

25  
29.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

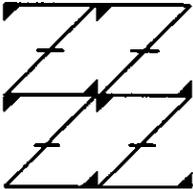
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
ZARAGOZA

PAQUETE DE INGENIERIA BASICA PARA EL PROCESO  
DE REFRIGERACION DE GAS DE ALTA PRESION PROVENIENTE  
DEL PROCESAMIENTO DE SEPARACION DE UN CRUDO TIPO JUJO

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A  
ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS

U N A M  
F E S  
Z A R A G O Z A



LO HUMANO EJE  
DE NUESTRA REFLEXION

ASESOR: ING. JESUS RAMIREZ GARCIA

MEXICO, D. F.

1998

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

268417



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/0036/98

ASUNTO: Asignación de Jurado

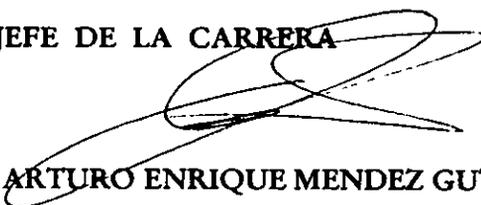
**C. ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS**  
**Presente**

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, le comunico que la Jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

*Presidente: I.Q. Alejandro Rogel Ramírez*  
*Vocal: I.Q. Jesús Ramírez García*  
*Secretario: I.Q. José Bermúdez Mosqueda*  
*Suplente: I.Q. Dominga Ortiz Bautista*  
*Suplente: I.Q. Guillermo Gaspar Grimaldo*

**Atentamente**  
**"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"**  
**México, D.F., 14 de Septiembre de 1998**

**EL JEFE DE LA CARRERA**



**I.Q. ARTURO ENRIQUE MENDEZ GUTIERREZ**

Irm

Dedico este trabajo a mis papás, Guillermo y Concepción, por su amor y apoyo durante todo este tiempo.

A mis hermanos, Guillermo, Raúl y Alfredo, aquí está el fruto de muchos esfuerzos.

A todos mis tíos y primos.

Al Ing. Jesús Ramírez García, por su gran aliento y dedicación para el desarrollo y revisión del trabajo.

A Liliانا, Jorge y Joel por su valiosa amistad y apoyo en momentos duros.

A los maestros que han contribuido en mi formación

Al Instituto Mexicano del Petróleo por abrimle sus puertas y dejar que me desarrolle como profesionista.

**AI AIKIDO**

## INDICE

TEMA	PAG.
RESUMEN	x
CAPITULO I GENERALIDADES	1
1.1. ESBOZO HISTORICO	2
1.2. CLASIFICACION DE LOS SISTEMAS DE REFRIGERACION	4
1.2.1. REFRIGERACION NATURAL	4
1.2.1.1. SALMUERAS	4
1.2.2. REFRIGERACION MECANICA	5
1.2.2.1. REFRIGERACION POR COMPRESION	6
1.2.2.2. REFRIGERACION POR ABSORCION	15
1.2.2.2.1. SISTEMA DE BROMURO DE LITIO	18
1.2.2.3. REFRIGERACION AL VACIO	20
1.2.2.4. REFRIGERACION CON BOMBAS DE CALOR	24
1.2.2.5. OTROS SISTEMAS DE REFRIGERACION	24
1.3. CLASIFICACION DE LA REFRIGERACION POR SUS APLICACIONES	25
1.3.1. REFRIGERACION DOMESTICA	25
1.3.2. REFRIGERACION COMERCIAL	25
1.3.3. REFRIGERACION INDUSTRIAL	25
1.3.4. REFRIGERACION MARINA Y DE TRANSPORTACION	25
1.3.5. ACONDICIONAMIENTO DE AIRE	25
1.3.6. ACONDICIONAMIENTO DE AIRE INDUSTRIAL	26
1.4. APLICACION DE LA REFRIGERACION EN LA INDUSTRIA DEL PETROLEO	26
1.4.1. TERMINALES DE ALMACENAMIENTO	26
1.4.2. PLANTAS DE ABSORCION REFRIGERADAS	27
1.4.3. PLANTAS CRIOGENICAS	27

1.4.4.	PLANTAS FRACCIONADORAS	28
1.4.5.	PLANTA DE LICUEFACCION DE GAS NATURAL	28
1.4.6.	PLANTAS DE ETILENO	28
1.4.7.	PLANTAS DE PRODUCCION PRIMARIA	29
1.5.	REFRIGERANTES	30
1.5.1.	SELECCIÓN	32
1.5.2.	PROPIEDADES	32
1.5.3.	COMPORTAMIENTO	33
1.5.4.	SEGURIDAD	34
1.5.5.	TOXICIDAD	34
1.5.6.	CARACTERISTICAS OPERACIONALES Y DE MANTENIMIENTO	35
1.5.7.	ECONOMIA	36
1.6.	CRITERIOS DE SELECCION DE LOS SISTEMAS DE REFRIGERACION	37
1.6.1.	ECONOMICOS	37
1.6.2.	TECNICOS	37
1.6.2.1.	SEGURIDAD	37
1.6.2.2.	OPERATIVIDAD	37
1.6.2.3.	MANTENIMIENTO	37
1.6.2.4.	IMPACTO AMBIENTAL	38
1.6.2.5.	CONSUMO DE ENERGIA Y POTENCIA	38
1.6.2.6.	RENDIMIENTO	38
 <b>CAPITULO II BASES TERMODINAMICAS APLICADAS A LA REFRIGERACION.</b>		 39
2.1.	FUNDAMENTOS TERMODINAMICOS	40
2.1.1.	LEYES BÁSICAS	40
2.2.	FORMULACION TERMODINAMICA	44
2.2.1.	TERMODINAMICA DE LOS CICLOS	44
2.2.1.1.	CICLO RANKINE	45

2.2.1.1.1. CICLO DE RANKINE INVERTIDO	46
2.2.1.2. CICLO DE BRAYTON	47
2.2.1.2.1.  CICLO DE BRAYTON INVERTIDO	48
2.2.2.  CICLOS	49
2.2.2.1.  EXPANSION	49
2.2.2.2.  EVAPORACION	50
2.2.2.3.  COMPRESION	51
2.2.2.4.  CONDENSACION	52
2.2.3.  DIAGRAMAS TERMODINAMICOS	53
2.2.3.1.  DIAGRAMAS SIMPLES DE UNA ETAPA	53
2.2.3.2.  DIAGRAMAS DE DOS ETAPAS	54
2.2.3.3.  DIAGRAMAS CON TRES ETAPAS	55
2.2.4.  DIAGRAMA PSICROMETRICO	56
2.2.4.1.  PROCESOS PSICROMETRICOS	58
2.2.4.1.1.  DESHUMIDIFICACION	58
2.2.4.1.2.  HUMIDIFICACION	59
2.2.4.1.3.  ENFRIAMIENTO EVAPORATIVO	60
2.2.4.1.4.  TORRES DE ENFRIAMIENTO	61
2.2.5.  DIAGRAMAS DE FLUJO	63
2.2.5.1.  DIAGRAMAS DE REFRIGERACION POR COMPRESION DE VAPOR	63
2.2.5.1.1.  DIAGRAMA DE FLUJO DE UNA ETAPA	63
2.2.5.1.2.  DIAGRAMA DE FLUJO CON DOS ETAPAS Y ECONOMIZADOR	64
2.2.5.1.3.  DIAGRAMA DE FLUJO CON DOS ETAPAS Y SATURADOR	65
2.2.5.1.4.  DIAGRAMA DE FLUJO CON TRES ETAPAS	66
2.2.5.2.  DIAGRAMAS DE REFRIGERACION POR ABSORCION	68
2.2.5.2.1.  DIAGRAMA DE FLUJO CON UN NIVEL DE TEMPERATURA	68
2.2.5.2.2.  DIAGRAMA DE FLUJO CON DOS NIVELES DE TEMPERATURA	69

<b>CAPITULO III COMPARACION DE LOS SISTEMAS DE REFRIGERACION PARA SU APLICACION EN LA BATERIA CENTRAL DE SEPARACION JUJO.</b>	<b>70</b>
3.1. BATERIA CENTRAL DE SEPARACION "JUJO"	71
3.1.1. UBICACIÓN	71
3.1.2. PRODUCCION	71
3.1.3. IMPORTANCIA DEL SISTEMA DE REFRIGERACION	71
3.2. ANALISIS DE ALTERNATIVAS	72
3.2.1. ANALISIS TECNICO - ECONOMICO DE ALTERNATIVAS	72
3.2.2. SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS	74
3.3. BASES DE EVALUACION	75
3.4. PLANTEAMIENTO Y DISCRIMINACION DE ALTERNATIVAS	76
3.5. EVALUACION TECNICA DE ALTERNATIVAS	76
3.5.1. MATRIZ DE SELECCIÓN TECNICA DE ALTERNATIVAS	77
3.5.2. MATRIZ DE VENTAJAS Y DESVENTAJAS	78
3.5.3. EVALUACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS	79
3.5.3.1. CALCULOS	79
3.5.3.1.1.COMPRESION	80
3.5.3.1.2.ABSORCION	80
3.5.3.2. MATRIZ DE PARAMETROS ECONOMICOS	81
3.5.3.2.1.OTRAS CONSIDERACIONES	83
3.6. SELECCIÓN OPTIMA DEL SISTEMA DE REFRIGERACION	84
<b>CAPITULO IV METODOLOGIA DE CALCULO DEL SISTEMA DE REFRIGERACION POR COMPRESION DE VAPOR</b>	<b>85</b>
4.1. REFRIGERACION MECANICA POR COMPRESION DE VAPOR	86

<b>CAPITULO V DESCRIPCION DE LOS DOCUMENTOS DE INGENIERIA BASICA Y CRITERIOS PARA SU DESARROLLO.</b>	<b>92</b>
5.1. BASES DE DISEÑO	93
5.2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (D.F.P.)	100
5.2.1. CONTENIDO DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	100
5.2.2. EMISION DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	101
5.3. INFORMACION COMPLEMENTARIA	101
5.4. DESCRIPCION DEL PROCESO	103
5.4.1. INTRODUCCION	103
5.4.2. OBJETIVO	103
5.4.3. CONTENIDO	103
5.4.4. LINEAMIENTOS GENERALES	103
5.5. CRITERIOS DEL PROCESO	104
5.5.1. OBJETIVO	104
5.5.2. CONTENIDO	104
5.6. CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPO	105
5.7. FILOSOFIA OPERACIONAL	106
5.7.1. DOCUMENTO DE FILOSOFIA OPERACIONAL	106
5.7.1.1. VARIABLES DE OPERACIÓN Y CONTROL DEL PROCESO	107
5.7.1.2. OPERACIONES ANORMALES	107
5.7.1.3. OPERACIONES ESPECIALES	108
5.7.1.4. REQUERIMIENTOS DE CONTROL ANALITICO DEL PROCESO	108
5.8. LISTA DE EQUIPO	108
5.8.1. GENERALIDADES	108
5.8.2. OBJETIVO	109
5.8.3. DESCRIPCION DE LOS ELEMENTOS	110
5.8.3.1. CLAVE DE LOS EQUIPOS	110
5.8.3.2. FUNCION	112
5.8.3.3. CARACTERISTICAS	112

5.9.	REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS	113
5.9.1.	INFORMACION QUE DEBE PROPORCIONARSE AL MOMENTO DE ESPECIFICAR LOS SERVICIOS AUXILIARES	114
5.9.1.1.	AGUA DE ENFRIAMIENTO	114
5.9.1.2.	VAPOR	115
5.9.1.3.	VAPOR DE CALENTAMIENTO	115
5.9.1.4.	VAPOR MOTRIZ	115
5.9.1.5.	VAPOR DE PROCESO	116
5.9.1.6.	AGUA TRATADA	116
5.9.1.7.	COMBUSTIBLE GASEOSO	116
5.9.1.8.	COMBUSTIBLE LIQUIDO	116
5.9.1.9.	AIRE DE PLANTA Y AIRE DE INSTRUMENTOS	117
5.9.1.10.	GAS INERTE	117
5.9.1.11.	REFRIGERANTE	117
5.9.1.12.	ENERGIA ELECTRICA	117
5.9.1.13.	INHIBIDORES Y REACTIVOS DIVERSOS	118
5.9.1.14.	ABSORBENTES	118
5.9.1.15.	CATALIZADORES	118
5.10.	ESPECIFICACION DE EQUIPOS DE PROCESO	119
5.10.1.	RECIPIENTES	119
5.10.2.	LINEAS DE PROCESO	120
5.10.3.	COMPRESORES	121
5.10.3.1.	ELABORACION DE LA HOJA DE DATOS	121
5.10.3.2.	ESPECIFICACION MECANICA Y ESPECIFICACIONES GENERALES	122
5.10.3.3.	ESPECIFICACIONES GENERALES	123
5.10.4.	BOMBAS	123
5.10.4.1.	BOMBAS CENTRIFUGAS	123
5.10.4.2.	BOMBAS ROTATORIAS	124
5.10.4.3.	BOMBAS DE PISTON (RECIPROCANTES)	124
5.10.4.4.	ELABORACION DE LA HOJA DE DATOS	124

5.11.	CRITERIOS PARA LA DISTRIBUCION DE EQUIPO EN PLANTAS DE PROCESO Y ELABORACION DEL PLANO DE LOCALIZACION GENERAL (PLG) DE EQUIPO	125
5.11.1.	CLASIFICACION GENERAL DE PLANOS DE LOCALIZACION	126
5.11.1.1.	PLANO DE LOCALIZACION GENERAL (PLANO DE INTEGRACION O MAESTRO)	126
5.11.1.2.	PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO	127
5.11.2.	CRITERIOS PARA SUBDIVIDIR EL PLOT PLAN	128
5.11.3.	INFORMACION REQUERIDA PARA INICIAR EL PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO (PLOT - PLAN)	129
5.11.4.	DISTRIBUCION EN PLANTA	129
5.11.5.	TIPOS BASICOS DE DISTRIBUCION DE PLANTA	129
5.11.6.	PRINCIPIOS DE LA DISTRIBUCION DE PLANTA	130
5.11.7.	FACTORES QUE AFECTAN A LA DISTRIBUCION DE PLANTA	130
5.11.8.	METODOLOGIA PARA DISTRIBUIR UNA PLANTA INDUSTRIAL	130
5.11.9.	ACOTACIONES DE EQUIPO E INSTALACIONES	132
5.11.10.	CONSIDERACIONES GENERALES DE LOCALIZACION DE INSTALACIONES	134
5.11.11.	CONSIDERACIONES ESPECIALES DE LOCALIZACION DE EQUIPO	135
5.11.11.1.	TORRES	135
5.11.11.2.	REHERVIDORES	135
5.11.11.3.	CONDENSADOR DE TORRE	135
5.11.11.4.	ACUMULADORES	136
5.11.11.5.	INTERCAMBIADORES DE CALOR	136
5.11.11.6.	BOMBAS	136
5.11.11.7.	RECIPIENTES	136
5.11.11.8.	CALENTADORES A FUEGO DIRECTO	137
5.11.11.9.	SEPARADOR API	137
5.11.11.10.	ENFRIADORES DE AIRE	137
5.11.11.11.	COMPRESORES	137
5.11.11.12.	CUARTO DE CONTROL	137
5.11.11.13.	TANQUES PARA ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO	137
5.11.11.14.	ACCESIBILIDAD PARA MANTENIMIENTO	138
5.11.11.15.	PREVISIONES FUTURAS	138

5.12.	CRITERIOS PARA LA ELABORACION DE DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION (DTI's)	138
5.12.1.	CLASIFICACION	139
5.12.1.1.	DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE PROCESO	139
5.12.1.2.	DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE SERVICIOS AUXILIARES	139
5.12.2.	INFORMACION CONTENIDA	139
5.12.3.	SIMBOLOGIA Y CLAVES DE EQUIPO	140
5.12.4.	IDENTIFICACIONES GENERALES	140
5.12.5.	TUBERIAS Y ACCESORIOS	141
5.12.6.	PROCEDIMIENTOS PARA LA ELABORACION DE LOS DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION	141
5.12.6.1.	INFORMACION REQUERIDA	141
5.12.6.2.	ESPECIFICACION DE AISLAMIENTO	142
5.12.7.	PROCEDIMIENTOS PARA LA CODIFICACION DE LINEAS	142
5.12.8.	PROCEDIMIENTOS EN LA ELABORACION DE LOS DTI'S	143
 <b>CAPITULO VI PAQUETE DE INGENIERIA BASICA DE PROCESO PARA EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SELECCIONADO.</b>		 146
6.1.	BASES DE DISEÑO	147
6.2.	DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO	160
6.3.	DESCRIPCION DEL PROCESO	161
6.4.	FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION	163
6.5.	CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DEL PROCESO	169
6.6.	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA	173
6.7.	INFORMACION COMPLEMENTARIA	174
6.8.	LISTA DE EQUIPO	175
6.9.	MEMORIA DE CALCULO DE EQUIPOS DE PROCESO	176
6.10.	HOJAS DE DATOS DE EQUIPO	185
6.11.	SERVICIOS AUXILIARES	186

6.12.	DIAGRAMA DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO	187
6.13.	DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION	188
6.14.	SERVICIOS Y LISTA DE LINEAS	189
CONCLUSIONES		193
RECOMENDACIONES		195
APENDICE		196
BIBLIOGRAFIA		215

## RESUMEN

El presente trabajo se desarrolla con el fin de disponer de una Ingeniería Básica del proceso de refrigeración aplicado a una corriente de gas que proviene de la separación de un petróleo crudo tipo Jujo, para que esta pueda ser utilizada y completada en un futuro con la ingeniería de detalle correspondiente y finalmente su construcción; o bien se puede tomar como una ingeniería conceptual de alto grado de confiabilidad para la elaboración y desarrollo de Bases para Concurso.

Los objetivos que esta tesis considera son los siguientes:

- Establecer la clasificación de los sistemas de refrigeración.
- Ubicar los sistemas de refrigeración dentro de la industria química y su importancia en cada uno.
- Fundamentar el proceso de refrigeración.
- Seleccionar el sistema de refrigeración más apropiado para un gas procedente del proceso de separación de un crudo tipo jujo.
- Desarrollar el paquete de ingeniería básica para el sistema de refrigeración seleccionado.

Respecto al alcance considera lo siguiente:

- 1) El sistema de refrigeración, debe ser el necesario para evitar que el gas de proceso cause problemas operativos durante su procesamiento y transporte, tal como formación de líquidos y congelamiento por formación de hidratos en líneas, equipos, instrumentos y accesorios, ya que esto se verá impactado en los costos de operación y mantenimiento por deterioro de materiales de construcción y consumo innecesario de energía; es decir se circunscribe al control del punto de rocío y no considera lograr temperaturas criogénicas para maximizar la recuperación de líquidos del gas natural.

La Tesis se presenta básicamente en 6 capítulos ordenados de manera tal que permitan una mejor comprensión.

En el primer capítulo se ven las generalidades de los sistemas de refrigeración, refrigerantes, aplicaciones dentro de la industria y se dan algunos criterios de selección de sistemas de refrigeración.

El segundo capítulo se dan las bases termodinámicas del ciclo de refrigeración y se muestran algunos diagramas y esquemas importantes de refrigeración.

En el tercer capítulo se menciona de manera general como está conformado un análisis de alternativas, que puntos son los importantes a evaluar, así como en la selección de alternativas, y como se aplica dentro de la selección de un sistema de refrigeración.

Se establece una metodología de cálculo de manera general en el cuarto capítulo para el sistema de refrigeración por compresión de vapor.

En el quinto capítulo se describen los documentos que integran una Ingeniería Básica, con los puntos más importantes, su contenido e información necesaria para su desarrollo.

Por último, en el capítulo seis considera los documentos de Ingeniería Básica que se desarrollaron para el sistema de refrigeración seleccionado.

Es importante mencionar que los Balances de Materia y Energía se realizaron utilizando el Simulador de Procesos "HYSYS", ver. 1.1.1 facilitados por PEP (PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION).

Las conclusiones y recomendaciones son el resultado de haber desarrollado lo anterior y se hacen algunas recomendaciones para futuros trabajos.

Al final se incluye un Apéndice con tablas y gráficas importantes para el cálculo de equipo, etc. y finalmente se da un listado de la bibliografía consultada como libros, manuales, etc. para aquellas personas que quieran ampliar los conceptos aquí mencionados.

# CAPITULO I

## “GENERALIDADES”.



## 1.1. ESBOZO HISTORICO

Al concepto de refrigeración se le asocian por lo general técnicas modernas de aplicación, pero desde la prehistoria la gente almacenaba comida en cavernas con paredes húmedas en un intento por preservarlas, posteriormente colocaba el material por enfriar en un bloque de hielo natural, un pozo frío, en un estanque o lago de agua fría aprovechando el efecto enfriador natural. Para los habitantes de la isla de Creta en el Mediterráneo, alrededor del año 2000 a.C., las bajas temperaturas fueron de gran importancia en la preservación de sus alimentos.

Los registros muestran que Alejandro el Grande, aproximadamente en el año 300 antes de Cristo, sirvió a sus soldados vasos de nieve congelados para levantarles el ánimo. En el año 755 D.C. Khalif Madhi operaba un sistema de transporte refrigerado del Libano al desierto de Meca, usando nieve como refrigerante; y en el año 1040 D.C. los sultanes del Cairo usaron nieve en sus cocinas, misma que transportaban diariamente desde Siria.

Los chinos fueron los primeros en recolectar y almacenar hielo del invierno empacándolo en paja o hierba seca, para utilizarlo en los meses de verano.

En tiempos de la colonia, se desarrollaron métodos para preservar comida y bebida perecedera con hielo o nieve. Se construyeron edificios de almacenamiento en las cuáles se podía guardar el hielo, recolectado durante los inviernos extremos.

En la década de 1900 se desarrolló la refrigeración industrial mediante el uso del ciclo mecánico; empacadoras de carne, carnicerías, cervecerías y otras industrias, empezaron a hacer uso completo de la refrigeración mecánica.

Con el crecimiento de la industria eléctrica y del alumbrado de las casas, los refrigeradores domésticos se popularizaron, sustituyendo a las cajas de hielo, que requerían un bloque de éste diariamente.

Más de las tres cuartas partes de la comida, que aparece sobre las mesas cada día, se produce, se empaqueta, embarca, almacena y preserva por medio de refrigeración. Millones de toneladas de comida se almacenan en depósitos refrigerados; millones más en depósitos de comida congelada, en almacenes privados así como en plantas de procesamiento y empaque.

Por otra parte el uso de sistemas de aire acondicionado, que utilizan unidades de refrigeración, se ha extendido ampliamente en regiones de climas extremos, proporcionando confort para el desarrollo de las diferentes actividades humanas.

La refrigeración ha mejorado la economía de muchas áreas, al suministrar un medio de preservar sus productos despachados a consumidores remotos o por su escasez en algunos periodos del año. Ha colaborado en el desarrollo de regiones agrícolas a través de una mayor demanda para sus productos y ha ayudado a las áreas de productos lácteos y ganado similarmente.

Ha habido un rápido incremento de nuevos productos desde la II Guerra Mundial. La industria petroquímica (plásticos), plantas textiles y la industria de procesamiento de datos son grandes usuarios de los procesos de refrigeración.

Uno de los desarrollos más recientes asociados con la situación de energía, es el uso de gas natural licuado. Se requieren temperaturas de -270 °F para cambiar el gas a líquido, el cuál luego es cargado en tanques refrigerados para embarque a un puerto de recibo para su distribución.

Los mercados mundiales en este campo también han experimentado un rápido crecimiento, Canadá, Japón, Alemania, Reino Unido, Francia, México, Irán y Venezuela están entre los mayores usuarios de sistemas de refrigeración y aire acondicionado.

Antes de finalizar este punto es conveniente definir los conceptos de refrigeración, enfriamiento y refrigerante y las diferencias entre éstos, debido a que son utilizados frecuentemente en el desarrollo de la tesis.

**REFRIGERACIÓN.**- "Es una operación industrial cuya finalidad es producir y mantener por debajo de su alrededor (medio circundante), la temperatura de un espacio dado, de un equipo o producto". Es la acción y efecto de hacer bajar la temperatura de un cuerpo con objeto de prolongar su conservación (alimentos), de evitar un calentamiento excesivo y perjudicial del mismo (motor), de facilitar o permitir su funcionamiento (láser), de efectuar una operación química o física en procesos industriales y en espacios de trabajo humano (aire acondicionado en oficinas y edificios fabriles)

**ENFRIAMIENTO.**- "Pérdida de calor de un cuerpo". Cuando un cuerpo se encuentra a una temperatura más elevada que la del medio que lo rodea , cede calor al mismo y se enfría con rapidez tanto más grande cuanto mayor es la diferencia de las temperaturas, es decir, simplemente la producción de frío.

**REFRIGERANTE.**- "El medio de transferencia de calor (fluido) en un sistema de refrigeración, el cuál absorbe un máximo de calor por evaporación a baja temperatura y presión, así como cede el máximo de calor en su condensación a una alta temperatura y presión".

Como se puede ver, el enfriamiento es una acción natural del cuerpo a ceder su calor con su medio y la refrigeración es el efecto de enfriar un cuerpo mediante un proceso el cuál no necesariamente es natural, su aplicación a menudo es a un enfriamiento por debajo de la temperatura ambiente.

La tonelada de refrigeración es un concepto adicional que en estos sistemas es necesario definir: La American Society of Heating, Refrigerating & Air Conditioning, la Sociedad Americana de Ingenieros en Refrigeración, define la tonelada de refrigeración estándar como la transmisión de 12,000 BTU/hr (evaporación a 5°F, Condensación a 86°F, líquido antes de expansión a 77°F y una succión del gas de 14°F). Es la base de todos los cálculos de refrigeración para almacenamiento en frío, acondicionamiento de aire, servicio auxiliar en procesos industriales, producción de hielo o fabricación de helados y conservación de alimentos.

Aun cuando existen otros conceptos como: Efecto Refrigerante, Agua Helada, Congelación, etc., estos son los más importantes por lo indicado anteriormente.

Una vez definidos los conceptos y planteada la diferencia se considera la palabra de refrigeración como la aplicación correcta en el transcurso del presente trabajo.

## 1.2. CLASIFICACION DE LOS SISTEMAS DE REFRIGERACION

Los procesos de refrigeración por la fuente de energía se dividen en dos grandes grupos, la refrigeración natural y la refrigeración mecánica.

### 1.2.1. REFRIGERACIÓN NATURAL

Incluye el uso de hielo natural. Una planta de hielo utiliza salmueras de cloruro de calcio y de sodio para lograr congelar el agua.

Durante muchos años, la fusión del hielo se ha utilizado exitosamente como refrigerante y, no hace mucho tiempo que el hielo era el único agente de enfriamiento disponible para usarse en pequeños refrigeradores domésticos y comerciales.

En un refrigerador típico que usa hielo, como medio enfriante el calor que llega al espacio refrigerado proveniente de diferentes fuentes, produce la fusión del hielo principalmente por las corrientes de convección producidas por el aire en el espacio refrigerado. El hielo en los refrigeradores que utilizan este sistema, se localiza cerca del techo para asegurar una adecuada circulación de aire, además de que se tienen placas desviadoras para asegurar que la trayectoria del flujo de aire sea directa y sin limitaciones. Debajo del hielo se dispone de un embudo para recoger y desalojar el agua formada por la fusión del hielo.

Este tipo de enfriamiento limita su uso como refrigerador ya que no es posible tener temperaturas muy bajas, que son necesarias en muchas aplicaciones de la refrigeración. Por lo general la temperatura mínima que se puede obtener a través de la fusión del hielo es de 0 °C. En algunos casos puede bajarse la temperatura de fusión del hielo hasta aproximadamente -17.8 °C agregándole cloruro de calcio o cloruro de sodio para producir una mezcla congelante (frigorífica) de 0°C a -287°C con 10% en peso de NaCl.

Más aún, el reemplazo manual y frecuente del hielo no resulta nada práctico, conveniente ni económico. Por otra parte, no se puede controlar el proceso de refrigeración, en el sentido de la dificultad para mantener un nivel de temperatura baja en el espacio refrigerado y produce condensado. El calor absorbido por el hielo es directamente proporcional al área de la superficie del hielo y a la diferencia de temperaturas del espacio y la de fusión del hielo, además disminuye en la medida que disminuye el área de la superficie del hielo debido a la fusión del mismo.

#### 1.2.1.1. SALMUERAS

Salmuera es una solución de sales y agua que circula como fluido de transferencia de calor. En la actualidad se cuentan con una gran variedad de refrigerantes secundarios, entre las que se considera la propia agua limitada a los 0°C (32°F)

Las salmueras pueden ser soluciones acuosas de sales inorgánicas comerciales como cloruro de sodio (NaCl) y cloruro de calcio (CaCl<sub>2</sub>). Su uso es frecuente en el área de alimentos.

Una solución de CaCl<sub>2</sub> al 30% en peso tiene una temperatura eutéctica de -55°C (-67°F).

La solución de NaCl alcanza -6°C (-21°F) a una concentración de 23% en peso.

## CAPITULO I

A mayor concentración de sal se tiene menor punto de fusión o congelamiento hasta el punto de temperatura eutéctica donde a valores superiores de concentración el efecto da invierte, es decir el punto de fusión se eleva.

Los anticongelantes o soluciones acuosas de compuestos orgánicos como alcoholes, glicoles y glicerina tienen la función de bajar el punto de congelación. No son tóxicos, irritantes ni inflamables, y en condiciones normales no son corrosivos. Son incoloros, inodoros y químicamente estables.

El glicol propilénico es el más utilizado porque es estable y no es corrosivo, ni electrolítico, además que no se evapora a condiciones normales. Estos se utilizan principalmente en la industria cervecera y otras similares.

Los hidrocarburos y halocarburos (clorados y fluorados) que incluyen cloruro de metileno, tricloroetileno y R - 11. Son el resultado de un esfuerzo para obtener buenos refrigerantes que cubren un intervalo amplio de temperaturas de ultrabajas hasta las altas.

La selección de la salmuera para una aplicación en particular depende de varias consideraciones. Esta selección va a ser la que mejor se adapte a la aplicación específica y sea la más económica.

Algunos de los factores que se deben tomar en cuenta para la selección de la salmuera son:

- a) Seguridad.- La toxicidad y la inflamabilidad son muy importantes.
- b) Punto de congelación.- El punto de congelación de la salmuera debe ser inferior a la temperatura de operación.
- c) Costo.- Considerar costo inicial y cantidad de la sustancia de repuesto.
- d) Aplicación.- Considerar si el equipo se puede instalar dentro o fuera de algún edificio.
- e) Rendimiento térmico.- Las propiedades de transferencia calorífica de la salmuera que circula por el evaporador de la unidad de refrigeración desempeña un papel importante para determinar el área superficial requerida y la temperatura de evaporación resultante.
- f) Corrosividad.- El material de construcción de las tuberías y el equipo del sistema requieren que se utilice una salmuera estable y más o menos libre de corrosión.

### **1.2.2. REFRIGERACIÓN MECÁNICA**

Puede ser definida como la eliminación de calor por el gasto de energía mecánica (o calor).

El principio que hace posible la refrigeración mecánica se basa en la evaporación del refrigerante en condiciones apropiadas, y al hacerlo absorberá calor de los objetos o fluidos con los que serán enfriados.

En la actualidad y sobre todo a nivel industrial la refrigeración natural casi no se utiliza, por las limitaciones ya descritas.

Con este tipo de refrigeración se pueden lograr hasta  $-185^{\circ}\text{C}$  ( $-300^{\circ}\text{F}$ ) por debajo de la temperatura ambiente.

Dentro de la refrigeración mecánica existen varios métodos distintos como pueden ser:

- a) Refrigeración por compresión de vapor
- b) Refrigeración por absorción (Refrigeración por gas)
- c) Refrigeración al vacío
- d) Refrigeración con bombas térmicas.

De acuerdo con uno de los objetivos de esta tesis, los procesos del "Dew Point" (Punto de Rocío) aplicables en corrientes gaseosas, son: Absorción y Refrigeración. En el primero se remueven los hidrocarburos pesados y agua contenidos en una corriente de gas a un aceite pesado y en el segundo disminuye la temperatura de la corriente de gas a niveles de condensación de hidrocarburos pesados y agua.

En forma general se tiene que con aire se puede enfriar de  $11$  a  $17^{\circ}\text{C}$  arriba de la temperatura del aire suministrado. con agua de  $27$  a  $5.5^{\circ}\text{C}$  arriba de la temperatura de bulbo húmedo del ambiente, en sistemas a vacío de  $-4.4$  a  $15.5^{\circ}\text{C}$  con presiones de  $0.12$  a  $0.25$  psia y por absorción  $0^{\circ}\text{C}$  y menores.

#### **1.2.2.1. REFRIGERACIÓN POR COMPRESIÓN**

Este tipo de refrigeración es muy usado en procesos industriales. Se pueden obtener temperaturas bajas, pero en términos generales se puede considerar hasta aproximadamente  $-45.5^{\circ}\text{C}$  como la temperatura más baja. Por consecuencia únicamente será descrito el ciclo Rankine, el cuál es el más usado en este rango de temperaturas.

El principio básico del ciclo es el siguiente: la expansión de una mezcla de baja calidad al pasar por un estrangulamiento (depresión) reduce considerablemente la temperatura del fluido, después se evapora el fluido por extracción de energía de la región por enfriar y finalmente elevar la presión del vapor para que su temperatura sea mayor que la de su alrededor y se provoque el proceso de disipación de calor.

El ciclo consta de cuatro procesos físicos, que son: condensación, expansión, evaporación y compresión, los cuáles se muestran a continuación en el diagrama termodinámico No. 1.1 presión (P)-entalpía (H)

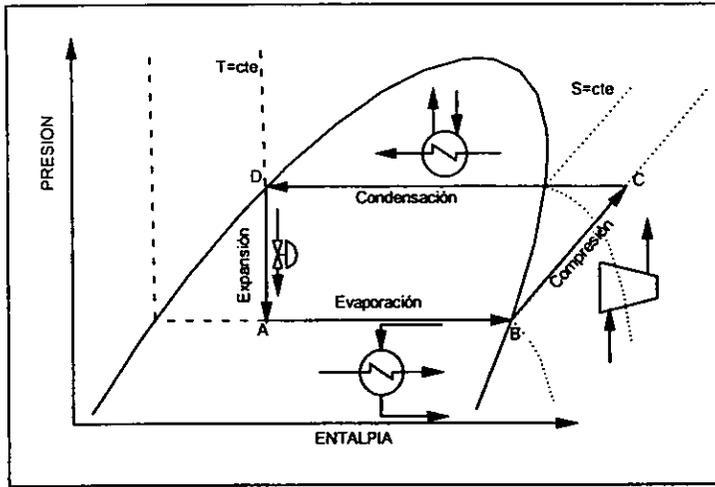
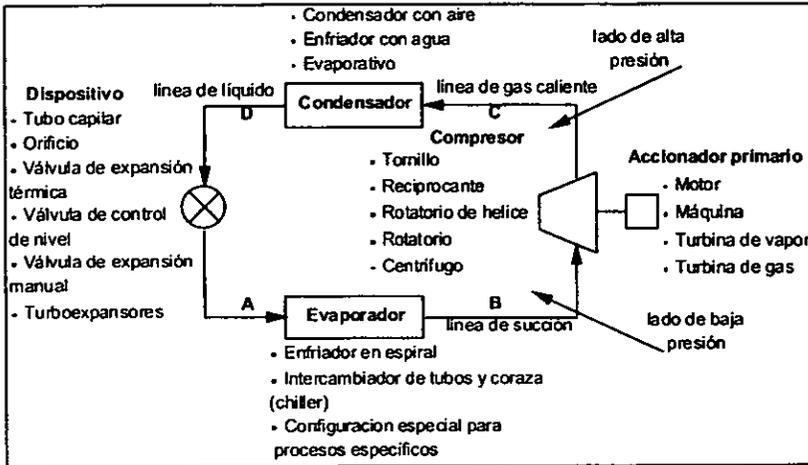


Diagrama. No. 1.1



Esquema No. 1.1

El líquido refrigerante es evaporado a baja presión en el evaporador donde se enfría el fluido de proceso. Los vapores son comprimidos a una presión suficientemente alta para después ser condensados por aire o agua de enfriamiento. El refrigerante condensado es expandido antes del evaporador por medio de una válvula estranguladora o de expansión iniciándose así un nuevo ciclo.

Todas éstas operaciones se representan en el esquema y diagrama No. 1.1.

La evaporación AB y la condensación DC propiamente dicha serán dos procesos isotérmicos.

La compresión BC un proceso politrópico.

La expansión DA un proceso isoentálpico o adiabático ya que se utiliza un válvula de expansión.

El proceso de desobrecalentamiento únicamente será un proceso isobárico, éste se muestra en el Diagrama No. 1.2 como el paso de C a C'.

En el Esquema No. 1.1 también se muestran las diversas opciones de equipos para integrar un sistema de refrigeración por compresión de vapor, los cuáles son:

Como dispositivos de expansión :

- a) **Tubo capilar.**- Consiste de una longitud fija de tubo de pequeño diámetro, instalado entre el condensador y el evaporador. La caída de presión es debida a las pérdidas por fricción y presión por su pequeño diámetro o área de flujo. Se utiliza en unidades pequeñas y tipo paquete.
- b) **Placa de orificio.**- Es una placa con un pequeño orificio colocada transversalmente dentro de la tubería, y la caída de presión es por la restricción del flujo por el orificio.
- c) **Válvula de expansión térmica.**- Es de gran eficiencia y adaptabilidad para cualquier aplicación. Su función es mantener un sobrecalentamiento constante en la salida del evaporador, lo que permite tener el evaporador completamente lleno a cualquier carga.
- d) **Válvulas de control de nivel.**- Esta válvula se encuentra entre el recipiente acumulador de refrigerante y el evaporador, donde esta controla el nivel de refrigerante que llega del condensador. La caída de presión se produce al pasar el refrigerante líquido a través de la válvula, para así bajar su presión y temperatura del gas . Se usan por lo general en sistemas inundados. La principal ventaja del evaporador inundado es la alta capacidad y eficiencia. El control de nivel puede instalarse directamente en el evaporador (lado de baja presión), o en el acumulador (lado de alta presión).
- e) **Válvula de expansión manual.**- Esta válvula se usa en equipos donde se requiere una carga constante, a bien, como "by pass" de válvulas automáticas.
- f) **Turboexpansores.**- Son turbinas de gas, que aprovechan la presión del gas para mover compresores. El gas al pasar a través de la turbina, pierde presión y por lo tanto se enfría, por lo que su uso es en plantas criogénicas de gas.

Dentro de los evaporadores :

- a) Intercambiadores de tubos y coraza (chiller).- Es un evaporador inundado, siempre está completamente lleno de líquido refrigerante; el nivel se mantiene con un control de nivel. El vapor acumulado por la ebullición se extrae de la parte superior por la acción del compresor. La principal ventaja del evaporador inundado es que la superficie interior del evaporador siempre está mojada por el líquido refrigerante, condición que produce un alto coeficiente de transferencia de calor. Una desventaja es que son grandes, ocupan mucho espacio y requieren una cantidad considerable de refrigerante.
- b) Enfriador en espiral.- Consiste en un serpentín que tiene una placa de cada lado. Se asegura el buen contacto entre el serpentín y las placas, llenando el espacio con una solución eutéctica. Este tipo de evaporador se usa mucho en camiones refrigerados.
- c) Dentro de los evaporadores de configuración especial podemos mencionar los siguientes: 1) Evaporadores de expansión seca, 2) Evaporadores de tubos desnudos y 3) Evaporadores de tubos con aletas.

Condensadores

- a) Con aire.- Los condensadores que usan el aire como medio enfriante, se pueden clasificar como sigue: Tiro natural.- refrigeradores domésticos, congeladores, enfriadores de agua, etc. y Tiro forzado.- grandes unidades industriales, congeladores domésticos, enfriadores de botellas, aire acondicionado, etc. El motivo de usar aire como medio de enfriamiento se debe a que el mantenimiento es menor y por no disponer de otro medio de enfriamiento, además se debe tener en cuenta que la temperatura de enfriamiento con estos equipos va a depender de las condiciones climatológicas de la región.
- b) Condensadores con agua.- Los condensadores que usan como medio el agua, se pueden clasificar de la siguiente manera. Bajo el punto de vista del sistema: Sistema abierto, usando agua de la región y eliminándola. Sistema cerrado, usando torres de enfriamiento para recuperar el agua. Bajo el punto de vista de construcción se tienen los: Tubos enchaquetados, Serpentín cubierto, de Tubos y coraza, dentro de estos tipos se utiliza el agua por disponer de ella.
- c) Condensadores Evaporativos.- Es actualmente uno de los más usados en los sistemas de aire acondicionado y de refrigeración industrial. El agua fría que recircula en el propio condensador absorbe el calor de condensación y a su vez, el agua se enfría por el aire que satura con la propia agua y toma el calor latente de evaporación del calor sensible del agua.

Para la elección del condensador se debe analizar el medio ambiente de la región, ya que en climas cálido-húmedo, los condensadores por aire, por norma de los fabricantes, se considera una temperatura de condensación de 52°C, la cuál puede variar dependiendo del clima, al igual que si se elige un condensador por agua, el clima también es un factor importante, ya que de esto depende la temperatura a la que se puede enfriar el agua con una torre de enfriamiento, además del equipo adicional que se requiere.

Dentro de los compresores se tienen varios tipos que son:

- a) **Compresor de tornillo.-** Es un compresor de desplazamiento positivo en el cuál la compresión se obtiene por el engranamiento de dos rotores ranurados helicoidalmente. El compresor de tornillo es un compresor de relación de volumen fijo, siendo la relación de volumen función del diseño interno del compresor. Los compresores de tornillo pueden estar operados a relaciones de compresión tan altas como 25 a 1, con lo cuál resulta ser muy práctico su uso de compresión en un solo paso para algunas aplicaciones de temperatura baja. Puede emplearse con todos los refrigerantes comunes y tiene una eficiencia alta para un rango muy amplio de relaciones de compresión. Por su simplicidad, versatilidad, durabilidad y confiabilidad, este tipo de compresor tiene una gran aceptación y su uso se ha extendido en aplicaciones de refrigeración industrial y de aire acondicionado en el rango de capacidades de 50 TON y mayores.
- b) **Compresor reciprocante.-** Es el más usado, siendo utilizado en todos los campos de la refrigeración. Se adapta muy bien en especial para usarse con refrigerantes que requieran desplazamientos relativamente pequeños y para presiones condensantes relativamente altas. Los compresores reciprocantes no pueden usarse en forma económica con refrigerantes de presión de vapor baja los cuáles requieren de desplazamiento volumétrico grande por capacidad unitaria. Los compresores reciprocantes se usan mucho en instalaciones de temperaturas bajas.
- c) **Compresores rotatorios.-** Los compresores rotatorios de uso común son de tres tipos de diseño general: 1) pistón rodante, 2) aleta rotatoria y 3) lóbulo helicoidal. Aunque este tipo de compresores son máquinas de desplazamiento positivo, por su movimiento constante y rotatorio y flujo constante de los gases de la succión y la descarga, están sujetos a mucho menos vibración mecánica y pulsaciones en la descarga que los compresores reciprocantes. La eficiencia volumétrica de los compresores, es relativamente alta, siendo alrededor de entre 65% y el 80%, dependiendo del diseño y condiciones de operación en particular.
- d) **Compresores centrífugos.-** Consiste esencialmente de una serie de ruedas impulsoras montadas en un eje de acero contenidas dentro de un coraza de hierro vaciado. Es común tener compresores de dos, tres y cuatro etapas de compresión. Se pueden usar más ruedas si la carga requerida así lo demanda (en algunos casos hasta 12). El tamaño práctico más pequeño del compresor centrífugo es aquel en el cuál la razón de flujo de vapor descargado por el compresor es aproximadamente de 200 PCM. Los compresores centrífugos se fabrican en capacidades desde 35 hasta 10,000 TON. Las velocidades angulares comúnmente fluctúan entre 3,000 y 18,000 r.p.m., en algunos casos más. Se usan en todos los rangos de temperatura con refrigerantes de baja y alta presión. Las eficiencias de los compresores centrífugos son relativamente altas para todos los tamaños y para un rango muy amplio de condiciones de operación, por regla general son de 70 a 80%, aunque algunos casos se obtienen valores mayores a 80%.

Dentro de los accionadores para los compresores tenemos a:

- a) Motores eléctricos.- El uso de motores eléctricos se debe a la confiabilidad, economía razonable y simplicidad de operación. La confiabilidad de operación ha sido diseñada y construida en los motores de todos los tamaños y tipos. Pueden trabajar durante largos periodos de tiempo con un mínimo de atención si se mantienen limpios y secos. Las necesidades de espacio son pequeñas en relación con la potencia necesaria y existen varios tipos que son: monofásicos, que abarcan desde fracciones de HP hasta 1 (uno) y polifásicos, para mayores de 5 HP.
- b) Máquinas de combustión interna.- Se utilizan los motores de diesel como de gasolina en zonas donde este tipo de combustible se puede obtener a bajo costo. Estas máquinas también proporcionan la capacidad directa que se necesita a través de la variación de velocidad dentro de los límites de operación del motor.
- c) Turbina de vapor.- antes de los motores eléctricos, el vapor proporcionaba casi toda la potencia para los sistemas de refrigeración. En zonas de bajo costo del combustible o donde ya de por sí se usa vapor en el proceso; se usa todavía el compresor impulsado por turbina de vapor. Se utilizan en cervecerías, fábricas de lácteos y lavanderías o fábricas de productos químicos. La capacidad de salida de los compresores movidos por vapor se puede variar fácilmente para satisfacer la demanda cambiando la velocidad del compresor.
- d) Turbina de gas.- son los llamados turboexpansores (como se mencionó con anterioridad). Es una máquina que se usa para obtener trabajo (energía) de una corriente de gas de alta presión haciendo que el gas accione la rueda de la turbina y esta, por medio del par mueva el compresor. Es muy utilizado este medio en plantas donde se licúa el gas o en plantas criogénicas, ya que el gas al pasar por varias turbinas, va disminuyendo su presión y por consiguiente su temperatura. El trabajo es pequeño en relación al utilizado por el compresor. La calidad es baja y dificulta la operación continua.

El coeficiente de operación (COP), coeficiente de rendimiento (CDR) o coeficiente de comportamiento es la relación de la refrigeración producida respecto al trabajo suministrado.

De esta forma el COP quedará como:

$$COP = \frac{\text{Calor Absorbido}}{\text{Trabajo Compresor}} = \frac{H_b - H_A}{H_c - H_b}$$

Donde:

$H_A$  = entalpía a la entrada al evaporador

$H_b$  = entalpía a la succión del compresor

$H_c$  = entalpía a la descarga del compresor

$$COP = \frac{Q_{ev}}{Q_{com} - Q_{ev}}$$

ec. 1.1

Donde:

$Q_{ev}$  = Carga térmica en el Evaporador.

$Q_{con}$  = Carga térmica en el Condensador.

Otro concepto importante es el Efecto Refrigerante.- Es la cantidad de calor que absorbe un peso dado de refrigerante. En un refrigerante líquido es igual al calor latente del refrigerante a la presión de vaporización, menos la cantidad del calor que desprende el líquido al enfriarse de la temperatura de entrada al dispositivo de expansión a la temperatura de salida; este calor evapora parte del mismo líquido antes de entrar al evaporador.

El trabajo es igual.

$$HP = \frac{w(H_c - H_b)}{2544.5} \quad \text{ec. 1.2}$$

donde:

$w$  = Gasto másico del refrigerante en lb/hr.

$H_c$  y  $H_b$  = Entalpías BTU/lb

$\eta$  = Eficiencia

$$BHP = \frac{HP}{\eta} \quad \text{ec. 1.3}$$

donde:

$\eta$  = eficiencia isoentrópica del compresor

El COP de operación real se compara con el ideal, el cual viene dado por el ciclo de Carnot.

$$COP_{CIC} = \frac{T_L}{T_H - T_L} \quad \text{ec. 1.4}$$

donde:

$COP_{CIC}$  = Coeficiente de Operación del ciclo inverso de Carnot.

$T_L$  = Temperatura mas baja dentro de la campana en unidades absolutas.

$T_H$  = Temperatura más alta dentro de la campana en unidades absolutas

En la práctica el ciclo de refrigeración es mucho más complicado y requiere de algunos aditamentos para un mejor aprovechamiento de la energía. El uso de economizadores y presaturadores favorecen considerablemente la potencia requerida por el compresor y en consecuencia la disminución de los costos de operación.

Economizadores. Para mejorar el COP es necesario disminuir la irreversibilidad del ciclo, lo cuál puede ser logrado bajando la presión por etapa con varias válvulas de expansión y con la ayuda de los economizadores, los cuáles simplemente son tanques separadores de gas - líquido.

Para dos etapas de expansión, el esquema de proceso es como el que a continuación se muestra.

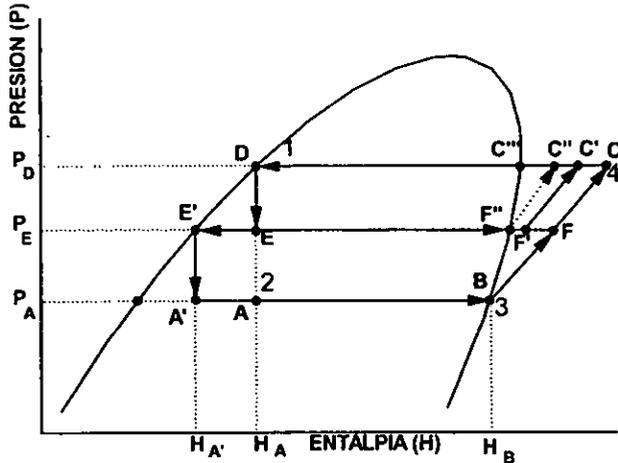
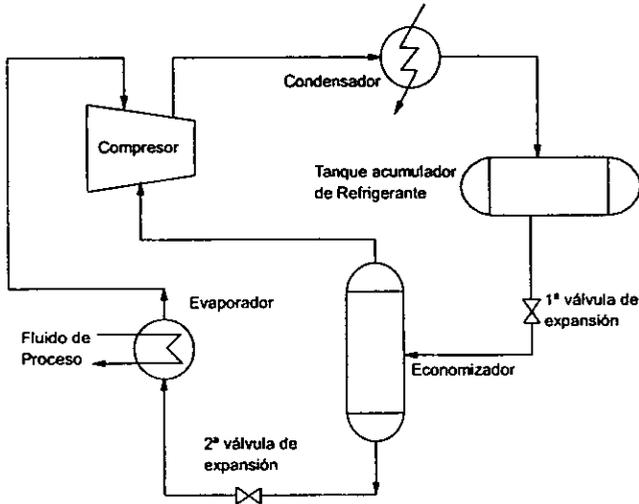


Diagrama No. 1.2



Esquema No. 1.2

En este ciclo el refrigerante condensado es expandido al economizador, los vapores van al compresor y el líquido expandido al evaporador. En el diagrama 1.2 , el ciclo es mostrado por A'BFF'C'DEE'. Para este ciclo el coeficiente de operación es:

$$COP = \frac{(HB - HA')X}{(HC' - HD) - (HC - HD')X} \quad \text{ec. 1.5}$$

Como la energía de  $(HB - HA')X$  es mayor que la de  $HB - HA$  y la energía de  $(HC' - HD)$  es menor que la de  $(HC - HD)$ , el coeficiente de operación se ve incrementado.

El ahorro de potencia es significativo, dependiendo de la temperatura en el evaporador y el condensador, el rango puede ser de 5 a 20 %. Por otro lado, puede ahorrarse en la inversión del condensador y algunas veces del compresor con su accionador ya que la potencia se ve disminuida.

El uso de los economizadores es especialmente ventajoso si el proceso requiere de dos niveles de temperatura para la refrigeración.

Presaturador.- Otro camino considerado algunas veces para ahorrar potencia de compresión es la saturación de los vapores del fluido refrigerante. Los vapores parcialmente comprimidos son enfriados y saturados mediante la evaporación del refrigerante líquido contenido en el saturador.

Como la potencia es proporcional a la temperatura y al flujo másico de los vapores, la presaturación es conveniente si ésta disminuye el peso del producto por acción de la temperatura.

La presaturación es más conveniente para algunos fluidos de enfriamiento o refrigerantes como el amoníaco, los cuáles absorben bastante calor durante la compresión y pueden ser enfriados por la evaporación de pequeñas cantidades de líquido debido a su calor latente tan elevado.

Otra forma de ahorrar energía en el ciclo, es subenfriando el refrigerante. Este se puede subenfriar, ya sea en el condensador o en un intercambiador adicional de calor. El Efecto Refrigerante aumenta con el subenfriamiento, y por lo tanto se produce una menor cantidad de gas de vaporización al pasar por la válvula. El subenfriamiento resulta en una potencia más baja requerida por el compresor, por unidad de capacidad, y un mayor coeficiente de rendimiento. Además, también disminuye el desplazamiento requerido por el compresor, por lo que resulta conveniente su uso. Desde el punto de vista de la conservación de energía, el subenfriamiento puede fácil reducir el consumo de energía de un 5 a un 15%.

En los evaporadores del tipo inundado, el refrigerante por lo general sale del evaporador en la condición de vapor saturado. Es bueno considerar el sobrecalentamiento a la salida del evaporador, porque se evita la entrada de líquido al compresor, lo cuál es perjudicial pues ocasiona puntos calientes en los alabes o paletas del compresor. El sobrecalentamiento no produce ningún beneficio en cuanto a ahorro de energía.

Dentro de la Refrigeración por compresión de vapor, se encuentran los sistemas en cascada, donde es una sucesión de ciclos de refrigeración.

El primer nivel de refrigeración emplea un compresor que presuriza al refrigerante a un valor de presión tal que este refrigerante del primer nivel pueda ser condensado con agua de enfriamiento a 30°C (85°F). El líquido que se obtiene es expandido hasta una baja presión. La refrigeración producida por la vaporización del primer refrigerante a una baja presión es empleada en la condensación del segundo refrigerante. El segundo refrigerante líquido obtenido de la condensación es expandido hasta una baja presión. La refrigeración producida por la vaporización del segundo refrigerante líquido a una baja presión, se puede emplear para la condensación de un tercer refrigerante. La expansión del tercer refrigerante a una baja presión se emplea para proporcionar la refrigeración requerida al proceso.

Este tipo de ciclos son muy complejos debido a que:

- 1.- Al menos dos y en algunos casos hasta cuatro etapas de refrigeración son necesarias para cada refrigerante, ya que de este modo el ciclo se hace más eficiente y por lo tanto, tener consumos de energía aceptables.
- 2.- Existe una interrelación muy íntima entre los tres ciclos de refrigeración, con el fin de aumentar la eficiencia del sistema.

Entre las principales desventajas que se tienen de estos sistemas son:

- 1.- El tener unidades independientes muy costosas para cada refrigerante.
- 2.- Se requieren instalaciones costosas para almacenamiento.
- 3.- El contar con diferentes compresores implica tener una alta inversión fija, costos de mantenimiento muy elevados así como dificultades en el ajuste de la operación de la planta para tener un consumo óptimo de energía en el sistema.
- 4.-Se requieren sistemas complejos de tuberías y además costosos.

### 1.2.2.2. REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN.

En los sistemas de refrigeración por absorción el enfriamiento de la corriente de proceso se logra por medio de la evaporación de un refrigerante. Con objeto de establecer el ciclo los vapores deben ser llevados nuevamente a la fase líquida.

El ciclo utiliza dos fluidos, un refrigerante y un absorbente, que aspira relativamente grandes volúmenes de vapor del refrigerante en frío y los libera cuando está caliente. En el sistema se sustituye el compresor del ciclo de refrigeración tradicional por un conjunto denominado Bomba-Asorbedor-Generador (compresor térmico), El cabezal rociador es el equivalente a la válvula de expansión, el evaporador y condensador son idénticos en ambos sistemas.

Estos sistemas no tienen un amplio uso industrial y su uso se ha limitado a la construcción de grandes capacidades para sistemas de aire acondicionado y pequeños refrigeradores domésticos, sin embargo, son fáciles de operar y son utilizables en lugares donde se dispone de vapor de agua económico como hoteles, hospitales y algunas instalaciones de proceso.

Los procesos de condensación, expansión y evaporación que se producen en el refrigerante, se presentan en un diagrama de presión vs entalpía en el Diagrama No. 1.3.

Para llevar a cabo la condensación de los vapores del refrigerante se requiere que se hallen a la presión de saturación (P1) la cuál queda determinada por la temperatura (T1) misma que está en función del medio de enfriamiento. Este proceso lo representa la línea 1-2 siendo prácticamente isobárico. El punto 2 corresponde a un líquido saturado, sin embargo, el enfriamiento se puede continuar en la zona de líquido subenfriado, dependiendo de las condiciones requeridas de enfriamiento.

La carga térmica del condensador (Q) está dada por:

$$Q=W (h_v-h_2) \quad \text{ec. 1.6}$$

o bien por:

$$Q=W[Cp (T_3 - T_1) + \lambda] \quad \text{ec. 1.7}$$

donde:

$W$  = flujo másico

$h_v$  = entalpía del vapor

$h_2$  = entalpía en el estado 2

$Cp$  = Capacidad calorífica @ condiciones promedio  $T_3$  y  $T_1$

$T_3$  = Temperatura en el estado 3

$T_1$  = Temperatura en el estado 1

$\lambda$  = calor latente de condensación @  $T_1$

$Cp(T_3-T_1)$ , representa el calor sensible desde  $T_1$  hasta  $T_3$

Una vez que el refrigerante se halla en fase líquida es expandido hasta la presión del evaporador (P2) isoentálpicamente y lo representa la línea 2-3. Como se puede observar, la entalpía del punto 2 es igual a la del punto 3. Durante la expansión la temperatura del líquido disminuye desde  $T_1$  hasta  $T_2$ , el calor sensible liberado durante este proceso es absorbido por el mismo líquido, lo que provoca una evaporación parcial de la corriente.

La fracción o calidad del líquido (x) resultante de la expansión es evaluada con la siguiente expresión:

$$X = (h_{v2sat} - h_{mez}) / (h_{v2sat} - h_{l2sat}) \quad \text{ec. 1.8}$$

donde:

$h_{v2sat}$  = entalpía del vapor saturado

$h_{mez}$  = entalpía de la mezcla

$h_{l2sat}$  = entalpía del líquido saturado

Posterior a la expansión viene la evaporación parcial del líquido del refrigerante. Esta sección corresponde a la parte del ciclo en el cuál se proporciona enfriamiento al proceso, al absorber el calor el refrigerante. El incremento en la carga térmica corresponde a un incremento en calor latente, por lo que la temperatura del refrigerante permanece constante e igual a  $T_2$ , reflejándose el aumento en calor por un cambio de fase de líquido a vapor. El proceso de evaporación lo representa la línea 3-4.

La cantidad de refrigeración está dada por la siguiente expresión:

$$Q = W1 (h_{v2sat} - h_{l2sat}) \quad \text{ec. 1.9}$$

$$Q = W (h_{v2sat} - h_{mez}) \quad \text{ec. 1.10}$$

donde:

*el flujo del líquido ( $W_1$ ) corresponde al producto de la fracción de líquido X y del flujo másico total W.*

Finalmente para cerrar el ciclo se requiere llevar los vapores del refrigerante de la presión del evaporador  $P_2$  a la presión de saturación ( $P_1$ ). Para ello se utiliza el compresor térmico, el cuál se encuentra constituido básicamente por tres etapas:

- 1.- Los vapores del refrigerante, a la presión de evaporador ( $P_2$  en el Diagrama No. 1.3), son absorbidos por una solución (pobre en refrigerante).
- 2.- La solución concentrada en refrigerante que resulta de la absorción es bombeada hasta la presión de condensación ( $P_1$  en el Diagrama No. 1.3).
- 3.- Finalmente el refrigerante en la solución a una alta presión es desorbido por medio de un calentamiento. El vapor generado es en la desorción una mezcla de refrigerante y absorbente, la cuál es rectificada. El refrigerante con una alta pureza es condensado a temperatura ambiente, con lo que su ciclo se cierra. Por otro lado, la solución diluida obtenida después de la desorción es enfriada y expandida a las condiciones de absorción cerrándose así su ciclo.

Una de las principales ventajas que tienen los sistemas de refrigeración por absorción es su alta flexibilidad. El sistema se puede operar hasta un 90% de la capacidad de diseño, disminuyendo la cantidad de calor suministrado al regenerador y manteniendo constante la temperatura en el evaporador.

La relación de la capacidad de refrigeración y de energía requerida son casi proporcionales. Por otro lado se puede obtener hasta un 15 % de capacidad adicional.

El cambio de las temperaturas de evaporación y condensación de los valores de diseño no presentan problema ya que no existe una relación de compresión fija en el sistema.

Debido a que se cuenta con muy pocas partes móviles (únicamente la(s) bombas(s) de succión) hace que los costos sean muy bajos, aproximadamente el 10% menor que los sistemas de refrigeración mecánica.

Las combinaciones de refrigerante - absorbente más empleadas en la industria son:

REFRIGERANTE	ABSORBENTE
Agua	Solución acuosa de bromuro de litio
Amoniaco	Solución acuosa de amoniaco

Actualmente se utiliza mas el sistema agua - solución acuosa de bromuro de litio, debido a que las unidades de amoniaco tienen un mayor costo inicial, son más complejas, necesitan mas dispositivos de seguridad y requieren más espacio, además de mayor cantidad de agua de condensación.

El mayor uso de los sistemas de amoniaco es en unidades paquetes de 3 a 10 ton. de refrigeración para enfriamiento de agua.

#### 1.2.2.2.1.Sistema de Bromuro de Litio.

Los sistemas que emplean una solución acuosa de bromuro de litio como absorbentes son apropiados cuando no se requieren temperaturas menores a los 0°C (32°F). se tienen dos factores que producen el efecto de la refrigeración.

- 1.- El agua cuando es sometida a un alto vacío se vaporiza parcialmente por lo que su temperatura de saturación disminuye. La temperatura alcanzada está en función del vacío ejercido.
- 2.- Ciertas sales tienen la capacidad de absorber vapor de agua (Higroscópicas). Se ha encontrado que la solución de bromuro de litio es altamente higroscópica y que posee la mejor relación solubilidad-presión de vapor, por lo que proporciona una alta eficiencia al ciclo. La afinidad del agua hacia una sal es medida por el decremento de la presión de vapor, este efecto aumenta conforme más concentrada es la solución.

En el esquema No. 1.4 se muestra un sistema de refrigeración por absorción que emplea como absorbente una solución de bromuro de litio.

En dichos sistemas, la solución concentrada es la solución efluente del regenerador y la que se alimenta al regenerador es la diluida.

El funcionamiento de cada parte de un sistema de refrigeración por absorción son:

**Evaporador.-** En este equipo se enfría el fluido de proceso por evaporación del refrigerante que es rociado por los tubos de agua.

**Absorbedor.-** El vapor del agua evaporada es absorbido por el absorbente. El calor de absorción es disipado por circulación de agua en el condensador en esta sección.

**Regenerador.-** Se adiciona calor en forma de vapor o de agua caliente para hacer que hierva el refrigerante del absorbente y reconcentrar la solución.

**Condensador.-** El vapor de agua producido en el generador es condensado por el agua del condensador que circula en esta sección.

**Bomba del Evaporador.-** Hace circular a presión el refrigerante sobre el haz de tubos de la sección del evaporador.

**Bomba de la solución.-** Bombea la solución de sal hasta el regenerador y también hasta el colector de pulverización del absorbedor.

**Intercambiador de calor.-** La solución diluida que es bombeada hasta el regenerador desde el absorbedor se calienta por la solución caliente que es retomada al absorbedor.

En general estos sistemas tienen un factor de transformación (calor de refrigeración/calor de regeneración) que oscila entre 0.6 y 0.7. El consumo aproximado de vapor de calentamiento es de 19 a 20 lb/(hr-ton de refrigeración), mientras que los requerimientos de agua se encuentran entre 3.0 y 3.5 GPM/ton de refrigeración. Es importante repetir que en estos sistemas, agua-bromuro de litio, no se pueden tener temperaturas menores a 0 °C ya que el refrigerante (agua) se congela.

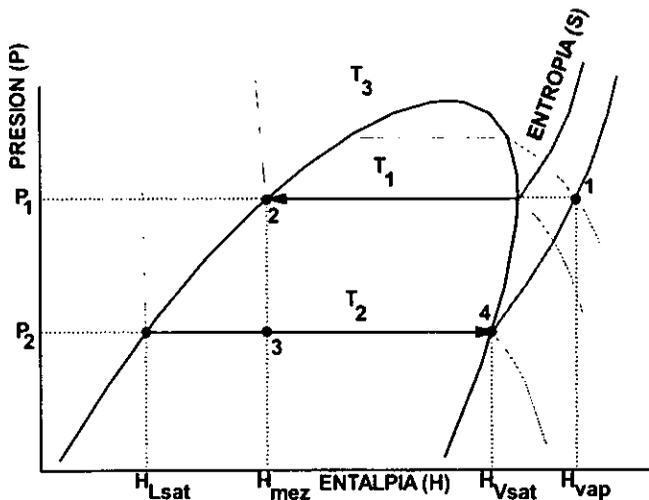
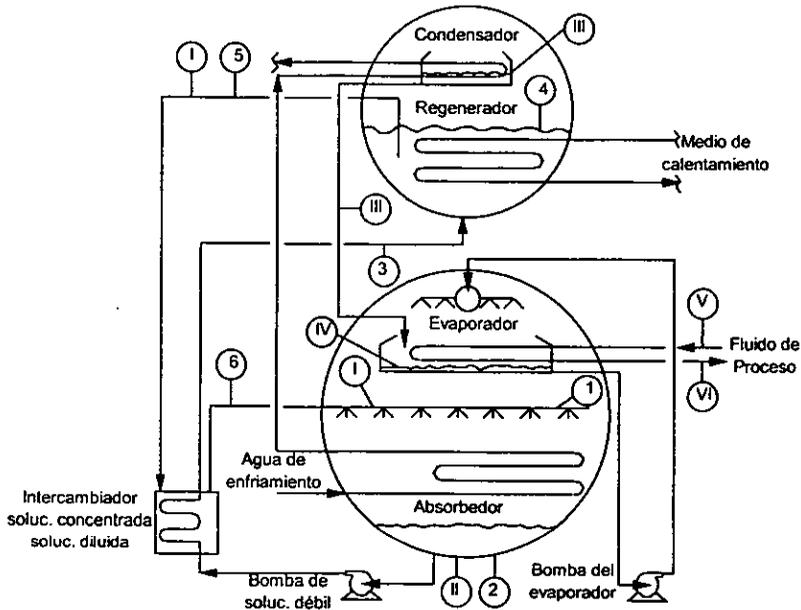


Diagrama No.-1.3



**Esquema No. 1.4.-** (I) Soluc. Conc. De bromuro de litio, (II) Soluc. Diluida de bromuro de litio (después de haber absorbido vapor de agua), (III) Vapor de agua condensada (después de la regeneración), (IV) Refrigerante evaporándose, (V) Corriente de proceso a enfriar, (VI) Corriente de proceso enfriada.

Un ciclo típico de estos sistemas se muestra en un diagrama de equilibrio como se ve en el Diagrama No. 1.5.

### 1.2.2.3. REFRIGERACIÓN AL VACÍO

En la refrigeración por vacío se enfría agua o soluciones acuosas a temperaturas menores a la ambiente mediante una evaporación parcial del agua.

Un líquido llega a su punto de ebullición (hierve) cuando su presión de vapor es igual a la presión del sistema que lo contiene. Esto implica que una reducción en la presión del sistema ocasiona un decremento en la temperatura de ebullición.

Cuando a un líquido se le somete a un vacío tal que su presión de vapor sea mayor o igual a la presión que se le está ejerciendo, éste hervirá instantáneamente. En este caso, la energía requerida para la vaporización la suministra el líquido mismo en forma de calor sensible ocasionando que la temperatura del líquido disminuya.

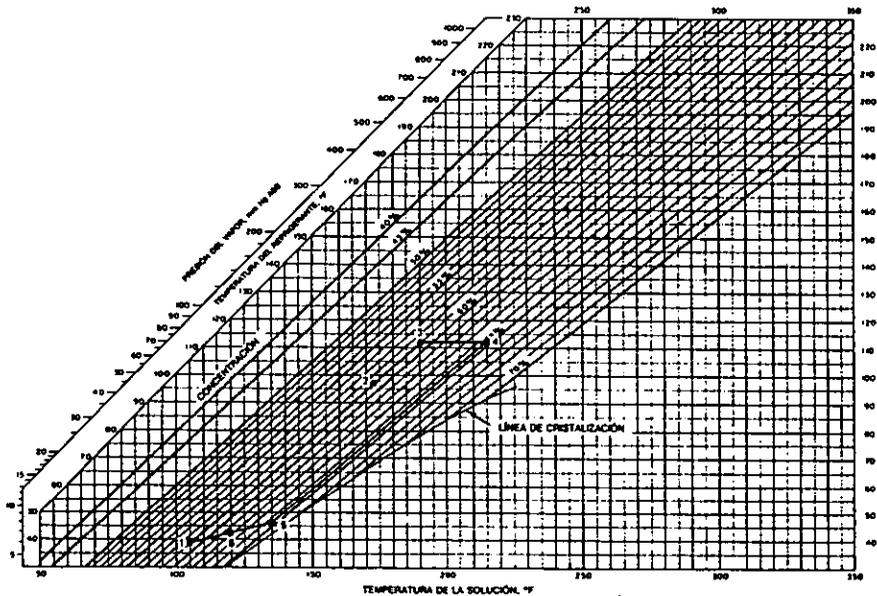


Diagrama No. 1.5

Así, la temperatura final del agua estará en función del nivel de vacío ya que de ello dependerá la cantidad de agua evaporada. Es decir, el nivel de vacío corresponderá a la presión de vapor del agua a la temperatura deseada.

Este sistema es empleado para enfriar agua a temperaturas que oscilan entre 4 y 16 °C (39 a 61°F) lo que implica presiones de vacío desde 0.125 psia (6 mm Hg abs.) a 0.256 psia (13 mm Hg abs.), respectivamente. El agua fría sirve como refrigerante para corrientes de proceso que tienen que ser enfriadas a niveles similares.

En el diagrama No. 1.5 se puede observar un sistema de refrigeración por vacío. El agua que va a ser enfriada entra al tanque de refrigeración fluyendo por un vertedero. Cuando el agua entra al tanque de refrigeración a vacío ebulle instantáneamente. El vapor de agua al expandirse genera turbulencia formando pequeñas gotas de agua, que se enfrían al haber una vaporización parcial en éstas a expensas de su calor sensible. El agua ya enfriada es extraída del tanque de refrigeración, por medio de una pierna barométrica o por una bomba y enviada a intercambiadores, sistemas de aire acondicionado o cualquier otro equipo de proceso donde sea requerido enfriamiento.

Para fines de estimación de la cantidad de agua de reposición requerida en un circuito cerrado es práctica común considerar el uno por ciento por cada 10°F de enfriamiento.

Para generar el vacío en el tanque de refrigeración se emplean eyectores con vapor de agua como fluido motriz. Tanto el vapor motriz como el vapor de agua extraído del tanque de refrigeración pasan a la fase líquida en un condensador que emplea agua como medio de enfriamiento. En el diagrama No. 1.5, el sistema mostrado emplea un condensador del tipo barométrico, el más comúnmente empleado en los sistemas de refrigeración por vacío debido a que es el más económico. El condensador requiere de una pierna barométrica de 10.97 mt (36 ft) para extraer el agua por gravedad, en caso de no disponer de esta altura se requerirá de una bomba.

Cuando el condensado necesita ser recuperado, se emplea un condensador de superficie, que incrementa en una cantidad considerable la inversión inicial.

Para este tipo de sistemas se recomienda que la presión del vapor motriz se encuentre entre 100 y 150 psig.

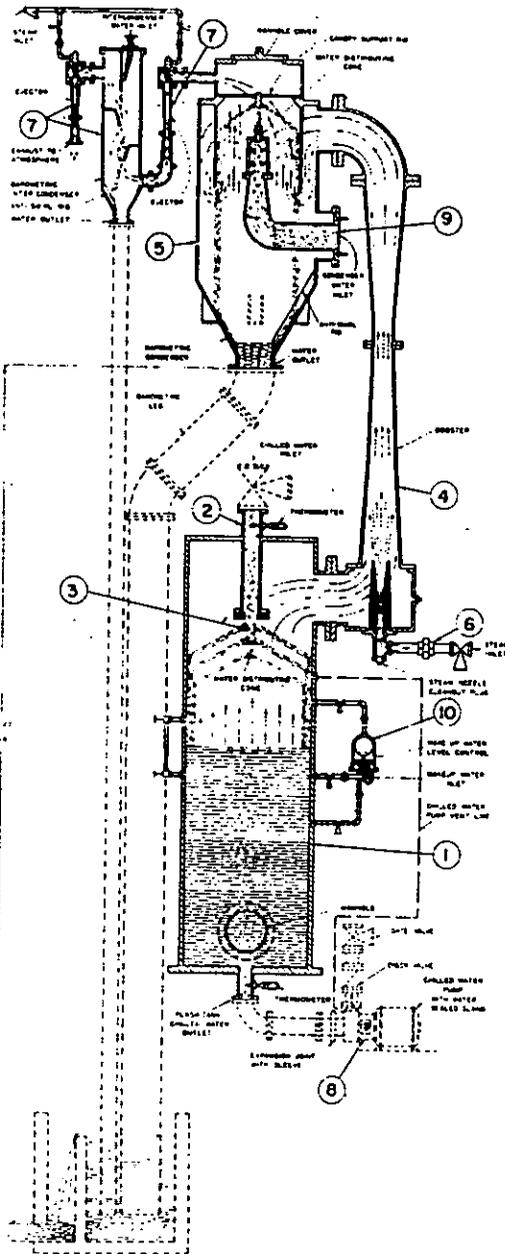
Entre las ventajas con que cuenta este sistema, está la que el agua o cualquier líquido enfriado con este sistema es deareado simultáneamente; esto es, que el aire disuelto en el agua es removido totalmente. El agua deareada minimiza la corrosión en las tuberías y en los equipos.

Además de lo mencionado, la refrigeración por vacío presenta beneficios adicionales. Probablemente uno de los más importantes es la ausencia total de partes móviles y por lo tanto el mantenimiento del sistema es mínimo.

Otra ventaja es que cualquier fuga puede ser detectada fácilmente y reparada por el equipo de mantenimiento de la planta, mientras que en un sistema de refrigeración mecánica o de absorción se requiere de un especialista de servicio de la compañía fabricante de la planta.

Se tiene también que si el agua de enfriamiento disponible contiene una alta concentración de sales, y por lo tanto es muy incrustante, no se disminuye la eficiencia del condensador barométrico aún cuando el espesor de la capa incrustante sea considerable, por ejemplo de una pulgada. En comparación, las unidades de refrigeración mecánica no pueden emplear condensadores barométricos y deben de parar periódicamente para llevar a cabo la limpieza del equipo.

Los sistemas de refrigeración por vacío deberán ser tomados en cuenta, cuando exista disponibilidad de vapor de baja presión.



1. Tanque Flash
2. Entrada de Agua enfriada
3. Distribuidor de Agua
4. Ejector Booster
5. Condensador Principal
6. Entrada de Vapor Motriz
7. Segunda Etapa del Ejector de aire
8. Bomba de Agua enfriada
9. Entrada de agua enfriada del condensador
10. Controlador de nivel de liquido del tanque flash.

#### 1.2.2.4. REFRIGERACIÓN CON BOMBAS DE CALOR

El término bomba de calor se utiliza para describir un sistema de refrigeración que se emplea lo mismo para el enfriamiento que para la calefacción. Las bombas de calor se utilizan por lo general, en el campo del aire acondicionado; esto es, para enfriar o calentar en el intervalo de temperaturas que suministra a las personas condiciones ambientales confortables. Por esta razón algunas de las características de las bombas de calor se relacionan más bien con sistemas del aire acondicionado que con la refrigeración.

Puesto que la bomba de calor posee la capacidad de efectuar tanto la calefacción como el enfriamiento, tiene la ventaja obvia de requerir un solo conjunto de equipos para ambas funciones, en lugar de dos unidades separadas, tales como una caldera y una unidad de refrigeración. Esto reduce las necesidades de espacio y disminuye a menudo los costos iniciales totales.

La bomba toma la energía térmica absorbida por el sistema a una baja temperatura, la eleva con el compresor a una temperatura más alta, y luego la utiliza por medio del calor rechazado en el condensador.

La bomba de calor tiene ventaja de que la cantidad de energía disponible para calentar es mucho mayor que la cantidad de energía que se consume para accionar el compresor (la cantidad está representada por la cantidad absorbida en el evaporador). El coeficiente de rendimiento (CDR) o de operación (COP) de calefacción de una bomba de calor, se define como la relación entre la salida de calor útil y la entrada equivalente de energía al compresor. Esta relación puede ser del orden de 2 ó 3, a una temperatura exterior de  $-7^{\circ}\text{C}$  ( $20^{\circ}\text{F}$ ).

Las bombas de calor se pueden clasificar en grupos, según el tipo de fuente de calor y el tipo de disipador de calor que se utilicen. La fuente de calor es el medio del cuál se absorbe el calor (en el evaporador), y el disipador de calor es el medio al cuál se rechaza el calor (en el condensador). El aire y el agua constituyen las fuentes y disipadores de calor de uso más común. La radiación solar se ha utilizado asimismo como una fuente de calor.

La bomba de calor más común es la del tipo de aire a aire, también son comunes los tipos de agua a aire y de agua a agua.

#### 1.2.2.5. OTROS SISTEMAS DE REFRIGERACIÓN

Entre otros sistemas de refrigeración se encuentran la refrigeración termoeléctrica, que tiene aplicaciones más especiales. La refrigeración termoeléctrica es bastante costosa; algunos pequeños refrigeradores portátiles para uso doméstico la utilizan.

También se encuentra la refrigeración por adsorción, que utiliza un agente adsorbente como la sílica gel. Sin embargo este tipo de refrigeración, requiere un alto consumo de energía para la regeneración del adsorbente. Aunado a esto se tiene una baja recuperación de líquidos. Este tipo de sistema se vuelve complejo al requerir un sistema de refrigeración mecánico, separación, torres de adsorción, calentamiento y enfriamiento de gases.

### **1.3. CLASIFICACION DE LA REFRIGERACION POR SUS APLICACIONES.**

La refrigeración, debido a su importancia, tiene una amplia gama de aplicaciones, que resulta conveniente clasificar para su mejor estudio y comprensión, dicha clasificación se puede dividir en seis, que son:

#### **1.3.1. REFRIGERACIÓN DOMÉSTICA**

Este campo está limitado principalmente a refrigeradores y congeladores caseros. Debido a que es muy grande el número de unidades en servicio, la refrigeración doméstica representa una parte importante dentro de la Refrigeración Industrial.

Las unidades domésticas generalmente son de tamaño pequeño teniéndose capacidades de potencia que fluctúan entre 1/20 y ¼ hp y son del tipo de sellado hermético.

#### **1.3.2. REFRIGERACIÓN COMERCIAL**

La Refrigeración Comercial se refiere al diseño, instalación y mantenimiento de unidades de refrigeración del tipo que se tienen en establecimientos comerciales para su venta al menudeo, restaurantes, hoteles e instituciones que se dedican a almacenamiento, exhibición, procesamiento y a la distribución de artículos de comercio perecederos de todos tipos.

#### **1.3.3. REFRIGERACIÓN INDUSTRIAL**

La Refrigeración Industrial a menudo se confunde con la refrigeración comercial porque la división entre éstas dos áreas no está claramente definida. Como regla general, las aplicaciones industriales son más grandes en tamaño que las aplicaciones comerciales y, la característica que las distingue es que requieren de una persona calificada para su servicio. Algunas aplicaciones industriales típicas son plantas de hielo, grandes plantas empacadoras de alimentos (carne pescada, pollos, alimentos congelados, etc.), cervecerías, lecherías y plantas industriales, tales como refinerías de petróleo, plantas químicas, plantas huleras, etc.

#### **1.3.4. REFRIGERACIÓN MARINA Y DE TRANSPORTACIÓN**

La Refrigeración Marina se refiere a la refrigeración que se tiene a bordo de barcos e incluye la refrigeración de barcos pesqueros y de barcos que transportan productos perecederos, así como también refrigeración en depósitos que se tengan en toda clase de barcos.

La refrigeración en transportación se refiere al equipo de refrigeración utilizado en camiones, tanto para cuando se tenga que dar servicio a largas distancias, como para entrega local, así como también en furgones refrigerados.

#### **1.3.5. ACONDICIONAMIENTO DE AIRE**

El acondicionamiento de aire concierne con la condición del aire en algún área o espacio designado. Esto no involucra solamente el control de la temperatura del espacio, sino también de la humedad del mismo y el movimiento del aire incluyéndose el filtrado y la limpieza de éste.

Las aplicaciones pueden ser para producir confort en casas, escuelas, oficinas, iglesias, hoteles, establecimientos, etc. y para la industria algunas aplicaciones pueden ser el control de la velocidad de reacción en reacciones químicas y bioquímicas, límite de las variaciones en el tamaño de la precisión de artículos manufacturados debido a la expansión y contracción térmica, etc.

### **1.3.6. ACONDICIONAMIENTO DE AIRE INDUSTRIAL**

Las aplicaciones de acondicionamiento de aire industrial no tienen límite de número y variedad. En general, las funciones de los sistemas de acondicionamiento de aire industrial son: 1) contenido de humedad en materiales higroscópicos; 2) reacción de la velocidad en las reacciones químicas y bioquímicas; 3) límite de las variaciones en el tamaño de la precisión de artículos manufacturados debido a la expansión y contracción térmica; y 4) proporcionar aire filtrado limpio, lo cual es conveniente en determinadas operaciones y en la producción de productos de calidad.

## **1.4. APLICACION DE LA REFRIGERACION EN LA INDUSTRIA DEL PETROLEO**

En la industria petrolera los sistemas de refrigeración, solos o complementados con otros, proporcionan un servicio importante a las plantas de proceso y almacenamiento de hidrocarburos: en plantas de recuperación de líquidos del gas natural y fraccionadoras de hidrocarburos que operan a temperaturas muy por abajo de los 0°C (temperaturas de rocío del orden de -160°F) para obtener productos de valor agregado tal como LPG (Gas Licuado del Petróleo, utilizado como energético de uso comercial, Propano-Butano), Naftas (Gasolinas naturales, Pentanos e iso-Pentanos, que mezclados con otras fracciones se obtienen gasolinas comerciales), Hexano y Heptanos (usado generalmente como solventes), entre otros.

### **1.4.1. TERMINALES DE ALMACENAMIENTO.**

Para almacenar el gas licuado, se requieren condiciones en las cuáles se mantenga en estado líquido, por los grandes volúmenes en estado gaseoso equivalente que contiene, y así se reducen los costos de almacenamiento.

En las terminales de almacenamiento de Gas Licuado del Petróleo (GLP ó LPG) se tienen dos opciones que son:

- 1) Almacenar gas licuado a temperatura ambiente y presiones de 5 a 12.6 kg/cm<sup>2</sup> man, dependiendo de si la mezcla es butano comercial o propano comercial.
- 2) Almacenar Gas Licuado a temperaturas bajas (-6 a -42°C dependiendo de si se trata de butano o propano comercial) y a presión atmosférica.

Al primer tipo se le conoce como almacenamiento a presión, y es útil y económicamente viable para capacidades bajas.

Al segundo tipo se le denomina como almacenamiento refrigerado, y tiene aplicación para capacidades relativamente altas de almacenamiento.

**SISTEMAS CON RECIPIENTES CRIOGÉNICOS**

Estos sistemas se refieren al almacenamiento refrigerado de Gas Licuado. Constan primordialmente de un tanque tipo API, de un material adecuado para resistir bajas temperaturas y usualmente aislados. Los tanques son de pared sencilla o de doble pared, encontrándose que para el almacenamiento de Gas Licuado, los más convenientes son los de doble pared.

Estos sistemas cuentan con instrumentación para recuperar los vapores generados durante el llenado, vaciado de los tanques y aquellos que se forman por calentamiento con el medio ambiente. Las temperaturas y presiones a los que operan estos tanques dependen del tipo de gas que manejen.

	<b>PRESIÓN</b>	<b>TEMPERATURA (°C)</b>
Butano Comercial	Atmosférica	-6
Propano Comercial	Atmosférica	-42

Los constituyentes principales del LPG ó GLP son propano, propileno, butano y butilenos.

**1.4.2. PLANTAS DE ABSORCIÓN REFRIGERADAS.**

En este tipo de plantas se emplean procesos de absorción en torres y a contracorriente para separar productos con alto punto de ebullición de gases. El gasoil se utiliza para absorber la gasolina natural de las gases húmedos.

En las torres de absorción, el gas que sale por el domo se enfría por medio de refrigeración como servicio auxiliar, utilizando para esto refrigerantes como el propano, ya que operan de -35 a -45°C. Este tipo de procesos es muy poco utilizado en la actualidad.

**1.4.3. PLANTAS CRIOGÉNICAS.**

La función de las plantas criogénicas es básicamente la de separar el metano del resto de hidrocarburos más pesados, contenidos en una mezcla de gas natural mediante el uso de uno o varios turboexpansores. La mezcla de vapores y condensados obtenida por el enfriamiento es enviada a una torre desmetanizadora para llevar a cabo la separación deseada. El gas se enfría a presión aprox. constante en un tren de enfriamiento consistente de: gas residual - refrigerante - gas residual - refrigerante - gas residual para lograr la temperatura deseada y llevar el gas a la región de dos fases.

#### 1.4.4. PLANTAS FRACCIONADORAS.

El objetivo de las plantas fraccionadoras de hidrocarburos es la obtención de productos, con especificaciones comerciales o con los requerimientos en instalaciones de refinación o complejos petroquímicos tal como: C2, C3, C4 y gasolinas ligeras (Naftas) a partir de mezclas de hidrocarburos ligeros y pesados (licuables, C3+) por medio de destilación fraccionada sucesiva. La carga a estas plantas proviene de plantas de recuperación de líquidos criogénicos y de absorción, plantas reformadoras, hidrosulfurizadoras, estabilizadoras y endulzadoras. En estas plantas fraccionadoras, se utilizan sistemas de refrigeración como medio condensante para los vapores de los domos de las torres de fraccionamiento.

#### 1.4.5. PLANTA DE LICUEFACCIÓN DE GAS NATURAL.

Para la licuefacción del Gas Natural, existen varios procesos que son: sistemas de enfriamiento en cascada, cascada con refrigerantes mixtos con o sin enfriamiento previo, sistemas de expansión con o sin enfriamiento previo.

El refrigerante a utilizar y las etapas del ciclo de refrigeración va a depender de la disponibilidad y del rango de temperatura a la que se quiera enfriar el Gas Natural.

#### 1.4.6. PLANTAS DE ETILENO.

Las plantas de etileno producen, separan y purifican este producto.

Utilizan como materia prima gases de refinerías, principalmente etano. Se obtienen como productos etileno al 99.9% mol y como subproductos metano e hidrógeno.

El proceso consiste en una carga fresca al 90% aproximadamente de etano más el etano no convertido y recuperado, esta corriente entra a los hornos de pirólisis para preparar una corriente gaseosa rica en etileno por desintegración del etano a una temperatura de arriba de 800°C y 4 kg/cm<sup>2</sup>. Los gases se llevan a compresión y después a la eliminación de acetileno, luego pasa a tratamiento cáustico para eliminar impurezas.

Posteriormente, los gases se mandan a una torre desmetanizadora y después a una desetanizadora, donde en esta se separa el etano y etileno por domos y por fondos el propano y pesados.

El etano y etileno se condensan mediante refrigeración. Se manda la corriente a una sección de fraccionamiento de etileno, donde se obtiene por el domo etileno (gas) y en el fondo etano líquido.

El etileno se condensa mediante refrigeración, dada la temperatura de condensación de este hidrocarburo a 21 kg/cm<sup>2</sup> de presión, el etileno líquido pasa luego a un tanque de almacenamiento.

Los condensadores e interenfriadores de las torres y en general del proceso, requiere refrigeración, ya que los gases se condensan a temperaturas por debajo de los 0°C y a la presión de salida de las torres. Se deben condensar los vapores, ya que la alimentación a las torres debe ser en estado líquido, por lo que utilizan refrigerantes, ya que el agua no logra estas temperaturas.

#### **1.4.7. PLANTAS DE PRODUCCIÓN PRIMARIA.**

En la producción primaria del petróleo, el gas asociado al crudo se separa para su envío a Centros Procesadores de Gas (CPG's) y/o complejos Petroquímicos, este pasa previamente por un sistema de enfriamiento (refrigeración) para condensar todos los hidrocarburos pesados que se encuentran en la corriente gaseosa, y así evitar la formación de condensados durante su transporte.

La producción Primaria del Petróleo tiene como función principal la de segregar el gas asociado del petróleo crudo, así como acondicionar los productos principales: Gas, Aceite (Crudo) y condensados para su transporte final a CPG's, Refinerías, Centros de Almacenamiento y Distribución y Terminales de Exportación.

Los procesos que se utilizan en esta área de producción son principalmente: compresión, endulzamiento y deshidratación de gas, separación gas - aceite, deshidratación y bombeo de crudo, así mismo plantas de tratamiento de aguas amargas aceitosas, plantas generadoras de gas inerte, separación de agua y condensados (hidrocarburos líquidos) y acondicionamiento de agua para inyección a pozos.

Los sistemas de compresión de gas requieren de enfriamiento de gas en la interetapa y descarga de los compresores y en algunos casos en la succión de estos. El enfriamiento en general es proporcionado por sistemas de enfriamiento por aire y en otros casos con agua de enfriamiento.

Es importante indicar que el trabajo desarrollado en esta tesis tiene su aplicabilidad en esta área de la industria petrolera, y en particular al acondicionamiento de los productos del proceso de compresión de gas y condensados para su transportación y entrega a centros procesadores de gas, específicamente en el CPG Cactus.

En muchos casos durante el transporte de gas se presenta condensación de vapor de agua e hidrocarburos ligeros contenidos en el gas, lo que puede presentar:

- 1.- Taponamiento de líneas e instrumentos y mal funcionamiento del equipo de proceso (Cambiadores de calor y Expansores) por congelamiento, ocasionado por la formación de hidratos.
- 2.- Acumulación de condensados en los ductos con la consiguiente reducción en el área del flujo, presencia de patrones de flujo indeseables (flujo tapón, onda, etc.) que causan problemas operativos e incrementan las caídas de presión.
- 3.- Corrosión de equipo, válvulas, instrumentos y líneas de proceso.

Para evitar estos problemas es necesario controlar la presencia de hidratos así como las condiciones del punto de rocío (Dew Point) y disponer del contenido adecuado de agua en el gas.

Los hidratos son compuestos cristalinos formados por agua y gas, que existen a temperaturas considerablemente superiores al punto de solidificación del agua. Las moléculas de agua, en los hidratos están eslabonadas de tal manera que forman rugosidades esféricas en las cuáles se alojan moléculas de gas. La relación molecular es de 46 moléculas de agua por 6 de gas. La estabilidad de los hidratos es en general proporcional al tamaño de las moléculas de los componentes.

Los requerimientos específicos para la formación de hidratos a una presión dada son:

- 1.- Temperatura del gas igual o abajo de la temperatura de formación de hidratos.
- 2.- Presencia de agua en el estado líquido.
- 3.- Medios de agitación del agua y el gas.

Los cuáles deben ser controlados apropiadamente con el objeto de evitar la formación de éstos.

Para prevenir la formación de éstos hidratos, la mejor solución es la deshidratación del gas. Este proceso permite reducir el contenido de vapor de agua en el gas a tal grado que, bajo condiciones de presión y temperatura esperados en cualquier punto de la línea, no se obtenga la condensación de agua y así el gas podrá manejarse con la seguridad de que no se tendrán taponamientos por hidratos.

En líneas donde se forman hidratos, se deben derretir éstos ya sea por aplicación de calor, reducción de presión o inyección de aditivos. La adición de calor y la disminución de la presión no son prácticamente recomendables. La inyección de aditivos es la técnica más adecuada para prevenir la formación de hidratos, por su flexibilidad, efectividad y bajo costo. El uso de aditivos se ha probado en sistemas donde los problemas son estacionarios, en líneas de recolección y tuberías de producción que operan a temperaturas cercanas al punto de equilibrio de los hidratos, en líneas que presentan problemas únicamente en puntos tales como reguladores, medidores, etc.

Los inhibidores son sustancias que reducen la presión de vapor del agua, previniendo la formación de los hidratos o provocando el desequilibrio y descomposición de éstos.

Dentro de los agentes empleados en la inhibición de la formación de hidratos están: Amoniaco, Cloruro de Sodio, Alcoholes, Metanol, Etanol, Etilenglicol, Dietilenglicol y Trietilenglicol.

El punto de rocío es la temperatura de saturación de un gas a una presión dada. Es la temperatura a la cuál se inicia la condensación (primeras gotas de líquido), bajo condiciones de presión constante.

El hecho de que al gas se le baje a su temperatura de rocío, como ya se mencionó, es para recuperar los compuestos más pesados como LPG, Naftas y agua, ya que el gas para ser enviado a las plantas petroquímicas debe llegar con una especificación de contenido de agua, que es 7.0 lb/MMPC.

## 1.5. REFRIGERANTES

El término refrigerante proviene de una gran variedad de componentes orgánicos e inorgánicos que tienen una propiedad en común de absorber calor a bajas temperaturas y presiones, y rechaza esto a altas presiones y temperaturas - usualmente con un cambio de fase -. Los refrigerantes pueden caer dentro de 3 categorías generales de compuestos:

- 1.- Hidrocarburos alifáticos saturados, por ejem. propano y propileno.

2.- Hidrocarburos halogenados alifáticos, por ejem. diclorodifluorometano.

3.- Gases inorgánicos, por ejem. Aire, CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub> y Cl<sub>2</sub>.

Para los dos primeros, se ha desarrollado un sistema de codificación numérica que describe la estructura molecular de los refrigerantes mediante el uso de una fórmula general teniendo la forma R-ABCD, en la cuál:

R = refrigerante

A= Número de dobles enlaces.

B= Número de átomos de carbono - 1.

C= Número de átomos de hidrógeno + 1.

D= Número de átomos de flúor.

Por ejemplo, el refrigerante diclorodifluorometano, CCl<sub>2</sub>F<sub>2</sub>, se designa R12, sus componentes quedan de la siguiente forma:

A= 0

B= 1-1=0

C=0+1=1

D=2

*suprimiendo los dos ceros iniciales queda R12.*

Similarmemente, los hidrocarburos insaturados, como el propileno, CH<sub>2</sub>CHCH<sub>3</sub>, se designa R1270, y sus componentes quedan de la siguiente forma:

A=1

B=3-1=2

C=6+1=7

D=0

y los hidrocarburos saturados como el propano C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, es nombrado como R290.

A=0

B=3-1=2

C=8+1=9

D=0

Los refrigerantes inorgánicos se manejan un poco diferente. Se les asigna 3 números dígitos, el primero de ellos es el 7, los siguientes dos números es el peso molecular del gas. Así tenemos, que el NH<sub>3</sub> (P.M.=17) se codifica R717 y el SO<sub>2</sub> (P.M.=64) es el R764.

### 1.5.1. SELECCIÓN.

En un sistema de refrigeración, tanto por compresión de vapor como por absorción, el enfriamiento se obtiene por la evaporación de un líquido. Son muchos los factores que hacen que algunas sustancias sean mas adecuadas que otras, dependiendo de la aplicación. La capacidad del equipo, el consumo de energía, la seguridad, y el mantenimiento son algunas de las condiciones que se ven afectadas por la selección del refrigerante. El costo y la disponibilidad son los factores determinantes

### 1.5.2. PROPIEDADES.

Se han desarrollado varios refrigerantes que permiten efectuar una selección óptima para una aplicación específica. Entre los factores importantes se incluyen los 1) Químicos, termodinámicos y las propiedades físicas, 2) La capacidad de sistema requerida, 3) El tipo de compresor, 4) El nivel de temperatura deseado, y 5) Las consideraciones de seguridad.

Los hidrocarburos halogenados se usan predominantemente tanto para servicios de aire acondicionado como de baja temperatura. Las ventajas principales son las propiedades que los caracterizan de no ser inflamables, explosivos y tóxicos. Por lo tanto, estos refrigerantes han sustituido en gran parte a los que se empleaban con anterioridad, como el cloruro de metilo, el dióxido de carbono, el dióxido de azufre, el propano, el propileno y el etileno. El amoniaco (R-717) tiene aplicaciones en trabajos a bajas temperaturas con compresores reciprocantes o movimiento mecánico alterno, y cuando la toxicidad elevada no constituye un factor crítico.

Entre las propiedades y características sobresalientes de un refrigerante se pueden mencionar los siguientes:

- a) **Temperatura y presión de ebullición.**- Conviene mantener una presión positiva superior a la atmosférica a fin de evitar la filtración de aire y humedad al sistema. En consecuencia, el punto de ebullición del refrigerante debe ser menor que el nivel de temperatura del sistema deseado.
- b) **Temperatura de congelación.**- El refrigerante seleccionado debe tener una temperatura de congelación muy por debajo de la temperatura mínima de operación del sistema.
- c) **Temperatura y Presión críticas.**- La presión y temperatura de operación del sistema deben ser inferiores a los valores críticos. La temperatura crítica es aquella por encima de la cual ninguna cantidad de presión licuará un gas específico. Arriba de la condición crítica, las fases líquida y gaseosa tienen propiedades idénticas.
- d) **Presiones del condensador y del evaporador.**- La presión del condensador debe ser lo suficiente baja para permitir el empleo de equipos más o menos ligeros. Cuanto mayor sea la presión de operación del sistema, tanto mayor será el costo del equipo y la tubería. la presión del evaporador no debe ser demasiado baja, ya que con ello aumenta en forma anormal la relación de compresión.

- e) **Volumen específico.-** Esta propiedad se relaciona directamente con el tamaño del compresor cuando se multiplica por el gasto masa. Es conveniente tener volúmenes de succión reducidos para compresores recíprocos y volúmenes de succión elevados para compresores centrífugos. Los compresores recíprocos emplean casi siempre R-12, R-22, R-500, R-502, R-13 y R-717, los compresores centrífugos se pueden adaptar para trabajar con el R-11, R-12, R-114, R-113 y, en toneladas muy grandes, para el R-22.
- f) **Calor latente.-** El calor latente de evaporación es importante ya que para valores grandes afecta la magnitud del efecto refrigerante, la cantidad de refrigerante circulado y el tamaño y el costo de la tubería auxiliar y la del equipo. No obstante, no se debe tomar en cuenta por sí solo, sino en combinación con otras propiedades, como el volumen específico del vapor y el calor específico del líquido.
- g) **Calor específico del líquido.-** Conviene tener un volumen bajo, de otra manera se necesitará un enfriamiento demasiado marcado para el líquido caliente que llega al evaporador.
- h) **Peso molecular.-** Esta propiedad se relaciona en forma directa con el volumen específico. Para aplicaciones de compresores centrífugos que requieren grandes cantidades de gas, el refrigerante se debe caracterizar por su peso molecular.
- i) **Potencia teórica por tonelada.-** A niveles de aire acondicionado, este valor es más o menos el mismo para la mayor parte de los refrigerantes; pero adquiere una importancia particular a temperaturas más bajas.
- j) **Temperaturas de descarga.-** Los refrigerantes que tienen temperaturas de descarga de compresor relativamente elevadas manifiestan cierta tendencia a provocar la separación del aceite (de lubricación) y a producir lodos.
- k) **Miscibilidad.-** La miscibilidad constituye una ayuda para el retorno del aceite del evaporador al compresor cuando se trata de aplicaciones recíprocos minimizando con ello este tipo de problemas. El R-12 y el R-500 son altamente miscibles, el R-12 y el R-502 lo son en menor grado y el R-717 no es miscible con el aceite.
- l) **Aspectos de seguridad.-** Los refrigerantes se agrupan según su toxicidad e inflamabilidad. Los hidrocarburos halogenados, como R-12, R-22, R-502 y R-13 fueron clasificados por la ASA, estándar B9.1 como grupo 1.

El grupo 1 es el que incluye menos peligros asociados con la inflamabilidad y la explosividad, y posee toxicidad mínima. El peligro aumenta al incrementarse el número del grupo. El R-717, cloruro de metilo, y el dióxido de azufre son refrigerantes del grupo 2 y son tóxicos o inflamables, o bien, ambas cosas. Los refrigerantes del grupo 3 son muy inflamables y explosivos, e incluye el propano, el propileno, el etileno, el etano, el metano, el butano y el isobutano.

### 1.5.3. COMPORTAMIENTO.

Los factores de rendimiento como el efecto de refrigeración, desplazamiento teórico y coeficiente de rendimiento (CDR) se pueden calcular con las ecuaciones que se verán en el capítulo siguiente. En la siguiente tabla se pueden observar algunos datos calculados.

El flujo volumétrico (PCM/tonelada) y el CDR son medidas especialmente importantes del rendimiento. El PCM/tonelada es una indicación del tamaño del compresor (desplazamiento) y el CDR es una medida del consumo de energía.

Se puede notar por ejemplo, que los flujo volumétricos correspondientes a los refrigerantes R-22 y R-502 son considerablemente menores que los del R-12. Esto constituye una importante ventaja del R-22 y el R-502 sobre el R-12; el tamaño del compresor para la misma capacidad es significativamente menor. En cuanto a eficiencia energética, los valores que se pueden observar nos indica que no hay ventajas significativas de un refrigerante a otro, ya que los valores son muy parecidos.

#### **1.5.4. SEGURIDAD.**

Con respecto a la seguridad en el manejo de los refrigerantes, se considera la inflamabilidad y la explosividad, ya que esto se refiere al grado al que una sustancia puede quemarse con una flama, y por consiguiente, si constituye un riesgo de incendio o no. Los halocarburos no son inflamables ni explosivos. El amoníaco es inflamable a ciertas concentraciones.

El código de seguridad para la refrigeración mecánica (*Safety Code for Mechanical Refrigeration*) del *American National Standards Institute* (ANSI) clasifica los refrigerantes en tres grupos en lo que se refiere a la seguridad en su manejo. Esta clasificación abarca tanto la toxicidad como la inflamabilidad.

Los refrigerantes del grupo 1, en el cuál se incluyen los halocarburos, no se les considera tóxicos ni inflamables, y pueden utilizarse para sistemas de aire acondicionado en edificios habitados. Sin embargo, se requieren algunas normas de ventilación y otras características en los locales donde se instalan los equipos.

Los refrigerantes del grupo 2, que incluyen al amoníaco, no pueden ser utilizados en sistemas de aire acondicionado, y el equipo se debe instalar fuera del edificio o en locales especialmente acondicionados.

Los refrigerantes del grupo 3, que incluye el propano son los más peligrosos, y sólo se permiten para usos industriales, con restricciones muy severas.

Es preciso considerar otros posibles efectos que pueden tener los refrigerantes en la salud. Algunos refrigerantes pueden causar sequedad o irritación de la piel. Algunos otros cuyos puntos de ebullición son inferiores a 0 °C (32 °F) a la presión atmosférica, pueden congelarse al contacto con la piel y causar quemaduras y más aún algunos que no son tóxicos, pero por excesiva inhalación pueden causar trastornos cardiacos o del sistema nervioso central.

#### **1.5.5. TOXICIDAD.**

La toxicidad es un término relativo el cuál tiene significado sólo cuando se especifica el grado de concentración y el tiempo de exposición requeridos para producir efectos nocivos. Algunos refrigerantes pueden causar sofocación cuando se tienen en concentraciones suficientemente altas que evitan tener el oxígeno necesario para sustentar la vida.

La National Fire Underwriters ha efectuado pruebas de toxicidad con los refrigerantes más comúnmente empleados. Como resultado de ello los diferentes refrigerantes están clasificados en seis grupos de acuerdo a su grado de toxicidad y los grupos están dispuestos en orden descendiente (ver tabla A.20).

Los referentes al grupo 1 son altamente tóxicos y son capaces de causar la muerte o daños muy serios en concentraciones relativamente pequeñas y/o en periodos muy cortos de exposición. Por otra parte, aquellos que están dentro del grupo 6 son muy poco tóxicos, solo son capaces de causar efectos nocivos en concentraciones muy grandes debido a deficiencias de oxígeno mas que a efectos nocivos del fluido, solo que para todos los fines prácticos se considera que los fluidos del grupo 6 no son tóxicos.

Es importante mencionar, aunque no sean tóxicos cuando se mezclan con el aire en su estado normal, están sujetos a descomposición cuando por contacto con una flama o con un elemento eléctrico de calentamiento, por lo cuál son altamente tóxicos y son capaces de causar efectos nocivos en pequeñas concentraciones y en corta exposición. Aplica para todos los refrigerantes fluorocarburos.

#### **1.5.6. CARACTERÍSTICAS OPERACIONALES Y DE MANTENIMIENTO.**

Algunas características de los refrigerantes afectan la operación o mantenimiento del sistema.

- a) **Estabilidad Química.-** Un refrigerante debe ser químicamente estable (que no se descomponga) dentro de la gama de temperaturas a que se ve expuesto en el sistema. La descomposición puede dar como resultado la producción de contaminantes, tales como ácidos, sedimentos e incondensables.
- b) **Inactividad Química.-** Un refrigerante no debe reaccionar químicamente con ninguno de los materiales con los que pueda tener contacto en el sistema. Un ejemplo de esto es el amoníaco, que al contacto con el cobre reacciona y lo disuelve, otros que reaccionan son los hidrocarburos, que disuelven al hule, por lo que se deben utilizar otros materiales apropiados para las juntas y empaques. Se debe tener en cuenta con que materiales reaccionan los refrigerantes para saber que materiales se van a utilizar dentro del sistema de refrigeración.
- c) **Efecto en los Lubricantes.-** Un refrigerante no debe reducir la calidad lubricante del aceite utilizado en el sistema, ni física ni químicamente. La miscibilidad entre el refrigerante y el aceite es conveniente hasta el grado en que el aceite sea llevado a las partes fijas, pero no tanto que haga inefectiva la lubricación.
- d) **Tendencia a las fugas.-** Es conveniente que la tendencia a las fugas en el sistema sea mínima, desde el punto de vista del costo y de seguridad.
- e) **Facilidad para detectar las fugas.-** Es conveniente que las fugas del refrigerante se puedan detectar fácilmente, de manera que la pérdida del mismo sea mínima.

### 1.5.7. ECONOMÍA

Desde el punto de vista de operación económica, es deseable que el refrigerante posea ciertas propiedades termofísicas de cuyo resultado se tengan los requerimientos mínimos de potencia por capacidad de refrigeración, o sea, un alto coeficiente de rendimiento. Las propiedades más importantes del refrigerante que influyen en la capacidad y eficiencia son:

- 1.- El calor latente de vaporización.
- 2.- El volumen específico del vapor.
- 3.- La relación de compresión.
- 4.- El calor específico del refrigerante en sus fases líquido y vapor.

Cuando se tiene un valor alto del calor latente y un volumen específico bajo en la condición de vapor, se requerirá mayor capacidad y eficiencia del compresor, logrando disminuir el consumo de potencia, y el desplazamiento necesario en el compresor, lo cual permite el uso de equipo pequeño y más compacto.

Con relaciones de compresión bajas se tendrá un consumo menor de potencia y alta eficiencia volumétrica.

Con un coeficiente de transferencia de calor alto, puede mejorarse el intercambio térmico, sobre todo en el caso de enfriamiento de líquidos y en esa forma reducir el tamaño y el costo del equipo de transferencia.

Es deseable que la relación presión-temperatura del refrigerante sea tal que la presión en el evaporador siempre esté por arriba de la atmosférica. También es recomendable tener una presión de condensación razonablemente baja que permita usar materiales de peso ligero en la construcción del equipo para condensación, reduciéndose de esta manera el tamaño y costo del equipo.

La potencia requerida por unidad de capacidad refrigerante es aproximadamente igual para todos los refrigerantes de uso común, por lo que la eficiencia y los costos de operación generalmente no son factores decisivos en la selección del refrigerante.

Son más importantes aquellas propiedades que tienden a reducir el tamaño, el peso y por lo tanto la inversión inicial del equipo. Es importante tener operación automática y con mantenimiento mínimo. Por otra parte el costo y la disponibilidad comercial del refrigerante durante la selección también resulta conveniente.

## **1.6. CRITERIOS DE SELECCION DE LOS SISTEMAS DE REFRIGERACION**

### **1.6.1. ECONÓMICOS**

El aspecto económico es importante por la necesidad de evaluar para cada sistema los costos de operación y mantenimiento, así como los requerimientos de inversión y determinación de parámetros indicadores de rentabilidad como Valor presente Neto (VPN), Relación Beneficio - Costo, Retorno de Inversión, etc. Los costos de operación incluyen: la adquisición de tecnología, sistemas (ventas, registro de productos, facturación y cobranza, administración de inventarios), capacitación, personal; los costos de mantenimiento considera el que se le debe realizar para operar en buenas condiciones a las instalaciones en general de equipo y maquinaria.

### **1.6.2. TÉCNICOS**

Los aspectos técnicos requieren ser evaluados realizando un análisis conceptual de ventajas o desventajas, o bien, realizando una ponderación de los mismos para obtener el sistema mas adecuado: seguridad, complejidad operativa, menor impacto ambiental, proceso sencillo, consumo de menor energía y potencia, de mayor rendimiento y eficiencia, aprovechamiento de infraestructura existente, etc.

El aspecto económico y el técnico se evalúan en conjunto para seleccionar la opción más conveniente.

#### **1.6.2.1.SEGURIDAD**

La seguridad del sistema de refrigeración es muy importante, ya que habrá personal laborando cerca del equipo, donde además se maneja un gas refrigerante, que puede ser flamable o tóxico, en el caso de que se llegara a presentar alguna fuga, por lo que se deben tener todos los sistemas de seguridad para el buen manejo del equipo y protección del personal y la planta.

Con respecto al gas refrigerante, se debe seleccionar el más adecuado para la aplicación en específico, tomando en cuenta el nivel de seguridad de dicho refrigerante.

#### **1.6.2.2.OPERATIVIDAD**

La operación de todos los equipos involucrados debe de ser lo mas sencillo posible, evitar en lo posible sistemas complejos.

#### **1.6.2.3.MANTENIMIENTO**

El equipo involucrado en el sistema de refrigeración, mientras menos componentes móviles tenga, menor serán los requerimientos de mantenimiento; en caso de que se requiera, dichos componentes deberán ser de fácil adquisición y reemplazo, para así evitar contratiempos en el proceso.

#### **1.6.2.4.IMPACTO AMBIENTAL**

Todos los componentes de que conste el sistema de refrigeración no deben deteriorar el medio ambiente, por ejemplo los refrigerantes fluorocarbonados están prohibidos debido a que destruyen la capa de ozono atmosférica. Se deberá cumplir con las normas de protección ambiental internacionales y nacionales.

#### **1.6.2.5.CONSUMO DE ENERGÍA Y POTENCIA**

Los consumos tanto de energía y potencia deberán de ser mínimos, debido a que son costos durante la vida del equipo.

#### **1.6.2.6.RENDIMIENTO**

El rendimiento del sistema de refrigeración deberá ser alto para abatir costos.

## CAPITULO II

# “BASES TERMODINAMICAS APLICADAS A LA REFRIGERACION”.



## 2.1. FUNDAMENTOS TERMODINAMICOS

La termodinámica es una base esencial donde se pueden explicar muy bien todas las fases o procesos que involucran a un sistema de refrigeración, independientemente del uso que se le dé, ya que las bases siempre serán las mismas.

A continuación se explicará en que parte de la termodinámica se basan los ciclos de refrigeración y sus componentes.

### 2.1.1. LEYES BÁSICAS

La Ley de Boyle (Mariotte) dice que el producto PV [(presión) (volumen)] permanece constante al mantener constante la temperatura.

$$P_1V_1=P_2V_2$$

ec. 2.1

$$T = \text{cte.}$$

donde:

$P_1$  y  $P_2$  = presión en la condición inicial y final respectivamente.

$V_1$  y  $V_2$  = volumen a la presión indicada

La Ley de Charles habla de: a) Que el volumen de un gas varía directamente proporcional a la temperatura absoluta manteniendo ahora constante la presión y b) La presión de un gas varía directamente a la temperatura absoluta a volumen constante.

$$a) \frac{V_1}{V_2} = \frac{T_1}{T_2}$$

ec. 2.2

$$P = \text{cte.}$$

$$b) \frac{P_1}{P_2} = \frac{T_1}{T_2}$$

ec. 2.3

$$V = \text{cte.}$$

De aquí se deduce la ecuación para un mismo gas en un proceso dado (condiciones de entrada y salida).

$$\frac{P_1V_1}{T_1} = \frac{P_2V_2}{T_2}$$

ec. 2.4

(ec. de estado de un gas ideal).

Donde:

$P = \text{presión (atm)}$

$T = \text{temperatura (}^\circ\text{K)}$

$V = \text{volumen del gas de entrada (m}^3\text{)}$

El subíndice 1 indica condiciones iniciales y el 2 indica condiciones finales. P y T deberán estar dadas en unidades absolutas.

Para manejar los gases ideales la fórmula general quedará expresada de la siguiente forma:

$$PV = nRT \quad \text{ec. 2.5}$$

Donde:

$n = \text{masa/peso molecular (m/PM)} = \text{moles.}$

$R = \text{constante universal de los gases, y sus unidades son:}$

R	UNIDADES
831431	Joules / °K mol
2	Calorías /°K mol
.08205	atm l/°K mol
1.986	BTU/°R mol

Considerando que únicamente se pueden obtener datos de dos de las tres variables (P, V, T), las relaciones que se obtienen son las siguientes:

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{n-1}{n}} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right) \quad \text{ec. 2.6}$$

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{1}{n}} = \left(\frac{V_1}{V_2}\right) \quad \text{ec. 2.7}$$

$$\left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{n-1} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right) \quad \text{ec. 2.8}$$

el valor de "n" depende del tipo de proceso que se esté llevando a cabo. (n = exponente politrópico).

PROCESO POLITRÓPICO	$n = n$
PROCESO ISOENTRÓPICO	$n = k$
PROCESO ISOBÁRICO	$n = 0$
PROCESO ISOTÉRMICO	$n = 1$
PROCESO ISOMÉTRICO	$n = \infty$

donde  $k$  es la relación entre las capacidades caloríficas a presión y temperaturas constantes, así

$$k = \left( \frac{C_p}{C_v} \right) = \left( \frac{C_v + R}{C_v} \right) \quad \text{ec. 2.9}$$

y

$$\left( \frac{n-1}{n} \right) = \left( \frac{k-1}{k} \left( \frac{1}{\eta} \right) \right) \quad \text{ec. 2.10}$$

$\eta$  = eficiencia politrópica

Para el manejo de gases reales la ecuación de estado de un gas ideal se ve modificada de la siguiente manera:

$$PV = nRTZ \quad \text{ec. 2.11}$$

El valor  $z$  es llamado factor de compresibilidad y es la corrección para pasar de un estado ideal a uno real (estado ideal  $z=1$ ). El factor de compresibilidad no es constante, sino una función de la temperatura, presión y estructura molecular.

El principio de Estados correspondientes, considera que dos fluidos están en estados correspondientes cuando tienen 2 coordenadas reducidas en común (por ejem.  $P_r$  y  $T_r$ ). Matemáticamente se expresa como:

$$Z = f(P_r, T_r)$$

Este principio supone que el comportamiento termodinámico de todos los fluidos es el mismo en función de las coordenadas reducidas. Una coordenada reducida es el valor real de la coordenada dividido entre su valor en el punto crítico.

El principio de Estados Correspondientes conduce a la manera más sencilla de obtener Z por medio de las gráficas de compresibilidad generalizada, como la que se muestra a continuación.

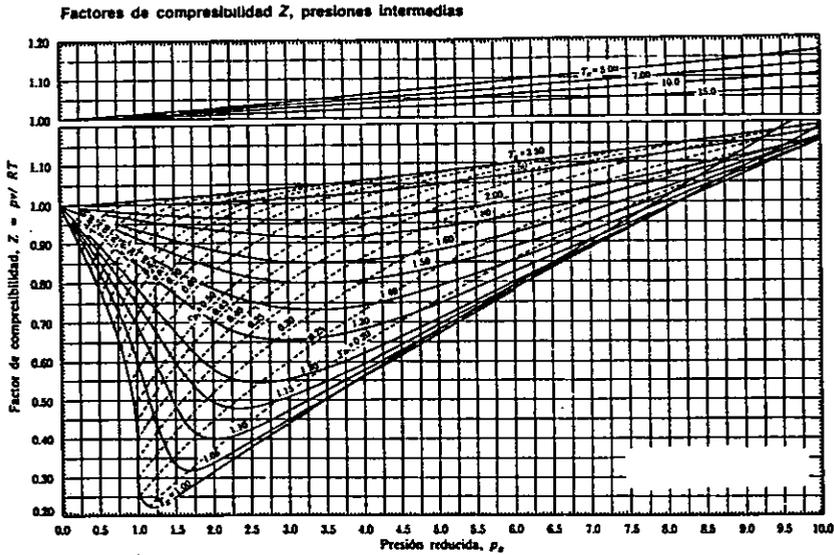


Diagrama. 2.1

Para describir el comportamiento de un gas real se han desarrollado diversas ecuaciones de estado. Una ecuación de estado es una expresión analítica que relaciona las variables P, V y T, siendo la más simple de estas la de un gas ideal. Por medio de una ecuación de estado se pueden conocer todas las propiedades termodinámicas de un fluido como son: entalpía, entropía, fugacidad, presión de vapor, etc. Cada ecuación de estado tiene su rango de aplicación dentro del cual nos da resultados aceptables, no existe ninguna que no sufra desviaciones considerables dentro de toda la gama de condiciones.

Una de las primeras ecuaciones de estado para gases reales es la ecuación de Van Der Waals (1837), que se escribe así:

$$P = \frac{RT}{N - b} - \frac{a}{v^2} \quad \text{ec. 2.12}$$

donde

v es el volumen molar

$$v = \frac{V}{n_T} \quad \text{ec. 2.13}$$

$n_T$  = número de moles totales.

$a$  y  $b$  son constantes definidos por la presión y temperatura críticas.

Otra ecuación de estado más recientemente desarrollada es la de Starling, dicha ecuación está dada en función de la temperatura y de la densidad molar,  $\rho$ .

$$P = \rho RT + \left( B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} - \frac{D_0}{T^3} - \frac{E_0}{T^4} \right) \rho^2 + \left( bRT - a - \frac{d}{T} \right) \rho^3 + \alpha \left( a + \frac{d}{T} \right) \rho^6 + \frac{c\rho^3}{T^2} (1 + \gamma\rho^2) \exp(-\gamma\rho^2) \quad \text{ec.2.14}$$

Esta ecuación es capaz de predecir propiedades a temperaturas reducidas desde 0.3 y densidades reducidas hasta de 3.0. Por lo que puede ser usada para hidrocarburos ligeros en la región de líquidos criogénicos. Esta ecuación debido a su complejidad debe ser resuelta por computadora, además que su resolución debe ser hecha por prueba y error debido a la dependencia exponencial de la densidad molar. Las constantes de la ecuación están dadas para cada compuesto en particular.

## 2.2. FORMULACION TERMODINAMICA

### 2.2.1. TERMODINAMICA DE LOS CICLOS

Un ciclo es una serie de procesos en los cuales un sistema arranca en determinado estado y es regresado exactamente al mismo estado.

En un circuito de ciclo cerrado se emplea el mismo fluido de trabajo circulando continuamente dentro del sistema.

En un circuito de ciclo abierto, constantemente se proporciona fluido de trabajo nuevo. Un circuito abierto puede obtenerse cuando los estados termodinámicos de entrada y salida no son iguales y el fluido de trabajo es tomado de un gran depósito y descargado en él. De esta forma, la condición de entrada permanece constante, mientras que los cambios sobre la parte del ciclo ocurren fuera del sistema.

Consideraciones de la primera ley de la termodinámica.

Si un sistema que experimenta cambios cíclicos es un sistema cerrado, con  $U_2 - U_1 = 0$ , la primera ley resulta:

$$Q_{ent} \text{ neto} = W'_{sal} \text{ neto}$$

ec. 2.15

Esta ecuación establece que como la energía interna del sistema permanece sin cambios como resultado de los procesos

Consideraciones de la segunda ley de la termodinámica.

El ciclo debe satisfacer también la segunda ley de la termodinámica.

$$(S_2 - S_1)_{univ} = (S_2 - S_1)_{sistema} + (S_2 - S_1)_{atrod} \geq 0 \text{ ec. 2.16}$$

o, para un sistema abierto de flujo estacionario

$$(S_2 - S_1)_{univ} = m_{sal} s_{sal} - m_{ent} s_{ent} + (S_2 - S_1)_{atrod} \geq 0 \text{ ec. 2.17}$$

Finalmente, la segunda ley impone una limitación sobre el desempeño de un dispositivo cíclico: la eficiencia de una máquina térmica no puede ser mayor que la de una máquina de Carnot operando entre las mismas temperaturas máxima y mínima; el coeficiente de desempeño de una bomba de calor o de un sistema de refrigeración no puede ser mayor que el de una bomba de calor o un sistema de refrigeración de Carnot operando entre las mismas temperaturas (máxima y mínima).

### 2.2.1.1. CICLO RANKINE

Para obtener una máxima eficiencia, primero se analizara el ciclo de Carnot. El ciclo de Carnot se muestra en el diagrama T-s en la fig. 2.2 para un ciclo de vapor. Los procesos 1-2 involucran el cambio de fase de líquido a vapor (ebullición); 3-4 el cambio de fase de vapor a líquido (condensación). El proceso de 1-4 involucra un aumento isoentrópico de presión, un proceso de bombeo en el cuál una bomba debe manipular una mezcla de líquido-vapor.

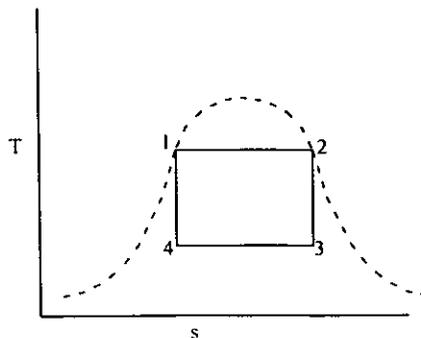


Diagrama. 2.2 Ciclo de Carnot

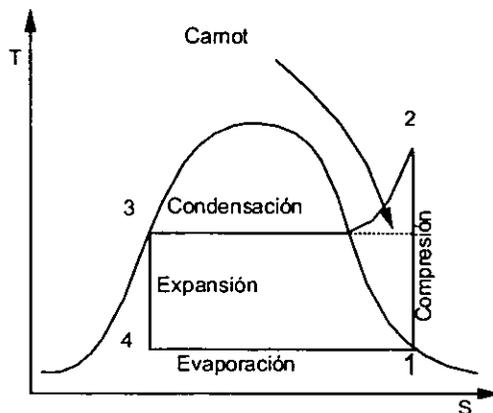
Una versión práctica del ciclo de potencia de vapor es el Ciclo Rankine, que se usa en la gran mayoría de las plantas de potencia que generan electricidad. Los componentes básicos consisten de un calentador, una turbina, un condensador y una bomba. El agua en su estado líquido y vapor se utiliza como fluido de trabajo. La entrada de energía al ciclo es suministrada por la combustión de un fluido fósil o por el calor de un reactor nuclear. Los productos calientes de la combustión pasan alrededor de los tubos del calentador, elevando la temperatura del agua fluyendo dentro de los tubos al punto de ebullición. El agua deja el calentador como vapor y penetra a la turbina de vapor, donde se expande y realiza trabajo sobre la turbina. Esta al girar impulsa un generador eléctrico. El vapor de la turbina pasa, a través del exterior de los tubos del condensador. Después la presión del líquido, formada en el condensador, es elevada otra vez hasta la presión del calentador por una bomba, y el ciclo se completa. En el condensador se utiliza agua de enfriamiento. Todos los procesos en este ciclo se suponen ideales y reversibles, con una bomba y una turbina isoentrópicas. Todos los procesos son de flujo estacionario, de modo que los procesos del calentador y del condensador se toman como procesos a presión constante.

Una forma de aumentar la eficiencia del ciclo Rankine es aumentar la temperatura promedio a la que se añade calor externo al fluido de trabajo. Este aumento de temperatura puede lograrse con el uso de calentadores de alimentación de agua. En el calentador de alimentación de agua, parte del vapor caliente extraído de una etapa intermedia de la turbina es obligado a intercambiar calor con el fluido más frío antes de entrar al calentador.

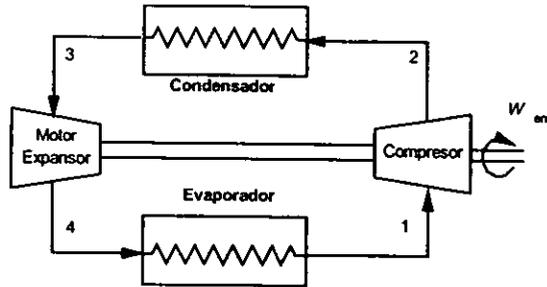
#### 2.2.1.1.1.Ciclo de Rankine Invertido

El ciclo de Rankine invertido se compone de:

- 1.- Un evaporador, en el cuál el fluido de trabajo cambia de vapor húmedo a seco (o sobrecalentado) a presión constante por la adición del calor de los alrededores a baja temperatura.
- 2.- Un compresor, el cuál por entrada de trabajo eleva la temperatura y la presión del fluido de trabajo.
- 3.- Un condensador, el cuál por expulsión de calor a los alrededores a alta temperatura, cambia el vapor a su fase líquida a presión constante.
- 4.- Una máquina expansora la cuál reduce la presión y la temperatura del fluido de trabajo a aquellos de su condición inicial.



Dib. 2.3. Diagrama Termodinámico invertido de Rankine para refrigeración



Dib. 2.4. Equipo utilizado en el ciclo de Rankine

El ciclo invertido de Rankine se usa también como un ciclo básico de bomba de calor.

### 2.2.1.2. CICLO DE BRAYTON

También se le llama ciclo de *Joule*, donde el fluido de trabajo está en fase gaseosa, se usa mucho en plantas de potencia estacionarias, máquinas Jet, y sistemas especiales de aire acondicionado. El ciclo ideal de Brayton consiste de dos procesos isoentrópicos y dos procesos a presión constante, mostrado por 1'-2'-3'-4' del Diagrama No. 2.5.

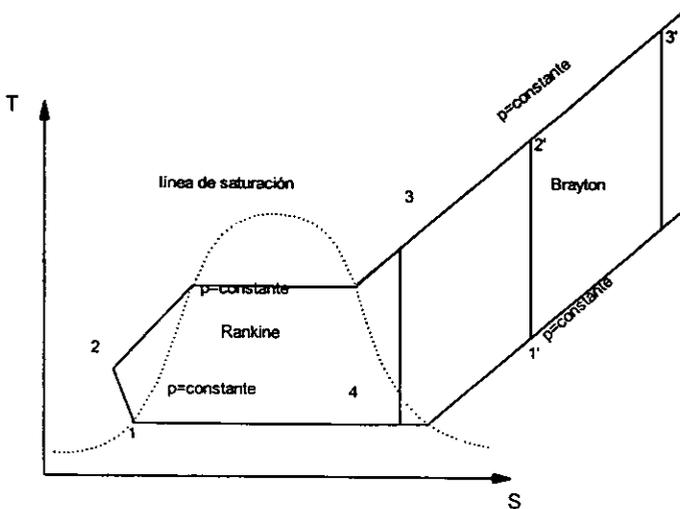


Diagrama. 2.5. T-S de los ciclos Rankine y Brayton ideales.

Un arreglo típico de un sistema generador de potencia de Brayton se compone de:

- 1.- Un compresor, en el cuál el flujo de aire de entrada es elevado en presión.
- 2.- Una cámara de combustión, en la cuál se añade combustible al flujo de aire y la mezcla resultante de combustible-aire se quema, aumentando la temperatura del ciclo.
- 3.- Una turbina, en la que los gases de la cámara de combustión a temperatura alta y presión alta se expanden produciendo el trabajo. Algo de este trabajo se emplea para impulsar el compresor, y el restante es trabajo de salida útil.

La eficiencia del ciclo ideal de Brayton es dependiente sólo de la razón de compresión del compresor.

#### 2.2.1.2.1.Ciclo de Brayton invertido

El ciclo de Brayton se puede operar a la inversa para que produzca enfriamiento. Aunque puede ser menos eficiente que las unidades de enfriamiento del ciclo de Rankine inverso, el ciclo de Brayton inverso ofrece la ventaja del menor peso de la unidad, por lo que es de interés en las aplicaciones donde el peso de la unidad de enfriamiento debe ser mantenido a un mínimo, tal como el enfriamiento en la cabina de las aeronaves.

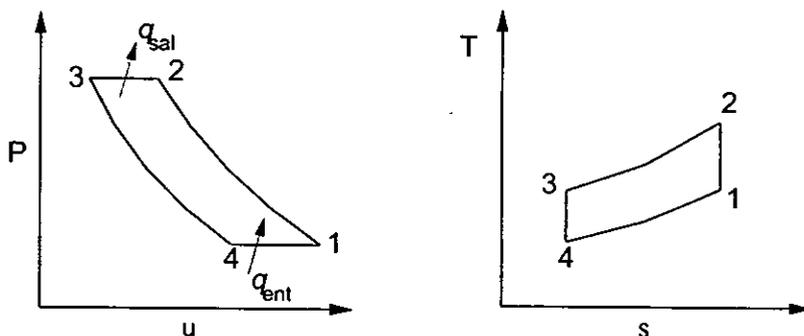


Diagrama 2.6

En el dibujo 2.7, se muestra el esquema de un sistema típico de refrigeración utilizando el ciclo (de gas) invertido de Brayton. Los componentes del sistema son como sigue:

- 1.- Un compresor, el cuál eleva la presión del fluido de trabajo de su valor más bajo a su valor más alto,
- 2.- Un intercambiador de calor para expulsión de energía, en el cuál la temperatura alta del fluido de trabajo se reduce.
- 3.- Una máquina expansora, en la que la presión y la temperatura del fluido de trabajo se reducen (la salida de trabajo requerida por el compresor).

- 4.- Un intercambiador de calor de entrada de energía, el cuál eleva la temperatura del fluido de trabajo a presión constante.

Los cuatro procesos en el ciclo invertido ideal de Brayton se muestran en el Diagrama 2.6.

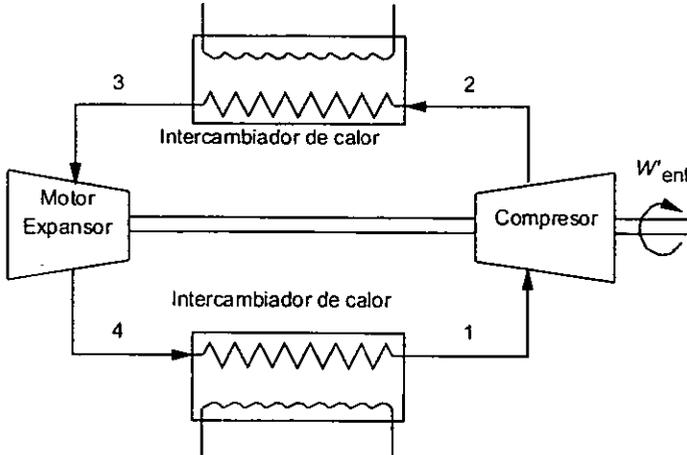


Diagrama 2.7

### 2.2.2. CICLOS

Existen varios métodos de refrigeración, los cuáles utilizan uno o varios ciclos que incluyen:

- a) Expansión
- b) Evaporación
- c) Compresión
- d) Condensación

A continuación se dará una breve descripción de cada uno de estos ciclos.

#### 2.2.2.1. EXPANSIÓN

En este proceso se expande el líquido producido en el condensador a la presión del evaporador (Chiller), siendo éste un proceso isoentálpico. Durante este proceso se evapora la cantidad del líquido necesario para absorber el calor de la corriente de proceso.

Si se considera una libra de líquido en el punto 1 (con entalpía  $H_1$ ) y se expande hasta el punto 2, tendremos una porción del líquido con una entalpía  $H_a$  y un vapor con una entalpía  $H_b$  o podemos decir que tenemos una mezcla cuya entalpía es  $H_1$  o  $H_2$ .

$$XH_a + (1 - X)H_b = H_2 \quad \text{o} \quad H_1 \quad \text{ec. 2.18}$$

$$XH_a + H_b - XH_b = H_2 \quad \text{ec. 2.19}$$

$$X(H_a - H_b) = H_2 - H_b \quad \text{ec. 2.20}$$

$$X = \frac{H_2 - H_b}{H_a - H_b} \quad \text{ec. 2.21}$$

$(X)(100) = \% \text{ del líquido.}$

Ec. 2.22

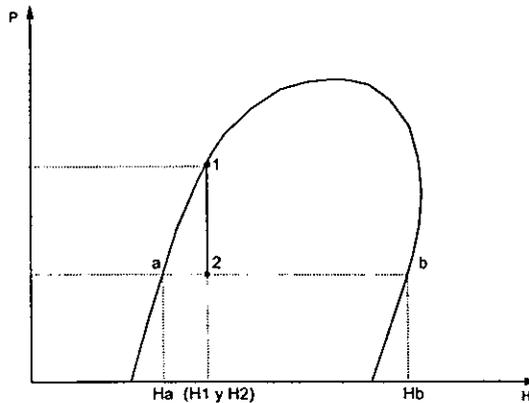


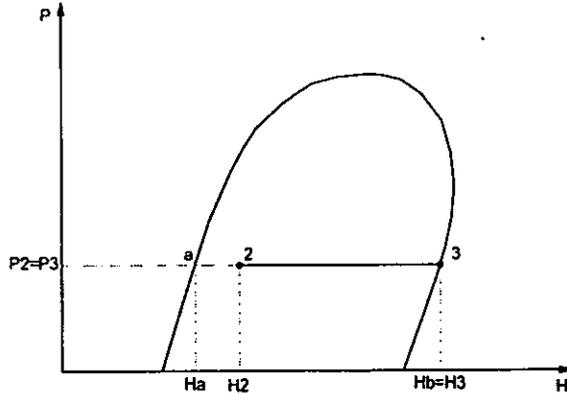
Diagrama 2.8

### 2.2.2.2. EVAPORACIÓN

La evaporación del refrigerante en el enfriador o en el evaporador (Chiller), es la parte del ciclo en la cuál se absorbe calor. Como este calor absorbido es calor latente la temperatura no cambia, el calor transferido al refrigerante de la corriente de proceso resulta en el cambio de fase, de líquido a vapor. El calor sensible por otro lado es el calor absorbido que provoca una disminución en la temperatura del fluido de proceso.

El efecto de refrigeración del fluido está definido como la cantidad de calor que puede ser absorbida por libra de refrigerante.

$$E. R. = H_b - 2 = x (H_b - H_a) \quad \text{ec. 2.23}$$



Dib. 2.9

La cantidad de refrigeración se refiere a la cantidad total de calor absorbido en el enfriador, y esto se expresa generalmente en toneladas de refrigeración o simplemente en toneladas.

La definición de una TONELADA DE REFRIGERACIÓN, es la cantidad de calor absorbida por una tonelada de hielo (2000 lb), a 32 °F al fundirse una tonelada de agua a 32 °F en un período de tiempo de 24 hrs.

Considerando que el calor latente de fusión del hielo es 144 BTU/lb, una tonelada de refrigeración por lo tanto, es equivalente a la absorción de:

$$Q = (W)(\lambda) = 1 \frac{\text{Ton}}{\text{Dia}} \left( 2000 \frac{\text{lb}}{\text{Ton}} \right) 144 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 288,000 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \quad \text{ec. 2.24}$$

### 2.2.2.3. COMPRESIÓN

El proceso de compresión es uno de los procesos más importantes de la refrigeración desde el punto de vista de eficiencia, el otro obviamente es el proceso de evaporación.

Las relaciones que se usan para cuantificar la operación relativa de un ciclo dado, son dos:

- 1.- Coeficiente de operación (COP)
- 2.- Potencia al freno/tonelada (BMP/TON)

El coeficiente de operación es por definición el cociente del efecto de refrigeración entre el trabajo desarrollado por el compresor expresado en BTU.

El proceso AB referido al diagrama No. 2.10, será como se ve un proceso isotérmico y representa el proceso de evaporación, por otro lado el proceso BC representa un proceso politrópico que es el de la compresión del gas que se evaporó.

En este caso el coeficiente de operación, expresado en función de entalpía será:

$$COP = \frac{(H_B - H_A)}{(H_C - H_D) - (H_B - H_A)} \quad \text{ec. 2.25}$$

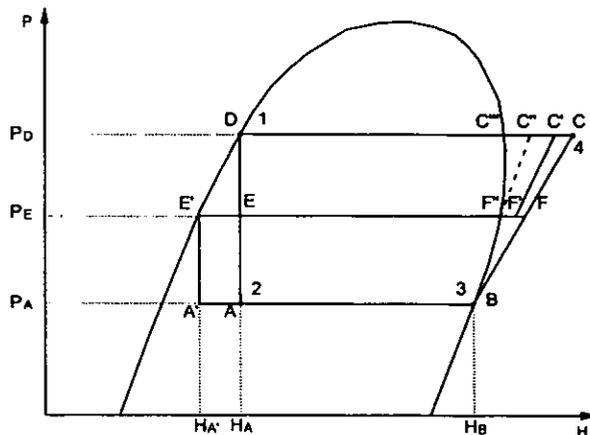


Diagrama. 2.10

Tanto el coeficiente de operación como la potencia al freno, variarán con cambios en la temporada del evaporador.

#### 2.2.2.4. CONDENSACIÓN

La condensación ocurre con la eliminación tanto del calor de compresión como el efecto de refrigeración.

La presión de condensación está determinada por la temperatura de condensación, la cuál queda establecida por el medio de enfriamiento (temperatura del agua de enfriamiento).

La selección de la presión de descarga del compresor queda determinada por el medio de enfriamiento. Si un compresor no puede alcanzar la presión de condensación, ésta no se llevará a cabo por lo que el compresor entrará en surge, y se requerirá parar el sistema de refrigeración.

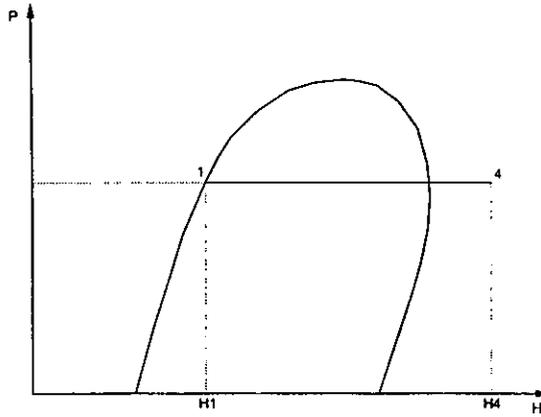


Diagrama. 2.11

### 2.2.3. DIAGRAMAS TERMODINÁMICOS

En los diagramas termodinámicos, se pueden observar las etapas de que consta el sistema de refrigeración, muestran las propiedades del refrigerante como es: T, P, H, S y  $\nabla$  donde se pueden leer los valores de dichas propiedades fácilmente.

#### 2.2.3.1. DIAGRAMAS SIMPLES DE UNA ETAPA

El diagrama más común es el de P-H, pero también se pueden representar en diagramas P-V y T-S donde se ven las etapas de: expansión, evaporación, compresión y condensación como se muestra a continuación.

#### Diagrama Presión - Volumen.

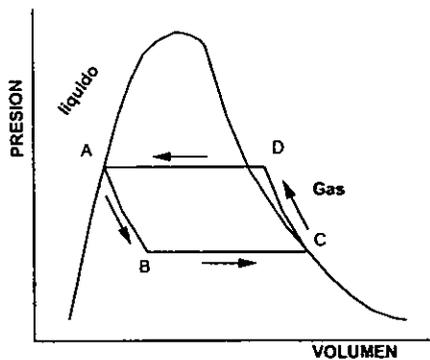


Diagrama. 2.12

**Diagrama Temperatura - Entropía**

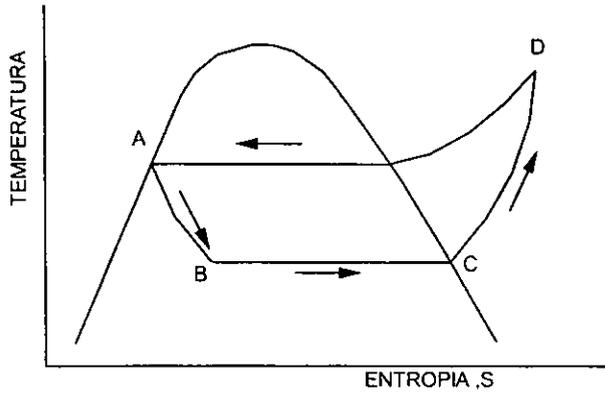


Diagrama. 2.13

**Diagrama Presión - Entalpia**

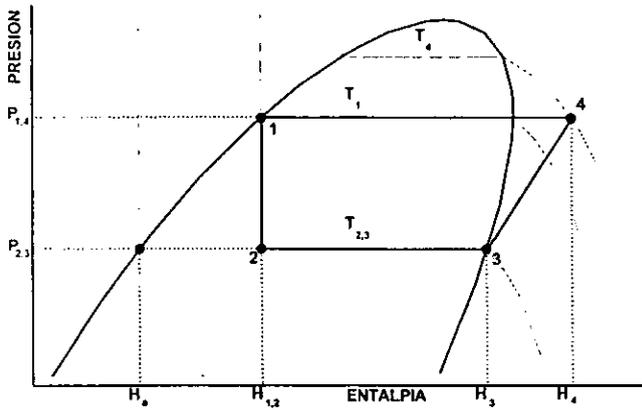


Diagrama. 2.14

**2.2.3.2. DIAGRAMAS DE DOS ETAPAS**

Si el sistema de refrigeración constara de dos etapas, también se puede mostrar en un diagrama P-H como el que se ve a continuación, en sus dos diferentes tipos que son con economizador y saturador.

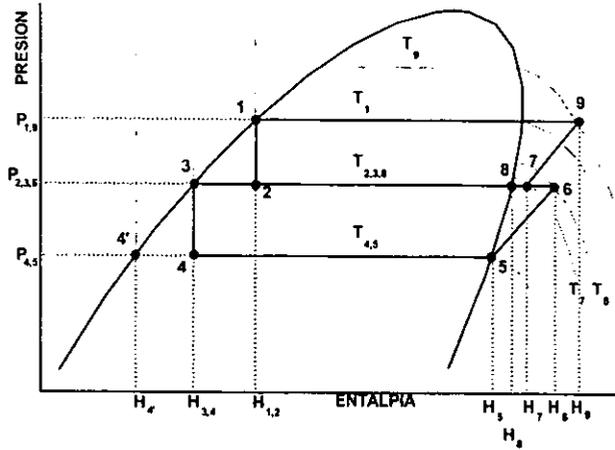


Diagrama. 2.15

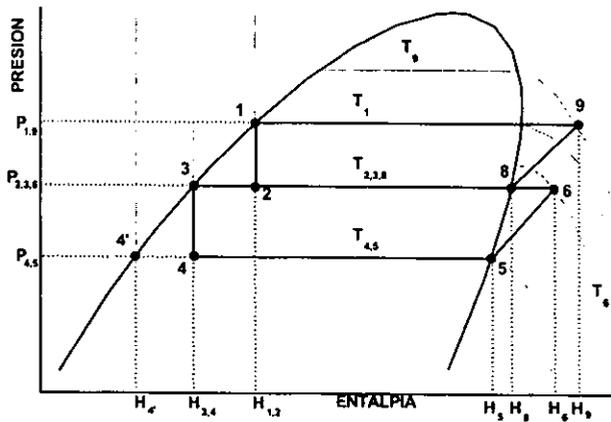


Diagrama. 2.16

2.2.3.3. DIAGRAMAS CON TRES ETAPAS

En caso de que sean tres etapas, su representación quedaría como sigue.

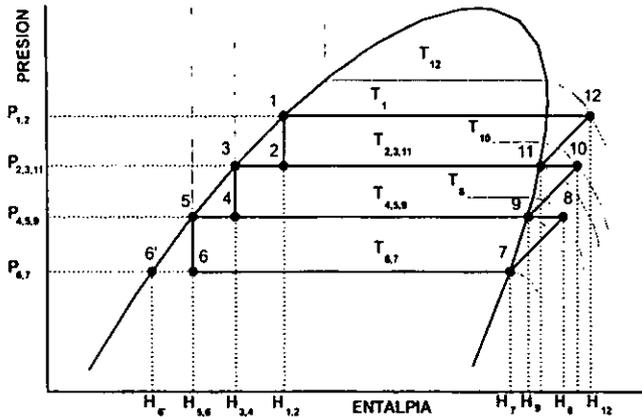


Diagrama. 2.17

2.2.4. DIAGRAMAS PSICROMÉTRICOS

Los diagramas psicrométricos proporcionan la representación gráfica de varias propiedades importantes del aire húmedo. Sus aspectos más importantes se muestran en la Diagrama 2.18. Los diagramas de pueden elaborar a diferentes presiones, dependiendo de las características que se estén trabajando.

En el diagrama se puede observar que en las abscisas está la temperatura de bulbo seco y en las ordenadas la humedad específica. En los diagramas que consideran el Sistema Internacional (SI) de unidades, la temperatura se da en °C y  $\omega$  en kg o en g de vapor de agua por kg de aire seco.

La ecuación 2.26 muestra que para una presión determinada de la mezcla existe una correspondencia directa entre la presión parcial del vapor de agua y la humedad específica. En consecuencia, la presión del vapor también puede aparecer en ordenadas, como se ve en el Diagrama 2.18.

$$\omega = 0.622 \frac{P_v}{P - P_v} \quad \text{ec. 2.26}$$

Las curvas de humedad relativa constante también se dibujan en los diagramas psicrométricos. Esto se debe a que el punto de rocío es el estado en el que la mezcla se satura al enfriarla a presión de vapor constante, la temperatura de rocío de un estado determinado del aire húmedo se puede determinar trazando una línea de  $\omega$  constante ( $p_v$  constante) hasta la línea de saturación. Las temperaturas de rocío y de bulbo seco coinciden para estados sobre la curva de saturación.

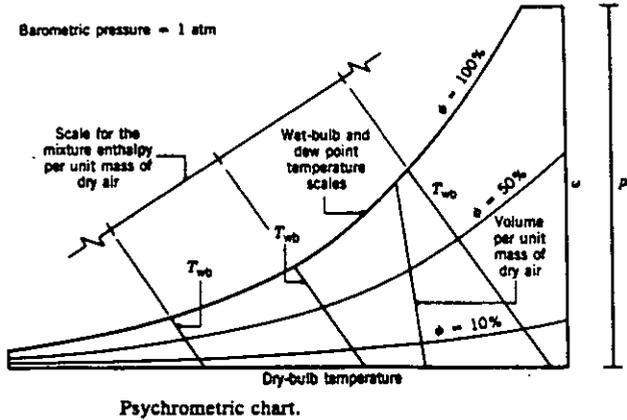


Diagrama 2.18

Los diagramas psicométricos también dan los valores de la entalpía de la mezcla por unidad de masa del aire seco en la mezcla:  $h_a + \omega h_w$ . En la fig.2.18 la entalpía de la mezcla tiene unidades de kJ por kg. de aire seco. Los valores numéricos proporcionados por dicha gráfica utilizan los siguientes estados y valores de referencia: la entalpía del aire seco  $h_a$  se determina respecto del valor cero a 0 °C. Por tanto se utiliza la siguiente ecuación para calcular la entalpía del aire seco utilizada en el diagrama psicométrico:

$$h_a = \int_{273.15^{\circ}K}^T c_{pa} dT = c_{pa} T (^{\circ}C) \quad \text{ec. 2.27}$$

donde  $c_{pa}$  es un valor constante del calor específico del aire seco y  $T(^{\circ}C)$  designa la temperatura en °C.

Otro parámetro importante en los diagramas psicométricos es la temperatura de bulbo húmedo. Las líneas de temperatura de bulbo húmedo constante van desde del lado superior izquierdo al inferior derecho del diagrama. La relación entre la temperatura de bulbo húmedo y otras magnitudes del diagrama la proporciona la ecuación siguiente:

$$\omega = \frac{h_a(T_{sa}) - h_a(T) + \omega' [h_g(T_{sa}) - h_f(T_{sa})]}{h_g(T) - h_f(T_{sa})} \quad \text{ec. 2.28}$$

Donde:

$h_a$  = Entalpía del aire seco

$T_{sa}$  = Temperatura de saturación adiabática

$h_f$  = Entalpía del agua líquida saturada

$\omega$  = Humedad específica

$h_g$  = Entalpía del vapor de agua saturado

$T$  = Temperatura

$\omega$  = Humedad específica

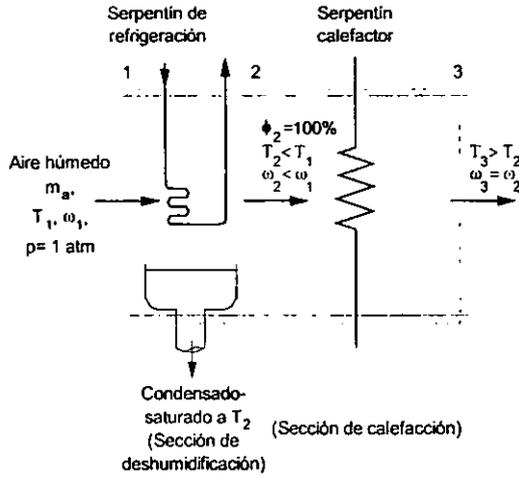
Las líneas de temperatura de bulbo húmedo constante coinciden aproximadamente con las de entalpía constante de la mezcla por unidad de masa de aire seco. Esto se puede establecer estudiando el balance de energía del saturador adiabático. Puesto que la contribución energética del agua de reposición que entra al saturador es habitualmente mucho menor que la del aire húmedo, la entalpía del aire saliente es casi igual a la del aire entrante. Por tanto, todos los estados con la misma temperatura de bulbo húmedo (temperatura de saturación adiabática) tienen aproximadamente la misma entalpía por unidad de masa de aire seco.

Los diagramas psicrométricos también incluyen las líneas del volumen por unidad de masa de aire seco,  $V/m_a$ , en unidades de  $m^3/kg$ . Estas líneas de volumen específico se pueden interpretar como las que dan el volumen del aire seco o del vapor de agua, por unidad de masa de aire seco, al considerarse que cada componente de la mezcla ocupa todo el volumen.

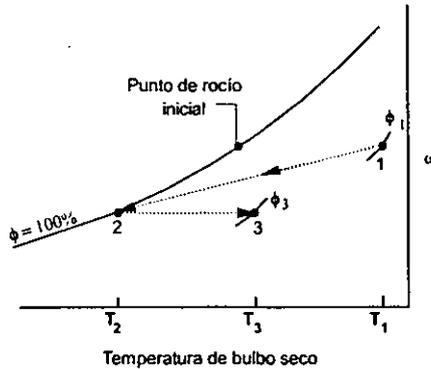
#### 2.2.4.1. PROCESOS PSICROMÉTRICOS

##### 2.2.4.1.1. Deshumidificación

Ocurre cuando una corriente de aire húmedo se enfría a presión de la mezcla constante hasta una temperatura inferior a la de rocío, parte del vapor de agua presente al principio se condensa. El diagrama 2.19 muestra el esquema de un deshumidificador que utiliza este principio. El aire húmedo entra en el estado 1 y circula a través de un serpentín de refrigeración por el que circula un refrigerante o agua fría. Parte del vapor de agua inicialmente presente en el aire húmedo se condensa, y el aire húmedo sale del deshumidificador saturado en el estado 2.



a)

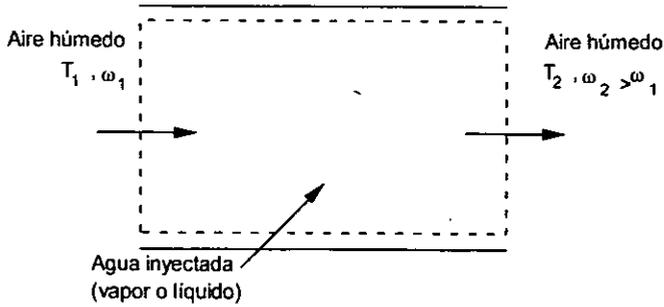


b)

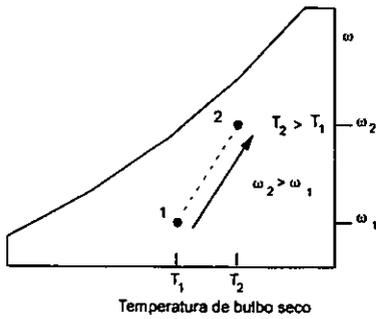
Diagrama. 2.19

2.2.4.1.2. Humidificación

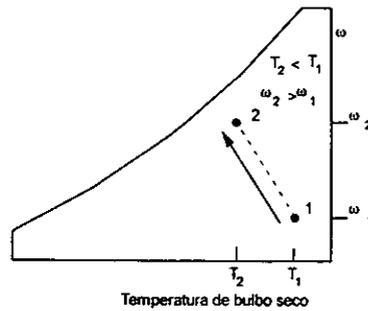
A menudo es necesario aumentar el contenido en humedad del aire que circula por los espacios habitados. Una manera de hacerlo es inyectando vapor. Otra es atomizar el agua líquida en el aire (ver diagrama. 2.20 a). La temperatura del aire que sale del humidificador depende del estado del agua añadida. Si se añade vapor a una temperatura relativamente alta, tanto la humedad específica como la temperatura aumentarán (ver diagrama. 2.20 b). Si se inyecta agua líquida, el aire húmedo puede salir del humidificador con una temperatura más baja que la de la entrada (diagrama. 2.20 c)



(a)



(b)

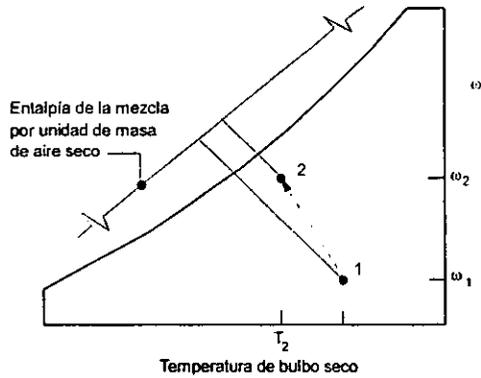


(c)

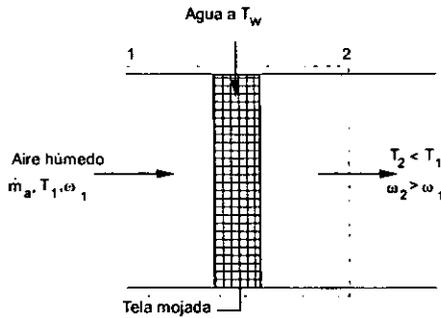
Diagrama 2.20.- Humidificación, (a) volumen de control, (b) vapor inyectado, (c) líquido inyectado.

### 2.2.4.1.3. Enfriamiento evaporativo.

El enfriamiento en climas cálidos relativamente secos, se puede conseguir mediante el enfriamiento evaporativo. Esto implica, o bien pulverizar agua líquida en el aire o bien forzarlo a circular a través de un tejido que se mantiene constantemente mojado con agua, como se muestra en la fig.2.21, debido a la baja humedad del aire que entra en el estado 1, parte del agua inyectada se evapora. La energía para la evaporación la suministra la corriente de aire, que reduce su temperatura y sale en el estado 2 con una temperatura inferior a la de su entrada. Como el aire entrante es relativamente seco, la humedad adicional que transporta la corriente de aire que sale suele ser beneficiosa.



(a)



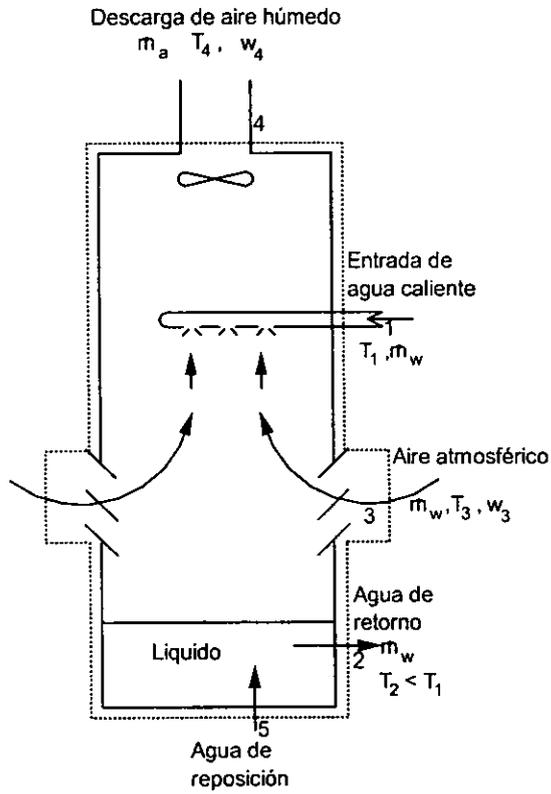
(b)

Diagrama 2.21

#### 2.2.4.1.4. Torres de enfriamiento

Es un equipo esencial en los circuitos de agua de enfriamiento. Las centrales termoeléctricas descargan una gran cantidad de energía a sus alrededores. Para estos casos las plantas emplean frecuentemente agua de algún río o lago cercano, pero en los lugares donde no se puede obtener agua de refrigeración en cantidades suficientes o donde existen limitaciones ambientales para la temperatura a la que se puede devolver el agua al entorno, existe la alternativa de las torres de refrigeración. Estas se emplean también para suministrar agua fría en otro tipo de plantas.

Las torres de refrigeración pueden ser de tiro natural o forzado. Sus flujos pueden ser a contracorriente, cruzados o una combinación de ambos. En el esquema 2.22 se puede observar una torre de refrigeración a contracorriente.



Esquema 2.22. Torre de Refrigeración.

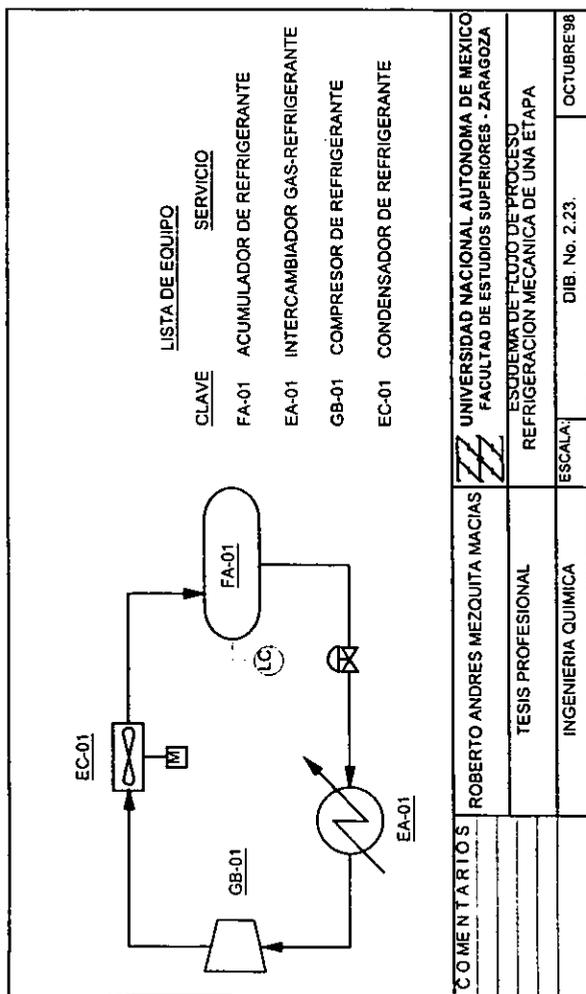
2.2.5. DIAGRAMAS DE FLUJO.

Los diagramas de flujo, muestran los equipos involucrados en los sistemas de refrigeración, desde los simples hasta los compuestos.

2.2.5.1. DIAGRAMAS DE REFRIGERACION POR COMPRESION DE VAPOR

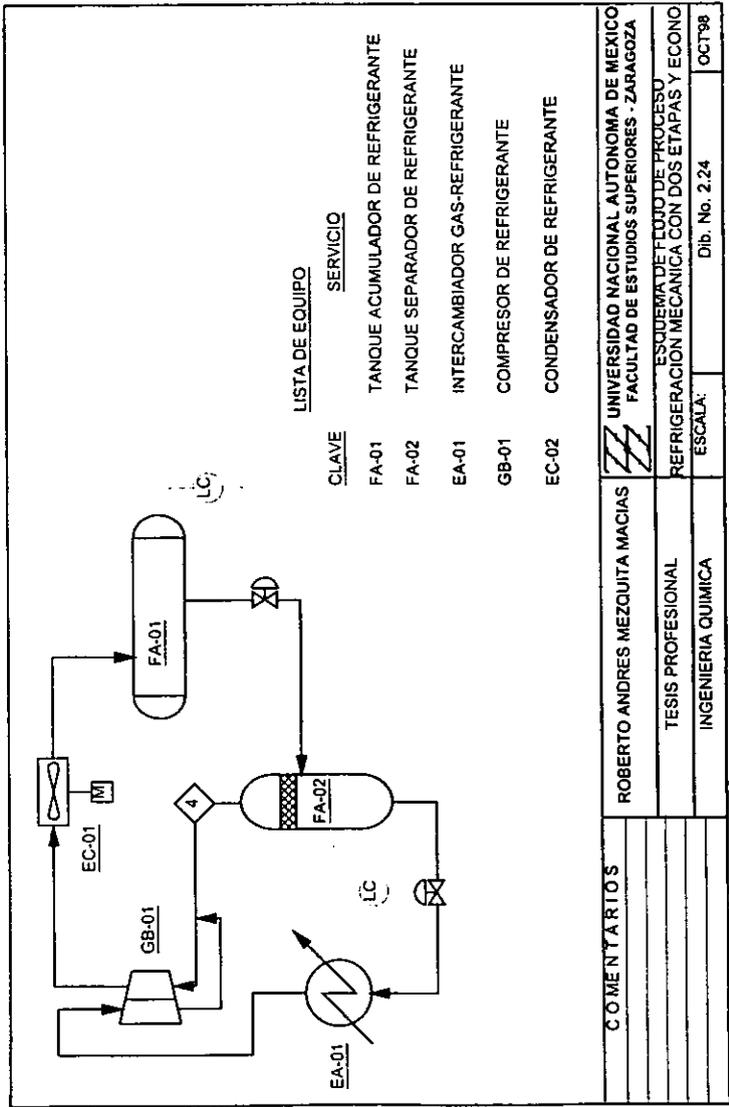
2.2.5.1.1. Diagrama de Flujo de una etapa

El equipo involucrado es: una válvula de expansión, un evaporador (chiller), un compresor, un condensador y un tanque acumulador de refrigerante. El siguiente dibujo muestra el equipo.



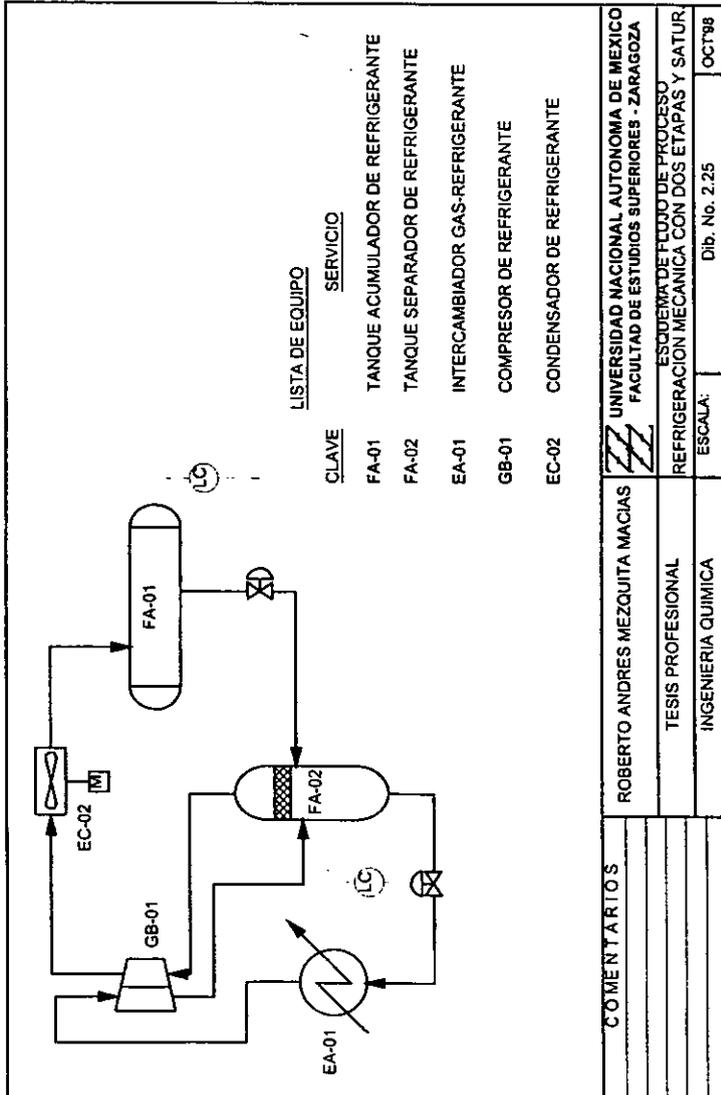
2.2.5.1.2. Diagrama de Flujo con dos etapas y economizador

El equipo es el mismo que en el diagrama de una sola etapa, mas un tanque separador de liq.-vap. y otra válvula de expansión, a continuación se muestra el esquema.



2.2.5.1.3. Diagrama de Flujo con dos etapas y saturador

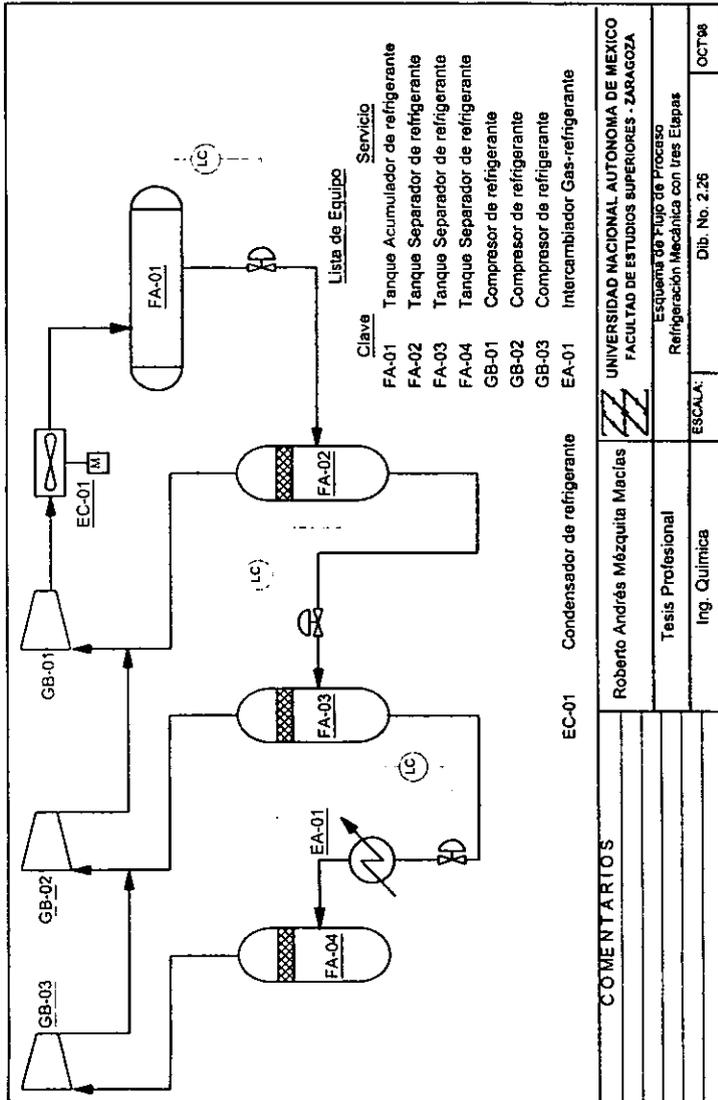
Se puede observar que el equipo es el mismo que en el diagrama anterior, la diferencia está en la salida de la primera etapa de compresión, que se une con la salida del tanque separador liq.-vap.



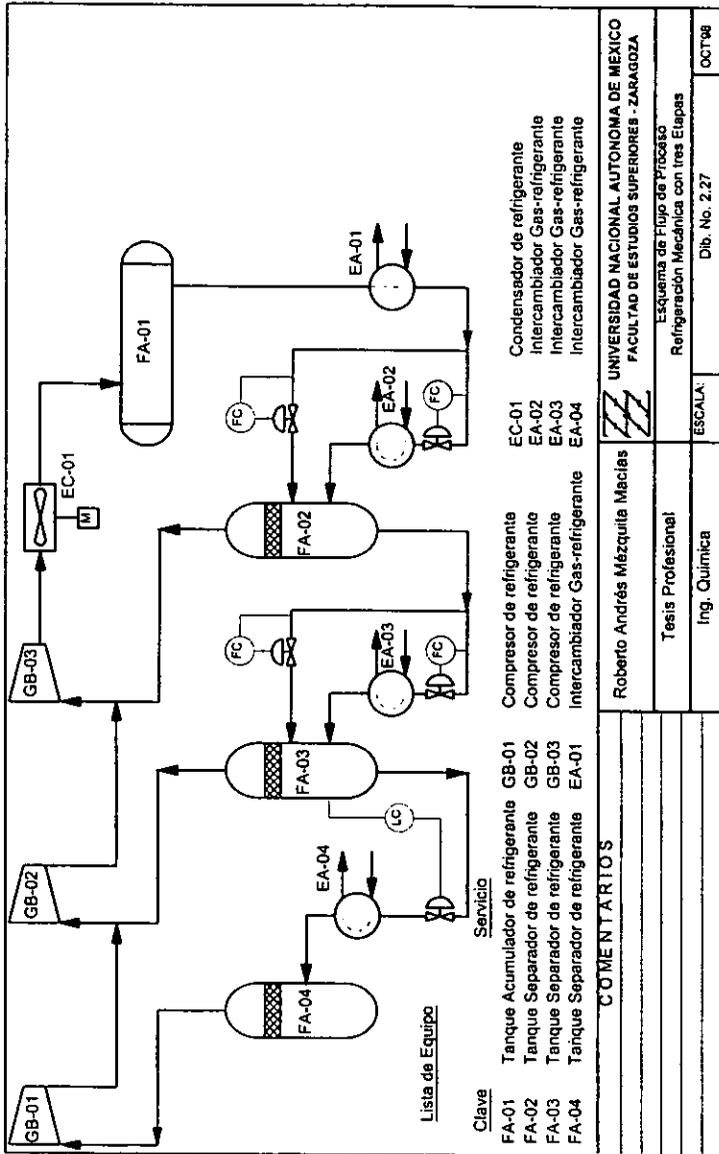
 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA	
ESCUELA DE FLUIDO DE PROCESO REFRIGERACION MECANICA CON DOS ETAPAS Y SATUR.	
COMENTARIOS ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS TESIS PROFESIONAL INGENIERIA QUIMICA	ESCALA: Dib. No. 2.25 OCT/98

2.2.5.1.4. Diagrama de Flujo con tres etapas

Los diagramas de tres etapas tienen variantes en su diseño y el más óptimo será aquel en donde el estudio técnico - económico lo indique.



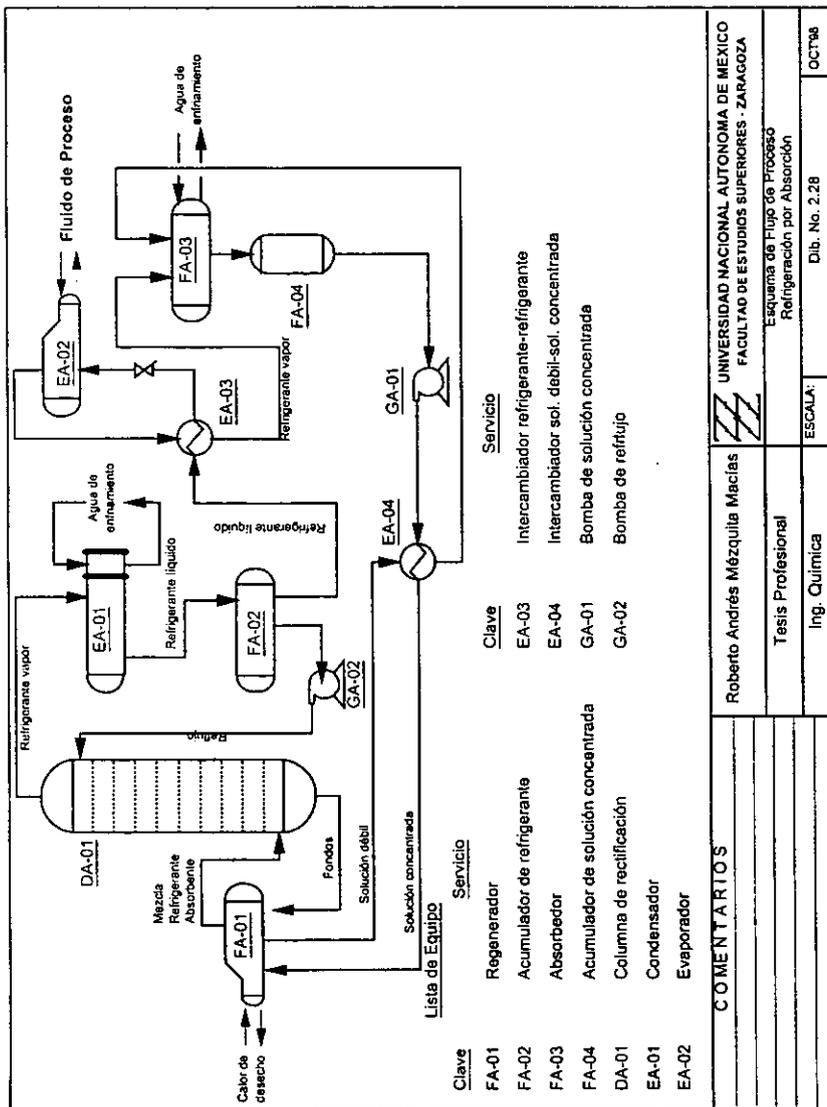
<b>COMENTARIOS</b>		UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA	
Roberto Andrés Mézquita Macías		Esquema de Flujo de Proceso	
Tesis Profesional		Refrigeración Mecánica con Tres Etapas	
Ing. Química		ESCALA:	Dib. No. 2.26
			OCT'96



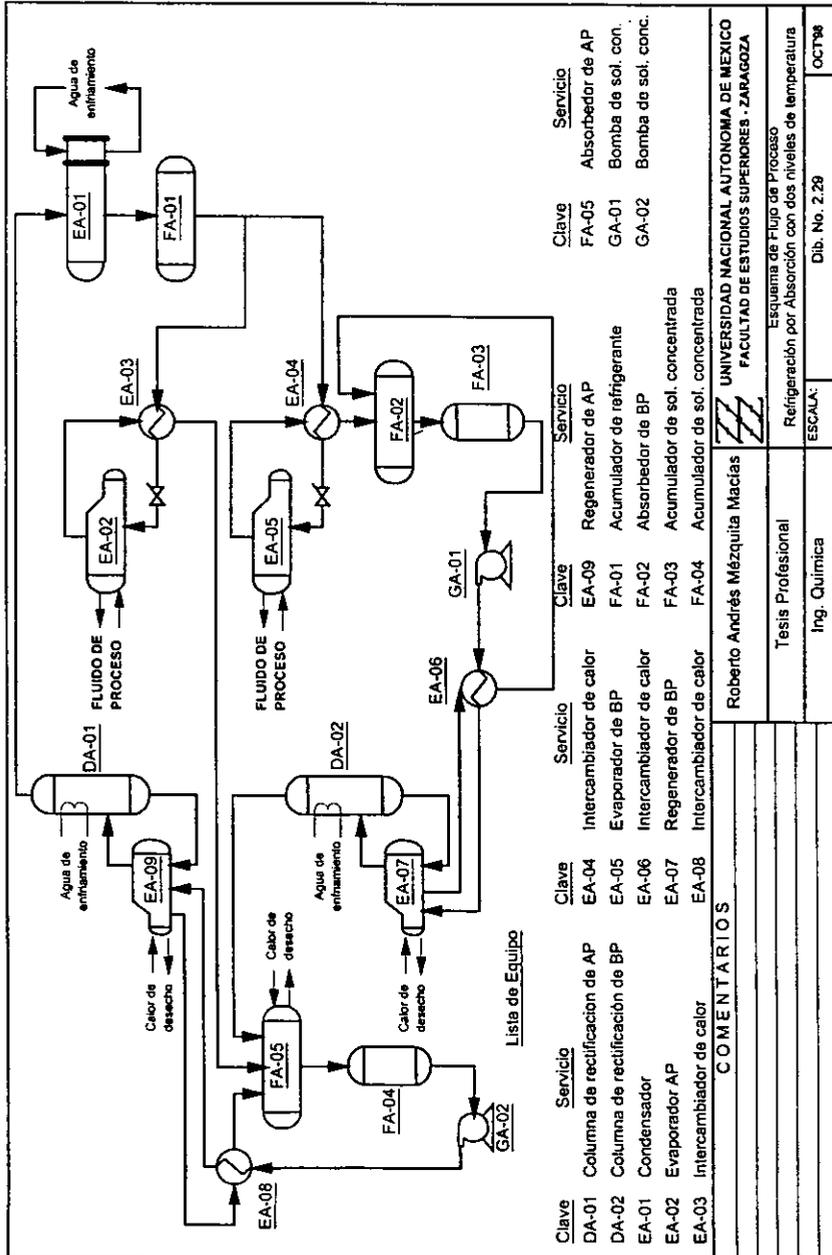
<b>COMENTARIOS</b>	
Roberto Andrés Mézquita Macías	
Tesis Profesional	
Ing. Química	
ESCALA:	Dib. No. 2.27
Esquema de Flujo de Proceso Refrigeración Mecánica con tres Etapas	
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA	
OCT/98	

2.2.5.2. DIAGRAMAS DE REFRIGERACION POR ABSORCION

2.2.5.2.1. Diagrama de flujo con un nivel de temperatura



2.2.5.2.2. Diagrama de flujo con dos niveles de temperatura



## CAPITULO III

“COMPARACION DE LOS  
SISTEMAS DE REFRIGERACION  
PARA SU APLICACIÓN EN LA  
BATERIA CENTRAL DE  
SEPARACION JUJO”.



### 3.1. BATERIA CENTRAL DE SEPARACION "JUJO"

Las Baterías de Separación son plantas de tratamiento primario de hidrocarburos en la industria petrolera, donde se separa la mezcla gas-aceite, el crudo se deshidrata y estabiliza para su envío a las refinerías y al gas separado se comprime y se envía a complejos petroquímicos.

#### 3.1.1. UBICACIÓN

La Bateria Jujo esta localizada en el paralelo de Latitud Norte 17° 51' 53" y de Longitud Oeste 93° 30' 03" del meridiano de Greenwich, ubicada en el municipio de Huimanguillo, Tab., a 65.5 Km. de la Ciudad de Villahermosa, Tab., se llega mediante las carreteras pavimentadas Cárdenas - Huimanguillo y Francisco Rueda - poblado de Ocuapan.

#### 3.1.2. PRODUCCIÓN

La capacidad de manejo de hidrocarburos en la planta deberá cumplir con el siguiente escenario hasta el año 2007, que considera la producción de los campos Jujo y Tecminoacán.

<u>AÑO</u>	<u>ACEITE (MBPD)</u>	<u>GAS (MMPCD)</u>
1998	105.99	132.9
1999	115.11	144.0
2000	113.30	141.8
2001	107.00	134.0
2002	112.42	140.7
2003	124.97	155.8
2004	126.28	160.0
2005	118.48	147.9
2006	109.55	137.0
2007	104.09	130.0

#### 3.1.3. IMPORTANCIA DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

Debido a las condiciones que prevalecen en la Bateria de Separación y principalmente a las características de los fluidos manejados, se condensan hidrocarburos pesados de las corrientes gaseosas que transportan el gas (Gasoductos) a los Complejos Petroquímicos. Debido a esto es necesario hacer limpiezas en dichos ductos para remover los condensados (gasolina ligera) que se forman mediante corridas de diablos que consisten en transportar junto con el gas émbolos mecánicos (diablos) que se desplazan a través del ducto. El diablo se coloca en un lanzador de diablos por un extremo del gasoducto y es captado y liberado en un receptor de diablos por el otro extremo y la gasolina se desplaza hasta llegar a un tanque acumulador. Esta gasolina se acumula a lo largo de los diferentes gasoductos en las zonas bajas llamados columpios (cambios verticales en la dirección de la tubería debido a accidentes del terreno) obstruyendo las líneas.

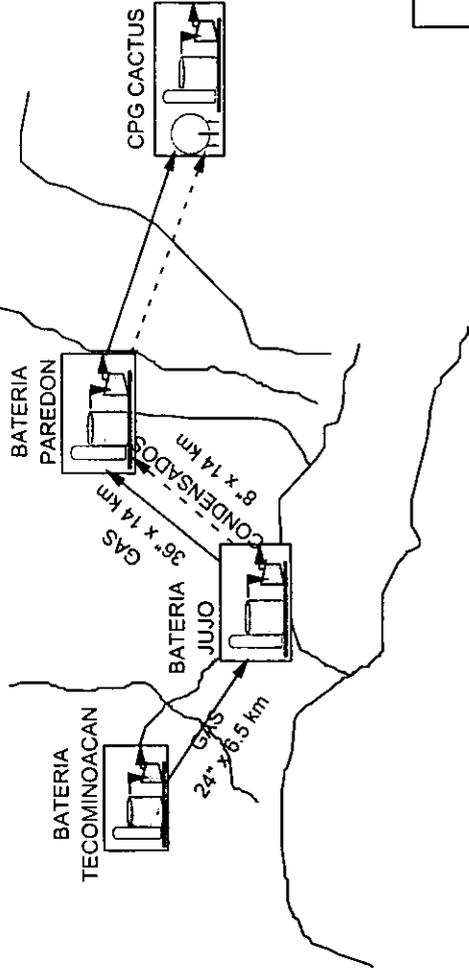
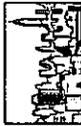
GOLFO DE MEXICO

ATASTA

DOS BOCAS

CARDENAS

VILLAHERMOSA,  
TABASCO



LOCALIZACION GENERAL  
DE LAS INSTALACIONES

Los líquidos formados provocan altas caídas de presión y provocan patrones de flujo indeseables a lo largo de los ductos además de corrosión a la tubería, por tal motivo se implementa un sistema de refrigeración para condensar los hidrocarburos y separarlos de la fase gaseosa y así poder enviarlos de forma separada a las plantas.

El gas producido es un de los productos naturales que se encuentra generalmente asociado con el petróleo crudo. El gas denominado seco o residual se compone casi totalmente de metano, con pequeñas cantidades de etano y otros hidrocarburos parafínicos. Cuando el producto natural contiene mayor proporción de hidrocarburos más densos o líquidos se le suele llamar gas húmedo. Estos hidrocarburos suelen separarse para obtener las gasolinas naturales o rectificadas, con excelentes propiedades como agentes de mezclas en la preparación de combustibles de motores.

La Batería Central de Separación Jujo cuenta con diferentes secciones, que son: sección de medición de pozos, sección de separación gas-aceite, sección de deshidratación, sección de compresión. El gas proveniente de la sección de compresión de Jujo y de la estación de compresión de Tecominoacán será sometido a un proceso de refrigeración para eliminar los líquidos que pudieran formarse durante el transporte.

Para determinar el mejor sistema de refrigeración es necesario seleccionarlo en base a un planteamiento, análisis y evaluación de alternativas con la finalidad de que cumpla con los requerimientos de proceso y un buen control del punto de rocío en la corriente de gas de la sección de compresión.

### **3.2. ANALISIS DE ALTERNATIVAS**

#### **3.2.1. ANÁLISIS TÉCNICO - ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS.**

El análisis de alternativas forman parte de los Estudios de Factibilidad Técnico - Económico en la Ingeniería del procesos y pueden requerirse durante el desarrollo de un proyecto, para que el proyecto se lleve a cabo eficiente y oportunamente de acuerdo a un programa de trabajo, es muy conveniente que esta etapa quede cubierta antes de realizar la Ingeniería Básica correspondiente al inicio del proyecto, para así poder establecer las Bases de Diseño o bien modificar las ya existentes.

Actualmente se ha estilado que el cliente genere el documento Bases de Usuario donde indica objetivos, alcances, requerimientos y disponibilidad de recursos e infraestructura para el desarrollo del proyecto, con esta información la firma de Ingeniería genera las Bases de Diseño.

Durante la definición de las Bases de Diseño, es responsabilidad de la Firma de Ingeniería establecer, de acuerdo a los requerimientos del cliente, cuáles aspectos del diseño quedan fijos y cuáles quedan sujetos a un análisis de alternativas. Esto requiere de conocimientos generales de las distintas especialidades de Ingeniería Básica y de Ingeniería de Detalle, de un conocimiento profundo de los procesos aplicables a los objetivos del proyecto y de una revisión de la situación particular de la planta que se va a diseñar y de su interrelación con otras plantas.

En base a esta información, la firma de ingeniería brinda su asesoría al cliente para tomar en conjunto las decisiones más adecuadas para obtener un diseño confiable, funcional y económico.

Dependiendo de la situación particular del proyecto en cuestión, el análisis de alternativas puede ser aplicado a una variedad de posibilidades, algunos ejemplos son:

- a) Selección de la carga a la planta, en caso de que disponga de más de una fuente de materia prima.
- b) Selección del tipo de proceso a utilizar.
- c) Establecimiento del esquema de procesamiento (selección de las operaciones unitarias y de su secuencia de aplicación).
- d) Establecimiento de las condiciones de operación en cada sección del proceso.
- e) Selección del tipo de equipo para un servicio dado.
- f) Definición del número de unidades (en operación normal y de relevo) para algún servicio.
- g) Integración de los requerimientos y disponibilidad de servicios auxiliares.

En cualquier caso en que se presente la necesidad de realizar un análisis de alternativas, el ataque al problema se realizará normalmente cubriendo las siguientes etapas:

- 1.- Planteamiento del problema, en el que es necesario establecer, de la forma más clara y concisa posible, el objetivo de dicho análisis.
- 2.- Establecimiento de los criterios de evaluación de alternativas. En este punto se definen los factores a considerar en la evaluación y su jerarquía relativa. Entre los factores a considerar se encuentran los de costo, seguridad, flexibilidad, operabilidad y posible generación de problemas secundarios.
- 3.- Generación de alternativas de solución. La generación de alternativas no tiene normalmente un carácter sistemático, sino que se basa en la experiencia y creatividad de los participantes en el análisis, aplicándose procedimientos de tipo heurístico y evolutivo. Sin embargo se han desarrollado hasta la fecha algunos procedimientos sistematizado de análisis de alternativas, aplicables a problemas específicos y de alcances limitados.
- 4.- Evaluación de las alternativas generadas. Dado que la evaluación de alternativas es de carácter comparativo, el nivel de precisión de los cálculos involucrados será el necesario para permitir tomar una decisión al respecto.

En este punto es conveniente que, para todos aquellos aspectos en los cuáles la aparición de alternativas es previsible, se disponga de evaluaciones o estudios de tipo general, que permitan tomar la decisión correspondiente sin causar retrasos al proyecto.

Entre estos aspectos tenemos: la selección de distintos esquemas de proceso en función de las características de la carga y de las especificaciones del producto; la selección del tipo de equipo en función de las características del servicio y de los requerimientos de flexibilidad, mantenimiento, espacio y operación; selección de las condiciones de operación básicas en cada sección del proceso; selección de acercamiento en cambiadores de calor; definición del número de equipos y factores de sobrediseño convenientes para distintos tipos de equipo, etc.

La selección de la alternativa más adecuada, se establece en base a los criterios establecidos. En caso de que una modificación en las Bases de Diseño requiera de la realización de un análisis de alternativas durante la ejecución de un proyecto, dicho análisis no debe centrarse exclusivamente en el punto en que se presentó la modificación, dado que la interrelación de los distintos aspectos del proyecto pueden permitir obtener una solución más adecuada con unas alteraciones menores en otra parte de la planta. En esta situación, un factor fundamental en la selección de alternativas es el efecto que la solución considerada tenga en el programa de trabajo del proyecto.

### 3.2.2. SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

Después de la etapa de análisis de alternativas de solución para un problema dado, se procede a seleccionar la alternativa más adecuada, de acuerdo con los criterios preestablecidos y en base a las características particulares del caso.

En general, el criterio de selección consiste en equilibrar lo técnico con lo económico.

En la parte Técnica se asignan calificaciones o factores de peso y se pondera cada uno de los conceptos de las alternativas, tales como: seguridad, flexibilidad de operación, facilidad de operación y mantenimiento, requerimientos de espacio, etc, así como cumplir con las premisas o políticas establecidas por el cliente, por ejemplo: suministro de equipo y materiales de integración nacional, aprovechamiento de infraestructura existente, cumplimiento de normatividad internacional en el aspecto ecológico, desarrollo de estudios de impacto ambiental, etc.

Con referencia a lo económico, se aplican diversos indicadores: costos anuales, retorno sobre la inversión o valor presente neto (VPN), relación Beneficio - Costo, etc.

Entre estos factores es necesario distinguir a aquellos que son limitantes en la selección de alternativas en general, imponiendo restricciones que definen la viabilidad de las mismas y permiten reducir el número de alternativas por analizar. Como posibles factores limitantes podemos mencionar los siguientes:

- a) **Condiciones de proceso.**- Cualquier alternativa que no cumpla con las condiciones estipuladas por el proceso (purezas de productos, recuperaciones, condiciones de operación, etc.) debe ser eliminada de consideraciones en esta etapa.
- b) **Programa del Proyecto.**- Un factor importante a considerar es el efecto que puede tener alguna alternativa en el programa del proyecto, ocasionado retrasos críticos en las fechas clave del mismo debido a la duración de las actividades involucradas (modificaciones en el diseño, tiempo de fabricación y entrega de equipo, etc. )
- c) **Seguridad.**- El incumplimiento de normas básicas de seguridad o la posibilidad de que se produzcan accidentes graves en la operación de una planta pueden invalidar a la alternativa en que se presenten estos problemas.

- d) Espacio.- El espacio disponible para la instalación de la planta puede ser un factor limitante en la selección, eliminando aquellas alternativas con equipo excesivo o demasiado voluminoso.

Una vez considerados los factores limitantes la selección se hará entre las alternativas restantes en base a criterios económicos. Si la diferencia es apreciable, se seleccionará la alternativa de menor costo pero que cumpla técnicamente con los requerimientos. Si la diferencia en costo entre dos o más alternativas no es importante, la elección de alguna de ellas dependerá de factores técnicos secundarios, tales como facilidad de operación y mantenimiento, simplicidad, flexibilidad, etc.

Finalmente la mejor alternativa es aquella que tiene:

- Mayores Utilidades.
- Mayor Ventaja Técnica.
- Menor Costo de Inversión.
- Mayor Valor Presente Neto (VPN) ó Menor Tiempo de Retorno de la Inversión.
- Mayor Beneficio - Costo.

### **3.3. BASES DE EVALUACION**

Las Bases de Evaluación que se consideran para evaluar un proyecto, equipo, paquete, servicio, etc., se dividen en dos: Técnico y Económico.

Se consideraran sólo los puntos más importantes para la evaluación del sistema de refrigeración, que es uno de los objetivos del presente trabajo.

Dentro de la parte Técnica se deberá considerar lo siguiente:

- Mantenimiento
- Operatividad
- Rendimiento
- Eficiencia
- Consumo de energía
- Equipo involucrado, etc.

En la parte Económica se considerará:

- Inversión inicial del equipo.
- Costos de operación
- Costos de mantenimiento
- Relación Beneficio / Costo
- Valor Presente Neto

- Tiempo de recuperación de la inversión
- BPD de condensados obtenidos y ganancia por su venta

### **3.4. PLANTEAMIENTO Y DISCRIMINACIÓN DE ALTERNATIVAS**

Las alternativas que se plantean, de las cuáles se dio una breve explicación en el capítulo 1, son las siguientes:

- Compresión de vapor
- Absorción
- Bombas térmicas
- Vacío

Para la aplicación que se requiere, hay dos sistemas que cumplen, el sistema de compresión de vapor y el de absorción, las bombas térmicas o de calor se usan más en el aire acondicionado por lo que no se considerará en la evaluación. La refrigeración por vacío necesita agua y un sistema de generación de vapor que no se dispone, por lo cuál también quedó fuera del análisis.

El sistema de refrigeración por compresión de vapor utilizará como refrigerante el Propano, ya que entra dentro del rango de aplicación que se requiere, como se puede observar en la tabla 3.1; además de ser muy utilizado en la industria petrolera.

### **3.5. EVALUACIÓN TÉCNICA DE ALTERNATIVAS**

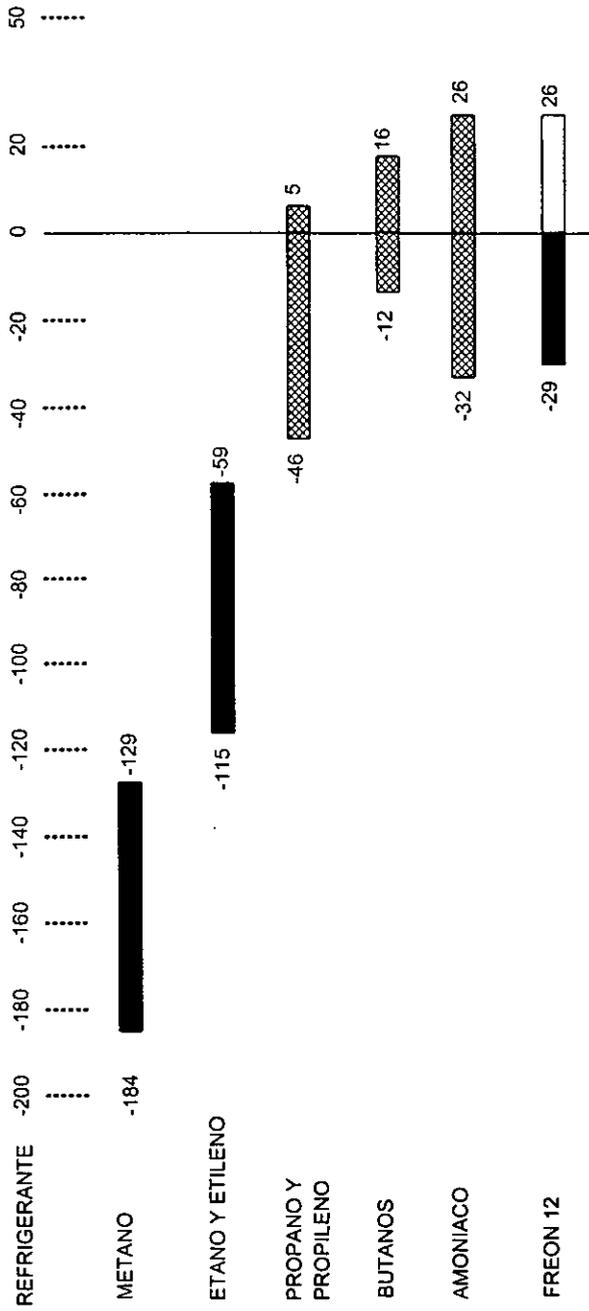
Para la evaluación técnica de alternativas se incluirán los puntos citados con anterioridad en una matriz de análisis conceptual, con base en una valoración ponderada, de la siguiente manera:

- Asignación de un factor peso para cada uno de los parámetros, en función del impacto e importancia que tiene en el total.
- Calificación de cada alternativa con valores numéricos de 1, 2 y 3, siendo 3=Bueno, 2=Regular y 1=Bajo. Basado en el contenido, características y funcionamientos de cada uno de los procesos.
- Puntuación conceptual para cada alternativa que no es mas que el producto del factor de peso por la calificación asignada.
- Finalmente la puntuación total nos indica cuál es la mejor opción.

A manera de reforzar la decisión se conforma una matriz adicional con ventajas y desventajas mostradas en la tabla 3.5.2.

# PRINCIPALES REFRIGERANTES Y NIVELES DE REFRIGERACION

TABLA No. 3.1  
NIVEL DE REFRIGERACION °C



NOTA: Región de trabajo de los Refrigerantes dentro del estudio.

## 3.5.1. MATRIZ DE SELECCIÓN TÉCNICA DE ALTERNATIVAS

## ALTERNATIVAS DE REFRIGERACION

PARÁMETROS	FACTOR PESO	COMPRESIÓN		ABSORCIÓN		VACIO	
		CALIF.	PUNT.	CALIF.	PUNT.	CALIF.	PUNT.
<u>UTILIDAD A LA APLICACIÓN (CONTROL DEL "DEW POINT")</u>	11	3	33	2	22	2	22
<u>IMPACTO AMBIENTAL</u>	10	2	20	2	20	3	30
<u>SEGURIDAD DE SUMINISTRO</u>	10	2	20	2	20	----	0
<u>MANTENIMIENTO</u>	9	1	9	2	18	3	27
<u>OPERATIVIDAD</u>	9	2	18	2	18	2	18
<u>EFICIENCIA</u>	9	3	27	2	18	1	9
<u>RENDIMIENTO</u>	9	3	27	1	9	----	0
<u>CONSUMO DE ENERGÍA</u>	9	3	27	2	18	3	27
<u>REQUERIMIENTO DE ESPACIO</u>	8	3	24	1	8	2	16
<u>EQUIPO INVOLUCRADO</u>	8	3	24	2	16	1	8
<u>APROVECHAMIENTO DE INFRAESTRUCTURA</u>	8	3	24	1	8	1	8
<u>Puntuación Total</u>	100	76.6	253	53.0	175	50.0	165

Calificación: 3= Bueno, 2= Regular, 1 = Bajo

Los factores de peso son asignaciones relativas que impactarán de forma constante a cada una de las alternativas, y su variación solo se afectará por la calificación en función del tipo de proceso. En base a un conocimiento general de los procesos dentro del entorno político, social y económico, se propone la prioridad de los parámetros como se ve en la tabla anterior.

3.5.2. MATRIZ DE VENTAJAS Y DESVENTAJAS

Dentro de esta matriz se explicarán brevemente las ventajas y desventajas que tienen los sistemas para la aplicación que se requiere.

SISTEMAS DE ENFRIAMIENTO		
COMPRESIÓN	ABSORCIÓN	A VACÍO
<ul style="list-style-type: none"> <li>Menor requerimiento de energía.</li> <li>Buen control de la temperatura de rocío.</li> <li>Mayor recuperación de líquido.</li> <li>Mayor control del punto de rocío, por ajuste del sistema de refrigeración.</li> <li>Uso de gas refrigerante peligroso y explosivo.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Buen control de la temperatura de rocío.</li> <li>Buena recuperación de líquidos del gas.</li> <li>Altos requerimientos de energía.</li> <li>Mayor número de operaciones (Absorción y regeneración).</li> <li>Requerimiento de otros servicios auxiliares (vapor, agua)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Menor requerimiento de mantenimiento, debido a que no presenta partes móviles</li> <li>Requiere vapor de baja presión y agua de enfriamiento.</li> <li>No se tiene control en el punto de rocío del gas.</li> </ul>

VENTAJAS

DESVENTAJAS

De los tres sistemas seleccionados para el análisis, se ve que la refrigeración a vacío no presenta muchas ventajas, además de que requiere un generador de vapor, servicio con que no se cuenta en este tipo de instalaciones y cuya implementación no se justifica.

Con la refrigeración a vacío, no se obtiene un buen control de la Temperatura de rocío del gas.

Por lo anterior, se descarta el sistema a vacío y se hará un análisis más detallado al sistema de refrigeración por absorción y compresión, efectuando Balances de materia y Energía y su respectiva evaluación económica.

Cabe mencionar que las calificaciones dadas a los tres sistemas de refrigeración tienen como premisas, como ya se indicó, en la aplicabilidad del control de la Temperatura de rocío del gas y a la máxima recuperación de licuables (C3+), por lo que si se quiere otra aplicación, las calificaciones tendrían una orientación diferente.

### **3.5.3. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE ALTERNATIVAS**

#### **3.5.3.1. CÁLCULOS**

Para realizar los Balances de Materia y Energía se tomará como base una alimentación de 160 MMPCSD de gas de alta presión que corresponde al máximo esperado para su procesamiento y un requerimiento de 900 Ton de refrigeración.

En las tablas 3.5.3.1.1 y 3.5.3.1.2 se muestran los resultados del Balance realizado: flujo de refrigerante y absorbente, cargas térmicas (energía), potencias de compresión y bombeo así como obtención de condensados.

En el aspecto económico, se indican los costos de inversión, operación y mantenimiento.

Los costos de inversión consideran la adquisición del equipo de transferencia de calor y separadores, basado en el método Guthrie (1.28) para el cálculo de costos de equipo.

Los costos de operación incluyen el 10% de la inversión inicial en compresión (7% a servicios y 3% a administrativos) y el 12% en Absorción (8% a servicios y 4% a administrativos) y se basan en costos estándares para industrias nacionales del sector energía.

De la misma forma los costos de mantenimiento incluyen el costo del refrigerante y sueldos de operarios.

3.5.3.1.1.Compresión

REFRIGERANTE:	Flujo (lb/hr)	G.H.P. Compresor (potencia)	Energía Condensador MMBTU/hr	COP actual	Eficiencia relativa	ER BTU/lb	Condensados BPD	Costos de Inv. MMS	Costos de Oper. MMS	Costos de Mant. MMS	Subtotal (Mant. + Oper.)
PROPANO	103,846.15	1369	14,284	3.1	0.49	104	13300	36,892	3,689	0,671	4.36

3.5.3.1.2.Absorción

SISTEMA	Flujo de NH3 (lb/hr)	BHP Bombeo	Calor Regenerador MMBTU/hr	Calor Intercambiador MMBTU/hr	Calor Condensador MMBTU/hr	Calor Absorbidor MMBTU/hr	Condensados BPD	Costos de Inv. MMS	Costos de Oper. MMS	Costos de Mant. MMS	Subtotal (Mant. + Oper.)
AMONIACO - AGUA	24,000	30	10.5	6.7	12.84	21.5	13300	22.0	2.64	0.750	3.39

Como se puede observar, el sistema de refrigeración por absorción requiere vapor de calentamiento y agua de enfriamiento en el condensador, servicios que no se disponen en la planta, además requiere de mayor equipo y por lo tanto mayor espacio, lo cuál también lo limita, debido a que no se dispone de mucho espacio.

Por otra parte, requiere de mas equipo de transferencia de calor, por lo que el mantenimiento aumenta.

Debido a esto, y en comparación con el sistema de compresión de vapor, se selecciona este último, ya que no requiere de mucho equipo, no requiere de otros servicios y la operación es fácil.

Dentro de la inversión de refrigeración con amoniaco no se tomo en cuenta la inversión que tendría al tener un generador de vapor y un sistema de tratamiento de agua y una torre de enfriamiento, ya que esto aumentaría considerablemente la inversión.

Para la aplicación que se requiere se selecciona el sistema de refrigeración por compresión, aunque la inversión es un poco mayor, se requiere menor espacio para el equipo (menos equipo en este sistema) y menores servicios (solamente el refrigerante), adicionalmente de este sistema se hará un análisis con tres refrigerantes, con una etapa de compresión, y con las dos variantes de dos etapas de compresión (saturador y economizador).

#### **3.5.3.2. MATRIZ DE PARÁMETROS ECONÓMICOS**

Los siguientes cálculos se hicieron en base a la metodología explicada en el capítulo anterior y utilizando diagramas de P vs H de cada refrigerante.

SISTEMA	Flujo (lb/hr)	Ahorro %	G.H.P. Compresor (potencia)	Ahorro %	Calor Condensador MMBTU/hr	Ahorro %	COP actual	Eficiencia relativa	E. R. BTU/lb	Costos de Inv. (1) MMS	Costos de Oper. MMS	Costos de Mant. (1) MMS	Subtotal (Mant. + Oper.)
---------	---------------	----------	-----------------------------	----------	----------------------------	----------	------------	---------------------	--------------	------------------------	---------------------	-------------------------	--------------------------

REFRIGERANTE PROPANO

CON UNA ETAPA	103,846.15		1369		14.284		3.1	0.49	104	36,892	3,689	0.671	4.36
CON ECONOMIZADOR	102,044.44	1.73	1260	7.96	13,655	4.40	4.29	0.68	135	36,298	3,629	0.660	4.289
CON SATURADOR	102,044.44	1.73	1197	12.56	12,901	9.67	4.52	0.72	135	36,080	3,608	0.657	4.265

REFRIGERANTE PROPILENO

CON UNA ETAPA	88,428.57		1250		13,980		3.39	0.55	112	38,055	3,805	0.684	4.489
CON ECONOMIZADOR	85,270.60	1.2	1198	4.16	13,573	2.91	4.32	0.70	138.5	38,378	3,837	0.702	4.507
CON SATURADOR	85,270.60	1.2	1169	6.48	12,840	8.15	4.43	0.72	138.5	39,803	3,99	0.725	4.715

REFRIGERANTE AMONÍACO

CON UNA ETAPA	23,868.98		805		13,103		4.69	0.61	452.47	52,422	5,242	0.803	6.045
CON ECONOMIZADOR	23,278.92	2.47	789	12.81	12,751	2.68	5.73	0.75	494	48,044	4,604	0.707	5.311
CON SATURADOR	23,278.92	2.47	713	21.21	11,653	11.06	6.34	0.83	494	46,127	4,612	0.708	5.32

(1) Incluye costos de refrigerante del listado a febrero de 1998, considerando un 30% de reposición del refrigerante.  
 (2) El cálculo de la inversión se hizo con base en la referencia No. 1.28 de la bibliografía, el dólar se consideró a \$8.60 del tipo de cambio (marzo 98).

De los tres sistemas analizados y con los tres diferentes refrigerantes, se consideraran dos sistemas el de refrigeración con propano de dos etapas y economizador y con propano de dos etapas y saturador ya que finalmente es necesario realizar otro análisis para determinar el sistema más adecuado a utilizar.

Este segundo análisis se realiza debido a que los resultados de los cálculos anteriores nos muestra que entre el propano y el propileno existen muchas similitudes y las propiedades de los refrigerantes son muy similares y con este análisis se intentará decidir cuál es el mejor sistema de refrigeración y el refrigerante.

### 3.5.3.2.1. Otras consideraciones

ALTERNATIVA	MANTENIMIENTO	OPERATIVIDAD	RENDIMIENTO	EFICIENCIA	CONSUMO DE ENERGÍA Q CONDENSADOR	POTENCIA BHP	EQUIPO INVOL.	INVERSIÓN	BPD DE CONDEN.
PROPANO CON ECONOMIZADOR	REGULAR	BUENA	BUENO	BUENA	13.655	1560	(1)	36.298	14500
PROPANO CON SATURADOR	REGULAR	BUENA	BUENO	BUENA	12.901	1500	(1)	36.080	14500

(1) Equipo involucrado en ambos:

- 1 Evaporador (chiller)
- 1 Condensador con aire
- 1 Compresor de 2 etapas
- 1 Tanque acumulador de refrigerante.
- 1 Tanque separador liq-vap de refrigerante (economizador)

### 3.6. SELECCIÓN OPTIMA DEL SISTEMA DE REFRIGERACION

**El sistema de refrigeración seleccionado corresponde al de compresión de vapor con refrigerante propano, en dos etapas de compresión y economizador.**

Las razones por las cuáles se hace dicha selección son las siguientes, además de las mencionadas con anterioridad para reducción y discriminación teórica de las alternativas.

- 2 etapas de compresión para aumentar el E. R.
- El calor en el condensador es menor con dos etapas de compresión, lo que se refleja en el condensador de aire, menor potencia en los motores de las aspas del condensador, el área de transferencia de calor también se reduce, por lo que el costo del condensador será menor.
- La potencia del compresor es menor, por consiguiente su costo también es reducido.
- Se presentan menos problemas de operación con economizador, ya que con saturador habrá más pérdidas de presión debido a los accesorios que se encuentran de la salida de la 1ª etapa de compresión al tanque saturador.
- El refrigerante propano es el más comercial y su disposición es mayor, ya que el propileno tiene otros usos.

## CAPITULO IV

# “METODOLOGIA DE CALCULO DEL SISTEMA DE REFRIGERACION POR COMPRESION DE VAPOR”



En el capítulo dos se vieron algunas ecuaciones para el cálculo de las etapas de expansión, evaporación, compresión y condensación, que se requerirán para los propósitos del presente capítulo.

Dentro de este capítulo se desarrolla la secuencia de cálculo del sistema de refrigeración mecánica por compresión de vapor, ya que éste, como se vio en el capítulo anterior es el más adecuado para el propósito que se requiere.

#### 4.1. REFRIGERACIÓN MECÁNICA POR COMPRESION DE VAPOR

La refrigeración mecánica es el sistema más sencillo, consta de 4 etapas que son: expansión, evaporación, compresión y condensación.

Para el cálculo se considera como ejemplo un sistema de dos etapas de compresión y economizador, como el del diagrama 2.24, donde se podrá apreciar los cálculos que se requieren y su vinculación con un diagrama p vs H de cualquier refrigerante.

El diagrama. 4.1 muestra todos los puntos dentro de un diagrama P vs H, de donde se hará referencia para los cálculos.

Antes de comenzar, como en cualquier problema, se requiere conocer el refrigerante a utilizar, la presión en el condensador y evaporador, ó las temperaturas ó la carga en el evaporador y la relación de compresión entre etapa y etapa, con estos datos se puede comenzar.

Se utilizará para este propósito fijar presiones en el condensador y evaporador y el flujo de refrigerante.

- 1.- Se calcula la presión intermedia, con la presión en el condensador y evaporador (si no se tienen las presiones, con las temperaturas y se lee la presión en los mismos puntos).

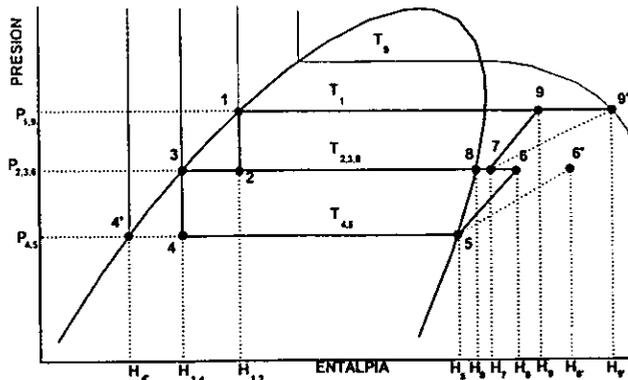


Diagrama 4.1

$$r_{c_1} = r_{c_2} \quad \text{ec. 4.1} \quad r_{c_1} = (r_c)^{\frac{1}{n}} \quad \text{ec. 4.2}$$

$$r_{c_1} = \frac{P_1}{P_2} \quad \text{ec. 4.3} \quad P_2 = \frac{P_1}{r_{c_1}} \quad \text{ec. 4.4}$$

$$r_{c_2} = \frac{P_2}{P_4} \quad \text{ec. 4.5} \quad r_c = \frac{P_1}{P_4} \quad \text{ec. 4.6}$$

Donde:

$r_c$  = Relación de compresión

$P_1$  = Presión en el condensador

$P_2$  = Presión intermedia =  $P_3$

$P_4$  = Presión en el evaporador

$n$  = Número de etapas en el compresor.

Calculada la presión y la relación de compresión, se fijan los puntos dentro del diagrama P vs H, y se leen los valores correspondientes a  $T_1, T_2, T_4$  dentro de la campana de equilibrio y la entalpía  $H_1, H_2, H_3, H_4, H_5, H_4', H_8$ .

2.- Se calcula el porcentaje (%) de vaporización en la expansión de ❶ a ❷ con la sig. ecuación.

$$H_2 = xH_3 + (1 - x)H_8 \quad \text{ec. 4.7}$$

desarrollando y despejando "x" se obtiene:

$$x = \frac{H_2 - H_8}{H_3 - H_8} \quad \text{o bien} \quad x = \frac{H_8 - H_2}{H_8 - H_3} \quad \text{ec. 4.8}$$

$$\% \text{ de vap.} = (1-x) \cdot 100$$

$$\% \text{ de liq.} = x \cdot 100$$

Con los porcentajes de líquido y vapor se obtienen los flujos del refrigerante en estado líquido como en estado vapor en todos los puntos.

3.- Al igual que en el punto anterior, se calcula el % de vap. En el punto ❸.

$$xH_4 + (1-x)H_5 = H_4 \quad \text{ec. 4.9}$$

$$x = \frac{H_5 - H_4}{H_5 - H_4} \quad \text{ec. 4.10}$$

4.- El efecto refrigerante (ER) se calcula con:

$$ER = H_5 - H_4 \quad \text{ec. 4.11}$$

Donde:

$$ER [=] \text{ BTU/lb}$$

5.- La temperatura en el punto ⑥ se determina subiendo desde el punto ⑤ con entropía constante y llegando a la línea de la  $P_2$ , donde cruce, se lee la temperatura.

6.- El trabajo adiabático para la compresión del refrigerante de  $P_4$  a  $P_3$  está dado por:

$$W_{ad1} = H_6 - H_5 \quad \text{ec. 4.12}$$

Donde:

$$W_{ad1} [=] \text{ BTU/lb}$$

este es el trabajo No. 1, ya que es para la primera etapa de compresión, también se le llama cabeza adiabática  $\Delta H_{ad1}$ .

7.- El trabajo real o cabeza real se calcula con (en la 1ª etapa):

$$\Delta H_{real1} = \frac{\Delta H_{ad1}}{\eta_{ad}} \quad \text{ec. 4.13}$$

Donde:

$$\Delta H_{real1} [=] \text{ BTU/lb o } W_{real1}.$$

$\eta_{ad}$  = Eficiencia adiabática (adimensional).

8.-Cómo no se tiene  $\eta_{ad}$ , se obtiene de la siguiente ecuación:

$$\eta_{ad} = \frac{0.77 + 0.16x}{1 + 0.357x} + 1.33x^{0.16} (\eta_p - 0.77) \quad \text{ec. 4.14}$$

$$x = r_c^{\frac{k-1}{k}} - 1 \quad \text{ec. 4.15}$$

Donde:

$\eta_p$  = Eficiencia politrópica (ver apéndice)

$k$  = Relación de capacidades caloríficas del refrigerante seleccionado (ver apéndice).

Una vez que se calcula la  $\eta_{ad}$ , se sustituye en la ec. 4.13 y se obtiene el trabajo real.

9.- El trabajo real también es igual a:

$$W_{real1} = H_6' - H_5 \quad \text{ec. 4.16}$$

Con esta ecuación se hace la corrección para la entalpía en  $H_6$ , y sólo se despeja  $H_6'$ , ya que se conoce  $W_{real1}$  y  $H_5$ .

10.- La entalpía en el punto 7 se calcula con:

$$H_7 = \frac{W_8}{W_1} H_8 + \frac{W_6'}{W_1} H_6' \quad \text{ec. 4.17}$$

Donde:

$W_8$  = Flujo de refrigerante en lb/hr en el punto 8, que se obtiene multiplicando el porcentaje de vaporización del punto 2 por el flujo de refrigerante total.

$W_1$  = Flujo de refrigerante en lb/hr en el punto 1, que es el total del refrigerante.

$H_8$  = Entalpía en el punto 8 en BTU/lb.

$W_6'$  = Flujo de refrigerante en lb/hr en el punto 6' y se obtiene multiplicando el porciento de líquido del punto 2 por el flujo de refrigerante total.

$H_6'$  = Entalpía calculada con la ec. 4.16.

11.- Con la entalpía en 7, se sube a entropía constante y se lee la entalpía en 9.

12.- Se calcula el trabajo adiabático en la segunda etapa del compresor, que se encuentra entre las presiones  $P_1$  y  $P_2$ .

$$\Delta H_{ad2} = H_9 - H_7 \quad \text{ó} \quad W_{ad2} \quad \text{ec. 4.18}$$

Donde:

$$\Delta H_{ad2} [=] \text{ BTU/lb}$$

13.- Con el trabajo adiabático 2 se calcula el trabajo real 2.

$$\Delta H_{real2} = \frac{\Delta H_{ad2}}{\eta_{ad}} \quad \text{ec. 4.19}$$

Donde:

$\eta_{red}$  es el mismo valor que para el trabajo real 1, ya que es el mismo compresor

14.- Se calcula la entalpia en  $\text{Btu/lb}$ .

$$\Delta H_{real2} = H_9 - H_7 \quad \text{ec. 4.20}$$

$$H_9 = \Delta H_{real2} + H_7 \quad \text{ec. 4.21}$$

15.- El trabajo real total se obtiene de las sumas de los trabajos.

$$\Delta H_{realT} = \Delta H_{real1} + \Delta H_{real2} \quad \text{ec. 4.22}$$

o bien

$$\Delta H_{realT} = \sum_{i=1}^n \Delta H_{real_i} \quad \text{ec. 4.23}$$

16.- El trabajo de compresión expresado en GHP se obtiene con:

$$GHP = \frac{\Delta H_{realT} \times m}{2544.5} \quad \text{ec. 4.24}$$

Donde:

$m$  = Flujo de refrigerante total en lb/hr

GHP [=] Hp

17.- El coeficiente de Operación (COP) se calcula de la siguiente forma:

$$COP = \frac{ER}{\Delta H_{realT}} \quad \text{ec. 4.25}$$

18.- El coeficiente de Operación del ciclo inverso de Carnot se obtiene de:

$$COP_{C.I.} = \frac{T_L}{T_H - T_L} \quad \text{ec. 4.26}$$

Donde:

$T_L$  = Temperatura más alta dentro de la campana en el ciclo en  $^{\circ}\text{R}$

$T_H$  = Temperatura más baja dentro de la campana en el ciclo en °R

19.- La eficiencia relativa se calcula con:

$$\eta_{real} = \frac{COP}{COP_{C.I.}} \quad \text{ec. 4.27}$$

20.- La carga en el condensador  $Q_c$  se calcula a partir de:

$$Q_c = m * (H_g - H_f) \quad \text{ec. 4.28}$$

Donde:

$Q_c$  [=] BTU/hr

21.- El flujo de refrigerante requerido por el proceso se calcula a partir de:

$$Q = W * ER \quad \text{ec. 4.29}$$

Donde:

$Q$  [=] BTU/hr (carga del evaporador o "chiller")

$W$  [=] lb/hr (flujo de refrigerante)

$ER$  = efecto refrigerante.

De la ecuación anterior se despeja  $W$  y se obtiene el Flujo de refrigerante.

Estos son los cálculos que se realizan para obtener los datos dentro del sistema de refrigeración mecánica de dos etapas de compresión y economizador, para el sistema de una sola etapa las ecuaciones se reducen y para el caso de dos etapas de compresión y saturador solo se modifican algunas de estas ecuaciones presentadas.

## CAPITULO V

# “DESCRIPCION DE LOS DOCUMENTOS DE INGENIERIA BASICA Y CRITERIOS PARA SU ELABORACION”.



En la Ingeniería Básica de Proceso, se encuentran los llamados paquetes de ingeniería básica de proceso, los cuáles contienen la misma información de una ingeniería básica de una planta de proceso, solo que en menor escala y de manera conjunta, ya que se toman por partes los componentes de una planta, como por ejemplo: sección de enfriamiento, sección de separación, sección de envío de producto, sección de compresión, sección de destilación, etc., que hace más fácil el diseño de una planta, y al final de cada paquete se van integrando con los demás y así conjuntar una planta de proceso.

Algunos de los documentos que se generan dentro del desarrollo de una Ingeniería Básica y a su vez conceptualizados como paquete, son los siguientes:

- Bases de Diseño
- Criterios de Diseño del Proceso
- Balances de Materia y Energía
- Hojas de Datos y Especificación de equipo
- Filosofías Básicas de Operación
- Diagrama de Flujo de Proceso
- Criterios de Diseño de Equipo
- Criterios de Arreglo de Equipo en Planta
- Diagramas de tubería e instrumentación
- Simbología e Instrumentación.

A continuación se describen los documentos relacionados a la Ingeniería Básica, información necesaria para su desarrollo, como se generan y su contenido.

## **5.1. BASES DE DISEÑO**

Las Bases de Diseño es la fuente de información más importante que proporciona el cliente a la compañía de ingeniería, para que ésta pueda llevar a cabo el diseño de una planta. En él se incluye información requerida para el diseño de proceso, tal como capacidad, rendimiento, flexibilidad, ampliaciones futuras, especificación de las alimentaciones, condiciones de las mismas, etc.

Además de la información para establecer bases que permitan realizar la Ingeniería de Detalle como eliminación de desechos, instalaciones requeridas de almacenamiento, servicios auxiliares, sistemas de seguridad, condiciones climatológicas, localización de la planta, etc.

Asimismo es el documento más importante del que se dispone al finalizar un proyecto, ya que contiene los fundamentos del diseño que utilizó la firma de ingeniería.

Al contener los lineamientos y especificaciones del proceso, el documento de Bases de Diseño, sirve como punto de partida para establecer las garantías que la compañía licenciadora deberá ofrecer a su cliente. En general las garantías pueden cubrir entre otros aspectos, la capacidad de la planta, las especificaciones de productos, los rendimientos, la flexibilidad de la planta, etc. Desde luego, para poder decir que el proceso resulta satisfactorio al analizar algunos de los aspectos mencionados, es necesario que la operación de la planta se realice siguiendo estrictamente los procedimientos de los manuales de operación y condiciones de diseño indicados en los documentos de ingeniería emitidos por la firma de ingeniería.

El licenciador deberá tener cuidado en vigilar que las variables operacionales fijadas por el cliente, como podría ser la carga a la planta y la cantidad y calidad de los servicios auxiliares, se apeguen a lo contenido en este documento de Bases de Diseño.

La fuente de información para elaborar el documento de Bases de Diseño es un cuestionario que se turna al cliente para ser completado de acuerdo a la situación específica del documento. Aunque como se mencionó anteriormente se ha hecho una práctica que el cliente entregue Bases de Usuario a la Firma de Ingeniería y a su vez esta elabore las Bases de Diseño correspondientes.

En el documento de Bases de Diseño se deberá indicar, al igual que en todos los documentos de cada proyecto, el nombre de la planta, la localización y el número de contrato.

El contenido del documento, utilizado para el diseño de proceso, es en forma general el siguiente:

#### 1. GENERALIDADES.

En este punto deberán describirse en forma general la función de la planta y el tipo de proceso.

#### 2. CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD

En este inciso deberán reportarse:

- 2.1. Factor de servicio.- Es el factor que nos indica el tiempo que operará una planta. Dependiendo del tiempo que opere la planta será el factor, por ejemplo si una planta operará 11 meses, tendrá un factor de 0.9, pero si opera todo el año, tendrá un factor de 1.0, solo que este tipo de plantas deben diseñarse cuidadosamente y con una alta flexibilidad para permitir que la planta opere todo ese tiempo.
- 2.2. Capacidad.- En este punto es importante indicar la capacidad normal, la de diseño y la mínima que tendrá la planta.
- 2.3. Flexibilidad.- Se deben especificar las alternativas de operación correspondientes al proceso, bajo las cuáles la planta deberá operar. Asimismo, deberá aclararse si se requiere prever aumentos de capacidad por futuras ampliaciones.
- 2.4. Previsiones para futuras ampliaciones.- Se debe mencionar si se prevé una ampliación futura en la planta.

### 3. ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES DE PROCESO.

Aquí se deberán enlistar las diferentes alimentaciones a la planta, indicando para cada una de ellas el flujo y las impurezas según el tipo de proceso, tales como: contenido de agua y sales en crudo, ácido sulfhídrico, bióxido de carbono y humedad en gas, aceite en agua residual, etc. Las unidades a utilizar deberán coincidir en todo y cada uno de los documentos que se generen y se deberá tomar solo un tipo de unidades (internacional, métrico decimal, inglés, etc.).

### 4. ESPECIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS

Se deben indicar las especificaciones que deberán tener los productos de la planta y/o el flujo requerido, por ejemplo: contenido de humedad, H<sub>2</sub>S, hidrocarburos, etc.

### 5. CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES A LA PLANTA EN LÍMITES DE BATERÍA

En este punto se reportarán para cada una de las alimentaciones a la planta: su procedencia, su estado físico, la presión manométrica máxima, normal y mínima, la temperatura máxima, normal y mínima y la forma de recibo ya sea por tubería, cilindros, carros-tanque, etc.

### 6. CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LÍMITES DE BATERÍA.

En este punto se deberán reportar en forma de lista para cada uno de los productos en Límites de Batería: su destino, su estado físico, la presión manométrica máxima, normal y mínima, la temperatura máxima, normal y mínima y la forma de entrega ya sea por tubería, cilindros, carros-tanque, etc.

### 7. ELIMINACIÓN DE DESECHOS.

Cumplir con Normas ecológicas: valores permisibles en aceite y ácido sulfhídrico en agua residual, óxido de azufre y nitrógeno en gases de combustión, tratamiento de basura (incineradores), tratamiento de químicos en laboratorio, etc.

### 8. ALMACENAMIENTO.

Capacidad requerida, tipo de tanques, etc. Normas de Construcción y/o diseño.

### 9. INFORMACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES

En este punto deberán reportarse todos los datos correspondientes a servicios auxiliares, como son:

9.1. Agua de enfriamiento. Se deberá indicar las condiciones de suministro (presión y temperatura) y de retorno (presión mínima y temperatura máxima) en límites de batería. Se deberán especificar también disponibilidad y fuente de suministro (río, pozo, mar, laguna, etc.).

9.2.Vapor. Se deberán especificar la calidad, la disponibilidad, las condiciones de suministro y de retorno (presión y temperatura) de acuerdo a su empleo, especificar si es vapor de calentamiento, vapor motriz o vapor de proceso, indicar si se va a generar dentro de la planta o de Límites de Batería y la forma de retorno como condensado o vapor.

9.3.Agua tratada. Indicar las condiciones de suministro del agua (presión y temperatura) y especificar si se obtendrá de la planta o de límites de batería.

9.4.Agua para servicios y para usos sanitarios (agua para limpieza y mantenimiento).

9.5.Agua potable. Indicar la fuente de suministro, análisis químico y bacteriológico, condiciones en límites de batería, presión, temperatura y disponibilidad.

9.6.Combustible. Se deberá indicar si es gaseoso, líquido o sólido. Para el primero se debe reportar la fuente de suministro y disponibilidad, la composición en base húmeda, la presión y la temperatura en límites de Batería y el poder calorífico bajo en Kcal/kg. y la viscosidad en cp. Para el líquido también se debe dar la fuente de suministro y disponibilidad, naturaleza, análisis químico, azufre, carbón y metales, propiedades físicas (peso específico, viscosidad, poder calorífico), presión y temperatura en Límites de Batería.

Para el caso del sólido se debe mencionar la fuente de suministro, naturaleza, composición en base húmeda, propiedades físicas (densidad real y aparente, tamaño de partícula, % de cenizas, poder calorífico), forma de entrega, disponibilidad.

9.7.Refrigerante. Se debe especificar composición, características y condiciones de suministro (presión y temperatura). Requerimientos de manejo ó almacenamiento.

9.8.Gas inerte. Se debe indicar composición, presión, temperatura y si se va a generar en la planta, en Límites de Batería.

9.9.Agua contra incendio. Se debe indicar la fuente de suministro, condiciones en límites de Batería, presión, temperatura y disponibilidad.

9.10.Agua para calderas. Indicar la fuente de suministro, análisis, condiciones en límite de Batería, presión, temperatura y disponibilidad.

9.11. Aire de instrumentos. Se deberá indicar la fuente de suministro (compresor especial, de límite de batería, etc.), capacidad extra requerida, presión del sistema, punto de rocío, impurezas (fierro, aceite, etc.).

9.12.Aire de planta. Al igual que el aire de instrumentos se deberá indicar la fuente de suministro (compresor especial, de límite de batería, compresor portátil), presión del sistema.

- 9.13. Alimentación de Energía Eléctrica. Indicar capacidad y fuente(s) de suministro (externa o propia), interrupciones: frecuencia, duración máxima y promedio, así como sus causas. Indicar la tensión, número de fases, frecuencia, factor de potencia, capacidad interruptiva de corto circuito, número y sección de conductores (mm<sup>2</sup> o calibre), material del conductor y aislamiento, diámetro y material del ducto, acometida (subterránea o aérea), nivel y coordenadas de la acometida.
- 9.14. Alimentación de Energía Eléctrica de Emergencia. Mencionar cuál es la capacidad requerida, la fuente de suministro, tensión, número de fases, frecuencia, capacidad interruptiva de corto circuito, número y sección de conductores (mm<sup>2</sup> o calibre), tipo del conductor (material, aislamiento), acometida (subterránea o aérea), nivel y coordenadas de la acometida.
- 9.15. Teléfonos. Dar los criterios de comunicaciones, externas e interna, número y sección de conductores (mm<sup>2</sup> o calibre), capacidad disponible del conmutador (si existe), acometida (subterránea o aérea).
- 9.16. Desfogues. Mencionar de los cabezales disponibles fuera de límites de batería lo siguiente: diámetro y especificación de los mismos, flujo máximo actual, características del quemador, capacidad disponible del mismo, distancia al quemador.

#### 10. SISTEMA DE SEGURIDAD

- 10.1. Sistema contra incendio. Dar criterios de diseño, red contra incendio, mencionar si se va a contar con equipo móvil y portátil, indicar que equipo o en que lugares se encontrarán sistemas de rociado, indicar si contará con cámaras de espuma.
- 10.2. Protección de personal. Indicar dónde se encontrarán las duchas, tomas de aire, lavaojos, etc.

#### 11. CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS

- 11.1. Temperatura. De ser posible conseguir un registro diario de temperatura de los últimos 5 años y si no los siguientes datos:
- Máximas y mínimas extremas, máximas y mínimas promedio, promedio, bulbo húmedo promedio, promedio del mes más caliente, promedio del mes más frío.
- 11.2. Precipitación Pluvial. De ser posible conseguir un registro diario de precipitación en los últimos 5 años y si no la siguiente información:
- Horaria máxima, máxima en 12 o 24 horas, anual media, estadística de tormentas eléctricas (No. de tormentas en cada mes y número de rayos por tormenta).
- 11.3. Viento. Dirección de los vientos dominantes, dirección de los vientos reinantes, velocidad media y velocidad máxima.

**11.4.Humedad.** Máxima en °C (°F) y mínima en °C (°F).

**11.5.Atmósfera.** Dar la presión atmosférica, indicar si la atmósfera es corrosiva, no corrosiva, contaminantes, ppm.

## **12.LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA**

**12.1.Coordenadas de los límites de batería.** Indicar las coordenadas de límites de batería y conseguir un plano de áreas disponibles para la localización de la planta.

**12.2.Elevación de la planta sobre el nivel del mar.**

**12.3.Previsiones requeridas para futuras ampliaciones.**

## **13.BASES DE DISEÑO ELÉCTRICO**

**13.1.Clasificación de áreas.** Especificar el código.

**13.2.Resistividad eléctrica del terreno.** Promedio, máxima y mínima.

**13.3.Características de la alimentación de motores.** Motores grandes, menores y fraccionarios.

**13.4.Corriente para alumbrado.** Volts y fases.

**13.5.Voltaje para instrumentos y control.** Volts y fases.

**13.6.Distribución de corriente.** Aérea o subterránea.

## **14.BASES DE DISEÑO PARA TUBERÍAS.**

**14.1.Soportes de tuberías y trincheras.** Indicar los tipos de soporte, requerimientos especiales de alturas de soportes en límite de batería, trincheras (se permiten o no).

**14.2.Drenajes.** Receptor, tipos de drenajes en la planta (químico, pluvial, sanitarios, aceitoso), materiales preferidos para los drenajes, elevación del drenaje en límites de batería.

**14.3.Maqueta y dibujos.** Indicar si se hará maqueta y tipo de dibujos que se harán.

## **15.BASES DE DISEÑO CIVIL.**

**15.1.Código que aplica.** Indicar el código que aplica en caso de viento, sismo, etc.

**15.2.Nivel de piso terminado.**

**15.3.**Solicitaciones por viento. (no aplica en caso de que se emplee el Manual de la C.F.E.), dar la presión del viento.

**15.4.**Solicitaciones por sismo. (no aplica en caso de que se emplee el Manual de la C.F.E.), dar los factores sísmicos.

**15.5.**Nivel freático.

**15.6.**Información general sobre el tipo de suelo.

**15.7.**Tipo de edificios o construcciones. Edificios que deberán localizarse dentro de los límites de batería (cobertizos para bombas y compresores, etc.).

#### **16.BASES DE DISEÑO DE INSTRUMENTOS.**

**16.1.**Tipo de tablero. Convencional, gráfico, semigráfico o selectivo.

**16.2.**Tipo de señal predominante. Eléctrica, neumática, para sistemas neumáticos indicar el requerimiento del tubing.

#### **17.BASES PARA DISEÑO DE EQUIPO**

**17.1.**Compresores. Tipo de compresoras preferido, accionadores (tipo preferido), sobrediseño.

**17.2.**Intercambiadores de calor. Información disponible sobre factores de incrustación recomendados, diámetro y longitud de tubos preferidos para acero al carbón y para acero inoxidable.

**17.3.**Bombas. Tipo de accionadores.

#### **18.NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES.**

Indicar si se utilizarán las especificaciones particulares del cliente o las de la firma de ingeniería, mencionar que estándares o normas internacionales se utilizarán.

## 5.2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (D.F.P.).

El Diagrama de Flujo de Proceso es un documento fundamental en la Ingeniería Básica de un proceso, consiste en una representación gráfica y objetiva de la información más relevante del mismo. Está diseñado para proporcionar información a las distintas especialidades de Ingeniería (Básica y de Detalle), ingenieros de proyecto, funcionarios de la firma de ingeniería y de la compañía cliente, personal de operación de la planta, etc., sobre las entradas y salidas de materia prima y energía, la secuencia de flujo en el proceso, las características básicas del equipo y los controles principales, de una manera clara y sencilla.

### 5.2.1. CONTENIDO DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

El contenido del D.F.P. va a depender muchas veces de las políticas de la Firma de Ingeniería que va a emitir dicho documento, pero se puede establecer como contenido típico de un diagrama lo siguiente:

- a) Identificación del proyecto y de la planta o sección representada, localización de la planta, nombre del cliente, edición del diagrama y firmas de aprobación interna y del cliente.
- b) Representación esquemática de los equipos de proceso, de acuerdo a estándares de dibujo, y de las corrientes que los unen, indicando la dirección de flujo por medio de flechas. En general, se prefiere que los equipos queden mostrados de izquierda a derecha, de acuerdo con su secuencia de aparición en el proceso.
- c) Procedencia de las alimentaciones y destino de los productos del proceso, mostrados en recuadros en la parte inferior del esquema, de donde parten o a donde llegan las líneas de las corrientes correspondientes. En estos recuadros debe indicarse tanto la procedencia o destino físico como clave del diagrama de donde proviene o a donde se dirige la corriente.
- d) Balance de Materia y Energía, indicando en un cuadro sinóptico, para las alimentaciones, productos y corrientes principales de proceso, flujo, composición, propiedades básicas y condiciones de presión y temperatura.
- e) Características básicas del equipo de proceso, indicando, para cada equipo, la clave, el nombre del servicio, el número de unidades y las dimensiones básicas (carga térmica para calentadores y cambiadores de calor, diámetro y altura o longitud para torres y recipientes; gasto y cabeza para bombas; potencia para compresores), etc.
- f) Representación esquemática de los controles básicos del proceso (Presión, Flujo, Nivel, Concentración, etc.).
- g) Condiciones de operación en los puntos principales del proceso.
- h) Identificación de los servicios auxiliares utilizados en los distintos equipos del proceso.

El requerimiento principal del D.F.P. es que la información antes mencionada se presente de forma clara y completa, fácil de manejar y de interpretar, con el fin de evitar confusiones y retrasos en su manejo.

### 5.2.2. EMISIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

Dado el carácter dinámico del desarrollo de los proyectos, es necesario que el Diagrama de Flujo de Proceso sea emitido en varias ediciones, en cada una de las cuáles se incorpora al mismo toda la información disponible hasta ese momento y se distribuye para su utilización en las distintas especialidades de Ingeniería.

Usualmente, las revisiones que se emiten del D.F.P. son:

- 1.- Edición Preliminar, que incluye los puntos anteriormente descritos exceptuando el d) y el e), y la clave y servicio de los equipos de proceso, del punto (e). En esta edición queda pendiente la inclusión del Balance de Materia y de las características y dimensiones de los equipos. Se emite internamente en la firma de Ingeniería para que se comente por las diferentes especialidades de Ingeniería Básica.
- 2.- Edición para aprobación, donde se incluyen ya el Balance de Materia del proceso y algunas características de equipo, tales como cargas térmicas de calentadores y cambiadores de calor.
- 3.- Edición Aprobado para Diseño, donde se incluyen los comentarios del cliente y la de las diferentes especialidades de Ingeniería Básica aceptados por la firma de Ingeniería y cualquier información que haya sido generada hasta el momento de la emisión de esta revisión. Con ésta edición la Ingeniería de Detalle empieza a trabajar firmemente.
- 4.- Edición Aprobado para Construcción, que debe incluir toda la información indicada en la sección de contenido. Considera características y dimensiones de los equipos (información de fabricantes). Ingeniería de Detalle confirma o realiza ajustes a sus diseños.

### 5.3. INFORMACIÓN COMPLEMENTARIA

La información de Balance de Materia y Energía correspondiente a condiciones normales de operación no es suficiente para diseñar adecuadamente los equipos, líneas e instrumentos de una planta.

Para este fin, es necesario realizar un análisis detallado del comportamiento de la planta bajo distintas condiciones de operación para definir el intervalo de las condiciones para el de diseño de cada uno de los equipos, líneas y válvulas de proceso, y los datos de especificación de los instrumentos. La información debe ser generada por los ingenieros de proceso y transmitida a los distintos especialistas en forma clara y precisa; la labor de los especialistas debe ser el de diseñar o especificar adecuadamente cada equipo, línea, válvula o instrumento, en base a las condiciones especificadas por el ingeniero de proceso, sin que les sea necesario analizar distintas posibilidades de diseño.

En caso de que el ingeniero de proceso no pueda decidir de antemano cual es el caso controlante para el diseño de algún equipo o línea, debe especificar los distintos casos a considerar en el diseño.

Esta información se elabora de manera específica por cada firma de Ingeniería, pero alguno de los puntos por los que está constituida son los siguientes:

- Diagrama de Balance de Materia y Energía.
- Balance de Materia y Energía.
- Datos de Proceso para Diseño de Tuberías y Especificación de Instrumentos.
- Datos de Proceso para Diseño y Especificación de Equipos de transferencia de calor.

Diagrama de Balance de Materia y Energía.- Es una copia del Diagrama de Flujo de Proceso, en su edición para Aprobación, con comentarios del cliente, en la cuál se numeran todas las corrientes que se utilizarán para el dimensionamiento de líneas o que establezcan condiciones normales de operación de los equipos de proceso.

Balance de Materia y Energía.- Es la presentación de los balances del proceso que incluye todas las corrientes numeradas en el Diagrama de Balance de Materia y Energía. Este balance incluye, además de flujos, composiciones, características básicas y condiciones de temperatura y presión de las corrientes, los valores de las propiedades termofísicas requeridas para el diseño de líneas y especificación de instrumentos.

El Balance de Materia y Energía puede ser presentado en forma de hojas de computadora o en formas de Cuadro Sinóptico de Balance de Materia; en ambos casos, el formato es equivalente, e incluye información de composición, flujo molar, másico y volumétrico, peso molecular promedio, densidad relativa, factor de caracterización, densidad y propiedades diversas (presión de vapor de líquidos, capacidad calorífica, viscosidad, conductividad térmica y tensión superficial) así como el contenido energético de la corriente.

Datos de Proceso para Diseño de Tuberías y Especificación de Instrumentos.- En este documento se indican las condiciones de diseño de cada línea de interconexión de equipos o elementos de proceso; la información presentada incluye flujo mínimo, normal y máximo en la línea, temperatura mínima, normal y máxima de operación, presión mínima, normal y máxima de operación, contenido de compuestos corrosivos y de sólidos en suspensión.

La información aquí presentada se deriva de un análisis detallado del comportamiento del proceso operando con distintas cargas, produciendo los distintos productos especificados en Bases de Diseño, operando a las capacidades máxima y mínima especificadas, o en caso de falla de un equipo o de una sección, y de paro ordenado por falla de un servicio auxiliar. Considera sobrediseño con el fin de operar la planta o equipo en el intervalo de condiciones requerido. Se consideran también las presiones de "shut-off" de bombas en caso de bloqueo por cierre de válvulas. Cuando las condiciones máximas o mínimas en una línea difieran apreciablemente de las normales, debe indicarse la frecuencia con que se espera que se presenten esas condiciones.

**Información de Proceso para Diseño de Cambiadores de Calor.**- Es un documento que contiene datos con un objetivo similar al de los de Información complementaria para el diseño de tuberías y especificación de instrumentos, aunque no está incluido en este grupo. Como su nombre lo indica, incluye la información necesaria, desde el punto de vista de proceso, para el diseño de estos equipos. La información presentada en este documento incluye: clave y servicio de las unidades, condiciones de operación (flujo, temperaturas de entrada y salida, presión de entrada y caída de presión permisible) por dentro de tubos y en la envolvente, condiciones de diseño (temperatura y presión) por dentro de tubos y en la envolvente, carga térmica, sobrediseño a considerar en flujos y en carga térmica, contenido de sustancias corrosivas en ambos fluidos, y posibles recomendaciones o especificaciones del cliente en cuanto a tipo de cambiador, factores de incrustación y materiales de construcción conceptuales (ejemplo: acero al carbón, acero inoxidable, etc.).

## **5.4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

### **5.4.1. INTRODUCCIÓN**

Durante el desarrollo de un proyecto en el que se involucra la Ingeniería Básica y de detalle, se cuenta con la participación de profesionales de las diversas ramas de la ingeniería, como son: químicos, electricistas, mecánicos, civiles, petroleros, etc., y aún otro tipo de profesionales.

Esta situación trae como consecuencia que siendo el diagrama de flujo de proceso, el documento en que se plasma la ingeniería conceptual del proyecto, requiera de un documento adicional que ayude a su interpretación y de esta manera los especialistas que lo utilicen, logren un total entendimiento del mismo. El documento que se utiliza para lograr este fin es conocido como Descripción del Proceso.

### **5.4.2. OBJETIVO**

La descripción del Proceso tiene por finalidad permitir un conocimiento de las características fundamentales del proceso para facilitar la interpretación de los diagramas de flujo correspondientes.

### **5.4.3. CONTENIDO**

Básicamente deberá incluirse la información del proceso que sea relevante, haciendo hincapié en aquella que se refiera a características y condiciones de operación de los equipos, así como aspectos que se consideren de utilidad para anticiparse a posibles problemas operacionales.

Por otra parte, la información incluida en este documento deberá permitir un conocimiento de las características del proceso, sin que sea indispensable el recurrir al diagrama correspondiente.

### **5.4.4. LINEAMIENTOS GENERALES**

- 1.- **Secuencia.**- es conveniente conservar durante el desarrollo de la descripción del proceso, la secuencia normal del flujo de las corrientes señaladas en el diagrama.

- 2.- Denominación de equipos.- el nombre que se utilice para los equipos involucrados deberá coincidir plenamente con la nomenclatura incluida en la lista de equipo. Asimismo, las características de los equipos, señaladas en la descripción del proceso, deberán estar acordes a las mostradas en la lista de equipo correspondiente.
- 3.- Información Principal.- al iniciar la elaboración del documento, es recomendable mostrar una introducción que incluya los elementos principales como son: función de la planta, capacidad, número de secciones que conforman el proceso global, alimentaciones y productos (señalando procedencias y destinos), etc.
- 4.- Desarrollo de la descripción.- cada una de las secciones que conforma el proceso deberá desarrollarse independientemente, pero señalando claramente la interrelación existente entre ellos.
- 5.- En general se debe señalar para cada corriente sus principales características (presión, temperatura y principales componentes, cuando así se requiera). Para los equipos, se deberá indicar su nombre completo y clave.

## **5.5. CRITERIOS DEL PROCESO**

### **5.5.1. OBJETIVO**

La finalidad de este documento es establecer e informar de la aplicación de todos aquellos criterios que se deben considerar en el diseño de la planta, en lo que concierne al proceso.

### **5.5.2. CONTENIDO**

Los criterios del proceso, para lograr su objetivo normalmente se refieren a tres aspectos fundamentales:

- a) Criterios básicos de diseño del proceso
- b) Criterios de diseño de equipos
- c) Criterios generales

Con la conjunción de estos tres aspectos se permite establecer los lineamientos generales y específicos en que el diseñador se fundamenta para el desarrollo de la ingeniería básica y aún de detalle.

Los criterios de diseño de los equipos persiguen a su vez, la finalidad de establecer los lineamientos fundamentales que servirán de base al diseñador, para la especificación, diseño, compra y operación de los mismos.

Los criterios del proceso deben mencionar los lineamientos básicos, derivados de los requerimientos específicos que se indica en las Bases de Diseño de la Planta. A continuación se mencionan algunos de estos lineamientos a seguir:

1. Cargas o alimentaciones.- Se refiere a la importancia que para el diseño tiene el conocimiento de las características de las diferentes cargas, que se espera recibir en una planta.
2. Criterios de Operación de la Planta con diversas alternativas.- En este caso, nos podríamos referir a los modos de operación de la planta a diferentes capacidades, o bien a los productos que se espera obtener, ya sea con respecto a su calidad y/o cantidad.
3. Criterios de Sobrediseño
  - 3.1. Flujo y composición de la alimentación a la planta.- Normalmente lo deberá establecer el cliente en sus bases de diseño; sin embargo si el diseñador participa en la elaboración de las bases de diseño, será necesario analizar los datos que proporcione el cliente, con el fin de definir si se requiere o no sobrediseño.
  - 3.2. Flujo y especificaciones del producto.- Si bien este aspecto no se deberá indicar en el documento, si se deberá tomar en cuenta en los procedimientos de cálculo para aclarar las aparentes incongruencias que podrían presentarse en otras plantas.
4. Previsión de ampliaciones futuras.
5. Criterios de diseño para absorber cambios en las condiciones de operación.
6. Criterios de diseño para prever interconexión con otras plantas.
7. Criterios económicos especiales.- definidos por el cliente.
8. Se deberá proporcionar los datos necesarios para definir los criterios para el calentamiento y enfriamiento de corrientes, como son:

Disponibilidad de servicios auxiliares, como son: agua de enfriamiento, vapor, refrigerantes, etc., costos relativos de los servicios. Temperaturas de enfriamiento de Rocío y deshidratación para eliminación de humedad.
9. Criterios de diseño para cubrir diversos casos de operación.
10. El criterio de diseño de alguna sección de la planta que pueda tener diferentes funciones.
11. Requerimientos de integración y/o interrelación con plantas o unidades existentes.
12. Criterio de selección del tipo de proceso elegido, cuando este no haya sido establecido por el cliente.

## **5.6. CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPO**

La información contenida en los Criterios de Diseño de Equipo complementa a la correspondiente a Bases de Diseño, Diagrama de Flujo de Proceso, Balances de Materia y Energía e información Complementaria, permitiendo preparar las hojas de datos y especificaciones de los equipos de proceso.

Los documentos de Criterios de Diseño son parte de esta información básica a partir de la cuál se desarrolla la Ingeniería Básica y de Detalle de una planta; por lo tanto, resulta de especial importancia el llevar a cabo una cuidadosa revisión de su contenido, con el fin de tener la seguridad de que todos los requerimientos del cliente han sido tomados en cuenta y que se están utilizando las filosofías de diseño adecuadas.

Los Criterios de Diseño de Equipo cubren usualmente los siguientes puntos:

Torres.- Criterios de selección de tipo de internos (platos, "demisters", distribuidores, etc.); criterios de establecimiento de temperatura y presión de diseño en función de las condiciones máximas o mínimas de operación.

Recipientes.- Criterios de establecimiento de condiciones de diseño en función de tiempo de residencia, condiciones máximas o mínimas de operación, tipos de internos ("demisters", etc.).

Bombas.- Criterios de sobrediseño en flujo, con el fin de asegurar flexibilidad de operación, sin causar una baja eficiencia en operación normal.

Compresores.- Criterios de sobrediseño en flujo; criterios de selección de tipo de compresor.

Accionadores.- Criterios de selección de tipo de accionador (motor o turbina) en función del servicio y de la capacidad.

Cambiadores de Calor.- Criterios de sobrediseño en flujo y en carga térmica; criterios de selección de tipo de equipo (requerimientos de mantenimiento, problemas específicos de algunos servicios); lineamientos de dimensiones máximas de equipo (longitud, diámetro de envolvente, peso), factores de incrustación, acercamientos mínimos, etc.

Enfriadores.- Criterios de selección de medio de enfriamiento (agua o aire); criterios de selección de tipo de ventilador (tiro forzado, tiro inducido, pitch variable) en equipos enfriados con aire.

Calentadores a fuego directo.- Criterios de sobrediseño en flujo y carga térmica; flux de calor máximo permisible; criterios de selección de tipo de calentador; eficiencia térmica y sistemas de recuperación de calor.

## 5.7. FILOSOFÍA OPERACIONAL

Este documento tiene una gran importancia en el hecho de que es el Ingeniero de Proceso, quien ha originado el esquema de proceso y seleccionado sus condiciones de operación; es él quien ha diseñado y especificado el equipo de proceso y conoce mejor que nadie sus características y limitaciones: quien ha analizado la respuesta del proceso a condiciones especiales; y quien conoce los detalles mínimos y factores controlantes de la operación del proceso.

### 5.7.1. DOCUMENTO DE FILOSOFÍA OPERACIONAL

Las Filosofías Básicas de Operación de la Planta deberán cubrir los siguientes puntos:

- a) Variables de operación y control del Proceso.
- b) Operaciones Anormales
- c) Procedimientos de Operación Especial
- d) Requerimientos de Control Analítico del Proceso

#### 5.7.1.1. VARIABLES DE OPERACIÓN Y CONTROL DEL PROCESO.

Con el objeto de facilitar el análisis de las variables de operación y control de las plantas, es conveniente dividir las secciones para su descripción.

En algunos casos será necesario, inclusive, subdividir cada sección en equipos o grupos de equipos en los cuáles sea necesario analizar las variables de operación y control específico para dichos equipos. La división de la planta en secciones estará basada en la secuencia que se indica en los Diagramas de Flujo de Proceso. Una vez dividida la planta en secciones, se deberán cubrir los siguientes puntos para cada una de las secciones:

- 1.- Descripción del efecto de las variables (presiones, flujos, temperaturas, relación de reflujo, etc.). Dicho efecto podrá ser expresado por lo menos en forma cualitativa, sin embargo en algunos casos será conveniente expresar el orden de magnitud del efecto de las variaciones que pudieran presentarse. Lo anterior es especialmente importante para el caso de plantas que van a ser diseñadas para cubrir varias alternativas de operación por diversos motivos.
- 2.- Descripción de la forma con la cuál se mantendrán las variables antes mencionadas, dentro de los rangos de operación seleccionados, mediante los controles básicos del proceso, de acuerdo a la información de los Diagramas de Flujo correspondientes.

La secuencia antes mencionada deberá continuarse para cada uno de los principales equipos o sistemas de una sección dada.

#### 5.7.1.2. OPERACIONES ANORMALES

Las fuentes de información necesarias para cubrir este punto serán las siguientes:

Bases de Diseño de la Planta. Dependiendo de las características de flexibilidad de operación que se especifiquen para la planta se podrán presentar condiciones anormales de operación, que será necesario describir.

Criterios de Diseño de la Planta. De acuerdo a lo establecido en dichos criterios, pudiera anticiparse que la planta continúe operando a paro de determinados equipos o secciones de la misma, lo que implicaría la operación de la planta bajo condiciones anormales.

La descripción correspondiente de las condiciones anormales de operación se haría de acuerdo a la siguiente secuencia:

- 1.- Primeramente sería conveniente describir el efecto inmediato que se presentaría en la operación de la planta al salir un equipo dado fuera de servicio por algún motivo.

- 2.- A continuación sería necesario describir las acciones de tipo correctivo que sería necesario adoptar para evitar que la planta operase en las condiciones de inestabilidad derivadas del paro del equipo.
- 3.- Por último, sería conveniente describir las condiciones a las cuáles operaría la planta al prescindir del equipo en cuestión señalando la forma en que se varían afectados en su operación los equipos que se encontrasen relacionados. Si las variables en las condiciones de operación de la planta fuesen bastantes apreciables, sería necesario incluir información de tipo cuantitativo sobre dichas condiciones (presiones, temperaturas, flujos, etc.) anormales.

#### 5.7.1.3. OPERACIONES ESPECIALES

Dentro de este inciso se deberán cubrir los siguientes puntos:

- 1.- La descripción de la operación de aquellos sistemas, secciones o equipos que sea necesario llevar a cabo en forma intermitente, cíclica o de diseño especial y que, por lo general, no se representan a detalle en los diagramas de flujo de proceso.
- 2.- La descripción de la operación de sistemas de protección continua a equipos, tales como sistemas de inyección de inhibidores de corrosión, de agentes antiespumantes y de reactivos o agentes químicos. En estos casos se llevará a cabo una descripción de las condiciones de operación de dichos sistemas especiales, detallando las variables involucradas (flujos, presiones, temperaturas, pH, etc.), sobre todo en lo que se refiere a la forma para la cuál dichas variables se mantendrán dentro del control requerido.

#### 5.7.1.4. REQUERIMIENTOS DE CONTROL ANALÍTICO DEL PROCESO

Para cubrir esta parte se elaborará una lista de las corrientes que deberán ser analizadas, incluyendo composición, condiciones de operación, componentes clave a medir, variación de estos componentes e impurezas presentes. Se deberá también recomendar el método analítico más adecuado para el propósito.

- 1.- Para plantas muy conocidas por el cliente, solamente se hará mención de los tipos de análisis a efectuarse haciendo referencia a las normas ASTM que las describen sin poner descripción alguna del método analítico.
- 2.- En plantas de proceso poco conocidas por el cliente, se hará una descripción completa de los métodos utilizados.
- 3.- En el caso de plantas que tengan instrumentos de análisis continuo, se deberá hacer referencia al manual del fabricante del equipo para fines de calibración.

### 5.8. LISTA DE EQUIPO

#### 5.8.1. GENERALIDADES

La lista de equipo es un resumen de los equipos que intervienen en la realización de un proceso. Incluye información suficiente de cada uno de ellos con el fin de evaluar o estimar su costo.

La lista de equipo debe estar basada en el diagrama de flujo de proceso y la información básica que debe incluir es la correspondiente a los siguientes factores:

- 1.- Tipo específico de equipo
- 2.- Tamaño y/o capacidad
- 3.- Número de equipos iguales
- 4.- Condiciones de operación y diseño
- 5.- Tipo de aislamiento
- 6.- Corrosión permisible
- 7.- Materiales de construcción

La cantidad de información para elaborar la lista de equipo es bastante, por lo que además de dar la información suficiente para la estimación económica del equipo, permita conocer su función específica en el proceso y sus dimensiones, para tener desde este momento conocimiento del tamaño físico de los componentes de la planta y así prever el acomodo óptimo y adecuado de los mismos, en el área disponible para tal fin.

Por lo tanto la información contenida en este documento, se limita a los tres primeros factores que se mencionan en las "generalidades" y los restantes, se incluyen en la hoja de datos específica de cada equipo.

#### **5.8.2. OBJETIVO**

El objetivo de la lista de Equipo es recabar la información referente al tipo y número de equipos, el servicio que prestan y sus características principales que permitan estimar su inversión inicial, los costos de instalación y los costos de operación.

Los documentos necesarios para realizar la lista de equipo son los siguientes:

- 1.- Diagrama de Flujo de Proceso.
- 2.- Balance de Materia y Energía.

Se debe considerar que la información asentada en la lista de equipo será la misma independientemente de la profundidad del estudio o del avance del proyecto, solo que la exactitud de los valores calculados, si dependen del fin, ya que no será utilizada la misma técnica evaluatoria para estimar de manera preliminar, las características de un equipo con el fin de conocer el valor global de la inversión, a la utilizada para especificar el mismo equipo para obtener una cotización de los fabricantes del mismo.

La presentación de la información contenida en la lista de equipo debe tomar en consideración que además de estar presente en un documento independiente, formará parte del diagrama de flujo de proceso; razón por la cuál se sigue la siguiente distribución:

<b>LISTA DE EQUIPO</b>		
<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>

**5.8.3. DESCRIPCIÓN DE LOS ELEMENTOS**

**5.8.3.1. CLAVE DE LOS EQUIPOS**

La clave consta fundamentalmente de dos partes: la alfabética y la numérica. La parte alfabética persigue como fin primordial, el dar a conocer al diseñador del tipo específico de equipo que se considerará para lograr la operación requerida por el proceso: la parte numérica tiene como objetivo el señalar el orden secuencial que los equipos guardan dentro del proceso.

Este orden secuencial se sigue tanto para equipos de la misma naturaleza o tipo, como para todos los que en general conforman la planta.

Por ejemplo, para un horno la clave sería "BA", pero si se tienen tres equipo en la planta, el primero sería "BA-1" y el último sería "BA-3".

Por otra parte, la clave numérica nos puede llegar a indicar el número que dentro del orden secuencial, tiene una planta en conjunto de procesos y afecta a la clave específica de los equipos del proceso de referencia y su relación en el proceso.

También se debe tomar en cuenta que si se tienen varios proceso en una misma planta, como por ejemplo los que pasa un gas desde que se obtiene en las Baterías de Separación de los campos (proceso No. 1), pasa por una deshidratación (proceso No. 2), se endulza (proceso No. 3), se extraen los licuables (proceso No. 4) y por último se fracciona en sus diferentes componentes (proceso No. 5), la clave numérica que se le podría asignar a cada uno de ellos, podría quedar de la siguiente manera:

<b>PROCESO</b>	<b>CLAVE NUMÉRICA</b>
Separación	100
Deshidratación	200
Endulzamiento	300
Criogénico	400
Fraccionamiento	500

La característica fundamental de la clave de los equipos radica en el hecho de que cada uno de los diferentes equipos recibe una asignación de letras, que generalmente son dos, y por medio de las cuáles se reconoce de que clase de equipo específico se trata.

La clave de los equipos depende de la compañía de ingeniería, sin embargo la utilizada dentro de este trabajo de tesis será la denominada por el Instituto Mexicano del Petróleo.

#### CLAVES DE EQUIPO DE PROCESO

**TABLA 5.1**

BA	Calentadores a Fuego Directo
BF	Calderas de Vapor y Sobrecalentadores
BG	Equipo de Tratamiento
BH	Desobrecalentadores
DA	Torres-cascarón
DB	Torres-platos e internos
DC	Reactores
EA	Cambiadores de Calor
EB	Equipo de Intercambio de Calor-núcleos sumergidos, serpentín y caja.
EC	Enfriadores con Aire y Equipo Especial de Intercambio de Calor
EE	Eyectores de Vacío
EF	Torres de Enfriamiento
EG	Desaeradores y Eductores
FA	Recipientes de Proceso y acumuladores
FB	Tanques de Almacenamiento
FC	Separadores Ciclónicos
FD	Filtros y mallas
FE	Recipientes de Almacenamiento, depósitos y cajas
FF	Secadores
FG	Filtros y Silenciadores
GA	Bombas e impulsores
GB	Compresores, Sopladores, Bombas de Vacío y Motores
GD	Mezcladores y Agitadores
PA	Equipo Especial General ó tipo Paquete
RD	Catalizadores y Sustancias Químicas

Una nota importante es sobre los equipos que se estén trabajando por primera vez, y el cuál no tenga una clave asignada, será el Ingeniero de Proceso el encargado de darle la clave, no sin antes verificar que dicha clave no se repita con la clave de otros equipos, esto para evitar confusiones.

La clave también nos señala el número de equipos idénticos que involucra el proceso; como las bombas, los compresores, los intercambiadores, y también señala si hay equipos que tienen algún relevo como las bombas y compresores.

En general se puede decir que la letra colocada al final de la clave de cada equipo, nos indica el número de unidades idénticas que en un proceso operan el mismo servicio.

#### **5.8.3.2. FUNCIÓN**

Señala la aplicación del equipo en cuestión que tiene dentro del proceso. Se recomienda seguir los siguientes lineamientos generales:

- a) **Función principal.**- El nombre del equipo deberá dar idea de su función básica.
- b) **Función específica.**- Es conveniente indicar a su vez, la función específica del equipo en cuestión.
- c) **Brevedad.**- El nombre del equipo debe ser breve y conciso, con el mínimo de palabras que pongan de manifiesto su función o características principales en forma simple.

#### **5.8.3.3. CARACTERÍSTICAS**

Con el fin de que se pueda evaluar el costo de los equipos que integran un proceso, es necesario tener conocimiento de las principales características de ellos. Las características van a diferir en cuanto a los autores para poder calcular el costo del equipo, por ejemplo, algunos autores para sacar el costo de una bomba basta la potencia para poder calcular el costo, mientras que otros necesitan el gasto y la cabeza para obtenerlo.

Se debe recordar que el objetivo de la lista de equipo no solo es el de estimar la inversión, sino también el de dar información de las dimensiones de los equipos, para proceder a su localización y acomodo óptimos, dentro del área disponible para tal fin.

A continuación se presenta una lista y las características más importantes a mencionar en una lista de equipo.

EQUIPO	CARACTERÍSTICA
BA	Carga Térmica
BF	Capacidad, presión de diseño
DA	Diámetro, long. tangente-tangente
DB	Cantidad, tipo
DC	Diámetro, longitud
EA, EB, EC, ED	Carga Térmica
FA, FB	Diámetro, longitud
GA	Gasto, cabeza
GB	Potencia
GD	Potencia

### 5.9. REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

El concepto de Servicios Auxiliares se refiere a todos aquellos elementos que sin intervenir directamente en el proceso, son esenciales para mantener en operación una planta industrial.

Los servicios auxiliares más comunes dentro de la industria petrolera son los siguientes:

- Agua de enfriamiento
- Vapor de calentamiento
- Combustible líquido y/o gaseoso
- Aceite de calentamiento
- Agua de proceso
- Agua para calderas
- Energía eléctrica
- Vapor motriz
- Gas inerte
- Refrigerante
- Etc.

Además, dentro de los requerimientos de una planta se deben considerar los Agentes Químicos, que varían según el tipo de proceso del que se trata, pudiendo ser:

- Catalizador
- Inhibidores de corrosión
- Antiespumantes
- Compuestos ácidos y/o alcalinos para el control de pH
- Emulsificantes
- Desecantes
- Inhibidores de formación de hidratos
- Etc.

Para prever el suministro de estos servicios y los equipos e instalaciones relacionadas con ellos se considera dentro de la Ingeniería Básica de cada proyecto, la disponibilidad, condiciones de suministro y retorno y el requerimiento de cada servicio en cada punto de la planta donde se necesite.

En el cálculo de esta información participan varias especialidades, y quien se encarga de la integración corresponde al Ing. de Proceso.

En relación a la disponibilidad de servicios se debe considerar la localización de la planta y la facilidad de producción y economía de los mismos, ya que se cuenta con varias alternativas para satisfacer un mismo requerimiento.

Para estimar el consumo de cada servicio es necesario tomar en cuenta los criterios de diseño y filosofías de operación del proyecto considerando el factor de servicio, el sobrediseño y la secuencia de operación de los equipos, así como las operaciones normales, especiales y anormales de la planta.

La importancia se indica en hojas de datos de servicios auxiliares y se puede complementar con la emisión de un Diagrama de Servicios Auxiliares.

La importancia del Diagrama de Balance de Servicios Auxiliares radica en que contiene, en forma esquemática, la información suficiente para el diseño de la red de suministro de los servicios a cada uno de los equipos que integran la planta.

#### **5.9.1. INFORMACIÓN QUE DEBE PROPORCIONARSE AL MOMENTO DE ESPECIFICAR LOS SERVICIOS AUXILIARES.**

##### **5.9.1.1. AGUA DE ENFRIAMIENTO**

Condiciones de suministro: indicar las condiciones de presión mínima disponible en límites de Batería y la temperatura correspondiente, de acuerdo a la información que se dispone de las bases de diseño.

Condiciones de retorno: Indicar condiciones globales de temperatura y de presión de retorno de Bases de Diseño.

Consumo: Expresarlo en litros por minuto (LPM) y en galones por minuto (GPM).

#### **5.9.1.2. VAPOR**

De acuerdo a su empleo, el vapor se puede dividir en tres tipos: vapor de calentamiento, vapor motriz y vapor de proceso. En el caso del vapor de calentamiento se incluye un resumen de demandas y exportaciones, debido a que este vapor tanto puede provenir de Límites de Batería como puede generarse dentro de la Planta.

#### **5.9.1.3. VAPOR DE CALENTAMIENTO**

Condiciones de suministro.- Dado el origen del vapor pueden tomarse las condiciones de las Bases de Diseño (vapor de Límites de Batería), o bien de los datos de la planta (vapor generado internamente). En cualquier caso se indica su presión y temperatura.

Condiciones de retorno: Considerar las condiciones necesarias de retorno del condensado formado, de acuerdo a la información correspondiente de las Bases de Diseño.

Consumo: Expresarlo en kilogramos por hora (kg/h) y en libras por hora (lb/h).

Deberá incluirse la siguiente información:

- 1.- Vapor generado dentro de la planta.
- 2.- Consumo de vapor en la planta, incluyendo el correspondiente a venas de vapor.
- 3.- Resumen de demandas y exportaciones para toda la planta.

#### **5.9.1.4. VAPOR MOTRIZ**

Es el vapor que se emplea esencialmente para la operación de turbinas, eyectores de vapor y algunos otros equipos especiales.

Condiciones de suministro: Presión y temperatura, de acuerdo a las Bases de Diseño.

Condiciones de retorno: Indicar, según el caso, las condiciones de presión y temperatura requeridas en el retorno. Estas condiciones pueden ser:

- 1.- Como condensado formado, y/o
- 2.- Como vapor.

Consumo: Expresarlo en Kilogramos por hora (kg/h) y en libras por hora (lb/h). Para el caso de turbinas deberá indicarse, después de la descripción, la eficiencia y los BHP correspondientes de dicho equipo.

#### 5.9.1.5. VAPOR DE PROCESO.

Al igual que en el caso del vapor de calentamiento, el vapor de proceso proviene de Límites de Batería y/o se genera dentro de la planta.

Condiciones de Suministro: Dado el origen del vapor, pueden tomarse las condiciones de las Bases de Diseño (Vapor de Límites de Batería), y/o bien de los datos de la planta (vapor generado internamente). En cualquier caso se indican la presión y temperatura correspondientes.

Condiciones de retorno: Normalmente no se especifican, puesto que, generalmente, este vapor sale como condensado de características muy diversas (condensado aceitoso, condensado amargo, etc.), considerándose dicha corriente dentro del sistema de manejo de efluentes de la planta.

Consumo: Expresarlo en kilogramos por hora (kg/h) y en libras por hora (lb/h).

Debe incluirse la siguiente información:

- 1.- Vapor generado dentro de la planta.
- 2.- Consumo de vapor en la planta.

#### 5.9.1.6. AGUA TRATADA

Condiciones de suministro: De Bases de Diseño o de datos de la planta, ya que puede tenerse agua tratada en límites de Batería, o bien puede obtenerse dentro de la planta. En ambos casos, debe indicarse la presión y temperatura.

Condiciones de retorno: No se especifican, ya que el agua tratada normalmente se consume en el proceso, sin retornar a Límites de Batería como tal.

Consumo: Expresarlo en litros por minuto (LPM) y en galones por minuto (GPM).

#### 5.9.1.7. COMBUSTIBLE GASEOSO

Condiciones de suministro: De Bases de Diseño: dar composición, presión, temperatura y poder calorífico bajo.

Condiciones de retorno: No se especifican por consumirse dicho combustible en el proceso.

Consumo: Expresarlo en miles de metros cúbicos por día ( $Mm^3/día$ ) y en miles de pies cúbicos por día ( $Mft^3/día$ ), referidos a condiciones standard de  $20^\circ C$  y  $1 Kg/cm^2$  abs.

#### 5.9.1.8. COMBUSTIBLE LÍQUIDO

Condiciones de suministro: De Bases de Diseño dar tipo, presión, temperatura, poder calorífico bajo y viscosidad.

Condiciones de retorno: No se especifican, por consumirse dicho combustible en el proceso.

Consumo: Expresarlo en metros cúbicos por día ( $m^3/día$ ) y en barriles por día ( $bb/día$ ) medidos a las condiciones de suministro.

#### **5.9.1.9. AIRE DE PLANTA Y AIRE DE INSTRUMENTOS.**

Condiciones de suministro: De Bases de Diseño y/o de datos de la planta ya que puede tenerse aire proveniente de Límites de Batería y/o obtenido en la planta. Se indica presión, temperatura y punto de rocío.

Condiciones de retorno: No se especifican.

Consumo: Expresarlo en metros cúbicos por minuto ( $m^3/min$ ) y en pies cúbicos por minuto ( $ft^3/min$ ), referidos a las condiciones estándar de  $20\text{ }^\circ\text{C}$  y  $1\text{Kg}/\text{cm}^2$  abs.

Indicar lo siguiente:

- 1.- Consumo de aire para instrumentos.
- 2.- Consumo de aire para planta.

Nota: aclarar cuál es el compresor que genera el aire para instrumentos y cuál el de planta.

#### **5.9.1.10. GAS INERTE**

Condiciones de suministro: Dar composición, presión y temperatura, de Bases de Diseño.

Condiciones de Retorno: No se especifican.

Consumo: Anotar el total en metros cúbicos por minuto ( $m^3/min$ ) y pies cúbicos por minuto ( $ft^3/min$ ), referidos a las condiciones estandarte de  $20\text{ }^\circ\text{C}$  y  $1\text{ Kg}/\text{cm}^2$  abs.

#### **5.9.1.11. REFRIGERANTE**

Condiciones de suministro: Dar composición, presión y temperatura, de Bases de Diseño.

Condiciones de retorno: No se especifican.

Consumo: dar exclusivamente consumo máximo en kilogramos por hora ( $\text{kg}/\text{h}$ ) y en libras por hora ( $\text{lb}/\text{h}$ ). Indicar el equipo en el que se inyecta la reposición del refrigerante a la planta, así mismo, en caso de requerirlo, recomendaciones para su manejo o exposición.

#### **5.9.1.12. ENERGÍA ELÉCTRICA**

Condiciones de suministro: De Bases de Diseño dar ciclos, fases y voltaje.

Condiciones de retorno: No se especifican.

Consumo: Expresarlo en Kilowatts (Kw) consumidos y conectados.

Indicar lo siguiente:

- 1.- Consumo de electricidad por motores.
- 2.- Consumo de electricidad para alumbrado e instrumentos.

Para el caso de motores deberá incluirse, después de la descripción, la eficiencia y los BHP correspondientes al equipo accionado. Por otra parte, los Kilowatts consumidos se obtendrán dividiendo los BHP del equipo accionado entre la eficiencia del motor a las condiciones de trabajo y multiplicando el resultado por 0.746. Los kilowatts conectados, en cambio, resultarán de multiplicar los HP del motor por 0.746. Cuando se trate de equipos que tengan relevo, los kilowatts conectados se obtendrán sumando los kilowatts conectados de ambos motores.

#### **5.9.1.13. INHIBIDORES Y REACTIVOS DIVERSOS**

Condiciones de suministro: Dar composición, presión y temperatura, requeridas en el proceso.

Condiciones de retorno: No se especifican.

Consumo: expresarlo en litros por minuto (LPM) o en litros por hora (LPH), y en galones por minuto (GPM) o en galones por hora (GPH), dependiendo de la magnitud del consumo.

#### **5.9.1.14. ABSORBENTES**

Condiciones de suministro: dar una descripción de la sustancia, incluyendo su composición y características principales, tales como tipo, grado, etc.

Consumo: expresarlo en kilogramos por unidad de tiempo (kg/unidad) y en libras por unidad de tiempo (lb/unidad), de acuerdo a la vida útil promedio especificada por el fabricante.

#### **5.9.1.15. CATALIZADORES**

Condiciones de suministro: describir la sustancia, incluyendo su composición y características principales, tales como densidad, tipo, etc.

Condiciones de retorno: no se especifica.

Consumo: Expresarlo en kilogramos por unidad de tiempo (kg/unidad) y en libras por unidad de tiempo (lb/unidad), de acuerdo a la vida útil promedio especificada por el fabricante.

## 5.10. ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO

Para elaborar la especificación de equipos, se debe de tener ya elaborados los documentos de Bases de Diseño, Descripción del Proceso, Criterios de Diseño, Información Complementaria, Diagrama de Flujo de Proceso "aprobado para diseño", Balance de Materia y Energía par todas las corrientes de proceso con propiedades físicas y termodinámicas y los datos para el Diseño de Tubería e Instrumentación, mostrando flujos, temperaturas y presiones, con valores máximos y mínimos esperados en la operación de la planta.

La especificación de los equipos se considera que se establece en las "hojas de datos", ya que en estos documentos se establecen o especifican los requerimientos y características de los equipos de proceso, para que cumplan satisfactoriamente con la función que se les ha dado, en relación al Diagrama de Flujo de Proceso y al balance de Materia y Energía.

Las hojas de datos de proceso pueden ser de dos tipos, en las que se hace el diseño de proceso del equipo y en las que únicamente se indican o especifican los requisitos de proceso y condiciones de operación para el equipo. Al primer tipo pertenecen equipos tales como torres de destilación, torres de absorción, torres de extracción, recipientes, reactores, algunos filtros, secadores, cambiadores de calor, etc., en general equipos para los cuáles hay métodos de cálculo confiables. Al segundo tipo pertenecen equipos tales como bombas, compresores, molinos, cribas, sedimentadores, cristalizadores, centrifugas, cambiadores de calor, agitadores, filtros, deshidratadores electrostáticos de crudo, etc.

Uno de los aspectos más importantes en la elaboración de las hojas de datos, junto con las condiciones operacionales y de diseño, es la selección de los materiales de construcción o la indicación de los componentes corrosivos. Las hojas de datos mostrando diseño y/o especificación de equipo de proceso deben mostrar la información en una forma ordenada. La forma de las Hojas de Datos de Equipo de proceso va a depender de la compañía de ingeniería. Los datos que deben de tener en general son: nombre de la cia. de ingeniería y logotipo, nombre de la planta, localización, número de contrato, clave del equipo y número de unidades, indicar revisiones, ediciones y fechas de éstas, también quién las elaboró y aprobó y las especificaciones del equipo como son: descripción, esquema, diseño, condiciones de operación y notas.

### 5.10.1. RECIPIENTES

Los recipientes junto con las bombas son los equipos que más frecuentemente se presentan en las plantas de proceso.

Existe una gran variedad de tipos de recipientes entre los que por su función se puede mencionar los siguientes: tanques separadores (horizontales o verticales), tanques de carga, tanques de balance de producto, tanques acumuladores de reflujo, separadores centrifugos de alta eficiencia, tanques de almacenamiento a presión atmosférica y temperatura ambiente (de techo fijo y techo flotante), tanques de almacenamiento refrigerados, tanques de almacenamiento semirefrigerados, tanques de almacenamiento a presión (normalmente esferas o salchichas), tanques de almacenamiento de reactivos químicos, etc.

La especificación de estos equipos de proceso va a depender del tipo de servicio que vayan a suministrar, sin embargo los puntos que en general se deben de considerar son los siguientes: fluido que manejará, tipo de recipiente, que normalmente se indica mediante un esquema simplificado, condiciones de temperatura y presión de operación y de diseño, materiales de construcción, internos requeridos, dimensiones mandatorias, incluyendo niveles de líquido de operación, necesidades de aislamiento y de recubrimiento interno, identificación y diámetro de boquillas como registros de hombre, alimentaciones, salidas de vapor, válvula de seguridad (cuando esta no se coloca en la línea), venteo, drene, conexión de servicio, boquillas de instrumentos, etc.; códigos recomendados y alguna otra anotación que se considere conveniente.

### **5.10.2. LÍNEAS DE PROCESO**

En general la especificación de líneas de proceso se refiere a la determinación de su diámetro, material de construcción y en ocasiones el espesor de la tubería. En algunas ocasiones se puede incluir la longitud de la tubería, accesorios especiales, condiciones de temperatura y presión para diseño, código para determinar la presión de trabajo, trayectoria requerida, etc.

Son líneas de proceso aquellas en que existe mucha relación con el proceso, en algunas ocasiones que representen una etapa crítica en el diseño del proceso por ciertas características especiales que deban tener.

Como en otros equipos, el diseño final de la línea de proceso también dependerá de la intervención de otros especialistas.

A continuación se mencionan algunas líneas que se pueden considerar como de proceso:

a) Servicios normales dentro de las plantas.

Como líneas de alimentación a torres sin distribuidor, extracciones líquidas de torres, líneas de igualación a presión entre recipientes y circuitos de rehervidores.

b) Servicios críticos dentro de las plantas.

Se pueden considerar a las líneas de transferencia, es decir algunas de las líneas que van de calentadores a fuego directo a columnas fraccionadoras, líneas que operan a muy altas temperaturas y con patrones de flujo en dos fases.

c) Líneas especiales.

Líneas de transmisión de gas, LPG, crudo (gasoductos, propanoductos, oleoductos y oleogasoductos), que en sí la línea puede ser el proyecto completo, cuando la distancia no es muy larga, o bien, si la línea es muy larga el proyecto total estaría constituido además por las estaciones de compresión y bombeo.

### 5.10.3. COMPRESORES

El transporte de gases y vapores es tan importante como el movimiento de líquidos. En muchas plantas químicas algunos procesos requieren alimentaciones de gases comprimidos a presiones elevadas. La estación de compresores es una planta dentro de otra planta, que tiene máquinas complicadas de grandes dimensiones y alto costo, que requieren no únicamente de operación práctica sino también de los conocimientos de la ingeniería para su elección e instalación.

Las máquinas de compresión son mucho más complejas que las bombas debido a la compresibilidad de los fluidos que manejan. Los tipos más utilizados de compresores son el centrífugo y el reciprocante. Compresores axiales también se usan por ejemplo en las turbinas de gas.

Algunas aplicaciones típicas de los compresores son:

- a) Transporte de gas en gasoductos.
- b) Compresores de recirculación de hidrógeno en plantas reformadoras e hidrosulfuradoras.
- c) Compresión de refrigerantes en sistemas de refrigeración mecánica.
- d) Compresión de las mezclas reaccionantes en los procesos amoníaco y metanol.
- e) Compresión de aire en plantas catalíticas.
- f) Reinyección de gas natural a pozos de producción de crudo para incrementar la producción o bien para conservarlo cuando el gas asociado no puede ser aprovechado.

La especificación de éstas máquinas se puede llevar a cabo en cuatro etapas. La primera involucra a la hoja de datos de proceso, que normalmente la elabora el ingeniero de proceso.

La segunda es una forma más completa, basada en la anterior, que elabora un ingeniero mecánico y que incluye datos como el tipo de cubierta preferida, del sistema de lubricación, de materiales, de pruebas requeridas, etc.

La tercera etapa está caracterizada por la adición de una especificación general que cubra los requerimientos mínimos de los compresores para el manejo de servicios de refinería, manejo de aire o gas, que incluya notas para la mejor selección de los sistemas de lubricación, sellos, controles, equipo auxiliar, reductores de velocidad, instrumentación, etc.

La última etapa es aquella que efectúa el fabricante de la máquina al especificar completamente las características principales de ésta, para el servicio que se le ha requerido.

#### 5.10.3.1. ELABORACIÓN DE LA HOJA DE DATOS.

El llenado de las hojas de datos de proceso de compresores no es difícil, cuando ya se tienen todos los datos necesarios, lo difícil es la obtención de dichos datos y es ahí donde radica la responsabilidad del ingeniero.

Datos que llevan:

- Servicio: se refiere al nombre que se le da al compresor.
- Tipo: Se selecciona de acuerdo al servicio requerido, a las características de los diferentes tipos de máquinas, a la flexibilidad solicitada, facilidad de operación, consideraciones de mantenimiento, etc.
- Gas manejado: se escribe el nombre del gas.
- Corriente: se refiere a las entradas y salidas del compresor.
- Rate: se refiere a la capacidad de manejo de flujo para las condiciones mínimas, normales y máximas de operación.
- Capacidad: se puede indicar los porcentajes correspondientes a las capacidades mínimas, normales y máximas.
- Peso molecular: se escribe el peso molecular del gas que se está manejando, lo importante es poder dar con un buen margen de confianza este valor.
- Condiciones en la succión: se tienen que dar datos de presión, temperatura, densidad, compresibilidad, relación de calores específicos y humedad relativa.
- Accionador: se da el tipo de accionador que para compresores centrífugos pueden ser: turbina de gas, turbina de vapor, motor eléctrico o motor de combustión interna, para compresores reciprocantes se utiliza el motor eléctrico o máquinas de vapor, gas o diesel y en algunos casos turbina de vapor con engranes reductores.
- Servicios auxiliares: se mencionan las características del vapor y del agua de enfriamiento.
- Propiedades del gas: se indica el tipo de fluido cuando es puro, así como los componentes que puedan causar corrosión.

#### **5.10.3.2.ESPECIFICACIÓN MECÁNICA Y ESPECIFICACIONES GENERALES.**

Se incluyen:

- a) Tipos de trabajo y lugar de localización: servicio continuo, sin atención, clima tropical, etc.
- b) Datos generales: número de cubiertas, arreglo, base común para compresor accionador, forma de abrir la cubierta (vertical u horizontal), etc.
- c) Condiciones del sitio y atmosféricas: altura, presión barométrica, variación de temperaturas, etc.
- d) Especificaciones de ruido.
- e) Servicios auxiliares: una descripción más completa de los servicios disponibles como vapor, electricidad, agua de enfriamiento, aire de planta, aire de instrumentos, etc.
- f) Conexiones: localización de las succiones, descargas, drenes, aceite de lubricación, etc.
- g) Características del panel de control.
- h) Switches: el circuito se des-energizará o energizará cuando suene la alarma, tipo de cubiertas, a prueba de explosión, a prueba de agua, etc.

- i) Alarmas y paros: baja presión del aceite de lubricación, presión del aceite de sello, desplazamiento axial alto en el compresor, alta temperatura del aceite de lubricación, etc.
- j) Materiales: para la cubierta, impulsores, flecha, diafragmas, etc.
- k) Sistema de lubricación: común para compresor-turbina, código, características del recipiente del aceite, filtros, enfriadores, tubería auxiliar, etc.
- l) Pruebas requeridas: mecánica, hidrostática, desmantelamiento y reensamble, rotor de relevo, sellos, análisis de vibraciones, etc.

#### **5.10.3.3.ESPECIFICACIONES GENERALES**

- a) General: alcance, definición de términos, especificaciones de referencia, etc.
- b) Diseño básico: accionadores, cubiertas, fuerzas externas y momentos, baleros, velocidades críticas, etc.
- c) Materiales.
- d) Sistemas de aceites de lubricación y sello.
- e) Controles e instrumentos.
- f) Inspección.
- g) Pruebas.
- h) Preparación para embarque.
- i) Dibujos y otros datos requeridos.
- j) Propuestas.
- k) Apéndice.

#### **5.10.4. BOMBAS**

La selección de bombas para cualquier servicio se hace teniendo conocimiento del líquido que se va a manejar, la cabeza total, las cabezas de succión y descarga, la temperatura, la presión de vapor, la viscosidad y la gravedad específica.

##### **5.10.4.1.BOMBAS CENTRÍFUGAS.**

Esta bomba es la mas ampliamente utilizada en la industria para la transferencia de los líquidos de todos tipos, materias primas, productos intermedios y finales, suministro de agua, alimentación de agua a calderas, circulación de condensado, etc. Las capacidades de las bombas varían desde 2 a 100,000 gal/min y cabezas de descarga de unos cuantos pies hasta varios miles de libras/pulg<sup>2</sup>. Las ventajas principales de la bomba centrífuga son su simplicidad, primer costo bajo (inversión), flujo uniforme, poco espacio requerido, bajo costo de mantenimiento, operación sin mucho ruido y facilidad de adaptarse a accionadores de motor o turbina.

#### 5.10.4.2. BOMBAS ROTATORIAS.

Esta clase de bombas atrapan una cantidad de líquido y lo mueven hasta el punto de descarga. Son capaces de entregar un gasto aproximadamente constante, contra cualquier presión dentro de los límites de diseño de la bomba. Las bombas rotatorias pueden manejar casi cualquier líquido libre de abrasivos y son especialmente indicadas para fluidos de alta viscosidad. Cierta acción lubricante del fluido disminuye el desgaste.

#### 5.10.4.3. BOMBAS DE PISTÓN (RECIPROCANTES)

Al igual que las rotatorias, pertenecen al grupo de las bombas de desplazamiento positivo, cuya característica principal, es que entregan una cantidad definida de líquido por cada carrera del pistón o revolución de la pieza móvil. Pueden ser accionadas por turbina o por motor eléctrico. En este tipo de bombas, el líquido se descarga con flujo pulsatorio. La capacidad de flujo de una bomba reciprocante varía directamente con la velocidad. Las unidades usuales incluyen diseños entre 20 y aprox. 200 carreras del pistón por minuto. La capacidad fluctúa con el número de pistones. Son particularmente útiles para bombear fluidos viscosos, debido a que la alta proporción de esfuerzo cortante que actúa sobre las paredes del cilindro, sirve como un empaque adicional. Algunas desventajas son su tamaño y su alto costo inicial y de mantenimiento.

#### 5.10.4.4. ELABORACIÓN DE LA HOJA DE DATOS

- Cubierta o carcasa.- Se deberá indicar el tipo de montaje. La cubierta de la bomba puede ser íntegramente fundida con soportes rígidos o marcos tipo de caja con agujeros para el paso de los tornillos para el montaje.
- Rodete o impulsor. Se darán datos en relación al rodete. Los rodetes son fundidos en una sola pieza y son hechos de hierro fundido, bronce, aleaciones 11-13% cromo, o de algún otro material apropiado para el líquido bombeado. Los tipos de rodetes son: cerrado, semicerrado o semiabierto y abierto.
- Cojinetes o rodamientos. Todas las bombas tienen cojinetes radiales o axiales, ya sea que estén equipadas o no con dispositivos de balanceo hidráulico.
- Acoplamientos. Estos conectan al accionador con la flecha de la bomba.
- Placa base. Se indicará si es común para el accionador y la bomba.
- Sellos mecánicos y empaques. Estos aditamentos junto con la camisa de la flecha se usan para mantener al fluido de proceso dentro de la bomba siguiendo su trayectoria y evitar que haya fugas.
- Materiales. Se indicarán los materiales de las principales partes de la bomba.
- Se indicará que la bomba deberá cumplir con lo especificado por el código API 610 última edición.

### 5.11. CRITERIOS PARA LA DISTRIBUCION DE EQUIPO EN PLANTAS DE PROCESO Y ELABORACION DEL PLANO DE LOCALIZACION GENERAL (PLG) DE EQUIPO

La distribución en planta implica la ordenación física de los elementos industriales. Esta ordenación ya practicada o en proyectos, incluye, espacios mínimos entre equipos para seguridad, tanto los espacios necesarios para el mantenimiento del equipo y maquinaria, almacenaje y todas las otras actividades o servicios.

El término distribución en planta, se alude, a veces, a la disposición física ya existente; otras veces, a una nueva distribución proyectada; y a menudo, se hace referencia al área de estudio o al trabajo de realizar una distribución en planta.

Un plano general de localización de equipo (Plot Plant) es un documento crítico en el diseño y construcción de una planta de proceso; es un dibujo de la unidad, con vista en planta, en el cuál se encuentran perfectamente distribuidos y localizados todos y cada uno de los equipos, además se presentan en él los edificios y localización relativa de áreas funcionales adaptadas a las dimensiones y formas del sitio, localización de estructuras principales, caminos, vías de ferrocarril, sistemas de acceso a la planta, estructuras adyacentes, áreas de almacenamiento y administración, racks de tubería y todo lo necesario a fin de prescribir la apariencia y operación eficiente de la planta.

Un "Plot Plan" no es un documento del cuál una planta sea construida. Es algo más que un patrón, un sistema para las innumerables dimensiones empíricas de la distribución de planta; las cuáles deben ser establecidas antes de que los dibujos para construcción puedan proceder eficientemente. El "Plot Plan" es el dibujo inicial producido para el arreglo de plantas de proceso; todos los especialistas de diseño emplean este plano para desarrollar los requerimientos necesarios y los dibujos para construcción, operación y mantenimiento de la planta. La economía en la producción de estos dibujos será proporcional a la exactitud de la distribución y localización de los equipos, su interdependencia y su libertad para combinarse.

La selección óptima de un arreglo de planta no es una cosa sencilla de conseguir. El plano final resulta de la experiencia y destreza del personal especializado.

La clave para una construcción económica y una operación sencilla y eficiente es una planeación cuidadosa, una distribución funcional de equipo, tuberías y edificios. Además un "Plot Plan" de un lugar accesible y estético puede contribuir a la seguridad, satisfacción y buenas relaciones humanas de los empleados.

Se deben establecer las relaciones de equipo vertical y horizontal, los sistemas de acceso, rutas para emergencia, se determinan los lugares de abastecimiento y manejo de materiales. Se investigan los accesos y métodos de operación, mantenimiento y construcción. Se prevé la distribución de espacio para las actividades de personal (laboratorios, vestidores, almacenes, cuarto de control, caseta del operador, baños, etc.).

Se planean los cuartos de control, centros de control de motores; se determina el sitio de la planta, dimensiones de edificios y estructuras.

Los resultados finales de todas las necesidades deben ser grabados vía dibujo.

El plot plan es de suma importancia ya que en él y en los DTI's se fundamenta el desarrollo de la ingeniería de detalle, ya que marca el arranque de las actividades de todos y cada uno de los especialistas.

Algunas de las actividades para las que se utiliza este documento son las siguientes:

Obtener información general sobre plantas. Efectuar análisis detallado y completo, el cuál incluye aspectos de operación, economía, mantenimiento y seguridad y emisión de comentarios por cada uno de los especialistas para área estimada de equipo en el que estén involucrados. Estimado de cargas de trabajo y Horas-Hombre. A los diseñadores civiles que son los responsables del diseño de drenajes, cimentaciones y estructuras de concreto y de acero, también el cálculo y diseño de los drenajes, así como también el diseño de tuberías.

Así pues el realizar un buen arreglo físico de los equipos y edificios dentro de la planta es sumamente importante y se refleja a lo largo de la operación, en situaciones de emergencia y en operaciones de mantenimiento de la misma.

#### **5.11.1. CLASIFICACIÓN GENERAL DE PLANOS DE LOCALIZACIÓN.**

Los planos de localización general se dividen en dos:

##### **5.11.1.1. PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL ( PLANO DE INTEGRACIÓN O MAESTRO).**

- a) a) Unidades de proceso.
- b) b) Unidades de Servicio.

El plano de distribución general es un documento donde se muestra la localización relativa entre áreas de proceso, edificios administrativos, calles, zona de almacenamiento, zona de carga y zona de servicios auxiliares en un complejo industrial ya sea petroquímica o de refinación.

Este documento incluye distribución relativa indicando coordenadas entre:

- Areas de proceso.
- Zona de Servicios.
- Zona de tratamiento de condensado y combustible de calderas.
- Zona de calderas, zona de turbogeneradores.
- Zona de carga y descarga.
- Cuarto de bombas.
- Cuarto de compresores.
- Cuarto de equipo eléctrico.
- Subestaciones eléctricas.
- Cuarto de control.
- Fosas para tratamientos de efluentes.

- Trincheras.
- Soporterías entre áreas.
- Calles indicando ancho y número.
- Bodegas.
- Almacenes.
- Diques para tanques de almacenamiento.
- Central contra incendio y laboratorio.
- Almacén de agua contra incendio.
- Talleres y estacionamiento.
- Zona de servicios administrativos.
- Terreno para plantas futuras.
- y además indica los límites del complejo industrial, vías de acceso como carreteras, vías de ferrocarril, así como el norte astronómico y norte de construcción.

Este documento sirve para determinar la orientación que tendrá una planta para localizar equipo peligroso como hornos, quemadores, etc., ya que se tendrá que considerar la posición y características de plantas contiguas, sirve para localizar cuarto de control eléctrico, oficinas, cuarto de control de instrumentos, los cuáles estarán cerca de alguna calle, para determinar el tipo de rack que se empleará en una área de proceso, el cuál estará en función de la recepción y salida de productos y reactivos.

#### **5.11.1.2. PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL DE EQUIPO.**

El plano de localización general de equipo muestra la localización en vista de planta de cada pieza de equipo dentro de una sola unidad ya sea de proceso o de servicio.

Los planos unitarios se preparan en forma similar al plano maestro de conjunto, excepto que los detalles con mayores debido al gran número de elementos que forman este tipo de unidades.

Este documento incluye todo el equipo de proceso indicando:

- Racks de tubería.
- Cuarto de equipo Eléctrico.
- Cuarto de Control.
- Caminos, accesos, así como coordenadas de los equipos.
- Recipientes verticales.
- Recipientes horizontales.
- Compresores.
- Bombas.
- Cambiadores.
- Hornos o calentadores a fuego directo.

- Torres.
- Reactores.
- Condensadores.
- Separación de soportaría
- Dimensiones y coordenadas de estructuras principales, quemadores, etc.

El plano de localización general de equipo de áreas de servicios incluye todo el equipo con sus coordenadas relacionado con los sistemas de servicios auxiliares de la planta en cuestión; estos sistemas incluyen todo el equipo necesario para la preparación y distribución de vapor, aire, agua, combustible ya sea gas o diesel, corriente eléctrica, así como agentes químicos, catalizadores y además equipo relacionado con los sistemas de tratamiento de materiales de desecho sean sólidos, líquidos o gaseosos como pueden ser separadores de aceite-agua-sólidos o lagunas, o cuando sea necesario sistemas de tratamiento de agua para calderas, deareadores, equipo de bombeo, sistema para calentamiento de aceite combustible y sistemas para la preparación de aire de planta e instrumentos como secadores, equipo generador de corriente eléctrica cuando no se cuenta con corriente de C.F.E. o cuando se requiere para emergencia, subestaciones eléctricas, torres de enfriamiento con bombas de recirculación de agua de enfriamiento y bombas de agua contra incendio, así como sistemas de tratamiento para agua de enfriamiento o para calderas que debe ser tratada para remover sedimentos o disminuir dureza; etc., así como los sistemas de almacenamiento de materias primas, productos, agua tratada, agua contra incendio, almacén de químicos que pueden ser tanques, etc.

#### 5.11.2. CRITERIOS PARA SUBDIVIDIR EL PLOT PLAN.

- 1.- Escala y alcance de la operación.
- 2.- Limitaciones existentes del lugar.
- 3.- Consideraciones de seguridad.
- 4.- Supervisión de Operación.
- 5.- Suministro de Servicios.
- 6.- Requerimientos de Servicios.
- 7.- Requerimientos de Manejo de Materiales.
- 8.- Conveniencia en el mantenimiento.
- 9.- Economía en la construcción.
- 10.- Expansión futura o posibles adiciones.

### 5.11.3. INFORMACIÓN REQUERIDA PARA INICIAR EL PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL DE EQUIPO (PLOT-PLAN).

INFORMACIÓN	FUENTE
• Localización del sitio para la planta	• Cliente vía Jefe de Proyecto.
• Mapa topográfico	• Cliente vía Jefe de Proyecto.
• Localización de caminos y carreteras de acceso al lugar.	• Cliente vía Jefe de Proyecto.
• Datos climatológicos	• Información preliminar
• Condiciones de suelo.	• Ingeniero civil
• Información básica del contrato	• Jefe de Proyecto y Coordinador de diseño.
• Especificaciones y Estándares de trabajo.	• Supervisor de diseño de tuberías.
• Requerimientos del cliente.	• Cliente vía Jefe de Proyecto.
• Diagramas de Flujo de Proceso.	• Coordinador de diseño.
• Dimensiones preliminares de equipo.	• Ingeniero de Proceso y Proyecto.
• Equipo y subestaciones eléctricas.	• Ingeniero eléctrico.
• localización de acometidas de servicios incluyendo corriente eléctrica.	• Jefe de Proyecto.
• Dimensiones preliminares de edificios.	• Coordinador de diseño.
• Información plantas similares.	• Libros de proyecto en archivo impreso o archivo electrónico (diskettes).

### 5.11.4. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

La distribución en planta comprende la disposición física ordenada de las posibilidades industriales. Esta disposición de los medios industriales tales como: equipo, maquinaria, operadores, áreas requeridas para el movimiento de materiales y su almacenaje, incluyendo la mano de obra indirecta, servicios auxiliares, etc., con el fin de obtener una unidad funcional y los beneficios correspondientes.

### 5.11.5. TIPOS BÁSICOS DE DISTRIBUCIÓN DE PLANTA.

De acuerdo a las características de las plantas de proceso, la distribución de planta se identifica por dos tipos básicos que se definen por los productos a obtener y los volúmenes de producción, además de otros parámetros. Así tenemos:

- a) Distribución por Proceso.
- b) Distribución por Producto.

### **5.11.6. PRINCIPIOS DE LA DISTRIBUCIÓN DE PLANTA.**

El distribuir una planta industrial requiere de ciertos elementos básicos de diseño y así como la mecánica se rige por las leyes de la física, la distribución de planta se fundamenta en los siguientes principios:

- 1.- Principio de la integración total.
- 2.- Principio de la mínima distancia.
- 3.- Principio del recorrido o flujo de materiales.
- 4.- Principio del espacio cúbico.
- 5.- Principio de seguridad y satisfacción.
- 6.- Principio de flexibilidad.

### **5.11.7. FACTORES QUE AFECTAN A LA DISTRIBUCIÓN DE PLANTA.**

Los factores que tienen influencia sobre cualquier distribución, se dividen en ocho grupos.

- a) Factor material, incluyendo diseño, variedad, volumen, operaciones necesarias y su secuencia.
- b) Factor maquinaria, incluyendo equipo de producción y herramientas así como su utilización.
- c) Factor hombre, involucrando la supervisión y los servicios auxiliares, al mismo tiempo que la mano de obra indirecta.
- d) Factor movimiento, incluyendo el transporte interno y extradepartamental y la manipulación en las diferentes operaciones, almacenajes e inspecciones.
- e) Factor espera, incluyendo los almacenamientos temporales y permanentes, así como las demoras.
- f) Factor servicio, cubriendo el mantenimiento, inspección, control de desperdicios, programación y expediciones.
- g) Factor edificio, comprendiendo los elementos y particularidades interiores y exteriores del mismo, así como la distribución y equipo de las instalaciones
- h) Factor cambio, teniendo en cuenta la versatilidad, flexibilidad y expansión.

### **5.11.8. METODOLOGÍA PARA DISTRIBUIR UNA PLANTA INDUSTRIAL.**

La planeación de toda distribución de planta está constituida por cuatro fases, que son:

Fase I. Localización.

Determina la ubicación del área a distribuir ya sea para la expansión de una sección ya existente o la región para una nueva unidad.

Fase II. Distribución General.

Establece el arreglo general de toda la planta, sin considerar detalles.

Fase III. Distribución detallada.

Realiza la ubicación y ordenamiento de cada partida de maquinaria, equipo y servicios auxiliares.

Fase IV. Instalación

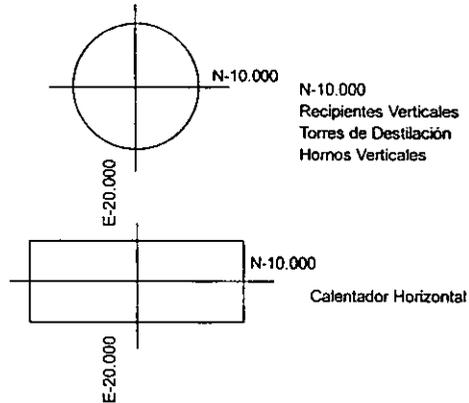
Distribución física final, o sea lista para instalación.

Lista de partidas a considerar para un plano de localización general.

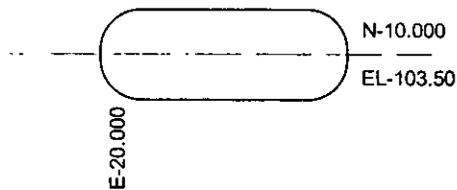
- Edificios administrativos.
- Cafetería.
- Cuarto de control.
- Lagunas o torres de enfriamiento.
- Diques.
- Cercas.
- Estación de bomberos.
- Primeros auxilios.
- Quemadores.
- Estacionamiento.
- Caseta de vigilancia.
- Laboratorio.
- Talleres de mantenimiento.
- Cuarto de control.
- Monitores e hidrantes.
- Soportería de tubería.
- Areas de proceso.
- Carreteras y caminos.
- Areas de almacenaje.
- Subestaciones eléctricas.
- Areas de tratamiento de efluentes.
- Areas de generación de servicios, etc.

5.11.9. ACOTACIONES DE EQUIPO E INSTALACIONES.

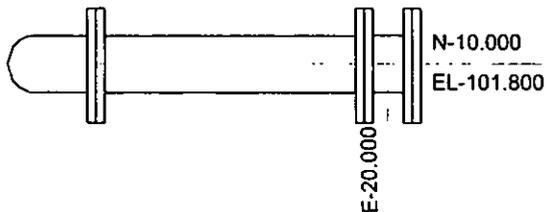
- 1.- Las acotaciones para recipientes verticales, torres, calentadores debe ser a centro de líneas.



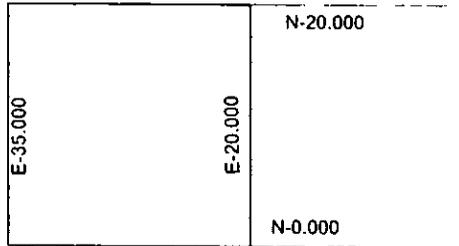
- 1.- Las acotaciones para recipientes horizontales, son a centro de líneas y a línea de tangente. También se debe indicar la elevación a centro de líneas.



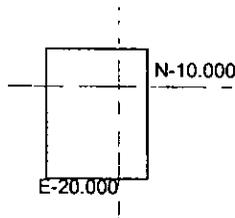
- 1.- Las acotaciones para cambiadores de calor de coraza y tubos, son a centro de líneas de la coraza y a centro de líneas de la boquilla de los tubos. También se indica la elevación a centro de líneas.



- 1.- Las acotaciones para motor de compresoras y cuartos de control, son a centro de columnas.



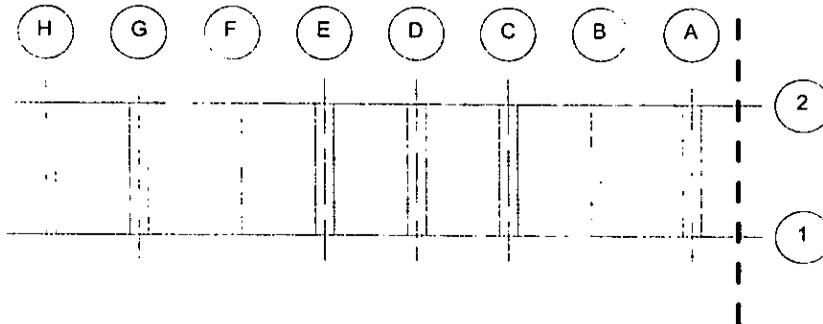
- 1.- Las acotaciones para bombas son a centro de líneas de la boquilla de descarga.



- 1.- La soportería de tubería o corredor de tubería, también denominada rack, se acotará así:

Las columnas principales de indicarán con números.

Las columnas dentro de la planta, se indicarán con letras.



**5.11.10. CONSIDERACIONES GENERALES DE LOCALIZACIÓN DE INSTALACIONES.**

- a) Los equipos serán localizados de acuerdo a la secuencia lógica del proceso, para minimizar el consumo de tubería.
- b) Las bombas se deben colocar cerca y abajo de su punto de succión, para evitar pérdidas por fricción y consumo de tubería de mayor diámetro.
- c) Para equipo que tenga partes intercambiables como hornos y cambiadores de calor, déjese una área suficiente para mantenimiento.
- d) Enfriadores y acumuladores de producto, se deben colocar cerca de límite de batería, para despejar las zonas de proceso y reducir el riesgo de incendio.
- e) Tanques de almacenamiento de inflamables además se la distancia mínima entre equipos adyacentes requerirán de un dique con el volumen equivalente del recipiente, esto es con la finalidad que en caso de ruptura del tanque, el líquido no se esparza por la planta y provoque o extienda un incendio o cualquier otro tipo de accidente.
- f) El equipó mayor deberá ser arreglado en una o más líneas dependiendo del tamaño de la planta, naturaleza del equipo y naturaleza del sitio de la planta.
- g) Torres de enfriamiento atmosféricas, albercas de aspersion, tanques flash y equipo emitiendo humos desagradables o explosivos, etc., donde la neblina o el humo puede ser jalado por el viento, deberán localizarse corriente abajo del área de la planta para prevenir humedad indeseable, corrosión o condiciones de peligro de fuego en la planta propiamente.
- h) El arreglo de entradas de hombre, eléctricas, conductos subterráneos y terminales eléctricas, deberán considerarse en el arreglo de equipo y edificios, tales trabajos requieren rutas rectas para facilitar el cableado.
- i) La expansión de la planta deberá mantenerse siempre en mente. El juicio ingenieril deberá usarse para estimar el alcance de la expansión, ya sea de una unidad o de una planta. Para una mínima expansión de la planta, debe considerarse un 20% de espacio en los racks principales para líneas adicionales y un 25% en la distribución de la unidad.
- j) En terreno accidentado, se deben localizar las unidades de proceso en la parte más alta para evitar que posibles derrames de tanques invadan la zona de proceso.
- k) Localizar el edificio de control tan cerca del centro de la unidad de proceso como sea posible. Deberá tener un camino de acceso.
- l) El equipo de proceso se podrá acercar como máximo a 3.66 mt (12') del cuarto de control.
- m) Las torres de enfriamiento deberán mantenerse a 15.25 m (50') de cualquier horno y deberán orientarse de manera que los vientos dominantes o reinantes soplen a lo largo de la torre, la alberca de la bomba puede estar a un lado o en un extremo considerando que dé a la escalera. Habrá un acceso a las mallas o coladeras de la alberca.

- n) Las rutas de tubería deberán ser paralelas a las líneas principales de equipo. Si hay descargas superiores, es mejor, usualmente localizarlas frente al equipo, o en el caso de dos líneas de columnas, bombas, etc., entre las dos líneas. Localizarlas tan cerca del equipo como sea conveniente para permitir espacios amplios de operación y evitar tuberías de interconexión muy grandes. Fuera del área principal de la planta, es más económico llevar la tubería en durmientes, por ejemplo, la tubería entre la planta y las torres de enfriamiento o entre la planta y la casa de compresoras.
- o) Las bombas si están agrupadas deberán localizarse a 4.57 mt (15ft) como mínimo de las torres o recipientes. Si existen problemas de NPSH o el arreglo del equipo es en línea, las bombas se colocarán cerca y abajo de su punto de succión.
- p) Deberá preverse el espacio conveniente para permitir el libre acceso a entradas de hombre, válvulas e instrumentos.
- q) Localizar cambiadores de calor y demás equipos a nivel del piso, lo más cercano posibles.
- r) Dar espacio suficiente para el manejo de los tubos de cambiadores de calor y hornos y espacio para remover los internos de torres de enfriamiento.
- s) Dar un espacio de operación de por lo menos 0.76 mt (2' 6") entre bombas y equipos a su alrededor.
- t) Proveer de carreteras de acceso o espacios detrás de líneas de equipos principales; en cualquiera o en ambos extremos de edificios de equipo, cuarto de compresores, cuarto eléctrico; en tanques de almacenamiento y en lugares que requieren equipo móvil para manejo de materiales.

#### **5.11.11. CONSIDERACIONES ESPECIALES DE LOCALIZACIÓN DE EQUIPO.**

##### **5.11.11.1. TORRES**

Las torres (fraccionadoras, deshidratadoras, etc.), deben ser localizadas cerca de la red de tuberías, tanto como sea posible, para acortar la tubería, instrumentos y alambres eléctricos que van por los soportes.

Las torres de deben alinear por el lado que hace frente con la red de tuberías.

Por uno de los lados de las torres se debe dejar un espacio para transitar.

##### **5.11.11.2. REHERVIDORES**

Los rehervidores se deben localizar cerca de la torre de fraccionamiento para abatir costos por materiales en el ahorro energético.

##### **5.11.11.3. CONDENSADOR DE TORRE**

Los condensadores de torre son generalmente de tubo y coraza, y se localizan cerca de la torre o a nivel del suelo y opuestos al rehervidor.

Si el condensador de tubo y coraza se localiza arriba del acumulador, es necesario proporcionar una estructura.

#### **5.11.11.4.ACUMULADORES**

Los acumuladores se localizan junto y próximos al nivel de montaje de los condensadores. El final del acumulador próximo a la tubería, se debe alinear con los intercambiadores.

#### **5.11.11.5.INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Se deben de localizar de manera que las líneas grandes y con aleación sean lo más cortas posibles, de otro modo seguir el flujo del proceso.

El canal final de los intercambiadores debe dar a una vía de acceso, de modo que se le pueda dar mantenimiento al intercambiador.

La cubierta final de la coraza, quedará frente a la red de tuberías y alineada a 0.61 m (2' 0"), cerca de la tubería que hace frente con la columna de fraccionamiento.

Para conservar espacio, los cambiadores de calor pueden ser apilados o estacados, siempre y cuando la superficie del cambiador no exceda 4.5 m (15' 0") arriba del nivel de la línea central.

#### **5.11.11.6.BOMBAS**

Las bombas se deben colocar cerca y abajo de su punto de succión, para evitar pérdidas por fricción y consumo de tubería de mayor diámetro. Normalmente se localizan bajo la tubería que va por los soportes. La descarga de la bomba se sitúa a 0.61 m (2' 0") fuera de la línea central de las columnas que soportan la tubería.

#### **5.11.11.7.RECIPIENTES**

- a) Recipientes Verticales.- la localización de los recipientes verticales es similar a la localización de torres.
- b) Recipientes Horizontales.- los recipientes horizontales se deben alinear con respecto a los acumuladores montados a nivel, buscando siempre que haya armonía con el flujo de proceso y que las líneas de tubería se acorten.
- c) Tanques de Mezclado.- Los tanques de mezclado verticales se alinearán con referencia a las torres. Además se deben localizar de manera que las líneas de tubería sean lo más cortas que sea posible y en armonía con el flujo del proceso.

#### **5.11.11.8.CALENTADORES A FUEGO DIRECTO**

Ocupan áreas generalmente próximas a límites de batería. El equipo de proceso que se encuentre conectado a la salida del horno se debe localizar tan cerca como sea posible, de manera que las líneas de transfer sean cortas y simples. En caso de equipo de proceso peligroso, los hornos se deben situar a 15.24 mt (50 ft), exceptuando los reactores tipo plataforma. Los hornos deberán localizarse viento arriba de las unidades de proceso de manera que los gases de hidrocarburos que se emitan o escapen sean arrastrados lejos de la flama de los hornos. Si se trata de hornos pequeños, podrán localizarse de acuerdo al flujo del proceso.

#### **5.11.11.9.SEPARADOR API**

La distancia mínima a las unidades de proceso puede ser de 30.48 mt (100 ft). Intentar y localizar lejos de los edificios y caminos principales sujetos a tráfico pesado.

#### **5.11.11.10.ENFRIADORES DE AIRE**

Montaje sobre tuberías para aprovechar espacio y utilizar apoyos del corredor de tuberías para soportarlos.

#### **5.11.11.11.COMPRESORES**

Los compresores se deben situar de modo que la línea de succión se acorte tanto como sea posible. En compresores con recirculación, mantener el circuito de entrada lo más corto que se pueda, de esta manera se reducirá el costo del compresor así como el de la tubería.

Los compresores centrífugos son montados normalmente a la intemperie, excepto en climas fríos o cuando el cliente requiere de un protector.

Antes de determinar una localización final para los compresores, se debe preparar una protección para el compresor.

#### **5.11.11.12.CUARTO DE CONTROL**

La caseta o cuarto de control se debe localizar por el centro de la unidad de proceso, para que los operadores puedan tener un rápido acceso y una mejor visibilidad de todas las secciones de la unidad.

El cuarto de control debe tener también una oficina, servicios sanitarios, lockers, sillas y mesas.

#### **5.11.11.13.TANQUES PARA ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO**

Los tanques para almacenamiento ya sea en forma individual o un grupo de ellos, generalmente se deben localizar lejos de las unidades de proceso a las cuáles están sirviendo.

La distancia mínima y el espaciamiento para estos tanques están sujetos a consideraciones de seguridad, riesgo de fuego y códigos de seguridad.

#### **5.11.11.14.ACCESIBILIDAD PARA MANTENIMIENTO**

La facilidad de acceso para mantenimiento, se basa en las siguientes consideraciones

- a) Dejar un espacio libre adecuado para manejar una grúa de 25 tons. para el reemplazo y mantenimiento de cada pieza del equipo.
- b) Dejar espacios libres para mover de su posición y manipular las cabezas flotantes de los intercambiadores.
- c) Checar el espacio libre entre cambiadores que están frente a frente, para poder limpiar los tubos.
- d) Proporcionar un espacio adecuado detrás de todos los recipientes con platos o empacados para un área de drenado.
- e) Proporcionar un acceso hasta las tuberías para un camión Pick up y para las pequeñas estructuras en A.
- f) Proveer un acceso a los calentadores a fuego directo para limpiar los tubos.

En general se debe proporcionar un acceso desde el camino principal, hacia los pasillos de acceso a las unidades para dar mantenimiento al equipo.

#### **5.11.11.15.PREVISIONES FUTURAS**

Un factor importante es planear las expansiones futuras, en las siguientes áreas:

- Servicios generales.
- Construcciones para almacenaje.
- Interconexiones de tubería.
- Areas de equipo de trabajo.

### **5.12. CRITERIOS PARA LA ELABORACION DE DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION (DTI'S)**

Los diagramas de tubería e instrumentación son la representación gráfica de todos los datos necesarios para el desarrollo de la Ingeniería de Diseño de una planta de proceso, en estos diagramas la simbología empleada para la designación de los equipos es más descriptiva que en los diagramas de flujo de proceso e inclusive se trata de mostrar diagramáticamente los interiores y exteriores de los equipos, las válvulas y accesorios con los símbolos convencionales, conocidos y/o apegándose a las normas incluyendo su diámetro y codificación o número especial de equipos. Además se muestra toda la instrumentación incluyendo la simbología de todos los instrumentos así como las señales requeridas para tener un buen control.

La importancia de los Diagramas de Tubería e Instrumentación en las plantas de proceso ya sea química, petroquímica o industrial, radica en que representan la base para el diseño de los arreglos de equipo y tuberías, isométricos de tubería, localización de instrumentos y operación de la planta, dado que aparecen en ellos todos los equipos, accesorios y tuberías que los interconectan.

### 5.12.1. CLASIFICACIÓN

Es conveniente tener una clasificación de los Diagramas de Tubería e Instrumentación, ya que dentro de una planta de proceso se va a tener las áreas de proceso y las zonas designadas para servicios auxiliares que sirven para llevar a cabo el o los procesos.

#### 5.12.1.1. *DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DE PROCESO*

En este tipo de diagramas se especifica o indica todo el equipo de proceso mostrado sobre el Diagrama de Flujo de Proceso, además de la instrumentación y accesorios requeridos para tener una buena operación y control, así como la entrada y salida de tuberías que manejan los Servicios Auxiliares.

#### 5.12.1.2. *DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES*

Dentro de los servicios auxiliares requeridos para la operación de una planta se mencionan los siguientes:

- 1.- Vapor y condensados.
- 2.- Agua de servicios, de proceso y contra incendio.
- 3.- Aire de planta e Instrumentos así como el paquete de secado de aire de instrumentos.
- 4.- Combustibles: Gas, Diesel, Combustóleo.
- 5.- Aceite de lubricación y de sellos.
- 6.- Agentes Químicos, inhibidor de corrosión y antiespumantes.
- 7.- Agua de enfriamiento.
- 8.- Sistema de desfogue.
- 9.- Gas inerte.

### 5.12.2. INFORMACIÓN CONTENIDA

- 1.- Simbología y Clave de Equipo
- 2.- Características del Equipo
- 3.- Instrumentación y control

## 5.12.3. SIMBOLOGÍA Y CLAVES DE EQUIPO

En instrumentación y control se emplea un sistema especial de símbolos con el objeto de transmitir más eficientemente, tanto sus filosofías como su información de control. Esto es indispensable en el diseño, selección, operación y mantenimiento de sistemas de control.

La clave de equipos que se utiliza en los Diagramas de Tubería e Instrumentación es igual a la que se utiliza en los Diagramas de Flujo de Proceso

Un sistema de símbolos ha sido estandarizado por la I.S.A., la cuál explica lo siguiente:

La identificación de un instrumento será entonces:

- a) Identificación general, cuando se usa una combinación de letras para establecer su propósito y funciones.
- b) Identificación específica cuando la combinación de letras acompaña un número que sirve para identificar al instrumento más detalladamente.

## 5.12.4. IDENTIFICACIONES GENERALES

TABLA 5.12

LETRAS MAYÚSCULAS	DEFINICIÓN Y POSICIONES PERMITIDAS EN CUALQUIER COMBINACIÓN		
	1°. LETRA, VARIABLES DE PROCESO.	2°. LETRA, TIPO DE REGISTRO U OTRA FUNCIÓN.	3°. LETRA, FUNCIÓN ADICIONAL.
A	----	Alarma o Analizador	Alarma
C	Conductividad	Control	Control
D	----	---	---
E	----	Elemento Primario	----
F	Flujo	Relacionador	----
G	----	Cristal	---
H	Manual	----	Alto
I	---	Indicador	---
L	Nivel	----	Bajo
M	Humedad	---	---
P	Presión	----	---
R	---	Registrador	---
S	Velocidad	Interruptor	----
T	Temperatura	Transmisor	Transmisor
V	Viscosidad	---	Válvula
W	Peso	Pozo	----
Y		Convertidor	---

El uso de estas letras y sus combinaciones, se deben aplicar las siguientes reglas:

- 1.- Las letras de identificación se escribirán en todos los casos con mayúsculas. Las únicas excepciones lo son el uso de "d", "y", "p".
- 2.- Cada letra tendrá un solo significado al usarse como primera letra en cualquier combinación, definiendo la variable del proceso.
- 3.- Igualmente cada letra tendrá un solo significado al usarse como 2a. o 3a. letra en una combinación, al definir el tipo de servicio.
- 4.- Lo anterior es particularmente importante al formar las combinaciones de letras que se indican en la tabla 5.12, o bien al agregar más de acuerdo con dicha secuencia.
- 5.- No pueden usarse letras o combinaciones de letras intermedias.

#### **5.12.5. TUBERÍAS Y ACCESORIOS**

La información que complementa a los DTI's y que sirva de interconexión entre equipos de proceso y servicios son las tuberías o líneas tanto de proceso como de Servicios Auxiliares y los accesorios como filtros, trampas, válvulas de bloqueo, etc., especificándose en los DTI's los siguientes puntos:

- 1.- Tamaño y rating de la tubería.
- 2.- Número de línea.
- 3.- Símbolo del material de la tubería.
- 4.- Tamaño de las válvulas si es diferente al de la línea.
- 5.- Interconexión de las tuberías con otros DTI's.
- 6.- Válvulas de Seguridad: tamaño y área del orificio, presión de ajuste.
- 7.- Líneas de entrada y salida incluyendo drenes y venteos.
- 8.- Especificación de las líneas que requieren aislamiento.

#### **5.12.6. PROCEDIMIENTO PARA LA ELABORACION DE LOS DTI'S.**

##### **5.12.6.1. INFORMACIÓN REQUERIDA.**

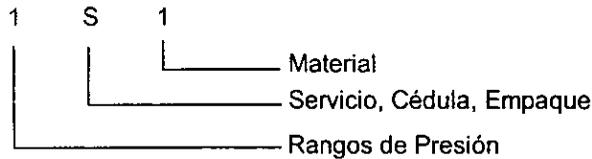
Se deberá contar con la siguiente información:

- a) Diagramas de Flujo de Proceso.
- b) Especificaciones de Tubería.
- c) Bases de Diseño.

- d) Especificaciones de Aislamiento.
- e) Especificaciones de trampas de vapor y filtros permanentes y temporales.
- f) Lista de equipo
- g) Procedimiento para la codificación de líneas.
- h) Información de los equipos.

Especificación de Tuberías.

La especificación de tubería indica los rangos de presión y temperatura, así como el material y rangos permisibles de corrosión, esta especificación va a depender de las características del fluido y de las condiciones de presión y temperatura, como se indica a continuación:

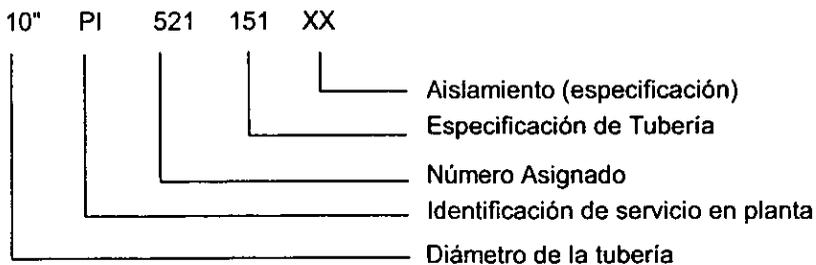


5.12.6.2. ESPECIFICACIÓN DE AISLAMIENTO.

Las especificaciones de aislamiento para las tuberías se determina a partir de las características de los fluidos que se manejan en el proceso, así como las condiciones de presión y temperatura de los mismos, y en los cuáles se desea minimizar las pérdidas de calor de los fluidos por necesidades de operación. Esta especificación se indica como un componente de la codificación de la línea, de ahí la necesidad de tenerla elaborada antes de iniciar los DTI's.

5.12.7. PROCEDIMIENTOS PARA LA CODIFICACIÓN DE LÍNEAS.

El criterio para numerar las líneas será como sigue:



Algunas consideraciones de como se codifican las líneas se indica a continuación:

- a) Los cabezales tendrán número independiente o nuevo.
- b) Los ramales que salen de un cabezal, llevarán el número de éste, seguido por un guión y un número consecutivo o sea número derivado.
- c) Los ramales que lleguen a un cabezal tendrán número de acuerdo a la línea en que se originen, pero nunca tendrán del cabezal al que llegan.
- d) Líneas que van de equipo a equipo, llevarán número independiente.
- e) Cuando un cabezal de origen a un sub-cabezal, éste llevará un número independiente y los ramales que parten de este sub-cabezal tendrán números derivados de éste.
- f) Líneas que llegan a un equipo con dos alimentaciones, una de ellas llevará el mismo número y la otra el número derivado correspondiente.
- g) Líneas que cambien de diámetro y/o especificación llevarán el mismo pero con el nuevo diámetro y/o especificación.
- h) Las líneas de entrada a válvulas de seguridad, llevarán dependiente de la línea en que se originen y número independiente si se origina en un equipo.
- i) Todas las líneas que sean de válvulas de desvío de algún equipo, serán líneas dependientes de la línea que se originan. Excepto cuando la línea que da origen tiene un número derivado, la línea de desvío llevará el siguiente número consecutivo derivado.
- j) Los drenes de los equipos no se numeran, únicamente llevarán el diámetro y la especificación.
- k) Las líneas de las válvulas de desvío en válvulas de control y seguridad, no serán numeradas, únicamente se indicará el diámetro de la válvula de desvío.

#### 5.12.8. PROCEDIMIENTOS EN LA ELABORACIÓN DE LOS DTI'S

- 1.- El primer paso será distribuir los equipos convenientemente, estos no se dibujan a escala pero se deberá guardar cierta proporción en tamaño y elevación.
- 2.- Se deberán dejar espacios libres de aproximadamente 6 cm en la parte inferior y superior para los datos de los equipos (clave y características).
- 3.- El sentido de flujo de proceso se recomienda que sea de izquierda a derecha aunque esta consideración no es limitativa.
- 4.- La línea exterior de los equipos se deberá hacer con línea delgada pero firme, mostrando todas las características importantes del equipo como: boquillas, chaquetas, juntas de expansión, serpentines, agitadores, rociadores, etc.
- 5.- Se deberá mostrar todo el equipo misceláneo como básculas, transportadores, elevadores, etc., aún cuando no estén conectados a tubería.

- 6.- La simbología de los equipos deberá estar de acuerdo a lo indicado en la tabla 5.1. En el caso de que no exista símbolo para algún equipo, se deberá dibujar el contorno aproximado de éste.
- 7.- Una vez que se tienen los equipos dibujados y agrupados convenientemente, se procede a dibujar las interconexiones entre ellos.
- 8.- La separación entre líneas será dependiendo de la densidad del diagrama.
- 9.- La simbología de las líneas deberá estar de acuerdo a lo especificado en el Apéndice.
- 10.- En las interconexiones se deberán mostrar todos los accesorios de la línea tales como: válvulas manuales, cambios de diámetro, derivaciones, válvulas de control, manómetros, termopozos, bridas de orificio, etc.
- 11.- Los cambios de dirección serán dibujados rectos, no se mostrarán bridas, excepto cuando se requiera bridas ciegas.
- 12.- Los cruces de líneas deberán hacerse suspendiendo la línea vertical aunque esto no es limitante ya que se pueden llegar a suspender las líneas horizontales, lo que si tiene que respetarse es que únicamente un tipo de línea es la que se tiene que suspender.
- 13.- El sentido de flujo en las líneas se mostrará mediante flechas en los cambios de dirección.
- 14.- En los cambios de diámetro se indicará el tamaño de la reducción cuando esta exista físicamente, en caso de que la reducción no exista no se indicará.
- 15.- No se mostrarán las trampas de vapor en los cabezales.
- 16.- Las líneas de proceso que continúan o vienen de otro diagrama se indicarán horizontalmente, cuando una línea llega por la derecha deberá coincidir por el lado izquierdo del siguiente diagrama y viceversa.
- 17.- Las líneas de servicio que continúan o vienen de otros diagramas se mostrarán verticalmente indicando de igual forma el número del diagrama al que van o del que vienen.
- 18.- Los cambios de especificación se indicarán con una línea perpendicular y anotando a cada lado el número de especificación que se va a aplicar.
- 19.- Se deberá mostrar las juntas de expansión en las líneas.
- 20.- La simbología de las válvulas manuales deberá estar de acuerdo a lo indicado en los símbolos especificados.
- 21.- No se codificarán las válvulas manuales sino que únicamente se indicará su diámetro lo más cerca posible.
- 22.- Se codificarán todas las líneas de proceso.
- 23.- El número del equipo deberá aparecer dentro del mismo o lo más cerca posible, este número deberá estar subrayado.

- 24.- La información de los equipos se deberá mostrar en la parte superior e inferior. Normalmente se muestran la clave de las bombas en la parte inferior del diagrama y en la parte superior se especifican los demás equipos (cambiadores de calor, recipientes, torres, compresores, etc.).
- 25.- Los pendientes se indican encerrándolos en una nube.
- 26.- Las notas generales se indicarán en el extremo superior derecho del DTI.

En el Apéndice se indica la simbología que se utiliza para la elaboración e integración de los DTI's.

## CAPITULO VI

# “PAQUETE DE INGENIERIA BASICA DE PROCESO PARA EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO SELECCIONADO”.



## **6.1. BASES DE DISEÑO**

### **1.0 GENERALIDADES.**

Con la finalidad de proteger el entorno ecológico, la instalación debe seguir filosofías de operación y diseño que generen efluentes con menor contenido de contaminantes, que cumplan con normas de seguridad e higiene industrial y que reduzcan al mínimo las pérdidas económicas por dispendio de hidrocarburos.

Los procesos de separación gas-aceite, estabilización y deshidratación de crudo, la recuperación de vapores y compresión de gas, el acondicionamiento del gas y estabilización de los condensados cumplen con lo antes expuesto y en forma conjunta constituyen el proyecto de optimización del campo "Jujo".

#### **1.1 Función de la Planta.**

El objetivo es acondicionar dos corrientes de gas amargo de alta presión, una proveniente de la sección de compresión de Jujo y, otra proveniente de la Batería Tecominoacán para enviarse al Centro Procesador de Gas "Cactus", vía Paredón. El acondicionamiento del gas consiste en recuperar los componentes licuables por medio de un sistema de refrigeración a base de propano, los cuáles se envían también al CPG Cactus.

#### **Tipo de Proceso.**

##### **1.2.1 Sistema de Enfriamiento de Gas Amargo.**

El gas natural proveniente de la sección de compresión junto con el gas de alta presión proveniente de la Batería Periférica Tecominoacán será sometido a un proceso de refrigeración mecánica para separar los componentes licuables, contenidos en el gas.

El proceso consistirá en preenfriar el gas de alta presión, aprovechando las corrientes frías de líquido y gas efluentes del mismo proceso. Durante el preenfriamiento se generan agua y condensados y para su manejo se contará con un separador trifásico de alta eficiencia. El agua se enviará a tratamiento, los condensados intercambiarán calor para el preenfriamiento y el gas se enfriará en el paquete de refrigeración hasta la temperatura requerida. Durante esta etapa de enfriamiento se inyectará etilenglicol para evitar la formación de hidratos.

Los condensados, una vez que intercambian calor, pasarán a través de un separador trifásico de alta eficiencia; el gas separado será enviado a la succión de la primera etapa de la sección de compresión; los licuables al CPG Cactus y el agua - etilenglicol a un sistema de regeneración para la recuperación del inhibidor y recirculación al proceso.

El sistema de refrigeración será en circuito cerrado utilizando propano como refrigerante. Este ciclo de refrigeración consiste en comprimir los vapores de propano a  $17.5 \text{ Kg./cm}^2$ , condensarlos con aire y expandarlos en dos etapas para bajar su temperatura y llevar a cabo un intercambio térmico con el gas natural de alta presión. Durante el intercambio se vaporiza el propano para cerrar así el ciclo de refrigeración.

## **2.0CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.**

### **2.1Factor de Servicio.**

El factor de servicio es de 1.0.

El sistema de enfriamiento estará diseñado para operar las 24 horas de los 365 días del año.

### **2.2Capacidad.**

#### **2.2.1Capacidad de Diseño.**

La capacidad de diseño del sistema de enfriamiento es de  $4,755 \text{ Mm}^3/\text{D} @ 20^\circ\text{C}$  y  $1.0 \text{ Kg./cm}^2$  abs.(160 MMPCSD) de gas. Corresponde al máximo esperado (Jujo y Tecominoacán) en el año 2004, de acuerdo al escenario establecido.

#### **2.2.2Capacidad Normal.**

La capacidad normal del sistema de enfriamiento es igual a la de diseño.

#### **2.2.3Capacidad Mínima.**

La capacidad mínima del sistema de enfriamiento es de  $3,566 \text{ Mm}^3/\text{D} @ 20^\circ\text{C}$  y  $1.0 \text{ Kg./cm}^2$  abs.(120 MMPCSD) de gas.

### **2.3Flexibilidad de Operación.**

El sistema de enfriamiento contará con las facilidades para operar a falla de energía eléctrica y de aire de instrumentos.

Se contará con un generador de emergencia de capacidad de 125 Kwatts que suministrará energía de respaldo al cuarto de control, instrumentos y válvulas.

### **2.4Previsiones para Ampliaciones Futuras.**

No se tiene contemplado realizar ampliaciones futuras.

**3.0 ESPECIFICACIÓN DE LAS ALIMENTACIONES.**

Las siguientes son las características de las cargas al Sistema de Enfriamiento.

COMPONENTE (BASE SECA)	GAS DE ALTA PRESION SECCION COMPRESION JUJO	CONDENSADOS SECCION COMPRESION JUJO	GAS DE BATERÍA TECOMINOACÁN
	% MOL	% MOL	% MOL
NITRÓGENO	0.77	0.08	1.304
CO2	2.39	0.86	2.128
H2S	0.70	0.49	0.165
METANO	62.91	13.73	68.013
ETANO	16.46	9.91	13.621
PROPANO	9.56	12.5	8.644
I-BUTANO	1.37	3.17	1.145
N-BUTANO	3.11	8.98	2.794
I-PENTANO	0.74	3.89	0.586
N-PENTANO	0.91	5.73	0.784
HEXANOS	0.46	6.44	0.489
TBP 156-199	0.33	9.12	0.231
TBP 199-244	0.0	0.0	0.066
TBP 244-279	0.0	0.0	0.026
TBP 279-326	0.0	0.0	0.004
TBP 326-683	0.0	0.0	0.000
TOTAL	100.000	100.00	100.000

**4.0 CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LÍMITES DE BATERÍA.**

La siguiente tabla da una descripción de las condiciones en límites de batería de las alimentaciones a la Batería Central Jujo.

ALIMENTACIÓN	PROCEDENCIA	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN (KG/CM <sup>2</sup> MAN.) MÁX./NOR./MÍN.	TEMPERATURA (°C) MÁX./NOR./MÍN.	FORMA DE RECIBO
GAS DE ALTA PRESION SECC. COMPRESION JUJO	Compresores de alta	Gas	75.0/74.7/74.7	52 / 52 / 35	Tubería
CONDENSADOS SECC. COMPRESION JUJO	Separadores de alta de compresores	liquido	38.0/35.7/35.0	50/48/48	tubería
GAS DE BATERÍA TECOMINOACÁN	Batería Periférica	Gas	78.0 / 75.0 / 75.0	38 / 36 / 36	Tubería

## 5.0 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

PRODUCTO	PRUEBA	ESPECIFICACIÓN
GAS AMARGO	con Higrómetro.	Temperatura de rocío = 13 °C máx.
CONDENSADOS AMARGOS	ASTM-D-95 y/o UOP-206-64 ASTM D-156	Agua (% vol.) = 0.2 máx. Color Saybolt +20 máx.
AGUA AMARGA	---	---
VAPORES RECUPERADOS	---	---

## 6.0 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LÍMITES DE BATERÍA.

A continuación se muestran las condiciones en límites de batería de los productos del Sistema de Enfriamiento.

Producto	Destino	Estado Físico	Presión (Kg./cm <sup>2</sup> man.) Máx./Nor./Min.	Temperatura(°C) Máx./Nor./Min.	Forma de Entrega
GAS AMARGO	CPG Cactus	Gas	76 / 72 / 72	52 / 35 / 35	Tubería
CONDENSADOS ESTABILIZADOS	CPG Cactus	Líquido	45 / 45 / 42	35 / 33 / 31	Tubería
AGUA AMARGA	(*)	(*)	(*)	(*)	(*)
VAPORES RECUPERADOS	(**)	(**)	(**)	(**)	(**)

(\*) A planta de tratamiento de agua

(\*\*) Vapores recuperados y recirculados al área de compresión

## 7.0 AGENTES QUÍMICOS.

AGENTE QUÍMICO	TIPO	ESTADO FÍSICO	FORMA DE RECIBO	DISPONIBILIDAD
INHIBIDOR DE HIDRATOS	Etilenglicol	Líquido	Tambores	La requerida

## 8.0 EFLUENTES.

## 8.1 Tratamiento de Efluentes.

Debido a la importancia de preservar el ambiente en las áreas aledañas a la instalación, ésta se integrará al sistema para el tratamiento de agua de formación.

**9.0INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO. (1)**

**10.0SERVICIOS AUXILIARES.**

**10.1Vapor. (2)**

**10.2Agua de Enfriamiento. (1)**

**10.3Agua para Servicio y Usos Sanitarios. (1)**

**10.4Agua Potable. (1)**

**10.5 Contraincendio.**

El sistema de agua contraincendio utilizará como fuente de suministro pozos de captación y un tanque de almacenamiento de agua contraincendio.

PARÁMETRO	UNIDADES	CONDICIONES
Presión	Kg./cm <sup>2</sup> man.	10.0 máx. / Atmosférica
Disponibilidad	La requerida	
Fuente	Pozos de captación / Tanque de Almacenamiento	

Aplicar Norma A 1. 1. de PEMEX.

**10.6Aire de Planta. (2)**

Se contará con tomas para disposición del servicio

**10.7Aire de Instrumentos. (1)**

Se instalará red para suministro local.

**10.8Combustible. (1)**

**10.9Refrigerante.**

CARACTERÍSTICA	UNIDADES	ESPECIFICACIÓN
Fuente de suministro	-----	Auto tanque
Refrigerante	-----	Propano
Composición	-----	Propano Comercial Especificación ASTM-D-1835
Presión de suministro en L. B.	kg./cm <sup>2</sup> man.	19.0
Temperatura en L. B.	°C	Ambiente

**10.10 Alimentación de Energía Eléctrica.**

Fuente de suministro	C.F.E.
Tensión, Kvolts	34.5
Número de fases	3
Frecuencia, ciclos	60
Factor de potencia	0.9 mínimo
Material del conductor	ACSR 477 MCM
Aislamiento del conductor	Desnudo
Acometida	Aérea

**10.11 Teléfono y Radio. (1)**

**10.12 Desfogue. (1)**

**11.0 SISTEMAS DE SEGURIDAD.**

**11.1 Sistemas Contra incendio.**

Debe contar con una red de distribución de agua contra incendio capaz de proteger al personal e instalaciones, prevenir riesgos de propagación de incendio en todos las áreas de proceso, equipos e instalaciones en general de la batería central.

PARÁMETRO	UNIDADES	CONDICIONES
PRODUCTO	---	AGUA
FUENTE	---	POZOS DE CAPTACIÓN / TANQUE DE ALMACENAMIENTO
DISPONIBILIDAD	---	LA REQUERIDA
PRESIÓN MÍNIMA DE SUMINISTRO CUANDO SE ABASTECE EL GASTO DE AGUA REQUERIDO POR RIESGO MAYOR	kg./cm <sup>2</sup>	7.0
Nº. DE BOMBAS REQUERIDAS MOTOR ELÉCTRICO/COMBUSTIÓN INTERNA		UNO/UNO
CAPACIDAD POR BOMBA	GPM	2000

Aplicar Código NFPA-20.

**Extintores.**

- Portátil de polvo químico seco tipo ABC de 20 libras, para cuartos de operadores, casa de bombas y cobertizos.

- Portátil de bióxido de carbono de 20 libras, para cuartos de control.

### **11.2 Protección Personal.**

Se contará con uniformes, cascos, zapatos de seguridad, mascarillas, guantes.

### **11.3 Sistema de Detección, Alarmas, Señalización y Protección de Descargas Eléctricas.**

La instalación debe contar con los recursos básicos necesarios para detectar cualquier conato de incendio que se presente en determinadas áreas de la instalación, donde pueda surgir una situación inesperada.

#### **Señalización.**

Se deberán localizar en lugares visibles los letreros de seguridad en cantidad suficiente. Asimismo se deberán de indicar rutas de escape en forma racional y funcional para el desalojo de la instalación en caso de emergencia.

Los materiales base deberán ser acrilonitrilo traslúcido con acabado luminiscente o reflejante.

#### **Sistemas de detección.**

La instalación deberá contar con un sistema de detección de mezclas explosivas y gas tóxico, con rango de 0 a 100% de explosividad y niveles de alarma ajustables para bajo o alto nivel de concentración, adecuados para instalarse en áreas de clasificación eléctrica NEMA a prueba de explosión.

#### **Sistema general de alarmas.**

Las alarmas visibles serán tipo semáforo, la caja contenedora debe ser adecuada para instalarse en áreas Clase 1, Div.2, Gpo.B para atmósferas corrosivas (H<sub>2</sub>S).

Las alarmas audibles serán de tipo corneta y capaces de producir 4 tonos distintos con una intensidad de 110 db a 3 m. de distancia con caja y conexiones apropiadas para instalarse en áreas, Clase 1, Div.2, Gpo.B para atmósferas corrosivas (H<sub>2</sub>S).

#### **Luces del sistema de alarmas visibles.**

- VERDE	Condición normal.
- ROJO	Fuego.
- AMARILLO	Alta concentración de mezclas explosivas.
-AZUL	Alta concentración de ácido sulfhídrico.

**Alarmas audibles en campo.**

PRIORIDAD	SIGNIFICADO	TONO
1	Evacuación de instalaciones.	Pulso.
2	Fuego.	Sirena.
3	Alta concentración de ácido sulfhídrico.	Aullido
4	Alta concentración de mezclas explosivas.	Gorgoreo

**Protección de descargas eléctricas. (1)**

Sistema de disipación de descargas eléctricas.

**12.0CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.**

**12.1Temperatura.**

Máxima extrema	°C	42.0
Mínima extrema	°C	14.0
Media anual	°C	26.7
Bulbo seco	°C	26.6
Bulbo húmedo	°C	24.6

**12.2Precipitación Pluvial.**

Horaria diaria	mm	154.5
Horaria máxima	mm	295.0
Anual media	mm	2305.0 (Estación Huimanguillo)
Días de lluvia al año	---	120

**12.3Tormentas Eléctricas.**

Considerar la frecuencia de tormentas eléctricas y descargas atmosféricas del estado de Tabasco.

**12.4 Viento.**

Dirección de los vientos:		
Reinantes (todo el año)	Alisios, Noreste	
Dominantes (de máxima intensidad, ocasionales en invierno)	Nortes, Norte-Sur	
Velocidad de los vientos:		
Reinantes	18	Km/h
Dominantes por Nortes (máxima)	90	Km/h

**12.5 Humedad Relativa.**

Máxima	%	95.0
Promedio	%	82.5
Mínima	%	70.0

**12.6 Atmósfera.**

La presión atmosférica es de 760 mm Hg. (14.7 psia).

**12.7 Clima.**

Cálido húmedo con abundantes lluvias de verano. Lluvias (mayo-octubre), con periodo corto de sequía intermedia -canícula- (entre agosto y septiembre) y secas (noviembre-abril), con un periodo de lluvias invernales -nortes-. Clasificación: Am.

**13.0 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.**

La Bateria Central Jujo está localizada en el paralelo de Latitud Norte 17° 51' 53" y Longitud Oeste 93° 30' 03" del Meridiano de Greenwich, ubicada en el municipio de Huimanguillo, Tab., a 65.5 Km. de la Ciudad de Villahermosa, Tab. Su acceso es por las carreteras pavimentadas Cárdenas-Huimanguillo y Fco. Rueda-Poblado de Ocuapan.

**14.0 BASES DE DISEÑO ELÉCTRICO.**

**14.1 Código de Clasificación de Áreas.**

La clasificación de áreas será de acuerdo a las Normas:

NEMA, NEC, API y PEMEX.

## CAPITULO VI

### **14.2 Resistividad Eléctrica del Terreno. (1)**

### **14.3 Características de Alimentación a Motores.**

<b>POTENCIA (HP)</b>	<b>VOLTS</b>	<b>FASES</b>	<b>CICLOS</b>
De 1 a 200	480	3	60
De 201 a 2000	4160	3	60

### **Corriente para Alumbrado. (1)**

### **Alumbrado de Emergencia. (1)**

Se instalará alumbrado incandescente que provea mínimamente en interiores y exteriores por paro del sistema normal de alumbrado.

### **14.5 Tensión para Instrumentos de Control. (1)**

La acometida de esta corriente dentro de L.B. será subterránea.

### **14.6 Distribución de Corriente Dentro de L.B. (1)**

### **15.0 BASES DE DISEÑO PARA TUBERÍAS. (1)**

#### **Soporte de Tuberías y Trincheras. (1)**

Soportería de tipo concreto (1)

#### **Drenajes. (1)**

<b>TIPO</b>	<b>RECEPTOR</b>	<b>MATERIAL PREFERIDO</b>
Abierto	Fosa API	Concreto
Cerrado (presión)	Tanque	Acero al Carbón

### **16.0 BASES DE DISEÑO CIVIL.**

#### **16.1 Reglamentos aplicables.**

Reglamento de Construcciones del Estado de Tabasco.

Reglamento de Construcciones del Departamento del Distrito Federal y sus normas técnicas complementarias.

## CAPITULO VI

Manual de diseño de obras civiles, diseño por sismo y viento de la C.F.E.

### **16.2 Edificios o construcciones dentro de límites de la Batería.**

Cuarto de operación con servicios sanitarios.

### **17.0 BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTOS. (1)**

#### **Instrumentación de Campo. (1)**

Señalización al cuarto principal de control del proceso de compresión.

#### **17.2 Medios de Control. (1)**

**17.3 La Calibración de la Instrumentación será en las siguientes unidades:**

Presión	kg./cm <sup>2</sup>
Temperatura	°C
Flujos: Hidrocarburos líquidos	BPD @ 15.6 °C
Gas	m <sup>3</sup> /h @ 20 °C y 1 kg./cm <sup>2</sup> abs.
Otros líquidos	m <sup>3</sup> /h @ Temperatura de operación
Químicos	LPM @ Temperatura de operación

### **18.0 BASES DE DISEÑO DE EQUIPO.**

#### **18.1 Compresores.**

#### **18.2 Bombas.**

Tipo de Accionadores	Motor eléctrico
Sobrediseño	10%

#### **18.3 Cambiadores de Calor.**

La longitud de tubos, los materiales de construcción y las limitaciones en tamaño y peso de envolvente deberán ser acordes a lo indicado en los códigos de ingeniería de aplicación internacional.

Información sobre factores de incrustación determinados en operación.

Servicio	Rd (factores de incrustación), h m <sup>2</sup> °C / Kcal
Gas	0.0002
Condensado	0.0002

#### 18.4Enfriadores con Aire.

El diseño, materiales de construcción , fabricación, inspección, pruebas no destructivas y preparación para embarque de los enfriadores con aire deberá considerar lo especificado en los códigos de ingeniería de aplicación internacional.

Las plataformas y escaleras deberán permitir el acceso a todos los cabezales y no impedir el acceso a otras partes componentes del equipo, como son: motor, ventilador. etc. El ancho mínimo de plataformas y escaleras debe ser de 1,200 mm., deberán poseer barandales de seguridad y guardas.

Los enfriadores con aire deberán considerar un sobrediseño del 10%, la temperatura de diseño de aire deber ser 38°C en la entrada de enfriadores.

##### 18.4.1Ventiladores.

Nivel de ruido	Menor a 95 decibeles a 1.0 M del punto de emisión
Tipo	Flujo axial.
Accionador	Motor eléctrico.
Material de aspas.	Plástico reforzado con fibra de vidrio.
Soporte de aspas (HUB)	Masa sólida de hierro fundido.
Arreglo de aspas	Pitch ajustable manualmente
Sistema de transmisión	Engranés
Interruptor de vibraciones	Dos puntos de ajuste, alarma y paro.

##### 18.4.2Haz de Tubos.

Tubos	Sin costura, con espaciadores para prevenir aplastamiento o deformación de aletas y abrazaderas para mantener su posición.
Aletas	Aluminio, tipo extruida bimetálica.
Cabezales	Tipo caja con tapones (roscados con empaque).

#### 18.7Recipientes.

La presión de diseño será el 10% o 2 kg./cm<sup>2</sup> arriba de la presión máxima, la que sea mayor.

**19.0 NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES.**

<b>EQUIPO</b>	<b>NORMA, CÓDIGO O ESPECIFICACIÓN</b>
Recipientes a Presión	ASME
Tubería	ANSI
Electricidad	NEMA y NEC
Ruido	Normas PEMEX
Seguridad	API, ASME y NFPA
Instrumentación	ISA
Cambiadores	TEMA, ASME, ANSI y API
Bombas	API
Tratamiento de Aguas	EPA e INE

El agua tratada deberá cumplir con lo estipulado en las Normas Oficiales Mexicanas, la Ley de Aguas Nacionales y con la legislación en materia de aguas residuales vigentes.

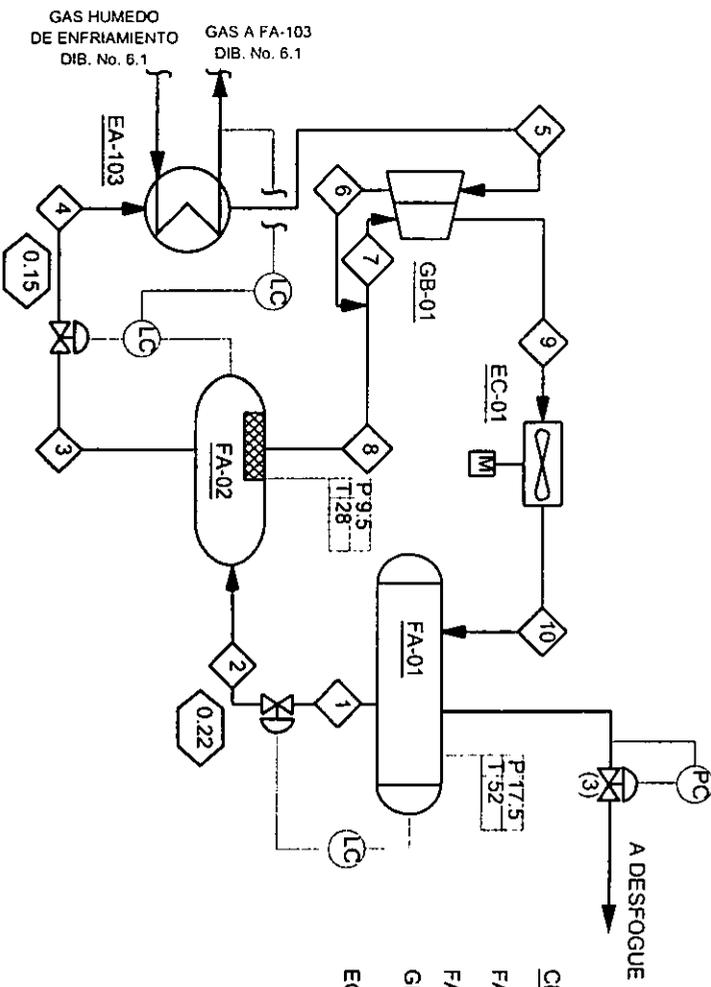
**NOTAS**

(1) Se cuenta con el apoyo para suministro e interconexión de los servicios existentes dentro de todas las instalaciones de la Batería Central Jujo

(2) No se requiere



Característica	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Propano (% mol)	95	95	95	95	95	95	95	95	95	95	95	95	95	95
Propileno (% mol)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
FLUJO kg/hr	50,170	50,170	38,927	38,927	38,927	38,927	38,927	38,927	38,927	38,927	50,170	11,245	50,170	50,170
TEMPERATURA °C	52	28	28	8	8	35	33	28	64	52				
PRESION kg/cm2	17.5	9.5	9.5	5.05	5.05	9.5	9.5	17.7	17.5					
DENSIDAD gr/cm3	0.444	0.085	0.487	0.074	0.012	0.021	0.021	0.022	0.038	0.444				



Lista de Equipo

Clave	Servicio	Características
FA-01	Acumulador de Refrigerante	D.I.=1524 mm; L <sub>r,t</sub> =6096 mm
FA-02	Economizador	D.I.=1676 mm; L <sub>r,t</sub> =5486 mm
GB-01	Compresor de refrigerante	BHP=1477 * 1.1 BHP (900 TON. REF.)
EC-01	Condensador de refrigerante	Q=3657 x 1.1 MKcal/hr

NOTAS

- 1.- PRESION EN kg/cm<sup>2</sup>\_man, TEMPERATURA EN °C
- 2.- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD
- 3.- NORMALMENTE SIN FLUJO
- 4.- % DE VAPORIZACION MOLAR

COMENTARIOS

ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA

TESIS PROFESIONAL

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
REFRIGERACION MECANICA DE DOS ETAPAS

INGENIERIA QUIMICA

ESCALA:

DIBUJO No. 6.2

OCT'88

### **6.3. DESCRIPCION DEL PROCESO**

#### **6.3.1. - INTRODUCCIÓN**

El sistema de enfriamiento y refrigeración que forman parte de la Batería Central Jujo se diseña para procesar dos corrientes de gas, una proveniente de la Batería Periférica Tecominoacan y otra del área de compresión de la Batería Jujo y una corriente de condensados proveniente de los tanques separadores de succión de los compresores, procedente también del área de compresión. La capacidad del sistema considera el recibo de 4,755 Mm<sup>3</sup>/d a 20°C y 1 kg/cm<sup>2</sup> abs. (160 MMPCSD) de gas y 2,803 BPD de condensados y está constituida por las secciones de Preenfriamiento, Refrigeración Mecánica y Separación de Condensados. Como resultado del enfriamiento se obtienen como productos: Gas Amargo y Condensados Amargos.

#### **6.3.2. - AREA DE ENFRIAMIENTO Y REFRIGERACIÓN.**

##### **6.3.2.1. - Sección de Preenfriamiento (DFP, DIB. No. 6.1)**

Los gases provenientes de la sección de Compresión a 74.7 kg/cm<sup>2</sup> man y 52° C y de Tecominoacan a 75 kg/cm<sup>2</sup> man y 36 °C previa separación de sus líquidos en el FA-101, después se unen y preenfrian con el gas y condensados fríos efluentes de la sección de refrigeración mecánica, en los enfriadores EA-101 y EA-102 respectivamente. El gas preenfriado forma una mezcla gas-liquido (91.5% en peso de vapor) y se manda al separador Trifásico de condensados de Alta presión, FA-102, el cuál está a 74.2 kg/cm<sup>2</sup> man y 29° C.

##### **6.3.2.2. - Sección de Refrigeración Mecánica (DFP, DIB. No. 6.2)**

Para alcanzar las condiciones de enfriamiento del gas natural amargo, se utiliza un paquete de refrigeración mecánica de propano grado refrigerante (HD5 de acuerdo a norma ASTM D1835 y GPA 2140) que opera en ciclo cerrado.

El proceso consiste en enfriar la corriente de gas húmedo en el intercambiador EA-103 a 13° C. En este intercambiador, el gas húmedo pasa por dentro de los tubos mismos que se encuentran inundados en el líquido refrigerante para intercambiar calor, cediendo calor latente de vaporización el líquido refrigerante y vaporizándose. El gas refrigerante a una presión de 5 kg/cm<sup>2</sup> man y 8°C se envía a los compresores GB-01 para ser comprimido en dos etapas hasta de 9.5 y 17.5 kg/cm<sup>2</sup> man respectivamente, que opera continuamente y no es practica común contar con relevo. Por paro de uno de estos, el sistema operará al 50%. Debido a que durante la compresión se incrementa la temperatura del gas hasta 64° C, este será enfriado y condensado mediante el enfriador con aire EC-01 a 52° C.

El condensado será enviado al tanque acumulador de condensado FA-01, para ser expandido en 2 etapas, la primera etapa expandirá a 9.5 kg/cm<sup>2</sup> man y el gas bajará su temperatura a 28 °C y formar una mezcla liquido-vapor de refrigerante, la cuál se envía a un tanque economizador, FA-02, donde se separa el líquido y el gas, el líquido se envía a control de nivel a una segunda expansión, para bajar su temperatura a 8 °C y una presión de 5.0 kg/cm<sup>2</sup> man y formar una segunda mezcla liquido-refrigerante. El líquido cederá su calor latente y el vapor será succionado por el compresor GB-01, el gas resultante se junta con el gas proveniente del economizador y serán succionados por la segunda etapa de compresión para así completar el ciclo de refrigeración.

### **6.3.2.3. - Sección de Separación de Condensados y Gas amargo (DFP, DIB. No. 6.1)**

La corriente de gas proveniente de Tecminoacan a 36°C y 75 Kg/cm<sup>2</sup> man se recibe en el separador de alta presión FA-101, donde se separan los líquidos del gas. El gas se envía a control de presión a preenfriarse junto con la corriente de gas del área de compresión y los condensados se mandan a control de nivel al separador trifásico de condensados de alta presión FA-104.

Las corrientes de gas preenfriadas en los enfriadores EA-101 y EA-102 se reciben en el Separador Trifásico de Condensados de Alta Presión, FA-102, que opera a 29°C y 74.2 kg/cm<sup>2</sup> man. La fase acuosa se envía, a control de nivel de interfase, a tratamiento a 2.0 kg/cm<sup>2</sup> man y 30°C. La fase de hidrocarburos líquidos se envía, a control de nivel, al tanque FA-104. La fase gaseosa pasa al Enfriador de Gas-Refrigerante, EA-103, previa dosificación de EG proveniente de un sistema tipo paquete regenerador de Glicol.

La corriente liquido-gas (91.4 % en peso de vapor), proveniente de la sección de refrigeración mecánica se alimenta al separador de Gas de Alta Presión, FA-103, el cuál opera a 13.0 °C y 73.9 kg/cm<sup>2</sup> man. El gas separado en este tanque preenfria parte del gas alimentado a la sección de preenfriamiento en el enfriador EA-101 y finalmente, a control de presión, se enviará a L.B. como gas de alta presión al CPG Cactus a 72.0 kg/cm<sup>2</sup> man y 35 °C. La fase líquida del FA-103 se envía a control de nivel al enfriador de Gas-Líquido, EA-102, para preenfriar la otra parte del gas alimentado a la sección de preenfriamiento, y después, al Separador de Condensados de alta Presión, FA-104.

Todos los líquidos formados (condensados) incluyendo los formados en la sección de compresión se reciben en el separador Trifásico de Condensados de Alta presión FA-104, que opera a 35.3 kg/cm<sup>2</sup> man y 32 °C. En este tanque se separa la mezcla liquido-liquido-gas. La fase gaseosa o vapores, a control de presión, se recircula al área de compresión de la Batería, la fase acuosa de EG-Agua se envía a control de nivel, al paquete regenerador de Glicol para su regeneración y la fase líquida de condensados se envía al CPG de Cactus a control de nivel por medio de la bomba de Condensados, GA-101AB/R, a 45.0 kg/cm<sup>2</sup> man y 32 °C.

#### 6.4. FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION

En este documento se hace mención de las variables y procedimientos involucrados en el proceso que son determinantes para el funcionamiento adecuado de la planta. Se describe en forma básica el modo de controlar las principales condiciones y corrientes, la forma de operar ante situaciones anormales y las operaciones de tipo especial que deben realizarse. En el apartado de operaciones anormales se cubren entre otros aspectos los referentes a contingencias en los equipos principales y en el suministro de carga o alguna otra operación que obligue a modificar el esquema, la capacidad o las condiciones de procesamiento. Las operaciones especiales son aquellas referentes a procedimientos en situaciones que previsiblemente se presentan en forma periódica o que no siendo parte de la secuencia principal del proceso son anexas al mismo, tales como adición de inhibidores de corrosión y desmulsificantes químicos, que son de suma importancia para la conservación de los equipos y tuberías así como el mejoramiento de la calidad de productos en el proceso.

Se realizará una descripción de los aspectos más relevantes de los siguientes puntos:

- I.- Variables de operación y control de proceso.
- II.- Operaciones anormales.
- III.- Operaciones especiales.
- IV.- Procedimientos analíticos de control.

#### VARIABLES DE OPERACIÓN Y CONTROL DE PROCESO.

**Enfriamiento de Gas Amargo.**

**Flujo.**

En esta sección, la distribución adecuada de flujo de gas amargo hacia los Enfriadores de Gas-Gas y de Gas-Líquido, EA-101 y EA-102, respectivamente, conduce a aprovechar eficientemente la energía recuperada en los intercambios con las corrientes frías efluentes, minimizando el requerimiento de energía externa.

Dadas las características de las corrientes, se determinó que la relación óptima de flujos de gas amargo entre ambos enfriadores es de 1 a 1. Para mantener esta relación, existe un controlador registrador relacionador de flujo (FFIC) de gas amargo que toma señal de las líneas de alimentación a los enfriadores EA-101 y EA-102. Este control está ajustado de tal manera que, del flujo total, la mitad entre al EA-101 y la otra parte al EA-102. Cuando alguna condición ocasione una variación en esta proporción, el control envía señal a la válvula localizada en la alimentación del EA-102, para que abra o cierre según se requiera, incrementando o reduciendo el flujo de gas amargo alimentado a este equipo y en consecuencia reduciendo o aumentando respectivamente el flujo al EA-101.

### **Temperatura.**

En esta sección el gas amargo se enfría hasta 13°C, que es la temperatura de rocío especificada en las Bases de Diseño para acondicionar el gas para su transporte en una sola fase hacia el CPG Cactus. El control de este parámetro se establece mediante un controlador de temperatura que toma señal de la línea de gas amargo efuente del enfriador EA-103 y la envía a la válvula localizada en la línea de salida de refrigerante del mismo enfriador. Esta válvula actúa por medio del controlador y reduce el flujo de refrigerante cuando la temperatura disminuye y lo incrementa cuando la temperatura es superior a los 13°C.

### **Presión.**

En esta sección es importante controlar la presión pues junto con la temperatura determina el acondicionamiento final del gas amargo para su envío en alta presión al CPG de Cactus y la recuperación de los licuables contenidos en el mismo gas.

Para ello, se cuenta con un controlador de presión que toma señal de la línea de gas seco efuente del enfriador EA-101 y regula la apertura de la válvula que se localiza en la misma línea. Esta válvula abrirá cuando exista un incremento de presión en el sistema permitiendo un mayor escape de gases hacia el gasoducto a Cactus para reducir la presión. Si la presión disminuye por debajo del punto de ajuste del controlador, la válvula tenderá a cerrar, con lo que se acumulan gases en el sistema y se restablece la presión deseada.

Este control determina indirectamente la operación de los módulos de compresión pues si se presenta alguna variación fuerte en la presión de entrega al gasoducto, por ejemplo un represionamiento que incremente la presión del sistema, conforme a su curva de operación los compresores ajustaran su presión de descarga para incrementarla a costa de un menor flujo manejado, ocurriendo lo inverso si la presión requerida de entrega disminuye.

### **Nivel.**

El Separador Trifásico de Condensados de Alta Presión, FA-102 y el Separador de Gas a Alta Presión, FA-103, están diseñados para recibir y separar los líquidos producto de los enfriamientos del gas amargo.

El control de los niveles de líquidos en ellos es importante para maximizar el aprovechamiento del uso de refrigeración en el caso del primero y para evitar arrastres de condensados y glicol hacia el gasoducto en el segundo.

En el FA-102 se separan del gas los hidrocarburos líquidos y el agua. La fase de condensados tiene un controlador de nivel que toma señal directa del tanque para regular la válvula localizada en la línea de salida de los mismos. Cuando exista un aumento en el nivel, se accionará la válvula por medio del controlador, abriendo para permitir un mayor flujo a través de ella para normalizar el nivel. En caso de que el nivel disminuya, el nivel se restablece cerrando la válvula.

## CAPITULO VI

Por otro lado, el nivel de la interfase condensados-agua se regula a través del flujo de salida de agua, tomando señal del tanque y accionando, mediante el controlador, la válvula que se localiza en la línea respectiva. La válvula abre en caso de que el nivel aumente y cierra cuando ocurra una disminución de este. La eficiencia de separación de las fases líquidas depende de la operación adecuada de este nivel y permite evitar arrastres de agua en los condensados.

Para el separador bifásico, FA-103, existe un control de nivel para el condensado que se recibe, este control toma señal del recipiente y manda la respectiva a la válvula que se localiza en la línea de salida de líquidos del tanque. Esta válvula abre cuando el nivel normal de condensados aumenta y cierra cuando el nivel disminuya.

### **Registadores de flujo.**

Complementando la instrumentación de control automatizada, se incluyen registradores de flujo en las líneas de agua a tratamiento y de gas seco a Cactus, que además de permitir la contabilización de los volúmenes procesados, suministrarán información útil para supervisar la adecuada operación del sistema.

### **Sección de Estabilización y Envío de Condensados.**

#### **Presión.**

El requerimiento de envío de condensados a Cactus en una sola fase es alcanzado al estabilizar esta corriente mediante su expansión a 35.0 Kg./cm<sup>2</sup> man. en el separador trifásico FA-104. Debido a esto es importante controlar su presión de operación, lo cual se efectúa mediante un controlador que toma señal de la línea de salida de gases del tanque y actúa sobre la válvula que se localiza en la misma línea. La válvula abre para permitir un aumento de flujo en la salida de gas cuando la presión se incrementa por arriba del punto de ajuste del controlador. Si la presión disminuye la válvula cierra provocando la acumulación de gases que represionarán el separador hasta alcanzar la presión requerida.

#### **Nivel.**

El tanque FA-104 cuenta con controladores de nivel de hidrocarburos líquidos y de interfase agua-hidrocarburos. Es importante mantener constante estos niveles pues determinan la eficiencia de separación de las fases gas-líquido y la recuperación de glicol, lo que minimiza el requerimiento de reposición de éste.

La operación de estos controladores es similar a la descrita para el tanque FA-102 de la sección de enfriamiento mandándose a abrir la válvula correspondiente cuando el nivel es alto para permitir la salida de líquido y a cerrar cuando el nivel ha disminuido.

En el caso de los hidrocarburos líquidos se cuenta con una línea adicional para su envío a otra sección de la planta cuando no pueden ser recibidos en Cactus. Este aspecto se describe en el apartado de operaciones anormales de este documento.

**Registadores de flujo.**

En esta sección se tienen registradores de flujo que se localizan en las líneas de envío de condensados al CPG de Cactus y en la recirculación de condensados que permiten tener un balance de su manejo.

**Condensados de Tecminoacán, FA-101**

**Presión**

En el separador FA-101 se debe ajustar la presión de modo que siempre sea superior a la presión del gas amargo que se alimenta a la sección de enfriamiento, con lo cual se asegura que la corriente de gas de alta presión de Tecminoacán se integre a los gases amargos.

Se cuenta con un controlador de presión que toma señal del gas efluente del separador FA-101 y la envía a la válvula que se localiza en la línea de salida de gas. Esta válvula se regula haciendo que cierre cuando detecte una disminución de presión y abre en caso de que el flujo se acumule en el separador.

**Nivel.**

Con el fin de proteger la sección de enfriamiento de gas amargo por la presencia de líquidos que sean arrastrados por el gas proveniente de la Batería Periférica de Tecminoacán, se ha localizado en el área de compresión el separador FA-101.

Para asegurar su buen funcionamiento, se regula el nivel normal del tanque mediante un controlador, tomando señal del mismo y enviando la correspondiente a una válvula, localizada en línea de líquidos efluentes. La válvula abre cuando se rebasa el nivel normal y cierra cuando disminuyen los líquidos por debajo de éste.

Para proteger la condición en que se reciban líquidos de corridas de diablos, el controlador detecta cuando se alcance un nivel de líquido máximo-máximo en el tanque. Ante esta situación, mandará abrir otra válvula (normalmente cerrada) ubicada en una línea auxiliar, paralela a la normal y con un diámetro mayor. Esta válvula cierra cuando se alcance el nivel normal. Los líquidos de esta línea se envían al mismo punto que los de la línea normal.

**Registadores de flujo.**

En los efluentes de salida del separador FA-101, tanto de líquido como de gas, se tienen registradores de flujo los cuales permitirán contabilizar el gas y condensados provenientes de Tecminoacán.

## **OPERACIONES ANORMALES.**

### **Enfriamiento de Gas Amargo.**

La función principal de esta sección es la de enfriar el gas amargo hasta una temperatura de 13°C, para esto se emplean enfriadores, sistema de etilenglicol y refrigeración y separadores de alta presión; si por alguna razón en forma general se tuviera la necesidad de sacar de operación alguno de los equipos antes mencionados, el gas amargo de compresión que se dirige a la sección de enfriamiento no cumpliría con la especificación de temperatura requerida de 13°C, por lo cual llevaría consigo licuables que no puedan ser retenidos en esta sección, ocasionando posibles problemas en la tubería por el envío de flujo a dos fases y una disminución en la eficiencia de transporte.

Por otro lado, en caso de que toda la sección de enfriamiento por alguna razón saliera fuera de operación, el gas amargo proveniente de la sección de compresión y de Tecminoacán, se enviaría al CPG de Cactus sin su enfriamiento y recuperación de licuables, se espera que durante este trayecto por el efecto del enfriamiento condensen los licuables, ocasionando un flujo a dos fases y disminución de eficiencia de transporte, provocando con esto la realización de corridas de diablos muy seguido.

### **Estabilización y Envío de Condensados.**

Cuando por alguna razón no se puedan recibir los condensados en el CPG de Cactus, la tubería se contrapresiona por la acumulación de líquidos sintiendo este efecto la bomba GA-101AB/R y el separador FA-104. Debido a esta situación el controlador envía una señal de alarma de paro de bomba y posteriormente una señal a la válvula que se localiza en la línea de recirculación de condensados para que esta abra y el flujo de condensados se recircule hacia el FA-201AB localizado en la sección de separación del área de producción.

Esta recirculación causará una acumulación de ligeros, principalmente en el manejo de gas hacia compresión, lo que será detectado con incrementos de presión que serán manejados con los controladores de presión respectivos, enviando el excedente de gases a desfogue. Bajo estas circunstancias también se podrá dar el caso de una excesiva acumulación de ligeros en la alimentación a la torre estabilizadora.

### **Condensados de Tecminoacán, FA-101**

Si por cualquier causa no se recibe el gas de Tecminoacán esta sección no operará. sin que esto interfiera con la operación de otras secciones. No obstante, se reducirán en un 30 % aproximadamente los flujos a las secciones de enfriamiento de gas amargo y de condensados al CPG Cactus.

## OPERACIONES ESPECIALES

## Enfriamiento de Gas Amargo.

Para evitar problemas por congelamiento de agua o por formación de hidratos, así como de corrosión y taponamiento de equipo, instrumentación o líneas en la sección de baja temperatura, es conveniente analizar la corriente de etilenglicol circulante verificando que su concentración sea de 90 % en peso como máximo en el punto de contacto inicial en la corriente de gas. La solución acuosa de glicol recuperada se retornará al sistema de regeneración donde será recibida en un tanque de acumulación para de ahí enviarlo a regeneración en forma intermitente.

En el circuito de etilenglicol debe mantenerse un monitoreo continuo de pH de la solución con objeto de evitar un aumento en la velocidad de corrosión de los equipos involucrados. La condición anterior puede presentarse cuando el pH disminuye a valores inferiores a 6 debido a la presencia de ácidos orgánicos que se generan por la descomposición térmica y oxidación de etilenglicol así como la absorción ocasional del ácido sulfhídrico presente en la corriente de alimentación.

Debido a lo anterior se recomienda mantener la solución de etilenglicol a un pH alrededor de 7.0 y vigilar que dicho valor no sea menor a 6.0, ni exceda el intervalo de 8.0 a 8.5, ya que si esto último sucede, la solución tiende a formar espuma y a emulsionar con los hidrocarburos.

## PROCEDIMIENTOS ANALÍTICOS DE CONTROL.

El análisis de algunas corrientes de proceso permitirá verificar la correcta operación de los equipos con objeto de obtener productos adecuados, además de permitir la realización de estudios especiales de los equipos principales durante operaciones anormales.

Se deberán realizar análisis periódicos de corrientes de entrada y salida de esta área, como pueden ser el gas enviado a Cactus y los condensados estabilizados que se envían al mismo Centro Procesador de Gas. Además para tener un control más completo de la operación se hace necesario como mínimo, el análisis de corrientes internas, dichas corrientes son entrada y salida del EG al paquete, entrada y salida del refrigerante al EA-103, gas amargo y líquidos recuperados en la sección de compresión, y gases producto de la estabilización de condensados.

TABLA I

PRUEBA	Método de Análisis de Gas		
	GAS	UNIDADES	EPECIFIC.
Azufre total	ASTM-D-4468-89 ó UOP-91-80	mg/m <sup>3</sup> ppm	258 max. 200 max.
Ácido sulfhídrico	ASTM-D-4468-89 ó UOP-791-80 o tubos detectores analizador portátil	mg/m <sup>3</sup> ppm	6.1 max. 44 max.
Poder calorífico	ASTM-D-1826-88	Kcal/m <sup>3</sup>	8455 min.
Humedad (contenido de H <sub>2</sub> O)	ASTM D-1142 Determinación del punto de rocío con higrómetro (13°C)	lb/MMPC mg/m <sup>3</sup>	7 max. 112 max.
CO <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	ASTM-D-1945-81 cromatografía.	% Vol.	3 max.
Hidrocarburos líquidos	ASTM-D-2163-82 ó IMP-QA-312	---	Libre de HC

## **6.5. CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DEL PROCESO**

### **6.5.1. - CRITERIOS DE DISEÑO.**

El diseño se realiza manteniendo los principios básicos de conservación y recuperación de energía, seguridad, minimización de efluentes contaminantes, flexibilidad operacional y facilidad de operación y mantenimiento.

Se estableció en las Bases de Diseño que la instalación procesará dos corrientes de gas de alta presión, una proveniente de la Batería Periférica Tecminoacán y la otra de la sección de Compresión Jujo, y una corriente de condensados, proveniente de los tanques de succión de los compresores de Jujo, obteniendo como productos principales, gas de alta presión y condensados amargos, para enviarse al CPG Cactus. El acondicionamiento del gas consiste en recuperar los componentes licuables por medio de un sistema de refrigeración, los cuales se envían al CPG Cactus, logrando así que el gas a Cactus no condense en su recorrido a este centro.

Las especificaciones de los productos consideradas para el diseño del sistema de enfriamiento, fue la de obtener una temperatura de rocío máxima de 13 °C en el gas mediante un sistema de refrigeración.

El paquete de refrigeración deberá contar con una reposición de gas refrigerante del 30% anual, el cuál es un valor conservador pero garantiza la operatividad del sistema.

### **6.5.2. - CARGA A LA PLANTA.**

El sistema de enfriamiento está diseñado para procesar eficientemente las alimentaciones con las características señaladas en Bases de Diseño, consistentes de un gas de alta presión y sus corrientes asociadas (hidrocarburos en fase líquida y agua libre).

### **6.5.3. - CAPACIDAD Y FLEXIBILIDAD.**

#### **6.5.3.1. - CAPACIDAD.**

##### **Diseño.**

La capacidad de diseño del sistema de enfriamiento es de 4,755 Mm<sup>3</sup>/D de gas @ 20°C y 1.0 Kg./cm<sup>2</sup> abs. (160 MMPCSD).

##### **Normal.**

La capacidad normal es igual a la de diseño.

**Mínima.**

La capacidad mínima del sistema de enfriamiento es de 3,566 Mm<sup>3</sup>/D de gas @ 20°C y 1.0 Kg./cm<sup>2</sup> abs. (120 MMPCSD).

Las capacidades de Diseño, Normal y Mínima, se fijaron basándose en los pronósticos de producción de pozos de los campos de Jujo y Tecminoacán (indicado en el Capítulo III, punto 3.1.2).

**6.5.3.2. - FLEXIBILIDAD.**

El sistema de enfriamiento cuenta con las facilidades para operar a falla de energía eléctrica y de aire de instrumentos.

El respaldo de energía eléctrica es mediante líneas de suministro de subestaciones diferentes.

**6.5.4. - CRITERIOS DE SOBREDISEÑO.**

Con el objeto de satisfacer los requerimientos de capacidad y disponer de flexibilidad operativa en el proceso se utilizaron márgenes de seguridad y estándares de ingeniería para la verificación y dimensionamiento de equipos, líneas y accesorios.

Se considera para las bombas un sobrediseño del 10% respecto al flujo de diseño,

Los intercambiadores de calor tienen un sobrediseño del 10% con respecto a la carga térmica.

El equipo que integra el Sistema de Refrigeración, igualmente considera un 10% de sobrediseño.

En general, el sobrediseño especificado en el equipo de proceso, así como el respaldo en el equipo motriz, permite operar con un factor de servicio de 1.0.

**6.5.5. - ACCIONADORES Y EQUIPOS DE RELEVO.**

- Para cada servicio se utiliza una bomba de relevo. Los accionadores seleccionados son motores eléctricos.

Las bombas tienen cabezales comunes de succión y descarga

**6.5.6. - DISEÑO TÉRMICO.**

Los intercambiadores de calor del área de enfriamiento de gas amargo se diseñaron de acuerdo al mejor arreglo de los equipos de intercambio térmico que permiten minimizar el consumo de energía externa, mediante el aprovechamiento de la energía de las corrientes de proceso.

En la sección de enfriamiento de gas amargo, al gas caliente proveniente de los compresores, primeramente se le disminuye su temperatura empleando corrientes frías del mismo proceso, y posteriormente, mediante el empleo de un sistema de refrigeración cuya capacidad está en función de tener la temperatura de rocío del gas amargo hasta 13 °C.

Con el objetivo de minimizar las toneladas de refrigeración requeridas para el enfriamiento del gas amargo en el Sistema de Refrigeración, se determinó como más adecuado para lograr una mejor integración de calor, que el gas amargo proveniente de la descarga de los compresores junto con el gas en alta presión de la batería periférica de Tecminoacán y que se alimentan a los preenfriadores de gas amargo (Enfriador de Gas-Gas, EA-101, y el Enfriador de Gas - Líquido, EA-102), se mantenga con una distribución de flujo de 1 a 1. Lo anterior es debido a que la naturaleza del gas genera durante su enfriamiento, corrientes asociadas líquida y vapor con flujos, que al intercambiar calor con las corrientes calientes en la proporción 1 a 1, permiten obtener temperaturas más bajas y por lo tanto, reducir la capacidad del sistema de refrigeración.

**6.5.7. - INTEGRACIÓN CON OTRAS PLANTAS.**

El diseño del sistema de enfriamiento considera su integración con otras plantas. A continuación se muestra la procedencia de las alimentaciones y destino de los productos:

ALIMENTACIÓN	PROCEDENCIA
Gas de alta presión de Batería Tecminoacán	Batería Periférica Tecminoacán

PRODUCTOS	DESTINO
Gas Amargo	CPG Cactus
Condensados Amargos	CPG Cactus

**6.5.8. - CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS.**

**6.5.8.1. - ENFRIAMIENTO DE GAS AMARGO.**

Para separar el gas, condensados y el agua que se forman debido al preenfriamiento, se diseña el Separador Trifásico de Condensados de Alta Presión, FA-102, el cual contará con internos de alta eficiencia, a fin de evitar que el gas arrastre líquidos durante su recorrido por el separador y lograrlo con una eficiencia del 99%, además que solo requiere de 2 minutos de tiempo de residencia.

Las características del equipo involucrado en el sistema de refrigeración se diseña considerando un 10% de sobrediseño. Adicionalmente, para evitar formación de hidratos (por las bajas temperaturas alcanzadas) y que se generen problemas de taponamientos y corrosión en líneas y equipos, se inyecta una solución de EG a la entrada del Enfriador de Gas-Refrigerante, EA-103. La dosificación de EG requerida para este servicio, será de una solución al 90% en peso de EG, considerando la recomendación de que por cada lb de agua condensada se deberá inyectar una lb de EG.

Durante este proceso de enfriamiento también se espera formación de condensados y para recuperarlos se tendrá el Separador de Gas a Alta Presión, FA-103, que contará con internos de alta eficiencia, que permitan obtener un gas seco con una eficiencia de separación de 99%.

El Separador de Condensados de Tecominoacán, FA-101, se diseñó para el tiempo de residencia correspondiente al servicio entre nivel máximo y nivel mínimo. Adicionalmente, el diseño considera la operación como un receptor de líquidos ("slug catcher"), si bien, al llevar a cabo un barrido de líquidos acumulados en la línea a partir de una corrida de "diablos", su envío normal no es a este tanque, sino a un tanque receptor de líquidos independiente. El separador se diseñó en relación a este concepto y sólo como previsión, para captar un volumen equivalente al 15% del volumen de los líquidos acumulados en la línea.

#### **6.5.8.2. - SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN Y ENVÍO DE CONDENSADOS.**

Para la estabilización de condensados se tendrá el Separador Trifásico de Condensados de Alta Presión, FA-104, que contará con internos de alta eficiencia para obtener una separación gas-líquido con una eficiencia de 99%. Este separador se diseña para incluir internos de alta eficiencia (para llevar a cabo una separación adecuada de hidrocarburos - solución de etilenglicol) por lo que su volumen de residencia es sólo el mínimo.

**6.6. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA**

BME-CONDENSADOS

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7
FRACC. DE VAPOR	1.0000	0.1088	0.9586	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
FRACC. MOL H2O	0.0024	0.2504	0.0002	0.0002	0.9992	0.0007	0.9991
FRACC. MOL CO2	0.0240	0.0086	0.0213	0.0241	0.0005	0.0109	0.0005
FRACC. MOL H2S	0.0071	0.0049	0.0017	0.0051	0.0003	0.0065	0.0004
FRACC. MOL N2	0.0077	0.0008	0.0130	0.0108	0.0000	0.0004	0.0000
FRACC. MOL METANO	0.6291	0.1374	0.6800	0.7107	0.0000	0.1233	0.0000
FRACC. MOL ETANO	0.1646	0.0992	0.1362	0.1490	0.0000	0.1668	0.0000
FRACC. MOL PROPANO	0.0957	0.1250	0.0864	0.0709	0.0000	0.2519	0.0000
FRACC. MOL i-BUTANO	0.0137	0.0317	0.0114	0.0077	0.0000	0.0577	0.0000
FRACC. MOL n-BUTANO	0.0311	0.0899	0.0279	0.0156	0.0000	0.1569	0.0000
FRACC. MOL i-PENTANO	0.0075	0.0390	0.0059	0.0024	0.0000	0.0511	0.0000
FRACC. MOL n-PENTANO	0.0091	0.0573	0.0078	0.0025	0.0000	0.0701	0.0000
FRACC. MOL n-HEXANO	0.0047	0.0645	0.0049	0.0006	0.0000	0.0529	0.0000
FRACC. MOL HEPTANOS	0.0033	0.0913	0.0023	0.0002	0.0000	0.0483	0.0000
FRACC. MOL OCTANOS	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000
FRACC. MOL NONANOS	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000
FRACC. MOL DECANOS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
FRACC. MOL UNDECANOS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
FRACC. MOL EG	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0301
PRESION	74.70	35.70	75.00	72.00	2.00	45.00	1.00
TEMPERATURA	52.00	48.00	36.00	35.00	30.55	33.33	33.09
FLUJO MOLAR	120.13	4.91	52.93	143.18	0.17	19.33	1.35
FLUJO MASICO	151,636.93	10,799.20	63,812.00	159,317.21	154.86	47,698.36	1,299.30
PESO MOLECULAR	25.34	44.16	24.21	22.34	18.03	49.55	19.36
FLUJO VOLUMETRICO LIQ.	59,014.31	2,802.53	25,378.31	66,499.42	23.43	13,495.89	194.68
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.03			0.03	0.53	0.07	0.52
VISCOSIDAD	0.02			0.01	0.79	0.11	0.95
TENSION SUPERFICIAL					71.08	7.41	68.06
DENSIDAD	96.77	315.45	99.70	82.59	1,002.80	519.18	1,013.48
Z				0.76		0.17	0.00
Cp/Cv	1.13	1.07	1.13	1.15	1.12	1.07	1.12

BME-CONDENSADOS

	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1.000	0.9989	0.8719	0.8719	0.8719	0.9543	0.9989	0.8719	0.9157	1.0000	1.0000	0.0000
0.0015	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0002	0.0002	0.0002
0.0270	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0216	0.0216	0.0149
0.0073	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0016	0.0016	0.0021
0.0051	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0135	0.0135	0.0029
0.5789	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6967	0.6967	0.2944
0.2084	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1354	0.1354	0.1531
0.1184	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0819	0.0819	0.1903
0.0135	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0102	0.0102	0.0395
0.0280	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0242	0.0242	0.1144
0.0046	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0046	0.0046	0.0357
0.0050	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0058	0.0058	0.0539
0.0016	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0029	0.0029	0.0508
0.0007	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0011	0.0011	0.0312
0.0000	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0002	0.0002	0.0109
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0049
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0008
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4.50	74.70	74.70	74.70	74.70	74.34	74.70	74.28	74.28	75.00	75.00	75.00
5.59	47.47	47.47	47.47	47.47	36.40	47.47	21.80	29.00	36.00	36.00	36.00
14.00	170.87	85.43	85.43	85.43	85.43	85.43	85.43	170.87	50.74	50.74	2.19
17,918.41	210,728.77	105,364.38	105,364.38	105,364.38	105,364.38	105,364.38	105,364.39	210,728.77	59,091.84	59,091.84	4,720.16
25.69	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	23.38	23.38	43.20
7,000.96	82,983.80	41,491.90	41,491.90	41,491.90	41,491.90	41,491.90	41,491.90	82,983.80	23,969.49	23,969.49	1,408.81
0.02									0.03	0.03	0.07
0.01									0.02	0.02	0.09
											5.67
6.24	95.63	95.63	95.63	95.63	103.76	95.63	118.32	110.56	93.86	93.86	450.78
0.96									0.72	0.72	0.28
1.21	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.12	1.12	1.14	1.14	1.07

BME-CONDENSADOS

	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
	0.1664	0.0000	0.0000	0.3160	0.9394	0.9148	0.0000	0.3256	1.0000	1.0000	0.6407
	0.0002	0.9992	0.0006	0.0006	0.0009	0.0009	0.0076	0.0076	0.0076	0.0002	0.0076
	0.0149	0.0005	0.0175	0.0175	0.0238	0.0238	0.0200	0.0200	0.0241	0.0241	0.0200
	0.0021	0.0003	0.0070	0.0070	0.0053	0.0053	0.0075	0.0075	0.0051	0.0051	0.0075
	0.0029	0.0000	0.0024	0.0024	0.0101	0.0101	0.0027	0.0027	0.0108	0.0108	0.0027
	0.2944	0.0000	0.3106	0.3106	0.6805	0.6805	0.3559	0.3559	0.7107	0.7107	0.3559
	0.1531	0.0000	0.1837	0.1837	0.1536	0.1536	0.2027	0.2027	0.1490	0.1490	0.2027
	0.1903	0.0000	0.1984	0.1984	0.0819	0.0819	0.2002	0.2002	0.0709	0.0709	0.2002
	0.0395	0.0000	0.0405	0.0405	0.0102	0.0102	0.0364	0.0364	0.0077	0.0077	0.0364
	0.1144	0.0000	0.1069	0.1069	0.0220	0.0220	0.0906	0.0906	0.0156	0.0156	0.0906
	0.0357	0.0000	0.0332	0.0332	0.0042	0.0042	0.0232	0.0232	0.0024	0.0024	0.0232
	0.0539	0.0000	0.0449	0.0449	0.0048	0.0048	0.0290	0.0290	0.0025	0.0025	0.0290
	0.0508	0.0000	0.0305	0.0305	0.0017	0.0017	0.0137	0.0137	0.0006	0.0006	0.0137
	0.0312	0.0000	0.0232	0.0232	0.0008	0.0008	0.0073	0.0073	0.0002	0.0002	0.0073
	0.0109	0.0000	0.0006	0.0006	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0001
	0.0049	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	0.0003	0.0030	0.0030	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0030	0.0030	0.0000	0.0000	0.0030
54.50	74.28	74.28	74.28	35.30	74.28	73.92	73.92	36.00	73.92	73.52	35.95
31.06	29.00	29.00	15.58	15.58	29.19	13.00	13.00	-1.51	13.00	35.81	43.27
2.19	0.17	14.24	14.24	14.24	156.51	156.51	13.34	13.34	143.18	143.18	13.34
4,720.16	154.86	28,004.24	28,004.24	28,004.24	182,709.67	182,709.67	23,392.47	23,392.47	159,317.21	159,317.21	23,392.47
43.20	18.03	39.49	39.49	39.49	23.44	23.44	35.22	35.22	22.34	22.34	35.22
1,408.81	23.43	8,757.98	8,757.98	8,757.98	74,221.63	74,221.63	7,722.21	7,722.21	66,499.42	66,499.42	7,722.21
	0.53	0.07	0.07				0.07		0.03	0.03	
	0.81	0.08	0.08				0.07		0.01	0.01	
	71.35	5.18	5.18								
311.62	1,006.71	425.64	167.87	167.87	99.14	114.89	409.65	162.33	103.91	84.28	87.48
	0.05	0.27	0.27						0.66	0.75	
1.08	1.12	1.08	1.09	1.09	1.13	1.12	1.08	1.10	1.13	1.15	1.10

BME-CONDENSADOS

30	31	32	33	34	35	36
0.4634	0.4121	0.4038	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
0.0040	0.0413	0.0387	0.0007	0.0007	0.0015	0.9691
0.0187	0.0171	0.0170	0.0109	0.0109	0.0270	0.0005
0.0073	0.0069	0.0066	0.0065	0.0065	0.0073	0.0004
0.0025	0.0023	0.0023	0.0004	0.0004	0.0051	0.0000
0.3325	0.3030	0.3025	0.1233	0.1233	0.5789	0.0000
0.1929	0.1787	0.1771	0.1668	0.1668	0.2084	0.0000
0.1993	0.1881	0.1882	0.2519	0.2519	0.1184	0.0000
0.0385	0.0375	0.0376	0.0577	0.0577	0.0135	0.0000
0.0990	0.0976	0.0987	0.1569	0.1569	0.0280	0.0000
0.0284	0.0300	0.0303	0.0511	0.0511	0.0046	0.0000
0.0372	0.0403	0.0411	0.0701	0.0701	0.0050	0.0000
0.0224	0.0287	0.0301	0.0529	0.0529	0.0016	0.0000
0.0155	0.0269	0.0272	0.0483	0.0483	0.0007	0.0000
0.0004	0.0003	0.0010	0.0018	0.0018	0.0000	0.0000
0.0001	0.0001	0.0004	0.0007	0.0007	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0015	0.0013	0.0012	0.0000	0.0000	0.0000	0.0301
35.30	35.30	35.30	35.30	45.70	35.30	35.30
29.78	32.81	32.32	32.32	33.33	32.32	32.32
27.57	32.48	34.68	19.33	19.33	14.00	1.35
51,396.70	62,195.91	66,916.07	47,698.36	47,698.36	17,918.41	1,299.30
37.42	38.44	387,427.00	49.55	49.55	25.69	19.36
16,480.19	19,282.72	20,691.53	13,495.89	13,495.89	7,000.96	194.68
			0.07	0.07	0.03	0.52
			0.11	0.11	0.01	0.96
			7.49	7.41		68.19
118.92	131.45	134.25	519.36	519.47	44.21	1,015.19
			0.13	0.17	0.82	0.03
1.09	1.09	1.09	1.07	1.07	1.16	1.12

**BME-REFRIGERACION**

	1	2	3	4	5
<b>COORIENTE</b>					
FRACC. VAPOR	0.0000	0.2259	0.0000	0.1529	1.0000
FRACC. MOL PROPANO	0.9500	0.9500	0.9521	0.9500	0.9500
FRACC. MOL PROPILENO	0.0500	0.0500	0.0479	0.0500	0.0500
<b>PRESION</b>	17.5000	9.5000	9.5000	5.0510	5.0000
TEMPERATURA	°C	27.7000	27.7000	7.7947	7.8000
FLUJO MASICO	Kg/h	50,170.0000	38,927.0000	38,927.0000	38,927.0000
PESO MOLECULAR		44.0000	44.0000	44.0000	44.0000
FLUJO VOL. LIQUIDO	m3/s	0.0274	0.0274	0.0213	0.0214
DENSIDAD	Kg/cm3	445.7700	86.2200	488.8900	74.1059
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Kcal/m-hr-°C	0.0685		0.0800	0.0144
VISCOSIDAD	cP	0.0750		0.0960	0.0080
TENSION SUPERFICIAL	Dina/cm	3.8640		6.5700	
Z		0.0666		0.0370	0.8749
CP/CV		1.0580	1.0760	1.0700	1.0822
VALOR CALORIFICO BAJO	Btu/lbmol	876,650.4000	876,650.4000	876,758.5100	876,758.5100

	6	7	8	9	10
<b>CORRIENTE</b>					
FRACC. VAPOR	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
FRACC. MOL PROPANO	0.9500	0.9500	0.9500	0.9500	0.9500
FRACC. MOL PROPILENO	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500
<b>PRESION</b>	9.5000	9.5000	9.5000	17.7039	17.7039
TEMPERATURA	°C	34.8145	33.3271	28.2195	63.9402
FLUJO MASICO	Kg/h	38,927.0000	50,170.0000	11,245.0000	50,170.0000
PESO MOLECULAR		44.0000	44.0000	44.0000	44.0000
FLUJO VOL. LIQUIDO	m3/s	0.0214	0.0277	0.0063	0.0277
DENSIDAD	Kg/cm3				
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Kcal/m-hr-°C	0.0172	0.0170	0.0166	0.0208
VISCOSIDAD	cP	0.0090	0.0089	0.0088	0.0103
TENSION SUPERFICIAL	Dina/cm				
Z		0.8240	0.8211	0.8106	0.7449
CP/CV		1.1079	1.1081	1.1084	1.0916
VALOR CALORIFICO BAJO	Btu/lbmol	879,178.8100	879,178.8100	879,178.8100	879,178.8100

**6.7. INFORMACION COMPLEMENTARIA**



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA

DATOS DE PROCESO PARA DISEÑO  
DE TUBERÍAS Y ESPECIFICACIÓN  
DE INSTRUMENTOS

PLANTA: BATERIA DE SEPARACION "JUJO"		LOCALIZACIÓN: TAB., MEXICO.										HOJA 1 DE 2	
SECCIÓN: PREENFRIAMIENTO Y SEPARACION DE CONDENSADOS Y GAS AMARGO		SERVICIO		FLUJO		PRESION		TEMPERATURA		OBSERVACIONES			
NÚMERO DE CORRIENTE	FASE	MÁX.	NOR.	MIN.	MÁN.	NOR.	MÁN.	MÁN.	NOR.	MÁN.	NOR.	MÁN.	
													kg/h
1	GAS ALTA PRESION SECCION COMPRESION "JUJO"	151,637	191,937	113,728	75.00	74.70	74.70	52	52	35	1.- EL FLUJO MINIMO SE CONSIDERA EL		
2	CONDENSADOS SECCION COMPRESION "JUJO"	10,799	10,799	8,069	38.00	35.70	35.00	52	48	47	75% DE LA PRODUCCION MAXIMA COMO		
3	GAS ALTA PRESION DE TECOMINOACAN	63,912	63,912	47,859	78.00	75.00	75.00	38	36	36	SE ESTABLECIO EN LAS BASES DE DISEÑO		
4	GAS DE ALTA PRESION A CPG CACTUS	210,728	210,728	159,048	76.00	72.00	72.00	52	35	35			
5	AGUA A TRATAMIENTO	155	155	148	2.00	2.00	2.00	30	30	30			
6	CONDENSADOS A CPG CACTUS	47,698	47,698	35,976	45.70	45.00	45.00	33	33	33			
7	ETILENGICOL A REGENERACION	1,299	1,299	-	1.00	1.00	1.00	33	33	33			
8	GAS A SECCION DE COMPRESION JUJO	17,918	17,918	13,439	35.30	4.50	4.50	32	6	6			
9	GAS DE TECOMINOACAN Y JUJO	210,729	210,729	158,047	75.00	74.70	74.70	48	48	48			
10	GAS A VALVULA CONTROLADORA DE FLUJO	105,364	105,364	79,023	75.00	74.70	74.70	48	48	47			
11	GAS DE VALVULA CONTR. DE FLUJO A EA-102	105,364	105,364	79,023	75.00	74.70	74.70	48	48	47			
12	LIQUIDO/GAS DE EA-102 A FA-102	105,364	105,364	79,023	74.70	74.34	74.34	36	36	36			
13	GAS A EA-101	105,364	105,364	79,023	75.00	74.70	74.70	48	47	47			
14	LIQUIDO/GAS DE EA-101 A FA-102	105,364	105,364	79,023	74.70	74.30	74.30	22	22	22			
15	LIQUIDO/GAS DE EA-101 Y EA-102 A FA-102	210,729	210,729	158,047	75.00	74.30	74.30	36	29	22			
16	GAS DE FA-101 A VALVULA DE PRESION	59,092	59,092	44,319	78.00	75.00	75.00	38	36	36			
17	GAS DE VALVULA DE PRESION A ENFRIAMIENTO	59,092	59,092	44,319	78.00	75.00	75.00	38	36	36			
18	CONDENSADOS DE FA-101 A VALVULA DE NIVEL	4,720	4,720	3,540	78.00	75.00	75.00	38	36	36			
19	CONDENSADOS DE VALVULA DE NIVEL A FA-104	4,720	4,720	3,540	30.50	30.50	30.50	31	31	31			
20	AGUA DE FA-102 A VALVULA DE NIVEL	155	155	116	75.00	74.30	74.30	36	29	22			

**NOTAS**

(1) Los flujos y condiciones de operación indicados corresponden a los casos múnimo, máximo y de operación normal de la sección de enfriamiento sin incluir sobrediseños adicionales.

REVISIÓN: 0  
FECHA: OCT/98  
ELAB. POR: RAMM  
APRO. POR: JRG

1	2	3	4	5	6	7	8
---	---	---	---	---	---	---	---



6.8. LISTA DE EQUIPO

6.8.1. AREA DE REFRIGERACION MECANICA

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>
EC-01	CONDENSADOR DE REFRIGERANTE	3657 MKCAL/HR x 1.1
FA-01	ACUMULADOR DE REFRIGERANTE	DI=1524 mm, L <sub>T,T</sub> =6096 mm
FA-02	ECONOMIZADOR	DI=1676 mm; L <sub>T,T</sub> =5486 mm
GB-01	COMPRESOR DE REFRIGERANTE	BHP=1477 (900 Ton. Ref.)

6.8.2. AREA DE SEPARACION DE CONDENSADOS

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>
EA-101	ENFRIADOR GAS-GAS	2590 MKCAL/HR x 1.1
EA-102	ENFRIADOR GAS-LIQUIDO	1072 MKCAL/HR x 1.1
EA-103	ENFRIADOR GAS-REFRIGERANTE	2899 MKCAL/HR x 1.1
FA-101	SEPARADOR DE CONDENSADOS DE TECOMINOACAN	DI=1219 mm; L <sub>T,T</sub> =3658 mm
FA-102	SEPARADOR TRIFASICO DE CONDENSADOS DE ALTA PRESION	DI=1524 mm; L <sub>T,T</sub> =6096 mm
FA-103	SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION	DI=2134 mm; L <sub>T,T</sub> =4267 mm
FA-104	SEPARADOR TRIFASICO DE CONDENSADOS DE ALTA PRESION	DI=1829 mm; L <sub>T,T</sub> =6706 mm
GA-101AB/R	BOMBA DE CONDENSADOS AMARGOS	Q=745 LPM x 1.1; ΔP=10.4 kg/cm <sup>2</sup> .

6.9. MEMORIA DE CALCULO DE EQUIPOS DE PROCESO

A continuación se muestran las fórmulas utilizadas para el cálculo de los recipientes.

**FA-01 Acumulador de Refrigerante**

Flujo=8234.3 l (5 min.)

V=8.2343 m<sup>3</sup>

L/D=4

$$r = \sqrt[3]{\frac{V}{8\pi}}$$

r=0.714

D=1.428 m = 4.68 ft sube al comercial = 5ft = 1524 mm.

L=20 ft = 6096 mm.

Vtot=11120 l

Niveles:

N. Max.= 1295 mm

N. Min.= 152 mm

N. Nor.= 838

A.A.N.= 1066 mm

A.B.N. = 438 mm

**FA-02 Separador de Refrigerante Liq-Vap**

Gas	Líquido
W <sub>v</sub> =24,768.73 lb/hr	W <sub>L</sub> =85,743.31 lb/hr
δ <sub>v</sub> =1.3965 lb/ft <sup>3</sup>	δ <sub>L</sub> =30.4934 lb/ft <sup>3</sup>

FORMULA	RESULTADO
$Q_v = \frac{W_v}{3600 \times \delta_v}$	Qv=4.9267
$Q_L = \frac{W_L}{60 \times \delta_L}$	QL=46.8644

$$U_T = K \sqrt{\frac{\delta_i - \delta_v}{\delta_v}} ; K=0.33$$

$$U_T=1.5063$$

$$U_v = 0.75 \times U_T$$

$$U_v=1.1297$$

$$\theta_H=3 \text{ min.}$$

$$V_H = \theta_H \times Q_L$$

$$V_H=140.5932$$

$$\theta_S=2 \text{ min.}$$

$$V_S = \theta_S \times Q_L$$

$$V_S=140.5932$$

$$L/D=3$$

$$D = \left( \frac{4 \times (V_H + V_S)}{\pi \times 0.6 \times (L/D)} \right)^{1/3}$$

$$D=5.49 > a \ 5.5 \text{ (comercial)}$$

$$A_T = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$A_T=23.7583$$

$$H_{LLL}=0.5 \times D + 7$$

$$H_{LLL}=10$$

$$\frac{H_{LLL}}{D} = 0.1515$$

$$\frac{A_{LLL}}{A_T} = 0.0954 \Rightarrow A_{LLL}=2.2665$$

$$H_v=0.2 \times D \text{ ó } 2 \text{ ft}$$

$$H_v=2 \text{ ft}$$

$$\frac{H_v}{D} = 0.3636$$

$$\frac{A_v}{A_T} = 0.3285 \Rightarrow A_v=7.8046$$

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_v - A_{LLL}}$$

$$L=17.1197 \Rightarrow L=18 \text{ (comercial)}$$

$$\phi = \frac{H_v}{U_v}$$

$$\phi=1.77$$

$$U_{vA} = \frac{Q_L}{A_v}$$

$$U_{vA}=0.9387$$

$$L_{MIN} = U_{vA} \times \phi$$

$$L_{MIN}=1.66$$

Niveles finales de Liquido

N. Max.=3.5 ft, 1067 mm

A.A.N.=904 mm

N. Nor.=738 mm

A.B.N.=457 mm

N. Min.=254 mm

Dimensiones Finales

D.I.=1676 mm

L<sub>T,T</sub>=5486 mm

Cap. Total=12,109 lt (L<sub>T,T</sub>)

**FA-101 Separador de Gas de Tecminoacan**

<u>Gas</u>	<u>Liquido</u>
W <sub>v</sub> =130,270 lb/hr	W <sub>L</sub> =16,757.7 lb/hr
δ <sub>v</sub> =5.86 lb/ft <sup>3</sup>	δ <sub>L</sub> =28.138 lb/ft <sup>3</sup>
<b><u>FORMULA</u></b>	<b><u>RESULTADO</u></b>
$Q_v = \frac{W_v}{3600 \times \delta_v}$	Q <sub>v</sub> =4.9267
$Q_L = \frac{W_L}{60 \times \delta_L}$	Q <sub>L</sub> =46.8644
$U_r = K \sqrt{\frac{\delta_v - \delta_v}{\delta_v}} ; K=0.33$	U <sub>r</sub> =1.5063
$U_v = 0.75 \times U_r$	U <sub>v</sub> =1.1297
$\theta_H = 3 \text{ min.}$	
$V_H = \theta_H \times Q_L$	V <sub>H</sub> =140.5932
$\theta_s = 2 \text{ min.}$	
$V_s = \theta_s \times Q_L$	V <sub>s</sub> =140.5932
L/D=3	
$D = \left( \frac{4 \times (V_H + V_s)}{\pi \times 0.6 \times (L/D)} \right)^{1/3}$	D=5.49 > a 5.5 (comercial)
$A_r = \frac{\pi}{4} D^2$	A <sub>r</sub> =23.7583

$H_{LLL} = 0.5xD + 7$ $\frac{H_{LLL}}{D} = 0.1515$ $H_V = 0.2xD \text{ ó } 2 \text{ ft}$ $\frac{H_V}{D} = 0.3636$ $L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}}$ $\phi = \frac{H_V}{U_V}$ $U_{VA} = \frac{Q_V}{A_V}$ $L_{MIN} = U_{VA} \times \phi$	$H_{LLL} = 10$ $\frac{A_{LLL}}{A_T} = 0.0954 \Rightarrow A_{LLL} = 2.2665$ $H_V = 2 \text{ ft}$ $\frac{A_V}{A_T} = 0.3285 \Rightarrow A_V = 7.8046$ $L = 17.1197 \Rightarrow L = 18 \text{ (comercial)}$ $\phi = 1.77$ $U_{VA} = 0.9387$ $L_{MIN} = 1.66$
--	---

**FA-102 y FA-104 SEPARADOR DE CONDENSADOS**

**DATOS**

<u>FA-102</u>	<u>FA-104</u>
$W_V = 401146$	$W_V = 39286$
$\delta_V = 6.17$	$\delta_V = 2.74$
$W_{LL} = 54441.67$	$W_{LL} = 102268.15$
$\delta_{LL} = 26.57$	$\delta_{LL} = 32.37$
$W_{HL} = 346.02$	$W_{HL} = 2884.03$
$\delta_{HL} = 62.81$	$\delta_{HL} = 63.31$

**RESULTADOS**

<u>FORMULA</u>	<u>FA-102</u>	<u>FA-104</u>
$Q_V = \frac{W_V}{3600 \times \delta_V}$	$Q_V = 18.60$	$Q_V = 3.98$
$Q_{LL} = \frac{W_{LL}}{60 \times \delta_{LL}}$	$Q_{LL} = 34150$	$Q_{LL} = 52.66$
$Q_{HL} = \frac{W_{HL}}{60 \times \delta_{HL}}$	$Q_{HL} = 0.092$	$Q_{HL} = 0.759$

CAPITULO VI

$U_T = K \sqrt{\frac{\delta_i - \delta_v}{\delta_i}} ; K=0.25$	$U_T=0.455$	$U_T=1.019$
$U_V = 0.75 \times U_T$	$U_V=0.341$	$U_V=0.765$
	$\theta_H=2 \text{ min.}$	$\theta_H=3 \text{ min.}$
	$\theta_S=2 \text{ min.}$	$\theta_S=2 \text{ min.}$
$V_H = \theta_H \times Q_L$	$V_H=68.3$	$V_H=157.97$
$V_S = \theta_S \times Q_L$	$V_S=68.3$	$V_S=105.3$
	$L/D=3$	$L/D=3$
$D = \left( \frac{4 \times (V_H + V_S)}{\pi \times 0.6 \times (L/D)} \right)^{1/3}$	$D=4.589 \Rightarrow 5 \text{ ft}$	$D=5.711 \Rightarrow 6 \text{ ft}$
	$H_V=0.2 \times D \text{ ó } 2 \text{ ft}$	$H_V=0.2 \times D \text{ ó } 2 \text{ ft}$
$\frac{H_V}{D} = \frac{A_V}{A_T}$	$H_V=2.5 \text{ ft} \Rightarrow A_V=9.81$	$H_V=2.5 \text{ ft} \Rightarrow A_V=11.15$
	$H_{LV}=1 \text{ ft}, H_{LB}=0.5 \text{ ft}$	$H_{LV}=1 \text{ ft}, H_{LB}=0.5 \text{ ft}$
$\frac{H_{LV}}{D} = \frac{A_{LV}}{A_T}$	$A_{LV}=2.796$	$A_{LV}=3.096$
$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LV}}$	$L=19.45 \Rightarrow 20 \text{ ft}$	$L=18.77 \Rightarrow 20 \text{ ft}$
$\phi = \frac{H_V}{U_V}$	$\phi=7.33 \text{ seg.}$	$\phi=3.27 \text{ seg.}$
$U_{VA} = \frac{Q_V}{A_V}$	$U_{VA}=1.84 \text{ ft/seg.}$	$U_{VA}=0.357 \text{ ft/seg.}$
$L_{MV} = U_{VA} \times \phi$	$L_{MV} =$	$L_{MV} =$
$U_{ML} = \frac{k_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu_L}$	$U_{ML}=150.85$	$U_{ML}=93.66$
$t_{ML} = \frac{12(H_{LB} + D - H_V)}{U_{ML}}$	$t_{ML}=0.239$	$t_{ML}=0.512$
$\theta_{LL} = \frac{(A_T - A_V)L}{Q_{LL}}$	$\theta_{LL}=5.75$	$\theta_{LL}=6.5$
	$L/D=4$	$L/D=3.333$
$H_{ML} = D - H_V$	$H_{ML}=2.5$	$H_{ML}=3.5$

$$A_{NLL} = A_{LLV} + V_H / L \qquad A_{NLL}=6.2 \qquad A_{NLL}=10.99$$

$$\frac{H_{NLL}}{D} = \frac{A_{NLL}}{A_T} \qquad H_{NLL}=1.77 \qquad H_{NLL}=2.47$$

**NIVELES FINALES DE LIQUIDO**

<b>FA-102</b>	<b>FA-104</b>
N. MAX.= 762 mm	N. MAX.= 1067
N. NOR.= 539 mm	A.A.N.=915
N. MIN.= 305 mm	N. NOR.= 756
A.A.N.= 671 mm	A.B.N.= 496
A.B.N.= 419 mm	N. MIN.= 152

**CALCULO DE LA PIERNA**

$$D_p = \frac{\sqrt{V_w}}{0.785 \times h_{wp}} \qquad D_p=0.35 \qquad D_p=1.2$$

$h_{wp}$  = de 18" a 24"                       $h_{wp}=1.5 \text{ ft}$                        $h_{wp}=1.5 \text{ ft}$   
 $V_w = Q_w \times t$                                        $V_w=0.18$

**DIMENSIONES FINALES DE LA PIERNA**

<b>FA-102</b>	<b>FA-104</b>
$D_p=308$	$D_p=457$
$L_{T,T}=762$	$L_{T,T}=762$
N. MAX.= 610	N. MAX.= 610
A.A.N.=518	A.A.N.=518
N. NOR.=427	N. NOR.=427
A.B.N.=267	A.B.N.=267
N. MIN.=152	N. MIN.=152

**FA-103 SEPARADOR DE CONDENSADOS DE ALTA PRESION**

<u>Gas</u>	<u>Liquido</u>
$W_v=350,971.5 \text{ lb/hr}$	$W_L=16,757.7 \text{ lb/hr}$
$\delta_v=6.48 \text{ lb/ft}^3$	$\delta_L=28.138 \text{ lb/ft}^3$

FORMULA	RESULTADO
$Q_i = \frac{W_i}{3600 \times \delta_i}$	$Q_v = 15.01$
$U_T = K \left( \frac{\rho_L - \rho_i}{\rho_i} \right)^{1/2}$ ; $K=0.26$	$U_T = 0.446$
$U_v = 0.75 \times U_T$	$U_v = 0.3346$
$D_{VD} = \left( \frac{4 \times Q_i}{\pi \times U_v} \right)^{1/2}$	$D_{VD} = 7.55 \Rightarrow 7.5 \text{ ft}$
$Q_L = \frac{W_L}{60 \times \delta_L}$	$Q_L = 858.6$
$T_H = 2 \text{ min.}$	$T_S = 2 \text{ min.}$
$V_H = (T_H)(Q_L)$	$V_H = 60.26$
$V_S = (T_S)(Q_L)$	$V_S = 60.26$
$H_H = \frac{V_H}{(\pi/4)D_v^2}$	$H_H = 1.5 \text{ ft}$
$H_S = \frac{V_S}{(\pi/4)D_v^2}$	$H_S = 1.5 \text{ ft}$
$H_{LN} = 0.2 \times D + 0.5 + d_N/2$	$H_{LN} = 3 \text{ ft}$
$d_N = \left( \frac{4Q_m}{\pi \times 60 \times \rho_m} \right)^{1/2}$	$d_N = 12 \text{ ''}$
$Q_m = Q_L + Q_v$	$Q_m = 15.51$
$\rho_m = \rho_L^\lambda + \rho_i^{(1-\lambda)}$	$\rho_m = 7.2$
$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_v}$	$\lambda = 0.03237$
$H_D = 0.2 \times D + 3 + \frac{d_N}{2}$	$H_D = 5.5 \text{ ft}$

$H_T = H_{LL} + H_H + H_S + H_{LN} + H_D + H_{ME}$   $H_T = 16 \text{ ft}$  (considerando que se va a utilizar una malla de alta eficiencia)

**DIMENSIONES Y NIVELES FINALES**

L=4877 mm	N. NOR.=610 mm
D=2438mm	A.B.N.=381 mm
A.A.N.=884 mm	N. MIN.=152 mm
N. MAX.=1067 mm	

**NOMENCLATURA**

$Q_L$ = Flujo vol. de liq. $ft^3/min$	LLL = Nivel de liquido ligero
$Q_V$ = Flujo vol. de vap. $ft^3/s$	$L_{MIN}$ = Longitud mínima de separación liq-vap., ft.
A = Secc. cruzada recip. vertical $ft^2$	P = Presión, psia.
$A_{LLL}$ = Sección cruzada para LLL $ft^2$	$Q_L$ = Flujo volumétrico de liquido, $ft^3/min$ .
$A_T$ = Area total secc. trans-versal $ft^2$ (recip. horizontal)	$Q_M$ = Flujo volumétrico de mezcla, $ft^3/min$ , $ft^3/s$ .
$A_{VO}$ = Area transversal re-querida para el vapor.	$Q_V$ = Flujo volumétrico de vapor, $ft^3/min$ , $ft^3/s$ .
D = Diam. del recipiente, ft.	$T_v$ = Tiempo de vaciado, min
$D_B$ = Diámetro de la pierna, ft	$T_S$ = Tiempo de llenado, min.
$D_p$ = Diámetro de part., ft	$U_T$ = Velocidad terminal, ft/s.
$D_{VO}$ = Diámetro transversal para el vapor, ft.	$U_V$ = velocidad del vapor, ft/s
$H_0$ = Altura de segmentación, ft.	$U_{VA}$ = Velocidad del vapor actual, ft/s.
$H_v$ = altura de vaciado, ft.	$V_v$ = Volumen de vaciado, $ft^3$
$H_{LN}$ = Altura del centro de boquilla a $H_{LL}$ , ft.	$V_{LLL}$ = Volumen de LLL, $ft^3$
HLL = Altura del nivel del liquido.	$V_S$ = volumen de llenado, $ft^3$ .
$H_{LLB}$ = Altura del liquido ligero en la pierna, ft.	$V_T$ = Volumen total, $ft^3$
$H_{LLL}$ = Altura del liquido ligero bajo, ft.	$\rho_L$ = densidad del liq., lb/ $ft^3$
$H_{LLV}$ = Altura del liquido ligero en el recipiente, ft.	$\rho_V$ = densidad del vap., lb/ $ft^3$
$H_{ME}$ = Distancia de la malla a tope del recipiente, ft.	$\phi$ = tiempo de asentamiento del liquido, s.
$H_S$ = Altura del liquido del N. Norm. al max., ft.	
$H_T$ = Altura total del separador vertical, ft.	
$H_V$ = Altura del vapor para el área transversal, ft.	
K = Constante de velocidad terminal, ft/s.	
L = longitud del recipiente, ft.	

Para más información con respecto al cálculo de los recipientes, ver la Bibliografía I.26, I.27.

## CAPITULO VI

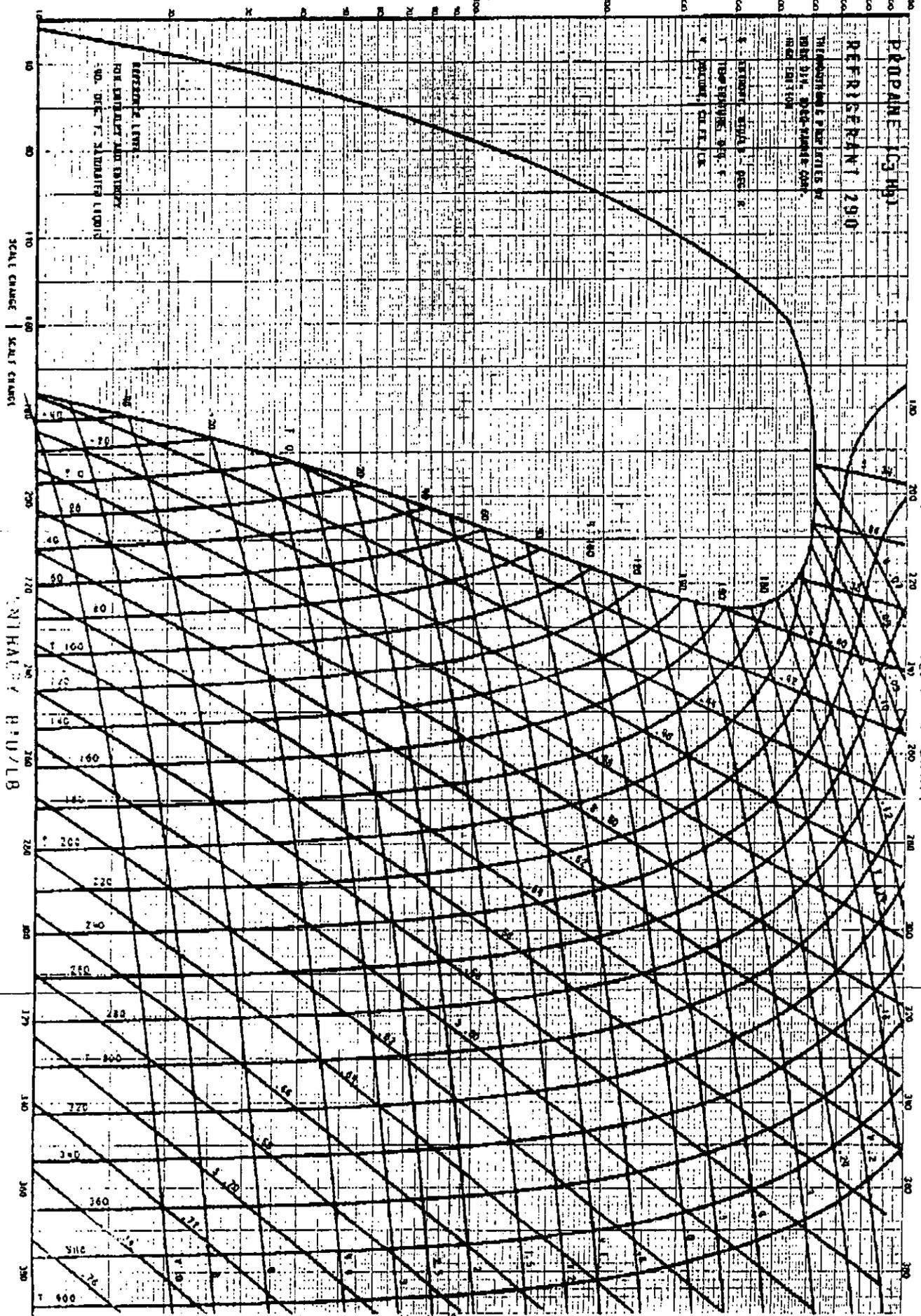
Para el cálculo del equipo de transferencia de calor se utilizo el Simulador HEXTRAN.

### CALCULOS PARA EL SISTEMA DE REFRIGERACION

Para los valores que a continuación se presentan, se utilizó la gráfica P vs H del Propano que se ve a continuación. Los resultados que se obtienen difieren de un  $\pm 10\%$  de los mostrados en los Balances de Materia y Energía debido a que se utilizó el simulador de procesos HYSYS ver. 1.1.1 y así obtener resultados más exactos.

$P_1 = 17.5 \text{ kg/cm}^2$	$W = 105,000 \text{ lb/hr}$
$P_4 = 5 \text{ kg/cm}^2$	$H_g = 138 \text{ BTU/lb}$
$r_c = 1.87$	$H_7 = 136 \text{ BTU/lb}$
$P_2 = 9.35 \text{ kg/cm}^2$	$H_g = 148 \text{ BTU/lb}$
$T_1 = 52 \text{ }^\circ\text{C}$	$\Delta H_{\text{ad2}} = 11.7 \text{ BTU/lb}$
$T_4 = 8 \text{ }^\circ\text{C}$	$\Delta H_{\text{real2}} = 15.5 \text{ BTU/lb}$
Efecto Refrigerante = 135 BTU/h	$H_g = 152 \text{ BTU/lb}$
$H_1, H_2 = 18 \text{ BTU/lb}$	$\Delta H_{\text{real1}} = 31.5 \text{ BTU/lb}$
$H_3, H_4 = -13 \text{ BTU/lb}$	GHP = 1260
$H_g = 5 \text{ BTU/lb}$	BHP = 1600
$H_g = 122 \text{ BTU/lb}$	COP = 4.3
$\Delta H_{\text{ad1}} = 12 \text{ BTU/lb}$	$\eta_{\text{relativa}} = 0.68$
$\Delta H_{\text{real1}} = 15.92 \text{ BTU/lb}$	$Q_c = 13.6 \text{ MMBTU/h}$

PRESSURE PSIA



PRESSURE ENTHALPY DIAGRAM

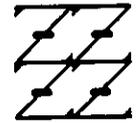
505 240701R23

**6.10. HOJAS DE DATOS DE EQUIPO**





**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA**



PLANTA: BATERIA DE SEPARACION JUJO, SECC. DE REFRIGERACION.	HOJA	1	DE	1
LOCALIZACION: TAB. MEXICO	EDICION	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CLAVE: FA-02	TESIS	OCT-98	RAMM	JRG
No. DE UNIDADES: 1 (UNA)				

**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

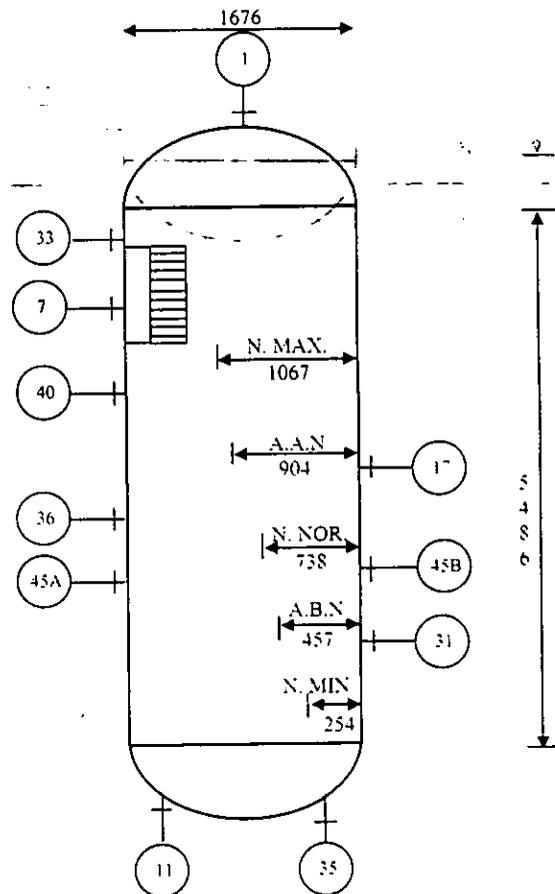
SERVICIO:	ECONOMIZADOR		POSICION:	HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	PROPANO	FLUJO:	1286 lpm	DENSIDAD:	0.48 gr/cm <sup>3</sup>
VAPOR O GAS:	PROPANO	FLUJO:	0.1413 m <sup>3</sup> /seg	DENSIDAD:	0.0224 gr/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA: OPER.	28 °C	MAXIMA	28 °C	DISEÑO	43 °C
PRESION: OPER.	9.5 kg/cm <sup>2</sup> _man	MAXIMA	9.5 kg/cm <sup>2</sup> _man	DISEÑO	11.5 kg/cm <sup>2</sup> _man
DIMENSIONES: LONGITUD T-T	5486 mm	DIAMETRO INT.	1676 mm	CAP. TOTAL	12109 lts
NIVEL NORMAL	738 mm	MAXIMO	1067 mm	MINIMO	254 mm
ALARMA DE ALTO NIVEL	904 mm	ALARMA DE BAJO NIVEL	457 mm	NIVEL DE PARO	---

MATERIALES: CASCARON	SA 516-70	CABEZAS	SA 516-70
MALLA SEPARADORA: ESPESOR	SI	MATERIAL	SA 516-70
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO	---	mm	---
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD	mm	ANCHO	mm
CORROSION PERM.: CASCARON	3.2 mm	CABEZAL	3.2 mm
AISLAMIENTO: -	NO		
RECUBRIMIENTO INTERNO:	NO	EXTERN:	RP-6/RA-28

**BOQUILLAS**

No.	No.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1	1	610	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	51	SALIDA DE GAS
11	1	203	ALIMENTACION
17	1	102	SALIDA DE LIQUIDO
51	1	51	DRENE
33	1	51	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	38	INDICADOR DE PRESION
40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
45 A B	2	38	INSTRUMENTOS DE NIVEL

**NOTAS:**



TESIS PROFESIONAL

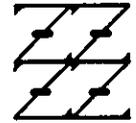
ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS

INGENIERIA QUIMICA

OCTUBRE 1998



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA**



PLANTA: BATERIA DE SEPARACION JUJO, SECC. DE CONDENSADOS	HOJA	DE		
LOCALIZACION: TAB., MEXICO.	EDICION	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CLAVE: FA-101	TESIS	OCTUBRE-98	RAMM	JRG
No. DE UNIDADES: 1 (UNA)				

**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

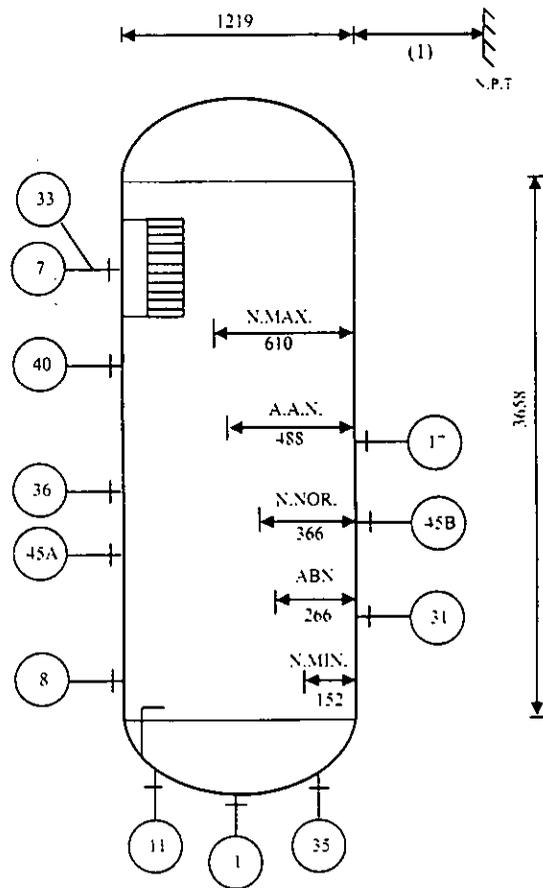
SERVICIO:	SEPARADOR DE CONDENSADOS DE TECOMINOACAN				POSICION:	HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	HIDROCARBUROS	FLUJO:	155.6	lpm	DENSIDAD:	0.451	gr cm <sup>3</sup>
VAPOR O GAS:	HIDROCARBUROS	FLUJO:	0.175	m <sup>3</sup> /seg.	DENSIDAD:	0.00256	gr cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA: OPER.	36	°C:	MAXIMA	38	°C:	DISEÑO	53
PRESION: OPER.	75	kg/cm <sup>2</sup> _man:	MAXIMA	78	kg/cm <sup>2</sup> _man:	DISEÑO	86
DIMENSIONES: LONGITUD T-T	3658	mm:	DIAMETRO INT.	1219	mm:	CAP. TOTAL	4269 (T-T)
NIVEL NORMAL	366	mm:	MAXIMO	610	mm:	MINIMO	152
ALARMA DE ALTO NIVEL	488	mm:	ALARMA DE BAJO NIVEL	266	mm:	NIVEL DE PARO	...
MATERIALES: CASCARON	SA 516-70	CABEZAS	SA 516-70				
MALLA SEPARADORA: ESPESOR	SI	MATERIAL	SA 240-316L				
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO	...	mm	...				
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD	mm	ANCHO	mm				
CORROSION PERM.: CASCARON	3.2	mm	CABEZAL	3.2 mm			
AISLAMIENTO:	NO						
RECUBRIMIENTO INTERNO:	NO		EXTERN:	RP-6/RA-28			

**BOQUILLAS**

No.	No. de REQ.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1	1	610	ENTRADA DE HOMBRE
7	1	203	SALIDA DE GAS
8	1	76	VENTEO
11	1	203	ALIMENTACION
17	1	76	SALIDA DE CONDENSADOS
31	1	51	DRENE
33	1	64	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	38	INDICADOR DE PRESION
40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
45 A B	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

**NOTAS:**

1 - MINIMO POR TUBERIAS



TESIS PROFESIONAL

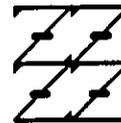
ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS

INGENIERIA QUIMICA

MAYO 1998



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA**



PLANTA: BATERIA DE SEPARACION JUJO, SECC. DE CONDENSADOS	HOJA	DE	1
LOCALIZACION: TAB. MEXICO.	EDICION	FECHA	HECHA POR
CLAVE: FA-102	TESIS	OCTUBRE-98	RAMM
No. DE UNIDADES: 1 (UNA)			AP. POR
			JRG

**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO: SEPARADOR TRIFASICO DE CONDENSADOS DE ALTA PRESION	POSICION: HORIZONTAL				
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	HIDROCARBUROS / AGUA	FLUJO: 967 (1) / 2.6 (2)	lpm	DENSIDAD: 0.426 (1) / 1.007 (2)	gr cm <sup>3</sup>
VAPOR O GAS:	HIDROCARBUROS	FLUJO: 0.511	m <sup>3</sup> /seg.	DENSIDAD: 0.000	gr cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPER.: 29	°C; MAXIMA 29	°C; DISEÑO 44	°C		
PRESION OPER.: 74.3	kg/cm <sup>2</sup> _man; MAXIMA 82	kg/cm <sup>2</sup> _man; DISEÑO 90	kg/cm <sup>2</sup> _man		
DIMENSIONES: LONGITUD T-T: 6096	mm; DIAMETRO INT.: 1524	mm; CAP. TOTAL: 11120 (T-T)	lts		
NIVEL NORMAL: 633 (1) / 426 (2)	mm; MAXIMO 762 (1) / 610 (2)	mm; MINIMO 305 (1) / 152 (2)	mm		
ALARMA DE ALTO NIVEL: 671 (1) / 518 (2)	mm; ALARMA DE BAJO NIVEL: 419 (1) / 266 (2)	mm; NIVEL DE PARO: ---	mm		

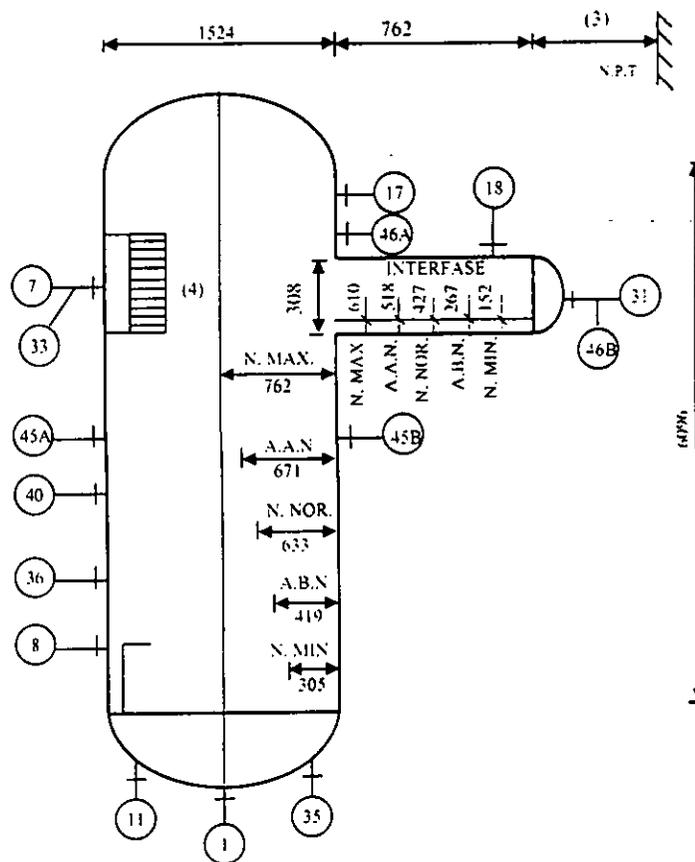
MATERIALES: CASCARON	SA 516-70	CABEZAS	SA 516-70
MALLA SEPARADORA: ESPESOR	SI	MATERIAL	SA 240-316L
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO	---	mm	---
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD	(4)	mm	ANCHO (4) mm
CORROSION PERM.: CASCARON	3.2	mm	CABEZAL 3.2 mm
AISLAMIENTO: NO			
RECUBRIMIENTO INTERNO: NO		EXTERNOS: RP-6/RA-28	

**BOQUILLAS**

No.	No. de REQ.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1	1	610	ENTRADA DE HOMBRE
2	1	305	SALIDA DE GAS A EA-103
8	1	38	VENTEO
11	1	305	ALIMENTACION DE EA-101 Y EA-102
17	1	102	SALIDA DE CONDENSADOS A FA-104
18	1	51	SALIDA DE AGUA A TRATAMIENTO
31	1	76	DRENE
33	1	51	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	38	INDICADOR DE PRESION
40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
45 A B	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
46 A B	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

**NOTAS:**

1 - HIDROCARBUROS (CONDENSADOS)
2 - FASE ACUOSA
3 - MINIMO POR FLBERIAS
4 - ELIMINADOR DE ARRASTRE DE ALTA EFICIENCIA CON UNA SEPARACION MINIMA DEL 99%. EL DISEÑO SERA RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR.



TESIS PROFESIONAL

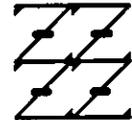
ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS

INGENIERIA QUIMICA

OCTUBRE 1998



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA**



PLANTA: BATERIA DE SEPARACION JUJO, SECC. DE CONDENSADOS	HOJA	DE
LOCALIZACION: TAB., MEXICO	EDICION	FECHA
CLAVE: FA-103	TESIS	OCTUBRE-98
No. DE UNIDADES: 1 (UNA)	HECHA POR	RAMM
	AP. POR	JRG

**RECIPIENTES**  
**(HOJA DE DATOS DE PROCESO)**

SERVICIO: SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION	POSICION: [REDACTED]	VERTICAL
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	HIDROCARBUROS	FLUJO: 853 lpm
DENSIDAD: 0.45	gr/cm <sup>3</sup>	
VAPOR O GAS:	HIDROCARBUROS	FLUJO: 0.426 m <sup>3</sup> /seg
DENSIDAD: 0.1029	gr/cm <sup>3</sup>	
TEMPERATURA: OPER. 13 °C	MAXIMA 13 °C	DISEÑO 25 °C
PRESION: OPER. 73.9 kg/cm <sup>2</sup> _man	MAXIMA 82.9 kg/cm <sup>2</sup> _man	DISEÑO 91.2 kg/cm <sup>2</sup> _man
DIMENSIONES: LONGITUD T-T 4267 mm	DIAMETRO INT. 2134 mm	CAP. TOTAL 14.505 (T-T) ln
NIVEL NORMAL 635 mm	MAXIMO 1118 mm	MINIMO 152 mm
ALARMA DE ALTO NIVEL 925 mm	ALARMA DE BAJO NIVEL 394 mm	NIVEL DE PARO --- mm

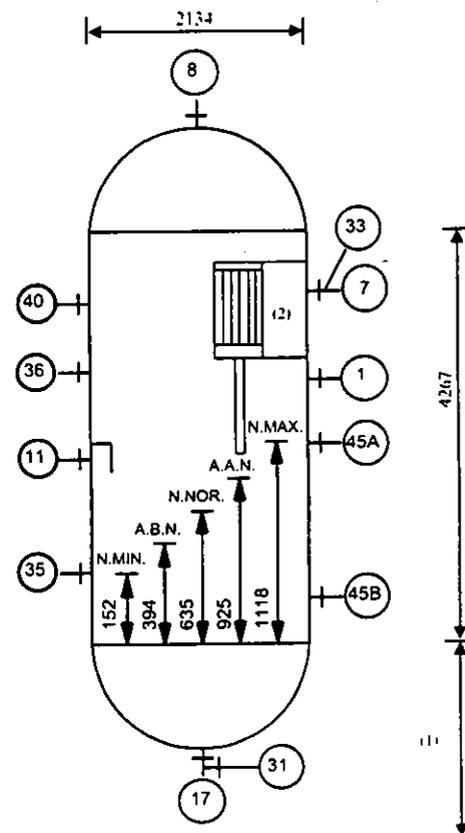
MATERIALES: CASCARON SA 516-70 N	CABEZAS SA 516-70 N
MALLA SEPARADORA: ESPESOR SI	MATERIAL SA 240-316L
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO --- mm	---
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD (2) mm	ANCHO (2) mm
CORROSION PERM.: CASCARON 3.2 mm	CABEZAL 3.2 mm
AISLAMIENTO: NO	
RECUBRIMIENTO INTERNO: NO	EXTERNO: RP-6/RA-28

**BOQUILLAS**

No.	No. de REQ.	DIAM. NOML	SERVICIO
1	1	610	ENTRADA DE HOMBRE
7	1	254	SALIDA DE GAS A EA-101
8	1	38	VENTEO
11	1	305	ALIMENTACION DE EA-103
17	1	102	SALIDA DE CONDENSADOS A EA-102
31	1	51	DRENE
33	1	51	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	38	INDICADOR DE PRESION
40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
45 A B	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL

**NOTAS:**

- MINIMO POR TUBERIAS
- ELIMINADOR DE ARRASTRE DE ALTA EFICIENCIA CON UNA SEPARACION MINIMA DEL 99%. EL DISEÑO SERA RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR.

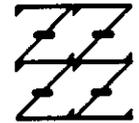


ACOT. EN: mm

<b>TESIS PROFESIONAL</b> <b>ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS</b> <b>INGENIERIA QUIMICA</b> <b>OCTUBRE 1998</b>
---



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA**



PLANTA: BATERIA DE SEPARACION JUJO, SECC. DE CONDENSADOS	HOJA 1 DE 1			
LOCALIZACION: TAB., MEXICO.	EDICION	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CLAVE: FA-104	TESIS	OCTUBRE-98	RAMM	JRG
No. DE UNIDADES: 1 (UNA)				

**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO: SEPARADOR TRIFASICO DE CONDENSADOS DE ALTA PRESION	POSICION: HORIZONTAL		
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	HIDROCARBUROS / AGUA	FLUJO: 1491 (1) / 21.5 (2) lpm	DENSIDAD: 0.519 (1) / 1.015 (2) gr/cm <sup>3</sup>
VAPOR O GAS:	HIDROCARBUROS	FLUJO: 0.1126 m <sup>3</sup> /seg	DENSIDAD: 0.044 gr/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA: OPER. 32.3 °C	MAXIMA 35 °C	DISEÑO 50 °C	
PRESION: OPER. 35.3 kg/cm <sup>2</sup> _man	MAXIMA 39.5 kg/cm <sup>2</sup> _man	DISEÑO 43.5 kg/cm <sup>2</sup> _man	
DIMENSIONES: LONGITUD T-T 6706 mm	DIAMETRO INT. 1829 mm	CAP. TOTAL 17610 ls	
NIVEL NORMAL 756 (1) / 426 (2) mm	MAXIMO 1067 (1) / 610 (2) mm	MINIMO 305 (1) / 152 (2) mm	
ALARMA DE ALTO NIVEL 915 (1) / 518 (2) mm	ALARMA DE BAJO NIVEL 496 (1) / 266 (2) mm	NIVEL DE PARO --- mm	

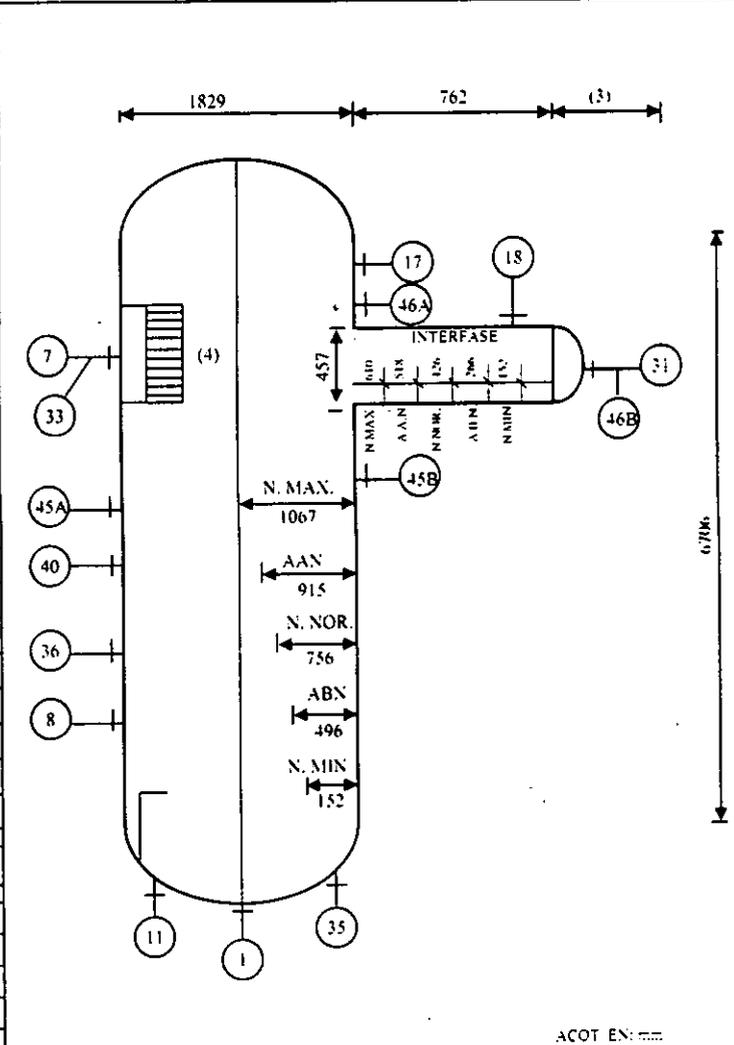
MATERIALES: CASCARON SA 516-70	CABEZAS SA 516-70
MALLA SEPARADORA: ESPESOR SI	MATERIAL SA 240-316L
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO --- mm	---
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD (4) mm	ANCHO (4) mm
CORROSION PERM.: CASCARON 3.2 mm	CABEZAL 3.2 mm
AISLAMIENTO: NO	
RECUBRIMIENTO INTERNO: NO	EXTERNO: RP-6/RA-28

**BOQUILLAS**

No.	No. de REQ.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1	1	610	ENTRADA DE HOMBRE
7	1	152	SALIDA DE GAS A SECC. DE COMP.
8	1	38	VENTEO
11	1	203	ALIMENTACION
17	1	152	SALIDA DE CONDENSADOS A GA-201 AB/R
18	1	51	SALIDA DE SOLUC. EG A TRAT.
31	1	76	DRENE
33	1	51	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	38	INDICADOR DE PRESION
40	1	38	INDICADOR DE TEMPERATURA
45 A B	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
46 A B	2	51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
40 A	1	38	TRANSMISOR DE TEMPERATURA

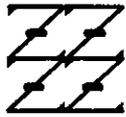
**NOTAS:**

- CONDENSADOS
- FASE ACUOSA (AGUA-ETILENGLICOL)
- ALTIMETRIA DEFINIDA POR EL NPSH DE LA BOMBA
- ELIMINADOR DE ARRASTRE DE ALTA EFICIENCIA CON UNA SEPARACION MINIMA DEL 99%. EL DISEÑO SERA RESPONSABILIDAD DEL PROVEEDOR.



ACOT EN: mm

<b>TESIS PROFESIONAL</b> <b>ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS</b> <b>INGENIERIA QUIMICA</b> <b>OCTUBRE 1998</b>
---



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA**

**HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA COMPRESORES**

PLANTA: BATERIA DE SEPARACION JUJO HOJA: 1 DE: 1  
 LOCALIZACION: TAB., MEXICO

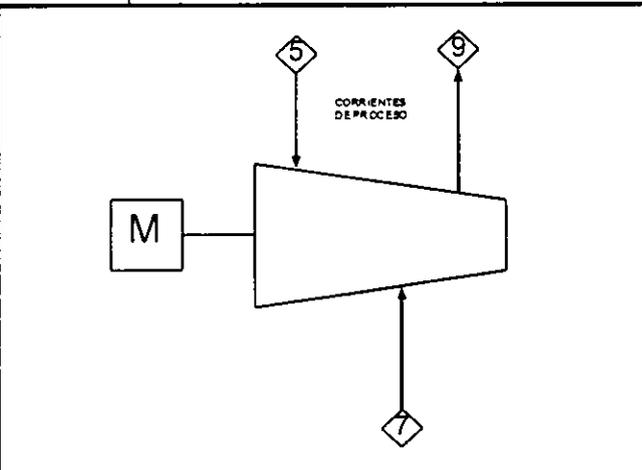
CLAVE DEL EQUIPO: GB-01 No. DE UNIDADES: 1 (UNA)  
 SERVICIO: COMPRESION DE GAS REFRIGERANTE TIPO: CENTRIFUGO

Gas Manejado CASO OPERACION	CORRIENTE			COMPONENTES	CORRIENTE		
	5	7	9		% MOL 5	% MOL 7	% MOL 9
Flujo				PROPANO	0.9521	0.95	0.95
Capacidad				PROPILENO	0.0479	0.05	0.05
kg / h	38893	11235	50128				
m <sup>3</sup> std / h a 15°C y 1 atm.	20938	6051.2	26990				
m <sup>3</sup> / h a cond. de entrada. P, T.	3056	501.8					
Peso molecular	44	43.9	44				
<b>CONDICIONES DE SUCCION:</b>							
Presión kg / cm <sup>2</sup> abs.	6.03	10.5					
Temperatura, °C.	8	27.7					
Densidad kg / m <sup>3</sup>	12.7	22.39					
Factor de compresibilidad, "Z"	0.87	0.81					
"K" ( cp / cv )	1.12	1.11					
Humedad relativa, %	-						
<b>CONDICIONES DE DESCARGA:</b>							
Presión kg / cm <sup>2</sup> abs.	10.5	18.73					
Temperatura, °C.	35	64					
"Z" Estimada, a T °C	0.82	0.74					
"K" Estimada, a T °C	1.11	1.1					

Accionador: MOTOR ELECTRICO Presión atmosférica: 1.033 kg/cm<sup>2</sup>

SERVICIOS AUXILIARES	PROPIEDADES DEL GAS
Energía eléctrica: Accionador 113-1119K 4160 Volts 3 Fases	Composición: Ver arriba
Accionador mayor de 1119 KW Volts Fases	Corrosión debido a: _____
Agua de enfriamiento:	Corrosión del aceite lubricante debido a: _____
Presión, kg / cm <sup>2</sup> man. Suministro: Retorno min	Degradación del aceite lubricante debido a: _____
Temperatura °C Suministro: Retorno max	
Flujo disponible m <sup>3</sup> / h	
Combustible: Tipo	
Viscosidad, cp Temperatura °C	
Gravedad Esp. Presión kg/cm <sup>2</sup> man.	
Peso molecular Flujo disponible, m <sup>3</sup> /h	
Poder calorífico Kcal/kg	

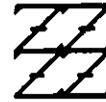
- Notas:
- EL PAR MOTOR-COMPRESOR DEBERA SER SUMINISTRADO Y MONTADO POR EL FABRICANTE
  - LOS MATERIALES DE CONSTRUCCION SERAN LOS ADECUADOS PARA EL AMBIENTE Y EL FLUIDO A MANEJAR POR EL EQUIPO.
  - LA INFORMACION FALTANTE SERA COMPLETADO POR EL PROVEEDOR
  - EL FABRICANTE INDICARA LAS PARTES DE REPUESTO REQUERIDAS PARA OPERACION CONTINUA.



Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha	OCT'98							
Elaboró	RAMM							
Aprobó	JRG							



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES - ZARAGOZA**



TESIS PROFESIONAL

ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS

ING. QUIMICA

CLAVE : EA-101

HOJA 1 DE 1

No. UNIDADES : 1 (UNA)

FECHA : OCTUBRE DE 1998

**CAMBIADOR DE CALOR**  
**HOJA DE DATOS (1)**

SERVICIO POR UNIDAD : ENFRIADOR GAS-GAS

TAMANO : 1041 x 6096 mm

TIPO : BEM

POSICION: HORIZONTAL

SUPERFICIE POR UNIDAD (GRUESA / EFECTIVA):

ENVOLVENTES POR UNIDAD:

**CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD**

			LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
FLUIDO CIRCULADO						
FLUIDO TOTAL ENTRADO	LB / HR	KG / HR	159,300		105,408.7	
LIQUIDO	LB / HR	KG / HR	—	—	208.7	20516.5
GRAVEDAD ESPECIFICA			—	—	0.44	0.421
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-PIE <sup>2</sup> -°F	KCAL / HR-M <sup>2</sup> -°C	—	—	0.0683	0.0712
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	—	—	0.699	0.7234
VISCOSIDAD	cP	cP	—	—	0.082	0.076
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	—	—	44.42	37.8
VAPOR	LB / HR	KG / HR	159,300	159,300	105,200	84840
CALOR LATENTE	BTU / LB	KCAL / KG				
PESO MOLECULAR	LB / LBMOL	KG / KGMOL	22.34	22.34	24.74	22.87
CONDUCTIVIDAD TERMICA	BTU / HR-FT <sup>2</sup> -°F	KCAL / HR-M <sup>2</sup> -°C	0.033	0.033	0.0338	0.033
CALOR ESPECIFICO	BTU / LB-°F	KCAL / KG-°C	0.7852	0.669	0.692	0.7498
VISCOSIDAD	cP	cP	0.0146	0.145	0.015	0.0148
DENSIDAD	LB / PIE <sup>3</sup>	KG / M <sup>3</sup>	103.9	84.28	95.48	100.8
TEMPERATURA	°F	°C	13	35.8	47.47	21.8
PRESION (ATM. 14.7 psia)	LB / PULG <sup>2</sup> MAN.	KG / CM <sup>2</sup> MAN.	73.92	73.52	74.7	74.28
No. PASOS			1		1	
VELOCIDAD	PIE / SEG	M / SEG	3.5		1.2	
CAIDA DE PRESION	LB / PULG <sup>2</sup>	KG / CM <sup>2</sup>	PERM. 0.5	CALC. 0.45	1.0 PERM. 0.1	CALC.
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	HR-PIE <sup>2</sup> -°F / BTU	HR-M <sup>2</sup> -°C / KCAL	0.0002		0.0002	
CALOR TRANSFERIDO	2589969 *1.1	KCAL/HR			LMTD (CORREGIDA): 10.3	°C
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR	KCAL/HR-M <sup>2</sup> -°C		LIMPIO	347.8	SERVICIO	299.1

**CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE**

PRESION DE DISEÑO	LB / PULG <sup>2</sup> MAN.	KG / CM <sup>2</sup> MAN.	81	82	
PRESION DE PRUEBA	LB / PULG <sup>2</sup> MAN.	KG / CM <sup>2</sup> MAN.	120	123	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°F	°C	50	65	
TUBOS SA-179	No. 1493	D.E. 19mm	ESPESOR	LONGITUD	ARREGLO
ENVOLVENTE SA-516-70	D.I. 1041mm	ESPESOR :		TUBO TIPO :	
CABEZAL DE RETORNO SA-516-70		TAPA DE CABEZAL FLOTANTE			
CANAL SA-516-70		TAPA DEL CANAL		BRIDAS :	
ESPEJOS : FIJO SA-516-70		FLOTANTE		TIPO DE MAMPARAS :	
MAMPARAS/PLACA DE AMARRE SA-36		ESPACIAMIENTO mm / No.		% CORTE :	FLUJO :
MAMPARA LONGITUDINAL		AISLANTE		PLACA DE CHOQUE	
TIPO DE UNION TUBO A ESPEJO : ROLADA		FAJAS DE SELLO :			
EMPAQUES: CANAL A ESPEJO		ENVOLVENTE A CABEZAL			
CABEZAL FLOTANTE		CANAL A TAPA			
CORROSION PERMISIBLE LADO ENVOLVENTE	mm.	LADO TUBOS	mm		
CODIGOS REQUERIDOS				RELEVADO DE ESFUERZOS : REQUIERE	
PESO ENV. Y HAZ DE TUBOS	Kg	HAZ DE TUBOS	Kg	LLENO DE AGUA	Kg
PESO DE OPERACION	Kg				

**NOTAS GENERALES:**

	6	1	208	42.2	SALIDA DE GAS A ENFRIAMIENTO
	5	1	208	42.2	INTERCONEXION DE GAS A ENFR.
	4	1	208	42.2	ENTRADA DE GAS A ENFRIAMIENTO
	3	1	406	42.2	SALIDA DE GAS A CPG CACTUS
	2	1	406	42.2	INTERCONEXION DE GAS A CPG CACTUS
	1	1	406	42.2	ENTRADA DE GAS A CPG CACTUS
	NOM	CANT.	DIAMETRO Y RANGO	SERVICIO	
	DIAMETRO mm		DATOS DE BOQUILLAS POR UNIDAD	RANGO Kg/cm <sup>2</sup>	





6.11. SERVICIOS AUXILIARES

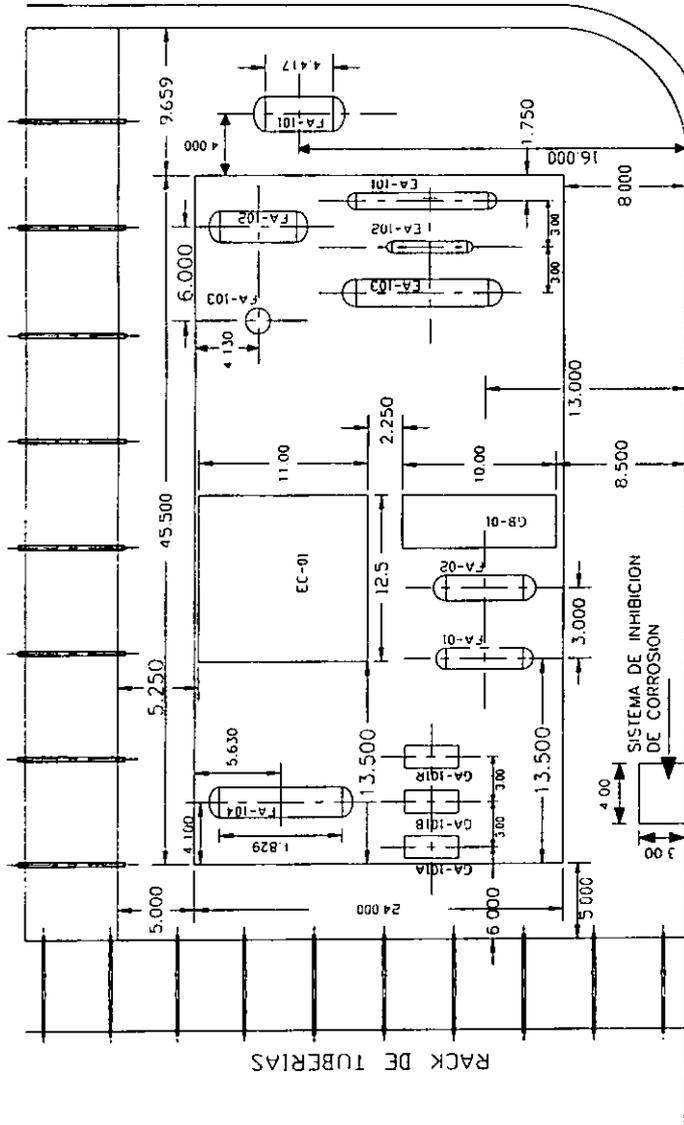
<b>SERVICIO:</b>	<u>ETILENGLICOL PARA INHIBICION DE FORMACION DE HIDRATOS (1).</u>
<b>CONDICIONES DE SUMINISTRO:</b>	<u>PRESION: 75 kg/cm2 man., TEMPERATURA: 29 °C (2).</u>
<b>CONDICIONES DE RETORNO:</b>	<u>PRESION: 1.0 kg/cm2 man, TEMPERATURA: 33 °C (3).</u>
<b>AREA DE REFRIGERACION:</b>	
<b>FLUJO CIRCULADO:</b>	<u>75 kg./hr</u>
<b>REPOSICION:</b>	<u>1 kg./hr (ETILENGLICOL AL 100 %)</u>
<b>NOTAS:</b>	<u>1) SOLUCION AL 90% EN PESO.</u> <u>2) EL PUNTO DE INYECCION SERA LA LINEA DE ENTRADA AL EA-103, ENFRIADOR DE GAS-REFRIGERANTE.</u> <u>3) AL SISTEMA DE REGENERACION DE GLICOL.</u>

<b>SERVICIO:</b>	<u>PROPANO PARA EL CIRCUITO DE REFRIGERACION MECANICA.</u>
<b>CONDICIONES DE SUMINISTRO:</b>	<u>SERA CIRCUITO CERRADO (1).</u>
<b>CONDICIONES DE RETORNO:</b>	<u>---</u>
<b>AREA DE REFRIGERACION:</b>	
<b>FLUJO CIRCULADO:</b>	<u>50,500 kg./hr</u>
<b>REPOSICION:</b>	<u>2-3 % MENSUAL</u>
<b>NOTAS:</b>	<u>1) LAS CONDICIONES DEL CIRCUITO SE INDICAN EN LAS BASES DE DISEÑO</u>

**6.12. PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO**

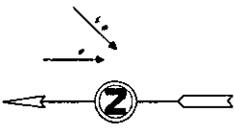


RACK DE TUBERIAS



CALLE DE 7.00 Mts DE ANCHO

\* VIENTOS DOMINANTES  
 \*\* VIENTOS REINANTES

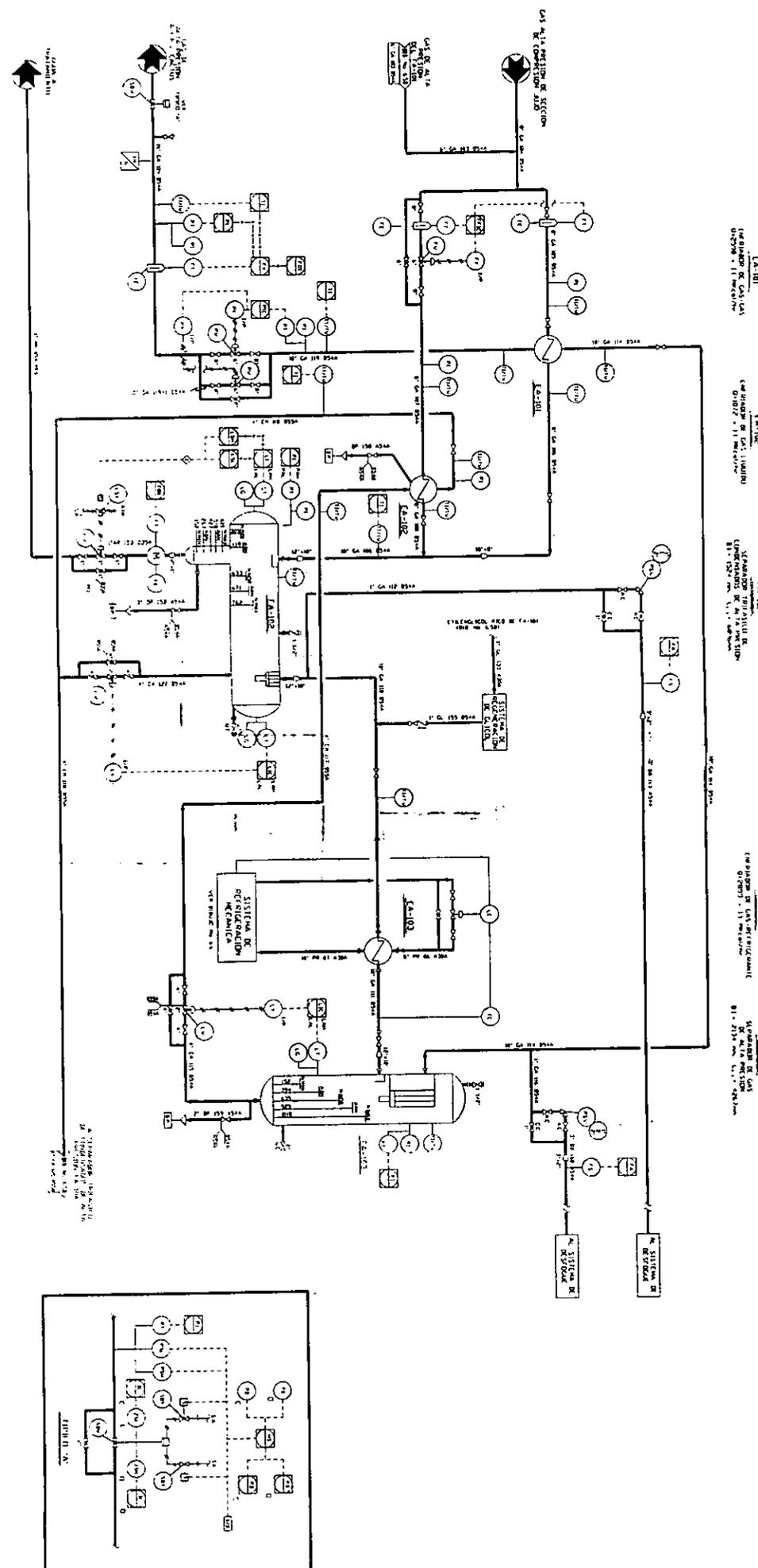


LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
EA-101	ENFRIADOR GAS-GAS	O=2590 x 11 MKcal/hr
EA-102	ENFRIADOR GAS-LIQUIDO	O=1072 x 11 MKcal/hr
EA-103	ENFRIADOR GAS-REFRIGERANTE	O=2899 x 11 MKcal/hr
EC-01	CONDENSADOR DE REFRIGERANTE	O=3657 x 11 MKcal/hr
FA-01	ACUMULADOR DE REFRIGERANTE	D.I.=1524 mm, L.T.=6096 mm
FA-02	TANQUE ECONOMIZADOR	D.I.=1676 mm, L.T.=5486 mm
FA-101	SEPARADOR DE CONDENSADOS DE TECOMIDACAN	D.I.=1219mm, L.T.=3658 mm
FA-102	SEPARADOR TRIFASICO DE CONDENSADOS DE ALTA PRESION	D.I.=1524mm, L.T.=6096 mm
FA-103	SEPARADOR DE GAS A ALTA PRESION	D.I.=2134mm, L.T.=4267mm
FA-104	SEPARADOR TRIFASICO DE CONDENSADOS DE ALTA PRESION	D.I.=1829mm, L.T.=6706mm
GA-101AB/P	BOMBA DE CONDENSADOS	O=745 LPM x 1.1 ΔP=10.4 Kg/Cm <sup>2</sup>
GB-01	COMPRESOR DE REFRIGERANTE	O=1471 RHP (999 TON REFRIG.)

	EMPRESA NACIONAL AUTONOMA DE ELECTRICIDAD INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIONES CIENTIFICAS
FERIA INTERNACIONAL DE LA ENERGIA BOGOTA, COLOMBIA	PROYECTO DE INVESTIGACION Y DESARROLLO TECNICO PARA EL DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UN SISTEMA DE REFRIGERACION PARA LA PRODUCCION DE GAS LIQUIDO
EQUIPO DE REFRIGERACION	EQUIPO DE REFRIGERACION
BOGOTA, COLOMBIA	BOGOTA, COLOMBIA

**6.13. DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION**



LA-101 (MOTOR DE CONTROL) 81-2734 Rev. 11-1962

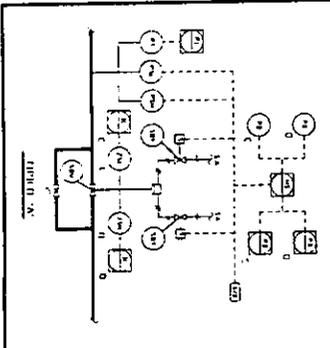
LA-102 (MOTOR DE CONTROL) 81-2734 Rev. 11-1962

LA-103 (MOTOR DE CONTROL) 81-2734 Rev. 11-1962

LA-104 (MOTOR DE CONTROL) 81-2734 Rev. 11-1962

LA-105 (MOTOR DE CONTROL) 81-2734 Rev. 11-1962

LA-101 (MOTOR DE CONTROL) 81-2734 Rev. 11-1962



LIBRO DE CONTROL		MOTOR DE CONTROL	
LA-101		LA-102	
LA-103		LA-104	
LA-105		LA-106	
LA-107		LA-108	
LA-109		LA-110	
LA-111		LA-112	
LA-113		LA-114	
LA-115		LA-116	
LA-117		LA-118	
LA-119		LA-120	
LA-121		LA-122	
LA-123		LA-124	
LA-125		LA-126	
LA-127		LA-128	
LA-129		LA-130	
LA-131		LA-132	
LA-133		LA-134	
LA-135		LA-136	
LA-137		LA-138	
LA-139		LA-140	
LA-141		LA-142	
LA-143		LA-144	
LA-145		LA-146	
LA-147		LA-148	
LA-149		LA-150	
LA-151		LA-152	
LA-153		LA-154	
LA-155		LA-156	
LA-157		LA-158	
LA-159		LA-160	
LA-161		LA-162	
LA-163		LA-164	
LA-165		LA-166	
LA-167		LA-168	
LA-169		LA-170	
LA-171		LA-172	
LA-173		LA-174	
LA-175		LA-176	
LA-177		LA-178	
LA-179		LA-180	
LA-181		LA-182	
LA-183		LA-184	
LA-185		LA-186	
LA-187		LA-188	
LA-189		LA-190	
LA-191		LA-192	
LA-193		LA-194	
LA-195		LA-196	
LA-197		LA-198	
LA-199		LA-200	





6.14. SERVICIOS Y LISTA DE LINEAS

SERVICIO	MATERIAL TUBERIA
<p><b>A30A</b></p> <p>PROPANO (PR) ETILENGLICOL (GL)</p>	<p>150# R.F., Acero al carbón, Espesor por corrosión (TC)=0.0625" ASTM A-106, Grado B</p>
<p><b>A51A</b></p> <p>GAS AMARGO DE BAJA PRESION (GB)</p>	<p>150# R.F., Acero al Carbón, T.C.=0.125" ASTM Grado B, A-106</p>
<p><b>A54A</b></p> <p>DESFOGUE DE BAJA (DB) DRENAJE A PRESION (DP)</p>	<p>150# R.F., Acero al Carbón, T.C.=0.125" ASTM A-106, Grado B</p>
<p><b>B34A</b></p> <p>ETILENGLICOL (GL) PROPANO (PR)</p>	<p>300# R.F., Acero al Carbón, TC=0.0625" ASTM A-106, Grado B</p>
<p><b>B54A</b></p> <p>CONDENSADOS (CE) DRENAJE A PRESION (DP)</p>	<p>300# R.F., Acero al Carbón, TC=0.125" ASTM A-106, Grado B</p>
<p><b>B55A</b></p> <p>CONDENSADOS DE MEDIA (CM) PRESION GAS AMARGO DE MEDIA (GM) PRESION</p>	<p>300# R.F., Acero al Carbón, TC=0.125" ASTM A-106, Grado B</p>
<p><b>D35A</b></p> <p>AGUA RESIDUAL (AR)</p>	<p>600# R.F., Acero al Carbón, TC=0.0625" ASTM A-106, Grado B</p>
<p><b>D54A</b></p> <p>GAS AMARGO DE ALTA PRESION (GA) CONDENSADOS AMARGOS DE (CA) ALTA PRESION ETILENGLICOL (GL)</p>	<p>600# R.F., Acero al Carbón, TC=0.125" ASTM A-106, Grado B</p>
<p><b>PF1</b></p> <p>AGUA RESIDUAL (AR)</p>	<p>150# R.F., Plástico reforzado con fibra de vidrio, TC=0.125", ANSI B31.3</p>
<p><b>T40A</b></p> <p>DRENAJE ACEITOSO (DD)</p>	<p>125# F.F., Acero al Carbón, TC=0.125", ASTM A-53, Grado B</p>

CAPITULO VI

CLAVE		RUTA		PRESION kg/cm <sup>2</sup>	TEMP. °C	GAS (VAP.) O LIQ.	DIB. No.	OBSERVACIONES	
4N	BERV.	NUMERO	ESP.						DEBDE
6"	GA	101	D54A	L.B. GAS DE A. P. DE TECOMINOACAN	SEPARADOR FA-105	75	36	L/V	6.5 B
2 1/2"		102		8" GA 103 D54A	PSV	75	36	V	6.5 B
6"		103		SEPARADOR FA-101	8" GA 104 D54A	75	36	V	6.5 B
6"		104		GAS DE L.B. SECC. COMPRESION	8" GA 105 D54A	74.7	52	V	6.5 B
8"		105		8" GA 104 D54A	ENFRIADOR EA-101	74.7	47.5	L/V	6.5 A
8 1/2"		106		ENFRIADOR EA-101	SEPARADOR FA-102	74.3	21.5	L/V	6.5 A
8"		107		8" GA 104 D54A	ENFRIADOR EA-101	74.7	47.5	L/V	6.5 A
8"		108		ENFRIADOR EA-101	10" GA 106 D54A	74.3	38.4	L/V	6.5 A
10"		110		SEPARADOR FA-102	ENFRIADOR EA-103	74.2	26	V	6.5 A
10"		111		ENFRIADOR EA-103	SEPARADOR FA-103	73.9	13	L/V	6.5 A
1"		112		10" GA 110 D54A	PSV	74.2	29	G	6.5 A
3"	D8	113	A54A	PSV	SIST. DE DESFOGUE			G	6.5 A
10"	GA	114	D54A	SEPARADOR FA-103	ENFRIADOR EA-101	73.9	13	G	6.5 A
4"	CA	115	D54A	SEPARADOR FA-103	L/V	73.9	13	L	6.5 A
1"	GA	116	D54A	10" GA 114 D54A	PSV			G	6.5 A
4"	CM	117	B55A	L/V	ENFRIADOR EA-102	36	-2	L/V	6.5 A
4"	CM	118	B55A	ENFRIADOR EA-102	6" CM B55A	35.9	43.27	L/V	6.5 A
10"	GA	119	D54A	ENFRIADOR EA-101	L.B. GAS A CPG CACTUS	72	35	G	6.5 A
10"	GA	119-1	D54A	10" GA 119 D54A	10" GA 119 D54A	72	35	G	6.5 A
4"	CA	120	D54A/B55A	SEPARADOR FA-102	4" CM 116 B55A	74.305	26/15.6	L/V	6.5 A
2"	CA	121	D54A	SEPARADOR FA-101	L/V	75	36	L	6.5 B
2"	CM	121A	B55A	L/V	6" CM 125 B55A	54.5	31	L/V	6.5 B
8"	D8	122	A54A	PSV	SIST. DE DESFOGUE			G	6.5 B
3"	CM	124	B55A	L.B. CONDENSADOS SECC. COMPRESION	8" CM 125 B55A	35.7	48	L	6.5 B
6"	CM	125	B55A	SEPARADOR FA-104	SEPARADOR FA-104	35.3	33	L/V	6.5 B
4"	GM	126	B55A	BRIDA CIEGA	PV	35.3	32	G	6.5 B
1 1/2"	GM	127	B55A	4" GM 126 B55A	PSV			G	6.5 B
3"	D8	128	A54A	PSV	SIST. DE DESFOGUE			G	6.5 B
6"	GB	129	A51A	PV	GAS A L. B. SECC. COMPRESION	4.5	6	G	6.5 B
6"	CE	130	B54A	SEPARADOR FA-104	BRIDA CIEGA	35.3	32	L	6.5 B

COMENTARIOS		ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS	
		UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA	
		LISTA DE LINEAS	
		PAG. 1 DE 2	AREA DE ENFRIAMIENTO Y SEPARACION DE CONDENSADOS
		OCTUBRE 99	

CAPITULO VI

CLAVE			RUTA		PRESION kg/cm <sup>2</sup>	TEMP. °C	GAS (VAP.) O LIQUIDO	DTI No.	OBSERVACIONES
#N	SERV.	NUMERO	DESDE	HASTA					
3°	DP	131	B54A/AS4A SEPARADOR FA-104	DRENAJE PRESURIZADO			L	6.5 B	
1°	GL	132	B34A SEPARADOR FA-104	LV	35.3	32	L	6.5 B	
1°	GL	133	A30A LV	SIST. REGENERADOR DE GLICOL	1.0	33	L	6.5 B	
4°	CE	134	B54A 6° CE 130 B54A	BOMBA GA-101A	35.3	32	L	6.5 B	
→		135	→	BOMBA GA-101B	35.3	32	L	6.5 B	
→		136	→	BOMBA GA-101R	35.3	32	L	6.5 B	
3°		137	BOMBA GA-101A	LV	45.7	33	L	6.5 B	
3°		138	BOMBA GA-101B	4° CE 148 B54A	45.7	33	L	6.5 B	
3°		139	BOMBA GA-101R	4° CE 148 B54A	45.7	33	L	6.5 B	
4°	→	140	→	6° CE 130 B54A	LV		L	6.5 B	
4°	→	141	→	AS4A	L.B. RECIRCULACION		L	6.5 B	
1°	DP	142	B54A/AS4A BOMBA GA-101A	DRENAJE PRESURIZADO			L	6.5 B	
1°	DD	143	T40A BOMBA GA-101A	SIST. DRENAJE ABIERTO			L	6.5 B	
1°	DP	144	B54A/AS4A BOMBA GA-101B	DRENAJE PRESURIZADO			L	6.5 B	
1°	DD	145	T40A BOMBA GA-101B	SIST. DRENAJE ABIERTO			L	6.5 B	
1°	DP	146	B54A/AS4A BOMBA GA-101R	DRENAJE PRESURIZADO			L	6.5 B	
1°	DD	147	T40A BOMBA GA-101R	SIST. DRENAJE ABIERTO			L	6.5 B	
4°	CE	148	B54A 3° CE 137 B54A	3° CE 137 B54A	45.7	33	L	6.5 B	
4°	CE	149	B54A M	L.B. CONDENSADOS A CPG CACTUS	45	33	L	6.5 B	
4°	CE	150	B54A 4° CE 148 B54A	MOV	45	33	L	6.5 B	
4°	CE	151	B54A MOV	4° CE 148 B54A			L	6.5 B	
3°	DP	152	D54A/AS4A SEPARADOR FA-102	DRENAJE PRESURIZADO			L	6.5 B	
1°	AR	153	PFI M	LV	74.2	29	L	6.5 B	
1°	AR	154	PFI LV	L.B. AGUA A TRATAMIENTO	2	30	L	6.5 B	
1°	GL	155	D54A SIST. REGENERADOR GLICOL	10° GA 110 D54A			L	6.5 B	
2°	DP	159	D54A/AS4A 4° CA 115 D54A	DRENAJE PRESURIZADO			L	6.5 B	
3°	DB	160	AS4A PBV	SIST. DE DESFOQUE			O	6.5 B	
2°	DP	161	AS4A/DS4A SEPARADOR FA-101	DRENAJE PRESURIZADO			L	6.5 B	

COMENTARIOS		ROBERTO ANDRES MEZQUITA MACIAS	
		UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA	
		TEES PROFESIONAL	LISTA DE LINEAS
		ING. QUIMICA	AREA DE ENFRIAMIENTO Y SEPARACION DE CONDENSADOS
		PAG. 2 DE 2	OCTUBRE '99



BME-CONDENSADOS

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7
FRACC. DE VAPOR	1.0000	0.1088	0.9586	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
FRACC. MOL H2O	0.0024	0.2504	0.0002	0.0002	0.9992	0.0007	0.9991
FRACC. MOL CO2	0.0240	0.0086	0.0213	0.0241	0.0005	0.0109	0.0005
FRACC. MOL H2S	0.0071	0.0049	0.0017	0.0051	0.0003	0.0065	0.0004
FRACC. MOL N2	0.0077	0.0008	0.0130	0.0108	0.0000	0.0004	0.0000
FRACC. MOL METANO	0.6291	0.1374	0.6800	0.7107	0.0000	0.1233	0.0000
FRACC. MOL ETANO	0.1646	0.0992	0.1362	0.1490	0.0000	0.1668	0.0000
FRACC. MOL PROPANO	0.0957	0.1250	0.0864	0.0709	0.0000	0.2519	0.0000
FRACC. MOL i-BUTANO	0.0137	0.0317	0.0114	0.0077	0.0000	0.0577	0.0000
FRACC. MOL n-BUTANO	0.0311	0.0899	0.0279	0.0156	0.0000	0.1569	0.0000
FRACC. MOL i-PENTANO	0.0075	0.0390	0.0059	0.0024	0.0000	0.0511	0.0000
FRACC. MOL n-PENTANO	0.0091	0.0573	0.0078	0.0025	0.0000	0.0701	0.0000
FRACC. MOL n-HEXANO	0.0047	0.0645	0.0049	0.0006	0.0000	0.0529	0.0000
FRACC. MOL HEPTANOS	0.0033	0.0913	0.0023	0.0002	0.0000	0.0483	0.0000
FRACC. MOL OCTANOS	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000
FRACC. MOL NONANOS	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000
FRACC. MOL DECANOS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
FRACC. MOL UNDECANOS	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
FRACC. MOL EG	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0301
PRESION	74.70	35.70	75.00	72.00	2.00	45.00	1.00
TEMPERATURA	52.00	48.00	36.00	35.00	30.55	33.33	33.09
FLUJO MOLAR	120.13	4.91	52.93	143.18	0.17	19.33	1.35
FLUJO MASICO	151,636.93	10,799.20	63,812.00	159,317.21	154.86	47,698.36	1,299.30
PESO MOLECULAR	25.34	44.16	24.21	22.34	18.03	49.55	19.36
FLUJO VOLUMETRICO LIQ.	59,014.31	2,802.53	25,378.31	66,499.42	23.43	13,495.89	194.68
CONDUCTIVIDAD TERMICA	0.03			0.03	0.53	0.07	0.52
VISCOSIDAD	0.02			0.01	0.79	0.11	0.95
TENSION SUPERFICIAL					71.08	7.41	68.06
DENSIDAD	96.77	315.45	99.70	82.59	1,002.80	519.18	1,013.48
Z				0.76		0.17	0.00
Cp/Cv	1.13	1.07	1.13	1.15	1.12	1.07	1.12

BME-CONDENSADOS

	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
1.0000	0.9989	0.8719	0.8719	0.8719	0.9543	0.9989	0.8719	0.9157	1.0000	1.0000	0.0000
0.0015	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0018	0.0002	0.0002	0.0002
0.0270	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0232	0.0216	0.0216	0.0149
0.0073	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055	0.0016	0.0016	0.0021
0.0051	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094	0.0135	0.0135	0.0029
0.5789	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6492	0.6967	0.6967	0.2944
0.2084	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1560	0.1354	0.1354	0.1531
0.1184	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0916	0.0819	0.0819	0.1903
0.0135	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0102	0.0102	0.0395
0.0280	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0291	0.0242	0.0242	0.1144
0.0046	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0066	0.0046	0.0046	0.0357
0.0050	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0081	0.0058	0.0058	0.0539
0.0016	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0041	0.0029	0.0029	0.0508
0.0007	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0011	0.0011	0.0312
0.0000	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0002	0.0002	0.0109
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0049
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0008
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4.50	74.70	74.70	74.70	74.70	74.34	74.70	74.28	74.28	75.00	75.00	75.00
5.59	47.47	47.47	47.47	47.47	36.40	47.47	21.80	29.00	36.00	36.00	36.00
14.00	170.87	85.43	85.43	85.43	85.43	85.43	85.43	170.87	50.74	50.74	2.19
17,918.41	210,728.77	105,364.38	105,364.38	105,364.38	105,364.38	105,364.38	105,364.39	210,728.77	59,091.84	59,091.84	4,720.16
25.69	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	24.76	23.38	23.38	43.20
7,000.96	82,983.80	41,491.90	41,491.90	41,491.90	41,491.90	41,491.90	41,491.90	82,983.80	23,969.49	23,969.49	1,408.81
0.02									0.03	0.03	0.07
0.01									0.02	0.02	0.09
											5.67
6.24	95.63	95.63	95.63	95.63	103.76	95.63	118.32	110.56	93.86	93.86	450.78
0.96									0.72	0.72	0.28
1.21	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.12	1.12	1.14	1.14	1.07

BME-CONDENSADOS

	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
	0.1664	0.0000	0.0000	0.3160	0.9994	0.9148	0.0000	0.3256	1.0000	1.0000	0.6407
	0.0002	0.9992	0.0006	0.0006	0.0009	0.0009	0.0076	0.0076	0.0002	0.0002	0.0076
	0.0149	0.0005	0.0175	0.0175	0.0238	0.0238	0.0200	0.0200	0.0241	0.0241	0.0200
	0.0021	0.0003	0.0070	0.0070	0.0053	0.0053	0.0075	0.0075	0.0051	0.0051	0.0075
	0.0029	0.0000	0.0024	0.0024	0.0101	0.0101	0.0027	0.0027	0.0108	0.0108	0.0027
	0.2944	0.0000	0.3106	0.3106	0.6805	0.6805	0.3559	0.3559	0.7107	0.7107	0.3559
	0.1531	0.0000	0.1837	0.1837	0.1536	0.1536	0.2027	0.2027	0.1490	0.1490	0.2027
	0.1903	0.0000	0.1984	0.1984	0.0819	0.0819	0.2002	0.2002	0.0709	0.0709	0.2002
	0.0395	0.0000	0.0405	0.0405	0.0102	0.0102	0.0364	0.0364	0.0077	0.0077	0.0364
	0.1144	0.0000	0.1069	0.1069	0.0220	0.0220	0.0906	0.0906	0.0156	0.0156	0.0906
	0.0357	0.0000	0.0332	0.0332	0.0042	0.0042	0.0232	0.0232	0.0024	0.0024	0.0232
	0.0539	0.0000	0.0449	0.0449	0.0048	0.0048	0.0290	0.0290	0.0025	0.0025	0.0290
	0.0508	0.0000	0.0305	0.0305	0.0017	0.0017	0.0137	0.0137	0.0006	0.0006	0.0137
	0.0312	0.0000	0.0232	0.0232	0.0008	0.0008	0.0073	0.0073	0.0002	0.0002	0.0073
	0.0109	0.0000	0.0006	0.0006	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0001
	0.0049	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	0.0003	0.0030	0.0030	0.0000	0.0000	0.0030
54.50	74.28	74.28	74.28	35.30	74.28	73.92	73.92	36.00	73.92	73.52	35.95
31.06	29.00	29.00	15.58	15.58	29.19	13.00	13.00	-1.51	13.00	35.81	43.27
2.19	0.17	14.24	14.24	156.51	156.51	156.51	13.34	13.34	143.18	143.18	13.34
4,720.16	154.86	28,004.24	28,004.24	182,709.67	182,709.67	182,709.67	23,392.47	23,392.47	159,317.21	159,317.21	23,392.47
43.20	18.03	39.49	39.49	23.44	23.44	23.44	35.22	35.22	22.34	22.34	35.22
1,408.81	23.43	8,757.98	8,757.98	8,757.98	74,221.63	74,221.63	7,722.21	7,722.21	66,499.42	66,499.42	7,722.21
	0.53	0.07	0.07				0.07		0.03	0.03	
	0.81	0.08	0.08				0.07		0.01	0.01	
	71.35	5.18	5.18						103.91	84.28	87.48
311.62	1,006.71	425.64	167.87	99.14	114.89	409.65	162.33		0.66	0.75	
	0.05	0.27							1.13	1.15	
1.08	1.12	1.08	1.09	1.13	1.12	1.08	1.10	1.10	1.13	1.15	1.10

## CONCLUSIONES

El proceso desarrollado y su Ingeniería Básica correspondiente, incluso el sistema de refrigeración seleccionado cumplen con las condiciones y especificaciones requeridas por transporte y su entrega a Centros Procesadores de Gas (CPG's).

El enfriamiento del gas (refrigeración) dentro de las Baterías de Separación es un proceso que se empieza a implementar en las instalaciones de la Región Sur de PEMEX, ya que los líquidos (hidrocarburos) que vienen asociados con el gas tienen un valor comercial, al poderse procesar y obtener productos comercializables.

Cabe mencionar que se analizó el efecto de bajar la temperatura de rocío del gas de 13 °C (actual) a 9 °C, cuyo resultado fue que la cantidad de agua disminuida es muy poca (aproximadamente de 1 lb de agua menos), y esto repercute directamente en el tamaño del sistema de refrigeración, con un aumento de aprox. 30%, lo cual llevaría a un aumento del costo del paquete de refrigeración.

El instalar un sistema de refrigeración mecánica resulta más viable para la obtención de condensados, ya que anteriormente no se consideraba la operación con estos equipos, actualmente el gas de alta presión de sistemas de compresión se envía directamente a los CPG para su procesamiento, con el inconveniente de que se tienen que realizar corridas de diablos para remover los condensados formados dentro de los Gasoductos, y como resultado una disminución en la eficiencia del transporte de gas por los patrones de flujo que se pueden presentar.

Cabe señalar que la inyección de inhibidores de formación de hidratos es muy importante en los procesos donde se enfría el gas húmedo conteniendo H<sub>2</sub>O, ya que se evita el taponamiento en líneas e instrumentos por "congelamiento" debido a la formación de compuestos que en presencia de agua y a determinadas condiciones forman hidratos. El gas que se entrega a las plantas criogénicas debe cumplir con la especificación de 7 lb de H<sub>2</sub>O / MMPC, para lo cual se utilizan Glicoles, que en este trabajo se escogió el Etilenglicol (EG).

Dentro de la Ingeniería Básica desarrollada, se dan las características, dimensiones y condiciones de operación de los equipos requeridos para el proceso, en función de las Bases de Diseño, Balances de Materia y Energía realizado con la simulación, y de acuerdo a los Criterios de Diseño establecidos. La distribución de los equipos se realizó considerando el mantenimiento y reparación a los mismos, además del acceso a ellos por parte del personal.

El Sistema de Refrigeración es la parte más importante para la obtención de los condensados, se plantea una metodología de cálculo para dicho sistema y un arreglo de los intercambiadores previos para el máximo aprovechamiento de las corrientes y ahorro de energía en el sistema de refrigeración.

Es muy importante controlar el punto de rocío del gas, ya que del valor que se fije depende la cantidad de condensados formados, agua y por consiguiente mayor cantidad de inhibidor de hidratos, que se ve impactado en el tamaño de los equipos, tanto de regeneración de glicol, como el del sistema de refrigeración.

En las gráficas siguientes (grafica 1, 2, 3, 4, 5 y 6) se puede observar la relación que hay entre las cantidades de Etilenglicol inyectado y su efecto en la inhibición de formación de hidratos a las condiciones de operación, con el fin de tener una visión mas amplia del comportamiento del gas a CPG respecto a la inyección de EG.

También se puede observar el efecto del glicol inyectado con la cantidad de agua que lleva consigo el gas enviado al Centro Procesador de Gas Cactus.

Estos datos se tendrían que evaluar más a fondo, ya que la diferencia de agua contra el tamaño del paquete de refrigeración es muy poca, además de que el gas seguiría sin cumplir con la especificación de contenido de agua.

Los datos son el resultado de las simulaciones realizadas, por lo que es necesario cotejar con pruebas en campo.

## **RECOMENDACIONES**

Al presente trabajo se le puede dar continuidad, ya que la Ingeniería Básica que aquí se presenta puede servir de base para la elaboración de la Ingeniería de Detalle, continuar con la construcción, arranque, operación y estabilización de la planta.

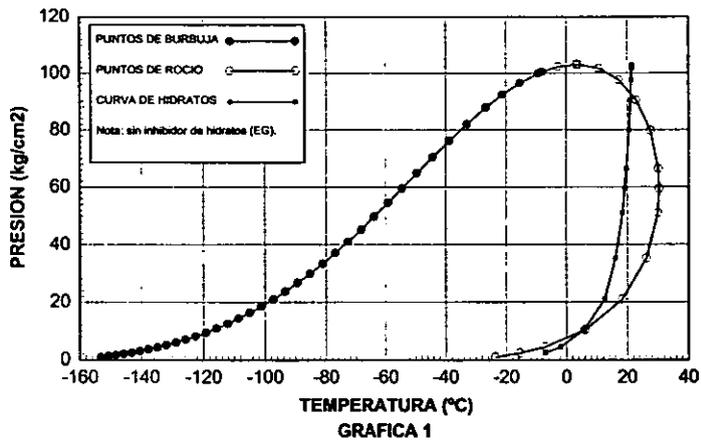
Se propone utilizar la metodología descrita en el presente por la sencillez y confiabilidad que presenta.

Utilizar simuladores de proceso y transporte que permitan obtener resultados confiables, como el simulador utilizado en el presente trabajo.

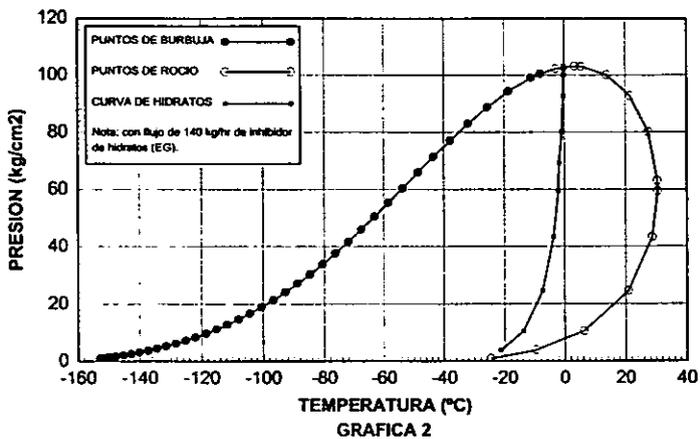
Aprovechar la descripción y procedimientos de elaboración de la documentación de Ingeniería Básica para el desarrollo de otros proyectos aplicados a la industria de transformación en general.

La temperatura de rocío requerida en el proceso no se logra con sistemas convencionales de enfriamiento (agua y aire) ya que las condiciones climatológicas que prevalecen en la Región Sur de nuestro País no lo permiten, por lo que un sistema de refrigeración como el mencionado en la Tesis es lo más conveniente.

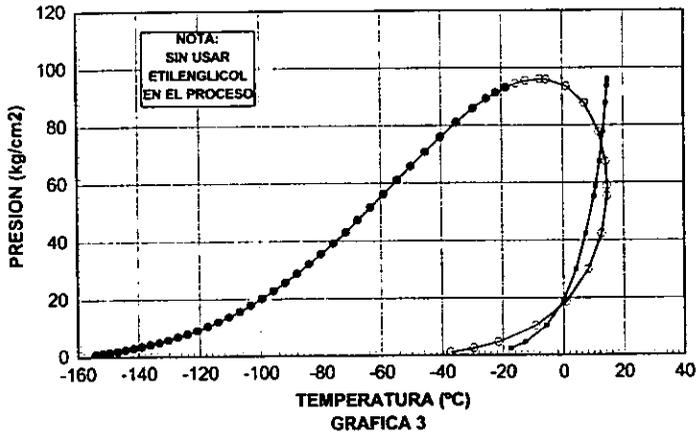
### CURVA DEL GAS A LA ENTRADA DEL EA-103 (CHILLER)



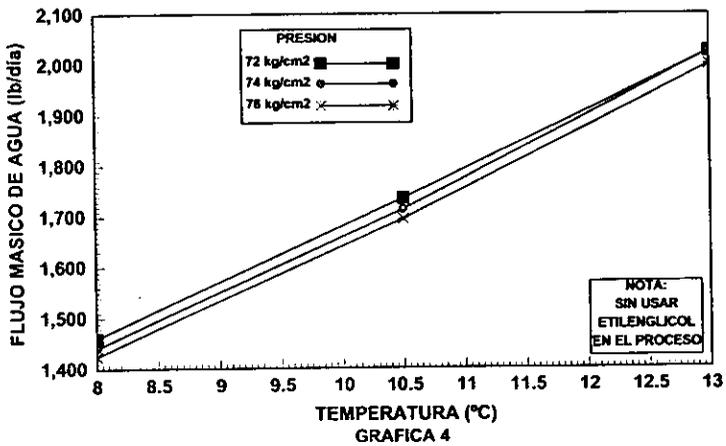
### CURVA DEL GAS A LA ENTRADA DEL EA-103 (CHILLER)



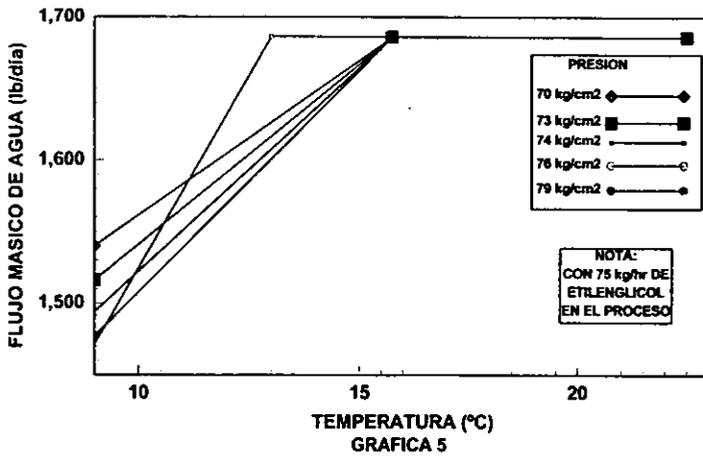
### CURVA DEL GAS ENVIADO AL CPG CACTUS



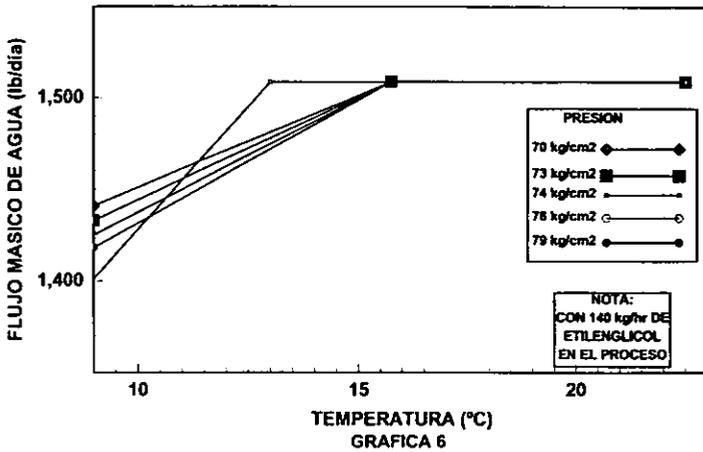
### CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS A CPQ



### CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS A CPQ



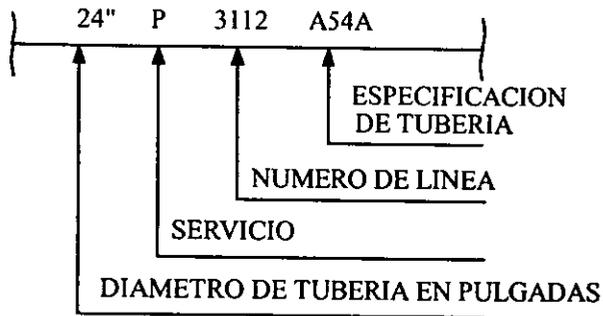
### CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS A CPQ



# APENDICE



## CODIGO DE TUBERIAS



## INDICE DE SERVICIOS EN TUBERIAS

TABLA A-1

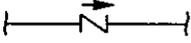
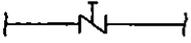
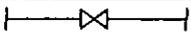
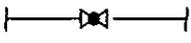
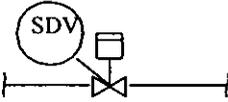
<b>A</b>	acido	<b>DR</b>	drenaje pluvial contaminado
<b>AA</b>	agua amarga	<b>DS</b>	desemulsificante
<b>AB</b>	agua potable	<b>DT</b>	drenaje de dea
<b>AC</b>	aceite de calentamiento	<b>DW</b>	drenaje de agua
<b>AQ</b>	aire para combustion	<b>EF</b>	dietalonamina
<b>AD</b>	agua de servicios	<b>FF</b>	espuma contraincendio
<b>AE</b>	suministro agua de enfriamiento	<b>FL</b>	barita
<b>AF</b>	aceite recuperado	<b>FW</b>	agua contraincendio
<b>AI</b>	aire de instrumentos	<b>FWF</b>	agua-espuma contraincendio
<b>AK</b>	agua fresca	<b>GI</b>	gas de instrumentos
<b>AL</b>	aceite de lubricacion	<b>GA</b>	gas acido
<b>AM</b>	agua de mar	<b>GB</b>	gas buffer
<b>AP</b>	aire de planta	<b>GC</b>	gas combustible
<b>AR</b>	aromina	<b>GL</b>	glicol
<b>AS</b>	aceite de sello	<b>GS</b>	gas de arranque
<b>AT</b>	agua tratada	<b>GP</b>	gas de potencia
<b>AV</b>	antiespumante	<b>HE</b>	heptano

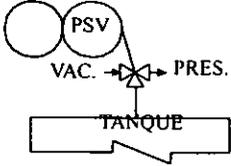
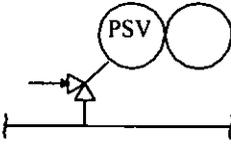
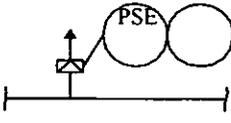
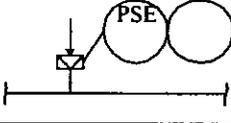
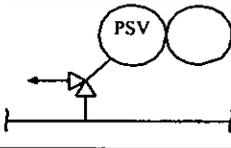
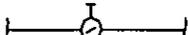
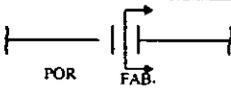
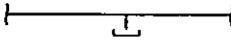
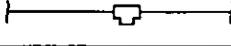
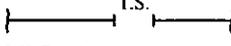
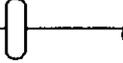
AG	agua de reflujio	HF	combustible para helicopteros
BS	bisulfito de sodio	HH	heptano humedo
CE	cemento	HI	hipoclorito de sodio
CI	inhibidor de corrosion	HO	aceite de calentamiento
CM	condensado de media presión	KE	kerosina
CO	combustoleo	ME	metanol
DB	desfogue	P	proceso
DC	desfogue acido	RA	retorno de agua de enfriamiento
DD	drenaje aceitoso	SA	sulfito de amonio
DE	drenaje sanitario	SL	solvente
DF	diesel	SO	aceite hidraulico
DH	drenaje de alta	VA	venteo a la atmosfera
DJ	drenaje pluvial	VE	venteo de gas dulce
DL	drenaje liquido		
DP	drenaje a presión		
DQ	drenaje quimico		

### SIMBOLOGIA EN VÁLVULAS Y ACCESORIOS EN TUBERIAS

TABLA A-2

#### VÁLVULAS

	de retencion (check)		de control con volante
	de no retorno		de nivel tipo flotador
	de compuerta		válvula de tres vias con solenoide
	de globo		válvula de corte

	de bola		de presión vacío para recipientes
	de aguja		rompedora de vacío
	de macho		disco de ruptura de relevo
	tipo "y"		disco de ruptura rompedora de vacío
	rapida acción		válvula de relevo o seguridad
	de control manual		válvula de pie
	de mariposa		interfase imp-fabricante
	de diafragma		drene con tapón
	de tres vías		tee especial
	de cuatro vías		filtro temporal
	de ángulo y de ángulo de estrangulamiento manual		copie victaulic
	de control (diafragma)	UC	conexión de servicio

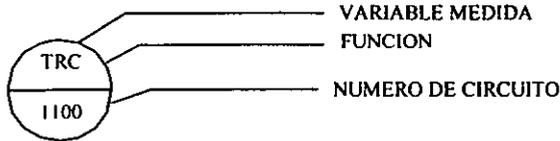
POSICION DE VÁLVULAS



- AS ABIERTA CON SELLO
- CS CERRADA CON SELLO
- NA NORMALMENTE ABIERTA
- NC NORMALMENTE CERRADA
- AC ABIERTA CON CANDADO
- CC CERRADA CON CANDADO

SIMBOLOGIA DE INSTRUMENTOS

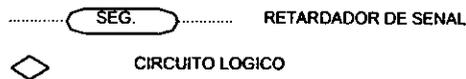
TABLA A-3



A	análisis	PAL	alarma por baja presión
AAH	alarma por alta concentración	PAH	alarma por alta presión
AA	alarma de análisis	PR	registrador de presión
AR	registrador de análisis	PRC	registrador controlador de presión
ASH	interruptor por alta concentración	PCV	regulado de presión
AT	transmisor de análisis	PV	válvula de control de presión
F	flujo	PDS	interruptor de diferencial de presión
FS	interruptor de flujo	PSL	interruptor de baja presión
FC	controlador de flujo-ciego	PSH	interruptor de alta presión
FG	indicador de flujo (mirilla)	PT	transmisor de presión
FI	indicador de flujo	PDT	transmisor de presión diferencial
FIC	indicador controlador de flujo	S	velocidad
FFIC	indicador controlador de relación de flujo	SI	indicador de velocidad
FAL	alarma por bajo flujo	SIC	indicador controlador de velocidad

<b>FAH</b>	alarma por alto flujo	<b>SAL</b>	alarma por baja velocidad
<b>FQI</b>	indicador totalizador de flujo	<b>SAH</b>	alarma por alta velocidad
<b>FQR</b>	registrador totalizador de flujo	<b>SS</b>	interruptor de velocidad
<b>FR</b>	registrador de flujo	<b>T</b>	temperatura
<b>FRC</b>	registrador controlador de flujo	<b>TV</b>	válvula de control de temperatura
<b>FV</b>	válvula de control de flujo	<b>TC</b>	controlador de temperatura-ciego
<b>FT</b>	transmisor de flujo	<b>TI</b>	indicador de temperatura
<b>L</b>	nivel	<b>TIC</b>	indicador controlador de temperatura
<b>LG</b>	vidrio de nivel	<b>TAL</b>	alarma por baja presión
<b>LI</b>	indicador de nivel	<b>TAH</b>	alarma por alta presión
<b>LR</b>	registrador de nivel	<b>TR</b>	registrador de temperatura
<b>LSH</b>	interruptor de alto nivel	<b>TRC</b>	registrador controlador de temperatura
<b>LSL</b>	interruptor de bajo nivel	<b>TW</b>	termopozo
<b>LIC</b>	indicador controlador de nivel	<b>TSL</b>	interruptor de baja temperatura
<b>LAL</b>	alarma por bajo nivel	<b>TSH</b>	interruptor de alta temperatura
<b>LAH</b>	alarma por alto nivel	<b>TT</b>	transmisor de temperatura
<b>LV</b>	válvula de control de nivel	<b>TSDH</b>	paro por alta temperatura
<b>LC</b>	controlador de nivel-ciego		<b>VARIOS</b>
<b>LT</b>	transmisor de nivel	<b>V</b>	vibración
<b>H</b>	manual	<b>VAH</b>	alarma por alta vibración
<b>HIC</b>	indicador controlador manual	<b>XI</b>	indicador de diablos
<b>HCV</b>	válvula de control manual	<b>IE</b>	indicador de permisivos listos para arrancar
<b>HS</b>	selector manual	<b>IL</b>	luz indicadora
<b>P</b>	presión	<b>Y</b>	convertidor de señal
<b>PDAH</b>	alarma por alta presión diferencial	<b>U</b>	multivariable
<b>PDAL</b>	alarma por baja presión diferencial	<b>MAH</b>	alarma por alta humedad
<b>PC</b>	controlador de presión-ciego	<b>MI</b>	indicador de humedad
<b>PDA</b>	alarma de diferencial de presión	<b>EI</b>	indicador de voltaje
<b>PDC</b>	controlador de diferencial de	<b>UA</b>	alarma comun de variable múltiple

	presión-ciego		
PDV	válvula de control de diferencial de presión	SA	suministro de aire
PDI	indicador de diferencial de presión	SH	suministro hidráulico
PDIC	indicador controlador de diferencial de presión	WV	válvula de ala
PI	indicador de presión	SSV	válvula de seguridad superficial
PIC	indicador controlador de presión	SCSS	válvula de seguridad submarina controlada desde la superficie



### SIMBOLOS MODIFICADOS

TABLA A-4

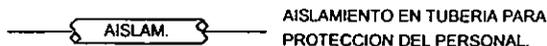
LL	muy bajo	Z	posición
HH	muy alto	SDV	válvula de corte
H	alto	LSDH	paro por alto nivel
L	bajo	LSDL	paro por bajo nivel
BA	alarma falla de flama	PSDH	paro por alta presión
BE	detector de flama	PSDL	paro por baja presión
BS	interruptor por falla de flama	ZSL	interruptor de posición cerrado
SDY	interruptor válvula de corte	ZSH	interruptor de posición abierto

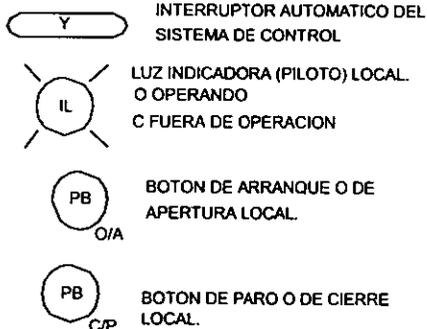
 SENAL DE PARO A/DE CONTROL PROGRAMABLE (SHUT DOWN)

 SISTEMA DE ARRANQUE

### MISCELANEOS

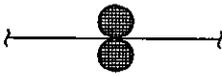
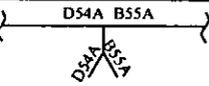
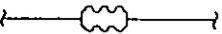
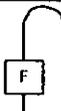
A-5

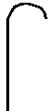
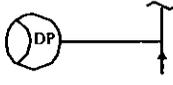
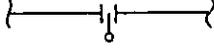
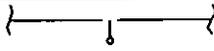
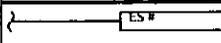
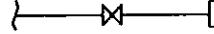
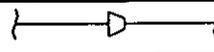
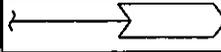
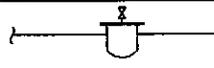
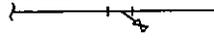
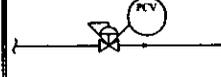
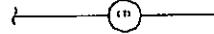
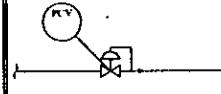




### SIMBOLOGIA EN TUBERIAS Y ACCESORIOS EN TUBERIA

TABLA A-6

	tubería principal		filtro tipo canasta dúplex
	tubería auxiliar		embudo
	Tubería aislamiento proceso		drenaje abierto
	Tubería subterránea		eliminador de niebla
	Tubo flexible y/o manguera		drenaje cerrado
	cambio especificación de		junta de expansión
	tapón roscado		arrestador de flama

	tapón cachucha		venteo atmosférico
	brida ciega		esprea
	conexión bridada		amortiguador de pulsaciones o golpe de ariete
	figura ocho		filtro de cartucho
	placa ciega		estación de servicio
	conexión manguera		continua en dibujo n
	reducción		continua en dibujo no.
	toma de muestra n normal e con enfriamiento c con calentamiento		nivel de piso terminado
	filtro tipo canasta		entrada o salida de límites de batería
	filtro tipo "y"		reductora de presión con toma de presión integral corriente abajo
	filtro cónico		reductora de presión con toma de presión integral corriente arriba
	drene continuo		reductora de presión con toma de presión externa

## SIMBOLOS GENERALES DE INSTRUMENTOS

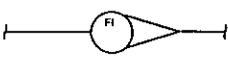
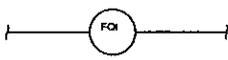
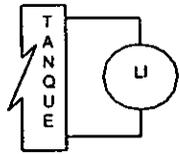
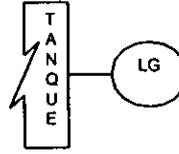
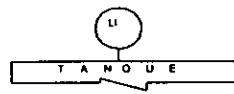
TABLA A-7

 Localizado en campo una sola medición	 Localizado en el tablero una sola medición	 Anal./Digit. Del sistema digital de control para monitoreo
 La X indica que el instrumento es parte de un equipo paquete	 Señal al sistema SCADA	 Función lógica o secuencia en el sistema digital de control

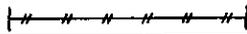
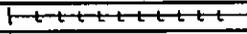
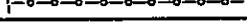
## ELEMENTOS DE MEDICIÓN

TABLA A-8

FLUJO	PRESIÓN
 Medidor ultrasónico tipo	 Indicador de presión
 Medidor de turbina	<b>TEMPERATURA</b>
 Placa de orificio de cambio rápido	 Indicador local de temperatura tipo bimetalico u otro
 Orificio de restricción fijo	 Válvula operada por motor
 Placa de orificio con bridas	 Válvula de corte
 Tubo venturi o tubo Dall	 Solenoide con reposición automática
 Mirilla de flujo	 Solenoide con reposición manual

	Rotámetro		1.- Cerrada a falla de aire
	Indicador totalizador de flujo tipo desplazamiento		2.- Abierta a falla de aire
NIVEL			3.- Con volante de operación manual
	Indicador de nivel tipo desplazador		4.- Asegurada en su posición a falla de aire
	Vidrio de nivel		Selector manual
	Indicador de nivel tipo cinta		

SEÑALES DE INSTRUMENTOS  
TABLA A-9

	Neumática
	Hidráulica
	Eléctrica
	Del sistema digital

SÍMBOLO DE NIVELES DE TANQUES  
TABLA A-10

N. MIN.	Nivel mínimo
N. NOR.	Nivel normal
N. MAX.	Nivel máximo

EFICIENCIA POLITRÓPICA DE COMPRESORES CENTRÍFUGOS

TABLA A-11

Rango normal del flujo de entrada ft <sup>3</sup> /min	Eficiencia Politrópica Nominal $\eta_p$
500-800	0.76
6,000-23,000	0.77
20,000-35,000	0.77
30,000-58,000	0.77
50,000-85,000	0.78
75,000-130,000	0.78
110,000-160,000	0.78
140,000-190,000	0.78

RELACIÓN DE CAPACIDADES CALORÍFICAS PARA REFRIGERANTES COMUNES

TABLA A-12

Refrigerante	$K^*$
Metano	1.31
Etano	1.19
Etileno	1.24
Propano	1.13
Propileno	1.15
n-Butano	1.09
Isobutano	1.10
n-Pentano	1.07
isoPentano	1.08
Dióxido de Carbono	1.30
Dióxido de azufre	1.24
Helio	1.66
Hidrógeno	1.41
Nitrógeno	1.40
Refrigerante 12	1.12
Amoniaco	1.31

\* $K = C_p / C_v$  relación de capacidad calorífica a 60°C y 1 atm.

**NO. DE CLASIFICACIÓN DE BOQUILAS PARA RECIPIENTES  
Y TANQUES  
TABLA A-13**

No.	SERVICIO
1 - 4	REGISTRO DE HOMBRE
5 - 6	REGISTRO DE MANO
7	SALIDA DE VAPOR
8	VENTEO
9	A EQUIPO DE VACIO
10	ENTRADA DE REFLUJO
11 - 13	ALIMENTACIONES
14	A RECALENTADOR
15	DE RECALENTADOR
16	LINEA DE IGUALACION
17 - 19	SALIDA DE LIQUIDO
20 - 24	DESCARGAS Y RETORNOS
25 - 28	DESCARGA Y ENTRADA DE REFLUJO
29	VAPOR DE PROCESO
30	VAPOR DE PURGA
31	DRENE
32	CONEXIÓN DE MUESTREO ENFRIADOR
33 - 34	VALAVULA DE SEGURIDAD
35	CONEXIÓN DE SERVICIO
36	INDICADOR DE PRESION
37	CONTROL DE PRESION
38	TOMA DE PRESION
39	---
40	INDICADOR DE TEMPERATURA
41	CONTROL DE TEMPERATURA
42	REGISTRO DE TEMPERATURA
43	TERMOPOZO
44	---
45	NIVEL DE VIDRIO
46 - 47	INSTRUMENTOS DE NIVEL
48 - 50	---

## TIEMPOS DE RESIDENCIA PARA RECIPIENTES Y TANQUES

TABLA A-14

SERVICIO	Tr (min)
Un tanque de balance alimenta a una unidad de proceso dada pero recibe el líquido de otra unidad que esta ligada a un cuarto de control separado.	20
Igual que el anterior, pero el tanque de balance recibe el líquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control.	15
Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso pero recibe el líquido de tanques fuera de la planta.	15
Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada a un cuarto de control separado	12
Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada al mismo cuarto de control.	8
Un líquido de un tanque de balance a tanques fuera de planta o directamente a un tanque de alimentación para otra unidad (flujo por gravedad).	3
Igual que el anterior, pero flujo por bombeo.	5
Un líquido de un tanque de balance, ya sea a un tanque fuera de la planta o a otro tanque de alimentación a través de un cambiador de calor alimentado por el fondo.	5
Un líquido de un tanque de balance es la única carga a un calentador a fuego directo.	10
Un líquido de un tanque de balance alimenta a un rehervidor a fuego directo; el tiempo de residencia se basa en el vapor del rehervidor expresado como líquido (5min.) más el tiempo adecuado para el producto de fondos en base al servicio específico.	5
Un separador vapor - líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión.	4
Un tanque de destilado que actúa únicamente como acumulador de reflujo.	5
Un tanque de destilado (tanque de reflujo) que también sirve como receptor de producto, basándose el tiempo de residencia en el reflujo (3 min.) más el tiempo de residencia adecuado en base al servicio específico.	5
Si el producto se envía a almacenamiento	2
Si el producto se alimenta a una torre	15
Tanques de alimentación a un reactor	25
Tanque separadores de arrastre a la succión del compresor, en base a la velocidad del líquido de la mayor unidad productora de líquido antes del compresor	10
Tiempo de residencia adicional o de emergencia para tanques separadores de arrastre entre etapas (en base a una velocidad máxima de producción de condensado entre etapas).	10

**FACTORES PARA LOS TIEMPOS DE RESIDENCIA DE RECIPIENTES SEPARADORES**

**TABLA A-15**

PERSONAL	FACTOR	INSTRUMENTACION	FACTOR
Experimentado	1.0	Bien Instrumentado	1.0
Bien Entrenado	1.2	Instrumentación Normal	1.2
Sin Experiencia	1.5	Mal Instrumentado	1.5

**NIVELES DE LIQUIDO DE RECIPIENTES Y TANQUES**

**TABLA A-16**

NIVEL	ALTURA
Nivel Normal	60 % entre el nivel min. y max.
Nivel Máximo	Se localiza al 90% de la capacidad total del recipiente; en horizontales es 0.85D y en verticales es 0.09L
Nivel Mínimo	Será siempre 152 mm.
Alarma Alto Nivel	se localiza al 80% entre el nivel mínimo y máximo.
Alarma Bajo Nivel	se localiza al 25% entre el nivel mínimo y máximo.

**SELECCIÓN DE TIPO DE CABEZAS PARA RECIPIENTES**

**TABLA A-17**

CABEZA	CRITERIO
Toriesférica	$D < 15 \text{ ft}; P < 100 \text{ psig.}$
Elipsoidales	$D < 15 \text{ ft}; 100 \text{ psig} < P < 450 \text{ psig}$
Hemiesféricas	$D < 15 \text{ ft}; P > 450 \text{ psig.}$ $D > 15 \text{ ft}; P < 450 \text{ psig}$

**VALORES DE K PARA ELIMINADORES DE NIEBLA EN RECIPIENTES SEPARADORES**

**TABLA A-18**

CRITERIO	FORMULA
$1 < P < 15$	$K=0.1821 + 0.0029P + 0.0460\ln(P)$
$15 \leq P \leq 40$	$K=0.35$
$40 \leq P \leq 5500$	$K=0.430 - 0.023\ln(P)$
Nota: $P = \text{psia.}$	
$0 \leq P \leq 1500$	$K=0.35 - 0.01(P-100/100)$
Nota: $P = \text{psig.}$	

RELACIONES DE L/D OPTIMAS PARA RECIPIENTES A PRESION

TABLA A-19

Presión de Operación del Recipiente (psig.)	L/D
0 < P <= 250	1.5 - 3.0
250 < P <= 500	3.0 - 4.0
500 < P	4.0 - 6.0

VALORES PARA EL CALCULO DE LAS RELACIONES DE H/D y A/A<sub>r</sub> EN CILINDROS HORIZONTALES.

$$Y = \frac{(a + cX + eX^2 + gX^3 + iX^4)}{(1.0 + bX + dX^2 + fX^3 + hX^4)}$$

para H/D a A/A<sub>r</sub>

$$Y=A/A_r$$

$$X=H/D$$

$$a=4.755930e-5$$

$$b=3.924091$$

$$c=0.174875$$

$$d=-6.358805$$

$$e=5.668973$$

$$f=4.018448$$

$$g=-4.916411$$

$$h=-1.801705$$

$$i=-0.145348$$

Para A/A<sub>r</sub> a H/D

$$Y=H/D$$

$$X=A/A_r$$

$$a=0.00153756$$

$$b=26.787101$$

$$c=3.299201$$

$$d=-22.923932$$

$$e=24.353518$$

$$f=-14.844824$$

$$g=-36.999376$$

$$h=10.529572$$

$$i=9.892851$$

DIÁMETROS DE BOQUILLAS PARA VENTEOS Y DRENE

TABLA A-20

VOLUMEN DEL RECIPIENTE (M <sup>3</sup> )	DIÁMETRO DEL VENTEO	DIÁMETRO DEL DRENE
1.5 y menor	¾"	1"
de 1.5 a 5.5	1"	1 ½"
De 5.5 a 17.0	1"	2"
De 17.0 a 70.0	1 ½"	3"
Mayor de 70.0	2"	3"

SEGURIDAD RELATIVA DE LOS REFRIGERANTES  
TABLA A.21

Toxicidad  
Letal o daños serios

Refrigerante	ASAB9 Código de seguridad de grupo de Clasificación	Nacional Fire Underwriters Número de grupo	Refrigerante en el aire		Productos de descomposición por ítema			Inflamable o explosivo. Límites de concentración en el aire
			Duración de la exposición hr	% por vol.	Ibr/1000 ft <sup>3</sup>	Duración de la exposición (min)	% por Vol.	
Metano	3	+5	*	*	*	*	4.9 - 15.0	No inflamable
R-14 (Tetrafluoruro de carbono)	1	6	*	*	*	*	*	No inflamable
Etano	3	+5	*	*	*	*	3.0 - 25.0	No inflamable
Oxido nitroso	3	+5	8	0.0025	*	*	*	No inflamable
R-13 (Mecoro difluorometano)	1	6	*	*	*	*	3.3 - 10.6	No inflamable
Etileno	3	5	2	37.4 - 51.7	*	*	*	No inflamable
Dióxido de carbono	1	5	1/2	28 - 30	33.2 - 34.3	*	*	No inflamable
Kuleno 131	1	6	*	*	*	*	2.3 - 7.3	No inflamable
Propano	3	5	2	37.5 - 51.7	42.4 - 58.5	*	*	No inflamable
R-22	1	5A	*	*	*	16	1.0	No inflamable
Amoníaco	2	2	1/2	0.5 - 0.6	0.221 - 0.258	*	*	16.0 - 25.0
Carrene-7	1	5A	2	18.4 - 20.3	50.2 - 52.2	25	1.1	No inflamable
R-12 (Diclorodifluorometano)	1	6	2	28.5 - 30.4	80.6 - 95.7	20	1.0	No inflamable
Cloruro de metilo	2	4	2	2 - 2.5	2.62 - 3.28	30	2.4	8.1 - 17.2
Isobutano	3	+5	*	*	*	*	*	1.8 - 8.4
Dióxido de azufre	2	1	1/2	0.7	1.165	*	*	No inflamable
Butano	3	5	2	37.5 - 51.7	*	*	*	1.8 - 6.5
R-114 (Diclorotetrafluorometano)	1	6	2	20.1 - 21.5	80.5 - 96.8	15	1.0	No inflamable
R-21 (Dicloromonofluorometano)	1	4	1/2	10.2	27.1	*	*	No inflamable
Cloruro de etilo	2	4	1	4.0	6.72	18	2.0	3.7 - 12.0
R-11 (Tricloromonofluorometano)	1	5	2	10	35.7	5	1.0	No inflamable
Formato de metilo	2	3	1	2 - 2.5	3.12 - 3.9	*	*	4.5 - 20.0
Cloruro de metileno	1	4A	1/2	5.1 - 6.3	11.25 - 11.7	20	1.0	No inflamable
R-113 (Triclorofluorometano)	1	4	1	4.8 - 5.2	23.3 - 25.2	16	1.2	No inflamable
Dicloroetano	2	4	1	2 - 2.5	5.04 - 6.3	5	2.1	5.6 - 11.4

\* Valores no disponibles

**CARACTERÍSTICAS COMPARATIVAS DEL COMPORTAMIENTO DE REFRIGERANTES BASADOS EN 5°F DE EVAPORACIÓN Y 86°F DE CONDENSACIÓN A.**  
**TABLA A.22**

Refrigerante		Presión del evaporador lb/pg2 man	Presión del condensador lb/pg2 man	Relación de compresión	Efecto refrigerante neto Btu/lb	Refrigerante circulado lb/min	Líquido circulado pg3/min	Volumen específico del gas de succión ft <sup>3</sup> /lb	Desplazamiento del compresor ft <sup>3</sup> /min	Caballos de fuerza hp	Coeficiente de rendimiento	Temp. de descarga del compresor °F
No.	Nombre											
170	Etano	221.3	661.1	2.86	58.6	3.41	342.9	0.53	1.82	1.953	2.41	122
744A	Oxido Nitroso	294.3	922.3	3.03	85.2	2.35	71.2	0.28	0.66	1.310	3.60	n.d.
744	Dióxido de Carbono	317.5	1031.0	3.15	55.5	3.62	167.1	0.27	0.96	1.840	2.56	151
13B1	Bromotrifluorometano	63.2	247.1	3.36	29.3	6.86	123.8	0.38	2.63	1.030	4.25	124
1270	Propileno	37.0	167.0	3.51	17.0	1.1	61.5	2.61	3.03	1.046	4.51	108
290	Propano	27.2	140.5	3.70	121.0	1.65	94.0	2.48	4.09	1.030	4.58	97
502	22/115 Azeotropo	36.0	175.1	3.75	45.7	4.38	99.4	0.82	3.61	1.079	4.37	99
22	Clorodifluorometano	28.2	158.2	4.03	70.0	2.86	67.4	1.24	3.55	1.011	4.66	128
115	Cloropentafluorometano	24.0	135.8	3.89	29.1	6.88	151	0.77	5.30	1.17	4.02	86
717	Amoniaco	19.6	154.5	4.94	474.4	0.422	19.6	8.15	3.44	0.989	4.76	210
500	12/152a Azeotropo	16.4	112.9	4.12	60.6	3.30	80.3	1.50	4.95	1.01	4.65	105
12	Diclorodifluorometano	11.8	93.3	4.08	50.0	4.00	85.6	1.46	5.83	1.002	4.70	101
40	Cloruro de metilo	6.5	80.0	4.48	150.2	1.33	40.9	4.47	5.95	0.962	4.90	172
600a	Isobutano	3.3*	44.8	4.54	111.5	1.79	91.0	6.41	11.50	1.083	4.36	80
764	Dióxido de azufre	5.9*	51.8	5.63	141.4	1.41	26.6	6.42	9.09	0.968	4.87	191
630	Metilamina	9.9*	46.8	6.13	304.0	0.66	28.2	15.54	10.23	0.978	4.81	n.d.
600	Bulano	13.2*	26.9	5.07	128.6	1.56	75.9	9.98	15.52	0.953	4.95	88
114	Diclorotetrafluorometano	16.1*	22.0	5.42	43.1	4.64	89.2	4.34	20.14	1.049	4.49	86
21	Diclorofluorometano	19.2*	16.5	5.96	89.4	2.24	45.7	9.13	20.43	0.941	5.01	142
160	Cloruro de etilo	20.5*	12.4	5.83	142.3	1.45	45.8	17.06	24.82	0.906	5.21	106
631	Etilamina	23.1*	10.0	7.40	225.5	0.89	349.0	32.32	38.67	0.855	5.52	n.d.
11	Triclorofluorometano	23.9*	3.5	6.19	66.8	2.99	56.6	12.21	36.54	0.938	5.03	111
611	Formato de metilo	26.3*	1.6*	7.74	189.2	1.06	29.9	48.25	51.00	n.d.	n.d.	n.d.
610	Eter etílico	26.9*	4.9*	8.20	126.3	1.58	62.9	35.0	55.40	0.822	5.74	n.d.
30	Cloruro de metileno	27.6*	9.5*	8.60	134.6	1.49	30.9	49.90	74.30	0.963	4.90	205
113	Triclorofluorometano	27.9*	13.9*	8.02	53.7	3.73	66.5	27.38	102.03	0.973	4.84	86
1130	Dicloroetileno	28.3*	15.8*	8.42	114.3	1.75	36.3	63.60	111.20	0.973	4.83	n.d.
1120	Tricloroetileno	28.6*	26.2*	11.65	91.7	2.18	41.6	229.40	502.00	0.980	4.82	n.d.

\* Vapor con succión saturada, excepto para los refrigerantes 113, 114 y 115. En estos casos, se supone se tiene suficiente sobrecalentamiento en la succión para producir vapor con descarga saturada.

\* Pulgadas de mercurio de vacío.

**DATOS FISICOS Y DE COMPORTAMIENTO COMPARATIVOS DE LOS REFRIGERANTES**  
**TABLA NO. A.23**

Nombre	R-12 Diclorodifluoro metano CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub>	R-22 Monoclorodifluoro metano CHClF <sub>2</sub>	R-114 Diclorotetrafluoro metano C <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> F <sub>2</sub>	R-280 Propano C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	R-500 R-12H152a 73.8%CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub> 26.2%CH <sub>3</sub> CHF <sub>2</sub>	R-502 Asesolop R-22H15 48.8%CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub> 51.2%CF <sub>2</sub> CF <sub>3</sub>	R-717 Amoniac NH <sub>3</sub>	R-1270 Propileno C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>
Fórmula Química								
Peso Molecular	120.83	86.48	170.93	44.10	99.20	111.84	17.03	42.09
Temperatura de ebulición a 1 atm. (°F)	-21.6	-41.4	38.4	-23.7	-28.0	-50.1	-28	-53.9
Temperatura de congelación a 1 atm. (°F)	-252	-256	-137	-305.8	-254	0	-107.9	-301
Temperatura crítica (°F)	233.6	204.8	294.3	206.3	221.1	194.1	271.4	187.2
Presión crítica (°F)	587	716	474	617.4	631	618.7	1657	670.3
Densidad del líquido a 100 °F	76.76	71.24	88.4	29.58	69.26	71.97	38.4	30.3
Volumen específico del vapor a 0°F	1.61	1.37	4.75	2.68	1.66	0.88	9.12	2.26
Calor específico del líquido a 100 °F	0.240	0.313	0.248	0.6227	0.308	0.308	1.158	0.908
Carga del líquido R. lib/psg a 100 °F	1.84	2.04	1.65	4.89	2.10	1.98	3.86	4.74
Presión de saturación lib/psg abs:								
-40 °F	9.31	15.22	1.91	16.09	10.95	18.8	10.41	20.59
0 °F	23.65	38.66	5.95	38.34	27.88	48.78	30.42	47.95
20 °F	55.74	57.73	9.69	55.76	41.96	67.16	48.21	69.16
100 °F	131.96	210.80	45.85	188.25	155.90	230.89	211.90	227.69
125 °F	183.77	292.64	67.85	257.18	217.7	318.06	307.8	308.97
Conductividad térmica (K)								
Líquido saturado, 0 °F	0.0490	0.0630	0.0437	0.0680	0.0530	0.0469	0.3350	0.0780
Vapor saturado, 100 °F	0.0060	0.0068	0	0.0126	0	0.0071	0.0180	0.0116
Viscosidad - centipoises								
Líquido saturado, 0 °F	0.3133	0.2870	0.5694	0.1575	0.2823	0.2728	0.2282	0.1253
Vapor saturado, 100 °F	0.0132	0.0140	0.0121	0.0091	0.0130	0.0142	0.0117	0.0098
Ciclo básico: 0°F/100°F	48.2	65.2	36.1	108.2	55.8	40.1	457	115.4
Efecto de refrigeración, Btu/lb	4.33	3.07	5.25	1.85	3.58	4.98	0.438	1.73
Líquido circulado lib/min-ton	6.97	4.20	24.93	4.95	5.85	4.38	3.99	3.93
Flujo volumétrico PCM/tonelada	3.68	3.50	3.82	3.42	3.50	3.26	3.62	3.43
C.O.P.	6	5a	0	5b	5a	2	5a	5a
Grupo de seguridad - Clasificación U.L.	1	1	1	1	1	1	2	3
Grupo de seguridad - ANSI 99.1	No inflamable	No inflamable	No inflamable	2.3-7.3	No inflamable	No inflamable	16-25	2.0-10
Capacidad explosiva (% en volumen)								

\* No disponible

## BIBLIOGRAFIA

### I. ARTICULOS

- I.1. Béla G. Lipták, Optimizing controls for chillers and heat pumps, Chem. Eng., Vol. 90, No. 16, Oct. 17, 1983, p. 40.
- I.2. Robert W. Zafft, How to Size and Find the Cost of Absorption Refrigeration, Hydrocarbon Processing, Vol. 46, No. 6, June 1967, p. 131.
- I.3. D. F. Ballou, et. al., Design and Cost Estimating Mechanical Refrigeration Systems, Hydrocarbon Processing, Vol. 46, No. 6, June 1967, p. 118.
- I.4. J. L. Baggio, Optimiza refrigeration design, Hydrocarbon Processing, Vol. 63, No. 1, January 1984, p. 97.
- I.5. C. W. Chung, Save with hybrid refrigeration, Hydrocarbon Processing, Vol. 63, No. 7, July 1984, p. 73.
- I.6. J. Starczewski, Better refrigerant exchanger design, Hydrocarbon Processing, Vol. 64, No. 4, April 1985, p. 93
- I.7. Yuv R. Mehra, How to estimate power and condenser duty for ethylene refrigeration systems, Chem. Eng., Vol. 85, No. 25, Dec. 18, 1978, p. 97.
- I.8. Yuv R. Mehra, Refrigerant charts for propylene systems, Chem. Eng., Vol. 86, No. 1, January 15, 1979, p. 131.
- I.9. Yuv R. Mehra, Charts for systems using ethane refrigerant, Chem. Eng., Vol. 86, No. 3, February 12, 1979, p. 95.
- I.10. Yuv R. Mehra, Refrigerant properties of propane, Chem. Eng., Vol. 86, No. 7, March 26, 1979, p. 165.
- I.11. E. K. Tanzer, Comparing Refrigeration Systems, Part I, Chem. Eng., Vol. 70, No. 12, June 10, 1963, p. 215.
- I.12. E. K. Tanzer, Comparing Refrigeration Systems, Part II, Chem. Eng., Vol. 70, No. 13, June 24, 1963, p. 105.
- I.13. Guillermo H. Hoyos, John D. Muzzy, Use low-grade waste heat for refrigeration, Chem. Eng., Vol. 87, No. 10, May 5, 1980, p. 140.
- I.14. Ronald P. Lapina, How to estimate compressibility factors and specific-heat ratios for hydrocarbons gases, Chem. Eng., February 8, 1982, p. 95.
- I.15. Kenneth J. Vargas, Trouble-shooting compression refrigeration systems, Chem. Eng., Vol. 89, No. 7, March 22, 1982, p. 137.
- I.16. Howard W. Sibley, Selecting refrigerants for process systems, Chem. Eng., Vol. 90, No. 11, May 16, 1983, p. 71.

- I.17. Davinder K. Mehra, Selecting Evaporators, Chem. Eng., Vol. 93, No. 3, February 3, 1986, p. 56.
- I.18. Aubrey Ward, Consider Mechanical Recompression Evaporation, Chem. Eng. Prog., Vol. 48, No. 4, April 1994, p. 65.
- I.19. Jose Acedo Sanchez, Control de Cambiadores de Calor, Ingeniería Química, Vol. 25, No. 8, Agosto 1991, p. 65.
- I.20. Ted pannkike, Pe, The Vapor Compression Refrigeration Cycle, Heating/Piping/Air Conditioning, Vol. 67, No. 11, November 1995, p. 57-63.
- I.21. Paul Adams, Jr., Putting the Pieces Together, Heating/Piping/Air Conditioning, Vol. 60, No. 11, November 1988, p. 111-114.
- I.22. James M. Calm, Alternative Refrigerants: Challenges, Opportunities, Heating/Piping/Air Conditioning, Vol. 64, No. 5, May 1992, p. 38-49.
- I.23. Eugene A. Cosijn, Integral Two-stage Reciprocating Compressors, Heating/Piping/Air Conditioning, Vol. 59, No. 7, July 1987, p. 81-87.
- I.24. Ronald A. Cole, Shell-and-Tube Heat Exchangers in Refrigeration Part I, Heating/Piping/Air Conditioning, Vol. 68, No. 12, December 1996, p. 38-44.
- I.25. Ronald A. Cole, Shell-and-Tube Heat Exchangers in Refrigeration Part II, Heating/Piping/Air Conditioning, Vol. 69, No. 1, January 1997, p. 183-186.
- I.26. W. Y. Svrcek, W. D. Monnery, Design Two-Phase Separators Within the Right Limits, Chem. Eng. Prog., No. 10, 1993, p. 53-60.
- I.27. W. Y. Svrcek, W. D. Monnery, Successfully Specify Three-Phase Separators, Chem. Eng. Prog., No. 9, 1994, p. 29-40.
- I.28. K. M. Guthrie, Capital Cost Estimating, Chem. Eng., march 24, 1969, p. 114-142.

## II.LIBROS

- II.1. Perry, Robert H., et. al., Manual del Ingeniero Químico, McGraw Hill, 6ta. Edición, México 1992, Cap. 9-12.
- II.2. Virgil Moring Faires, Clifford Mas Simmang, Termodinámica, UTEHA, 6ta. Edición, México 1989.
- II.3. J. M. Smith, H. C. Van Ness, Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, McGraw Hill, 4ta. Edición, México 1992.
- II.4. Ernest E. Ludwig, Applied Process Design For Chemical and Petrochemicals Plantas, Gulf Publishing Company, 3ra. Edición, Houston, Texas 1995.
- II.5. Stanley M. Walas, Phase Equilibria in Chemical Engineering, Butterworth-Heinemann, USA 1985.

II.6. Edward G. Pita, Principios y Sistemas de Refrigeración, Limusa Noriega Editores, México 1996.

II.7. Roy J. Dossat, Principios de Refrigeración, CECSA, México 1996.

II.8. J. Alarcón Creus, Tratado Práctico de Refrigeración Automática, Alfaomega Marcombo, Barcelona, España 1996.

II.9. Air-Conditioning and Refrigeration Institute, Refrigeración y Aire Acondicionado, Prentice Hall Internacional, México 1986.

II.10. William L. Haberman, James E. A. John, Termodinámica para Ingeniería con Transferencia de Calor, Ed. Trillas, México 1996

### III. MANUALES

III.1. NATURAL GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION

### IV. TESIS

IV.1. Ramírez García, Jesús, Paquete de Ingeniería Básica para el Proceso de Deshidratación de Crudo en Plataformas Marinas, Fac. de Química, México 1982.

IV.2. Monroy López, Maritza, Ingeniería Básica de una planta Criogénica, Fac. de Química, México 1988.

IV.3. Lopez Mota, Francisco, Anteproyecto de una planta de Gasolina Natural por el sistema de Refrigeración por Absorción de Amoniaco, Fac. de Química, México 1965.

IV.4. Martínez Zarate, Roberto, Tipos de inhibidores de formación de hidratos en una planta Criogénica, FES-ZARAGOZA, México 1986.

IV.5. Rivero Linares, Fernando Vicente, Diseño de un sistema de licuefacción y almacenamiento de gas natural en plataformas marinas, FES-ZARAGOZA, México 1989.

IV.6. Olguin G., Cuauthemoc Manuel, Descripción y cálculo del sistema de refrigeración en una planta de etileno, Fac. de Química, México 1964.

### V. OTROS

V.1. Curso: Ingeniería Básica de Proceso, Instituto Mexicano del Petróleo.

V.2. Curso: Refrigeración en Plantas de Proceso, Instituto Mexicano del Petróleo.