

24.54

ESTADO DE MEXICO
SECRETARIA DE EDUCACION PUBLICA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO



FACULTAD DE QUIMICA

“INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA CRIOGENICA”

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
MARITZA MONROY LOPEZ

México, D. F.

1988



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	PAG.
I INTRODUCCION	1
II GENERALIDADES	
1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO	5
2 OPERACIONES BÁSICAS EN UN PROCESO CRIOGÉNICO	6
2.1 DESHIDRATACIÓN	7
2.2 LICUEFACCIÓN	10
2.3 COMPRESIÓN	16
2.4 -FRACCIONAMIENTO	17
3 FUNDAMENTO DEL PROCESO CRIOGÉNICO	28
4 SIMULADOR DE PROCESOS	30
III ALTERNATIVAS DE PROCESO	
1 RECUPERACIÓN DEL 60% - 80% DE ETANO	35
2 RECUPERACIÓN DEL 80%-98% DE ETANO	37
3 BAJA RECUPERACION DE LICUABLES, MÁXIMO 60% DE ETANO	39

IV DISEÑO DEL PROCESO

1	BASES DE DISEÑO	41
2	ELECCIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO	47
3	CRITERIOS BÁSICOS DE DISEÑO DE PROCESO	51
4	DESCRIPCIÓN Y DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO	57
5	BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA	62
6	DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO	79
7	LISTA DE EQUIPO	133

V CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA.

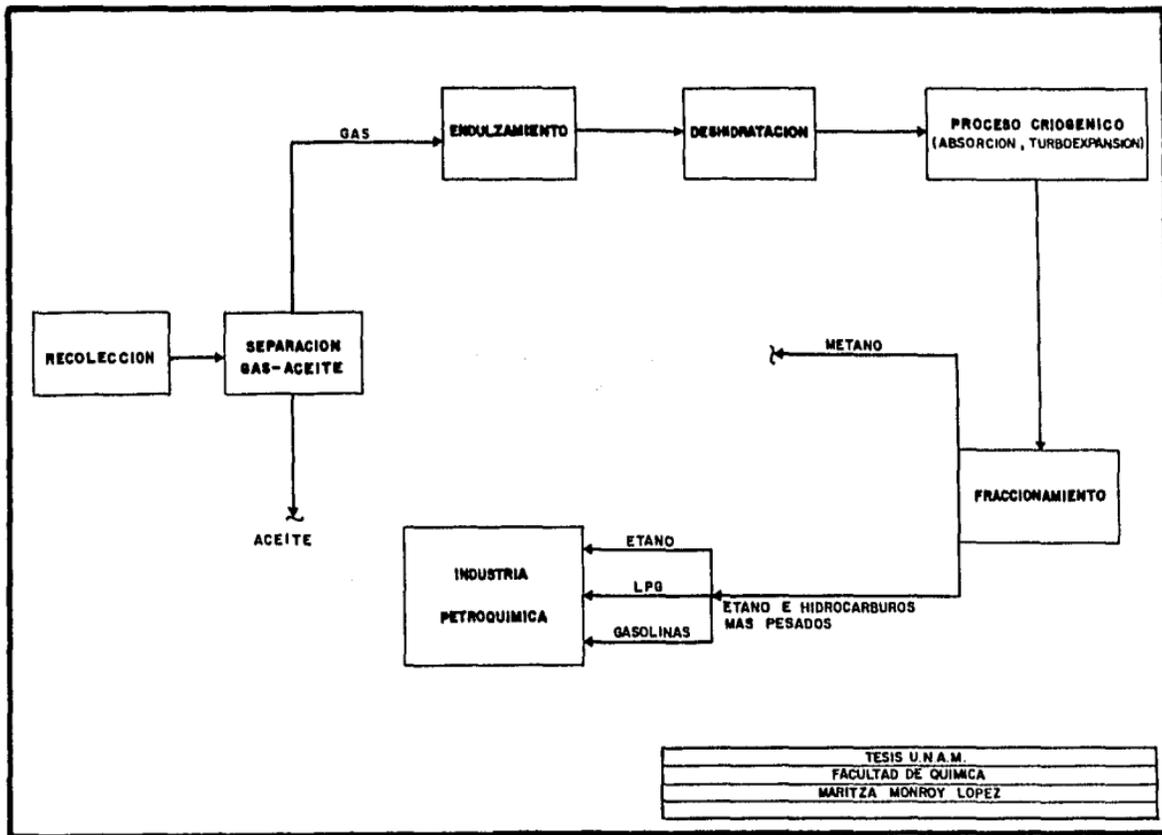
I.- INTRODUCCION

LA ETAPA EN LA QUE EL PAÍS SE DESENVUELVE, EXIGE DE LOS DIFERENTES SECTORES UN ESFUERZO CONSTANTE ORIENTADO AL INCREMENTO DE LA PRODUCTIVIDAD, A LA GENERACIÓN DE DIVISAS Y AL USO RACIONAL DE NUESTRAS MATERIAS PRIMAS, LO CUAL NOS CONDUCIÓ A UTILIZAR DE FORMA MÁS CONSCIENTE NUESTROS RECURSOS NATURALES.

EN EL TRANCURSO DE LOS ÚLTIMOS AÑOS, SE HA VISTO UN NOTABLE INCREMENTO EN EL CONSUMO DE PRODUCTOS PETROQUÍMICOS Y DEL GAS LICUADO DEL PETRÓLEO (L P G), QUE HA ORIGINADO, ESPECIALMENTE EN LA ZONA NORTE DE LA REPÚBLICA, UN DÉFICIT DE ESTAS MATERIAS, YA QUE NO SE CUENTA CON LA INFRAESTRUCTURA NECESARIA PARA LA OBTENCIÓN DE LOS PRODUCTOS DE UNA FORMA MÁS ECONÓMICA Y EXPEDITA.

EN ATENCIÓN A LO ANTERIOR, SE HA TENIDO LA NECESIDAD DE INCREMENTAR LA IMPORTACIÓN DE LOS MISMOS.

EL ETANO Y LOS GASES LICUADOS DEL PETRÓLEO SE RECUPERAN DEL GAS NATURAL, DE LA SIGUIENTE MANERA:



TESIS U.N.A.M.
 FACULTAD DE QUIMICA
 MARITZA MONROY LOPEZ

EN ESTE TRABAJO SE DESARROLLA EL PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA FUNDAMENTAL DEL PROCESO PARA UNA PLANTA CRIOGÉNICA UTILIZANDO EL PROCESO DE TURBOEXPANSIÓN, ESTE PROCESO PRESENTA LA VENTAJA DE OBTENER MAYORES RECUPERACIONES DE ETANO CON RESPECTO AL PROCESO DE ABSORCIÓN.

PROCESO	% RECUPERACIÓN	
	C ₂	C ₂ (+)
ABSORCIÓN	40	80
TURBOEXPANSIÓN	60	98

ESTE PAQUETE SE DISEÑA PARA LAS CONDICIONES PREVALECIENTES EN EL SECTOR NORTE DEL PAÍS, EN EL QUE ACTUALMENTE SE UTILIZA EL PROCESO DE ABSORCIÓN REFRIGERADA. PARA LOS NIVELES ACTUALES DE CONSUMO, ESTE PROCESO ES POCO EFICIENTE, Y EL GAS PRODUCTO SE VENDE AL EXTRANJERO CON UN PRECIO COMERCIAL DE GAS SECO (PRÁCTICAMENTE METANO), TIENE LICUABLES SUSCEPTIBLES DE RECUPERACIÓN QUE NO SON COBRADOS, POR LO QUE SE ESTABLECE LA NECESIDAD DE OPTIMIZAR LA RECUPERACIÓN DE LICUABLES UTILIZANDO EL PROCESO DE TURBOEXPANSIÓN QUE PRESENTA LA MEJOR OPCIÓN TECNOLÓGICA DE LA QUE SE DISPONE HOY EN DÍA.

ADICIONALMENTE, EN EL FUTURO INMEDIATO ENTRARÁN EN OPERACIÓN LOS COMPLEJOS PETROQUÍMICOS DEL SURESTE DEL PAÍS, CON LO QUE SE DEJARÁ DE SUMINISTRAR A LA PLANTA ACTUAL DE ABSORCIÓN, APROXIMADAMENTE EL 20% DE GAS RICO EN LICUABLES. LO ANTERIOR PROVOCARÁ UNA SUSTANCIAL DISMINUCIÓN DE LOS GASES LICUADOS DEL PETRÓLEO, QUE NO PUEDEN RECUPERARSE POR EL PROCESO DE ABSORCIÓN.

CON EL CAMBIO EN EL ESQUEMA DE PROCESAMIENTO DE ABSORCIÓN POR EL DE TURBOEXPANSIÓN SE PRETENDE ELEVAR SUSTANCIALMENTE LA PRODUCCIÓN DEL GAS LICUADO DEL PETRÓLEO DISMINUYENDO DE ESTA MANERA EL DÉFICIT DEL L.P.G. Y POR TANTO, COMPRAS AL EXTRANJERO, CON EL SUBSECUENTE AHORRO DE DIVISAS ORIGINANDO BENEFICIOS QUE HACEN POSIBLE UNA PROMTA RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN. UN ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO (NO OBJETO DE ESTA TESIS), DEMUESTRA QUE ES FACTIBLE LLEVAR A CABO LA IMPLANTACIÓN DE UNA PLANTA CRIOGÉNICA DE UNA CAPACIDAD DE 200 MMPCD REF. (25) EN EL NORTE DE LA REPÚBLICA.

CON FUNDAMENTO EN LO ANTERIOR, EL PRESENTE TRABAJO DESARROLLA EL PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA FUNDAMENTAL DEL PROCESO DE LA PLANTA CRIOGÉNICA RECUPERADORA DE LICUABLES MEDIANTE EL PROCESO DE TURBOEXPANSIÓN, CONSIDERANDO LA COMPOSICIÓN DE ALIMENTACIÓN DE GAS ACTUAL A LA PLANTA DE ABSORCIÓN, DISPONIBILIDAD EN LOS SERVICIOS AUXILIARES TALES COMO AGUA, ENERGÍA ELÉCTRICA Y GAS COMBUSTIBLE GENERADOS EN EL SITIO DE LOCALIZACIÓN.

EN EL DESARROLLO DE ESTA TESIS SE DESCRIBE LA FUNCIÓN DE LAS OPERACIONES BÁSICAS EN EL PROCESO CRIOGÉNICO; SE PRESENTAN LOS CRITERIOS DE DISEÑO DE ACUERDO A LAS CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES DE LA ALIMENTACIÓN, LAS CUALES SE PROPORCIONAN EN LAS BASES DE DISEÑO; SE ELABORA EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA, UTILIZANDO COMO HERRAMIENTA EL SIMULADOR GENERAL DE PROCESO IMP-SIMPROC, Y FINALMENTE SE PROPORCIONA EL DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES.

II. GENERALIDADES

1.0 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO.

EN ESTE TIPO DE PROCESO, EL GAS SE SOMETE A ENFRIAMIENTOS Y EXPANSIONES SUCESIVAS, HASTA ALCANZAR LA TEMPERATURA NECESARIA QUE PERMITA EL FRACCIONAMIENTO DE LA MEZCLA DE HIDROCARBUROS.

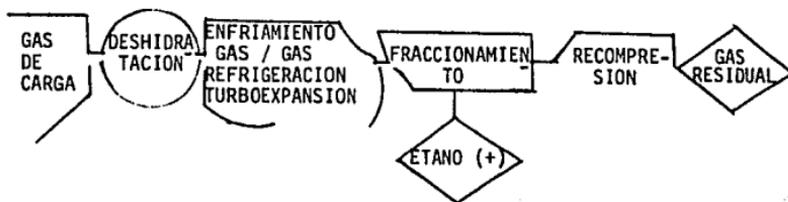
LA TURBOEXPANSIÓN UTILIZA LA ENERGÍA DE LA CORRIENTE DE GAS AL REDUCIRSE SU PRESIÓN, AL MISMO TIEMPO QUE SE LOGRAN NIVELES DE ENFRIAMIENTO COMPARATIVAMENTE MÁS BAJOS QUE LOS OBTENIDOS POR EL EFECTO "Joule-Thompson" PARA UNA MISMA RELACIÓN DE EXPANSIÓN.

EL PROCESO SE INICIA CON LA DESHIDRATACIÓN A BASE DE MALLAS MOLECULARES, DE DONDE SE OBTIENE EL GAS CON UN CONTENIDO DE HUMEDAD MENOR A 1,0 PPM. A CONTINUACIÓN EL GAS SE ENFRÍA INTERCAMBIANDO CALOR CON CORRIENTES GENERADAS EN EL PROCESO Y REFRIGERANTES AUXILIARES, PARA POSTERIORMENTE SEPARARSE LAS DOS FASES RESULTANTES. EL LÍQUIDO GENERADO POR EL ENFRIAMIENTO SE EXPANDE EN UNA VÁLVULA Y FLUYE A LA TORRE DESMETANIZADORA Y EL GAS PRODUCIDO EN DICHA EXPANSIÓN SE UNE CON EL DESTILADO GASEOSO, CONSTITUYENDO EL GAS RESIDUAL DE LA PLANTA. EL GAS PROVENIENTE DEL TREN DE ENFRIAMIENTO SE EXPANDE EN EL TURBOEXPANSOR, LA MEZCLA OBTENIDA SE ALIMENTA A LA TORRE DESMETANIZADORA, EN DONDE EL PRODUCTO DE FONDOS LO CONSTITUYE EL GAS RESIDUAL Y EL PRODUCTO DE FONDOS SE ENVÍA A FRACCIONAMIENTO.

EL GAS RESIDUAL DESPUÉS DE INTERCAMBIAR CALOR CON LA CARGA, SE DIVIDE EN DOS CORRIENTES, UNA ES COMPRIMIDA EN LOS COMPRESORES ACCIONADOS POR LOS TURBOEXPANSORES Y SE ENVÍA COMO GAS RESIDUAL COMBUSTIBLE A LÍMITES DE BATERÍA. LA OTRA, SE UTILIZA EN LA REGENERACIÓN DE LOS LECHOS DESHIDRATADORES, COMPRIMIÉNDOSE POSTERIORMENTE PARA INCORPORARSE A LA CORRIENTE DE GAS RESIDUAL.

2.- OPERACIONES BÁSICAS EN UN PROCESO CRIOGENICO.

LAS OPERACIONES BÁSICAS DE UN PROCESO CRIOGENICO, SON: DESHIDRATACIÓN, ENFRIAMIENTO, FRACCIONAMIENTO Y RECOMPRESIÓN DE GAS RESIDUAL.



2.1 DESHIDRATACION.

ENTRE LAS DIFICULTADES MÁS FRECUENTES EN EL PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL, SE ENCUENTRA LA CONDENSACIÓN DE VAPOR DE AGUA CONTENIDA EN EL GAS.

LO ANTERIOR DA LUGAR A:

- A).- CORROSIÓN DE EQUIPO Y LÍNEAS DE PROCESO.
- B).- FORMACIÓN DE HIDRATOS* QUE OCASIONAN TAPONAMIENTO DE LÍNEAS E INSTRUMENTOS DE CONTROL DE PRESIÓN, MAL FUNCIONAMIENTO DE EQUIPOS - DE INTERCAMBIO TÉRMICO Y EXPANSIÓN

* Los hidratos son compuestos cristalinos formados por agua y gas, su formación origina obstrucciones totales o parciales en válvulas y tuberías - del gas. las moléculas de agua en los hidratos están eslabonadas de tal manera, que forman rugosidades esféricas en las cuales se alojan moléculas de gas.

La estabilidad de los hidratos es proporcional al tamaño de las moléculas de los componentes, así - el propano e isobutano forman compuestos más estables que el etano y el etileno, y estos a su vez, forman hidratos más estables que el metano.

ADICIONALMENTE, DEBIDO AL PRINCIPIO DE LA PLANTA CRIOGÉNICA, LA UNIDAD DE TURBOEXPANSIÓN PRESENTA UN REQUERIMIENTO MUY ESTRICTO EN LO REFERENTE AL CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS DE CARGA, YA QUE LA EXISTENCIA DE MÁQUINAS ROTATIVAS EN EL CIRCUITO FRÍO EXIGE INGRESAR CON MENOS DE 1 PPM DE AGUA.

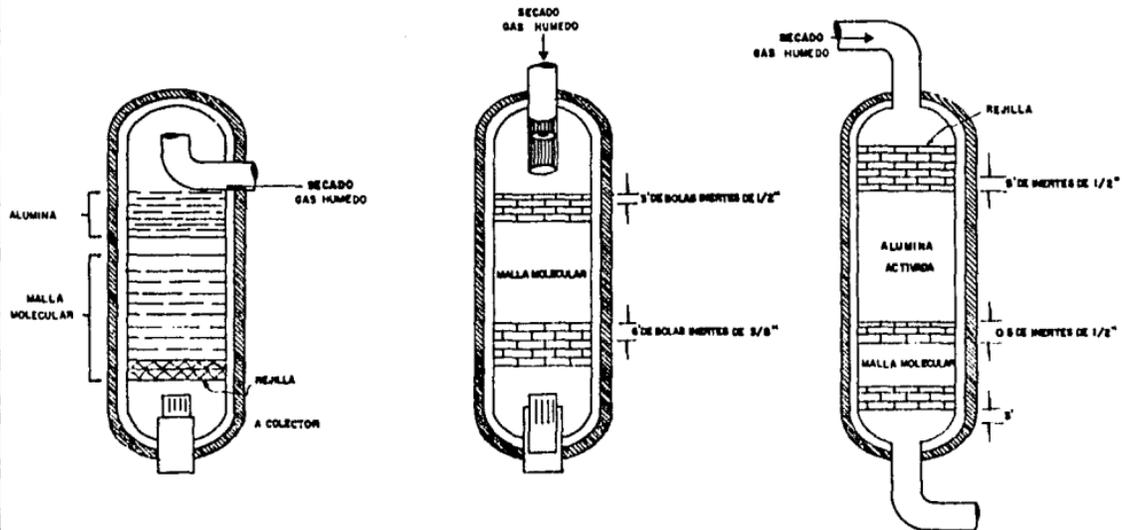
POR TAL RAZÓN, PREVIO A LA UNIDAD CRIOGÉNICA, DE BE EXISTIR UNA SECCIÓN DE DESHIDRATACIÓN DE ALTO RENDIMIENTO.

LOS DESHIDRATADORES DE LECHO FIJO CON DESECANTES SÓLIDOS, TALES COMO: MALLAS MOLECULARES, ALÚMINAS O GELES DE SILICE, PERMITE EFECTUAR DICHA -- FUNCIÓN. EL SISTEMA DE MALLAS MOLECULARES GARAN TIZA EL PUNTO DE ROCÍO REQUERIDO PARA EL PROCESO SUS CAPACIDADES DE ADSORCIÓN VARÍAN ENTRE 7 Y 11 LIBRAS DE AGUA/100 LIBRAS DE DESECANTE⁽¹⁾

SIN EMBARGO, DEBIDO AL ALTO COSTO QUE TIENE ESTE TIPO DE DESECANTE, SE UTILIZA EN COMBINACIÓN CON ALÚMINAS, APROVECHANDO LA ALTA CAPACIDAD DE ADSORCIÓN DE LA ÚLTIMA.

A CONTINUACIÓN SE MUESTRAN ARREGLOS POSIBLES PARA LA COMBINACIÓN DE ALUMINA Y MALLAS MOLECULARES EN LA DESHIDRATACIÓN, FIGURA II.1.

FIGURA II.1



YESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
TIPOS DE DESHIDRATADORES

2.2 LICUEFACCION,

LA LICUEFACCION DE LA MEZCLA DE HIDROCARBUROS SE LLEVA A CABO EN EL TREN DE ENFRIAMIENTO COMBINADO CON UN SISTEMA DE TURBOEXPANSION.

2.2.1 TREN DE ENFRIAMIENTO.

UN TREN DE ENFRIAMIENTO CONSISTE EN UNA SERIE DE CAMBIADORES DE CALOR, APROVECHANDO LAS CORRIENTES FRIAS GENERADAS DURANTE EL PROCESO, GAS RESIDUAL, LIQUIDO FRIO Y OCASIONALMENTE REFRIGERACION AUXILIAR.

EL OBJETIVO DEL TREN DE ENFRIAMIENTO, ES OBTENER LA TEMPERATURA OPTIMA PARA RECUPERAR ETANO (+) DE LA CORRIENTE ALIMENTADA QUE NO PUEDE SER ALCANZADA EN UNA SOLA ETAPA. PARA MAYORES RECUPERACIONES, LOS REFRIGERANTES AUXILIARES PRESENTAN UNA BUENA OPCION, POR EJEMPLO, EL PROPANO Y EL PROPILENO SE UTILIZAN CON FRECUENCIA.

SE DEBE CONSIDERAR PARA EL DISEÑO DEL TREN DE ENFRIAMIENTO, LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS EN LOS CAMBIADORES DE GAS DE CARGA/GAS RESIDUAL Y GAS DE CARGA/LIQUIDO FRIO. ESTAS APROXIMACIONES SE ENCUENTRAN GENERALMENTE ENTRE 5 Y 15°F (1)

2.2.2 TURBOEXPANSION.

LA OPERACION PRINCIPAL DEL PROCESO SE LLEVA A CABO EN LOS TURBOEXPANSORES.

ESTE EQUIPO, RECUPERA LA MAYOR CANTIDAD DE ENERGIA DE LAS CORRIENTES DE PROCESO, EL PRINCIPIO OPERATIVO DE

LOS TURBOEXPANSORES PUEDE RESUMIRSE ASÍ: TODOS LOS GASES SOMETIDOS A PRESIÓN RECIBEN UNA CANTIDAD DE ENERGÍA (EN FORMA DE TRABAJO), QUE SE MANIFIESTA EN UN AUMENTO DE TEMPERATURA, SUCEDIENDO LO CONTRARIO SI EL GAS EFECTÚA EL TRABAJO.

TANTO UNA VÁLVULA DE EXPANSIÓN COMO UNA MÁQUINA TURBOEXPANSORA TIENEN LA FUNCIÓN DE REDUCIR LA PRESIÓN DEL GAS, TENIENDO COMO CONSECUENCIA EL ABATIMIENTO EN LA TEMPERATURA. SU DIFERENCIA RADICA EN EL PROCESO TERMODINÁMICO, LA VÁLVULA SIGUE UN PROCESO A ENTALPIA, CONSTANTE, SIN REALIZAR TRABAJO, LA MÁQUINA SIGUE UN PROCESO A ENTROPIA CONSTANTE (SI ES EL 100% DE EFICIENCIA) Y EXTRAE TRABAJO DEL GAS.

PARA LA SELECCIÓN DEL EQUIPO, SE DEBEN TENER EN CUENTA LOS SIGUIENTES DETALLES:

- A).- CONDICIONES AMBIENTALES, PRESIÓN BAROMÉTRICA Y TEMPERATURA.
- B).- CONDICIONES DEL GAS.
 - B.1) PRESIÓN DE ENTRADA
 - B.2) TEMPERATURA DE ENTRADA
 - B.3) PRESIÓN DE SALIDA
 - B.4) COMPOSICIÓN DE ENTRADA
 - B.5) PESO MOLECULAR
 - B.6) RELACIÓN DE CALORES ESPECÍFICOS CP/CV
 - B.7) DESCRIPCIÓN DE LA CANTIDAD Y NATURALEZA DE CUALQUIER CONTAMINANTE DEL GAS; COMO GOTAS DE LÍQUIDO O PARTICULAS DE POLVO.

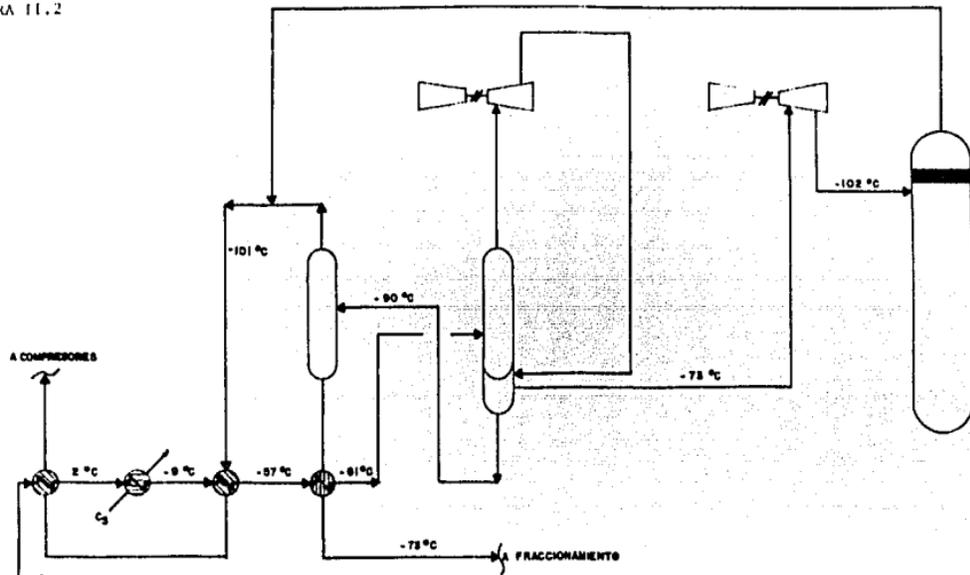
ESTOS FACTORES AFECTAN LA EFICIENCIA DE LA MÁQUINA, DANDO COMO RESULTADO UNA LICUEFACCIÓN MÁS BAJA DEL GAS.

EN LA FIGURA 11.2, SE ILUSTRA LA INTEGRACIÓN DE UN TREN DE ENFRIAMIENTO, EMPLEANDO GAS RESIDUAL, LÍQUIDO FRÍO Y PROPANO (REFRIGERANTE AUXILIAR) PARA LA LICUEFACCIÓN DEL GAS DE CARGA.

UN ESQUEMA MÁS SENCILLO ES EL DE LA FIGURA 11.3, EL CUAL PRESENTA ENFRIAMIENTO EN UN INTERCAMBIADOR CON GAS RESIDUAL, ESTE ES EL PROCESO TÍPICO PARA RECUPERACIÓN DE PROPANO MÁS PESADOS, DEBIDO A LA BAJA LICUEFACCIÓN QUE PROPORCIONA DEL GAS DE CARGA.

PARA MAYOR OBTENCIÓN DE HIDROCARBUROS LICUABLES, SE MANEJA REFRIGERANTE AUXILIAR Y ENFRIAMIENTO CON GAS RESIDUAL EN EL TREN DE INTERCAMBIADORES, VER FIGURA 11.4

FIGURA 11.2



SIMBOLOSA

-  GAS DE CARGA / GAS RESIDUAL
-  GAS DE CARGA / PROPANO
-  GAS DE CARGA / ALIMENTACION DERMETANIZADORA

TESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARTZA MONROY LÓPEZ
ASPECTO DE LA INTEGRACION DE UN TREN DE ENFRIAMIENTO

FIGURA 11.3

-14-

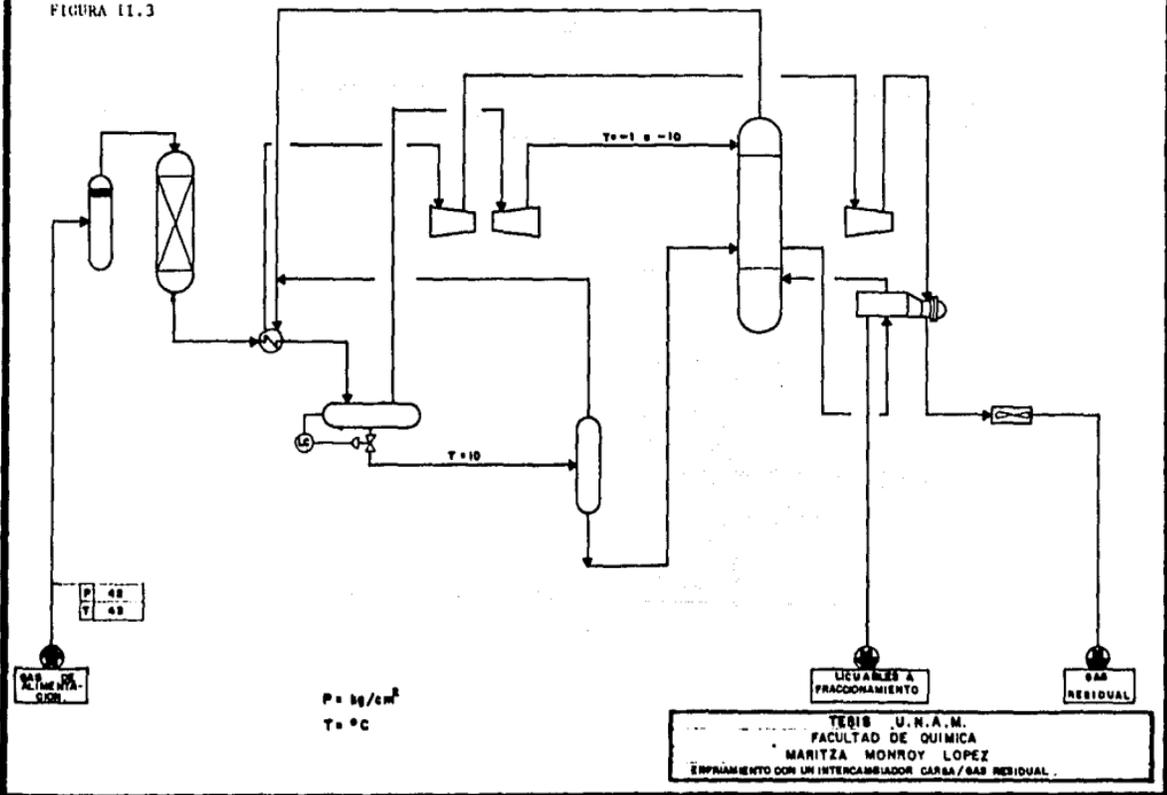
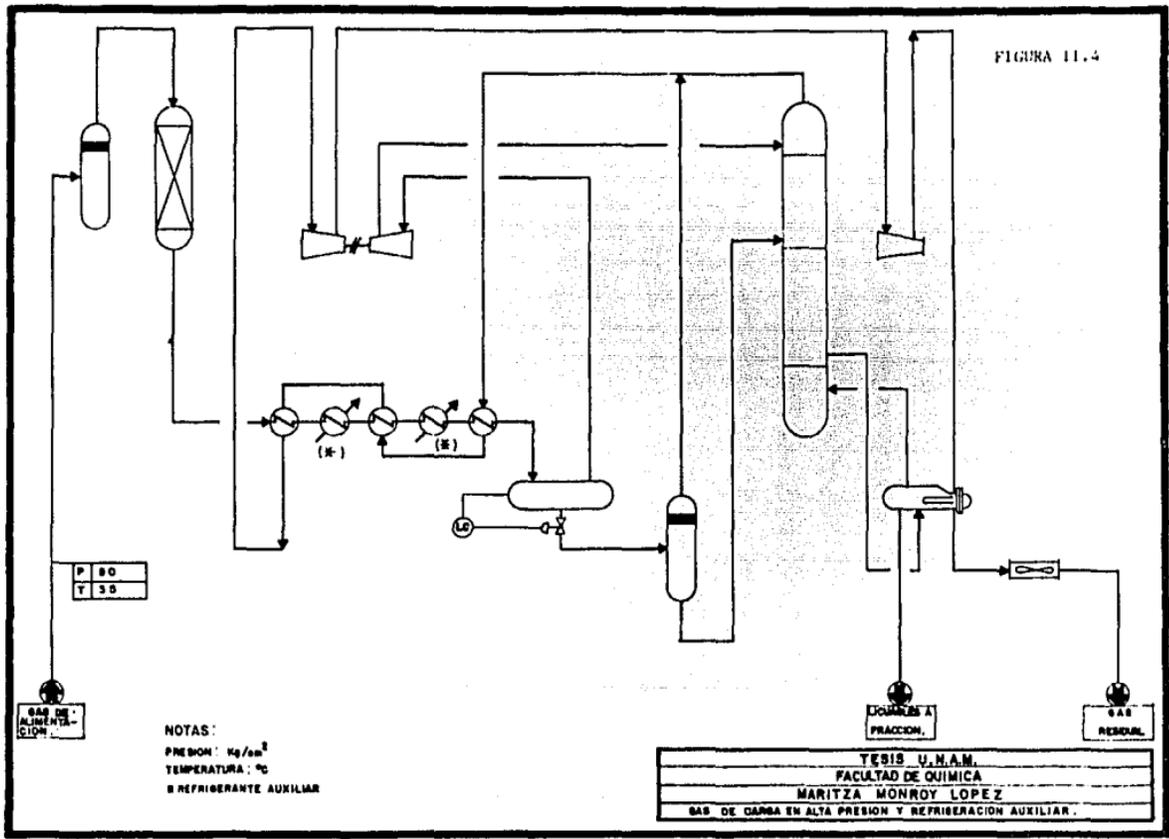


FIGURA 11.4



2.3.- COMPRESION.

EL OBJETIVO DE ESTA SECCIÓN SE DEBE A QUE LA MAYORÍA DE LAS PLANTAS CRIOGÉNICAS DE RECUPERACIÓN DE LICUABLES ENTREGAN EL GAS RESIDUAL A UNA PRESIÓN -- IGUAL O MAYOR QUE LA PRESIÓN QUE TIENE EL GAS DE -- CARGA A LA PLANTA; PARA SU ENVÍO Y USO COMO GAS -- COMBUSTIBLE.

ES DECIR, LA OBTENCIÓN DE HIDROCARBUROS PESADOS RE-- QUIERE DE UN CONSUMO DE ENERGÍA QUE SE TRADUCE EN CAIDA DE PRESIÓN DEL GAS A TRAVÉS DE LA PLANTA, -- POR LO QUE ES NECESARIO REINTEGRARLE SU PRESIÓN; A ESTA OPERACIÓN SE LE LLAMA RECOMPRESIÓN DE GAS RE-- SIDUAL Y GENERALMENTE ESTA OPERACIÓN ES LLEVADA A CABO EN COMPRESORES DEL TIPO CENTRÍFUGO. ADICIONAL-- MENTE, SI SE REQUIERE UNA ALTA RECUPERACIÓN DE LI-- CUABLES Y EL GAS DE CARGA SE ENCUENTRA A BAJA PRE-- SIÓN, SE PODRÍA JUSTIFICAR COMPRIMIRLO Y PROPORCIONAR MAYOR ENFRIAMIENTO AL ABATIRSE ESTA VARIABLE EN EL EXPANSOR.

2.4 FRACCIONAMIENTO.

LAS PLANTAS CRIOGÉNICAS CUENTAN CON UNA TORRE DESMETANIZADORA Y EN ALGUNAS OCASIONES TAMBIÉN UNA TORRE DESETANIZADORA, DEPENDIENDO DEL PRODUCTO QUE SE DESEE RECUPERAR.

LA FUNCIÓN PRINCIPAL DE LA TORRE DESMETANIZADORA ES SEPARAR EL METANO (GAS RESIDUAL) DEL RESTO DE LOS HIDROCARBUROS (LICUABLES) QUE COMPONEN LA ALIMENTACIÓN.

ALGUNOS DE LOS ASPECTOS IMPORTANTES A CONSIDERAR EN ESTA SECCIÓN SON:

2.4. .1 PRESIÓN DE OPERACIÓN.

CON LA FINALIDAD DE MINIMIZAR LOS REQUERIMIENTOS DE POTENCIA EN LA RECOMPRESIÓN, SE RECOMIENDA ALTAS PRESIONES DE OPERACIÓN EN LA TORRE, SIN EMBARGO, LA SEPARACIÓN DE MEZCLAS (METANO-ETANO MÁS PESADOS); ES MÁS EFICIENTE A PRESIONES MENORES DE 500 PSIA, YA QUE DE LO CONTRARIO LOS FLUIDOS SE ACERCAN A SU PUNTO CRÍTICO, Y EN TAL PUNTO LAS COMPOSICIONES DEL LÍQUIDO Y DEL VAPOR SE IGUALAN, POR LO QUE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO TIENDEN A UNO PARA CADA COMPONENTE; LO CUAL IMPLICA QUE LA VOLATILIDAD RELATIVA TAMBIÉN TIENDE A LA UNIDAD, DANDO COMO RESULTADO UN INCREMENTO EN EL NÚMERO DE PLATOS.

POR LO TANTO, EL CRITERIO DE SELECCIÓN DE PRESIÓN SE DEBE BASAR EN LAS NECESIDADES DE RECOMPRESIÓN Y RECUPERACIÓN PROPIAS DE LA PLANTA.

2.4.2 REFLUJO.

UNA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS TORRES DESMETANIZADORAS EN LAS PLANTAS CRIOGÉNICAS ES LA CARENCIA DE REFLUJO DEBIDO AL EQUIPO ADICIONAL QUE ELLO INVOLUCRA, LO CUAL INCREMENTA LOS COSTOS CONSIDERABLEMENTE; ENTRE DICHO EQUIPO SE ENCUENTRAN: EL CONDENSADOR, EL ACUMULADOR, LA BOMBA Y EL REEMPLAZO DE UN TURBOEXPANSOR DE UNA ETAPA POR UNO DE DOS ETAPAS O EN SU DEFECTO, AÑADIR UNA VÁLVULA DE EXPANSIÓN.

TODO EL EQUIPO SE DEBE A QUE LA CORRIENTE DE REFLUJO DEBE POSEER UNA TEMPERATURA INFERIOR A LA ESPERADA EN ESA SECCIÓN DE LA TORRE, PARA PREVER AUMENTOS BRUSCOS DE TEMPERATURA AL MOMENTO DE QUE LA CORRIENTE DE REFLUJO ENTRE EN CONTACTO CON LA EXISTENTE EN LA TORRE; DE NO SER ASÍ, SI SUCEDIERA TAL AUMENTO, LA MEZCLA COMPLETA PODRÍA PASAR A LA FASE VAPOR, NO LOGRANDO LA SEPARACIÓN DEL METANO DESEADO.

EL REFLUJO TAMBIÉN PUEDE SER PRODUCIDO CON UN SISTEMA DE REFRIGERACIÓN EN CASCADA, ES DECIR, CON UNA COMBINACIÓN DE REFRIGERANTES AUXILIARES COMO PROPANO-PROPILENO EN EL TREN DE ENFRIAMIENTO, SIN EMBARGO, LOS COSTOS DE ESTE TIPO DE PROCESO TAMBIÉN SON MUY ELEVADOS,

LA SOLUCIÓN PROPUESTA PARA OBTENER LA MAYOR RECUPERACIÓN SIN INCREMENTAR LOS COSTOS, ES UTILIZAR EL LÍQUIDO PROVENIENTE DE LA DESCARGA DEL TURBOEXPANSOR Y ALIMENTARLO EN LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE, COMO SI SE TRATARA DE UN REFLUJO, YA QUE DICHO LÍQUIDO CUMPLE CON LAS CONDICIONES DE TEMPERATURA QUE SE REQUIERE.

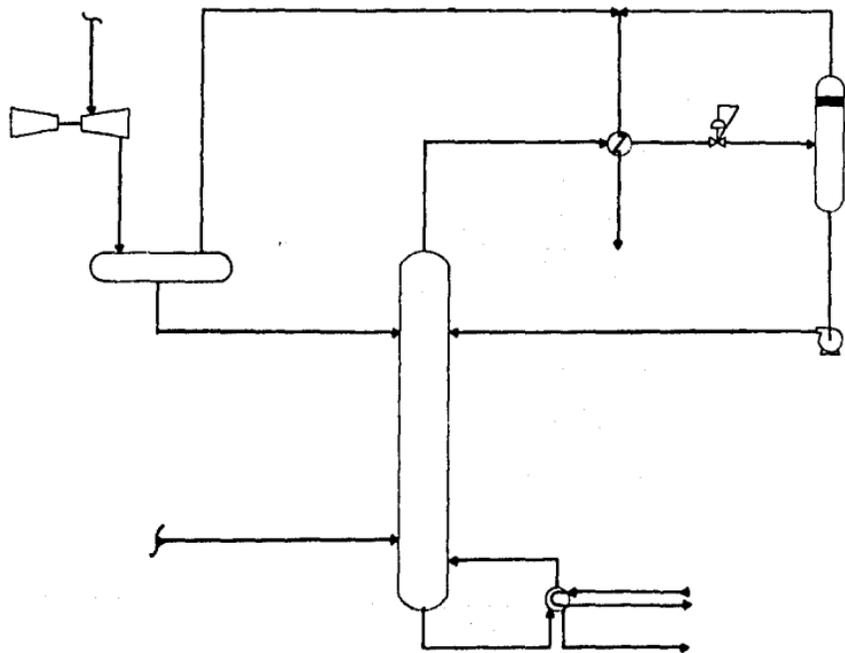
EN LAS SIGUIENTES FIGURAS MOSTRAMOS DIFERENTES ALTERNATIVAS PARA LA INYECCIÓN DE LÍQUIDO FRÍO A LA TORRE, FIGURAS 11.5, 11.6 Y 11.7

EN LA FIGURA 11.5 EL PRODUCTO DE DOMOS DE LA TORRE DESMETANIZADORA INTERCAMBIA CALOR, POSTERIORMENTE PASA POR UNA VÁLVULA Y LA MEZCLA PRODUCIDA POR LA EXPANSIÓN (MENOR TEMPERATURA) SE SEPARA Y EL LÍQUIDO SE ENVÍA COMO REFLUJO A LA TORRE.

EN LA FIGURA 11.6 EL REFLUJO ES EL LÍQUIDO PROVENIENTE DE LA DESCARGA DEL TURBOEXPANSOR.

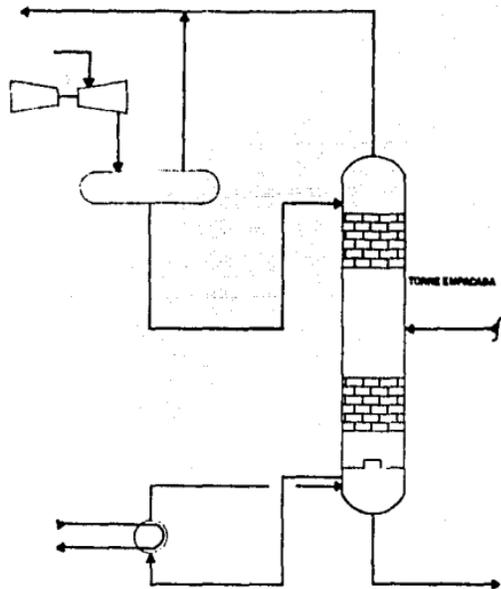
Y FINALMENTE EN LA FIGURA 11.7 EL LÍQUIDO EMPLEADO COMO REFLUJO, PROVIENE DE LA DESCARGA DEL TURBOEXPANSOR SE SEPARA Y BOMBEA A LA TORRE.

FIGURA 11.5

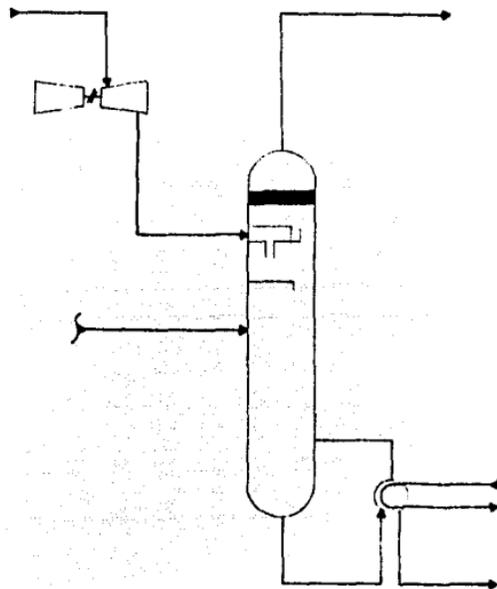


TESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARIYZA MONROY LOPEZ
REPLAZO CON EQUIPAMIENTO PROCESO EN VALIOLA

C



ALIMENTACIÓN SUPERIOR A TRAVÉS DE UN TANQUE SEPARADOR



ALIMENTACIÓN INFERIOR DIRECTA

FIGURA II.6

TESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUÍMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
TIPOS DE REFLUJO PARA TORRES FRACCIONADORAS

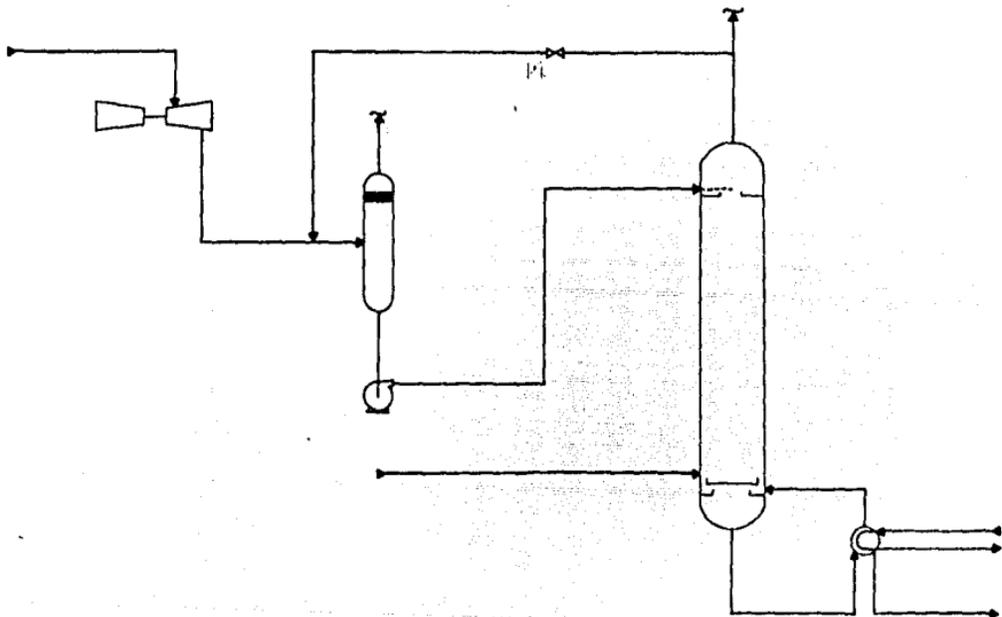


FIGURA 11.7

YESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUÍMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
ALIMENTACION SUPERIOR ATRAVES DE UN TANQUE DE ARRASTRE UTILIZANDO UNA BOMBA

2.4.3. SELECCIÓN DE LOS INTERNOS.

PARA DETERMINAR EL UTILIZAR UNA TORRE DE PLATOS O - UNA EMPACADA, ES NECESARIO CONSIDERAR DIVERSOS FACTORES, DEBIDO A QUE CADA TIPO TIENE CARACTERÍSTICAS PARA APLICACIONES ESPECÍFICAS, DIFICULTÁNDOSE TENER CRITERIOS GENERALES DE ELECCIÓN.

SIN EMBARGO, COMO AYUDA PARA REALIZAR ESTE TIPO DE SELECCIÓN, SE PUEDE TOMAR EN CUENTA LOS SIGUIENTES FACTORES:

2.4.3.1 FACTORES QUE DEPENDEN DEL SISTEMA.

- SI EL SISTEMA TIENE TENDENCIA A LA ESPUMACIÓN, SE RECOMIENDA EMPACADA.
- SI EL SISTEMA TIENE SÓLIDOS O LODOS, SE RECOMIENDA DE PLATOS.
- SI LOS CONSTITUYENTES SON FLUIDOS CORROSIVOS, SE RECOMIENDA EMPACADA.
- SI EL SISTEMA ES INTERMITENTE, SE RECOMIENDA PLATOS.
- SI LOS COMPONENTES TIENEN PUNTO DE EBULLICIÓN CERCANOS, SE RECOMIENDA EMPACADA.
- SI EL SISTEMA ES VISCOSO, SE RECOMIENDA EMPACADA.

2.4.3.2. FACTORES QUE DEPENDEN DE LA NATURALEZA FÍSICA DE LOS INTERNOS.

- SI SE ESPERA FRECUENTE LAVADO, SE RECOMIENDA PLATOS.
- SI EL PROCESO ES CRÍTICO, SE RECOMIENDA -- PLATOS
- SI EL DIÁMETRO DE LA TORRE ES MENOR A 2 FT., SE RECOMIENDA EMPAQUE.
- PARA SISTEMAS ATMOSFÉRICOS O DE VACÍO DONDE LA CAIDA DE PRESIÓN ES UN FACTOR IMPORTANTE SE RECOMIENDA EMPAQUE.
- SI SE REQUIERE INTRODUCIR TUBOS DE ENFRIAMIENTO PARA LÍQUIDOS, SE RECOMIENDA PLATOS.

CON LOS CRITERIOS MENCIONADOS, EN FORMA DE TABLA, SE PUEDE EVALUAR EL TIPO DE TORRE REQUERIDA.

A CONTINUACION SE PRESENTA LA TABLA RESUMEN PARA LA SELECCION DE LOS INTERNOS,
DE ACUERDO AL PROCESO CRIOGENICO.

<u>CONCEPTO</u>	<u>TORRE DE PLATOS</u>	<u>TORRE EMPACADA</u>
6.3.1 FACTORES QUE DEPENDEN DEL SISTEMA		
A) SI TIENE TENDENCIA ESPUMANTE NO	*	
B) SI HAY SOLIDOS DISUELTOS NO	*	*
C) SI MANEJA FLUIDOS CORROSIVOS NO	*	*
D) SI SE REMUEVE CALOR DE SOLUCION NO	*	*
E) SI LA CAPACIDAD ES PEQUEÑA CON DIAMETRO MENOR A 2 PIES NO	*	*
F) SI LOS PRODUCTOS SON SENSIBLES A LA TEMPERATURA NO	*	*
G) SI LOS COMPONENTES TIENEN PUNTOS DE EBULLICION CERCANOS NO	*	*
H) SI LOS FLUIDOS QUE SE MANEJAN SON VISCOSOS NO	*	
6.3.2 FACTORES QUE DEPENDEN DEL MODO DE OPERACION		
A) SI HAY OPERACION INTERMITENTE NO	*	

<u>CONCEPTO</u>	<u>TORRE DE PLATOS</u>	<u>TORRE EMPACADA</u>
B) SI SE REQUIEREN VARIACIONES AMPLIAS EN LOS FLUJOS DE LIQUIDO NO	*	*
C) SI LA EXACTITUD EN EL DISEÑO ES CRITICA NO	*	
D) SI SE DESEA BAJA CAIDA DE PRESION		*
6.3.3 FACTORES QUE DEPENDEN DE LA NATURALEZA FISICA DE LOS INTERNOS		
A) SI SE ESPERA LIMPIEZA FRECUENTE NO	*	*
B) SI EL PESO DE LA COLUMNA ES CRITICO NO	*	
C) SI SE EMPLEAN SOLIDOS LATERALES NO	*	*
D) SI EL DIAMETRO ES MENOR DE 2 PIES MAYOR DE 2 PIES	*	

Resumen: Se selecciona torre de platos.

CON LOS PUNTOS ANTERIORES SELECCIONO UNA TORRE DE PLATOS.

ADICIONALMENTE, EL TIPO DE UNIDADES A USAR EN TORRES DE PLATOS, ESTÁ EN FUNCIÓN DE LA FLEXIBILIDAD, CAPACIDAD, EFICIENCIA, CAIDA DE PRESIÓN Y COSTO, MOSTRANDO ESTOS FACTORES A CONTINUACION.

TIPO	FLEXIBILIDAD	CAPACIDAD	EFICIENCIA	CAIDA DE PRESION	COSTO
Cachucha	alta	baja	baja	alta	alto
válvulas	media	alta	alta	media	medio
perforados	baja	media	media	baja	bajo

ASÍMISMO, LAS SEPARACIONES DE LAS MEZCLAS ALIMENTADAS HAN SIDO EXITOSAS AL USAR PLATOS DE TIPO VÁLVULA.

ESTOS PRESENTAN LAS SIGUIENTES PROPIEDADES, QUE LOS HACEN SUPERIORES A PLATOS DE OTROS TIPOS.

- MAYOR FLEXIBILIDAD EN LA OPERACIÓN, EN CUANTO A FLUJO DEL LÍQUIDO.
- SIGUEN OPERANDO EFICIENTEMENTE A PESAR DE QUE LA CARGA TÉRMICA DEL VAPOR SEA MUY ALTA.
- BAJO COSTO.

DE LA TABLA ANTERIORMENTE MOSTRADA SE OBSERVA CON MAYOR VENTAJA AL PLATO TIPO VÁLVULA.

3. FUNDAMENTO DEL PROCESO CRIOGENICO.

LA ESENCIA DEL PROCESO CRIOGENICO PARA LOGRAR LA SEPARACION DE ETANO DE LA MEZCLA DE GAS, ES LA SIGUIENTE:

- PRIMERAMENTE, EL GAS ES ENFRIADO A PRESION APROXIMADAMENTE CONSTANTE CON GAS RESIDUAL Y REFRIGERACION EXTERNA PARA LLEVARLO A LA REGION DE DOS FASES.
- LA MEZCLA LIQUIDO-VAPOR EN EQUILIBRIO QUE SE HA FORMADO ES SEPARADA PARA PROSEGUIR CON EL ENFRIAMIENTO DEL LIQUIDO Y VAPOR EN DIFERENTE FORMA. EL LIQUIDO ES ENFRIADO MEDIANTE EXPANSION EN UNA VALVULA, SIGUIENDO UNA TRAYECTORIA ISOENTÁLPICA.
- EL VAPOR SE ENFRIA POR EXPANSION EN UN TURBOEXPANSOR, OBTENIENDOSE LA LICUEFACCION PARCIAL DEL VAPOR Y AL MISMO TIEMPO UNA ENERGIA DISPONIBLE QUE SE RECUPERA EN FORMA DE TRABAJO. EN CONTRASTE CON EL CASO DE EXPANSION ISOENTÁLPICA A TRAVES DE LA VALVULA, LA CUAL NO DA TRABAJO ÚTIL. FIGURA II.8

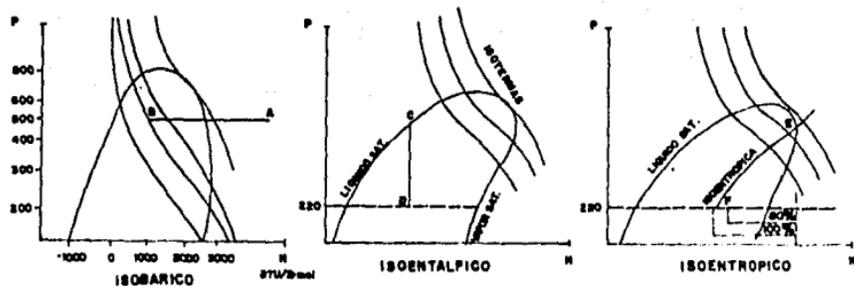
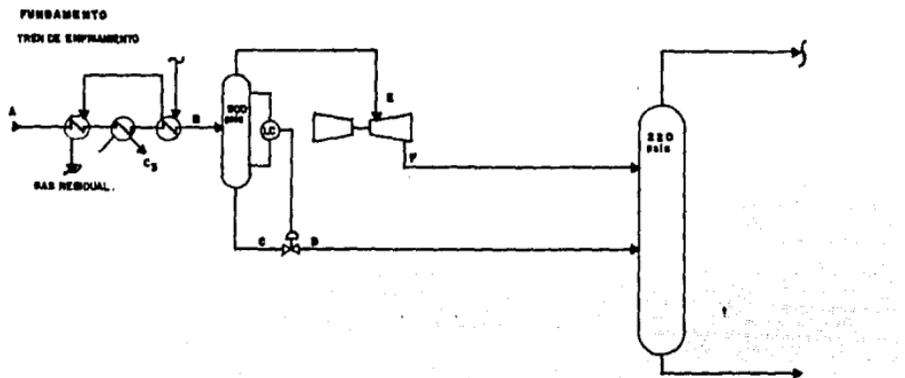


FIGURA 11. B

TESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
FUNDAMENTO DEL PROCESO CRIOMENICO

4. SIMULADOR DE PROCESOS.

PARA PREDECIR EL COMPORTAMIENTO DE LOS PROCESOS, ASÍ COMO LA RESOLUCIÓN EN EL DISEÑO DE LOS EQUIPOS, RESULTA INDISPENSABLE DISPONER DE HERRAMIENTAS DE CÁLCULO QUE PERMITAN SU APLICACIÓN SUCESIVA Y ORDENADA. A ESTE CONJUNTO DE ELEMENTOS SE LE CONOCE COMO SIMULADOR DE PROCESOS.

EN LA REALIZACIÓN DEL PRESENTE TRABAJO, SE UTILIZA EL SIMULADOR GENERAL DE PROCESOS IMP-SIMPROC, QUE ES UN PROGRAMA DE COMPUTADORA DIGITAL, EL CUAL PROPORCIONA LA INFORMACIÓN SUFICIENTE PARA REALIZAR LA INGENIERÍA BÁSICA DE UN PROYECTO INDUSTRIAL.

4.1 ORGANIZACIÓN DEL SIMPROC. FIGURA II.9

LOS ELEMENTOS FÍSICOS (EQUIPOS, VÁLVULAS DE EXPANSIÓN, CONVERGENCIA DE CORRIENTES) SON DIFERENTES DE PROCESO A PROCESO, SIN EMBARGO, SU COMPORTAMIENTO LO GOBIERNA LEYES IDÉNTICAS CON ALGUNOS PARÁMETROS PARTICULARES Y CONSTANTES. ÉSTO LLEVA A LA POSIBILIDAD DE CONCEBIR UN SISTEMA DE CÓMPUTO MODULAR CON ESTRUCTURA FIJA A BASE DE ELEMENTOS DE CÁLCULO (MÓDULOS) QUE, EN FUNCIÓN DE DATOS PROPORCIONADOS DE LAS CORRIENTES INVOLUCRADAS DETERMINEN LAS CARACTERÍSTICAS DE LOS FLUJOS DE SALIDA MEDIANTE SU APLICACIÓN SUCESIVA

ADICIONALMENTE, PERMITE SU COMBINACIÓN ORDENADA PARA SIMULAR UNA GRAN DIVERSIDAD DE PROCESOS.

PARA LLEVAR A CABO LA SIMULACIÓN DE UN PROCESO ES NECESARIO DISPONER DE UN DIAGRAMA DE FLUJO QUE CONTENGA TODOS LOS EQUIPOS Y PROCESOS TERMODINÁMICOS QUE INTEGRAN EL MISMO, ASÍ COMO LA NUMERACIÓN DE LAS CORRIENTES QUE LOS INTERRELACIONAN.

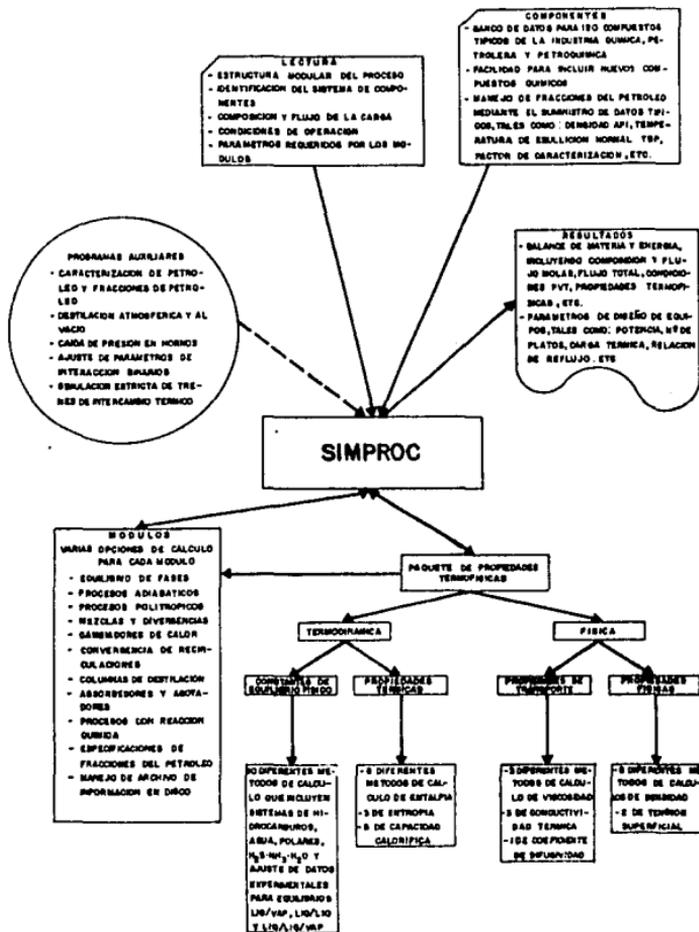
POR OTRA PARTE, CADA EQUIPO O PROCESO TERMODINÁMICO SE REPRESENTA POR UN MODELO MATEMÁTICO EQUIVALENTE A UN MÓDULO DEL SIMPROC, LA RESOLUCIÓN SE EFECTÚA RECIBIENDO LA INFORMACIÓN DE LAS CORRIENTES RELACIONADAS Y DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL MISMO.

LA INFORMACIÓN TERMODINÁMICA NECESARIA PARA EFECTUAR LOS CÁLCULOS DEL PROCESO, NORMALMENTE ES GENERADA POR EL PAQUETE DE PROPIEDADES TERMOFÍSICAS; PARA ESTE FIN SE DISPONE DE UN "BANCO DE CONSTANTES" CARACTERÍSTICAS DE CADA COMPONENTE, TALES COMO: TEMPERATURA, PRESIÓN, VOLUMEN, FACTOR DE COMPRESIBILIDAD CRÍTICOS, CONSTANTES DE ENTPÍA IDEAL, PESO MOLECULAR, TEMPERATURA DE EBULLICIÓN NORMAL. PARA LOS COMPONENTES NO DISPONIBLES EN EL ARCHIVO, EXISTE LA POSIBILIDAD DE PROCESARLOS EN EL SIMPROC, MEDIANTE DATOS GENERALES PROPORCIONADOS POR EL USUARIO.

CON ESTA INFORMACIÓN EFECTÚA LOS SIGUIENTES CÁLCULOS:

- BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA, BASADA EN LA LEY GENERAL DE CONTINUIDAD (ENTRADAS - SALIDAS = ACUMULACIÓN), SE APLICA SISTEMÁTICAMENTE A CADA ELEMENTO FÍSICO DEL PROCESO CON ENTRADAS O SALIDAS DE MATERIA Y ENERGÍA, CONSIDERANDO ACUMULACIÓN IGUAL A CERO.
- CÁLCULO DE ENTPÍAS Y ENTROPÍAS, INDISPENSABLES PARA EL BALANCE DE ENERGÍA Y ANÁLISIS DE PROCESO ISOENTROPICOS, LA ESTIMACIÓN DE ESTOS PARÁMETROS SE BASE EN CORRELACIONES EXPERIMENTALES Y/O EN RELACIONES TERMODINÁMICAS PVT, APLICADAS A ECUACIONES DE ESTADO.
- CÁLCULO DE EQUILIBRIOS FÍSICOS, RELACIONANDO LAS COMPOSICIONES CON COEFICIENTES DE FUGACIDAD, COEFICIENTES DE ACTIVIDAD Y FINALMENTE CONSTANTES DE EQUILIBRIO FÍSICO; LA ESTIMACIÓN SE BASE EN LA APLICACIÓN DE RELACIONES TERMODINÁMICAS Y/O ECUACIONES DE ESTADO.

FIGURA 11.9



TESIS U.N.A.M.
 FACULTAD DE QUIMICA
 MARITZA MONROY LOPEZ
 ORGANIZACION DEL SIMULADOR DE PROCESOS

III ALTERNATIVAS DE PROCESO

LOS DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO PARA CUALQUIER PLANTA CRIOGÉNICA SON SIMILARES EN ESENCIA. SIN EMBARGO, EXISTEN VARIACIONES EN EQUIPO O EN SECCIONES DE LA PLANTA, DEBIDO A LOS REQUERIMIENTOS ESPECÍFICOS DEL PROCESO QUE FIJAN LAS VARIABLES DE DISEÑO, LAS QUE DAN LUGAR A DISTINTOS DIAGRAMAS DE FLUJO, DENTRO DE LOS CUALES SE ENCUENTRA EL DIAGRAMA ÓPTIMO.

ENTRE LAS PRINCIPALES VARIABLES QUE AFECTAN AL DISEÑO DE UN PROCESO CRIOGÉNICO SE ENCUENTRAN: LA CAPACIDAD DE LA PLANTA, LA COMPOSICIÓN DEL GAS, LA PRESIÓN, LA CAIDA DE PRESIÓN PERMITIDA Y LA RECUPERACIÓN DESEADA.

POR EJEMPLO:

- A) CUANDO LA PLANTA CRIOGÉNICA SE ENCUENTRA CERCA O DENTRO DEL ÁREA DE CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE NO SE NECESITA RECOMPRESION DEL GAS RESIDUAL, AHORRANDO EN LA INVERSIÓN.
- B) GASES POBRES, ES DECIR CON BAJO CONTENIDO DE ETANO, TIENEN QUE SER ENFRIADOS A TEMPERATURAS MÁS BAJAS PARA ENTRAR AL TURBOEXPANSOR QUE UN GAS CON ALTO CONTENIDO DEL MISMO, POR LO QUE SERÁ NECESARIO UTILIZAR REFRIGERACIÓN AUXILIAR.
- C) A MAYOR PRESIÓN DEL GAS DE ALIMENTACIÓN, SE GENERA MAYOR CANTIDAD DE PODER REFRIGERANTE.

DE LAS VARIABLES MENCIONADAS, LA RECUPERACIÓN DE ETANO ES LA QUE AFECTA EN MAYOR PROPORCIÓN AL DIAGRAMA FINAL DEL PROCESO.

LOS SIGUIENTES DESGLOSES MUESTRAN LAS VARIABLES ANTERIOR
MENTE MENCIONADAS, CON EL PUNTO COMÚN DE OBTENCIÓN DE --
PROPANO E HIDROCARBUROS MÁS PESADOS, MAYOR AL 90%.

1.- RECUPERACIÓN DEL 60% - 80% DE ETANO.

PARA OBTENER DEL 60% AL 80% DEL ETANO CONTENIDO EN LA ALIMENTACIÓN, ES INDISPENSABLE QUE EL GAS INGRESE CON UNA PRESIÓN MÍNIMA DE 45 KG/CM² (MAN) AUNADO AL ENFRIAMIENTO CON GAS RESIDUAL Y REFRIGERACIÓN AUXILIAR.

EL NIVEL DE TEMPERATURA ÓPTIMO PARA LA CONDENSACIÓN DEL GAS DE CARGA, ES DE -53°C, EN EL TREN DE ENFRIAMIENTO.

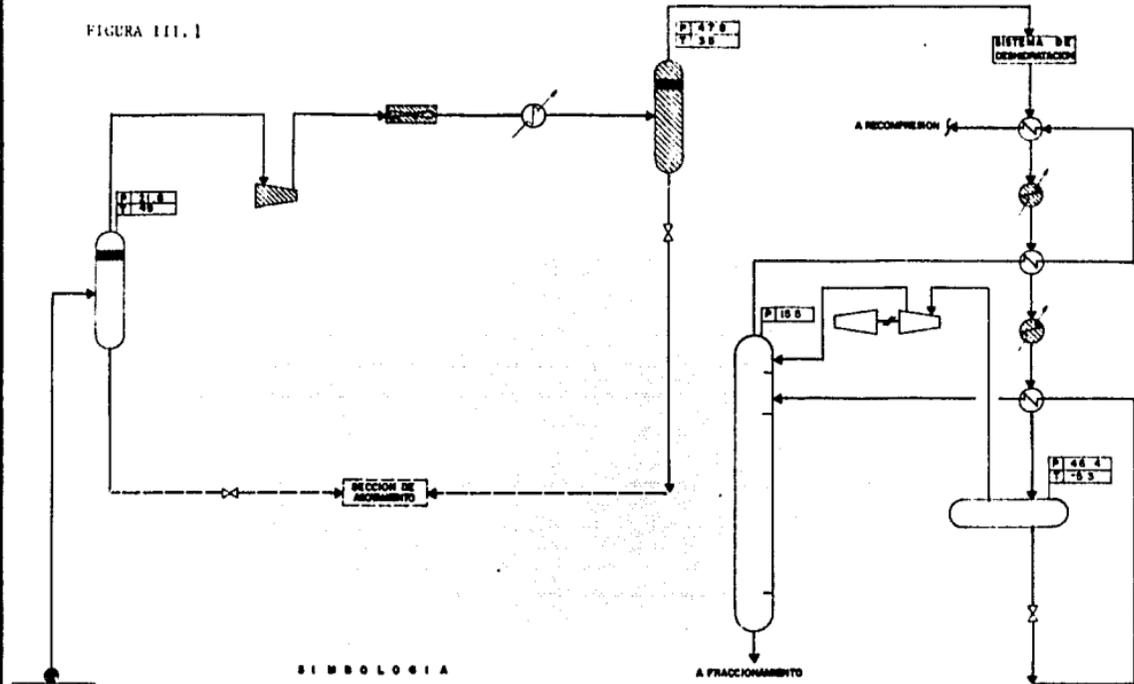
PARA LA TURBOEXPANSIÓN SE NECESITA DEL ORDEN DE -86° COMO MÍNIMO, INDISPENSABLE PARA LA RECUPERACIÓN DESEADA.

EL NIVEL DE TEMPERATURA SE LOGRA SI LA ALIMENTACIÓN INGRESA A LAS CONDICIONES MENCIONADAS ANTERIORMENTE, POR LO TANTO EN OCASIONES ES JUSTIFICABLE INCLUIR COMPRESIÓN Y SISTEMA DE ENFRIAMIENTO A LA ENTRADA DEL PROCESO CRIOGÉNICO.

EL ESQUEMA DE PROCESAMIENTO SE MUESTRA EN LA FIGURA III.1

FIGURA III.1

-30-



SI MBOLOGIA

GAS DE ALI-MENTACION

NOTAS.

PRESION: Kg/cm²

TEMPERATURA: °C

- SECCION DE LA MEZCLA DE ENRIQUECER EN DOS FASES
- SISTEMA DE REFRIGERACION ALVIJAL Y COMPRESION DEL GAS DE ENTRADA A BAJA PRESION.

TESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
COMPRESION DEL GAS DE CANA PARA ALTA RECUPERACION DE ETANO

2.- RECUPERACIÓN ALTA DE LICUABLES 80% - 98% DE ETANO.

SI SE DESEA UNA ALTA RECUPERACIÓN DE ETANO Y CONTAMOS CON UN GAS DE ENTRADA CON ALTA PRESIÓN (ARRIBA DE 59.8 kg/cm^2), EL PROCESO QUE SE UTILIZA ES CON TURBOEXPANSORES COLOCADOS EN SERIE.

ADEMÁS, SE RECOMIENDA REFRIGERACIÓN AUXILIAR EN EL TREN DEL ENFRIAMIENTO CON LA FINALIDAD DE OBTENER UNA MENOR TEMPERATURA DE CONDENSACIÓN.

EL PROCESO SE ILUSTR EN LA FIGURA III.2.

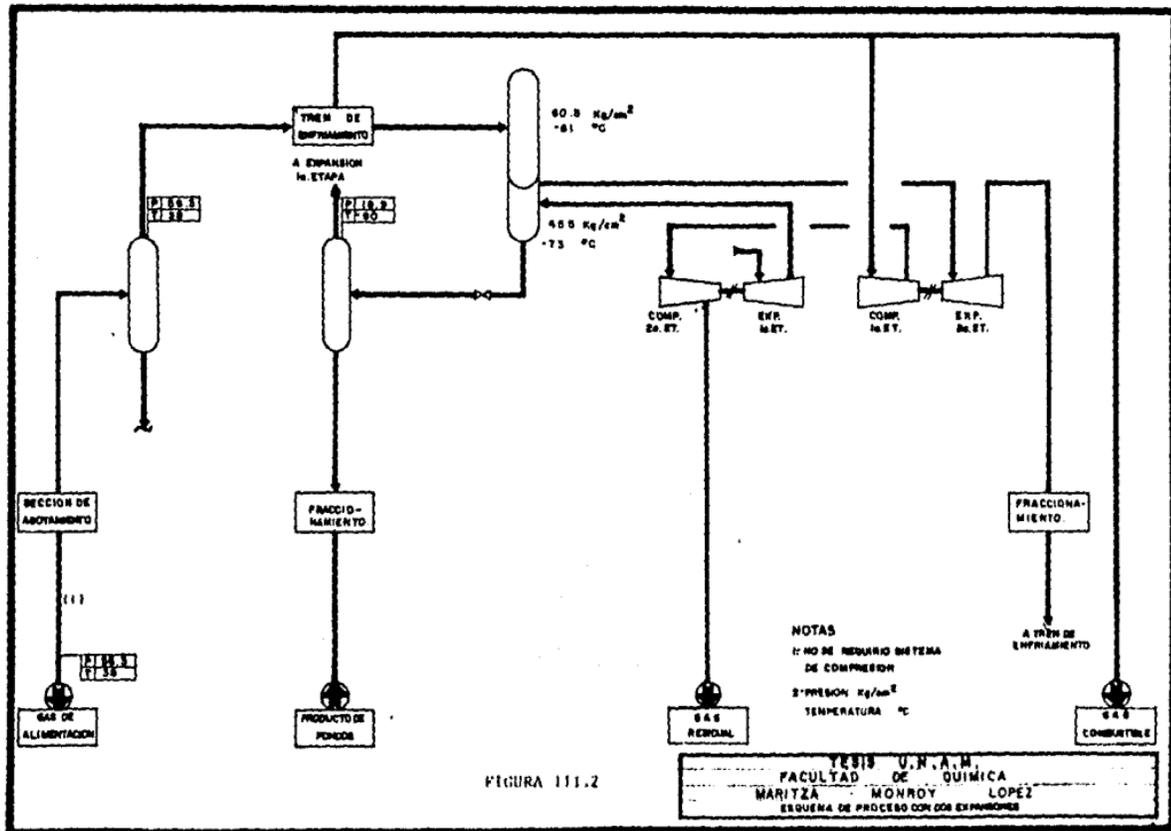


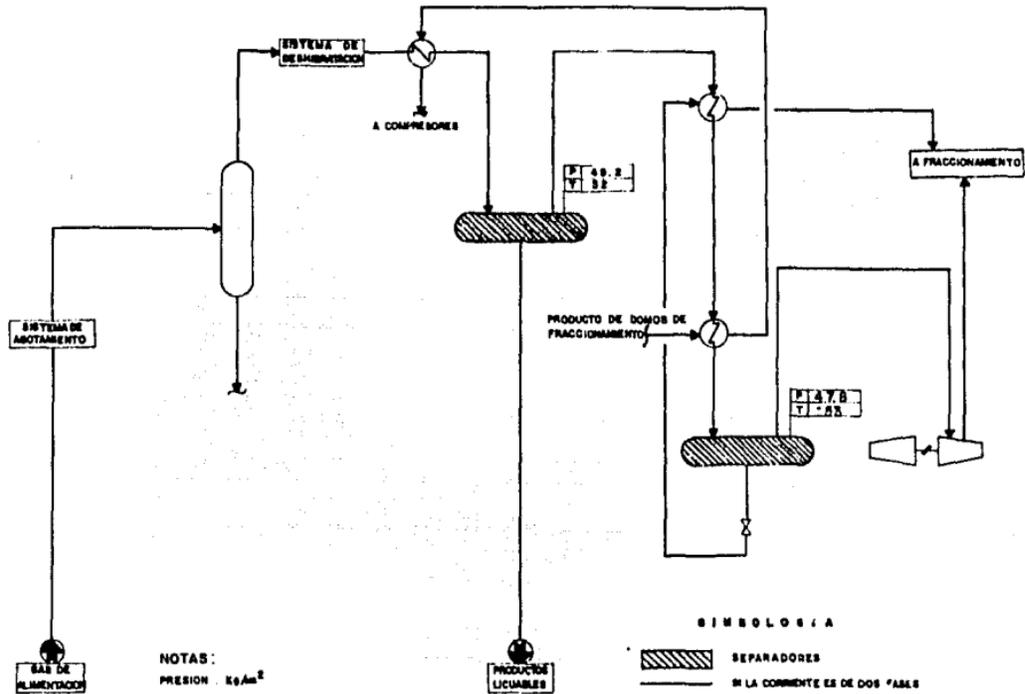
FIGURA 111.2

3.- BAJA RECUPERACIÓN DE LICUABLES, MÁXIMO 60% DE ETANO.

CUANDO SE TIENE UN GAS CON UNA COMPOSICIÓN RICA EN LICUABLES, INGRESA A LA PLANTA CRIOGENICA A PRESIÓN SUPERIOR A 49 KG/CM², Y NUESTRO REQUERIMIENTO PARA RECUPERACIÓN DE LICUABLES NOS PIDE COMO MÁXIMO EL 60% DE ETANO.

EL ESQUEMA DE PROCESAMIENTO (FIGURA III.3), NO NECESITA UN TREN DE CONDENSACIÓN CON REFRIGERACIÓN AUXILIAR.

LA RECUPERACIÓN SE LOGRA CON EL ENFRIAMIENTO PRODUCIDO POR LAS CORRIENTES DE PROCESO.



NOTAS:
 PRESION : Kg/Am²
 TEMPERATURA : °C.

FIGURA 111.3

TESIS U.N.A.M.
 FACULTAD DE QUIMICA
 MARITZA MONROY LOPEZ
 BAJA RECUPERACION DE ETANO

IV. DISEÑO DEL PROCESO

IV.1 BASES DE DISEÑO

1. GENERALIDADES.

1.1 FUNCIÓN DE LA PLANTA.

LA PLANTA SE DISEÑARÁ PARA OBTENER GAS RESIDUAL RECUPERADO A PARTIR DEL GAS, ASOCIADO A LOS HIDROCARBUROS LÍQUIDOS (EL CUAL HABRÁ SIDO ENDULZADO PREVIAMENTE).

1.2 TIPO DE PROCESO.

PARA OBTENER UNA RECUPERACIÓN ELEVADA SE EMPLEARÁ EL PROCESO CRIOGÉNICO, EN EL CUAL EL GAS SE SOMETE A UN ENFRIAMIENTO PARA LOGRAR UNA CONDENSACIÓN PARCIAL DEL MISMO, Y PODER SEPARAR MEDIANTE FRACCIONAMIENTO, LO QUE CONSTITUYE EL GAS RESIDUAL Y LA MEZCLA DE ETANO Y LICUABLES.

2. CAPACIDAD Y RENDIMIENTO.

2.1 FACTOR DE SERVICIO.

LA UNIDAD SE DISEÑARÁ PARA OPERAR 330 DÍAS, CON UN FACTOR DE SERVICIO DE 0.9.

2.1.1 DISEÑO.

LA UNIDAD PODRÁ MANEJAR HASTA 220 MMPCSD (20°C, 1 Kg./cm²) DE GAS DESHIDRATADO PREVIAMENTE.

2.1.2 NORMAL

LA PLANTA PROCESARÁ 200 M³/PCSD (20° C, 1 KG/CM²) DE GAS DESHIDRATADO PREVIAMENTE.

2.1.3 MÍNIMA.

SERÁ LA CAPACIDAD MÍNIMA DE TURBOEXPANSIÓN Y COMPRESIÓN.

2.2 FLEXIBILIDAD.

2.2.1 LA PLANTA SERÁ RENTABLE CON VARIACIONES DE CONCENTRACIÓN DEL GAS ALIMENTADO HASTA EL 30% MCL DE ETANO.

2.2.2 LA PLANTA SEGUIRÁ OPERANDO CON VARIACIONES HASTA DEL 20% EN EL FLUJO DE GAS DE CARGA.

2.2.3 LA PLANTA OPERARÁ A CUALQUIER TEMPERATURA DEL GAS DE CARGA.

2.2.4 LA PLANTA SEGUIRÁ OPERANDO CON VARIACIONES DE PRESIÓN DEL 20% EN EL FLUJO ALIMENTADO.

2.2.5 LA PLANTA NO SEGUIRÁ OPERANDO CUANDO SE PRESENTE FALLA DE AIRE.

2.2.6 LA PLANTA NO SEGUIRÁ OPERANDO CUANDO SE PRESENTE FALLA DE ELECTRICIDAD.

2.2.7 LA UNIDAD TENDRÁ FACILIDADES TENDIENTES A UN PARO ORDENADO PARA EL CASO DE QUE OCURRIESE ALGUNA DE ESTAS FALLAS.

2.2.8 NO SE PREVEN AUMENTOS DE CAPACIDAD.

3. ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES DE GAS NATURAL.

COMPONENTE	COMPOSICION % M _a	T B P ° F	PESO MOLECULAR
AGUA	(1)	212.000	18.016
NITRÓGENO	0.630	-320.096	28.020
METANO	80.450	-258.376	16.042
BIÓXIDO DE CARBONO	.250	-108.996	44.010
ACIDO SULFÚDRICO	4PPM	- 76.296	34.060
ETANO	10.640	-127.226	30.068
PROPANO	5.320	- 43.426	44.094
I-BUTANO	.760	11.194	58.120
M-BUTANO	1.210	31.404	58.120
I-PENTANO	.240	82.434	72.146
N-PENTANO	.260	97.234	72.146
N-HEXANO	.140	156.034	86.172
N-HEPTANO	.100	209.474	100.198
T O T A L	100.000		

(1) SATURADO A LAS CONDICIONES DE ALIMENTACIÓN EN L.S.

B) FLUJO DE DISEÑO.

220 M³/PCSD (20°C, 1 Kg/cm²), 10,956 KgM³/HR. 224,414 Kg/HR.

4. ESPECIFICACION DE LOS PRODUCTOS.

4.1 GAS RESIDUAL DE ALTA PRESIÓN

FLUJO MMPCSD	178
ACIDO SULFÚDRICO	MENOS 1 PPM

4.2 GAS RESIDUAL A CONSUMIDORES

FLUJO MMPCSD	170
ACIDO SULFÚDRICO	MENOS 1 PPM

4.3 ETANO Y LICUABLES

FLUJO BPD	19674
ACIDO SULFÚDRICO	4 PPM
ETANO RECUPERADO	66%

5. CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN L.B.

5.1 CONDICIONES EN L.B.

ALIMENTACIÓN	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN Kg/cm ² MÁX./NOR./MIN.	TEMPERATURA °C MÁX./NOR./MIN.	FORMA DE RECIBO
GAS DULCE	GASEOSO	49.2/48.5/48.5	52/49/49	GASODUCTO

5.2 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN L.B.

PRODUCTO	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN Kg/cm ² MÁX./NOR./MIN.	TEMPERATURA °C MÁX./NOR./MIN.	FORMA DE ENTREGA
GAS RESIDUAL DE ALTA PRESIÓN	GASEOSO	49.2/48.5/47.5	93/49/49	GASODUCTO
ETANO	LÍQUIDO SATURADO	15.8/15.8/10.5	13/13/7	ETANO DUCTO

6. SERVICIOS AUXILIARES.

6.1 GAS COMBUSTIBLE.

LA DEMANDA DEL GAS COMBUSTIBLE SERÁ CUBIERTA CON GAS RESIDUAL DE LA MISMA PLANTA. ESTE GAS TENDRÁ LAS SIGUIENTES CARACTERÍSTICAS:

COMPOSICION	% MOL
METANO	94.70
ETANO	4.20
PROPANO	0.19
BUTANO	.005
BIÓXIDO DE CARBONO	0.120
	<hr/>
	100.000

ACIDO SULFÚDRICO	MENOS DE 1 PPM
PESO MOLECULAR	16.8
DENSIDAD RELATIVA	0.308
PODER CALORÍFICO, BTU/FT ³	926

6.2 AGUA POTABLE.

EL AGUA POTABLE SERÁ GENERADA FUERA DE L.S. DISPONIBILIDAD LIMITADA.

6.3 ENERGÍA ELÉCTRICA.

GENERADA EN PLANTA FUERA DE LÍMITES DE BATERÍA.

6.4 ELIMINACIÓN DE DESECHOS.

NORMAS Y REQUERIMIENTOS:

PARA EL CONTENIDO DE DESECHOS EN EL AGUA, DEBERÁ CUMPLIRSE CON EL REGLAMENTO PARA LA PREVENCIÓN Y CONTROL DE LA CONTAMINACIÓN DE AGUAS DE LA SECRETARÍA DE SALUD, Y DE LA SECRETARÍA DE AGRICULTURA Y RECURSOS HIDRÁULICOS Y DE LA SECRETARÍA DE DESARROLLO URBANO Y ECOLOGÍA.

PARA EL CONTENIDO DE DESECHOS EN AIRE, DEBERÁ CUMPLIRSE CON EL REGLAMENTO DEL DIARIO OFICIAL Y LA SECRETARÍA DE DESARROLLO URBANO Y ECOLOGÍA.

6.5 AGUA, CONTRA INCENDIO Y DE SERVICIO.

SE EMPLEARÁ AGUA DULCE, LA CUAL SERÁ FILTRADA Y PRECLORADA.

PRESIÓN DE SUMINISTRO:	1.03 Kg/cm ²
TEMPERATURA DE SUMINISTRO:	25-30°C
DISPONIBILIDAD:	LIMITADA.

6.5 AIRE DE INSTRUMENTOS.

EL AIRE DE INSTRUMENTOS SERÁ GENERADO FUERA DE LÍMITES DE BATERÍA.

IV.2. ELECCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO

DEBIDO A LOS REQUERIMIENTOS QUE SE ASIENTAN EN LAS BASES DE DISEÑO, SE PROPONE EL SIGUIENTE DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO:

COMO LA TEMPERATURA A LA ENTRADA DE LA PLANTA ES DE 49°C , SE PROPONE UN INTERCAMBIADOR DE CORAZA Y TUBOS, QUE ENFRÍE CON AGUA HASTA 35°C DEBIDO A QUE LA DESHIDRATACIÓN SE FACILITA A TEMPERATURAS MENORES DE 33°C , ES DECIR, A TEMPERATURA INFERIOR A LA DE ROÍO DEL AGUA.

CONSIDERAMOS QUE NO SE REQUIERE UN COMPRESOR A LA ENTRADA DE LA PLANTA, POR QUE LA PRESIÓN CON LA QUE CUENTA LA CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN ES SUFICIENTE PARA DESCENDER LA TEMPERATURA AL PUNTO DE LA CONDENSACIÓN DE LIGEROS.

LA CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN CONTIENE AGUA, Y COMO SE ESTÁ TRABAJANDO A TEMPERATURAS INFERIORES A 0°C SE TIENE LA POSIBILIDAD DE FORMACIÓN DE HIELO EN LAS TUBERÍAS Y EQUIPO EN GENERAL, POR LO QUE NECESITAMOS LA INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE DESHIDRATACION DE GAS CON SÓLIDOS (MALLAS MOLECULARES, ALUMINA), DEBIDO A QUE PROPORCIONAN LA SEGURIDAD REQUERIDA PARA ESTE TIPO DE PROCESO.

SE RECOMIENDA QUE ESTE SISTEMA ESTÉ FORMADO POR DOS TRENES, UNO EN OPERACIÓN Y EL OTRO EN REGENERACIÓN, CON LO CUAL SE TENDRÁ MAYOR SEGURIDAD DE QUE LA PLANTA NO PARE POR FALLA DE ESTE SERVICIO.

DEBIDO A LA RECUPERACIÓN QUE SE REQUIERE PARA LA SEPARACIÓN DE ETANOS MÁS PESADOS, SE PREVE LA NECESIDAD DE UN TREN DE ENFRIAMIENTO, QUE APROVECHE ÓPTIMAMENTE LAS CORRIENTES FRÍAS GENERADAS EN EL PROCESO CRIOGÉNICO, POR QUE SI SÓLO SE CONTARA CON TURBOEXPANSOR NO PROVOCARAN EL ENFRIAMIENTO REQUERIDO PARA LA LICUEFACCIÓN DE LA MEZCLA Y, COMO CONSECUENCIA LA SEPARACIÓN ÓPTIMA DE SUS COMPONENTES; YA QUE LA CAÍDA DE PRESIÓN OBTENIDA EN EL TURBOEXPANSOR NOS DÁ COMO TEMPERATURA MÁXIMA DE ENFRIAMIENTO -50°C , Y LA RECUPERACIÓN DE ESTAS CONDICIONES ES DEL ORDEN DEL 30%.

SI ÚNICAMENTE SE DISPUSIERA DE LAS CORRIENTES FRÍAS GENERADAS EN EL PROCESO, LA TEMPERATURA MÁXIMA SERÍA DE -34°C , Y COMO CONSECUENCIA LA RECUPERACIÓN DE ETANO DEL 25%, EN VIRTUD DE ESTO, SE DEBERÁ CONTAR CON EL SERVICIO AUXILIAR DE UN REFRIGERANTE QUE NOS PROPORCIONE MAYOR ENFRIAMIENTO PARA OBTENER MÁS ETANO LÍQUIDO, Y CONDENSACIÓN DE LICUABLES.

SE UTILIZARÁ COMO REFRIGERANTE AUXILIAR AL PROPILENO, DEBIDO A SUS CARACTERÍSTICAS PARA ESTE TIPO DE PROCESO.

LOS GASES SE EXPANDERÁN EN UN TURBOEXPANSOR ACOPLADO A UN PRIMER COMPRESOR, CON LA FINALIDAD DE APROVECHAR LA ENERGÍA GENERADA POR EL EQUIPO AL BAJAR LA PRESIÓN PRODUCIÉNDOSE LA MAYOR CANTIDAD DE ENFRIAMIENTO EN EL PROCESO. ESTE COMPRESOR SERÁ EL PRIMERO EN ELEVAR LA PRESIÓN DEL FLUJO DE GAS RESIDUAL.

POR OTRO LADO, EL LÍQUIDO SE EXPANDERÁ EN UNA VÁLVULA, LA MEZCLA RESULTANTE SE SEPARA Y EL LÍQUIDO PRODUCIDO SERVIRÁ COMO REFLUJO EN LA SECCIÓN DE SEPARACIÓN, CON EL PROPÓSITO DE OBTENER MAYOR CANTIDAD DE ETANO RECUPERADO.

TODO LO ANTERIOR SE DEBE A QUE EL LÍQUIDO MENCIONADO CONTIENE COMPONENTES PESADOS Y PARTE DE LOS LIGEROS DE INTERÉS (ETANO).

DEBIDO A QUE EL GAS RESIDUAL DEBERÁ ENTREGARSE PARA SU CONSUMO A PLANTAS LEJANAS AL PROCESO Y CON ESTE PROPÓSITO SE NECESITARÁ MAYOR PRESIÓN, CONCLUIMOS QUE REQUERIMOS UN SEGUNDO COMPRESOR Y CONTAR CON LA PRESIÓN DE ENTRADA AL GASODUCTO.

EL GAS RESIDUAL TENDRÁ UNA TEMPERATURA ELEVADA COMO CON
SECUENCIA DE SU TRAYECTORIA POR LOS DOS COMPRESORES. APRO
VECHAREMOS ESTA ENERGÍA EN EL REHERVIDOR DE LA SECCIÓN DE
SEPARACIÓN, COMO MEDIO DE CALENTAMIENTO, Y, POR ÚLTIMO UN
ENFRIADOR CON AIRE PARA ENTREGAR EL GAS DE 52°C A 49°C.

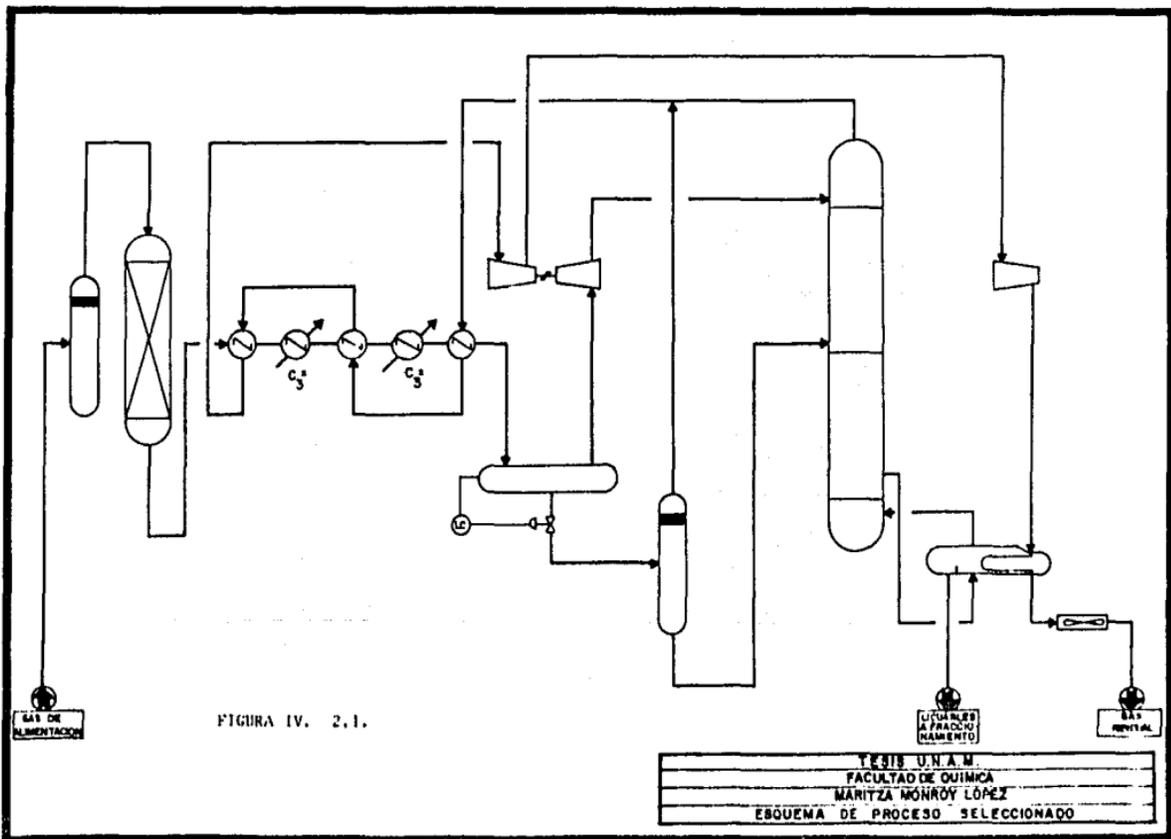


FIGURA IV. 2.1.

YESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
ESQUEMA DE PROCESO SELECCIONADO

**IV.3. - CRITERIOS BASICOS DE
DISEÑO DE PROCESO**

CRITERIOS BASICOS DE DISEÑO DEL PROCESO

LA PLANTA CRIOGENICA DE RECUPERACIÓN DE LICUABLES DE GAS NATURAL EN EL SECTOR NORTE DE LA REPÚBLICA, SE DISEÑARÁ EN BASE A LOS SIGUIENTES CRITERIOS FUNDAMENTALES, DERIVADOS DE LOS REQUERIMIENTOS QUE SE ESTABLECEN EN LAS BASES DE DISEÑO CORRESPONDIENTES.

1. CAPACIDAD MÁXIMA Y MÍNIMA

LAS CAPACIDADES MÁXIMA Y MÍNIMA DE OPERACIÓN DE LA PLANTA, SERÁN:

CAPACIDAD MÁXIMA	1.2 X CAPACIDAD NORMAL
CAPACIDAD MÍNIMA	0.6 X CAPACIDAD NORMAL

2. COMPRESORES Y ACCIONADORES

LOS COMPRESORES DE GAS RESIDUAL TENDRÁN UN SOBREDISEÑO DEL 20%, PUDIENDO EN UN MOMENTO DADO MANEJAR COMO MÍNIMO EL 60% DEL FLUJO NORMAL.

LOS COMPRESORES DEL GAS RESIDUAL ESTARÁN ACCIONADOS POR TURBINAS DE GAS.

3. CRITERIOS DE DISEÑO TÉRMICO

- 3.1 EL ENFRIAMIENTO DEL GAS DE CARGA SE LLEVARÁ A CABO APROVECHANDO LA BAJA TEMPERATURA DEL GAS RESIDUAL QUE SE OBTIENE EN EL PROCESO Y UTILIZANDO PROPILENO COMO MEDIO DE REFRIGERACIÓN AUXILIAR A DOS NIVELES DE TEMPERATURA (-51°C Y -29°C) ÉSTOS NIVELES FUERON SELECCIONADOS CONSIDERANDO ACERCAMIENTOS DE TEMPERATURA MÍNIMOS EN LOS ENFRIADORES GAS-GAS.

3.2. SE APROVECHARÁ LA CORRIENTE DE GAS RESIDUAL DE RECOMPRESIÓN PARA PROPORCIONAR LOS REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA DEL REHERVIDOR DE LA TORRE DESMETANIZADORA.

3.3 LOS REQUERIMIENTOS DE GAS COMBUSTIBLE SERÁN PROPORCIONADOS POR GAS RESIDUAL PRODUCIDO EN LA PROPIA PLANTA.

3.4 SE EMPLEARÁ AGUA COMO MEDIO DE ENFRIAMIENTO DEL GAS DE ALIMENTACIÓN.

4.- SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN

EL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN SERÁ DISEÑADO EN BASE A ALUMINA Y MALLAS MOLECULARES, EN TAL FORMA QUE EL GAS EFLUENTE DE LOS DESHIDRATADORES ALCANCE UN PUNTO DE ROCÍO DE -150°F .

5.- INTEGRACIÓN CON OTRAS PLANTAS

LA PLANTA CRIOGENICA RECUPERADORA DE HIDROCARBUROS LICUABLES QUEDARÁ INTEGRADA EN EL ÁREA NORTE DEL PAÍS (REYNOSA, TAMAULIPAS).

LOS LICUABLES OBTENIDOS EN LA PLANTA SERÁN ENVIADOS A LA UNIDAD TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS, EL GAS RESIDUAL SE ENVIARÁ AL SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE DEL SECTOR.

CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE PROCESO

EN ESTA EMISIÓN SE INCLUYEN LOS ASPECTOS BÁSICOS SEÑALADOS EN LOS CRITERIOS BÁSICOS DE DISEÑO DEL PROCESO, ASÍ COMO - LOS CORRESPONDIENTES A LOS CRITERIOS ESPECÍFICOS O PARTICULARES DE DISEÑO DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS Y SISTEMAS DE PROCESO.

1.- CAMBIADORES DE CALOR.

1.1. CRITERIOS DE DP PERMISIBLES.

LA CAÍDA DE PRESTIÓN MÁXIMA PERMISIBLE POR INTERCAMBIADOR - EN EL TREN DE ENFRIAMIENTO Y EN EL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN SERÁ DE 7 PSI.

1.2. RECOMENDACIONES ESPECIALES DE MATERIALES.

LOS CRITERIOS DE SELECCIÓN DE MATERIALES DE LOS EQUIPOS ESTARÁN REGIDOS POR LA SIGUIENTE TABLA:

LÍMITE DE TEMPERATURA, °F	MATERIAL
750 A -20	C.S.
-21 A -30	C.S. CHARPY
-31 A -90	2 1/2 NI CHARPY
-91 A -150	3 1/2 NI CHARPY

2.- PLATOS.

LOS SIGUIENTES CRITERIOS SERÁN UTILIZADOS PARA EL DISEÑO DE LOS PLATOS DE LAS TORRES.

TORRE DESMETANIZADORA.

2.1.-	FACTOR DE SISTEMA.	0.9
2.2.-	% DE INUNDACIÓN MÁXIMA	75
2.3.-	CAPACIDAD MÍNIMA DE OPERACIÓN	60%
2.4.-	TIPO DE UNIDADES DE CONTACTO	VÁLVULAS
2.5.-	MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN	ACERO INOXIDABLE
2.6.-	REFLUJO DE OPERACIÓN	SIN REFLUJO

3.- RECIPIENTES.

3.1 POSICIÓN

LOS SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR SERÁN VERTICALES CUANDO LA RELACIÓN L (LB/HR) / V (LB/HR) SEA MENOR QUE UNO.

CUANDO LA RELACIÓN SEA MAYOR, SE UTILIZARÁN SEPARADORES HORIZONTALES.

3.2.- INTERNOS.

TODOS LOS SEPARADORES LÍQUIDO VAPOR LLEVARÁN MALLA.

3.3.- MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN.

SE UTILIZARÁN LAS MISMAS RECOMENDACIONES DADAS EN EL INCISO 1.2.

4.- TORRES

4.1.- TIPO DE TORRE.

LA DESMETANIZADORA UTILIZARÁ PLATOS COMO UNIDADES DE CONTACTO.

4.2.- MATERIALES.

PARA LA DESMETANIZADORA SE RECOMIENDA UNA ALEACIÓN DE 2-1/2 Ni CHARPY.

5.- COMPRESORES.

5.1.- NÚMERO DE UNIDADES.

SE TENDRÁN DOS UNIDADES PARA EL SERVICIO DE COMPRESIÓN DEL GAS RESIDUAL.

5.2.- TIPO DE COMPRESORES Y ACCIONADORES.

LOS COMPRESORES PARA EL GAS RESIDUAL SERÁN DE TIPO CENTRÍFUGO Y ESTARÁN ACCIONADOS POR TURBINAS DE GAS.

5.3.- FACTOR DE SOBREDISEÑO Y FLEXIBILIDAD.

SE DARÁ UN FACTOR DE SOBREDISEÑO DE 1.2 PARA AMBOS COMPRESORES. EL FLUJO MÍNIMO A LOS COMPRESORES SERÁ DEL 60% DEL FLUJO NORMAL.

6.- EXPANSORES.

6.1.- SOBREDISEÑO.

SE DARÁ UN FACTOR DE SOBREDISEÑO DE 1.2 EN CUANTO A CAPACIDAD.

6.2.- FLEXIBILIDAD.

LA CAPACIDAD MÍNIMA REQUERIDA EN LOS TURBOEXPAN-
SORES SERÁ DEL 60%.

7.- DESHIDRATADORES.

7.1.- TIPO DE AGENTE DESHIDRATANTE.

PARA LOS DESHIDRATADORES DE AMBOS TRENES DE EN-
FRIAMIENTO, SE USARÁ COMBINACIÓN DE ALUMINA CON
MALLAS MOLECULARES.

7.2.- PUNTO DE ROCÍO.

SE REQUIERE UN PUNTO DE ROCÍO DE -150°F.

8.- PAQUETE DE INYECCIÓN DE METANOL.

SE TENDRÁ UN PAQUETE DE INYECCIÓN DE METANOL. EL
METANOL SE DOSIFICARÁ AL PROCESO CUANDO SE PREVEA
QUE PUEDA HABER POSIBILIDAD DE FORMACIÓN DE HIDRÁ-
TOS.

IV.4

DESCRIPCION Y
DIAGRAMA DE
FLUJO DE
PROCESO

LA PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES ESTÁ DISEÑADA PARA PROCESAR 200 MMPCSD A 1 Kg/cm^2 Y 20°C DE GAS QUE CONTIENE 0.630% MCL DE NITRÓGENO, 80.45% MCL DE METANO, .25% MCL DE BIÓXIDO DE CARBONO, 10.64% MCL DE ETANO, 5.320% MCL DE PROPANO, 0.76% MCL DE I-BUTANO, 1.21% MCL DE N-BUTANO, 0.24% MCL DE I-PENTANO, 0.26% MCL DE N-PENTANO, 0.14% MCL DE N-HEXANO Y 0.1% MCL DE N-HEPTANO.

LA ALIMENTACIÓN PROVIENE DE COMPRESORES DE CAMPO Y ES UN GAS SATURADO CON AGUA A 48.5 Kg/cm^2 Y 49°C .

LA PLANTA CRIOGÉNICA ESTÁ DISEÑADA PARA RECUPERAR 66% DEL ETANO ALIMENTADO. LAS RECUPERACIONES CORRESPONDIENTES DE PROPANO Y DE PROPANO MÁS PESADO SON 97 Y 99% RESPECTIVAMENTE. EL GAS RESIDUAL SE RECOMPRIMIRÁ A 48.5 Kg/cm^2 PARA SU INYECCIÓN AL GASODUCTO.

SECCIÓN CRIOGÉNICA.

EL GAS DE CARGA ENTRA A LA PLANTA A 48.5 Kg/cm^2 Y 49°C AL CAMBIADOR DE CORAZA Y TUBOS EA-101 QUE ENFRÍA CON AGUA HASTA 95°F , POSTERIORMENTE PASA AL TANQUE DE CHOQUE FA-101, DONDE LOS LÍQUIDOS ARRASTRADOS POR EL GAS SON SEPARADOS; TALES LÍQUIDOS BAJARÍAN LA EFICIENCIA DE DESHIDRATACIÓN.

EL GAS EFLUENTE DE ESTE SEPARADOR A 17.8 Kg/cm^2 Y 35°C SE ALIMENTA A LOS DESHIDRATADORES DA-101 Y A Y B, EN DONDE EL CONTENIDO DE AGUA ES ELIMINADO A UN PUNTO DE ROCÍO DE -101°C O MENOR A .1 PPM DE AGUA PARA EVITAR CONGELAMIENTO O FORMACIÓN DE HIDRATOS EN LAS LÍNEAS Y EQUIPO.

LA DESHIDRATACIÓN SE LLEVA A CABO POR ADSORCIÓN, MEDIANTE LECHOS COMBINADOS DE ALÚMINA Y MALLAS MOLECULARES, LA PARTE SUPERIOR CONTIENE ALÚMINA DE ALTA CAPACIDAD DE ADSORCIÓN PERO LIMITADA PARA BAJAR AL PUNTO DE ROCÍO, POR LO QUE LA PARTE INFERIOR SE ENCUENTRA INTEGRADA POR MALLAS MOLECULARES, LAS CUALES PROPORCIONAN EL PUNTO DE ROCÍO REQUERIDO.

LOS DESHIDRATADORES OPERAN A 47.8 Kg/cm^2 Y 35°C , DURANTE OCHO HORAS EN LA FASE DE ADSORCIÓN Y PARA REGENERACIÓN CUATRO HORAS EN CALENTAMIENTO Y TRES Y MEDIA HORAS EN EL ENFRIAMIENTO, LA SECUENCIA Y EL TIEMPO DE OPERACIÓN DE CADA UNA DE LAS ETAPAS, ESTO ES ADSORCIÓN, DEPRESIONAMIENTO, REGENERACIÓN Y PRESIONAMIENTO SON CONTROLADAS POR MEDIO DE UN PROGRAMADOR. PARA REGENERACIÓN UTILIZAMOS GAS RESIDUAL SECO DE LA PLANTA.

EL CONTENIDO DE HUMEDAD A LA SALIDA DE LOS DESHIDRATADORES SE MIDE POR MEDIO DE UN ANALIZADOR DE HUMEDAD INSTALADO EN TABLERO.

UNA VEZ QUE HA SIDO DESHIDRATADO, EL GAS DE CARGA PASA A LA SECCIÓN DE ENFRIAMIENTO.

TREN DE ENFRIAMIENTO Y EXPANSIÓN.

EL GAS DE CARGA PROVENIENTE DE LOS DESHIDRATADORES (DA-101 A/B), SE ALIMENTA AL TREN DE ENFRIAMIENTO A 35°C Y 46.6 Kg/cm^2 POR EL LADO DE LOS TUBOS. EN EL PRIMER ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL (EA-102) DISMINUYE SU TEMPERATURA A 14°C , UTILIZANDO EL GAS PROCEDENTE DEL TERCER ENFRIADOR (EA-104). LA CARGA PARA EL SEGUNDO ENFRIADOR CARGA/PROPILENO (EA-103), HA ALCANZADO LA TEMPERATURA DE -7°C , MEDIANTE EL INTERCAMBIO CALÓRICO CON EL REFRIGERANTE AUXILIAR POR EL LADO DE LA CORAZA. POSTERIORMENTE, SE ENFRÍA HASTA -20°C EN EL TERCER ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL (EA-104) CON LA CORRIENTE DE GAS QUE VIENE DEL QUINTO ENFRIADOR (EA-105). LA CARGA CONTINÚA SU ENFRIAMIENTO EN EL CUARTO ENFRIADOR CARGA/PROPILENO (EA-105), LOGRÁNDOSE LA TEMPERATURA DE -43°C , SE EMPLEA PROPILENO COMO REFRIGERANTE AUXILIAR. POR ÚLTIMO, SE TIENE EL QUINTO ENFRIADOR CARGA/GAS RESIDUAL (EA-106), QUE UTILIZA EL PRODUCTO DE DOMOS (GAS RESIDUAL) DE LA TORRE DESMETANIZADORA (DA-102) ENFRIANDO LA CARGA A -53°C .

LA CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL EN ESTA SECCIÓN DEL PROCESO, ES DE 2.8 Kg/cm².

EL ENFRIAMIENTO SUMINISTRADO POR EL INTERCAMBIO CALÓRICO NOS CONDUCE A LA REGIÓN DE DOS FASES PARA EL FLUIDO DE CARGA A -53°C Y 43.9 Kg/cm², QUE SON LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL SEPARADOR A ALIMENTACIÓN A EXPANSOR (FA-102), EN ÉSTE LA MEZCLA FORMADA EN EL TREN DE ENFRIAMIENTO SE SEPARA; EL LÍQUIDO SE EXPANDE A TRAVÉS DE LA VÁLVULA HASTA 15.5 Kg/cm² Y, COMO CONSECUENCIA DE ESTA ABATIMIENTO DE PRESIÓN, SE OBTIENE UN NUEVO EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR A -76°C. EL PRODUCTO DE LA EXPANSIÓN SE ENVÍA AL TANQUE DE ALIMENTACIÓN A DESMETANIZADORA (FA-103) A 15.5 Kg/cm² Y -75°C, DONDE SE SEPARA; EL LÍQUIDO OBTENIDO SE ALIMENTA POR DIFERENCIA DE PRESIÓN Y A CONTROL DE NIVEL AL PLANTO NÚM. 6 DE LA TORRE DESMETANIZADORA (DA-102); MIENTRAS QUE EL VAPOR SE UNE CON EL GAS RESIDUAL PROVENIENTE DE LOS DOMOS DEL EQUIPO DA-102.

LA CORRIENTE DE GAS DEL FA-102 SE ENVÍA AL TURBOEXPANSOR (TE-101) EN DONDE CAMBIA SUS CONDICIONES DE 43.9 Kg/cm² A 15.5 Kg/cm², CON EL FIN DE LOGRAR UNA MAYOR RECUPERACIÓN DE LOS LICUABLES PRESENTES, Y LA CORRIENTE DE SALIDA DE ESTE EQUIPO SE ALIMENTA AL PLATO NÚM. 1 DE LA TORRE DESMETANIZADORA (DA-102), EN LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO.

FRACCIONAMIENTO.

LA TORRE DESMETANIZADORA DA-102 OPERA A 15.5 Kg/cm² Y ESTÁ CONSTITUIDA POR 20 PLATOS DE TIPO VÁLVULA, NECESARIOS PARA EFECTUAR EL FRACCIONAMIENTO. EL CALOR REQUERIDO ES SUMINISTRADO POR EL REHEVIDOR DE LA DESMETANIZADORA (EA-107), EMPLEANDO COMO FLUIDO DE CALENTAMIENTO LA CORRIENTE DE GAS RESIDUAL RECOMPRIHIDA A 127°C Y 49.2 Kg/cm².

EL PRODUCTO DE FONDOS DE LA TORRE (HIDROCARBUROS LICUABLES) EFLUENTE DEL REHEVIDOR ES ENVIADO A CONTROL DE NIVEL A LÍMITES DE BATERÍA A 15.5 Kg/cm² Y 13°C.

EL PRODUCTO DE DOMOS DE LA DESMETANIZADORA, CONTIENIENDO PRINCIPALMENTE HIDRÓGENO Y METANO, SE UNE A LA CORRIENTE DE GAS DEL FA-103 PARA CONSTITUIR EL GAS RESIDUAL DE LA PLANTA, EL CUAL INTERCAMBIARÁ CALOR EN LOS ENFRIADORES EA-106, EA-104 Y EA-102 POR EL LADO DE LA CORAZA, EN DONDE ELEVA SU TEMPERATURA A 3°C.

POSTERIORMENTE, LA CORRIENTE DE GAS RESIDUAL SE BIFURCA, UNA PARTE SE UTILIZA PARA REGENERACIÓN DE LOS DESHIDRATADORES Y LA OTRA SE MANDA COMO GAS COMBUSTIBLE POR MEDIO DE LOS COMPRESORES DE GAS RESIDUAL GE-101 A/R Y GB-102 A/R.

LA COMPRESIÓN SE EFECTÚA EN ESTAS DOS UNIDADES EN SERIE SIN INTERENFRIAMIENTO Y TIENE POR OBJETIVO PROPORCIONAR AL GAS RESIDUAL SUFICIENTE PRESIÓN PARA ENVIARLO AL CABEZAL DE GAS RESIDUAL COMBUSTIBLE DEL COMPLEJO.

ESTOS COMPRESORES CUENTAN CON UN SISTEMA "ANTISURGE", CON EL PROPÓSITO DE EVITAR QUE LAS MÁQUINAS ENTREN EN INESTABILIDAD EN CONDICIONES DE BAJO FLUJO.

SECCIÓN DE REFRIGERACIÓN.

LA FINALIDAD DE ESTA SECCIÓN ES CONTRIBUIR EN EL ENFRIAMIENTO DEL GAS DE CARGA PARA LOGRAR LA RECUPERACIÓN DE LICUABLES. EMPLEA PROPILENO COMO REFRIGERANTE Y PROPORCIONA A LA PLANTA DOS NIVELES DE REFRIGERACIÓN.

IV.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

IV.5.1 USO DEL SIMULADOR GENERAL DE PROCESOS DEL IMP (SIIMPROC).

PARA PODER LLEVAR A CABO EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA DE LA PLANTA SE REQUIERE SEGUIR LA SIGUIENTE SECUENCIA:

- A) SE ELABORA EL ESQUEMA DE LA PLANTA Y SE NUMERAN LAS CORRIENTES, PARA INICIAR LA SIMULACIÓN DEL PROCESO.
- B) ES NECESARIO DEFINIR EL SISTEMA DE COMPONENTES, LO CUAL SE HACE MEDIANTE EL SUMINISTRO DE INFORMACIÓN EXTERNA, ES DECIR, SE INICIA LA SIMULACIÓN CON LA DEFINICIÓN DEL GAS DE CARGA.
- C) LA CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN A LA PLANTA DEBE DEFINIRSE EN SU COMPOSICIÓN, FLUJO Y CONDICIONES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA.
- D) UNA VEZ DEFINIDO EL SISTEMA DE COMPONENTES Y LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN, LA SELECCIÓN DE MÓDULOS A UTILIZAR DEPENDE DEL TIPO DE CÁLCULOS REQUERIDOS POR EL PROCESO, CONSIDERANDO QUE PARA UTILIZAR UN MÓDULO DEBEN ESTAR COMPLETAMENTE DEFINIDAS LAS CORRIENTES, YA SEA POR CÁLCULOS PREVIOS (FLUJOS DE SALIDA DE MÓDULOS UTILIZADOS ANTERIORMENTE) O POR DEFINICIÓN EXTERNA DE LAS CONDICIONES DE PRESIÓN, TEMPERATURA, FLUJO, MÉTODOS Y CORRELACIONES DE CÁLCULO.
- E) MÓDULOS UTILIZADOS.
 - E.1 EQUILIBRIO DE FASES: CÁLCULO DE EQUILIBRIOS LÍQUIDO-VAPOR A PRESIÓN Y TEMPERATURA CONOCIDAS.

- E.2 PROCESOS ADIABATICOS; CÁLCULO DE LA TEMPERATURA FINAL DE UN PROCESO ADIABÁTICO, ISOENTALPICO, DEFINIENDO -- LAS FASES PRESENTES EN DONDE SE INDICA PRESIÓN FINAL DEL PROCESO.
- E.3 EXPANSORES Y COMPRESORES; EN LOS PRIMEROS CALCULANDO LA POTENCIA GENERADA, Y EN LOS ÚLTIMOS CALCULANDO POTENCIA REQUERIDA, O BIEN, PRESIÓN DE DESCARGA.
- E.4 CAMBIADORES DE CALOR; SIMULACIÓN DE UN CAMBIADOR CON DOS CORRIENTES DE PROCESO POR TEMPERATURA DE SALIDA FIJA Y DISEÑO DEL CAMBIADOR, CON LA ASIGNACIÓN DEL - CALOR REQUERIDO POR UNA CORRIENTE DE PROCESO, CALCULANDO LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL OTRO FLUJO INVOLUCRADO EN EL PROCESO.
- E.5 TORRES DE DESTILACIÓN; REALIZA EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN UNA TORRE DE DESTILACIÓN DE PLATOS, EL MÉTODO ES EL BALANCE PLATO POR PLATO.

F) IMPRESIÓN DE RESULTADOS.

SON EL CONJUNTO DE VALORES CALCULADOS EN LA EJECUCIÓN DEL MÓDULO QUE PERMITEN LA DEFINICIÓN DE LA CORRIENTE DE SALIDA, PARA CADA UNA IMPRIME:

F.1 NÚMERO Y FASE

F.2 COMPOSICIÓN Y FLUJOS TOTALES

F.3 PROPIEDADES; PRESIÓN, TEMPERATURA, DENSIDAD, CALOR - ESPECÍFICO, VISCOSIDAD, TENSIÓN SUPERFICIAL Y ENTALPÍA.

LOS REQUERIMIENTOS DE PROCESO QUEDARON ESTABLECIDOS EN LAS BASES DE DISEÑO Y POR LO TANTO, LAS VARIABLES DE DISEÑO COMO CAPACIDAD DE LA PLANTA, PRESIÓN DEL GAS DE CARGA, COMPOSICIÓN DEL GAS DE CARGA, RECUPERACIÓN DE LIQUABLES Y PRESIÓN DEL GAS RESIDUAL QUEDAN FIJAS Y CON BASE AL FUNDAMENTO DEL PROCESO CRIOGÉNICO, EN EL CUAL EL GAS DE CARGA SE LLEVA A LA REGIÓN DE DOS FASES A PRESIÓN CASI CONSTANTE, MEDIANTE GAS RESIDUAL Y REFRIGERACIÓN EXTERNA, SEPARÁNDOSE ESTAS FASES PARA PROSEGUIR CON EL ENFRIAMIENTO EN DIFERENTE FORMA, EL LÍQUIDO MEDIANTE EXPANSIÓN EN UNA VÁLVULA REDUCIENDO PRESIÓN, SIGUIENDO UNA TRAYECTORIA ISOENTÁLPICA Y EL VAPOR POR EXPANSIÓN EN UN TURBOEXPANSOR EN FORMA ISOENTROPICA, EL EFLUENTE LÍQUIDO Y LA DESCARGA DEL TURBOEXPANSOR SON ENVIADO A FRACCIONAMIENTO.

EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA DE LA PLANTA CRIOGÉNICA SE LLEVA A CABO UTILIZANDO EL SIMULADOR GENERAL DE PROCESOS DEL IMP (SIMPROC), CUYA ESTRUCTURA SE MENCIONÓ EN GENERALIDADES, Y SE EJEMPLIFICAN EN EL CASO DE NO TENER LA HERRAMIENTA DEL SIMULADOR GENERAL DE PROCESOS (SIMPROC) CÁLCULOS DE EXPANSIONES ISOENTÁLPICA E ISOENTROPICA.

LA ESTRATEGIA SEGUIDA EN LOS EJEMPLOS ES LA BASE DEL SIMULADOR GENERAL DE PROCESOS DEL IMP.

ADICIONALMENTE, PARA PODER REALIZAR LOS CÁLCULOS CON LOS MÓDULOS DEL SIMULADOR GENERAL DE PROCESO, ES NECESARIO LA EVALUACIÓN DE CONSTANTES DE EQUILIBRIO, ASÍ COMO DE PROPIEDADES TERMOFÍSICAS PARA LAS CORRIENTES DE HIDROCARBUROS INVOLUCRADAS EN EL PROCESO, EN CUYO CASO EL SIMULADOR DEL IMP, UTILIZA UN PAQUETE DE PROPIEDADES TERMOFÍSICAS INCLUIDO DENTRO DE LAS HERRAMIENTAS DE USO FRECUENTE PARA LAS SIMULACIONES.

IV:5.2 CÁLCULO DE LA TEMPERATURA EN LA EXPANSIÓN ISOENTÁLPICA DEL LÍQUIDO.

LA CORRIENTE EN FASE LÍQUIDA (9) DEL SEPARADOR DE ALIMENTACIÓN A EXPANSOR (FA-102) A 620 LB/IN² Y -63°F, ES ENVIADA A CONTROL DE NIVEL AL TANQUE DE ALIMENTACIÓN A DESMETANIZADORA (FA-103) QUE OPERA A 220 LB/IN², EL PROCESO QUE SE ESPECIFICA, SE MUESTRA EN LA FIGURA IV.5.1

DATOS

$$F = 6058.9 \text{ LBMOL/HR.}$$

$$P_g = 620 \text{ LB/IN}^2$$

$$P_g = 220 \text{ LB/IN}^2$$

$$T_g = -63^\circ\text{F}$$

$$H_g = -1462.87 \text{ BTU/LBMOL}$$

ECUACIONES

$$F_g = F_{12} + F_{13}$$

ENTALPIA DEL LÍQUIDO = ENTALPIA DE LA MEZCLA

$$H_g = H_g \quad (1)$$

$$H_L = H_I X_I \quad (2)$$

$$H_V = H_I Y_I \quad (3)$$

$$\text{METODOLOGÍA} \quad H_M = V(H_V) + L(H_L) \dots (4)$$

- SE PROPONE LA TEMPERATURA AL FINAL DE LA EXPANSIÓN.
- SE OBTIENEN LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO, REF. (3).
- SE CALCULA LA CANTIDAD DE LÍQUIDO EN LA MEZCLA RESULTANTE DE LA EXPANSIÓN, CON $L + V = 1$.
- SE EVALÚA LA COMPOSICIÓN DEL VAPOR Y LÍQUIDO FORMADO.

- E) SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LAS ENTALPÍAS DE AMBAS FASES, ECUACIONES 2 Y 3
- F) SE EVALÚA LA ENTALPÍA DE LA MEZCLA UTILIZANDO LA ECUACIÓN 4
- G) SE COMPARA CON LA ENTALPÍA DEL LÍQUIDO DE ALIMENTACIÓN AL PROCESO, ECUACIÓN 1
- H) SI SON IGUALES LA TEMPERATURA PROPUESTA ES LA CORRECTA, SI NO SE PROPONE UNA NUEVA TEMPERATURA.

RESOLUCIÓN.

SE PROPONE $T = -105^{\circ} \text{ F}$

N_i = FRACCIÓN MOL DEL COMPONENTE I EN LA MEZCLA TOTAL

K_i = CONSTANTE DE EQUILIBRIO REF (3)

$V = 0,3252$

FRACCIÓN MOL DE VAPOR EN LA MEZCLA

$L = 0,6748$

FRACCIÓN MOL DE LÍQUIDO EN LA MEZCLA

COMPONENTE	N_i	K_i	$X_i = \frac{N_i}{L + V K_i}$	$Y_i = K_i X_i$
N ₂	0,00153	16	0,00026	0,00416
O ₂	0,506,41	3,1	0,29830	0,93329
C ₁	0,00494	0,2	0,00668	0,00132
C ₂	0,22748	0,16	0,31236	0,05133
C ₃	0,16498	0,02	0,24226	0,00459
C ₄	0,02596	0,004	0,03839	0,00016
N _{C4}	0,04213	0,002	0,06236	0,00014
C ₅	0,00857	0,0008	0,01270	0,00001
N _{C5}	0,00933	0,0006	0,01382	---
N _{C6}	0,00506	0,0004	0,0075	---
N _{C7}	0,00362	0,00001	0,00537	---
			= 1	= 1

CON LA ECUACIÓN 2

$$H_L^* = -3440 \text{ BTU/LBMOL}$$

CON LA EXPRESIÓN 3

$$H_V^* = 2640 \text{ BTU/LBMOL}$$

Y LA ENTALPÍA DE LA MEZCLA SE EVALÚA CON LA ECUACIÓN 4

$$H_M = 0,3252 (2640) + 0,6748 (-3440) = -1462,78 \text{ BTU/LBMOL}$$

LA CUAL CUMPLE EL BALANCE DE ENERGÍA DE LA RELACIÓN 5

$$-1462,87 = -1462,78$$

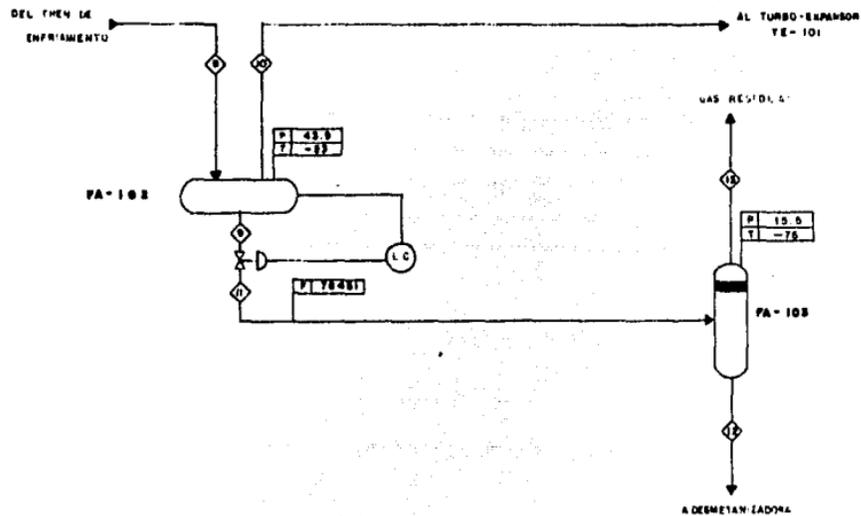
POR LO TANTO, LA TEMPERATURA SUPUESTA ES CORRECTA.

FLUJO Y COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE 12 = X_I

FLUJO Y COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE 13 = Y_I

$$4088,703 \frac{\text{LBMOL}}{\text{HR}} + 1970,179 \frac{\text{LBMOL}}{\text{HR}} = 6058,882 \frac{\text{LBMOL}}{\text{HR}}$$

LO CUAL CUMPLE CON EL BALANCE DE MATERIAL.



NOTAS:

FLUJO : kg/hr

PRESION: kg/cm²

TEMPERATURA : °C

FIGURA IV. 5.1

TESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
ESQUEMA DE BALANCE DE LA EXPANSION ISENTALPICA DEL LIQUIDO

IV:4.5. CALCULO DE LA TEMPERATURA Y COMPOSICIONES A LA SALIDA DEL -
TURBOEXPANSOR (TE-101).

CALCULAR LA POTENCIA DESARROLLADA POR EL TURBOEXPANSOR, ASI
COMO LA TEMPERATURA Y COMPOSICIONES A LA DESCARGA DEL BALAN
CE MOSTRADO EN LA FIGURA IV.5.2' EL VAPOR SE EXPANDE DE 620
LB/IN² A 220 LB/IN.², CON UNA TEMPERATURA DE - 63° F.

DATOS

COMPONENTE	WbL
N ₂	0.812
CO ₂	0.157
C ₁	91.806
C ₂	6.027
C ₃	1.062
IC ₄	0.061
NC ₄	0.066
IC ₅	0.005
NC ₅	0.004
IC ₆	0.001

$$F = 15904.118 \text{ LEMOL/HR.}$$

$$P_{10} = 620 \text{ LB/IN}^2$$

$$T_{10} = -63^\circ\text{F}$$

$$P_{14} = 220 \text{ LB/IN}^2$$

$$H_{10} (620 \text{ LB/IN}^2, -63^\circ \text{F}) = 2518.5 \text{ BTU/LEMOL}$$

$$S_{10} (620 \text{ LB/IN}^2, -63^\circ \text{F}) = 32.4 \text{ BTU/LEMOL}^\circ \text{R}$$

ECUACIONES*

ENTROPIA DE VAPOR = ENTROPIA DE MEZCLA

$$S_{10} = S_{M14} \dots\dots\dots (5)$$

$$W_s = M_s (-DH) * F. (6)$$

DONDE:

W_S = TRABAJO HECHO POR EL GAS

η_S = EFICIENCIA ISOENTROPICA DEL TURBOEXPANSOR

DH = CAMBIO DE ENTALPIAS A PRESIÓN INICIAL Y SALIDA.

$$S_V = Y_i S_i \text{ Y } S_L = X_i S_i \quad (7)$$

$$S_M = S_{VAP} (V) + S_{LIQ} (L) \quad (8)$$

$$K_i N_i \text{ Y } \frac{N_i}{K_i} > 1 \quad (9)$$

$$H_S = H \text{ INICIAL} - \eta (DH) \quad (10)$$

METODOLOGÍA (12)

- A) SE PROPONE UNA TEMPERATURA DE DESCARGA
- B) LA PRESIÓN DE DESCARGA Y LA TEMPERATURA FIJAN LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO
- C) SE CALCULA EL PUNTO DE ROCÍO CON LA EC. (9) PARA ESTABLECER SI LA MEZCLA HA ENTRADO A LA REGIÓN DE DOS FASES.
- C.1) SI LA MEZCLA ES A DOS FASES, SE DETERMINA LA CANTIDAD DE CADA UNA DE ELLAS, $L + v = 1$
- D) SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA ENTROPIA DE LA MEZCLA, CON LAS ECUACIONES 7 Y 8
- E) SE COMPARA LA ENTROPIA DE MEZCLA CON LA ENTROPIA DE ENTRADA, RELACIÓN 5.
- E.1) SI ESTOS VALORES NO SON IGUALES, SE SUPONE UNA NUEVA TEMPERATURA DE DESCARGA.
- E.2) SI ESTOS VALORES CONCUERDAN, SE EVALÚA LA ENTALPIA DE LA EXPANSIÓN, CON LA EXPRESIÓN 4
- F) SE PROCEDE A EVALUAR EL TRABAJO APLICANDO LA EFICIENCIA DEL EXPANSOR, CON LA ECUACIÓN 6.
- G) CON EL TRABAJO REAL, SE DETERMINA LA ENTALPIA, UTILIZANDO LAS RELACIONES 2, 3 Y 4.
- H) PARA ESTABLECER LA TEMPERATURA FINAL.-
 - H.1) SE PROPONE UNA TEMPERATURA

- H.2) SE DETERMINA, MEDIANTE CÁLCULOS DE EQUILIBRIO, LA CANTIDAD DE VAPOR Y LÍQUIDO,
- H.3) SE CALCULA LA ENTALPIA DE LA MEZCLA RESULTANTE, UTILIZANDO LA RELACIÓN 10.
- H.4) SE COMPARA CON EL VALOR PREDETERMINADO EN EL PUNTO (G).
- H.5) SI NO CONCUERDAN, SE PROPONE OTRA TEMPERATURA Y SE REPITE EL PROCEDIMIENTO.

RESOLUCION.

SE PROPONE QUE DESPUÉS DE LA EXPANSIÓN A ENTROPIA CONSTANTE, SE HA ALCANZADO UNA TEMPERATURA DE -129° F.

A ESTAS CONDICIONES VEMOS SI ESTAMOS EN LA REGIÓN DE DOS FASES, - EVALUÁNDOSE CON LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO Y LA FRACCIÓN EN LA MEZCLA DE CADA COMPONENTE.

COMPONENTE	N_i	K_i	$K_i N_i$	N_i/K_i
NITRÓGENO	.00812	12.07	0.098	0.0007
METANO	.91806	2.29	2.102	0.4009
BIOXIDO DE CARBONO	.00157	0.12	0.0002	0.0131
ETANO	.06027	0.10		0.603
PROPANO	.01062	0.01		1.062
I-BUTANO	.00061	0.002		
N-BUTANO	.00066	0.001		
I-PENTANO	.00005	0.002		
N-PENTANO	.00004	0.005		
N-HEXANO	.00001	0.057		

 MAYOR DE 1 MAYOR DE 1

NO FUÉ NECESARIO COMPLETAR LAS COLUMNAS, PORQUE YA SE COMPROBÓ QUE A ESTA TEMPERATURA, LA MEZCLA SE ENCUENTRA EN DOS FASES,

CALCULO DE CANTIDADES LIQUIDO-VAPOR

SE PROPONE:

$$V = 0.94 \quad L = 0.06$$

COMPONENTE	N_i	K_i	VK_i	$L+VK_i$	$n_i/(L+VK_i)$	$K_i x_i$
NITRÓGENO	.00812	12.07	11.3787	11.436	.00071	0.00857
METANO	.91806	2.29	2.1541	2.212	.41506	0.94895
BIOX. DE CARBONO	.00157	0.12	0.1169	0.1748	.00898	0.00112
ETANO	.06027	0.10	0.0948	0.1527	.39455	0.03975
PROPANO	.01062	0.01	0.0095	0.0673	.15772	0.00158
I-BUTANO	.00061	0.002	0.0021	0.0599	.01017	0.00002
N-BUTANO	.00066	0.001	0.0010	0.0588	.01122	0.00001
I-PENTANO	.00005	0.002	0.0017	0.0595	.00084	--
N-PENTANO	.00004	0.005	0.0046	0.0625	.00064	--
N-HEXANO	.00001	0.057	0.0533	0.1111	.00009	--
N-PENTANO	--	--	--	--	--	--
N-HEPTANO						
				Sum. = .999	Sum. = 1	

CON LAS ECUACIONES 7 Y 8, SE TIENE:

$$S(LIQ) = \frac{22.3 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}^{\circ} \text{ R}}$$

$$S(VAP) = \frac{33.1 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}^{\circ} \text{ R}}$$

$$S_M = 32.4 \text{ BTU/LBMOL}^{\circ} \text{ R.}$$

SE COMPARA CON LA ENTROPIA DE LA CORRIENTE DE ENTRADA, COMO SON IGUALES

SE PROCEDE A LA EVALUACIÓN DE LA ENTALPIA, UTILIZANDO LAS EXPRESIONES 2, 3 Y 4, SE OBTIENE:

$$H_{\text{LIQ.}} (-129^{\circ} \text{ F}) = - \frac{2251 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$$

$$H_{\text{VAP.}} (-129^{\circ} \text{ F}) = \frac{2230 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$$

$$H_M = \frac{1989.1 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$$

SE CONSIDERA UNA EFICIENCIA ADIABÁTICA DEL EQUIPO, DEL 70%

CON LA EXPRESIÓN 10 SE EVALUA EL TRABAJO:

$$W = 0.7 (2518.53 - 1989.1) = \frac{370.6 \text{ BTU } ^{\circ}\text{F}}{\text{LBMOL}}$$

$$W = 2314 \text{ B.H.P.}$$

CONDICIONES DE SALIDA DEL TURBOEXPANSOR.

LA DIFERENCIA REAL DE ENTALPIAS, LA EVALUAMOS CON LA EXPRESIÓN 10

$$H_s = 2518.53 - 370.6 = \frac{2147.9 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$$

SE PROPONE $T = -126^{\circ} \text{ F}$

POR LO TANTO:

$$V = 0.94214$$

$$L = 0.05786$$

CON LAS EXPRESIONES 2, 3 Y 4, SE TIENE

$$H_{\text{LIQ.}} (-126^{\circ} \text{ F}) = - \frac{2564.7 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$$

$$H \text{ VAP. } (-126^{\circ} \text{ F}) = \frac{2437.4 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$$

$$H_M = \frac{2147.9 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$$

POR LO TANTO, SE CUMPLEN LAS CONDICIONES DEL BALANCE PROPUESTO Y LAS -
CONDICIONES FINALES SON:

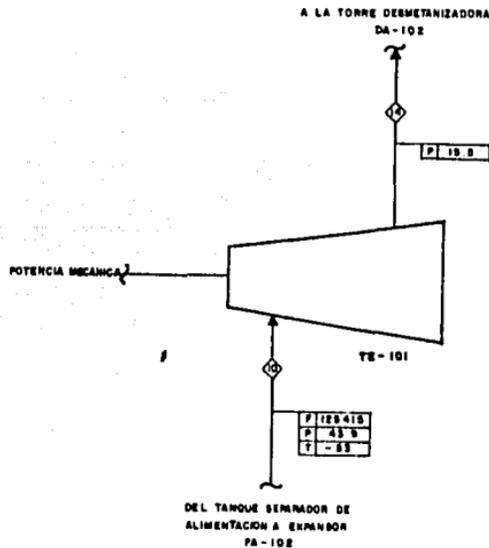
PRESIÓN DE DESCARGA 220 LB/IN²

TEMPERATURA DE DESCARGA - 126° F

B H P = 2314

LOS RESULTADOS DEL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA REALIZADO POR
SIMULADOR GENERAL DE PROCESOS DEL IMP (SIMPROC), SE MUESTRAN
A CONTINUACIÓN EN EL CUADRO SINÓPTICO.

SE OBSERVARÁ QUE NO APARECEN VALORES DE AGUA A LA ENTRADA -
DEL PROCESO, DEBIDO A QUE SE ELIMINA EN EL TANQUE SEPARADOR
FA - 101, HASTA UNA CONCENTRACIÓN MÍNIMA, LA CUAL NO ES CON-
SIDERADA POR EL SIMULADOR PARA LA REALIZACIÓN DE LOS CÁLCU-
LOS.



NOTAS
FLUJO kg/h
PRESION kg/cm²
TEMPERATURA °C

FIGURA IV. 5.2.

TESIS U.N.A.M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ
ESQUEMA DE BALANCE EN EL TURBOEXPANSOR (TE-101)

CUADRO SINOPTICO DE BALANCE DE MATERIA

CORRIENTE COMPONENTE	1 ^o V		2 ^o V		3 ^o V		4 ^o M		5 ^o M		6 ^o M		7 ^o M		8 ^o M	
	lb mol/h	% mol														
Nitrógeno	138.4	.63		.63		.63		.63		.63		.63		.63		.63
Metano	17669.2	80.45		80.45		80.45		80.45		80.45		80.45		80.45		80.45
Biox. Carbono	54.9	.25		.25		.25		.25		.25		.25		.25		.25
Etano	2336.9	10.64		10.64		10.64		10.64		10.64		10.64		10.64		10.64
Propano	1168.4	5.32		5.32		5.32		5.32		5.32		5.32		5.32		5.32
I. Butano	166.9	.76		.76		.76		.76		.76		.76		.76		.76
N. Butano	265.8	1.21		1.21		1.21		1.21		1.21		1.21		1.21		1.21
I. Pentano	52.7	.24		.24		.24		.24		.24		.24		.24		.24
N. Pentano	57.1	.26		.26		.26		.26		.26		.26		.26		.26
N. Hexano	30.7	.14		.14		.14		.14		.14		.14		.14		.14
N. Heptano	21.9	.1		.1		.1		.1		.1		.1		.1		.1
TOTAL	21963	100	21963	100	21963	100	21963	100	21963	100	21963	100	21963	100	21963	100
FLUJO TOTAL ¹	449449	203867	449449	203867	449449	203867	449449	203867	449449	203867	449449	203867	449449	203867	449449	203867

PLSOMETRÍA ANMEDI	20.5		20.5		20.5		20.5		20.5		20.5		20.5		20.5	
DENSIDAD RELATIVA @ 60°F	.344		.344		.344		.344		.344		.344		.344		.344	
BPD @ 60°F																
MMPCL @ 60°F	210	200	210	200	210	200	210	200	210	200	210	200	210	200	210	200
PRECION	690	44.5	680	47.8	665	46.8	657	46.2	649	45.6	641	45	633	44.5	625	43.9
TEMPERATURA	120	49	95	35	95	35	58	14	20	-7	-4	-20	-49	-45	-63	-53
DENSIDAD @ 60°F	2.56		2.72		2.9		2.9		3.4		3.7		4.97		5.6	
S.P.M. @ 60°F																
Calor específico BTU/LB°F	49.7		45.7		46.8											
Viscosidad CP	0.591		0.595		0.592											
Cond. Term. F. @ 60°F	0.012		.012		.011											
Cond. Term. F. @ 110°F	0.02		.02		.02											
Evaporación molar							.995		0.958		0.916		.785		.774	

V: Vapor
M: Mezcla.

TESIS U. N. A. M.
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROE JORDAN

CUADRO SINOPTICO DE BALANCE DE MATERIA

CORRIENTE COMPONENTE	9 _L		10 _V		11 _H		12 _L		13 _V		14 _H		15 _V		16 _L	
	lb mol/h	% mol	lb mol/h	% mol	lb mol/h	% mol	lb mol/h	% mol	lb mol/h	% mol	lb mol/h	% mol	lb mol/h	% mol	lb mol/h	% mol
Nitrógeno	9.3	0.15	129.1	.81		0.15	1.08	.01	8.2	.42		.81	128.4	.86	--	--
Metano	3068.3	50.6	14600.9	91.8		50.6	1219.7	29.8	1848.6	93.8		91.8	14219	94.9	--	--
Bio. Carbono	29.9	0.49	24.9	.16		0.49	27.3	.67	2.6	.13		.16	16.7	.11	32.9	.99
Eteno	1378.3	22.7	958.6	6.0		22.7	1277.1	31.2	101.1	5.1		6.0	595.6	3.9	1550.6	46.9
Propano	929.6	16.5	168.9	1.1		16.5	990.5	24.2	9.1	.46		1.1	23.7	.16	1132.1	34.2
I- Butano	157.3	2.6	9.7	.06		2.6	156.9	3.8	.3	.02		.06	29.1	.02	166.3	5.0
N- Butano	255.3	4.2	10.5	.07		4.2	254.9	6.2	.3	.01		.07	.17	.001	265.3	8.0
I- Pentano	51.9	0.86	.8	.005		0.86	51.9	1.3	.01	.001		.005	.002	.001	52.7	1.6
N- Pentano	56.6	0.93	.9	.004		0.93	56.5	1.4	.001	.001		.004	.001	.001	57.1	1.7
N- Hexano	30.7	0.51	.1	.001		0.51	30.7	.8	.001	.001		.001	--	--	30.7	.93
N- Heptano	21.9	0.36	.2	.001		0.36	21.9	.5	--	--		.001	--	--	21.9	.66
TOTAL	6058.9	100	15904.1	100	6058.9	100	4088.7	100	1970.2	100	15904.1	100	14983.9	100	3309.8	100
FLUJO TOTAL lb/h	172956	78451	276493	125415	172956	78451	139481	63268	33474	15184	276493	125415	251417	114041	135849	61620

PISTON MARCHA ANILLO	28.5		12.4		20.5		34.1		16.9		17.4		16.7		41.04	
DENSIDAD NOMINAL	0.41		3.7		0.41		0.43		.31		.31		.31		.47	
WMP (lb/h)	29050						21639								19674	
WMP (lb/h) (según especificaciones)			152	145				19	18				143	136		
PALETA	625	43.9	625	43.9	220	15.5	220	15.5	220	15.5	220	15.5	220	15.5	224	15.8
TEMPERATURA	-63	-53	-63	-53	-105	-76	-105	-76	-105	-76	-127	-88	-127	-88	55	13
DENSIDAD (lb/lb)	29.08		.37		5.46		34.6		1.21		1.43		1.3		30.9	
GPM (l)	741.5						502.3								547.9	
Calor específico BTU/lb°F	.707		.813				.568		.564				.59.6		1.645	
Viscosidad CP	.095		.009				.201		.007				.007		.057	
Tensión superf. din/cm	4.8				12.9		12.9				10.7					
Vaporización molar					0.33						.042					

M: Mezcla
V: Vapor
L: Líquido

TECIS "N. A. M.

FACULTAD DE QUIMICA

MARITZA IBARRY LOPEZ.

CUADRO SINOPTICO DE BALANCE DE MATERIA

CORRIENTE COMPONENTE	17 M		18 V		19 V		20 V		21 V		22 V		23 V		24 V	
	lb mol/h	% mol														
Nitrógeno	138,4	,74		,74		,74		,74		,74		,74		,74		,74
Metano	17669,2	94,7		94,7		94,7		94,7		94,7		94,7		94,7		94,7
Biox. Carbono	21,9	,12		,12		,12		,12		,12		,12		,12		,12
Etano	786,2	4,2		4,2		4,2		4,2		4,2		4,2		4,2		4,2
Propano	36,3	,20		,20		,20		,20		,20		,20		,20		,20
I-Butano	,65	,003		,003		,003		,003		,003		,003		,003		,003
N-Butano	,47	,002		,002		,002		,002		,002		,002		,002		,002
I-Pentano	0,015	,001		,001		,001		0,001		,001		,001		,001		,001
II-Pentano	,009	,001		,001		,001		,001		,001		,001		,001		,001
N-Hexano	,001															
N-Heptano																
TOTAL	18653	100	18653	100	18653	100	18653	100	18653	100	18653	100	18653	100	18653	100
FLUJO TOTAL	lb / h	kg / h	313600	142246	313600	142246	313600	142246	313600	142246	313600	142246	313600	142246	313600	142246

PERMEABILIDAD	16,8		16,8		16,8		16,8		16,8		16,8		16,8		16,8	
DENSIDAD RELATIVA	,31		,31		,31		,31		,31		,31		,31		,31	
MMW			178	170	178	170	178	170	178	170	178	170	178	170	178	170
PRESION	220	15,5	212	14,9	204	14,3	196	13,8	243	17,1	700	49,2	700	49,2	690	48,5
TEMPERATURA	-123	-86	-82	-63	-72	-30	38	4	72	22	260	127	173	79	150	49
DENSIDAD	1,29		1,05		,83		,68		,79		1,6		1,05		2,04	
CP			83,3		104,5		126,9		110,6		54,6		46,9		42,6	
Calor específico BTU/LBP			,547		,534		,537		,549		,630		,609		,648	
Viscosidad C.P.			,008		,009		,010		,011		,015		,013		,012	
Tensión superf. din/cm	11,02															
Vaporización molar	,999															

TESTS U. N. A. M.
 FACULTAD DE QUIMICA
 MARITZA MINHOY LOPEZ.

IV.6

DIMENSIONAMIENTO

DEL

EQUIPO

LOS RECIPIENTES DE PROCESO EMPLEADOS EN LA PLANTA CRIOGÉNICA TIENEN COMO FUNCIÓN PRINCIPAL, SEPARAR MEZCLAS VAPOR - LÍQUIDO Y ENTREGAR VAPORES - SUSTANCIALMENTE LIBRES DE LÍQUIDO A OTRAS UNIDADES DE PROCESO. LOS SEPARADORES VAPOR - LÍQUIDO, PUEDEN SER HORIZONTALES O VERTICALES.

METODOLOGÍA PARA EL DIMENSIONAMIENTO.

- A) DE ACUERDO CON LAS CARACTERÍSTICAS DE LA CORRIENTE ALIMENTADA, SE SELECCIONA EL TIEMPO DE RESIDENCIA.
- B) SE CALCULAN LOS FLUJOS VOLUMÉTRICOS DEL VAPOR Y LÍQUIDO.

$$Q = \frac{W}{P} \dots\dots (6.1)$$

DONDE:

W = FLUJO MÁSIICO

P = DENSIDAD

Q = FLUJO VOLUMÉTRICO.

- C) CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL TANQUE EN FUNCIÓN DE LA VELOCIDAD DEL VAPOR.

$$V = K \left(\frac{P_L - P_V}{P_V} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (5.2)$$

K: 0.35 - 0.5

V: VELOCIDAD EN $\frac{\text{PIES}}{\text{SEG.}}$

P_L : DENSIDAD DEL LÍQUIDO EN LB/FT^3 .

P_V : DENSIDAD DEL VAPOR EN LB/FT^3

SI ES EL SEPARADOR VERTICAL.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

$$c.1) \quad D = \left(\frac{Q_v}{0.785 v (60)} \right) \dots\dots\dots (6.3)$$

D: DIÁMETRO DEL TANQUE EN FT.

Q_v: FLUJO VOLUMÉTRICO DEL VAPOR EN FT³/MIN.

v: VELOCIDAD EN PIES/SEG.

60 SEG/MIN.

c.2) SI EL SEPARADOR ES HORIZONTAL

SE CALCULA EL ÁREA DE VAPOR REQUERIDA.

$$A_v = \frac{Q_v}{R \frac{60}{v}} \dots\dots\dots (6.4)$$

Y SE PROPONE UN DIÁMETRO MÍNIMO.

$$D_{MIN} = 5.5 + H_R. \dots\dots\dots (6.5)$$

DONDE H_R = ALTURA DE HIDROCARBURO.

CON EL DIÁMETRO MÍNIMO SE CALCULA EL ÁREA DEL TANQUE.

POSTERIORMENTE SE EVALUA CON LAS TABLAS DE ÁREAS PARCIALES EL ÁREA DE VAPOR DISPONIBLE.

$$\frac{H_V}{D_T} = M \dots\dots\dots (6.5)$$

CON M Y LAS TABLAS, SE OBTIENE:

$$\frac{A_v}{A_T} = N \dots\dots\dots (6.7)$$

$$\text{POR LO TANTO: } A_{vD} = N (A_T) \dots\dots\dots (6.9)$$

Y EL ÁREA PARA EL HIDROCARBURO ES:

$$A_R = A_T - A_V \dots\dots\dots (6.9)$$

SI EL ÁREA DEL VAPOR REQUERIDA ES MENOR QUE EL ÁREA DE VAPOR DISPONIBLE, EL DIÁMETRO MÍNIMO ES ADECUADO, SINO SE PROPONE UN VALOR MÁS ALTO.

D) CÁLCULO DE LA LONGITUD DEL TANQUE.

D.1) SI EL SEPARADOR ES VERTICAL.

$$L = H_T + M + H_V + H_{BN} + H_R + H_B \dots\dots (6.10)$$

DONDE:

L ALTURA TOTAL

H_T ALTURA DE LA PARTE CILÍNDRICA SOBRE LA MALLA, SE RECOMIENDA 1 PIE.

M: ESPESOR DE LA MALLA. SE RECOMIENDA 0,5 PIE.

H_V: ALTURA DEL ESPACIO VAPOR.

$$H_V = 0.2 D + \frac{3 + D}{12 \times 2} \dots\dots\dots (6.11)$$

H_{BN} ALTURA DEL NIVEL MÁXIMO A LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN.

$$H_{BN} = 0.2 D + \frac{0.5 + D}{12 \times 2} \dots\dots\dots (6.12)$$

H_R: ALTURA DE HIDROCARBURO.

$$H_R = \frac{Q_L \theta_R}{A_T} \dots\dots\dots (6.13)$$

H_B: ALTURA DEL SELLO DE LÍQUIDO SE RECOMIENDA 0,5 PIE.

D.2) SI EL SEPARADOR ES HORIZONTAL.

SE CALCULA EL VOLUMEN NECESARIO PARA ALMACENAR EL LÍQUIDO EL TIEMPO DE RESIDENCIA PROPUESTO.

$$V_R = Q_L \times T_R \dots\dots\dots (6.14)$$

SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA LONGITUD.

$$L = \frac{V_R}{A_R} \dots\dots\dots (6.15)$$

E) CÁLCULO DEL TAMAÑO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN.

$$D = \left(\frac{Q_T}{0.785 \times 60 \times V_E} \right)^{0.5} \dots\dots (6.16)$$

$$V_E: \text{VELOCIDAD DE EROSIÓN} = \frac{160 \dots}{(PM)^{0.5}} \dots\dots (6.17)$$

CON EL DIÁMETRO MÍNIMO SE CALCULA LA CAÍDA DE PRESIÓN.

$$D_p 100 = \frac{0.000336 \times F \times W^2}{D^5 \times \rho V} \dots\dots (6.18)$$

DONDE:

- F = FACTOR DE FRICCIÓN
- D = DIÁMETRO DE BOQUILLA
- W = FLUJO MÁSCICO.

COLOCACIÓN DE LAS ALARMAS.

ALARMA DE ALTO NIVEL, SE LOCALIZA AL 80% ENTRE EL NIVEL DEL HIDRO-CARBURO Y NIVEL DEL SELLO DE LÍQUIDO, ES DECIR:

$$AN = 0.8 (H_R - H_B) \dots\dots\dots (6.19)$$

NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO, SE LOCALIZA AL 60% ENTRE EL NIVEL DEL HIDROCARBURO Y NIVEL DEL SELLO DE LÍQUIDO; ES DECIR

$$NNL = 0.6 (Hr - Hb) \dots\dots\dots (6.20)$$

ALARMA DE BAJO NIVEL, SE LOCALIZA AL 25% ENTRE EL NIVEL DEL HIDROCARBURO Y NIVEL DEL SELLO DE LÍQUIDO; ES DECIR:

$$ABN = 0.25 (Hr - Hb) \dots\dots\dots (6.21)$$

IV.6.1. DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR DE ALIMENTACIÓN (FA-101).

A) CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN.

LÍQUIDO.

$\rho_L =$ NORMALMENTE SIN FLUJO.

$$\rho_L = 40.99 \text{ LB/FT}^3.$$

$$\mu_L = 0.27 \text{ CP.}$$

VAPOR.

$\rho_V = 449.449 \text{ LB/HR.}$

$$\rho_V = 2.73 \text{ LB/FT}^3$$

$$\mu_V = 0.012 \text{ CP}$$

CONDICIONES DE OPERACIÓN:

PRESIÓN = 680 LB/IN²

TEMPERATURA = 95°F.

B) CON LA ECUACIÓN 6.1, SE CALCULA EL FLUJO VOLUMÉTRICO DE VAPOR.

$$Q_V = 2743.89 \frac{\text{FT}^3}{\text{MIN.}}$$

C) SE CALCULA EL DIÁMETRO DEL TANQUE, EN FUNCIÓN DE LA VELOCIDAD DEL VAPOR. ECUACIÓN (6.2).

$$v = 1.31 \frac{\text{FT}}{\text{SEG.}}$$

Y SE EVALÚA EL DIÁMETRO CON LA RELACIÓN (6.3)

$$D = 6.7 \text{ FT.}$$

SE APROXIMA A 7 FT.

D) CÁLCULO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN.

CON LA ECUACIÓN (6.17), EVALUAMOS LA VELOCIDAD DE EROSIÓN.

$$V_E = \frac{96.84 \text{ FT}}{\text{SEG.}}$$

Y CON (6.16) SE OBTIENE

$$D_{\text{MIN.}} = 10 \text{ IN.}$$

E) SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN CON LA RELACIÓN (6.18).

$$Re = 2.36 \times 10^7$$

$$F = 0.0142$$

$$DP_{100} = 3.5 \text{ LB/IN.}^2$$

LA CAÍDA DE PRESIÓN PARA UN GAS SATURADO (CONDICIONES CRÍTICAS), ES 1 LB/IN.², POR LO TANTO SE PROPONE EL DIÁMETRO DE BOQUILLA MÁS ALTO.

$$D = 14 \text{ IN.}$$

DE MANERA SIMILAR

$$DP_{100} = 0.8 \text{ LB/IN.}^2$$

F) SE CALCULA LA LONGITUD DEL TANQUE CON LA EXPRESIÓN (6.11)

$$H_V = 5.5 \text{ FT.}$$

CON LA RELACIÓN (6.12)

$$H_{BN} = 2.99 \text{ FT. SE APROXIMA A 3 FT.}$$

DEBIDO A QUE EL FLUJO DE LÍQUIDO ES INTERMITENTE, SE PROPONE $H_R = 1 \text{ FT.}$

CON (6.10) SE TIENE

$$L = 11.5 \text{ FT.}$$

g) CÁLCULO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE LÍQUIDO.

DEBIDO A QUE SE CONSIDERA $H_r = 1 \text{ FT}$, ES DECIR ENTRE NIVEL MÁXIMO Y NIVEL MÍNIMO, SE CONSIDERA ESA DISTANCIA.

g.1) VOLUMEN DE VACIADO

$$V_v = 0.785 (D)^2 H_r.$$

$$V_v = 38.47 \text{ FT}^3$$

g.2) SE PROPONE 1 MINUTO, COMO TIEMPO DE VACIADO, Y EL FLUJO DE LÍQUIDO SERÁ:

$$F_L = \frac{V_v}{T} ; F_L = 38.47 \frac{\text{FT}^3}{\text{MIN.}}$$

g.3) COMO PRIMERA APROXIMACIÓN

$$D_E = 2 \text{ IN.}$$

CON LA ECUACIÓN (6.18), SE CALCULA LA CAIDA DE PRESIÓN.

$$\Delta P_{100} = 37 \text{ LB/IN}^2$$

COMO ES MUY ALTA, SE PROPONE OTRO DIÁMETRO DE BOQUILLA:

$$D_E = 4''$$

DE MANERA SIMILAR

$$Re = 5.78 \times 10^5$$

$$f = 0.018$$

$$DP_{100} = 1 \text{ LB/IN}^2.$$

H) BOQUILLA DE SALIDA DE GAS D_G .

H.1) SE PROPONE UN DIÁMETRO DE 8 IN, CON LA ECUACIÓN - (5.18), SE EVALÚA:

$$DP_{100} = 10 \text{ LB/IN}^2.$$

MÁXIMA CAIDA DE PRESIÓN PERMITIDA 1 LB/IN².

H.2) POR LO TANTO SE SUPONE $D = 12 \text{ IN}$ Y

$$DP_{100} = 1 \text{ LB/IN}^2.$$

I) COLOCACIÓN DE LAS ALARMAS.

EN ESTE SEPARADOR, DEBIDO A QUE EL FLUJO DE LÍQUIDO ES - NORMALMENTE SIN FLUJO Y QUE LA ALTURA DE LÍQUIDO ES 1 PIE, LAS ALARMAS SE COLOCAN DE LA SIGUIENTE MANERA (TODO ESTÁ REFERIDO DESDE LA ALTURA DEL NIVEL DE SELLO DE LÍQUIDO -- HB).

$$A \ B \ N = H_B = 6 \text{ IN.}$$

$$\text{NIVEL MÍNIMO } N_{\text{MIN.}} = 1 \text{ FT}$$

$$\text{NIVEL MÁXIMO } N_{\text{MAX.}} = 1.5 \text{ FT.}$$

$$AAN = 2 \text{ FT.}$$

SE PROPONEN CADA 0.5 FT LOS NIVELES, DEBIDO A POR PRÁCTICA SE CONOCE QUE ES UNA DISTANCIA ADECUADA PARA CALIBRAR ADECUADAMENTE LOS INSTRUMENTOS DE CONTROL.

ADICIONALMENTE, LOS RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO SE ILUSTRAN EN LAS HOJAS DE DATOS CORRESPONDIENTE AL TANQUE SEPARADOR DE CARGA (FA-101).

PLANTA CROGENICA RECUPERADORA DE LICUABLES			
LOCALIZACION	EDICION	FECHA	HECHA POR AP. POR
CONTRATO NO	PRELIMINAR	AGO- 87	MML
CLAVE FA-101			
NO DE UNIDADES UNA			

RECIBIENTES
NO. DE ... (E. P. D. S. S. O.)

SERVICIO SEPARADOR DE ALIMENTACION			
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	HIDROCARBUROS	FLUJO (1)	DENSIDAD 0.657 g/cm ³
TEMPERATURA OPERACION	35 °C.	FLUJO 1.295	DENSIDAD 0.044 g/cm ³
PRESION OPERACION	47.8 kg/cm ² abs.	DIAM. INT. 48.5	DIAM. EXTER. 50.5
DIMENSIONES: LONGITUD T.T.		3506 mm.	CAP. TOTAL 12534 l
NIVEL: NORMAL		DIAM. 610	NIVEL 305
ALARMA ALTO NIVEL		610 mm.	ALARMA BAJO NIVEL 152 mm.
ALARMA BAJO NIVEL		152 mm.	NIVEL DE PAGO 152

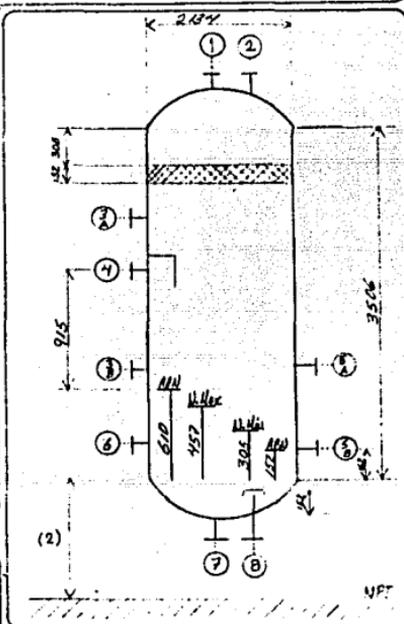
MATERIALES: CASCARON	A.C.	CABEZAS	A.C.
MALLA TAPACABAZA: ESPESOR	152 mm.	MATERIAL	A.C.
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO	mm.		
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD	mm.		
CONFECCION PERM. CASCARON	mm.	CALIZAS	mm.
ISLAMIENTO NO. H			
RECUBRIMIENTO INTERNO: NO. H			

BOQUILLAS

NO	MM	PES	OTRO	NO. REF.	SERVICIO
1	1			305	SALIDA DE GAS A DA-101
2	1			38	VALVULA DE SEGURIDAD
3	AH	2		203	REGISTRO DE MANO
4	1			356	ALIM. GAS DE EA-101
5	AB	2		51	INSTRUMENTOS DE NIVEL
6	1			51	CONEXION DE SERVICIO
7	1			51	DRENE
8	1			102	SALIDA DE LIQ. A L. B.

NOTAS

- (1) NORMALMENTE SIN FLUJO.
- (2) ALTURA MINIMA POR TUBERIAS.
- (3) BOQUILLA DE VENTEO SOBRE LA TUBERIA
26 mm. DE DIAMETRO.



TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ

IV.6.2. DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR DE ALIMENTACIÓN A EXPANSOR (FA-102).

A) CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN.

LÍQUIDO.

$$W_L = 172956 \text{ LB/HR.}$$

$$\rho_L = 29.08 \text{ LB/FT}^3$$

$$\mu_L = 0.095 \text{ CP.}$$

VAPOR.

$$W_V = 276493 \text{ LB/HR.}$$

$$\rho_V = 3.699 \text{ LB/FT}^3$$

$$\mu_V = 0.009 \text{ CP}$$

CONDICIONES DE OPERACIÓN.

$$\text{PRESIÓN} = 625 \text{ LB/IN}^2$$

$$\text{TEMPERATURA} = -63^\circ\text{F.}$$

B) TIEMPO DE RESIDENCIA $T_R = 3$ MINUTOS.

C) FLUJOS VOLUMÉTRICOS, SE EVALÚAN CON LA ECUACIÓN (6.1).

$$Q_L = 99.13 \text{ FT}^3/\text{MIN.}$$

$$Q_V = 1245.8 \text{ FT}^3/\text{MIN.}$$

$$Q_T = 1344.93 \text{ FT}^3/\text{MIN.}$$

D) ÁREA REQUERIDA PARA LA SEPARACIÓN DEL VAPOR:

ECUACIÓN (6.2).

$$V = 0.92 \text{ FT/SEG.}$$

CON LA EXPRESIÓN (6.4) $A_{VR} = 22.6 \text{ FT}^2$

E) CÁLCULO DEL DIÁMETRO.

E.1) SE DETERMINA EL DIÁMETRO MÍNIMO, CON LA RELACIÓN -
(6.5)

$$D_{MIN} = 8 \text{ FT.}$$

E.2) SE PROCEDE A LA EVALUACIÓN DEL ÁREA DEL TANQUE

$$A_T = 50.3 \text{ FT}^2$$

E.3) ÁREA DISPONIBLE PARA EL VAPOR

CON LA EXPRESIÓN (6.6).

$$M = 0.625.$$

CON LAS TABLAS DE ÁREAS PARCIALES Y LA ECUACIÓN -
(6.7).

$$N = 0.6575.$$

SE CALCULA EL ÁREA DE VAPOR DISPONIBLE

$$A_V = 33 \text{ FT}^2.$$

COMO

$$A_V > A_{VR}.$$

SE CONCLUYE QUE $D = 8 \text{ FT.}$

F) CÁLCULO DE LA LONGITUD DEL RECIPIENTE.

CON LA ECUACIÓN (5.14)

$$V_R = 297 \text{ FT}^3$$

Y CON LA ECUACIÓN (6.9)

$$A_R = 17 \text{ FT}^2$$

PARA CALCULAR LA LONGITUD, CON LA ECUACIÓN (6.15).

$$L = 18 \text{ FT.}$$

G) COLOCACIÓN DE LAS ALARMAS.

$$AAN = 2 \text{ FT, EVALUANDO CON LA ECUACIÓN (6.19).}$$

$$NNL = 1.5 \text{ FT., EVALUANDO CON LA ECUACIÓN (6.20)}$$

$$ABN = 0.625 \text{ FT, EVALUANDO CON LA ECUACIÓN (6.21).}$$

H) CÁLCULO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN.

CON LA RELACIÓN (6.17), SE CALCULA LA VELOCIDAD DE EROSIÓN.

$$VE = 67.79 \text{ FT/SEG.}$$

Y CON LA EXPRESIÓN (6.16)

$$D = 8 \text{ IN.}$$

SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN CON LA ECUACIÓN (6.18).

$$DP_{100} = 5 \text{ LB/IN.}^2,$$

POR LO TANTO SE PROPONE.

$$D = 14 \text{ IN.}$$

$$\text{Y } DP_{100} = 0.29 \text{ LB/IN.}^2$$

I) CÁLCULO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE LÍQUIDO.

EL LÍQUIDO ES ENVIADO COMO LÍQUIDO SATURADO, LA CAÍDA DE PRESIÓN MÁXIMA ES 1 PSI Y LA VELOCIDAD 8 FT/SEG.

$$A_{MIN} = 0.21 \text{ FT}^2$$

$$\text{Y } D_L = 6 \text{ IN}$$

$$DP_{100} = 0.8 \text{ LB/IN.}^2$$

J) CÁLCULO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS.

SE PROPONE

$$D_G = 10 \text{ IN.}$$

$$DP_{100} = 1 \text{ LB/IN.}^2$$

LOS CÁLCULOS EFECTUADOS EN EL DIMENSIONAMIENTO, SE RESUMEN EN LA HOJA DE DATOS DEL TANQUE SEPARADOR DE ALIMENTACIÓN A EXPANSOR (FA-102).

IV.6.3. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALIMENTACIÓN A DESMETANIZADORA (FA-103).

DE MANERA SIMILAR AL DIMENSIONAMIENTO EFECTUADO PARA EL TANQUE SEPARADOR DE ALIMENTACIÓN (FA-101)

A) CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN.

LÍQUIDO.

$$W_L = 139481 \text{ LB/HR.}$$

$$P_L = 34.62 \text{ LB/FT}^3$$

$$\mu_L = 0.2013 \text{ CP.}$$

VAPOR.

$$W_V = 33474 \text{ LB/HR.}$$

$$P_V = 1.21 \text{ LB/FT}^3$$

$$\mu_V = 0.008 \text{ CP.}$$

PRESIÓN 220 LB/IN.^2 TEMPERATURA -124°F.

A.A.N. = 21 FT, CALCULADO CON LA ECUACIÓN (6.19).

NNL = 16 FT; CALCULADO CON LA ECUACIÓN (6.20)

ABN = 7 FT; CALCULADO CON LA ECUACIÓN (6.21).

LOS RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO, SE RESUMEN EN LA HOJA DE DATOS DEL TANQUE DE ALIMENTACIÓN A DESMETANIZADORA (FA-103).

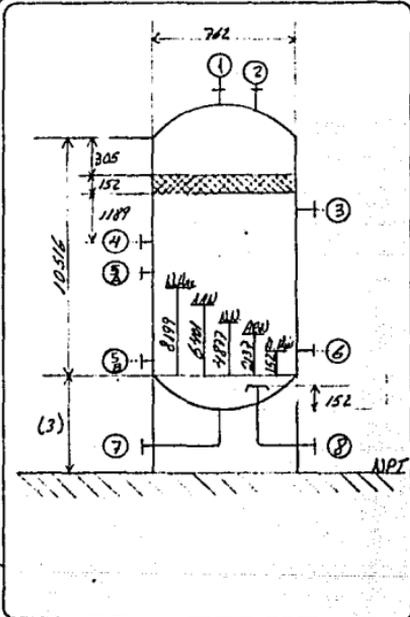
PLANTA CRIOGENICA RECUPERADORA DE LICUABLES				- 1 - de 1	
LOCALIZACION	EDICION	FECHA	FECHA POR AP. POR		
CENTRADO EN	PRELIMINAR	AGO-87	MML		
CLASE FA-103					
NO DE UNIDADES UNA					

RECIPIENTES
(NÚMERO DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO ALIMENTACION A DESMETANIZADORA		POSICION VERTICAL XXXXXXXX	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	HIPOCARBUIROS	FLUIDO: 1902	ρ _{LIQ} : DENSIDAD 0.55 g/cm ³
VAPOR O GAS SATURADO		FLUIDO: 0.218	ρ _{VAP} : DENSIDAD 0.02 g/cm ³
TEMPERATURA OPERACION -76 °C	MÁXIMA -90 °C	DISERO -105 °C	
PRESION OPERACION 15.5 kg/cm ² ABS.	NATURAL 43.6 kg/cm ² ABS.	DISERO 45.6 kg/cm ² ABS.	
DIMENSIONES CARBUTO Y 10 516 mm	DIAMETRO 762 mm	CAP. TOTAL 4 796 l	
NIVEL NORMAL 4 877 mm	MÁXIMO 8 199 mm	MÍNIMO 132 mm	
ALARMA ALTO NIVEL 6 401 mm	ALARMA BAJO NIVEL 2 137 mm	NIVEL DE PARD 152 mm	
MATERIALES CARCASON (4) CAMEIAS (4)			
MALLA SEPARADORA ESPESOR 152 mm MATERIA A. INOX.			
TIPO CIRCULAR DIAMETRO 762 mm			
TIPO RECTANGULAR LONGITUD mm ANCHO mm			
CORROSION PERM. CARCASON mm CAMEIAS mm			
ABLANTEO XXX SI. CONSERVACION			
RECURRIMIENTO INTERNO: NO. XX			

BOQUILLAS	
Nº	ABREG. CIL. NOMEN. SERVICIO
1	203 SALIDA DEL GAS A FA-106
2	38 VALVULA DE SEGURIDAD
3	508 REGISTRO DE HOMBRE
4	105 ALIMENTACION DE FA-102
5A, B	2 51 INSTRUMENTO DE NIVEL
6	1 51 CONEXION DE SERVICIO
7	1 51 DRENE
8	1 152 SALIDA DE LIQ. A DA-102

NOTAS	
(1)	ACOTACIONES Y DIAM. BOQUILLAS EN mm
(2)	VENTEO EN TUBERIA 38 mm
(3)	ALTURA MINIMA POR TUBERIAS
(4)	SI NI CHARPY



TESIS UNAM
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ

IV.6.4. DIMENSIONAMIENTO DE LOS DESHIDRATADORES (DA-101).

PARA EL DISEÑO DE ESTOS EQUIPOS SE REQUEREN CONOCER LOS SIGUIENTES PARÁMETROS:

Q_V = FLUJO VOLUMÉTRICO DE GAS DE CARGA EN $FT^3/SEG.$

W_G = AGUA EN EL GAS A LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.

W_D = CANTIDAD DE AGUA A ADSORBERSE POR DESHIDRATADOR

V = VELOCIDAD DEL FLUJO DE GAS DE CARGA.

A) DATOS DE OPERACIÓN:

$$Q_V = 45.68 \text{ FT}^3/\text{SEG.}$$

TEMPERATURA: 95°F

PRESIÓN: 680 LB/IN.²

B) CÁLCULO DEL ÁREA TRANSVERSAL.

$$V^{(14)} = \frac{55.8}{(\rho_G) 0.5} = 0.56 \frac{\text{FT}}{\text{SEG.}}$$

$$A = \frac{Q_V}{V} = 81.6 \text{ FT}^2$$

C) CON EL ÁREA SE PROCEDE AL CÁLCULO DEL DIÁMETRO.

$$D = 10.2 \text{ FT}^2$$

SE APROXIMA A 10.5 FT.

D) EL ESPESOR DE LA PLACA PARA EL RECIPIENTE SE CALCULA CON LA SIGUIENTE IGUALDAD:

$$E = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C.$$

COMO MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN, ELEGIMOS ACERO AL CARBÓN - SA-203, POR LO TANTO:

E = ESPESOR DE PLACA, IN.

P = PRESIÓN DE OPERACIÓN, LB/IN²

R = RADIO DEL RECIPIENTE; IN = 126.

S = ESFUERZO PERMISIBLE; LB/IN² = 17500.

E = FACTOR DE EFICIENCIA (USUALMENTE 1).

C = CORROSIÓN; IN = 0.125.

E = 5.13 IN.

EL DISEÑO CON UN DESHIDRATADOR SECANDO Y UNO EN REGENERACIÓN, NO ES CONVENIENTE, DEBIDO A QUE EL DIÁMETRO Y ESPESOR DE LA PLACA REQUERIDOS SON GRANDES, Y POR RAZONES DE ROLADO, TRANSPORTE Y ESPESOR DE PLACA, ES DIFÍCIL MANEJAR ESTOS TAMAÑOS, POR LO TANTO SE PROPONE UNA SEGUNDA ALTERNATIVA:

- SE ANALIZAN DOS DESHIDRATADORES EN SECADO DEL GAS DE ALIMENTACIÓN Y DOS EN REGENERACIÓN; SE CALCULA DE MANERA SIMILAR AL ANTERIOR Y SE OBTIENE:

$$QV = \frac{45.68}{2} = 22.8 \text{ FT}^3/\text{SEG.}$$

E = 1.9 IN.

D = 7.2 FT; SE APROXIMA A 7.5 FT.

- E) PARA ACEPTAR EL DIÁMETRO CALCULADO, SE DEBE ESTIMAR LA CAÍDA DE PRESIÓN DEL GAS DE CARGA A TRAVÉS DE ÉL, PARA ESTO - SE REQUIERE LA MASA DE ADSORBENTE QUE ES EN FUNCIÓN DE LA

CANTIDAD DE AGUA A ADSORBER POR DESHIDRATADOR. ESTA ÚLTIMA DEPENDE DEL FLUJO Y CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS A SECARSE, ASÍ COMO DEL TIEMPO DE SECADO, DE AQUÍ LA IMPORTANCIA DE PROPONER UN CICLO DE OPERACIÓN.

SE PROPONE EL SIGUIENTE CICLO:

8 HORAS EN ABSORCIÓN.

4 HORAS EN REGENERACIÓN; 3,5 HORAS EN CALENTAMIENTO

0,5 HORAS EN ENFRIAMIENTO Y AJUSTE DE PRESIÓN.

F) CANTIDAD DE AGUA A ADSORBER.

$$W_D = W_A Q_V \frac{T_s}{24}$$

$$W_A = \frac{\text{FLUJO DE AGUA EN LB AGUA}}{\text{MPPCS}}$$

T_s = TIEMPO DE SECADO EN HORAS.
EVALUANDO $W_D = 2000$ LB.

G) VOLUMEN DE MATERIAL ADSORBENTE POR DESHIDRATADOR.

$$M = \frac{W_D}{C_A}$$

M = MASA DE ADSORBENTE (LB DE ADSORBENTE).

C_A = CAPACIDAD DE ADSORCIÓN.

PARA UNA COMBINACIÓN DE ALUMINA Y MALLAS MOLECULARES

$$C_A = \frac{4 \text{ LB AGUA}}{100 \text{ LB MEZCLA DE ABSORBENTES}} \quad \text{REF. (20)}$$

$M = 50000$ LB.

SI SE TIENE 75% DE ALUMINA Y 25% DE MALLAS MOLECULARES:

$$M \text{ ALUMINA} = 0,75 \text{ M} = 37500 \text{ LB.}$$

$$M \text{ MALLA MOLECULAR} = 0,25 \text{ M} = 12500 \text{ LB.}$$

PARA DETERMINAR EL VOLUMEN DE CADA LECHO, SE REQUIERE LA DENSIDAD (REF. 20).

$$\text{DENSIDAD ALUMINA H-151} = 52 \text{ LB/FT}^3$$

$$\text{DENSIDAD MALLA MOLECULAR 4A} = 41 \text{ LB/FT}^3$$

$$V \text{ ALUMINA} = 721 \text{ FT}^3$$

$$V \text{ MALLA} = 305 \text{ FT}^3$$

MOLECULAR

H) CÁLCULO DE LA ALTURA DE LOS LECHOS.

$$H = \frac{V}{A.}$$

$$H \text{ ALUMINA} = 16,4 \text{ FT}$$

$$H \text{ MALLA} = 7 \text{ FT}$$

MOLECULAR.

ALTURA TOTAL (L)

$$L = 23,5 \text{ FT.}$$

1) CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN-

EL CÁLCULO PARA LA CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DE UN LECHO - POROSO DE PARTICULAS SE PREDICE CON LA ECUACIÓN DE ÉRGUN, LA CUAL INVOLUCRA ALTURA Y POROSIDAD DE LA CAMA, DIÁMETRO DE PARTICULA ASÍ COMO VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL GAS, POR LO QUE ES FUNCIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DE CADA - ADSORBENTE RAZÓN POR LA CUAL LOS FABRICANTES HAN MODIFICADO LA ECUACIÓN DE ACUERDO AL TIPO DE MATERIAL DE SUS PRODUCTOS.

DEBIDO AL PUNTO ANTERIOR Y A QUE SE SELECCIONA EL ADSORBENTE FABRICADO POR UNION CARBIDE, SE UTILIZÓ LA SIGUIENTE EXPRESIÓN:

$$\frac{DP}{L} = A MFV + BDFV^2 = \frac{LB/IN^2}{FT}$$

DONDE:

DP = CAIDA DE PRESIÓN, LB/IN²

A, B= CONSTANTES CARACTERÍSTICAS DEL ADSORBENTE

MF = VISCOSIDAD DEL GAS; CP.

DF = DENSIDAD DEL GAS, LB/FT³

V = VELOCIDAD DEL GAS; FT/MIN.

L = ALTURA DE LA CAMA; FT.

A = 0.0239

B = 0.00012

V = 33.8 FT/MIN.

MF = 0.012 CP

DF = 2.73 LB/FT³

L = 7 FT

DP = 2.7 LB/IN.²

LOS DATOS DEL DIMENSIONAMIENTO SE REPORTAN EN LA HOJA DE DATOS DEL TREN DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS DE ALIMENTACIÓN (DA-101).

PLANTA CRIOGENICA RECUPERADORA DE LICUABLES			
LOCALIZACION	EDICION	FECHA	FECHA POR AP. POR
CONTRATO NO	PRELIMINAR	AGO-87	MM
CLAVE DA-101			
NO. DE UNIDADES	DOS (2)		

RECIPIENTES

(INDICA DE DIBUJO DE P. 115)

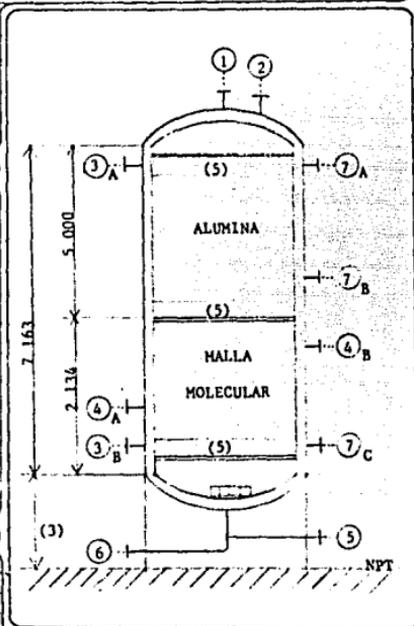
SERVICIO DESHIDRATADOR DE GAS DE ALIMENTACION		SECCION METALICA	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	AGUA	FLUIDO (2)	TEMP. DENSIDAD
VAPOR O GAS	HIDROCARBUROS	FLUIDO 1.3	TEMP. DENSIDAD 0.04
TEMPERATURA OPERACION	35	MAX MA 49	TEMP. DENSIDAD 64
PRESION OPERACION	47.8	MAX MA 48.5	TEMP. DENSIDAD 50.5
DIMENSIONES: LONGITUD Y 7 163		DIAMETRO 2 286	
CAPACIDAD 2 940		CAPACIDAD 2 940	
NIVEL: NORMAL		ALARMA ALTO NIVEL	ALARMA BAJO NIVEL
MATERIALES: CASCARON A.C.		CABEZAS A.C.	
MALLA SEPARADORA 25/25		MATERIA	
TIPO CIRCULAR DIAMETRO			
TIPO RECTANGULAR LONGITUD		ANCHO	
CORROSION PERM: CASCARON		CABEZAS	
AISLAMIENTO XX. SI INTERNO, PARA CONSERVACION			
RECUBRIMIENTO INTERNO: NO, XX			

BOQUILLAS

NO	ABREC	QTO NORMAL	SERVICIO
1	1	25	VENTEO
2	1	356	ALIMENTACION DE GAS
3A,B	2	38	TOMA DE SEÑAL DE PRESION
4A,B	2	51	MUESTREADOR
5	1	356	SALIDA DE GAS A EA-102
6	1	356	TRAMPA DE SOLIDOS
7A,B,C	3	508	REGISTRO DE HOMBRE
C			

NOTAS

- (1) ACOTACIONES Y DIAM. BOQUILLAS EN mm
- (2) 2.000 lb. DE AGUA (MAX.) EN 8 HRS. DE ABSORCION POR UNIDAD
- (3) MINIMO POR TUBERIAS
- (4) ESPESOR DE PLACA 48 mm
- (5) ALUMINA SOPORTE 1/2 pulg.



TESIS UNAM

FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ

IV.6.5. CÁLCULO DEL 1ER. COMPRESOR DE GAS RESIDUAL (GB-101).

CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN.

COMPONENTE	%VOL.
N ₂	0.742
CO ₂	0.118
C ₁	94.724
C ₂	4.216
C ₃	0.195
I C ₄	0.003
N C ₄	0.002

$$W = 313600 \text{ LB/HR.}$$

$$PM = 16.81 \text{ LB/LBMOL}$$

CONDICIONES DE OPERACIÓN.

PRESIÓN A LA SUCCIÓN: 196 LB/IN²

TEMPERATURA A LA SUCCIÓN: 38°F

PRESIÓN A LA DESCARGA: 243 LB/IN²

$$Z = 0.963$$

$$\rho = 0.69 \text{ LB/FT}^3$$

SECUENCIA DE CÁLCULO.

A) SE CALCULA EL FLUJO VOLUMÉTRICO.

$$Q = \frac{W}{F} \dots\dots\dots (6.5.1)$$

B) SI EL FLUJO VOLUMÉTRICO ES GRANDE, SE RECOMIENDA UN COMPRESOR CENTRÍFUGO, DEBIDO A QUE SE PUEDE LOGRAR EN ETAPAS, LA PRESIÓN REQUERIDA, NO OCUPANDO GRANDES DIMENSIONES.

C) SE CALCULA LA TEMPERATURA DE DESCARGA

$$T_D = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{N-1}{N}} \dots \dots \dots (6.5.2)$$

$$\frac{N-1}{N} = \frac{K-1}{K} \times \frac{1}{C_F} \dots \dots \dots (6.5.3)$$

DONDE:

$$K = \frac{C_P}{C_V}$$

EF = EFICIENCIA

P_2 = PRESIÓN A LA SUCCIÓN

P_1 = PRESIÓN A LA DESCARGA.

D) CÁLCULO DE LA CARGA ISOENTRÓPICA.

$$H = \frac{R \times Z}{SPGR} T_1 N \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{N-1}{N}} - 1) \dots (6.5.4)$$

$$R = 53.35$$

E) CÁLCULO DEL NÚM. DE IMPULSORES.

$$\text{Nº. DE IMPULSORES} = \frac{H}{M} \dots \dots (6.5.5)$$

M = CARGA POR IMPULSOR (CARACTERÍSTICA POR COMPRESOR).

F) CÁLCULO DE LA VELOCIDAD REQUERIDA

$$\text{VEL. REQUERIDA} = V_{\text{NOMINAL}} \left(\frac{H}{M \times \text{Nº. IMP.}} \right)^{0.5} \dots \dots (6.5.6)$$

G) CÁLCULO DE LA POTENCIA.

$$HP = \frac{W \cdot H}{EF \times 33000} \dots\dots\dots (6.5.7).$$

W: FLUJO MASCICO EN LB/MIN.

H: CARGA ISOENTRÓPICA EN FT.

EF: EFICIENCIA.

H) CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE.

$$C.C. = \frac{HR}{LHV} \times HP \dots\dots\dots (6.5.8)$$

DONDE:

HR: HEAT RATE; BTU/HP-HR.

LHV: PODER CALORÍFICO, BTU/FT³.

RESOLUCIÓN.

A) APLICANDO LA ECUACIÓN (6.5.1), OBTENEMOS:

$$Q = \frac{7595.8 \text{ FT}^3}{\text{MIN.}}$$

B) PARA ESTE FLUJO, SE PUEDE UTILIZAR UN COMPRESOR CENTRÍFUGO, ENTRE LOS FABRICANTES QUE MANEJAN ESTE FLUJO, SE ENCUENTRA ELLIOT.

C) SE EVALUAN LOS PARÁMETROS, ECUACIÓN (6.5.3), PARA EL CÁLCU LO DE LA TEMPERATURA DE DESCARGA.

$$\frac{N - 1}{N} = 0.377$$

$$T_D = 72^\circ \text{ F.}$$

- D) SE CALCULA LA CARGA ISOENTRÓPICA, CON LA ECUACIÓN (6.5.4) Y SE OBTIENE:

$$H = 17359.7 \text{ FT.}$$

- E) SE PROCEDE AL CÁLCULO DEL NÚM. DE IMPULSORES, CON LA RELACIÓN (6.5.5), ("M" ES CARACTERÍSTICO DEL TIPO DE COMPRESOR SELECCIONADO, YA QUE ES FUNCIÓN DE LA FABRICACIÓN, -- POR TANTO, PARA EJEMPLIFICAR EL CÁLCULO, SE ELIGE EL COMPRESOR CENTRÍFUGO ELLIOT 38 M, CON 10000 FT POR COMPRESOR (REF. 21).

$$\text{NÚM. DE IMPULSORES} = 2.$$

- F) CÁLCULO DE LA VELOCIDAD REQUERIDA CON LA ECUACIÓN (6.5.6) Y DE MANERA SIMILAR QUE CON LOS IMPULSORES SE ELIGE LA VELOCIDAD NOMINAL A PARTIR DE LOS DATOS DE FABRICANTE.

$$V \text{ NOMINAL PARA COMPRESORA TIPO 38 M} = 8100 \text{ R.P.M.}$$

$$V \text{ REQUERIDA} = 7546 \text{ R.P.M.}$$

- G) FINALMENTE, SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA POTENCIA, CON LA ECUACIÓN (6.5.7).

SE CONSIDERA UNA EFICIENCIA DEL 70%

$$P = 2060 \text{ Hp.}$$

- H) CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE, SE CALCULA CON LA ECUACIÓN -- (6.5.8), POR LO CUAL SE REQUIERE EL VALOR DEL HEAT RATE -- PARA OBTENERLO ES NECESARIO ELEGIR TIPO Y MODELO DE ACCIONADOR, PARA EJEMPLIFICAR SE SELECCIONA UNA TURBINA RUSTON (REF. 7).

$$H. R. = \frac{12000 \text{ BTU}}{\text{HP} - H.}$$

$$\text{PARA GAS RESIDUAL LHV} = 1100 \frac{\text{BTU}}{\text{FT}^3}$$

$$\text{c. c.} = 0.65 \text{ MMPCD.}$$

DEBIDO A QUE LA UNIDAD CRIOGÉNICA SE DISEÑÓ PARA OPERAR -
330 DÍAS POR AÑO, EL CONSUMO ANUAL ES:

$$\text{c.c.} = 214.5 \frac{\text{MMPC}}{\text{AÑO.}}$$

LOS RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE ESTE EQUIPO, SE -
ILUSTRAN EN LA HOJA DE DATOS DEL 1er. COMPRESOR DE GAS RESI
DUAL (GB-10)'.
.

PLANTA	Criogenica Recuperadora de Licuables
CLAVE	GB-101/R
No. DE UNIDADES	una y relevo

COMPRESOR

HOJA DE DATOS DE PROCESO

SERVICIO	1er. compresor de gas residual	TIPO	Centrifugo
GAS MAREAJADO	gas residual		Eliol. 38M
RELACION		MIN	MAX
CAPACIDAD	60	100	120
H ₂ /hr	188 160	313 600	376 380
HPCA (60 SF, 1 atm)	102 000	170 000	204 000
PCMA COND. INICIALES	4 558	7 596	9 115
PESO MOLECULAR	16 810	16 810	16 810
CONDICIONES SUCCION			
PRESION, PSIA	198 700	210 700	234 700
TEMPERATURA, °F	21 000	38 000	97 000
DENSIDAD, lb/ft. 3	0 736	0 688	0 685
FACTOR COMPRESIBILIDAD, %	0 963	0 963	0 963
"K" (C _p / C _v)	1 361	1 359	1 355
HUMEDAD RELATIVA			
CONDICIONES DESCARGA			
PRESION, PSIA		257 700	
TEMPERATURA, °F		72 000	
% ESTIMADA A T, °F		0 9369	
"K" ESTIMADA A T, °F		1 352	

ACONDICIONADOR	Turbina POR Gas	PRESION BAROMETRICA	14.7
----------------	-----------------	---------------------	------

SERVICIO		PROPIEDADES DEL GAS	
POTENCIA	2 060 HP	COMPOSICION analisis del gas	
VELOCIDAD	8 100 RPM	VER HOJA No. 2	
No. IMPULSORES	2 (dog)	CORROSION	
CONSUMO DE GAS	0 65 M ³ /CD a T 72 °F	CONTAMINACION ACEITE LUB.	
P 237 7 PSIG		DEGENERACION ACEITE LUB.	
COMPOSICION DEL COMBUSTIBLE VER			
HOJA No. 3			

NOTA: LAS CONDICIONES DE PRESION SON A LA ENTRADA Y LA SALIDA DE LAS BRIDAS DEL COMPRESOR.

TESIS U R A M
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA ROJERO LOPEZ

COMPRESOR

HOJA DE DATOS DE PROCESO

PLANTA	Criogenica Recuperadora de Licuables	HOJA 2	DF. 3
CLAVE	GR-101/R	FECHA POR	BNL
No. UNIDADES	Una y relevo	APROBADA POR	

ANALISIS DE GAS DE ALIMENTACION

COMPONENTES	FORMULA	MINIMO %MOI.	NORMAL %MOI.	MAXIMO %MOI.
NITROGENO	N ₂	0.742	0.742	0.742
METANO	CH ₄	94.724	94.724	94.724
BIOXIDO DE CARBONO	CO ₂	0.118	0.118	0.118
ETANO	C ₂ H ₆	4.216	4.216	4.216
PROPANO	C ₃ H ₈	0.195	0.195	0.195
i-BUTANO	iC ₄ H ₁₀	0.003	0.003	0.003
n-BUTANO	nC ₄ H ₁₀	0.002	0.002	0.002
TOTALES		100.000	100.000	100.000
HUMEDAD RELATIVA?		-----	-----	-----
PESO MOLECULAR		16.810	16.810	16.810
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.082	0.042	0.017
Z. a *C Kg/cm ² abs.		0.964	0.9639	0.9639
Cp/Cv a *C Kg/cm ² abs.		1.361	1.359	1.355

NOTAS:

TESIS U N A M
FACULTAD DE QUIMICA
MARITZA MONROY LOPEZ

COMPRESOR

HOJA DE DATOS DE PROCESO

PLANTA	Criogenica Recuperadora de Licuables	HOJA 3 DE 3
CLAVE	GR-101/R	HECHA POR RWL
No. UNIDADES	Una y relevo	APROBADA POR

ANALISIS DE GAS COMBUSTIBLE

COMPONENTES	FORMULA	MINIMO %VOL	NORMAL %VOL	MAXIMO %VOL
NITROGENO	N2	0.742		
METANO	CH4	94.725		
BIOXIDO DE CARBONO	CO2	0.117		
ETANO	C2H6	4.215		
PROPANO	C3H8	0.195		
i-BUTANO	iC4H10	0.003		
n-BUTANO	nC4H10	0.002		
TOTALES		100.000		
MONEDAD RELATIVA		----		
PESO MOLECULAR		16.81		
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.026		
Z. a 4C Kg/cm2abs.		0.9639		
Cp/Cv a 4C Kg/cm2abs.		1.352		

NOTAS:

TESIS	U N A M
FACULTAD DE QUIMICA	
MARITZA MONROY LOPEZ	

IV.6.6. CÁLCULO DEL 20. COMPRESOR DE GAS RESIDUAL (GB-102)

A) CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN.

COMPONENTE	% MOL
N ₂	0.742
CO ₂	0.118
C ₁	94.724
C ₂	4.216
C ₃	0.195
I C ₄	0.003
N C ₄	0.002

$$W = 313600 \text{ LB/HR.}$$

$$\text{PRESIÓN A LA SUCCIÓN} = 243 \text{ LB/IN}^2$$

$$\text{TEMPERATURA A LA SUCCIÓN} = 72^\circ \text{ F}$$

$$\text{PRESIÓN A LA DESCARGA} = 700 \text{ LB/IN}^2$$

$$Z = 0.964$$

$$P = 0.787 \text{ LB/FT}^3$$

CON LA MISMA SECUENCIA DE CÁLCULO, SE OBTIENEN LOS DATOS QUE SE RESUMEN EN LA HOJA DE DATOS DEL 20. COMPRESOR DE GAS RESIDUAL (GB - 102).

CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE.

PARA SU EVALUACIÓN, ES NECESARIO SELECCIONAR TIPO Y MODELO DEL ACCIONADOR PARA LO CUAL SE ELIGE LA TURBINA SOLAR MARS DE -- 12600 HP (REF. 7).

$$HR = \frac{7700 \text{ BTU}}{\text{HP-HR}}$$

$$C. C. = \frac{2.1 \text{ MMPC}}{\text{DÍA}} = \frac{693 \text{ MMPC}}{\text{AÑO.}}$$

PLANTA	Criogenica Recuperadora de Licuables
CLAVE	GH 102/R
Nº DE UNIDADES	una y relevo

COMPRESOR

HOJA DE DATOS DE PROCESO

SERVICIO	Zeo compresor de gas residual		TIPO	Centrifugo
GAS MATEJADO	gas residual			Eliot. 3RM
RELACION	RIN	RON	MAX	
CAPACIDAD	60	100	120	
lb/hr	187 440	312 400	374 880	
HPG (60 AF, 1 atw)	101 550	169 300	203 115	
PCMA COND. TRICIALES	3 984	6 641	7 969	
PESO MOLECULAR	16 810	16 810	16 810	
CONDICIONES SUCCION				
PRESION, PSIA	206	257 700	309	
TEMPERATURA, ºF	57 500	72 000	86 300	
DESGAS, lb/ft. 3	0 788	0 787	0 787	
FACTOR COMPRESIBILIDAD, Z	0 964	0 9639	0 9639	
K (Sp / Sv)	1 356	1 352	1 347	
HUMEDAD RELATIVA				
CONDICIONES DESCARGA				
PRESION, PSIA		714 700		
TEMPERATURA, ºF		259 000		
Z ESTIMADA A T, ºF		0 975		
K ESTIMADA A T, ºF		1 310		

ACONDICIONADOR Turbina	POR Gas	PRESION BAROMETRICA	14.7
------------------------	---------	---------------------	------

SERVICIO		PROPIEDADES DEL GAS	
POTENCIA	12 533 BHP	COMPOSICION	analisis del gas
VELOCIDAD	8 100 RPM	VER HOJA No.	2
No. IMPULSORES	8 (ocho)	CORROSIV	
CONSUMO DE GAS	2.1 MPPGD at 72 ° F	CONTAMINACION ACEITE LUB.	
P	237.7 PSIG	DEGENERACION ACEITE LUB.	
COMPOSICION DEL COMBUSTIBLE. VER HOJA No. 3			

NOTA: LAS CONDICIONES DE PRESION SON A LA ENTRADA Y LA SALIDA DE LAS BRIDAS DEL COMPRESOR.

TESIS	U R A M
FACULTAD DE QUIMICA	
MARITZA MORROY LOPEZ	

COMPRESOR

HOJA DE DATOS DE PROCESO

PLANTA	Criogenica Recuperadora de Licuables	HOJA 3 DE 3
CLAVE	GR-102/R	HECHA POR NNI.
No. UNIDADES	Una y relevo	APROBADA POR

ANALISIS DE GAS COMBUSTIBLE

COMPONENTES	FORMULA	MINIMO %MOI.	NORMAL %MOI.	MAXIMO %MOI.
NITROGENO	N ₂	0.742		
METANO	CH ₄	94.725		
DIOXIDO DE CARBONO	CO ₂	0.117		
ETANO	C ₂ H ₆	4.215		
PROPANO	C ₃ H ₈	0.195		
i-BUTANO	iC ₄ H ₁₀	0.003		
n-BUTANO	nC ₄ H ₁₀	0.002		
TOTALES		100.000		
HUMEDAD RELATIVA%		----		
PESO MOLECULAR		16.810		
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.026		
% a 4C Kg/cm ² abs.		0.9639		
Cp/Cv a 4C Kg/cm ² abs.		1.352		

NOTAS:

TESIS	U N A M
FACULTAD DE QUIMICA	
MARITZA MONROY LOPEZ	

IV.6.7 CALCULO DEL TURBOEXPANSOR (TE-101).

CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN;

COMPONENTE	%MOL
N ₂	0.812
CO ₂	0.157
C ₁	91.806
C ₂	6.027
C ₃	1.062
I C ₄	0.061
N C ₄	0.066
I C ₅	0.005
N C ₅	0.004
N C ₆	0.001

CONDICIONES DE OPERACIÓN:

PRESIÓN A LA SUCCIÓN: 620 LB/IN²

TEMPERATURA A LA SUCCIÓN: -63° F

PRESIÓN A LA DESCARGA: 220 LB/IN²

ENTALPIA A LA SUCCIÓN: $H_1 = \frac{2518.5 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$

ENTALPIA A LA DESCARGA $H_2 = \frac{2148 \text{ BTU}}{\text{LBMOL}}$

- LA POTENCIA RECUPERADA POR EL TURBO EXPANSOR, ES:

$$\text{BHP} = \frac{(H_2 - H_1) \times W \times \eta}{2545}$$

$$\text{BHP} = 2314$$

IV.6.8. DIMENSIONAMIENTO DE LA TORRE DESMETANIZADORA (DA-102).

PARA QUE SE EFECTUE LA OPERACIÓN DE CONTACTO ADECUADO EN EL EQUIPO, EL PARÁMETRO DE PORCIENTO DE INUNDACIÓN FIJA LAS DIMENSIONES BAJO LAS CUALES DEBE OPERAR LA TORRE.

EL MÉTODO UTILIZADO PARA EL DISEÑO DE LA TORRE ES CON PLATOS TIPO VÁLVULA, LOS PARÁMETROS QUE DETERMINAN LA INUNDACIÓN EN EL PLATO SON: DIÁMETRO, ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS Y NÚMEROS DE PASOS.

EL MÉTODO UTILIZADO EN ESTE TRABAJO ES DE PLATOS TIPO VÁLVULA LA GLITSCH, YA QUE HAN PRESENTADO GRAN FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN EN PLANTAS INDUSTRIALES, DANDO LUGAR A SEPARACIONES SATISFACTORIAS, HASTA CON UN 82% DE INUNDACIÓN, LAS GRÁFICAS REQUERIDAS PARA EL DIMENSIONAMIENTO, SE ENCUENTRAN EN LA REFERENCIA (36)

IV.6.8.1. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA TORRE DESMETANIZADORA (DA-102).

DE ACUERDO A DESCRIPCIÓN DEL PROCESO SE ALIMENTA CON EL PLATO NÚM. 6 UNA CORRIENTE LÍQUIDA FRÍA LO QUE PROPICIA INCREMENTO EN EL FLUJO, POR LO QUE EL CÁLCULO SE EFECTUARÁ POR SECCIONES.

A) LOS SIGUIENTES PARÁMETROS SON UTILIZADOS

FLUJO DE VAPOR; CFS ($FT^3/SEG.$)

FLUJO DE LÍQUIDO; FL (GPM)

DENSIDAD DEL VAPOR; DV (LB/FT^3)

DENSIDAD DEL LÍQUIDO; DL (LB/FT^3)

ESPACIAMIENTO; TS (IN)

NÚMERO DE PASOS; NP

FACTOR DE INUNDACIÓN; FF

FACTOR DEL SISTEMA; FS (SISTEMA DE HIDROCARBUROS).

B) DATOS DE LA 1A. SECCIÓN (PLATOS 1-5).

$$CFS = 7.2 \text{ FT}^3/\text{SEG.}$$

$$FL = 99 \text{ GPM}$$

$$DV = 1.23 \text{ LB/FT}^3$$

$$DL = 31.57 \text{ LB/FT}^3$$

$$TS = 18$$

$$NP = 1$$

$$FF = 0.82$$

$$FS = 1.00$$

C) VELOCIDAD DE DISEÑO PARA ESTABLECER ÁREA DE BAJANTE.

$$VD = 7.5 (TS)^{0.5} (DL - DV)^{0.5} \dots (6.8.1).$$

$$VD = 175.3 \text{ GPM/FT}^2$$

D) FACTOR DE CAPACIDAD DEL VAPOR.

$$CAF = CAF_0 (FS) \dots \dots \dots (6.8.2)$$

CAF₀ : FACTOR CAPACIDAD DEL VAPOR NO CORREGIDO POR LAS TENDENCIAS ESPUMANTES DEL SISTEMA DE LA FIGURA 5B DE LA REF. (36). CAF₀ = 0.38.

$$CAF = 0.38$$

E) CARGA DEL VAPOR.

$$VLOAD = CFS (DV/(DL-DV))^{0.5} \dots (6.8.3).$$

$$VLOAD = 1.4$$

F) CÁLCULO APROXIMADO DE LA TORRE (DT)

$$CFS = V_{LOAD} A \dots\dots\dots (6.8.4)$$

$$DT = 4 \text{ FT}$$

G) LONGITUD RECORRIDA POR EL FLUJO

$$FPL = 9 (DT)/MP \dots\dots\dots (6.8.5)$$

$$FPL = 60.5 \text{ IN.}$$

H) DETERMINACIÓN DEL ÁREA ACTIVA MÍNIMA.

$$AAM = \frac{V_{LOAD} + FL \times FPL/1300 \dots}{CAF \times FF} \dots (6.8.6)$$

$$AAM = 5.8$$

I) ÁREA DE BAJANTE

$$ADM = FL/V_{Ddsg} (FF) \dots\dots\dots (6.8.7)$$

$$ADM = 0.69$$

$$Y \quad ADM = 11\% \text{ DE } AAM.$$

$$SI \quad AAM = 100\%$$

$$ADM = x \quad x = 11.8\%$$

J) ÁREA DE LA COLUMNA.

$$ATM = AAM + 2 (ADM) \dots\dots\dots (6.8.8)$$

$$ATM = 7.2 \text{ FT}^2$$

K) DIÁMETRO MÍNIMO DE LA TORRE

$$DT = (AT/0.785)^{0.5} \dots\dots\dots (6.8.9)$$

$$DT = 3.5 \text{ FT.}$$

L) ÁREA TOTAL DE LA BAJANTE.

$$AD = (AT) AD/VATM \dots\dots\dots (6.8.10).$$

$$AD = 0.92 \text{ FT}^2$$

$$AT = 0.785 (DT)^2 = 9.6 \text{ FT}^2 \quad (6.8.11)$$

M) LONGITUD DE LA TRAYECTORIA DEL FLUIDO EN LA BAJANTE.

$$FPL = \frac{12 DT + 2 H}{NP} \dots\dots\dots (6.8.12)$$

PARA OBTENER H, SE REQUIEREN LAS TABLAS DE FUNCIONES SEGMENTALES:

$$\frac{AD}{AT} = 0.0956 \quad \frac{H}{D} = 0.1515$$

POR LO TANTO

$$H = 6.4 \text{ IN.}$$

FPL = 29.3, SE MODULA A 29,

POR LO TANTO

H = 6.5 IN Y AD AJUSTADA

$$AD = 0.94 \text{ FT}^2$$

N) AREA ACTIVA

$$AA = AT - 2AD = 7.7 \dots \quad (6.8.13)$$

$$AA = 7.7 \text{ FT}^2$$

N) PORCENTAJE DE INUNDACIÓN. (F)

$$\frac{\% \text{ FLOOD}}{100} = \frac{V_{\text{LOAD}} + FL (FPL/1300)}{AA (CAF)} \quad (6.8.14).$$

$$\frac{\% \text{ FLOOD}}{100} = 0.54$$

ó

$$\frac{\% \text{ FLOOD}}{100} = \left(\frac{V_{\text{LOAD}}}{AA \times CAF - \left(\frac{AD \times V_{\text{DMSG}} \times FPL}{1300 U_{\text{PDSG}}} \right) \text{DLF}} \right)^{0.625} \quad (6.8.15)$$

DONDE:

$$\text{DLF} = \left(\frac{AD \times V_{\text{DMSG}}}{FL} \right)^{0.6}$$

$$\text{DLF} = 1.4$$

$$\frac{\% \text{ FLOOD}}{100} = 0.67$$

IV.6.8.2. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA TORRE DESMETANIZADORA 2A. SECCIÓN.

A) 2A. SECCIÓN (PLATOS 6-20).

LA SECUENCIA DE CÁLCULO ES IDÉNTICA A LA 1A. SECCIÓN.

B) DATOS.

$$CFS = 15.5 \text{ FT}^3/\text{SEG.}$$

$$FL = 981.6 \text{ GPM}$$

$$DV = 1.8 \text{ LB/FT}^3$$

$$DL = 30.2 \text{ LB/FT}^3$$

$$TS = 18 \text{ IN}$$

$$NP = 1$$

$$FF = 0.82$$

$$FS = 1.0$$

$$C) VD = 169.6 \text{ GPM/FT}^2; \text{ EC. (6.8.1.)}$$

$$D) CAF = 0.39; \text{ EC. (6.8.2)}$$

$$E) V_{LOAD} = 3.9; \text{ EC (6.8.3)}$$

$$F) DT = 6.3 \text{ FT}; \text{ EC (6.8.4)}$$

$$G) FPL = 56.6 \text{ IN}; \text{ EC (6.8.5)}$$

$$H) AAM = 25.7; \quad EC \quad (6.8.6)$$

$$I) ADM = 7.1; \quad EC \quad (6.8.7)$$

$$ADM = 27.5\% \text{ DE } AAM$$

$$J) ATM = 39.8; \quad EC. \quad (6.8.8)$$

$$K) DT = 7.5 \text{ FT}; \quad EC. \quad (6.8.9)$$

$$L) AD = 7.8 \text{ FT}^2; \quad EC. \quad (6.8.10)$$

$$M) AT = 44.2 \text{ FT}^2; \quad EC. \quad (6.8.11)$$

$$FPL = 48.01; \quad EC. \quad (6.8.12)$$

$$\text{MODULANDO } FPL = 48; \quad H=21$$

$$\text{POR LO TANTO, } AD = 7.8 \text{ FT}^2 \text{ AJUSTADA.}$$

$$N) AA = 28.5 \text{ FT}^2 \quad E.C. \quad (6.8.13)$$

$$\bar{N}) \% \text{ FLOOD} = \frac{0.68}{100} \quad E.C. \quad (6.8.14)$$

IV.6.3.3. CÁLCULO DE LA ALTURA DE LA TORRE DESMETANIZADORA (DA-102).

6.3.3.1 ALTURA DE LA SECCIÓN INFERIOR EN LA TORRE.

A) LOS SIGUIENTES PARÁMETROS SON UTILIZADOS:

D = DIÁMETRO DE LA TORRE

N = ALTURA DEL ÚLTIMO PLATO A LA BOQUILLA.

L = ALTURA DEL NIVEL MÁXIMO EN LA BOQUILLA

D = DIÁMETRO DE BOQUILLA DE RETORNO DEL REHERVIDOR.

Q = FLUJO VOLUMÉTRICO (FT³/MIN).

T = ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS = 18 IN.

$$N = \frac{T + D + 6''}{2} \dots\dots\dots (6.8.16)$$

$$L = 24'' + \frac{D}{2} \dots\dots\dots (6.8.17)$$

B) SE PROPONE UN TIEMPO DE RESIDENCIA (τ_R).

$$\tau_R = 2 \text{ MIN.}$$

C) SE CALCULA EL VOLUMEN DE LÍQUIDO ALMACENADO EN EL TIEMPO DE RESIDENCIA

$$V_R = \frac{Q_L}{\tau_R} \dots\dots\dots (6.8.18)$$

$$Q_L = \text{FLUJO DE LÍQUIDO EN EL PLATO 20} = 131.2 \text{ FT}^3/\text{MIN.}$$

$$V_R = 65.6 \text{ FT}^3$$

D) SE CALCULA EL ÁREA DE LA TORRE (ATE)

$$ATE = 0.785 D^2 = 44.2 \text{ FT}^2$$

E) SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA ALTURA DE LÍQUIDO (HR).

$$HR = \frac{Vr}{ATE} \dots\dots\dots (6.8.19)$$

$$HR = 453 \text{ MM.}$$

F) CÁLCULO DE LOS NIVELES

F.1) NIVEL MÍNIMO = 152 MM; POR PRÁCTICAS DE NORMAS DE INSTALACIONES.

F.2) NIVEL MÁXIMO = HR + NMIN = 605 MM.

F.3) NIVEL NORMAL = HMIN + 0.6 HR = 424 MM.

G) SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA COLOCACIÓN DE LAS ALARMAS.

$$AAN = HMIN + 0.8 HR. \dots\dots (6.8.20)$$

$$AAN = 515 \text{ MM}$$

$$ABN = NMIN + 0.25 HR. \dots\dots (6.8.21)$$

$$ABN = 266 \text{ MM}$$

H) CÁLCULO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE LÍQUIDO.

H.1) EL SIGUIENTE CRITERIO ES UTILIZADO PARA BOQUILLAS DE RETORNO DEL REHERVIDOR.

$$Dp_{100} \leq 0.2 \text{ LB/IN}^2$$

$$V \leq 70 \text{ FT/SEG.}$$

H.2) LOS SIGUIENTES PARÁMETROS SE OBTIENEN DEL PRODUCTO DE FONDOS DEL BALANCE DE LA TORRE DESMETANIZADORA. TABLA 6.

$$Q_v = 15.5 \text{ FT}^3/\text{SEG.}$$

$$P_v = 1.8 \text{ LB/FT}^3$$

$$\mu_v = 0.055 \text{ CP}$$

H.3) SE SUPONE UN $D = 8 \text{ IN}$

$$\text{POR LO TANTO } A = 0.317 \text{ FT}^2$$

$$V = \frac{Q_v}{A} \dots\dots\dots (6.8.22)$$

$$V = 48.96 \text{ FT/SEG.}$$

SE EVALÚA EL REYNOLDS

$$Re = 1526126$$

$$F = 0.0245$$

SE PROCEDE AL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN CON LA ECUACIÓN 6.18

$$Dp_{100} = 0.018$$

POR LO TANTO EL DIÁMETRO SUPUESTO ES ADECUADO.

I) SE CALCULA "N" CON LA ECUACIÓN 6.8.16

$$N = 712 \text{ MM}$$

J) SE CALCULA "L" CON LA ECUACIÓN 6.8.17

$$L = 712 \text{ MM.}$$

K) ALTURA DE LA PARTE INFERIOR DE LA TORRE

$$H_{INF} = N_{MAX} + L + N \dots\dots (6.8.23)$$

$$H_{INF} = 2029 \text{ MM}$$

6.8.3.2 ALTURA DE LA PARTE INTERMEDIA DE LA TORRE.

L) $H_{INT} = T \times \text{NÚM. DE PLATOS} \dots\dots (6.8.24)$

$$H_{INT} = 9144 \text{ MM.}$$

6.8.3.3. ALTURA DE LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE.

LL) LOS SIGUIENTES PARÁMETROS SON UTILIZADOS

B: DISTANCIA DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN AL PLATO SUPERIOR.

A: DISTANCIA DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN AL DOMO.

D_S : DIÁMETRO DE LA SECCIÓN SUPERIOR DE LA TORRE
= 1067 MM.

DA: DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN SUPERIOR.

$$B = DA + 6'' \dots\dots\dots (6.8.25)$$

$$A = 0.2 D_s + 3' + DA \dots\dots (6.8.26)$$

- M) LA ALIMENTACIÓN SE ENCUENTRA EN DOS FASES, POR LO CUAL EL TAMAÑO DE LA BOQUILLA SE EVALÚA CON LOS PARÁMETROS DE BAKER, CON LOS SIGUIENTES CRITERIOS: (REFERENCIA 22).

$$Dp/100 < 1 \text{ PSI}$$

$$V < 6 \text{ FT/SEG.}$$

- M.1) LAS PROPIEDADES SE OBTIENEN DEL BALANCE EN LA CORRIENTE DE SALIDA DEL TURBOEXPANSOR (TE-101), TABLA NÚM. 4.

$$B_x = 531 \frac{(\text{ML})}{\text{WG}} \left(\frac{P_L P_G}{P_L^{2/3}} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu}{\sqrt{L}} \right)^{1/3} \dots (6.8.27)$$

$$B_x = 1.67$$

$$B_y = 2.16 \text{ WG}$$

$$0.785 DA^2 (P_L P_G)^{0.5} \dots (6.8.28)$$

$$B_y = \frac{107518.049}{DA}$$

$$\text{CON } DA = 20 \text{ IN.}$$

$$B_y = 64511$$

Y CON LA GRÁFICA DE BAKER (REF. 22), SE ENCUENTRA EN LA ZONA "ANULAR", PATRÓN DE FLUJO ADECUADO.

M.2) SE CALCULA LA CAIDA DE PRESIÓN

$$Dp/100 = 0.105.$$

M.3) SE EVALÚA " X^2 ", PARÁMETRO REQUERIDO PARA OBTENER LA CAIDA DE PRESIÓN A DOS FASES.

$$X^2 = \left(\frac{W_L}{W_G}\right)^{1.8} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right) \left(\frac{J_L}{J_G}\right)^{0.2} \dots \quad (6.8.29)$$

$$X^2 = 1.189 \times 10^{-3}$$

M.4) SE PROCEDE A LA OBTENCIÓN DE LA CAIDA DE PRESIÓN A DOS FASES DE LA FIG. NÚM. 6 DE LA REF. (22).

$$Dp/100 (2 \text{ FASES}) = 1 \text{ LB/IN}^2$$

POR LO TANTO EL DIÁMETRO DE BOQUILLA DE 20 IN, ES ADECUADO.

N) CÁLCULO DE "A", CON LA ECUACIÓN 6.8.26

$$A = 1636 \text{ MM.}$$

N) CÁLCULO DE "B", CON LA ECUACIÓN 6.8.25

$$B = 559 \text{ MM.}$$

ALTURA DE LA PARTE SUPERIOR DE LA TORRE.

$$H_{\text{SUP.}} = B + A = 2195 \text{ MM.}$$

ALTURA TOTAL DE LA TORRE

$$H_{\text{TE}} = H_{\text{INF.}} + H_{\text{INT.}} + H_{\text{SUP.}} = 13368 \text{ MM.}$$

6.8.3 CÁLCULO DE LAS BOQUILLAS.

6.8.3.1 BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN DE LÍQUIDO SATURADO EN EL PLATO - NÚM. 6.

DATOS.

$$W_L = 139481 \text{ LB/HR.}$$

$$P_L = 34.6 \text{ LB/FT}^3$$

$$M_L = 0.202 \text{ CP}$$

CRITERIO DE EVALUACIÓN:

$$DP_{100} < 1 \text{ PSI}$$

$$V < 6 \text{ FT/SEG.}$$

SE SUPONE $D = 8''$

$$DP_{100} = 0.117 \text{ PSI; ECUACIÓN (6.18)}$$

$$V = 3.5 \text{ FT/SEG; ECUACIÓN ... (6.8.22)}$$

EL TAMAÑO CUMPLE CON EL SERVICIO.

6.8.3.2 BOQUILLA DE SALIDA DE LÍQUIDO AL REHERVIDOR.

DATOS

$$W_L = 135849 \text{ LB/HR.}$$

$$P_L = 30.9 \text{ LB/FT}^3$$

$$M_L = 0.103 \text{ CP.}$$

CRITERIO DE EVALUACIÓN.

$$DP_{100} < 4 \text{ LB/IN.}^2$$
$$V < 20 \text{ FT/SEG.}$$

SE SUPONE $D = 6''$.

$$DP_{100} = 0.487 \text{ LB/IN.}^2$$
$$V = 6.7 \text{ FT/SEG.}$$

EL TAMAÑO CUMPLE CON EL SERVICIO.

6.8.3.3 SALIDA DE VAPOR DEL DOMO DE LA TORRE.

DATOS:

$$WV = 280125 \text{ LB/HR.}$$

$$\rho_V = 1.306 \text{ LB/FT}^3$$

$$\mu_V = 0.007 \text{ CP.}$$

CRITERIO DE EVALUACIÓN.

$$0.1 \text{ LB/IN.}^2 < DP_{100} < 1 \text{ LB/IN.}^2$$

$$V < \frac{60}{(F)^{0.5}}$$

SE SUPONE $D = 18''$

$$DP_{100} = 0.222 \text{ LB/IN.}^2$$

$$V = 42 \text{ FT/SEG.}$$

LOS RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO SE ILUSTRAN EN LA HOJA DE DATOS DE LA TORRE DESMETANIZADORA (DA-102).

V.- CONCLUSION.

T O R R E S
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55

TIPO DE PLATOS		SER: 10		DESMETANIZADORA	
DIAMETRO:	1067	MM	2286	MM	
ALTURA T-10:	(2)	(3)	MM	FALDON:	(3)
TEMPERATURA OPERACION SUP:	-88	MM	13.0	MM	
PRESION OPERACION:	15.8	MM		MM	
DIENSO TEMP SUP:	107	MM	28°C	PRESION:	17.9
MATERIALES:	(4)	MM		MM	
COMPLICACION FLEXIBILIZACION:	2	MM		MM	
RELEVADO DE TRAYECTORIAS:		MM		MM	
ALICAMIENTO:	CONSERVACION				
MATERIAL:	ACERO INOX				

N°	TIPO	N° DE UNDS	ESPESOR
1-5	VALVULA	UNO	458 mm
6-20	VALVULA	UNO	458 mm

TIPO	N° DE CAMAS
ALTA	2
Baja	2

N°	SECCION	ALICAMIENTO	SERVICIO
1	2	457	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	508	ALIMENTACION DE TE-101
8	1	203	ALIMENTACION DE FA-103
11	1	457	SALIDA GAS A EA-106
17	1	152	SALIDA LIQUIDO A EA-107
18	1	203	RETORNO DEL EA-107 (VAPOR)
23	1	51	VENTEO
31	1	76	DRENE
33	2	381	MEDIDOR DIFERENCIAL PRESION
34	1	381	CONTROL DE TEMPERATURA
35	2	381	CONTROL NIVEL EXTERIOR
40	5	381	TERMOPOZO
41	1	51	CONEXION DE SERVICIO

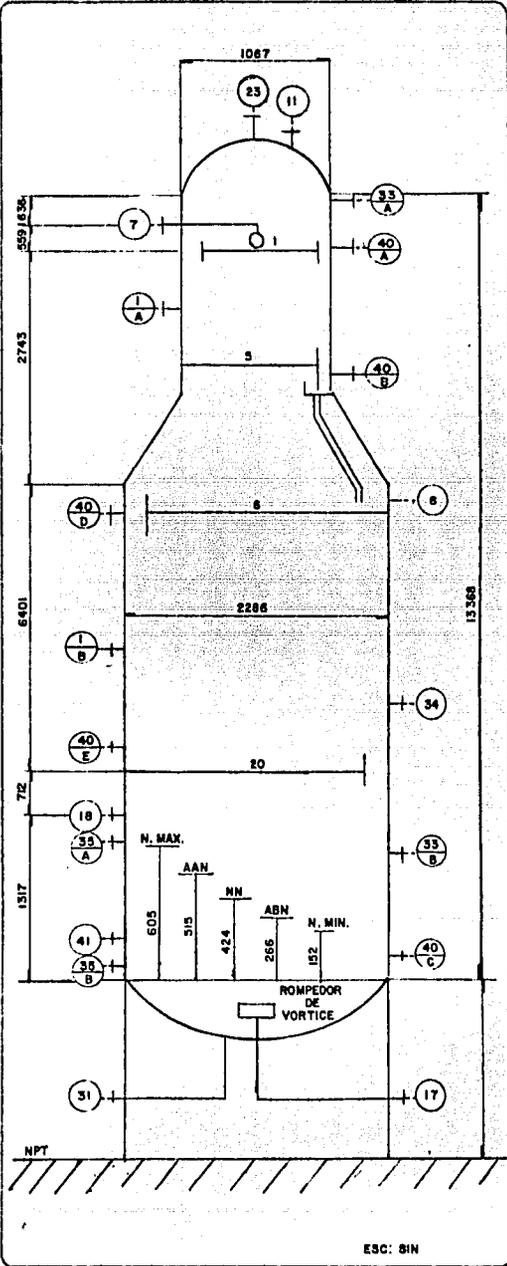
NOTAS

(1) ACOTACIONES Y BOQUILLAS EN mm.

(2) DEFINIR POR EL DEPTO. DE RECIPIENTES

(3) LONGITUD (T-T) 13368 mm.

(4) 21 NIQUEL CHARPY.



IV.7 LISTA DE EQUIPO

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
DA-101 A/B	Tren de deshidratacion	2286 mm X 7163 mm
DA-102	Torre desmetanizadora	1067 mm X 13368 mm
		2286 mm
EA-101	Enfriador del gas de carga/agua	1688 Kkcal/hr
EA-102	1er. enfriador carga/gas residual	2526 Kkcal/hr
EA-103	2do. enfriador carga/propileno	3803 Kkcal/hr
EA-104	3er. enfriador carga/gas residual	2570 Kkcal/hr
EA-105	4to. enfriador carga/propileno	5494 Kkcal/hr
EA-106	5to. enfriador carga/gas residual	1690 Kkcal/hr
EA-107	Rehervidor de torre desmetanizadora	4360 Kkcal/hr
EC-101	Enfriador de gas residual	2825 Kkcal/hr
FA-101	Separador alimentacion a planta	2134 mm X 3506 mm
FA-102	Separador alimentacion a expansor	2439 mm X 5486 mm
FA-103	Tanque alimentacion a desmetaniz.	762 mm X 10516 mm
GB-101/R	1er. compresor de gas residual	2060 HP
GB-102/R	2do. compresor de gas residual	12833 HP
TE-101	Turboexpansor	2314 HP

TECNOLOGIA	U N A M
FACULTAD DE QUIMICA	
BARITZA MORROY LOPEZ	

DE ACUERDO A LAS NECESIDADES PLANTEADAS EN LA INTRODUCCIÓN, ES DE CIR, EL EVITAR IMPORTACIONES DE PRODUCTOS LICUABLES Y CON ELLO - DISMINUIR LA COMPRA AL EXTRANJERO DE L P G, SE OBTUVO LA INGENIERÍA BÁSICA FUNDAMENTAL DE UN PROCESO QUE TIENE PORCENTAJES DE RECUPERACIÓN DEL 66% - 69% PARA ETANO Y 99% - 100% DE PROPANO MÁS PESADOS (GASES LICUADOS DEL PETRÓLEO).

EN BASE AL ESTUDIO REALIZADO POR EL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO (NO OBJETO DE ESTA TESIS), "OPTIMIZACIÓN DEL MANEJO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS EN EL DISTRITO FRONTERA NORESTE Y SU EFECTO EN LA RECUPERACIÓN DE LICUABLES", EN DONDE SE ANALIZARON ASPECTOS TÉCNICO-ECONÓMICOS, CON EL FIN DE OPTIMIZAR LAS OPERACIONES EN EL SECTOR NORTE DE LA REPÚBLICA, CONCLUYENDO SER FACTIBLE EL INCREMENTO EN LA PRODUCCIÓN DE LICUABLES AL USAR UN PROCESO CRIOGÉNICO EN LUGAR DEL PROCESO DE ABSORCIÓN.

RAZÓN POR LA CUAL, EN ESTE TRABAJO SE DESARROLLÓ LA INGENIERÍA BÁSICA FUNDAMENTAL DEL PROCESO CRIOGÉNICO EFECTUANDO BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA MEDIANTE LA SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES A LAS CUALES OPERARÁ Y SU CORRESPONDIENTE DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO.

TAMBIÉN SE MUESTRAN CRITERIOS DE SELECCIÓN PARA EL ESQUEMA ÓPTIMO DE PROCESAMIENTO, EN FUNCIÓN DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN DISPONIBLE Y LA RECUPERACIÓN DE PRODUCTOS DESEADA.

AL MISMO TIEMPO SE SEÑALAN CRITERIOS PARA LA ELABORACIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO, ASÍ COMO LA FORMA EN QUE DEBEN EFECTUARSE LOS CÁLCULOS PARA OBTENER EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Y DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO, PRESENTANDO LOS RESULTADOS EN EL CUADRO DE BALANCE Y HOJAS DE DATOS RESPECTIVAMENTE.

LA METODOLOGÍA SEGUIDA SE PLANTEA PARA FAMILIARIZARNOS, CON EL DESARROLLO DE CUALQUIER PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA FUNDAMENTAL DE PROCESO NO NECESARIAMENTE EL CRIOGÉNICO DE RECUPERACIÓN DE LICUABLES, YA QUE SE PRESENTAN IDEAS, CRITERIOS Y LINEAMIENTOS GENERALES.

CON LO ANTERIOR SE LOGRA OBTENER EL PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA -
FUNDAMENTAL DE UNA PLANTA CRIOGÉNICA PARA SER INSTALADA EN EL DIS-
TRITO FRONTERA NORESTE, QUE CUBRIRÁ PARTE DE LAS NECESIDADES EN LA
OBTENCIÓN DE LICUABLES EN EL NORESTE, REPERCUTIENDO EN LA DISMINU-
CIÓN DE IMPORTACIONES DE L P G.

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- ANAYA, A. e IBARRA, M. A. "PRINCIPALES FACTORES INVOLUCRADOS EN EL DISEÑO DE PROCESO DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE ÉTANO DEL TIPO CRIOGÉNICO". IMIQ, MÉXICO. OCT. 1975, PP 64-78
- 2.- BENSON D. L. "NEW DESIGN TECHNIQUES BOOST ETHANE RECOVERY" - THE OIL AND GAS JOURNAL. JUNE 4, 1973. PP 75-77
- 3.- ROBERT H. PERRY AND CECIL H. CHILTON, "MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO". 2A. ED. EN ESPAÑOL Mc GRAW HILL.
- 4.- SELECCIÓN DE INTERNOS EN COLUMNAS, CHEMICAL ENGINEERING. MARZO 5, 1984. PP 40-44
- 5.- THIBODEAUX L. J. Y MURRIL P. W. "COMPARING PACKED AND PLATE COLUMNS" CHEMICAL ENGINEERING. JULY 18, 1966.
- 6.- J. STARCZEWSKI "GRAPHS CUT EXCHANGER DESIGN TIME" HYDROCARBON PROCESSING. HOUSTON TEXAS. PP 34-41.
- 7.- GTW HANDBOOK VOL. 9. 1985-86.
- 8.- WALTER GLOYER "THERMAL DESIGN OF MIXED VAPOR CONDENSERS PART. 1". HYDROCARBON PROCESSING, JUNE 1970.

- 9.- WALTER GLOYER "THERMAL DESIGN OF MIXED VAPOR CONDENSERS PART 2"
HYDROCARBON PROCESSING, JULY 1970.
- 10.- Y. R. MEHRA "REFRIGERANT CHARTS FOR PROPYLENE SYSTEMS" CHEMICAL
ENGINEERING, JANUARY 15, 1979 P.P. 131-139.
- 11.- Y. R. MEHRA, "HOW TO ESTIMATE POWER AND CONDENSER DUTY FOR ETHY
LENE REFRIGERATION SYSTEMS", CHEM ENG. DECEMBRE 18, 1978. P.P.-
97-104.
- 12.- STEVENS, W. F. AND THODOS, G "HOW TO CALCULATE NATURAL GAS TURBO
-EXPANDER RECOVERABLE" PETRO/CHEM ENGINEER. SEP. 1966. P.P.40-43
- 13.- ABADIE, U. H. "TURBOEXPANDERS RECOVER ENERGY" HYDROCARBON PROCE-
SSING.
JUL. 1973. P.P. 93-96.
- 14.- CUMMINGS W. P. "DEHYDRATION OF NATURAL GAS PRIOR TO CRYOGENIC - -
PROCESSING". CRACE DAVISON CHEMICAL.
JUNE 5. 1972
- 15.- GONZALEZ FLORES EDUARDO, "METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO TÉRMICO DE
REHERVIDORES TIPO KETTLE". TESIS 1975, UNIVERSIDAD IBEROAMERICA
NA.
- 16.- CANO DOMÍNGUEZ JOSÉ LUIS, "EVALUACIÓN DE ENTALPIAS, ENTROPIAS Y
CONSTANTES DE EQUILIBRIO DE HIDROCARBUROS". TESIS 1974, UNAM.

- 17.- ENGINEERING DATA BOOK "GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION"
TULSA, OKLAHOMA, 1990.
- 18.- R. DEL ROSAL, R. ZEPEDA G., J. L. CANO "APLICACIONES Y USO
DEL SIMPROC (SIMULADOR GENERAL DE PROCESOS IMP). REVISTA DEL
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO VOL. X, NÚM. 4.
OCT. DE 1978.
- 19.- KERN, W. DONALD, PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR, 2A. ED.
ED. CECSA, MÉXICO, D. F., 1981. P.P. 980.
- 20.- FOLLETO DE DESHIDRATACIÓN DE GAS POR MALLAS MOLECULARES, UNION
CARBIDE.
- 21.- MANUAL ELLIOT . SISTEMA CST 4000 - GAS COMBUSTIBLE INSTRUCCIÓN
TÉCNICA HI SOLAR DIVISIÓN OF INTERNATIONAL HARVESTER.
- 22.- KERN, ROBERT, "HOW TO SIZE PROCESS PIPING FOR TWO PHASES - -
FLOW", HYDROCARBON PROCESSING. OCT. 1969, HOUSTON TEXAS. P.P. -
105-116.
- 23.- CRANE "FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES FITTINGS, AND PIPE", - - -
TECHICAL PAPER No. 410.
- 24.- WARREN WHITE. "DESIGN NEEDS OF LAW TEMPERATURA PLANT FOR HIGH
ETHANE RECOVERY", THE OIL AND GAS JOURNAL, MAY. 4, 1970. P.P.
121-124.

- 25.- ISABEL TANAKA KIDO, MARTHA MARTÍNEZ MARTÍNEZ, ROBERTO MATA AMADOR, "OPTIMIZACIÓN DEL MANEJO Y DISTRIBUCIÓN DE GAS EN - EL DISTRITO FRONTERA NORESTE Y SU EFECTO EN LA RECUPERACIÓN DE LICUABLES". REVISTA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO VOL. XIX No. 1.
ENERO 1987, P. P. 77-99
- 26.- Y. R. MEHRA, "REFRIGERANT PROPERTIES OF PROPANE" CHEM. ENG. MARZO 26 1979. P.P. 165-172
- 27.- V. L. SURDI, D. ROMAINE (M. W. KELLOGG Co.) "FUNDAMENTALS OF LOW TEMPERATURE PIPING DESIGN", AND PETROLEUM REFINER. JUN. 1964 P.P. 116-124.
- 28.- A. ANAYA, M. A. IBARRA (IMP) "NEW EXPANDER PLANTS IN MEXICO GO ONSTREAM TO FEED BURGEONING PETROCHEM INDUSTRY" OIL AND GAS JOURNAL, JUL. 13, 1981 P. 88-93.
- 29.- M. D. ROSENZWEIG, "CRYOGENICS FOR NATURAL GAS EXTRACTION/ - FRACTIONATION". CHEMICAL ENGINEERING, JAN. 12, 1970-
30. M. MÉNDEZ G. (IMP) "PROCEDIMIENTOS PARA EVITAR LA FORMACIÓN DE HIDRATOS". REVISTA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO, ABRIL 1969 P. 40-53.
- 31.- J. H. MUÑOZ, "RECUPERACIÓN DE GASES LICUADOS POR TURBOEXPANSIÓN EN CAMPO DURAN" X L REUNION DE EXPERTOS DE ARPEL, MAR. 29, 1981.

- 32.- J. HOLM, "THE APPLICATION OF TURBOEXPANDERS FOR ENERGY CONSERVATION". C. 49/81, IMECHE 1981.
- 33.- VICENTE ANDRICH "AVANZA PLANTA DE GASES LICUADOS", PETRÓLEO INTERNACIONAL, ENE. 1977. P. 35 - 38
- 34.- THE LUMMUS CO. "L P G RECOVERY". HYDROCARBON PROCESSING, - APRIL 1973 P. 103.
- 35.- R. W. TEMPLE, R. N. DINAPOLI (WILLIAM BROTHERS CO.) "ETHANE AND L P G RECOVERY IN LNG PLANTS" HYDROCARBON PROCESSING, APR. 1970. P.P. 89 - 92.
- 36.- GLITSCH, "BALLAST TRAY DESIGN MANUAL" BULLETIN NO. 4900 - 4A, ED.