de NaOH y está conectada de tal manera que nivela con un tubo posterior, en otras palabras el nivel de éste tubo desciende al llenar la pipeta hasta la parte superior donde se encuentra una llave. La pipeta absorbidora P'' contiene una solución de Piragalol alcalina y la P''' una solución de Cloruro cuproso amoniacal; ambas soluciones se protegen del oxígeno para evitar contaminación. Ya las pipetas llenas se deben efectuar 2 análisis en blanco para saturar el agua y los reactivos con los gases.

Los reactivos colocados en P', P'' y P''' deben nivelarse hasta la marca que está a la mitad, entre la parte superior de la pipeta absorbidora y el tubo de hule lo cuál se consigue, abriendo toda

la llave, sacando la pipeta absorbadora y bajándola hasta que el reactivo suba al nivel indicado; la bureta B y el tubo T se llenan con agua abriendo la llave D y subiendo el frasco de nivel A. De ésta manera todo el dispositivo está listo para recibir la muestra de gas.

El gas por analizarse debe pasar primero por P' que contiene KOH o NaOH, el cuál absorbe el CO₂ abriendo la llave E y subiendo el frasco de nivel A; el gas desplaza al reactivo en la parte de enfrente volviéndose a llenar cuando ocurre la absorción. El gas es forzado hacia el tubo T subiendo y bajando el frasco de nivel; volviendo a subir el reactivo hasta cerca de la marca, se deja escurrir la bureta y se toma la lectura; cerrando la llave E y colocando el mismo nivel de agua contenida en el frasco y la bureta. Para asegurar la completa absorción del CO₂ se vuelve a pasar el gas por segunda vez por la pipeta absorbadora y se toma la lectura que no debe variar arriba de 0.1%; ésto recibe el nombre de lectura de comprobación.

La diferencia entre V₁ y V_f representa los mililitros de CO₂ presente en la muestra inicial.

La determinación del O₂ se efectúa por medio de P'' que contiene una solución alcalina de Pirogalol, el CO por P''' que contiene cloruro Cuproso y los HC se absorben en H₂SO₄ fumante.

IV. Determinación de la composición de gases.

La cromatografía de gases es un método físico de separación más eficaz que se conoce.

Un cromatograma nos proporciona los datos suficientes para determinar el % en volumen del compuesto analizado, lo cuál es equivalente al % mol.

Para la determinación de los análisis cromatográficos se utiliza un cromatógrafo marca Varian Aerograph. El cálculo de la composición molar de un gas, se procede de acuerdo a la determinación del área de los picos en un cromatograma.

$$\text{Area del pico} = \frac{h \times \frac{1}{2}wh \times a}{f}$$

donde:

h = altura del pico.

$\frac{1}{2}wh$ = ancho del pico a la mitad de la altura.

a = atenuación.

f = factor de respuesta para cromatógrafos de conductividad térmica.

para cada componente:

$$\% \text{ mol } C_1 = \frac{A_1}{A_t} \times 100$$

La diferencia entre el cálculo de la composición entre el gas amargo y el gas dulce es la corrección por gas ácido ($H_2S + CO_2$); para el gas ácido la corrección es por el porcentaje de hidrocarburos.

CAPITULO 8:

CONCLUSIONES.

CONCLUSIONES.

Durante el desarrollo de éste trabajo se aprecian las limitaciones dadas por el proceso actual, en base a éstas limitaciones se estiman las cantidades apropiadas que se manejarán ya modificada la alimentación al proceso.

Los equipos propuestos para instalarse en la modificación al proceso son los mínimos requeridos y los necesarios para el funcionamiento adecuado de la planta. Los equipos instalados en el proceso actual no fueron afectados mecánicamente, con excepción de 2 de los absorbedores, ya que la finalidad de éste trabajo permite el procesamiento de gas amargo o de hidrocarburos condensados amargos dependiendo de las necesidades existentes.

Al efectuar las conversiones de alimentación al proceso los problemas operativos que se derivarían presentan similitud al suministrarse gas amargo o condensado amargo, reduciéndose éstos al control de variables de operación ya presentadas en el proceso actual y que afectan la producción si no se determinan.

El trabajo desarrollado muestra las facilidades que ofrecen éste tipo de procesos, por la flexibilidad existente en los equipos instalados, para operar a capacidades menores o mayores hasta un 10% de diseño en cada uno de los equipos. En base a ésto se determina posible la modificación de la alimentación sin afectar el proceso actual.

CAPITULO 9:

APENDICE.

ENTALPIA DE SOLUCION DE CO₂ EN SOLUCIONES DE DEA

$-\Delta H_s$, Btu/lb_m CO₂

NORMALIDAD DE SOLUCION DEA.	∞ RELACION MOLAR EN LIQUIDO, CO ₂ /DEA						
	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4
0.5	562*	516*	431*	364*	308*	265*	229*
2.0	655	580	463	378	312	265	229
3.5	744	636	490	390	316	266	229
5.0	821	688	513	399	319	267	229
6.5	885	719	529	405	321	267	229
8.0	939	744	541	407	322	267	229

* Calculado a 50 °C

ENTALPIA DE SOLUCION DE H₂S EN SOLUCIONES DE DEA

∞ RELACION MOLAR EN LIQUIDO, H ₂ S/DEA	ΔH_s Btu/lb _m H ₂ S
0.2	604
0.4	550
0.6	506
0.8	403
1.0	208
1.2	158
1.4	133

TABLA 4.1 (ref. 2 tabla 3.4)

PROPIEDADES DE ETANOL AMINAS

Propiedad	Monoetanol amina	Dietanol amina
Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}$
Peso molecular	61.1	105.1
Punto de ebullición °F (a 1 atm)	338.6	515.1
Rango de ebullición °F (de 5% a 95%)	336.7-341.0	231.9-336.8 (20 mm Hg)
Punto de congelación	50.5	77.2
Densidad, 77 °F	1.0113	1.0881 (86 °F)
140 °F	0.9844	1.0693
Libras por galón, 77 °F	8.45	9.09 (86 °F)
Índice de refractividad, 77 °F	1.4525	1.4750 (86 °F)
Viscosidad absoluta, cps 77 °F	18.95	351.9 (86 °F)
140 °F	5.03	53.85
Punto flash, °F	195	300
Punto de encendido, °F	200	330
Calor específico a 86 °F cal/g °C	0.497	0.531
Calor de fusión, cal/mol	4,900	6,000
Calor de vaporización a P. Eb., cal/mol	12,150	15,590
Temperatura crítica °C	341.3	442.1
Presión crítica atm	44.1	32.3
Constantes para la ecuación de Antoine,		
A	8.02401	8.12303
B	1921.6	2315.46
C	203.3	173.3

TABLA 4.2 (ref. 2 tabla 3.1)

CONSTANTES FISICAS DE HIDROCARBUROS Y OTROS COMPONENTES DEL
GAS NATURAL.

Componente	Metano	Etano	Propano	Iso- Butano	N- Butano	Iso- Pentano	N- Pentano	N- Hexano
Peso molecular	16.043	30.07	44.097	58.124	58.124	72.151	72.151	86.173
Punto de Ebullición °F								
a 14.7 psia	-258.69	-127.46	-43.67	10.90	31.10	82.12	96.92	155.72
Punto de Congelación °F								
a 14.7 psia	-296.46	-297.87	-305.84	-255.29	-217.05	-255.83	-201.51	-139.58
Presión de vapor a 100 °F, psia	5000	800	190	72.2	51.6	20.44	15.57	4.956
Densidad (a 60 °F y 1 atm) lb/pie cubico, gas ideal	42.28	79.24	116.2	153.16	153.16	190.13	190.13	227.09
Condiciones Críticas,								
Temperatura °F	-116.63	90.09	206.01	274.98	395.65	369.1	385.7	453.7
Presión psia	667.8	707.8	616.3	529.1	550.7	490.4	488.6	436.9
Calor de Vaporización (a 14.7 psia y P. Eb.) Btu lb	219.22	210.41	183.05	157.53	165.65	147.13	153.59	143.95
Calor específico (a 60 °F y 1 atm)								
Gas ideal:								
Cp gas, Btu/lb °F	0.526	0.4097	0.3881	0.3872	0.3867	0.3827	0.3883	0.3864
Cv gas, Btu/lb °F	0.403	0.3436	0.3430	0.3530	0.3525	0.3552	0.3608	0.3633
Cp liq, Btu/lb °F	-	0.9256	0.5920	0.5695	0.5636	0.5353	0.5441	0.5332
Indice de Refractividad (a 68 °F)	-	-	-	-	1.3326	1.3537	1.3575	1.3749

Tabla 4.3 (ref. 2 tabla 2.3)

TABLA XIII. CARACTERISTICAS FISICAS DE
EMPAQUES DE MATERIALES COMERCIALES PARA TORRES

EMPAQUE	ESPACIO	AREA	No. DE UNIDADES POR pie ³	DENSIDAD lb/pie ³
	LIBRE %,	ESPECIFICA a _v , $\frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^3}$		
Anillos				
Rashig:				
Gres o loza:				
3/8 plg	53	148	26,000	65
1/2	53	114	10,700	65
1	68	58	1,330	45
1 1/2	68	36	380	45
2	83	29	165	24
Carbón:				
1/4	55	212	85,000	46
1/2	74	114	10,600	27
1	73	58	1,350	27
1 1/2	67	38	400	34
2	73	29	170	27
3	78	19	49	23
Acero:				
0.6	95.7	100	7,000	
1	91.8	65	1,550	
2	94.4	32	190	
Aluminio:				
2	92	28	-	13.7
Bolas de gres o loza:				
1	40.8	43	1,975	80 - 90
1/2	24.3	109	15,700	80 - 90

TABLA 4.4 (ref. 13 tabla XIII)

**CORRELACION DE CAIDA DE PRESION PARA TORRES
IRRIGADAS.**

(válido para sistemas que operan bajo el
punto de carga)

Tipo de empaque	Tamaño nominal	α	β	L (lb/seg pie ²)
Estandar	3/8	4.70	0.41	0.2 - 1.2
Espesor	1/2	3.10	0.41	0.08 - 2.4
Anillos				
Rashig	5/8	2.35	0.26	0.3 - 1.8
	3/4	1.34	0.26	0.5 - 3.0
	1	0.97	0.25	0.1 - 7.5
	1 1/4	0.57	0.23	0.2 - 3.0
	1 1/2	0.39	0.23	0.2 - 4.0
(desorden)	2	0.24	0.17	0.2 - 5.5
(ordenado)	2	0.06	0.12	0.2 - 9.0
Anillos				
Espirales				
(desorden)	3	0.18	0.15	0.2 - 5.0
(ordenado)	3	0.15	0.15	0.2 - 6.5
Silietas				
Berl	1/2	1.20	0.21	0.08 - 6.0
	3/4	0.48	0.17	0.1 - 4.0
	1	0.39	0.17	0.1 - 4.0
	1 1/2	0.21	0.13	0.2 - 6.0
Intalox	1/2	0.82	0.20	0.15 - 4.0
	3/4	0.48	0.17	0.1 - 4.0
	1	0.31	0.16	0.7 - 4.0
	1 1/2	0.14	0.14	0.2 - 8.0
	2	0.08	0.14	

Ecuación general:

$$\Delta p = (\alpha) (10^{\beta L}) (G^2/\rho_g) \text{ donde}$$

Δp = caída de presión, plg Agua/pie empaque

ρ_g = densidad del gas, lb/pie³

G = masa velocidad del gas, lb/seg pie²

L = masa velocidad del líquido, lb/seg pie²

α, β = constantes dadas.

TABLA 4.5 (ref. 4 tabla 19.24A)

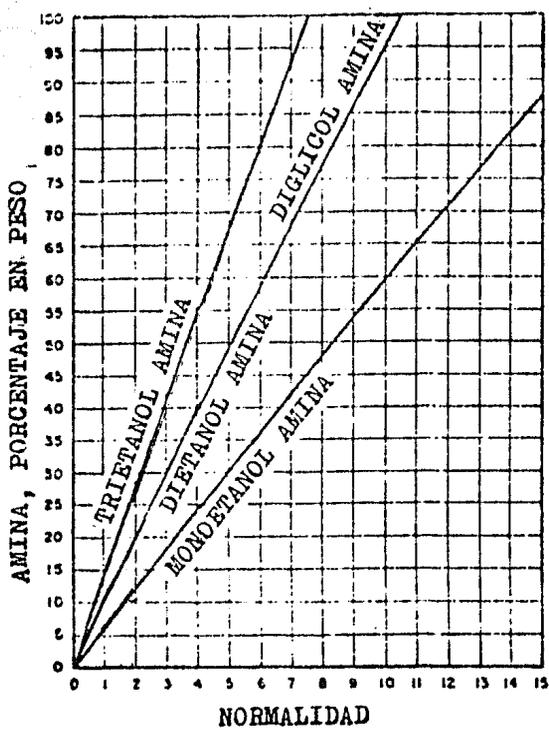


FIGURA 4.1 (ref. 2 fig. 3.1)

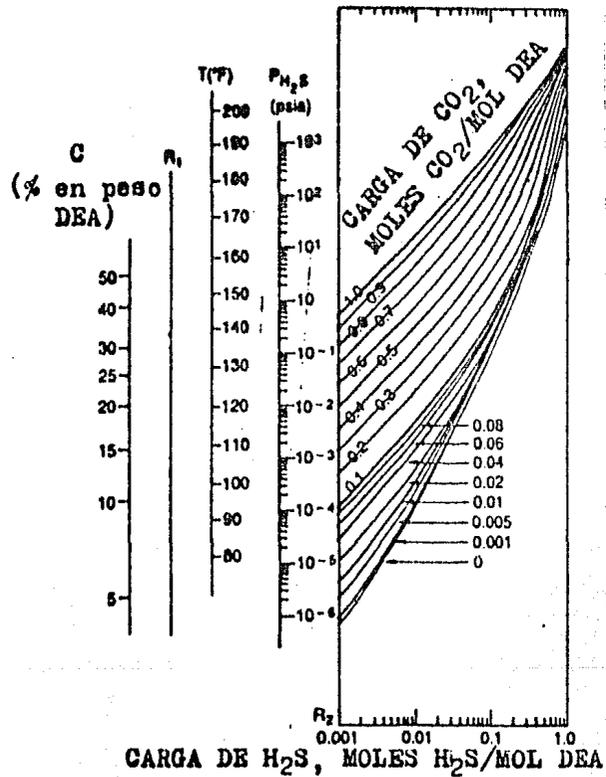


FIGURA 4.2 (ref. 11 fig. 5)

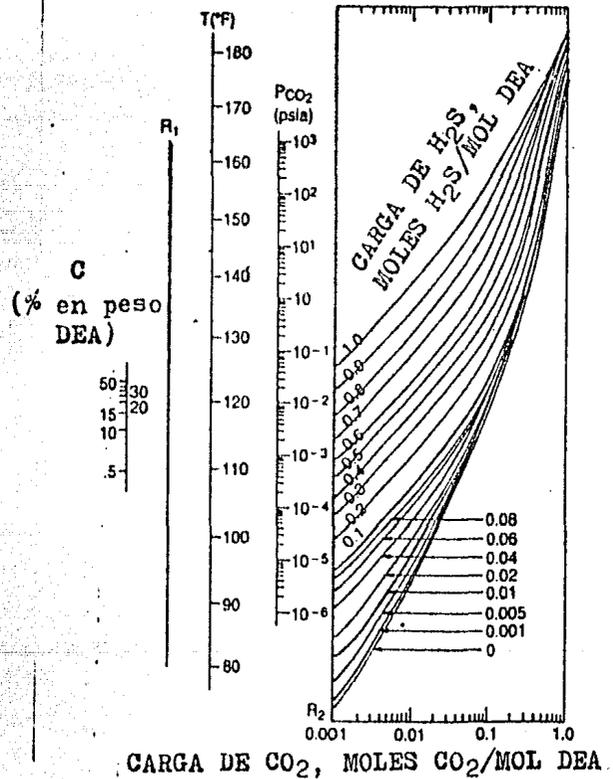


FIGURA 4.3 (ref. 11 fig. 7)

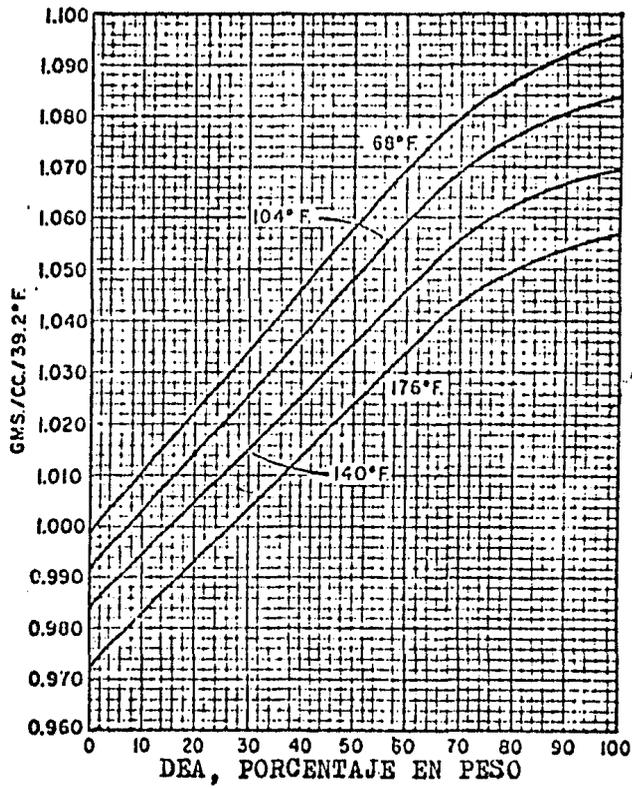
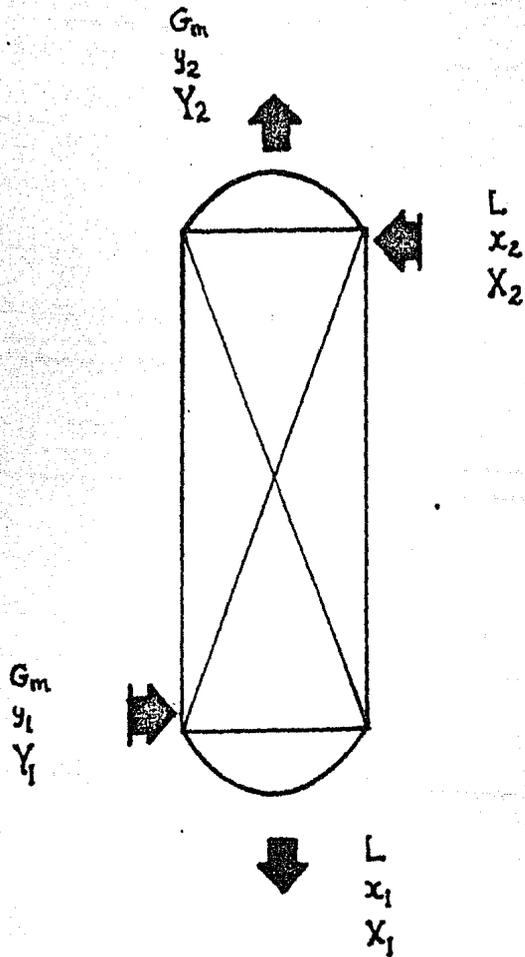


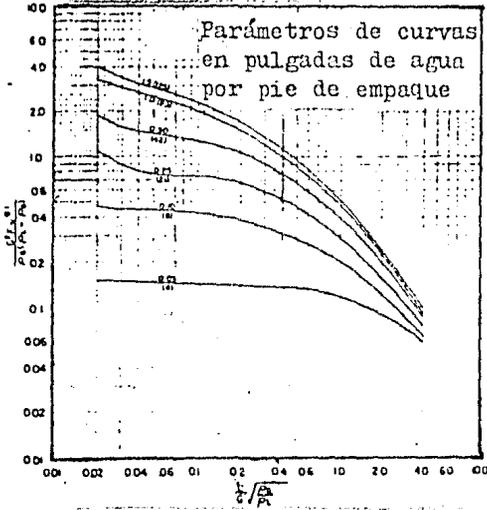
FIGURA 4.4 (ref. 2 fig. 2.2)



TORRE EMPACADA EN CONTRACORRIENTE
SISTEMA LIQUIDO - GAS.

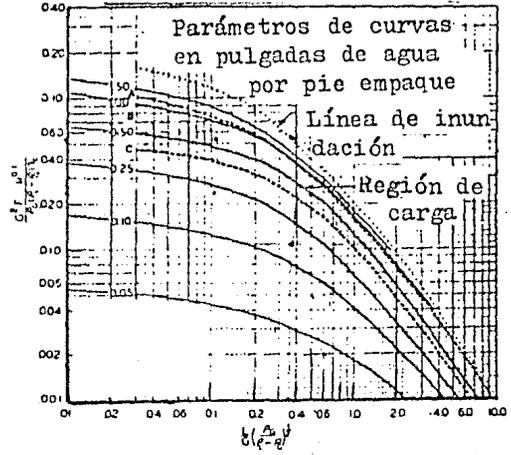
FIGURA 4.5

CORRELACION GENERALIZADA DE LA CAIDA DE PRESION



μ = Viscosidad del líquido cps
 $g_0 = 32.2$ pies/seg²

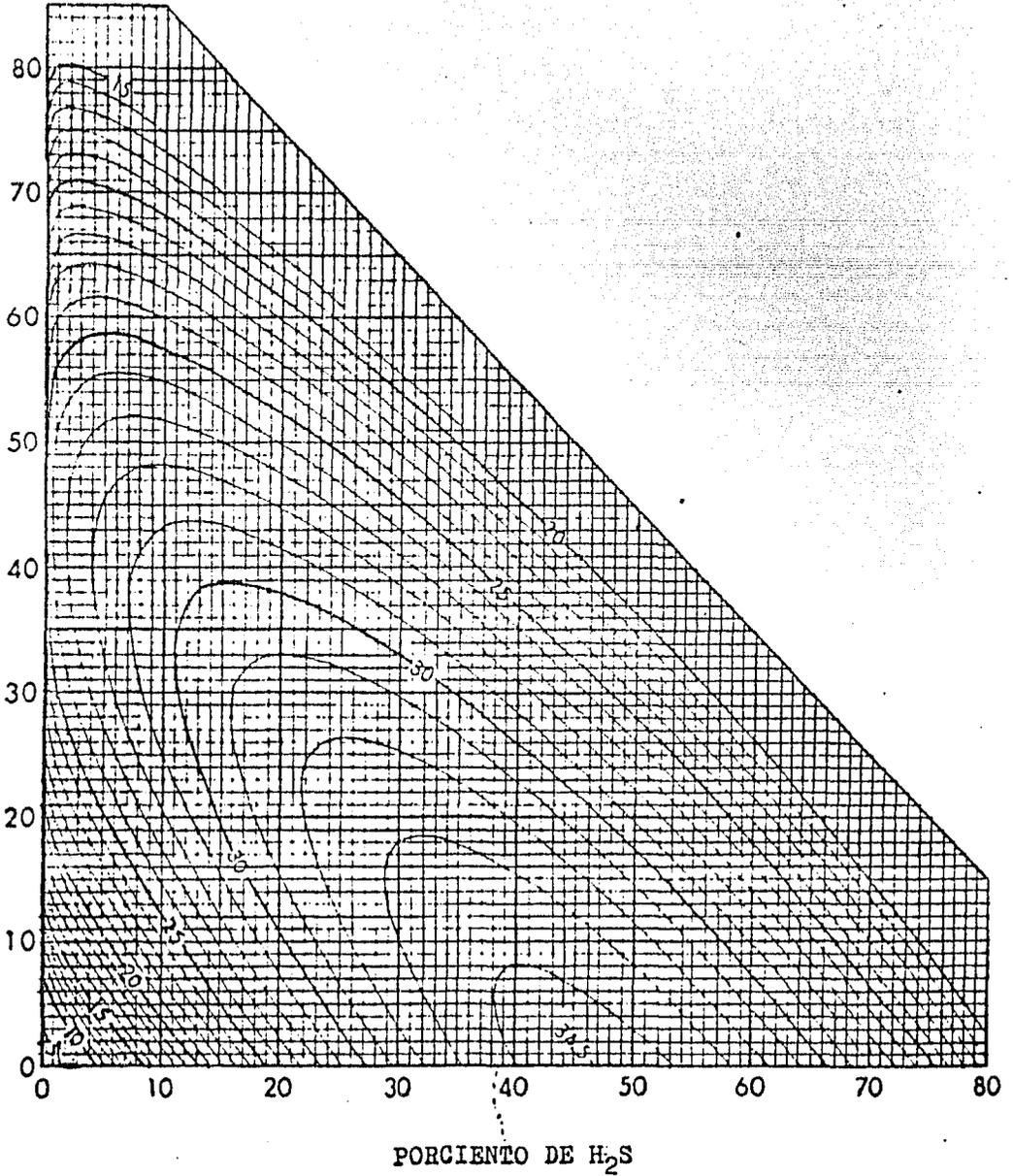
CORRELACION GENERALIZADA DE LA CAIDA DE PRESION



L = Líquido lb/seg pie²
 G = Gas lb/seg pie²
 ρ_L, ρ_G = Densidad lb/pie³
 F = Factor de empaque

FIGURA 4.6 (ref. 4 fig. 9-13A y fig. 9-13B)

FIGURA 4.7 (ref. 2 fig. 2.14)
Factor de ajuste de temperatura pseudo
crítica, , °R.



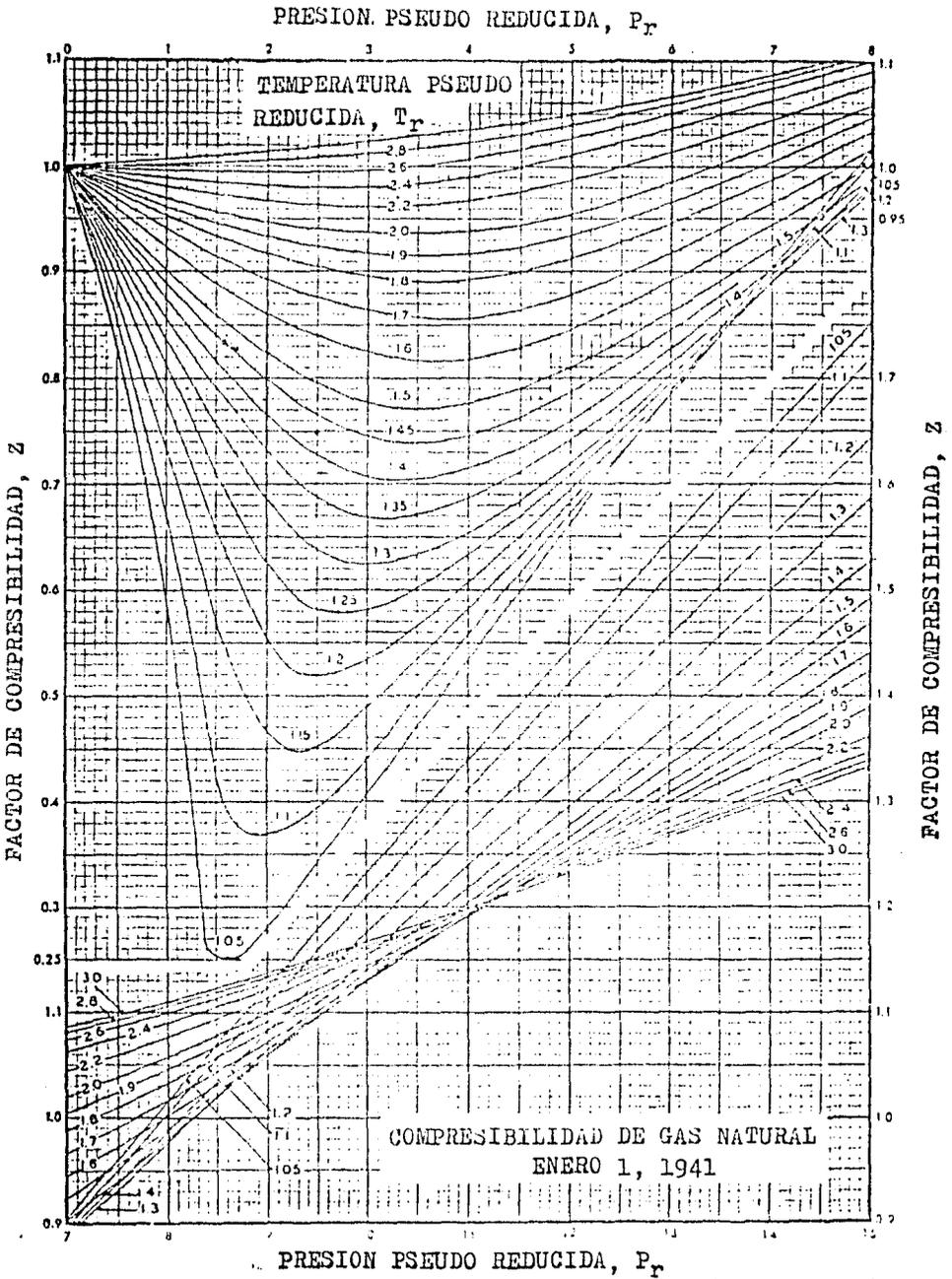


FIGURA 4.8 (ref. 2 fig. 2.13)
Factor de Compresibilidad Z para gas natural.

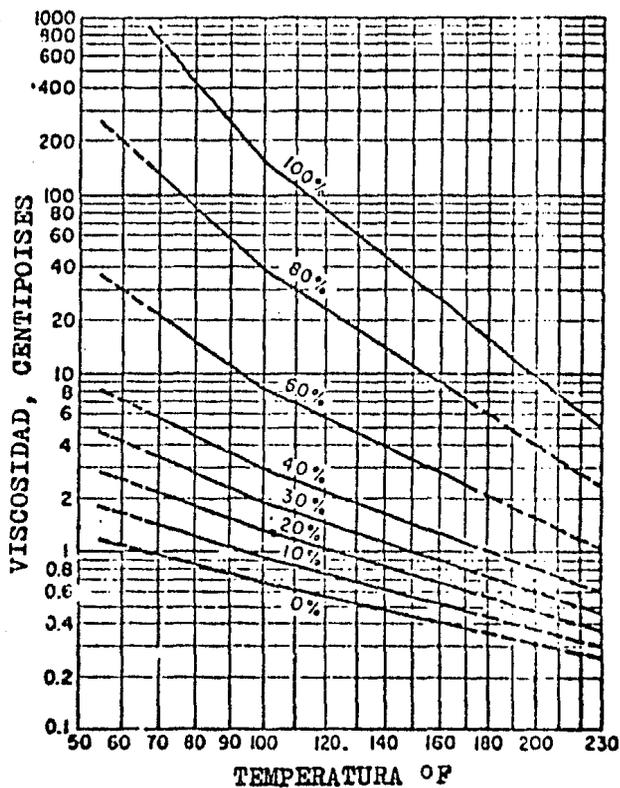
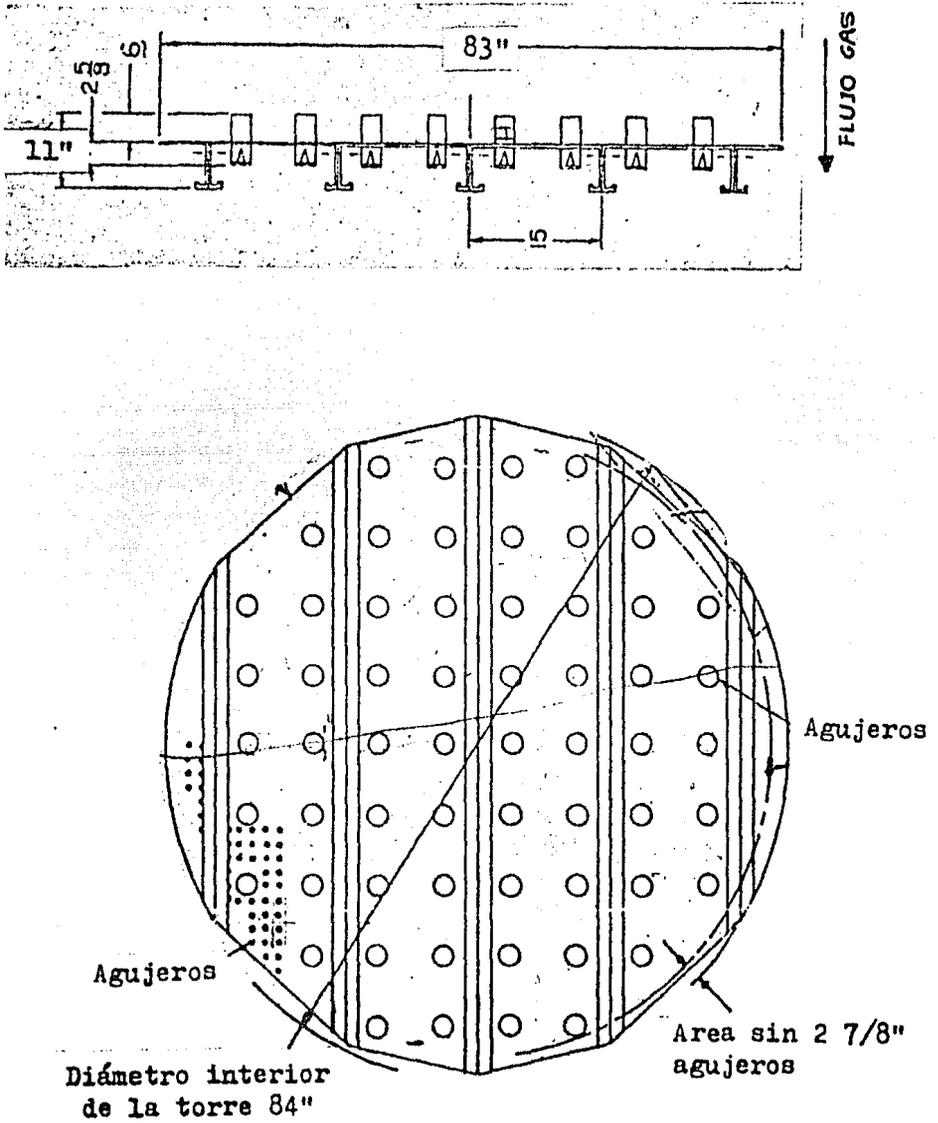
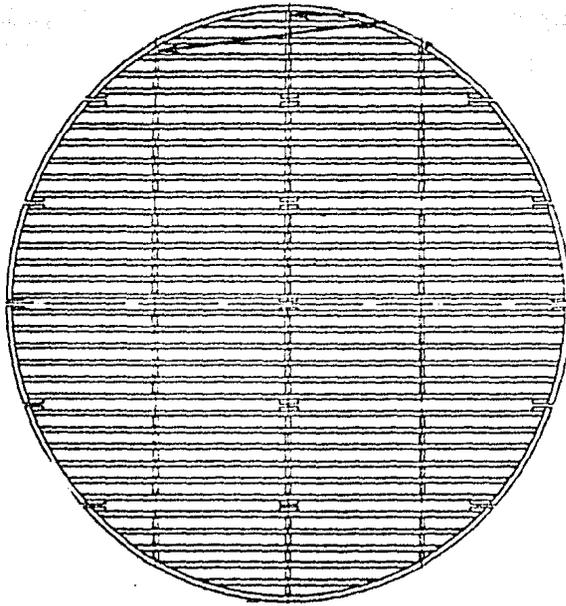
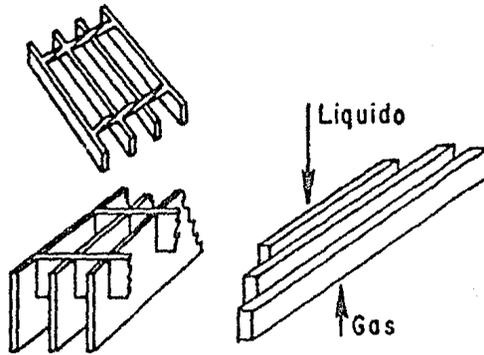


FIGURA 4.9 (ref. 2 fig. 2.5)



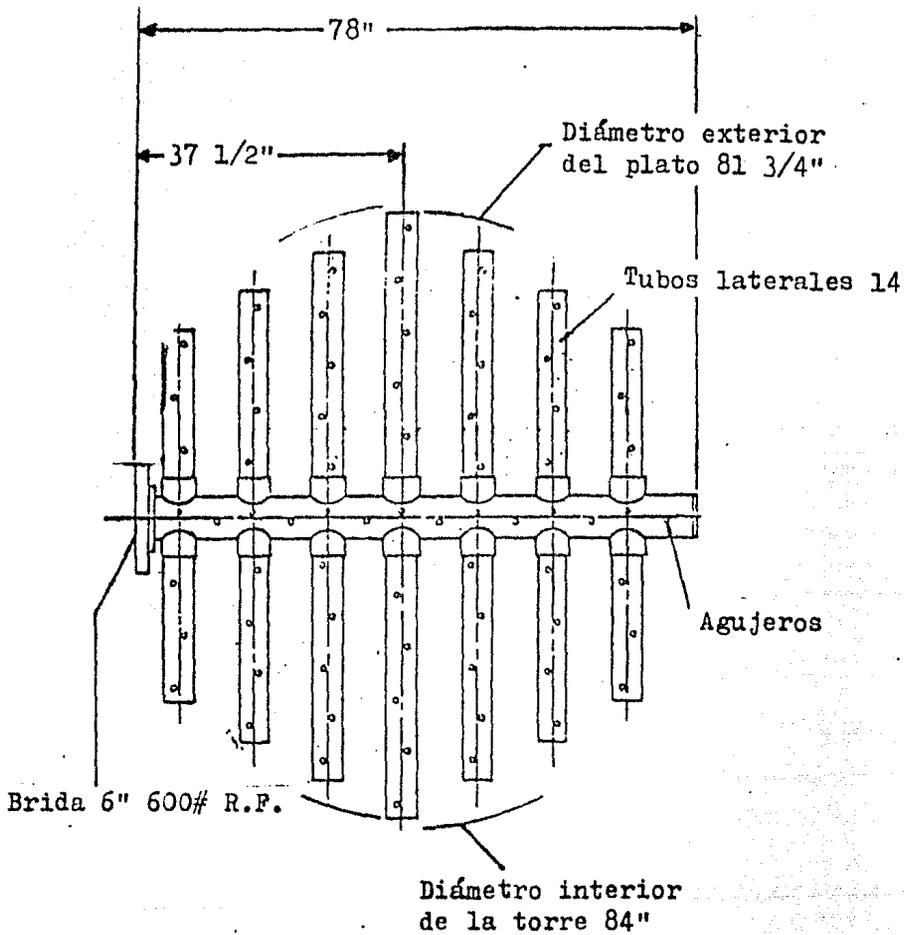
PLATO REDISTRIBUIDOR GAS-LIQUIDO.

Figura 4.10 (referencia 16)



SOPORTE TIPO REJILLA PARA EL EMPAQUE.

FIGURA 4.11 (ref. 4 fig. 9-7A y 9-7C)



CABEZAL DISTRIBUIDOR DE GAS.

Figura 4.12 (referencia 16)

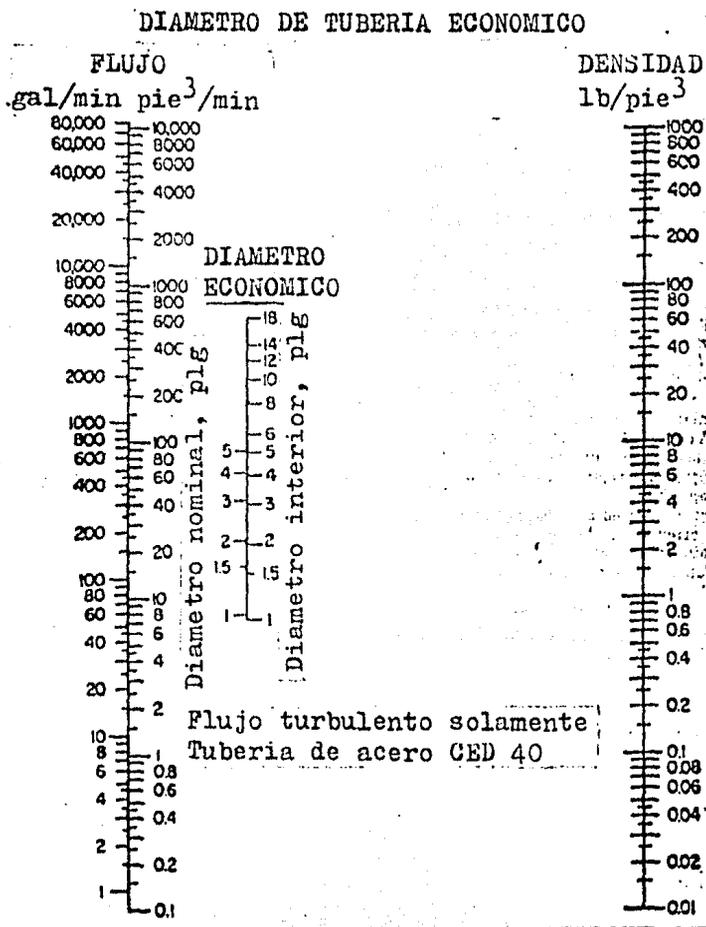


FIGURA 5.1 (ref. 10 fig. 5.32)

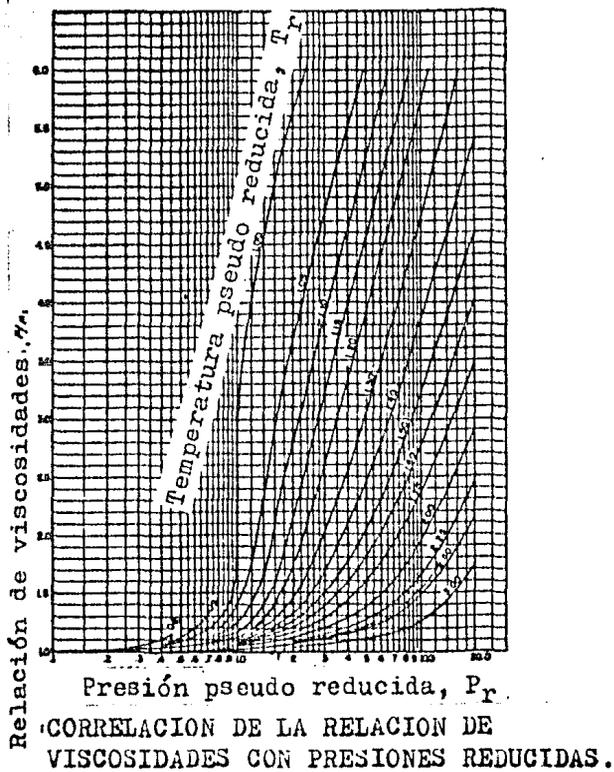
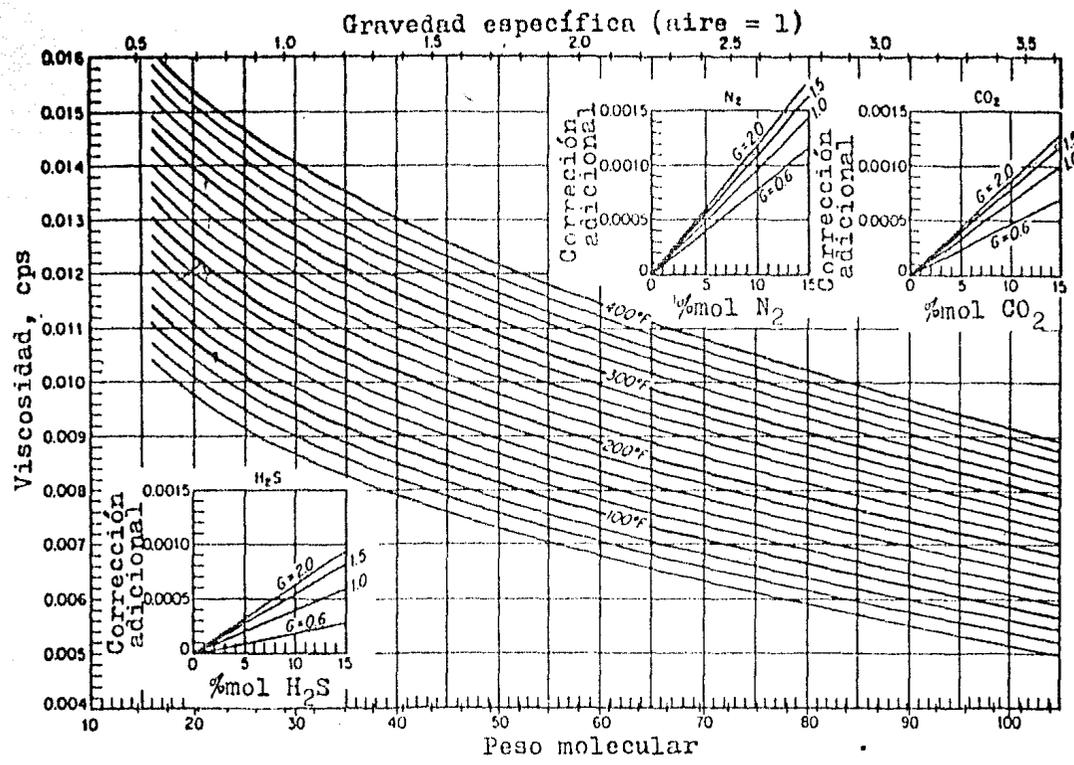
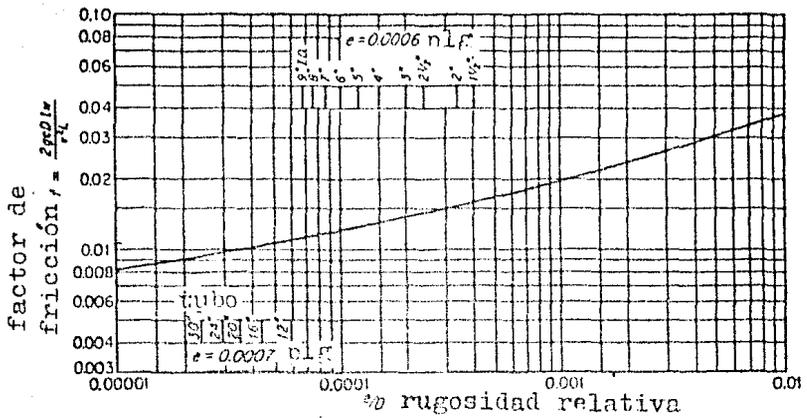


FIGURA 5.2 (ref. 12 fig. 4-103)



VISCOSIDAD DE GASES A 1 ATM DE PRESION

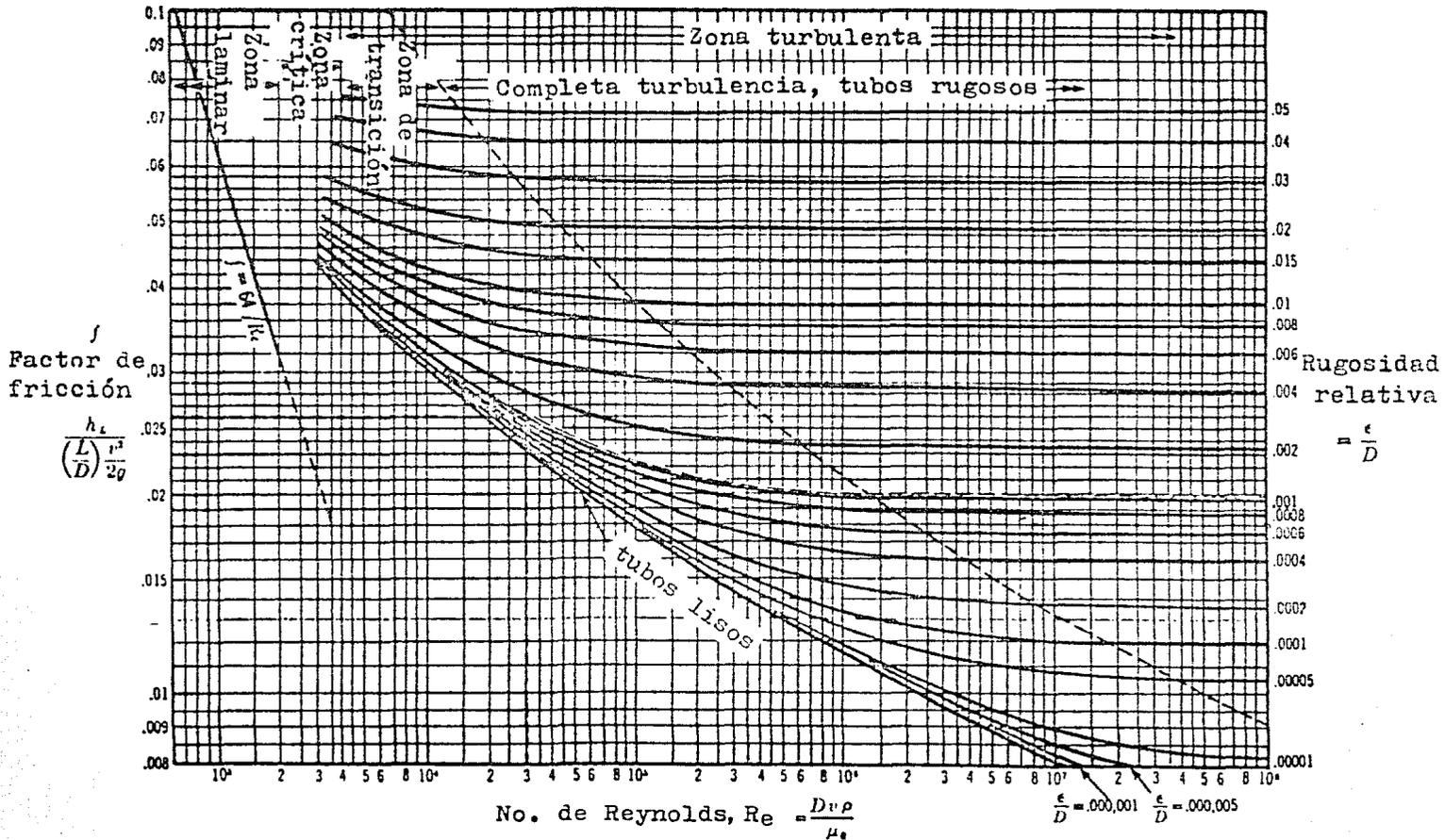
FIGURA 5.3 (ref. 12 fig. 4-98)



Factor de fricción en flujo turbulento como función de la rugosidad.

FIGURA 5.4 (ref. 12 fig. 7.4)

FIGURA 5.5 (ref. 3 fig. 6.2)



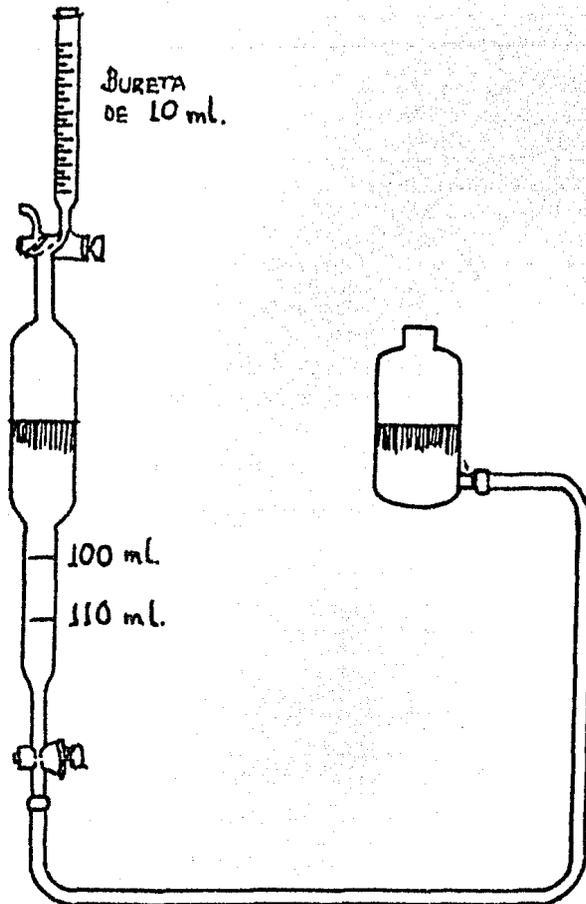


FIGURA 7.1 Aparato Tutwiler.

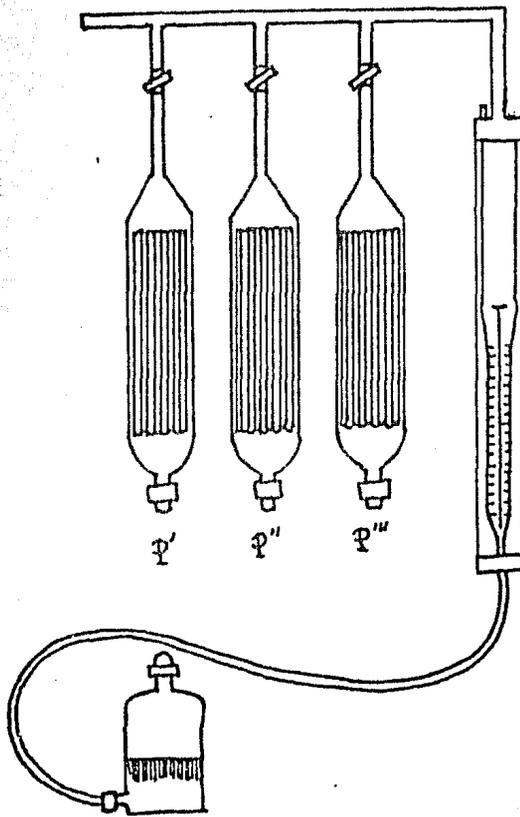
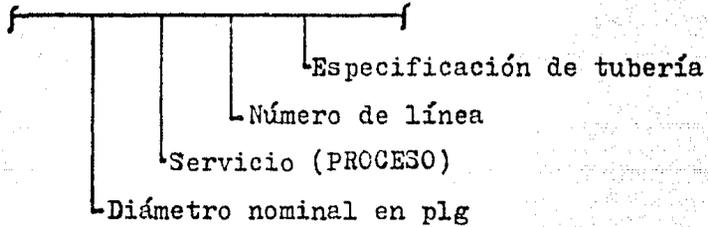


FIGURA 7.2 Aparato Orsat. Análisis de gases.

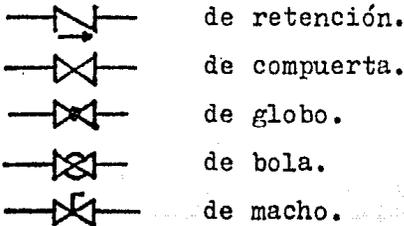
NOMENCLATURA Y SIMBOLOGIA DE LINEAS, VALVULAS E INSTRUMENTOS.

Código de tuberías:

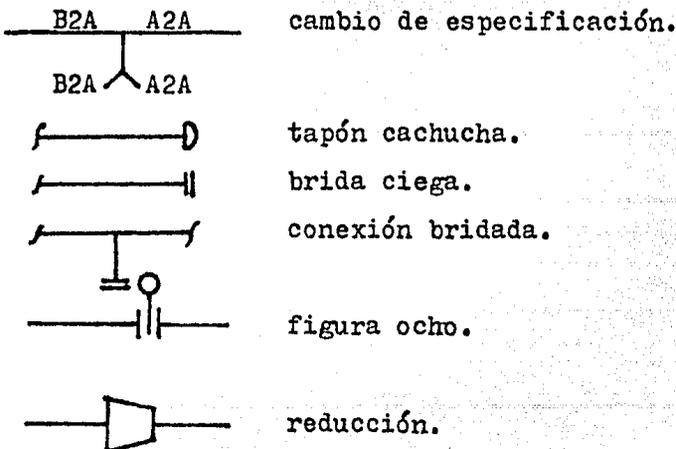
10" P 101 D2A

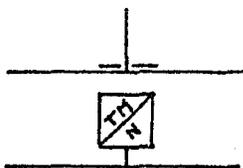


Válvulas:



Accesorios:





injerto reforzado

toma de muestra normal

Instrumentos:

_____ línea de instrumentos de proceso.

----- línea de aire de instrumentos.



válvula de control tipo mariposa.



válvula de control abierta o cerrada con resorte.

TI indicador de temperatura.

TR registrador de temperatura.

TIC indicador controlador de temperatura.

TCV válvula controladora de temperatura.

PI indicador de presión.

PG controlador de presión.

PIC indicador controlador de presión.

PDR registrador de presión diferencial.

EDI indicador de presión diferencial.

PCV válvula controladora de presión.

PSV válvula de seguridad por presión.

FE elemento de flujo.

FI indicador de flujo.

FIG	indicador controlador de flujo.
FCV	válvula controladora de flujo.
FR	registrador de flujo.
LG	nivel óptico.
LIC	indicador controlador de nivel.
LCV	válvula controladora de nivel.
LC	controlador de nivel.
LAL	alarma por bajo nivel.
LAH	alarma por alto nivel.
LSL	disparo por bajo nivel.
LSH	disparo por alto nivel.



instrumento montado en tablero de control.



instrumento montado en el campo.

CAPITULO 10:

BIBLIOGRAFIA.

INDICE.

REFERENCIA	DESCRIPCION
1	Engineering data book. por Gas procesor suppliers asociation Tulsa, Oklahoma 74103
2	Gas & liquid sweetening. por Dr. R. M. Maddox 2a. Edición Campbell petroleum series.
3	Applied nomograph. por Javier F. Kwong Vol. 2 Gulf publishing co.
4	Applied process design for chemical and petrochemical plants. por Ernest F. Ludwig Vol. 2 Gulf publishing co.
5	Design techniques for sizing packed towers. por John S. Eckert (pag. 54-58) Chemical engineering process Vol. 57 No. 9
6	Absorption process utilizing packed towers. por John S. Eckert (pag. 41-47) Industrial and engineering chemistry Vol. 59 No. 2.
7	Principles and practice of flow meter engineering. The foxboro co. por L. K. Spink 9a. Edición.
8	Estudio técnico comparativo de algunos sistemas de endulzamiento de gas natural. por Carreón Z., O. Humberto Tesis 1969

REFERENCIA	DESCRIPCION
9	Eliminación de gases ácidos de una corriente de gas natural. R. del Rosal, A. Estrada Tesis 1974
10	Manual del Ingeniero Químico 5a. Edición por Robert H. Perry Mc. Graw Hill
11	Determine equilibrium absorption rates. por Chyuan-Chung Chen & Andrew Ng Abril 1980 Hydrocarbon processing (pag. 122-126)
12	Handbook of natural gas. Mc. Graw Hill por Katz, Cornell, Poettman, Vary, Weinang
13	Absorption & Extraction. por Sherwood & Pigford. Mc. Graw Hill
14	Plant design and economics for chemical engineers. Mc. Graw Hill. por Max S. Peters.
15	Piping specifications. por Engineering standard BS&B
16	Contrato No. 1101 Planta endulzadora y estabilizadora de HC condensados amargos. Instituto Mexicano del Petróleo.
17	Industrial instruments for measurement and control. por Thomas J. Rhodes Mc. Graw Hill.